

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS
INDUSTRIALES Y DE TELECOMUNICACIÓN

UNIVERSIDAD DE CANTABRIA



Trabajo Fin de Grado

**Análisis comparativo del dimensionado y
costes de una planta de e-amoniaco a
pequeña escala**
(Comparative analysis of the sizing and costs
of a small-scale e-ammonia plant)

Para acceder al Título de

Graduado/a en Ingeniería Química

Autor: Belén Ruiz Fernández

TÍTULO	Análisis comparativo del dimensionado y costes de una planta de e-Amoniacó a pequeña escala		
AUTOR	Belén Ruiz Fernández		
DIRECTOR/CODIRECTOR	Berta Galán Corta/Javier R.Viguri Fuente		
TITULACIÓN	<i>Grado en Ingeniería Química</i>	FECHA	

PALABRAS CLAVE

Amoniacó verde, e-amoniaco, pequeña escala, hidrólisis, síntesis de amoniaco, separación del aire, costes de equipos, estimación preliminar, métodos modulares.

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Se centra en la necesidad de desarrollar tecnologías más sostenibles y eficientes para la producción de amoniaco, un compuesto esencial en la producción de fertilizantes y productos químicos, debido a la creciente presión por reducir las emisiones de carbono en los sectores industriales. La producción convencional de amoniaco, basada en el proceso Haber-Bosch, es intensiva en emisiones de CO₂ debido a su dependencia del gas natural. Como respuesta a este desafío, el TFG explora el e-amoniaco, que se produce mediante procesos que utilizan fuentes de energía renovable y, en particular, un electrolizador para generar el hidrógeno necesario para la síntesis de amoniaco.

Este trabajo plantea el problema de dimensionar los equipos y estimar los costes de los mismos de una planta de producción de e-amoniaco a pequeña escala con diferentes metodologías de estimación de costes. El objetivo es analizar comparativamente los costes de equipos estimados mediante diferentes métodos modulares previo dimensionado de los equipos. Especial hincapié se realizará en la estimación de coste del electrolizador.

RESULTADOS

El TFG evalúa diferentes metodologías para estimar los costes de los equipos de una planta de e-amoniaco a pequeña escala, entre ellas: los métodos de Guthrie, Seider, Turton y la web Matche. Estas metodologías se aplicaron a las tres unidades clave de la planta: la unidad de separación del aire, la unidad de hidrólisis y la unidad de síntesis de amoniaco.

El análisis comparativo de costes mostró un rango significativo de variación. Por ejemplo, el método de Seider proporciona el coste total más alto, cercano a 3.2 millones de dólares, mientras que el método de Guthrie estima el coste total más bajo, alrededor de 2.7 millones de dólares.

Además, en los resultados destacan, que, en todas las metodologías utilizadas, la unidad de hidrólisis es la más costosa, debido principalmente al elevado precio del electrolizador. En segundo lugar, la unidad de síntesis de amoniaco y seguido la unidad de separación del aire. Respecto a la comparación de dimensionado entre los métodos

de Guthrie y Aspen plus muestra que Aspen tiende a ser más conservador cuando estima equipos de mayor tamaño o potencia para garantizar una mayor eficiencia y capacidad operativa. Guthrie, por otro lado, utiliza ecuaciones empíricas que ofrecen resultados más simplificados, pero válidos.

CONCLUSIONES

El electrolizador supone el principal coste, en todas las metodologías de estimación de costes aplicadas. Su relevancia en el proceso de producción de amoníaco verde es indiscutible, ya que representa una proporción significativa del coste total de la planta, entre el 37% y el 47% en función del método utilizado. Esto subraya la necesidad de optimizar el diseño y reducir los costes de los electrolizadores para mejorar la viabilidad económica de las plantas.

Respecto a las metodologías de estimación de costes utilizadas en el análisis (Guthrie, Seider, Turton y Matche), han generado resultados coherentes y comparables entre sí, lo que sugiere que los valores obtenidos son confiables dentro del rango esperado para evaluaciones preliminares. Mientras que el método de Seider muestra los costes elevados, el método de Guthrie ofrece estimaciones de costes de equipos más bajas.

BIBLIOGRAFIA

- Biegler, L. T., Grossmann, I. E., & Westerberg, A. W. (1997). *Systematic methods of chemical process design*. Prentice Hall
- Guthrie, K.M., 1969. Data and techniques for preliminary capital cost estimating. *Chemical Engineering*, 76(6), 114-142, March 24.
- International Energy Agency (IEA). (2021). *Ammonia Technology Roadmap*. <https://www.iea.org/reports/ammonia-technology-roadmap>
- IRENA 2020, Green Hydrogen Cost Reduction: Scaling up Electrolysers to Meet the 1.5°C Climate Goal, International Renewable Energy Agency, Abu Dhabi. https://irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2020/Dec/IRENA_Green_hydrogen_cost_2020.pdf
- Seider, W., Lewin, D., Seader, J., Widadgo, S., Gani, R., Ng, K.M., 2017. *Product and Process Design Principles*. 4th Ed. John Wiley & Sons.
- Turton, R., Bailie R., Whiting, W., Shaeiwitz, J., Bhattacharyya, D., *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*, 5th Ed. Prentice Hall PTR. 2018.

TITLE	Comparative análisis of sizing and costs of a small-scale e-Ammonia plant		
AUTHOR	Belén Ruiz Fernández		
DIRECTOR/CODIRECTOR	Berta Galán Corta/Javier R.Viguri Fuente		
DEGREE	<i>Degree in Chemical Engineering</i>	FECHA	

KEYWORDS

Green ammonia, e-ammonia, small scale, hydrolysis, ammonia synthesis, air separation, equipment costs, preliminary estimation, modular methods.

