



**COMILLAS**  
UNIVERSIDAD PONTIFICIA

ICAI

# GRADO EN INGENIERÍA EN TÉCNOLOGÍAS INDUSTRIALES

TRABAJO DE FIN DE GRADO

Autor: Luis Antón Méndez

Supervisores: José Ignacio Linares

Ana María Santos Montes

Madrid, Junio de 2025

Declaro, bajo mi responsabilidad, que el Proyecto presentado con el título:  
en la ETS de Ingeniería - ICAI de la Universidad Pontificia Comillas en el  
curso académico 2024-2025 es de mi autoría, original e inédito y  
no ha sido presentado con anterioridad a otros efectos. El Proyecto no es plagio de otro, ni total  
ni parcialmente y la información que ha sido tomada  
de otros documentos está debidamente referenciada.

Fdo.:

Autorizada la entrega del proyecto  
EL DIRECTOR DEL PROYECTO

Fdo.:



**UNIVERSIDAD PONTIFICIA COMILLAS**  
ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIERÍA (ICAI)  
GRADO EN INGENIERÍA EN TECNOLOGÍAS INDUSTRIALES

## **Agradecimientos**

## **TÍTULO**

**Autor: Antón Méndez, Luis.**

Supervisores: Santos Montes, Ana María  
Linares, José Ignacio

Entidad Colaboradora: ICAI – Universidad Pontificia Comillas

## **RESUMEN**

## Contenido

1	Introducción .....	6
1.1	Breve Introducción a los Métodos de Producción de Acero .....	7
1.1.1	Mediante Alto Horno y Convertidor de Oxígeno (BF-BOF) .....	8
1.1.2	Mediante Reducción Directa y Horno de Arco Eléctrico.....	8
1.2	Diseño de Planta Propuesto.....	9
	11	
2	Estado del Arte .....	12
2.1	SOFC.....	12
2.1.1	Funcionamiento .....	12
2.1.2	Cátodo .....	13
2.1.3	Ánodo .....	14
2.1.4	Electrolitos .....	15
2.1.5	Diseño y clasificación .....	15
2.1.6	Datos de operación de un SOFC aplicable al proyecto .....	17
2.2	SOEC.....	17
2.2.1	Funcionamiento.....	18
2.2.2	Electrolitos .....	19
2.2.3	Cátodo .....	20
2.2.4	Ánodo .....	21
2.2.5	Alimentación-Producción Fotovoltaica.....	21
2.2.6	Principales Modelos Comerciales .....	21
2.3	Unidad de Separación de Aire (ASU).....	22
2.3.1	Funcionamiento.....	23
2.4	Modelos de SOFC y SOEC Integrados .....	23
2.4.1	SOFC alimentado por un SOEC con energía solar .....	23
2.4.2	Integración SOEC/SOFC con alimentación de syngas y fotovoltaica .....	25
3	Metodología .....	27
3.1	Análisis Técnico.....	27
3.1.1	Estimaciones Iniciales .....	27
3.1.2	Obtención y tratamiento inicial de datos:.....	27
3.1.3	Energía Fotovoltaica y Dimensionamiento de la SOEC: .....	28
3.1.4	SOFC.....	30

3.1.5 ASU.....	32
3.2 Análisis Económico.....	32
3.2.1 Precio “Breakeven” del Biometano, SOFC y Decisiones de Diseño .....	32
3.2.2 Compra-Venta de Energía Eléctrica:.....	34
3.2.3 SOEC: .....	34
3.2.4 ASU.....	35
3.3 Caso alternativo: SOEC alimentada con energía eólica .....	36
4 Resultados .....	38
4.1 Análisis Técnico.....	38
4.1.1 Energía Fotovoltaica y Producción de Hidrógeno.....	38
4.1.2 SOFC.....	40
4.1.3 ASU.....	40
4.1.4 Resumen y Comparación de Casos .....	41
4.2 Análisis Económico.....	43
4.2.1 Precio “Breakeven” del Biometano.....	43
4.2.2 Demandas eléctricas .....	44
4.2.3 Energía fotovoltaica y Compra-Venta de Energía con la Red .....	44
4.2.4 SOEC.....	45
4.2.5 SOFC.....	46
4.2.6 ASU.....	48
4.2.7 Números Globales .....	48
4.2.8 Resumen y Comparación de Casos .....	50
4.3 Caso Alternativo: Alimentación del SOEC Mediante Energía Eólica .....	55
4.3.1 Análisis Técnico.....	55
4.3.2 Análisis Económico.....	56
4.4 Análisis Comparativo de los Resultados.....	59
4.4.1 Comparando con DRI+EAF con gas natural (NG-DRI-EAF) .....	59
4.4.2 Comparando con DRI+EAF con hidrógenos azul y amarillo .....	60
5. Conclusiones .....	62
5.1 Posicionamiento y análisis de competitividad de los resultados en el mercado.....	62
5.2 Comparativa con planta proyecto en Noruega. Análisis tecno-económico de una planta de acero verde con producción de hidrógeno.....	64
5.3 Comparativa con HYBRIT, planta piloto en Suecia .....	66
5.4 Comentarios finales y comparativa con el mercado general y predicciones.....	67

7 Bibliografía .....	69
ANEXO A1: Producción Horaria por Estación .....	72
ANEXO A2: Excedentes Fotovoltaicos .....	77
ANEXO A3: LCOH SOEC .....	80
ANEXO A4: Cálculo del Coste de Producir una Tonelada de Acero sin Incluir los Costes Energéticos .....	82
ANEXO A5: Cálculo del Coste de Producir una Tonelada de Acero Mediante DRI+EAF con Agentes Reductores Alternativos .....	83



# 1 Introducción

El crecimiento industrial y el progreso tecnológico en esta época se ven marcados por la búsqueda de la descarbonización. Es por ello que, en la mayoría de industrias, ha cobrado importancia encontrar soluciones que permitan crecer industrialmente, aumentando eficiencias y reduciendo costes, y bajar las emisiones simultáneamente. Este proyecto nace de ese principio, el de fomentar un desarrollo sostenible a través de ideas que también proporcionen una ventaja económica.

En concreto, las industrias termointensivas españolas se hayan profundamente dependientes de un gas natural que, a enero de 2025, cuesta un 255% de lo que costaba a finales de 2021(1). Anualmente, España consume 325,4 TWh de gas natural, siendo el 60% atribuible a las industrias termointensivas como la siderúrgica y metalúrgica, la cementera, la papelera o la química(2,3). A raíz de esto, se intenta buscar una solución libre de emisiones que pueda ofrecer la misma versatilidad que el gas natural a la hora de producir energía eléctrica y térmica. Ahí es donde nace la posibilidad de integrar las pilas y los electrolizadores de óxido sólido (SOFC y SOEC, respectivamente) para, aprovechando los beneficios de la cogeneración, satisfacer ambas demandas de forma eficiente.

Una industria que es un claro ejemplo de este caso es la industria acerera, la cual constituye un sector clave dentro de la economía nacional, representando el 4,6 % del Producto Interno Bruto (PIB) del país y posicionando a España como el tercer mayor productor de acero en Europa, solo detrás de Italia y Alemania. No obstante, a pesar de su relevancia económica, la producción de acero en España es responsable de aproximadamente el 4 % de las emisiones totales de CO<sub>2</sub> anuales, lo que equivale a un 22,5 % de las emisiones del sector industrial. Estos datos, específicos para el contexto español, se alinean con las cifras globales, reflejando la magnitud del desafío que enfrenta la industria para reducir su impacto ambiental. En este sentido, la descarbonización del sector acerero se ha convertido en un objetivo prioritario a nivel global, dado que la industria del acero es responsable de cerca del 7-9 % de las emisiones de gases de efecto invernadero a nivel mundial.

El proceso de descarbonización de esta industria es dependiente de llevar a cabo la transición de los altos hornos a métodos de producción basados en los hornos de arco eléctrico. En la mayoría de los casos, la producción de hierro y acero en estos hornos ha de venir precedida por una fase de reducción directa de la materia prima. Actualmente, el agente reductor más empleado en este proceso es el gas natural. La alternativa principal a dicho agente reductor es el hidrógeno y es allí donde aparece el diseño a plantear en este proyecto como posible solución. El sistema híbrido SOEC/SOFC propuesto buscará

dotar a la industria acerera con hidrógeno verde para llevar a cabo su descarbonización mientras cumple los otros objetivos mencionados previamente; satisfacer, al menos de forma parcial pero significativa, la demanda térmica y eléctrica de la planta.

El acero producido con hidrógeno se denomina acero verde y, actualmente, ya existen varias plantas piloto a nivel mundial que buscan demostrar la viabilidad técnica y económica de su producción. Las plantas prototipo con mayor potencial en el mercado están en Suecia, que se halla a la cabeza de la carrera por la integración del hidrógeno en la industria acerera.

Es dentro de este contexto que se enmarca el proyecto, el cual tiene la premisa de proponer una solución rentable económicamente para la descarbonización de la industria acerera española.

## 1.1 Breve Introducción a los Métodos de Producción de Acero

El proceso de fabricación del acero puede clasificarse en cuatro rutas principales: alto horno/convertidor de oxígeno (BF-BOF, por sus siglas en inglés), horno de arco eléctrico con reducción directa (EAF-DRI, también por sus siglas en inglés), reducción por fusión y fusión directa de chatarra en un horno de arco eléctrico. En esta sección, se comentarán fundamentalmente las dos primeras rutas y en el papel que juega la chatarra en el método EAF-DRI, ya que son las más relevantes.

Cronológicamente, la producción de acero puede dividirse en cuatro grandes fases, que se describirán para cada método: preparación de materias primas, producción de arrabio, conversión a acero, y colada, laminación y acabado. La Figura 1.1 muestra un desglose por fases de los dos métodos principales.

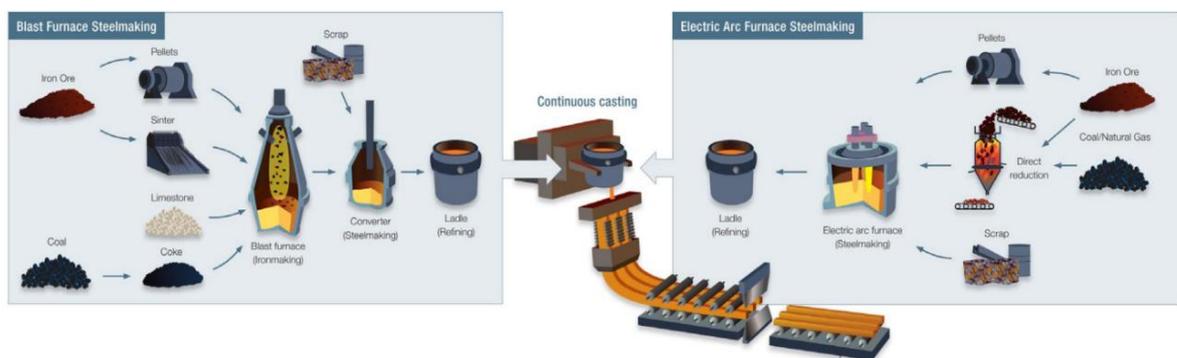


Figura 1.1: Métodos y etapas de la producción del acero

### ***1.1.1 Mediante Alto Horno y Convertidor de Oxígeno (BF-BOF)***

Primero, el mineral de hierro se somete a los procesos de sinterización y, cuando es necesario, peletización. La sinterización consiste en la combustión conjunta de finos de mineral de hierro, residuos con contenido férrico y polvo de coque, seguida de la aplicación de presión y la transformación de la mezcla en terrones gruesos mediante fusión incipiente. La peletización, por su parte, se emplea específicamente para minerales con alto contenido en hierro, los cuales deben triturarse y molerse previamente para eliminar impurezas. Posteriormente, se mezclan con un agente aglutinante y se calientan para formar pequeñas bolitas resistentes del tamaño de canicas. El polvo de coque mencionado anteriormente, así como el coque que se utilizará en etapas posteriores, se obtiene mediante la destilación térmica del carbón a alta temperatura en condiciones de vacío.

A continuación, tiene lugar la etapa más característica del proceso. El mineral de hierro tratado, el coque y la caliza se introducen en un alto horno, dispuestos en capas alternas, con una base de coque en el fondo. El aire caliente se insufla desde la parte inferior, atravesando el lecho poroso hacia arriba y generando una corriente de convección. Esta corriente enciende el coque, elevando aún más la temperatura del horno y produciendo monóxido de carbono. El calor funde los materiales y el CO elimina el oxígeno del mineral de hierro, generando arrabio. Este arrabio fluye hacia el fondo del horno, donde es extraído y conducido al convertidor de oxígeno para ser refinado y transformado en acero.

En el convertidor, se insufla oxígeno al metal líquido procedente del alto horno con el fin de eliminar los restos de carbono. Existen múltiples procesos metalúrgicos — como la desulfuración, la desfosforación o el ajuste de la composición mediante adición de ferroaleaciones— que permiten mejorar la calidad del acero obtenido por esta vía.

Por último, el acero bruto fundido se transfiere a una máquina de colada continua, donde se solidifica en productos semiacabados. Procesos como la laminación o el acabado superficial transforman posteriormente este acero en productos finales o intermedios, como bobinas, tubos, chapas o flejes.

### ***1.1.2 Mediante Reducción Directa y Horno de Arco Eléctrico***

Antes de explicar el proceso, conviene destacar que la etapa de reducción directa puede omitirse tanto si el mineral de hierro se somete previamente a un proceso de peletización como si se utiliza chatarra férrica como materia prima. Emplear acero reciclado como insumo en la producción de acero permite reducir las emisiones de gases de efecto invernadero entre un 62% y un 90%, dependiendo principalmente del precio de la electricidad en el país o región donde se realiza la producción.

En el proceso de reducción directa, se mezcla el mineral de hierro con un agente reductor, que puede ser gas natural o hidrógeno —este último siendo el objeto de estudio del presente trabajo—. Aunque el carbón también ha sido utilizado tradicionalmente como reductor, su uso ha disminuido debido al auge de reductores renovables y al hecho de que, desde un inicio, era considerablemente menos limpio que el gas natural. Como resultado de esta reducción, se obtiene hierro prácticamente puro.

Este hierro es introducido posteriormente en un horno de arco eléctrico, donde electrodos de carbono situados en el techo del horno se mueven verticalmente para aportar la energía necesaria. Esta etapa no requiere grandes cantidades de energía, ya que la reducción del mineral ya ha tenido lugar previamente.

Finalmente, al igual que en el proceso BF-BOF, el hierro fundido se dirige a las estaciones de colada, laminación y acabado, donde se transforma en productos semiacabados o finales.

## ***1.2 Diseño de Planta Propuesto***

El diseño se basa en la compatibilidad entre los SOEC y SOFC, donde el calor producido por la SOFC será aprovechado para satisfacer la demanda térmica del SOEC.

El rol del SOEC es llevar a cabo una electrólisis de agua, resultando el hidrógeno necesario para producir acero verde. El oxígeno producido será empleado en la SOFC y, si hubiese excedente, este será vendido. El SOEC será alimentada eléctricamente por un parque fotovoltaico ubicado en la ciudad española de Almería. La producción energética de este parque, así como sus costes, serán considerados parte íntegra del sistema, por lo que, al evaluar resultados económicos, se incluirán tantos los costes de infraestructura, funcionamiento y mantenimiento del parque como los posibles ingresos por ventas a la red de excedentes eléctricos no empleados en la planta acerera. En caso de haber excedentes de producción de hidrógeno, estos también serán vendidos como hidrógeno verde.

La SOFC será empleada como pila, produciendo, además del calor necesario para hacer funcionar el SOEC, un suministro eléctrico constante en sus horas de funcionamiento que dotará de cierta independencia energética a la planta de producción de acero suministrada. Esta pila será alimentada con biometano adquirido del mercado y oxígeno proveniente del electrolizador. En caso de no producirse suficiente oxígeno en el SOEC, se añadirá una unidad de separación de aire (ASU) al sistema, dimensionada para dotar del oxígeno necesario a la pila. El dióxido de carbono producido en las reacciones electroquímicas de la pila es biogénico y será vendido.

El diseño de la planta se haya ilustrado de forma esquemática en la figura 1.2.

Como objetivo general de este proyecto se tiene el análisis tecno-económico de este diseño de planta con el objetivo de sacar conclusiones sobre su viabilidad. Un factor que fue fundamental a la hora de llevar a cabo dicho análisis fue el precio de adquisición del biometano, por lo que se decidió estudiar cuatro plantas tipo, diferenciadas por el precio del biometano en el mercado y la capacidad de producción anual de acero. El “umbral” comentado al describir las plantas será explicado más adelante.

- Una planta de acero con capacidad de producción 600kt de acero anuales, alimentada por un parque fotovoltaico de 1,45 GW de potencia pico y con biometano comprado a un precio inferior al umbral marcado.
- Una planta de acero con capacidad de producción 600kt de acero anuales, alimentada por un parque fotovoltaico de 1,45 GW de potencia pico y con biometano comprado a un precio superior al umbral marcado.
- Una planta de acero con capacidad de producción 200kt de acero anuales, alimentada por un parque fotovoltaico de 500 MW de potencia pico y con biometano comprado a un precio inferior al umbral marcado.
- Una planta de acero con capacidad de producción 200kt de acero anuales, alimentada por un parque fotovoltaico de 500 MW de potencia pico y con biometano comprado a un precio superior al umbral marcado.

Finalmente, se estudió un caso alternativo donde se sustituyó la alimentación fotovoltaica del SOEC por un parque eólico, también integrado dentro del sistema, con el fin de analizar el efecto de la fuente de energía en la rentabilidad del diseño propuesto.

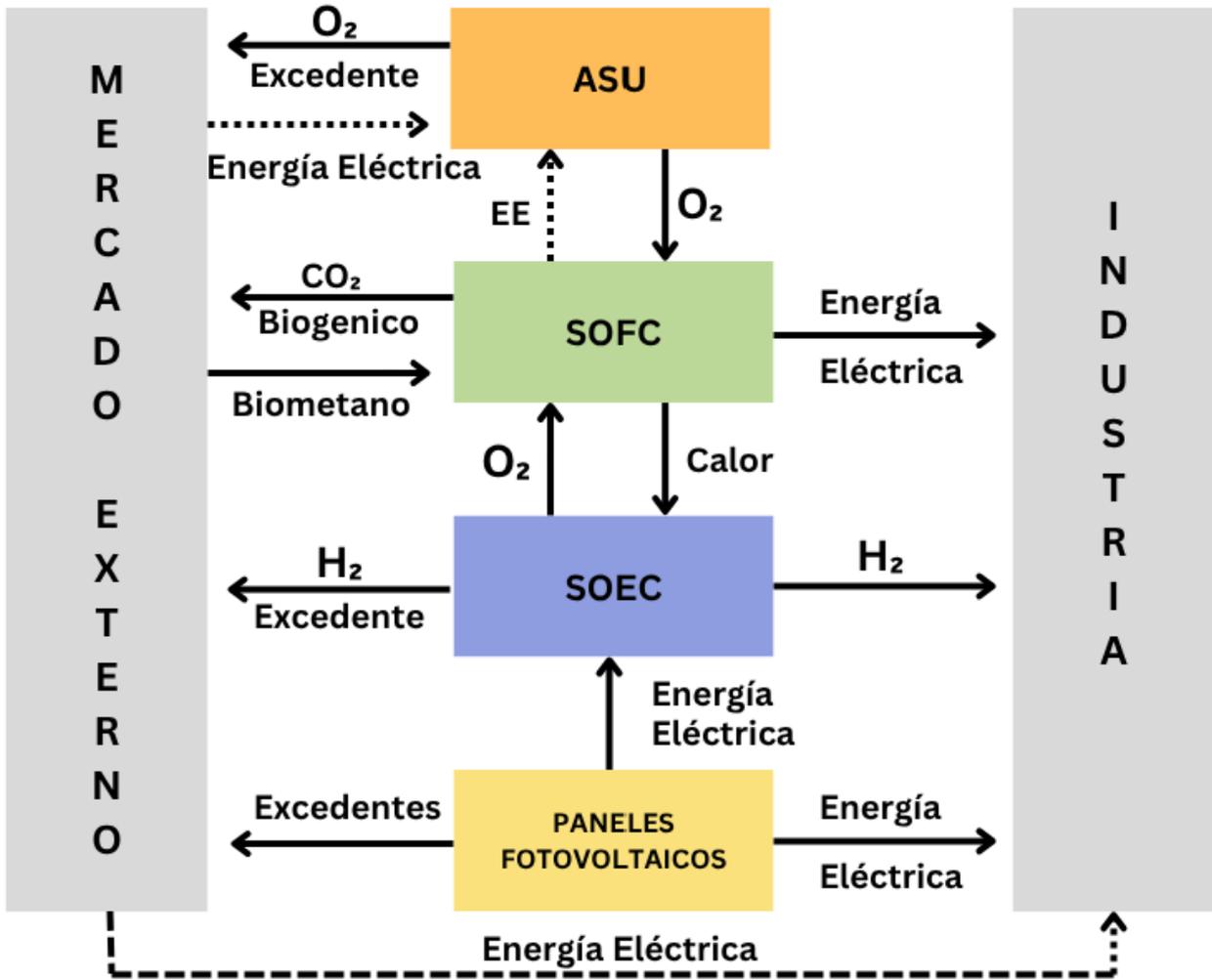


Figura 1.2 Esquema del Diseño de Planta Propuesto

## 2 Estado del Arte

Para poder explicar el contexto tecnológico actual que rodea el proyecto, se buscará explicar el diseño, funcionamiento y estado de innovación de cada uno de los componentes del sistema, especialmente de las celdas SOFC y SOEC. A continuación, se comentan diseños y resultados de simulaciones o modelos de sistemas de integración SOEC/SOFC que tienen relación con el diseño propuesto.

### 2.1 SOFC

Las celdas de combustible de óxido sólido (SOFC por sus siglas en inglés-“Solid Oxide Fuel Cell”) son pilas electroquímicas que emplean un combustible, generalmente un hidrocarburo, para producir energía eléctrica. Una de sus características principales es la versatilidad en cuanto a combustibles; aunque destacan el metano y el hidrógeno como los más comunes. Actualmente, las SOFC con mejor rendimiento proporcionan una eficiencia eléctrica que ronda el 55% y un calor recuperable del 45% (4) , operando en un rango de temperaturas entre 800 y 1200 K (5).

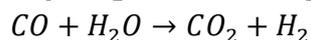
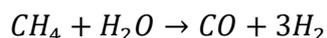
#### 2.1.1 Funcionamiento

El funcionamiento de una SOFC es el siguiente. El combustible ingresa por el ánodo y, simultáneamente, el aire, u oxígeno en caso de utilizar una ASU (Unidad de Separación de Aire), entra por el cátodo. La porosidad del cátodo permite que el O<sub>2</sub> molecular alcance la interfaz del cátodo-electrolito, donde se dividirá en dos átomos de oxígeno y, catalizada por el material del cátodo, ocurre la reducción del oxígeno en O<sup>2-</sup>. Estos iones de oxígeno siguen el gradiente de concentración y se mueven por el electrolito. En el ánodo, el combustible se oxida, produciendo agua o dióxido de carbono como productos dependiendo de si se usa hidrógeno o metano. Los electrones generados no pueden cruzar al electrolito debido a que este es un conductor iónico, por lo que se ven forzados a ir por el circuito externo, produciendo la corriente eléctrica (6).

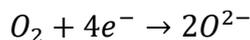
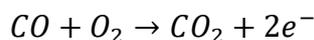
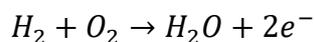
Si el combustible empleado es metano, al ser su oxidación más lenta que la del hidrógeno, este ha de pasar por un proceso de reformado interno primero para convertirse en hidrógeno y monóxido de carbono; oxidándose ambos más adelante. Al ser metano, ya sea como biogás o como biometano, el combustible elegido para el proyecto, se ha

hecho el siguiente desglose de las ecuaciones de las reacciones que suceden en una SOFC:

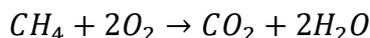
Reformado interno del metano:



Reacciones electroquímicas:



Reacción global:



Tanto el dióxido de carbono como el agua producidos pueden ser empleados para reacciones posteriores. Además, en caso de que el metano empleado como combustible sea biometano, proviniendo, por ejemplo de un digestor anaeróbico de biomasa, el dióxido de carbono producido es biogénico<sup>1</sup>.

### 2.1.2 Cátodo

El cátodo ha de ser poroso para facilitar el movimiento del oxígeno hacia el interfaz, además de una buena conductividad eléctrica, idealmente superior a los 10 S/cm (6). A esto hay que sumarle las necesidades de un buen comportamiento mecánico y compatibilidad química con el electrolito (4). Es también de mucha relevancia que sea estable en medios oxidantes y catalice la disociación del oxígeno para mejorar el rendimiento de la SOFC. Finalmente, su comportamiento térmico es esencial para una buena eficiencia. El coeficiente de expansión térmica ha de ser compatible con el del electrolito y los posibles interconectores para evitar deformaciones severas o grietas en la celda. Además, teniendo en cuenta que la temperatura de operación afecta significativamente al rendimiento de la celda, esta se ha de tener muy en cuenta a la hora de escoger un material para el cátodo, pues ha de ser estable y tener buen comportamiento mecánico a esa temperatura (7).

