

Trabajo Fin de Máster

Máster Universitario en Ingeniería Industrial

Diseño Conceptual y Básico para una Planta de
Demostración para la Fabricación de Amoniaco Verde
para la Producción Barata de Fertilizantes Inorgánicos

Autor: Jose Antonio Jiménez Viuda

Tutor: Aurelio Luis Azaña Garcia

**Dpto. Ingeniería de la Construcción y Proyectos
de Ingeniería**

**Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla**

Sevilla, 2022



Trabajo Fin de Máster
Máster Universitario en Ingeniería Industrial

**Diseño Conceptual y Básico para una Planta de
Demostración para la Fabricación de Amoniac
Verde para la Producción Barata de Fertilizantes
Inorgánicos**

Autor:

Jose Antonio Jiménez Viuda

Tutor:

Aurelio Luis Azaña Garcia

Profesor Asociado

Dpto. Ingeniería de la Construcción y Proyectos de Ingeniería

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2022

Resumen

En este trabajo se recoge el diseño de una planta de demostración de amoniaco verde (sin emisiones de carbono asociadas a su producción). El amoniaco es el segundo compuesto químico más producido en el mundo y es responsable del 2% del consumo global de combustibles fósiles.

La planta estará ubicada en el complejo industrial del Valle de Escombreras, en Cartagena (Región de Murcia).

La capacidad de la planta será de 5 kg/h de amoniaco y se instalará en dos contenedores marítimos ISO de 40 pies. En el tejado de una nave industrial cercana se ubicará una instalación de producción de energía fotovoltaica de 130 kW para cubrir las necesidades energéticas de la planta de amoniaco.

Se ha definido de forma completa el proceso de producción de amoniaco, dimensionando y seleccionando todos los equipos implicados; y generando la documentación necesaria (planos, diagramas, fichas técnicas y presupuesto de ejecución material) para proceder con una Ingeniería de Detalle.

Índice

Resumen.....	v
Índice.....	vi
Índice de Ecuaciones.....	viii
Índice de Figuras.....	x
1 Memoria.....	1
1.1 Objeto.....	3
1.2 Alcance.....	3
1.3 Antecedentes.....	4
1.3.1 Amoniacó.....	4
1.3.2 Contexto histórico del amoniacó e importancia actual.....	4
1.3.3 Reacción del amoniacó.....	5
1.3.4 Curva de equilibrio del amoniacó.....	5
1.3.5 Catalizadores.....	6
1.3.6 Producción de amoniacó.....	7
1.3.7 Tipos de reactor.....	9
1.3.8 Modelo matemático del reactor.....	10
1.3.9 Columna de destilación instantánea.....	14
1.3.10 Producción de nitrógeno: Tecnologías de separación de aire.....	14
1.3.11 Producción de hidrógeno: Electrólisis.....	15
1.3.12 Generación de energía eléctrica renovable.....	16
1.4 Normas y referencias.....	18
1.4.1 Bibliografía.....	18
1.4.2 Software.....	19
1.5 Definiciones y abreviaturas.....	20
1.6 Requisitos de diseño.....	22
1.6.1 Ubicación de la planta.....	22
1.6.2 Capacidad de la planta.....	22
1.6.3 Condiciones de diseño del reactor.....	23
1.7 Análisis de soluciones.....	24
1.7.1 Diseño del circuito de síntesis.....	24
1.7.2 Electrolizador.....	28
1.7.3 Generador de nitrógeno.....	30
1.7.4 Dimensionado de compresores.....	31
1.7.5 Depósitos de la planta.....	33
1.7.6 Diseño de los intercambiadores de calor del circuito de síntesis.....	34
1.7.7 Instalación de la planta de amoniacó: contenedores y acondicionamiento del terreno.....	35
1.7.8 Almacenamiento de amoniacó puro.....	35
1.7.9 Producción de energía renovable.....	36
2 Anexos.....	41

2.1 ANEXO I: Cálculos.....	42
2.1.1 Dimensionado del reactor de síntesis.....	42
2.1.2 Pérdida de presión en el reactor.....	50
2.1.3 Diseño de los intercambiadores de calor del circuito de síntesis.....	51
2.1.4 Dimensionado de la instalación y cálculo de producción esperable con PVGIS.....	55
2.2 ANEXO II: Fichas técnicas.....	60
2.2.1 C-01: Compresor Atlas GA 5-10.....	60
2.2.2 C-02: Compresor Atlas LT 3-15.....	61
2.2.3 C-03: Compresor Bauer PE 100-3-VE.....	62
2.2.4 E-01: Electrolizador Nel C10.....	63
2.2.5 I-01: Inversor Huawei SUN 2000 100KTL-M1.....	65
2.2.6 IC-01: Intercambiador de calor.....	67
2.2.7 IC-02: Intercambiador de calor.....	68
2.2.8 IC-03: Intercambiador de calor.....	69
2.2.9 N-01: Generador de nitrógeno PSA Parker N2C-C.....	70
2.2.10 P-01: Panel JA Solar 450W 24V Monocristalino PERC.....	71
2.2.11 R-01: Primer lecho catalítico.....	73
2.2.12 R-02: Segundo lecho catalítico.....	74
2.2.13 T-01: Depósito Hidrógeno Mahytec 850 L.....	75
2.2.14 T-02: Depósito Aire Comprimido Atlas LV-250 L.....	76
2.2.15 T-03: Depósito Nitrógeno 1000 L.....	77
2.2.16 T-05: Depósito Amoniaco 3000 L.....	78
3 Planos.....	79
3.1 PLA-01: Plano del Valle de Escombreras.....	80
3.2 PLA-02: Distribución de equipos en planta.....	81
3.3 PLA-03: Renders 3D de la planta de amoniaco.....	82
3.4 PLA-04: Balance Materia y Energía Circuito Síntesis.....	83
3.5 PLA-05: Diagrama de Flujo del Proceso.....	84
4 Presupuesto Ejecución Material.....	87

ÍNDICE DE ECUACIONES

Ecuación 1. Reacción del amoníaco.....	6
Ecuación 2. Constante de equilibrio de la reacción de amoníaco de Gillespie y Beattie.....	6
Ecuación 3. Reformado con vapor del gas natural.....	8
Ecuación 4. Balance de materia del reactor.....	12
Ecuación 5. Balance de energía del reactor.....	12
Ecuación 6. Factor efectividad de Dyson y Simon.....	12
Ecuación 7. Velocidad de reacción de Temkin modificada por Dyson y Simon.....	12
Ecuación 8. Constante de la reacción inversa del amoníaco.....	13
Ecuación 9. Coeficiente de activación de un componente i	13
Ecuación 10. Coeficiente de fugacidad del hidrógeno.....	13
Ecuación 11. Coeficiente de fugacidad del nitrógeno.....	13
Ecuación 12. Coeficiente de fugacidad del amoníaco.....	13
Ecuación 13. Calor de reacción del amoníaco.....	13
Ecuación 14. Capacidad calorífica de la mezcla.....	14
Ecuación 15. Capacidad calorífica del hidrógeno.....	14
Ecuación 16. Capacidad calorífica del nitrógeno.....	14
Ecuación 17. Capacidad calorífica del amoníaco.....	14
Ecuación 18. Caída de presión a través de un lecho catalítico.....	14
Ecuación 19. Calor transferido por un intercambiador de área A y coeficiente global de transmisión U	48
Ecuación 20. Diferencia logarítmica media de temperaturas en un intercambiador (LMDT).....	48

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Curva de equilibrio de la reacción de amoniaco obtenida a partir de la ecuación de Gillespie-Beattie.....	6
Figura 2. Distintas configuraciones del circuito de síntesis de amoniaco.....	8
Figura 3. Diagrama de: (a) reactor multitubular, (b) reactor multilecho con refrigeración directa y (c) reactor multilecho con refrigeración indirecta.....	9
Figura 4. Coeficientes de corrección de la efectividad en función de la presión.....	11
Figura 5. Plano del valle de Escombreras.....	22
Figura 6. Diagrama de bloques de la planta de amoniaco.....	24
Figura 7. Circuito de síntesis en COCO (diseño preliminar).....	25
Figura 8. Balance de materia y energía en COCO del circuito de síntesis (dimensionado del reactor).....	26
Figura 9. Curva Temperatura-Conversion del reactor completo.....	27
Figura 10. Propiedades de la corriente de entrada al compresor en COCO. Caudal de H ₂ y N ₂	28
Figura 11. Grados de calidad del agua según ASTM D1193 2011.....	29
Figura 12. Layout típico de una instalación de generación de nitrógeno PSA.....	30
Figura 13. Cálculo del compresor C-02 en COCO.....	32
Figura 14. Mezcla hidrógeno y nitrógeno en COCO.....	33
Figura 15. Cálculo del compresor C-03 en COCO.....	33
Figura 16. Balance de materia y energía en COCO del circuito de síntesis (con intercambiadores de calor).....	34
Figura 17. Potencias de los equipos de la planta.....	36
Figura 18. Producción de energía eléctrica mensual esperable en la instalación fotovoltaica (130 kW de potencia en placas).....	38
Figura 19. Definiendo la reacción de amoniaco en CORN.....	42
Figura 20. Configuración de las propiedades del reactor en COCO.....	43
Figura 21. Balance de materia y energía en COCO del circuito de síntesis. Iteración 1.....	43
Figura 22. Resolución del sistema de ecuaciones diferenciales del modelo matemático del reactor en Python.....	44
Figura 23. Curva Temperatura-Conversion del primer lecho catalítico. Iteración 1.....	45
Figura 24. Balance de materia y energía en COCO del circuito de síntesis. Iteración 2.....	46
Figura 25. Curva Temperatura-Conversion del primer lecho catalítico. Iteración 2.....	46
Figura 26. Curva Temperatura-Conversion del segundo lecho catalítico. Iteración 2.....	47
Figura 27. Curva Temperatura-Conversion del reactor completo. Iteración 2.....	47
Figura 28. Balance de materia y energía en COCO del circuito de síntesis. Iteración 3.....	48
Figura 29. Curva Temperatura-Conversion del primer lecho catalítico. Iteración 3.....	49
Figura 30. Curva Temperatura-Conversion del segundo lecho catalítico. Iteración 3.....	49

Figura 31. Curva Temperatura-Conversion del reactor completo. Iteración 3.....	50
Figura 32. Configuración del intercambiador IC-01 en COCO.....	51
Figura 33. Balance de materia y energía del intercambiador IC-01 en COCO.....	51
Figura 34. Balance de materia y energía del intercambiador IC-02 en COCO.....	53
Figura 35. Configuración del intercambiador IC-03 en COCO.....	54
Figura 36. Balance de materia y energía del intercambiador IC-03 en COCO.....	54
Figura 37. Panel de configuración de la instalación fotovoltaica en PVGIS.....	55
Figura 38. Producción de energía eléctrica mensual esperable en la instalación fotovoltaica (100 kW de potencia en placas).....	56
Figura 39. Producción de energía eléctrica de nuestra instalación de 100 kW el 15 de diciembre entre el período 2005 y 2020.....	57
Figura 40. Producción de energía eléctrica de nuestra instalación de 100 kW el 15 de julio entre el período 2005 y 2020.....	57
Figura 41. Horas anuales en la que producción de la instalación fotovoltaica de 100 kW supera el consumo de la planta de amoniaco a partir de los datos de radiación entre 2005 y 2020.....	58
Figura 42. Producción de energía eléctrica mensual esperable en la instalación fotovoltaica (130 kW de potencia en placas).....	59
Figura 43. Horas anuales en la que producción de la instalación fotovoltaica de 130 kW supera el consumo de la planta de amoniaco a partir de los datos de radiación entre 2005 y 2020.....	59

1 MEMORIA

1 Memoria	1
1.1 Objeto	3
1.2 Alcance	3
1.3 Antecedentes	4
1.3.1 Amoniac	4
1.3.2 Contexto histórico del amoniac e importancia actual	4
1.3.3 Reacción del amoniac	5
1.3.4 Curva de equilibrio del amoniac	5
1.3.5 Catalizadores	6
1.3.6 Producción de amoniac	7
1.3.6.1 Elaboración del gas de síntesis	7
1.3.6.2 Compresión	8
1.3.6.3 Circuito de síntesis	8
1.3.7 Tipos de reactor	9
1.3.8 Modelo matemático del reactor	10
1.3.8.1 Circuito de síntesis	10
1.3.8.2 Efectividad	11
1.3.8.3 Velocidad de reacción	11
1.3.8.4 Calor de reacción	12
1.3.8.5 Capacidad calorífica	13
1.3.8.6 Caída de presión	13
1.3.9 Columna de destilación instantánea	14
1.3.10 Producción de nitrógeno: Tecnologías de separación de aire	14
1.3.10.1 Adsorción	14
1.3.10.2 Membranas poliméricas	14
1.3.10.3 Criogenia	15
1.3.11 Producción de hidrógeno: Electrólisis	15
1.3.11.1 Tecnología Alcalina	15
1.3.11.2 Tecnología PEM	16
1.3.12 Generación de energía eléctrica renovable	16
1.3.12.1 Tipos de instalaciones de autoconsumo de energía eléctrica	16
1.4 Normas y referencias	18
1.4.1 Bibliografía	18
1.4.2 Software	19
1.4.2.1 COCO	19
1.4.2.2 Python	20
1.4.2.3 PVGIS: Photovoltaic Geographical Information System	20
1.5 Definiciones y abreviaturas	20
1.6 Requisitos de diseño	22
1.6.1 Ubicación de la planta	22
1.6.2 Capacidad de la planta	22
1.6.3 Condiciones de diseño del reactor	23
1.7 Análisis de soluciones	24
1.7.1 Diseño del circuito de síntesis	24
1.7.1.1 Dimensionado del reactor de síntesis	25
1.7.1.2 Especificaciones constructivas de los lechos catalíticos	27
1.7.1.3 Tuberías del circuito de síntesis	27

1.7.1.4 Pérdida de presión en el circuito de síntesis.....	28
1.7.2 Electrolizador.....	28
1.7.2.1 Selección del modelo de electrolizador y datos técnicos.....	29
1.7.2.2 Requisitos de pureza del agua de entrada.....	29
1.7.2.3 Coste del electrolizador.....	30
1.7.2.4 T-01: Tanque de hidrógeno.....	30
1.7.3 Generador de nitrógeno.....	30
1.7.3.1 Layout típico de una instalación de generación PSA.....	30
1.7.3.2 Selección de generador PSA: alcance de suministro, características y precio.....	31
1.7.4 Dimensionado de compresores.....	31
1.7.4.1 C-01: Compresor de aire a la entrada de la planta.....	32
1.7.4.2 C-02: Compresor de nitrógeno a 30 bar.....	32
1.7.4.3 C-03: Compresor a la entrada del circuito de síntesis.....	32
1.7.5 Depósitos de la planta.....	33
1.7.6 Diseño de los intercambiadores de calor del circuito de síntesis.....	34
1.7.7 Instalación de la planta de amoniaco: contenedores y acondicionamiento del terreno.....	35
1.7.8 Almacenamiento de amoniaco puro.....	35
1.7.9 Producción de energía renovable.....	36
1.7.9.1 Potencia consumida por la planta de amoniaco.....	36
1.7.9.2 Características de la instalación de generación fotovoltaica.....	37
1.7.9.3 Dimensionado de la instalación de generación fotovoltaica.....	37
1.7.9.4 Elección del panel fotovoltaico.....	38
1.7.9.5 Montaje de los paneles fotovoltaicos.....	38
1.7.9.6 Inversor fotovoltaico.....	39

1.1 Objeto

El objetivo de este trabajo es el diseño de una planta de demostración de amoníaco verde. La planta estará dimensionada para producir 5 kg/h de amoníaco, la potencia eléctrica se obtendrá exclusivamente de fuentes renovables y se diseñará para alojarse en contenedores marítimos ISO.

El amoníaco es el segundo compuesto químico más producido en el mundo, siendo su producción anual de 170-180 millones de toneladas [1]. La producción de amoníaco supone el 2% del consumo global de combustibles fósiles y genera alrededor de 420 millones de toneladas de CO₂ al año [2].

Aproximadamente, el 85% del amoníaco se emplea para producir fertilizantes [3]. El amoníaco también juega un papel importante en la fabricación de plásticos, fibras sintéticas, resinas y otros compuestos.

Actualmente, la producción de amoníaco a escala industrial emplea como materia prima el carbón o el gas natural, predominando el uso de este último. El amoníaco verde, en cambio, es aquel que se produce a partir de la electrólisis del agua y la separación del aire, no estando implicados directamente los combustibles fósiles. Si, además, estos procesos se alimentan de energía renovable, obtendríamos un amoníaco cuya producción llevaría asociada nulas o casi nulas emisiones de dióxido de carbono.

El amoníaco verde se ha propuesto en los últimos años como vector energético clave para la descarbonización de la economía, siendo un componente más sencillo de almacenar y transportar que el hidrógeno.

Por tanto, la producción de amoníaco verde es un campo de estudio de gran interés, ya que es previsible que tenga un papel importante en la consecución de los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS) marcados por la ONU, tanto reduciendo las emisiones ligadas a la agricultura como participando en la futura revolución energética del hidrógeno.

1.2 Alcance

En este trabajo se elaborará y recopilará toda la información necesaria para la definición de la planta; así como el coste esperable de construcción de la misma.

Dentro del alcance del trabajo se incluirá:

- Selección de la ubicación de la planta de amoníaco
- Definición del proceso completo de producción de amoníaco verde
- Dimensionado y selección de equipos principales de la planta
- Definición de las necesidades de materias primas en la operación de la planta
- Elaboración de diagramas de flujo del proceso
- Elaboración del plano de implantación de los equipos en planta
- Cálculo del balance de materia y energía del proceso completo
- Estimación del coste de construcción de la planta de amoníaco

1.3 Antecedentes

1.3.1 Amoniac

El amoniac (NH_3) es un compuesto químico de nitrógeno e hidrógeno. En condiciones ambientales, es un gas incoloro con un olor desagradable y penetrante. A presión atmosférica, su punto de ebullición se encuentra en los $-33.35\text{ }^\circ\text{C}$ y su punto de fusión en $-77.7\text{ }^\circ\text{C}$.

1.3.2 Contexto histórico del amoniac e importancia actual

En la segunda mitad del siglo XIX, ya se había demostrado el rol fundamental que el nitrógeno, el fósforo y el potasio desempeñaban en el crecimiento de los cultivos agrícolas. El nitrógeno era el elemento más difícil de obtener, y a la vez el más importante, de los tres. Además del estiércol, las dos principales fuentes de nitrógeno disponibles en esta época eran el guano y el salitre.

El guano, producto de la acumulación de excrementos de aves marinas bajo unas determinadas condiciones ambientales, fue la principal fuente de nitrógeno de Europa desde 1840 hasta 1870. El guano se exportaba desde Perú, principalmente desde las Islas Chincha, en grandes cantidades hacia Europa y Estados Unidos [4]. Fue tal la importancia de este producto para la agricultura que conllevó la aprobación del "Guano Islands Act" en 1856, que permitía a los ciudadanos estadounidenses tomar posesión de islas sin reclamar que contaran con depósitos de guano.

El salitre, sales de nitrato encontradas en el desierto de Atacama y en las actuales regiones chilenas de Tarapacá y Antofagasta, reemplazó al guano como principal fuente de fertilizantes nitrogenados y mantuvo su liderazgo hasta bien entrado el siglo XX, cuando fue reemplazado por los procesos de producción sintética de nitrógeno [4]. El interés por controlar los depósitos de salitre desencadenó el estallido de la Guerra del Pacífico (1879-1884) entre Bolivia, Perú y Chile, que terminó con la victoria de esta última y la anexión por su parte de las regiones de Tarapacá y Antofagasta. De esta forma, el mercado del salitre pasó a ser un monopolio dominado por chilenos y británicos en su totalidad.

Entre 1850 y 1900, la población de Europa y Norteamérica creció, desde cerca de 300 millones, hasta más de 500 millones [5]. La necesidad de incrementar la producción agrícola para alimentar a esta población conllevó un aumento imparable de la demanda de nitrógeno. En este contexto, el comercio de guano se había prácticamente extinguido hacia 1880 debido al agotamiento de las reservas de mayor calidad, y se temía que el salitre sufriera el mismo destino. Era necesario encontrar nuevas fuentes de nitrógeno.

En 1898, sir William Crookes, químico inglés y presidente de la "British Association for the Advancement of Science" predecía una gran escasez mundial de trigo para el año 1931 y hacía un llamamiento a los químicos para encontrar una solución a lo que denominó el "Wheat Problem" [6]. Era necesario desarrollar un proceso industrial que permitiera fijar las grandes cantidades de nitrógeno disponibles en el aire (supone el 78% de la atmósfera) para ser usadas en la agricultura y así aumentar la producción:

"The fixation of atmospheric nitrogen is one of the great discoveries, awaiting the genius of a chemist. [...] It is the chemist who must come to the rescue of the threatened communities. It is through the laboratory that starvation may ultimately be turned into plenty." [7]

A comienzos del siglo XX, fueron muchos los intentos por producir nitrógeno de forma industrial. Alemania puso grandes esfuerzos en encontrar una solución a este problema, ya que era un país especialmente vulnerable al bloqueo de productos nitrogenados, mercado monopolizado por empresarios británicos que requería del transporte marítimo desde América del Sur.

En 1909, el químico alemán Fritz Haber consiguió producir amoniac a partir de nitrógeno e hidrógeno con un proceso a alta presión en presencia de un catalizador. El amoniac ya era conocido en esa época, había sido aislado por primera vez en 1774 por Joseph Priestley, un químico inglés. Pero, hasta ese momento, los intentos por producirlo de forma industrial habían fracasado.

La tecnología del proceso fue adquirida por la compañía química alemana BASF, que encargó a Carl Bosch la tarea de escalar el proceso en laboratorio de Haber. La primera planta de amoníaco comenzó a producir amoníaco en 1913, produciendo 30 toneladas/día mediante el proceso de Haber-Bosch. [8]

Durante la Primera Guerra Mundial (1914-1918), a Alemania se le impidió la importación de salitre, por lo que tuvo que recurrir al proceso Haber-Bosch para satisfacer sus demandas de nitrógeno para cultivos y armamentos. Terminada la guerra, el proceso de Haber-Bosch se extendió por el resto del mundo y rápidamente se convirtió en la principal forma de producción de amoníaco hasta el día de hoy.

Actualmente, el amoníaco es el segundo compuesto químico más producido en el mundo (superado solo por el ácido sulfúrico) [2]. La producción global de amoníaco en 2019 fue de 173 millones de toneladas, de las cuales China produjo el 26.8%. Tras China, los mayores productores a nivel mundial fueron Rusia, Estados Unidos e India, con una cuota del 10.6%, 9.5% y 8.6% respectivamente [1].

El amoníaco se emplea principalmente para la producción de fertilizantes (85%), aunque también es importante para la fabricación de plásticos, fibras sintéticas, resinas y otros compuestos.

1.3.3 Reacción del amoníaco

La reacción del amoníaco es una reacción exotérmica y reversible que presenta la siguiente forma:



Ecuación 1. Reacción del amoníaco.

La formación de amoníaco requiere una elevada energía de activación debido a la estabilidad del nitrógeno [8]. Por esta razón, en el ámbito industrial, la reacción se produce en presencia de un catalizador que permite reducir la energía de activación y conseguir velocidades de reacción aceptables.

Termodinámicamente, la reacción se ve favorecida por temperaturas bajas y presiones altas. Industrialmente, se suele operar el reactor con temperaturas entre 250-500 °C y presiones de 150-250 bar [8]. Al ser una reacción exotérmica, es preciso disponer de un sistema de disipación de calor que permita mantener la temperatura del gas en el rango óptimo de operación.

La relación óptima de H₂ y N₂ en el gas de síntesis depende del tipo de catalizador. Para los catalizadores con base hierro se recomienda emplear una relación 3:1 (75% moles de H₂ y 25% N₂) [3]. La conversión del gas a su paso del reactor suele encontrarse en el rango de 25-35%.

1.3.4 Curva de equilibrio del amoníaco

Debido al carácter exotérmico de la reacción de amoníaco, se producirá un incremento de la temperatura del gas de síntesis a su paso por el reactor. Este incremento de temperatura del gas provocará una reducción de la concentración final de amoníaco a la salida del reactor, ya que la velocidad de la reacción disminuye al acercarnos al equilibrio térmico de la misma.

La relación propuesta por Gillespie y Beattie es la más apropiada para calcular la constante de equilibrio “K_a” de la reacción [9]:

$$\log_{10} K_a = - 2.691122 \cdot \log_{10} T - 5.519265 \cdot 10^{-5} \cdot T + 1.848863 \cdot 10^{-7} \cdot T^2 + \frac{2001.6}{T} + 26899$$

Ecuación 2. Constante de equilibrio de la reacción de amoníaco de Gillespie y Beattie.

Podemos obtener la curva de equilibrio de la reacción a partir de esta ecuación:

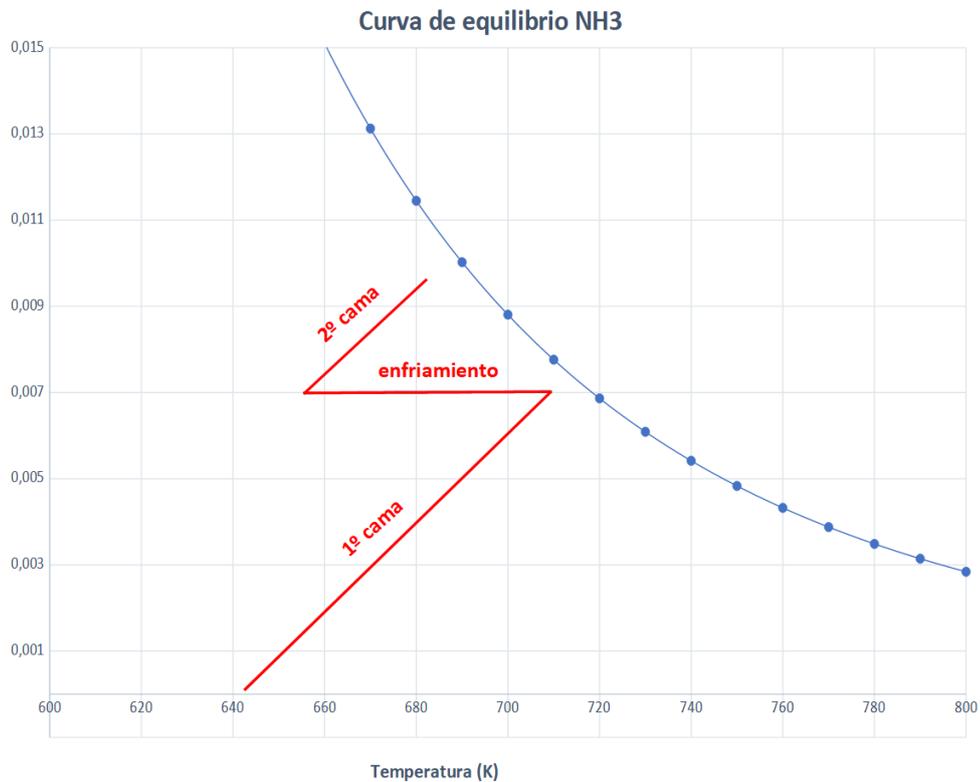


Figura 1. Curva de equilibrio de la reacción de amoníaco obtenida a partir de la ecuación de Gillespie-Beattie.

Para favorecer la conversión, los reactores actuales suelen trabajar por etapas, disponiendo de varios lechos catalíticos con refrigeración del flujo de gas entre ellos (dicha refrigeración puede ser directa o indirecta). En la Figura 1 se ejemplifica con las rectas rojas este método de operación que permite mejorar la conversión al alejarse de la curva de equilibrio (estas rectas tienen mero carácter ilustrativo y no se corresponderán necesariamente con el diseño final del reactor).

1.3.5 Catalizadores

El catalizador es un elemento fundamental del proceso Haber-Bosch y juega un papel muy relevante en el diseño de la planta, ya que influye, entre otros parámetros, en la temperatura y presión de operación del reactor, en los requisitos de refrigeración necesarios, en el diseño del reactor y en el flujo de recirculación de gas [8].

Un buen catalizador se caracteriza por:

- Alta actividad catalítica a baja temperatura, para aprovechar la termodinámica favorable de la reacción.
- Buena tolerancia a los venenos catalíticos: O₂, CO, CO₂, H₂O, etc.
- Larga vida útil. El coste del catalizador es relativamente bajo, pero la parada del reactor para la sustitución del catalizador conlleva grandes pérdidas económicas.

A lo largo de los años, se han probado gran variedad de catalizadores en busca de la formulación más adecuada. No obstante, la composición básica de los catalizadores empleados en la producción de amoníaco no ha cambiado mucho en más de un siglo de historia, tratándose principalmente de catalizadores de hierro con promotores para mejorar su eficacia: CaO, Al₂O₃, K₂O, SiO₂, Mo, etc.

El precursor más común para los catalizadores de hierro es la magnetita (Fe_3O_4), aunque la wustita (FeO) también es bastante popular. A finales del siglo XX, un nuevo tipo de catalizador basado en el rutenio se comenzó a aplicar en el Kellogg Advanced Ammonia process (KAAP), siendo más activo que los catalizadores de hierro y requiriendo una menor relación de H_2/N_2 de alimentación [3].

Los catalizadores se encuentran comercialmente disponibles en varias formas y tamaños. Desde el punto de vista de la eficacia es deseable un catalizador lo más pequeño posible, pero el menor tamaño acarrea mayor caída de presión y menor vida útil [8]. Habitualmente, se emplea catalizadores con tamaño entre 6 y 10 mm para la mayoría de los reactores. Los catalizadores con formas irregulares presentan mayor efectividad que los cúbicos o esféricos, pero estos últimos tienen la ventaja de producir una menor caída de presión.

1.3.6 Producción de amoniaco

Podemos distinguir tres etapas principales en la producción de amoniaco: producción del gas de síntesis, compresión y circuito de síntesis.

1.3.6.1 Elaboración del gas de síntesis

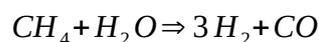
En esta etapa se busca obtener una mezcla de hidrógeno y nitrógeno, lo más pura posible, para alimentar el circuito de síntesis. Habitualmente se desea mantener una relación estequiométrica de 3:1 (75% moles de H_2 y 25% N_2), aunque depende en gran medida del catalizador que se emplee. [3]

El nitrógeno necesario se obtiene de la separación de aire, mientras que el hidrógeno puede producirse a partir de diversos combustibles fósiles.

Actualmente, se prefiere emplear el gas natural como materia prima cuando esta opción es económicamente viable, ya que permite una mejor eficiencia y menor impacto ambiental [3].

Otros combustibles fósiles aptos para este proceso son GLP, nafta, carbón y coque; aunque estas dos últimas opciones son poco favorables y solo se adoptan ante circunstancias geográficas y económicas concretas (la producción en China es mayoritariamente basada en carbón, mientras que en Norte América y Europa se emplea gas natural para producir alrededor del 90% de su amoniaco) [8]. Casi todas las plantas de amoniaco de nueva construcción están preparadas para la producción a partir de gas natural y nafta [8].

Para obtener hidrógeno a partir de gas natural se emplea, habitualmente, el reformado con vapor. En este proceso, se expone el metano (principal componente del gas natural) a vapor de agua a alta temperatura, obteniendo hidrógeno y monóxido de carbono como productos de la reacción.



Ecuación 3. Reformado con vapor del gas natural.

Cuando la materia prima no es el gas natural, se emplean otros procesos de producción de hidrógeno como la oxidación parcial o la gasificación.

El flujo de gas resultante de esta etapa, compuesto de hidrógeno, nitrógeno, metano, argón y otros componentes oxigenados, deberá someterse a una o varias etapas de purificación para reducir la presencia de inertes y venenos catalíticos [3].

Una alternativa a la producción de hidrógeno mediante combustibles fósiles es la separación de agua mediante electrólisis.

1.3.6.2 Compresión

Una vez elaborado el gas de síntesis, es necesario comprimirlo desde, habitualmente, 25-30 bar hasta la presión del circuito de síntesis, que suele rondar los 150-300 bar.

El compresor es el principal gasto energético del proceso. Una mayor presión de trabajo permite incrementar la conversión del gas a su paso por el reactor y reducir el flujo de recirculación, pero supone elevar los costes variables de operación de la planta (potencia eléctrica consumida) y los de instalación. El punto óptimo de trabajo que equilibra estos diferentes aspectos se ha encontrado alrededor de los 155 bar [3].