SCOPE

This study focuses on the need to develop more sustainable and efficient technologies for ammonia production, an essential compound in the production of fertilizers and chemicals, due to growing pressure to reduce carbon emissions in industrial sectors. Conventional ammonia production, based on the Haber-Bosch process, is CO₂-intensive due to its reliance on natural gas. In response to this challenge, the thesis explores e-ammonia, which is produced through processes that use renewable energy sources, particularly an electrolyzer to generate the hydrogen necessary for ammonia synthesis.

This work addresses the problem of sizing the equipment and estimating the costs for a small-scale e-ammonia production plant using different cost estimation methodologies. The objective is to comparatively analyze the equipment costs estimated by different modular methods after the equipment sizing. Special emphasis will be placed on estimating the cost of the electrolyzer.

RESULTS

The thesis evaluates different methodologies for estimating the costs of the equipment for a small-scale e-ammonia plant, including: Guthrie, Seider, Turton methods, and the Matche web tool. These methodologies were applied to the three key units of the plant: the air separation unit, the hydrolysis unit, and the ammonia synthesis unit.

The comparative cost analysis showed a significant range of variation. For instance, the Seider method provides the highest total cost, close to \$3.2 million, while the Guthrie method estimates the lowest total cost, around \$2.7 million.

Additionally, the results highlight that in all methodologies used, the hydrolysis unit is the most expensive, mainly due to the high cost of the electrolyzer. Secondly, the ammonia synthesis unit follows, and then the air separation unit. Regarding the sizing comparison between Guthrie's method and Aspen Plus, Aspen tends to be more

conservative by estimating larger or more powerful equipment to ensure greater efficiency and operational capacity. Guthrie, on the other hand, uses empirical equations that offer more simplified but valid results.

CONCLUSIONS

The electrolyzer represents the main cost in all the cost estimation methodologies applied. Its relevance in the green ammonia production process is indisputable, as it accounts for a significant portion of the total plant cost, ranging between 37% and 47% depending on the method used. This underscores the need to optimize the design and reduce the costs of electrolyzers to improve the economic viability of the plants.

Regarding the cost estimation methodologies used in the analysis (Guthrie, Seider, Turton, and Matche), they generated consistent and comparable results, suggesting that the values obtained are reliable within the expected range for preliminary assessments. While the Seider method shows higher costs, the Guthrie method offers lower equipment cost estimates.

BIBLIOGRAPHY

- Biegler, L. T., Grossmann, I. E., & Westerberg, A. W. (1997). *Systematic methods of chemical process design*. Prentice Hall
- Guthrie, K.M., 1969. Data and techniques for preliminary capital cost estimating. *Chemical Engineering*, 76(6), 114-142, March 24.
- International Energy Agency (IEA). (2021). *Ammonia Technology Roadmap*. <https://www.iea.org/reports/ammonia-technology-roadmap>
- IRENA 2020, Green Hydrogen Cost Reduction: Scaling up Electrolysers to Meet the 1.5°C Climate Goal, International Renewable Energy Agency, Abu Dhabi. https://irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2020/Dec/IRENA_Green_hydrogen_cost_2020.pdf
- Seider, W., Lewin, D., Seader, J., Widadgo, S., Gani, R., Ng, K.M., 2017. *Product and Process Design Principles*. 4th Ed. John Wiley & Sons.
- Turton, R., Bailie R., Whiting, W., Shaeiwitz, J., Bhattacharyya, D., *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*, 5th Ed. Prentice Hall PTR. 2018.

Índice

1. Introducción.....	1
1.1. El mercado del Amoniac: Transición hacia la sostenibilidad y nuevas oportunidades energéticas.....	1
1.2. Amoniac Verde: Solución sostenible para la industria y energía	2
1.2. Comparativa de costes y dimensionado con plantas convencionales	4
1.2.1. Comparación de Plantas de Producción de Amoniac Convencional vs. Amoniac Verde	4
1.2.2. Comparación del Dimensionado y Escalabilidad.....	5
1.2.3. Comparación de Costes de Equipos	5
2. Objetivos.....	6
3. Planta de producción de e-amoniaco: Diagrama de flujo y listado de equipos.....	7
3.1. Unidad de separación del aire	7
3.2. Unidad de hidrólisis	10
3.3. Unidad de síntesis del amoniaco.....	13
4. Metodología	19
4.1. Dimensionado de equipos basado en el método de Guthrie	19
4.2. Estimación del coste de los equipos de separación por membranas	23
4.3. Estimación del coste de compra de equipos basado en Guthrie, 1969.....	24
4.4. Estimación del coste de compra de equipos basado en Seider et al., 2017	26
4.5. Estimación del coste de compra de equipos basado en Turton et al., 2018.....	27
4.6. Estimación del coste de compra de equipos basado en datos en la web Matche.....	28
5. Resultados: Dimensionado de equipos	29
5.1. Dimensionado de recipientes.....	29
5.2. Dimensionado de equipos de separación flash.....	30
5.3. Dimensionado de reactores	30
5.4. Dimensionado de intercambiadores de calor de carcasa y tubo	30
5.5. Dimensionado de calentadores/enfriadores	31
5.6. Dimensionado de compresores.....	31
5.7. Dimensionado de bombas	32
6. Estimación de costes de los equipos según el método de Guthrie, Seider et al., 2017, Turton et al., 2018 y la web Matche.....	34
6.1. Coste de recipientes	35
6.2. Coste de equipos de separación flash	35
6.3. Coste de reactores.....	36

6.4.	Coste de Intercambiadores de calor de carcasa y tubo	37
6.5.	Coste de calentadores/enfriadores	38
6.6.	Coste de compresores	39
6.7.	Coste de bombas	39
6.8.	Coste de los equipos de separación por membranas	40
7.	Análisis del coste del electrolizador	41
8.	Análisis comparativo de costes de equipos.....	45
9.	Conclusiones.....	48
10.	Bibliografía.....	49
ANEXO I. Estimación de costes basados en Guthrie, 1969		I
ANEXO II. Estimación de costes basados en Seider et al., 2017		IV
ANEXO III. Estimación de costes basados en Turton et al., 2018.....		XV
ANEXO IV. Distribución de costes por métodos		XXV

