

Trabajo Fin de Máster
Máster Universitario en Ingeniería Industrial

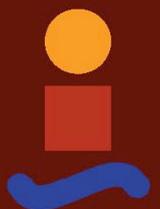
Análisis técnico-económico de la conversión de una
planta de amoniaco con reformado de vapor en una
planta de amoniaco verde

Autor: Rafael García Gómez

Tutor: David Velázquez Alonso

Dpto. de Ingeniería Energética

Sevilla, 2023



Trabajo Fin de Máster
Máster Universitario en Ingeniería Industrial

Análisis técnico-económico de la conversión de una planta de amoníaco con reformado de vapor en una planta de amoníaco verde

Autor:

Rafael García Gómez

Tutor:

David Velázquez Alonso

Dpto. de Ingeniería Energética
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2023

Agradecimientos

Hoy es un día muy especial para mí: pongo fin a mi etapa universitaria tras siete años. Una etapa que me ha aportado todo lo que soy hasta ahora, desde valores como el esfuerzo, disciplina y otras competencias propias del ingeniero moderno hasta competencias de la calle como la amistad, lealtad y desarrollo de la inteligencia emocional. Sin embargo, lo más importante que me llevo son todas las experiencias y amigos que me han acompañado durante este tiempo, que formarán parte de mis recuerdos para siempre.

En primer lugar, a mi familia, por ser un apoyo incondicional desde la distancia durante todos estos años de sacrificio, ya que si no fuera por ellos no hubiera llegado hasta aquí, haciéndome valorar aún más la importancia del trabajo duro, constancia y la recompensa que se obtiene.

A David, por haberme dado la oportunidad de realizar este trabajo sobre el área que me apasiona: la energía y la descarbonización. Sin duda he aprendido muchísimo realizando este proyecto y espero que sea una motivación e inspiración durante mis primeros años dentro del mundo laboral. También, al resto de profesores que me han impartido clase, su impecable labor ha sido clave en mi desarrollo académico.

A todos los compañeros de piso con los que he convivido durante esta etapa, sois tantos que no os puedo ni nombrar, pero de todos y cada uno de vosotros me he llevado alguna enseñanza.

A todos los amigos que han compartido conmigo esta bonita etapa, ha sido un camino muy complicado lleno de obstáculos, pero, al final, este camino ha sido recorrido, sin vosotros no hubiera sido posible llegar hasta el final, en especial a Miguel, mi compañero leal que ha caminado junto a mí desde el primer al último día.

Y, por último, a mi familia del Erasmus, por muchos años que pasen siempre seréis eternos en mi memoria, una prueba de que por muy larga que sea la distancia que nos separe las experiencias que hemos vivido juntos siempre nos mantendrán unidos, en especial a Paula y Laura, mis guías espirituales allá adonde vaya.

Resumen

Las actuales políticas energéticas dictaminadas por la Comisión Europea persiguen como último objetivo la descarbonización de la economía para 2050, siendo dicho proceso acelerado debido al conflicto bélico vivido en la actualidad. Centrándose el presente trabajo en la descarbonización del sector industrial, se ha demostrado que la electrificación de los diferentes procesos industriales a través de energías limpias posee una muy alta eficiencia. El vector energético para una electrificación libre de emisiones y de combustibles fósiles que se está extendiendo con una mayor celeridad es el hidrógeno verde, que es producido a través de electrolizadores, ya que posee una gran variedad de usos, como: materia prima, combustible y medio de almacenamiento de energía.

El presente TFM realiza un análisis técnico y económico sobre la viabilidad de sustituir el proceso de reformado de vapor de una planta real de amoníaco de producción media por un conjunto de electrolizadores PEM accionados por electricidad proveniente de un campo fotovoltaico, con un sistema de baterías para que la planta pueda operar en continuo. También se considera incorporar los equipos necesarios para que el proceso sea libre de emisiones. Por último, se realiza un modelo de optimización para estudiar la viabilidad de una planta híbrida entre producción de amoníaco verde y gris.

Abstract

The current energy policies dictated by the European Commission pursue the decarbonisation of the economy by 2050 as the ultimate objective, and this process is being accelerated due to the current war conflict. Focusing the present work on the decarbonisation of the industrial sector, it has been demonstrated that the electrification of the different industrial processes by means of clean energies has a very high efficiency. The energy vector for emission-free and fossil fuel-free electrification that is spreading most rapidly is green hydrogen, which is produced by electrolyzers, as it has a wide variety of uses as a raw material, fuel and energy storage medium.

This TFM carries out a technical and economic analysis of the feasibility of replacing the steam methane reforming process of a real medium production ammonia plant with a set of PEM electrolyzers driven by electricity from a photovoltaic field, with a battery system so that the plant can operate continuously. It is also considered to incorporate the necessary equipment to make the process emission-free. Finally, an optimisation model is carried out to study the feasibility of a hybrid plant between green and grey ammonia production.

Índice

Agradecimientos	¡Error! Marcador no definido.
Resumen	¡Error! Marcador no definido.
Abstract	7
Índice	8
Índice de Tablas	10
Índice de Figuras	12
1 Introducción	16
1.1. Contexto social, político y tecnológico	16
1.2. Motivación del estudio	17
1.3. Demanda de energía en el sector industrial de la UE	19
1.4. Tecnologías actuales de producción de calor por electrificación directa	22
1.4.1. Bombas de calor	23
1.4.2. Calderas eléctricas de vapor	25
1.4.3. Calderas eléctricas de aceite térmico	28
1.5. Tecnologías actuales de producción de calor por electrificación indirecta: hidrógeno	28
1.5.1. Electrolizadores alcalinos	29
1.5.2. Electrolizadores PEM	30
1.5.3. Electrolizadores de óxido sólido	31
1.6. Usos del hidrógeno en el sector industrial	32
1.6.1. Materia prima	33
1.6.2. Combustible	34
1.6.3. Medio de transporte y almacenamiento energético	35
1.7. Costes de producción del hidrógeno	36
2 Análisis técnico de una aplicación práctica	38
2.1. Descripción del proceso	38
2.1.1. Desulfuración	40
2.1.2. Reforming primario	40
2.1.3. Reforming secundario	41
2.1.4. Shift conversión	41
2.1.5. Eliminación de CO ₂	41
2.1.6. Metanación	41
2.1.7. Compresión y síntesis de NH ₃	41
2.2. Necesidades de calor	42
2.3. Modificaciones propuestas	46
2.3.1. Comparación y selección de modelos de electrolizadores	48
2.3.2. Medios de generación de energía eléctrica renovable	50
2.3.3. Escenario 1. Producción de vapor de alta presión a través de la quema de H ₂	53
2.3.4. Escenario 2. Implantación de compresores eléctricos	60
2.3.5. Resumen de resultados técnicos de la alternativa seleccionada	64
2.3.6. Comparación de resultados con distintos estudios bibliográficos	64

3	Análisis económico de las modificaciones	67
3.1.	<i>Estimación de los costes de capital</i>	67
3.1.1.	Coste de los equipos	67
3.1.2.	Coste de instalación	70
3.1.3.	Otros costes de inversión	71
3.1.4.	Capital circulante	73
3.1.5.	Coste de inversión total de la modificación	73
3.2.	<i>Estimación de los costes de producción</i>	74
3.2.1.	Costes de operación variables	74
3.2.2.	Costes de operación fijos	75
3.2.3.	Costes de producción totales	76
3.3.	<i>Estimación de los ingresos de la planta</i>	77
3.4.	<i>Tipo de préstamo para realizar la inversión</i>	77
3.5.	<i>Evaluación de la rentabilidad de la inversión</i>	78
3.5.1.	Cálculo del VAN y del TIR	78
3.5.2.	Precio mínimo de venta	80
3.5.3.	Análisis de sensibilidad respecto a productos y materias primas	82
3.5.4.	Análisis de sensibilidad de un modelo híbrido entre producción de H ₂ verde y gris	85
4	Conclusiones	96
4.1	<i>Conclusiones técnicas</i>	96
4.2	<i>Conclusiones económicas</i>	96
4.3	<i>Conclusiones generales</i>	97
5	Bibliografía	99

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Modelos comerciales de calderas de vapor de resistencia disponibles.	26
Tabla 2. Modelos comerciales de calderas de vapor de electrodos disponibles.	27
Tabla 3. Modelos comerciales de calderas eléctricas de aceite térmico disponibles.	28
Tabla 4. Lista de modelos comerciales de electrolizadores alcalinos.	30
Tabla 5. Lista de modelos comerciales de electrolizadores tipo PEM.	31
Tabla 6. Modelo comercial de electrolizador SOEC.	32
Tabla 7. Procesos de producción de H ₂ aplicados en función de la materia prima utilizada (1990). [49]	39
Tabla 8. Composición del gas natural utilizado.	42
Tabla 9. Consumos de gas que se deben suministrar a la planta de amoníaco.	43
Tabla 10. Datos de gas de purga producido y consumo total de gas como utility.	43
Tabla 11. Consumos de vapor de alta presión en las instalaciones.	44
Tabla 12. Consumos de vapor de media presión en las instalaciones.	44
Tabla 13. Consumos de vapor de baja presión de las instalaciones.	45
Tabla 14. Consumos de BFW de las instalaciones.	45
Tabla 15. Consumos de todas las utilities de las instalaciones.	46
Tabla 16. Principales características de los modelos de electrolizadores disponibles a nivel comercial.	49
Tabla 17. Caudales de los combustibles necesarios para la producción de HPS.	55
Tabla 18. Caudales de los combustibles necesarios para mantener las condiciones del depósito de HPS.	55
Tabla 19. Modelos de calderas de electrodos seleccionados y sus consumos.	56
Tabla 20. Consumos del calentamiento de los condensados.	56
Tabla 21. Consumos globales de vapor del escenario 1.	57
Tabla 22. Número de electrolizadores y consumo eléctrico de los mismos en el escenario 1.	58
Tabla 23. Consumo eléctrico de la ASU.	58
Tabla 24. Puntos de consumo eléctrico de la alternativa 1 y su demanda.	58
Tabla 25. Consumos eléctricos anuales de la planta de la alternativa 1.	59
Tabla 26. Datos más característicos del sistema de generación de energía renovable de la planta del escenario 1.	59
Tabla 27. Consumo global de energía y por utilities de la alternativa 1.	59
Tabla 28. Puntos de demanda y generación de LPS en las instalaciones.	60
Tabla 29. Modelos de compresores eléctricos para el proceso y sus principales características.	61
Tabla 30. Número de electrolizadores y consumo eléctrico de los mismos en el escenario 2.	62
Tabla 31. Puntos de consumo eléctrico del escenario 2 y su demanda.	62
Tabla 32. Puntos de consumo de agua demi en el proceso.	63
Tabla 33. Consumo global de energía y por utilities del escenario 2.	63

Tabla 34. Consumos eléctricos anuales de la planta del escenario 2.	63
Tabla 35. Datos más característicos del sistema de generación de energía renovable de la planta del escenario 2.	64
Tabla 36. Principales características de la planta de amoníaco verde	64
Tabla 37. Comparativa de números índice de consumo entre la planta objeto de estudio y guías de MTD.	65
Tabla 38. Comparativa de números índice entre la planta objeto de estudio y distintos ejemplos.	65
Tabla 39. Lista de componentes y servicios que ofrece <i>Siemens</i> al adquirir el electrolizador <i>Silyzer 300</i> . [39]	67
Tabla 40. Constantes k_i para la correlación de costes de equipos para cada equipo específico. [68]	69
Tabla 41. Constantes k_i para la correlación de costes de equipos para cada equipo específico. [68]	69
Tabla 42. Factor de instalación para cada tipo de equipo. [53]	70
Tabla 43. Valores del exponente de coste en función del tipo de equipo. [69]	71
Tabla 44. Costes de los equipos de la referencia y del presente trabajo considerando la inflación. [53]	71
Tabla 45. Conceptos y factores multiplicadores del método de Chilton. [70]	72
Tabla 46. Coste total de inversión de la electrificación de la planta de amoníaco.	74
Tabla 47. Estimación de los distintos conceptos del coste fijo de operación. [73]	75
Tabla 48. Número de trabajadores según el tipo de equipo. [69]	75
Tabla 49. Coste total de producción de la electrificación de la planta de amoníaco.	76
Tabla 50. Comparación entre el OPEX estimado y el de otras simulaciones de bibliografía.	77
Tabla 51. Ingresos totales anuales de la planta de amoníaco verde.	77
Tabla 52. Parámetros generales para calcular el VAN.	79
Tabla 53. VAN y TIR del proyecto objeto de estudio.	79
Tabla 54. Precio mínimo de venta del amoníaco producto. [60]	80
Tabla 55. Comparación entre el precio mínimo de venta de las baterías y el precio actual. [67]	82
Tabla 56. Precios de mercado de amoníaco y gas durante los últimos años y TIR del proyecto. [75], [78]	84
Tabla 57. Desglose del precio de producción de hidrógeno gris en la planta original con SMR.	85
Tabla 58. Análisis de sensibilidad de la rentabilidad del proyecto en función del número de electrolizadores.	86

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Consumo de energía final en la UE por sector en 2019. [7]	18
Figura 2. Distribución de emisión de GEI por sector en la Unión Europea (2019). [8]	18
Figura 3. Nivel de pérdidas energéticas según su origen en 2020. [8]	19
Figura 4. Nivel de pérdidas energéticas según su origen en 2020. [8]	19
Figura 5. Distribución de la demanda energética en la industria en la UE. [9]	20
Figura 6. Distribución y niveles térmicos de demanda de energía por subsectores del sector industrial en la UE en 2015. [11]	21
Figura 7. Demanda de energía en la industria según el nivel térmico en la UE. [11]	22
Figura 8. Clasificación de las tecnologías Power-to-Heat en función del nivel térmico del calor que producen.	23
Figura 9. Potencial reemplazo del gas natural como fuente energética en el sector industrial por bombas de calor, según el nivel térmico. [12]	24
Figura 10. Funcionamiento de las bombas de calor. [12]	24
Figura 11. Modelo de caldera eléctrica de vapor de resistencia de la empresa <i>ATTSU</i> . [14]	25
Figura 12. Tipos de calderas eléctricas de vapor de electrodos: a. Caldera de electrodos sumergidos, b. Caldera de electrodos separados. [13]	27
Figura 13. Esquema del funcionamiento de un electrolizador alcalino. [32]	30
Figura 14. Esquema del funcionamiento de un electrolizador PEM. [32]	31
Figura 15. Esquema del funcionamiento de un electrolizador de óxido sólido. [32]	32
Figura 16. Logística del hidrógeno. [42]	35
Figura 17. Rangos de precios de distintos tipos de hidrógeno y sus previsiones de futuro. [47]	36
Figura 18. Diagrama de proceso para la producción de amoníaco. [50]	40
Figura 19. PFD de la ASU a partir de una simulación en ASPEN Plus. [53]	47
Figura 20. Diagrama de bloques de la nueva configuración del proceso.	48
Figura 21. Modelo <i>Silyzer 300</i> de <i>Siemens</i> . [39]	49
Figura 22. Evolución de la producción de electricidad de la fotovoltaica a lo largo de un día soleado en Andalucía. [55]	51
Figura 23. Nº medio de horas de sol en Cádiz y Huelva en el periodo 1981-2010. [56]	51
Figura 24. Modelo de batería de flujo redox de vanadio Rongke Power. [57]	52
Figura 25. Modelo de quemador RPD, con potencia de entre 500 y 80.000 kW. [58]	54
Figura 26. Modelo de compresor con motor eléctrico de la empresa <i>Burckhardt Compression AG</i> . [60]	61
Figura 27. Modelo de motor eléctrico de 11 kV de <i>Menzel Elektromotoren</i> . [61]	61
Figura 28. Variación del VAN del proyecto en función del precio del amoníaco.	80
Figura 29. Variación del VAN en función del precio de la electricidad.	81
Figura 30. Variación del VAN en función del precio de las baterías.	81
Figura 31. Comparación entre los precios del amoníaco y gas en los últimos años en Europa. [75], [78]	82

Figura 32. Relación entre el precio del amoniaco y el gas.	83
Figura 33. Variación del VAN en función del precio del gas natural.	83
Figura 34. Variación del VAN del proyecto en función del caudal de amoniaco verde producido.	94
Figura 35. Variación del TIR del proyecto en función del número de electrolizadores.	94
Figura 36. Comparación entre producción de energía solar y eólica en España en 2022. [80]	97

1 INTRODUCCIÓN

1.1. Contexto social, político y tecnológico

El movimiento legislativo desarrollado por la Unión Europea, concretamente la Comisión Europea, para combatir el cambio climático comenzó en 2014 con la fundación de la Unión de la Energía, como uno de los cinco principales objetivos de la agenda estratégica europea. La principal finalidad de la misma es la unificación de las políticas de cada país miembro para su contribución a unos objetivos y políticas en materia de energía y clima ambiciosamente marcados para el año 2030. Dichos objetivos fueron marcados en consonancia con los dictaminados en el Acuerdo de París de 2015 que serían: reducción del 40% de la emisión de gases de efecto invernadero (GEI) comparado con 1990, consumo de energía renovable del 27%, aumento de la eficiencia energética en un 27% e interconexión eléctrica del 10%, además de lograr una mayor seguridad en el suministro energético. [1], [2]

El marco legislativo de la Comisión Europea continuó con un avance progresivo en sus políticas de energía y clima, con la creación a finales de 2019 de una nueva estrategia denominada *Green Deal*, en la cual se desglosan los objetivos y la hoja de ruta de las políticas y medidas clave para su consecución, estando estructurada en 8 elementos clave, imponiendo objetivos más ambiciosos para los años 2030 y 2050, donde se debe alcanzar la descarbonización de la sociedad. De esta manera, la Unión Europea se encargó de impulsar a los Estados Miembros para que pusieran las herramientas para alcanzar los objetivos a nivel estatal. En el caso de España, éstos se encuentran plasmados en el Plan Nacional Integrado de Energía y Clima (PNIEC), redactado en 2020. [3]

A principios de 2022, y en consonancia con el contexto social en el que se encuentra la sociedad actualmente, estalló una agresión militar injustificada de Rusia contra Ucrania, hecho que ha perturbado incommensurablemente el sistema energético global, y más concretamente, el de la Unión Europea, derivando principalmente en una enorme subida de los precios de la energía. Por tanto, este hecho ha provocado un aumento de la preocupación hacia la seguridad energética ya que ha quedado patente la dependencia de Europa de las importaciones de gas y petróleo rusos.

De esta forma, con el principal objetivo de reducir rápidamente la dependencia de los combustibles fósiles procedentes de Rusia y minimizar las consecuencias de este conflicto bélico, se desarrolla una nueva estrategia denominada *Plan REPowerEU*, con el fin de acelerar la transición energética hacia una energía limpia, y así, fortalecer el sistema energético europeo. Para lograr los objetivos propuestos en este plan resulta fundamental la actualización de los PNIEC de los distintos Estados Miembros ya que favorecen el aumento de confianza de los inversores y la previsibilidad de la inversión.

Las medidas propuestas se encuentran basadas en el paquete de propuestas *Fit for 55*, que se compone principalmente de: ahorrar energía, diversificar los suministros, sustituir rápidamente los combustibles fósiles y combinar eficazmente inversiones y reformas. Para lograr estas medidas, se marcan los siguientes objetivos:

- Ahorro energético. Se propone una disminución del 30% en el consumo de gas para 2030, y más de un tercio debe derivar del cumplimiento del objetivo de eficiencia energética de la UE. Por tanto, la Comisión propone aumentar un 13% el objetivo de la Directiva de eficiencia energética (DIRECTIVA 2018/2002). [4]
- Diversificación de las importaciones energéticas. La Comisión y los Estados Miembros han creado una plataforma energética de la UE para la compra común voluntaria de gas, gas natural licuado (GNL) e hidrógeno.
- Sustitución de los combustibles fósiles. Para disminuir la dependencia de los combustibles fósiles rusos se propone un aumento del 45% en el objetivo de la Directiva sobre fuentes de energía

renovable (DIRECTIVA 2018/2001). [5]

- Inversión inteligente. Para llevar a cabo el *PlanREPowerEU* se requerirá una inversión de hasta 210 000 millones EUR, además de lo especificado para alcanzar los objetivos del paquete de propuestas *Fit for 55*. [6]

Para lograr estos ambiciosos objetivos se debe progresar en el estado del arte de las distintas tecnologías existentes que produzcan energía de manera eficiente y/o sin emitir GEI, ya se encuentren a mayor o menor escala en el sector industrial, para su incorporación progresiva en el mix eléctrico europeo de una forma competitiva económicamente frente a las tecnologías tradicionales.

En primer lugar, el *PlanREPowerEU* propone seguir desplegando las tecnologías con fuente de energías renovables utilizadas en los últimos años, como la eólica y solar, ya que los recursos son estables y abundantes. No obstante, este tipo de tecnología presenta el principal inconveniente de ser dependiente de recursos naturales intermitentes (sol, viento o agua), por lo que no se garantiza un suministro eléctrico constante. Por consiguiente, la Comisión propone promover el desarrollo de las capacidades de almacenamiento de electricidad.

Dentro de las fuentes de energía renovable, las bombas de calor han captado un especial interés en la Comisión, que aspira a duplicar su tasa actual de despliegue, con la implantación de 10 millones de unidades hasta 2027.

Por otra parte, el hidrógeno se considera un recurso de carácter crítico para la sustitución del gas natural, carbón y petróleo del sector industrial, de manera que es propuesto el objetivo de producir 10 millones de toneladas de hidrógeno renovable y otros 10 millones de toneladas de importaciones de hidrógeno renovable para 2030, con la principal finalidad de acelerar esta tecnología.

Junto con el hidrógeno, otro gas que adquirirá una mayor importancia en el futuro será el biometano, ya que se ha marcado el objetivo de producir unos 35 000 millones de metros cúbicos de aquí a 2030, lo que requerirá un coste de inversión de unos 37 000 millones EUR. La justificación de invertir en este tipo de tecnología reside en su estabilidad y disponibilidad a nivel nacional. [6]

1.2. Motivación del estudio

Para la implementación de las tecnologías mencionadas anteriormente y, de esta manera, sustituir los combustibles fósiles, se debe realizar un estudio preliminar sobre los principales consumidores de energía de la sociedad. Centrando el estudio en cada sector se muestra la Figura 1, donde se expone que los principales consumidores de energía final en Europa son: el transporte, residencial e industrial. Estos datos han sido tomados del año 2019 puesto que los datos provenientes de años posteriores han sido alterados debido a la crisis sanitaria vivida por el COVID-19. [7]

Adicionalmente, desde un punto de vista ambiental, en la Figura 2 se expone un gráfico en el que se representa la distribución del nivel de emisión de GEI por sector en la Unión Europea en 2019. Como se puede analizar, el sector industrial es responsable de una importante parte de las emisiones de estos gases contaminantes, considerando *otras combustiones* como otros subsectores de la industria. Por tanto, si se realiza una comparación entre las Figura 1 y Figura 2, se demuestra que las fuentes que suministran energía al sector industrial son más contaminantes que las del resto de sectores (al igual que sucede en el sector de transporte).

Por consiguiente, queda justificada la elección del sector industrial para estudiar qué camino sería más viable técnica y económicamente para la implementación de posibles alternativas para la sustitución de combustibles fósiles por otro tipo de energías limpias, ya que desde la Comisión se espera que represente un papel importante debido a su intensividad energética. En el caso concreto del presente proyecto se optará por realizar el estudio de la posible electrificación del sector industrial en la Unión Europea, puesto que se prevé que esta vía de acción adquirirá una gran importancia para lograr la descarbonización de la sociedad. Asimismo, se desarrollará una aplicación práctica con la finalidad de comprobar si las tecnologías actuales tienen el suficiente grado de madurez como para colaborar en la electrificación de una industria concreta de

manera competitiva económicamente.

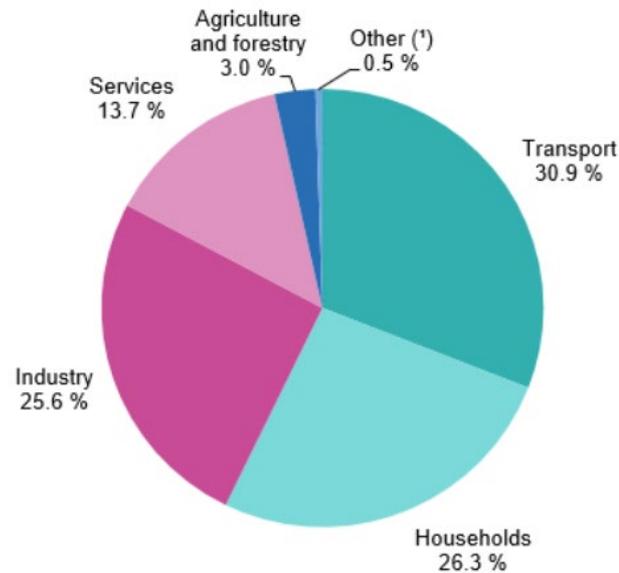


Figura 1. Consumo de energía final en la UE por sector en 2019. [7]

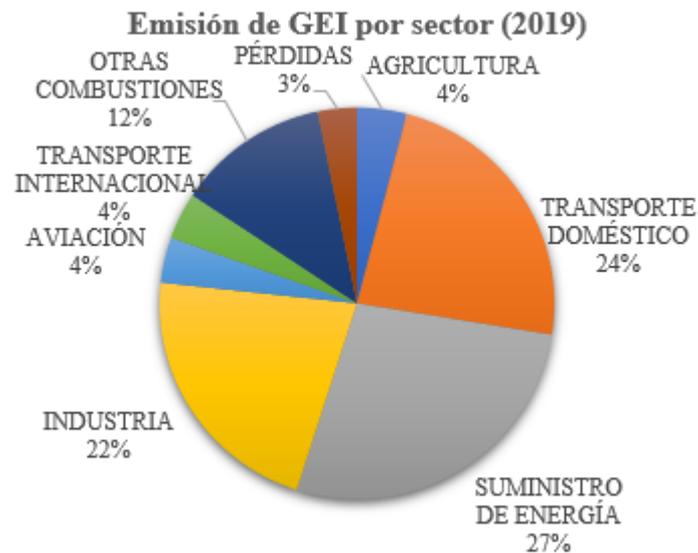


Figura 2. Distribución de emisión de GEI por sector en la Unión Europea (2019). [8]

Por otro lado, la electrificación (preferentemente con origen renovable como se verá en apartados posteriores) contribuye al aumento de la eficiencia energética, otro de los grandes objetivos expuestos en el apartado anterior, puesto que el transporte de electricidad supone un menor número de pérdidas frente a los rendimientos de los actuales ciclos combinados o centrales de carbón y el transporte de energía en forma de calor, por lo que de esta forma queda justificada la elección de esta alternativa para descarbonizar el sector. En las Figura 3 y Figura 4 se realiza una comparación del porcentaje de pérdidas totales que existe actualmente en función del mix energético considerando las cantidades actuales de energía primaria generada y energía final consumida, frente a un posible escenario en 2050 en el que se considera la sociedad totalmente descarbonizada, en el que se demuestra numéricamente una gran diferencia de pérdidas energéticas. [8]

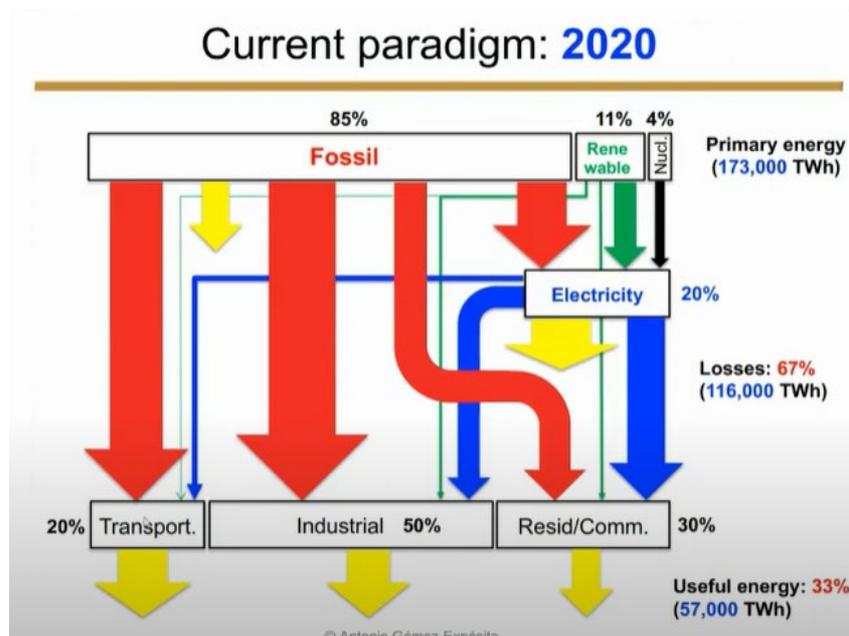


Figura 3. Nivel de pérdidas energéticas según su origen en 2020. [8]

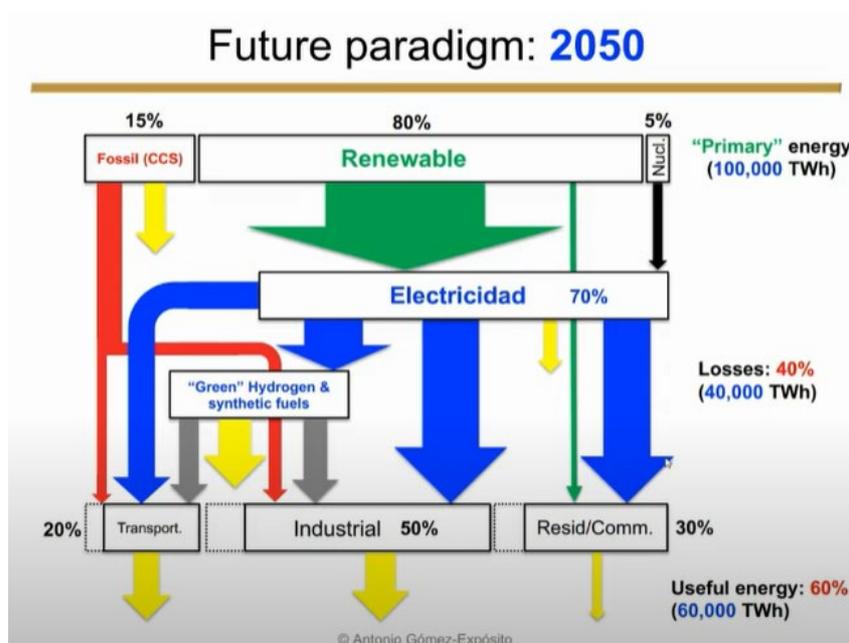


Figura 4. Nivel de pérdidas energéticas según su origen en 2020. [8]

1.3. Demanda de energía en el sector industrial de la UE

Una vez justificado el estudio del sector industrial, se debe profundizar en el análisis de los distintos subsectores que lo conforman y, asimismo, caracterizar el tipo de energía que consumen y la procedencia de ésta para evaluar su capacidad para evolucionar hacia una transición limpia.

En primer lugar, en la Figura 5 se muestra la distribución de la demanda de energía en el sector industrial en la Unión Europea para conocer de qué manera se satisface esta demanda, destacando el empleo de electricidad (31%) y gas natural (32%) frente a otro tipo de fuentes de energía más tradicionales como el

petróleo (9%) o el carbón (11%), que son también más económicas (este factor acrecentado desde el comienzo del conflicto bélico) y contaminantes, por lo que se demuestran las altas presiones ambientales que están ejerciendo las instituciones europeas para cumplir los objetivos de reducción de GEI.

A pesar de ello, continúa predominando mayoritariamente el empleo de combustibles fósiles en el sector industrial frente a otras tecnologías más limpias, a diferencia de otros sectores. Esto se debe principalmente al empleo de estos combustibles en la generación de calor a través del proceso de combustión para su uso directo, que posee una elevada demanda en este sector específico, o bien para cogenerar. Por consiguiente, debido a la alta necesidad de calor en la industria, más adelante se deberá caracterizar este calor particularmente.

Debido a esta elevada demanda de calor en el sector industrial resulta conveniente la electrificación del sector a través de fuentes de energías renovables debido a que son fuentes de energía no contaminantes y a la alta eficiencia de estos sistemas de generación y transporte de energía, aproximadamente del 90%, frente a los sistemas de generación convencionales predominantes según la Figura 5, que son los que utilizan combustibles fósiles, los cuales provocan la emisión de una alta cantidad de GEI y, por otro lado, poseen una eficiencia mucho más baja como, por ejemplo, la que poseen los ciclos combinados, aproximadamente de un 40%. Por consiguiente, para llegar a los objetivos impuestos por las políticas energéticas dictaminadas por la Comisión referentes al aumento de eficiencia de energía y disminución de emisión de GEI resulta crítica la implantación de esta alternativa.

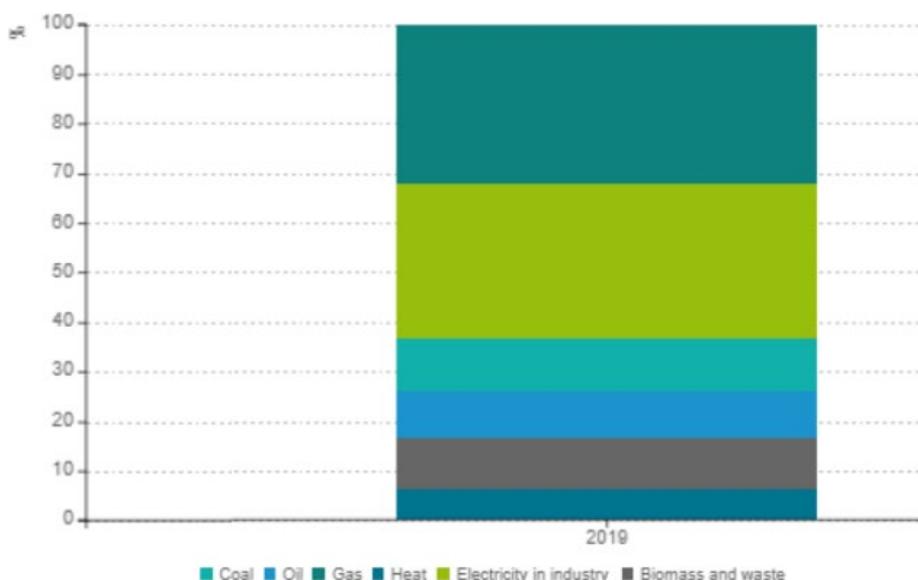


Figura 5. Distribución de la demanda energética en la industria en la UE. [9]

A continuación, en la Figura 6 se muestra la distribución de demanda de energía final por subsector dentro del sector industrial en la UE en 2015. El total en la UE fue de 8,7 EJ que, en comparación con el consumo de energía final, que fue de 13,2 EJ, indica que sobre un tercio de la energía generada es perdida por ineficiencias o pérdidas energéticas en planta. Como se observa en el gráfico, los principales consumidores de energía en el sector industrial son la industria química, acero y papelera, que juntas combinan el 70% de la demanda.