El cátodo más popular para SOFC de alta temperatura ( $>850^{\circ}\text{C}$ ) es el LSM (lantano manganita estronciada), pues es muy compatible con los ánodos más populares, los basados en zirconia. Se suele mezclar tanto con YSZ (óxido de itrio con zirconia) para reducir la polarización del electrodo y con platino para incrementar la eficiencia de la reducción de oxígeno (4). Al tratar con cátodos de LSM es importante vigilar la compatibilidad con los electrolitos de YSZ, pues estos dejan de ser compatibles a temperaturas superiores a los  $1200^{\circ}\text{C}$ , llegando incluso a reaccionar entre ellos a los  $1300^{\circ}\text{C}$  (4).

Otros materiales catódicos empleados se basan en praseodimio (Pr), estroncio (Sr), gadolinio (Gd) o itrioa (Y), aunque presentan distintos inconvenientes, especialmente en su comportamiento según va subiendo la temperatura de operación. Los más comunes son la reacción con YSZ o precios demasiado altos para los costes manejados por los productores de SOFC (4).

### 2.1.3 *Ánodo*

El ánodo también ha de ser poroso, cobrando especial importancia la distribución uniforme de poros a lo largo de la estructura granular del material anódico (6). Su conductividad eléctrica ha de ser aún mayor (alrededor de los 100 S/cm) y ha de tener una alta conductividad iónica y alta actividad catalítica en la reacción de oxidación de hidrógeno. De nuevo, ha de ser estable químicamente y su coeficiente de expansión térmica tiene que ser compatible con el del resto de materiales seleccionados para la celda.

El material más común para fabricar los ánodos es el níquel, pues cumple la mayoría de los requisitos y tiene un coste relativamente bajo. Sin embargo, el níquel en solitario muestra baja compatibilidad con varios electrolitos (especialmente con los de lantano, con los que reacciona) y no puede ser utilizado ni con metano ni con prácticamente ningún hidrocarburo debido a la formación de fibras de carbono por encima de los  $700^{\circ}\text{C}$ . Para superar los inconvenientes de compatibilidad se soporta con óxido de itrio estabilizado con zirconia (YSZ), formando Ni-O/YSZ. Solucionar los inconvenientes con hidrocarburos es más complicado, pero se ha demostrado que los depósitos de carbono son prácticamente nulos a temperaturas de operación inferiores a los  $750^{\circ}\text{C}$  y que se pueden evitar a temperaturas superiores usando una composición 50:50 con el material Ni-O/SDC mediante una sinterización a  $1250\text{-}1300^{\circ}\text{C}$  (8). Recientemente se está estudiando el uso de Ni-O/SSZ pues se cree que es más estable a altas temperaturas.

La alternativa principal al níquel es el cobre, pues no tiene los problemas de depósitos con los combustibles de tipo hidrocarburo y suele ser más barato. Sin embargo, el cobre es peor catalizador y reduce el rendimiento general de la celda. También se hacen materiales anódicos basados en lantano (La) o cerio (Ce), aunque no son muy comunes debido a su alto precio y mal comportamiento mecánico a altas temperaturas respectivamente (4).

#### ***2.1.4 Electrolitos***

El material más común para el electrolito es el YSZ (Óxido de Ytrio-estabilizado con Zircona). Se suele dopar con alumina y ScSZz(Oxido de escandio estabilizado con Zircona) para mejorar las propiedades mecánicas y la conductividad a baja temperatura respectivamente. El único problema real es que los electrolitos de YSZ suelen degradarse antes que el resto de componentes de la celda. Para retrasar este efecto, se suele dopar con óxido de indio (4).

Alternativamente, a temperaturas medias (alrededor de 750°C) se puede usar óxido de bismuto, aunque sus propiedades mecánicas son peores y hay riesgo de que el bismuto se reduzca en el ánodo, especialmente si aumenta la temperatura. Este último efecto se puede prevenir dopando el electrolito con ceria u óxido de zirconia, pero sigue siendo poco popular.

Finalmente, también se usan LSGM en cualquier rango de temperaturas y carbonato de SDC a bajas temperaturas. Sin embargo, la incompatibilidad del primero con los ánodos de níquel (reacciona con él) y el pequeño rango de temperaturas de operación del segundo reducen significativamente sus frecuencias de uso en la industria (7).

#### ***2.1.5 Diseño y clasificación***

A pesar de que es lógico clasificar los SOFC según los materiales utilizados en de sus electrodos y electrolitos, también se suelen clasificar siguiendo características funcionales como la temperatura de operación o siguiendo características de su diseño.

### ***2.1.5.1 Clasificación de acuerdo con el diseño***

Las configuraciones estándar de SOFCs suelen caer dentro de una de las tres siguientes categorías: planar, tubular y monolítica. Además, la división, o no, de las celdas en compartimentos anódicos y catódicos es una importante distinción al diseñar.

Un diseño planar, como su nombre dice, tiene una estructura plana con distintas capas de ánodo y cátodo separadas por un electrolito. Dependiendo de la geometría de las celdas, el combustible se distribuye de forma distinta. En celdas circulares, el combustible sale por el centro, mientras que en las de forma cuadrada se distribuye por los bordes. Entre las principales ventajas de este diseño está la facilidad de fabricación y la baja resistencia óhmica y alta densidad energética en comparación con el resto de diseños. Por otro lado, los inconvenientes se centran alrededor de lo complicado que es sellar esta configuración, esto puede dar lugar a una menor resistencia térmica y goteos de reactantes.

Alternativamente, un diseño tubular lleva esta misma configuración de capas de electrodos y electrolito a una geometría cilíndrica. El cátodo se coloca en el interior, ya que es a través de su superficie interior (centro del cilindro) donde se introduce el aire/oxígeno. En el exterior, donde se halla el ánodo, es por donde se alimenta de combustible a la celda. Esta estructura es más estable estructuralmente y resistente térmicamente. Sin embargo, debido a que el flujo de corriente tiene un camino más largo que recorrer, la resistencia óhmica es superior y la densidad energética inferior (9). Este diseño fue explorado comercialmente por Siemens.

El diseño monolítico, aún en desarrollo, coloca el aire y el combustible o perpendiculares o paralelos el uno al otro, con las capas de electrodos alineadas de forma compleja; similar a un intercambiador de calor. Sin embargo, los SOFC con esta configuración son considerados caros y con pobre conductividad iónica.

En cuanto a la separación de la celda en compartimentos, ambas opciones se ven en la industria. El más simple tiene una sola cámara de reacción donde el aire y el combustible están mezclados y en contacto con ambos electrodos. Este diseño reduce costes de fabricación por su simpleza y ausencia de selladores. Sin embargo, las altas temperaturas de operación pueden llegar a causar explosiones al entrar combustible y aire en contacto directo. Por otro lado, si se separa la celda en dos compartimentos, uno catódico donde se alimenta el aire y uno anódico alimentado con combustible, se previene el contacto directo entre oxígeno y combustible. Sin embargo, sellar bien ambos compartimentos cobra alta importancia, complicando el diseño y la fabricación (9).

En los últimos años se ha desarrollado una nueva configuración denominada tubular plana. El ánodo se sostiene con una forma de cilindro aplanado con canales por donde fluye el combustible. Además, se deja un extremo libre a la expansión térmica para evadir los posibles problemas causados por la falta de simetría. Este diseño es competitivo en cuanto a coste y ofrece una densidad energética superior y resistencia óhmica inferior a la estructura tubular (9).

### ***2.1.5.2 Clasificación según la temperatura de operación***

Se considera de alta temperatura a un SOFC que opera a más de 850° C, de media temperatura a uno que opera en el rango de 650-850°c y de baja temperatura a uno que no llega a los 650°c. Los SOFCs que operan a menor temperatura tienen mayor durabilidad y estabilidad, además de una muy reducida probabilidad de goteo de reactantes a través de los selladores, pero dan un menor voltaje.

### ***2.1.6 Datos de operación de un SOFC aplicable al proyecto***

Por otro lado, una de las razones principales para seleccionar SOFCs para este tipo de plantas es su escalabilidad. Un sistema de SOFCs generalmente se forma en base a la conexión de múltiples celdas unitarias. Dichas celdas tienen una potencia nominal que varía entre 100W y 2 kW, llegando los sistemas completos hasta potencias superiores a 1 MW (10).

En términos de costes, en 2020 el coste del equipamiento y la instalación de un sistema de alrededor de 1kW estaba sobre los \$11.000/kW (6). Los costes de operación y mantenimiento se sitúan alrededor de \$0.03/kWh producido (7). A estos costes habría que añadirles los del combustible. En el caso del biogás, está sobre €1000/tonelada y, tras un upgrading<sup>2</sup>, el del biometano, €1800/tonelada (11,12).

## ***2.2 SOEC***

Una celda de electrólisis de Oxido sólido (SOEC, por sus siglas en inglés) Solid Oxide Electrolysis Cell (SOEC) es un dispositivo que realiza procesos de electrólisis. Es altamente eficiente gracias a que su alta temperatura de operación (entre 700 y 1000°C) reduce la electricidad necesaria para descomponer las moléculas de agua en hidrógeno y

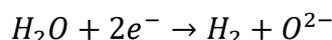
oxígeno. Las principales ventajas del SOEC incluyen su menor consumo energético debido a la operación a menor voltaje en comparación con PEM o sistemas alcalinos, además de su capacidad para integrar calor residual de otros procesos mediante cogeneración. Todo ello se suma a la evidente mejoría en la cinemática de la reacción gracias a las altas temperaturas de operación. A pesar de que una SOEC puede electrolizar otras moléculas, dióxido de carbono, por ejemplo, en este proyecto solamente se hablará de la electrólisis del agua, pues es la que es relevante a la investigación (13).

Estructuralmente, las SOEC están hechas de materiales cerámicos con buen comportamiento térmico y conductividad iónica, como la YSZ o la LSM. El diseño se basa en un apilamiento de capas delgadas de material cerámico que permiten la electrólisis.

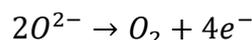
### **2.2.1 Funcionamiento**

El funcionamiento de un SOEC comienza con la entrada de agua desmineralizada, que se evapora y calienta a altas temperaturas. Alternativamente, se podría emplear vapor sobrecalentado directamente. Este vapor es dirigido hacia la célula SOEC, donde las moléculas de agua se separan. El vapor es suministrado en el cátodo, donde los electrones provenientes del circuito externo reducen las moléculas de agua, produciendo hidrógeno e iones óxido. A continuación, los iones óxido cruzan la membrana semipermeable para llegar al ánodo. En el ánodo, estos se oxidan formando moléculas de Oxígeno (14). El hidrógeno generado se enfría y purifica, mientras que el oxígeno, subproducto, es almacenado, liberado o aprovechado en reacciones posteriores. Las reacciones electroquímicas que ocurren son las siguientes:

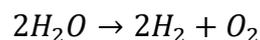
Cátodo:



Ánodo:



Global:



### 2.2.2 Electrolitos

Evidentemente, los electrolitos han de ser capaces de resistir la alta temperatura de operación siendo estables y ser buenos conductores de iones de oxígeno. Además, han de ser densos y no porosos para evitar que el hidrógeno y el oxígeno infiltren la estructura y se mezclen. También han de cumplir las condiciones de compatibilidad con los electrodos que, como veremos más adelante, suelen ser fabricados de níquel/YSZ (cátodo) y perovskitas (ánodo). Finalmente, al producir electrolitos se suele optimizar su espesor, reduciéndolo lo máximo posible sin comprometer la integridad mecánica de la celda. Un espesor reducido mejora el paso de los iones (reduce la resistencia iónica) y aumenta la eficiencia general. En la actualidad, hay cuatro tipos de materiales principales que cumplen las características necesarias y funcionan bien en el diseño estructural deseado: los basados en óxido de zirconio ( $ZrO_2$ ), en óxido de lantano y galio ( $LaGaO_3$ ), en óxido de cerio ( $CeO_2$ ) y en óxido de bismuto ( $Bi_2O_3$ ).

Inicialmente los electrolitos estaban compuestos por elementos metálicos dopados de óxido de zirconio, ya que el  $ZrO_2$  en su fase cúbica, tiene una buena estabilidad térmica y gran conductividad iónica. Sin embargo, se empezaron a ver muestras de degradación estructural en el rango superior de las temperaturas de operación (cerca de los  $1000^\circ C$ ). Para evitar este problema, se pasó a dopar  $Y_2O_3$  con el óxido de zirconio, teniendo además una mejor estabilidad química. Sin embargo, el YSZ tiene una alta resistencia iónica a temperaturas inferiores a los  $700^\circ C$ . Alternativamente, se podría dopar  $Sc_2O_3$  formando ScSZ, pero el elevado precio en comparación con el del YSZ lo descarta del uso comercial.

Los electrolitos basados en  $LaGaO_3$  tienen conductividad aún mayor que la del YSZ debido a su estructura calcogena<sup>3</sup>. Presentan excelente rendimiento a temperaturas medias y una gran estabilidad si se dopan con Sr y Mg. Sin embargo, enfrentan desventajas importantes. Las principales son unas inferiores propiedades mecánicas, que obligan a aumentar el espesor del electrolito reduciendo la conductividad iónica y la facilidad con la que reaccionan con los electrodos si estos no contienen La a altas temperaturas. Estas reacciones forman materiales aislantes que también bloquean el flujo de iones. Recientemente, innovaciones como el uso de una capa protectora de LDC de  $20\mu m$  entre el electrolito y los electrodos, que redujo la formación de fases aislantes, han mejorado el potencial comercial de estos electrolitos. Aún así, y a pesar de los avances, estos electrolitos están lejos de ser usados con asiduidad a nivel comercial (15).

Por otro lado, los electrolitos basados en  $CeO_2$  destacan por su alta conductividad iónica y gran resistencia a la corrosión. Los más comunes son el GDC (Gadolinia dopada

con ceria) y el SDC (Samaria dopada con ceria). Sin embargo, los electrolitos basados en CeO<sub>2</sub> suelen tener problemas de conducción mixta (ion-electrón) al reducirse el cerio de Ce<sup>4+</sup> a Ce<sup>3+</sup>. En cuanto a los electrolitos basados en óxido de bismuto, estos muestran conductividades iónicas excepcionales, pero son inestables fuera de un rango térmico bastante estrecho: 729-824°C (13).

En conclusión, debido a los problemas de estabilidad y compatibilidad demostrados por las alternativas, el material más común para fabricar electrolitos es el YSZ.

### 2.2.3 Cátodo

De manera similar al resto de componentes, las características deseadas en los cátodos de una SOEC son una alta conductividad electrónica, alta estabilidad térmica, buena compatibilidad con el electrolito y buena resistencia a la corrosión. Es importante que estas propiedades se sostengan en atmósferas de reducción a altas temperaturas, pues es el entorno de operación del cátodo. Los materiales principales suelen ser los basados en níquel (Ni-GDC), los óxidos dopados con metales nobles (NiO dopado) y las perovskitas dopadas (LSCF o LSC).

Los cátodos fabricados a base de níquel y, como alternativa de, cobalto, se han tomado bastante en consideración por su alta conductividad iónica y gran comportamiento electrocatalítico. Además, suponen una reducción importante de costes en comparación con el platino, material usado en los cátodos electrolíticos antiguamente. Sin embargo, la oxidación que sufren a altas temperaturas, la erosión catódica durante la reducción metálica y la consecuente reducción de estabilidad a largo plazo dificultan su uso. Se han empleado aditivos protectores y buscados materiales metálicos alternativos como el acero inoxidable con nanopartículas de SDC, pero los inconvenientes siguen siendo una barrera grande para su aplicación comercial masiva.

Las perovskitas tienen una estructura cristalina altamente versátil que permite la incorporación de dopantes, los cuales abren la posibilidad de optimizar las propiedades del cátodo para el punto de operación específico de la SOEC diseñada. Por ejemplo, el dopaje con estroncio mejora la actividad catalítica. Además, la cobaltita de lantano y estroncio (LSC) y la ferrita de cobalto, lantano y estroncio (LSCF) presentan la mejor compatibilidad con los electrolitos de YSZ (los más comunes). Todas estas propiedades se suman a una excelente resistencia a la corrosión en entornos operativos típicos y un gran comportamiento térmico incluso a temperaturas superiores a los 1000°C, hacen que estos materiales sean los más utilizados comercialmente (16).

#### **2.2.4 Ánodo**

En cuanto al ánodo, las propiedades más importantes son la conductividad eléctrica para proveer electrones eficientemente y una alta actividad catalítica. Todo ello además de las evidentes buena compatibilidad con el electrolito y estabilidad a altas temperaturas.

Al igual que con el cátodo, los mejores materiales son perovskitas dopadas. Vuelve a destacar la ferrita de cobalto, lantano y estroncio. Para adaptar sus propiedades al comportamiento deseado en un ánodo se suele dopar con estroncio y hierro a la vez, mejorando la actividad catalítica. Alternativamente se usa LSM debido a su compatibilidad térmica con el YSZ, pero su peor comportamiento catalítico limita su potencial comercial. En conclusión, el más común es la LSCF (13,16)

#### **2.2.5 Alimentación-Producción Fotovoltaica**

La demanda energética de la SOEC está formada por demandas térmica y eléctrica. Gracias al diseño planteado en el concepto de este proyecto, una gran parte de la demanda térmica será obtenida mediante cogeneración del calor emitido por la SOFC. La demanda restante puede ser obtenida de generación propia o comprando de la red. En este proyecto se ha decidido alimentar la SOEC con placas fotovoltaicas de generación local.

Al estar el proyecto ideado para España, se emplea el contexto de la generación fotovoltaica española para obtener los datos necesarios para hacer análisis. Es decir, se asume que los paneles están hechos de silicio cristalino(17) y su eficiencia toma un valor máximo del alrededor del 22%. Las pérdidas del sistema se fijarán en 14%. Los datos de irradiancia para los paneles serán los proporcionados por PVGYS-SARAH3, que usa datos de satélites para calcular la irradiancia en distintos puntos de la Península Ibérica.

#### **2.2.6 Principales Modelos Comerciales**

Comercialmente, hay 7 fabricantes principales de SOEC. Estos son SolydEra, Ceres, Sunfire, Bloom energy, Topsoe, Elcogen y FuelCell Energy. La diferencia principal entre los SOEC producidos por cada una de estas empresas es la tasa de producción de hidrógeno, que varía desde 6,5 kg/día para el E3000 de Elcogen hasta los 69.030 kg/día del modelo de Topsoe. Lógicamente, cada modelo se adapta a un uso, pues los modelos con mayor producción también tienen un tamaño (hasta 8400 metros

cuadrados) y consumo (100MW) mayor. Sin embargo, debido a que el rendimiento de las celdas es constante independientemente de la escala, el consumo energético en kWh/kg de H<sub>2</sub> producido se mantiene muy similar en todos los modelos, rondando los 38kWh/kg. Esto es logrado gracias al diseño modular, que asegura una distribución uniforme de reactantes en cada celda. Además, la temperatura, presión y densidad de corriente es la misma en todas las celdas. La tabla 2.1 incluye las características de los principales modelos disponibles comercialmente de SOEC.

*Tabla 2.1 Características de los distintos modelos comerciales de SOEC*

<i>Fabricante</i>	<i>Origen</i>	<i>Producción Neta [kg/día]</i>	<i>Potencia [MW]</i>	<i>Consumo Específico [kWh/kg]</i>
<i>SolydEra</i>	Italia	50	0,074	35,5
<i>Ceres</i>	Reino Unido	65	0,103	38
<i>Sunfire</i>	Alemania	1618	2,898	42,98
<i>Bloom Energy</i>	Estados Unidos	32000	50,000	37,5
<i>Topsoe</i>	Dinamarca	69030	106,421	37
<i>Elcogen</i>	Estonia	6,5	0,010	38,2
<i>FuelCell Energy</i>	Estados Unidos	600	0,985	39,4

(14,16–18)

### ***2.3 Unidad de Separación de Aire (ASU)***

Los métodos más comunes de separación de aire son la destilación criogénica, la adsorción por oscilación de presión (PSA), la adsorción por oscilación de vacío (VSA) y la separación por membranas. Debido al grado de desarrollo de la tecnología y, por ende, a la capacidad de producción de oxígeno, nitrógeno y argón de alta pureza que posee, el

método más común es el de destilación criogénica. Este es el que será tomado en cuenta para este proyecto (19).

### ***2.3.1 Funcionamiento***

Inicialmente, el aire es comprimido hasta presiones superiores a las 5 atm y se filtra para eliminar el dióxido de carbono y el vapor de agua, los cuales podrían congelarse durante el enfriamiento y obstruir el mecanismo.

A continuación, el aire es enfriado hasta licuarse, lo que ocurre a alrededor de -200°C. Esto se hace en intercambiadores de calor que suelen incluir métodos de enfriamiento regenerativo, los cuales usan el aire ya enfriado para reducir la temperatura de la corriente de aire entrante.

Una vez licuada, la mezcla de nitrógeno, oxígeno y argón se introduce en un sistema de columnas de destilación criogénica, donde la mezcla se calienta lentamente y los distintos elementos se van evaporando de acuerdo a su temperatura de ebullición. El oxígeno, gas deseado en este proyecto, hierve a -183°C, siendo el último en separarse, extrayéndose frecuentemente en forma líquida desde la parte inferior de la columna (20)

## ***2.4 Modelos de SOFC y SOEC Integrados***

Debido a la evidente sinergia que existe entre el calor emitido por una SOFC y la capacidad de reducir la demanda de energía eléctrica de una SOEC a través de la aportación de energía térmica, se han diseñado varios modelos que buscan integrar ambas celdas. Además, debido a las similitudes integrales entre ambas, también se ha explorado la posibilidad de tener una misma celda con funcionamiento “reversible”, es decir, que se “cargue” produciendo hidrógeno en funcionamiento SOEC y se “descargue” produciendo electricidad en funcionamiento SOFC. Sin embargo, en esta sección se analizarán los proyectos de integración SOFC/SOEC de mayor interés.

### ***2.4.1 SOFC alimentado por un SOEC con energía solar***

Desde 2014, Siemens, junto a los institutos tecnológicos de Karlsruhe y Werkstoffe (21), investigaron la posibilidad de llevar a cabo un sistema de cogeneración combinando ambos tipos de celdas. Su diseño se diferenciaba del propuesto en este

proyecto en que era la SOEC la que alimentaba de combustible a la SOFC, siendo el objetivo final simplemente la producción eléctrica. En su diseño, la SOEC era alimentada por placas fotovoltaicas que daban la energía necesaria para llevar a cabo la electrólisis del agua. El hidrógeno producido era llevado a la SOFC como combustible, siendo el excedente (en caso de haberlo) vendido. La SOFC producía electricidad y emitía calor residual que era empleado para reducir la demanda eléctrica de la SOEC.

Buscando afinar el diseño, se llevaron a cabo métodos de optimización basados en NSGA-II (Non-dominated Sorting Genetic Algorithm), PSO (Particle Swarm Optimization) y MOGA (Multi-Objective Genetic Optimization). Las variables para optimizar eran la temperatura de operación de la SOEC, densidad de corriente, horas de operación de la SOEC, presión y flujo de los gases y densidad de corriente en las celdas. Los objetivos de optimización eran maximizar la producción eléctrica buscando garantizar suministro constante y minimizar los costes de la energía. Como consecuencia de ambos, además, se maximizaría la eficiencia. A partir de estos métodos se sacaron conclusiones relevantes:

- Sobreproducir hidrógeno, en concreto más de dos veces el necesario para producir la electricidad deseada con la SOFC, es contraproducente. Esto se debe a que eleva los costes demasiado e incrementa el “payback”.
- El punto óptimo de funcionamiento entrega un 80% de hidrógeno y 20% de vapor de agua a la SOFC procedente de una SOEC que funciona entre 750 y 800°C y con una densidad de corriente de 0,3 a 0,5 A/cm<sup>2</sup>. La exergía del sistema en este punto es del 62%.
- Los costes totales de operación en el punto óptimo son \$1,297/h.
- Una mayor temperatura de operación mejoraría la eficiencia, pero aumentaría los costes significativamente.

Además, a modo de conclusión, los investigadores hacen una comparación de sus resultados con los obtenidos por Habibollahzade et. (22), cuyo diseño era más simple y solo integraba la SOEC y la SOFC con una turbina. En él la SOFC es alimentada con un combustible (se propone gas de síntesis) y el objetivo, además de la producción eléctrica, es producir hidrógeno. En la tabla 2.2 reportan también su coste monetario de producción energética (\$/GJ) en los distintos puntos de operación más relevantes.

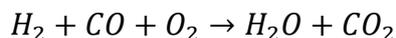
Tabla 2.2 Resultados de la investigación de Siemens en comparación con los de Habibollahzade et al.

Configuration	Exergy efficiency (%)	Total product cost (\$/GJ)	Levelized CO <sub>2</sub> emissions (t/MWh)
Mode: Maximum exergy efficiency			
Present study	79.44	31.25	0
Habibollahzade et al. (2019)	49.48	23.05	0.828
Mode: Minimum total product cost			
Present study	46.90	19.50	0
Habibollahzade et al. (2019)	40.48	13.03	1.070
Mode: Final optimum solution			
Present study	64.0	24.60	0
Habibollahzade et al. (2019)	45.25	16.21	0.914

### 3.4.2 Integración SOEC/SOFC con alimentación de syngas y fotovoltaica

Recientemente, en 2024, un grupo de investigadores de la universidad de Shandong ha propuesto un diseño similar al ideado en este proyecto, aunque, de nuevo, no busca producir combustible sino principalmente la generación de electricidad. Lo más novedades del diseño es que la SOFC se alimenta de syngas, una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono, el cual es adquirido externamente y producido por la SOEC (23).