Listado de Figuras

Figura 1. Diagrama de flujo de la unidad de separación del aire	8
Figura 2. Diagrama de flujo de la unidad de hidrólisis	11
Figura 3. Diagrama de flujo de la unidad de síntesis de amoníaco	14
Figura 4. Diagrama de intercambiador de contracorriente de carcasa y tubo	20
Figura 5. Diagrama de un compresor y una turbina.....	21
Figura 6. Diagrama de un compresor por etapas.....	22
Figura 7. Comparación de los BMC de los recipientes	35
Figura 8. Comparación de los BMC. de los equipos de separación flash	36
Figura 9. Comparación de los BMC. de los reactores.....	37
Figura 10. Comparación de los BMC. de los intercambiadores de calor.....	38
Figura 11. Comparación de los BMC. de los calentadores/enfriadores.....	38
Figura 12. Comparación de los BMC. de los compresores	39
Figura 13. Comparación de los BMC. de las bombas	40
Figura 14. Comparación de los BMC. de los separadores por membranas	41
Figura 15. Comparativa de tipos de electrolizadores: AEC, AEM, PEM y SOE para la producción de hidrógeno	41
Figura 16. BMC. Guthrie para la planta de e-amoniaco	45
Figura 17. BMC. Seider para la planta de e-amoniaco	46
Figura 18. BMC. Turton para la planta de e-amoniaco	46
Figura 19. BMC. Matche para la planta de e-amoniaco.....	47
Figura 20. BCM de la planta de e-amoniaco	47

Listado de Tablas

Tabla 1. Comparativa de vectores energéticos	3
Tabla 2. Equipos de modelado unidad de separación del aire.....	8
Tabla 3. Resultados de las corrientes de la unidad de separación del aire.....	9
Tabla 4. Equipos de modelado unidad de hidrólisis.....	11
Tabla 5. Resultados de las corrientes de la unidad de hidrólisis.....	12
Tabla 6. Resultados de las corrientes de la unidad de síntesis de amoníaco	15
Tabla 7. Equipos de modelado planta síntesis de amoníaco	16
Tabla 8. Equipos de operación para la planta de producción de e-amoniaco.....	18
Tabla 9. Tipos de bomba: Rango de capacidad y altura.....	23
Tabla 10. Estimación del coste de los equipos de separación por membranas.....	24
Tabla 11. Factores de Ajuste (MPF) para diferentes equipos de proceso.	25
Tabla 12. Dimensionado de mezcladores.....	29
Tabla 13. Dimensionado de divisores/separadores.	29
Tabla 14. Dimensionado de equipos de separación flash	30
Tabla 15. Dimensionado de reactores.....	30
Tabla 16. Dimensionado de intercambiadores de calor de carcasa y tubo.	31
Tabla 17. Dimensionado de calentadores/enfriadores.....	31
Tabla 18. Dimensionado de compresores	32
Tabla 19. Dimensionado de bombas	32
Tabla 20. Dimensionado de equipos de la unidad de separación del aire.....	33
Tabla 21. Dimensionado de equipos de la unidad de hidrólisis	33

Tabla 22. Dimensionado de equipos de la unidad de síntesis de amoníaco.....	33
Tabla 23. Costes de recipientes	35
Tabla 24. Costes de equipos de separación flash.....	36
Tabla 25. Costes de reactores.....	36
Tabla 26. Costes de intercambiadores de calor	37
Tabla 27. Costes de calentadores/enfriadores.....	38
Tabla 28. Coste de compresores	39
Tabla 29. Coste de bombas	39
Tabla 30. Coste de membranas	40
Tabla 31. Costes de electrolizadores alcalinos. En verde potencias de $\approx 1\text{MW}_{el}$	43

1. Introducción

1.1. El mercado del Amoniac: Transición hacia la sostenibilidad y nuevas oportunidades energéticas

El amoniac es fundamental en la economía global debido al importante papel que desempeña para la producción de fertilizantes, productos químicos industriales y como una potencial fuente de energía. El amoniac, cuya fórmula química es NH_3 , se trata de una de las sustancias más producidas a nivel mundial (188,44 Mt/año esperado en 2024), con aplicaciones en diversos sectores como la agricultura y la industria química, y ahora cobra una importancia fundamental en la transición hacia fuentes de energía más sostenibles (Bellona Foundation, 2019).

Actualmente, la producción de amoniac está mayormente relacionada con el proceso de Haber-Bosch, que implica la combinación de hidrógeno y nitrógeno en condiciones de alta presión y temperatura. Este método actualmente se basa de forma mayoritaria en el uso de energía proveniente de fuentes fósiles, especialmente del gas natural, lo que resulta en una importante emisión de carbono. Según un informe de la Agencia Internacional de Energía (IEA), la producción de amoniac contribuye con alrededor del 1% de las emisiones mundiales de dióxido de carbono (CO_2) (IEA, 2021).

El mercado del amoniac ha experimentado un continuo aumento gracias a la creciente demanda del sector agrícola, el cual utiliza aproximadamente el 80% de la producción global para la elaboración de fertilizantes nitrogenados como la urea y el nitrato de amonio (Fertilizer Institute, 2020). El creciente interés en el amoniac verde o e-amoniac está impulsado por las políticas de descarbonización y la necesidad de fuentes de energía más limpias, lo que ha llevado a un cambio en las tendencias de demanda del amoniac; además, factores como la fluctuación en los precios del gas natural y las regulaciones medioambientales están afectando el mercado, promoviendo un aumento en el uso de fuentes renovables para su producción (Department of Energy, 2021). Se prevé un aumento considerable en el mercado del e-amoniac a medida que avancen las tecnologías y se apliquen regulaciones para disminuir las emisiones de carbono en la industria química. Esta situación está en línea con la necesidad del sector de someterse a la mayor transformación en la historia y volverse climáticamente neutra, circular y digital con una transición hacia productos químicos seguros y sostenibles para 2050 (CEFIC, 2023).