Además, la demanda energética ha sido dividida según el tipo de energía que consume cada sector: electricidad para usos térmicos, o usos mecánicos e iluminación, y la que proviene de combustibles fósiles ha sido subdividida en: calefacción, vapor y energía térmica (según el distinto nivel térmico). Si se estudia en mayor profundidad el subsector más consumidor, en este caso, la industria química con un consumo de 4,1 EJ, se observa que el 36% proviene de materias primas (se consideran consumo de energía ya que provienen de combustibles fósiles), 19% electricidad y el 45% como calor. Por tanto, se puede afirmar que en este tipo de industria existe un alto potencial para su electrificación. [11]

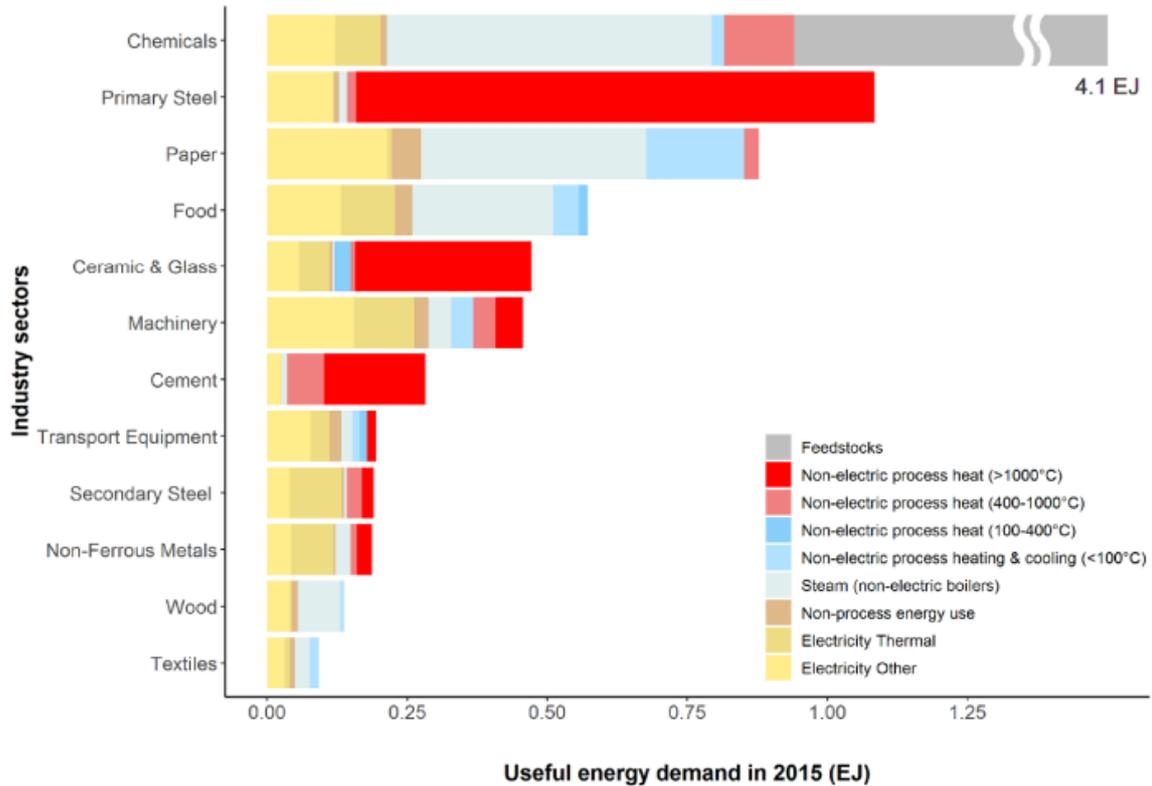


Figura 6. Distribución y niveles térmicos de demanda de energía por subsectores del sector industrial en la UE en 2015. [11]

Con los datos de bibliografía recogidos aparece la Figura 7, en la que se clasifica la demanda de energía del sector industrial de la UE en función del nivel térmico del calor. Para la elaboración de este gráfico se ha considerado el vapor mayoritariamente como demanda de calor en la franja de 100-400°C (este tipo de demanda es cubierta prácticamente en su totalidad por fluidos caloportadores), motivo por el cual esta banda es una de las principales demandantes junto con el calor a más de 1.000°C. Particularmente, existen algunos subsectores, que son el acero, las cementeras y los productores de vidrio y cerámica, que copan la mayor parte de la demanda de calor a más de 1.000°C, siendo este mayoritario en su consumo y cubierto por hornos de proceso, metalúrgicos o clínker. Por tanto, la producción de este tipo de calor vía electrificación se centrará en estos subsectores concretos. Además, se ha considerado dentro del consumo de calor a menos de 100°C la demanda de refrigeración. [11]

Por tanto, como las franjas de calor de 100-400°C y más de 1.000°C copan casi el 80% de la demanda total de calor del sector industrial, el presente trabajo se centrará en el estudio técnico del estado del arte y aplicación práctica de las distintas tecnologías que produzcan calor para estos niveles térmicos a través de la vía de la electrificación.

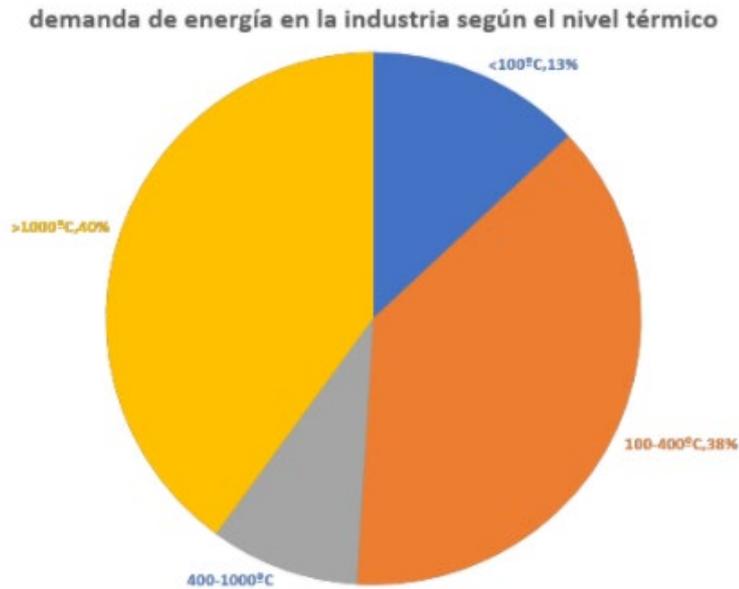


Figura 7. Demanda de energía en la industria según el nivel térmico en la UE. [11]

1.4. Tecnologías actuales de producción de calor por electrificación directa

Una vez conocida la demanda de calor del sector industrial por nivel térmico, se debe hacer un estudio técnico sobre las distintas tecnologías existentes para producir este a través de la electrificación del sector, conocida esta alternativa de descarbonización como *Power-to-Heat*.

El principal propósito de la alternativa *Power-to-Heat* es hacer uso de la electricidad generada en exceso por las fuentes de energía renovable para evitar su pérdida y, de esta manera, generar calor que puede ser utilizado en el sector industrial o en sistemas de calefacción del sector residencial ya que son los que poseen una mayor demanda de calor. Por tanto, se consideran sistemas híbridos que pueden operar también generando calor por métodos tradicionales. No obstante, a lo largo del presente trabajo se considerará una electrificación total de estos sistemas con el objetivo de realizar un estudio técnico para comprobar la viabilidad de los mismos, a nivel técnico, económico y ambiental.

Se ha establecido una clasificación de las tecnologías de producción de calor en función del nivel térmico en el que generen calor para así conocer qué tipo de demanda energética son capaces de satisfacer y en qué sectores resulta más adecuada su implantación. En la Figura 8 se observa dicha clasificación en la que se encuentran las tecnologías que van a ser estudiados en este apartado.

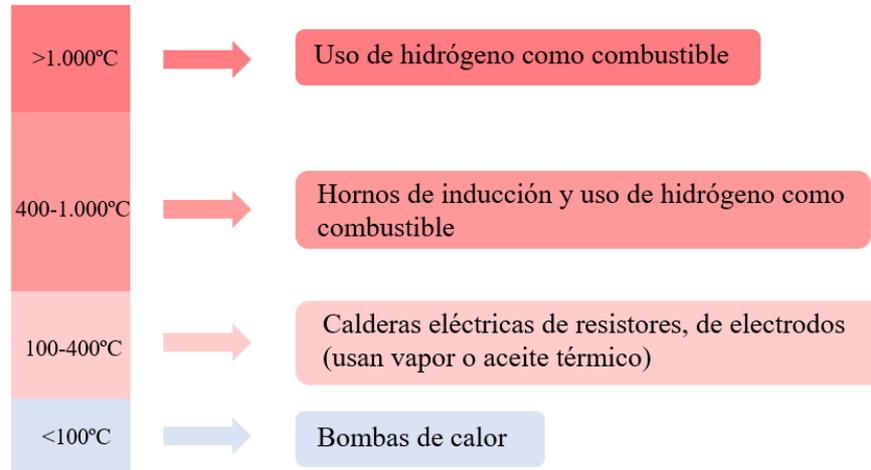


Figura 8. Clasificación de las tecnologías Power-to-Heat en función del nivel térmico del calor que producen.

A su vez, estos sistemas de producción de calor se pueden clasificar en sistemas de electrificación directa o indirecta.

Las tecnologías de electrificación directa utilizan la electricidad proveniente de la red para producir calor en el mismo volumen de control de estos para aprovechar este calor en la propia industria donde se implantan estos equipos. Estos sistemas en general se caracterizan por poseer una alta eficiencia debido a las bajas pérdidas en el transporte de la energía eléctrica dependiendo mayoritariamente del nivel del estado del arte de dichas tecnologías. Estas tecnologías, como se muestra en la Figura 8, son: bombas de calor, calderas eléctricas de resistores y electrodos. Los hornos de inducción no se tendrán en cuenta en el presente estudio debido al bajo grado de madurez que posee, ya que únicamente se encuentran disponibles a escala de planta piloto y sólo se podrían considerar para un estudio a largo plazo, y para este estudio sólo son consideradas las técnicas de electrificación con tal grado de desarrollo como para ser implantadas en la fecha actual en el sector industrial.

Por otro lado, las tecnologías de electrificación indirecta utilizan un vector de transporte para la conversión de electricidad en calor, siendo principalmente gases, como el hidrógeno o el biogás (como metano sintético o metanol). Estos sistemas poseen una menor eficiencia que los anteriores mencionados puesto que los sistemas de conversión de electricidad en gas poseen una eficiencia intrínseca, al igual que los sistemas que utilizan estos gases como combustible para generar calor, al igual que sucede con la quema de combustibles fósiles en las grandes calderas industriales usadas actualmente.

En primer lugar, se procederá a establecer un estudio técnico de las tecnologías mencionadas para la electrificación directa del sector industrial.

1.4.1. Bombas de calor

Las bombas de calor se caracterizan por ser la principal fuente de electrificación para niveles térmicos bajos, encontrándose disponibles comercialmente para proporcionar calor a temperaturas de hasta 150°C, siendo actualmente un 13% de la demanda de calor actual del sector industrial europeo, con previsiones de hasta el 40% del calor industrial demandado para 2030. Por tanto, según la Figura 6, los subsectores en los que se podrá hacer uso de ellas son: papeleras, alimentaria y químico. Además, en la Figura 9 se muestra el potencial que posee esta tecnología para reemplazar el suministro de gas en este tipo de industrias, ya que hasta el 30% que usan se puede cambiar por bombas de calor, siendo este más predominante en las industrias papeleras y alimentaria. [12]

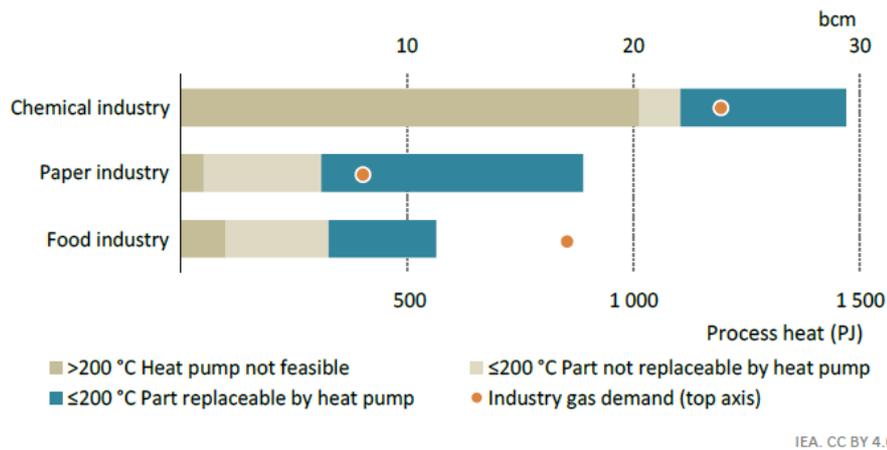


Figura 9. Potencial reemplazo del gas natural como fuente energética en el sector industrial por bombas de calor, según el nivel térmico. [12]

Técnicamente, la bomba de calor es un tipo de máquina térmica cuyo funcionamiento consiste en tomar calor de una fuente energética fría y transferirla a un medio más caliente gracias a un trabajo externo proveniente de la red eléctrica. Por tanto, su configuración es idéntica a la de una máquina frigorífica, variando únicamente el objetivo de la máquina.

Como se muestra en la Figura 10, el calor es transportado por el sistema a través de un refrigerante y consta de un compresor, que mueve el refrigerante a través de un ciclo de refrigeración, y un intercambiador de calor, que extrae calor de la fuente. Luego, a través de otro intercambiador, este calor es transferido al medio en el que se necesita. En las industrias se utilizan para calentar aire, agua, vapor o directamente calentar materiales concretos.

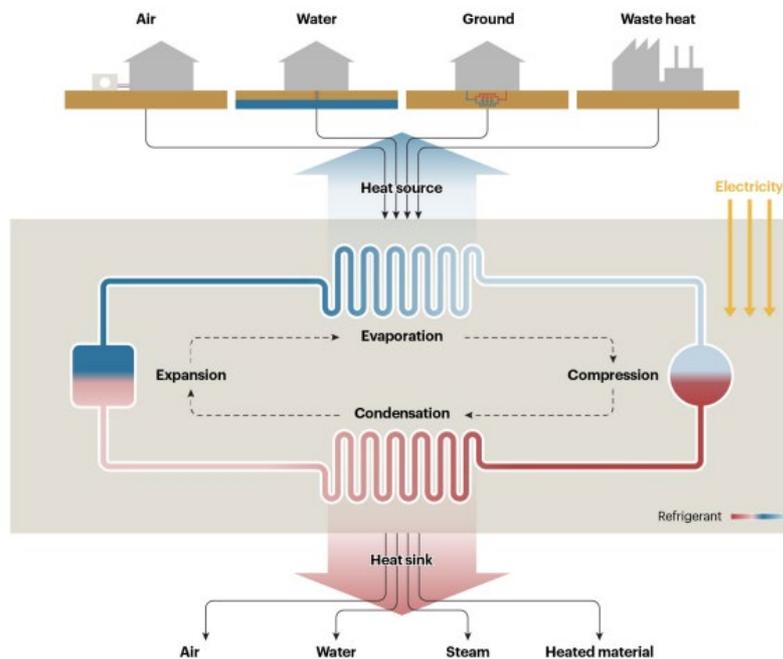


Figura 10. Funcionamiento de las bombas de calor. [12]

Las bombas de calor industriales pueden tener una eficiencia muy elevada, con un COP (Coefficient of Performance) de más de 3, es decir, genera tres veces más potencia en forma de calor de la que necesita en forma de electricidad, en el caso de que la diferencia de temperatura entre la entrada y salida sea del rango de 30-50°C. Para rangos más amplios de temperatura el COP se ve perjudicado, a menos que se opte por configuraciones más complejas como la incorporación de intercambiadores intermedios o ciclos en cascada, por lo que el coste sería significativamente superior. [12]

Para generar calor a temperaturas de entre 150 y 200°C, las bombas de calor necesitan refrigerantes y

compresores específicos, cuyas tecnologías se encuentran actualmente en fase de desarrollo o comercializable a pequeña escala. Otra limitación de este tipo de máquinas reside en las características intrínsecas de los refrigerantes utilizados, ya que a escala industrial se requiere un mayor caudal de estos, por lo que aumenta el riesgo medioambiental y de fuego en las plantas industriales, por lo que el diseño de los sistemas de seguridad deberá ser más exhaustivo.

1.4.2. Calderas eléctricas de vapor

A continuación, se procederá con la descripción de los equipos que generan calor a un nivel térmico medio, comprendido entre 200 y 400°C. Este tipo de equipos se caracteriza por utilizar los fluidos caloportadores más extendidos en la industria: el vapor y el aceite térmico, a través de la sustitución de las calderas convencionales que usan combustibles fósiles por otras que generan estas *utilities* a través de energía eléctrica.

La principal ventaja que presenta esta sustitución de equipos es el aprovechamiento de las instalaciones existentes de estos caloportadores, lo que minimizaría el coste de inversión de esta alternativa y aceleraría el proceso de electrificación del sector industrial debido a su mayor simplicidad. Por tanto, para dar lugar a esta sustitución es necesario encontrar calderas eléctricas que operen en un rango de caudal similar al de las calderas convencionales, y que posean un rendimiento similar a las mismas, de un 90%.

En primer lugar, se describirán las calderas eléctricas que generen vapor. Estos equipos deben ser capaces de suministrar vapor de media presión (a unos 20 bar) y vapor de alta presión (entre 40 y 60 bar), los más demandados en el rango de temperaturas expuesto anteriormente. Existen dos tipologías de calderas de vapor distintas: las que generan vapor a través de resistencias y las calderas eléctricas de electrodos.

1.4.2.1. Calderas eléctricas de vapor de resistencia

En este tipo de calderas eléctricas, la corriente eléctrica genera calor al pasar a través de una resistencia o un elemento de resistencias. Estas se caracterizan por poseer hilos encapsulados dentro del volumen con una cubierta metálica aislada eléctricamente y se encuentran sumergidas en el agua para la generación de vapor.

El método de calentamiento eléctrico está basado en el efecto Joule en el que, si por un conductor circula corriente eléctrica, parte de la energía cinética de los electrones se transforma en calor, calentando la resistencia y transmitiendo el calor al agua de la carcasa por el mecanismo de transferencia de convección, por lo que la configuración de este tipo de equipo es similar a la de las calderas pirotubulares. [13] En la Figura 11 se puede observar un modelo de la tipología de caldera descrita de la empresa *ATTSU*.



Figura 11. Modelo de caldera eléctrica de vapor de resistencia de la empresa *ATTSU*. [14]

Se ha realizado una búsqueda sobre el tipo de modelos comerciales disponibles de este tipo de equipos,

que aparece en la Tabla 1, y se caracterizan por ser de pequeño tamaño (baja potencia), que operan a presiones moderadas (hasta 20 bar), y poseen una muy alta eficiencia (prácticamente del 100%). También existen calderas de baja potencia que producen vapor de alta (más de 100 bar). Por consiguiente, no se van a considerar las calderas de resistencia como equipos apropiados a corto plazo para la electrificación de estas instalaciones debido a su pequeña capacidad para generar vapor a nivel de industria.

Tabla 1. Modelos comerciales de calderas de vapor de resistencia disponibles.

Modelo	Temperatura máxima de operación (°C)	Presión de operación (bar)	Caudal (kg/h)	Potencia (kW)	Fuente
STR-4890-1944		172	6.660	4.800	[15]
CEV-2500	350	20	3.500	2.500	[16]
ELSB	224	24	7.500		[17]

1.4.2.2. Calderas eléctricas de vapor de electrodos

A continuación, se presentan las calderas eléctricas de electrodos, cuyo principio de funcionamiento es similar al de las calderas de resistencia, que es a través del efecto Joule. Se produce el efecto Joule, pero a diferencia de las calderas anteriores, se conduce la corriente eléctrica a través del propio agua, de manera que se crea este efecto en el medio mencionado, provocando su evaporación por lo que esta tecnología aprovecha la alta conductividad de este fluido y no actúa el mecanismo de transferencia de convección. Existen dos configuraciones diferentes para estas calderas: las calderas de electrodos sumergidos y las calderas de electrodos separados, las cuales se muestran en la Figura 12.

En la caldera de electrodos separados la producción se controla regulando la cantidad de agua pulverizada sobre los electrodos que están suspendidos e inmersos en el espacio del vapor, que es alimentado a través de una bomba de recirculación desde un compartimento de almacenaje. El camino de la corriente se crea a medida que fluye a través de los pasos de dicho recipiente de almacenamiento hacia los electrodos. El agua restante retorna a un depósito de almacenamiento. [13]

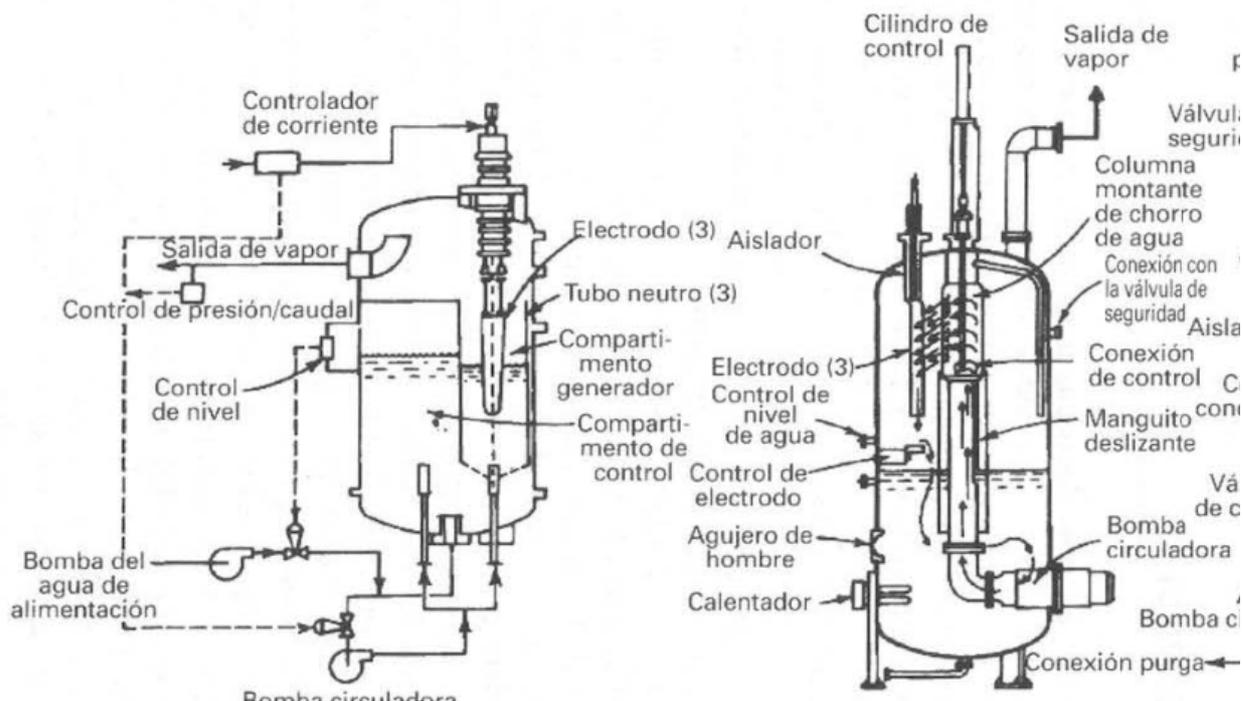


Figura 12. Tipos de calderas eléctricas de vapor de electrodos: a. Caldera de electrodos sumergidos, b. Caldera de electrodos separados. [13]

Asimismo, al igual que para el modelo de calderas anteriores, en la Tabla 2 se pueden observar modelos de calderas eléctricas de electrodos disponibles comercialmente. Sin embargo, a diferencia del caso anterior, estas calderas son capaces de producir vapor de media y alta con un rango de caudales superior a 50 t/h (a diferencia de las que producen vapor de alta que lo hacen para caudales un poco inferiores) en la mayoría de los modelos expuestos, con una potencia de hasta 60 MW. Por tanto, se puede afirmar que estos equipos son apropiados para su implantación a nivel industrial para la producción de vapor como servicio en un corto plazo de tiempo.

Tabla 2. Modelos comerciales de calderas de vapor de electrodos disponibles.

Modelo	Temperatura máxima de operación (°C)	Presión de operación (bar)	Caudal (t/h)	Potencia (MW)	Fuente
CEJS 4200		35	77	56	[18]
CANNON BONO	390	100	20	8	[19]
Model MVE		31	154,2	102	[20]
VAPOR POWER-BBJ3400		35	51	34	[21]
PARAT		85	90	30	[22]
PARAT		16		60	[22]
ELPANNETEKNIK		40	76,6	60	[23]

1.4.3. Calderas eléctricas de aceite térmico

Las características de este tipo de calderas están directamente relacionadas con el fluido caloportador que circula por ellas: el aceite térmico. Este fluido es capaz de transportar calor en un rango de temperaturas comprendido entre 200 y 400°C y debe operar a presiones de 10-20 bar para evitar su evaporación. Además, las instalaciones de aceite deben estar calorifugadas para evitar la solidificación del fluido, que posee puntos de congelación de hasta 150°C.

El funcionamiento de estas calderas eléctricas es idéntico al de las calderas de vapor de resistencia (funcionan únicamente con resistencias eléctricas). Por tanto, poseen características similares a las de esta tipología, como su alta eficiencia, de hasta el 99% y presentan una potencia baja a escala industrial, pero superior a las vistas en las calderas de resistencia. En la Tabla 3 se presentan una serie de modelos comerciales de calderas que usan aceite térmico, comprobando que la mayor potencia encontrada ha sido de 35 MW, siendo un valor considerable para dicho parámetro.

Por tanto, como transportan calor de un nivel térmico superior al del vapor y las instalaciones que utilizan este fluido caloportador están ampliamente extendidas en el sector industrial, pueden ser consideradas para facilitar la electrificación del sector a corto plazo.

Tabla 3. Modelos comerciales de calderas eléctricas de aceite térmico disponibles.

Modelo	Temperatura máxima de operación (°C)	Presión de operación (bar)	Potencia (MW)	Fuente
PIROBLOC CE-4000	350	7	4	[24]
FTE-10000	350		10	[25]
WTE	400	21	4	[26]
CEEF ELECTRIC THERMAL OIL HEATER	320		35	[27]
GFT-800	350	7	11,7	[28]
HTT ELECTRIC HEATERS	400	21	4	[29]

1.5. Tecnologías actuales de producción de calor por electrificación indirecta: hidrógeno

Tras haber realizado un estudio sobre las distintas tecnologías disponibles para la electrificación en niveles térmicos medios a través de la generación de fluidos caloportadores típicos de la industria, se llevará a cabo un estudio análogo para la electrificación en niveles térmicos altos (para más de 400°C).

Para producir calor a estas temperaturas será imposible hacerlo a través de caloportadores ya que, como se ha comprobado en apartados previos, las técnicas actuales no poseen la madurez suficiente como para producir los grandes caudales de vapor de alta demandados en este tipo de industrias, como pueden ser la industria química y de refino o las centrales térmicas, ciclos combinados y cogeneradoras. También se descartan otros fluidos como las sales térmicas, sodio fundido o CO₂ supercrítico debido a su bajo nivel de desarrollo.

Asimismo, a través del estudio previo realizado en el apartado 1.3 sobre la demanda de calor en el sector industrial en función del nivel térmico, se comprueba que la demanda de calor en niveles térmicos altos es exclusiva de los siguientes subsectores: acero, cementeras y productoras de vidrio y cerámica, por lo que el presente estudio se centrará en el estudio de los mismos para sustituir sus necesidades de calor por electricidad.

Tras descartar el uso de caloportadores, para producir calor a tan altas temperaturas se deberá recurrir a la quema de combustible, característica de los subsectores mencionados con anterioridad. Estos combustibles que sustituyan a los fósiles serán gases y serán producidos a partir de electricidad, por lo que su uso se considerará electrificación indirecta, y estos pueden ser: hidrógeno o biogas (como metano sintético producido a partir de hidrógeno).

Según el *Plan REPowerEU*, el hidrógeno es considerado por la Comisión como un factor fundamental para la progresiva sustitución de los combustibles fósiles y así, reducir la dependencia de Rusia y disminuir las consecuencias de la recesión económica vivida en la actualidad. Debido a ello, las distintas instituciones y grandes empresas de ingeniería europeas están desembolsando fuertes inversiones para el desarrollo de esta tecnología. Por estas numerosas razones y su gran potencial se ha decidido centrar el estudio de la electrificación indirecta en la producción de hidrógeno como comburente.

Para la producción de hidrógeno existen diferentes vías y cada una de ellas con una extensión diferente. La más extendida de ellas actualmente sería a través del reformado con vapor o *steam methane reforming* (SMR). Este proceso consiste en la reacción de hidrocarburos ligeros con vapor en unas condiciones de operación de unos 800-900°C a presiones medias, produciendo en grandes cantidades CO₂ y CO. Este proceso es predominante en las refinerías actuales para crear redes de hidrógeno, ya que esta sustancia es crítica en este sector como materia prima en procesos de hidrocracking o hidrodesulfuración, y para ser utilizado aquí requiere de procesos de acondicionamiento previo. [30]

Sin embargo, debido a sus características intrínsecas este proceso es el causante de la emisión de una mayor cantidad de GEI en las refinerías y, también, de forma indirecta ya que posee necesidades de calor a niveles térmicos muy altos por su fuerte carácter endotérmico y la única manera de proporcionar calor a estas temperaturas es a través de la quema de combustible.

Por tanto, por todos los motivos expuestos resulta crítico encontrar un procedimiento alternativo para la producción de H₂ a través de electricidad. Este sería a partir del agua a través de un proceso químico de electrólisis, el cual consiste en la descomposición del agua en oxígeno e hidrógeno por medio de una corriente eléctrica continua, por una fuente de alimentación que se conecta mediante electrodos al agua. Por consiguiente, es un método de producción de hidrógeno limpio, cuya emisión de GEI es indirecta ya que únicamente depende del origen de la corriente eléctrica consumida.

El equipo en el que tiene lugar el proceso de electrólisis se denomina electrolizador. En la actualidad, existen distintos tipos de electrolizadores dependiendo de su electrolito. Los más empleados son: electrolizadores alcalinos, electrolizadores de membrana de intercambio de protones (PEM) y electrolizadores de óxido sólido (SOEC). A continuación, se describirá brevemente cada uno de ellos.

1.5.1. Electrolizadores alcalinos

Los electrolizadores alcalinos fueron los primeros dispositivos de electrólisis desarrollados y se han convertido en una tecnología madura para la producción de hidrógeno y constituye la técnica de electrólisis más extendida a escala comercial. Sin embargo, este factor no influye en que pueda ser la tecnología más ventajosa de las estudiadas en el presente trabajo.

Este equipo se caracteriza por poseer dos electrodos inmersos en una solución acuosa con una sustancia alcalina, que puede ser hidróxido de sodio o hidróxido de potasio, generalmente al 30% de concentración en peso. Estos equipos operan a unas temperaturas de 60-80°C y a presiones de 1-30 bar. [31]

Respecto al funcionamiento del mismo, como se puede observar en la Figura 13, el cátodo es alimentado por agua, donde se produce una rotura molecular gracias a los electrones recibidos de un circuito externo, resultando en hidrógeno gas e iones hidroxilo. Estos iones pasan del cátodo al ánodo a través de un diafragma, donde se origina agua y oxígeno gas. Las reacciones dadas en este proceso son mostradas a través de las siguientes ecuaciones para el cátodo y ánodo respectivamente:





Asimismo, los dos electrodos se encuentran separados por un diafragma cuya función consiste en mantener separados los distintos gases producto para mantener la eficiencia y seguridad del proceso.

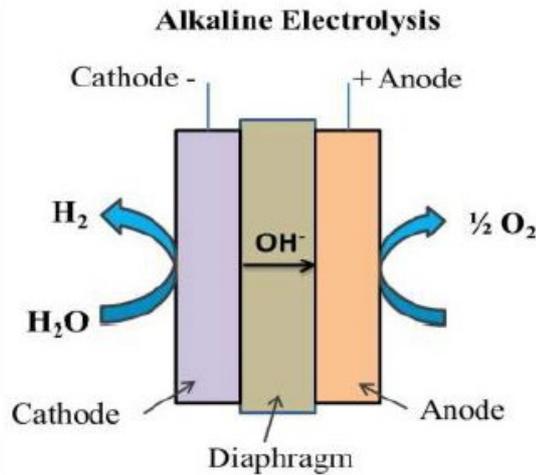


Figura 13. Esquema del funcionamiento de un electrolizador alcalino. [32]

La principal ventaja que presenta esta tipología de electrolizadores es que es una tecnología madura y presenta los costes de fabricación más bajos y, también, un mantenimiento sencillo.

Sin embargo, presenta una serie de desventajas, como: problemas de fugas y aumento de riesgo de explosión, baja densidad de corriente alcanzable debido a pérdidas energéticas y se trata de equipos muy voluminosos. [31]

A continuación, se muestra en la Tabla 4 una serie de modelos de electrolizadores alcalinos disponibles a escala comercial para producir H_2 a gran escala, por lo que destacan por cubrir rangos de producción muy amplios y poseer altas potencias de consumo eléctrico, de hasta 20 MW.

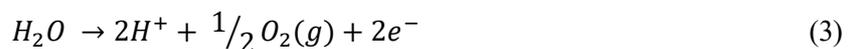
Tabla 4. Lista de modelos comerciales de electrolizadores alcalinos.

Modelo	Producción (Nm ³ /h)	Potencia (kW)	Fuente
THYSSENKRUPP	4.000	20.000	[33]
ALKALINE HYDROGEN PRO	1.000	4.400	[34]
DQ1000 (ALKALINE)	1.000	5.000	[35]

1.5.2. Electrolizadores PEM

La tecnología PEM se encuentra actualmente a escala comercial, aunque continúa en fase de desarrollo. Se caracteriza por poseer dos electrodos y un electrolito, que es una fina membrana polimérica sólida conductora de iones, y opera a temperaturas comprendidas entre 50 y 80°C.