Durante mucho tiempo, el compresor limitaba la capacidad máxima la planta, aunque esto ya no es un problema debido a los avances tecnológicos.

Habitualmente se emplean compresores centrífugos en los circuitos de síntesis de amoníaco debido a que requieren una menor inversión y mantenimiento, además de presentar pocos fallos [8]. La única desventaja de los compresores centrífugos es su menor eficiencia frente a los alternativos [3].

1.3.6.3 Circuito de síntesis

La baja conversión del gas a su paso por el reactor hace imprescindible que este deba ser reciclado.

El circuito de síntesis de una planta de amoníaco suele estar formado por un reactor; un condensador y una torre de destilación, para separar el amoníaco producido del resto del flujo de gas; un compresor, para compensar la pérdida de presión en el reactor; una corriente de recirculación y una corriente de suministro de gas de reposición para reemplazar el que ha sido convertido.

A menos que el gas de reposición esté completamente libre de inertes que puedan afectar al rendimiento del reactor (venenos catalíticos como agua o dióxido de carbono), será necesario disponer de una corriente de purga que prevenga la acumulación de estos compuestos.

La mejor opción es realizar la purga del gas en la zona con mayor concentración de inertes, menor presión y concentración de amoníaco [3]. Esta solución la podemos observar en la configuración A de la Figura 2, siendo una de las más populares tanto en plantas antiguas como actuales. Al realizarse la compresión tras la purga y la separación del amoníaco condensado, el gasto energético es menor.

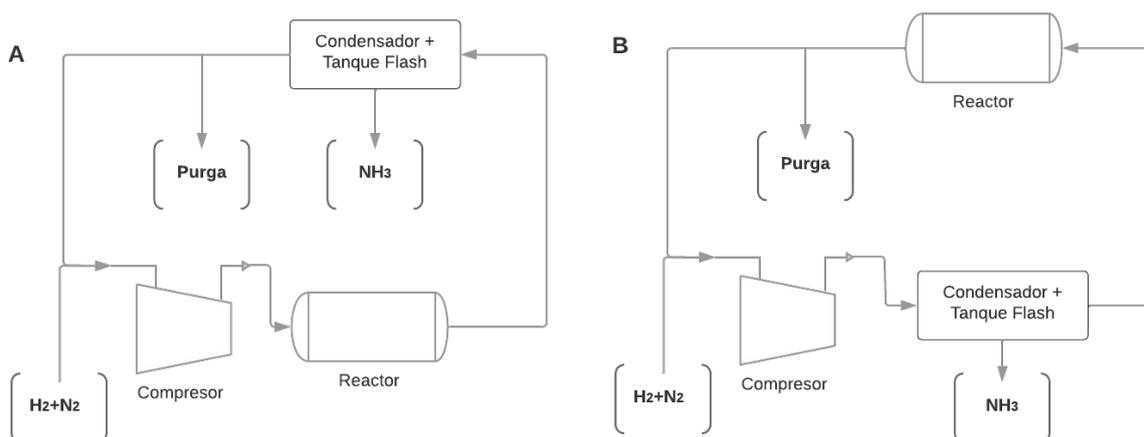


Figura 2. Distintas configuraciones del circuito de síntesis de amoníaco.

En caso de que el gas de reposición tenga un alto contenido en impurezas, esta configuración no sería adecuada porque estas ingresarían directamente en el reactor. En esa situación, es preferible adoptar soluciones similares a la mostrada en la configuración B de la Figura 2, donde el condensador se sitúa entre la entrada de nuevo gas al circuito y el reactor.

Habitualmente, la condensación de amoniaco es suficiente para separar compuestos como agua o dióxido de carbono del flujo de gas [8]. La configuración B, sin embargo, presentaría un mayor gasto energético debido a que se vuelve a comprimir el amoniaco producido. Además, la cantidad de amoniaco disponible en la condensación es inferior, ya que se encuentra diluido con el gas de reposición.

Existen numerosas variaciones de estas configuraciones básicas: con dos condensadores (antes y después del reactor), inyectando la recirculación después de la compresión del gas de reposición y colocando un compresor tras el condensador, etc.

1.3.7 Tipos de reactor

La tipología básica de un reactor de síntesis de amoniaco es un recipiente a presión con compartimentos internos para el catalizador y sistemas de intercambio de calor.

Podemos diferenciar tres tipos básicos de reactor industrial. Por un lado, tenemos los reactores multitubulares, ya en desuso debido a que no son adecuados para grandes producciones. Por otro lado, encontramos los reactores multilecho (con refrigeración directa o indirecta). Los multilecho disponen de varios lechos catalíticos con refrigeración del flujo de gas entre ellos para mejorar la conversión al alejarnos de la curva de equilibrio.

- **Reactor multitubular (Tube-cooled converters).** Constan de un único lecho catalítico atravesado por tubos que permiten el intercambio de calor entre el gas frío de alimentación al reactor y el gas caliente de salida [10]. De esta forma, se evacua el calor producido en la reacción al mismo tiempo que se precalienta el gas de entrada al reactor. Presenta como desventaja un difícil control de la temperatura. Este tipo de diseño es apropiado para producciones pequeñas y actualmente tiene poco interés a nivel industrial [8].

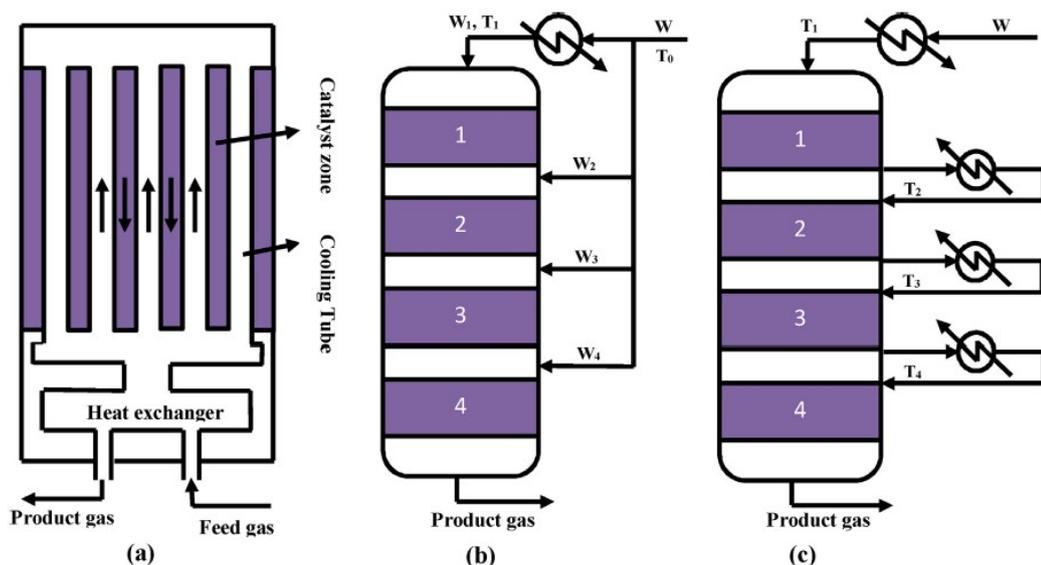


Figura 3. Diagrama de: (a) reactor multitubular, (b) reactor multilecho con refrigeración directa y (c) reactor multilecho con refrigeración indirecta [10].

- **Reactor multilecho con enfriamiento directo (Quench Converters).** El enfriamiento entre lechos catalíticos se produce por la inyección de gas de síntesis sin reaccionar [10]. Solo una fracción del flujo total de gas de alimentación entra en el primer lecho del reactor y, al salir de este, el gas reaccionado se mezclará con parte del gas sin reaccionar, reduciendo así su temperatura. Este diseño de reactor es mecánicamente simple y presenta la ventaja de poder prescindir del espacio que sería necesario para los intercambiadores de calor [8]. El control de la temperatura es más favorable que en los multitubulares. El inconveniente del enfriamiento directo es que la conversión será menor al no reaccionar todo el gas desde el principio y, en consecuencia, será necesario utilizar mayor volumen de catalizador. Este tipo de reactor es apropiado para grandes producciones y gozó de gran éxito a finales del siglo pasado.

- **Reactor multilecho con enfriamiento indirecto (Indirectly cooled multibed converters).** Este tipo de reactor dispone de intercambiadores de calor que refrigeran el gas entre lechos catalíticos. El reactor puede estar compuesto de un solo recipiente que contenga los lechos y los intercambiadores de calor; o bien estar formado por varios recipientes con intercambiadores de calor externos entre ellos. Esta última opción permite aprovechar el calor evacuado para otros fines, como precalentar el gas de alimentación del reactor. Los reactores multilecho con refrigeración indirecta son muy populares hoy en día y están sustituyendo a los de refrigeración directa cuando se realizan “revampings” [8].

El flujo de gas en el reactor puede ser radial, axial o una combinación de ambos.

Los reactores de flujo axial presentan una construcción más sencilla. Sin embargo, para grandes capacidades, debido al aumento de la longitud de la cama, se producirá una caída de presión elevada. Esta caída de presión puede compensarse empleando partículas catalíticas de mayor tamaño, pero esto reducirá su actividad. El flujo radial, en cambio, nos permitirá diseñar reactores de gran capacidad, baja pérdida de presión y partículas catalíticas de pequeño tamaño [8].

1.3.8 Modelo matemático del reactor

Para un dimensionado correcto del reactor de síntesis, debemos emplear un modelo matemático del mismo que nos permita simular su comportamiento ante diferentes parámetros de diseño y funcionamiento. Con un modelo adecuado, podremos determinar las dimensiones óptimas del reactor para obtener un grado aceptable de conversión del gas de síntesis ante unas condiciones de entrada fijadas.

Para este proyecto, emplearemos el modelo matemático de un reactor multilecho horizontal Kellogg con refrigeración indirecta [11]. En la literatura científica, podemos encontrar estudios recientes que emplean este modelo o versiones muy similares [10][12].

Este modelo parte de las siguientes hipótesis:

- La presión y la densidad son constantes a lo largo de todo el reactor.
- No hay diferencia de temperatura y concentración entre la superficie catalítica y el flujo de gas.
- Los gradientes térmicos y de concentración en la dirección radial son despreciables.

1.3.8.1 Circuito de síntesis

La resolución conjunta de las ecuaciones diferenciales de masa y energía del reactor nos permitirá estudiar la evolución de la conversión (X_{N_2}) y de la temperatura del gas (T) a lo largo de la coordenada longitudinal del reactor (L).

Balance materia:

$$\frac{dX_{N_2}}{dL} = \frac{\eta \cdot R_{NH_3} \cdot A}{2 \cdot F_{N_2}}$$

Ecuación 4. Balance de materia del reactor.

Balance energía:

$$\frac{dT}{dL} = \frac{\eta \cdot (-\Delta H_R) \cdot A \cdot R_{NH_3}}{F_{total} \cdot C_{pmix}}$$

Ecuación 5. Balance de energía del reactor.

1.3.8.2 Efectividad

La relación empírica de la efectividad del catalizador (η) obtenida por Dyson y Simon [13] es válida para partículas entre 6 y 10 mm. Este parámetro nos permite incorporar el efecto de la difusión del catalizador, en función de la temperatura y la conversión, a nuestro modelo.

$$\eta = b_0 + b_1 \cdot T + b_2 \cdot Z + b_3 \cdot T^2 + b_4 \cdot Z^2 + b_5 \cdot T^3 + b_6 \cdot Z^3$$

Ecuación 6. Factor efectividad de Dyson y Simon.

El valor de los coeficientes de la ecuación varía conforme a la presión de trabajo del reactor:

Pressure (bar)	b0	b1	b2	b3	b4	b5	b6
150	-17,539096	0,07697849	6,900548	-1,08279E-04	-26,42	4,927648E-08	38,94
225	-8,2125534	0,03774149	6,190112	-5,354571E-05	-20,87	2,379142E-08	27,88
300	-4,6757259	0,02354872	4,687353	-3,463308E-05	-11,28	1,540881E-08	10,46

Figura 4. Coeficientes de corrección de la efectividad en función de la presión.

1.3.8.3 Velocidad de reacción

La velocidad de reacción (R_{NH_3}) se calcula mediante la expresión de Temkin modificada por Dyson y Simon [13]:

$$R_{NH_3} = 2 \cdot k \cdot \left[k_a^2 \cdot a_{N_2} \cdot \left(\frac{a_{H_2}^3}{a_{NH_3}^2} \right)^\alpha - \left(\frac{a_{NH_3}^2}{a_{H_2}^3} \right)^{1-\alpha} \right]$$

Ecuación 7. Velocidad de reacción de Temkin modificada por Dyson y Simon.

El parámetro α es una constante que suele tomar un valor entre 0.5 y 0.75 en la literatura científica. En esta memoria, α será equivalente a 0.5.

k_a es la constante de equilibrio que obtenemos a partir de la Ecuación 2.

k es la constante de la reacción inversa que podemos calcular con la relación de Arrhenius [11]:

$$k = k_0 \cdot e^{-\left(\frac{E}{R \cdot T}\right)}$$

Ecuación 8. Constante de la reacción inversa del amoniaco.

Donde k_0 es el coeficiente de Arrhenius (8.849×10^{14}), E es la energía de activación (40.765 kcal/kmol) y R es la constante del gas.

Podemos representar la actividad de un componente mediante el coeficiente de activación (a_i), que es una relación entre la fugacidad de un componente y la fugacidad referencia de ese mismo componente (tomamos f_i^0 , referencia de fugacidad, como 1 atm) [11]:

$$a_i = \frac{f_i}{f_i^0} = \frac{f_i}{1} = f_i = y_i \cdot \Phi_i \cdot P$$

Ecuación 9. Coeficiente de activación de un componente i.

Donde y_i es la fracción molar del componente, Φ_i es el coeficiente de fugacidad y P la presión del flujo de gas [12].

Las expresiones empíricas para la fugacidad del H_2 , N_2 y NH_3 son [13]:

$$\Phi_{H_2} = e^{\left\{ e^{(-3.8402 \cdot T^{0.125} + 0.541)} \cdot P - e^{(-0.1263 \cdot T^{0.5} - 15.98)} \cdot P^2 + 300 \cdot \left[e^{(-0.011901 \cdot T - 5.941)} \cdot \left(e^{\frac{-P}{300} - 1} \right) \right] \right\}}$$

Ecuación 10. Coeficiente de fugacidad del hidrógeno.

$$\Phi_{N_2} = 0.93431737 + 0.3101804 \cdot 10^{-3} T + 0.295896 \cdot 10^{-3} P - 0.2707279 \cdot 10^{-6} T^2 + 0.4775207 \cdot 10^{-6} P^2$$

Ecuación 11. Coeficiente de fugacidad del nitrógeno.

$$\Phi_{NH_3} = 0.1438996 + 0.2028538 \cdot 10^{-2} T - 0.4487672 \cdot 10^{-3} P - 0.1142945 \cdot 10^{-5} T^2 + 0.2761216 \cdot 10^{-6} P^2$$

Ecuación 12. Coeficiente de fugacidad del amoniaco.

1.3.8.4 Calor de reacción

El calor de la reacción (ΔH_r) se puede obtener de la siguiente relación [14]:

$$\Delta H_r = - \left[0.54526 + \frac{846.609}{T} + \frac{459.734 \cdot 10^6}{T^3} \right] P - 5.34685 T - 0.2525 \cdot 10^{-3} T^2 + 1.69197 \cdot 10^{-6} T^3 - 9157.09$$

Ecuación 13. Calor de reacción del amoniaco.

1.3.8.5 Capacidad calorífica

Podemos emplear la siguiente relación para calcular la capacidad calorífica de la mezcla [12]:

$$Cp_{mix} = \sum y_i \cdot cp_i$$

Ecuación 14. Capacidad calorífica de la mezcla.

La capacidad calorífica de cada componente se obtiene mediante las siguientes ecuaciones [15]:

$$Cp_{H_2} = -6.952 - 0.04576 \cdot 10^{-2} T + 0.09563 \cdot 10^{-5} T^2 - 0.2079 \cdot 10^{-9} T^3$$

Ecuación 15. Capacidad calorífica del hidrógeno.

$$Cp_{N_2} = 6.903 - 0.03753 \cdot 10^{-2} T + 0.1930 \cdot 10^{-5} T^2 - 0.6861 \cdot 10^{-9} T^3$$

Ecuación 16. Capacidad calorífica del nitrógeno.

$$Cp_{NH_3} = 6.5846 - 0.61251 \cdot 10^{-2} T + 0.23663 \cdot 10^{-5} T^2 - 1.5981 \cdot 10^{-9} T^3 \\ + [96.1678 - 0067571 p + (-0.2225 + 1.6847 \cdot 10^{-4} p) T + (1.289 \cdot 10^{-4} - 1.0095 \cdot 10^{-7} p) T^2]$$

Ecuación 17. Capacidad calorífica del amoníaco.

1.3.8.6 Caída de presión

La caída de presión a través de un lecho catalítico puede calcularse mediante la siguiente expresión [12]:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 \cdot \eta \cdot (1 - \varepsilon)^2}{Dp^2 \cdot \varepsilon^3} \cdot vs + 1,5 \cdot \frac{vs^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \varepsilon^3}$$

Ecuación 18. Caída de presión a través de un lecho catalítico.

Siendo:

- Viscosidad, η : $2,254 \times 10^{-5}$ Pa.s.
- Diámetro, Dp : 3 mm
- Porosidad del lecho, ε : 0,6
- Densidad de partícula, ρ : 0,494 kg/m³

vs es la velocidad superficial del gas en m/s.

1.3.9 Columna de destilación instantánea

La destilación instantánea, o destilación flash, es uno de los procesos más simples para la separación de las fases líquida y gaseosa de una corriente [16]. Consiste en introducir una mezcla líquido-gas en un recipiente en donde se someterá a una expansión súbita que desencadene la evaporación de una de las fases.

El gas se concentrará en la zona superior de la columna; mientras que el líquido se acumulará en el fondo de la misma.

Se empleará una columna de destilación flash para la separación del amoníaco puro del resto de flujo de gas de síntesis [25].

1.3.10 Producción de nitrógeno: Tecnologías de separación de aire

El aire de la troposfera, la capa de la atmósfera que está en contacto con la superficie de la Tierra, está compuesto por un 78% de nitrógeno (N_2), un 21% de oxígeno (O_2) y un 1% de argón (Ar). También contiene pequeñas cantidades de otros gases como dióxido de carbono, y una cantidad variable de vapor de agua según la altitud.

El nitrógeno necesario para la síntesis de amoníaco se obtiene, habitualmente, de la separación de los componentes del aire [17]. Existen tres principales tecnologías de separación de aire para la obtención de nitrógeno lo suficientemente maduras como para emplearse industrialmente: adsorción, por membranas y criogenia.

1.3.10.1 Adsorción

Esta tecnología de separación de aire se basa en la capacidad de algunos materiales de adsorber un tipo de molécula concreta cuando los atraviesa un flujo de aire.

Para la obtención de nitrógeno se suele emplear un tamiz molecular de carbón, o CMS (Carbon Molecular Sieve). Este tamiz está formado por poros del tamaño de las moléculas de oxígeno, que quedan atrapadas mientras las moléculas de nitrógeno, de mayor tamaño, no se ven afectadas [18].

Cuando el filtro se ha saturado, se debe proceder a su regeneración, que puede realizarse mediante cambio de temperatura o presión: Temperature Swing Adsorption (TSA) y Pressure Swing Adsorption (PSA), respectivamente. Los generadores de nitrógeno por adsorción más comunes emplean tecnología PSA.

Los generadores PSA suelen estar formados por 2 torres que se van alternando en las funciones de adsorción y limpieza. La torre que está operativa entrega un suministro de nitrógeno de la pureza deseada, parte del cual se recircula por la torre saturada liberando la presión y arrastrando las moléculas de oxígeno retenidas. Cuando la torre que ha estado trabajando a adsorción se satura, se invierten los papeles.

Los generadores de nitrógeno PSA comerciales son capaces de alcanzar purezas de hasta el 99,999%.

1.3.10.2 Membranas poliméricas

Este tipo de generadores de nitrógeno están formados por fibras poliméricas huecas montadas dentro de una carcasa, habitualmente cilíndrica.

Su funcionamiento se basa en el principio de permeación selectiva. Las moléculas de oxígeno, debido a su menor tamaño, son capaces de permear fácilmente a través de la membrana y son expulsadas por un orificio lateral. Las moléculas de nitrógeno, en cambio, presentan mayor dificultad para atravesar las fibras poliméricas, por lo que se acaba obteniendo un flujo de gas rico en nitrógeno que se entrega al final del generador [18].

Los generadores de nitrógeno por membrana son capaces de alcanzar purezas de hasta el 99,5%. Este nivel de pureza es inferior al alcanzado por los generadores PSA, que podían llegar hasta el 99,999%. No obstante, esta es una tecnología más reciente que la adsorción o la criogenia, con lo que es probable que se obtengan avances en el futuro cercano.

A diferencia de los generadores PSA, los generadores por membranas poliméricas no tiene que realizar una conmutación entre torres, por lo que se minimizan los posibles fallos mecánicos. Tanto la instalación como el mantenimiento son más sencillos.

1.3.10.3 Criogenia

El aire se enfría hasta que produce la licuación, permitiendo la separación de los componentes.

La separación criogénica del aire es, actualmente, el proceso más efectivo y eficiente de los disponibles, y se encuentra implantada en una gran cantidad de plantas industriales [18].

No obstante, solo resulta económicamente viable para elevadas producciones y no podría implantarse en una planta de demostración.

1.3.11 Producción de hidrógeno: Electrólisis

Actualmente, el hidrógeno se produce principalmente a partir de combustibles fósiles: reformado con vapor (gas natural), oxidación parcial o gasificación. Un proceso alternativo de obtención de hidrógeno es la separación de agua mediante electrólisis.

El proceso de electrólisis consiste en hacer circular una corriente eléctrica a través del agua en presencia de electrolitos. Los iones positivos del hidrógeno se sienten atraídos hacia el cátodo de carga positiva, mientras que el oxígeno se concentra en el ánodo [19]. Obtenemos así, dos compuestos separados (hidrógeno y oxígeno), uno en cada polo del electrolizador.

La obtención de hidrógeno por electrólisis nos permite obtener un flujo de salida mucho más puro que con combustibles fósiles. Si el proceso de electrólisis se alimenta de energía renovable, obtendríamos una producción hidrógeno con, prácticamente, nulas emisiones de dióxido de carbono asociadas (conocido como “hidrógeno verde”).

Aunque la producción de hidrógeno electrolítico lleva décadas estudiándose, no resultaba económicamente viable debido al coste de la electricidad, por lo que las implementaciones industriales y desarrollos comerciales han sido bastante reducidos [20].

En los últimos años, el desarrollo y abaratamiento de la energía renovable, así como la urgencia por reducir las emisiones contaminantes, ha despertado un gran interés por la producción electrolítica de hidrógeno. El hidrógeno se propone como un vector energético clave para la descarbonización de la economía, contribuyendo a compensar la operación discontinua de las energías renovables.

Podemos encontrar dos tipos de tecnologías de electrolizador de hidrógeno que son comercialmente viables: la electrólisis alcalina y la electrólisis de membrana polimérica (PEM). La electrólisis de estado sólido (SOEC) es muy prometedora, pero la tecnología no está suficientemente madura para su uso industrial.

1.3.11.1 Tecnología Alcalina

Los electrolizadores alcalinos son los más desarrollados e implementados mundialmente. Están compuestos por dos electrodos inmersos en un electrolito líquido alcalino. Ambos electrodos están separados por un diafragma encargado de mantener separados los gases resultantes (hidrógeno y oxígeno) por seguridad [20].

La tecnología alcalina es muy madura y de relativo bajo coste, pero presenta la desventaja de no poder alcanzar elevadas corrientes de operación, lo que disminuye su eficiencia. Otros inconvenientes de este tipo de electrolizadores es la imposibilidad de trabajar a altas presiones y el elevado tiempo de respuesta.

1.3.11.2 Tecnología PEM

La tecnología PEM (Polymer Electrolyte Membrane) emplea como electrolito sólido una membrana polimérica [19].

Presenta, como ventaja respecto a los electrolizadores alcalinos, la posibilidad de trabajar a corrientes y voltajes más elevados, una elevada pureza de hidrógeno, un diseño compacto y un tiempo de respuesta muy rápido [20]. El poder operar a mayores corrientes aumenta la eficiencia y reduce los costes de operación.

Aunque los electrolizadores PEM ya son comerciales, aún están en fase de desarrollo. Además, el coste de sus componentes (son necesarios diversos metales nobles en su construcción) puede encarecer su precio. No obstante, dado que su corto tiempo de respuesta los hace idóneos para aprovechar los excesos de las energías renovables, en los últimos años se ha realizado grandes avances en esta tecnología y un gran número de plantas han entrado en operación.

1.3.12 Generación de energía eléctrica renovable

1.3.12.1 Tipos de instalaciones de autoconsumo de energía eléctrica

De acuerdo al “Real Decreto 244/2019, del 5 de abril, por el que se regulan las condiciones administrativas, técnicas y económicas del autoconsumo de energía eléctrica”, podemos diferenciar entre instalaciones aisladas e instalaciones conectadas a red:

- Instalación aislada: “Aquella en la que no existe en ningún momento capacidad física de conexión eléctrica con la red de transporte o distribución ni directa ni indirectamente a través de una instalación propia o ajena. Las instalaciones desconectadas de la red mediante dispositivos interruptores o equivalentes no se considerarán aisladas a los efectos de la aplicación de este real decreto.” [21]

- Instalación conectada a red: “Aquella instalación de generación conectada en el interior de una red de un consumidor, que comparte infraestructuras de conexión a la red con un consumidor o que esté unida a este a través de una línea directa y que tenga o pueda tener, en algún momento, conexión eléctrica con la red de transporte o distribución. ... Las instalaciones desconectadas de la red mediante dispositivos interruptores o equivalentes se considerarán instalaciones conectadas a la red a los efectos de la aplicación de este real decreto.” [21]

Las instalaciones de autoconsumo conectadas a red, se pueden clasificar a su vez entre autoconsumo sin excedentes y con excedentes.

- “Modalidad de suministro con autoconsumo sin excedentes. ... se deberá instalar un mecanismo antivertido que impida la inyección de energía excedentaria a la red de transporte o de distribución.” [21]

- “Modalidad de suministro con autoconsumo con excedentes. ... las instalaciones de producción próximas y asociadas a las de consumo podrán, además de suministrar energía para autoconsumo, inyectar energía excedentaria en las redes de transporte y distribución.” [21]

La modalidad de suministro con autoconsumo con excedentes puede dividirse en instalaciones acogidas a compensación de excedentes y las no acogidas a compensación. Definiéndose el contrato de compensación de excedentes como:

“aquel suscrito entre el productor y el consumidor asociado acogidos a la modalidad de autoconsumo con excedentes acogida a compensación, para el establecimiento de un mecanismo de compensación simplificada entre los déficits de sus consumos y la totalidad de los excedentes de sus instalaciones de generación asociadas.” [21]

Los requisitos a cumplir por las instalaciones que deseen acogerse a una modalidad de autoconsumo con compensación de excedentes son los siguientes [21]:

1. “La fuente de energía primaria sea de origen renovable.”
2. “La potencia total de las instalaciones de producción asociadas no sea superior a 100 kW.”
3. “Si resultase necesario realizar un contrato de suministro para servicios auxiliares de producción, el consumidor haya suscrito un único contrato de suministro para el consumo asociado y para los consumos auxiliares de producción con una empresa comercializadora, según lo dispuesto en el artículo 9.2 del presente real decreto.”
4. “El consumidor y productor asociado hayan suscrito un contrato de compensación de excedentes de autoconsumo definido en el artículo 14 del presente real decreto.”
5. “La instalación de producción no tenga otorgado un régimen retributivo adicional o específico.”

1.4 Normas y referencias

1.4.1 Bibliografía

- 1 U.S. Geological Survey, Mineral Commodity Summaries, January 2021
- 2 Giddey, S.; Badwal, S. P. S.; Munnings, C.; Dolan, M. Ammonia as a Renewable Energy 475 Transportation Media. *ACS Sustain. Chem. Eng.* 2017, 5 (11), 10231–10239.)
- 3 Rossetti, I. (2020). Reactor Design, Modelling and Process Intensification for Ammonia Synthesis. In: Inamuddin, Boddula, R., Asiri, A. (eds) Sustainable Ammonia Production. Green Energy and Technology. Springer, Cham.
- 4 Travis, A.S. (2018). The Quest for Fixed Nitrogen. In: Nitrogen Capture. Springer, Cham.
- 5 Max Roser, Hannah Ritchie and Esteban Ortiz-Ospina (2013) - "World Population Growth". Published online at OurWorldInData.org. Retrieved from: '<https://ourworldindata.org/world-population-growth>' [Online Resource]
- 6 Science and Food Supply. *Nature* 126, 193–194 (1930)
- 7 Travis, A.S. (2018). Introduction: Food or Famine. In: Nitrogen Capture. Springer, Cham.
- 8 Appl, Max. (2011). Ammonia, 2. Production Processes. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry
- 9 Gillespie, L.J., & Beattie, J.M. The Thermodynamic Treatment of Chemical Equilibria in Systems Composed of Real Gases. I. An Approximate Equation for the Mass Action Function Applied to the Existing Data on the Haber Equilibrium. *Physical Review*, 36, 743-753.
- 10 Khademi, M.H. and Sabbaghi, R.S. (2017) Comparison between Three Types of Ammonia Synthesis Reactor Configurations in Terms of Cooling Methods. *Chemical Engineering Research and Design*, 128, 306-317.
- 11 Dashti, Ali & Khorsand, Kayvan & Ahmadi Marvast, Mahdi & Kakavand, Madjid. (2006). Modeling and simulation of ammonia synthesis reactor. *Petroleum & Coal*. 48. 15-23.
- 12 Burhan Kabir Suhan, M., Naimur Rahman Hemal, M., Shoukat Choudhury, M.A., & Ali Akkas Mazumder, M. (2020). Optimal design of ammonia synthesis reactor for a process industry. *Journal of King Saud University: Engineering Sciences*.
- 13 Dyson, D.C. and Simon, J.M. (1986) A Kinetic Expression with Diffusion Correction for Ammonia Synthesis on Industrial Catalyst. *Ind. Eng. Chem. Fundamental*, 7, 605-610.
- 14 Elnashaie, S.S., Mahfouz, A., & Elshishini, S.S. (1988). Digital simulation of an industrial ammonia reactor. *Chemical Engineering and Processing*, 23, 165-177.
- 15 Shah, M., 1967. Control simulation in ammonia production. *Ind. Eng. Chem.* 59 (1), 72–83.
- 16 C. Wankat, Phillip (2008). *Ingeniería de Procesos de Separación (2º Edición)*.
- 17 Sanchez Garcia, Antonio & Martín, Mariano. (2018). Optimal renewable production of ammonia from water and air. *Journal of Cleaner Production*.
- 18 Smith, A. ., & Klosek, J. (2001). A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes. *Fuel Processing Technology*, 70(2), 115–134.
- 19 Zoulias, E. & Varkaraki, Elli & Lymberopoulos, N. & Christodoulou, Chris & Karagiorgis, George. (2004). A Review on Water Electrolysis. *TCJST*. 4. 41-71.
- 20 Carmo, Marcelo & Fritz, David & Mergel, Juergen & Stolten, Detlef. (2013). A comprehensive review on PEM electrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy*. 38. 4901-4934. 10.1016/j.ijhydene.2013.01.151.

- 21 Real Decreto 244/2019, del 5 de abril, por el que se regulan las condiciones administrativas, técnicas y económicas del autoconsumo de energía eléctrica.
- 22 <https://www.cocosimulator.org/>
- 23 Prasad, Arvind. (2017). Simulation Of Aqua-Ammonia Refrigeration System Using The Cape-Open To Cape-Open (COCO) Simulator. International Journal of Scientific & Technology Research. 6. 21 – 24.
- 24 https://joint-research-centre.ec.europa.eu/pvgis-photovoltaic-geographical-information-system_en
- 25 Penkuhn, Mathias. (2017). Comparison of different ammonia synthesis loop configurations with the aid of advanced exergy analysis. Energy. 137. 10.1016/j.energy.2017.02.175.
- 26 https://www.aemet.es/es/serviciosclimaticos/datosclimatologicos/atlas_radiacion_solar
- 27 <https://seatemperature.info/es/espana/cartagena-temperatura-del-agua-del-mar.html>. Consultado el 1 de noviembre de 2022.
- 28 *Aschbrenner, Stefan et al. “Cost Forecast for Low Temperature Electrolysis – Technology Driven Bottom-Up Prognosis for PEM and Alkaline Water Electrolysis Systems.” (2022).*
- 29 Proost, Joris. (2018). State-of-the art CAPEX data for water electrolyzers, and their impact on renewable hydrogen price settings. International Journal of Hydrogen Energy. 44. 10.1016/j.ijhydene.2018.07.164.
- 30 Real Decreto 656/2017, de 23 de junio, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus Instrucciones Técnicas Complementarias MIE APQ 0 a 10 (BOE 25/07/17)
- 31 Bruch, Maximilian & Müller, Martin. (2014). Calculation of the Cost-Effectiveness of a PV Battery System. Energy Procedia. 46. 262–270. 10.1016/j.egypro.2014.01.181.
- 32 Good, Jeremy & Johnson, Jeremiah. (2016). Impact of inverter loading ratio on solar photovoltaic system performance. Applied Energy. 177. 475-486. 10.1016/j.apenergy.2016.05.134.