El mercado del amoniac está en un proceso de cambio, impulsado por el aumento en la demanda de la agricultura y por la necesidad de ajustarse a los requisitos de sostenibilidad a nivel mundial. Los productores se enfrentan a oportunidades y desafíos al tener que encontrar equilibrios entre la necesidad de reducir las emisiones y mantener la rentabilidad en un mercado altamente competitivo y sujeto a los ajustes de los precios de las materias primas (IEA, 2021). Además, la transición hacia energías renovables está creando nuevas dinámicas en el sector, con un enfoque cada vez mayor en tecnologías de bajo carbono como el amoniac verde (Hydrogen Europe, 2023).

1.2. Amoniac Verde: Solución sostenible para la industria y energía

El amoniac verde es un elemento fundamental en la actualidad por diferentes motivos vinculados a abordar desafíos del cambio climático, para promover la sostenibilidad y al cambio hacia fuentes de energía más limpias y renovables.

A diferencia del amoniac tradicional que se produce a partir del proceso Haber-Bosch con gas natural como fuente de hidrógeno, el amoniac verde se genera utilizando energías renovables, lo que reduce las emisiones de dióxido de carbono en su producción (IEA, 2021). Esta innovación forma parte de un plan más grande para reducir la emisión de carbono en sectores industriales que consumen mucha energía.

El proceso más prometedor para producir amoniac verde es la electrólisis del agua, que utiliza electricidad proveniente de fuentes renovables (solar, eólica o hidroeléctrica) para descomponer el agua (H_2O) en sus componentes: hidrógeno (H_2) y oxígeno (O_2). El hidrógeno obtenido sin emisiones se combina con nitrógeno del aire para producir amoniac mediante el proceso de Haber-Bosch, utilizado también en la producción convencional. No obstante, la principal distinción reside en que este hidrógeno no proviene de combustibles fósiles, lo que conlleva a que el amoniac generado sea neutral en carbono (IEA, 2021). Proyectos a gran escala como el Siemens Green Ammonia Demonstrator han respaldado este proceso, utilizando energía eólica para llevar a cabo la electrólisis y demostrar la viabilidad del amoniac verde (Siemens, 2018).

Una alternativa al enfoque basado en energías renovables puras es el amoniac azul, que emplea gas natural como fuente de hidrógeno, pero integra tecnologías de captura y almacenamiento de carbono (CCS) para disminuir las emisiones de CO_2 . Aunque no es completamente libre de carbono como el amoniac verde, el amoniac azul se posiciona como alternativa de transición viable, dado que puede ser incorporada de manera más sencilla en las infraestructuras existentes, logrando una reducción importante en las emisiones sin necesidad de una transformación completa de la industria.

En cuanto a otras vías de producción de amoniac verde, se están investigando técnicas como la producción de hidrógeno a partir de biomasa. Este método consiste en convertir residuos agrícolas y forestales en gas, de donde se obtiene hidrógeno para usarlo en la fabricación de amoniac. Este proceso, todavía en un grado de desarrollo menor, ofrece una manera de obtener hidrógeno renovable utilizando recursos disponibles en algunas áreas, lo que podría facilitar la producción de amoniac en zonas rurales o en países en desarrollo. (IEA, 2021).

El amoniac verde no solo juega un papel crucial en la descarbonización de la producción de fertilizantes, sino que también tiene el potencial de convertirse en un vector energético alternativo. Su uso como combustible libre de carbono está siendo explorado en sectores difíciles de electrificar, como el transporte marítimo y la producción de energía en redes eléctricas de regiones remotas. Estos sectores ven en el amoniac verde una opción viable debido a su facilidad para almacenar y

transportar hidrógeno de manera más eficiente que el hidrógeno puro, gracias a sus características físicas y su mayor estabilidad a temperaturas manejables (Ecuity Consulting, 2020; Bellona Foundation, 2019).

A pesar de los desafíos actuales en la producción de amoníaco verde, las perspectivas a largo plazo son positivas. Según la Agencia Internacional de la Energía (IEA, 2022), se espera que la capacidad global de producción crezca considerablemente en los próximos años, impulsada por inversiones en energías renovables y avances en la tecnología de electrólisis. Diversos países ya están implementando proyectos piloto y de demostración para producir amoníaco verde a gran escala, como parte de los esfuerzos globales hacia la descarbonización y la sostenibilidad energética.

Un ejemplo notable es el proyecto HyEx en Chile, que busca aprovechar la energía solar y eólica para la producción de amoníaco verde, posicionando al país como un líder en la exportación de hidrógeno y amoníaco verde. Este proyecto tiene como objetivo reemplazar los combustibles fósiles por fuentes renovables contribuyendo a la descarbonización de sectores como la minería (Enaex, 2021; H2Chile, 2020).

El amoníaco verde está emergiendo como un vector energético competitivo en comparación con otros portadores de energía como el hidrógeno, las baterías y los combustibles sintéticos. En la Tabla 1 se presenta una comparación de algunos de sus aspectos clave frente a otras tecnologías:

Tabla 1. Comparativa de vectores energéticos

Criterio	Amoníaco verde	Hidrógeno	Baterías	Combustibles sintéticos
Facilidad de almacenamiento y transporte	Alto. Densidad energética elevada, almacenamiento a -33°C, infraestructura bien establecida	Bajo. Almacenamiento complicado, requiere alta presión o temperaturas bajas (-253°C), infraestructura limitada.	Moderado. Eficiente a corto plazo, pero limitado para almacenamiento prolongado o transporte.	Alto. Fácil almacenamiento y transporte, usa infraestructura existente.
Infraestructura existente	Red global ya existente para transporte de amoníaco.	Infraestructura limitada, inversiones en progreso	Red eléctrica bien establecida, pero escalabilidad limitada para almacenamiento a gran escala.	Pueden aprovechar infraestructuras existentes de combustibles líquidos
Aplicaciones	Ideal para transporte marítimo, generación de energía remota y celdas de combustible.	Amplias aplicaciones, pero limitado por el almacenamiento y transporte.	Adecuadas para vehículos eléctricos, almacenamiento de energía	Usado en sectores como la aviación y transporte pesado, pero limitado por el coste de

				producción
Sostenibilidad	libre de carbono si se produce con energía renovable, sostenible en sectores energéticamente intensivos.	sostenible con energía renovable, pero almacenamiento y transporte siguen siendo desafíos.	Extracción de minerales y gestión de residuos plantea retos ambientales	Neutro en carbono si se utiliza electricidad renovable y CO ₂ capturado.