El proceso comienza en el gasificador, donde se utiliza biomasa y agua para producir el syngas. El syngas es enviado a la SOFC donde se lleva a cabo un proceso electroquímico. En el cátodo se oxidan el hidrógeno y el monóxido de carbono y en el ánodo se reduce el oxígeno alimentado a la celda. La reacción global es la siguiente:



Los gases provenientes del cátodo son dirigidos a una unidad de transferencia de calor, donde su energía térmica es recuperada mediante un fluido de trabajo y empleada para el resto de los procesos. Paralelamente, una unidad de separación de aire (ASU) produce oxígeno necesario para algunos de los procesos internos y, si hay excedente, este puede ser almacenado o vendido.

Por otro lado, la SOEC opera alimentada por las placas fotovoltaicas. En ella se lleva a cabo una coelectrólisis<sup>4</sup>. Por lo general, el syngas producido es alimentado de nuevo a la SOFC completando el proceso cerrado. Por otro lado, el gas de síntesis también puede ser empleado como combustible en un generador de turbina de gas combinado (CGTC), el cual genera electricidad adicional, maximizando así la recuperación de energía.

Otra parte importante del sistema es la unidad de proceso de agua (FPU), que trata los gases disipativos provenientes de otras unidades y produce agua fresca, la cual puede reutilizarse en el gasificador o en otros procesos. Esta unidad también recupera calor y puede proporcionar calefacción.

El diseño se haya ilustrado en la siguiente figura 2.1.

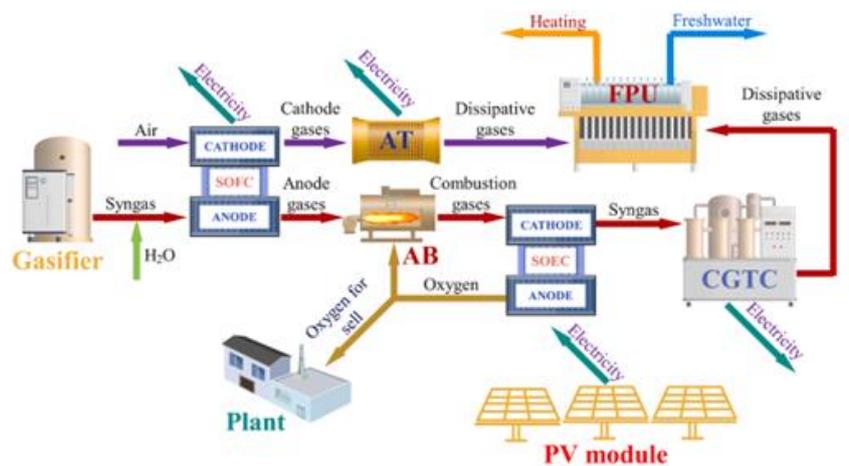


Figura 2.1: Diseño de planta del proyecto de SOEC/SOFC con syngas y energía fotovoltaica de la universidad de Shandong

Los investigadores que produjeron este diseño también llevaron a cabo un análisis termodinámico y económico, llegando a las siguientes conclusiones principales:

- Bajo las condiciones de diseño, el sistema alcanza una eficiencia térmica del 50,67% y una eficiencia eléctrica del 43,68%.
- Los costes totales de operación son \$45,44/h y el coste monetario de producción energética se sitúa sobre \$14,61/GJ.
- La eficiencia incrementa conforme se aumenta la temperatura de operación de la SOFC y decrece conforme se aumenta la densidad de corriente (23).

## 3 Metodología

Inicialmente se comentará solamente la metodología del caso principal. Al llegar al final del capítulo se hará un inciso sobre el caso alternativo; el sistema alimentado por energía eólica. El procedimiento en el caso alternativo es muy similar al del caso principal, difiriendo estos solo en puntos evidentes, como la obtención de algunos datos y algunas tomas de decisiones en el diseño de la planta.

A lo largo de la descripción de la metodología se hará referencia a como se adaptó esta para cada uno de los subcasos (distintas dimensiones de la planta de acero y distintos precios del biometano). Si no se habla de distinción alguna, se ha de sobreentender que el procedimiento en ciernes fue aplicado de igual manera en todos los subcasos.

### 3.1 Análisis Técnico

#### 3.1.1 Estimaciones Iniciales

Como ya se comentó con anterioridad, el análisis a explicar se elaboró con el objetivo de satisfacer la demanda de hidrógeno de las futuras plantas de acero verde en la industria siderúrgica española. Por ello, se parte de una producción deseada de acero anual y, conociendo el consumo específico de hidrógeno de una planta estándar de acero verde para la producción de acero, unos  $59,1 \text{ kg de } H_2/t$  (24), se hace una estimación de cuanto sería necesario producir. A partir de este dato, empleando el consumo de un SOEC estándar,  $38 \text{ kWh/kg de } H_2$  (25), se pueden calcular, con amplios márgenes de error, los kWh anuales necesarios para satisfacer la demanda de hidrógeno de una planta de acero verde de cierto tamaño. Como el objetivo de este proyecto es analizar la viabilidad tecno económica de diseños prototipo, se utiliza esta estimación para dimensionar las plantas de suministro energético con valores ‘redondos’- 500MW y 1,45GW. Uno relativamente realista para el contexto de la industria española y otro de un tamaño superior para analizar los efectos de una mayor escala en la rentabilidad del proyecto.

#### 3.1.2 Obtención y tratamiento inicial de datos:

Dejando a un lado los parámetros necesarios para llevar a cabo todos los cálculos, los cuales se irán comentando conforme vayan siendo relevantes y están resumidos al final de esta sección, existen dos grupos de datos que fueron tratados a lo largo del

proyecto: la producción energética de una fuente determinada que busca alimentar la SOEC y los precios del mercado mayoritario de energía eléctrica en España. Como ya se comentó con anterioridad, en el caso principal la fuente energética es un parque fotovoltaico.

La obtención de los datos de producción fotovoltaica se hizo por medio de PVGYS. PVGIS es una plataforma desarrollada por el Centro Común de Investigación (JRC) de la Comisión Europe aque integra datos geográficos y meteorológicos para calcular el potencial de generación eléctrica de instalaciones solares fotovoltaicas. Utiliza bases de datos de radiación solar, como PVGIS-SARAH y PVGIS-Era5, que abarcan períodos desde 2005 hasta la actualidad.

Para este proyecto, se obtuvieron datos horarios de la producción fotovoltaica en Almería centro. Se eligió un montaje fijo con acimut e inclinación optimizadas. Además, se escogieron celdas de silicio cristalino y se fijaron las pérdidas del sistema en un 14%. Los datos crudos para las distintas dimensiones de la planta de producción fotovoltaica correspondientes a los diseños de sistemas a analizar se hayan en el anexo X.

Por otro lado, se obtuvieron los precios mayoritarios procedentes del Operador del Mercado Ibérico de Energía (OMIE). Los datos horarios del 15 de marzo de 2024 al 15 de marzo de 2025 se hayan en el anexo Y. a raíz de estos datos horarios se obtuvo un promedio por hora para cada estación, reusltando así unos ‘días tipo’ que fueron empleados para los cálculos de compraventa de energía de la red.

### ***3.1.3 Energía Fotovoltaica y Dimensionamiento de la SOEC:***

Se elaboró una curva monótona con la producción fotovoltaica y, a partir de ella y el consumo específico de la SOEC seleccionada (38 kWh/kg) se obtuvo la producción máxima posible de hidrógeno empleando lo siguiente:

$$H_{2max} = \max_{i \in [1, 8766]} (P_i \cdot r_i) \cdot c_{esp}$$

Aquí,  $r_i$  denota la posición de la hora en cuestión en una lista ordenada de horas de acorde a la producción fotovoltaica en ella. Por ejemplo, si el 28 de marzo (día 87 del año en un año no bisiesto) a las 15:00 fue la hora del año número 50 con mayor producción,  $r_{87}$  sería igual a 50. La hora con mayor producción tendrá un  $r_i$  igual a 1. Evidentemente,  $P_i$  es la producción fotovoltaica en la hora  $i$  y  $c_{esp}$  es el consumo específico del electrolizador. Denominaremos  $P^*$  a la producción de fotovoltaica óptima

y  $r^*$  a su  $r$  correspondiente. Estos valores son los que maximizan la producción de hidrógeno.

Con el fin de obtener más horas de producción y así estar satisfaciendo la demanda de forma un poco más distribuida y continua, se decidió dimensionar la SOEC al 90% de su producción máxima., priorizando un poco más de horas de producción en detrimento de producción total. Quedando el dimensionamiento de la siguiente manera:

$$P_{N\ SOEC} = 90\% \cdot P^*$$

$$m_{hg} = P_{N\ SOEC} \cdot r_{N\ SOEC} \cdot c_{esp}$$

El SOEC tiene una potencia nominal de  $P_{N\ SOEC}$ , produce  $m_{hg}$  kilogramos de hidrógeno anuales y opera  $r_{N\ SOEC}$  horas al año.

Es de interés para análisis futuros comentar que se tiene, también, la producción fotovoltaica total, que se obtiene de la siguiente forma:

$$E_{FV} = \sum_{i=1}^{8766} P_i$$

Con estos datos en mano, se elabora un perfil de las horas de operación del electrolizador. Con él, aparte de saber exactamente en qué horas del año se espera que haya producción de hidrógeno, se pueden calcular los excedentes horarios como la resta de la producción fotovoltaica horaria y la potencia nominal del electrolizador. A raíz de estos excedentes horarios se pueden calcular agregados y promedios de los excedentes horarios. Son de especial interés para el proyecto el excedente anual total y el excedente medio horario por estación. Evidentemente, para llevar a cabo el cálculo del segundo, primero se elabora el perfil de producción fotovoltaica de un día tipo de cada estación:

$$J = \{j \in [\text{invierno, primavera, verano, otoño}]\}$$

$$H = \{h \in [1,24]\}$$

$$I_{j,h} = \{i \in [1,8766] \mid j(i) = j \wedge h(i) = h\}$$

$$D_j = \{d \in [1,365] \mid j(d) = j\}$$

$$\bar{P}_{j,h} = \frac{1}{|I_{j,h}|} \cdot \sum_i^{I_{j,h}} P_i ; \forall j \in J, h \in H$$

$$Exc_{total\ anual} = \sum_d^{D_j} \sum_j^J \sum_h^H \max(0, P_{j,d,h} - P_{N\ SOEC})$$

$$\overline{Exc_{j,h}} = \frac{1}{|D_j|} \cdot \sum_d^{D_j} \max(0, P_{j,d,h} - P_{N\ SOEC}) ; \forall j \in J, h \in H$$

Aquí,  $\overline{P_{j,h}}$  representa la producción fotovoltaica media en la hora  $h$  y la estación  $j$ , mientras que  $\overline{Exc_{j,h}}$  sigue la misma estructura, pero denota el excedente de potencia.  $I_{j,h}$  es el conjunto de horas  $h$  de la estación  $j$ , y  $D_j$  es el conjunto de días del año que caen en la estación  $j$ .  $P_{j,d,h}$  es, evidentemente, la producción fotovoltaica en la hora  $h$  del día  $d$ , en la estación  $j$ .

Además, también se obtiene el número de horas por hora y estación en el que se tiene excedente, mediante:

$$htexc_{h,j} = \sum_d^{D_j} d \mid P_{d,j,h} > P_{N\ SOEC} ; \forall j \in J, h \in H$$

Finalmente, a raíz del hidrógeno producido en  $Nm^3/h$  y, siguiendo la relación estequiométrica de la reacción global en la electrólisis, se obtiene el oxígeno producido por el electrolizador:

$$2H_2O \rightarrow 2H_2 + O_2$$

$$V_{hg} \left[ \frac{Nm^3}{h} \right] = \frac{\dot{m}_{hg} \cdot V_m^0}{r_{op\ SOEC} \cdot M_{hg}}$$

$$\dot{m}_{ox} [t/año] = \frac{V_{hg} \cdot r_{op\ SOEC} \cdot M_{ox}}{2 \cdot V_m^0 \cdot 1000}$$

### 3.1.4 SOFC

Como se ha definido en el diseño de la planta, la función principal de la SOFC es dotar al SOEC de la energía térmica necesaria mediante la cogeneración, reduciendo así la demanda energética del electrolizador. Por ello, es crucial entender los consumos del SOEC, tanto térmicos como eléctricos. A sabiendas de que el consumo térmico es un 16% del total y que la potencia nominal del electrolizador determina su consumo eléctrico, se determina el calor demandado por el SOEC:

$$Q_{d\ SOEC} = \frac{P_{N\ SOEC}}{84\%} \cdot 16\%$$

Una vez obtenido este valor y teniendo en cuenta que la eficiencia eléctrica y el porcentaje de calor recuperable de la SOFC escogida son 43% y 41% respectivamente, se puede hallar la potencia nominal de la SOFC mínima para satisfacer la demanda térmica del SOEC:

$$P_{N\ min\ SOFC} = \frac{Q_{d\ SOEC} \cdot \eta_{el\ SOFC} \cdot r_{op\ SOEC}}{\eta_{th\ SOFC} \cdot r_{op\ SOFC}}$$

Aquí,  $r_{op\ SOEC}$  y  $r_{op\ SOFC}$  representan las horas de operación del electrolizador y la pila respectivamente. El sistema de cogeneración sería técnicamente funcional para cualquier SOFC dimensionada con una potencia nominal igual o superior a esta, sin embargo, la decisión final sobre la potencia de la pila depende de varios factores, como el precio de la electricidad de la red o el precio de mercado del biocombustible de alimentación. De forma paralela, las horas de operación de la SOFC dependen del mismo grupo de decisiones. El verdadero dimensionamiento de la pila se explicará en detalle más adelante. Aun así, para facilitar la comprensión del proceso de diseño, se continuará la exploración de la metodología asumiendo temporalmente que ya se ha dimensionado la pila. A partir de ello se puede obtener la potencia entrante total de la SOFC y el calor recuperable de la pila:

$$P_{E\ SOFC} = \frac{P_{N\ SOFC}}{\eta_{el\ SOFC}}$$

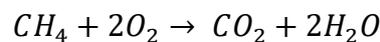
$$Q_{r\ SOFC} = P_{E\ SOFC} \cdot \eta_{th\ SOFC}$$

Además, con el PCI (potencial calorífico inferior) del biometano en  $kWh/Nm^3$  se puede obtener la cantidad de biometano necesario en  $Nm^3/h$ . Este valor luego se puede convertir a toneladas anuales, unidad más útil de cara a cálculos económicos.

$$\dot{V}_{bm} = \frac{P_{E\ SOFC}}{PCI_{bm}}$$

$$m_{bm}[t/año] = \frac{(\dot{V}_{bm} \cdot M_{bm} \cdot r_{op\ SOFC})}{V_m^0 \cdot 1000}$$

A continuación, siguiendo la ratio estequiométrica de la reacción en el SOFC, se puede obtener la demanda de oxígeno de la SOFC y el dióxido de carbono producido:



$$m_{dc}[t/año] = \frac{\dot{V}_{bm} \cdot M_{dc} \cdot r_{op\ SOFC}}{V_m^0 \cdot 1000}$$

$$m_{ox}[t/año] = \frac{V_{bm} \cdot M_{ox} \cdot r_{opSOFC}}{V_m^0 \cdot 1000}$$

Conociendo ya tanto la demanda de oxígeno de la SOFC como la producción de oxígeno del SOEC, se puede calcular el déficit de oxígeno. En caso de ser negativo habrá que adquirir oxígeno del mercado o implementar una unidad de separación de aire (ASU). El proceso de decisión para la integración, o no, de una ASU se comentará a continuación.

$$d_{ox}[t/año] = m_{oxSOEC} - m_{oxSOFC}$$

### 3.1.5 ASU

En caso de emplearse una unidad de separación de aire, se dimensiona para satisfacer la demanda de oxígeno. El consumo específico de las ASUs de dimensiones similares a las que se emplean en este proyecto es de  $580 \text{ kWh}/tO_2$ . Teniendo eso en cuenta, la potencia buscada en la ASU es de:

$$P_{NASU} = \frac{d_{ox} \cdot c_{eASU}}{r_{opSOFC}}$$

## 3.2 Análisis Económico

### 3.2.1 Precio “Breakeven” del Biometano, SOFC y Decisiones de Diseño

Habiendo diseñado la planta según los criterios técnicos el siguiente paso es analizar su rentabilidad. Sin embargo, para completar el diseño total, se debe primero calcular el precio “breakeven”/umbral del biometano que alimenta la SOFC pues de él dependen decisiones como la potencia nominal de la SOFC y la presencia o no de una ASU.

Para ello, hay que calcular el LCOE de la SOFC sin tener en cuenta el biometano y compararlo con el precio medio del MWh comprado de la red en las horas en las que la SOEC demanda energía térmica para saber qué precio del biometano permitiría producir un MWh a un precio inferior del que se compraría de la red. Como ya se ha comentado antes, para cualquier precio de biometano inferior a este se dimensiona una SOFC con suficiente potencia para únicamente satisfacer la demanda térmica del electrolizador. En un mundo ideal en el que el precio del biometano es inferior al del umbral, sería rentable producir más energía, por lo que se decide dimensionar la SOFC con una potencia nominal equivalente al excedente energético medio del parque fotovoltaico. Además, también se aumentan las horas de operación.

Para calcular el LCOE de la SOFC, se determinan el “stack cost”,  $s_{c\ SOFC}$ , el balance de planta y otros costes fijos,  $c_{f\ SOFC}$ , el coste promedio ponderado de capital,  $WACC$  y el factor de amortización,  $f_a$ . Además, se establecen los costes de mantenimiento como el 3% de la inversión total y, al obtenerse muchos de los costes en dólares de la literatura de referencia, se establece la tasa de cambio de dólar a euro,  $e$ . Asimismo, se tienen en cuenta los ingresos por ventas de  $CO_2$  biogénico, para lo que se establece el precio de venta del dióxido de carbono,  $p_{CO_2}$ , generalmente dado en €/kg. Finalmente, se establece una potencia nominal máxima de la pila que sería suficiente para satisfacer la demanda eléctrica si esta operase las horas máximas de operación de la SOFC. Estas horas se definen como todas aquellas en las que no haya excedente fotovoltaico. Esta potencia se obtiene de la siguiente manera:

$$P_{N\ SOFC\ Max} = \frac{E_{total\ acero}}{r_{op\ max\ SOFC}}$$

Luego, para calcular el LCOE de la SOFC sin los costes asociados al biometano se lleva a cabo el siguiente proceso, obteniéndose primero el CAPEX tras amortización, la inversión total anualizada, los costes de mantenimiento específicos y los ingresos por ventas de dióxido de carbono:

$$CAPEX_{tras\ amortización} = (s_{c\ SOFC} + c_{f\ SOFC}) \cdot e \cdot f_a \text{ Inversión total} = INV_t = (s_{c\ SOFC} + c_{f\ SOFC}) \cdot P_{N\ SOFC} \cdot e$$

$$\text{Costes Mantenimiento Específicos} = c_{me} = 3\% \cdot INV_t$$

$$\text{Ingresos } CO_2 = i_{CO_2} = p_{CO_2} \cdot \frac{\dot{m}_{dc}}{1000}$$

$$LCOE_{sb} = \frac{(CAPEX_{ta} \cdot 1000)}{r_{op\ max\ SOFC}} + \frac{((c_{me} - i_{CO_2}) \cdot 1000)}{(r_{op\ max\ SOFC} \cdot P_{N\ SOFC\ max})}$$

Más adelante, cuando, una vez analizada toda la planta, se quiere calcular el LCOE incluyendo la compra de biometano, simplemente se sustituyen las horas de operación máxima y la potencia nominal máxima por las reales y se añaden los gastos por compra de biometano:

$$LCOE = \frac{(CAPEX_{ta} \cdot 1000)}{r_{op\ SOFC}} + \frac{((c_{me} - i_{CO_2}) \cdot 1000)}{(r_{op\ SOFC} \cdot P_{N\ SOFC})} + \frac{p_{bm}}{\eta_{el\ SOFC}}$$

Donde el precio del biometano en €/MWh se denota como  $p_{bm}$  y se divide por el rendimiento eléctrico de la pila para hallar el coste de producir un MWh.

### 3.2.2 Compra-Venta de Energía Eléctrica:

Habiendo finalizado el diseño de la planta, se tienen ya dimensionados los consumos de todos los elementos. Por ende, se puede calcular la cantidad de energía a comprar de la red en cada hora:

$$E_{compra\ d,j,h} = P_{FV\ d,j,h} + P_{N\ SOFC} \cdot x_{SOFC} - P_{Acero} - P_{N\ ASU} \cdot x_{ASU} - P_{N\ SOEC} \cdot x_{SOEC}$$

$$\forall d \in D, j \in J, h \in H$$

Aquí,  $x_{SOFC}$ ,  $x_{ASU}$  y  $x_{SOEC}$ , son variables booleanas que activan o desactivan la inclusión de las potencias de la ASU, el SOEC y la SOFC según si estos componentes estén funcionando o no.

En caso de que  $E_{compra\ d,j,h}$  sea positivo, se tendrá que comprar energía en esa hora. Evidentemente, si es negativo, se tiene excedente de energía y se puede vender a la red para aumentar los ingresos. El precio del MWh en el mercado mayoritario en cada hora y cada estación viene definido por  $p_{re\ j,h}$ :

$$R_{re\ d,j,h} = E_{compra\ d,j,h} \cdot p_{re\ j,h}$$

Los gastos/ingresos totales anuales resultan ser:

$$R_{re\ total} = \sum_j^J \sum_d^D \sum_h^H R_{re\ d,j,h}$$

Además, se obtiene un precio representativo, denominado tarifa de venta de excedentes ( $p_{exc}$ ), que es el precio medio de venta y se emplea en cálculos del LCOH del electrolizador:

$$p_{exc} = \frac{R_{re\ total}}{Exc_{total\ anual}}$$

### 3.2.3 SOEC:

El valor característico del electrolizador es su LCOH, coste de producción de un kilogramo de hidrógeno. Para calcularlo, se requiere la inversión específica de la fuente de energía en €/kW (parque fotovoltaico en los casos principales) ( $INV_{FV}$ ), los años de vida ( $N$ ), OM ( $OM_{FV}$ ), potencia pico ( $P_{max\ FV}$ ) y producción total del parque ( $E_{total\ FV}$ ) y la inversión ( $INV_{SOEC}$ ), consumo específico ( $g_{SOEC}$ ), wacc, OPEX y horas de operación del SOEC. Se determina el OPEX de otros elementos como un 4% de la inversión inicial

por año y el OPEX de reemplazo del stack en un 15%. Además, se puede obtener, simultáneamente, el LCOE del parque, el cual será muy bajo pero cuya explotación estará regulada por la potencia del parque.

Con el objetivo de obtener estos dos indicadores, LCOH y LCOE, se obtiene primero el factor de amortización,  $f_a$ , que viene definido como:

$$f_a = \frac{(0,01 \cdot wacc \cdot (1 + 0,01 \cdot wacc)^N)}{((1 + 0,01 \cdot wacc)^N - 1)}$$

A continuación, se puede obtener directamente el LCOE del parque mediante:

$$LCOE_{FV} = \frac{(INV_{FV} \cdot P_{\max FV} \cdot f_a \cdot 1000)}{E_{total FV}} + \frac{(OM_{FV} \cdot P_{\max FV} \cdot 1000)}{E_{total FV}}$$

Por otro lado, para obtener el coste específico del hidrógeno, se han de analizar todos los CAPEX y OPEX que entran en juego:

$$CAPEX_{SOEC} = \frac{(INV_{SOEC} \cdot P_{N SOEC} \cdot f_a)}{\left(m_{H_2} \left[\frac{t}{\text{año}}\right]\right)}$$

$$(CAPEX + OPEX)_{feedstock} = \frac{LCOE_{FV} \cdot E_{total FV}}{1000 \cdot m_{H_2}}$$

$$OPEX_{otros ELY} = \frac{INV_{SOEC} \cdot 4\% \cdot P_{N SOEC}}{m_{H_2}}$$

$$OPEX_{reemplazo stack} = \frac{15\% \cdot P_{N SOEC} \cdot INV_{SOEC} \cdot N_{stacks}}{N \cdot m_{H_2}}$$

$$OPEX_{exp Exc} = \frac{\left(\left(E_{total FV} - (m_{H_2} \cdot g_{SOEC})\right) \cdot p_{exc}\right)}{m_{H_2} \cdot 1000}$$

El LCOH es, simplemente, la suma de todo:

$$LCOH = \sum CAPEX \text{ y } OPEX$$

Finalmente, en caso de haber exceso de oxígeno, se obtiene un ingreso por ello:

$$Ingresos O_2 = m_{ox} \cdot p_{O_2}$$

### 3.2.4 ASU

La ASU, en caso de estar en uso, tiene costes de operación,  $OPEX_{ASU}$ , y capital,  $CAPEX_{ASU}$ , asociados. Al tener la misma longitud de vida, su factor de amortización es igual al de la SOEC,  $f_a$ .

Sus gastos de consumo eléctrico se tienen en cuenta en el cómputo global de compra y venta, por lo que no se contabilizan dentro de los costes de operación.