1.4.2 Software

1.4.2.1 COCO

COCO es un software gratuito de simulación de procesos CAPE-OPEN [22]. El estándar de interfaces CAPE-OPEN busca facilitar la simulación de procesos mediante la interoperabilidad de componentes entre diferentes programas. Este estándar está ampliamente extendido entre el software de simulación de procesos químicos: Aspen, CHEMCAD, etc.

COCO es un entorno de simulación formado por 4 módulos:

- COFE (CAPE-OPEN Flowsheet Environment) es un módulo gráfico que permite simular procesos químicos mediante diagramas de flujo. A través de COFE se pueden calcular balances de masa y energía, obteniendo las propiedades de cada una de las corrientes del proceso (composición, presión, temperatura, etc.)
- TEA es un paquete de propiedades termodinámicas de diversos componentes.
- COUSCOUS es un paquete de componentes químicos
- CORN permite definir reacciones personalizadas
-

COCO ha demostrado ser una buena alternativa a los programas comerciales de simulación de procesos químicos [23].

1.4.2.2 Python

Python es un lenguaje de programación de alto nivel, cuya versatilidad y facilidad de uso lo han convertido en uno de los lenguajes más extendidos actualmente.

Python cuenta con un gran número de librerías. Para este proyecto se ha empleado:

- math: contiene diversas operaciones matemáticas
- numpy: paquete de procesamiento de arrays especializada en calculo numérico
- scipy: algoritmos matemáticos
- matplotlib: generación de gráficas

1.4.2.3 PVGIS: Photovoltaic Geographical Information System

PVGIS es una aplicación gratuita desarrollada por la JRC (Joint Research Centre) de la Unión Europea que permite calcular la producción fotovoltaica esperable para cualquier zona de Europa o África, así como gran parte de Asia y América [24].

PVGIS cuenta con una gran base histórica de medidas de radiación solar obtenidas por satélite, así como datos de temperatura y velocidad del viento. Los modelos del PVGIS han sido validados mediante pruebas con equipos fotovoltaicos comerciales.

PVGIS dispone de diversas funcionalidades. En este proyecto, se empleará para la estimación de la generación de energía eléctrica de nuestra planta con diferentes configuraciones de paneles fotovoltaicos.

La serie histórica de datos nos permitirá evaluar la variación de producción eléctrica a lo largo del día y en las diferentes épocas del año.

1.5 Definiciones y abreviaturas

- ASTM: American Society for Testing and Materials
- CO₂: Dióxido de Carbono
- DI: Deionization (Filter)
- GLP: Gas Licuado del Petróleo
- LMTD: Logarithmic Mean Temperature Difference
- ISO: International Organization for Standardization
- ODS: Objetivos de Desarrollo Sostenible
- ONU: Organización de las Naciones Unidas
- PEM: Proton Exchange Membrane
- PPA: Power Purchase Agreements
- PSA: Pressure Swing Adsorption
- PVGIS: Photovoltaic Geographical Information System
- RO: Reverse Osmosis

1.6 Requisitos de diseño

1.6.1 Ubicación de la planta

La planta de amoníaco se ubicará en el complejo industrial del Valle de Escombreras, Cartagena (Región de Murcia).

Una de las principales ventajas de esta localización es la elevada radiación solar que recibe durante todo el año, haciéndola idónea para la producción de energía fotovoltaica [26].

El Valle de Escombreras es un foco industrial de gran importancia en España, estando allí ubicadas importantes empresas del sector energético y químico (Iberdrola, Enagas, Fertiberia, etc.). El tejido industrial de la zona, por tanto, puede propiciar sinergias muy valiosas.

Escombreras cuenta con una excelente red de infraestructuras y comunicaciones viales, ferroviarias y marítimas. También dispone de conexiones mediante oleoductos y gasoductos.

A menos de 10 kilómetros de Escombreras se encuentra la Universidad Politécnica de Cartagena (UPCT), pudiendo establecerse colaboraciones en proyectos de investigación con profesores y alumnos de la misma.

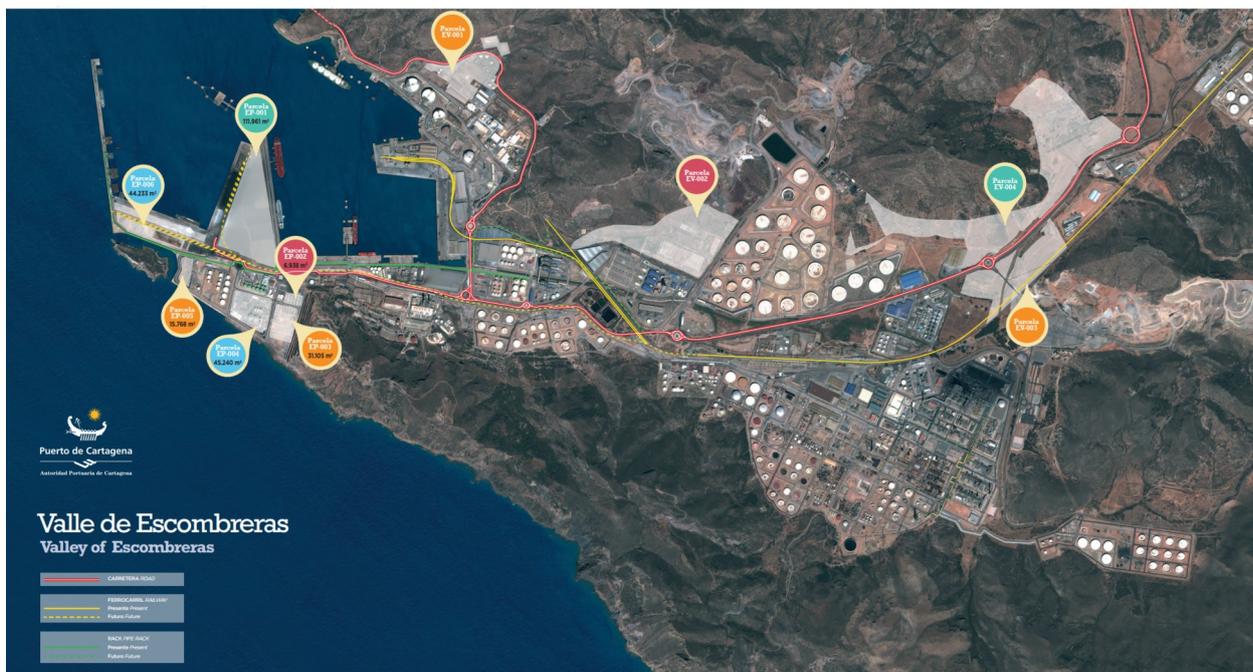


Figura 5. Plano del valle de Escombreras.

1.6.2 Capacidad de la planta

El objetivo de producción de la planta se fijará en 5 kg/h de amoníaco puro.

Esta capacidad se ha elegido a partir de la estimación preliminar de las necesidades de hidrógeno y nitrógeno requeridas (obtenidas por la resolución del balance de materia del circuito de síntesis realizado con COCO).

La limitación de la producción para este proyecto nos será impuesta por el hidrógeno, ya que la separación del agua para obtener este gas supondrá el principal consumo energético de la planta.

La planta proyectada se abastecerá energéticamente mediante una instalación de producción renovable que no superará los 100 kW de potencia en el inversor, debido a la serie de ventajas que la actual legislación española contempla para estas instalaciones (exención de registro como instalación de producción de energía eléctrica, posibilidad de acogerse a la compensación de excedentes, etc.).

Por tanto, la producción máxima de hidrógeno alcanzable (que definirá la capacidad de la planta) se determinará en función del mayor electrolizador comercial que no supere los 100 kW de potencia (dejando un margen para el consumo del resto de equipos de la planta). Se recogen un par de modelos de ejemplo:

- Electrolizador C10, marca NEL: 21,6 kg/24 h con un consumo de 62 kWh.
- Electrolizador EL10N, marca H2B2: 21,68 kg/24 h con un consumo de 53.2 kWh.

Para las dos marcas estudiadas, el siguiente modelo de electrolizador supera los 100 kW. Por tanto, deberemos dimensionar la planta de amoníaco para no sobrepasar el consumo de 21,6 kg/día (0,9 kg/h) de hidrógeno.

Con una producción de 5 kg/h de amoníaco, el requerimiento de hidrógeno es de 0,888 kg/h (Figuras 8 y 11).

La capacidad habitual de las plantas de amoníaco actuales suele oscilar entre 1000 y 3000 toneladas/día de amoníaco [3]. Por poner en contexto, nuestra planta de demostración estaría dimensionada como un 0,012% de esa capacidad.

1.6.3 Condiciones de diseño del reactor

La conversión del gas respecto al nitrógeno tras su paso por el reactor será de un 25% (la conversión máxima habitual en la industria se encuentra en el rango de 25-35% [25]).

Se buscará reducir al mínimo el contenido en inertes y venenos catalíticos del gas de síntesis que entra al reactor para obtener una mejor eficiencia.

1.7 Análisis de soluciones

El proceso propuesto de producción de amoníaco verde constará de tres etapas principales: separación de agua para obtener hidrógeno, separación de aire para obtener nitrógeno y síntesis del amoníaco. Las materias primas de entrada al sistema serán agua y aire. Toda la potencia eléctrica requerida por la planta será suministrada por una instalación de placas fotovoltaicas.

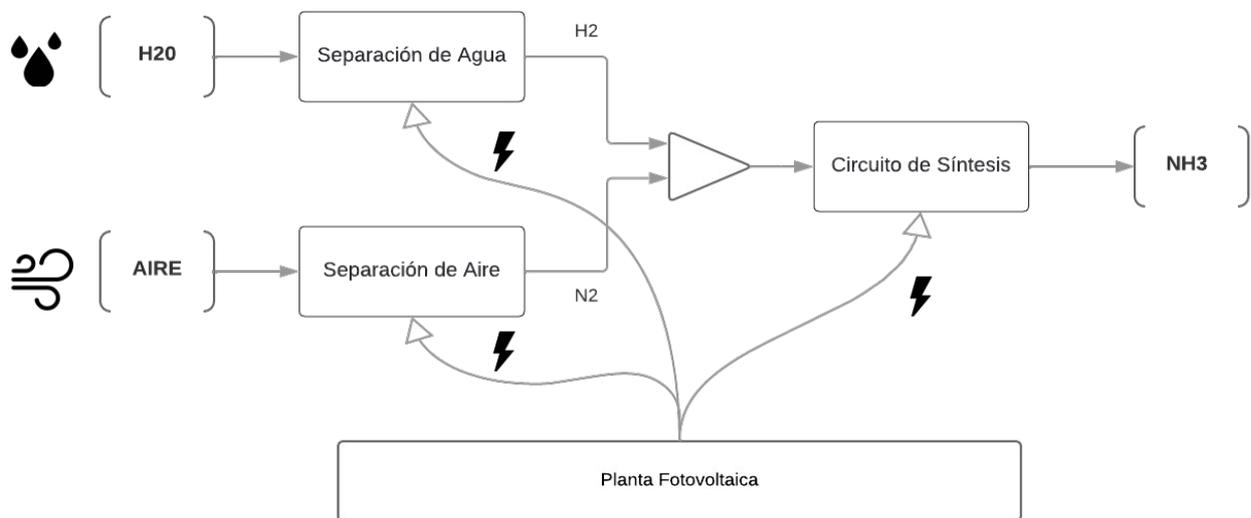


Figura 6. Diagrama de bloques de la planta de amoníaco.

En este apartado de la memoria, se realizará el diseño de todas las etapas del proceso, así como de los equipos y elementos que componen cada una.

En primer lugar, se abordará el diseño del circuito de síntesis y del reactor de amoníaco, por ser los elementos más críticos de la planta y condicionar el dimensionamiento del resto de equipos.

1.7.1 Diseño del circuito de síntesis

Uno de los requisitos de diseño que hemos definido para la planta es un bajo nivel de impurezas en el flujo de gas que entra al circuito de síntesis. Al no tener excesiva presencia de venenos catalíticos, este gas de reposición puede entrar directamente al reactor (tras mezclarse con el gas de recirculación) sin tener que pasar antes por el condensador.

Por esta razón, se ha optado por implementar un diseño de circuito similar al de la configuración A de la Figura 2. Esta solución es la más común en plantas industriales, ya que presenta mejor eficiencia.

El condensador y la torre de destilación se ubican a la salida del reactor del amoníaco. Tras la separación del amoníaco puro condensado, se realiza una purga para evitar la concentración de venenos en el circuito de síntesis. Esta es la zona más conveniente para realizarla ya que presenta la mayor concentración de inertes, menor presión y concentración de amoníaco [3].

Se ha desarrollado el diagrama de flujo del circuito de síntesis en el programa COCO (Figura 7). Una vez definidos los equipos y corrientes de entrada al sistema, este software nos permitirá calcular los balances de materia y energía.

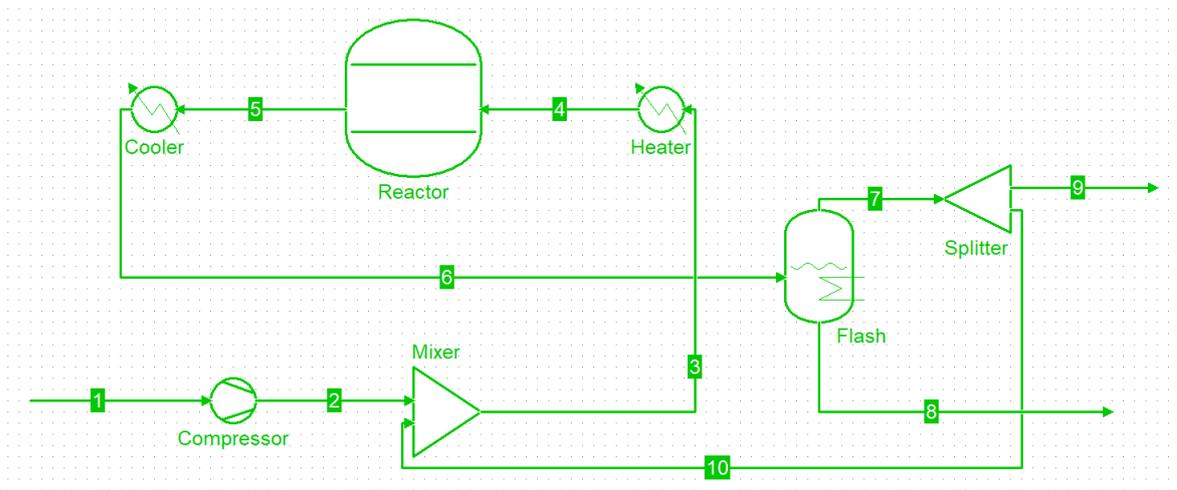


Figura 7. Circuito de síntesis en COCO (diseño preliminar).

El gas de reposición (corriente 1 de la Figura 7) se comprime hasta alcanzar la presión del circuito de síntesis. A continuación, se mezcla con el flujo de recirculación (corriente 10) y se somete a un precalentamiento antes de su entrada al reactor.

A la salida del reactor, el gas se enfría para condensar, aproximadamente, un 15% de la mezcla. Tras pasar por el condensador, el flujo se introduce en la torre de destilación flash, donde se separan las dos fases. La corriente líquida es amoniaco puro, que se extrae como producto del proceso; y la corriente gaseosa se recirculará tras sufrir una pequeña purga.

No se ha incluido un compresor dentro del circuito de síntesis en este esquema preliminar por no conocerse la caída de presión que experimentará la corriente a su paso por el reactor y el resto de equipos. Una vez definidos todos los componentes, se dimensionará este compresor.

Tampoco se ha incorporado, en esta etapa del diseño los intercambiadores de calor que cubrirán las diferentes necesidades de absorción/cesión de calor del circuito.

El diagrama de la Figura 7 irá modificándose conforme se vaya avanzando en el diseño de los elementos que componen el circuito.

1.7.1.1 Dimensionado del reactor de síntesis

El diseño de reactor seleccionado para esta planta de demostración será un multilecho con refrigeración indirecta.

La tecnología de reactores multilecho es más escalable que la de los reactores tubulares [8], por lo que se podría mantener en caso de trasladar esta ingeniería a una planta de producción industrial. Dentro de los reactores multilecho, aquellos con refrigeración indirecta son los más empleados actualmente y presentan una mejor conversión y eficiencia. Además, el calor extraído del gas entre lechos catalíticos puede aprovecharse en otra zona del proceso.

Con este dimensionamiento del reactor, pretendemos determinar la geometría y el número de lechos catalíticos necesarios para alcanzar una determinada conversión del gas de síntesis. Uno de nuestros requisitos de diseño es conseguir un 25% de conversión respecto al nitrógeno de entrada al reactor.

La presión de trabajo del circuito de síntesis será de 140 bar. La temperatura de entrada al reactor del flujo de gas será 340 °C.

El dimensionado del reactor se realizará siguiendo un proceso iterativo que combine el balance de materia del circuito de síntesis con la resolución del sistema de ecuaciones diferenciales del modelo matemático del reactor (Ecuación 3 y 4).

El balance de materia se calculará con la ayuda del software de simulación de procesos COCO. Las ecuaciones diferenciales de materia y energía del reactor se resolverán empleando un código programado en Python.

El proceso completo de cálculo iterativo que se ha llevado a cabo se encuentra en el Anexo I.

Como resultado, se ha determinado que el reactor de la planta estará compuesto de dos lechos catalíticos. El primero con un volumen de catalizador de 0,025 m³ y el segundo con un volumen de 0,033 m³. La conversión total del reactor será de 24,85%, muy próxima al objetivo del 25%.

En la Figura 8 se recoge el balance de materia y energía del circuito de síntesis con la configuración de reactor elegida.

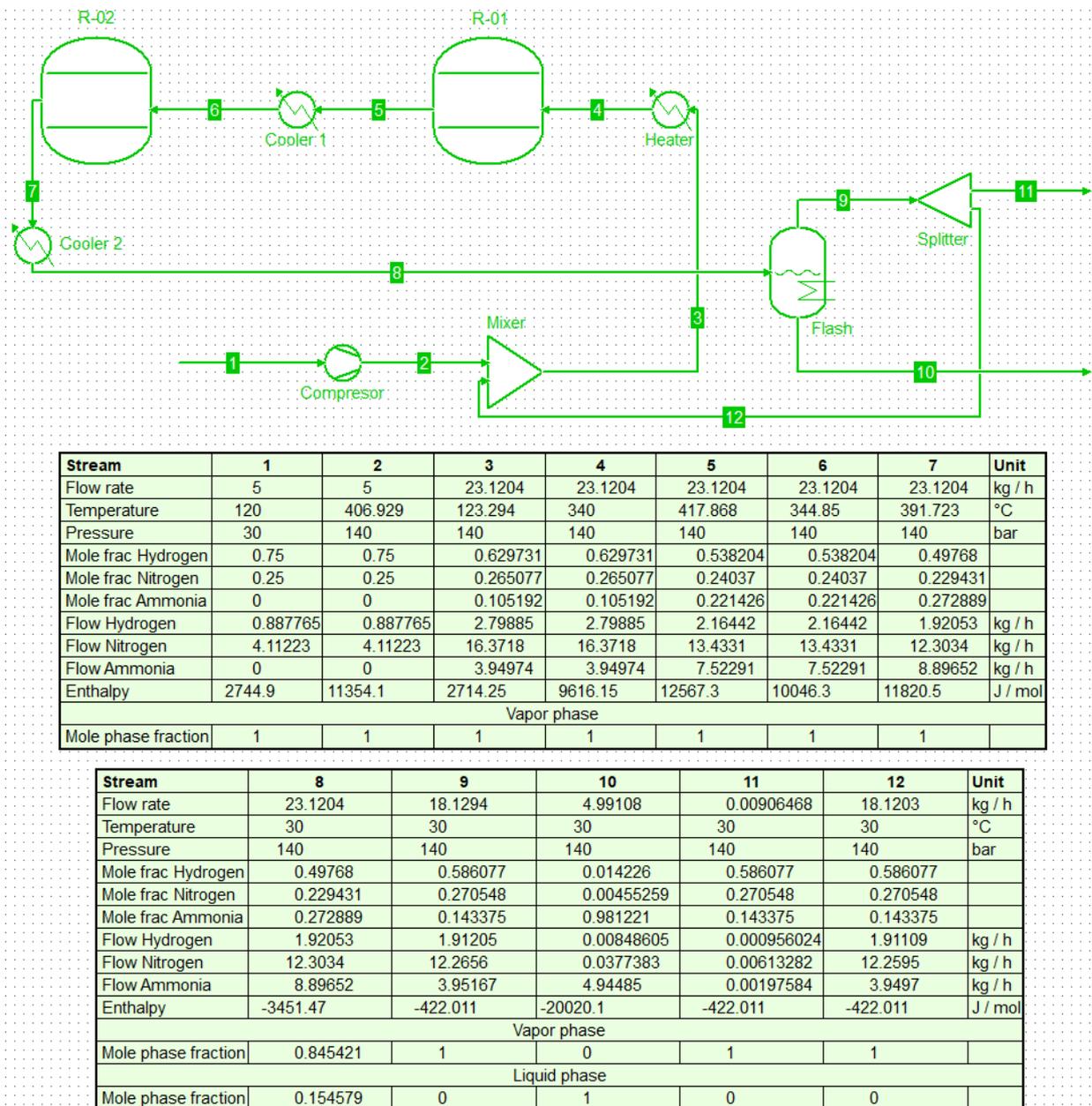


Figura 8. Balance de materia y energía en COCO del circuito de síntesis (dimensionado del reactor).

La temperatura del flujo de gas a la salida del primer lecho será de 417,89 °C. Se producirá entonces un enfriamiento del gas hasta reducirse a 344,85 °C, para alejarnos de la curva de equilibrio de la reacción. Tras atravesar el segundo lecho, el flujo saldrá con una temperatura de 391,72 °C.

En la Figura 9 se representa la evolución de la conversión y temperatura del gas a su paso por el reactor. Esta gráfica se ha obtenido de la resolución conjunta de las ecuaciones diferenciales de materia y energía del reactor con Python.

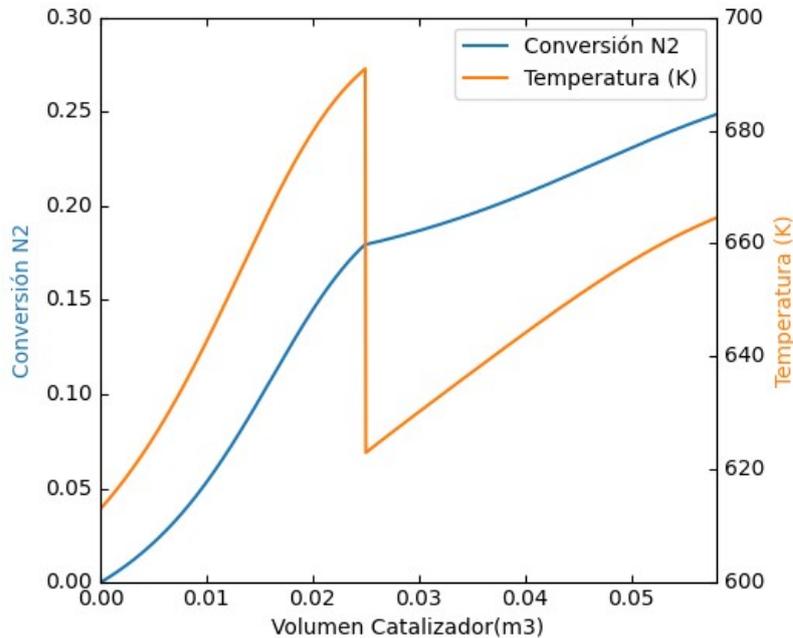


Figura 9. Curva Temperatura-Conversión del reactor completo.

1.7.1.2 Especificaciones constructivas de los lechos catalíticos

En el proceso iterativo de dimensionado del reactor, hemos determinado que será necesario disponer de dos lechos catalíticos, el primero con un volumen de catalizador de 0,025 m³ y el segundo con un volumen de 0,033 m³.

Los reactores multilecho con refrigeración indirecta pueden diseñarse de forma que un único recipiente contenga todos los lechos catalíticos y los intercambiadores de calor; o bien estar formado por varios recipientes (uno para cada lecho) con intercambiadores de calor externos entre ellos.

En este trabajo se optará por ubicar cada lecho en un recipiente a presión independiente, ya que facilitará la construcción de los reactores y nos permitirá mejor acceso al intercambiador de calor intermedio.

La presión máxima de diseño será de 150 bares.

El material empleado en la construcción del reactor será acero ASME SA542 Grade B Class 4, una aleación de acero con molibdeno y vanadio muy usado en la fabricación de recipientes a presión a alta temperatura [12]. Las normas más importantes que regulan la fabricación de recipientes a presión son ASME Boiler & Pressure Vessel Code, norma de EEUU, y EN 13445, norma europea.

La forma constructiva de ambos recipientes será cilíndrica. El diámetro interno de cada lecho será de 25 cm. Por tanto, para alcanzar el volumen de catalizador requerido, el primer lecho deberá tener una longitud de 51 cm y el segundo de 68 cm.

1.7.1.3 Tuberías del circuito de síntesis

Se empleará mangueras normalizadas DN6 para las conducciones del circuito de síntesis.

Deberán resistir al menos 150 bar de presión y 450 °C de temperatura.

1.7.1.4 Pérdida de presión en el circuito de síntesis

El cálculo de la caída de presión que experimenta el flujo de gas a su paso por cada uno de los lechos catalíticos se ha desarrollado en el Anexo I.

La pérdida de presión teórica a lo largo de todo el reactor será de 107 Pa, la cual se puede considerar prácticamente despreciable.

Debido a que queda fuera del alcance de esta ingeniería el diseño del recorrido de las tuberías del flujo de gas, consideraremos nula la pérdida de presión a través de estas por no poder calcularla de forma correcta.

Despreciaremos también la pérdida de presión en los intercambiadores de calor y en el tanque de separación flash.

En consecuencia, supondremos que no se produce una caída de presión en el circuito de síntesis y no se incluirá un compresor de recuperación en el diseño de esta memoria.

Con la caída de presión de los equipos suministrada por los proveedores, podremos dimensionar este compresor posteriormente.

1.7.2 Electrolizador

Los electrolizadores alcalinos, aunque son los más económicos debido a la madurez de su tecnología y a emplear materiales más baratos en su construcción que los electrolizadores PEM, presentan la desventaja de tener tiempos de respuesta muy elevados [20].

En consecuencia, se elegirá un electrolizador de membranas poliméricas (PEM), que son los más adecuados para ser alimentados con energías renovables debido a su rapidez de respuesta.

Según los cálculos realizados en COCO, y el predimensionamiento de la planta recogido en los requisitos de diseño, será necesario suministrar un flujo de 0,888 kg/h de H₂.

name	1	unit
▶ Stream		
▶ Connections		
▼ Overall		
pressure	30	bar
temperature	120	°C
mole fraction [Hydrogen]	0.75	
mole fraction [Nitrogen]	0.25	
mole fraction [Ammonia]	0	
mole fraction [Water]	0	
flow	5	kg / h
MW	0.0085152599	kg / mol
▼ Compound flows		
Hydrogen	0.88776509	kg / h
Nitrogen	4.1122349	kg / h
Ammonia	0	kg / h
Water	0	kg / h

Figura 10. Propiedades de la corriente de entrada al compresor en COCO. Caudal de H₂ y N₂.

La presencia de inertes en el flujo de gas, principalmente compuestos oxigenados (O₂, CO, CO₂, H₂O, etc.), afecta notablemente al rendimiento del reactor. De forma habitual, se procura no exceder los 10 ppm de inertes a la entrada del circuito de síntesis [8]. Para cumplir con este objetivo de inertes, sin introducir equipos adicionales de purificación, el hidrógeno producido deberá presentar un nivel de pureza no inferior al 99,999%.

1.7.2.1 Selección del modelo de electrolizador y datos técnicos

Se ha decidido usar el modelo de electrolizador C10, de la empresa Nel (ficha técnica en el Anexo II). Este electrolizador entrega hidrógeno con un elevado nivel de pureza (99.9998%), por lo que los inertes no superarán los 3 ppm.

El caudal máximo de hidrógeno que es capaz de producir el electrolizador C10 es de 0,9 kg/h, presentando una potencia eléctrica nominal de 62 kW. Para la producción máxima, el consumo de agua es de 9 L/h.

La presión de entrega del hidrógeno es de 30 bar.

1.7.2.2 Requisitos de pureza del agua de entrada

La ASTM (American Society for Testing and Materials) establece diferentes grados de calidad del agua a través del estándar D1193 2011:

	Type I	Type II	Type III	Type IV
Electrical conductivity, max, $\mu\text{S}/\text{cm}$ at 298 K (25°C)	0.056	1.0	0.25	5.0
Electrical resistivity, min, M $\Omega\cdot\text{cm}$ at 298 K (25°C)	18	1.0	4.0	0.2
pH at 298 K (25°C)	A	A	A	5.0 to 8.0
Total organic carbon (TOC), max, $\mu\text{g}/\text{L}$	50	50	200	no limit
Sodium, max, $\mu\text{g}/\text{L}$	1	5	10	50
Chlorides, max, $\mu\text{g}/\text{L}$	1	5	10	50
Total silica, max, $\mu\text{g}/\text{L}$	3	3	500	no limit

Figura 11. Grados de calidad del agua según ASTM D1193 2011

El electrolizador C10 requiere de agua desionizada de al menos grado ASTM tipo 2 para operar.

Nel recomienda, sin embargo, que la conductividad eléctrica del agua no supere los 0,1 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y su resistividad eléctrica sea superior a 10 M $\Omega\cdot\text{cm}$ (agua desionizada ASTM tipo 1).

Nel ofrece como opcional el incluir un sistema de tratamiento de agua RO (Ósmosis Inversa) y DI (Desionización).

1.7.2.3 Coste del electrolizador

No se ha podido obtener un presupuesto del electrolizador seleccionado o de modelos equivalentes de otras empresas. Por tanto, se estimará un coste aproximado basándonos en el estado del arte actual con el único propósito de poder realizar un análisis de costes de la planta.

Es razonable suponer un coste de 3000 €/kW para electrolizadores PEM cuya potencia sea inferior a 1 MW [28] [29]. Por tanto, el electrolizador seleccionado, de 62 kW de potencia, tendría un coste de 186.000,00 € (sin incluir impuestos).

Al coste del electrolizador se añadirá el del sistema de purificación del agua de entrada. Consideraremos que este sistema tiene un sobre coste del 10% respecto al precio del electrolizador.

El coste completo del sistema de producción de hidrógeno será de 204.600,00 €.

1.7.2.4 T-01: Tanque de hidrógeno

El hidrógeno producido se almacenará a 30 bar en un depósito vertical.

El depósito seleccionado, de la marca Mahytec, tiene una capacidad de 850 L y puede operar a una presión máxima de 60 bar (ficha técnica completa en el Anexo II).

El depósito es de Tipo IV, fabricado en un polímero reforzado con fibras de carbono en distintas direcciones.

Este depósito permite almacenar 135 min de producción de hidrógeno a plena carga.

1.7.3 Generador de nitrógeno

Al igual que en el caso del electrolizador, el generador de nitrógeno deberá presentar un alto grado de pureza (99,999%) para no reducir el rendimiento del reactor [8].

La tecnología de separación de aire por membranas no nos permite alcanzar esta pureza, por lo que deberemos recurrir a los generadores por adsorción o los criogénicos.

Como la generación criogénica de nitrógeno solo es viable para producciones elevadas, los generadores de nitrógeno PSA serán los más apropiados para nuestra planta piloto.