1.2. Comparativa de costes y dimensionado con plantas convencionales

Con la creciente presión para reducir la huella de carbono y adoptar prácticas más sostenibles, la producción de amoníaco verde, utilizando hidrógeno generado a partir de fuentes renovables, ha comenzado a tomar impulso. Sin embargo, esta transición presenta desafíos económicos significativos, particularmente en términos de costes de instalación y operación de las plantas de amoníaco verde, en comparación con las plantas convencionales.

1.2.1. Comparación de Plantas de Producción de Amoníaco Convencional vs. Amoníaco Verde

Las plantas de producción de amoníaco convencional son actualmente las más económicas en términos de costes operativos. Esto se debe principalmente al bajo coste del gas natural, especialmente en regiones como América del Norte y Oriente Medio, donde esta materia prima es abundante y barata, así como al efecto de la economía de escala. Sin embargo, los altos niveles de emisiones de carbono de este proceso han llevado a una creciente demanda de alternativas más limpias. Según un informe de la Agencia Internacional de Energía (IEA), el proceso Haber-Bosch convencional emite cerca de 1.8 toneladas de CO₂ por cada tonelada de amoníaco producido, lo que representa alrededor del 1% de las emisiones globales de carbono (IEA, 2021). Estas emisiones han incrementado el interés en la producción de amoníaco verde mediante la electrólisis del agua, que utiliza energía renovable para dividir el agua en hidrógeno y oxígeno, eliminando así las emisiones directas de CO₂.

En plantas de amoníaco verde, Según BloombergNEF (2020), el coste del equipo de electrólisis representa una proporción considerable del capital inicial, y actualmente la tecnología de electrólisis es entre tres y cinco veces más cara que el reformado de metano. Sin embargo, se espera que estos costes disminuyan a medida que aumente el grado de madurez de la tecnología y se beneficie de las economías de escala, es decir, a medida que se instalen más plantas de mayor tamaño, los costes por unidad de hidrógeno producido disminuirán (IRENA, 2020). Además, se anticipa que la utilización de la producción distribuida de amoníaco a través de un proceso Haber-Bosch electrificado, simplificado y a pequeña escala, mejorará y facilitará el acceso a fertilizantes en algunos países en desarrollo, con los beneficios sociales y económicos asociados que respaldan el crecimiento y el desarrollo (de la Hera et al., 2024).

1.2.2. Comparación del Dimensionado y Escalabilidad

Uno de los factores clave que afecta la viabilidad económica de las plantas de amoníaco verde es su dimensionado. Las plantas de mayor tamaño tienden a beneficiarse de economías de escala, lo que reduce el coste por tonelada de amoníaco producido. Por ejemplo, las plantas diseñadas para producir miles de toneladas por día (MTPD) son mucho más eficientes económicamente que las instalaciones más pequeñas que producen solo unas pocas toneladas por día.

Por otro lado, las plantas más pequeñas, aunque más fáciles de implementar en mercados locales, enfrentan mayores costes por tonelada debido a la falta de economías de escala y a la infraestructura limitada. En muchos casos, estas plantas dependen de redes eléctricas que aún no están completamente abastecidas por fuentes renovables, lo que puede aumentar los costes operativos y reducir su competitividad frente a plantas más grandes y mejor ubicadas. Por otro lado, a medida que se establece infraestructura eléctrica descentralizada en regiones rurales y empobrecidas a través de fuentes de energía renovable, el potencial que presenta el amoníaco para mitigar las fluctuaciones permitiría la generación de energía autosuficiente sin depender de combustibles fósiles. La flexibilidad de un proceso de amoníaco verde a pequeña escala es fundamental en este escenario, especialmente para sistemas de energía solar y eólica distribuidos.

1.2.3. Comparación de Costes de Equipos

Un análisis de los costes de los equipos en plantas de amoníaco verde revela diferencias significativas con las plantas convencionales. En las plantas de amoníaco tradicional, los principales costes de capital están asociados con los reformadores de metano, que son relativamente asequibles debido a su larga historia de implementación y a la optimización tecnológica lograda a lo largo de décadas. En cambio, en las plantas de amoníaco verde, el electrolizador es el equipo más costoso. Los electrolizadores, que convierten la energía eléctrica en hidrógeno mediante la electrólisis del agua, son actualmente mucho más caros que los reformadores de metano, aunque los precios están comenzando a bajar a medida que se escalan los proyectos y se mejora la tecnología (BloombergNEF, 2020). Además, se espera que el uso de materiales más accesibles acelere esta tendencia.

El tamaño y la ubicación de las plantas seguirán siendo factores cruciales para determinar su competitividad económica. Las plantas más grandes, ubicadas en regiones con acceso a energía solar o eólica barata, tienen el potencial de superar a las plantas convencionales en términos de costes operativos y de capital, convirtiendo el e-amoníaco en un pilar clave para la transición hacia una economía más limpia y sostenible.