En este caso, como se muestra en la Figura 14, el agua se alimenta en el ánodo, donde se descompone en oxígeno gas y H^+ , siendo estos protones transferidos hasta el cátodo a través de la membrana polimérica, que posee una alta conductividad. Una vez en el cátodo se le otorga electrones para convertirse en hidrógeno gaseoso. Las reacciones que se producen en el ánodo y cátodo, respectivamente, son las siguientes:



El diseño de este electrolizador con una membrana polimérica proporciona a este tipo de equipos una serie de ventajas debido, principalmente, al pequeño espesor de la misma, de entre 20 y 300 μm . Estas ventajas son: [31]

- Diseño compacto del equipo con propiedades estructurales fuertes y resistentes, lo que le permite operar a grandes presiones.
- Alta densidad de corriente debido a las bajas pérdidas óhmicas, lo que le proporciona unos menores costes de operación.
- Buen funcionamiento a carga parcial sin que se vea perjudicado el rendimiento, debido a un bajo ratio de cruce de gas por características de diseño. [31]
- Rápida respuesta a variaciones a potencia, por lo que favorece su integración con fuentes de energías renovables. [36]

Por otro lado, como principal desventaja de estos electrolizadores destaca su alto coste de adquisición ya que, debido a su operación en medios ácidos corrosivos y con alto voltaje, requiere su fabricación con materiales especiales y caros para soportar estas condiciones desfavorables, como materiales compuestos por Pt, Ir y Ru. También, posee una baja durabilidad y alta degradación en comparación con los alcalinos. [31]

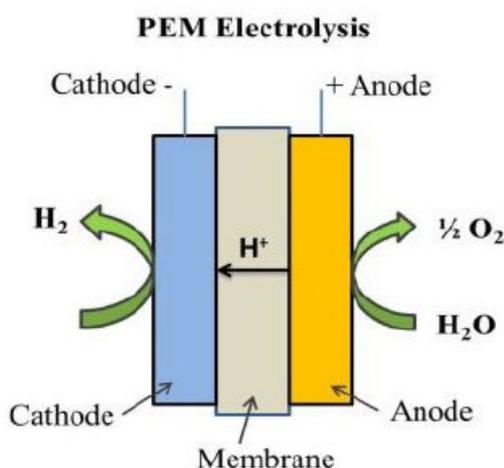


Figura 14. Esquema del funcionamiento de un electrolizador PEM. [32]

Además, al igual que con los electrolizadores tipo alcalino, se pueden observar en la Tabla 5 una lista de modelos comerciales de electrolizadores PEM para la producción de H_2 a gran escala, por lo que las potencias de estos equipos serán similares a las vistas anteriormente, de hasta 20 MW.

Tabla 5. Lista de modelos comerciales de electrolizadores tipo PEM.

Modelo	Producción (Nm^3/h)	Potencia (kW)	Fuente
HyLYZER® 4000-30	4.000	20.000	[37]
EL800N	800	4.130	[38]
SILYZER 300	3.692	17.500	[39]
MC 500	492	2.500	[40]

1.5.3. Electrolizadores de óxido sólido

Los electrolizadores de óxido sólido son los más recientes de manera que, actualmente, se encuentran en fase de desarrollo, aunque su investigación ha ido progresando exponencialmente debido a su creciente

potencial de desarrollo. En este caso, esta tecnología utiliza un material sólido cerámico como electrolito.

En la Figura 15 se puede observar un esquema del funcionamiento de estos electrolizadores, en el que el agua es introducida en el lado del cátodo y, gracias a una alimentación de electrones, esta se descompone en hidrógeno producto e iones O^{2-} , los cuales pasan al lado del ánodo para convertirse en oxígeno gas. A continuación, se exponen las distintas reacciones que se dan en el cátodo y ánodo respectivamente:



Este proceso también se denomina electrólisis de alta temperatura o de vapor debido a sus condiciones de operación, a una temperatura de 500-850°C, con una eficiencia prácticamente del 100%. Las densidades de corriente a las que trabajan también son altas.

La principal desventaja de estos equipos es la temperatura a la que opera ya que requiere un aporte adicional de energía respecto al resto de electrolizadores estudiados y tanto el electrolito como los electrodos están constituidos por cerámicas complejas. También, presenta problemas por la durabilidad del sistema, siendo menor respecto al resto de electrolizadores vistos en el presente trabajo. [36]

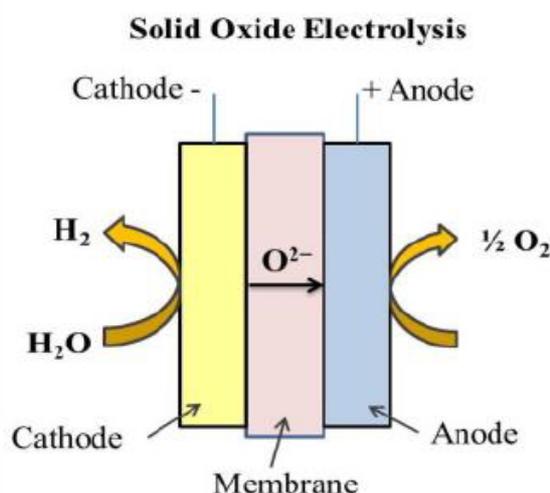


Figura 15. Esquema del funcionamiento de un electrolizador de óxido sólido. [32]

Respecto a modelos de equipos a escala comercial, únicamente se ha encontrado un modelo de la empresa *Bloomenergy*, cuyas características de diseño se encuentran especificadas en la Tabla 6 y que dispone de una alta producción de hidrógeno con una eficiencia mucho más elevada en comparación con el resto de tipos de electrolizadores. Sin embargo, al ser una tecnología novedosa, el precio de adquisición actual del dispositivo será ampliamente superior que el de los equipos anteriormente vistos.

Tabla 6. Modelo comercial de electrolizador SOEC.

Modelo	Producción (Nm ³ /h)	Potencia (kW)	Fuente
BLOOM ELECTROLYSER	2.880	10.000	[41]

1.6. Usos del hidrógeno en el sector industrial

Tras la realización de un estudio preliminar sobre las distintas tecnologías disponibles para la electrificación del sector industrial, se ha decidido centrar el presente trabajo en las oportunidades que presenta en la actualidad la producción de hidrógeno a través del proceso de electrólisis debido a altas expectativas que

ha generado en la Comisión y, como consecuencia de ello, las altas inversiones económicas que están desembolsando las principales instituciones europeas para el desarrollo e implantación industrial de electrolizadores de alta potencia, previendo que esta tecnología resultará crítica para la electrificación del sector y, consecuentemente, para la reducción de emisión de GEI, aumento de eficiencia energética y reducción de la dependencia de combustibles fósiles, ya que es, a día de hoy, la única alternativa disponible para la producción de calor a niveles térmicos altos y muy altos.

Sin embargo, este creciente potencial descrito no se debe exclusivamente a su innovador uso como combustible en las grandes industrias, área de estudio en el que se centra el presente trabajo, sino que es utilizado en una gran variedad de aplicaciones, como puede ser: materia prima en distintos subsectores industriales, vector energético o medio de almacenamiento energético. Estas aplicaciones serán estudiadas a continuación.

Estas aplicaciones, que resultan de la alta versatilidad de esta sustancia, pueden resultar fundamentales para la implantación de la electrificación indirecta vía hidrógeno a escala industrial puesto que, en ciertas áreas industriales, la producción de hidrógeno no será destinada únicamente para producir calor, hecho que puede favorecer la viabilidad económica y ambiental de los proyectos a corto plazo de implantación de electrolizadores, lo cual debería ser estudiado en mayor profundidad dependiendo del caso que se tenga.

Para las aplicaciones mencionadas que en este momento se encuentran implantadas a escala industrial se considerará que el hidrógeno utilizado es gris, es decir, que es producido en unidades SMR, ya que según *La Hoja de Ruta del Hidrógeno* de España la gran mayoría de hidrógeno consumido en el país proviene de estas unidades, siendo el mismo de unas 500.000 t/año. Este hecho refleja el potencial de descarbonización en el sector industrial español para el uso de hidrógeno de origen limpio, mediante la sustitución del hidrógeno gris por otras alternativas más ecológicas. [42]

1.6.1. Materia prima

La principal aplicación del hidrógeno en este momento es como materia prima por ser el elemento más abundante en la naturaleza. La producción de hidrógeno es uno de los procesos más relevantes en la industria química y de procesos, incluyendo el refinado de petróleo, donde juega un papel clave ya que todas las refinerías disponen de su propia red de hidrógeno siendo, por tanto, el subsector donde mayoritariamente procede el consumo de hidrógeno. De forma general, la producción de hidrógeno no se corresponde con el proceso principal, sino que representa una unidad secundaria, auxiliar o externa. La principal excepción es la producción de amoníaco, donde la producción de hidrógeno sí que forma parte del proceso principal, como se verá más adelante.

Centrando el foco en la refinería, los procesos que requieren hidrógeno se resumen brevemente a continuación:

- HDS/HDN/HDM. La eliminación del S, N y/o metales de un corte petrolífero requiere la presencia de H_2 , siendo mayor el consumo de H_2 conforme mayor sea el contenido en S/N/metales del corte. Si la severidad es elevada (típico de unidades HDS que buscan, además, la hidrogenación de olefinas), el consumo de esta sustancia se dispara. Estas unidades son básicas y comunes a todas las refinerías. Tradicionalmente, la operación del reformado catalítico se optimizaba para abastecer estas unidades.
- Hidrocracking. Esta unidad es opcional en función del diseño de la refinería, pero en el caso de estar presente requerirá grandes cantidades de hidrógeno. El consumo de H_2 dependerá de la composición de la carga o corte tratado y del nivel de craqueo de los hidrocarburos. El gran incremento en la demanda de H_2 que conlleva esta unidad se suele satisfacer con sistemas externos de producción de hidrógeno. [30]

Otro de los principales usos del hidrógeno como materia prima en la industria química proviene de la producción de amoníaco, una de las sustancias inorgánicas más producidas mundialmente debido a su principal uso como materia prima para la creación de fertilizantes. Además, se están desarrollando nuevos usos para este material que serán expuestos con mayor detalle en los siguientes apartados.

El amoníaco es obtenido a partir de un proceso denominado Haber-Bosch a partir de reformación. El proceso consiste en la reacción exotérmica directa entre nitrógeno e hidrógeno gaseosos. Esta reacción

se produce a presiones muy altas, del orden de 150 bar, para aumentar el rendimiento de la formación de amoníaco producto, y a altas temperaturas (unos 450°C) para favorecer la cinética de la reacción.

Las plantas industriales productoras de NH₃ se dividen en dos unidades: *from-end*, donde se produce la mezcla de H₂ y N₂ necesaria para la síntesis de amoníaco, destacando las subunidades de reformado con vapor y criogenización, y *back-end*, compuesta principalmente por el reactor productor de NH₃. [43]

También, es demandada una elevada cantidad de H₂ para la síntesis de metanol, uno de los compuestos más abundantes en la industria química orgánica. El metanol puede servir como combustible o aditivo a combustibles o como materia prima para la fabricación de otros bienes de consumo en la industria petroquímica. Estas plantas se encuentran en polos petroquímicos que dispongan de redes de hidrógeno o gas natural para la síntesis de este producto, que es producido a través del proceso Lurgi, en el cual el H₂ reacciona con CO₂.

Como el hidrógeno consumido en estos procesos es gris, el metanol que se produce mundialmente es también gris, ya que produce emisiones indirectas de GEI, por lo que si se utilizase hidrógeno verde se produciría un combustible limpio. Además, existe el concepto de e-metanol, el cual se sintetiza a partir de hidrógeno producido con electricidad renovable y CO₂ capturado. [44]

Por último, una aplicación que se encuentra en fase de desarrollo es el uso de hidrógeno en la fabricación de acero. Este subsector representó hasta un 4% de las emisiones totales de la UE en 2017, por lo que posee un alto potencial de descarbonización. Para lograr este objetivo se propone el uso de H₂ como agente reductor para sustituir los agentes tradicionales derivados del carbón o coque. [45]

A día de hoy, esta alternativa no es competitiva en el mercado, por lo que también se propone el uso de combustibles fósiles con captura y almacenamiento de carbono (CCS) para la disminución de las emisiones.

1.6.2. Combustible

Como se ha ido comentando a lo largo del presente trabajo, el hidrógeno presenta un gran potencial de desarrollo como combustible en procesos que demanden calor a un nivel térmico elevado, a partir de 400°C, ya que posee un contenido energético superior al de los combustibles fósiles convencionales.

Para la integración de este novedoso combustible en el sector industrial se tendrían que considerar previamente una serie de aspectos:

- En primer lugar, se debería comprobar si los quemadores convencionales de gas natural de las grandes calderas son válidos para la quema de H₂ y, en caso negativo, plantear su sustitución por quemadores especializados en hidrógeno. La quema de H₂ se caracteriza por producir una llama a una temperatura superior a la que producen otros combustibles gaseosos, cuya velocidad también es superior.
- También, habría que rediseñar las líneas por las que circula el comburente ya que, debido a la diferencia que hay en el poder calorífico de los combustibles, los caudales que circulan por las tuberías variarán significativamente. También, se debe comprobar el material de fabricación de las líneas como consecuencia de la posible corrosión que el H₂ puede provocar. Este fenómeno es denominado fragilización. La fragilización es un tipo de corrosión en la cual el H₂ atómico se difunde en el material y se deposita en la estructura reticular del material de fabricación. El incremento de volumen asociado puede llevar a una presión interna alta y, por tanto, la fragilización del material y origen de grietas en este.
- A pesar de que la quema de este combustible no genera CO₂, sí que origina la formación de NO_x, un tipo de partícula condensable (CPM) nociva para la salud humana y que se encuentra regulada por distintos reglamentos especializados del sector industrial. La formación de estas partículas se debe a la mayor temperatura de la llama. Por consiguiente, para la reducción de la temperatura de la llama se puede optar por la recirculación de gases, que puede ser interna o externa. De esta manera, también se reducirían problemas por niveles térmicos excesivos en el hogar de las calderas. Otro método para impedir la formación de estas CPMs sería la mezcla de H₂ con gas natural, la cual no va a ser estudiada en el presente documento ya que se persigue el estudio exhaustivo de un escenario ideal para comprobar la viabilidad de la sustitución de los combustibles fósiles para la producción de calor

por la electrificación de los sistemas actuales.

- Respecto a los sistemas de control de seguridad de los procesos, se debe considerar la implantación de un detector de llama que trabaje en el espectro ultravioleta en el que se emite la llama de hidrógeno, que es indetectable a la vista humana, para el estudio preciso de las dimensiones de la llama. También, desde la seguridad del proceso, es recomendable trabajar en espacios abiertos o ventilados ya que el H₂ posee un mayor índice de explosividad, al igual que una mayor velocidad de propagación. [46]

1.6.3. Medio de transporte y almacenamiento energético

A día de hoy, se están financiando y poniendo en marcha numerosos proyectos de implantación de hubs de producción de hidrógeno verde en distintas localizaciones de España, de acuerdo con la última actualización del PNIEC español debido al *Plan RePowerEU* que publicó la Comisión a lo largo de 2022. No obstante, estas localizaciones no tienen por qué encontrarse cerca de zonas industrializadas con alta demanda de esta sustancia, sino que también se ha considerado como ubicaciones lugares que dispongan de buenas comunicaciones exteriores.

Esto es debido a la condición del hidrógeno como vector energético ya que la producción de H₂ a partir de energía eléctrica permite gestionar en mayor medida la red eléctrica aprovechando los vertidos de energía renovable no consumida en momentos de sobreoferta en la red, como pueden ser la solar o eólica, que dependen de recursos naturales intermitentes. Por consiguiente, esta hoja de ruta proporcionará una mayor flexibilidad y resiliencia a gran escala. [42]

Por consiguiente, se considera que el hidrógeno posee un alto potencial como medio de transporte y almacenamiento de energía, para optimizar la distribución de este. Ahora, se debe proceder al análisis de las distintas maneras de almacenar y transportar este medio de la forma más eficiente posible.

A continuación, en la Figura 16 se muestra un esquema de la logística del almacenamiento y transporte del H₂, donde se recogen los distintos estados en los que puede encontrarse esta sustancia para optimizar su transporte y almacenamiento: H₂ gaseoso, H₂ líquido, amoníaco u otros líquidos orgánicos (LOHC). [42]

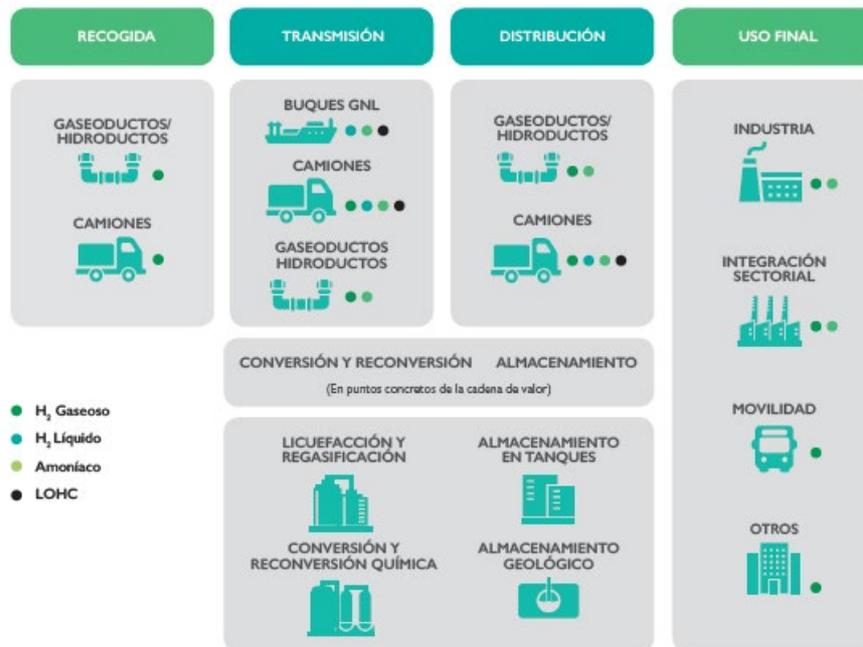


Figura 16. Logística del hidrógeno. [42]

- El hidrógeno en estado gaseoso se caracteriza por ser un gas con una muy baja densidad, lo que provoca un aumento en los costes de almacenamiento a gran escala y de transporte a largas distancias. Por tanto, debe ser almacenado comprimido a altas presiones y puede ser transportado en las mismas condiciones a través de gasoductos especializados en el tratamiento de esta sustancia.
- También puede ser tratado en estado líquido al igual que el gas natural licuado (GNL). Sin embargo,

debe considerarse el elevado coste energético que supone mantener el hidrógeno en estas condiciones, por lo que su almacenamiento no debe ser prolongado en el tiempo. Para su transmisión y distribución se utilizarían buques GNL y camiones.

- Por último, se puede utilizar portadores de hidrógeno, destacando el amoniaco, por ser una sustancia que no posee carbono en su composición y cuenta con una infraestructura propia desarrollada, lo que facilita su logística a través de las actuales redes de suministro. [42]

1.7. Costes de producción del hidrógeno

A continuación, se procede a realizar un breve análisis de mercado de los precios de producción actuales y futuros del hidrógeno en función de la forma en la que se produzca. Para ello, se debe saber que el hidrógeno se puede clasificar en un amplio rango de modalidades en función de los recursos disponibles para su producción: marrón, turquesa, gris, azul, verde, amarillo y rosa.

En la Figura 17 se muestran los resultados de un estudio económico realizado por la *IEA* para conocer los rangos de precios en los que se mueven actualmente los distintos tipos de hidrógeno y su previsión para los próximos años.

Opportunities for cost reductions to produce low-emission hydrogen

Levelised cost of hydrogen production by technology in 2021 and in the Net Zero Emissions by 2050 Scenario, 2030 and 2050

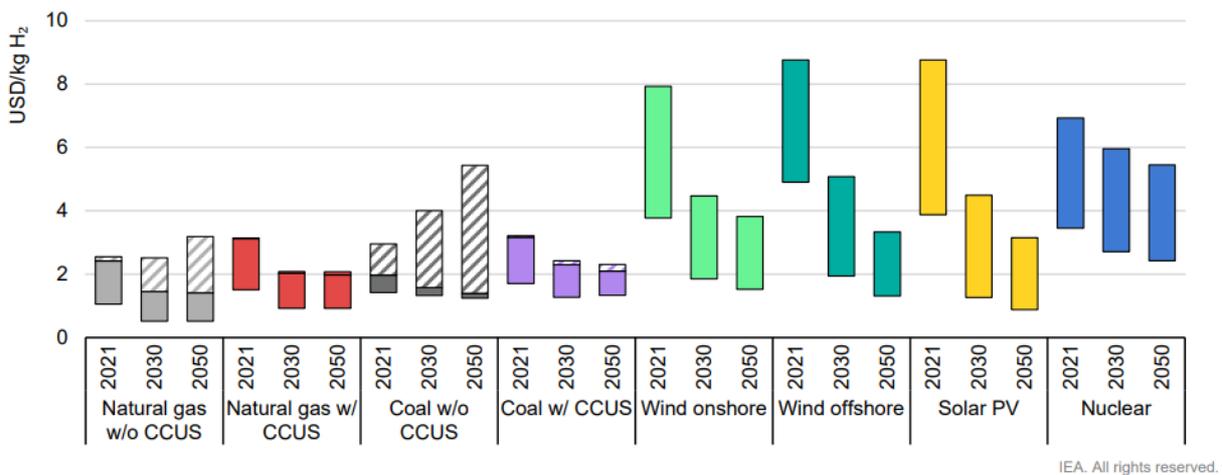


Figura 17. Rangos de precios de distintos tipos de hidrógeno y sus previsiones de futuro. [47]

El hidrógeno marrón y turquesa no serán considerados en el presente estudio ya que proceden de la gasificación de carbón sin emplear y empleando la tecnología CCS, que es una técnica con una muy alta emisión de GEI, y con unos costes superiores a los de producción de H₂ en unidades SMR, que es la tecnología más implantada en España y en la que se centrará el estudio.

Asimismo, se debe incidir en que todos los datos de costes proporcionados a continuación son de 2021, por lo que no se tiene en cuenta en ellos el aumento excesivo del precio del gas natural y de la electricidad como consecuencia del conflicto bélico vivido en Ucrania y el corte de suministro de gas natural por parte de Rusia a la Unión Europea.

El hidrógeno producido a través de unidades SMR, conocido como hidrógeno gris, es el que tiene el menor coste actual debido a su amplia extensión en el sector industrial y, sobre todo, en el refino de petróleo, estando sobre 1,5 \$/kg en la UE en 2021, pero debido al ingente aumento del precio de los derechos de emisión de CO₂ el precio del H₂ gris se ha visto aumentado hasta unos 2,5 \$/kg. Sin embargo, este tipo de H₂ es el que produce una mayor emisión de GEI de los que se ven en el presente apartado, por lo que se le

prestará especial importancia a aquellos que proceden de la electricidad. También, se considera el H₂ azul, que es el producido a través de SMR con CCS, que posee un precio de producción de 2 \$/kg, cercano al anterior, por lo que debido también a los elevados costes de emisión de carbono hace que esta alternativa sea interesante. [47]

A continuación, se presentan los tipos de hidrógeno producidos a partir de energía eléctrica, que se clasifican en función del tipo de electricidad del que proceda, pudiendo ser verde, amarillo y rosa, relacionados, respectivamente, con fuentes de energías renovables, red eléctrica y energía nuclear.

Los hidrógenos verde y rosa son los que presentan un mayor coste de producción actual, situándose el primero en unos 4-9 €/kg según el tipo de renovable empleada y el segundo en unos 3,5-7 \$/kg, frente al H₂ amarillo, que posee unos costes de 3 \$/kg de media en la actualidad. Para 2050 se prevé que los costes de hidrógeno verde disminuyan hasta el punto de que resulten más baratos que los del H₂ gris debido a la alta inversión que se está realizando. Sin embargo, los costes del H₂ amarillo serán, en un futuro, incluso menores estando al nivel de los precios actuales del H₂ gris.

Por tanto, debido al exponencial aumento de los precios del gas natural y derechos de emisión de carbono y al avance de la distinta tecnología de descarbonización que provoca la disminución del coste operativo del H₂ verde, se centrará el presente estudio en la posible implantación del hidrógeno proveniente de renovables en el sector industrial para comprobar si este escenario, a día de hoy, resulta más viable económicamente debido a la situación que vive la sociedad actual. [47]

2 ANÁLISIS TÉCNICO DE UNA APLICACIÓN PRÁCTICA

En el presente capítulo, tras definir el contexto social y político de la sociedad actual y el estado del arte de las diferentes tecnologías de electrificación, se procederá a la realización de un análisis técnico y económico de un caso práctico que trata sobre la electrificación de una planta de amoníaco de producción media para comprobar la viabilidad de dicho proyecto con el grado de madurez de la tecnología existente en la actualidad.

El proceso de electrificación de dicha industria se llevará a cabo de manera indirecta, a través del consumo de hidrógeno como combustible y materia prima para la producción de amoníaco, ya que esta planta presenta una alta demanda de calor de nivel térmico alto que cubre con la quema de combustibles fósiles y, además, produce H_2 para abastecer al proceso a través del reformado de vapor que, como se comentó en el apartado 1.5, posee unos elevados índices de emisión de GEI. Por tanto, se puede afirmar que, en general, las plantas de amoníaco presentan un alto potencial de electrificación, motivo por el cual se ha decidido realizar un estudio detallado sobre la posible viabilidad de este tipo de proyectos a corto plazo.

El hidrógeno con el que va a considerar electrificar la planta será hidrógeno verde, puesto que se ha decidido que dicho gas será producido en electrolizadores conectados directamente a equipos de generación eléctrica a través de fuentes de energía renovable debido a que es el tipo de hidrógeno más limpio a través del estudio realizado previamente en el apartado 1.7 y el presente trabajo se centra en la descarbonización de la sociedad actual. Sin embargo, este tipo de energía es intermitente por lo que no se podría cubrir las necesidades de una planta a gran escala que funciona de manera ininterrumpida durante 24 horas por lo que se debe considerar un medio de almacenamiento de energía que permita su operabilidad.

En primer lugar, para implantar electrolizadores en esta industria se debe conocer detalladamente el proceso para así, saber ubicar y caracterizar los consumos energéticos que posee, definir las necesidades de hidrógeno como materia prima que presenta para la producción de amoníaco y las partes de dicho proceso que se verán afectadas por la implantación de estos nuevos dispositivos.

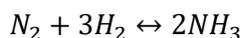
2.1. Descripción del proceso

Como se comentó en el apartado 1.5.1, la mayor parte de la producción mundial de amoníaco, aproximadamente el 80%, es usada como una fuente de nitrógeno en la elaboración de fertilizantes, mientras que el 20% restante es usado en numerosas aplicaciones industriales, como pueden ser: manufacturación de plásticos, fibras, explosivos, amidas, aminas, nitrilos y otros compuestos orgánicos intermedios de la industria farmacéutica. Respecto a los compuestos inorgánicos de mayor importancia que se producen a partir del amoníaco se encuentran el ácido nítrico, la urea y el cianuro de sodio. También, en el área de ingeniería de procesos, esta sustancia es utilizada para la eliminación de NO_x de los gases de combustión. Por otro lado, el amoníaco líquido es un importante solvente debido a su alta solubilidad en agua y, además, es usado como refrigerante (R-717). [49]

Respecto a la producción mundial, Europa ocupa el 9% de la misma. Generalmente, una planta moderna posee una capacidad típica de 1.000-2.000 t/d, y las nuevas plantas son diseñadas con una producción de hasta 2.200 t/d. Para el presente trabajo se ha considerado que la planta modelo objeto de estudio se localiza en España y, considerando a su vez la capacidad de las dos plantas existentes en el país (Palos y Puertollano de *Fertiberia S.A.*, sin tener en cuenta la planta de Sabinanigo debido a su gran longevidad), se ha establecido una capacidad media entre ambas de 932 t/d, por lo que esta industria se encontrará por debajo de la media mundial. [49] También, se ha supuesto un tiempo de funcionamiento de 320 días anuales suponiendo que el

resto es empleado para mantenimiento de equipos y paradas ocasionadas por otros motivos de operación.

El amoníaco es sintetizado a partir de nitrógeno e hidrógeno gas puros a través de la siguiente reacción:



Para la obtención de nitrógeno gaseoso para el proceso se recomienda extraerlo directamente del aire atmosférico debido a la elevada demanda del mismo, mientras que, como se ha comentado anteriormente, el hidrógeno puede ser producido a partir de distintas materias primas, pero, en la actualidad, predomina el uso de hidrógeno gris. Por otro lado, dependiendo del tipo de combustible fósil que se trate existen dos métodos que se pueden aplicar para producir esta materia prima: el reformado de vapor y la oxidación parcial.

A continuación, en la Tabla 7 se muestran los procesos utilizados para producir H₂ en función de la materia prima de la que se disponga, destacando el reformado de vapor con gas natural que ocupa hasta el 80% de la capacidad mundial de amoníaco. Por tanto, se demuestra que es el proceso que posee un mayor desarrollo y, por consiguiente, será el que se utilice en la planta objeto de estudio. Estas plantas son las que poseen un mayor nivel de integración, diseño innovador de equipos y eficiencia energética global del proceso. Asimismo, también se ha seleccionado este proceso debido a que las dos plantas que operan actualmente en España lo hacen a través del mismo con gas.

Tabla 7. Procesos de producción de H₂ aplicados en función de la materia prima utilizada (1990). [49]

Materia prima	Proceso	% de capacidad
Gas natural	Reformado de vapor	77
Coke, carbón	Oxidación parcial	13,5
Naftas, GLP, gas de refinería	Reformado de vapor	6
Fracciones de hidrocarburos pesados	Oxidación parcial	3
Agua	Electrólisis	0,5

Una vez seleccionado el SMR como procedimiento para conseguir hidrógeno, además de considerar al amoníaco como único producto, se debe tener en cuenta que se consigue un producto secundario adicional, que es el CO₂. Esta sustancia indeseada puede ser recuperada para su uso como materia prima en plantas de urea, producción de metanol, industria alimentaria, para EOR (extracción mejorada de petróleo) o como refrigerante en centrales nucleares. Sin embargo, siempre se emitirá un elevado porcentaje de esta sustancia a la atmósfera debido a la excesiva producción de este. Por consiguiente, como se desconoce la ubicación exacta de implantación y, por tanto, las necesidades de CO₂ de la zona y, además, en todos los casos se acabará emitiendo una gran cantidad de este GEI, se ha supuesto que todo el CO₂ generado será fugado al ambiente.

A continuación, en la Figura 18 se puede observar un diagrama de proceso para la fabricación de amoníaco, cuyas etapas serán descritas en los siguientes subapartados.

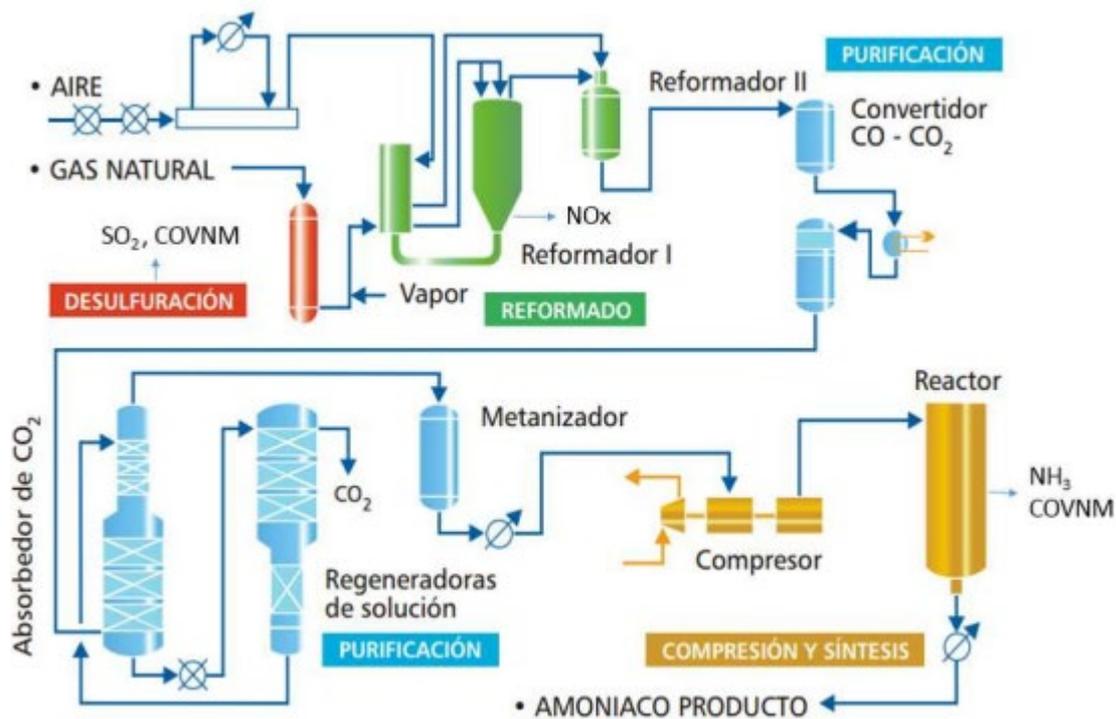


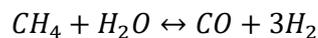
Figura 18. Diagrama de proceso para la producción de amoníaco. [50]

2.1.1. Desulfuración

Inicialmente, el gas natural que entra a planta requiere un pretratamiento previo para la eliminación de los compuestos de azufre que posee puesto que el catalizador que se utiliza en el reformado de vapor es muy sensible a dicha sustancia. Para lograr esto, el gas debe ser precalentado hasta unos 350-400°C. Después, los compuestos de azufre sufren una hidrogenación (H₂S) a través de un catalizador de cobalto molibdeno para luego adsorberse en pellets de óxido de zinc. [50]

2.1.2. Reforming primario

La conversión de gas en el reformador primario del proceso de reformado de vapor típico alcanza el 60%. La reacción que tiene lugar, que se detalla a continuación, se caracteriza por ser altamente endotérmica y generar gas de síntesis:



Siguiendo la línea de proceso de la Figura 17, el gas natural que sale de la unidad desulfuradora es mezclado con vapor y debe entrar al reformador primario a una temperatura de 400-600°C.