Del dimensionado del reactor podemos obtener el caudal de nitrógeno que requiere el proceso de síntesis, que será de 4.11 kg/h.

1.7.3.1 Layout típico de una instalación de generación PSA

Los generadores de nitrógeno requieren de aire comprimido limpio y seco para su óptimo funcionamiento.

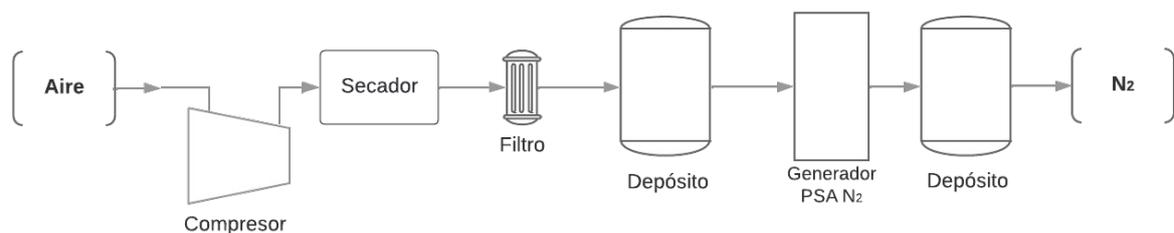


Figura 12. Layout típico de una instalación de generación de nitrógeno PSA

El aire, tras ser comprimido a la entrada, se hace pasar por un secador para eliminar la humedad que pudiera contener. Antes del generador PSA, el aire seco atraviesa una serie de filtros que lo limpian de posibles impurezas que podrían dañar el equipo y contaminar el producto final.

Debido a los estrictos requerimientos de los equipos PSA, especialmente para purezas elevadas, el alcance de suministro de los fabricantes suele incluir el secador y los filtros de aire para asegurar un óptimo funcionamiento del sistema.

Los generadores de nitrógeno suelen disponer de sensores de temperatura, presión y punto de rocío para evitar que un caudal de aire contaminado pueda dañar el equipo.

Es habitual instalar un tanque antes de la entrada del generador PSA y otro a la salida, que actuarán como buffers del sistema.

1.7.3.2 Selección de generador PSA: alcance de suministro, características y precio

El modelo de generador escogido para nuestra planta piloto será el N2C-2NCALA de la empresa Parker (ficha técnica completa en el Anexo II).

El generador N2C-2NCALA es capaz de suministrar nitrógeno con una concentración mínima de inertes de 10 ppm, siendo 0,81 m³/h el caudal de producción máximo alcanzable con esta pureza. El nitrógeno se entrega a una presión de 7 bar y una temperatura de 30 °C. En estas condiciones, el caudal volumétrico de nitrógeno requerido por el circuito de síntesis será de 0,529 Nm³/h.

Para caudales inferiores a 3 m³/h, Parker recomienda un tanque de almacenamiento de 50 L.

La potencia nominal de generador PSA será de 80 W, sin contar el secador u otros equipos auxiliares.

El generador N2C-2NCALA precisa de un suministro de aire comprimido (entre 6 y 10 bar) de calidad ISO 8573-1: 2010 Class 2.2.2.

El precio del generador es de 15.199,00 € (precio sin impuestos consultado en el proveedor <https://www.pure-gmbh.com> el día 6 de noviembre de 2022).

En alcance de suministro de suministro del generador, también se solicitará incluir: un secador frigorífico, filtros de partículas, un separador agua y dos depósitos (uno de aire húmedo entre el compresor y el secador; y un recipiente de almacenamiento del nitrógeno producido).

La potencia nominal del secador es de 100W.

El secador frigorífico tendrá un coste de 1600,00 €. El precio del resto del alcance de suministro se estimará como un 10% del coste del generador PSA.

El coste del sistema de producción de nitrógeno, sin incluir compresores, sería de 18.319,00 € (impuestos no incluidos).

1.7.4 Dimensionado de compresores

La planta piloto requiere la instalación de 3 compresores:

- Compresor de aire a la entrada del generador de nitrógeno (desde presión ambiental hasta 7 bar).
- Compresor de nitrógeno para igualar la presión de salida del hidrógeno (desde 7 bar hasta 30 bar).
- Compresor del gas de síntesis a la entrada del circuito del reactor (desde 30 bar hasta 140 bar).

1.7.4.1 C-01: Compresor de aire a la entrada de la planta

Para esta aplicación, se selecciona el compresor de aire de tornillo con inyección de aceite GA 5 de la marca Atlas (ficha técnica completa en el Anexo II).

La potencia nominal de este compresor es de 5,5 kW, teniendo un rango de trabajo entre 5,5 y 10 bar. El caudal máximo es de 11,7 l/s de aire. La temperatura de descarga del aire comprimido es 10 °C superior a la temperatura ambiental.

El coste del compresor GA 5-10 es de 5.750,00 €, sin incluir impuestos.

1.7.4.2 C-02: Compresor de nitrógeno a 30 bar

El nitrógeno producido, almacenado a 7 bar, deberá comprimirse hasta alcanzar la presión de salida del electrolizador, 30 bar.

Podemos simular este compresor en el programa COCO, estimando su consumo energético y la temperatura de salida del nitrógeno (que necesitamos para conocer las condiciones de entrada al circuito de síntesis del flujo de reposición).

Se ha modelado el compresor con una eficiencia isentrópica del 65% (son habituales valores entre 65-85%). El consumo de potencia teórico que estima el programa es de 300 W.

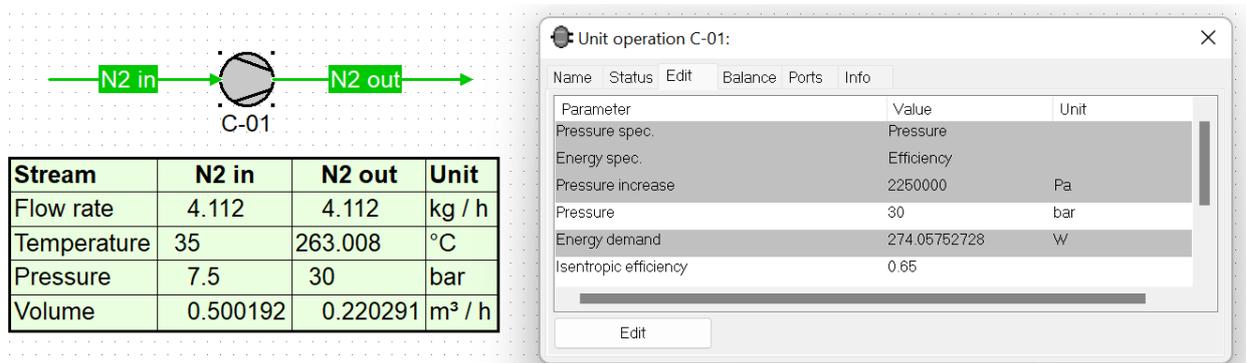


Figura 13. Cálculo del compresor C-02 en COCO

A la salida del compresor, el flujo de nitrógeno ha aumentado su temperatura hasta los 263 °C.

Se empleará el modelo de compresor LT 3-15 de la empresa Atlas (ficha técnica completa en el Anexo II). Este equipo tiene un coste estimado de 4.720,00 euros, impuestos no incluidos.

1.7.4.3 C-03: Compresor a la entrada del circuito de síntesis

Es preciso instalar un compresor a la entrada del circuito de síntesis para elevar la mezcla de nitrógeno e hidrógeno (30 bar) hasta la presión de operación del reactor (140 bar).

Teniendo definidas ya las propiedades de los caudales de hidrógeno y nitrógeno, podemos calcular las de la mezcla, que presentará un caudal de 0,6 m³/h y una temperatura de 93 °C.

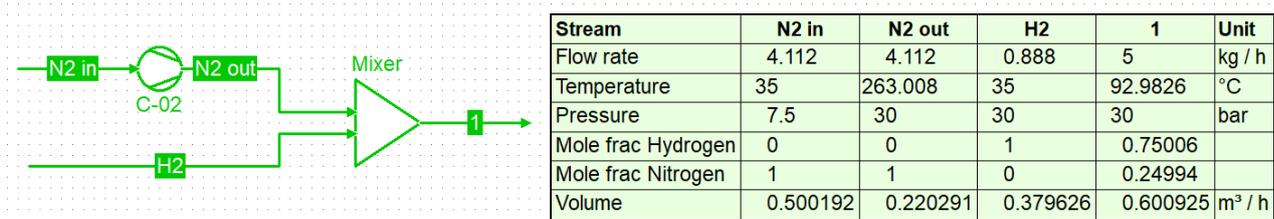


Figura 14. Mezcla hidrógeno y nitrógeno en COCO.

Esta temperatura es superior a la de 120 °C supuesta para realizar el dimensionado del reactor (Figura 8). Esta diferencia no afecta a los cálculos previamente realizados, ya que se realizará un calentamiento del flujo de gas antes de su entrada al reactor.

Con estos parámetros de entrada, simularemos el compresor C-03 en COCO:

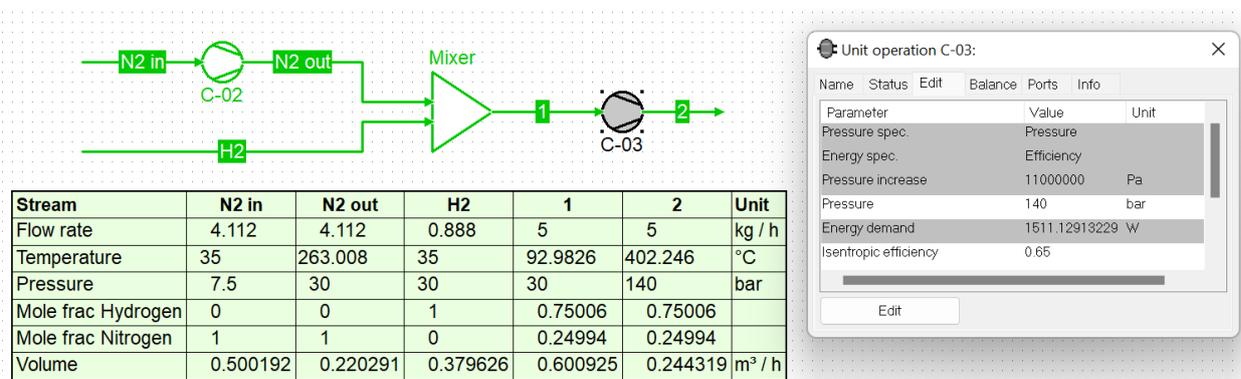


Figura 15. Cálculo del compresor C-03 en COCO

A la salida de C-03, el gas de reposición tiene una temperatura de 402,25 °C. Este gas se mezclará con el flujo recirculante del circuito, reduciendo su temperatura. El consumo de potencia teórico que estima el programa es de 1,5 kW.

El compresor seleccionado será el modelo PE 100-3-VE de la marca Bauer. Es un compresor refrigerado por aire para uso industrial, capaz de alcanzar hasta 365 bar de presión (ficha técnica completa del fabricante en el Anexo II).

1.7.5 Depósitos de la planta

Se instalarán diversos depósitos en la planta que actuarán como “buffers” del sistema (ya se ha seleccionado el tanque de hidrógeno a la salida del electrolizador, T-01).

A la salida del compresor C-01 se ubicará un tanque de aire comprimido de 250 L de la marca Atlas (T-02). Este mismo modelo de depósito se empleará para almacenar nitrógeno a 7 bar a la salida del generador PSA.

El tanque T-03, de 1000 L, se instalará a la salida del compresor C-02, y almacenará nitrógeno a 30 bar.

El depósito T-04 se ubicará a la salida del compresor C-03, albergando gas de síntesis.

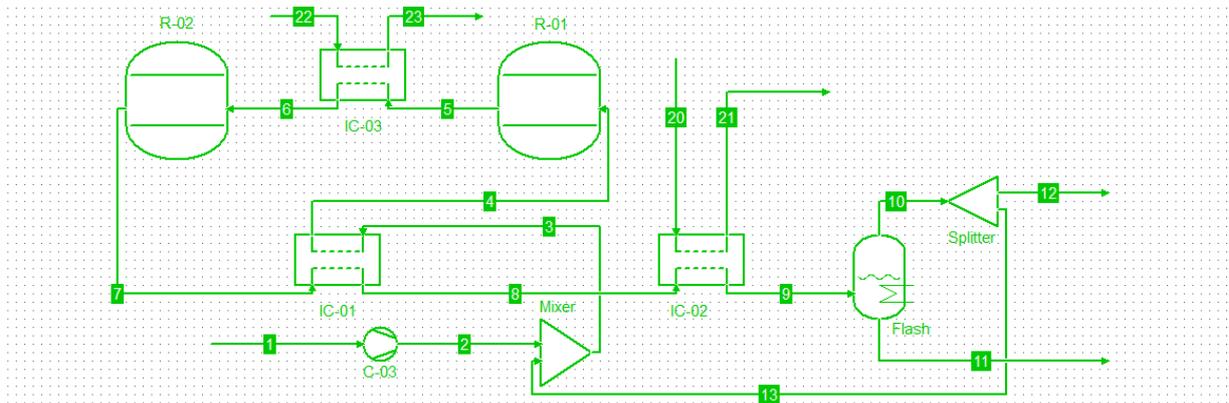
1.7.6 Diseño de los intercambiadores de calor del circuito de síntesis

Los intercambiadores de calor son dispositivos que permiten transferir energía entre dos fluidos.

En el circuito de síntesis de nuestra planta encontramos 3 puntos en los que es necesario ceder o absorber calor: precalentamiento del gas a la entrada del reactor; enfriamiento entre el primer y segundo lecho catalítico y condensación parcial de amoniaco a la salida del reactor.

En el Anexo I se han recogido los cálculos llevados a cabo para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor. Se emplearán 3 intercambiadores:

- IC-01: Precalentamiento a la entrada del primer lecho y enfriamiento a la salida del segundo lecho. Intercambiador gas-gas. Área de intercambio de 0,444 m².
- IC-02: Condensación de amoniaco a la salida de IC-01. Intercambiador gas-agua. Área de intercambio de 0,12m².
- IC-03: Enfriamiento del gas a la salida del primer lecho catalítico. Intercambiador gas-agua. Área de intercambio de 0,022 m².



Stream	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Unit
Flow rate	5	5	23.1033	23.1033	23.1033	23.1033	23.1033	23.1036	23.1036	18.1123	kg / h
Temperature	92.98	402.241	121.905	340.233	418.081	344.928	391.787	164.045	29.7449	29.7449	°C
Pressure	30	140	140	140	140	140	140	140	140	140	bar
Mole frac Hydrogen	0.75	0.75	0.630633	0.630633	0.539273	0.539273	0.498828	0.498823	0.498823	0.587347	
Mole frac Nitrogen	0.25	0.25	0.264887	0.264887	0.24018	0.24018	0.229241	0.229239	0.229239	0.270286	
Mole frac Ammonia	0	0	0.10448	0.10448	0.220547	0.220547	0.271931	0.271938	0.271938	0.142367	
Flow Hydrogen	0.887765	0.887765	2.80496	2.80496	2.17051	2.17051	1.92661	1.92661	1.92661	1.91815	kg / h
Flow Nitrogen	4.11223	4.11223	16.3724	16.3724	13.4335	13.4335	12.3038	12.3038	12.3038	12.2663	kg / h
Flow Ammonia	0	0	3.92595	3.92596	7.49925	7.49925	8.8729	8.87319	8.87319	3.92791	kg / h
Flow Water	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	kg / h
Enthalpy	1950.25	11213.2	2671.19	9621.86	12571.4	10047.1	11819.8	3815.37	-3456.25	-426.41	J / mol
Vapor phase											
Mole phase fraction	1	1	1	1	1	1	1	1	0.845552	1	
Liquid phase											
Mole phase fraction									0.154448	0	

Stream	11	12	13	20	21	22	23	Unit
Flow rate	4.99123	0.00905617	18.1033	200	200	200	200	kg / h
Temperature	29.7449	29.7449	29.7449	20	35.4592	20	25.591	°C
Pressure	140	140	140	1.013	1.013	1.013	1.013	bar
Mole frac Hydrogen	0.0141841	0.587347	0.587347	0	0	0	0	
Mole frac Nitrogen	0.00452246	0.270286	0.270286	0	0	0	0	
Mole frac Ammonia	0.981293	0.142367	0.142367	0	0	0	0	
Flow Hydrogen	0.00846119	0.000959075	1.91719	0	0	0	0	kg / h
Flow Nitrogen	0.0374891	0.00613313	12.2601	0	0	0	0	kg / h
Flow Ammonia	4.94528	0.00196396	3.92595	0	0	0	0	kg / h
Flow Water	0	0	0	200	200	200	200	kg / h
Enthalpy	-20043.7	-426.41	-426.41	-46116	-44861.1	-46116	-45662.1	J / mol
Vapor phase								
Mole phase fraction	0	1	1					
Liquid phase								
Mole phase fraction	1	0	0	1	1	1	1	

Figura 16. Balance de materia y energía en COCO del circuito de síntesis (con intercambiadores de calor)

Los intercambiadores serán de tipo carcasa y tubos. Aunque los intercambiadores de placas presentan algunas ventajas como una mejor eficiencia, no suelen admitir el rango de presión necesario en esta instalación.

En los intercambiadores IC-02 y IC-03, se utilizará agua de mar como fluido frío, aprovechando la ubicación propicia de la planta piloto en Escombreras.

En Cartagena, la temperatura del mar oscila entre los 15 y 25 °C a lo largo del año [27]. Para el dimensionamiento se ha considerado una temperatura del agua de 20°C, la media anual.

Deberá emplearse titanio en la construcción de los intercambiadores IC-02 y IC-03, para evitar la posible corrosión debida al agua de mar.

Se realizará un estudio ambiental sobre el posible impacto de la devolución de agua caliente al mar y se diseñarán medidas al respecto.

El agua sufre un calentamiento de 15,46 °C en el IC-02 y de 5,59 °C en IC-03. Una de las estrategias habituales para reducir el la temperatura del agua empleada en procesos de intercambio de calor antes de su devolución al medio natural es el enfriamiento evaporativo a través de torres de refrigeración.

1.7.7 Instalación de la planta de amoniaco: contenedores y acondicionamiento del terreno

La planta de amoniaco se instalará en dos contenedores marítimos ISO de 40 pies High Cube.

Los contenedores ISO 40FT HC tienen unas dimensiones exteriores de 12.192 mm de altura, 2.438 mm de anchura y 2.896 mm de altura (las medidas completas se recogen en la ficha técnica del Anexo II).

En uno de los contenedores (CT-01) se instalará el sistema de generación de nitrógeno e hidrógeno; mientras que el otro contenedor (CT-02) albergará el circuito de síntesis y el depósito de almacenamiento de amoniaco.

El plano PL-02 recoge la disposición de todos los equipos dentro de los contenedores.

Se instalará una puerta peatonal en el contenedor C-01 para facilitar el acceso al control del electrolizador. En el contenedor C-02 se dispondrá unas puertas dobles en el otro extremo del contenedor para el correcto mantenimiento de los intercambiadores y lechos catalíticos.

Se preveerán los anclajes y refuerzos necesarios en los contenedores para la instalación de todos los equipos de la planta.

Ambos contenedores dispondrán de tomas de agua y de potencia. También se realizará una insonorización con lana de roca para mitigar el impacto acústico de los compresores.

Para la instalación de los contenedores en el terreno elegido, será necesario realizar un desbroce y limpieza previa del mismo; así como la construcción de una solera de hormigón.

1.7.8 Almacenamiento de amoniaco puro

Será de aplicación el Real Decreto 656/2017, de 23 de junio, por el que se aprueba el Reglamento de Almacenamiento de Productos Químicos y sus Instrucciones Técnicas Complementarias MIE APQ 0 a 10 (BOE 25/07/17). En el caso del amoniaco, serán relevantes:

- ITC MIE-APQ 1: Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles.
- ITC MIE-APQ 4: Almacenamiento de amoníaco anhidro.
- ITC MIE-APQ 7: Almacenamiento de líquidos tóxicos

El amoníaco es un agente corrosivo e irritante, además de tóxico para el medio ambiente, por lo que se deberán establecer las debidas precauciones para evitar derrames. Es un material muy reactivo, pudiendo provocar explosiones o emisión de gases tóxicos al exponerse a otros componentes.

El amoníaco producido en la planta se almacenará en estado líquido a una presión de 20 bar. Este es el caso de “Almacenamiento no refrigerado. Es aquel en el cual la temperatura máxima que puede alcanzar el amoníaco anhidro es igual a la máxima temperatura ambiente, con presión muy superior a la atmosférica” [30].

Para el caso de almacenamiento no refrigerado, la ITC MIE-APQ 4 establece que el volumen máximo que se podrá ocupar del depósito será de un 53%.

El tanque elegido (T-05) tendrá una capacidad de 3000 litros y una presión de diseño de 22 bar (la mínima contemplada para los depósitos de amoníaco no refrigerado [30]). El material de construcción del depósito será acero inoxidable.

El coste del tanque de amoníaco T-05, calculado según precios de mercado, será de 23.040,00 euros, impuestos no incluidos.

1.7.9 Producción de energía renovable

Uno de los requisitos de diseño de este proyecto, es operar la planta de amoníaco con energía 100% renovable.

Además de los motivos ecológicos, este objetivo responde a necesidades económicas. Aunque algunas tecnologías de electrólisis del agua llevan décadas siendo lo suficientemente maduras para poder explotarse de forma industrial, la producción mundial de hidrógeno por este método es prácticamente insignificante debido al alto consumo de energía que lleva asociado [19].

Será imprescindible contar con una fuente barata de energía (como son las renovables) para asegurar la rentabilidad de un proceso de producción de amoníaco que involucre a la electrólisis. Por tanto, se proyectará una instalación de generación fotovoltaica en las proximidades de la planta piloto.

1.7.9.1 Potencia consumida por la planta de amoníaco

En la plantas de amoníaco típicas, el compresor suele ser el principal gasto energético del proceso [3]. Sin embargo, la obtención de hidrógeno a partir de electrólisis requiere una gran cantidad de energía eléctrica, por lo que el electrolizador será, en gran medida, el equipo que condicione el dimensionado de nuestra instalación renovable.

Código	Equipo	Potencia (kW)
E-01	Electrolizador Nel C10	62
C-01	Compresor Atlas GA 5-11	5,5
C-03	Compresor Bauer PE 100-3-VE	3
C-02	Compresor Atlas LT 3-30	2,2
S-01	Secador Frigorífico Parker	0,1
N-01	Generador PSA Parker N2C-2NCALA	0,08

Figura 17. Potencias de los equipos de la planta

La potencia total de la planta de amoníaco será de 72,88 kW.

1.7.9.2 Características de la instalación de generación fotovoltaica

Debido a la serie de ventajas que la actual legislación española contempla para instalaciones inferiores a 100kW (exención de registro como instalación de producción de energía eléctrica, posibilidad de acogerse a la compensación de excedentes, etc.), tomaremos este valor como límite de diseño.

Según el Real Decreto 244/2019 del 5 de abril, la potencia instalada será “la potencia máxima del inversor o, en su caso, la suma de las potencias máximas de los inversores” [21]. Por lo tanto, el total de potencia de las placas fotovoltaicas instaladas puede ser superior a 100 kW.

Se complementará el sistema con una pequeña batería que actúe como “buffer” ante la variabilidad del recurso renovable. Se descarta el almacenaje de energía excedentaria para su uso en horas con menor producción debido a que varios estudios han concluido que, actualmente, el retorno económico de este sistema es sustancialmente inferior al de compensación de excedentes [31].

A través del mecanismo de compensación de excedentes, el precio al que se valora la potencia vertida a la red siempre es menor que la valoración del kilovatio consumido de la red. La relación exacta depende del contrato acordado con la comercializadora eléctrica, pero suele ser cercano a la mitad del precio de consumo.

Uno de los requisitos de diseño del proyecto es emplear únicamente energía renovable en la producción de amoníaco, por lo que habrá que acordar un PPA a través del que se asegure un suministro de energía “verde” a la planta piloto en aquellos momentos que no se abastezca exclusivamente de la instalación fotovoltaica.

Debido a la dificultad de solicitar diferentes ofertas de suministro a comercializadoras para la planta, así como de realizar un comparativa económica entre la venta de excedentes y su compensación, en este trabajo nos limitaremos a dimensionar la instalación fotovoltaica buscando maximizar las horas de trabajo anuales en estricto autoconsumo (no se requiere potencia de la red). Un análisis económico más detallado podría estudiar la rentabilidad de diversos regímenes de operación de la planta.

1.7.9.3 Dimensionado de la instalación de generación fotovoltaica

Emplearemos la herramienta de la Unión Europea, PVGIS, para dimensionar de forma correcta nuestra instalación. Para ello tendremos que introducir la ubicación de la planta fotovoltaica y las características de la misma.

La instalación de generación fotovoltaica se instalará en el tejado de una nave industrial del complejo de Escombreras, en Cartagena, cerca de la ubicación de la planta piloto de amoníaco.

Realizaremos los cálculos suponiendo que las placas se instalarán en las coordenadas:

37.574, -0.952

Los cálculos completos se encuentran en el Anexo I.

La instalación fotovoltaica dimensionada tendrá 130 kW de potencia instalada en placas y de 100 kW en el inversor.

Con esta configuración se podrán alcanzar, de media, 1593 horas de producción anual en estricto autoconsumo (sin importar energía de la red). La producción anual de energía será de 224.230,85 kWh.

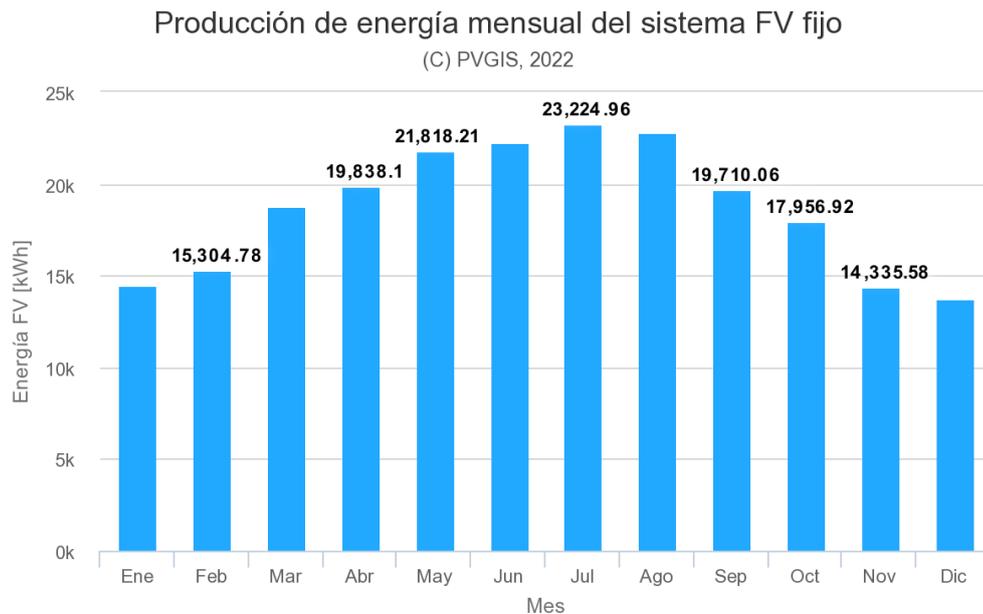


Figura 18. Producción de energía eléctrica mensual esperable en la instalación fotovoltaica (130 kW de potencia en placas).

1.7.9.4 Elección del panel fotovoltaico

Se empleará el modelo de placa monocristalina JAM72S20-450/MR de la marca JA Solar (ficha técnica completa en Anexos).

JA Solar es una marca reconocida de paneles fotovoltaicos, incluida dentro de la categoría de fabricantes Tier 1 de Bloomberg.

La placa JAM72S20-450/MR está formada por 144 celdas, alcanzando una potencia máxima de 450 W. Se ha contruido con la tecnología PERC, que mejora la eficiencia de la placa mediante la reflexión de los fotones sobre el silicio.

Las medidas de la placa son 2112 mm de largo y 1052 mm de ancho.

Para alcanzar una potencia fotovoltaica de 130 kW en la planta, será necesario instalar 289 unidades de la placa JAM72S20-450/MR.

El precio de la placa fotovoltaica JAM72S20-450/MR es de 168,77 euros, sin incluir impuestos (consultado en <https://solarcomponents.es/producto/ja-solar-450w-jam72s20-mr/> el 13 de noviembre de 2022).

1.7.9.5 Montaje de los paneles fotovoltaicos

Las placas fotovoltaicas se instalarán en la cubierta de una nave industrial a escasos metros de la planta de amoniaco.

La nave industrial dispone de una cubierta a dos aguas, de 160 metros de longitud y 30 ° de inclinación. Las placas se instalarán en el lado de la cubierta con orientación sur (la nave se desarrolla longitudinalmente de este a oeste). Frente a esta cubierta no se ubica ningún elemento que pueda producir sombra sobre las placas fotovoltaicas.

Las placas se instalarán en dos filas (una de 145 placas y otra de 144) con perfiles de aluminio.

1.7.9.6 Inversor fotovoltaico

El inversor fotovoltaico es un convertidor de corriente que transforma la energía en corriente continua producida por las placas en energía alterna, adecuándola a las condiciones de la red eléctrica. Los inversores también permiten maximizar la producción de los paneles fotovoltaicos e incorporan diversos mecanismos de seguridad en caso de cortocircuito o fallo de la red.

Se instalará el inversor trifásico de 100 kW SUN2000-100KTL-M1 de la marca Huawei (ficha técnica en el Anexo II).

Este inversor industrial cuenta con una eficiencia del 98,8% y una salida nominal de 152A (intensidad máxima de 168A). El inversor Huawei SUN2000-100KTL-M1 permite configurar hasta 10 grupos de paneles solares, pudiendo presentar cada grupo una inclinación u orientación distinta (pudiendo también emplear paneles de distintas potencias y modelos).

El coste de este equipo es de 6.007,94 €, sin incluir impuestos (consultado el 13 de noviembre de 2022 en <https://autosolar.es/inversores-de-red-trifasicos/inversor-huawei-sun2000-100ctl-m1-trifasico-100kw>).

2 ANEXOS

2 Anexos.....	41
2.1 ANEXO I: Cálculos.....	42
2.1.1 Dimensionado del reactor de síntesis.....	42
2.1.2 Pérdida de presión en el reactor.....	50
2.1.3 Diseño de los intercambiadores de calor del circuito de síntesis.....	51
2.1.4 Dimensionado de la instalación y cálculo de producción esperable con PVGIS.....	55
2.2 ANEXO II: Fichas técnicas.....	60
2.2.1 C-01: Compresor Atlas GA 5-10.....	60
2.2.2 C-02: Compresor Atlas LT 3-15.....	61
2.2.3 C-03: Compresor Bauer PE 100-3-VE.....	62
2.2.4 E-01: Electrolizador Nel C10.....	63
2.2.5 I-01: Inversor Huawei SUN 2000 100KTL-M1.....	65
2.2.6 IC-01: Intercambiador de calor.....	67
2.2.7 IC-02: Intercambiador de calor.....	68
2.2.8 IC-03: Intercambiador de calor.....	69
2.2.9 N-01: Generador de nitrógeno PSA Parker N2C-C.....	70
2.2.10 P-01: Panel JA Solar 450W 24V Monocristalino PERC.....	71
2.2.11 R-01: Primer lecho catalítico.....	73
2.2.12 R-02: Segundo lecho catalítico.....	74
2.2.13 T-01: Depósito Hidrógeno Mahytec 850 L.....	75
2.2.14 T-02: Depósito Aire Comprimido Atlas LV-250 L.....	76
2.2.15 T-03: Depósito Nitrógeno 1000 L.....	77
2.2.16 T-05: Depósito Amoniaco 3000 L.....	78

2.1 ANEXO I: Cálculos

2.1.1 Dimensionado del reactor de síntesis

El dimensionado del reactor se realizará siguiendo un proceso iterativo que combine el balance de materia del circuito de síntesis con la resolución del sistema de ecuaciones diferenciales del modelo matemático del reactor (Ecuación 3 y 4 de la memoria del proyecto). Como resultado, deberemos obtener la geometría y el número de lechos catalíticos necesarios para alcanzar una conversión del gas de síntesis del 25% (requisito de diseño).

El balance de materia se calculará con la ayuda del software de simulación de procesos COCO. Las ecuaciones diferenciales de materia y energía del reactor se resolverán empleando un código programado en Python.