### 3.2.5 Coste de una tonelada de acero

Finalmente, se suman todos los costes e ingresos para obtener un “resultado del ejercicio”, que se divide por la producción anual de acero para hallar el coste energético aditivo de producir una tonelada de acero. Esencialmente, se suman los siguientes elementos:  $CAPEX_{SOEC}$ ,  $CAPEX + OPEX_{Feedstock SOEC}$ ,  $OPEX_{SOEC}$ ,  $CAPEX_{SOFC}$ ,  $OPEX_{SOFC}$ , costes de compra de biometano,  $CAPEX_{ASU}$ ,  $OPEX_{ASU}$ , ingresos excedente fotovoltaico, ingresos excedentes de oxígeno, ingresos excedentes de hidrógeno e ingresos excedentes de dióxido de carbono biogénico.

Si a este valor obtenido se le suma el coste de producir una tonelada de acero mediante DRI y arco eléctrico sin tener en cuenta sus gastos en electricidad y combustible, se puede calcular un resultado comparable para el coste de producir una tonelada de acero verde habiendo implementado la planta diseñada:

$$C_{t \text{ acero verde } SOEC-SOFC} = \frac{\text{Resultado del ejercicio}}{P_{\text{acero anual}}} + C_{t \text{ de acero sin elec+comb}}$$

### 3.3 Caso alternativo: SOEC alimentada con energía eólica

Como ya se comentó con anterioridad, la principal diferencia en la metodología del caso alternativo con respecto a la del caso principal se halla al inicio, en la obtención de datos y su tratamiento inicial.

Los datos de producción energética se han obtenido de “Ninja Renewables”. Los parámetros empleados son la turbina Siemens Gamesa SG 4.5 145, una de las más populares en la Península Ibérica, 80 metros de distancia vertical desde el suelo hasta el rotor (estándar) y capacidad pico 500MW. Los datos utilizados representan la producción horaria durante el año 2019. Además, la localización del parque eólico escogida es Burgos, en lugar de Almería, pues favorece más la producción de energía eólica.

Finalmente, el otro cambio relevante es que no se aplica la corrección del 90 % de la potencia de producción máxima para incrementar las horas de operación del electrolizador, ya que las plantas eólicas operan por encima de la potencia nominal del SOEC durante aproximadamente el doble de horas que las plantas fotovoltaicas. Esto permite que el electrolizador funcione durante muchas más horas sin necesidad de "corregir" su potencia nominal.

## 4 Resultados

### 4.1 Análisis Técnico

#### 4.1.1 Energía Fotovoltaica y Producción de Hidrógeno

Se obtuvieron datos de producción energética de un sistema de paneles fotovoltaicos ubicados en Almería, considerando dos configuraciones de planta: una con una capacidad instalada de 500 MW y otra de 1,45GW.

En la de 1,45 GW de producción máxima, la potencia pico se ubicó en 1356MW, mientras que para la de 500MW resultaban 467,78 MW. En ambos casos ocurría a las 12 P.M del 5 de abril. Tras ordenar las horas según su producción, las curvas monótonas resultantes se pueden ver en las figuras 5.1 y 5.2:

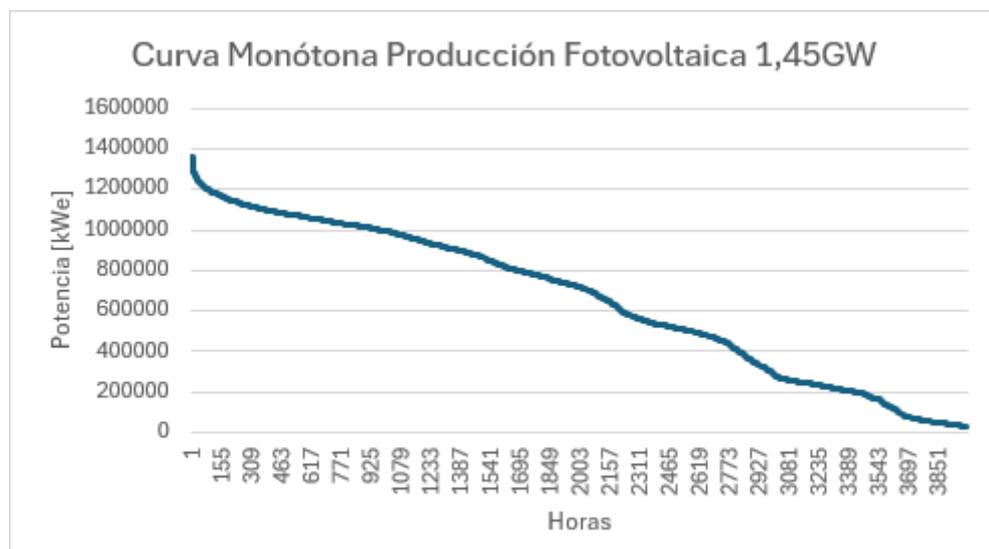


Figura 5.1: Curva Monótona Producción Parque Fotovoltaico 1,45 GW

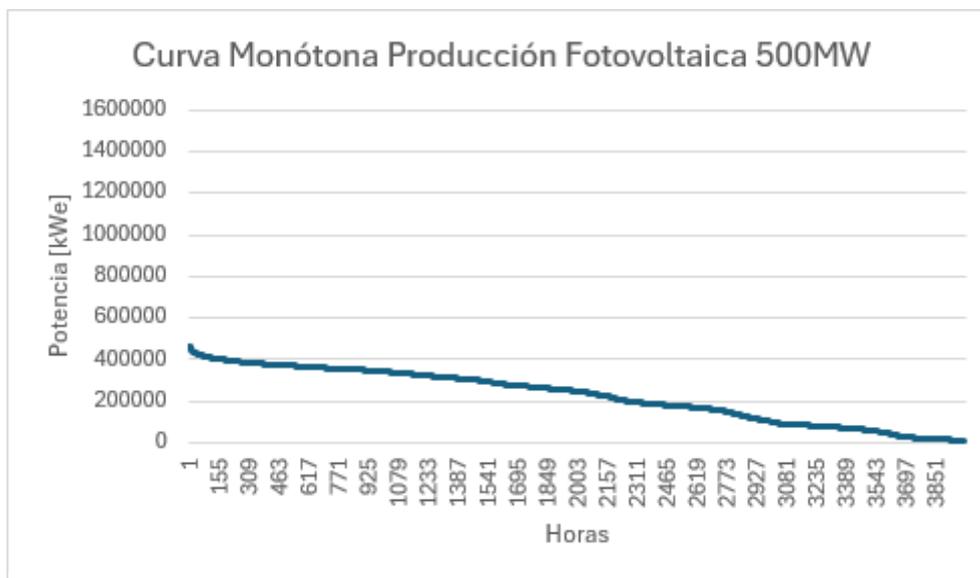


Figura 5.2 Curva Monótona Producción Parque Fotovoltaico 500MW

Evidentemente, ambas muestran una tendencia idéntica, con una tendencia casi lineal en el descenso de la producción conforme uno se aproxima a las horas de menor producción.

En cuanto a la potencia óptima del electrolizador, esta resultado ser 717,590MW para la planta fotovoltaica de 1,45 GW y 247,445 MW para la planta de 500MW. Esta producción óptima estaba relacionada a unas 2004 horas de operación para el SOEC y resultaba en 37.843 y 13.049 toneladas de hidrógeno al año respectivamente. Sin embargo, estos datos son simplemente anecdóticos, pues para todos los cálculos posteriores se usaron los correspondientes al 90% de la potencia óptima del SOEC. Estas potencias son 645,931MW y 222,735MW según la planta y producen 36.648 y 12.637 toneladas de hidrógeno anuales en 2156 horas de operación.

En base a las potencias de operación del SOEC, se obtuvieron los excedentes por estación de cada una de las plantas. Los excedentes medios anuales fueron de 300,306MW y 103,553MW y la energía excedente total anual 595.884 MWh y 205.477 MWh. En las figuras A1.1-A1.10 y A2.1-A2.2 en los anexos 1 y 2 se puede observar los excedentes totales por hora de un día tipo divididos por estación, destacando que los mayores excedentes se encuentran en primavera. Este fenómeno puede ser explicado por la temperatura óptima de operación, más cercana a la de primavera, sobre todo en un lugar caluroso como Almería. Además, se puede observar que las horas de operación de la SOEC también cambian según la estación, en primavera y verano se operará de forma constante de 9AM a 3PM, mientras que en otoño ese rango se ve disminuido a de 9AM a 2PM y en invierno a 10AM a 2PM inclusive.

#### 4.1.2 SOFC

Siguiendo en cada caso el método de dimensionamiento para la potencia nominal de la SOFC descrito en el apartado 4.1.4 (ecuación xx), para una planta con una producción anual de 200 kt de acero verde, se obtiene una potencia de 18,58MW cuando el precio del biometano es superior al de “breakeven” y de 103,55MW cuando el precio es inferior a dicho umbral. Por otro lado, para la planta de producción de 600kt de acero verde anuales, las potencias nominales de la pila son de 53,87 y 303.30 MW con el precio del biometano por debajo y por encima del umbral respectivamente. En todos los casos, el calor recuperado supera o iguala la demanda térmica de la SOEC, la cual es de 222.229,93 MWh en la planta de menor producción y de 644.466,80 MWh en la de mayor tamaño. Las horas de operación son, para ambas dimensiones, 5144 en los casos para biometano con precio superior al “breakeven” y 6604 en los casos con precio inferior.

En cuanto al consumo de combustible (biometano) en la planta de menor dimensión, este es de 15.940,16 toneladas anuales, unos 4341,01 Nm<sup>3</sup>/h, cuando el precio del biometano está por encima del “breakeven” y de 114.146,57 toneladas anuales si está por debajo. Para la planta de mayor tamaño, estos valores ascienden a 46.226,48 toneladas (12.588,94 Nm<sup>3</sup>/h) y 334.327,90 toneladas anuales.

Cuando el precio del biometano está por encima del breakeven en la planta pequeña (200 kt de acero) se producen 43.835,45 t de CO<sub>2</sub>, mientras que en la grande (600 kt) se generan 127.122,81 t CO<sub>2</sub>.

Finalmente, esto supone una energía anual producida de 95.554,94 MWh cuando la SOFC solo opera 5144 horas (precio de biometano alto) en la planta pequeña y 683.864 MWh cuando opera 6604 horas al año. En la planta de mayores dimensiones, se producen 227.129,65 MWh anuales en el caso en el que el precio del biometano está encima del umbral y 2.002.993,2 MWh cuando está por debajo.

#### 4.1.3 ASU

En los casos en los que el precio del biometano está por encima del breakeven, la producción de oxígeno del electrolizador es suficiente para alimentar la SOFC, por lo que no se emplea una ASU. Estas producciones son de 101.098,24 y 293.148,88 toneladas anuales de oxígeno para la planta que produce 200kt y la que produce 600kt de acero verde anuales respectivamente. Las demandas de sus SOFCs correspondientes son de 63.798 y 185.021,48 toneladas anuales.

Por otro lado, cuando el precio del biometano es inferior al umbral marcado, el consumo de biometano aumenta. En esta situación, la cantidad de oxígeno producido por el electrolizador no resulta suficiente para cubrir la demanda del sistema, por lo que es necesario emplear una unidad de separación de aire (ASU) para suministrar el oxígeno adicional requerido. En el caso de la planta de menor producción de acero, la ASU produce 355.488 toneladas anuales de oxígeno y consume 208.182,9 MWhe anuales. En la planta de mayor producción, estos números ascienden a 1.044.162,7 toneladas y 605.614,37 MWhe.

#### 4.1.4 Resumen y Comparación de Casos

En las figuras 5.3 a 5.7 se presentan los esquemas que resumen los procesos y resultados correspondientes a los cuatro casos analizados en este Trabajo de Fin de Máster. Estos esquemas incluyen tanto la energía consumida y generada en cada caso, como las cantidades de productos obtenidos a lo largo del proceso o algo así.

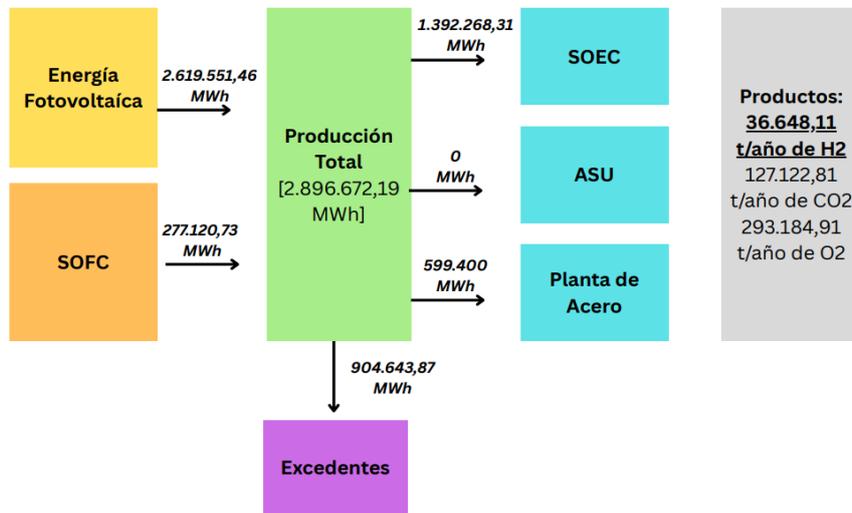


Figura 5.3: Resumen Técnico Caso 600kt de Acero, 1,45GW de Fotovoltaica y Biometano con Precio por Encima del Umbral

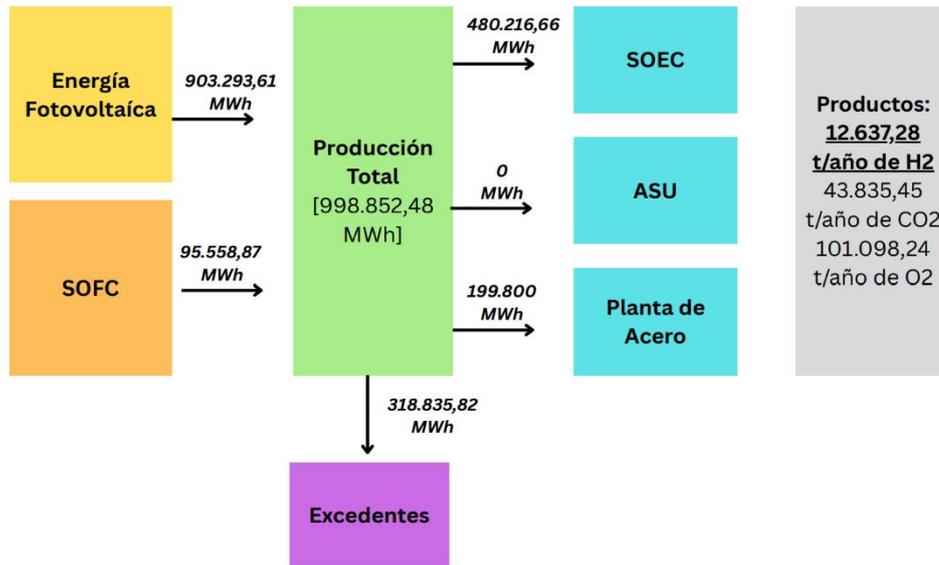


Figura 5.4: Resumen Técnico Caso 200kt de Acero, 500MW de Fotovoltaica y Biometano con Precio por Encima del Umbral

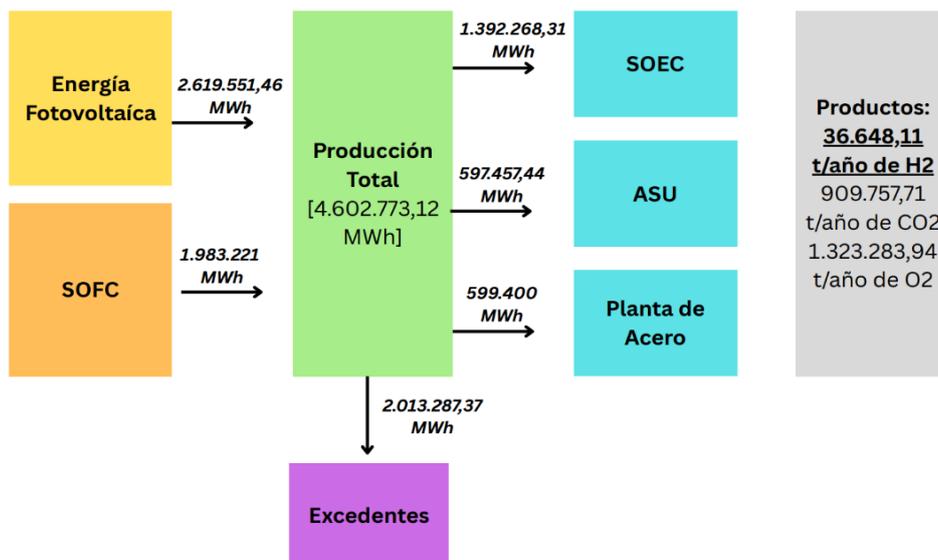


Figura 5.5: Resumen Técnico Caso 600kt de Acero, 1,45GW de Fotovoltaica y Biometano con Precio por Debajo del Umbral

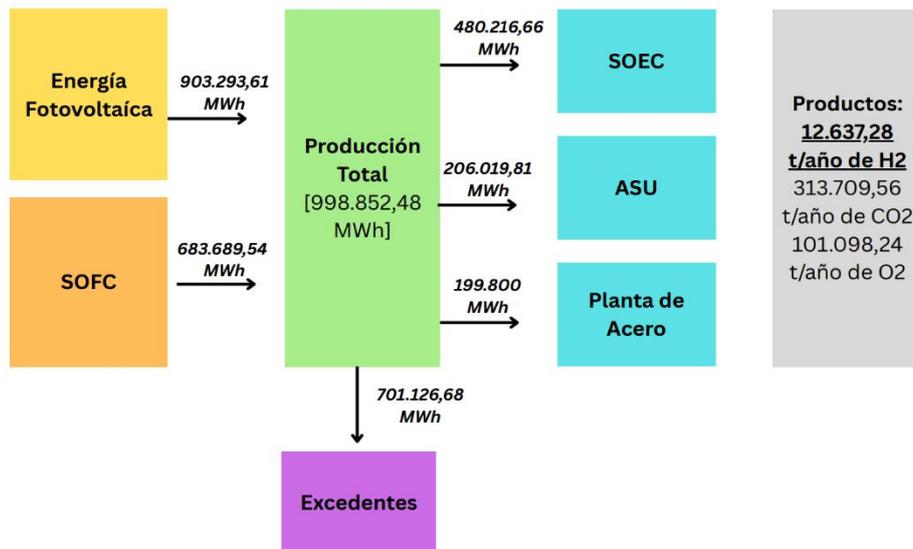


Figura 5.6: Resumen Técnico Caso 200kt de Acero, 500MW de Fotovoltaica y Biometano con Precio por Debajo del Umbral

## 4.2 Análisis Económico

### 4.2.1 Precio “Breakeven” del Biometano

Al ser este el principal factor condicionante en el diseño, lo es también en el análisis de resultados. Por ello, es importante comentar sobre él antes de entrar en los resultados económicos de los sistemas planteados.

En la planta de menor tamaño, el precio “breakeven” del biometano se establece sobre los 35,87 €/MWh, mientras que en la de mayor producción es ligeramente superior, ascendiendo hasta los 35,95€/MWh. Como ya se comentó con anterioridad, el significado de este precio “breakeven” es que, si se puede adquirir biometano por debajo de este umbral, se debería producir toda la electricidad necesaria mediante la SOFC y, por ende, sería necesario emplear una ASU. En caso contrario, basándonos en los precios del mercado mayoritario de electricidad en España de marzo 2024 a marzo 2025, se incurrirían menores costes adquiriendo la electricidad necesaria para los procesos de la producción del acero verde directamente de la red.

Es cierto, además, que no se ha incluido en ninguno de estos casos un posible coste adicional por la denominación de origen de la electricidad. Este debería ser añadido para mayor precisión.

#### **4.2.2 Demandas eléctricas**

Al determinar el precio del biometano, la presencia, o no de una ASU en el sistema, influye directamente en el consumo eléctrico de la planta y por tanto también en el coste del producto. Evidentemente, dicho consumo también varía con la capacidad de producción. En general, el consumo eléctrico establecido para la producción del acero verde mediante el uso de hierro de reducción directa y un horno de arco eléctrico, es de 999 kWh/t (referencia).

Para la planta de menor producción (200 kt/año), el consumo eléctrico anual varía según el precio del biometano. Si este está por debajo del umbral, se requiere una ASU, lo que eleva el consumo total a 886.036,47 MWh/año (199.800 MWh para la producción de acero, 206.019,81 MWh para la ASU y 480.216,66 MWh para el electrolizador SOEC). En cambio, si el precio del biometano supera el umbral, no es necesaria la ASU, y el consumo se reduce a 680.016,66 MWh/año (199.800 MWh para el acero y 480.216,66 MWh para el SOEC).

Para la planta de mayor tamaño, si el precio del biometano está por debajo del “breakeven”, la demanda eléctrica anual para la producción del acero se sitúa en 599.400 MWh. La demanda de la ASU asciende a 497.457,44 MWh/año, y el consumo del SOEC a 1.392.628,31 MWh/año. Esto resulta en un consumo total de 2.489.485,75 MWh/año. Evidentemente, si el precio de mercado del combustible supera el umbral, la demanda eléctrica del sistema se queda en 1.992.028,31 MWh/año.

#### **4.2.3 Energía fotovoltaica y Compra-Venta de Energía con la Red**

Como se ha explicado previamente, la producción de energía de la SOFC depende del precio del biometano por lo que en los casos donde se ha considerado un precio superior al de “breakeven” se ve una interacción mucho mayor con la red, aumentando la cantidad de MWh adquiridos para alimentar la producción de acero verde. Sin embargo, debido a la ausencia de una unidad de separación de aire en esos casos, también se puede observar una mayor venta de excedentes fotovoltaicos pues el consumo del sistema es inferior en horas pico de producción fotovoltaica.

En la planta de mayor producción, la de 600kt de acero verde anuales, si el precio del biometano está por debajo del umbral, se venden 2.013.267,37 MWh al año a un precio medio de 68,70 €/MWh, resultando en unos ingresos anuales totales de 141.775.371,34 €. Por otro lado, si el precio del biometano se halla por encima del “breakeven”, se venden 929.824,14 MWh, pero también se compran 117.951,98 MWh al año. El precio medio de venta es de 50,18€/MWh mientras que el de compra asciende hasta los 82,82 €/MWh. En total, esto resulta en unos ingresos por ventas de 46.662.424,32 € y gastos por compras de 9.768.428,94 €, siendo el cómputo global anual un saldo positivo de 36.893.995,38 €.

En cuanto a la planta de menor producción, si el precio del biometano está por debajo del umbral, se venden 718.174,82 MWh al año a un precio medio de 68,73 €/MWh. Esto resulta en unos ingresos anuales totales de 49.356.749,00 €. Por otro lado, si el precio del biometano es superior al del umbral, se venden 327.229,24 MWh al año a un precio medio de 50,60€/MWh, resultando en unos ingresos por ventas de 16.559.181,06 €. Por contra, se compran de la red unos 37.449,28 MWh a un precio medio superior de 82,63 €/MWh, resultando en unos gastos por compras de 3.094.386,40 €. Nuevamente, el cómputo global da un saldo anual positivo, en este caso de 13.464.794,66 €.

Evidentemente, en ambos casos, el aumento significativo en MWh vendidos cuando el precio del biometano es bajo, se debe a la gran contribución productiva de la SOFC, quedando mucha más electricidad disponible para vender.

#### **4.2.4 SOEC**

Al margen de los valores globales ya comentados, es importante de cara a la escalabilidad del proyecto y a poderse comparar con otros métodos de producción de hidrógeno, conocer el LCOH del sistema en cada caso.

Analizando el LCOH, cabe destacar que se aplicó un factor de escala al pasar de la planta de menor a la de mayor tamaño, lo que permitió reducir la inversión inicial en un 30 %.

En función de los datos empleados, para la planta de menor tamaño el CAPEX base es de 2,12€/kg, el CAPEX+OPEX del “feedstock” se sitúa en 1,91 €/kg y el OPEX del resto de elementos (mantenimiento, por ejemplo) en 0,95 €/kg. Paralelamente, en la planta de mayor tamaño, el CAPEX base es de 1,49 €/kg, el CAPEX+OPEX del “feedstock” se mantiene en 1,91 €/kg y el OPEX del resto de elementos se reduce a 0,66 €/kg.

Incluyendo ya la exportación energética, para la planta que produce 200kt de acero verde anuales, el OPEX de exportación energética es de -2,38€/kg si el precio del biometano está por debajo del “breakeven” y de -1,75€/kg si está por encima. Además, si el biometano está por encima del umbral, aparece también un OPEX de venta de excedentes de oxígeno que es de -0,36€/kg. Por ende, el LCOH es de 2,60€/kg si el biometano es ‘barato’ y de 2,87€/kg si es ‘caro’.

Haciendo el análisis paralelo para la planta con capacidad de producción de 600kt/anuales, el OPEX de exportación energética es de -2,37€/kg si el precio del biometano es inferior al umbral y de -1,73€/kg si es superior. El OPEX de venta de excedentes de oxígeno asciende a -0,36€/kg de nuevo. Por ende, el LCOH es de 1,16€/kg si el precio del biometano está debajo del de “breakeven” y de 1,96€/kg si está por encima.