La unidad de reformado primario contiene una gran cantidad de tubos rellenos de catalizador. En las plantas más novedosas o sometidas a revamping la corriente ya mezclada y precalentada pasa a través de un *pre-reformer* adiabático y después se recalienta en la sección convectiva.

La relación molar aplicada entre gas y vapor se encuentra, generalmente, alrededor de 3, aunque el valor óptimo depende de numerosos factores, como: la calidad del gas, recuperación de gas de purga, capacidad del equipo, operación de shift, de manera que en las plantas más actualizadas este valor puede ser inferior a 3.

El calor necesario para el proceso de reformado es aportado a través de la quema de gas o gases de purga de las instalaciones en quemadores de una cámara de radiación que contiene los tubos de catalizador.

Aproximadamente la mitad del calor aportado a la unidad es utilizado en la reacción del proceso por lo que el resto permanece en la corriente gaseosa de salida y será usado en la sección convectiva del reformador para precalentar otras corrientes de proceso.

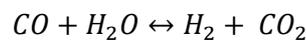
2.1.3. Reforming secundario

El reformado secundario posee dos finalidades distintas: añadir el nitrógeno necesario para la síntesis de amoníaco en las cantidades estequiométricas adecuadas y completar la conversión de hidrocarburos sobrantes de la unidad anterior a través de una reacción de combustión con el oxígeno del aire.

El aire de proceso previamente comprimido es precalentado en la sección convectiva del reformador primario hasta una temperatura de 500-600°C. La reacción dentro del equipo se supone adiabática y como resultado se obtiene una corriente gaseosa que alcanza los 1.000°C. Este calor puede ser aprovechado en un hervidor de vapor de alta, un sobrecalentador o para precalentar otras corrientes hasta llegar el gas enfriado a unos 360-380°C para poder pasar a la siguiente unidad aguas abajo. [49]

2.1.4. Shift conversión

El gas producto del proceso descrito en el anterior subapartado tiene una composición de 12-15% de CO en base seca. Este gas contaminante será aprovechado para producir más hidrógeno a través de la siguiente reacción levemente exotérmica:



Esta reacción es llevada a cabo en dos pasos con eliminación de calor intermedia. En primer lugar, la corriente gaseosa atraviesa un lecho de catalizador de óxido de hierro y óxido de cromo y luego otro lecho de catalizador de óxido de cobre y óxido de zinc, de manera que la corriente de salida posee un contenido despreciable de CO.

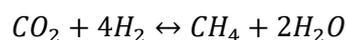
Este gas saliente es posteriormente enfriado para condensar el vapor en exceso aguas arriba y así, ser eliminado del proceso para pasarlo al sistema de eliminación de CO₂ con el fin de prevenir la dilución del solvente que actúa en el proceso de separación del CO₂. El calor derivado de estos procesos de enfriamiento y condensación puede ser recuperado para otros propósitos, como: regeneración de la solución depuradora de CO₂, accionamiento de una unidad de refrigeración por absorción o para precalentar el agua de alimentación de la caldera. [49]

2.1.5. Eliminación de CO₂

En esta etapa se produce la eliminación del CO₂ del gas de reacción, lo que corresponde a la mayor parte de carbono introducido a través del gas natural. Este proceso de separación es introducido en el proceso ya que el carbono envenenaría al catalizador del reactor de síntesis de NH₃, pudiendo ser la misma almacenada para su comercialización o fugada al ambiente. Esto se produce a través de un proceso de absorción física o química. El más extendido y el que se considerará en la planta objeto de estudio será la absorción química a través de monoetanoamina (MEA) ya que el gas tratado posee una concentración de CO₂ de hasta 50 ppm, aunque necesita una elevada regeneración energética. [49]

2.1.6. Metanación

Como se comentó en el subapartado anterior, el carbono (CO, CO₂) puede envenenar al catalizador del reactor, por lo que se elimina el restante de la corriente del proceso a través de la producción de metano a partir de una reacción de hidrogenación fuertemente exotérmica que se detalla aquí:



Estas reacciones se producen a una temperatura de 300°C a través de un catalizador de níquel. El metano formado actúa como inerte en la reacción de síntesis de NH₃, pero el agua generada debe ser eliminada a través de un posterior enfriamiento y condensación del vapor.

2.1.7. Compresión y síntesis de NH₃

Este tipo de plantas utiliza compresores centrífugos para acondicionar el gas a los requisitos de operación del reactor de NH₃ (100-250 bar, 350-550°C). También se pueden implantar tamices moleculares tras el primer compresor para eliminar posibles trazas de agua y óxidos de carbono. Estos equipos son

accionados gracias a turbinas de vapor, en las que se aprovecha el exceso de calor del proceso.

En la etapa de la reacción principal sólo el 20-30% del gas de síntesis es transformado en NH_3 debido a las desfavorables condiciones de equilibrio, a través de un catalizador de hierro, el gas que no reacciona se recicla para ser utilizado de nuevo en la reacción por lo que se alimenta a la recirculación de la corriente principal de proceso.

Como la reacción es exotérmica, existe una disminución de volumen por lo que la reacción se ve favorecida por altas presiones y bajas temperaturas. Por tanto, se debe prestar especial cuidado al control de la temperatura del catalizador puesto que operar en condiciones de equilibrio produce un aumento de este parámetro.

Para la condensación de amoníaco de la recirculación, la refrigeración con agua o aire es insuficiente para lograr una baja concentración de amoníaco a la entrada. Por ello, se utiliza NH_3 vaporizado para enfriar el gas. Los vapores de amoníaco se licúan mediante un compresor de refrigeración. Los nuevos avances en esta área van enfocados al uso de catalizadores más activos, como hierro potenciado con cobalto y rutenio, estos catalizadores permitirían alcanzar una presión de síntesis más baja y un menor consumo de energía.

Debido al proceso previo de metanación, en el gas de síntesis existe una cierta concentración de gases inertes, como metano, y para controlar la concentración de estos y evitar su acumulación en la corriente de recirculación se utiliza una corriente de gas de purga, rica en hidrógeno, nitrógeno, metano y amoníaco. Generalmente, se intenta mantener la concentración de estas sustancias en un 10-15%. Este gas es lavado previamente con agua para eliminar el NH_3 que contiene y ser utilizado como combustible o para recuperar hidrógeno.

2.2. Necesidades de calor

Una vez descrito el proceso objeto de estudio resulta más fácil la localización y caracterización de los consumos energéticos de la planta. En este apartado se estudiarán todos los consumos presentes en una planta de producción de amoníaco, cuyos datos numéricos han sido aportados por el tutor del presente trabajo, y se compararán con datos promedio de guías de mejores técnicas disponibles actualizadas.

Este estudio se centrará en los consumos de gas natural que presenta la planta ya que es el responsable de la mayor parte de demanda de calor de este tipo de industrias y, como se ha comentado en la descripción del proceso, también se considerará el gas empleado como materia prima en el proceso de reformado de vapor para la producción de H_2 .

Por otro lado, se estudiarán en profundidad los distintos consumos de vapor de la planta actual para analizar en apartados posteriores de qué manera pueden ser sustituidos y cómo variarían por la descarbonización de las instalaciones, y como ello influenciaría en los consumos globales y la viabilidad económica del proyecto.

En primer lugar, se va a definir la composición del gas empleado en planta a través de la Tabla 8. Esta característica posee una gran importancia ya que es la que determina el poder calorífico del gas, ya que un gas con alto contenido en nitrógeno permitiría un mayor ahorro energético mientras que si es rico en CO_2 su poder calorífico se vería perjudicado. Para este caso, el gas posee un poder calorífico de unas 28.900 kcal/kg.

Tabla 8. Composición del gas natural utilizado.

Composición	%mol
CH_4	83
N_2	6
C_2H_6	7,7

C ₃ H ₈	1,8
C ₄ H ₁₀	0,8
C ₅ H ₁₂	0,2
CO ₂	0,24
He	0,16

A continuación, en la Tabla 9 se exponen los distintos consumos de gas. El fuel gas es utilizado para precalentar la línea de gas como materia prima para llegar a las condiciones de operación en la etapa de desulfuración y como alimentación de combustible al reformador primario. El dato de caudal de gas como materia prima para producir hidrógeno ha sido calculado a partir de la producción de NH₃ siguiendo la relación estequiométrica de la reacción de síntesis y suponiendo que la separación entre el amoníaco generado y el resto de inertes de la corriente producto es perfecta. Finalmente, considerando ambos consumos el total se eleva a una necesidad de 40.657 kg/h en la planta que deberá ser suministrado por proveedores externos.

Tabla 9. Consumos de gas que se deben suministrar a la planta de amoníaco.

Unidades	Fuel gas	Gas materia prima	Total
kg/h	21.012	19.645	40.657
Nm ³ /h	25.798	23.247	49.045
Gcal/h	223,5	208,9	432,4
GJ/t NH ₃	24,09	22,52	46,61

Por otro lado, se debe considerar la generación de gas de purga en las instalaciones. Este gas proviene de la separación de la parte gaseosa de la corriente producto de la síntesis de NH₃ tras someterse a un enfriamiento, y está compuesta principalmente por el metano inerte, nitrógeno e hidrógeno que no han reaccionado y, también, algunas trazas de NH₃. De manera que, si se utiliza el calor de la quema de este combustible para la etapa de precalentamiento del reformador primario se conseguirá un ahorro energético en la industria, lo que conlleva a un aumento de la eficiencia energética de las instalaciones que favorece el cumplimiento de la normativa de la Comisión Europea. Para calcular la energía que contiene esta corriente de combustible se debe tener en cuenta que posee un poder calorífico distinto al del gas natural debido a su diferente composición.

Por tanto, el calor que aporta ha sido considerado como negativo en el balance de energía ya que es producido por la propia planta para su autoabastecimiento, tal y como aparece en la Tabla 10, donde se refleja que la demanda total de calor de gas es de 43,6 GJ/t NH₃.

Tabla 10. Datos de gas de purga producido y consumo total de gas como utility.

Unidades	Gas de purga	Total gas
kg/h	5.199	45.856
Nm ³ /h	10.512	59.557
Gcal/h	-28,02	404,3
GJ/t NH ₃	-3,02	43,59

A continuación, se expone una serie de tablas en las que se muestra la producción o consumo de los distintos tipos de vapor junto a su procedencia dentro de la industria para lograr un mayor grado de comprensión sobre las necesidades energéticas del proceso y la manera de operar del mismo para, así mismo,

lograr una integración energética optimizada de las distintas alternativas que se propondrán para descarbonizar las instalaciones y, así, conocer cual será la más adecuada.

En la Tabla 11 aparecen los consumos de vapor de alta, que se encuentra sobrecalentado a unos 100 bar. Esta necesidad no aparece en el resumen de consumos de todas las utilities empleadas (Tabla 15) ya que este tipo de vapor es generado en la propia instalación, concretamente en el sobrecalentador del reformador primario para aprovechar el ingente calor desprendido en esta unidad, de manera que si se dejara de utilizar en el proceso se debería realizar un estudio sobre la forma más óptima de sustituir este consumo.

Como se puede observar se consume unicamente para accionar el compresor que impulsa la corriente de gas de síntesis hacia el reactor, que requiere unas condiciones de presiones muy elevadas, por lo que la potencia consumida por este equipo será muy alta, del orden de más de 10 MW de potencia, la mayor que existe en las instalaciones.

Tabla 11. Consumos de vapor de alta presión en las instalaciones.

Consumo de vapor de alta (HPS)	Caudal (kg/h)
Compresor para síntesis de NH ₃	223.565
Fugas	2.000
Total	225.565

Ahora, en la Tabla 12 se exponen las necesidades de vapor de media de la planta objeto de estudio, que se encuentra sobrecalentado a unos 40 bar. La mayor parte de este servicio procede de la salida de la turbina de alta que alimenta al compresor del gas de síntesis, destacando una vez más su importancia dentro de la red de vapor y, por tanto, en la demanda energética del proceso. Sin embargo, con esta generación no es suficiente para suplir los requisitos energéticos demandados, por lo que se deberá importar esta utility, lo cual afecta al actual OPEX de la industria.

Sobre los consumos de vapor de media destaca el vapor destinado a proceso, cuya función es alimentar a la unidad SMR para generar el hidrógeno demandado como materia prima. También, se debe considerar el consumo de una gran cantidad de este servicio para accionar turbinas que se encuentran conectadas a distintos equipos de impulsión, como el compresor de entrada de aire al proceso o de recirculación de sustancias sin reaccionar, y distintas bombas existentes de recirculación.

Por otra parte, a diferencia de otras grandes plantas de amoniaco, en este ejemplo práctico no se ha considerado la incorporación de una desalinizadora puesto que, a pesar de que se desconoce la localización exacta de la industria, esta es implantada en España, que es un país con suficientes recursos hídricos para abastecer la demanda de agua desmineralizada requerida.

Tabla 12. Consumos de vapor de media presión en las instalaciones.

Consumo vapor de media (MPS)	Caudal (kg/h)
Turbina gas de síntesis	-202.565
Para aire de proceso	1.963
Proceso (SMR)	76.268
Stripper de condensado	12.066
Compresor para entrada de aire	38.058
Compresor de recirculación	50.110
Bombas de recirculación de condensado	21.641
Bombas de recirculación de MEA	10.639
Ventilador del reformador primario	1.022

Otras bombas de circulación de agua	12.167
Inyección de vapor	500
Purgadores	250
Total	22.119

En la Tabla 13 aparecen los consumos de vapor de baja, que presenta unas condiciones de unos 4 bar aproximadamente. Este tipo de vapor es generado en la mayor parte de turbinas que accionan los compresores y bombas que se enumeran en la Tabla 12.

En este caso, el LPS presenta unos consumos más variados, destacando el vapor que se transporta a distintos condensadores para destinarlo, en estado líquido, a la recuperación de calor de las instalaciones y, así, aprovechar su capacidad de almacenar una gran cantidad de energía en forma de calor latente. Aún así, como se oferta más de lo demandado, será exportado.

Tabla 13. Consumos de vapor de baja presión de las instalaciones.

Consumos de vapor de baja (LPS)	Caudal (kg/h)
Condensador de superficie	19.393
Turbina de recirculación de condensado	-21.641
Fugas de HPS	-2.000
Condensador de superficie	21.000
Turbina de recirculación de MEA	-10.639
Turbina del ventilador del reformador	-1.022
SIDEM	7.000
Otras turbinas de bombas de circulación de agua	-12.167
Pérdidas, otros usos	250
Desgasificador	10.547
Purgadores	500
Depósito de purga	1.281
Turbina para entrada de aire	-38.958
Otros	-5.550
Total	-32.006

Por último, en la Tabla 14 aparecen los consumos de BFW de la planta. La mayor parte de este servicio será utilizado para la recuperación de calor de proceso como integración energética y volver a generar HPS. No obstante, cierto porcentaje será exportado a equipos fuera de los límites de batería de la presente industria para generar el MPS importado a partir del mismo.

Tabla 14. Consumos de BFW de las instalaciones.

Consumos de BFW	Caudal (kg/h)
Equipos fuera de los límites de batería	-73.600
Total	-73.600

Finalmente, en la Tabla 15 se muestra, de forma resumida, los consumos de todas las utilities que se encuentran en las instalaciones, que han sido obtenidos a partir de distintos factores de conversión, como los poderes caloríficos de los distintos tipos de servicios y, como resultado, el consumo de energía total de la planta, que es de 44,5 GJ/t NH₃.

Tabla 15. Consumos de todas las utilities de las instalaciones.

Utilities	GJ/t NH ₃
Gas	43,59
Vapor de media	1,61
Vapor de baja	-2,33
BFW	-0,84
Energía de red	1,55
Total	43,58

En este estudio no se han considerado algunas utilities empleadas para enfriamiento como, pueden ser, agua de refrigeración o agua de mar ya que sobrepasa el alcance del presente trabajo, a pesar de que son responsables de, aproximadamente, un 26% de la energía que sale de la planta, y tampoco será considerada las pérdidas energéticas, que se corresponden con hasta un 3% de la energía saliente. [51]

Según la *International Energy Agency (IEA)*, se estima que para producir una tonelada de NH₃ en el año 2020 se necesita un consumo bruto de 46 GJ, y de 41 GJ netos. [52] Estos datos concuerdan con los resultados logrados en una planta promedio ubicada en España ya que ambos consumos resultan similares (46,8 GJ brutos y 43,6 GJ netos), siendo los de la planta objeto de estudio ligeramente superiores a los propuestos por la *IEA*.

Sin embargo, si se aplicaran BATs (*Best Available Techniques*) a industrias de producción de amoníaco con proceso SMR se conseguirían hasta 32 GJ/t y 28 GJ/t de consumos bruto y neto, respectivamente, siendo los requisitos mínimos energéticos de 20,9 GJ/t y 18,6 GJ/t. [52] Según el BREF de químicos inorgánicos a gran escala, existen numerosas técnicas para disminuir las necesidades energéticas y optimizar las instalaciones existentes, como: ATR (*autothermal reforming*), revampings para aumentar la capacidad de la planta, desulfurización a baja temperatura, auditorías energéticas, etc. [49]

2.3. Modificaciones propuestas

Tras haber descrito el proceso objeto de estudio y haber definido las necesidades de calor de las instalaciones se va a proceder a la elaboración de un análisis técnico sobre las distintas alternativas disponibles para la descarbonización de la planta a través de la electrificación de las instalaciones y, de esta manera, suprimir los consumos energéticos que proceden de combustibles fósiles, destacando el gas natural, o los que para su generación necesitan aporte de calor de fuentes de energía contaminantes, como el vapor.

Para ello, el proceso se verá sometido a importantes modificaciones, en las cuales se introducen nuevas unidades y se eliminan otras cuantas anteriores, y que resultan en un novedoso diagrama de bloques que aparece esquematizado en la Figura 20 y se puede comparar con el diagrama original que se muestra en la Figura 18. Estos cambios son enumerados y descritos a continuación:

- En primer lugar, la modificación de mayor importancia en la planta será la sustitución de la unidad SMR por un conjunto de módulos de electrolizadores de una determinada potencia para la producción de hidrógeno como materia prima para la síntesis de amoníaco. Este cambio se justifica con el alto nivel de emisiones de gases contaminantes del hidrógeno gris, como se ha descrito en capítulos

anteriores, siendo el principal objeto de estudio del presente trabajo su contraste con el bajo nivel del hidrógeno procedente de electrólisis, que depende en mayor medida de la fuente de energía de la que se alimenta, por lo que así queda justificado el elevado potencial de electrificación de este tipo de industrias de productos químicos inorgánicos.

Sin embargo, se debe considerar que el proceso SMR, al ser altamente exotérmico, desprende una gran cantidad de calor que es aprovechado en las instalaciones para el precalentamiento de aire ambiente y BFW, y producción de HPS, por lo que al eliminar este equipo se debe plantear cómo equilibrar el balance energético de la planta.

- Asimismo, del descarte del uso de gas como materia prima para el proceso procederá la eliminación de la unidad de desulfuración y el horno de precalentamiento aguas arriba que debe alcanzar unas condiciones de alta temperatura, por lo que se logrará una reducción significativa de la cantidad de gas usada como combustible.
- Además, al eliminar la unidad SMR se elimina también la forma de mezclar el hidrógeno generado y el nitrógeno del aire ambiente en las cantidades estequiométricas adecuadas para su paso a la etapa posterior del reactor, quemando el oxígeno del aire a través de una reacción de combustión con el metano sobrante. También se elimina una alta demanda de combustible debido a la demanda energética de este proceso. Por tanto, se debe hallar una alternativa a este proceso, entre las que se encuentran la destilación criogénica o ASU (*aire separation unit*), PSA (*pressure swing absorption*) o técnica de separación por membrana.

En este caso, se escoge la ASU ya que es la única que consigue una alta pureza de concentración de nitrógeno para producciones a gran escala, con un menor CAPEX y OPEX que las otras tecnologías, motivo por el cual el 90% del N₂ disponible comercialmente proviene de esta alternativa. Esta tecnología se basa en los distintos puntos de condensación del N₂ y O₂ a través de varias columnas de destilación. En la Figura 19 se muestra un PFD de una ASU proveniente de una simulación de proceso. [53]

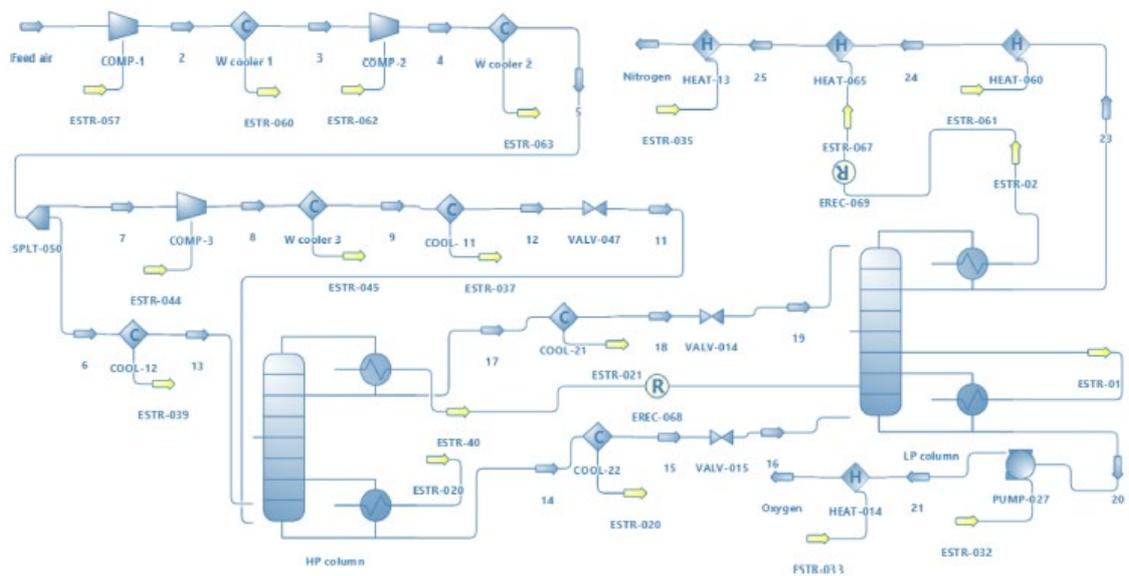


Figura 19. PFD de la ASU a partir de una simulación en ASPEN Plus. [53]

- También, como la corriente de gas de síntesis no contiene CO ni CO₂ quedarían obsoletas las unidades de shift conversion, eliminación de CO₂ a través de circulación de MEA y metanación, por lo que aquí se lograría cierto ahorro energético al prescindir de equipos de impulsión de condensado y MEA. No obstante, el futuro proceso necesitaría un aporte adicional de energía ya que dejaría de usarse el tren de intercambiadores que se encuentra en la salida del metanizador y por el que pasa BFW.
- Por último, originalmente, el gas de purga producido en la etapa de síntesis es aprovechado en las unidades iniciales para conseguir ahorro de combustible y una mayor eficiencia energética, pero al

eliminar el metanizador no existiría contenido de inerte en el gas de síntesis, de manera que no sería necesario purgar parte de la recirculación, por lo que únicamente se eliminaría de dicha corriente los condensados de NH_3 .

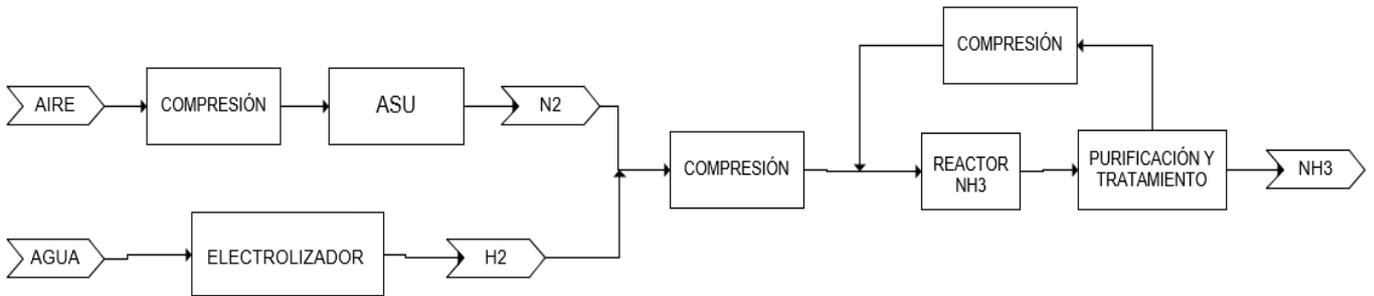


Figura 20. Diagrama de bloques de la nueva configuración del proceso.

A continuación, se realizará una comparativa entre los distintos modelos de electrolizadores disponibles a nivel comercial enumerados en el capítulo introductorio y una selección del más adecuado en función de sus distintas características ya que este sistema será el eje de la electrificación de las instalaciones.

2.3.1. Comparación y selección de modelos de electrolizadores

En el presente subapartado se estudiarán en profundidad las distintas características que presentan los modelos de electrolizadores comerciales para seleccionar el más adecuado para su implantación en la industria y así, sustituir la etapa más contaminante del proceso original.

Estas características mencionadas son el caudal de producción de H_2 , el consumo energético del módulo y la eficiencia de producción del sistema que depende fundamentalmente del tipo de electrolizador que se trate, sabiendo previamente que los más eficientes son los electrolizadores de óxido sólido y los que menos los alcalinos, aunque presentan niveles de eficiencia levemente inferiores que los tipo PEM. No obstante, los alcalinos son los más económicos y robustos mientras que los SOEC poseen un precio muy elevado ya que su grado de madurez es bastante menor.

En la Tabla 16 se muestran las principales características de cada modelo de electrolizador encontrado, encontrándose la eficiencia del consumo en distintas unidades para una mejor comparativa puesto que es un factor de gran importancia.

Tabla 16. Principales características de los modelos de electrolizadores disponibles a nivel comercial.

Modelo	kg H ₂ /h	Consumo (kW)	GJ H ₂ /kWh	kWhe/kg H ₂	MW PCI/MWe
EL800N	72	4.130	0,0021	57,4	0,586
THYSSENKRUPP	360	20.000	0,0022	55,6	0,605
HyLYZER® 4000-30	360	20.000	0,0022	55,6	0,605
BLOOM ELECTROLYSER	259	10.000	0,0031	46,0	0,871
ALKALINE HYDROGEN PRO	90	4.400	0,0025	48,9	0,688
DQ1000 (ALKALINE)	90	5.000	0,0022	55,6	0,605
SILYZER 300	332,1	17.500	0,0023	52,7	0,638
MC 500	44,28	2.500	0,0021	56,5	0,595

Para la selección del equipo se tendrán en cuenta únicamente los que produzcan H₂ a gran escala puesto que este tipo de industrias se caracterizan por producir una ingente cantidad diaria de inorgánico debido a la gran expansión que posee esta sustancia, por lo que los módulos que generen menos de 200 kg/h quedan descartados para una futura implantación.

Ahora, para escoger el electrolizador a gran escala idóneo se debe comparar las distintas eficiencias que presenta cada equipo, destacando con una gran diferencia el *Bloom Electrolyser*, que necesita 46 kWh para producir un kilogramo de hidrógeno. Sin embargo, como el presente trabajo trata sobre electrificar una planta de amoníaco a escala industrial a corto plazo se debe descartar la implantación de los electrolizadores tipo SOEC ya que su coste actualmente no es competitivo en el mercado actual. [41]

Por tanto, se elige para el presente trabajo el *Silyzer 300* que es un modelo tipo PEM desarrollado por *Siemens*, que genera hidrógeno de una muy alta pureza y presenta un consumo de agua de 10 L por kilogramo de H₂ producido. [39]

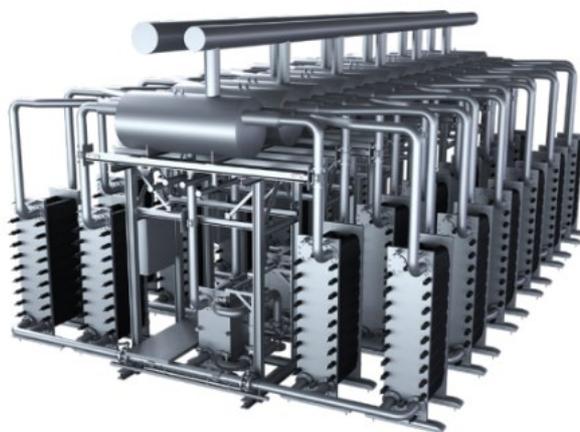


Figura 21. Modelo *Silyzer 300* de *Siemens*. [39]

Para conocer el número de módulos exacto de electrolizadores que requiere la instalación se deben conocer previamente las necesidades de hidrógeno que presenta, por lo que en los siguientes subapartados se realizará una descripción detallada de las diferentes soluciones existentes y un cálculo de las nuevas

necesidades energéticas producto de estas reconfiguraciones para su comparación y selección en función de las características más favorables que presenten, como el nivel de emisiones o el consumo global de energía, y de esta manera, conseguir todos los datos técnicos de la nueva planta para realizar un análisis económico y ambiental de la misma y comprobar también su viabilidad en estas ramas.

Asimismo, el consumo energético de la planta futura determinará la capacidad de energías renovables y de almacenamiento de energía a instalar en el área industrial, por lo que se realizará un estudio sobre la tecnología más madura y adecuada para implantar y qué potencia de estas debe ser instalada.

2.3.2. Medios de generación de energía eléctrica renovable

Para accionar los electrolizadores de la futura planta de amoníaco verde, que requieren un aporte constante de energía y así, conseguir generar hidrógeno verde y la electrificación del proceso resulta necesaria la generación de electricidad de origen renovable, por lo que se debe seleccionar el tipo de tecnología que se implantaría en las instalaciones en función de las características de cada una.

En primer lugar, como se trata de una planta industrial a gran escala se adelanta que demandaría una enorme cantidad de electricidad para poder producir el H₂ necesario para su uso como materia prima, por lo que se debe instalar una gran capacidad de energías renovables. Por tanto, resulta idóneo escoger una tecnología que se encuentre ampliamente extendida y que posea un precio lo más reducido posible para favorecer la viabilidad económica del presente proyecto. Por este motivo, se han descartado tecnologías minoritarias o que no son aptas para grandes producciones, como la hidráulica, bombeo o geotérmica.

Por otra parte, otro factor que posee una gran importancia para la viabilidad técnica del proyecto es la necesidad de operar en continuo para mantener los grandes caudales de producción de amoníaco que posee la planta original de NH₃ gris. Por consiguiente, se debe encontrar una tecnología que ofrezca la suficiente seguridad energética como para suministrar la energía que demanda la planta.

Sin embargo, el principal inconveniente que presentan las fuentes de energía renovable es que generan energía de forma discontinua ya que dependen de recursos naturales intermitentes, como el sol, el aire y el viento, de manera que es necesario plantearse el empleo de una técnica concreta de almacenamiento de energía.

Respecto a la selección de la fuente energética se ha decidido elegir exclusivamente la energía solar fotovoltaica puesto que se ha supuesto que la localización de la planta se encuentra en Andalucía, donde este recurso es abundante uniformemente en todo el territorio andaluz. Además, es el segundo tipo de energía limpia más extendida en el mercado eléctrico español, con un 16,8% de la capacidad total instalada (unos 20 GW) detrás de la energía eólica. [54]

Se ha decidido descartar la energía eólica ya que, a pesar de ser una tecnología de gran importancia en el mix eléctrico español presenta una mayor dificultad a la hora de calcular la potencia necesaria para la planta, para lo cual habría que utilizar software necesario, y sobrepasa el alcance del presente trabajo.

También se ha descartado otro tipo de energía renovable que utiliza la energía solar como recurso, como es la termosolar, a pesar de que incorpora medios para almacenar energía, puesto que posee un mayor coste y mayores dificultades para operar ya que requiere el uso de sales térmicas como fluido caloportador, las cuales poseen altos puntos de congelación y necesitan una adecuada calorifugación de las instalaciones.

En primer lugar, se procede a explicar cómo dimensionar el campo fotovoltaico de la futura planta de amoníaco. Para ello, resulta fundamental asumir que este tipo de energía varía diariamente, de manera que para hacer un dimensionamiento certero sería crítico realizar un estudio histórico en profundidad de la evolución de este recurso en la zona de implantación y los niveles de insolación que se alcanza y compararlo con el perfil de demanda horario de la planta donde se va a instalar, lo cual sobrepasa los límites de este trabajo, por lo que se realizará un dimensionado lo más aproximado posible a través de distintos números índice. En la Figura 22 se muestra una gráfica de la evolución de producción de energía de un determinado campo fotovoltaico andaluz para verificar la intermitencia de este recurso.

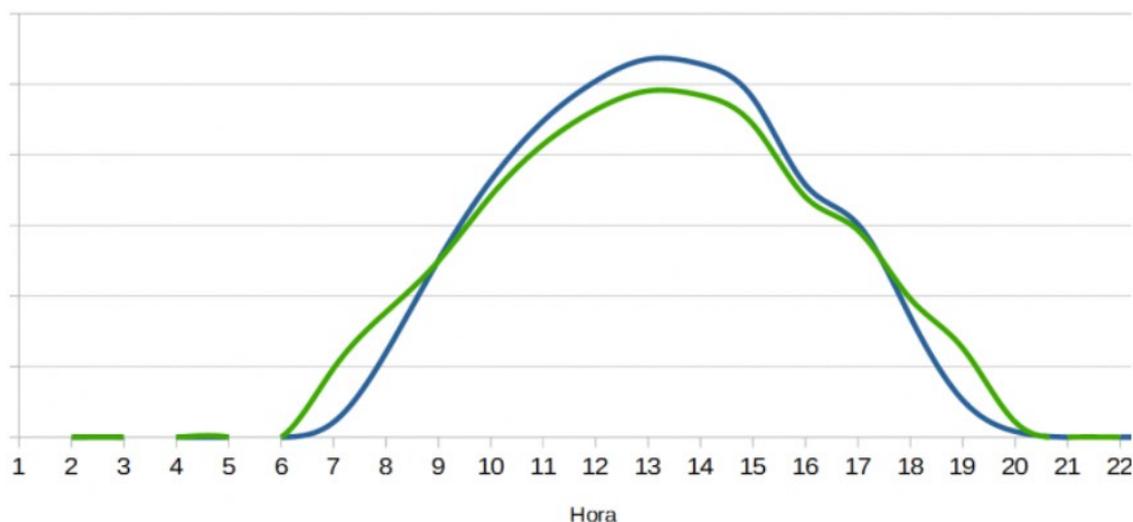


Figura 22. Evolución de la producción de electricidad de la fotovoltaica a lo largo de un día soleado en Andalucía. [55]

A continuación, se ha llevado a cabo un breve análisis en el que se estudia el número medio de horas de sol mensuales a lo largo de un año en la zona de Cádiz-Huelva, ya que esta localización resulta ser la más idónea para la implantación del proyecto debido a que engloba la mayor área industrial del sector químico y petroquímico de la región.