Tal y como se justifica en la memoria del proyecto, el reactor propuesto será un multilecho con refrigeración indirecta.

La presión de trabajo del circuito de síntesis será de 140 bar. La temperatura del flujo de gas a la entrada del reactor será de 340 °C.

2.1.1.1 Primera Iteración

Partiendo del diagrama en COCO del circuito (Figura 6), calcularemos la composición y flujo de gas a la entrada del reactor. Estos datos los usaremos para resolver el sistema de ecuaciones diferenciales del reactor, que nos devolverá su curva de temperaturas y conversión en función del volumen de catalizador.

Fijaremos en 5 kg/h el caudal másico de la corriente de entrada al circuito para alcanzar el objetivo de producción fijado en los requisitos. La composición de este flujo de gas será 75% H₂ y 25% N₂ por ser la más adecuada para catalizadores de base férrica.

COCO nos permite definir la reacción de amoníaco a través del paquete CORN:

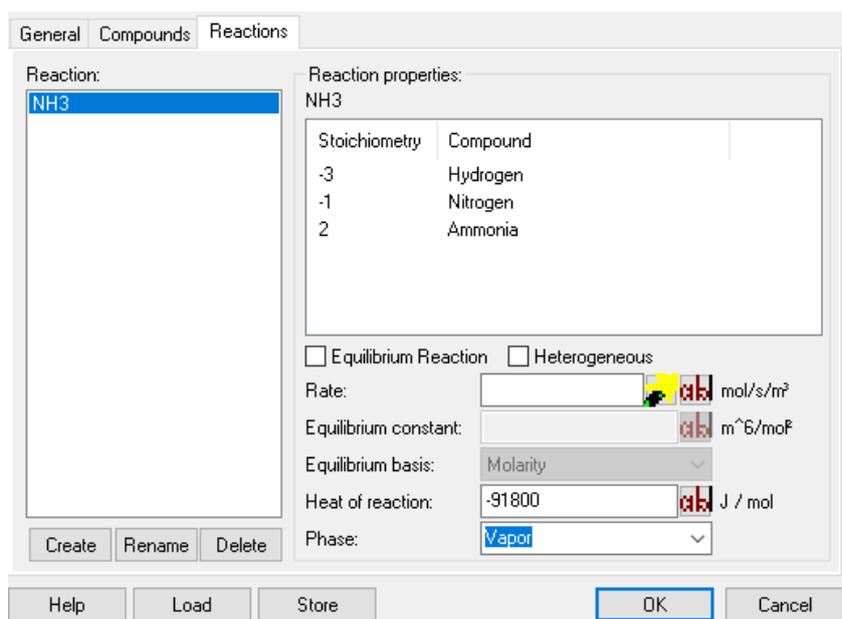


Figura 19. Definiendo la reacción de amoníaco en CORN

Esta reacción la incorporamos a un componente tipo reactor de la librería de COCO (Figura 19). En las propiedades del reactor podemos fijar parámetros como la conversión, el tipo de operación o el calor producido.

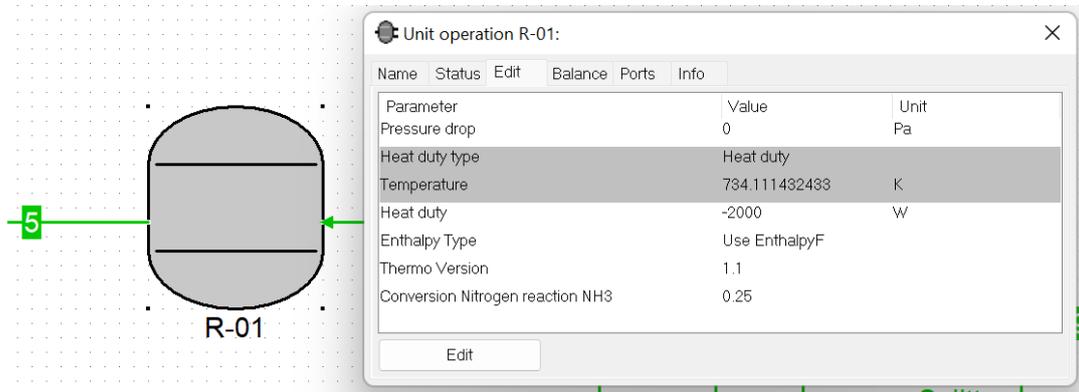
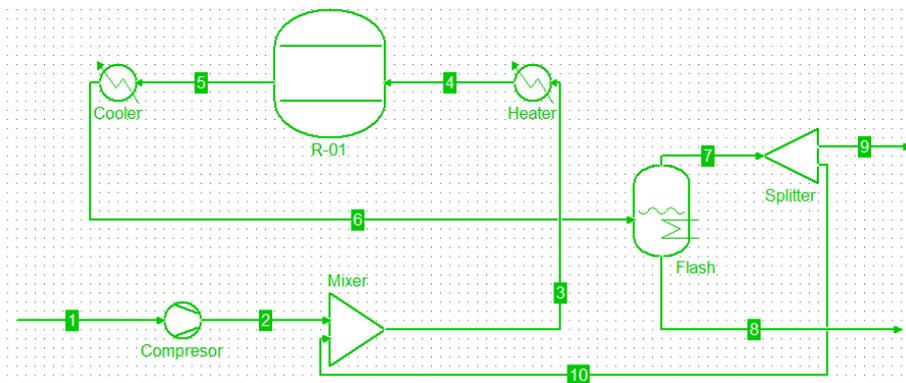


Figura 20. Configuración de las propiedades del reactor en COCO

Como desconocemos el comportamiento de nuestro reactor (aún no lo hemos diseñado), definiremos unos valores iniciales orientativos que nos permitan resolver el balance de materia.

A la entrada del reactor, el gas tendrá una temperatura de 340 °C. Fijaremos en un 25% la conversión del gas respecto al nitrógeno tras su paso por el reactor (Figura 19).



Stream	1	2	3	4	5	6	Unit
Flow rate	0.587181	0.587181	2.19149	2.19149	1.90103	1.90103	kmol / h
Temperature	120	406.929	123.879	340	460.961	30	°C
Pressure	30	140	140	140	140	140	bar
Mole frac Hydrogen	0.75	0.75	0.629954	0.629954	0.497015	0.497015	
Mole frac Nitrogen	0.25	0.25	0.265086	0.265086	0.229192	0.229192	
Mole frac Ammonia	0	0	0.10496	0.10496	0.273793	0.273793	
Enthalpy	2744.9	11354.1	2733.21	9615.58	14310.3	-3472.64	J / mol
Vapor phase							
Mole phase fraction	1	1	1	1	1	0.844343	
Liquid phase							
Mole phase fraction						0.155657	

Stream	7	8	9	10	Unit
Flow rate	1.60512	0.295908	0.000802559	1.60432	kmol / h
Temperature	30	30	30	30	°C
Pressure	140	140	140	140	bar
Mole frac Hydrogen	0.586019	0.0142246	0.586019	0.586019	
Mole frac Nitrogen	0.270605	0.00455353	0.270605	0.270605	
Mole frac Ammonia	0.143376	0.981222	0.143376	0.143376	
Enthalpy	-422.062	-20020.1	-422.062	-422.062	J / mol
Vapor phase					
Mole phase fraction	1	0	1	1	
Liquid phase					
Mole phase fraction	0	1	0	0	

Figura 21. Balance de materia y energía en COCO del circuito de síntesis. Iteración 1.

Resolviendo el balance de materia mediante COCO, obtenemos que el flujo de gas a la entrada del reactor será de 22,97 kg/h y tendrá una composición molar de 63% H₂, 26,5% N₂ y 10,5% NH₃ (Figura 20).

A la salida del reactor, el gas se enfría hasta alcanzar una temperatura de 30 °C, condensando así un 15% de la mezcla (que será amoníaco puro).

A continuación, implementaremos las ecuaciones del modelo matemático del reactor en Python para simular su comportamiento real (Figura 21). Los valores de partida será el flujo másico a la entrada del reactor y las fracciones molares obtenidas del balance de materia anterior.

```
def odes(x, L):
    # assign each ODE to a vector element
    XN2 = x[0]
    T = x[1]

    # constants
    P = 140
    P1=P*100
    alpha = 0.5
    E = 170560
    R = 8.314
    k0 = 8.849*10**14
    FN2 = 0.580933
    Ftotal = 22.9743

    yoH2=0.629954
    yoN2=0.265086
    yoNH3=0.10496

    yN2=(yoN2*(1-XN2))/(1-(2*XN2*yoN2))
    yH2=(yoH2-(3*XN2*yoN2))/(1-(2*XN2*yoN2))
    yNH3=(yoNH3+2*XN2*yoN2)/(1-2*XN2*yoN2)

    k=k0*e**((-E)/(R*T))
    ka=10**((-2.691122*math.log10(T))-5.519265*(10**(-5))*T)+(1.848863*(10**(-7))*(T**2))+(2001.6/T)+2.6899)

    phiN2=0.93431737+(0.3101804*(10**(-3))*T)+(0.295896*(10**(-3))*P)+(-0.270727*(10**(-6))*(T**2))+(0.4775207*(
    phiH2=e**(((e**((-3.8402*(T**0.125))+0.541))*P)-((e**((-0.1263*(T**0.5))-15.98)*(P**2)))+(300*(e**(-0.01190
    phiNH3=0.1438996+(0.2028538*(10**(-2))*T)-(0.4487672*(10**(-3))*P)-(0.1142945*(10**(-5))*(T**2)))+(0.2761216*

    aN2=yN2*phiN2*P
    aH2=yH2*phiN2*P
    aNH3=yNH3*phiN2*P

    efect=(-17.539096)+(0.07697849*T)+(6.900548*XN2)+((-1.082*10**(-4))*(T**2))+((-26.4247)*(XN2**2))+((4.9276*1

    CpH2 = 6.952-(0.04576*(10**(-2))*T)+(0.09563*(10**(-5))*T*T)-(0.2079*(10**(-9))*T*T*T)
    CpN2 = 6.903-(0.03753*(10**(-2))*T)+(0.1930*(10**(-5))*T*T)-(0.6861*(10**(-9))*T*T*T)
    CpNH3 = 6.5846-(0.61251*10**(-2))*T+((0.23663*10**(-5))*(T**2))+((-1.5981*10**(-9))*(T**3))+(96.1678-0.06757
    Cpmix = (yH2*CpH2 + yN2*CpN2 + yNH3*CpNH3)

    Hr=4.184*((-0.54526+(846.609/T)+(459.734*10**6)/(T**3))*P)-(5.34685*T)-(0.2525*(10**(-3))*(T**2))+(1.6919

    RNH3=2*k*((ka**2)*aN2*((aH2**3)/(aNH3**2))**alpha)-(((aNH3**2)/(aH2**3))**alpha)

    dXN2dL = (efect*RNH3)/(2*FN2)
    dTdL = ((efect*(-Hr)*RNH3)/(Ftotal*Cpmix))

    return [dXN2dL, dTdL]

# initial conditions
x0 = [0, 613.15]
L = np.linspace(0,0.15,1000)
x = odeint(odes,x0,L)
```

Figura 22. Resolución del sistema de ecuaciones diferenciales del modelo matemático del reactor en Python.

Con este código, se podrán resolver las ecuaciones diferenciales de materia y energía de forma conjunta. Los resultados del modelo se representarán en una gráfica (Figura 22).

En esta gráfica, podremos estudiar la evolución de la temperatura y la conversión en función del volumen catalítico del reactor. Tal y como se anticipaba en la memoria del proyecto, la conversión y el incremento de temperatura se ralentizan conforme se acercan a la curva de equilibrio de la reacción.

Comprobamos, por tanto, que no es posible alcanzar nuestro objetivo de 25% de conversión con un solo lecho catalítico, por lo que tendremos que dimensionar, al menos, un lecho adicional.

Observando las curvas de la Figura 22, parece razonable seleccionar un volumen de catalizador de $0,025 \text{ m}^3$ para el primer lecho. Con dicho volumen, se alcanzaría una conversión del 18% y una temperatura de $418,2 \text{ }^\circ\text{C}$ a la salida del lecho (línea vertical roja en la Figura 22).

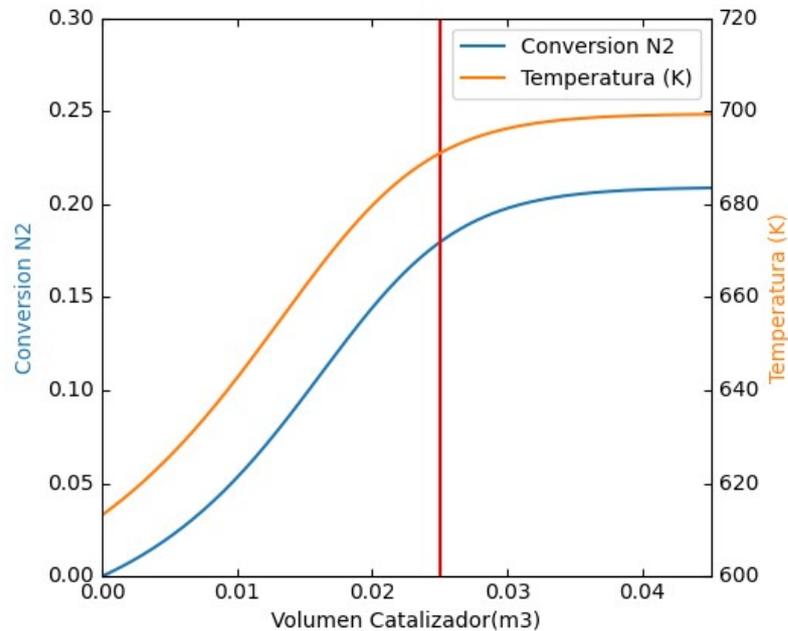


Figura 23. Curva Temperatura-Conversion del primer lecho catalítico. Iteración 1.

2.1.1.2 Segunda Iteración

Tendremos que modificar el diagrama de bloques de COCO para incluir un lecho catalítico adicional que nos permita alcanzar un 25% de conversión. Entre el primer y segundo lecho, realizaremos un enfriamiento del gas para alejarnos de la curva de equilibrio.

Fijaremos la conversión del primer lecho en un 18%, que es el valor seleccionado en la anterior iteración a partir del modelo matemático. Ajustaremos el calor absorbido por el flujo de gas durante la reacción para obtener una temperatura a la salida de este lecho similar a la que hemos obtenido en el modelo ($418,2 \text{ }^\circ\text{C}$).

El segundo lecho presentará un 8,5% de conversión respecto al nitrógeno, de tal forma que la conversión total del reactor sea del 25%.

Del nuevo balance de materia obtenido, podemos comprobar que se modifica el flujo y la composición que entra al primer lecho (Figura 23). Será necesario recalcular este lecho con las nuevas condiciones de operación:

- Flujo másico de entrada al primer lecho: 23 kg/h
- Composición de entrada al primer lecho: 63% H_2 , 26,5% N_2 y 10,5% NH_3

Los resultados de la resolución del modelo matemático para estos nuevos valores se representan en la Figura 24.

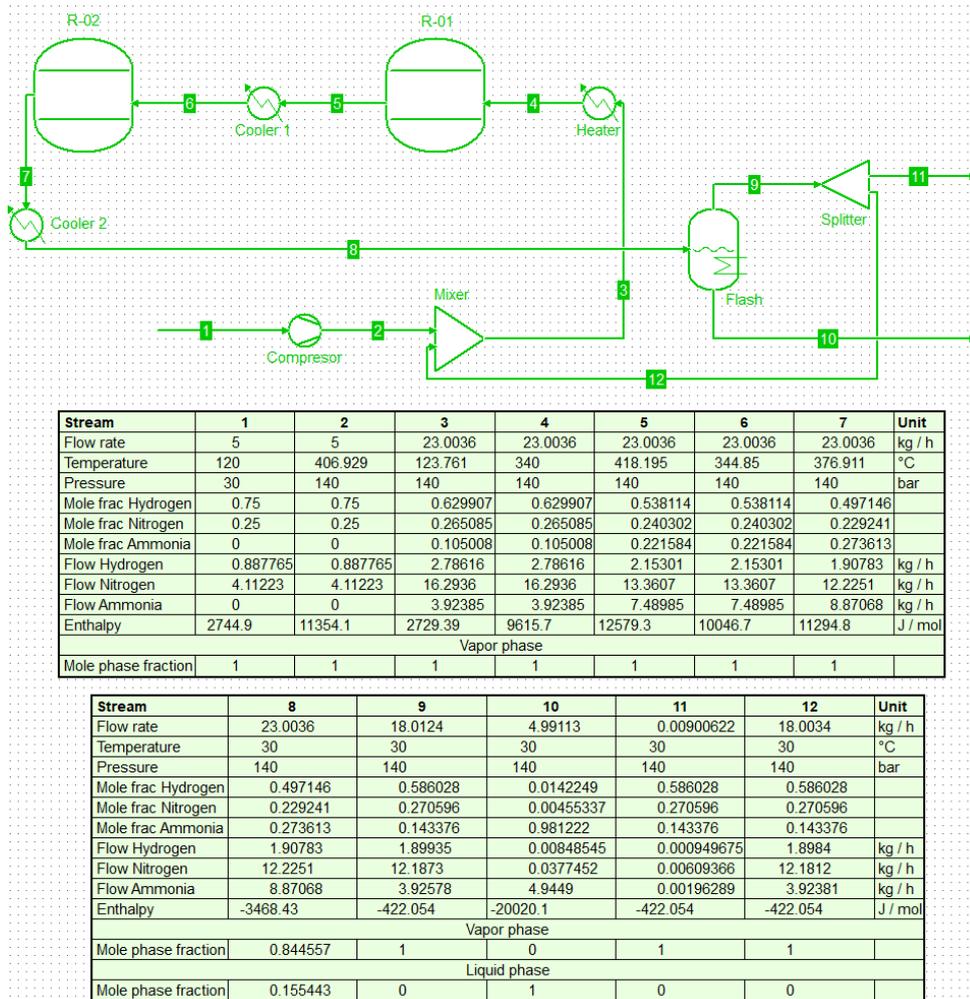


Figura 24. Balance de materia y energía en COCO del circuito de síntesis. Iteración 2.

Los parámetros de diseño son muy similares a los obtenidos en la anterior iteración. Por lo que mantendremos un volumen de 0,025 m³ de catalizador en el primer lecho, obteniendo una temperatura de 417,9 °C y una conversión del 17,95% a la salida de este.

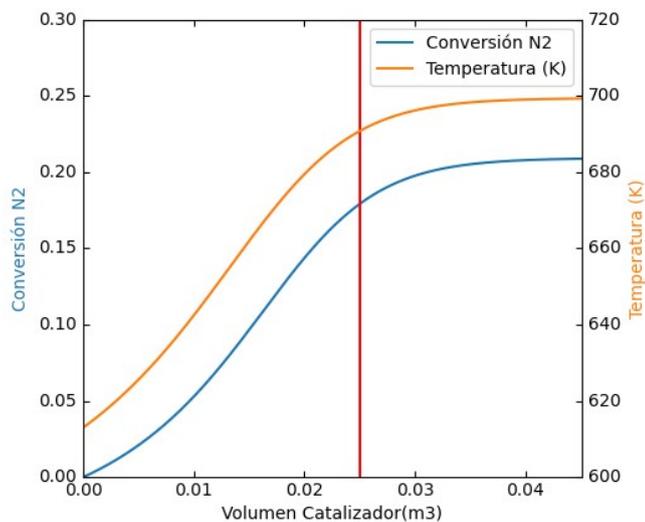


Figura 25. Curva Temperatura-Conversión del primer lecho catalítico. Iteración 2.

Una vez dimensionado el primer lecho, tendremos que repetir el procedimiento con el segundo.

Para ello, volveremos a iterar con Python usando los valores de salida del primer lecho como punto de partida (Figura 25).

Seleccionaremos, un volumen de $0,033 \text{ m}^3$ para este segundo lecho, alcanzando una conversión de 24,85% respecto a la entrada del primero (muy próximo al 25% objetivo). La temperatura de salida será de $391,56 \text{ }^\circ\text{C}$.

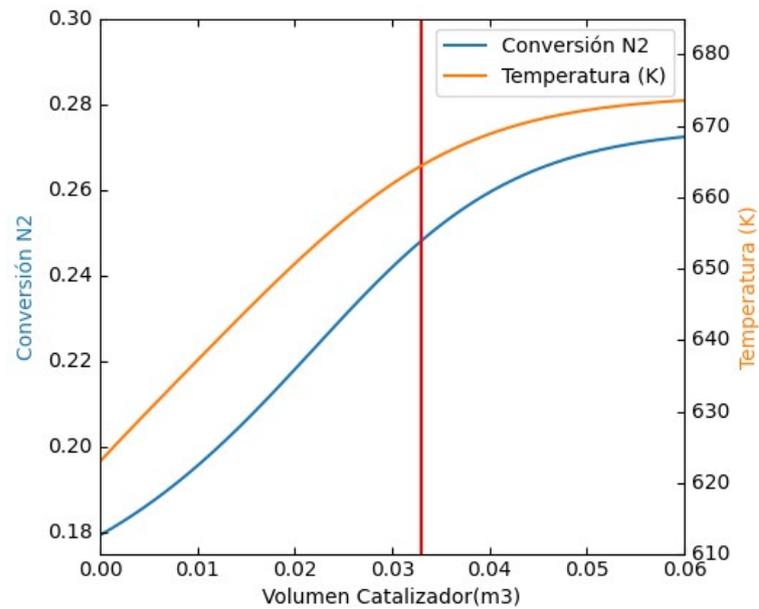


Figura 26. Curva Temperatura-Conversion del segundo lecho catalítico. Iteración 2.

En la Figura 26 se representa la evolución de la conversión y la temperatura a lo largo de todo el reactor de síntesis, primer y segundo lecho incluidos.

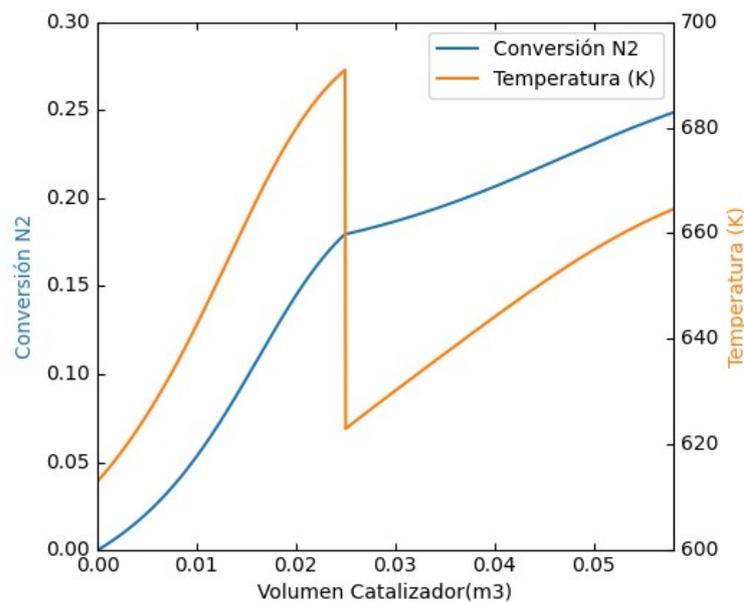
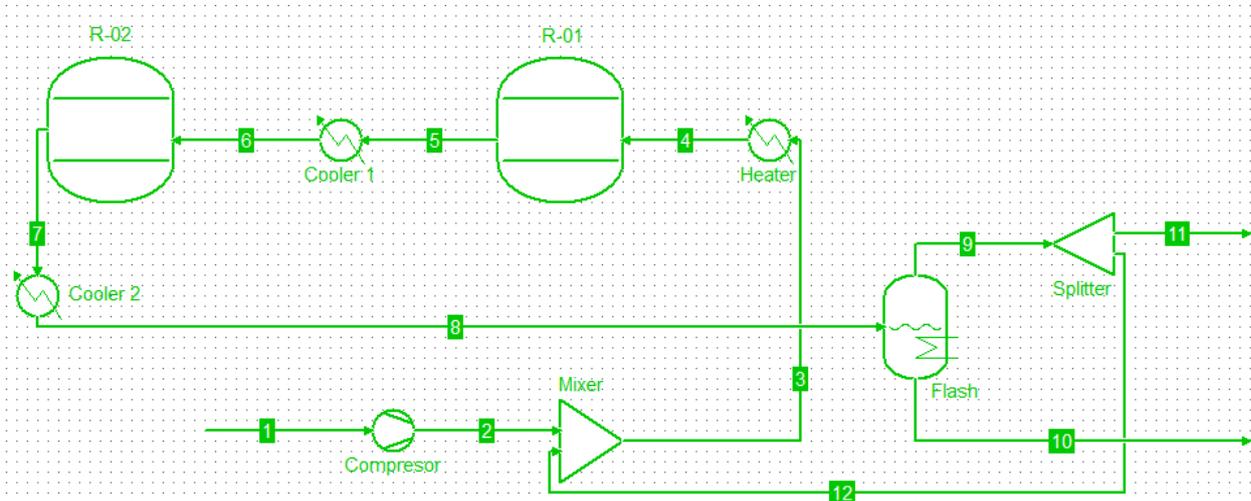


Figura 27. Curva Temperatura-Conversion del reactor completo. Iteración 2.

2.1.1.3 Tercera Iteración

Definidos ambos lechos en la anterior iteración, procederemos a repetir el proceso de diseño partiendo de los últimos valores obtenidos para conseguir un cálculo más preciso.

En primer lugar, resolvemos nuevamente el balance de materia:



Stream	1	2	3	4	5	6	7	Unit
Flow rate	5	5	23.1204	23.1204	23.1204	23.1204	23.1204	kg / h
Temperature	120	406.929	123.294	340	417.868	344.85	391.723	°C
Pressure	30	140	140	140	140	140	140	bar
Mole frac Hydrogen	0.75	0.75	0.629731	0.629731	0.538204	0.538204	0.49768	
Mole frac Nitrogen	0.25	0.25	0.265077	0.265077	0.24037	0.24037	0.229431	
Mole frac Ammonia	0	0	0.105192	0.105192	0.221426	0.221426	0.272889	
Flow Hydrogen	0.887765	0.887765	2.79885	2.79885	2.16442	2.16442	1.92053	kg / h
Flow Nitrogen	4.11223	4.11223	16.3718	16.3718	13.4331	13.4331	12.3034	kg / h
Flow Ammonia	0	0	3.94974	3.94974	7.52291	7.52291	8.89652	kg / h
Enthalpy	2744.9	11354.1	2714.25	9616.15	12567.3	10046.3	11820.5	J / mol
Vapor phase								
Mole phase fraction	1	1	1	1	1	1	1	

Stream	8	9	10	11	12	Unit
Flow rate	23.1204	18.1294	4.99108	0.00906468	18.1203	kg / h
Temperature	30	30	30	30	30	°C
Pressure	140	140	140	140	140	bar
Mole frac Hydrogen	0.49768	0.586077	0.014226	0.586077	0.586077	
Mole frac Nitrogen	0.229431	0.270548	0.00455259	0.270548	0.270548	
Mole frac Ammonia	0.272889	0.143375	0.981221	0.143375	0.143375	
Flow Hydrogen	1.92053	1.91205	0.00848605	0.000956024	1.91109	kg / h
Flow Nitrogen	12.3034	12.2656	0.0377383	0.00613282	12.2595	kg / h
Flow Ammonia	8.89652	3.95167	4.94485	0.00197584	3.9497	kg / h
Enthalpy	-3451.47	-422.011	-20020.1	-422.011	-422.011	J / mol
Vapor phase						
Mole phase fraction	0.845421	1	0	1	1	
Liquid phase						
Mole phase fraction	0.154579	0	1	0	0	

Figura 28. Balance de materia y energía en COCO del circuito de síntesis. Iteración 3.

Las curvas de conversión y temperatura obtenidas para cada lecho son similares a las calculadas en la anterior iteración (Figura 28 y 29).

Por tanto, nuestro reactor estará compuesto de un primer lecho con un volumen de catalizador de $0,025 \text{ m}^3$ y un segundo lecho con un volumen de $0,033 \text{ m}^3$. La conversión total del reactor será de $24,85\%$.

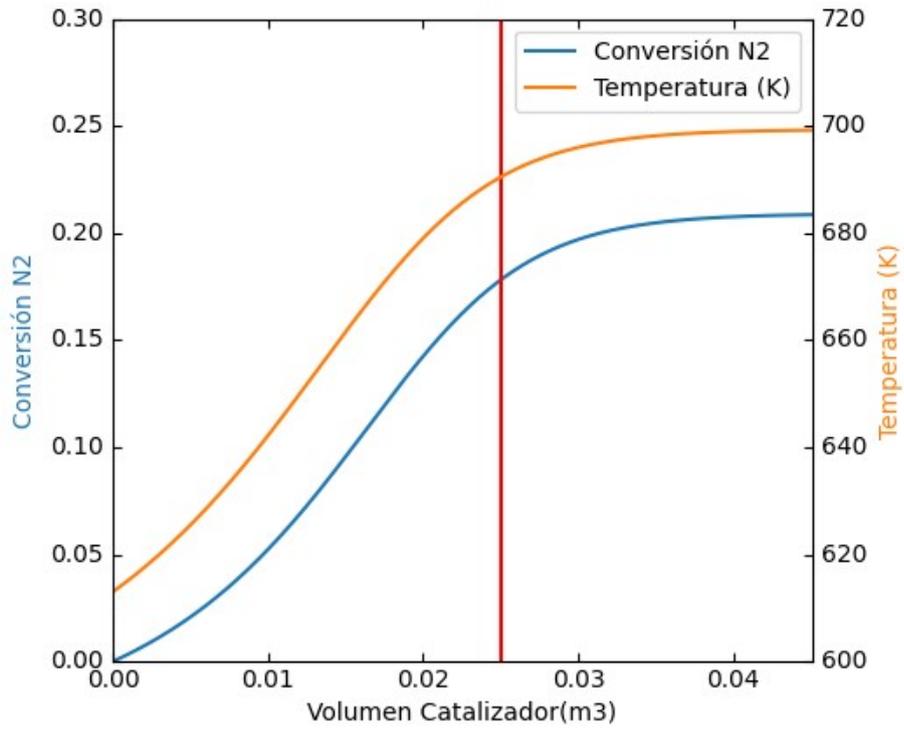


Figura 29. Curva Temperatura-Conversion del primer lecho catalítico. Iteración 3.

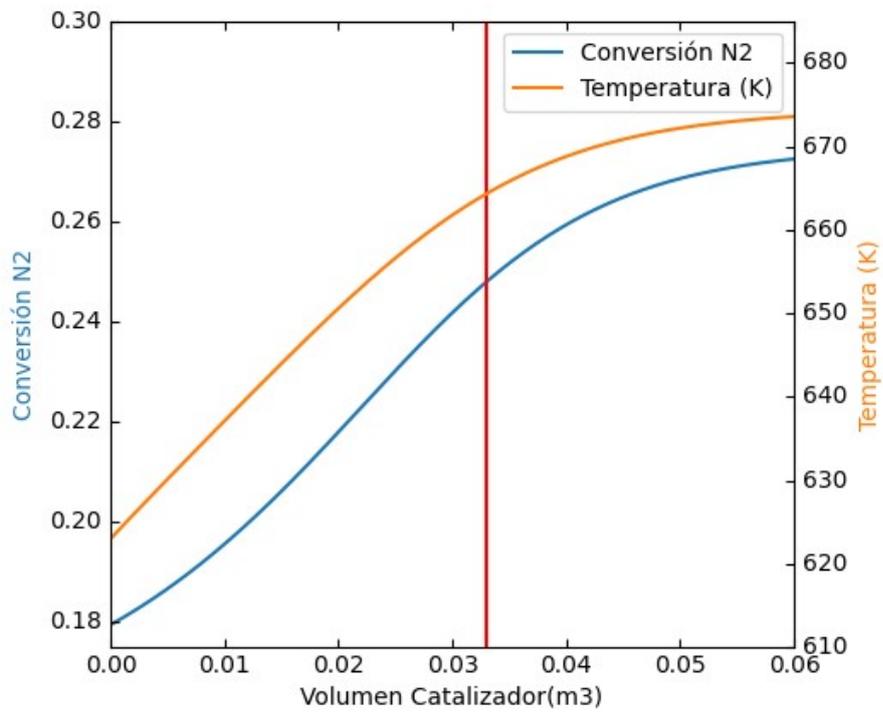


Figura 30. Curva Temperatura-Conversion del segundo lecho catalítico. Iteración 3.