Como se puede ver, el LCOH disminuye significativamente al escalar la planta de producción de hidrógeno de 200 kt a 600 kt anuales de acero verde. Esta diferencia se debe, en gran parte, a la reducción proporcional del CAPEX base (de 2,12 €/kg a 1,49 €/kg) y de los costes operativos de mantenimiento (de 0,95 €/kg a 0,66 €/kg) gracias a economías de escala. Aunque los costes del “feedstock” se mantienen constantes en ambos casos (1,91 €/kg), los ingresos asociados a la exportación energética y a la venta de oxígeno excedente tienen un mayor impacto en la planta de mayor tamaño. Además, también habrá pequeñas variaciones atribuibles a la distribución de precios del mercado mayoritario, pues el producto de la electricidad vendida por el precio de mercado varía un poco en proporción entre ambos casos.

Finalmente, es relevante comentar las diferencias en CAPEX global para ambas dimensiones de proyecto. La inversión inicial de capital para la planta de 200kt de acero verde de producción anuales es de € 25.976.218,38, mientras que para la de 600kt asciende a € 75.331.033,32. En cuanto a las ventas totales de excedentes de oxígeno que aparecen en los casos con biometano con precio inferior al de breakeven, estas ascienden a € 4.380.818,95 en la planta de menor capacidad de producción y € 12.704.374,97 en la de mayor.

En el anexo A3 está representado el desglose de los LCOH para cada uno de los casos.

#### **4.2.5 SOFC**

Evidentemente, el LCOE de la SOFC depende del precio del biometano. A raíz del precio del biometano se fija un LCOE que es con el que se decide el dimensionamiento adecuado y las horas de funcionamiento de la pila. Se han considerado dos precios de

biometano, 75 €/MWh para los supuestos por encima del “breakeven” y 25 €/MWh para los de por debajo del umbral.

Similar a lo ocurrido con la SOEC, se han adaptado los costes de capital para corresponder con el aumento de escala de las plantas. De esta forma, para la planta de menor tamaño, el stack cost se sitúa en 224 €/kWe y el balance de planta y demás costes de capital en 700 €/kWe, referidos ambos a la potencia nominal de la pila. Estos costes son un 30% menores para la planta de 600kt de acero anuales. Además, los costes de mantenimiento anuales son de un 3% de la inversión de capital total inicial para la planta pequeña y de un 2,1% para la de mayor dimensión.

Cabe mencionar, también, que el LCOE se reduce por la venta del CO<sub>2</sub> biogénico producido, para el cual se ha considerado un precio de 50 €/t.

Para el caso de la planta de menor tamaño y con el precio del biometano por debajo del umbral, se había fijado una potencia nominal de 103,55 MW y unas 6604 horas de operación. De esta forma, la SOFC consume 1.590.394,28 MWh de biometano al año, resultando en unos costes totales de combustible de 39.759.857,03 €. Además, se producen 313.709,56 toneladas de CO<sub>2</sub> que dotan al proyecto de unos ingresos de 15.685.477,76 €. Esto, sumado al capital fijo, dan a la electricidad formada por el SOFC un LCOE de 51,15 €/MWh.

Por otro lado, si el precio del biometano está por encima del umbral, la potencia nominal de la pila descende a 18,58 MW y opera durante 5144 horas. Con estos datos, la SOFC consume 222.229,93 MWh de biometano al año, resultando en unos costes totales de combustible de 16.667.244,90 €. Además, se producen 43835,45 toneladas de CO<sub>2</sub>, resultando en 2.191.772,63 € de ingresos. Como consecuencia de lo anterior, el LCOE tiene un valor de 171,95 €/MWh.

En cuanto a la planta de mayor producción, si el precio del biometano está por debajo del “breakeven”, se establece una potencia nominal de 300,31 MW con 6604 horas de operación. Esto lleva a un consumo de biometano anual de 4.612.143,42 MWh que incurre unos gastos de 115.303.585,40 €/año y una producción de 909.757,71 toneladas anuales de CO<sub>2</sub> que producen unos ingresos de 45.487.885,51 €/año. El LCOE resultante es de 49,95 €/MWh.

Finalmente, si el precio del biometano está por encima del umbral, en la planta de mayor tamaño se establece una potencia nominal de 53,88 MW con unas 5144 horas de operación. La SOFC consume 644.466,80 MWh/año, resultando en 48.335.010,20 €/año de gastos, y produce 127.122,81 t de CO<sub>2</sub>/año, resultando en 6.356.140,63 €/año de ingresos. El LCOE es de 170,41 €/MWh.

Es lógico que coincidan los LCOEs de los sistemas con los mismos precios de biometano pues el rendimiento de las SOFC es constante, y no cambia con su escala. Por ello, los gastos e ingresos son proporcionales y sale el mismo LCOE.

#### 4.2.6 ASU

Como se ha comentado anteriormente, la ASU solo se emplea para los casos donde el precio del biometano está por debajo del breakeven.

Analizando la planta de menor tamaño, la ASU produce 355.206,56 toneladas de oxígeno anuales. Sus costes de capital fijo son de 106.995.448,28 € y sus costes de operación de 6.603.584,35 €/año. Por otro lado, en la de mayor tamaño, estos números ascienden a 1.030.099,03 toneladas de oxígeno anuales, 310.286.800,00 € de capital fijo y 19.150.394,61 €/año de costes operativos.

#### 4.2.7 Números Globales

Antes de comentar los resultados globales, es relevante comentar que, debido a que el dimensionamiento de la planta viene establecido por las toneladas anuales de acero verde a producir, el electrolizador está sobredimensionado para la demanda de hidrógeno pertinente. Por ello, se obtienen unos ingresos adicionales por venta de hidrógeno a un precio establecido de 5,85 €/kg.

Para la planta de menor tamaño, el excedente es de 817,28 toneladas de hidrógeno anuales, que resultan en 4.781.091,08 € de ingresos. Por contra, en la planta de mayor tamaño, sobran 1.188,11 toneladas anuales de hidrógeno, resultando en 6.950.464,13 € de ingresos al año.

Además, para poder hacer una comparación con los costes de producción de acero del mercado, se toma como coste de producción sin electricidad ni consumo de combustible 436,29 €/t de acero producida (24). El proceso para obtener este valor se puede ver en el anexo 4.

Teniendo en cuenta todo lo comentado hasta ahora, se obtienen los resultados globales presentados en las tablas 4.1 y 4.2:

*Tabla 4.1 Resultados Económicos Globales, Valores Totales*

Ítem	200kt-BB	200kt-BC	600kt-BB	600kt-BC
------	----------	----------	----------	----------

CAPEX SOEC	-€ 25.976.218,38	-€ 25.976.218,38	-€ 52.731.723,32	-€ 52.731.723,32
CAPEX+OPEX Feedstock SOEC	-€ 23.321.328,99	-€ 23.321.328,99	-€ 49.377.140,85	-€ 67.631.854,08
OPEX SOEC	-€ 11.582.220,00	-€ 11.582.220,00	-€ 23.511.906,60	-€ 23.511.906,60
CAPEX SOFC	-€ 8.170.111,36	-€ 1.465.655,25	-€ 23.693.322,96	-€ 4.250.400,23
OPEX SOFC (Mantenimiento)	-€ 2.732.153,67	-€ 490.127,39	-€ 5.546.271,95	-€ 994.958,61
Gastos Compra Biometano	-€ 39.759.857,03	-€ 16.667.244,90	-€ 115.303.585,40	-€ 48.335.010,20
CAPEX ASU	-€ 9.598.633,53	€ -	-€ 19.485.226,06	€ -
OPEX ASU	-€ 6.603.584,35	€ -	-€ 19.150.394,61	€ -
Ingresos Excedentes FV	€ 49.356.749,00	€ 16.559.181,06	€ 141.775.371,34	€ 46.662.424,32
Ingresos Excedentes Oxígeno	€ -	€ 4.380.818,95	€ -	€ 12.704.374,97
Ingresos Excedentes Hidrógeno	€ 4.781.091,08	€ 4.781.091,08	€ 6.950.464,13	€ 6.950.464,13
Ingresos CO2	€ 15.685.477,76	€ 2.191.772,63	€ 45.487.885,51	€ 6.356.140,63
Resultado del Ejercicio	-€ 57.920.789,49	-€ 51.589.931,20	-€ 114.585.850,79	-€ 124.782.449,00
Coste Resto Producción Acero [€/t]	€ 436,29	€ 436,29	€ 436,29	€ 436,29
Coste por tonelada [€/t]	€ 725,89	€ 694,24	€ 627,27	€ 644,26

*Tabla 4.2 Resultados Económicos Globales, Valores Específicos*

Ítem	200kt-BB	200kt-BC	600kt-BB	600kt-BC
CAPEX SOEC	-€ 129,88	-€ 129,88	-€ 87,89	-€ 87,89
CAPEX+OPEX Feedstock SOEC	-€ 116,61	-€ 116,61	-€ 82,30	-€ 112,72
OPEX SOEC	-€ 57,91	-€ 57,91	-€ 39,19	-€ 39,19
CAPEX SOFC	-€ 40,85	-€ 7,33	-€ 39,49	-€ 7,08
OPEX SOFC (Mantenimiento)	-€ 13,66	-€ 2,45	-€ 9,24	-€ 1,66
Gastos Compra Biometano	-€ 198,80	-€ 83,34	-€ 192,17	-€ 80,56

CAPEX ASU	-€ 47,99	€ -	-€ 32,48	€ -
OPEX ASU	-€ 33,02	€ -	-€ 31,92	€ -
Ingresos Excedentes FV	€ 246,78	€ 82,80	€ 236,29	€ 77,77
Ingresos Excedentes Oxígeno	€ -	€ 21,90	€ -	€ 21,17
Ingresos Excedentes Hidrógeno	€ 23,91	€ 23,91	€ 11,58	€ 11,58
Ingresos CO2	€ 78,43	€ 10,96	€ 75,81	€ 10,59
Resultado del Ejercicio	-€ 289,60	-€ 257,95	-€ 190,98	-€ 207,97
Coste Resto Producción Acero [€/t]	-€ 436,29	-€ 436,29	-€ 436,29	-€ 436,29
Coste por tonelada [€/t]	€ 725,89	€ 694,24	€ 627,27	€ 644,26

#### **4.2.8 Resumen y Comparación de Casos**

En las figuras 4.7-4.10 se muestra un resumen de los resultados económicos de los 4 casos analizados en este Trabajo de Fin de Grado.

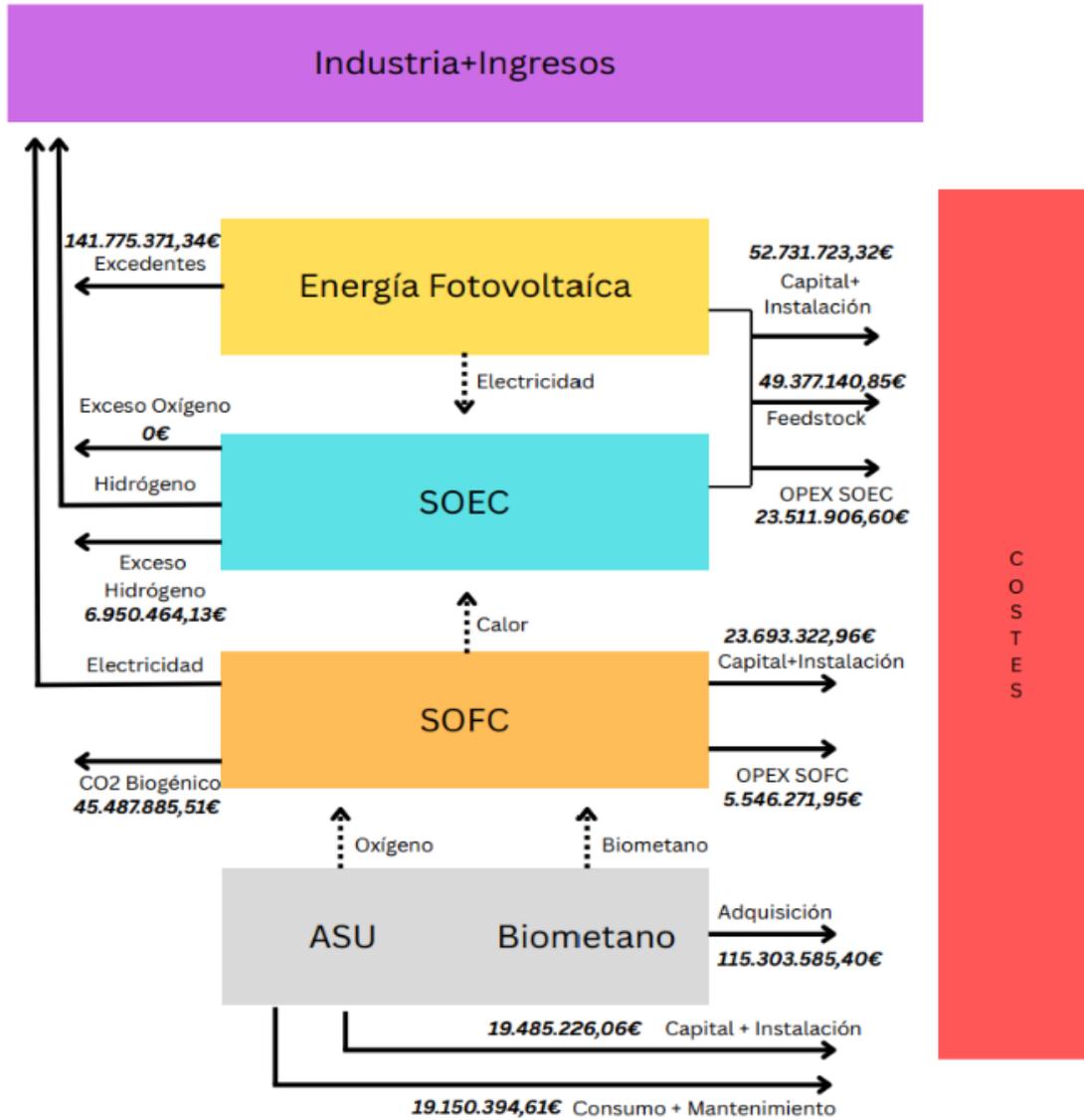


Figura 4.7: Resumen Económico Caso 600kt de Acero, 1,45GW de Fotovoltaica y Biometano con Precio Debajo del Umbral

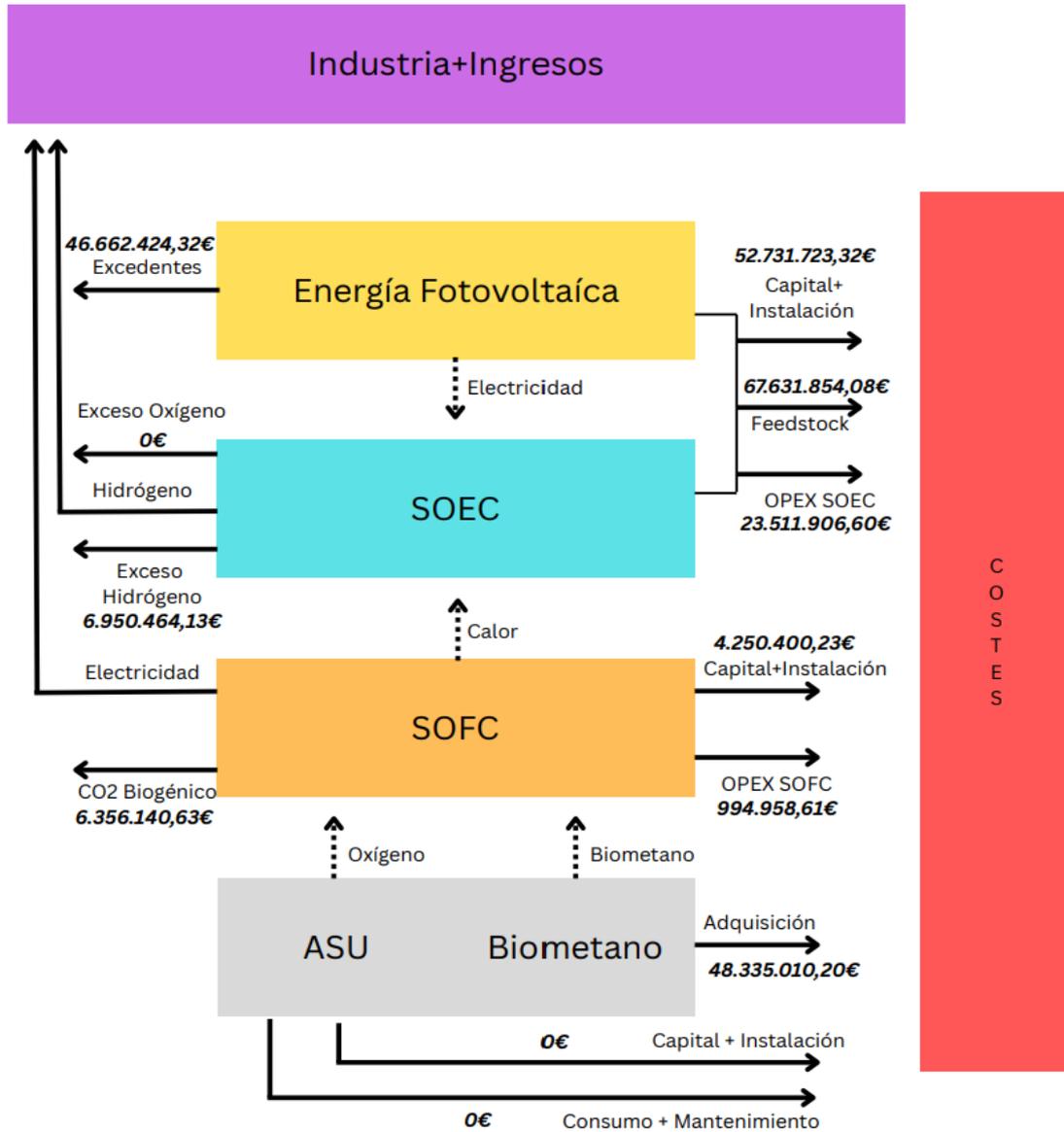


Figura 4.8: Resumen Económico Caso 600kt de Acero, 1,45GW de Fotovoltaica y Biometano con Precio Encima del Umbral

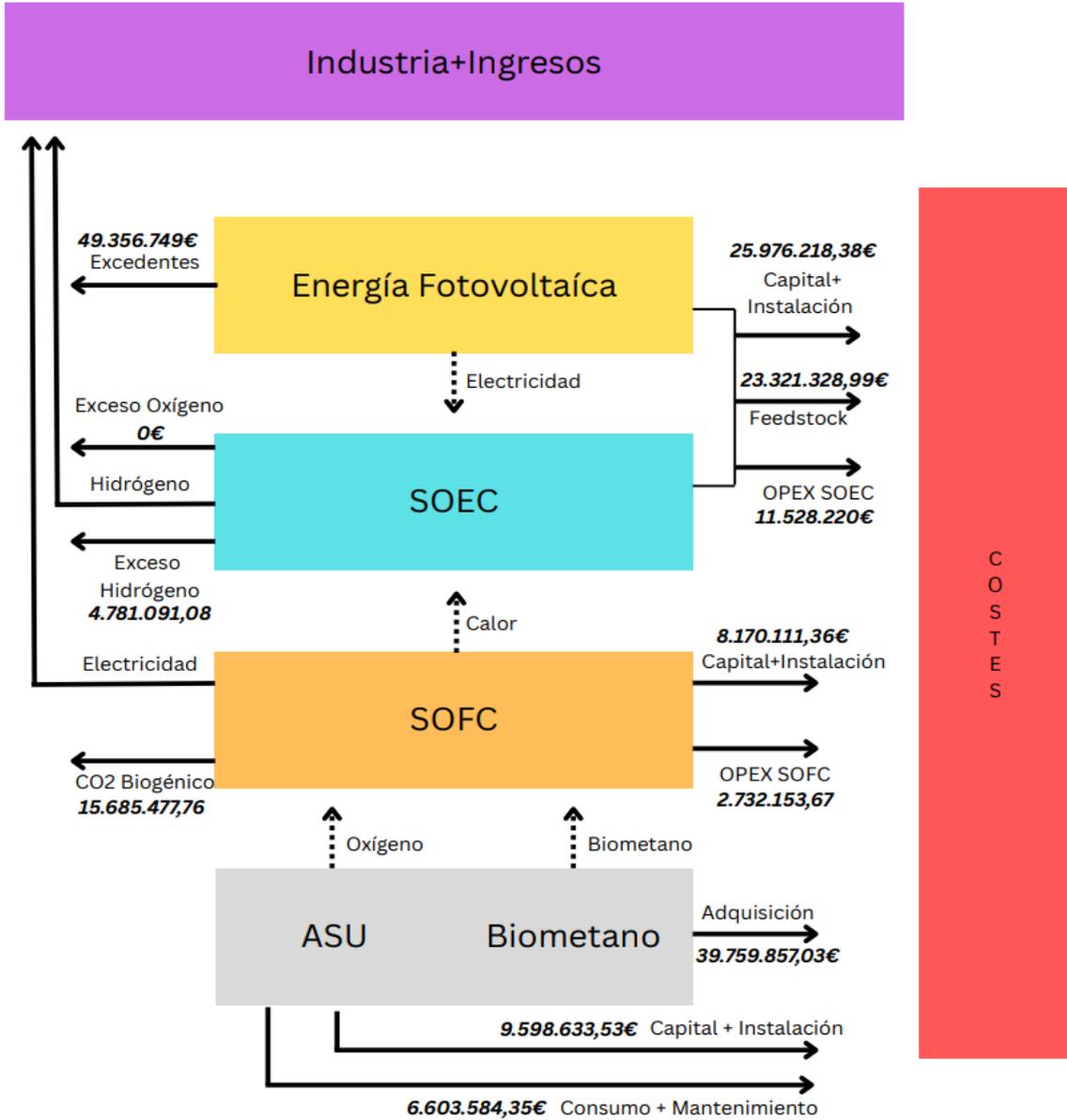


Figura 4.9: Resumen Económico Caso 200kt de Acero, 500MW de Fotovoltaica y Biometano con Precio Encima del Umbral

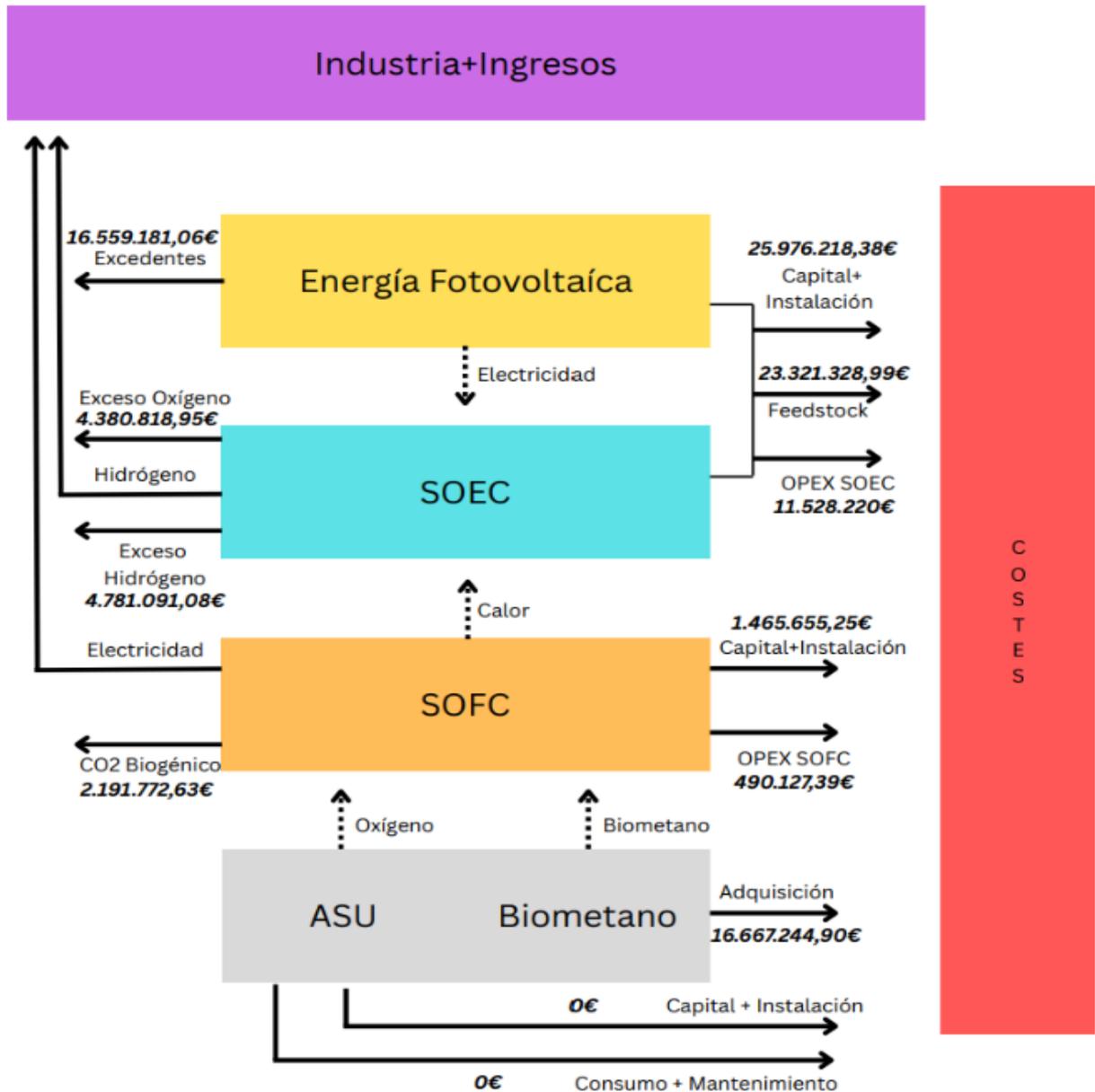


Figura 4.10: Resumen Económico Caso 200kt de Acero, 500MW de Fotovoltaica y Biometano con Precio Debajo del Umbral

### 4.3 Caso Alternativo: Alimentación del SOEC Mediante Energía Eólica

El análisis del caso alternativo sigue la misma metodología que el caso principal. No obstante, los resultados obtenidos con energía eólica son más favorables en cuanto a viabilidad de la inversión y costes asociados, en comparación con el sistema basado en una alimentación fotovoltaica para la SOEC. Este análisis se hizo solo para una capacidad de producción mediante eólica de 500MW, al ser este el caso más realista. Además, con el mismo objetivo analizar el caso más probable en el contexto actual de la industria española, solo se considera un precio del biometano por encima del que sería el umbral, por lo que no se empleará una ASU en el diseño de esta planta. Contrario a lo que se hizo con él la energía fotovoltaica, aquí se fijó la potencia producida en lugar de las toneladas de acero producidas. Es, por ende, importante señalar que con una potencia de 500MW alimentando la SOEC, se puede dimensionar una planta con capacidad para producir 400kt de acero.