En la Figura 23 se muestran datos numéricos medios de este parámetro en el periodo 1981-2010 para la zona de implantación, proporcionados por una base de datos de *AEMET*. Por tanto, resulta adecuado asumir que el número medio de horas de sol es aproximadamente de unas 5 horas diarias. [56]

Nombre estación	Mes	Nº medio mes horas sol
HUELVA, RONDA ESTE	Enero	165,3
CÁDIZ	Enero	184,4
HUELVA, RONDA ESTE	Febrero	170,7
CÁDIZ	Febrero	197,3
HUELVA, RONDA ESTE	Marzo	229,2
CÁDIZ	Marzo	228,1
HUELVA, RONDA ESTE	Abril	254,6
CÁDIZ	Abril	255,3
HUELVA, RONDA ESTE	Mayo	295,8
CÁDIZ	Mayo	306,8
HUELVA, RONDA ESTE	Junio	341,3
CÁDIZ	Junio	330,7
HUELVA, RONDA ESTE	Julio	366,5
CÁDIZ	Julio	
HUELVA, RONDA ESTE	Agosto	339,9
CÁDIZ	Agosto	
HUELVA, RONDA ESTE	Septiembre	267,9
CÁDIZ	Septiembre	251,8
HUELVA, RONDA ESTE	Octubre	211,2
CÁDIZ	Octubre	228,1
HUELVA, RONDA ESTE	Noviembre	176,0
CÁDIZ	Noviembre	187,4
HUELVA, RONDA ESTE	Diciembre	150,9
CÁDIZ	Diciembre	166,5

Figura 23. Nº medio de horas de sol en Cádiz y Huelva en el periodo 1981-2010. [56]

Se asumirá que este tiempo diario de sol es constante para todos los días del año para la elaboración del dimensionamiento de la planta.

También, se ha supuesto una eficiencia del 80% en la fotovoltaica. Este dato engloba las pérdidas existentes en la generación y transporte de electricidad hasta el destino específico del proceso.

Por tanto, para conocer la capacidad de la fotovoltaica se emplea la siguiente ecuación:

$$P_{FV} = \text{Consumo electrolizadores} \cdot \frac{5h}{a} \cdot 365d \cdot 0,8 \cdot \left(\frac{24}{5}\right) \quad (1)$$

Como se puede observar, este campo funcionaría todos los días del año por lo que, como se ha supuesto un tiempo de operación de la planta de 320 días, existirá un excedente de energía durante estos 45 días restantes que será exportado a la red para conseguir un mayor beneficio económico y disminuir la huella de carbono del mix eléctrico de España.

El factor 24/5 se encuentra relacionado con el sistema de almacenamiento, y es que el campo fotovoltaico debe producir suficiente energía tanto para garantizar el abastecimiento del proceso durante las horas de sol como para almacenar suficiente electricidad para los periodos en los que no genere energía.

Finalmente, otro factor que posee una gran importancia para determinar la viabilidad técnica del campo fotovoltaico calculado es la superficie ocupada. Sabiendo que un MW instalado requiere 1,5 Ha, resulta posible conocer la extensión que necesitaría para producir electricidad renovable.

A continuación, se procede a la selección y dimensionamiento del sistema de almacenamiento de energía empleado. Hoy en día, la tecnología más extendida es el sistema de bombeo que depende de un recurso natural limitado como el agua. Por este motivo, se descarta el uso de esta metodología para una planta que opere durante largos periodos de tiempo.

Asimismo, existen otros procedimientos alternativos para almacenar energía, como pueden ser: químicos, eléctricos, electroquímicos, térmicos o mecánicos. De estos comentados, el que se encuentra en un mayor apogeo es el electroquímico, cuyo principal exponente son las baterías, ya que existen numerosas líneas de investigación de esta tecnología, se están expandiendo rápidamente a nivel mundial para almacenamiento a mayor escala y, por consiguiente, sus precios de adquisición se están reduciendo significativamente.

Este sistema fotovoltaica-batería que se ha seleccionado se encuentra actualmente operando en una pequeña planta de amoniaco verde de *Iberdrola* en Puertollano, y que sirve de apoyo para reducir la emisión de GEI de la planta de amoniaco gris en la que se encuentra anexa, de manera que se puede verificar que este sistema es capaz de operar a gran escala.

Para el presente proyecto se emplearán baterías de flujo redox de vanadio ya que son las que presentan un mayor potencial para su implantación a gran escala, como se puede observar en la Figura 24 en la que se utiliza este tipo de baterías con una capacidad de 400 MWh para almacenar energía de red en una ciudad de China, siendo la mayor capacidad de baterías instaladas actualmente. [57]



Figura 24. Modelo de batería de flujo redox de vanadio Rongke Power. [57]

Se debe considerar que este tipo de baterías debe ser capaz de proporcionar la suficiente seguridad

energética para que la planta opere continuamente por lo que, si se ha supuesto que la energía solar puede cubrir 5 horas de demanda energética, las baterías deben almacenar suficiente energía para cubrir la demanda existente en los electrolizadores durante las horas restantes. De manera que, la capacidad de baterías a instalar es el producto de la potencia de los electrolizadores implantados, que es el consumo pico por hora de estos equipos, y el número de horas que deben garantizar energía, que es 19.

Para la selección del modelo adecuado se acudiría a profesionales del área para el diseño de los equipos, considerando un tiempo óptimo de funcionamiento autónomo de 100 horas.

2.3.3. Escenario 1. Producción de vapor de alta presión a través de la quema de H₂

El primer escenario objeto de estudio se caracteriza por la descarbonización de la industria a través del uso de hidrógeno como combustible para la producción del HPS requerido para mover el eje del compresor del gas de síntesis, el mayor consumidor de la planta, y aportar calor a ciertas partes del proceso o de la red de vapor que se han visto afectadas por la eliminación del gas como combustible.

Por tanto, en el presente subapartado se procederá a localizar los distintos puntos donde se debe aportar calor de combustión, a caracterizarlo y cuantificarlo y, en caso de que fuera necesario, exponer qué nuevos equipos serían requeridos para la modificación del proceso. Asimismo, se recalcularán los nuevos consumos de vapor tras haber eliminado ciertas partes del proceso, tal y como se comentó en la introducción del apartado 2.4. Después, con toda la información técnica recogida se procederá a recalculer los nuevos consumos globales de la planta y, conociendo las necesidades de H₂, averiguar el número de módulos de electrolizadores del modelo escogido requeridos para electrificar la producción de H₂, junto a su consumo eléctrico.

En primer lugar, se enumerarán los distintos lugares del proceso en los que existirá demanda de calor tras eliminar los consumos de gas para, más tarde, estudiar de qué forma se suplirán estos requisitos:

- Vapor de alta, ya que se ha decidido prescindir de la unidad que lo genera, que es el sobrecalentador del reformador primario.
- Depósito de vapor de alta, el cual es utilizado para mantener las condiciones en las que se encuentra el vapor y, por consiguiente, la eficiencia del proceso, y distribuirlo por las instalaciones. Este equipo es alimentado por calor procedente de un tren de intercambiadores de enfriamiento de la corriente saliente del reformador secundario y un hervidor auxiliar presente en el reformador primario para aprovechar el excedente de energía de estas unidades.
- Corriente de BFW que alimenta al depósito de vapor de alta anterior, que es calentada en un intercambiador del conjunto de salida de la unidad de metanación y en el propio reformador primario.
- Alimentación de agua desmineralizada a la red de vapor que aprovecha el calor de otro intercambiador del tren de la salida de la etapa de metanación. Siguiendo esta línea, más tarde, desemboca en la línea de condensado general, cuya mezcla es precalentada en un intercambiador de calor que posee la función de enfriar la corriente de proceso que va a entrar a la etapa de eliminación de CO₂. Además, se deberá hacer un aporte adicional de agua a esta línea debido a la eliminación del stripper de condensado proveniente de la etapa de absorción de CO₂ y, como este agua se encuentra en unas condiciones de alta temperatura (superior a 100°C), requerirá un aporte extra de calor.
- Además, se considerará un ahorro de agua demi que se utiliza en la actual planta para su circulación por la camisa del reformer y otro de LPS que se utiliza en el hervidor de la columna de stripping de CO₂.

Como se comentará más adelante, en algunos de los puntos donde hay que aportar una cantidad de energía adicional será necesario hacerlo a través de la quema de hidrógeno ya que estas necesidades de calor poseen un nivel térmico superior al que presenta el vapor de media de la red. Este proceso de combustión se realizaría en las actuales calderas de la planta que dejarían de usarse debido a las amplias modificaciones que sufrirá el proceso con el fin de aprovechar los recursos disponibles, por lo que se debería realizar un retrofitting de estos equipos, de manera que, a continuación, se realizará una comparación entre la quema de gas natural e hidrógeno.

En primer lugar, se debe considerar que el poder calorífico del H₂ es inferior respecto al del gas (2.580 kcal/Nm³ del H₂ frente a las 9.000 kcal/Nm³ del gas) por lo que es necesario saber que habría que rediseñar y

adaptar las tuberías de alimentación a los puntos de consumo, con especial cuidado al efecto de fragilización, descrito en el capítulo introductorio. Este factor también influye en la sustitución de los equipos de combustión por otros que posean ciertas características que les permitan manejar el nuevo caudal de combustible, además de otras características de importancia. [46]

Debido a la baja densidad que presenta el hidrógeno (unos $0,09 \text{ kg/m}^3$) la velocidad de propagación de la llama de hidrógeno es hasta 8 veces superior a la del gas por lo que, a pesar de que el diseño de los inyectores de H_2 es similar al de otros gases, no resulta adecuado alcanzar altas temperaturas para la formación de la llama. También es recomendable calcular la posible velocidad de retorno de la llama para evitar que llegue a penetrar en el quemador. [46]

Asimismo, otro aspecto de gran importancia a tener en cuenta es la mayor temperatura de la llama de hidrógeno frente a la que se consigue con el gas natural, puesto que la temperatura estequiométrica de llama de una corriente de gas compuesta por hidrógeno puro alcanza los 1.985°C , que es aproximadamente unos 170°C más que la llama de gas. Por tanto, resulta crítico realizar un estudio sobre la adaptación de la llama a los hogares de las calderas ya que esta característica podría derivar en un futuro deterioro de los hogares de estos equipos por una transmisión de calor excesiva por radiación. [46] Sin embargo, como el caso del presente trabajo es la elaboración de un procedimiento de retrofitting de unas instalaciones ya existentes y que llevan operando durante un largo periodo de tiempo se ha decidido utilizar un método concreto para reducir la temperatura de la llama y así adaptar el combustible a las características del horno y asegurar su correcta operación.

El método comentado para disminuir la temperatura de llama es la mezcla del hidrógeno con gas natural en una determinada proporción, 25% en volumen de gas en este caso. Otra ventaja de inyectar gas sería el aumento del poder calorífico de la mezcla consiguiendo una combustión más estable y eficiente. Desde el punto de vista medioambiental se reduciría la emisión de partículas NO_x ya que su producción aumenta con el aumento de temperatura de la llama, aunque aumentaría significativamente la emisión de CO_2 por lo que las instalaciones no se encontrarían totalmente descarbonizadas, pero el balance de GEI continuaría siendo positivo. Desde el punto de vista de la seguridad industrial se mejora la detección de la llama, que es uno de los principales inconvenientes que presenta la quema de hidrógeno.

Por otro lado, como se adquirirían nuevos quemadores especializados en la quema de este tipo de mezclas, la propia mezcla del combustible se llevaría a cabo en el quemador comprado, utilizando el gas en la parte central y el hidrógeno en los otros puntos del cabezal para conseguir una llama más estable. [46] Estos quemadores serían adquiridos en *ELCO*, una empresa especializada en el área de la combustión, y se elegirían los de clase RPD ya que permiten la mezcla H_2 -gas y operar en un rango de potencia muy amplio, de hasta 80 MW (Figura 25). Además, el catálogo de este fabricante incluye planos de los equipos en función del modelo seleccionado. [58]



Figura 25. Modelo de quemador RPD, con potencia de entre 500 y 80.000 kW. [58]

El primer proceso en el que resultaría indispensable la combustión de H_2 sería la producción de HPS en las condiciones que requiere el proceso, que demanda una potencia de $26,9 \text{ Gcal/h}$ y sería abastecido a través de los distintos caudales que aparecen en la Tabla 17.

Tabla 17. Caudales de los combustibles necesarios para la producción de HPS.

Calor necesario (Gcal/h)			26,9
Hidrógeno	Nm ³ /h	kg/h	Gcal/h
	4.824	434,2	12,45
Gas natural	Nm ³ /h	kg/h	Gcal/h
	1.608	1.334,6	14,45

Otra corriente que necesita quemar la mezcla H₂-gas sería la que circula por el depósito de HPS debido a su alto nivel térmico, cuya suma de las potencias térmicas de los intercambiadores originales usados asciende hasta más de 80 Gcal/h, y cuyos caudales de combustibles se muestra en la Tabla 18.

Tabla 18. Caudales de los combustibles necesarios para mantener las condiciones del depósito de HPS.

Calor necesario (Gcal/h)			81,1
Hidrógeno	Nm ³ /h	kg/h	Gcal/h
	14.544	1.308,9	37,52
Gas natural	Nm ³ /h	kg/h	Gcal/h
	4.848	4.023,8	43,58

A continuación, siguiendo la línea de proceso de la red de vapor aparece la corriente de BFW que es calentada en paralelo gracias a intercambiadores que se encuentran en distintas ubicaciones de la planta. Sin embargo, como se ha adelantado, algunos de estos equipos han sido descartados con el fin de conseguir la electrificación de la industria y abandonar el uso ingente de combustibles fósiles, por lo que se debe buscar algún procedimiento para suplir la demanda de calor de esta corriente de servicio.

Este caso se diferencia de los dos anteriores en que la demanda de calor es de un nivel térmico menor, ya que en estos equipos de intercambio la utility llega hasta casi los 300°C, evaporándose a unos 30 bar y sobrecalentándose hasta alcanzar la temperatura requerida por el proceso. Por tanto, resulta adecuado el uso de calderas de electrodos que dispongan de sobrecalentadores adicionales ya que gracias a estos equipos se logra un rendimiento prácticamente del 100% y una menor cantidad de pérdidas energéticas en el proceso.

Una vez escogido el procedimiento para aportar calor a estas corrientes se debe seleccionar el modelo comercial de caldera de electrodos más adecuado en función de sus propias características, usando los que aparecen en la Tabla 2.

En primer lugar, para el caso objeto de estudio se considerarán sólo los equipos que puedan operar a una presión igual o superior a 35 bar para respetar cierto margen de seguridad. Después, se debe considerar que el caudal de BFW a evaporar es de unos 173,5 t/h, por lo que se deben seleccionar modelos que sean capaces de abastecer la demanda de vapor existente de la forma más eficiente y económica posible, siendo los mismos el *CEJS 4200*, de mayor capacidad de producción, y el *VAPOR POWER-BBJ3400*, que es un equipo de menor tamaño.

A continuación, en la Tabla 19 aparecen los modelos de calderas de electrodos escogidos, el número de unidades necesario, junto con la cantidad de vapor que generan para el proceso y la potencia eléctrica que consumen. La potencia consumida expuesta ha sido calculada a partir de una interpolación entre los datos originales de caudal y potencia de cada equipo de intercambio y los nuevos caudales de las calderas.

Tabla 19. Modelos de calderas de electrodos seleccionados y sus consumos.

VAPOR-POWER BBJ-2150 13,2 kV	Nº uds	kg/h	Gcal/h	MW
	2	102.000	6,29	7,31
CEJS 4200	Nº uds	kg/h	Gcal/h	MW
	1	71.575	9,41	10,94

Asimismo, debido a las amplias modificaciones que sufriría la instalación para su descarbonización tanto el agua desmineralizada que entra a la red como la línea general de condensados del proceso presentarían un déficit de calor. Por otra parte, debido a la eliminación del stripper de condensados de la etapa de captura de CO₂ se debería suministrar una mayor cantidad de agua demi (54,2 t/h) y la energía que posee esta corriente, que se encuentra a unos 90°C.

Como esta corriente en su conjunto debe ser calentada hasta unos 125°C presenta una demanda de calor de nivel térmico bajo, que puede ser suplida por el vapor de baja que se genera en exceso para así aprovechar los recursos disponibles y favorecer la transferencia de calor con saltos térmicos menores. Esta transferencia se producirá en equipos de intercambio de calor carcasa-tubo y en ellos se aprovechará tanto el calor sensible del vapor sobrecalentado como el calor latente a 150°C, que se ha estimado en 2.312 kJ/kg, y con el cual se estimará la cantidad de LPS necesario para mantener las condiciones de proceso.

En la Tabla 20 se muestran los consumos de LPS de los distintos procesos de intercambio, que se estima en un total de 51,6 t/h. Además, sería recomendable la elaboración de un estudio para determinar si sería posible aprovechar los intercambiadores descartados del proceso o realizar un retrofitting con ellos y así, conseguir cierto ahorro en costes de inversión.

Tabla 20. Consumos del calentamiento de los condensados.

Entrada agua demi	Gcal/h	MW	kg LPS/h
	1,7	2	3.078
Línea general de condensado	Gcal/h	MW	kg LPS/h
	18,5	21,5	33.492
Nueva agua demi	Gcal/h	MW	kg LPS/h
	8	10	15.021

A continuación, tras haber caracterizado todos los nuevos consumos de la nueva configuración de planta y rehacer el balance de energía de la misma, se procederá a recalcular los nuevos consumos de vapor de la red.

En primer lugar, se ha llevado a cabo la enumeración de los distintos consumos de vapor que han sido eliminados del proceso (los consumos actuales de la planta aparecen en las Tabla 11, Tabla 12, Tabla 13 y Tabla 14), comenzando por el MPS, ya que el consumo de HPS en el compresor del gas de síntesis se mantiene intacto, y se exponen en siguiente lugar:

- Para aire de proceso (1,96 t/h).
- Proceso (SMR) (76,3 t/h).
- Stripper de condensado (12,1 t/h).
- Bombas de recirculación de MEA (10,6 t/h).
- Ventilador del reformador primario (1 t/h).

- Inyección (0,5 t/h).

De igual manera se especificarán los consumos de LPS, y no se considerarán los de BFW ya que se conservan de la misma forma (los consumos negativos significan que se elimina la generación de este servicio):

- Bombas de recirculación de MEA (-10,6 t/h).
- Ventilador del reformador primario (-1 t/h).
- Desgasificador (9,13 t/h).

Además, se debe considerar la nueva demanda de utilities debido a la reconfiguración de las distintas corrientes, destacando el aumento del consumo de MPS en una turbina de vapor de media que acciona el movimiento de la bomba de la corriente de entrada de agua desmineralizada al proceso, siendo el mismo calculado de manera aproximada sabiendo la potencia eléctrica actual de la bomba, el consumo actual de la turbina y el caudal de agua que debe impulsar. Por consiguiente, al aumentar el consumo de MPS en la turbina aumentaría la producción de LPS en la misma proporción, que es de 912 kg/h. Asimismo se incluirán los consumos adicionales de LPS expuestos en la Tabla 20.

En la Tabla 21 se muestran los consumos globales de vapor como servicio del escenario 1. Se debe destacar una importante variación del caudal de MPS respecto a la situación original puesto que la industria pasaría de importar unos 23 t/h a tener la posibilidad de exportar 79 t/h (por consiguiente, una variación de unos 100 t/h). Esto se debe principalmente a la sustitución de la unidad SMR por otro tipo de maquinaria más limpia, ya que es el mayor consumidor de vapor de media. Por otro lado, el LPS pasaría de ser exportado a necesitar ser adquirido para abastecer a la red de vapor, aunque en menor medida que el MPS. Esta variación se justifica con la eliminación de la etapa de captura de CO₂ ya que en ella se aprovecha tanto el calor desprendido durante el pretratamiento de la línea principal como la energía térmica de la red de condensados del stripper, por lo que se utilizaría el LPS como nueva fuente de calor para las líneas de condensados de la red de vapor.

Además, se debe considerar un aumento en el consumo del agua demi por las necesidades del electrolizador para producir hidrógeno de unos 86 t/h, por lo que esto supone un sobre coste adicional para la industria.

Tabla 21. Consumos globales de vapor del escenario 1.

Utilities	kg/h
HPS	225.565
MPS	-79.427
LPS	21.205
BFW	-73.600

Asimismo, se procederá a recopilar los futuros consumos eléctricos que poseería esta alternativa, que serán los que tengan un mayor peso en los consumos globales de utilities de la planta ya que el principal medio para descarbonizar el proceso es la electrificación de las instalaciones, de manera que su consumo se vería altamente influenciado por dos factores: mayoritariamente por la implantación de un extenso campo de electrolizadores y, en menor medida, por la instalación de la ASU.

En primer lugar, se estimará la potencia y número de electrolizadores a implantar y para ello es necesario conocer la demanda total de hidrógeno de esta alternativa. La cantidad de H₂ como materia prima debe ser idéntica a la producida en el reformador y es calculada de forma estequiométrica con la cantidad de amoníaco que se produce. Conociendo el caudal total de H₂ requerido se calcula el número de electrolizadores a través de lo que es capaz de generar un modelo *Silyzer 300* de *Siemens* y la potencia eléctrica total consumida. En la Tabla 22 aparecen los resultados obtenidos, en los que se aprecia que el consumo derivado del uso de electrolizadores es muy similar al consumo global de la planta que opera ahora.

Tabla 22. Número de electrolizadores y consumo eléctrico de los mismos en el escenario 1.

H ₂ como materia prima (kg/h)	6.852,9
H ₂ como combustible (kg/h)	1.743,1
Demanda total de H ₂ (kg/h)	8.596
MWh H ₂	289
GJ H ₂ /t NH ₃	26,78
Nº de equipos	26
Potencia instalada (MW)	453
GJ/t NH₃	42,01

A continuación, se calculará la demanda de energía de la ASU sabiendo que el consumo medio de esta unidad es aproximadamente de 0,2 kWh/kg N₂. [58] Para calcular la cantidad de N₂ se realiza de manera homóloga al del hidrógeno y, finalmente, se obtiene un consumo total de 2 GJ/t NH₃ que, como se refleja en la Tabla 23, es superior al consumo eléctrico total de la planta original.

Tabla 23. Consumo eléctrico de la ASU.

Nitrógeno (kg/h)	31.980
Aire (kg/h)	40.482
Consumo ASU (kWh/h)	6.396
ASU (GJ/t NH₃)	2

Finalmente, se agruparán todos los consumos eléctricos de esta primera alternativa en la Tabla 24, considerando un ahorro de 0,3 GJ/t NH₃ respecto al consumo original que radica en el descarte de la etapa de eliminación de CO₂. [49] Se obtiene un consumo total de unos 47 GJ/t NH₃, que es superior al consumo bruto global de la planta actual, de manera que se puede deducir que esta alternativa es menos eficiente energéticamente que la actual.

Tabla 24. Puntos de consumo eléctrico de la alternativa 1 y su demanda.

Puntos de consumo	GJ/t NH₃
Electrolizadores	42,01
ASU	2
Calderas de electrodos	1,69
Consumo base	1,25
Total	46,95

A continuación, con los datos logrados del consumo eléctrico global de la alternativa 1 se desglosa en GWh en la Tabla 25 para facilitar el dimensionamiento de los sistemas de generación y almacenamiento de energía renovable.

Tabla 25. Consumos eléctricos anuales de la planta de la alternativa 1.

Consumo	GWh/año
Electrolizadores	3.479
Resto de la planta	409
Total	3.888

En la Tabla 26 aparecen los datos técnicos del dimensionamiento de los sistemas de renovables producto de la modificación descrita a través del procedimiento desarrollado en apartados anteriores.

Tabla 26. Datos más característicos del sistema de generación de energía renovable de la planta del escenario 1.

Horas sol al día	5
Potencia FV (MW)	2.718
Excedente (GWh/año)	1.936
Potencia baterías (MWh)	8.606

Por otra parte, todos los datos recogidos de los distintos consumos energéticos de la presente alternativa se agruparán en la Tabla 27 para conseguir su consumo global por unidad de producción de NH₃, que resulta en 48,2 GJ/t NH₃.

Tabla 27. Consumo global de energía y por utilities de la alternativa 1.

Utilities	GJ/t NH ₃
MPS	-5,77
LPS	1,67
BFW	-0,84
Energía de red	46,95
Gas natural	6,14
Total	48,15

Por tanto, resulta posible afirmar que el consumo global de la alternativa 1 es mayor que el consumo global de la planta original e, incluso, que su consumo bruto, a pesar de que se trata de una gran exportadora de vapor. Esto se debe a una significativa disminución de la eficiencia global de las instalaciones ya que, a pesar de que se ha disminuido hasta un 75% el consumo de gas como combustible, se ha demostrado numéricamente que la quema de H₂ resulta ineficiente con la tecnología PEM implantada, que posee en el caso objeto de estudio un rendimiento del 63,8%, calculado a partir del PCI del H₂ gas y la potencia eléctrica requerida para generarlo. Además de este factor, se debe añadir el rendimiento de la caldera, de las turbinas, compresores, eje de accionamiento y pérdidas energéticas en el transporte de calor, por lo que se deben hallar procedimientos alternativos para conseguir un rendimiento mayor, siendo el idóneo accionar los compresores a través de motores eléctricos y eliminar la red de vapor, puesto que las pérdidas durante el transporte de electricidad resultan despreciables. Por consiguiente, este será el contexto objeto de estudio del escenario 2.

2.3.4. Escenario 2. Implantación de compresores eléctricos

A continuación, en el escenario 2 se plantea la electrificación de los distintos equipos de impulsión del proceso, centrada en los grandes compresores que impulsan el gas de síntesis y el aire de entrada a la ASU, por lo que se eliminan los conjuntos turbina-eje-compresor/bomba existentes. Estos compresores serían accionados por electricidad proveniente de la red con el fin de ahorrar costes de inversión por líneas y así, dirigir la electricidad de origen verde únicamente a la zona de implantación de los electrolizadores, por lo que la energía demandada por los compresores sería importada.

Por tanto, se debe plantear qué otros elementos de la red de vapor serían descartados del presente escenario objeto de estudio.

En primer lugar, como el vapor de alta se utiliza únicamente para accionar el compresor del gas de síntesis, que es el de mayor potencia del proceso, y este va a ser sustituido por otro que es accionado a través de un motor eléctrico, este servicio sería eliminado de la red de vapor. Esto traería ciertas consecuencias a la red de vapor, siendo la de mayor criticidad la eliminación del único suministrador de MPS de la planta, de manera que si se necesitase este servicio la única opción de conseguirlo sería comprándolo a proveedores externos. Además, se descartaría la necesidad de adquirir calderas de electrodos para aportar calor a la red, al igual que el aporte de calor mediante equipos de intercambio, como el depósito de vapor, descartando así definitivamente la quema de H₂, y el uso de LPS para transferir calor a la línea de condensado. Por tanto, esta modificación conllevaría una disminución significativa de pérdidas energéticas.

Respecto al MPS, serían eliminados también todos los puntos de consumo ya que, como se ha comentado en el inicio del presente subapartado, se eliminarían todos los grandes equipos de impulsión accionados por una turbina (compresor de aire y del lazo de recirculación, y bombas de turbinas), mientras que adicionalmente se descartaría el uso de bombas de impulsión de condensado puesto que esta línea no tendría utilidad en la red de vapor ya que su finalidad es recoger el calor sobrante del proceso para disminuir las pérdidas y abastecer de vapor al proceso. Al igual que con el HPS, estos equipos de accionamiento mecánico son el único método visto hasta el momento para producir vapor de baja y BFW, por lo que en este escenario se descarta la exportación de BFW.

Por último, en el caso del LPS sí que habrá consumos, aunque mínimos, de este servicio, que son detallados en la Tabla 28. Además, existiría una fuente de generación de este recurso, que se localiza en un intercambiador en la salida del reactor de síntesis para enfriar la corriente producto de la reacción, que posee una elevada potencia térmica (21,2 Gcal/h), de forma que la instalación es capaz de autoabastecerse de esta utility y ser exportadora de vapor, aumentando la eficiencia energética y futuros beneficios de la planta.

Tabla 28. Puntos de demanda y generación de LPS en las instalaciones.

Puntos de consumo/ generación de LPS	kg/h
SIDEM	7.000
Pérdidas/otros usos	250
Intercambiador de salida reactor	-32.230
Total	-24.980

Asimismo, se procederá a buscar modelos de compresores disponibles a nivel comercial que sean capaces de satisfacer las necesidades existentes en el proceso de condiciones de presión, y serán escogidos en función de este factor, caudal de movimiento, potencia necesaria y fluidos para los cuales son fabricados.

En primer lugar, para los compresores de gas de síntesis y de recirculación se utilizarán distintos modelos de la empresa suiza *Burckhardt Compression AG* (Figura 26), los cuales son equipos pistón accionados por un motor eléctrico adecuados para gases de proceso y que operan a potencias de entre 800 kW y 31 MW, y son capaces de operar a presiones muy elevadas, pudiendo satisfacer simultáneamente las altas demandas del equipo de entrada a la etapa de reacción, que se estima en unos 125 bar y más de 13 MW, por lo que este modelo es muy robusto. [60]

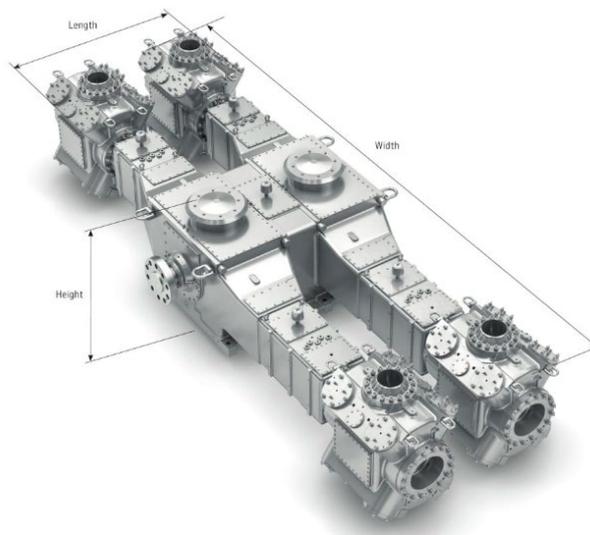


Figura 26. Modelo de compresor con motor eléctrico de la empresa *Burckhardt Compression AG*. [60]

También, se tiene que considerar que existan motores eléctricos capaces de suministrar potencias de un orden de magnitud tan elevado. La empresa alemana *Menzel Elektromotoren* dispone de equipos industriales de hasta 13,8 kV y 25 MW capaces de satisfacer las necesidades de esta alternativa. Estos equipos se caracterizan por ser extremadamente robustos, muy eficientes, con tiempos de vida muy altos y con fácil mantenimiento. En la *sdjkdjksjd* aparece un modelo de esta empresa. [61]



Figura 27. Modelo de motor eléctrico de 11 kV de *Menzel Elektromotoren*. [61]

Por otra parte, para el compresor de entrada de aire se ha encontrado un modelo de compresor centrífugo de la empresa *CABIMAQ* especializado en aire que acciona caudales de hasta 230.000 m³/h de gas y potencias de 18,65 MW. [62]

En la Tabla 29 se encuentran los distintos de modelos de compresores accionados por un motor eléctrico y sus principales características, como la presión a la que deben impulsar la corriente de gases y su consumo.

Tabla 29. Modelos de compresores eléctricos para el proceso y sus principales características.

Equipo	Presión de impulsión	Consumo (kW)	GJ/t NH ₃	Modelo
Compresor de gas	125	13.367	1,24	BC [60]
Compresor del lazo	13,2	8.068	0,75	BA [60]
Compresor de aire	30	6.304	0,58	MSG 8/9 [62]

Siguiendo recapitulando los consumos eléctricos del presente escenario se procederá a cuantificar los referentes a los electrolizadores implantados. Para ello, se debe conocer la demanda de H₂ en las instalaciones, que procede exclusivamente de su uso como materia prima, siendo calculado anteriormente en el primer escenario. Con este dato se logra el número de electrolizadores y la potencia requerida, que aparece en la Tabla 30, y es de 33,6 GJ/t NH₃, lo cual entra dentro del rango de consumo de la planta de NH₃ gris.

Comparando los consumos de este escenario con los del inicial (Tabla 22) se comprueba que se reduce en un 20%, lo que equivale a implantar 5 electrolizadores menos, de manera que se reduce significativamente el CAPEX y OPEX debido al elevado coste de este tipo de equipos, como se verá en un posterior análisis económico, y el alto orden de magnitud del consumo eléctrico.

Tabla 30. Número de electrolizadores y consumo eléctrico de los mismos en el escenario 2.

Demanda total de H ₂ (kg/h)	6.852,9
MWh H ₂	230
GJ H ₂ /t NH ₃	21,35
Nº de equipos	21
Potencia instalada (MW)	361
GJ/t NH₃	33,59

Teniendo en cuenta que el consumo de la ASU y el resto de la instalación sin modificar se encuentran inalterados ante el cambio de escenario, se procede a agrupar los distintos consumos eléctricos para hallar el consumo global, que se encuentra en la Tabla 31 y se ha estimado en 424 MW eléctricos, lo que equivale a 39,3 GJ/t NH₃. Este consumo es presumiblemente inferior al consumo bruto y neto de la planta original, de forma que conforme se está realizando el estudio de la presente alternativa se va comprobando paulatinamente su viabilidad técnica.

Tabla 31. Puntos de consumo eléctrico del escenario 2 y su demanda.

Puntos de consumo	GJ/t NH₃
Electrolizadores	33,59
ASU	2
Compresores	2,57
Consumo base	1,25
Total	39,31

Además de estos consumos energéticos, se debe considerar la variación de otro servicio fundamental como resultado de la eliminación de la mayor parte de la red de vapor, que se trata del agua con tratamiento previo. Respecto al primer escenario existe una disminución de la demanda de agua para alimentar a los electrolizadores como consecuencia directa de la disminución de la demanda de H₂, al igual que el agua necesaria para ser convertida en vapor de alta, aunque sí que hay que tener en cuenta el agua que va a ser transformada en LPS, apareciendo el balance global de agua demi en la Tabla 32.

Tabla 32. Puntos de consumo de agua demi en el proceso.