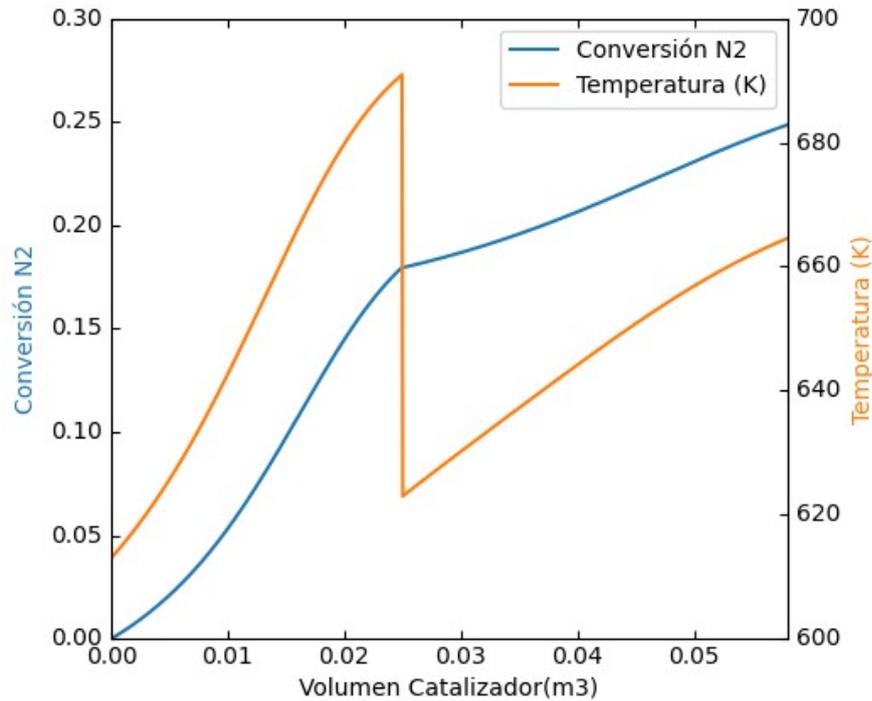


Figura 31. Curva Temperatura-Conversión del reactor completo. Iteración 3.

2.1.2 Pérdida de presión en el reactor

El primer lecho catalítico tendrá una longitud de 0,51 m; y el segundo lecho de 0,68 m. Ambos tendrán un diámetro interno de 0,25 m; resultando un volumen de 0,025 m³ y 0,033 m³ respectivamente.

El flujo molar de entrada al primer lecho es de 2,205 kmol/h; mientras que el del segundo lecho es de 1,995 kmol/h.

Con estos datos, y sabiendo el valor de densidad de partículas (0,494 kg/m³) y el peso molecular medio (9,437 kg/kmol), podemos calcular la velocidad superficial del gas en cada lecho:

$$v_1 = \frac{2,205 \text{ kmol/h} \cdot 9,437 \text{ kg/kmol}}{\pi \cdot (0,125 \text{ m})^2 \cdot 3600 \text{ s} \cdot 0,494 \text{ kg/m}^3} = 0,238 \text{ m/s}$$

$$v_2 = \frac{1,995 \text{ kmol/h} \cdot 9,437 \text{ kg/kmol}}{\pi \cdot (0,125 \text{ m})^2 \cdot 3600 \text{ s} \cdot 0,494 \text{ kg/m}^3} = 0,216 \text{ m/s}$$

Resolviendo la Ecuación 18 de la memoria del proyecto, podemos obtener la pérdida de presión en cada uno de los lechos catalíticos:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 \cdot \eta \cdot (1 - \epsilon)^2}{Dp^2 \cdot \epsilon^3} \cdot v_s^{+1,5} \cdot \frac{v_s^2 \cdot \rho \cdot (1 - \epsilon)}{Dp \cdot \epsilon^3}$$

$$\Delta P_1 = \left(\frac{150 \cdot 2,254 \cdot 10^{-5} \cdot (1-0,6)^2}{0,003^2 \cdot 0,6^3} \cdot 0,238 + 1,5 \cdot \frac{0,238^2 \cdot 0,494 \cdot (1-0,6)}{0,003 \cdot 0,6^3} \right) \cdot 0,51 m = 49,29 Pa$$

$$\Delta P_2 = \left(\frac{150 \cdot 2,254 \cdot 10^{-5} \cdot (1-0,6)^2}{0,003^2 \cdot 0,6^3} \cdot 0,216 + 1,5 \cdot \frac{0,216^2 \cdot 0,494 \cdot (1-0,6)}{0,003 \cdot 0,6^3} \right) \cdot 0,68 m = 57,69 Pa$$

La pérdida de presión teórica a lo largo de todo el reactor será de 107 Pa.

2.1.3 Diseño de los intercambiadores de calor del circuito de síntesis

2.1.3.1 IC-01: Pre calentamiento a la entrada del primer lecho y enfriamiento a la salida del segundo lecho

En primer lugar, dimensionaremos un intercambiador que aproveche el calor de la corriente de gas a la salida del reactor para calentar el flujo antes de entrar al primer lecho catalítico.

COCO nos permite incluir una unidad de intercambiador de calor en nuestro modelo, pudiendo definir parámetros como el calor transmitido, temperatura de salida, caída de presión, etc.

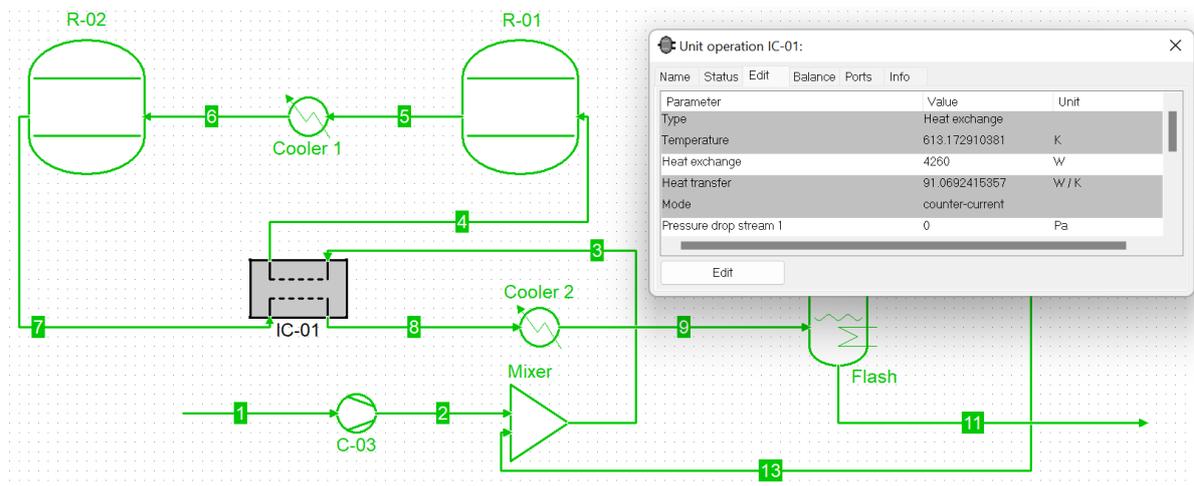


Figura 32. Configuración del intercambiador IC-01 en COCO

Tras realizar algunas iteraciones, comprobamos que con 4260 W de calor transmitido obtenemos una temperatura a la entrada del reactor (corriente 4 de la Fig. 31 y 32) de 340 °C. El flujo de gas a la salida del segundo lecho disminuirá su temperatura desde 391,64 °C hasta 164,22 °C (corriente 7 y 8).

Stream	3	4	7	8	Unit
Flow rate	23.1347	23.1347	23.1347	23.1347	kg / h
Temperature	121.97	340.023	391.644	164.217	°C
Pressure	140	140	140	140	bar
Mole frac Hydrogen	0.630104	0.630104	0.498352	0.498352	
Mole frac Nitrogen	0.264654	0.264654	0.229009	0.229009	
Mole frac Ammonia	0.105243	0.105243	0.272639	0.272639	
Flow Hydrogen	2.80497	2.80497	1.92666	1.92666	kg / h
Flow Nitrogen	16.3717	16.3717	12.3033	12.3033	kg / h
Flow Ammonia	3.95796	3.95796	8.90472	8.90472	kg / h
Enthalpy	2672.2	9617.01	11816.9	3820.23	J / mol

Figura 33. Balance de materia y energía del intercambiador IC-01 en COCO

Como este intercambiador de calor no nos permite disminuir la temperatura a la salida del reactor lo suficiente para condensar parcialmente la mezcla, será necesario añadir un intercambiador adicional en esta posición.

La ecuación de diseño de un intercambiador de calor es la siguiente:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta t_m$$

Ecuación 19. Calor transferido por un intercambiador de área A y coeficiente global de transmisión U

Emplearemos esta ecuación para obtener el área necesaria para el intercambiador IC-01. Tomaremos como datos de partida el calor transferido (Q), el coeficiente global de transmisión de calor (U) y la diferencia logarítmica media de temperaturas (Δt_m).

El calor transferido por el intercambiador (Q) lo hemos obtenido de COCO, siendo 4260 W.

Desconocemos el valor exacto del coeficiente global de transmisión de calor (U), que se calcula a partir de la conductividad y geometría del intercambiador, así como de los coeficientes de película de los fluidos que intervienen. Por tanto, tomaremos un valor estimado de U, que para intercambios de gas a gas suele tomar valores entre 10 y 60 W/m²K. En este cálculo, supondremos que U es igual a 30 W/m²K.

Podemos calcular la diferencia logarítmica media de temperaturas (Δt_m) en el intercambiador mediante la siguiente expresión:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)}$$

Ecuación 20. Diferencia logarítmica media de temperaturas en un intercambiador (LMDT)

Donde, en el caso de un intercambiador contracorriente, Δt_1 será la diferencia entre la temperatura de entrada de el fluido caliente y la temperatura de salida del fluido frío; y Δt_2 la diferencia entre la temperatura de salida del fluido caliente y la temperatura de entrada del fluido frío.

$$\Delta t_m = \frac{(391,644 - 340,023) - (164,217 - 121,97)}{\ln\left(\frac{391,644 - 340,023}{164,217 - 121,97}\right)} = 46,78^\circ\text{C} = 319,93\text{ K}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta t_m} = \frac{4260}{30 \cdot 319,93} = 0,444\text{ m}^2$$

Para este intercambiador, el Δt_m tendrá un valor de 46,78 °C y el área necesaria 0,444 m².

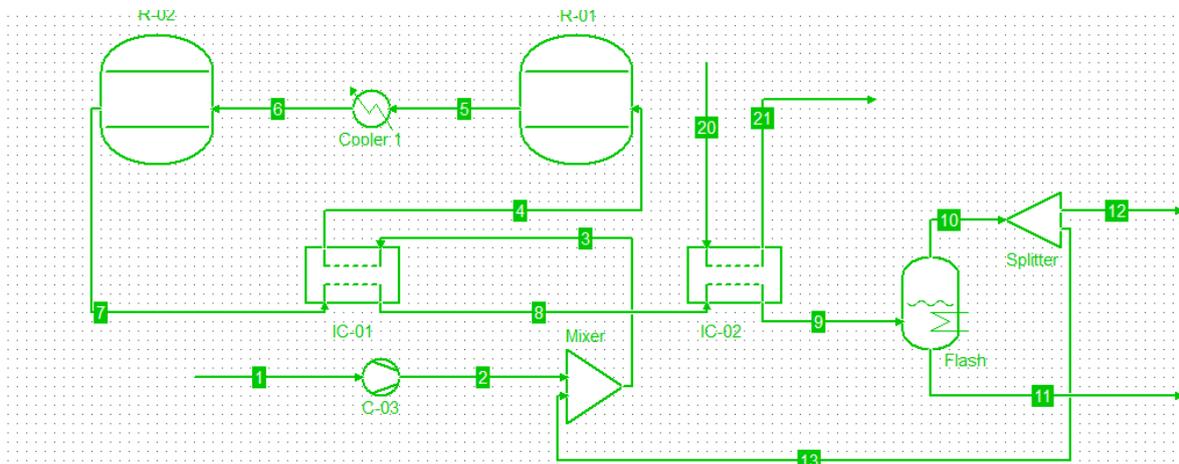
2.1.3.2 IC-02: Condensación de amoniaco a la salida de IC-01

A continuación, repetiremos el proceso anterior para diseñar un intercambiador que condense parcialmente la corriente 8 de la Figura 31 (producto del reactor tras ser enfriado con el flujo de entrada al mismo), de tal forma que se pueda separar el amoniaco puro líquido en el tanque de destilación flash.

En este caso, emplearemos una corriente de agua a 20°C como fluido frío, como se expone en la memoria del proyecto.

Configurando el calor intercambiado en 3870 W, reduciremos la temperatura de la corriente 8 (Figura 33) desde 164,17 °C hasta 29,96 °C, condensando así un 15,4 % del flujo (amoníaco).

La corriente de agua, de 200kg/h, incrementará su temperatura 15,46 °C, hasta 35,46 °C.



Stream	1	2	3	4	5	6	7	8	9	Unit
Flow rate	5	5	23.1291	23.129	23.129	23.129	23.129	23.129	23.129	kg / h
Temperature	92.98	402.241	121.961	340.066	417.827	344.85	391.656	164.169	29.9564	°C
Pressure	30	140	140	140	140	140	140	140	140	bar
Mole frac Hydrogen	0.75	0.75	0.630189	0.630191	0.538856	0.538856	0.498426	0.498426	0.498426	
Mole frac Nitrogen	0.25	0.25	0.264699	0.2647	0.239992	0.239992	0.229055	0.229055	0.229055	
Mole frac Ammonia	0	0	0.105111	0.105108	0.221151	0.221151	0.272519	0.272519	0.272519	
Flow Hydrogen	0.887765	0.887765	2.80489	2.80488	2.17046	2.17046	1.92657	1.92657	1.92657	kg / h
Flow Nitrogen	4.11223	4.11223	16.3719	16.3719	13.4331	13.4331	12.3034	12.3034	12.3034	kg / h
Flow Ammonia	0	0	3.95236	3.95224	7.52542	7.52542	8.89903	8.89903	8.89903	kg / h
Flow Water	0	0	0	0	0	0	0	0	0	kg / h
Enthalpy	1950.25	11213.2	2672.09	9618.08	12564.8	10045.7	11817	3818.74	-3447.25	J / mol
Vapor phase										
Mole phase fraction	1	1	1	1	1	1	1	1	0.84568	
Liquid phase										
Mole phase fraction									0.15432	

Stream	10	11	12	13	20	21	Unit
Flow rate	18.1382	4.99081	0.00906909	18.1291	200	200	kg / h
Temperature	29.9564	29.9564	29.9564	29.9564	20	35.4592	°C
Pressure	140	140	140	140	1.013	1.013	bar
Mole frac Hydrogen	0.586782	0.0142304	0.586782	0.586782	0	0	
Mole frac Nitrogen	0.270025	0.00453952	0.270025	0.270025	0	0	
Mole frac Ammonia	0.143193	0.98123	0.143193	0.143193	0	0	
Flow Hydrogen	1.91808	0.00848835	0.00095904	1.91712	0	0	kg / h
Flow Nitrogen	12.2658	0.0376284	0.00613288	12.2596	0	0	kg / h
Flow Ammonia	3.95434	4.94469	0.00197717	3.95236	0	0	kg / h
Flow Water	0	0	0	0	200	200	kg / h
Enthalpy	-422.326	-20024	-422.326	-422.326	-46116	-44861.1	J / mol
Vapor phase							
Mole phase fraction	1	0	1	1			
Liquid phase							
Mole phase fraction	0	1	0	0	1	1	

Figura 34. Balance de materia y energía del intercambiador IC-02 en COCO

Calcularemos el área necesaria para IC-02 suponiendo un valor del coeficiente global de transmisión de calor (U) de 100 W/m²K para el intercambio gas-agua.

$$\Delta t_m = \frac{(164,169 - 35,4592) - (29,9564 - 20)}{\ln\left(\frac{164,169 - 35,4592}{29,9564 - 20}\right)} = 46,4 \text{ °C} = 319,55 \text{ K}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta t_m} = \frac{3870}{100 \cdot 319,55} = 0,12 \text{ m}^2$$

2.1.3.3 IC-03: Enfriamiento del flujo de gas a la salida del primer lecho catalítico

A la salida del primer lecho del reactor, situaremos un intercambiador de calor para reducir la temperatura del flujo de gas y así mejorar la conversión en el segundo lecho.

Igual que en el IC-02, se empleará una corriente de agua a 20°C como fluido frío.

El calor transferido entre fluidos será de 1400 W. El gas de síntesis reducirá su temperatura de 418,08 °C a 344,93 °C; mientras que el agua se calentará hasta los 25,56°C.

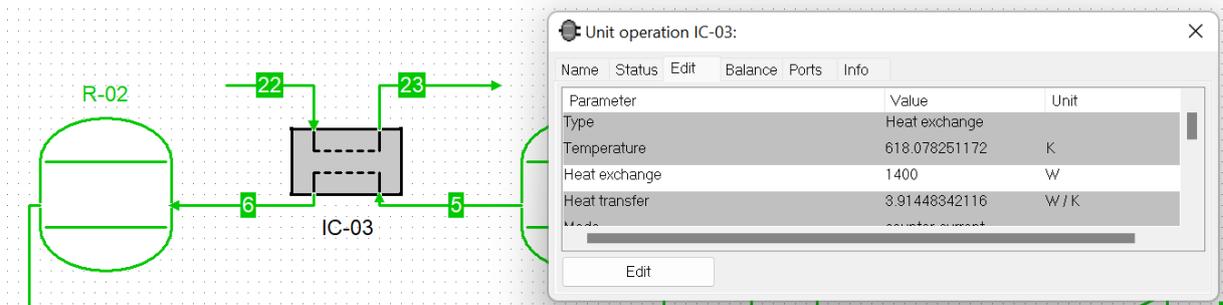


Figura 35. Configuración del intercambiador IC-03 en COCO

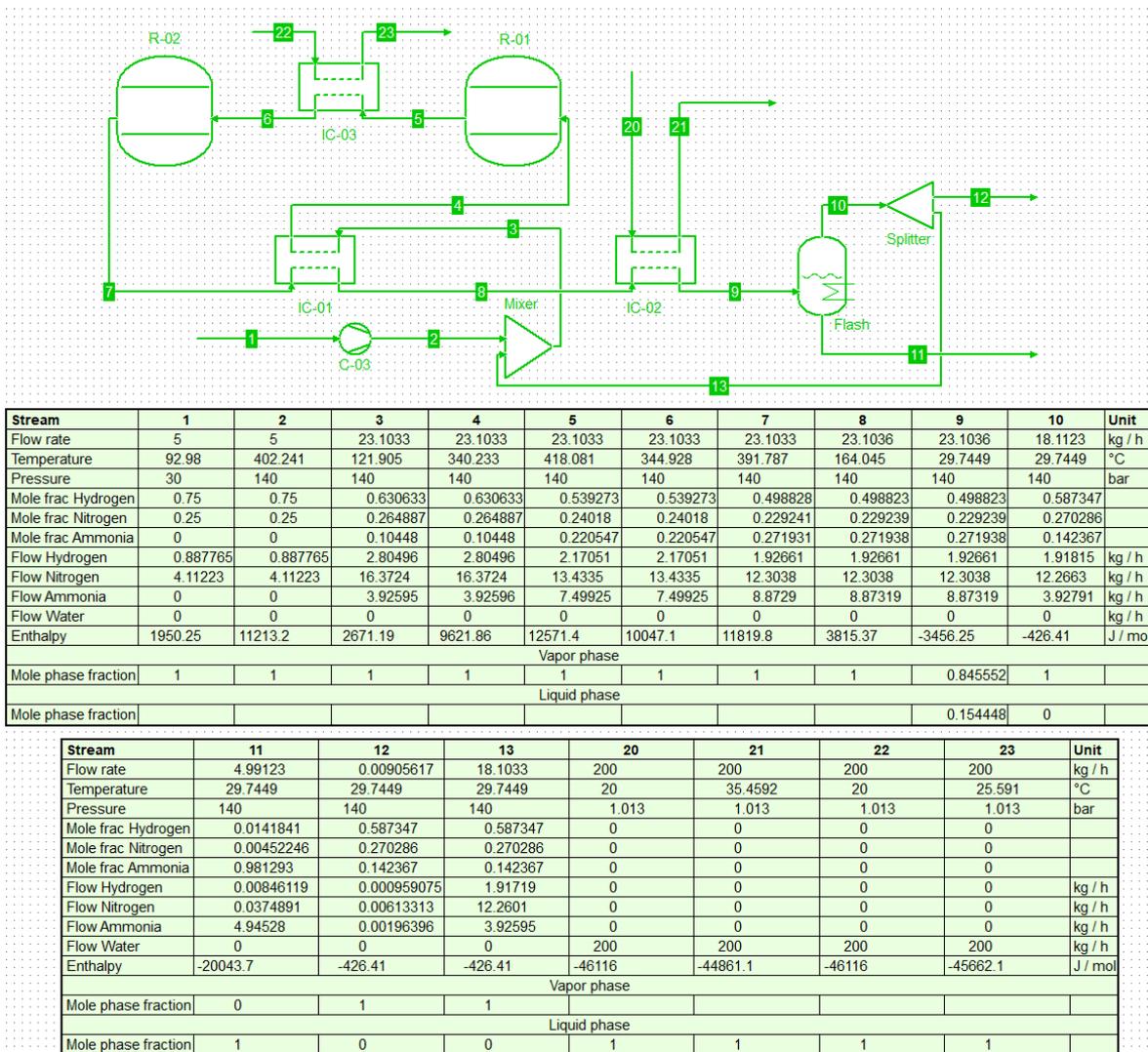


Figura 36. Balance de materia y energía del intercambiador IC-03 en COCO

Calculamos el área de intercambio de IC-03:

$$\Delta t_m = \frac{(418,081 - 25,591) - (344,928 - 20)}{\ln\left(\frac{418,081 - 25,591}{344,928 - 20}\right)} = 357,65 \text{ } ^\circ\text{C} = 630,8 \text{ K}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta t_m} = \frac{1400}{100 \cdot 630,8} = 0,022 \text{ m}^2$$

2.1.4 Dimensionado de la instalación y cálculo de producción esperable con PVGIS

Emplearemos la herramienta de la Unión Europea, PVGIS, para dimensionar de forma correcta nuestra instalación. Para ello tendremos que introducir la ubicación de la planta fotovoltaica y las características de la misma.

Realizaremos los cálculos suponiendo que las placas se instalarán en las coordenadas:

37.574, -0.952

Las placas fotovoltaicas se instalarán sobre estructuras de aluminio de forma fija (sin seguidor solar). Al no tener limitaciones al respecto, escogeremos la orientación e inclinación más favorables para la producción. El ángulo de inclinación de las placas respecto a la horizontal (slope) será de 35°, y se orientarán hacia al sur (azimuth de 0°).

Las pérdidas del sistema se fijarán en 14% (valor recomendado por PVGIS). Estas pérdidas corresponden al inversor y el cableado de potencia.

Inicialmente, fijaremos una potencia instalada en placas de 100 kW. Ajustaremos este valor tras un estudio de la producción anual esperable.

Figura 37. Panel de configuración de la instalación fotovoltaica en PVGIS.

En la Figura 38 se representa la producción de energía esperable, descompuesta por meses, para una instalación de 100 kW en placas con la configuración anterior. Podemos apreciar que los meses de invierno corresponden con los de menor producción, debido a que las horas de luz se reducen durante esta época en el hemisferio norte.

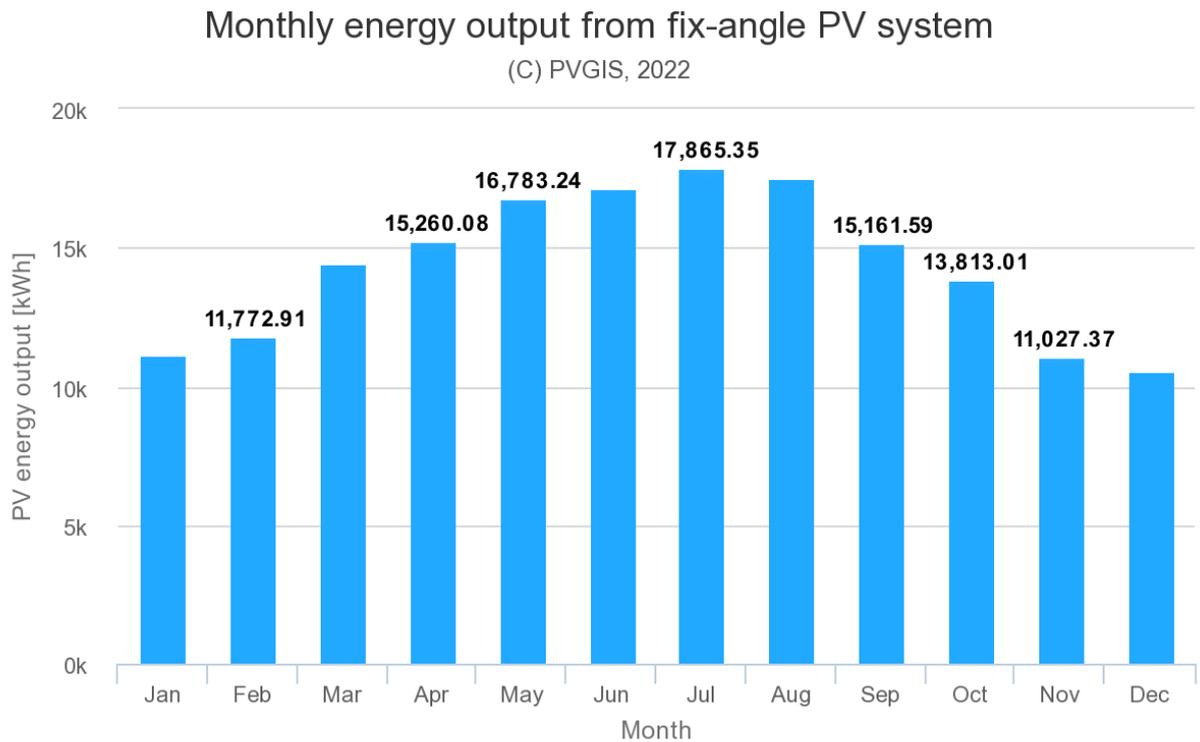


Figura 38. Producción de energía eléctrica mensual esperable en la instalación fotovoltaica (100 kW de potencia en placas).

Para calcular las horas de operación de nuestra planta de amoniaco con esta instalación fotovoltaica, en una primera aproximación, podríamos dividir la energía eléctrica producida anualmente entre la consumida por los equipos:

$$h = \frac{172485.27 \text{ kWh}}{72.88 \text{ kW}} = 2367 \text{ horas}$$

Sin embargo, este cálculo sería erróneo, ya que, debido al carácter variable del recurso solar nos encontraremos con horas en dónde se sobrepase los 72,88 kW de consumo de la planta de amoniaco; y otras horas en donde no alcancemos esta producción.

PVGIS también nos permite descargarnos la producción horaria de nuestra instalación fotovoltaica en el período de 2005 a 2020 (a partir de los datos de radiación de esos años). Vamos a estudiar el desglose horario de un día cualquiera en el mes de mayor radiación solar (15 de julio) y en el de menor (15 de diciembre). Si bien podemos descargarnos los datos de cualquier año entre 2005 y 2020, al elegir uno de forma arbitraria podemos encontrarnos con que este no sea representativo (día nublado o lluvioso).

Para ello, nos descargaremos la base de datos completa (datos de producción con la radiación medida entre 2005 y 2020) y emplearemos Python para representar gráficamente la generación fotovoltaica el 15 de julio y diciembre durante este período.

En la Figura 39 se muestra la producción esperable de nuestra planta fotovoltaica de 100 kW el día 15 de diciembre. Cada punto representa el dato de un año entre 2005 y 2020. Aunque algunos puntos se encuentran dispersos (días nublados), se aprecia una clara concentración horaria que nos indica la producción más probable en ese momento. Así, podemos concluir que, este día, solo habría una hora (a las 12:00) en la que nuestra instalación fotovoltaica podría alimentar la totalidad de la planta piloto.

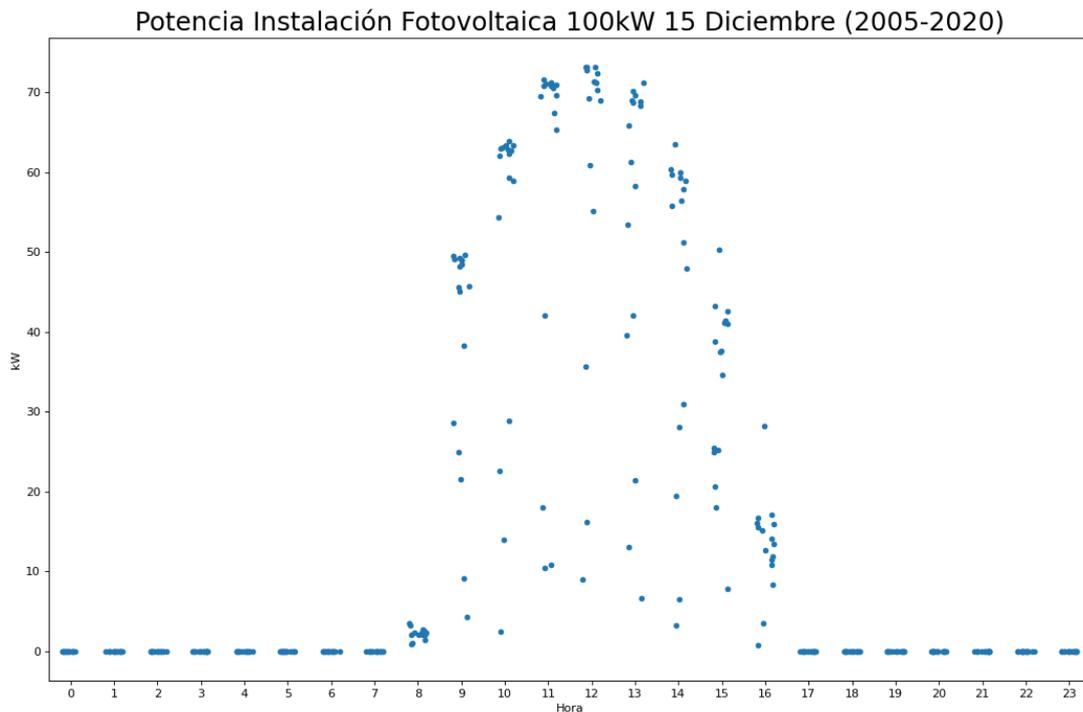


Figura 39. Producción de energía eléctrica de nuestra instalación de 100 kW el 15 de diciembre entre el período 2005 y 2020.

Realizando el mismo estudio para el 15 de julio, se comprueba que solo durante tres horas (de 11:00 a 13:00) se genera la suficiente potencia eléctrica para cubrir la demanda de nuestra planta.

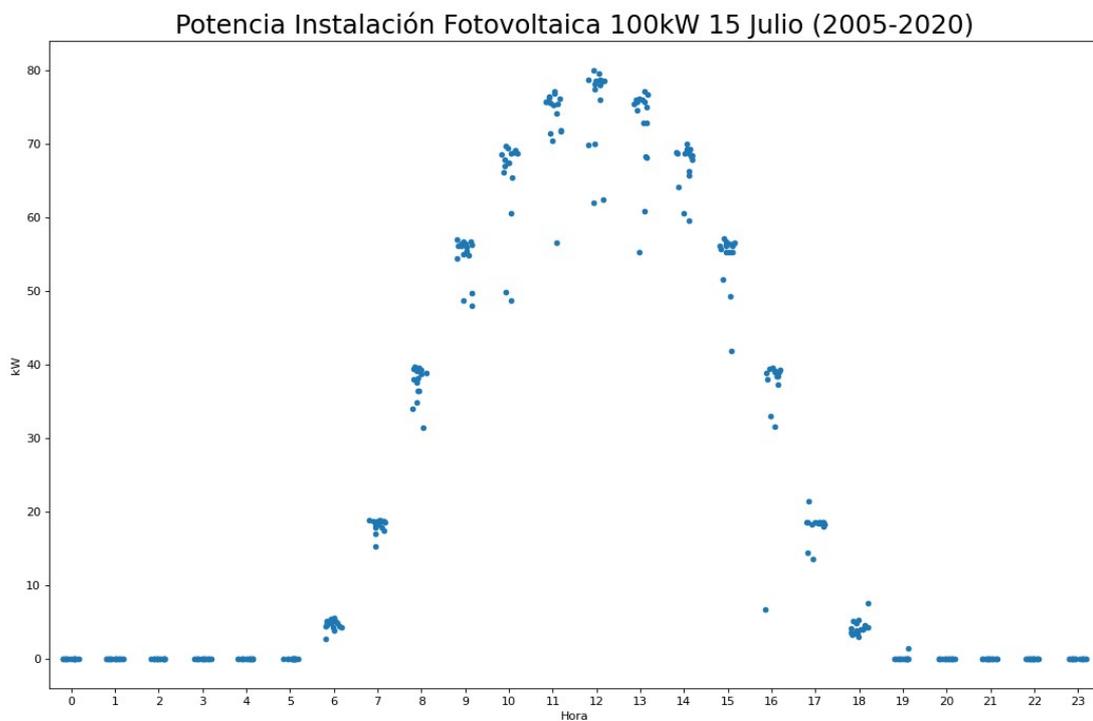


Figura 40. Producción de energía eléctrica de nuestra instalación de 100 kW el 15 de julio entre el período 2005 y 2020.