#### 4.3.1 Análisis Técnico

Observando los datos de producción eólica, la potencia pico fue de 495,84MW, ocurriendo a las 6 de la mañana del 19 de diciembre. Este valor es escasamente superior a los 467,78 MW de la planta fotovoltaica de 500 MW. La curva monótona resultante es la figura 5.11.

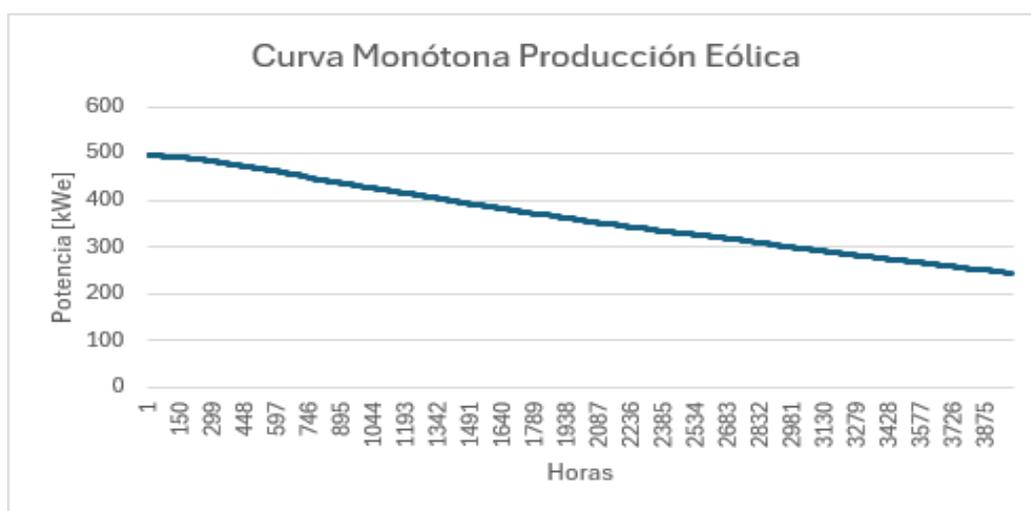


Figura 4.11: Curva Monótona Producción Eólica

De nuevo, se muestra una tendencia casi lineal en el descenso de la producción conforme uno avanza hacia las horas de menor producción. Sin embargo, la pendiente es mucho menor que para la producción fotovoltaica, significando que hay muchas más horas con producción altas en comparación. Tomando como umbral de ejemplo los 200MW, estos se alcanzan alrededor de la hora 2300 en la planta con producción fotovoltaica, mientras que en la de producción eólica no se llega a esta marca hasta pasada la hora 4300 con más producción. El total de energía producida fue de 2.025.409.585 MWh.

Continuando con la comparación de horas de alta producción, es relevante comentar que éstas se producen de forma mucho más homogénea que en un parque fotovoltaico. La distribución de horas en las que la potencia producida supera la potencia nominal del electrolizador abarca todo el día. Es decir que es prácticamente igual de probable que se supere la potencia nominal del SOEC y, por eso, se tenga excedente energético, a cualquier hora del día. Además, esta probabilidad es holgadamente superior al 50% e, incluso, superior al 75% en invierno. Este aumento en las horas de operación del SOEC, evidentemente, aumenta significativamente la producción anual de hidrógeno y es lo que posibilita que se produzca más acero. Además, aumenta sustancialmente el excedente energético, haciendo el proyecto significativamente menos costoso desde el punto de vista financiero, como se verá más adelante.

Entrando en la potencia nominal óptima del electrolizador, esta es de 235,52 MW, relacionada a 4191 horas de operación. Con ello, se producen 25.976 toneladas de hidrógeno anuales, un número más cercano a las 36.648 de la planta alimentada por 1,45 GW de solar que a los 12.637 de su homónimo de 500MW fotovoltaico.

En cuanto a la SOFC, está esta dimensionada al tamaño mínimo para satisfacer la demanda térmica del electrolizador. Este valor es de 42,99 MW, aunque opera 4569 horas al año para poder dotar constantemente de energía a la industria. El consumo de biometano es de 456.795 MWh/año, unas 32.765,15 toneladas anuales, y se producen 90.104,17 toneladas de CO<sub>2</sub> al año. Todo esto culmina en una producción de 196.422,13 MWh/año.

### ***4.3.2 Análisis Económico***

Como ya se comentó con anterioridad, el significativo aumento en la producción energética supone una mayor cantidad de excedentes totales. Al haberse dimensionado la planta para suministrar una mayor producción de acero, los consumos también aumentan, pero el cómputo global sale favorable a la venta de electricidad.

En total, se venden 834.963,24 MWh al año a un precio medio de 73,44 €/MWh. Esto resulta en unos ingresos por venta de excedentes energéticos de 61.317.523,20 €/año.

En cuanto al análisis del LCOH del SOEC, este también varía sustancialmente con respecto al caso principal. Tanto la inversión en el SOEC como los años de vida útil se mantienen (1300 €/kW y 25 años, respectivamente), pero la inversión en el parque aumenta a 1500 €/kW y los gastos de mantenimiento se sitúan en 50 €/kW-año. A raíz de esto y de los datos de producción comentados anteriormente, se obtiene un CAPEX base de 1,06 €/kg de H<sub>2</sub>, un CAPEX+OPEX del feedstock de 3,66 €/kg, un OPEX de otros elementos de 0,47 €/kg y un OPEX de reemplazo del stack de 0,07 €/kg. El OPEX de exportación de los excedentes, con la tarifa de venta media de 73,44 €/MWh comentada anteriormente, resulta en -3,03€/kg de H<sub>2</sub>. La suma de todos estos componentes resulta en un LCOH de 2,23 €/kg de hidrógeno producido.

Por otro lado, el LCOE de la SOFC se mantiene prácticamente igual, en un valor de 174,52 €/MWh. El ligero aumento con respecto a su equivalente en el diseño con base fotovoltaica se debe al crecimiento del CAPEX base, asociado a una mayor dimensión de la pila. Como resultado, la inversión total ahora es de 37.808.280,93 €, es superior al aumento de ventas de CO<sub>2</sub>, ahora de 4.505.208,64 €/año.

Los resultados económicos globales se pueden observar en las tablas 4.3 y 4.4.

*Tabla 4.3: Resultados Globales Caso Alternativo, Valores Totales*

<i>Ítem</i>	<i>Eólica 400kt BC</i>
<i>CAPEX SOEC</i>	-€ 26.630.886,24
<i>CAPEX+OPEX Feedstock SOEC</i>	-€ 92.283.003,74
<i>OPEX SOEC</i>	-€ 11.874.121,89
<i>CAPEX SOFC</i>	-€ 3.391.806,28
<i>OPEX SOFC (Mantenimiento)</i>	-€ 1.134.248,43
<i>Gastos Compra Biometano</i>	-€ 34.259.673,95
<i>CAPEX ASU</i>	€ -
<i>OPEX ASU</i>	€ -
<i>Ingresos Excedentes FV</i>	€ 61.317.523,20
<i>Ingresos Excedentes Oxígeno</i>	€ 32.018.582,33
<i>Ingresos Excedentes Hidrógeno</i>	€ 13.665.865,69
<i>Ingresos CO<sub>2</sub></i>	€ 4.505.208,64
<i>Resultado del Ejercicio</i>	-€ 58.066.560,66

<i>Coste Resto Producción Acero [€/t]</i>	-€ 436,29
<i>Coste por tonelada [€/t]</i>	-€ 581,46

*Tabla 4.4: Resultados Globales Caso Alternativo, Valores Específicos*

<b>Ítem</b>	<b>Eólica 400kt BC</b>
<i>CAPEX SOEC</i>	-€ 66,58
<i>CAPEX+OPEX Feedstock SOEC</i>	-€ 230,71
<i>OPEX SOEC</i>	-€ 29,69
<i>CAPEX SOFC</i>	-€ 8,48
<i>OPEX SOFC (Mantenimiento)</i>	-€ 2,84
<i>Gastos Compra Biometano</i>	-€ 85,65
<i>CAPEX ASU</i>	€ -
<i>OPEX ASU</i>	€ -
<i>Ingresos Excedentes FV</i>	€ 153,29
<i>Ingresos Excedentes Oxígeno</i>	€ 80,05
<i>Ingresos Excedentes Hidrógeno</i>	€ 34,16
<i>Ingresos CO2</i>	€ 11,26
<i>Resultado del Ejercicio</i>	-€ 145,17
<i>Coste Resto Producción Acero [€/t]</i>	-€ 436,29
<i>Coste por tonelada [€/t]</i>	-€ 581,46

Como se puede observar en la tabla 4.4, el coste por tonelada se ve reducido significativamente gracias a las mayores ventas de excedentes, tanto energéticos como de productos secundarios. Estos ingresos superan el aumento del CAPEX y OPEX del feedstock, que aumenta al cambiar a una alimentación eólica.

Analizando los costes totales anuales, se puede llegar a la conclusión de que para llevar a cabo este caso alternativo se necesita tanto una mayor inversión inicial como la capacidad de tolerar un resultado del ejercicio con 7.000.000 € más de gastos. Es evidente, por ende, que la mayor capacidad de producción de acero a un coste más barato por tonelada es el mayor aliciente, y tendría sentido para proyectos de mayor escala.

## 4.4 *Análisis Comparativo de los Resultados*

Con los resultados de la planta diseñada en mente, es de especial interés contrarrestarlos con las diferentes alternativas que hay en el mercado, con el fin de determinar su viabilidad y las posibles oportunidades de implementación. Inicialmente se comparan los costes mencionados anteriormente, aunque también se tendrán en cuenta otros factores como la posible evolución de la tecnología empleada o el impacto medioambiental. Se compara el diseño de planta ideado con plantas de acero con producción mediante DRI+EAF con gas natural como agente reductor (NG-DRI-EAF), DRI+EAF con gas natural y captura de carbono NG-DRI-CCU.EAF<sup>1</sup> y DRI-EAF con hidrógeno azul<sup>1</sup> (azul H<sub>2</sub>-DRI-EAF) y amarillo<sup>2</sup> (amarillo H<sub>2</sub>-DRI-AF) como agentes reductores y el horno eléctrico esta alimentado con energía fotovoltaica o eólica .

### 4.4.1 *Comparando con DRI+EAF con gas natural (NG-DRI-EAF)*

El acero producido mediante DRI+EAF con gas natural como agente reductor se produce con un coste de 642,37 €/t (24) (ver Anexo 5 para cálculos), tomando como precio de la energía eléctrica los 82,63 €/MWh que representan el valor medio de la energía comprada en el caso de la planta alimentada por un parque fotovoltaico de 500MW y 35,38 €/MWh como el precio del gas natural. Este valor es entre un 7 y un 11% inferior que los dos casos más realistas que se han analizado con energía fotovoltaica (500 MW con BB y BC), pero un 11,35% superior al valor calculado cuando la SOEC es alimentada con un parque eólico con potencia pico de 500MW.

Para el caso fotovoltaico, la diferencia se haya en que el coste del MWh del hidrógeno producido es entre 30,61 €/MWh (caso con biometano barato) y 37,46 €/MWh (caso con biometano caro) más caro que el del gas natural si se emplea el PCS del hidrógeno. Esta diferencia de coste en el combustible no se compensa con el suministro de energía que puede dotar la planta. Sin embargo, la situación cambia cuando la planta fotovoltaica que alimenta el sistema es 1,45 GW, donde la reducción del LCOH coloca el coste del MWh de combustible entre 5,93 €/MWh más barato que el gas natural y 14,36 €/MWh más caro para los casos de biometano con precio inferior y superior al

---

<sup>1</sup> **Hidrógeno Azul:** Hidrógeno que se obtiene del gas natural (a través de reformado con vapor de metano), pero capturando y almacenando el CO<sub>2</sub> que se libera en el proceso mediante tecnologías de captura y almacenamiento de carbono (CCS)

<sup>2</sup> **Hidrógeno Amarillo:** Hidrógeno que se produce por electrólisis del agua, pero usando electricidad de la red, que puede provenir de fuentes mixtas (renovables y fósiles).

“breakeven” respectivamente. En el caso en el que el hidrógeno producido tiene un coste específico superior al del gas natural, dicha desventaja se compensa con el suministro de energía eléctrica a la planta, haciendo el coste específico por tonelada de acero 3,20 € menor. El coste es 20,19 €/t más barato si el precio del biometano es inferior al de umbral.

En cuanto al caso alternativo de alimentación eólica, el coste de combustible es superior, 131,79 €/t en comparación con 118,37 €/t, en la planta diseñada, pero el suministro de energía eléctrica y la posibilidad de vender los coproductos para aumentar ingresos acaba colocando el precio global por tonelada de acero producida en un valor 66 €/t inferior.

En caso de aplicar captura de carbono<sup>3</sup>, los costes del método de producción aumentan en 37,21 €/t, siendo alrededor de un 25% de ellos atribuibles al transporte y almacenamiento del carbono, mientras que el resto provienen del proceso de captura. Para estos cálculos, se ha tomado en cuenta que el dióxido de carbono se captura mediante un método de captura postcombustión a baja presión con absorción química tipo Cansolv<sup>4</sup>. Al ser este  $CO_2$  capturado de menor pureza que el producido en la reacción en la SOFC, se considera su precio 30 €/t, resultando los ingresos por venta de  $CO_2$  por tonelada de acero producida en 15€/t (se capturan 0,5 toneladas de  $CO_2$  por tonelada de acero producida). Por ende, la planta diseñada tiene unos costes inferiores por 88,21 €/t.

#### **4.4.2 Comparando con DRI+EAF con hidrógenos azul y amarillo**

La comparativa relevante en estos casos se halla en el LCOH de los distintos tipos de hidrógeno. Evidentemente, habrá más diferencias en los costes específicos

---

<sup>3</sup> **Captura de Carbono:** La captura de carbono es una tecnología que separa el  $CO_2$  de los gases industriales o de combustión mediante métodos como absorción química con aminas, adsorción en sólidos, separación por membranas o captura criogénica. Una vez capturado, el  $CO_2$  se comprime y transporta para su almacenamiento subterráneo o reutilización, con el fin de mitigar su impacto en el cambio climático.

<sup>4</sup> **Método de captura post-combustión mediante absorción química con aminas (tipo Cansolv):** Método de captura de carbono aplicado al gas de escape del proceso DRI-EAF. El  $CO_2$  se separa selectivamente al hacerlo reaccionar con un solvente químico que lo absorbe a baja presión. Posteriormente, se libera mediante calentamiento del solvente para su compresión y manejo.

provenientes de la dotación de energía eléctrica a la industria o la venta de los otros productos, pero es interesante analizar la competitividad del hidrógeno producido.

El hidrógeno amarillo reporta un LCOH de 5,46 €/kg de H<sub>2</sub>. Este valor es significativamente superior al de cualquiera de las plantas propuestas, y se debe al alto coste de comprar toda la electricidad de la red y a la ausencia de excedentes a vender.

Por otro lado, el hidrógeno azul tiene costes de 1,78 €/kg de H<sub>2</sub>. Este valor es inferior al calculado en los casos más realistas, tanto con alimentación fotovoltaica como eólica. Esto es lógico pues la compra de gas natural no acarrea ningún tipo de CAPEX ni OPEX provenientes de la alimentación energética, valores que son superiores a lo que se pueda compensar con la venta de excedentes. A pesar de que las plantas de mayor escala sí que proporcionan un LCOH parecido y, con el precio del biometano adecuado, a veces inferior a este, lo más importante a destacar es la autosostenibilidad que proporcionan las plantas diseñadas y, evidentemente, sus cero emisiones de gases de efecto invernadero no biogénicos.

En cuanto a los costes específicos generales, el menor LCOH del hidrógeno azul resulta en un coste de producción de una tonelada de acero verde de 628,06 €/t. Este valor es inferior a la mayoría de los calculados para la planta diseñada, pero la diferencia no es demasiado amplia. De hecho, el caso más optimista del diseño fotovoltaico, la planta de mayor tamaño con menor coste de biometano, y el caso alternativo con energía eólica tienen un coste específico inferior. Además, nuevamente, hay que tener en cuenta que el proyecto ideado incluye costes de capital para una nueva planta de energía fotovoltaica/eólica para alimentar el electrolizador y no emite CO<sub>2</sub> no biogénico.

La planta de hidrógeno amarillo reporta costes de 941,04 €/t, un valor muy superior al del resto de alternativas.

## 5. Conclusiones

A pesar de que ya se han contrastado con anterioridad los costes de producción por tonelada de acero con estudios que reportan costes de producción usando gas natural e hidrógeno azul y amarillo como combustibles mediante el método DRI+EAF, es de especial interés contrastarlo tanto con el método de producción de acero más popular del mercado, el de alto horno y horno básico de oxígeno, y con algunas plantas piloto similares ya en activo y de índole similar.

### *5.1 Posicionamiento y análisis de competitividad de los resultados en el mercado*

La primera forma de posicionar la planta de producción propuesta en el mercado es mediante el coste global de producción de una tonelada de acero. Distintos estudios colocan el coste de producir una tonelada de acero mediante el proceso de alto horno y horno básico de oxígeno sobre los 360€/t, pero este asciende a unos 480€/t en estudios más recientes que tienen en cuenta todos los OPEX (26,27).

No obstante, a pesar de que el proceso BF-BOF continúa siendo más competitivo en términos de coste inmediato, la industria siderúrgica se está desplazando progresivamente hacia configuraciones DRI-EAF por motivos estratégicos, medioambientales y regulatorios. Este cambio responde, principalmente, a la necesidad de descarbonizar la producción de acero, ya que el proceso BF-BOF emite entre 1,8 y 2,2 toneladas de CO<sub>2</sub> por tonelada de acero (28), debido al uso intensivo de carbón coque como agente reductor. En contraste, el proceso DRI puede emplear gas natural o hidrógeno verde, lo que reduce considerablemente las emisiones: el uso de hidrógeno verde permite reducirlas en más de un 90% respecto al BF-BOF tradicional (29). Además, el horno de arco eléctrico sustituye al convertidor de oxígeno y permite fundir hierro o chatarra usando electricidad, lo que facilita la electrificación del proceso y su compatibilidad con energías renovables (30). Esta vía tecnológica también permite un mayor uso de chatarra reciclada y un mayor modularidad, lo que la hace especialmente adecuada en regiones con acceso a electricidad verde. Aunque actualmente el CAPEX de las plantas DRI-EAF sigue siendo elevado, se prevé que este disminuya en torno a un 30% para 2030 gracias a las economías de escala y avances tecnológicos (31).

El hecho de que el proceso DRI-EAF dependa de tecnologías en desarrollo es una parte importante para entender la transición dentro de la industria acerera. Los 627-726 €/t de las plantas diseñadas con alimentación fotovoltaica y los 581 €/t de la planta con

alimentación eólica se hallan aún lejos de estos valores, pero ya están por debajo de las predicciones de hace unos años para sistemas como los diseñados. Los resultados de una investigación realizada por la empresa alemana Ludwig-Bolkow-Systemtechnik GmbH, representados en la figura 5.1, muestran los costes de la producción de acero verde mediante el método de reducción directa y horno de arco eléctrico alimentado por hidrógeno en 2022, los cuales ya son superados por los de la mayoría de las plantas diseñadas en este proyecto(32,33).

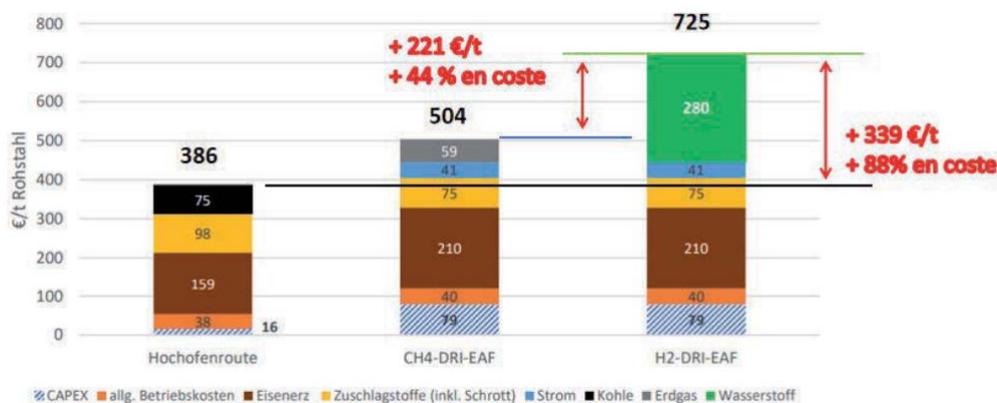


Figura 5.1: Representación de los costes de producción de una tonelada de acero mediante alto horno, DRI+EAF con gas natural y DRI+EAF con hidrógeno en 2022. Estudio realizado por Ludwig-Bolkow-Systemtechnik GmbH

Además, es importante comentar que el método de DRI+EAF con hidrógeno simplemente asume la compra del hidrógeno, lo cual, además de repercutir en el valor final con un menor CAPEX, pero mayor coste de obtención de hidrógeno, no tiene en cuenta los beneficios de la independencia energética que recibe la industria mediante la planta diseñada en este proyecto.

Todas estas ventajas competitivas sobre el método BF-BOF vienen en añadido al incremento de demanda de acero verde por parte de sectores industriales clave como la automoción, la construcción, la energía eólica y los bienes de consumo duradero, cuyos clientes finales exigen cada vez más productos con bajas emisiones asociadas. De hecho, el mercado global del acero verde, valorado en 2.620 millones de USD en 2023, se proyecta que alcanzará los 129.000 millones en 2032, con una tasa de crecimiento anual compuesta de aproximadamente el 54%. Paralelamente, se estima que la demanda concreta de acero bajo en carbono superará los 6,7 millones de toneladas anuales a finales de esta década, impulsada por acuerdos de compra ya vigentes, el 44% de los cuales corresponden al sector del transporte. Además, el acero verde ofrece a las compañías una ventaja competitiva de largo plazo al reducir su exposición a riesgos regulatorios futuros, como impuestos al carbono o barreras de acceso a ciertos mercados, y al facilitar el acceso a capital público. En Europa, se estima que descarbonizar el sector siderúrgico mediante tecnologías basadas en hidrógeno requerirá unos \$130.000 millones de inversión, y

actualmente se están destinando subsidios promedio de 385 USD por tonelada de hierro verde, lo que representa aproximadamente el 32 % de su coste total. Proyectos emblemáticos como Stegra, en Suecia, ya han recaudado más de 6.500 millones de euros para iniciar producción industrial a gran escala en 2026.

Se puede concluir, por ende, que el diseño de planta propuesto se adhiere a una necesidad del mercado, que busca lograr la transición al acero verde de forma sostenible económicamente.

## 5.2 Comparativa con planta proyecto en Noruega. Análisis tecnológico de una planta de acero verde con producción de hidrógeno.

Un estudio hecho por la universidad de Stavanger (34) analiza la posibilidad de alimentar una planta de producción de acero con hidrógeno. El diseño de su planta, visible en la figura 6.1, es similar al ideado en este proyecto, pero no produce la energía localmente ni incluye una SOFC, alimentando, por ende, su electrolizador con la red. Su aporte al proceso de fabricación es, simplemente, el suministro de hidrógeno amarillo, sin ningún tipo de aporte de energía eléctrica.