2. Objetivos

Este proyecto busca realizar un análisis comparativo del dimensionado y la estimación de los costes de una planta de e-amoniaco a pequeña escala. Se trata de una planta de amoniaco que produce 101 kg/h de NH_3 del 99.5% de pureza alimentada con 85 kg/h de una corriente de N_2 obtenido por el proceso de separación del aire con membranas y otra corriente de 18 kg/h de H_2 obtenido por medio de la electrólisis alcalina del agua utilizando un electrolizador de 1MWel.

Los objetivos principales de este proyecto son los siguientes:

1. Dimensionado de la planta de e-amoniaco mediante métodos de estimación manuales.
2. Estimación preliminar de costes mediante métodos manuales como el método modular de Guthrie, el método de Seider, el método de Turton y la web Matche.
3. Dimensionado preliminar mediante el software Aspen Plus.
4. Análisis comparativo de los resultados de dimensionado y costes.
5. Evaluación del coste del electrolizador de 1MWel.

El presente trabajo fin de grado se desarrolla dentro del grupo de investigación GER (<https://ger.unican.es/>) en el marco del proyecto de investigación titulado “Planta de producción de amoniaco sostenible a pequeña escala como combustible renovable de buques (AMONSOS)” (C17.I01—Plan Complementario de Ciencias Marinas), del programa ThinkInAzul, financiado por el Ministerio de Ciencia, Innovación y Universidades con fondos de la Unión Europea NextGenerationEU (PRTR-C17.I1) y por la Comunidad Autónoma de Cantabria.

3. Planta de producción de e-amoniaco: Diagrama de flujo y listado de equipos

Se describe el proceso de obtención de amoniaco que consta de tres unidades con sus respectivos diagramas de flujos cuantitativos y listado de equipos.

En primer lugar, se encuentra la unidad de separación del aire, diseñada para obtener nitrógeno de alta pureza. Este proceso se inicia con una mezcla de aire con flujo recirculado que se separa N_2 de O_2 mediante tres equipos de separación por membranas.

La unidad de hidrólisis utiliza un electrolizador para dividir la corriente de agua en una corriente de oxígeno y otra a hidrogeno de elevada pureza. El proceso emplea un sistema de recirculación para mantener el flujo constante de agua no disociada, lo que asegura las condiciones óptimas del proceso, como la estabilidad de la temperatura y la concentración del electrolito.

Por último, la síntesis de amoniaco se realiza con la mezcla de la corriente de nitrógeno e hidrogeno que tras conversión en un sistema que incluye reactores e intercambiadores de calor, se obtiene la corriente de amoniaco que se separa en fases líquida y vapor para obtener el amoniaco puro.

La descripción de las tres unidades junto con el listado completo de los equipos especificando las características y las condiciones de operación de cada uno proporciona la información necesaria para poder realizar el dimensionado adecuado.

3.1. Unidad de separación del aire

La figura 1 muestra el diagrama de flujo de la unidad de separación de aire. La entrada de la corriente de aire se introduce en un mezclador (M-MIXER1) junto con el flujo de recirculación del segundo separador de equilibrio (MODULE2).

La corriente de mezcla se comprime desde 1.01 bar hasta alcanzar la presión de 2.9 bar mediante un compresor (M-COMP1). La corriente de salida se somete a un enfriamiento mediante un enfriador (M-HX) antes de entrar en el primer equipo de separación por membranas (MODULE1).

La corriente de salida del primer separador (MODULE1) se combina en un mezclador (M-MIXER2) con la corriente de fondo del tercer separador, con la finalidad de recircular los componentes desechados. Se introduce esta corriente en el segundo separador (MODULE2).

La corriente de salida del segundo separador de membranas, ahora más enriquecida en nitrógeno se introduce en el tercer separador (MODULE3), donde la corriente de salida de fondo se comprime mediante el compresor (M-COMP2) desde 2.7 bar hasta una presión de 2.9 bar y con el fin de maximizar la recuperación y minimizar las pérdidas de cada uno de los componentes presentes, se implementa un lazo de

recirculación de la corriente. La corriente de salida constituye el nitrógeno con una pureza de 99.88% a alimentar a la unidad de síntesis de amoníaco.

La figura 1 muestra el diagrama de flujo de la unidad de separación de aire descrita. En la Tabla 3 se muestran las características (fracción de vapor, temperatura, presión, entalpía molar, densidad y flujos másicos) de las corrientes involucradas en la unidad de separación de aire.

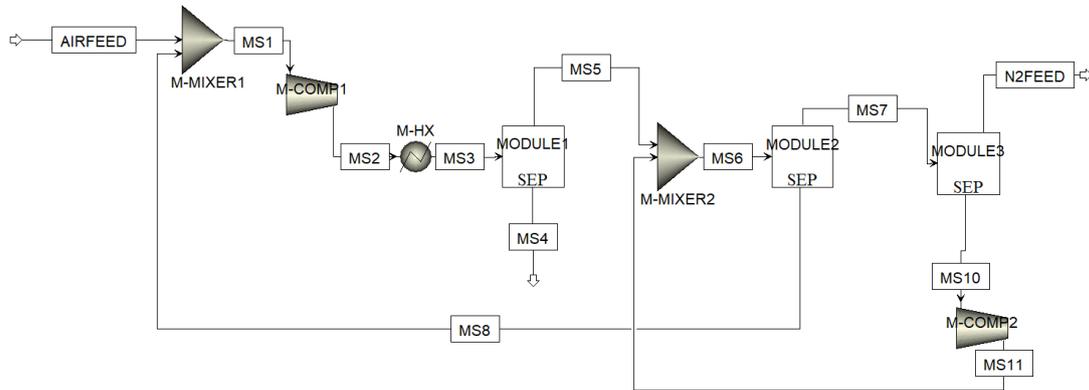


Figura 1. Diagrama de flujo de la unidad de separación del aire

Seguidamente se describen en la **Tabla 2** los bloques de operación que son utilizados durante esta etapa de separación del aire:

Tabla 2. Equipos de modelado unidad de separación del aire

Equipo de operación	Modelado en Aspen Plus	Nomenclatura	Condiciones de operación	Función
Mezclador	Mixer	M-MIXER1	T=153.2 °C P=2.9 bar	Mezclado de corrientes
		M-MIXER2	T=23.6 °C P= 2.9 bar	
Compresor	Mcompr	M-COMP1	Pin=1.01 bar Pout=2.9 bar	Comprimir la corriente de 1.01 bar hasta 2.9 bar
		M-COMP2	Pin= 1.01 bar Pout= 2.9 bar	Comprimir la corriente de 2.7 bar hasta 2.9 bar
Enfriador (Intercambiador de calor)	Heater	M-HX	Tout= 22 °C $\Delta P = 0 \text{ bar}$	Enfriar la corriente de Ti = 132 °C hasta la temperatura óptima (T=22 °C)
Separador de membranas	Sep	MODULE1	T= 22 °C AP = -0.2 bar Área Modulo1:180 m ² Área Modulo2:64 m ² Área Modulo3:198 m ²	Separar la corriente en componentes (N ₂ y O ₂) obteniendo N ₂ de alta pureza
		MODULE2		
		MODULE3		

Tabla 3. Resultados de las corrientes de la unidad de separación del aire

	Ud.	AIRFEED	MS1	MS2	MS3	MS4	MS5	MS6	MS7	MS8	MS10	MS11	N2FEED
Fracción vapor	(-)	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
T	°C	13.5	14.16	153.21	22	22	22	23.6	23.61	22	20	28.34	23.61
P	bar	1.01	1.01	2.90	2.90	2.70	2.90	2.90	2.90	2.70	2.70	2.90	2.90
Entalpía molar	KJ/Kmol	-343.31	-324.22	3743.35	-26.60	-112.05	-110.49	-64.28	-63.99	-112.97	-171.87	72	-62.64
Densidad	kg/m³	1.23	1.24	2.38	3.45	3.48	3.36	3.43	3.40	3.45	3.47	3.63	3.30
Flujo	kg/h	120.48	132.24	132.24	132.24	34.72	97.52	133.99	122.22	11.76	36.45	36.45	85.77
N₂	kg/h	91.01	92.91	92.91	92.91	5.35	87.56	93.45	91.55	1.9	5.88	5.88	85.67
O₂	kg/h	27.89	37.75	37.75	37.75	27.79	9.96	40.53	30.67	9.86	30.57	30.57	0.10
Ar	kg/h	1.58	1.58	1.58	1.58	1.58	0.0016	0.0016	1.58E-06	0.0016	1.58E-06	1.58E-06	1.58E-09
H₂	kg/h	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

3.2. Unidad de hidrólisis

La figura 2 muestra el diagrama de flujo de la unidad de hidrólisis. Esta etapa del proceso contiene el elemento principal, el electrolizador (B4). La electrólisis del agua es una reacción endotérmica ($\Delta H > 0$), lo que significa que requiere un aporte de energía proporcionada mediante electricidad. La potencia eléctrica suministrada de $P=1000$ kW a través de electrodos sumergidos en una solución alcalina, separa las moléculas de agua y así conseguir la corriente de oxígeno en el ánodo (AN-OUT) y la de hidrógeno en el cátodo (CATHOUT).

La corriente de salida que libera oxígeno gaseoso se introduce en un equipo de separación flash (AN-FLASH), utilizado para separar una corriente gaseosa de oxígeno del 99.4% peso del electrolito operando de forma adiabática.

La corriente de hidrogeno del electrolizador se introduce en el equipo de separación flash (CA-FLASH), se separa en la fase vapor que contiene el hidrógeno en un 99% de pureza y la fase líquida el electrolito.

La hidrólisis esta alimentada por una corriente de agua a través de una bomba (REC-PUMP) operando con un aumento de presión de 30 bar, para poder introducirse en el proceso en las mismas condiciones de operación. La corriente de salida de la bomba se introduce en el sistema, a través del equipo de separación flash de la corriente de oxígeno. Las corrientes líquidas de ambos equipos de separación son las que contienen los electrolitos, las cuales recirculan al electrolizador (B4).

Para este proceso se utilizan dos bombas, cada una para cada corriente de salida, (AN-PUMP y CA-PUMP) que operan con un aumento de presión de 0.2 bar. Seguido se introducen en un enfriador (B2 y B14) donde ambos operan a una temperatura de 60 °C y a una presión de 30 bar. Una vez alcanzada las temperaturas deseadas de las corrientes, estipulado en un rango para que pueda volver a introducirse al electrolizador, se van a mezclar en un mezclador (REC-MIX). Finalmente, la corriente de salida del mezclador se introduce en un divisor (B5), que separa una corriente de purga que permite reducir la concentración de posibles impurezas.

Este proceso, es alimentado por una corriente de agua marina que se introduce en una bomba (REC-PUMP) operando con una presión de 30 bar, para poder introducirse en el proceso en las mismas condiciones de operación. La corriente de salida de la bomba se introduce en sistema, a través del equipo de separación flash de la corriente de oxígeno.

La figura 2 muestra el diagrama de flujo de la unidad de hidrólisis descrita. En la Tabla 5 se muestran las características (fracción de vapor, temperatura, presión, entalpia, densidad y flujos máscicos) de las corrientes involucradas en la unidad de hidrólisis.