Puntos de consumo	Agua demi (t/h)
Electrolizadores	68,53
Red de condensado	32,23
Total	100,76

Finalmente, en la Tabla 33 se agrupan todos los consumos de servicios de la planta del escenario 2 para dar lugar al consumo de global del proceso, que es de 37,35 GJ/t NH₃. En esta lista se observa un menor número de utilities y un mayor porcentaje de uso de energía eléctrica respecto a la primera alternativa, por lo que aquí se logra un mayor grado de electrificación, lo cual se traduce en una importante disminución de las pérdidas de energía y, por tanto, de las necesidades energéticas del proceso.

Tabla 33. Consumo global de energía y por utilities del escenario 2.

Utilities	GJ/t NH ₃
LPS	-1,96
Energía de red	39,31
Total	37,35

Comparando estos consumos con los originales y con los que expone la IEA se comprueba que a través de la electrificación de las instalaciones se consigue una mayor eficiencia energética que usando vapor como vector energético, manteniendo una cantidad similar de vapor total exportado, por lo que en este escenario se consigue cierto ahorro energético, de casi un 15%, y una total descarbonización de la planta de producción de amoníaco (si se considera que la electricidad utilizada procede de fuentes de energía renovable), motivos por los cuales se ha decidido seleccionar este escenario como el más adecuado a día de hoy con la tecnología disponible para producir amoníaco verde.

Una vez obtenidos los consumos globales de esta alternativa, se muestran en la Tabla 34 el origen de los consumos eléctricos de forma general en GWh anuales para proceder con ellos al dimensionamiento técnico de los sistemas de generación y almacenamiento de energía de origen renovable.

Tabla 34. Consumos eléctricos anuales de la planta del escenario 2.

Consumo	GWh/año
Electrolizadores	2.773
Resto de la planta	483,1
Total	3.256

Con estos datos y el procedimiento explicado en apartados posteriores se ha calculado la capacidad de fotovoltaica y baterías que se debe instalar y la cantidad de energía eléctrica que se exporta a la red y se muestra en la Tabla 35.

Tabla 35. Datos más característicos del sistema de generación de energía renovable de la planta del escenario 2.

Horas sol al día	5
Potencia FV (MW)	2.167
Excendente (GWh/año)	487,5
Potencia baterías (MWh)	6.861

De estos resultados se deduce el gran dimensionamiento que requeriría la implantación del campo fotovoltaico, lo que supondrá un desafío técnico puesto que la capacidad de fotovoltaica corresponde a un 10% de la energía fotovoltaica instalada en España, que es uno de los países en los que se encuentra más extendida esta tecnología. Además, se tiene que considerar la superficie necesaria que, como orden de magnitud, se establece en unos 1,5 Ha/MW y los permisos necesarios para la puesta en marcha de este proyecto.

Este desafío es mayor si cabe en el caso de las baterías puesto que hasta el día de hoy no se ha implantado una potencia de un orden de magnitud similar, siendo la potencia calculada hasta 17 veces superior que la mayor existente.

2.3.5. Resumen de resultados técnicos de la alternativa seleccionada

A continuación, en la Tabla 36 se recogen los datos técnicos más significativos de la alternativa escogida para la conversión total de la planta de amoniaco verde, estando constituidos por los distintos consumos de servicios, principalmente eléctricos, y características del sistema de generación de energía eléctrica renovable.

Tabla 36. Principales características de la planta de amoniaco verde

Producción NH ₃ (t/día)	932
Consumo electrolizadores (GWh/año)	2.773
Consumo resto planta (GWh/año)	483,1
Total consumo eléctrico (GWh/año)	3.256
Excendente (GWh/año)	487,5
Consumo LPS (t/año)	191.846
Consumo agua demi (t/año)	870.566
Consumo total planta(GJ/t NH ₃)	37,34
Potencia FV (MW)	2.167
Potencia baterías (MWh)	6.861
Potencia electrolizadores (MW)	361,1

2.3.6. Comparación de resultados con distintos estudios bibliográficos

En el presente apartado se ha realizado una comparativa entre los datos técnicos logrados en este capítulo y datos provenientes de distintas referencias bibliográficas con la finalidad de analizar el estado del arte de la tecnología existente de amoniaco verde, corroborar a nivel técnico los resultados obtenidos y demostrar que el proyecto objeto de estudio resulta viable técnicamente.

En primer lugar, se ha comparado el número índice global GJ/t NH₃ con guías de mejores técnicas disponibles (MTD) de organismos extensamente conocidos en el sector de la energía (Tabla 37). Los consumos de vapor de la planta son similares a los aportados por la *IEA*, mientras que los consumos globales difieren ligeramente debido a que en estas guías se consideran las técnicas más novedosas y la última tecnología existente, de forma que en este contexto la planta modificada pierde algo de eficiencia ya que no alcanza el óptimo, aunque los resultados son un 10% menores a los logrados.

Tabla 37. Comparativa de números índice de consumo entre la planta objeto de estudio y guías de MTD.

FUENTES	GJ/t NH3 electricidad	GJ/t NH3 vapor	GJ/t NH3 red
Planta teórica	39,31	-1,96	37,34
IEA [52]	36	-1,60	34,4
IRENA [62]	36	-	33
BREF [49]	-	-	33

Por otro lado, se ha llevado a cabo una comparación mucho más extensa entre la planta objeto de estudio y distintas simulaciones de bibliografía realizadas con el programa ASPEN. También, se ha comparado con una pequeña planta de amoníaco verde adherida a la planta de amoníaco gris de Puertollano, perteneciente a *Iberdrola*, que inició su operación en 2022 y permite reducir la emisión de GEI de la planta principal a través de energía solar. Esta planta se caracteriza por ser la mayor planta de Europa en actividad ya que el resto son plantas piloto de pequeña envergadura. [64]

En la Tabla 38 se encuentra dicha comparación donde aparecen los datos más característicos de una planta de amoníaco verde estándar y distintos números índice para equiparar los distintos tamaños de las plantas de las simulaciones y así, verificar los resultados conseguidos. Asimismo, se debe tener en cuenta que no ha sido posible encontrar el dato de caudal de producción de NH₃ de la planta de Puertollano, de forma que para este caso sólo se pueden utilizar los números índice de los consumos energéticos.

Tabla 38. Comparativa de números índice entre la planta objeto de estudio y distintos ejemplos.

PARÁMETROS	PLANTA	España [65]	Osman [59]	Shahmir [53]	Campion [66]	Iberdrola [64]
Producción NH ₃ (t/h)	38,83	35	77	12,5	51,19	-
Electrolizadores (MW)	361	335	768	122	600	20
Producción H ₂ (kg/h)	6.853	6.000	15.692	2.221	9.643	391
Capacidad renovables (MW)	2.167	-	3.500	431	2.165	120
Consumo planta (MW)	424	361	800	134	632	24
Capacidad baterías flujo (MWh)	6.861	-	240	-	102	20
GJ/t NH ₃	37,34	37,13	37,56	38,52	44,45	-
MW FV/t NH ₃	55,79	-	45,65	34,48	42,29	-
MW planta/t NH ₃	10,92	10,31	10,43	10,70	12,35	-
kg NH ₃ /kg H ₂	5,67	5,83	4,89	5,63	5,31	-
MW FV/MW planta	5,11	-	4,38	3,22	3,43	5,00
MW electrolizadores/MW planta	0,85	0,93	0,96	0,91	0,95	0,83
MWh baterías/MW planta	16,18	-	0,30	-	0,16	0,83

Finalmente, de la última comparativa ha sido posible extraer las siguientes conclusiones:

- En primer lugar, el parámetro “kg NH₃/kg H₂” se mantiene constante en un rango de valores en todas las referencias y en el caso de estudio, por lo que es considerado como válido.
- Respecto al consumo energético de la planta (“MW planta/t NH₃”), también se mantiene en un rango de valores adecuado. Sin embargo, se observa una pequeña diferencia (de un 5-10% aproximadamente) en “MW electrolizadores/MW planta”, mientras que el valor logrado es muy similar al de la planta de Puertollano. Esto puede ser atribuido a los hechos de que en las simulaciones se suponen muchos rendimientos, sobre todo los referidos a la generación y transporte de electricidad, ideales, y que los electrolizadores simulados son de tipo alcalino en todos los casos, por lo que estos equipos acaparan un mayor consumo energético en el mix total de los procesos simulados, mientras que en la planta real se han instalado electrolizadores PEM y se contabilizan todas las pérdidas de energía.
- Respecto a la generación de energía renovable, se puede observar que el valor más elevado del parámetro “MW FV/MW planta” pertenece a la planta del presente trabajo. Existe una notable diferencia entre los números de las simulaciones y los de las plantas reales debido a la distinta localización de las instalaciones, lo que influye directamente en la capacidad instalada de fotovoltaica, y a la suposición de rendimientos ideales en la generación de electricidad. Por tanto, se puede confirmar que la capacidad instalada calculada es acorde al tamaño de la planta ya que Puertollano y Andalucía poseen una incidencia solar muy similar y se han supuesto de una manera exacta las pérdidas de la instalación. Se debe añadir que la simulación de Shahmir [53] utiliza adicionalmente energía eólica, motivo por el cual es la referencia que presenta un valor de “MW FV/MW planta” más pequeño.
- Por último, se va a analizar el parámetro más dispar respecto a los expuestos de bibliografía: “MWh baterías/MW planta”. En las simulaciones que han decidido implantar baterías han instalado una potencia ínfima en comparación con su capacidad de renovables, por lo que han sido predefinidas para no operar de forma continua, o se ha supuesto un periodo de operación de una hora en condiciones climatológicas ideales. Por otra parte, la planta de Puertollano posee una mayor cantidad de baterías respecto a las simulaciones, pero muy lejana en comparación con el caso de estudio ya que ha sido diseñada para prestar apoyo a la planta principal y en ningún caso sustituirla, mientras que la planta objeto de estudio de este análisis técnico sí que pretende sustituir completamente a la planta de amoniaco con tecnología SMR.

3 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LAS MODIFICACIONES

Una vez que se ha realizado el análisis técnico de la conversión de una planta de amoniaco de producción media con tecnología SMR en una planta de amoniaco verde con energía renovable, se procede en el presente capítulo a llevar a cabo su análisis económico con todos los datos técnicos recogidos y calculados, con el objetivo de evaluar la rentabilidad económica del proyecto objeto de estudio de este trabajo.

La metodología que se desarrolla comienza con la estimación de los costes de capital, en los que se incluyen los costes fijos y el capital circulante, después el cálculo de los costes de producción e ingresos de las instalaciones gracias a precios actualizados, para finalmente estudiar la rentabilidad del proyecto en función de los precios de mercado del producto principal y servicios que consume el proceso.

3.1. Estimación de los costes de capital

A continuación, en este apartado se realiza un cálculo del coste de inversión total que supone la realización del presente proyecto, en el que se considera el coste de inversión de los distintos equipos recogidos en el anterior análisis técnico y su correspondiente coste de instalación, cuya metodología varía en función del tipo de equipo, y otros costes de inversión que son asociados a cualquier proyecto de ingeniería de plantas industriales.

3.1.1. Coste de los equipos

3.1.1.1. Electrolizadores

Debido a la escasa extensión de este equipo a escala industrial no ha sido posible encontrar correlaciones para calcular el coste de electrolizadores tipo PEM en función de características críticas como la potencia eléctrica consumida o el caudal de H₂ generado, de manera que la única alternativa disponible ha sido realizar una consulta a proveedores especializados en la comercialización de electrolizadores.

Esta consulta ha sido realizada a *Siemens*, la empresa de la que se ha seleccionado el modelo de electrolizador PEM para este trabajo, proporcionando una lista de componentes y servicios que ofrece la adquisición de su producto (Tabla 39), detallando a su vez el precio final que supone cada unidad del mismo aproximadamente, tasado en unos 20.000.000 €, de los cuales 14 M€ corresponden al equipo propiamente dicho.

Por tanto, como se deben comprar 21 equipos, el coste de inversión ascendería a unos 420 M€.

Tabla 39. Lista de componentes y servicios que ofrece *Siemens* al adquirir el electrolizador *Silyzer 300*. [39]

DISPOSITIVOS ELECTRÓNICOS
- Rectificador
- Transformador para alimentación de media tensión
- Carcasa estándar con ventilación incluida
- Componentes electrónicos fácilmente instalados, cableados y probados en la carcasa
- Material de instalación para conexión en c.c. entre rectificadores y electrolizador
SERVICIOS ADICIONALES

- Introducir el sistema stack + BoP en carcasa
- Unidad de secado de alúmina activada DeOxo
- Compresor de aire (si fuera necesario)
- UPS
- Ingeniería
- Gestión de proyectos
- Instalación y supervisión
- Commissioning
- Transporte hasta el emplazamiento, excluyendo descarga
- Mano de obra
- Formación de operadores
- Documentación estándar (ES/EN)

3.1.1.2. Campo fotovoltaico

Al igual que en el caso anterior, no existen correlaciones contrastadas para determinar el coste de inversión de las distintas tecnologías de generación de energías renovables ya que, a pesar de que estas se encuentran altamente implantadas en la Red Eléctrica de España, han estado sujetas a variaciones significativas de precios debido a la incesante evolución del estado del arte de este tipo de tecnologías y al aumento de precios de materias primas de fabricación por el conflicto bélico en el que se encuentra la sociedad actual.

Por tanto, se ha decidido escoger el CAPEX de la planta fotovoltaica a partir de una referencia bibliográfica encontrada actualizada sobre el estado del arte del amoniaco verde, en la que se muestra que el coste de inversión de la fotovoltaica con seguimiento en un eje corresponde a 300 €/kW instalado, siendo éste disminuido debido al enorme volumen de fotovoltaica que se instala. [66]

3.1.1.3. Baterías de flujo

La evolución del precio de este tipo de equipo se encuentra directamente relacionada con la referente al campo fotovoltaico del subapartado anterior, cuantificándose en unos 150 €/kW instalado. [67]

Asimismo, se debe considerar que el tiempo medio de funcionamiento de las baterías es de 11 años, por lo que pasado este periodo se deben renovar las unidades existentes para mantener una operación adecuada de la planta. [59]

Teniendo en cuenta estos factores y, conociendo la potencia de baterías a instalar, se ha estimado un coste de inversión para estos equipos de 967,43 M€.

3.1.1.4. ASU

Para poder estimar el coste de esta unidad se debe tener en cuenta que está compuesta por numerosos equipos: equipos de compresión eléctricos, de intercambio de calor, torres de destilación, etc., por lo que se realizan los cálculos de manera aproximada conociendo previamente los costes totales de todos los equipos que componen la ASU de una simulación de una planta de amoniaco verde con una producción determinada realizada en ASPEN Plus. [53]

A continuación, se procede a exponer la metodología usada en el artículo bibliográfico de referencia para obtener los costes de cada equipo en función de ciertos parámetros críticos en el diseño de cada uno.

Se emplea la siguiente correlación para calcular los costes base de los distintos equipos, en la que se

supone que están fabricados con acero al carbono y operan a presión ambiente. [53]

$$\log_{10} C_{equipos} = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + [K_3 \log_{10}(A)]^2 \quad (2)$$

Donde K_1 , K_2 y K_3 son constantes específicas para cada equipo y A es la capacidad o tamaño del equipo diseñado. Los valores de estas constantes aparecen en la Tabla 40. [68]

Tabla 40. Constantes k_i para la correlación de costes de equipos para cada equipo específico. [68]

Equipo	K_1	K_2	K_3	A
Compresor centrífugo	2,2891	1,3604	-0,1027	Potencia
Bomba centrífuga	3,3892	0,036	0,1538	Potencia
Intercambiador tubos fijos en U	4,3247	-0,303	0,1634	Área
Reboiler kettle	4,4646	-0,5277	0,3955	Área
Depósito vertical	3,4974	0,4485	0,1074	Volumen

Para equipos que operan a una presión mayor que 1 bar manométrico se debe aplicar un factor corrector, F_P , que es aplicado al coste de equipos anteriormente obtenido, y se logra mediante la siguiente ecuación:

$$\log_{10}(F_P) = C_1 + C_2 \cdot \log_{10}(P) + C_3 \cdot (\log_{10}(P))^2 \quad (3)$$

Siendo P la presión de operación de cada unidad y C_i un parámetro característico para cada tipo de equipo, cuyos valores se muestran en la Tabla 41.

Tabla 41. Constantes k_i para la correlación de costes de equipos para cada equipo específico. [68]

Equipo	C_1	C_2	C_3
Compresor centrífugo	0	0	0
Bomba centrífuga	-0,3935	0,3957	-0,00226
Intercambiador tubos fijos en U	0,03881	-0,11272	0,08183
Reboiler kettle	0,03881	-0,11272	0,08183

La Ecuación 4 es válida para todo tipo de equipos excepto para las torres de platos, para las cuales se utiliza específicamente la siguiente ecuación:

$$F_{P,dep} = \frac{\frac{(P+1)D}{2(850-0,6(P+1))} + CA}{t_{min}} \quad (4)$$

Donde t_{min} es el espesor de la chapa, que se ha supuesto 0,0063 m, P es la presión de diseño (barg), D el diámetro de la torre, en m, y CA es la tolerancia de corrosión, de un valor de 0,00315 m. [53]

Además, se ha supuesto que todas las unidades que componen la ASU están fabricadas a partir de acero al carbono ya que operan con sustancias no tóxicas y no corrosivas, como son el nitrógeno y oxígeno.

Una vez calculados los costes individuales de todos los equipos, resulta necesario su actualización debido a la inflación económica vivida recientemente puesto que los precios base son del año 2021, de manera que se impone un sobrecoste del 20%.

3.1.1.5. Etapa de reacción y recirculación

Como se ha comentado en el capítulo de descripción técnica de las modificaciones, en esta parte del proceso sólo se adquirirán nuevos equipos de compresión accionados por motor eléctrico para conseguir un mayor grado de electrificación y eficiencia energética en la planta.

Por consiguiente, se sigue el mismo procedimiento para estimar los costes de los equipos que el del subapartado anterior, considerando las diferentes condiciones de diseño y operación de estas unidades.

3.1.2. Coste de instalación

Una vez hallados los costes totales de los equipos se debe calcular el montante final del coste del equipo y su instalación. Esto se realiza mediante un factor multiplicador de instalación, que es distinto para cada tipo de equipo y aparece en la Tabla 42.

Tabla 42. Factor de instalación para cada tipo de equipo. [53]

Equipo	Factor de instalación
Compresores	1,9
Bombas	1,3
Intercambiadores de calor	2,8
Torres de destilación	3

Una vez logrados los costes totales de todos los equipos de la referencia, para estimar el coste total de los equipos necesarios para la electrificación del proceso a través del conocimiento de los costes y capacidades de los equipos de la referencia bibliográfica [53] se utiliza el método de Williams, que es una regla de escalado ampliamente usada como técnica de estimación, y cuya fórmula aparece a continuación:

$$\frac{C_{\text{equipo},a}}{C_{\text{equipo},b}} = \left(\frac{A_a}{A_b}\right)^n \quad (5)$$

Donde:

- $C_{\text{equipo},a}$ y A_a son, respectivamente, el coste y capacidad de los equipos de este trabajo. Puesto que no se ha realizado el diseño exacto de los equipos que modificarán el proceso se ha tomado como capacidad genérica el caudal de nitrógeno producido para los equipos que componen la ASU (767,5 t/d de N_2) y para los compresores de la etapa de síntesis el caudal de amoníaco producido (38,83 t/h).
- $C_{\text{equipo},b}$ y A_b son el coste y capacidad de los equipos de referencia. Para los equipos de la unidad de destilación de aire se usa una capacidad de 246,7 t N_2 /d, mientras que para los de la etapa de reacción se usa 12,5 t NH_3 /h. [53]
- n es el exponente de coste y su valor depende del tipo de equipo, aunque generalmente está comprendido entre 0,4 y 0,8. Los exponentes utilizados en el presente análisis económico se muestran en la Tabla 43. [68]

Tabla 43. Valores del exponente de coste en función del tipo de equipo. [69]

Equipo	Capacidad (A_i)	Exponente (n)
Intercambiadores de calor	Área de intercambio	0,6
Bombas	Caudal o potencia	0,52-0,76
Compresores	Caudal	0,73
Torres	Diámetro	0,72-1,2

Finalmente, en la Tabla 44 se muestra una comparativa entre los costes totales de los equipos referencia y de los equipos del presente estudio estimados para el año 2020 y los costes finales considerando la inflación económica de los últimos años.

Tabla 44. Costes de los equipos de la referencia y del presente trabajo considerando la inflación. [53]

Equipos		Costes referencia (2020) [53]	Costes trabajo (2020)	Costes trabajo (2023)
ASU	Intercambiadores	2.472.200 €	4.883.597 €	5.860.317 €
	Compresores	7.717.400 €	17.667.948 €	21.201.537 €
	Bombas	18.800 €	38.862 €	46.634 €
	Columnas	5.677.600 €	12.851.454 €	15.421.745 €
Compresores de síntesis		19.796.400 €	45.282.887 €	54.339.464 €

3.1.3. Otros costes de inversión

Una vez calculado el coste total de los equipos instalados, para lograr el valor del coste de capital total de la planta, se deben estimar el resto de gastos necesarios para acometer la construcción de una planta industrial, como el coste del terreno, tuberías, instrumentación, etc. (si bien se debe considerar que este proyecto se trata de la modernización de un proceso) Por tanto, como sólo se dispone de datos de costes de equipos ya que se está tratando con una Ingeniería Conceptual, deben ser encontrados mediante un método determinado de aproximación.

El método de aproximación de conceptos seleccionado es el método Chilton ya que se trata del procedimiento más completo y exacto encontrado en bibliografía para planta químicas. [70]

Este método consiste en hallar los distintos conceptos que se desglosan en el CAPEX de una planta a través del coste total de equipos instalados y ciertos factores multiplicadores que serán escogidos de la Tabla 45.

Tabla 45. Conceptos y factores multiplicadores del método de Chilton. [70]

Concepto	Concepto multiplicador	Factor multiplicador
1.COSTE TOTAL EQUIPOS INSTALADOS		
2.Tuberías de proceso:	1	
Sólidos		0,07-0,1
Sólidos/fluidos		0,1-0,3
Fluidos		0,3-0,6
3.Instrumentación:	1	
Poca automatización		0,02-0,05
Algo automatización		0,05-0,1
Completa automatización		0,1-0,15
4.Edificios v terreno:	1	
Planta existente		0
Planta externa		0,05-0,2
Planta mixta		0,2-0,6
Planta interna		0,6-1
5.Auxiliares:	1	
Ninguna		0
Extensión pequeña		0-0,05
Extensión grande		0,05-0,25
Nuevas		0,25-1
6.Líneas exteriores:	1	
Unidad integrada		0-0,05
Unidad separada		0,05-0,15
Unidad dispersa		0,15-0,25
7.COSTE DIRECTO TOTAL = $\sum C_i$ (i=1, ..., 6)		
8.Ingeniería v construcción:	7	
Simple		0,2-0,35
Compleja		0,35-0,5
9. Contingencia v beneficio del contratista:	7	
Completado		0,1-0,2
Sujeto a cambios		0,2-0,3
Especulativo		0,3-0,5
10. Factor de tamaño:	7	
Planta grande		0,05-0,15
Planta pequeña		0,15-0,35
Planta piloto		0,35-0,5
11.COSTE INDIRECTO TOTAL = $\sum C_i$ (i=6, ..., 8)		
12. COSTE TOTAL FIJO = $C_7 + C_{11}$		

Los factores multiplicadores de los respectivos desgloses de precios de la planta de amoniaco verde serán expuestos y justificados a continuación:

- Tuberías de proceso (concepto 2): en este caso, como se trata de un proceso que únicamente opera con líquidos y, sobre todo, gases, se ha elegido un valor del apartado “fluidos”, que es de 0,3 ya que hay que considerar que la principal parte del costo de equipos instalados proviene de equipos de generación y almacenamiento eléctrico.
- Instrumentación (concepto 3): en los nuevos equipos y líneas producto de la electrificación del proceso faltará incorporar la instrumentación necesaria para el control y mantener en un rango adecuado las variables de operación, por lo que debe estar automatizado, aunque se ha seleccionado un valor bajo del apartado “automatización completa” (0,1) ya que una importante parte de los equipos, como tecnología fotovoltaica o baterías, no requiere automatización.
- Edificios y terreno (concepto 4): el valor de este apartado es nulo puesto que el proyecto objeto de estudio es la modernización de un proceso ya existente, por lo que será innecesario adquirir nuevos terrenos o construir otros edificios.
- Auxiliares (concepto 5): el valor escogido es uno medio del apartado “extensión pequeña” (0,025) porque, a pesar del gran tamaño de la planta, sólo es necesario instalar líneas eléctricas que conecten el campo fotovoltaico con los inversores, y éstos con las baterías y electrolizadores entre sí y, también, conexión de la red con los motores eléctricos de los compresores, siendo, por tanto, el único servicio que se usa en el proceso.
- Líneas exteriores (concepto 6): se selecciona un valor medio del apartado “unidad integrada” (0,025) puesto que se trata de la modificación de un proceso existente. Además, se eliminan las conexiones de líneas de vapor con industrias exteriores. Se añaden líneas eléctricas para exportar a la red en periodos que no opere la planta y otras para importar electricidad para los motores de las unidades de compresión. También, se requiere un mayor aporte de agua desmineralizada para los electrolizadores.
- Ingeniería y construcción (concepto 8): se escoge un valor medio de “simple” (0,275) ya que, a pesar de que se implanta una tecnología innovadora como el aporte de H₂ verde a una planta de amoniaco con SMR, el proceso se encuentra operando en la actualidad.
- Contingencia y beneficio del contratista (concepto 9): En este concepto se toma un valor medio del apartado “completado” (0,15) puesto que no se posee una información más detallada.
- Factor de tamaño (concepto 10): como se trata de una modificación a gran escala, con una potencia instalada de fotovoltaica, baterías y electrolizadores de un tamaño enorme se elige un valor bajo del apartado “planta grande” (0,05).

3.1.4. Capital circulante

Finalmente, para estimar el valor del CAPEX de la electrificación de una planta de amoniaco gris se debe calcular el capital circulante, que es el capital requerido para poder poner en funcionamiento la planta en el año 0 sin tener ingresos previos, es decir, es el capital que se utiliza para pagar créditos a corto plazo y cubrir los costes de operación de la planta. Este coste de inversión se obtiene a través de una aproximación con el coste total fijo, que se estima en un 10%, y se refleja en la siguiente ecuación: [71]

$$\text{Capital circulante} = 0,1 \cdot \text{Coste fijo} \quad (6)$$

3.1.5. Coste de inversión total de la modificación

Gracias al desarrollo de los subapartados del presente apartado ha sido posible hallar el CAPEX total de la modificación y todos los conceptos que lo componen, que serán desglosados con mayor detalle en la Tabla 46, resultando en 5.091,8 M€

Tabla 46. Coste total de inversión de la electrificación de la planta de amoniaco.

Electrolizadores	420.000.000 €
Campo fotovoltaico	680.007.000 €
Baterías de flujo	967.429.200 €
ASU	42.530.233 €
Compresores de síntesis	54.339.464 €
COSTE DE LOS EQUIPOS INSTALADOS	2.164.305.897 €
Tuberías de proceso	649.291.769 €
Instrumentación	216.430.590 €
Edificios y terreno	-
Auxiliares	54.107.647 €
Líneas exteriores	54.107.647 €
COSTE DIRECTO TOTAL	3.138.243.551 €
Ingeniería y construcción	863.016.976 €
Contingencia	470.736.533 €
Factor de tamaño	156.912.178 €
COSTE INDIRECTO TOTAL	1.490.665.687 €
COSTES FIJOS	4.628.909.237 €
CAPITAL CIRCULANTE	462.890.924 €
COSTE TOTAL DE INVERSIÓN	5.091.800.161 €

3.2. Estimación de los costes de producción

A continuación, una vez calculado el coste de inversión total de la modificación se procede a estimar los costes operativos de la planta, que están compuestos por los gastos fijos y variables. Esta estimación se ha efectuado a través de unos datos actuales de mercado aportados y otros datos de balance del análisis técnico, que serán desglosados a continuación.

3.2.1. Costes de operación variables

El presente subapartado se encuentra compuesto por el cálculo de los costes provenientes de materias primas y servicios adquiridos por la industria de empresas exteriores a la planta.

3.2.1.1. Costes de materias primas

Respecto a materias primas requeridas por el proceso solamente se encuentra el agua desmineralizada distribuida por proveedores externos, ya que el aire es sustraído directamente del ambiente y el gas natural utilizado originalmente es presumiblemente eliminado del proceso. El precio de venta de este agua es de unos 1 \$/t. [69]

Por consiguiente, considerando un consumo de agua de 100,8 t/h y un tiempo de operación de la planta de 320 días de forma ininterrumpida se estima su coste en unos 727.407 €.

3.2.1.2. Costes de servicios

Respecto a las utilities que requiere el proceso sólo se considera la energía eléctrica importada para accionar los motores eléctricos de los equipos de impulsión, excluyendo del presente trabajo el cálculo de los servicios fríos de la planta, que sería agua de refrigeración e, incluso, agua de mar si se encontrase cerca de la costa. Para ello, se ha tomado un valor actualizado de mercado del precio de la electricidad en la Red Eléctrica, que pertenece al periodo de febrero de 2023, y es de 103,75 €/MW. [72]

Por tanto, considerando el consumo de los equipos eléctricos, que era de 62,9 MW, y el tiempo de funcionamiento de la planta, se halla el coste total de utilities que es de 50,12 M€.

3.2.2. Costes de operación fijos

En este subapartado se realiza la estimación de los costes de la planta que, a pesar de no depender del volumen de producción del proceso, aparecen en las cuentas anuales como gastos. Como no dependen de la producción anual no se pueden calcular de manera exacta relacionando ambos conceptos, por lo que se ha realizado una aproximación con distintos costes de inversión a través de ciertos factores multiplicadores. [73] El desglose de los distintos conceptos que conforman los costes de operación fijos y la forma de estimarlos aparece reflejado en la Tabla 47.

Tabla 47. Estimación de los distintos conceptos del coste fijo de operación. [73]

Concepto	Estimación
1.Mantenimiento	2,5% “Coste Fijo de Inversión”
2.Mano de obra directa (MOD)	MOD
3.Supervisión	20% MOD
4.Dirección en planta	50% MOD
5.Costes de laboratorio	20% MOD
6.Seguros	1% “Coste Total Indirecto”
7.COSTE FIJO DE OPERACIÓN = $\sum C_i$ (i=1, ..., 6)	
8.Costes generales	20% “Coste Fijo de Operación + Coste Variable”
9.Costes de administración	2% “Coste Fijo de Operación”

De los conceptos expuestos sólo se debe estimar el coste por mano de obra directa. En primer lugar, hay que estimar el número de trabajadores aproximado que opera en planta que se calcula conociendo la cantidad de los distintos equipos que compone el proceso final de producción amoniaco verde y un número de trabajadores aproximado por cada tipo de equipo, y cuyos datos numéricos aparecen en la Tabla 48. [69] Con ello, se averigua que, para cubrir 24 horas, lo que corresponde a 5 turnos de trabajo, se necesitan 49 trabajadores. Si el salario medio anual bruto de un operario de una planta química en España es de 48.971 €, el coste de MOD supone unos 2.399.579 €. [74]

Tabla 48. Número de trabajadores según el tipo de equipo. [69]

Tipo de equipo	Nº trabajadores
Intercambiador de calor	1,1
Bomba	1,5
Compresor	0,45
Reactor	0,5

Torre de destilación	1,05
Horno	0,5
Tanque	2,45
Vaporizador	1,2
Soplante	0,9

Por otro lado, los costes generales se corresponden con los gastos en I+D+i y costes de distribución de mercancía.

3.2.3. Costes de producción totales

Finalmente, se logra estimar el OPEX total de la planta de amoniaco verde a través de la siguiente ecuación:

$$OPEX = CFP + CVP + CG + CAdm \quad (7)$$

Siendo:

- CFP: Costes fijos de producción.
- CVP: costes variables de producción.
- CG: costes generales.
- CAdm: Costes de administración.

A continuación, en la Tabla 49 se expone el coste total anual de producción de la planta de amoniaco verde junto con todos los componentes que lo constituyen, siendo el mismo de 200,5 M€/año.

Tabla 49. Coste total de producción de la electrificación de la planta de amoniaco.

Agua demi	727.407 €
COSTE DE MATERIAS PRIMAS	727.407 €
Electricidad	50.118.720 €
COSTE DE SERVICIOS	50.118.720 €
Mantenimiento	115.722.731 €
Mano de obra directa	2.399.579 €
Supervisión	479.916 €
Dirección en planta	1.199.790 €
Costes de laboratorio	479.916 €
Seguros	14.906.657 €
COSTES FIJOS DE OPERACIÓN	135.188.588 €
Costes generales	14.370.810 €
Costes administración	389.317 €
OPEX	200.486.428 €

Por otra parte, considerando la producción anual de amoniaco de la planta se estima el OPEX en unos 672 €/t NH₃. En la Tabla 50 se realiza una comparación del OPEX obtenido con otros datos provenientes de

las distintas referencias bibliográficas de amoniaco verde del apartado 2.4.6 con las unidades económicas correspondientes. Gracias a esta comparativa es posible concluir que el resultado logrado es coherente y entra dentro del mismo rango numérico que los resultados de varias simulaciones de proceso realizadas con el programa ASPEN, de manera que es realista con el grado de madurez de la tecnología actual. Además, se debe considerar que la simulación con el OPEX más elevado y fuera del rango, perteneciente a la simulación de Shahmir [53], utiliza energía eólica como fuente renovable, lo que afecta directamente al CAPEX e indirectamente a su resultado de coste anual de producción.

Tabla 50. Comparación entre el OPEX estimado y el de otras simulaciones de bibliografía.

Plantas de amoniaco verde de referencia	OPEX (\$/año)
Planta actual	715
Osman [58]	718
Shahmir [52]	917
Campion [66]	760-842

3.3. Estimación de los ingresos de la planta

Tras haber estimado los costes totales de la electrificación del proceso de producción se procede a hallar los ingresos totales anuales de la planta provenientes del producto principal y los servicios generados que serán exportados a otras industrias cercanas.

Cada ingreso es desglosado en la Tabla 51, donde aparece la unidad generada, analizada en el análisis técnico, y el precio actualizado correspondiente a cada uno (considerando que el precio de LPS se encuentra directamente relacionado con el precio de gas actual), siendo los ingresos totales de 470 M€/año.

Tabla 51. Ingresos totales anuales de la planta de amoniaco verde.