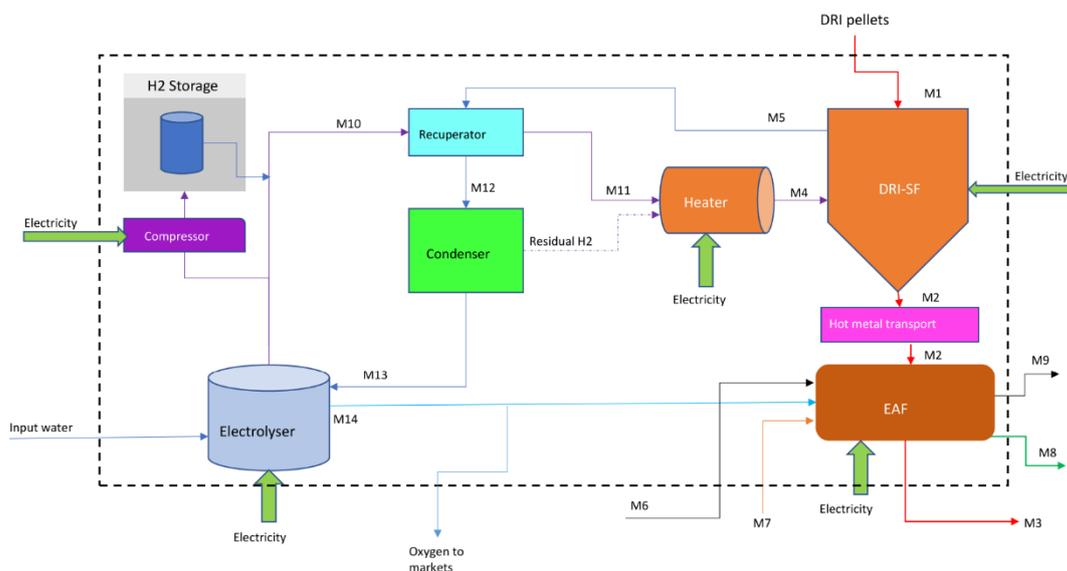


Figura 5.2: Diagrama de planta de una planta de producción de acero suministrada con hidrógeno amarillo en Noruega, ideada por la Universidad de Stavanger.

El estudio tiene en cuenta dos casos, uno con precio de electricidad fijo de \$60/MWh y otro con datos reales de precios del mercado mayoritario en la ciudad de Bergen. En el caso de precio de electricidad fijo, el coste de producir una tonelada de acero verde resulta \$714(€620), mientras que en el de precio de electricidad variable, este fluctúa entre \$622-\$722 (€540-€627), aunque hay que tener en cuenta que en el segundo caso también aumentaron el tamaño del electrolizador, por lo que se ven beneficiados por excedentes y economías de escala.

Estos valores son inferiores a los obtenidos en todos los casos con alimentación fotovoltaica, aunque el caso de una planta con 600kt de producción anual y biometano con precio barato se acerca, y comparable con el de la planta alimentada con energía eólica (€581,46). Sin embargo, estas diferencias se hallan en factores no dependientes en el diseño de la planta.

La primera gran diferencia es el precio de la energía eléctrica tomado en cuenta, lo cual es un factor determinante a la hora de analizar costes, especialmente en la planta noruega pues se alimentan con hidrógeno amarillo. En el caso de precio fijo, toman \$60/MWh (€52,11/MWh) y en el del precio variable la media sale escasamente superior. En cualquier caso, estos valores están muy por debajo de las tarifas medias de compra en el mercado mayoritario de a red eléctrica española. En los casos con alimentación fotovoltaica analizados, los precios de venta en horas de producción solar pico (muy relevante debido al alto porcentaje de la producción energética española que es solar durante esas horas, mayor que un 20%) son comparables, alrededor de los 50€/MWh, pero las tarifas de compra en horas de baja producción solar rondan, y a menudo superan, los 80€/MWh.

La segunda diferencia fundamental es el coste determinado de producir una tonelada de acero mediante reducción directa y arco eléctrico sin tener en cuenta los gastos energéticos ni de combustibles. En el estudio de nuestra planta, estos se establecieron en 436,29 €/t, mientras que para los investigadores noruegos este valor se queda en 402 €/t.

Finalmente, el diseño noruego está ideado para una planta que produce 1000kt/año, lo cual hace que sus análisis económicos se beneficien ampliamente de las economías de escala.

Habiendo analizado estos factores, y con independencia de si una propuesta u otra termina teniendo un precio por tonelada inferior, se puede confirmar que ambos estudios rondan costes similares, lo que valida la propuesta diseñada en este proyecto. Además, en el estudio noruego se empieza a considerar que tan competitivo un proyecto así es en comparación con las plantas de producción de acero tradicionales mediante altos hornos (costes muchas veces entre los 500€/t y los 600€/t) y los resultados son muy positivos.

Esto no solo se debe a que estas plantas ya producen acero a costes de dimensiones comparables, si no que si sumamos a los costes tradicionales, las tarifas por emisiones de CO<sub>2</sub>, la comparativa se tilda a favor de estos diseños de planta novedosos. Además, si el precio de la electricidad bajase por aumentos de generación, serían los métodos con electrolizadores para hidrógeno los más beneficiados.

### ***5.3 Comparativa con HYBRIT, planta piloto en Suecia***

La planta piloto HYBRIT en Luleå (Suecia), operativa desde agosto de 2020, fue desarrollada por SSAB, LKAB y Vattenfall para validar el proceso de reducción directa de mineral de hierro utilizando hidrógeno libre de combustibles fósiles. Esta instalación puede producir aproximadamente 1 tonelada de hierro esponja <sup>5</sup>por hora, alcanzando unas 8 000 toneladas anuales en pleno funcionamiento. Forma parte de una estrategia que incluye, como parte del objetivo principal, la construcción de una planta de electrólisis de agua de 500 MW en Gällivare para generar hidrógeno renovable, junto con almacenamiento subterráneo de hidrógeno en cavernas rocosas de 100 m<sup>3</sup> adyacentes, las cuales operan desde 2022 con una disponibilidad del 94 % y una vida útil simulada de 50 años. La demostración de HYBRIT, con la planta de Gällivare, está concebida para alcanzar una producción de hasta 1,2 Mt de acero crudo anualmente, equivalente al 25 % de la producción total de Suecia, con el potencial de evitar hasta 14,3 Mt de CO<sub>2</sub> en la primera década de operación (35,36).

Es relevante comentar que la planta HYBRIT opera con hidrógeno amarillo, por lo que no genera su propia electricidad ni la aporta a la industria.

En cuanto a costes, se ideó con el objetivo de reducir entre un 25 y un 45% el coste del acero verde producido mediante reducción directa y arco eléctrico. Sin embargo, el LCOH de su hidrógeno aún no alcanza precios competitivos al hallarse entre 8 y 9 €/kg, alejado de los 4,7 €/kg que estima el “European Hydrogen Observatory” o los 3 €/kg que estima S&P Global.

Finalmente, aunque los números globales sobre los costes por tonelada de acero no son públicos, se puede hacer una estimación siguiendo los datos que se tienen disponibles. Tomando como datos los 999 kWh/t de acero producido mediante

---

<sup>5</sup> **Hierro esponja:** Producto sólido poroso obtenido mediante la reducción directa del mineral de hierro, en el que se elimina el oxígeno sin fundir el material. Es una materia prima intermedia para la fabricación de acero.

DRI+EAF, los 8 €/kg de hidrógeno producido, un precio medio de electricidad de 0,085€/kW, un consumo específico de 59,1 kg de hidrógeno por tonelada de acero, un CAPEX y OPEX total excluyendo gastos energéticos de 550 €/t y un consumo de 55 kWh/kg de hidrógeno producido en el electrolizador, se puede seguir la fórmula 6.1 para hallar dicho coste global.

$$p_{tav} = c_{DRI+EAF} * p_{elec} + p_{H_2} * c_{H_2} + CAPEX + OPEX$$

Este valor resulta ser 1107.72 €/t. Es evidente que está muy por encima de los otros valores de referencia en el mercado y de los resultados obtenidos en la planta diseñada en este proyecto. Sin embargo, si se corrige con un factor de escala del 10% siguiendo la fórmula 6.2 se obtiene un coste por tonelada de acero de 774,96 €/t, mucho más cercano al resto de costes comentados a lo largo de esta memoria. Además, se ha de tener en cuenta el alto coste de la electricidad y de los materiales en Suecia para poner en contexto los elevados CAPEX y OPEX a los que se enfrenta HYBRIT.

$$p_{ajustado} = p_{base} * \left(\frac{C_{nueva}}{C_{base}}\right)^{-n_{escala}}$$

## ***6.4 Comentarios finales y comparativa con el mercado general y predicciones***

En la sección 6.3 se hizo una breve mención a los LCOH considerados por distintas organizaciones como necesarios para lograr que la producción de acero verde sea rentable. Incluso los más restrictivos de estos valores, los 3 €/kg estimados por S&P Global por ejemplo, siguen estando por encima de los valores obtenidos en las plantas diseñadas con mayor LCOH. La planta dimensionada para producir 200kt de acero verde anuales y alimentada por un parque fotovoltaico de 500MW tiene un LCOH de 2,87 €/kg. Si en lugar de buscar rentabilidad, se busca comparar con las tecnologías sustitutivas, las predicciones más optimistas sitúan costes de hidrógeno sobre los \$2,50/kg en el año 2030, algo que algunas de las plantas diseñadas ya cumplen. Evidentemente, este número se ve mejorado por la integración de una fuente de energía en el sistema, la cual permite que la venta de excedentes aminore el coste de producir hidrógeno. Esto puede verse como una desventaja escondida, pues es verdad que para lograr un coste de hidrógeno tan bajo es necesario una inversión en capital fuerte que será amortizada a lo largo de la vida útil de los componentes del sistema. Sin embargo, allí también se halla una de las fortalezas del diseño propuesto, la independencia energética dada a la industria y la capacidad de producir hidrógeno barato desde el inicio.

Analizando dicha inversión inicial, es posible concluir que, además, lo que se propone no se haya fuera de lo razonable para la industria acerera. En Arkansas, Estados

Unidos, la empresa US Steel, recientemente adquirida por Nippon Steels, firmó un contrato con Entergy Arkansas y Lightsource BP para elaborar un parque fotovoltaico de 250 MW con el fin de alimentar su planta Big River Steel 2, la cual ya es de horno de arco eléctrico. La operación se cerró con una financiación de \$327 millones, aunque forma parte de un proyecto de expansión de la planta de Big River de \$3.000 millones. De forma similar, el proyecto H2 Green Steel en Boden, Suecia, ha contratado 1 GW de energía hidroeléctrica y eólica como parte de un proyecto de \$6.500 millones que incluye costes de infraestructura para producción eléctrica y todo lo relacionado con el electrolizador y su integración. El gigante australiano, Fortescue, ha aprobado un proyecto de \$750 millones para llevar a cabo el desarrollo del acero verde a nivel industrial y ya está finalizando la construcción de una planta piloto de 1.500 toneladas anuales. Finalmente, ArcelorMittal ha recibido una subvención de €460 millones de la Comisión Europea para desarrollar su proyecto HyDeal, que busca, precisamente, escalar la producción de acero verde mediante reducción directa y horno de arco eléctrico y alimentada por hidrógeno. Las inversiones totales en los diseños propuestos se hayan alrededor de los €100 millones, lo cual aún deja un margen para escalar para satisfacer producciones de acero mayores e incluir gastos operativos y alcanzar cifras similares a las inversiones comentadas. Todo esto hace pensar que las plantas propuestas por este proyecto se hayan enmarcadas dentro de la dirección de la industria y que se adaptan a su situación financiera. El valor añadido de este proyecto se halla en la forma de integrar las dos ya mencionadas ventajas principales: la independencia energética y los bajos costes de producción de hidrógeno, de forma que este diseño es más rentable que sus competidores. Además, la inclusión de la pila no solo aporta regularidad al suministro energético si no que permite aprovechar oportunidades de mercado que permitan la obtención de biometano biogénico barato, como el proveniente de vertederos, lo cual aumentaría aún más la rentabilidad de la planta.

En conclusión, la investigación llevada a cabo en este proyecto augura un futuro positivo a la producción de acero verde cuyo hidrógeno es suministrado mediante un sistema combinado SOFC/SOEC, pues su rentabilidad es amplia. El caso alternativo demuestra que se pueden lograr costes por tonelada de acero aún inferiores empleando energía eólica como alimentación al sistema. Los mayores factores limitantes se hayan en la inversión en parques de producción de energía si se busca alimentar la planta de acero con hidrógeno verde. Alternativamente, se podría seguir la tendencia de varias plantas en la industria y emplear hidrógeno amarillo, aunque se pierde la posibilidad de tener una planta cuasi independiente energéticamente y con suministro interno regular.

## 7 Bibliografía

1. Precio del Gas Natural en España Hoy [Internet]. [cited 2025 Jan 9]. Available from: <https://propanogas.com/alternativas/gas-natural/tarifas/precio-del-gas>
2. Enagas [Internet]. [cited 2025 Jan 9]. Available from: [https://www.enagas.es/es/sala-comunicacion/actualidad/notas-prensa/demanda-gas-natural-2023/?utm\\_source=chatgpt.com](https://www.enagas.es/es/sala-comunicacion/actualidad/notas-prensa/demanda-gas-natural-2023/?utm_source=chatgpt.com)
3. Escudero Olano M. INDUSTRIA INTENSIVA EN ENERGÍA: PANORAMA Y POLÍTICAS RELACIONADAS.
4. Alvarado-Flores J, Ávalos-Rodríguez L. Materiales para ánodos, cátodos y electrolitos utilizados en celdas de combustibles de óxido sólido (SOFC). *Revista Mexicana de Física*. 2012;59.
5. Goldstein L, Hedman B, Knowles D, Freedman SI, Woods R, Schweizer T. Gas-Fired Distributed Energy Resource Technology Characterizations [Internet]. 2003. Available from: <http://www.osti.gov/bridge>
6. Whiston MM, Lima Azevedo IM, Litster S, Samaras C, Whitefoot KS, Whitacre JF. Paths to market for stationary solid oxide fuel cells: Expert elicitation and a cost of electricity model. *Appl Energy*. 2021 Dec;304:117641.
7. Scataglini R, Mayyas A, Wei M, Chan H, Lipman T, Gosselin D, et al. A Total Cost of Ownership Model for Solid Oxide Fuel Cells in Combined Heat and Power and Power-Only Applications. 2015.
8. TOPSOE PtX BRIDGING THE GAP.
9. Iyer S, Kaur G, Haque N, Giddey S. Review of experimental and modelling investigations for solid oxide electrolysis technology. *Int J Hydrogen Energy*. 2024 Jun;72:537–58.
10. Dwivedi S. Solid oxide fuel cell: Materials for anode, cathode and electrolyte. *Int J Hydrogen Energy*. 2020 Sep;45(44):23988–4013.
11. Starr K, Ramirez A, Meerman H, Villalba G, Gabarrell X. Explorative economic analysis of a novel biogas upgrading technology using carbon mineralization. A case study for Spain. *Energy*. 2015 Jan;79:298–309.
12. Ardolino F, Cardamone GF, Parrillo F, Arena U. Biogas-to-biomethane upgrading: A comparative review and assessment in a life cycle perspective. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2021 Apr 1;139.
13. Kanimozhi G, Natrayan L, Angalaeswari S, Paramasivam P. An Effective Charger for Plug-In Hybrid Electric Vehicles (PHEV) with an Enhanced PFC Rectifier and ZVS-ZCS DC/DC High-Frequency Converter. *J Adv Transp*. 2022;2022.
14. Singhal S. Solid oxide fuel cells for stationary, mobile, and military applications. *Solid State Ion*. 2002 Dec;152–153:405–10.

15. Natrayan L, Surakasi R, Paramasivam P, Dhanasekaran S, Kaliappan S, Patil PP. Statistical experiment analysis of wear and mechanical behaviour of abaca/sisal fiber-based hybrid composites under liquid nitrogen environment. *Front Mater.* 2023;10.
16. Du Y, Ling H, Zhao L, Jiang H, Kong J, Liu P, et al. The development of solid oxide electrolysis cells: Critical materials, technologies and prospects. *J Power Sources.* 2024 Jul;607:234608.
17. Villena-Ruiz R, Martín-Martínez S, Honrubia-Escribano A, Ramírez FJ, Gómez-Lázaro E. Solar PV power plant revamping: Technical and economic analysis of different alternatives for a Spanish case. *J Clean Prod.* 2024 Mar;446:141439.
18. BLOOM ELECTROLYZER™. 2023.
19. Zhang X bin, Chen J ye, Yao L, Huang Y hua, Zhang X jun, Qiu L min. Research and development of large-scale cryogenic air separation in China. *Journal of Zhejiang University SCIENCE A.* 2014 May 1;15(5):309–22.
20. Hamayun MH, Ramzan N, Hussain M, Faheem M. Evaluation of Two-Column Air Separation Processes Based on Exergy Analysis. *Energies (Basel).* 2020 Dec 2;13(23):6361.
21. Klotz D, Leonide A, Weber A, Ivers-Tiffée E. Electrochemical model for SOFC and SOEC mode predicting performance and efficiency. *Int J Hydrogen Energy.* 2014 Dec;39(35):20844–9.
22. Habibollahzade A, Gholamian E, Behzadi A. Multi-objective optimization and comparative performance analysis of hybrid biomass-based solid oxide fuel cell/solid oxide electrolyzer cell/gas turbine using different gasification agents. *Appl Energy.* 2019 Jan;233–234:985–1002.
23. Liang W, Han J, Zhu W, Yang J, Lv W, Liu C. A novel pathway for achieving efficient integration of SOFC/SOEC and addressing photovoltaic duck curve challenge. *Energy Convers Manag.* 2024 Apr;306:118326.
24. Benavides K, Gurgel A, Morris J, Mignone B, Chapman B, Kheshgi H, et al. Mitigating emissions in the global steel industry: Representing CCS and hydrogen technologies in integrated assessment modeling. *International Journal of Greenhouse Gas Control.* 2024 Jan 1;131.
25. Iyer S, Kaur G, Haque N, Giddey S. Review of experimental and modelling investigations for solid oxide electrolysis technology. Vol. 72, *International Journal of Hydrogen Energy.* Elsevier Ltd; 2024. p. 537–58.
26. Energy Agency I. Iron and Steel Technology Roadmap Towards more sustainable steelmaking Part of the Energy Technology Perspectives series [Internet]. Available from: [www.iea.org/t&c/](http://www.iea.org/t&c/)
27. Thunder Said Energies. Steel production: costs and energy economics?
28. Guitar MA, Thome A, Britz D. How green will the green-steel production be? *Discover Sustainability.* 2025 May 14;6(1):405.

29. Rübhelke D, Vögele S, Grajewski M, Zobel L. Cross border adjustment mechanism: Initial data for the assessment of hydrogen-based steel production. Data Brief. 2023 Apr;47:108907.
30. Suer J, Traverso M, Jäger N. Carbon Footprint Assessment of Hydrogen and Steel. Energies (Basel). 2022 Dec 14;15(24):9468.
31. Hüttel A, Lehner J. Revisiting Investment Costs for Green Steel: Capital Expenditures, Firm Level Impacts, and Policy Implications [Internet]. 2024. Available from: <https://www.ssrn.com/link/DIW-Berlin-German-Inst-Econ-Res.html>
32. Launching the Green Hydrogen Organisation GH2 Green Hydrogen Organisation. 2021.
33. Philip A, Guminski W. CO2 Abatement in the European Industry Sector - Evaluation of Scenario-Based Transformation Pathways and Technical Abatement Measures.
34. Bhaskar A, Abhishek R, Assadi M, Somehesaraei HN. Decarbonizing primary steel production : Techno-economic assessment of a hydrogen based green steel production plant in Norway. J Clean Prod. 2022 May;350:131339.
35. Pei M, Petäjaniemi M, Regnell A, Wijk O. Toward a Fossil Free Future with HYBRIT: Development of Iron and Steelmaking Technology in Sweden and Finland. Metals (Basel). 2020 Jul 18;10(7):972.
36. Shahabuddin M, Brooks G, Rhamdhani MA. Decarbonisation and hydrogen integration of steel industries: Recent development, challenges and technoeconomic analysis. J Clean Prod. 2023 Apr;395:136391.

## ANEXO A1: Producción Horaria por Estación

Producción Invierno 500MW

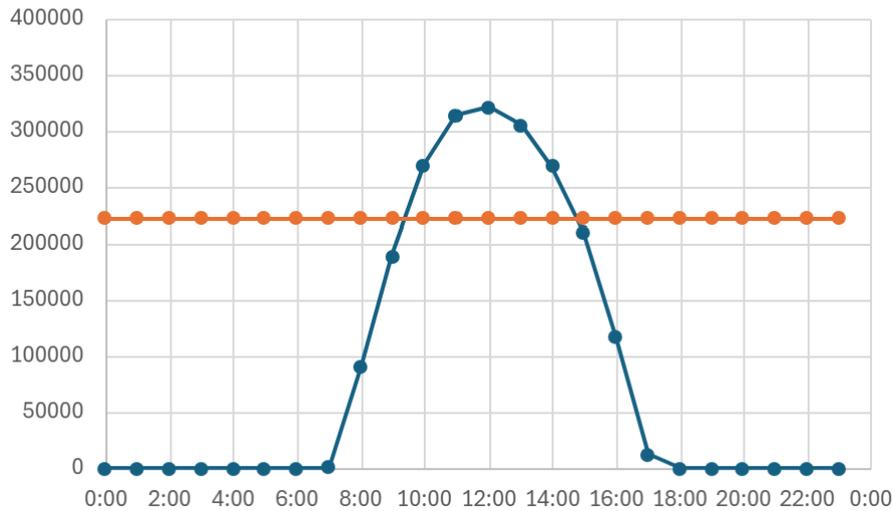


Figura A1.1: Producción fotovoltaica promedio por hora en invierno, planta de 500MW

Producción Primavera 500MW

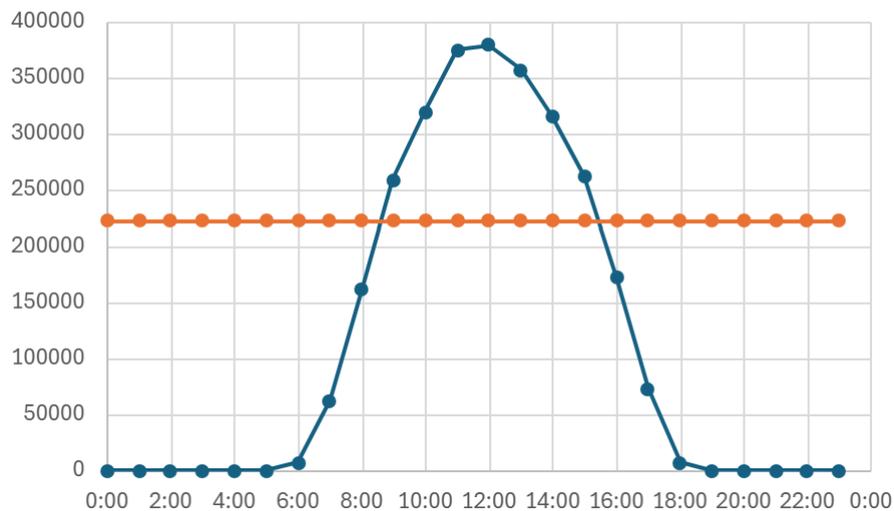


Figura A1.2: Producción fotovoltaica promedio por hora en primavera, planta de 500MW

### Producción Verano 500MW

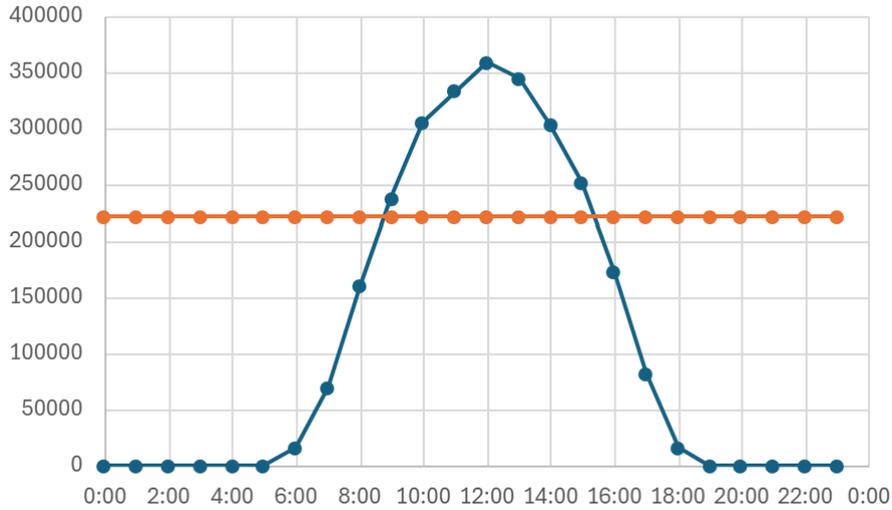


Figura A1.3: Producción fotovoltaica promedio por hora en verano, planta de 500MW