Teniendo disponibles los datos de producción descompuestos durante estos años, podemos extraer las horas totales en las que nuestra instalación fotovoltaica sería capaz de alimentar la totalidad de la planta (Figura 41).

Año	Horas en la que P > 72.88 kW
2005	750
2006	622
2007	700
2008	701
2009	730
2010	675
2011	700
2012	760
2013	768
2014	750
2015	692
2016	690
2017	742
2018	668
2019	688
2020	622

Figura 41. Horas anuales en la que producción de la instalación fotovoltaica de 100 kW supera el consumo de la planta de amoniaco a partir de los datos de radiación entre 2005 y 2020.

Por tanto, las horas anuales en la que podremos cubrir la demanda de nuestra planta piloto exclusivamente con nuestra producción fotovoltaica serán, una media de, 704. Esta cantidad de horas es inferior a la que hemos calculado previamente de 2382 horas, que sería el resultado de aprovechar toda la potencia generada.

Para maximizar las horas anuales en las que la planta de amoniaco puede trabajar en estricto autoconsumo, podemos aumentar la potencia de nuestra instalación, incluso por encima del valor de nuestro inversor (cuya potencia admisible será de hasta 100 kW).

El sobredimensionado de la instalación fotovoltaica respecto al inversor, “clipping”, es una práctica habitual que permite aumentar la producción eléctrica y mejorar la eficiencia del sistema debido al mayor tiempo de trabajo del inversor cerca de su valor nominal [32].

Se suelen considerar ratios entre 1 y 1,5 de potencia instalada en placas respecto a la del inversor. El ratio de 1,25 apenas presenta pérdidas de energía [32].

En esta instalación, consideraremos un sobredimensionamiento del 30% de la potencia instalada en placas respecto a la del inversor.

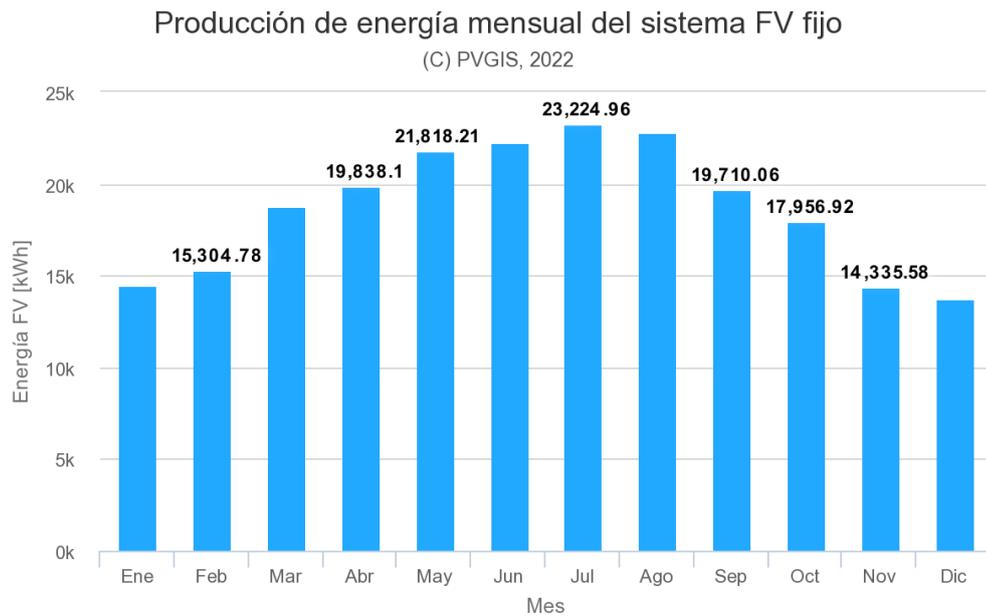


Figura 42. Producción de energía eléctrica mensual esperable en la instalación fotovoltaica (130 kW de potencia en placas).

Año	Horas en la que P > 72.88 kW
2005	1657
2006	1474
2007	1593
2008	1522
2009	1596
2010	1503
2011	1560
2012	1634
2013	1682
2014	1666
2015	1611
2016	1540
2017	1666
2018	1582
2019	1626
2020	1569

Figura 43. Horas anuales en la que producción de la instalación fotovoltaica de 130 kW supera el consumo de la planta de amoniaco a partir de los datos de radiación entre 2005 y 2020

Con una potencia instalada en placas de 130 kW, las horas de trabajo anuales en estricto autoconsumo serán, de media, 1593.

2.2 ANEXO II: Fichas técnicas

2.2.1 C-01: Compresor Atlas GA 5-10

ESPECIFICACIONES TÉCNICAS GA 5-7-11

TIPO DE COMPRESOR	Presión de trabajo WorkPlace		Capacidad FAD* min.-máx.			Potencia instalada del motor		Nivel sonoro**	Peso (kg)				
	bar(e)	psig	l/s	m ³ /h	cfm	kW	CV		WorkPlace		WorkPlace Full Feature		
									Montado sobre suelo	Montado sobre depósito	Montado sobre suelo	Montado sobre depósito	
Versión 50 Hz													
GA 5	7.5	75	109	15.0	54.0	31.7	5.5	75	60	257	317	300	360
	8.5	8.5	123	13.2	475	279	5.5	75	60	257	317	300	360
	10	10	145	11.7	42.1	24.7	5.5	75	60	257	317	300	360
	13	13	189	8.4	30.2	17.7	5.5	75	60	257	317	300	360
GA 7	7.5	75	109	21.0	75.6	44.3	7.5	10	61	270	330	315	375
	8.5	8.5	123	19.6	70.6	41.5	7.5	10	61	270	330	315	375
	10	10	145	17.2	6.9	36.3	7.5	10	61	270	330	315	375
	13	13	189	14.2	5.1	30.0	7.5	10	61	270	330	315	375
GA 11	7.5	75	109	30.7	110.5	64.8	11	15	62	293	353	343	403
	8.5	8.5	123	28.3	101.9	59.7	11	15	62	293	353	343	403
	10	10	145	26.0	93.6	54.9	11	15	62	293	353	343	403
	13	13	189	22.0	79.2	46.5	11	15	62	293	353	343	403

TIPO DE COMPRESOR	Presión de trabajo WorkPlace		Capacidad FAD* min.-máx.			Potencia instalada del motor		Nivel sonoro**	Peso (kg)				
	bar(e)	psig	l/s	m ³ /h	cfm	kW	CV		WorkPlace		WorkPlace Full Feature		
									Montado sobre suelo	Montado sobre depósito	Montado sobre suelo	Montado sobre depósito	
Versión 60 Hz													
GA 5	100	74	107	15.0	54.0	31.7	5.5	75	60	257	317	300	360
	125	9.1	132	13.2	475	279	5.5	75	60	257	317	300	360
	150	10.8	157	11.7	42.1	24.7	5.5	75	60	257	317	300	360
	175	12.5	181	8.4	30.2	17.7	5.5	75	60	257	317	300	360
GA 7	100	74	107	21.0	75.6	44.3	7.5	10	61	270	330	315	375
	125	9.1	132	19.6	70.6	46.0	7.5	10	61	270	330	315	375
	150	10.8	157	17.2	61.9	36.3	7.5	10	61	270	330	315	375
	175	12.5	181	14.2	51.1	30.0	7.5	10	61	270	330	315	375
GA 11	100	74	107	30.4	109.4	64.1	11	15	62	293	353	343	403
	125	9.1	132	27.0	97.2	57.0	11	15	62	293	353	343	403
	150	10.8	157	24.9	89.6	52.5	11	15	62	293	353	343	403
	175	12.5	181	22.0	79.2	46.4	11	15	62	293	353	343	403

* Rendimiento de las unidades medido de acuerdo con ISO 1217, Ed. 4, Anexo C-2009.

** Nivel sonoro medio medido a una distancia de 1 m de acuerdo con ISO 2151; tolerancia 3 dB(A).

Condiciones de referencia:

- Presión absoluta de entrada 1 bar (14,5 psi).
- Temperatura de aire de entrada 20 °C, 68 °F.

FAD medido a las presiones de trabajo siguientes:

- Variantes de 7,5 bar a 7 bar(e).
- Versiones de 8,5 bar a 8 bar(e).
- Variantes de 10 bar a 9,5 bar(e).
- Variantes de 13 bar a 12,5 bar(e).

GA 5-7-11 Pack
(montado sobre suelo)

GA 5-7-11 Pack
(montado sobre depósito)



2.2.2 C-02: Compresor Atlas LT 3-15

Tipo de compresor	Presión máxima de trabajo		FAD a 50 Hz			FAD a 60 Hz			Potencia instalada del motor		Nivel sonoro en dB(A)	
	bar	psig	l/s	m³/min	cfm	l/s	m³/min	cfm	kW	CV	No silenciado	Montado sobre bancada, silenciado
LE 2-10	10	145	3,4	0,2	7,2	3,9	0,23	8,3	1,5	2	78/80	63/65
LE 3-10	10	145	4,4	0,26	9,3	5,1	0,31	10,8	2,2	3	79/81	64/66
LE 5-10	10	145	8,4	0,5	17,8	9,7	0,58	20,6	4	5,5	79/81	64/66
LE 7-10	10	145	11,7	0,7	24,8	13,6	0,82	28,2	5,5	7,5	80/82	68/70
LE 10-10	10	145	15,7	0,94	33,3	18,2	1,04	38,6	7,5	10	81/81	68/69
LE 15-10	10	145	23,9	1,43	50,7	28,7	1,7	60,8	11	15	89/90	78/78
LE 20-10	10	145	31,7	1,90	67,2	37,2	2,26	78,8	15	20	88/89	76/78

* Opcionalmente puede incorporar secador frigorífico, adsorción o membrana con sus filtros correspondiente.

LUBRICADOS: SERIE LT

Tipo de compresor	Presión máxima de trabajo		FAD a 50 Hz			FAD a 60 Hz			Potencia instalada del motor		Nivel sonoro en dB(A)	
	bar	psig	l/s	m³/min	cfm	l/s	m³/min	cfm	kW	CV	No silenciado	Montado sobre bancada, silenciado
LT 2-15	15	218	3,1	0,19	6,6	3,6	0,22	7,6	1,5	2	78/80	63/65
LT 3-15	15	218	4	0,25	8,5	4,7	0,28	10	2,2	3	79/81	64/66
LT 5-15	15	218	6,7	0,4	14,2	7,9	0,47	16,7	4	5,5	79/81	64/66
LT 7-15	15	218	9,2	0,56	19,5	10,9	0,65	23,1	5,5	7,5	80/81	68/70
LT 10-15	15	218	11,7	0,7	24,8	-	-	-	7,5	10	81/-	68
LT 2-20	20	290	2,1	0,13	4,5	2,7	0,16	5,7	1,5	2	78/80	63/65
LT 3-20	20	290	2,9	0,17	6,1	3,6	0,22	7,6	2,2	3	79/81	64/66
LT 5-20	20	290	5	0,3	10,6	6,3	0,38	13,3	4	5,5	79/81	64/66
LT 7-20	20	290	6,7	0,4	14,2	8,4	0,5	17,8	5,5	7,5	80/82	68/70
LT 10-20	20	290	9,1	0,55	19,3	13,6	0,82	28,8	7,5	10	81/83	68/70
LT 15-20	20	290	15,1	0,91	29,1	17,7	1,06	37,5	11	15	86/89	75/83
LT 20-20	20	290	18	1,08	38,1	20,9	1,25	44,3	15	20	86/88	78/81
LT 3-30	30	435	2,5	0,15	5,3	3,1	0,19	6,6	2,2	3	79/81	64/66
LT 5-30	30	435	4,4	0,26	9,3	5,5	0,33	11,7	4	5,5	79/81	64/66
LT 7-30	30	435	6,4	0,38	13,6	8	0,48	17	5,5	7,5	80/82	68/70
LT 10-30	30	435	8,5	0,51	18	-	-	-	7,5	10	81/-	68/-
LT 15-30	30	435	9,3	0,56	19,7	11,1	0,67	23,5	11	15	85/89	76/85
LT 20-30	30	435	17	1,02	36	19,7	1,18	41,7	15	20	86/88	80/83

* Rendimiento de las unidades medido de acuerdo con ISO 1217, Ed. 4, Anexo C-2009.

** Nivel sonoro medio medido a una distancia de 1 m de acuerdo con el código de prueba ISO 2151/Pneurop/Cagi PN8NTC2; tolerancia 3 dB(A).

*** Opcionalmente puede incorporar secador frigorífico, adsorción o membrana con sus filtros correspondiente.

ALTA PRESIÓN: SERIE LB BOOSTERS

Tipo de compresor	Presión máxima de entrada		Presión máxima de salida		Flujo de entrada recomendado a 50 Hz		Flujo de entrada recomendado a 60 Hz		Flujo de salida a 50 Hz (40 bar)		Flujo de salida a 60 Hz (40 bar)		Potencia instalada del motor a 50 Hz		Potencia instalada del motor a 60 Hz	
	bar	psi	bar	psi	l/s	cfm	l/s	cfm	l/s	cfm	l/s	cfm	kW	CV	kW	CV
LB 15	6	87	40	580	29	61	33	70	24,2	51	28,1	60	11	15	13	17
LB 20	6	87	40	580	48	101	55	116	40	85	46,4	98	15	20	18	24

* Tensión

230/3/50
380/3/50
400/3/50
500/3/50

** Las unidades de 50 Hz vienen de serie con homologación CE; las unidades de 60 Hz vienen de serie con homologación UL.

*** Hay otros voltajes disponibles bajo pedido.

2.2.3 C-03: Compressor Bauer PE 100-3-VE

PE-VE INDUSTRY – OPTIONAL FEATURES

CUSTOMISE THE SYSTEM TO YOUR INDIVIDUAL NEEDS

- › **SUPER SILENT cladding:** Reduces the acoustic pressure level of the compressor system while permitting an exhaust air shaft to be used. Super Silent cladding can be retrofitted at a later date if required.
- › **P 41/61 Purification Systems:** Depending on the application or filter cartridge type, these systems absorb, convert or extract moisture (H₂O) and oil. They are available as integrated and external models.
- › **Particulate filter**
- › **B-SECURUS filter cartridge monitoring unit:** Efficiently monitors filter cartridge saturation.
- › **B-KOOL:** This fully integrated refrigeration dryer helps you to slash operating costs by significantly extending filter cartridge life. Purchase costs are soon recouped.
- › **Intake unit:** Delivers air or gas to the compressor at appropriate monitored intake pressure.
- › **Intake pressure reducer**
- › **60-litre condensate vessel**
- › **Base frame-mounted storage systems:** The compressor and up to two storage cylinders, each with a geometric volume of 50 or 80 litres, are mounted on an extended base frame to form a ready-to-use system.
- › **Exhaust air shaft:** For installation of SUPER SILENT systems in containers, housings or operating rooms.



TECHNICAL DATA

PE-VE 365 BAR

Model	F.A.D. ¹			Max. operating pressure ²		No. of stages	Speed	Motor power	Net weight approx.	
	l/min	m ³ /h	cfm	bar	psig				kg	lbs
PE-VE SERIES, 90 - 365 bar										
PE 100-3-VE	85	5.1	3	365	5300	3	900	3	270	595
PE 100-4-VE	125	7.5	4.4	365	5300	3	1270	4	275	610
PE 120-4-VE	170	10.2	6	365	5300	3	1200	4	275	610
PE 120-5.5-VE	215	12.9	7.6	365	5300	3	1470	5.5	290	640
PE 120-7.5-VE	260	15.6	9.2	365	5300	3	1800	7.5	305	675
PE 12.14-11-VE	350	21	12.4	365	5300	4	1800	11	325	720
PE 150-11-VE	500	30	17.7	365	5300	4	1230	11	350	770
PE 180-15-VE	620	37.2	21.9	365	5300	4	1440	15	365	805
PE 180-18.5-VE ³	800	48	28.3	350	5100	4	1800	18.5	385	850

Dimensions L x W x H
 1140 x 830 x 1520 mm
 PE 180-18.5-VE:
 1600 x 830 x 1520 mm

2.2.4 E-01: Electrolizador Nel C10

nel[•]

C Series

Proton Exchange Membrane (PEM) Hydrogen Generation Systems



MODEL	C10	C20	C30
Description	On-site hydrogen generator in two integrated, automated, site-ready enclosures Dual-mode operation (Selectable): <ul style="list-style-type: none"> • Load following mode automatically adjusts output 0 to 100% to match demand • Tank filling mode operates with power-conservation mode during standby Full differential pressure, H ₂ over O ₂		
Electrolyte	Proton Exchange Membrane (PEM) – caustic-free		
HYDROGEN PRODUCTION			
Nominal Production Rate Nm ³ /h @ 0°C, 1 bar SCF/h @ 70°F, 1 atm kg/24 h	10 Nm ³ /h 380 SCF/h 21.6 kg/24 h	20 Nm ³ /h 760 SCF/h 43.3 kg/24 h	30 Nm ³ /h 1,140 SCF/h 65.0 kg/24 h
Delivery Pressure – Nominal	30 barg (435 psig)		
Power Consumption by System per Volume of H ₂ Gas Produced ^d	6.2 kWh/Nm ³ (16.3 kWh/100 ft ³)	6.0 kWh/Nm ³ (15.8 kWh/100 ft ³)	5.8 kWh/Nm ³ (15.2 kWh/100 ft ³)
Power Consumed per Mass of H ₂ Gas Produced ^d	68.9 kWh/kg	66.7 kWh/kg	64.5 kWh/kg
Purity (Concentration of Impurities)	ISO 14687-1 Type 1 grade C ISO 14687-2 Type 1 grade D 99.9998% [H ₂ O < 2 ppm, -72°C (-98°F) Dew Point, N ₂ < 2 ppm, O ₂ < 1 ppm, all others undetectable]		
Turndown Range	0 to 100% net product delivery (automatic)		
Upgradeability	Field upgradeable to a maximum of 30 Nm ³ /h (1,140 SCF/h)		N/A
DI WATER REQUIREMENTS			
Consumption Rate at Maximum Production	9 L/h (2.4 gal/h)	17.9 L/h (4.7 gal/h)	26.9 L/h (7.1 gal/h)
Temperature	5 to 40°C (41 to 104°F)		
Pressure	1.0 to 4.1 barg (10 to 60 psig)		
Input Water Quality	Required: ASTM Type II Deionized Water, < 1 µS/cm (> 1 MΩ-cm) Preferred: ASTM Type I Deionized Water, < 0.1 µS/cm (> 10 MΩ-cm)		
HEAT LOAD AND COOLANT REQUIREMENTS			
Coolant ²	Liquid cooled; non-freezing, non-fouling; 5 to 35°C (41 to 95°F)		
Maximum Heat Load (Cooling Requirement)	32 kW (109,189 BTU/h) (9.1 tons refrigeration)	64 kW (218,377 BTU/h) (18.2 tons refrigeration)	96 kW (327,566 BTU/h) (27.3 tons refrigeration)
Coolant Flowrate	Up to 92 L/min (24.3 gal/min)	Up to 144 L/min (38 gal/min)	Up to 200 L/min (52.8 gal/min)
Pressure Drop (at Full Flow)	Up to ~1.1 barg (~14.5 psig)		
Maximum Pressure	4.1 barg (60 psig) continuous		
ELECTRICAL SPECIFICATIONS			
Maximum Power Required within Expected System Life	85 kVA	160 kVA	236 kVA
Electrical Requirements	380,400,415 VAC, three phase, 50 Hz (+/- 10% from nominal voltage) 480 VAC, three phase, 60 Hz (+/- 10% from nominal voltage)		

MODEL	C10	C20	C30	
INTERFACE CONNECTIONS – CONSULT MECHANICAL INTERFACE DIAGRAM DRAWING PD-9900-0039 FOR DETAILS				
H ₂ Product Port	3/8" compression tube fitting, SS			
H ₂ Vent Port	1" compression tube fitting, SS			
O ₂ Vent Port	1" compression tube fitting, SS			
DI Water Port	1/2" FNPT, SS			
Coolant Supply and Return Ports	Electrolyzer Enclosure: 1 1/2" MNPT, brass (Cell Stack); 1/2" FNPT, brass (Hydrogen Dryer) Power Supply Enclosure: 1 1/2" MNPT, brass (Power Supply Cooling)			
Drain Port	1/2" FNPT, brass			
Electrical	Electrical terminals at fused disconnect inside power supply enclosure			
Communications	Modbus TCP/IP, 24 VDC dry contacts			
CONTROL SYSTEMS				
Standard Features	<ul style="list-style-type: none"> Fully automated, push button start/stop Automatic fault detection and system depressurization E-stop 		<ul style="list-style-type: none"> Remote start/stop On-board H₂ leak detection Remote communications 	
Remote Alarm	Form C relay, 5 A, 250 V, 150 W Maximum rated switching			
Remote Shutdown	Safety circuit trip			
PHYSICAL CHARACTERISTICS				
Dimensions W x D x H	Product	Electrolyzer Enclosure: 252 cm x 116 cm x 201 cm (99" x 46" x 79") Power Supply Enclosure: 169 cm x 103 cm x 201 cm (67" x 41" x 79")		
	Est. Shipping	Electrolyzer Enclosure: 269 cm x 122 cm x 225 cm (106" x 48" x 89") Power Supply Enclosure: 269 cm x 122 cm x 225 cm (106" x 48" x 89")		
Weight	Product	2,734 kg (6,026 lbs)	2,924 kg (6,446 lbs)	3,076 kg (6,781 lbs)
	Est. Shipping	2,876 kg (6,340 lbs)	3,089 kg (6,810 lbs)	3,241 kg (7,145 lbs)
IP Rating	Overall unit rating of IP56			
ENVIRONMENTAL CONSIDERATIONS – DO NOT FREEZE				
Standard Siting Location	Indoor/sheltered; level ±1°. 0 to 100% RH non-condensing, non-hazardous/non-classified environment			
Storage/Transport Temperature	5 to 60°C (41 to 140°F)			
Ambient Temperature Range	5 to 40°C (41 to 104°F)			
Altitude Range – Sea Level	2,000 m (6,562 ft)			
Room Ventilation	Proper ventilation must be provided from a non-hazardous area, at a rate consistent with the cabinet ventilation rate listed below			
SAFETY AND REGULATORY CONFORMITY				
Maximum On-board H ₂ Inventory at Full Production	0.13 Nm ³ 4.9 SCF 0.011 kg	0.17 Nm ³ 6.4 SCF 0.015 kg	0.18 Nm ³ 7 SCF 0.016 kg	
Cabinet Ventilation with Environment	Vent fan draws fresh air up to 8.5 Nm ³ /min (300 ft ³ /min)			
Noise dB(A) at 1 Meter	< 75			
Conformity	cTUVus (UL and CSA equivalent), CE (PED, Mach. Dir., EMC), ISO22734-1			
OPTIONS				
<ul style="list-style-type: none"> Factory matched RO/DI water system Factory matched cooler/chiller Dew point monitoring 	<ul style="list-style-type: none"> Low ambient temperature package (-10°C to 40°C) 	<ul style="list-style-type: none"> High ambient temperature package (5°C to 50°C) 	<ul style="list-style-type: none"> Equipment orientation Current command 	



Specifications are subject to change. Please contact Nel Hydrogen for solutions to best fit your needs.

¹ Dependent on configuration and operating conditions.

² Consult Nel Hydrogen Applications Engineering Department for specific requirements and cooling water temperatures other than 35°C.

www.nelhydrogen.com | +1.203.949.8697 | info@nelhydrogen.com

MADE IN USA

© 2021 Nel ASA. All Rights Reserved. Nel and the Nel logo are trademarks of Nel ASA.



PD-0600-0068 Rev H

2.2.5 I-01: Inversor Huawei SUN 2000 100KTL-M1

SUN2000-100KTL-M1 Inversor de String Inteligente



10
Seguidores MPP



98.8%
Máx. Eficiencia



Monitorización a nivel
de string



Diagnóstico inteligente
de curvas I-V admitido



Detección de corriente
residual integrada



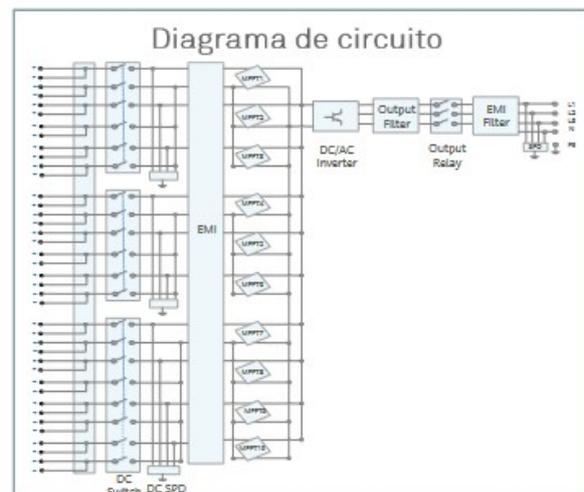
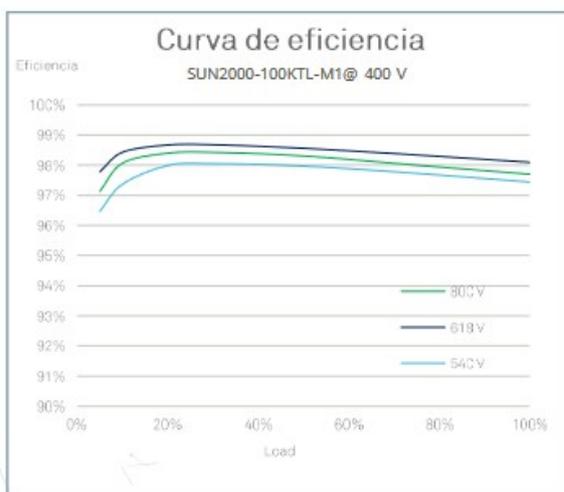
Diseño
sin fusibles



Protección contra
sobretensiones DC y AC



IP66
Protección



Especificaciones técnicas

Eficiencia	
Máx. Eficiencia	98.8% @480 V; 98.6% @380 V/400 V
Eficiencia europea	98.6% @480 V; 98.4% @380 V/400 V
Entrada	
Máx. tensión de entrada	1,100 V
Máx. intensidad por MPPT	26 A
Máx. intensidad de cortocircuito por MPPT	40 A
Tensión de entrada inicial	200 V
Rango de tensión de operación de MPPT	200 V ~ 1,000 V
Tensión nominal de entrada	570 V @380 V; 600 V @400 V; 720 V @480 V
Número de entradas	20
Número de MPPTs	10
Salida	
Potencia nominal activa de CA	100,000 W (380 V / 400 V / 480 V @40°C)
Máx. potencia aparente de CA	110,000 VA
Máx. potencia activa de CA (cosφ=1)	110,000 W
Tensión nominal de salida	220 V / 230 V, default 3W + N + PE; 380 V / 400 V / 480 V, 3W + PE
Frecuencia nominal de red de CA	50 Hz / 60 Hz
Intensidad de salida nominal	152.0 A @380 V; 144.4 A @400 V; 120.3 A @480 V
Máx. intensidad de salida	168.8 A @380 V; 160.4 A @400 V; 133.7 A @480 V
Factor de potencia ajustable	0.8 LG ... 0.8 LD
Máx. distorsión armónica total	<3%
Protecciones	
Dispositivo de desconexión del lado CC	Sí
Protección contra funcionamiento en isla	Sí
Protección contra sobreintensidad de CA	Sí
Protección contra polaridad inversa de CC	Sí
Monitorización de fallas en strings de sistemas fotovoltaicos	Sí
Protector contra sobretensiones de CC	Tipo II
Protector contra sobretensiones de CA	Tipo II
Detección de aislamiento de CC	Sí
Unidad de monitorización de la intensidad Residual	Sí
Comunicaciones	
Monitor	Indicadores LED, Bluetooth/WLAN + APP
USB	Sí
RS485	Sí
MBUS	Sí (Transformador de aislamiento requerido)
General	
Dimensiones (ancho x alto x profundidad)	1,035 x 700 x 365mm (40.7 x 27.6x 14.4 pulgadas)
Peso (con soporte de montaje)	90 kg (198.4 lb.)
Rango de temperatura de operación	-25°C ~ 60°C (-13°F ~ 140°F)
Enfriamiento	Ventilación inteligente
Altitud de operación	4,000 m (13,123 ft.)
Humedad relativa	0 ~ 100%
Conector de CC	Staubli MC4
Conector de CA	Conector resistente al agua + OT/DT Terminal
Clase de protección	IP66
Topología	Sin transformador
Cumplimiento estándar (Más información disponible a pedido)	
Certificados	EN 62109-1/-2, IEC 62109-1/-2, EN 50530, IEC 62116, IEC 61727, IEC 60068, IEC 61683

2.2.6 IC-01: Intercambiador de calor

Ficha técnica de equipo

Proyecto	Planta piloto de amoniaco verde
Ingeniero	Jose Antonio Jiménez Viuda
Equipo	Intercambiador de calor
Código de referencia	IC-01
Fecha	02/11/22

Tipo de intercambiador		Carcasa y tubos
Dirección relativa de los fluidos		Contracorriente
Calor intercambiado	W	4260
Área de intercambio	m ²	0,444
Material		Acero 316

		Hot Side	Cold Side
Fluido		Gas mezcla	Gas mezcla
Caudal	m ³ /h	0,533	0,776
Temperatura entrada	°C	391,79	121,91
Temperatura salida	°C	164,05	340,23
LMDT	K		319,93
Presión	bar	140	140

2.2.7 IC-02: Intercambiador de calor

Ficha técnica de equipo

Proyecto	Planta piloto de amoniaco verde
Ingeniero	Jose Antonio Jiménez Viuda
Equipo	Intercambiador de calor
Código de referencia	IC-02
Fecha	02/11/22

Tipo de intercambiador		Carcasa y tubos
Dirección relativa de los fluidos		Contracorriente
Calor intercambiado	W	3870
Área de intercambio	m ²	0,12
Material		Titanio

		Hot Side	Cold Side
Fluido		Gas mezcla	Agua Mar
Caudal	m ³ /h	0,776	200
Temperatura entrada	°C	164,04	20
Temperatura salida	°C	29,74	35,46
LMDT	K		319,55
Presión	bar	140	1,013

2.2.8 IC-03: Intercambiador de calor

Ficha técnica de equipo

Proyecto	Planta piloto de amoniaco verde
Ingeniero	Jose Antonio Jiménez Viuda
Equipo	Intercambiador de calor
Código de referencia	IC-03
Fecha	02/11/22

Tipo de intercambiador		Carcasa y tubos
Dirección relativa de los fluidos		Contracorriente
Calor intercambiado	W	1400
Área de intercambio	m ²	0,022
Material		Titanio

		Hot Side	Cold Side
Fluido		Gas mezcla	Agua Mar
Caudal	m ³ /h	0,844	200
Temperatura entrada	°C	418,08	20
Temperatura salida	°C	344,93	25,59
LMDT	K		630,8
Presión	bar	140	1,013

2.2.9 N-01: Generador de nitrógeno PSA Parker N2C-C

Flowrate

Model	Units	10PPM	100PPM	0.1%	0.5%	1%	2%	3%	4%	5%
N2C-2	m ³ /hr	0.81	1.54	2.48	3.69	4.39	6.11	7.73	9.13	10.29
	cfm	0.5	0.9	1.5	2.2	2.6	3.6	4.5	5.4	6.1
N2C-4	m ³ /hr	1.73	2.94	4.96	7.58	9.12	12.95	15.89	18.38	20.57
	cfm	1.0	1.7	2.9	4.5	5.4	7.6	9.4	10.8	12.1
N2C-6	m ³ /hr	2.41	4.46	7.59	11.06	13.32	18.64	22.68	26.06	29.04
	cfm	1.4	2.6	4.5	6.5	7.8	11.0	13.3	15.3	17.1
N2C-8	m ³ /hr	3.38	5.89	10.24	14.86	18.01	24.02	29.33	33.93	37.81
	cfm	2.0	3.5	6.0	8.7	10.6	14.1	17.3	20.0	22.3

Stated flows are for operation at 100 psi g (7 bar g / 0.7 MPa g) with reference to 77°F (25 °C)

Inlet Parameters

Inlet Air Quality	ISO 8573-1: 2010 Class 2.2.2 (2.2.1 with high oil vapour content)
Inlet Air Pressure Range	87 - 145 psi g (6 - 10 bar g)

Electrical Parameters

Generator Supply	100 - 240 +/- 10% Vac 50/60Hz
Generator Power	55 W
Fuse	3.15 A (Anti Surge (T), 250v, 5 x 20mm HBC, Breaking Capacity 1500A @ 250v, IEC 60127, UL R/C Fuse)

Environmental Parameters

Ambient Temperature	5 - 50°C (41 - 122°F)
Humidity	50% @ 104°F (80% MAX @ 88°F) (50% @ 40°C (80% @ MAX @ 31°C))
IP Rating	IP20 / NEMA 1
Pollution Degree	2
Installation Category	II
Altitude	< 2000 m (6562 ft)
Noise	<80 dB (A)

Port Connections

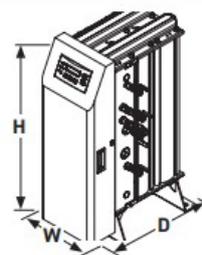
Air Inlet	1/2"
N2 Outlet to Buffer	1/2"
N2 Inlet from Buffer	1/2"
N2 Outlet	1/2"

Preventative Maintenance Kits

Part Number	Description / Service Interval	Contents
606280162	12 Month MIST-X Silencer Kit (Every 12 Months)	MIST-X 150 Silencer
P010AO	12 Month Filter Element Kit (Every 12 Months)	P001AO Dust Filter Element
M24.PPM.0002	24 Month PPM Service Kit (Every 24 Months)	PPM Cell c/w Wiring
M24.PCT.0002	24 Month Percentage Service Kit (Every 24 Months)	% Cell c/w Wiring
606510003	24 Month Valve Overhaul Kit - Generator With Analyzer (Every 24 Months)	Air Inlet Valves (x2) Exhaust Valves (x2) Outlet Valves (x2)
606510005	24 Month Valve Overhaul Kit - Generator Without Analyzer (Every 24 Months)	Air Inlet Valves (x2) Exhaust Valves (x2) Outlet Valve

Weights and Dimensions

Model	Unpacked								Packed							
	Height (H)		Width (W)		Depth (D)		Weight		Height		Width		Depth		Weight	
	mm	ins	mm	ins	mm	ins	kg	lbs	mm	ins	mm	ins	mm	ins	kg	lbs
N2C-2					471	19	98	216							174	383
N2C-4					640	26	145	320	1490	59	612	24	950	38	221	487
N2C-6	1034	41	450	18	809	33	196	432							272	597
N2C-8					977	38	249	549							303	668



Parker has a continuous policy of product development and although the company reserves the right to changes specifications, it attempts to keep customers informed of any alterations.