Cantidad/recursos	Amoniaco	LPS	Electricidad
Unidad generada	298.240 t/año	191.846 t/año	488 GWh
Precio	1.457 €/t [74]	32 €/t [68]	60 €/MWh
Ingreso	434.535.680 €/año	6.139.085 €/año	29.250.360 €/año
INGRESOS TOTALES	469.925.125 €/año		

3.4. Tipo de préstamo para realizar la inversión

Para poder acometer la inversión suficiente para la puesta en marcha del proyecto de ingeniería objeto de estudio es necesario buscar un medio de financiación. Existen dos formas financiación: financiación propia o ajena, a través de: préstamos, créditos o proveedores.

En este proyecto se ha supuesto que la financiación proviene de un préstamo cuya cuantía equivale al coste total de inversión de la modificación del proceso. Una entidad financiera concreta exige un determinado tipo de interés por el importe del capital prestado, que para este caso se supone fijo. De ahí que anualmente se exija pagar la cuota correspondiente a la amortización del préstamo más los intereses devengados del mismo.

Los tipos de sistemas de amortización de préstamos más conocidos son: el francés, el americano y el

simple. Para el caso objeto de estudio se utiliza el sistema que usan la mayoría de los bancos y entidades financieras en España, lugar de localización de la planta, que se trata del sistema de amortización francés.

Este tipo de sistema de amortización posee las siguientes características:

- Las cuotas anuales del préstamo permanecen constantes e invariables a lo largo de la duración del préstamo.
- Conlleva un mayor pago de intereses durante los primeros años del préstamo.
- Como se puede deducir, durante los primeros periodos del préstamo la cantidad estimada de amortización es pequeña, y si el cliente desea anular el préstamo todavía le restará una importante cantidad por amortizar. [75]

A continuación, se presenta cómo calcular la anualidad del sistema francés: [76]

$$C = C_o \cdot \frac{i \cdot (i+1)^n}{(i+1)^n - 1} \quad (8)$$

Donde:

- C es la tasa anual de pago del préstamo.
- C_o es el CAPEX del proyecto o cantidad prestada.
- i es el tipo de interés.
- n es la duración a devolver el préstamo.

Como mecanismo de financiación se utiliza *Project Finance* ya que permite un margen de duración para comenzar a abonar las tasas de pago de hasta la puesta en marcha de la planta, permitiendo así la ejecución de la fase de ingeniería, construcción y puesta en marcha hasta poder generar flujos de caja y ser autosuficiente. La tasa de interés tomada es de un 3%, y es utilizada para evaluar la rentabilidad del proyecto. [77]

3.5. Evaluación de la rentabilidad de la inversión

En este capítulo se ha realizado un estudio sobre la posible viabilidad económica del presente proyecto a través de distintas proyecciones económicas y herramientas del ámbito empresarial, como el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR). Además, se ha llevado a cabo distintos estudios sobre los precios de mercado del amoniaco y otras sustancias de importancia para el proyecto, así como de la tecnología de mayor envergadura o coste del presupuesto elaborado.

3.5.1. Cálculo del VAN y del TIR

El principal indicador de la rentabilidad del proyecto será el VAN. El valor actual neto (VAN) es un criterio de inversión que consiste en actualizar los cobros y pagos de un proyecto o inversión para conocer cuanto se va a ganar o perder con esa inversión, a través de la actualización del flujo de caja, y teniendo en cuenta el valor de la tasa de descuento. Este parámetro se averigua a través de la siguiente fórmula:

$$VAN = \sum_{i=1}^n \frac{FC_i}{(1+k)^i} - C_o \quad (9)$$

Donde:

- n es el periodo de duración de la vida del proyecto.
- i es un periodo determinado de la vida del proyecto.

- FC_i es el flujo de caja del periodo i .
- k es la tasa de descuento.
- C_0 es la inversión inicial del proyecto o CAPEX.

Los parámetros genéricos de la ecuación de cálculo del VAN son expuestos en la Tabla 52.

El flujo de caja de los distintos periodos se considera constante excepto para el año 11, en el que se debe considerar la sustitución de los stacks de los electrolizadores implantados ya que este componente posee un tiempo de funcionamiento de unas 75.000 horas (unos 10 años aproximadamente). Dentro del costo propio de un electrolizador, el stack corresponde a un 15% aproximadamente, lo que corresponde a unos 2 M€ cada uno.

Por otra parte, el periodo de duración de la vida de la planta de amoniaco verde se estima en unos 20 años ya que corresponde con el tiempo de vida de un electrolizador *Silyzer 300*, que se trata del sistema eje y que dispone de una tecnología menos madura del proyecto. Este parámetro resulta crítico para la estimación de la amortización del inmovilizado, que afecta directamente al flujo de caja anual del presupuesto del proyecto.

Tabla 52. Parámetros generales para calcular el VAN.

Parámetros	Valores
Periodo de duración del proyecto (n)	20 años
Tasa de descuento (k)	3%
Depreciación del inmovilizado	Lineal

En términos económicos, la amortización se refiere a la depreciación de valor de un activo, en este caso es lineal. La amortización engloba todo el conjunto de equipos instalados, líneas e instrumentación ya que con el paso del tiempo se van deteriorando y pierden valor hasta el final de su vida útil, momento en el que poseen un valor residual nulo, lo cual es tenido en cuenta en este parámetro y es impuesto en “n”. Se estima de la siguiente manera, y posee un valor de 111.302.835 €/año:

$$Amortización = \frac{Coste\ directo\ total}{n} \quad (10)$$

Como se ha comentado anteriormente, el VAN es un indicador de rentabilidad, por lo que su valor corresponde con el beneficio líquido total que se logra con la explotación de un negocio determinado, de manera que si éste es negativo indica que el proyecto no resulta rentable económicamente.

Asimismo, se estima la tasa interna de retorno (TIR) que expresa la máxima tasa de retorno para la cual el proyecto comienza a ser rentable, o lo que es lo mismo, la tasa para la que el VAN sea nulo.

Por tanto, tras los datos aportados se calcula el VAN y el TIR del proyecto y aparece en la Tabla 53. También se expresa el payback, que es la cantidad de tiempo que se estima que tarde el proyecto en ser económicamente rentable y se calcula a través de la siguiente ecuación:

$$Payback = \frac{CAPEX}{FC} \quad (11)$$

Tabla 53. VAN y TIR del proyecto objeto de estudio.

Parámetros de rentabilidad	Valor
VAN	-2.723.544.750 €
TIR	-4,11%
Payback	31 años

Gracias a estos resultados resulta fácil identificar que el proyecto resulta altamente no rentable, por lo que se deberá analizar las distintas causas que han provocado este resultado desfavorable.

Comparando el coste de operación de la planta (672 €/t NH₃) con el precio actual del amoniaco (1.457 €/t NH₃) queda demostrado que existen altos ingresos netos anuales ya que el precio de venta es muy superior al de producción, más del doble. Sin embargo, estos ingresos no resultan suficientes para cubrir la inversión realizada inicialmente, puesto que no alcanzan ni la mitad de la inversión durante todo el tiempo de vida de la planta.

A continuación, se llevará a cabo estudios sobre las distintas variables económicas involucradas en el presupuesto para determinar cuál es el cuello de botella y sobre la evolución histórica de los distintos precios de venta para comprobar si en algún momento determinado el proyecto hubiera sido rentable.

3.5.2. Precio mínimo de venta

Otro procedimiento para analizar la rentabilidad económica del proyecto es comparar los precios de mercado actuales del principal producto y servicio con los precios mínimos de venta, es decir, los precios teóricos de salida para los cuales se recuperaría la inversión inicial.

En primer lugar, en la Figura 28 se puede observar la evolución del VAN en función del precio de mercado del amoniaco, recordando que la inversión resulta viable a partir de un valor de VAN nulo y que se han tomado el resto de variables del presupuesto como los valores de mercado actuales.

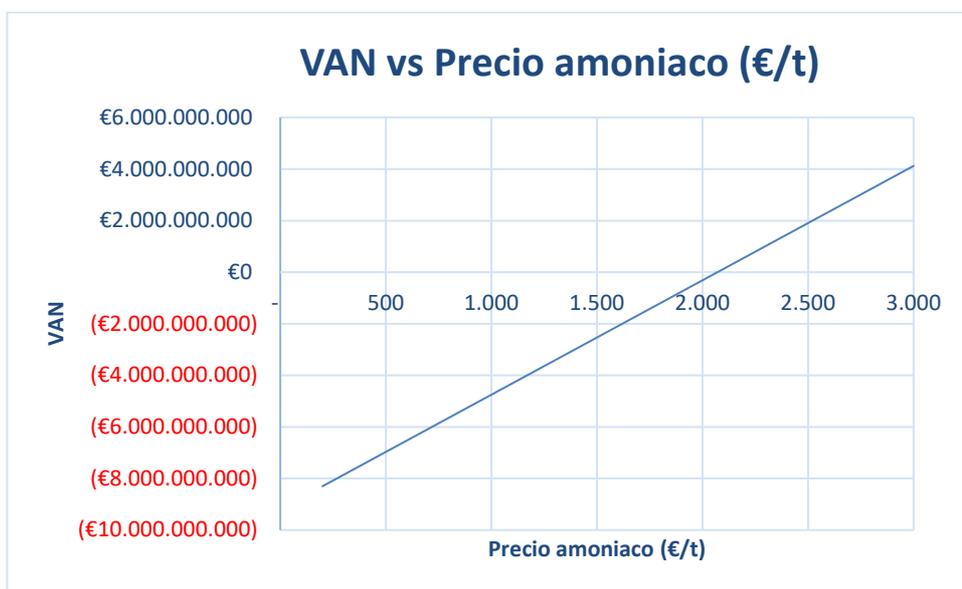


Figura 28. Variación del VAN del proyecto en función del precio del amoniaco.

A continuación, en la Tabla 54 se ha realizado una comparación entre el precio de mercado actual del amoniaco y el precio mínimo de venta, marcado en unos 2.071 €/t NH₃, de manera que se deduce que el presente proyecto está lejos de ser rentable puesto que requeriría un aumento de mercado de más de un 40%, lo cual será analizado en el siguiente apartado en función de los valores de mercado de los últimos años ya que históricamente nunca se ha alcanzado un precio similar.

Tabla 54. Precio mínimo de venta del amoniaco producto. [60]

Precio	€/t NH ₃
Precio de mercado actual	1.455
Precio mínimo de venta	2.071

Asimismo, se ha desarrollado un procedimiento análogo para el precio de electricidad de la red puesto que un 15% de la energía utilizada en las instalaciones deberá ser importada. Los resultados obtenidos son

expuestos en la Figura 29 y con ellos queda demostrado que la compra de este servicio, a pesar de ocupar un volumen importante dentro del OPEX de la planta, no resulta determinante para que el funcionamiento de las instalaciones diseñadas llegue a ser rentable.

Por tanto, con este estudio se deduce que el análisis de la rentabilidad de la modificación debe enfocarse al coste de adquisición de los sistemas de generación de energía renovable de la planta, que suponen más del 75% del coste total de equipos instalados y una cuantiosa suma en el coste de inversión inicial de la planta, ya que un aumento significativo del parámetro de costes de equipos supone un aumento exponencial del CAPEX debido a la variación del resto de conceptos del presupuesto.

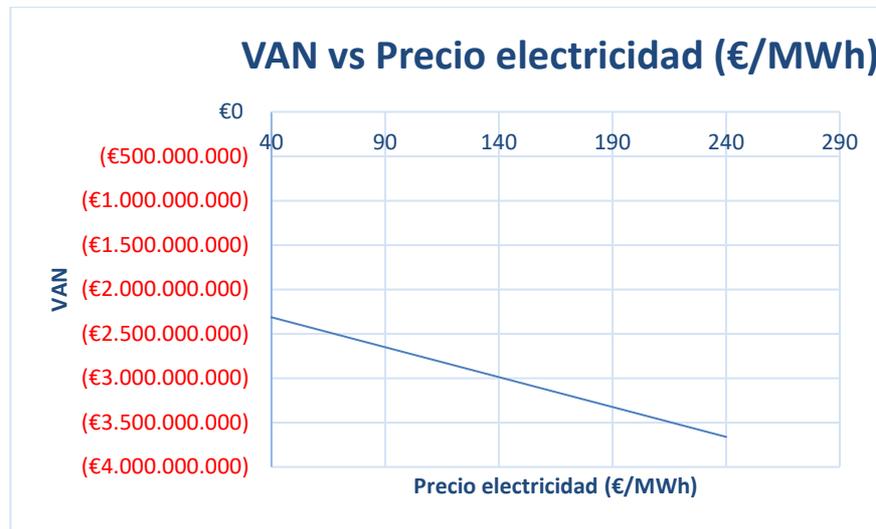


Figura 29. Variación del VAN en función del precio de la electricidad.

En la Figura 30 se observa gráficamente la evolución de VAN en función del precio de las baterías y, a diferencia del precio de la electricidad, sí existe un precio de mercado de baterías para que el que el proyecto empieza a ser rentable. Esto se debe a que el coste de equipos influye en una gran cantidad de conceptos del análisis económico como: resto de conceptos del CAPEX, el OPEX a través de los costes fijos por mantenimiento y amortizaciones de los equipos.

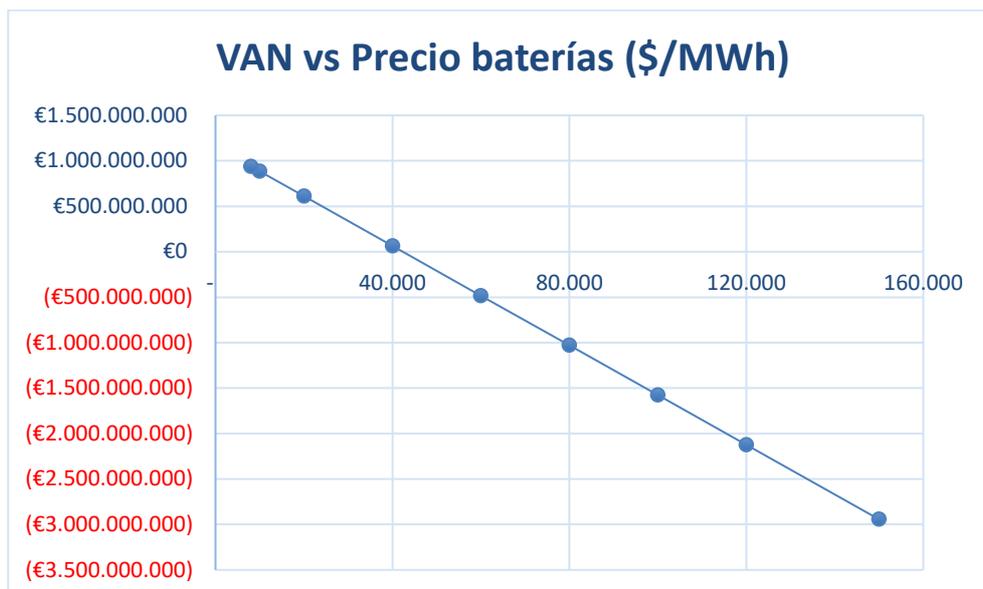


Figura 30. Variación del VAN en función del precio de las baterías.

Por último, en la Tabla 55 se ha realizado una comparación entre el precio de mercado actual de las baterías de flujo y el precio mínimo de adquisición para que el proyecto sea rentable, en el que se observa que debería darse una reducción del 70% de su precio para dar viabilidad al proyecto. Esta bajada resulta más interesante que la del amoniaco puesto que se trata de una tecnología nueva que evoluciona continuamente y cuyo precio no para de disminuir con el paso de los años, a pesar de que se ha quedado un poco estancado

debido a la época de recesión económica actual.

Tabla 55. Comparación entre el precio mínimo de venta de las baterías y el precio actual. [67]

Precio	€/MWh baterías
Precio de mercado actual	150.000
Precio mínimo de venta	44.875

3.5.3. Análisis de sensibilidad respecto a productos y materias primas

Debido a la enorme variabilidad de los precios del amoniaco y del mercado en general durante los últimos años por la crisis sanitaria y la posterior recesión económica por el conflicto bélico vivido actualmente, se va a realizar un estudio sobre su precio en el mercado durante los últimos años para analizar los factores que influyen en el mismo y preveer cómo puede evolucionar en los próximos años.

Los procesos de producción de amoniaco se caracterizan por utilizar recursos concretos, por lo que, al no existir una gran selección de ellos, su precio de venta evolucionará de forma muy similar al de sus materias primas, siendo la principal el gas natural a través del proceso de reformado de vapor. Por consiguiente, en la Figura 31 se compara la evolución de los precios del amoniaco y del gas en Europa desde 2019 hasta la actualidad, pudiendose comprobar una gran similitud en ambas gráficas, siempre con un mayor adelanto la evolución del gas frente a la del amoniaco.

El precio máximo histórico del amoniaco corresponde con el actual, mientras que el del gas lo alcanzó en el verano de 2022, considerándose un pico puntual debido a la inestabilidad del momento por las negociaciones existentes entre la Unión Europea y Rusia por el cese de la importación de gas ruso. Sin embargo, esto no ha impedido que haya disminuido el precio del gas durante los últimos meses, de manera que se puede adelantar que es posible que el precio del amoniaco se mantenga constante en los próximos meses.

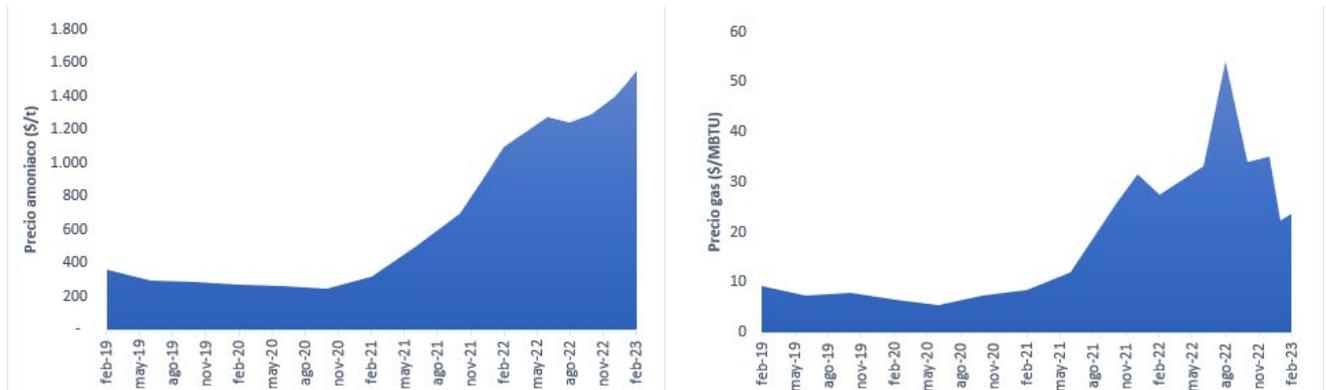


Figura 31. Comparación entre los precios del amoniaco y gas en los últimos años en Europa. [75], [78]

Por tanto, es posible concluir con que existe una relación directa entre los precios de las distintas sustancias, de manera que se puede establecer una correlación entre los precios de ambas a través de los datos tomados de los últimos años, puesto que los precios previos al año 2020 se mantienen prácticamente constantes en el tiempo. En la Figura 32 aparece la relación entre ambos precios de mercado y su respectiva función logarítmica.

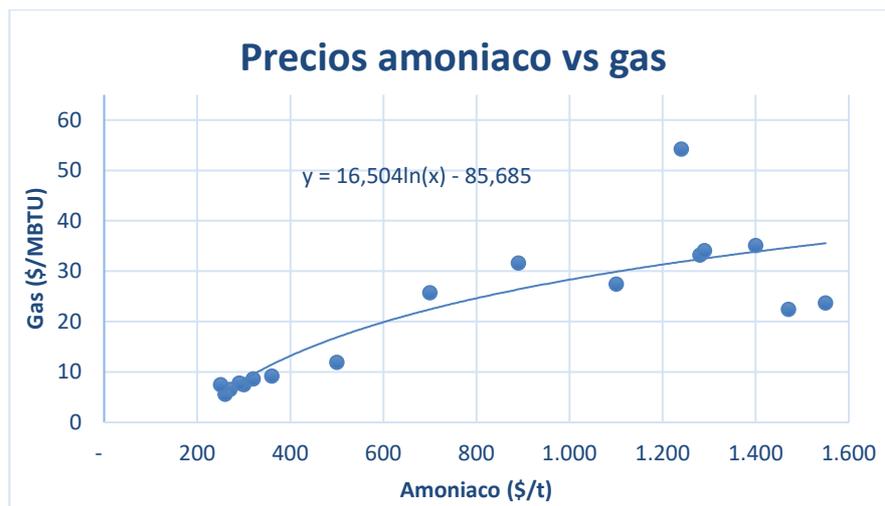


Figura 32. Relación entre el precio del amoniaco y el gas.

A continuación, debido a que el precio del gas es un factor de carácter crítico en el precio del amoniaco producto del proceso, se procede a estudiar la evolución del VAN de la modificación de la planta en función del precio del gas en la Figura 32. Esta figura ha sido realizada gracias a los datos expuestos en la Figura 28 y la correlación encontrada anteriormente entre ambos precios, de manera que también existe un precio de venta mínimo del gas para el que el proyecto empieza a ser rentable. Este precio se ha estimado en unos 40,5 €/MBTU.

Este precio sí que ha sido alcanzado históricamente pero sólo en el periodo de agosto de 2022 debido a ese pico comentado anteriormente por lo que esto no ha provocado que a largo plazo el precio del amoniaco haya alcanzado su precio mínimo de venta.

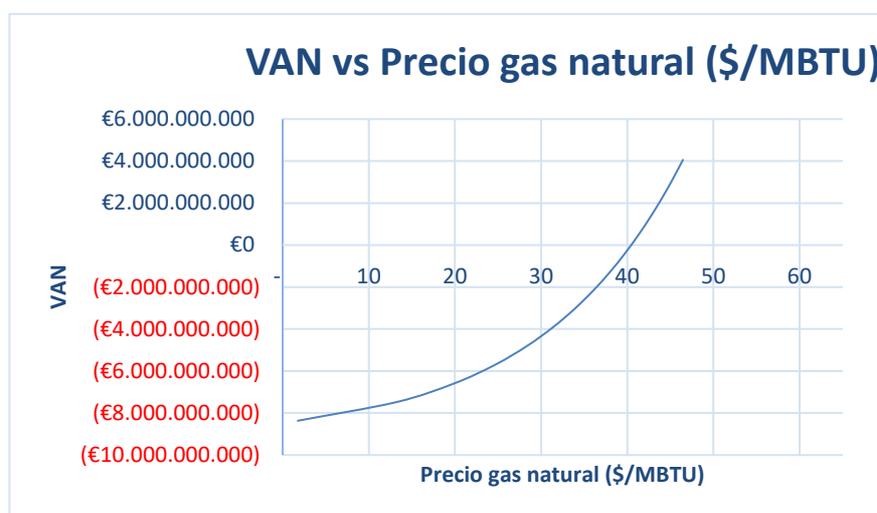


Figura 33. Variación del VAN en función del precio del gas natural.

A continuación, en la Tabla 56 se adjuntan los precios de mercado de amoniaco y gas en Europa durante los últimos años utilizados a lo largo del presente subapartado y el TIR que tendría el proyecto objeto de estudio con estos precios.

Aquí se demostraría con gran claridad que en ningún momento con estos precios el proyecto sería viable, de manera que el estudio de rentabilidad se centraría especialmente en la distribución de las tecnologías de generación y almacenamiento de energía renovable necesarias para no emitir GEI y producir la energía necesaria que demanda el proceso, y la evolución de sus costos en los próximos años que, a pesar de su disminución significativa, se pueden ver seriamente afectados por la recesión económica y el constante aumento de precios de las materias primas en general.

Tabla 56. Precios de mercado de amoniaco y gas durante los últimos años y TIR del proyecto. [75], [78]

Periodo	Amoniaco (\$/t)	Gas (\$/MBTU)	TIR
feb-19	360	9,2	
jun-19	300	7,5	
oct-19	290	7,8	
feb-20	270	6,5	
jun-20	260	5,6	
oct-20	250	7,5	
feb-21	320	8,6	
jun-21	500	11,9	
oct-21	700	25,7	
dic-21	890	31,6	
feb-22	1.100	27,4	-11,81%
jun-22	1.280	33,2	-7,17%
ago-22	1.240	54,2	-8,01%
oct-22	1.290	34,1	-6,97%
dic-22	1.400	35,1	-5,01%
ene-23	1.470	22,4	-3,92%
feb-23	1.550	23,7	-4,11%

Otro producto intermedio que interviene directamente en la producción de amoniaco y que es la sustancia que posee mayor importancia en el presente trabajo, es el hidrógeno, por lo que también se ha realizado un estudio sobre el precio de producción de hidrógeno de la planta de amoniaco verde y una comparativa con los precios actuales del hidrógeno gris en la planta de producción media de amoniaco española objeto de estudio.

Conociendo el OPEX de la planta y el número índice de relación másica entre el amoniaco producido y el hidrógeno demandado, que es de 5,67, resulta posible saber que la planta diseñada es capaz de producir hidrógeno verde a unos 4,05 \$/kg, por lo que entra dentro del rango de precio de H₂ proveniente de fotovoltaica que aparece en la Figura 17, en la que justo unos 4 \$/kg es el precio mínimo, yendo las partes más bajas de los rangos dirigidas a aquellas industrias de mayor volumen, por lo que el precio obtenido para la planta objeto de estudio se aproxima en gran medida a un precio realista.

A continuación, en la Tabla 57 se muestra el desglose del precio de hidrógeno gris de la planta inicial de amoniaco con tecnología SMR en función de los distintos servicios necesarios para su producción. Para ello se ha tomado un precio de 40 €/MWh para el gas natural, que es el actual en España, que se corresponde con unos 540 €/t GN. [79]

El total asciende a unos 1,8 \$/kg H₂, que si se consideran los costes de los derechos de emisión alcanzaría los 2,8 \$/kg H₂, de manera que es un precio realista teniendo en cuenta lo expuesto en el apartado 1.7 y la baja eficiencia de esta planta respecto a la media.

Tabla 57. Desglose del precio de producción de hidrógeno gris en la planta original con SMR.

Servicios	Consumo	\$/kg H ₂
Gas	19.645 kg/h	1,55
MPS	22.119 kg/h	0,12
LPS	-32.018 kg/h	-0,15
Energía eléctrica	17 MW	0,25
Agua desmineralizada	105.780 kg/h	0,015
Total		1,79

Por tanto, se demuestra que la diferencia de costes entre los distintos tipos de hidrógeno se ha reducido drásticamente en los últimos años, por lo que la inversión en la producción de H₂ verde posee un mayor interés y tendrá, según las previsiones, una gran expansión en los próximos años hasta llegar a ser más rentable que los tipos de hidrógeno más contaminantes.

3.5.4. Análisis de sensibilidad de un modelo híbrido entre producción de H₂ verde y gris

Como se ha demostrado a lo largo del presente capítulo, la conversión total de una planta de amoníaco gris a una de amoníaco verde resulta altamente no viable económicamente. No obstante, por este motivo no se tiene por qué desechar la idea de producir amoníaco libre de emisiones ya que, como se ha llevado a cabo en la planta de Puertollano de *Iberdrola*, resulta posible producir una parte del hidrógeno demandado en el proceso a través de electrolizadores para conseguir un punto de apoyo y reducir la emisión de GEI de las instalaciones.

Asimismo, se ha realizado un análisis de sensibilidad optimizado para conocer qué porcentaje de H₂ verde resulta adecuado producir para que el proyecto sea rentable. Para ello, conociendo que el proyecto de producción de NH₃ verde total necesitaría 21 electrolizadores, se ha ido variando el número de electrolizadores en planta para analizar cómo cambian el resto de variables técnicas y económicas.

El cálculo de las distintas características técnicas de la planta de NH₃ verde en función del número de electrolizadores ha sido realizado a través de distintos números índice que aparecen en la Tabla 38, con los que se consiguen los datos referentes a consumos energéticos e implantación de renovables, mientras que con los datos de producción de H₂ del *Silyzer 300* se logran obtener distintos caudales, como el del gas, H₂ y NH₃ grises y verdes o necesidades de N₂ gas.

Una vez logrados estos números, se procede a realizar el análisis económico con los distintos precios y factores multiplicadores marcados a lo largo de este capítulo, consiguiendo, finalmente, el VAN y TIR para cada uno de los casos de estudio. Para ello se ha supuesto que la planta original de producción de amoníaco gris ha sido previamente amortizada.

Todos estos datos aparecen reflejados en la Tabla 58 para cada caso de estudio en función del número de electrolizadores instalados en planta.

Tabla 58. Análisis de sensibilidad de la rentabilidad del proyecto en función del número de electrolizadores.

Nºelectrolizadores	20	19	18	17	16	15	14	13
H ₂ verde (kg/h)	6.642	6.310	5.978	5.646	5.314	4.982	4.649	4.317
H ₂ SMR (kg/h)	210,9	543,0	875,1	1.207,2	1.539,3	1.871,4	2.203,5	2.535,6
Gas (kg/h)	563,23	1.450,14	2.337,05	3.223,96	4.110,86	4.997,77	5.884,68	6.771,59
NH ₃ verde (t/h)	38	36	34	32	30	28	26	24
Consumo electrolizadores (MW)	350	332,5	315	297,5	280	262,5	245	227,5
Consumo planta (MW)	411,8	391,2	370,6	350,0	329,4	308,8	288,2	267,6
FV (MW)	2.104	1.999	1.894	1.789	1.683	1.578	1.473	1.368
Baterías (MWh)	6.662	6.329	5.996	5.663	5.330	4.997	4.664	4.331
Energía excedente (GWh)	473	450	426	402	379	355	331	308
N ₂ ASU (kg/h)	31.014	29.464	27.913	26.362	24.811	23.261	21.710	20.159
Producción LPS (t/h)	26,2	28,1	30,0	31,9	33,8	35,7	37,6	39,5
Consumo MPS (t/h)	0,7	1,7	2,8	3,9	5,0	6,0	7,1	8,2
Consumo agua demi (t/h)	68,7	69,1	69,5	69,9	70,3	70,7	71,1	71,5
Producción agua de caldera (t/h)	2,2	5,8	9,4	12,9	16,5	20,1	23,6	27,2

COSTE EQUIPOS INSTALADOS	2.125.354.955 €	2.020.387.448 €	1.915.369.196 €	1.810.296.552 €	1.705.165.379 €	1.599.970.943 €	1.494.707.780 €	1.389.369.526 €
COSTE DIRECTO TOTAL	3.081.764.684 €	2.929.561.800 €	2.777.285.334 €	2.624.930.000 €	2.472.489.800 €	2.319.957.868 €	2.167.326.282 €	2.014.585.812 €
COSTE INDIRECTO TOTAL	1.463.838.225 €	1.391.541.855 €	1.319.210.533 €	1.246.841.750 €	1.174.432.655 €	1.101.979.987 €	1.029.479.984 €	956.928.261 €
COSTES FIJOS	4.545.602.909 €	4.321.103.655 €	4.096.495.867 €	3.871.771.750 €	3.646.922.455 €	3.421.937.855 €	3.196.806.265 €	2.971.514.073 €
CAPITAL CIRCULANTE	454.560.291 €	432.110.366 €	409.649.587 €	387.177.175 €	364.692.245 €	342.193.785 €	319.680.627 €	297.151.407 €
CAPEX	5.000.163.200 €	4.753.214.021 €	4.506.145.454 €	4.258.948.925 €	4.011.614.700 €	3.764.131.640 €	3.516.486.892 €	3.268.665.480 €
COSTE DE MATERIAS PRIMAS/SERVICIOS	52.269.371 €	53.847.932 €	55.426.493 €	57.005.054 €	58.583.615 €	60.162.176 €	61.740.736 €	63.319.297 €
COSTE FIJO DE OPERACIÓN TOTAL	132.837.655 €	126.502.210 €	120.163.702 €	113.821.911 €	107.476.588 €	101.127.446 €	94.774.157 €	88.416.335 €
OPEX ANUAL	199.784.368 €	195.184.144 €	190.580.781 €	185.974.052 €	181.363.701 €	176.749.437 €	172.130.920 €	167.507.758 €
OPEX (\$/t NH3)	713	696	680	663	647	630	614	598
INGRESOS	464.752.031 €	463.535.830 €	462.319.630 €	461.103.429 €	459.887.228 €	458.671.027 €	457.454.826 €	456.238.626 €
Amortización	106.267.748 €	101.019.372 €	95.768.460 €	90.514.828 €	85.258.269 €	79.998.547 €	74.735.389 €	69.468.476 €
VAN	-2.668.006.054	-2.291.183.741 €	-1.914.157.579 €	-1.536.912.929 €	-1.159.433.170 €	-781.699.282 €	-403.689.319 €	-25.377.713 €
TIR	-4,09%	-3,23%	-2,34%	-1,41%	-0,43%	0,61%	1,72%	2,92%

Payback	31,5	28,4	25,6	23,1	20,8	18,6	16,7	14,9
---------	------	------	------	------	------	------	------	------

Nºelectrolizadores	12	11	10	9	8	7	6	5
H ₂ verde (kg/h)	3.985	3.653	3.321	2.989	2.657	2.325	1.993	1.661
H ₂ SMR (kg/h)	2.867,7	3.199,8	3.531,9	3.864,0	4.196,1	4.528,2	4.860,3	5.192,4
Gas (kg/h)	7.658,50	8.545,41	9.432,31	10.319,22	11.206,13	12.093,04	12.979,95	13.866,86
NH ₃ verde (t/h)	23	21	19	17	15	13	11	9
Consumo electrolizadores (MW)	210	192,5	175	157,5	140	122,5	105	87,5
Consumo planta (MW)	247,1	226,5	205,9	185,3	164,7	144,1	123,5	102,9
FV (MW)	1.262	1.157	1.052	947	842	736	631	526
Baterías (MWh)	3.997	3.664	3.331	2.998	2.665	2.332	1.999	1.666
Energía excedente (GWh)	284	260	237	213	189	166	142	118
N ₂ ASU (kg/h)	18.609	17.058	15.507	13.956	12.406	10.855	9.304	7.754
Producción LPS (t/h)	41,4	43,3	45,2	47,1	49,0	50,9	52,8	54,7
Consumo MPS (t/h)	9,2	10,3	11,4	12,5	13,5	14,6	15,7	16,8
Consumo agua demi (t/h)	71,9	72,3	72,7	73,1	73,5	73,9	74,3	74,7
Producción agua de caldera (t/h)	30,8	34,3	37,9	41,5	45,0	48,6	52,2	55,8