### Producción Otoño 500MW

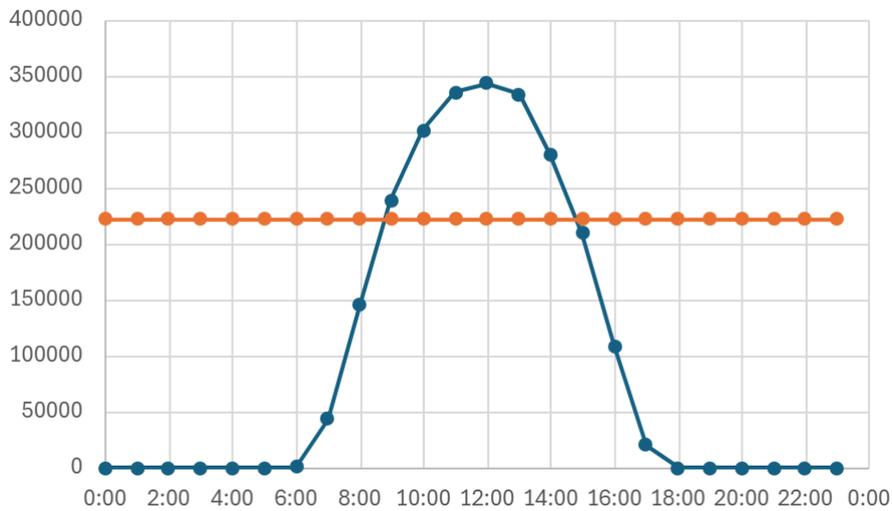
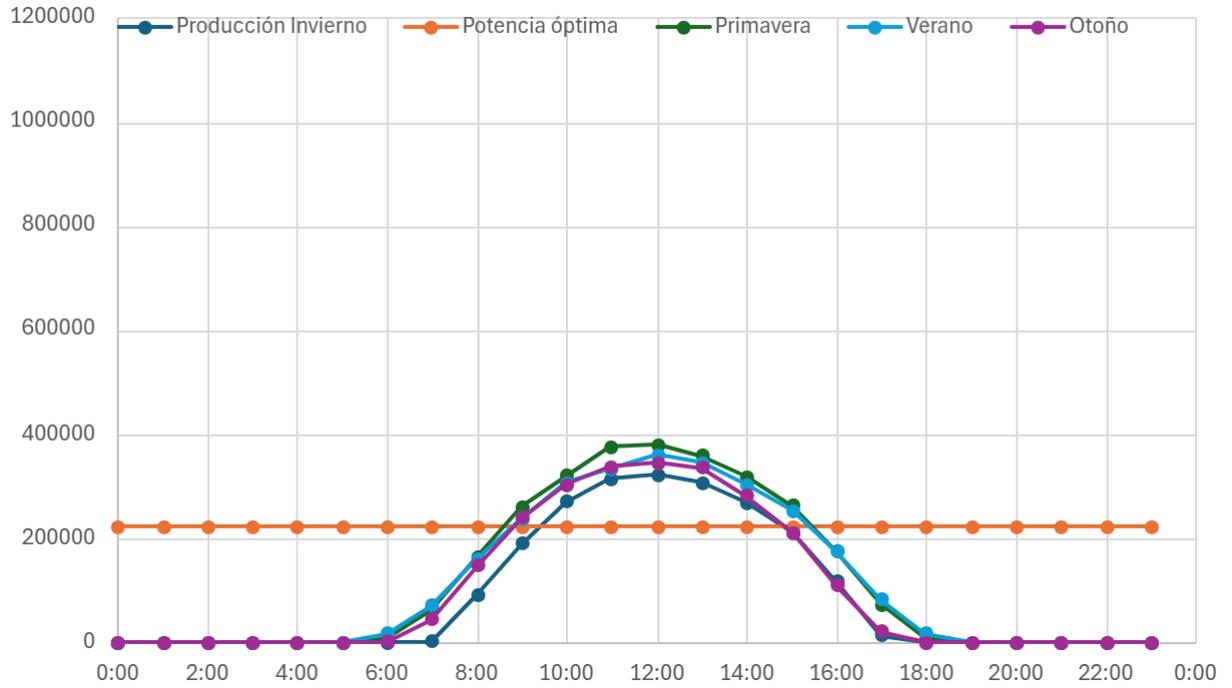


Figura A1.4: Producción fotovoltaica promedio por hora en otoño, planta de 500MW

### Producción FV por Estaciones



*Figura A1.5: Comparativa producción fotovoltaica por estación en promedios por hora, planta 500MW*

### Producción Invierno 1,45GW

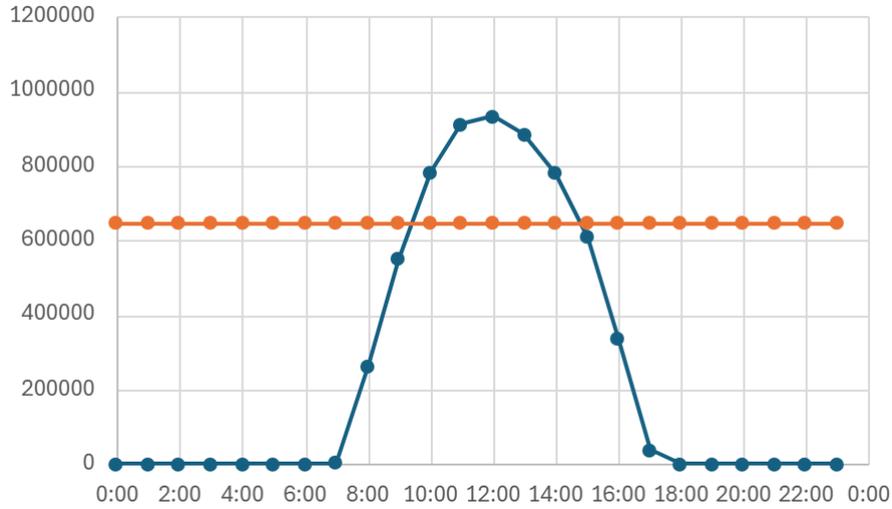


Figura A1.6: Producción fotovoltaica promedio en invierno por hora, planta de 1,45GW

### Producción Primavera 1,45GW

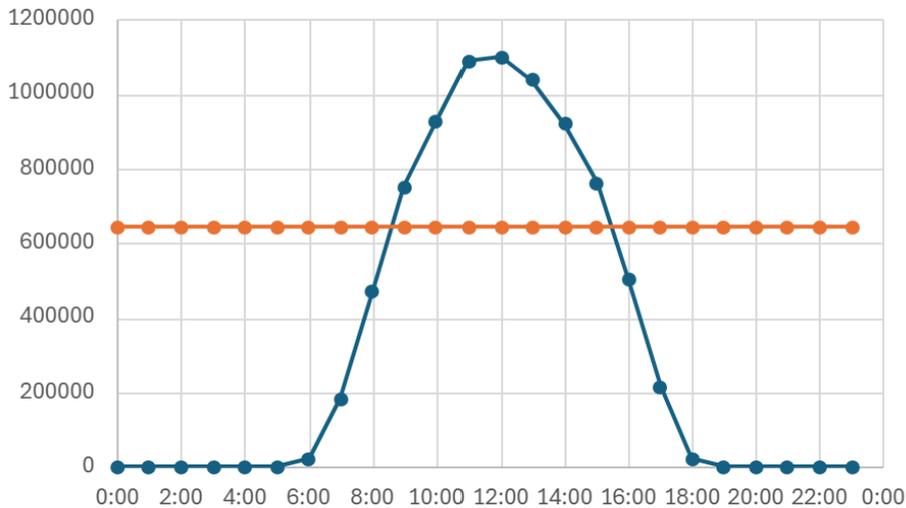


figura A1.7: Producción fotovoltaica promedio en primavera por hora, planta de 1,45GW

Producción Verano 1,45GW

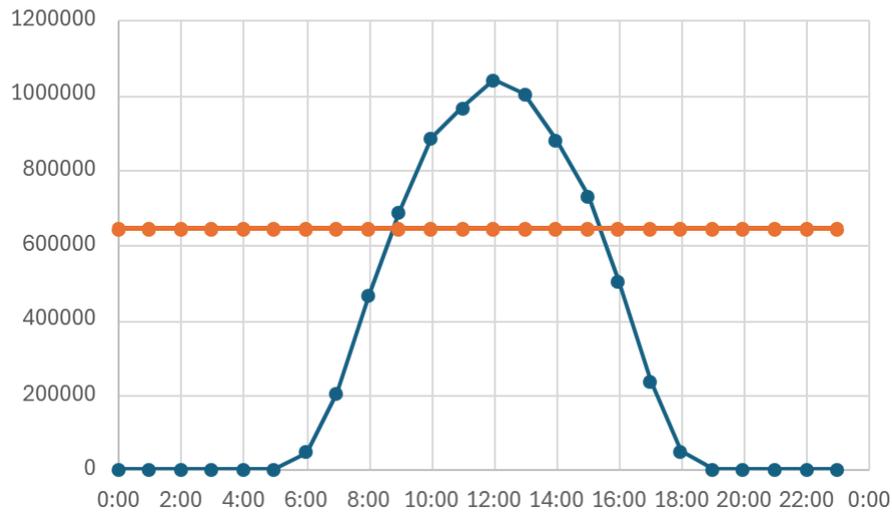


Figura A1.8: Producción fotovoltaica promedio por hora en verano, planta de 1,45GW

Producción Otoño 1,45GW

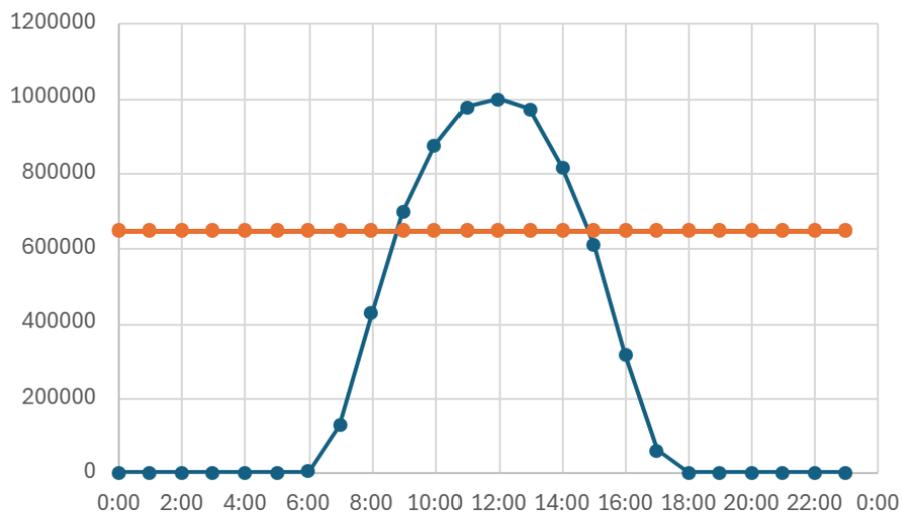
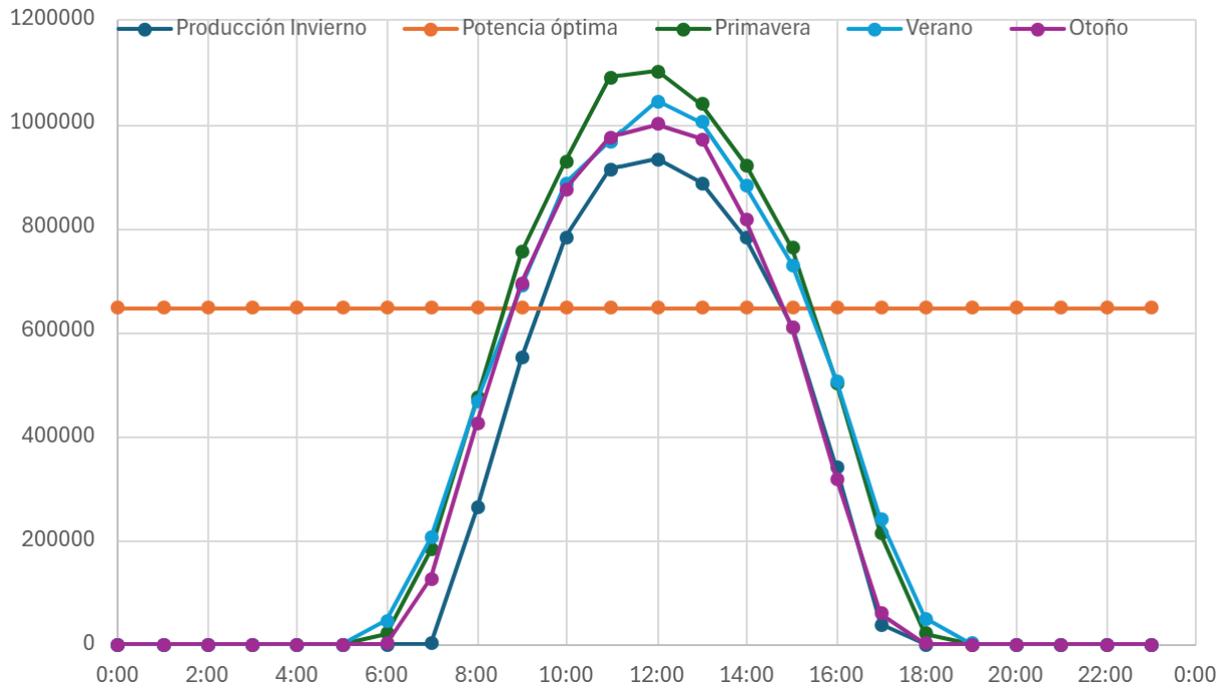


figura A1.9: Producción fotovoltaica promedio por hora en otoño, planta de 1,45GW

### Producción FV por Estaciones



*Figura A1.10: Comparativa producción fotovoltaica por estación en promedios por hora, planta 1,45GW*

## ANEXO A2: Excedentes Fotovoltaicos



Figura A2.1: Excedentes fotovoltaicos por estación y hora, planta de 500MW



Figura A2.2: Excedentes fotovoltaicos por estación y hora, planta de 1,45GW

## ANEXO A3: LCOH SOEC

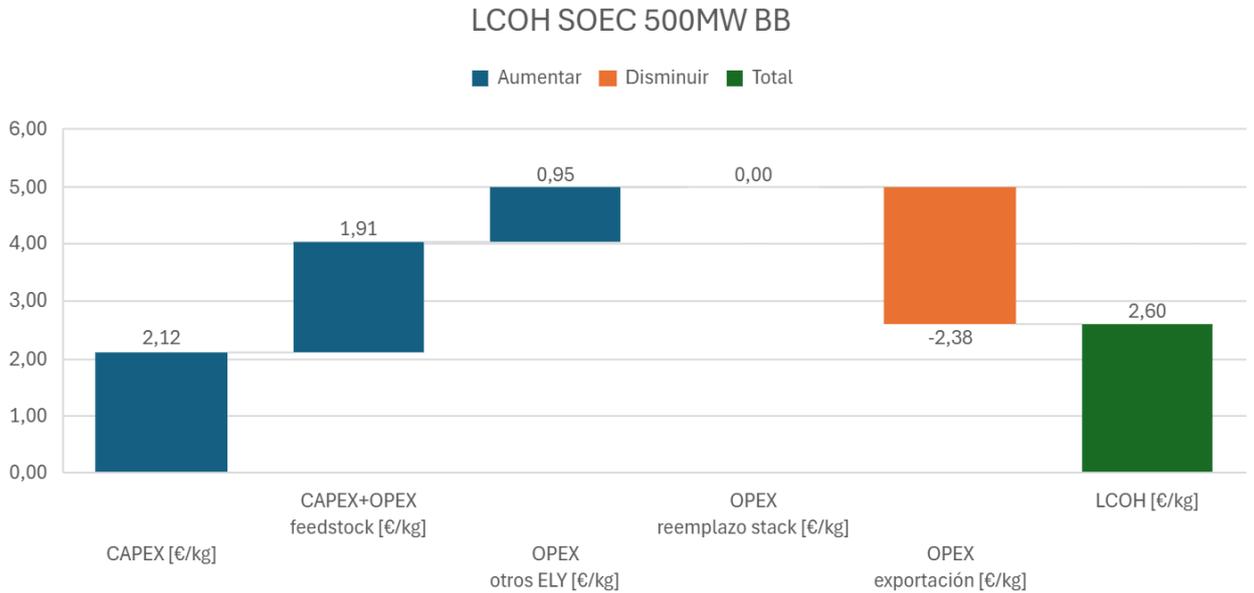


Figura A3.1: LCOH SOEC, planta fotovoltaica de 500MW y precio del biometano debajo del umbral.

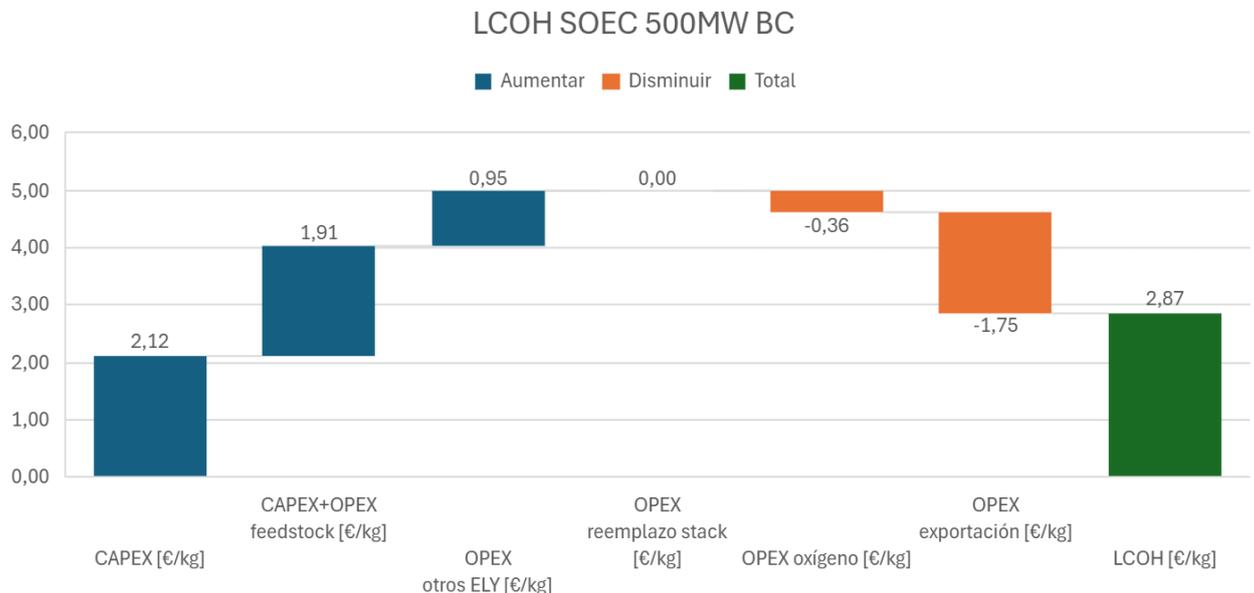
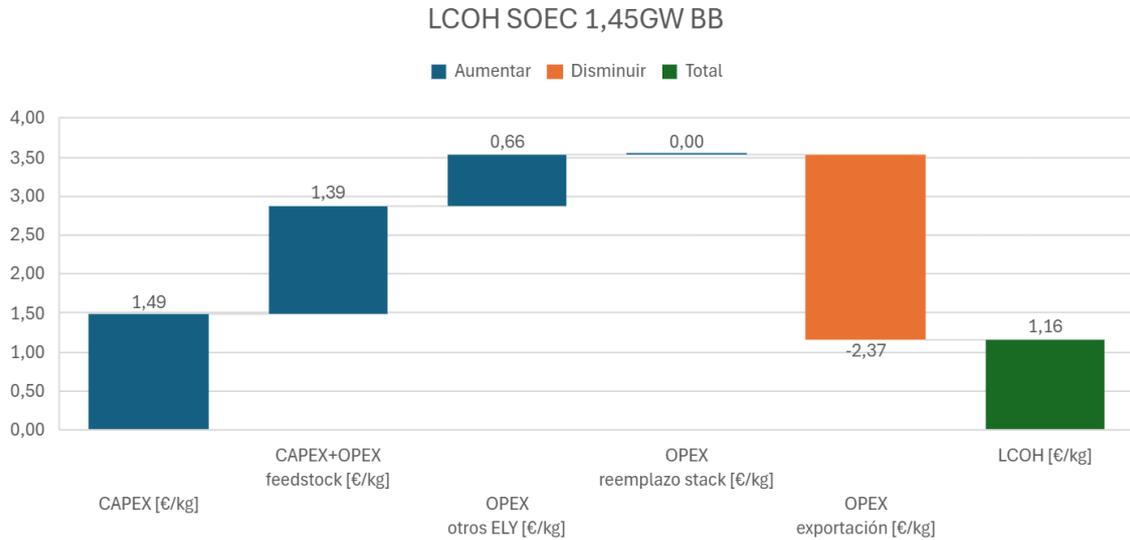
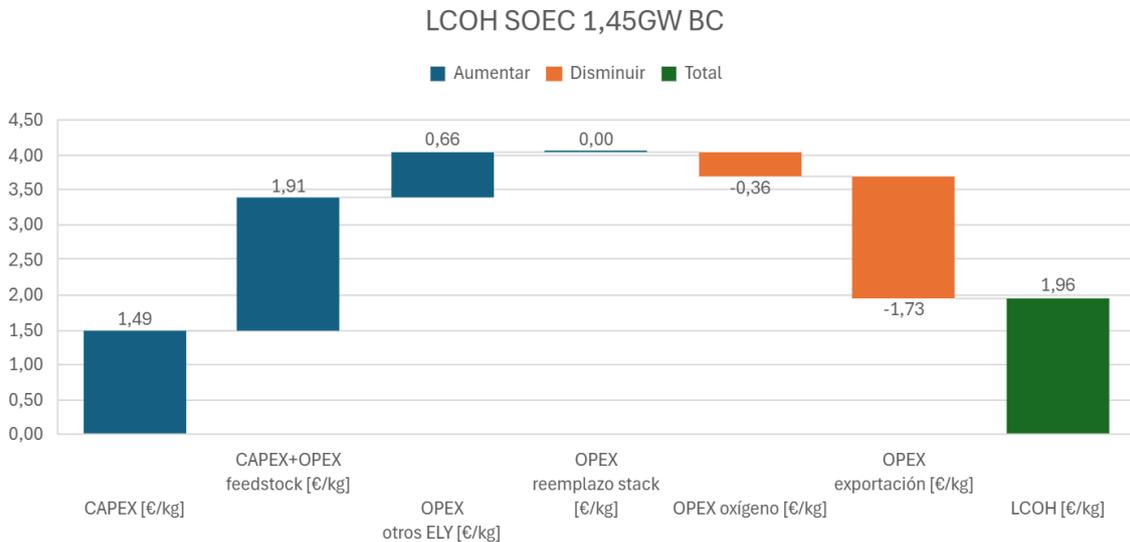


Figura A3.2: LCOH SOEC, planta fotovoltaica de 500MW y precio del biometano por encima del umbral



*Figura A3.3: LCOH SOEC, planta fotovoltaica de 1,45GW y precio del biometano debajo del umbral*



*Figura A3.4: LCOH SOEC, planta fotovoltaica de 1,45GW y precio del biometano por encima del umbral*

## ANEXO A4: Cálculo del Coste de Producir una Tonelada de Acero sin Incluir los Costes Energéticos

K. Benavides et al(24) publica valores para el “Levelized Cost of Steel” (LCOS) de un acero producido mediante horno de arco eléctrico y reducción directa en dólares para los distintos agentes reductores. Además, también detalla todos los datos usados para calcular dicho valor, desde el consumo energético tomado en cuenta en cada una de las fases de producción hasta el consumo específico de cada agente reductor por tonelada de acero producido pasando por el precio del kWh adquirido de la red tomado en cuenta.

El objetivo era lograr un coste de producción de una tonelada de acero sin tener en cuenta los costes energéticos y que se adapte a los valores empleados en este proyecto. Para ello, se han ido quitando del LCOS los distintos costes energéticos y se han ido adaptando, mediante factores de corrección, los valores intermedios para que el valor final refleje los parámetros del proyecto.

Sin embargo, antes de hacer todo lo comentado, se pasaron todos los valores en dólares a euros, para lo que se usó el factor de cambio a día 3 de mayo de 2025. Para todos los cálculos que prosiguen se ha usado el LCOS para un proceso de reducción directa con gas natural, aunque se ha comprobado que todos los valores dados por K.Benavides et al son coherentes y concluirían en el mismo valor base genérico.

Primero, se obtiene el ya comentado consumo eléctrico de producir una tonelada de acero, el cual venía desglosado.

$$C_{total} = C_{reducción\ directa} + C_{carco\ eléctrico} + C_{hot\ rolling}$$

A continuación, se calcula el consumo eléctrico para el caso de K.Benavides et al.

$$C_{electricidad} = C_{total} * p_{electricidad\ Benavides}$$

Además, también se puede obtener directamente el consumo de gas natural para luego restarlo:

$$C_{gas\ natural} = C_{gas\ natural} * p_{gas\ natural\ Benavides}$$

Por lo tanto, el LCOS sin costes energéticos resulta (Corrijo para el factor de escala?):

$$LCOS_{sce} = LCOS_{original} - C_{gas\ natural} - C_{electricidad}$$

## ANEXO A5: Cálculo del Coste de Producir una Tonelada de Acero Mediante DRI+EAF con Agentes Reductores Alternativos

Estos cálculos parten del valor obtenido para la producción de acero mediante DRI+EAF sin tener en cuenta los costes energéticos calculado según el método descrito en el anexo A4. El resto de números referenciados provienen de K.Benavides et al (24) y de los valores obtenidos en este proyecto propio. Se emplea como coste de electricidad de la red 82,63 €/MWh, pues es el precio medio de la electricidad adquirida en las plantas propuestas alimentadas por un parque fotovoltaico de 500MW. El coste del gas natural en España se toma como 35,38 €/MWh. Al igual que en el resto del proyecto, la demanda eléctrica de producir una tonelada de acero mediante DRI+EAF se establece como 999 kWh/t.

A partir del valor obtenido según el anexo y las demandas establecidas en el documento de K.Benavides, se suman los gastos energéticos que se habían quitado con anterioridad, pero con los precios españoles:

$$LCOS_{nuevo,esp} = LCOS_{sce} + c_{electrica} * p_{electricidad\ esp} + c_{gas\ natural} * p_{gas\ natural\ esp}$$