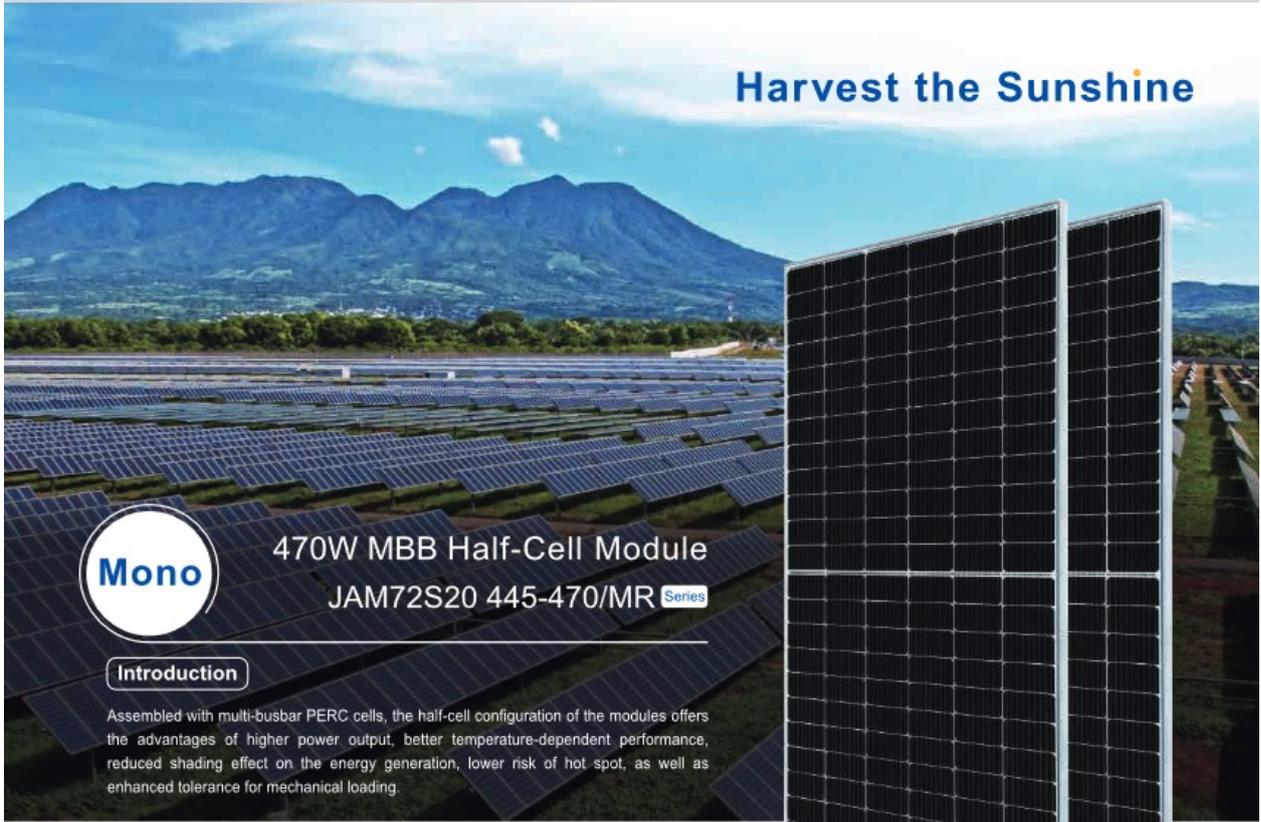
©2021 Parker Hannifin Corporation. All rights reserved.

DH_PIS NITROSOURCE Compact NA 042021



Parker Hannifin Corporation
Industrial Gas Filtration
and Generation Division
4087 Walden Avenue
Lancaster, NY 14086
phone 800 343 4048
www.parker.com/igfg

2.2.10 P-01: Panel JA Solar 450W 24V Monocrystalino PERC



Harvest the Sunshine

Mono

470W MBB Half-Cell Module
JAM72S20 445-470/MR Series

Introduction

Assembled with multi-busbar PERC cells, the half-cell configuration of the modules offers the advantages of higher power output, better temperature-dependent performance, reduced shading effect on the energy generation, lower risk of hot spot, as well as enhanced tolerance for mechanical loading.



Higher output power



Lower LCOE



Less shading and lower resistive loss

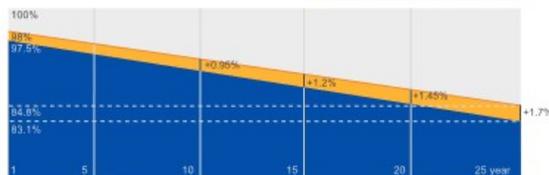


Better mechanical loading tolerance

Superior Warranty

- 12-year product warranty
- 25-year linear power output warranty

0.55% Annual Degradation Over 25 years



■ New linear power warranty ■ Standard module linear power warranty

Comprehensive Certificates

- IEC 61215, IEC 61730, UL 61215, UL 61730
- ISO 9001: 2015 Quality management systems
- ISO 14001: 2015 Environmental management systems
- ISO 45001:2018 Occupational health and safety management systems
- IEC TS 62941: 2016 Terrestrial photovoltaic (PV) modules – Guidelines for increased confidence in PV module design qualification and type approval



JA SOLAR

www.jasolar.com
Specifications subject to technical changes and tests.
JA Solar reserves the right of final interpretation.



2.2.11 R-01: Primer lecho catalítico

Ficha técnica de equipo

Proyecto	Planta piloto de amoniaco verde
Ingeniero	Jose Antonio Jiménez Viuda
Equipo	Reactor catalítico
Código de referencia	R-01
Fecha	31/10/22

Tipo de equipo		Recipiente a presión
Material		ASME SA542 Grade B Class 4
Temperatura máxima de trabajo	°C	500
Presión máxima de trabajo	bar	150
Forma constructiva		Cilíndrica
Diámetro interno del lecho	m	0,025
Longitud del lecho	m	0,51
Volumen catalítico	m ³	0,025
Composición de Catalizador		Base Férrica
Forma Catalizador		Esférica, 6 mm
Normativa aplicable		ASME Boiler & Pressure Vessel Code EN 13445

2.2.12 R-02: Segundo lecho catalítico

Ficha técnica de equipo

Proyecto	Planta piloto de amoniaco verde
Ingeniero	Jose Antonio Jiménez Viuda
Equipo	Reactor catalítico
Código de referencia	R-02
Fecha	31/10/22

Tipo de equipo		Recipiente a presión
Material		ASME SA542 Grade B Class 4
Temperatura máxima de trabajo	°C	500
Presión máxima de trabajo	bar	150
Forma constructiva		Cilíndrica
Diámetro interno del lecho	m	0,025
Longitud del lecho	m	0,68
Volumen catalítico	m ³	0,033
Composición de Catalizador		Base Férrica
Forma Catalizador		Esférica, 6 mm
Normativa aplicable		ASME Boiler & Pressure Vessel Code EN 13445

2.2.13 T-01: Depósito Hidrógeno Mahytec 850 L



DATASHEET

TANK – 60bar 850L

Type IV buffer tank at 60bar

The perfect solution to store H2 after electrolyser



Example of installation: two tanks in a rack

SERVICE CONDITIONS	
Mass of hydrogen stored at 60bar (15°C)	4.2kg
Temperature of use	From -40°C to 65°C
Maximum working pressure (PS)	60bar
Maximum refilling pressure	60bar
Position of use	Vertical or horizontal
DIMENSIONS	
Inner volume	850L
Mass of empty tank	215kg
External dimensions (cm) (without support)	Ø 84 x 187
Orifice diameter	60 mm
MATERIALS	
Hydrogen tank	Type IV – Polymer liner reinforced with composite material
Boss (x2)	Stainless steel 316L
CERTIFICATIONS	
Service life	20 years / 10,000 cycles
Hydrostatic test pressure	86bar
Approved according to	AD2000 - PED 2014/68/EU
OPTIONS	
Flange	Ø60 mm → ¼ NPT female
Flange	Ø60 mm → Side-exit ¼ NPT Female (PRV) and thread 1" 1/8 – 12UNF (valve)
Valve	PED with TPRD 2 threads ¼" BSPP female → Ø orifice = 6 mm
PRV	60bar maximum → Cv = 0,38 at 60bar / Ø = 4.77mm
Fittings	on request
Tank support frame	Simple or double ¹

¹ Other configurations on request. Possible to integrate in a container of QUADRHY

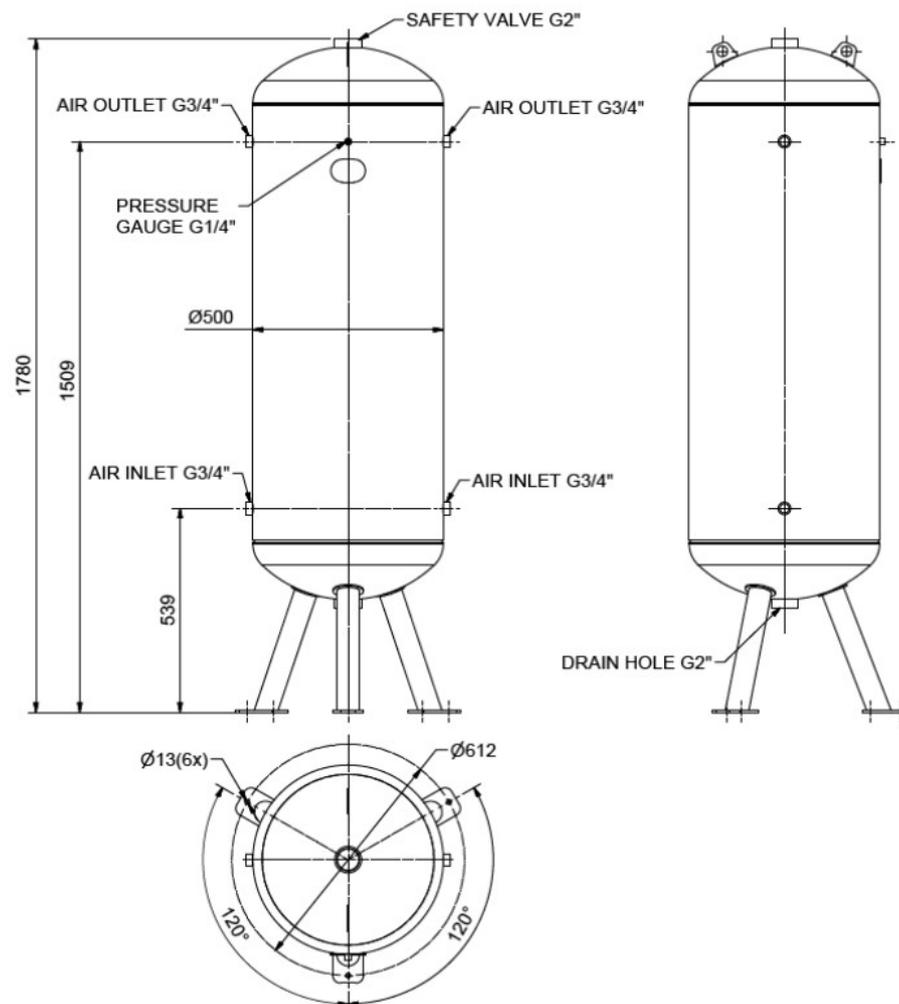
2.2.14 T-02: Depósito Aire Comprimido Atlas LV-250 L

El recipiente LV 250 ha sido diseñado y construido para cumplir con la directiva vigente sobre recipientes a presión 2014/29/UE, y es suministrado con su correspondiente certificado.

La gama de depósitos acumuladores LV 250 cubre presiones de 11, 16 y 21 bar.

Alcance de suministro:

- Acabado exterior-interior galvanizado en caliente.
- Válvula de seguridad.
- Manómetro de esfera.
- 2 Reducciones.
- 2 Tapones.
- Válvula de bola para purga manual de condensados.
- Útiles de elevación para facilitar la manipulación.
- Documentación



2.2.15 T-03: Depósito Nitrógeno 1000 L

Ficha técnica de equipo

Proyecto	Planta piloto de amoniaco verde
Ingeniero	Jose Antonio Jiménez Viuda
Equipo	Tanque Nitrógeno Comprimido
Código de referencia	T-05
Fecha	21/11/22

Tipo de equipo		Recipiente a presión
Material		Acero Inoxidable
Presión de diseño	bar	35
Presión máxima de servicio	bar	30
Forma constructiva		Cilíndrica
Montaje		Horizontal
Volumen	m ³	1
Diámetro	mm	700
Altura	mm	1600
Normativa aplicable		ASME

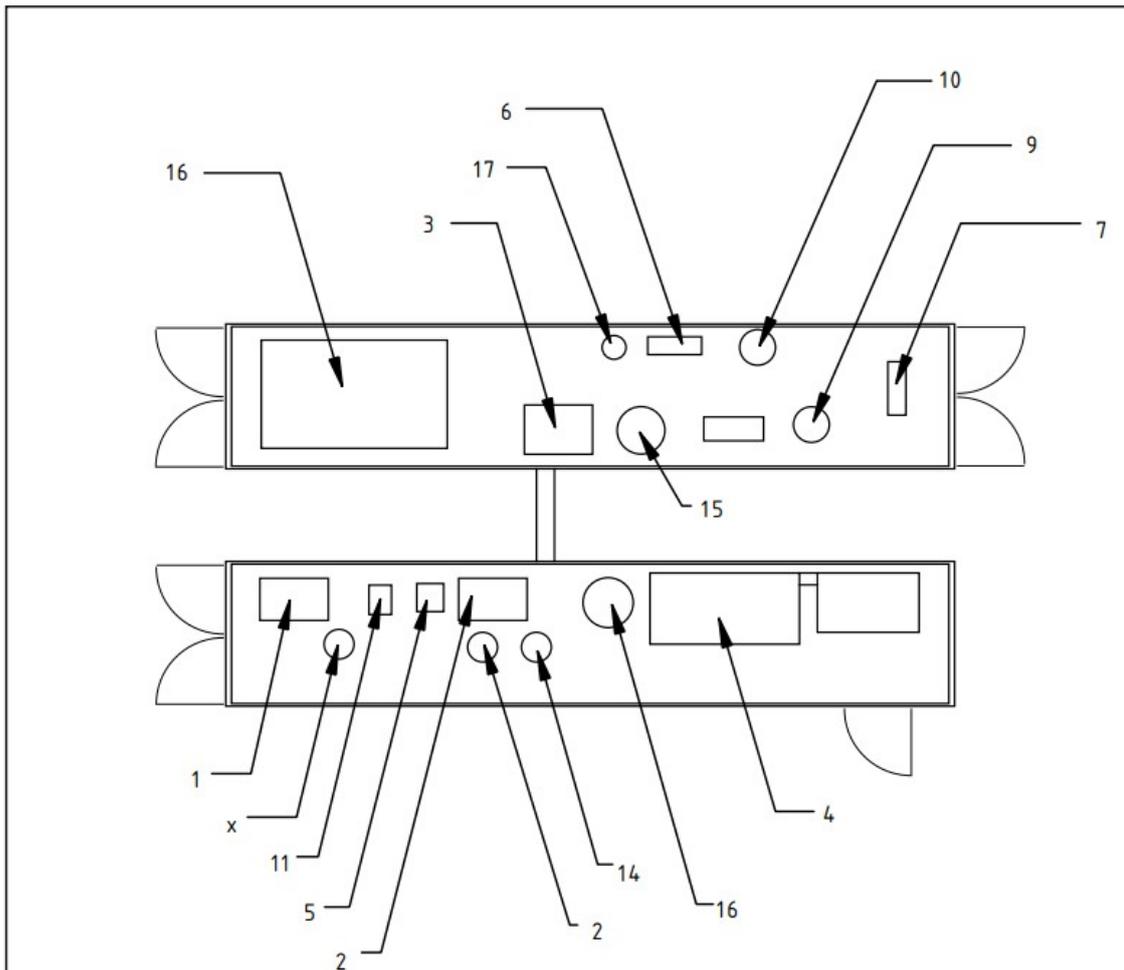
3 PLANOS

3 Planos	79
3.1 <i>PLA-01: Plano del Valle de Escombreras</i>	80
3.2 <i>PLA-02: Distribución de equipos en planta</i>	81
3.3 <i>PLA-03: Renders 3D de la planta de amoniaco</i>	82
3.4 <i>PLA-04: Balance Materia y Energía Circuito Síntesis</i>	83
3.5 <i>PLA-05: Diagrama de Flujo del Proceso</i>	84

3.1 PLA-01: Plano del Valle de Escombreras



3.2 PLA-02: Distribución de equipos en planta



1	C-01	Compresor Atlas GA 5-10	9	R-01	Primer Lecho Catalítico
2	C-02	Compresor Atlas LT 3-15	10	R-02	Segundo Lecho Catalítico
3	C-03	Compresor Bauer PE 100-3-VE	11	S-01	Secador Parker
4	E-01	Electrolizador Nel C10	12	T-01	Depósito Hidrógeno Mahytec 850 L
5	IC-01	Intercambiador de Calor	13	T-02	Depósito Aire Comprimido 250 L
6	IC-02	Intercambiador de Calor	14	T-03	Depósito Nitrógeno
7	IC-03	Intercambiador de Calor	15	T-04	Depósito Gas Síntesis
8	N-01	Generador de Nitrógeno PSA Parker N2E-C	16	T-05	Depósito Amoniaco 3000 L
			17	W-01	Tanque Destilación Flash

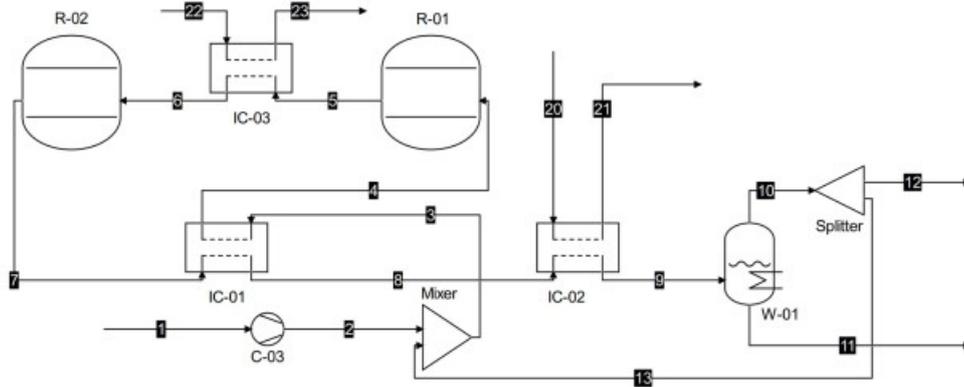
Author: Jose A. Jiménez Viuda Appr.: Jose A. Jiménez Viuda	Legal owner: Jose A. Jiménez Viuda	Scale: 1:100 Toler.: +/- 0,5mm	Sheet: 1 of 1 Size: A4
TITLE: Distribución de equipos en planta		Part material: Part number:	
		Drawing no.: 02	
		Date: 2022-11-11	Revision: 00
Document type: Planta amoniaco verde (R) DO NOT DUPLICATE THIS DRAWING TO THIRD PARTIES WITHOUT OWNER'S PERMISSION !			



3.3 PLA-03: Renders 3D de la planta de amoniaco



3.4 PLA-04: Balance Materia y Energía Circuito Síntesis



Stream	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Unit
Flow rate	5	5	23.1033	23.1033	23.1033	23.1033	23.1033	23.1036	23.1036	18.1123	kg / h
Temperature	92.98	402.241	121.905	340.233	418.081	344.928	391.787	164.045	29.7449	29.7449	°C
Pressure	30	140	140	140	140	140	140	140	140	140	bar
Mole frac Hydrogen	0.75	0.75	0.630633	0.630633	0.539273	0.539273	0.498828	0.498823	0.498823	0.587347	
Mole frac Nitrogen	0.25	0.25	0.264887	0.264887	0.24018	0.24018	0.229241	0.229239	0.229239	0.270286	
Mole frac Ammonia	0	0	0.10448	0.10448	0.220547	0.220547	0.271931	0.271938	0.271938	0.142367	
Flow Hydrogen	0.887765	0.887765	2.80496	2.80496	2.17051	2.17051	1.92661	1.92661	1.92661	1.91815	kg / h
Flow Nitrogen	4.11223	4.11223	16.3724	16.3724	13.4335	13.4335	12.3038	12.3038	12.3038	12.2663	kg / h
Flow Ammonia	0	0	3.92595	3.92596	7.49925	7.49925	8.8729	8.87319	8.87319	3.92791	kg / h
Flow Water	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	kg / h
Enthalpy	1950.25	11213.2	2671.19	9621.86	12571.4	10047.1	11819.8	3815.37	-3456.25	-426.41	J / mol
Vapor phase											
Mole phase fraction	1	1	1	1	1	1	1	1	0.845552	1	
Liquid phase											
Mole phase fraction									0.154448	0	

Stream	11	12	13	20	21	22	23	Unit
Flow rate	4.99123	0.00905617	18.1033	200	200	200	200	kg / h
Temperature	29.7449	29.7449	29.7449	20	35.4592	20	25.591	°C
Pressure	140	140	140	1.013	1.013	1.013	1.013	bar
Mole frac Hydrogen	0.0141841	0.587347	0.587347	0	0	0	0	
Mole frac Nitrogen	0.00452246	0.270286	0.270286	0	0	0	0	
Mole frac Ammonia	0.981293	0.142367	0.142367	0	0	0	0	
Flow Hydrogen	0.00846119	0.000959075	1.91719	0	0	0	0	kg / h
Flow Nitrogen	0.0374891	0.00613313	12.2601	0	0	0	0	kg / h
Flow Ammonia	4.94528	0.00196396	3.92595	0	0	0	0	kg / h
Flow Water	0	0	0	200	200	200	200	kg / h
Enthalpy	-20043.7	-426.41	-426.41	-48116	-44861.1	-46116	-45662.1	J / mol
Vapor phase								
Mole phase fraction	0	1	1					
Liquid phase								
Mole phase fraction	1	0	0	1	1	1	1	

Author: Jose A. Jiménez Viuda	Legal owner: Jose A. Jiménez Viuda	Scale: 1:100	Sheet: 1 of 1
Appr.: Jose A. Jiménez Viuda	Jose A. Jiménez Viuda	Toler.: +/- 0,5 mm	Size: A4
TITLE: Balance Materia y Energía Circuito Síntesis		Part material: Part number:	
		Drawing no.: 04	
		Date: 2022-11-14	Revision: 00
Document type: Planta amoniaco verde			
(R) DO NOT DUPLICATE THIS DRAWING TO THIRD PARTIES WITHOUT OWNER'S PERMISSION !			



C-01	Compresor Atlas GA 5-10
C-02	Compresor Atlas LT 3-15
C-03	Compresor Bauer PE 100-3-VE
E-01	Electrolizador Nel C10
IG-01	Intercambiador de Calor
IG-02	Intercambiador de Calor
IG-03	Intercambiador de Calor
N-01	Generador de Nitrógeno PSA Parker N2C-C
R-01	Primer Lecho Catalítico

R-02	Segundo Lecho Catalítico
S-01	Secador Parker
T-01	Depósito Hidrógeno Mahytec 850 L
T-02	Depósito Aire Comprimido 250 L
T-03	Depósito Nitrógeno
T-04	Depósito Gas Síntesis
T-05	Depósito Amoniac 3000 L
W-01	Tanque Destilación Flash

1	Aire Atmosférico
2	Aire (7 bar)
3	Aire (7 bar)
4	Aire Seco (7 bar)
5	Nitrógeno (7 bar)
6	Nitrógeno (7 bar)
7	Nitrógeno (30 bar)
8	Nitrógeno (30 bar)
9	Agua Desionizada ASTM tipo 1
10	Hidrógeno (30 bar)
11	Hidrógeno (30 bar)
12	Gas Reposición (30 bar)
13	Gas Reposición (140 bar)

13	Gas Reposición (140 bar)
14	Gas Reposición (140 bar)
15	Gas Síntesis (140 bar, 121,9 °C)
16	Entrada 1º Lecho (140 bar, 340,2 °C)
17	Salida 1º Lecho (140 bar, 418,1 °C)
18	Entrada 2º Lecho (140 bar, 344,9 °C)
19	Salida 2º Lecho (140 bar, 391,8 °C)
20	Salida 2º Lecho (140 bar, 164 °C)
21	Salida 2º Lecho (140 bar, 29,7 °C)
22	Amoniac Liquido (140 bar, 29,7 °C)
23	Amoniac Liquido (20 bar)
24	Gas Recirculación (140 bar, 29,7 °C)
25	Gas Recirculación (140 bar, 29,7 °C)

Author: Jose A. Jiménez Viuda Appr.: Jose A. Jiménez Viuda	Legal owner: Jose A. Jiménez Viuda	Scale: 1:100 Toler.: +/- 0,5 mm	Sheet: 2 of 2 Size: A4
TITLE: Diagrama Flujo del Proceso		Part material: Part number: Drawing no.: 05	
Document type: Planta amoniaco verde		Date: 2022-11-14	Revision: 00
(R) DO NOT DUPLICATE THIS DRAWING TO THIRD PARTIES WITHOUT OWNER'S PERMISSION !			



4 PRESUPUESTO EJECUCIÓN MATERIAL

Presupuesto Ejecución Material

Proyecto: Planta piloto de amoniaco verde

Ingeniero: Jose Antonio Jiménez Viuda

Fecha: 02/11/2022

*Impuestos no incluidos

Obra Civil

	Precio Unitario*	Cantidad	Total
Acondicionamiento del Terreno (Desbroce y limpieza del terreno con arbustos)	365,27 €	1	365,27 €
Instalación Eléctrica y de Fontanería	4.152,00 €	1	4.152,00 €
Solera de Hormigón	1.713,32 €	1	1.713,32 €
			6.230,59 €

Equipos Principales de la Planta de Amoniaco

	Precio Unitario*	Cantidad	Total
Compresor Atlas GA 5-10	5.750,00 €	1	5.750,00 €
Compresor Atlas LT 3-15	4.720,00 €	1	4.720,00 €
Compresor Bauer PE 100-3-VE	9.160,00 €	1	9.160,00 €
Electrolizador Nel C10	136.400,00 €	1	204.600,00 €
Generador Nitrógeno PSA Parker N2C-C	18.319,00 €	1	18.319,00 €
Intercambiador de Calor IC-01	11.300,00 €	1	11.300,00 €
Intercambiador de Calor IC-02	16.890,00 €	1	16.890,00 €
Intercambiador de Calor IC-03	18.730,00 €	1	18.730,00 €

Reactor Catalítico R-01	31.740,00 €	1	31.740,00 €
Reactor Catalítico R-02	33.430,00 €	1	33.430,00 €
Depósito de Hidrógeno T-01	4.950,00 €	1	4.950,00 €
Depósito Aire Comprimido T-02	935,00 €	2	1.870,00 €
Depósito Nitrógeno T-03	2.940,00 €	1	2.940,00 €
Depósito de T-04	13.690,00 €	1	13.690,00 €
Depósito de Amoníaco T-05	23.040,00 €	1	23.040,00 €
Tanque Destilación Instantánea W-01	8.560,00 €	1	8.560,00 €
			409.689,00 €

Montaje de la Planta

	Precio Unitario*	Cantidad	Total
Contenedor 40FT C-01	30.730,00 €	1	30.730,00 €
Contenedor 40FT C-02	32.120,00 €	1	32.120,00 €
Mano de Obra (h)	20,60 €	147	3.028,20 €
Manguera DN6 (3 metros, 150 bar, 450°C)	318,75 €	3	956,25 €
Auxiliares Varios (Bombillas, tornillos, etc.)	412,00 €	1	412,00 €
			67.246,45 €

Sistema de Control

	Precio Unitario*	Cantidad	Total
Cableado de Señal (Unidades de rollo de 3 metros)	14,70 €	6	88,20 €
Equipos Visuales de Medida	91,30 €	10	913,00 €
Mano de Obra (h)	24,90 €	71	1.767,90 €

Sensores de Temperatura	60,30 €	27	1.628,10 €
Sensores de Presión	71,60 €	27	1.933,20 €
Panel de Control	396,00 €	1	396,00 €
PLC Simenes S7-1200	497,02 €	2	994,04 €
Válvulas Eléctricas	189,00 €	13	2.457,00 €
			10.177,44 €

Auxiliares

	Precio Unitario*	Cantidad	Total
Instalación Hidráulica	2.100,00 €	1	2.100,00 €
Bomba Hidráulica	3.950,00 €	2	7.900,00 €
Torre de Evaporación	6.240,00 €	2	12.480,00 €
			22.480,00 €

Instalación Fotovoltaica y de Potencia

	Precio Unitario*	Cantidad	Total
Cableado de Potencia	47,10 €	102	4.804,20 €
Cuadro de Potencia	12.380,00 €	1	12.380,00 €
Estructura Alumino para Cubierta Inclínada	39,00 €	289	11.271,00 €
Inversor Huawei SUN 2000 100KTL-M1	6.007,94 €	1	6.007,94 €
Mano de Obra (h)	21,40 €	372	7.960,80 €
Panel Fotovoltaico JAM72S20-450/MR	168,77 €	289	48.774,53 €
			91.198,47 €

Total*: 607.021,95 euros