COSTE EQUIPOS INSTALADOS	1.283.948.681 €	1.178.436.301 €	1.072.821.553 €	967.091.085 €	861.228.085 €	755.210.824 €	649.010.278 €	542.585.972 €
COSTE DIRECTO TOTAL	1.861.725.587 €	1.708.732.636 €	1.555.591.252 €	1.402.282.073 €	1.248.780.723 €	1.095.055.695 €	941.064.903 €	786.749.660 €
COSTE INDIRECTO TOTAL	884.319.654 €	811.648.002 €	738.905.845 €	666.083.985 €	593.170.843 €	520.151.455 €	447.005.829 €	373.706.088 €
COSTES FIJOS	2.746.045.241 €	2.520.380.639 €	2.294.497.096 €	2.068.366.057 €	1.841.951.566 €	1.615.207.150 €	1.388.070.732 €	1.160.455.748 €
CAPITAL CIRCULANTE	274.604.524 €	252.038.064 €	229.449.710 €	206.836.606 €	184.195.157 €	161.520.715 €	138.807.073 €	116.045.575 €
CAPEX	3.020.649.765 €	2.772.418.702 €	2.523.946.806 €	2.275.202.663 €	2.026.146.723 €	1.776.727.865 €	1.526.877.805 €	1.276.501.323 €
COSTE DE MATERIAS PRIMAS/SERVICIOS	64.897.858 €	66.476.419 €	68.054.980 €	69.633.541 €	71.212.102 €	72.790.663 €	74.369.224 €	75.947.785 €
COSTE FIJO DE OPERACIÓN TOTAL	82.053.528 €	75.685.196 €	69.310.686 €	62.929.191 €	56.539.698 €	50.140.893 €	43.731.027 €	37.307.655 €
OPEX ANUAL	162.879.485 €	158.245.549 €	153.605.279 €	148.957.849 €	144.302.220 €	139.637.046 €	134.960.532 €	130.270.174 €
OPEX (\$/t NH3)	581	564	548	531	515	498	481	465
INGRESOS	455.022.425 €	453.806.224 €	452.590.023 €	451.373.822 €	450.157.622 €	448.941.421 €	447.725.220 €	446.509.019 €
Amortización	64.197.434 €	58.921.815 €	53.641.078 €	48.354.554 €	43.061.404 €	37.760.541 €	32.450.514 €	27.129.299 €
VAN	353.265.657 €	732.276.722 €	1.111.698.999 €	1.491.586.123 €	1.872.005.626 €	2.253.044.792 €	2.634.820.216 €	3.017.494.477 €
TIR	4,23%	5,69%	7,33%	9,23%	11,46%	14,18%	17,62%	22,22%

Payback	13,3	11,7	10,3	9,0	7,7	6,5	5,4	4,4
---------	------	------	------	-----	-----	-----	-----	-----

Nºelectrolizadores	4	3	2	1
H ₂ verde (kg/h)	1.328	996	664	332
H ₂ SMR (kg/h)	5.524,5	5.856,6	6.188,7	6.520,8
Gas (kg/h)	14.753,77	15.640,67	16.527,58	17.414,49
NH ₃ verde (t/h)	8	6	4	2
Consumo electrolizadores (MW)	70	52,5	35	17,5
Consumo planta (MW)	82,4	61,8	41,2	20,6
FV (MW)	421	316	210	105
Baterías (MWh)	1.332	999	666	333
Energía excedente (GWh)	95	71	47	24
N ₂ ASU (kg/h)	6.203	4.652	3.101	1.551
Producción LPS (t/h)	56,6	58,5	60,4	62,3
Consumo MPS (t/h)	17,8	18,9	20,0	21,0
Consumo agua demi (t/h)	75,1	75,5	75,9	76,3
Producción agua de caldera (t/h)	59,3	62,9	66,5	70,0
COSTE EQUIPOS INSTALADOS	435.878.089 €	328.790.474 €	221.146.563 €	112.529.223 €
COSTE DIRECTO TOTAL	632.023.229 €	476.746.187 €	320.662.517 €	163.167.373 €
COSTE INDIRECTO TOTAL	300.211.034 €	226.454.439 €	152.314.696 €	77.504.502 €

COSTES FIJOS	932.234.263 €	703.200.626 €	472.977.213 €	240.671.876 €
CAPITAL CIRCULANTE	93.223.426 €	70.320.063 €	47.297.721 €	24.067.188 €
CAPEX	1.025.457.690 €	773.520.688 €	520.274.934 €	264.739.063 €
COSTE DE MATERIAS PRIMAS/SERVICIOS	77.526.346 €	79.104.907 €	80.683.467 €	82.262.028 €
COSTE FIJO DE OPERACIÓN TOTAL	30.867.167 €	24.403.760 €	17.906.777 €	11.351.042 €
OPEX ANUAL	125.562.270 €	120.830.872 €	116.065.055 €	111.239.010 €
OPEX (\$/t NH3)	448	431	414	397
INGRESOS ANUALES	445.292.818 €	444.076.617 €	442.860.417 €	441.644.216 €
Amortización	21.793.904 €	16.439.524 €	11.057.328 €	5.626.461 €
VAN	3.401.307.868 €	3.786.646.639 €	4.174.220.042 €	4.565.703.704 €
TIR	28,86%	39,61%	60,68%	122,68%
Payback	3,4	2,5	1,6	0,8

Con los resultados logrados se puede observar que, a pesar de que va aumentando el caudal de gas natural (el cual posee en la actualidad un precio desorbitado debido al conflicto bélico en Ucrania) conforme disminuye el número de electrolizadores, el OPEX de la planta va disminuyendo significativamente debido a la bajada de CAPEX y la capacidad de renovables, por lo que disminuye también el excedente de energía eléctrica para exportar.

Por tanto, como se había previsto, el proyecto es más rentable conforme aumenta el porcentaje de emisión de GEI, por lo que se debe conocer a partir de qué punto el proyecto empieza a ser rentable.

En la Figura 34 se observa que el proyecto genera ingresos si produce menos de 25 t/h de NH₃ verde, lo que corresponde con hasta un 66% de la producción total.

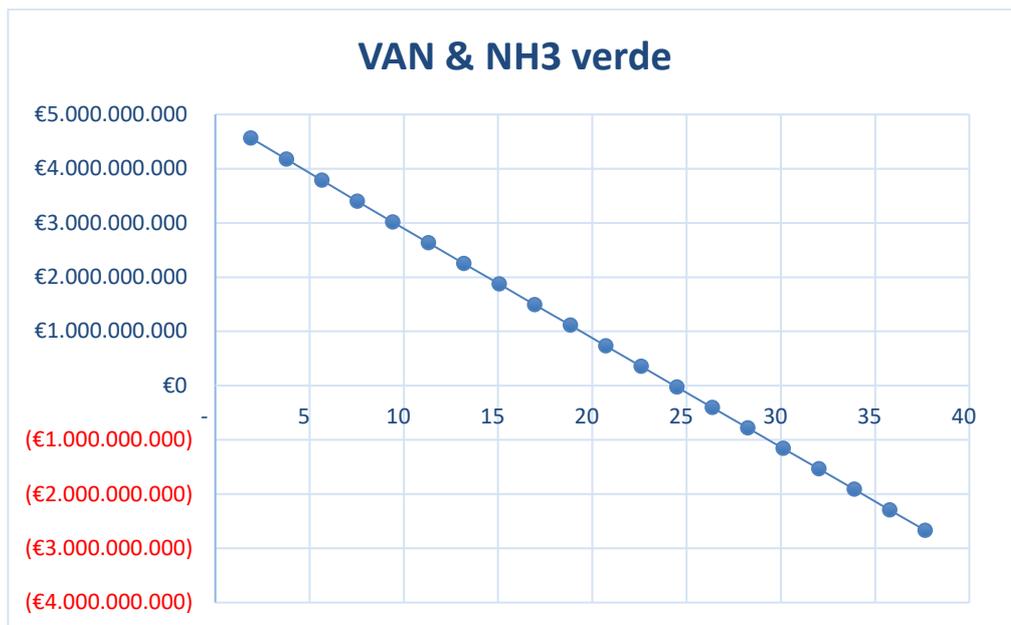


Figura 34. Variación del VAN del proyecto en función del caudal de amoníaco verde producido.

Sin embargo, para que resulte atractiva la inversión en el presente proyecto se debería considerar un TIR de, al menos, un 10%, por lo que en la Figura 35 se muestra la relación entre el TIR y el número de electrolizadores instalados, por la que se deduce que lo ideal sería la instalación de 8 o menos electrolizadores, lo que corresponde con hasta un 45% de la producción total de NH₃ verde.

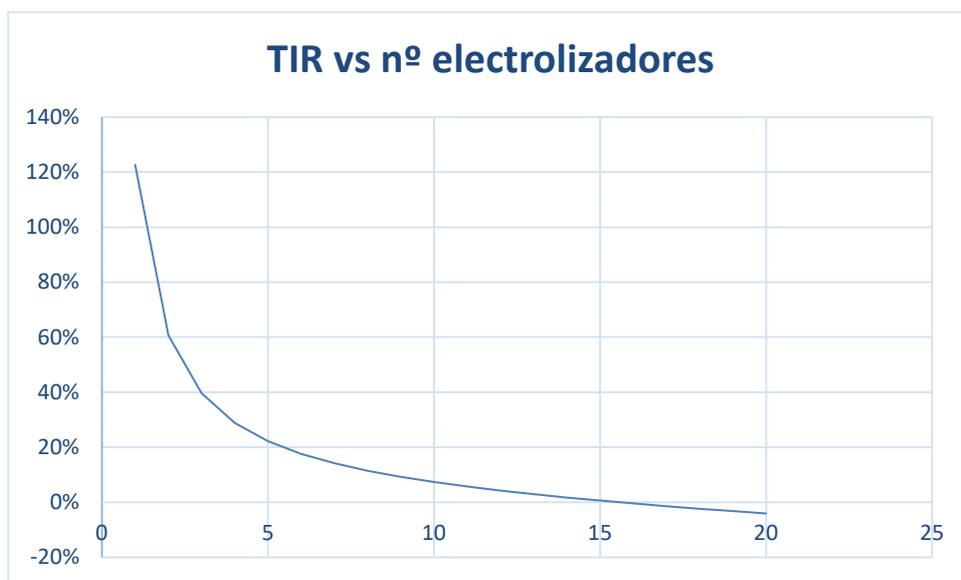


Figura 35. Variación del TIR del proyecto en función del número de electrolizadores.

4 CONCLUSIONES

Tras haber realizado el análisis técnico y económico de la modificación de la planta de amoniaco se procede en el siguiente capítulo a exponer las distintas conclusiones de los respectivos análisis.

4.1 Conclusiones técnicas

Respecto a las modificaciones que se han realizado en el escenario seleccionado, existen ciertos datos técnicos de nuevas tecnologías que deben ser analizados:

- En primer lugar, se ha establecido la necesidad de implantar hasta 21 electrolizadores tipo PEM, o lo que es lo mismo, 361 MW de potencia. A pesar de ser un elevado número, es coherente con las necesidades de H₂ que existen en la actualidad, ya que desde la Comisión están promoviendo su expansión y las principales empresas de ingeniería y del sector petroquímico están desembolsando grandes inversiones para desarrollar esta tecnología, llegando a manejar proyectos de hasta 1 GW de electrolizadores.
- Respecto a la capacidad instalada de fotovoltaica se ha estimado un resultado de unos 2,1 GW, lo cual es una importante cantidad dentro del mix energético español. No obstante, comparando otras simulaciones de amoniaco y las necesidades que presentan resulta un número aceptable teóricamente y se preveé que durante los próximos años se lleven a cabo grandes proyectos de ingeniería relacionados con H₂ y NH₃ verdes que requieran escalas similares. Sin embargo, es una capacidad que resultaría inviable a día de hoy, ya que ocuparía una superficie desorbitada, del orden de 3.250 Ha, lo que corresponde con 2.925 campos de fútbol, y, por otra parte, tendría una muy alta dificultad conseguir los permisos necesarios para implantar una capacidad tan enorme.
- Por último, la potencia instalada de baterías resulta desorbitada en comparación con otros proyectos existentes en la actualidad ya que es una tecnología que se encuentra en una fase de desarrollo más temprana que las anteriores mencionadas, de manera que sus posibilidades son menores y sólo son utilizadas como apoyos. Sin embargo, es la única forma disponible para que la planta opere en continuo mezclando la fotovoltaica con almacenamiento de energía.

Asimismo, si se analiza el consumo energético global de la planta se comprueba un ahorro del 15% debido a las menores pérdidas energéticas que conlleva el uso de electricidad frente a los típicos rendimientos asociados a las turbinas y compresores de vapor y la quema de combustible. También, se debe destacar el ahorro de 40,7 t/h de gas. Por tanto, técnicamente, la electrificación del proceso de producción de amoniaco por SMR contribuye positivamente a la descarbonización de la sociedad.

4.2 Conclusiones económicas

Respecto a los resultados económicos obtenidos se demuestra que, a pesar de que se ha reducido significativamente la diferencia entre los costes de producción de H₂ gris y verde y el precio de venta del amoniaco ha alcanzado máximos históricos, el presente proyecto resulta altamente no rentable ya que sólo es posible recuperar la mitad de la inversión inicial, por lo que las posibles mejoras deben ir centradas en el coste

de inversión puesto que se ha mostrado que el precio del amoniaco en el mercado se encuentra en máximos históricos y no se podría asegurar con exactitud si éste superaría el precio mínimo de venta establecido.

Por tanto, el principal responsable de la no rentabilidad del proceso es la gran potencia de baterías requeridas para mantener las condiciones de operación originales y su elevado precio. Como se ha comprobado que no prevé importantes bajadas en este coste se deberá replantear el uso de esta tecnología para poder desarrollar este proyecto.

Otra opción que posee gran interés es la conversión de una parte de la planta con el objetivo de reducir la emisión de GEI en la medida de lo posible que, como se ha demostrado, resulta atractiva si ocupa menos de un 45% de la producción total del proceso. Sobre esta alternativa se puede encontrar un caso real, como es la planta de Puertollano de *Iberdrola*, que ha resultado viable económicamente ya que ha recibido subvenciones del gobierno español (4,6 millones de euros del Ministerio de Industria, Comercio y Turismo de España), financiación de la Unión Europea (financiación de 7,3 millones de euros en 2018 gracias al proyecto Horizonte 2020), incentivos fiscales y tarifas de energía renovable para fomentar la producción de energía renovable y reducir las emisiones de gases de efecto invernadero.

4.3 Conclusiones generales

Por tanto, se ha llegado a la conclusión general de que el sistema de generación y almacenamiento de energía renovable es el principal obstáculo para que este proyecto de conversión total de una planta de amoniaco gris llegue a ser viable a día de hoy, por lo que se deberían plantear otros métodos alternativos de generación de energía renovable para comprobar si en estas nuevas condiciones el proyecto llegaría a ser rentable.

Un escenario alternativo interesante sería, dado que la localización de la planta se ha establecido en la zona Cádiz-Huelva, implantar varios tipos de energías como la solar fotovoltaica y la eólica, puesto que en esta zona es común encontrar fuertes rachas de viento durante periodos de tiempo prolongados.

Un factor que favorece este mix energético es que la energía eólica resulta más constante que la solar en estas zonas y que, de manera general, los periodos que poseen una baja producción de energía solar contrastan con una alta producción de energía eólica y viceversa, por lo que son tecnologías que se pueden complementar, como se puede observar gráficamente en la Figura 36.

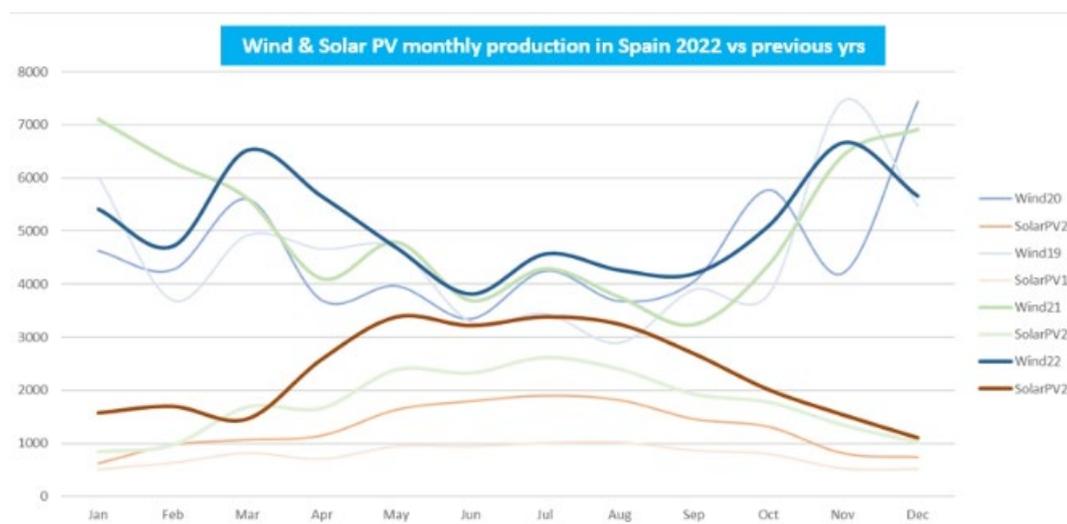


Figura 36. Comparación entre producción de energía solar y eólica en España en 2022. [80]

También, podría resultar de gran interés el estudio de la energía eólica marina ya que también es un tipo energía con baja intermitencia proveniente de un recurso ilimitado y la implantación de una baja potencia de

baterías de almacenamiento para garantizar el suministro eléctrico durante momentos concretos.

5 BIBLIOGRAFÍA

- [1] «Consejo de la Unión Europea,» [En línea]. Available: <https://www.consilium.europa.eu/es/policies/energy-union/#:~:text=El%20objetivo%20de%20la%20Uni%C3%B3n,lucha%20contra%20el%20cambio%20clim%C3%A1tico.> [Último acceso: 30 Noviembre 2022].
- [2] E. 169/14, «European Council (23 and 24 October 2014),» 24 Octubre 2014. [En línea]. Available: <https://data.consilium.europa.eu/doc/document/ST-169-2014-INIT/en/pdf>. [Último acceso: 30 Noviembre 2014].
- [3] «El Pacto Verde Europeo, COM(2019) 640 final,» 11 Diciembre 2019. [En línea]. Available: https://eur-lex.europa.eu/resource.html?uri=cellar:b828d165-1c22-11ea-8c1f-01aa75ed71a1.0004.02/DOC_1&format=PDF. [Último acceso: 30 Noviembre 2022].
- [4] C. 5. final, «DIRECTIVE OF THE EUROPEAN PARLIAMENT AND OF THE COUNCIL ON ENERGY EFFICIENCY (RECAST),» 14 Julio 2021. [En línea]. Available: https://eur-lex.europa.eu/resource.html?uri=cellar:a214c850-e574-11eb-a1a5-01aa75ed71a1.0001.02/DOC_1&format=PDF. [Último acceso: 1 Diciembre 2022].
- [5] C. 5. final, «DIRECTIVA DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO,» 14 Julio 2021. [En línea]. Available: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/en/ALL/?uri=CELEX:52021PC0557>. [Último acceso: 1 Diciembre 2022].
- [6] S. 2. final, «REPowerEU Plan,» 18 Mayo 2022. [En línea]. Available: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/EN/TXT/PDF/?uri=CELEX:52022SC0230&from=EN>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [7] «Eurostat. Final energy consumption by sector EU 2019,» 4 Mayo 2021. [En línea]. Available: https://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php?title=File:Final_energy_consumption_by_sector_EU_2019.png. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [8] «EEA greenhouse gases-data viewer,» European Environment Agency, 13 Abril 2021. [En línea]. Available: <https://www.eea.europa.eu/data-and-maps/data/data-viewers/greenhouse-gases-viewer>. [Último acceso: 9 Diciembre 2022].
- [9] A. Gómez-Expósito, *Escuela de Energía UIMP-Cátedra ENDESA. Electrificación del sector energético*, Sevilla, 2022.
- [10] «Eurostat,» Febrero 2022. [En línea]. Available: https://ec.europa.eu/eurostat/statistics-explained/index.php?title=Energy_statistics_-_an_overview#Final_energy_consumption. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [11] S. Madeddu, «The CO2 reduction potential for the European industry via direct electrification of heat supply (power-to-heat),» *Environmental Research Letters*, vol. 15, nº 12, 2020.
- [12] I. E. Agency, «The future of heat pumps,» Diciembre 2022. [En línea]. Available:

<https://iea.blob.core.windows.net/assets/01324438-d634-4d49-95d8-3d08aaab00d5/TheFutureofHeatPumps.pdf>. [Último acceso: 24 Diciembre 2022].

- [13] «Capítulo 4. Calderas eléctricas y de aplicaciones especiales,» [En línea]. Available: <https://docplayer.es/12512631-Capitulo-4-calderas-electricas-y-de-aplicaciones-especiales.html>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [14] «ATTSU,» 2016. [En línea]. Available: <https://www.attsu.com/es/productos/calderas-de-vapor/electricas/modelo-ge.html>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [15] «VAPOR POWER,» [En línea]. Available: https://www.vaporpower.com/wp-content/uploads/2014/11/VPR_Electric_Brochure.pdf. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [16] «PIROBLOC,» [En línea]. Available: <https://www.directindustry.es/prod/pirobloc/product-55730-381045.html>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [17] «BOSCH, direct industry,» [En línea]. Available: <https://pdf.directindustry.es/pdf-en/bosch-industriekessel-gmbh-industrial-boilers/bosch-electric-steam-boiler-elsb/7270-1010829.html#open2499988>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [18] «CleverBrooks,» [En línea]. Available: <https://pdf.directindustry.es/pdf-en/clever-brooks/electrode-boiler/22050-698441.html#open1045519>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [19] «Cannon Bono Energia,» [En línea]. Available: <https://www.cannonbonoenergia.com/es/productos/calderas-electricas/>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [20] «CleverBrooks,» [En línea]. Available: <https://cleverbrooks.com/Catalog/boilers/electric-and-electrode/electrode>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [21] «VAPOR POWER,» [En línea]. Available: https://www.vaporpower.com/wp-content/uploads/2014/11/VPR_Electrode_Brochure.pdf. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [22] «PARAT IEH,» [En línea]. Available: <https://www.parat.no/en/products/industry/parat-ieh-high-voltage-electrode-boiler/>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [23] «Elpanneteknik "Electric Boiler Technology",» [En línea]. Available: <https://silo.tips/download/electrode-boiler-technology-analysis-prepared-for-new-china-laundry-swedish-trad>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [24] «PIROBLOC,» [En línea]. Available: <https://www.pirobloc.com/wp-content/uploads/2022/06/Calderas-electricas-de-aceite-termico.pdf>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [25] ATTSU, «Modelo FTE. Calderas de aceite térmico,» [En línea]. Available: <https://www.attsu.com/uploads/files/producto/attsu-fte-caldera-de-aceite-termico-electrica/catalogo-fte-espanol.pdf>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [26] «VYC Calderas,» [En línea]. Available: <https://vycindustrial.com/vycweb/calderas/catalogos/catalogo.calderas.pdf>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [27] «CEEF Thermal Oil Heater,» 2022. [En línea]. Available: <https://ceef.com/electric-thermal-oil-heater/>.

- [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [28] «ELECTRON,» [En línea]. Available: <https://www.electron-etg.com/sites/default/files/2021-12/Thermal%20Oil%20Heater%20Datasheet.pdf>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [29] «HTT,» 2022. [En línea]. Available: <https://www.htt.de/en/products/heaters/electric-heaters/>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [30] F. Vega, «Tema 12. Producción de hidrógeno,» Refino y Petroquímica, Escuela Técnica Superior de Ingeniería, 2020.
- [31] D. L. F. Marcelo Carmo, «A comprehensive review on PEM water electrolysis,» *International journal of hydrogen energy*, vol. 38, pp. 4901-4934, 2013.
- [32] V. H. S. Shiva Kumar, «Hydrogen production by PEM water electrolysis. A review,» *Materials Science for Energy Technologies*, vol. 2, n° 3, pp. 442-454, Diciembre 2019.
- [33] «Thyssenkrupp,» [En línea]. Available: https://ucpcdn.thyssenkrupp.com/_legacy/UCPthyssenkruppBAISUddeChlorineEngineers/assets.files/products/water_electrolysis/tk_19_0820_hydrogen_broschuere_2019_03.pdf. [Último acceso: 10 Noviembre 2022].
- [34] «HydrogenPro,» Marzo 2019. [En línea]. Available: https://docs.wixstatic.com/ugd/3e4354_18a06922a82a49f4ad6299a9d767d2c3.pdf?index=true. [Último acceso: 10 Noviembre 2022].
- [35] «John Cockerill,» [En línea]. Available: <https://h2.johncockerill.com/wp-content/uploads/2021/03/DQ-1000-1.pdf>. [Último acceso: 10 Noviembre 2022].
- [36] «EcoInventos,» [En línea]. Available: <https://ecoinventos.com/electrolizador/>. [Último acceso: 31 Diciembre 2022].
- [37] «H2B2,» 2022. [En línea]. Available: <https://www.h2b2.es/el800n/>. [Último acceso: 10 Noviembre 2022].
- [38] «GenerationH,» 2021. [En línea]. Available: <https://www.cummins.com/sites/default/files/2021-08/cummins-hydrogen-generation-brochure-20210603.pdf>. [Último acceso: 10 Noviembre 2022].
- [39] SIEMENS, «Silyzer 300,» [En línea]. Available: <https://assets.new.siemens.com/siemens/assets/api/uuid:abae9c1e48d6d239c06d88e565a25040ed2078dc/ct-ree-18-047-db-silyzer-300-db-de-en-rz.pdf>. [Último acceso: 20 Enero 2023].
- [40] «Nelhydrogen,» 19 Enero 2021. [En línea]. Available: <https://nelhydrogen.com/press-release/press-release-nel-launches-mc250-and-mc500-containerized-large-scale-pem-electrolysers/>. [Último acceso: 20 Noviembre 2022].
- [41] Bloomenergy, «Bloom Electrolyzer,» 2022. [En línea]. Available: https://www.bloomenergy.com/wp-content/uploads/Data-Sheet_Bloom-Electrolyzer-10-MW_UPDATED-6.24.22.pdf. [Último acceso: 10 Noviembre 2022].
- [42] G. d. España, «Hoja de Ruta del hidrógeno: una apuesta por el hidrógeno renovable,» Octubre 2020. [En línea]. Available: https://energia.gob.es/es-es/Novedades/Documents/hoja_de_ruta_del_hidrogeno.pdf. [Último acceso: 31 Diciembre 2020].

- [43] F. Vidal, «Criogenia. Síntesis de Amoníaco,» Tecnología Química, Escuela Técnica Superior de Ingeniería, 2020.
- [44] M. R. Galán, «Metanol,» Tecnología Química, Escuela Técnica Superior de Ingeniería, 2020.
- [45] «JRC119415. Iron and steel descarbonization brief,» 2020. [En línea]. Available: https://ee-ip.org/fileadmin/user_upload/DOCUMENTS/Content/JRC119415_-_Iron_and_steel_decarbonisation_brief.pdf. [Último acceso: 1 Enero 2023].
- [46] E. combustión, «Sistemas de combustión de hidrógeno para la descarbonización de la industria,» [En línea]. Available: https://emcombustion.es/wp-content/pdfs/es/EM&C_quemadores_hidrogeno.pdf. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [47] IEA, «Global Hydrogen Review 2022,» Septiembre 2022. [En línea]. Available: <https://iea.blob.core.windows.net/assets/c5bc75b1-9e4d-460d-9056-6e8e626a11c4/GlobalHydrogenReview2022.pdf>. [Último acceso: 24 Marzo 2023].
- [48] C. (. 3. final, «A hydrogen strategy for a climate-neutral Europe,» 8 Julio 2020. [En línea]. Available: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/EN/TXT/PDF/?uri=CELEX:52020DC0301&rid=1>. [Último acceso: 16 Octubre 2022].
- [49] S. Bernd, «Integrated Pollution Prevention and Control: The BAT Reference Document (BREF) for the Manufacture of Ammonia, Acids and Fertilisers,» 16 Enero 2007. [En línea]. Available: https://eippcb.jrc.ec.europa.eu/sites/default/files/2019-11/lvica_aaf.pdf. [Último acceso: 18 Enero 2023].
- [50] M. TECO, «Fabricación de amoníaco (emisiones de proceso),» [En línea]. Available: https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/sistema-espanol-de-inventario-sei-/040403-fabricac-nh3_tcm30-502315.pdf. [Último acceso: 19 Enero 2023].
- [51] dvaenergy, «Improving energy efficiency in an ammonia plant,» Marzo-Abril 2013. [En línea]. Available: http://dvaenergy.es/uploads/news/id54/N-S-322_Ammon_plant_efficiency_prf7.pdf. [Último acceso: 7 Febrero 2023].
- [52] «Ammonia technology roadmap. IEA,» 2021. [En línea]. Available: <https://iea.blob.core.windows.net/assets/6ee41bb9-8e81-4b64-8701-2acc064ff6e4/AmmoniaTechnologyRoadmap.pdf>. [Último acceso: 15 Enero 2023].
- [53] S. A. Noshervani, «Techno-economic assessment of commercial ammonia synthesis methods in coastal areas of Germany,» *Journal of Energy Storage*, vol. 34, 2021.
- [54] «REE,» Marzo 2023. [En línea]. Available: <https://www.ree.es/es/datos/generacion/potencia-instalada>. [Último acceso: 13 Marzo 2023].
- [55] «Helioesfera,» [En línea]. Available: <https://www.helioesfera.com/comparativa-instalacion-este-oeste-y-orientacion-sur/>. [Último acceso: 12 Marzo 2023].
- [56] AEMET, «Guía resumida del clima en España,» [En línea]. Available: <https://www.aemet.es/es/serviciosclimaticos/datosclimatologicos/valoresclimatologicos>. [Último acceso: 13 Marzo 2023].
- [57] «Motor.es,» 10 Agosto 2022. [En línea]. Available: <https://www.motor.es/futuro/bateria-flujo-redox->

- vanadio-china-202289016.html. [Último acceso: 13 Marzo 2023].
- [58] «ELCO Industry Catalogue,» ELCO, 9 12 2021. [En línea]. Available: <https://www.elco-burners.com/ru/en/content/123/technical-catalogues>. [Último acceso: 21 Noviembre 2022].
- [59] O. Osman, «Scaling the production of renewable ammonia: A techno-economic optimization applied in regions with high insolation,» *Journal of Cleaner Production*, vol. 271, nº 121627, 2020.
- [60] «Burckhardt Compression,» [En línea]. Available: <https://pdf.directindustry.es/pdf-en/burckhardt-compression-ag/process-gas-compressors-api-618-designed-lowest-life-cycle-costs/29022-225605.html#open212567>. [Último acceso: 13 Febrero 2023].
- [61] «Menzel Elektromotoren,» [En línea]. Available: <https://www.menzel-motors.com/high-voltage-motors/>. [Último acceso: 28 Marzo 2023].
- [62] «Direct Industry,» [En línea]. Available: <https://www.directindustry.com/prod/ingersoll-rand/product-5703-1878208.html>. [Último acceso: 13 Febrero 2023].
- [63] IRENA, «Innovation outlook. Renewable ammonia,» 2022. [En línea]. [Último acceso: 28 Diciembre 2022].
- [64] «Iberdrola,» [En línea]. Available: <https://www.iberdrola.com/conocenos/nuestra-actividad/hidrogeno-verde/puertollano-planta-hidrogeno-verde>. [Último acceso: 20 Enero 2023].
- [65] P. Nicolas, «Technical, environmental and economic analysis of green ammonia as an energy vector in Spain,» Barcelona, 2022.
- [66] N. Champion, «Techno-economic assessment of green ammonia production with different wind and solar potentials,» *Renewable and sustainable energy reviews*, nº 173, 2023.
- [67] «World Energy Trade,» 16 Diciembre 2022. [En línea]. Available: <https://www.worldenergytrade.com/finanzas-energia/mercado/precios-baterias-ion-litio-suben-por-primera-vez>. [Último acceso: 25 Febrero 2023].
- [68] R. C. B. W. B. W. J. A. S. Turton, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*, Prentice Hall PTR, 2009.
- [69] E. Portillo, «Tema 11. Análisis económico de procesos químicos,» *Ingeniería de procesos*, Escuela Técnica Superior de Ingeniería (Sevilla), 2020.
- [70] J. L. L. S. E. Márquez Robles, «Estimado del costo de inversión,» 1999, pp. 49-94.
- [71] J. J. D. G. Happel, *Economía de procesos químicos*, Reverté.
- [72] «OMIE,» [En línea]. Available: <https://www.omie.es/>. [Último acceso: 4 Marzo 2023].
- [73] R. K. SINNOTT., *Coulson & Richardson's Chemical Engineering. Chemical Engineering Design. Volume 6. Fourth Edition*.
- [74] «Glassdoor,» [En línea]. Available: https://www.glassdoor.es/Sueldos/operario-planta-quimica-sueldo-SRCH_KO0,23.htm. [Último acceso: 26 Febrero 2023].

- [75] «Business Analytiq,» [En línea]. Available: <https://businessanalytiq.com/procurementanalytics/index/ammonia-price-index/>. [Último acceso: 26 Febrero 2023].
- [76] «Ibercaja,» [En línea]. Available: <https://www.ibercaja.es/particulares/blog/vivienda/caracteristicas-amortizacion-frances/#:~:text=%C2%BFQu%C3%A9%20es%20el%20sistema%20de,liquidaci%C3%B3n%20total%20del%20pr%C3%A9stamo%20hipotecario..> [Último acceso: 9 Marzo 2023].
- [77] «BBVA,» [En línea]. Available: <https://www.bbva.com/en/project-finance-financing-alternative-large-projects/>. [Último acceso: 9 Marzo 2023].
- [78] «Business analitiq,» [En línea]. Available: <https://businessanalytiq.com/procurementanalytics/index/lng-price-index/>. [Último acceso: 25 Febrero 2023].
- [79] «MIBGAS,» [En línea]. Available: <https://www.mibgas.es/>. [Último acceso: 28 Marzo 2023].
- [80] «Review Energy,» 9 Enero 2023. [En línea]. Available: <https://www.review-energy.com/otras-fuentes/6-graficos-que-resumen-el-comportamiento-de-la-eolica-y-la-solar-en-espana-en-2022>. [Último acceso: 13 Marzo 2023].