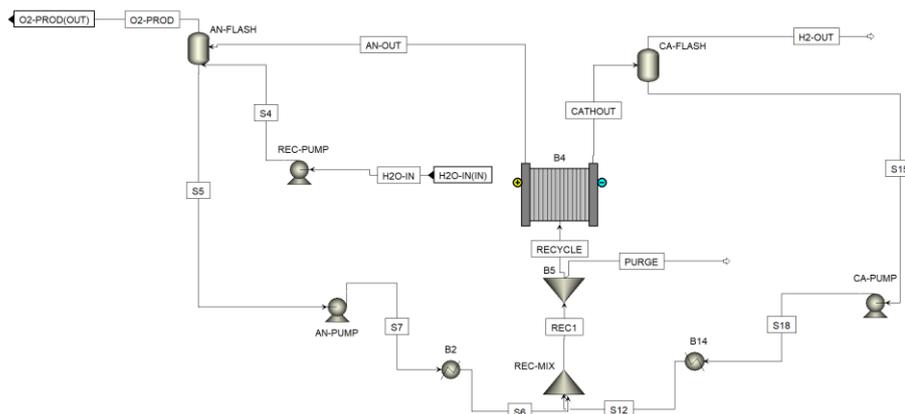


Figura 2. Diagrama de flujo de la unidad de hidrólisis

En la siguiente **Tabla 4** se detallan los equipos que se emplearán en esta fase.

Tabla 4. Equipos de modelado unidad de hidrólisis

Equipo de operación	Modelado en Aspen Plus	Nomenclatura	Condiciones de operación	Función
Electrolizador	Electrolyzer	B4	Electrólisis alcalina	Simular el comportamiento electroquímico y termodinámico de las celdas de electrólisis alcalina
Equipo de separación flash	Flash2	AN-FLASH	$Q=0 \text{ MMkcal/hr}$ $\Delta P=0 \text{ bar}$	Separación en fases vapor y líquida
		CA-FLASH		
Bomba	Pump	AN-PUMP	$\Delta P = 0.2 \text{ bar}$	Aumento de presión y movimiento del fluido AN-PUMP Pout=30 bar CA-PUMP Pout= 30 bar REC-PUMP Pout=30bar
		CA-PUMP	$\Delta P = 0.2 \text{ bar}$	
		REC-PUMP	$\Delta P = 30 \text{ bar}$	
Enfriador (Intercambiador de calor)	Heater/Cooler	B2	Tout= 60 °C $\Delta P = 0 \text{ bar}$	Enfriar la corriente desde Ti= 73,5 °C hasta Tout = 60 °C
		B14	Tout= 60 °C $\Delta P = -15 \text{ bar}$	Enfriar la corriente desde Tin= 75 °C hasta Tout=60 °C
Mezclador	Mixer	REC-MIX	T= 67.67 °C P= 30 bar	Mezclado de las corrientes
Divisor	FSplit	B5	Flow = 6,000 kg/h	Obtener la corriente de recirculación sin impurezas

Tabla 5. Resultados de las corrientes de la unidad de hidrólisis

	Ud.	AN-OUT	CATHOUT	H2O-IN	S4	O2-PROD	S5	S7	S6	H2-OUT
Fracción vapor	(-)	0.024	0.15	0	0	1	0	0	0	1
T	°C	75	75	25	27.40	73.46	73.47	73.48	60	75
P	bar	29.80	29.80	1	30	29.80	29.80	30	30	29.80
Entalpía molar	KJ/Kmol	-293546.56	-291428.63	-285828.38	-285651.17	-1206.77	-300034.78	-300033.61	-300972.53	1208.71
Densidad	kg/m ³	544.85	162.32	997.17	997.81	33.3	1222.39	1222.39	1231.76	2.06
Flujo	kg/h	4335.71	1664.29	170.15	170.15	151.04	4354.83	4354.83	4354.83	19.11
O ₂	kg/h	150.52	3.31E-09	0	0	150.18	0.34	0.34	0.34	3.31E-09
H ₂ O	kg/h	3135.2	595.37	170.15	170.15	0.87	3304.48	3304.48	3304.48	0.19
H ₂	kg/h	0	18.92	0	0	0	1.79E-06	1.79E-06	1.79E-06	18.92
KOH	kg/h	1050	1050	0	0	0	1050	1050	1050	0

Continuación Tabla 5.

	Ud.	S15	S18	S12	REC1	PURGE	RECYCLE
Fracción vapor	(-)	0	0	0	0	0.01	0.01
T	°C	75	75.03	60	67.67	67.67	67.67
P	bar	29.8	30	30	30	30	30
Entalpía molar	KJ/Kmol	-344562.01	-344560.73	-345323.84	-310012.44	-310012.44	-310012.44
Densidad	kg/m ³	1681.43	1681.42	1695.93	1347.38	1345.60	1345.60
Flujo	kg/h	1645.17	1645.17	1645.17	6000	1.67E-06	6000
O ₂	kg/h	1.49E-14	1.49E-14	1.49E-14	3.43E-01	9.54E-11	3.40E-01
H ₂ O	kg/h	595.17	595.17	595.17	3899.66	1.08E-06	3899.66
H ₂	kg/h	0	0	0	0	1.02E-13	0.00037
KOH	kg/h	1050	1050	1050	2100	5.84E-07	2100

3.3. Unidad de síntesis del amoniaco

La figura 3 muestra el diagrama de flujo de la unidad de síntesis de amoniaco. Esta sección final del proceso contiene el reactor de síntesis de amoniaco junto a los equipos de pretratamiento del gas de síntesis y el loop de reciclo a reactor compuestos por compresores, mezcladores, divisores e intercambiadores de calor.

Los compresores son en etapas y en operación isoentrópica. El primer compresor (C1) tiene una presión de descarga en la última etapa de 30 bar. La corriente que sale del compresor isoentrópico (C1) se mezcla con la corriente pura de H_2 , que se obtiene a través del proceso de electrólisis, a $60\text{ }^\circ\text{C}$ y 30 bar en un mezclador (MIXER1). La corriente de salida del mezclador (MIXER1) se introduce en otro mezclador (MIXER2) junto con las corrientes de vapor de los equipos de separación (FLASH1) y (FLASH2). El vapor de la primera etapa de flash se aprovecha parcialmente: una parte se utiliza en el proceso y la otra se descarta como purga para reducir impurezas. Mientras que el vapor de la segunda etapa de flash se utiliza en su totalidad, sin necesidad de separación adicional. Ambos equipos flash trabajan de forma adiabática.

La corriente de salida del mezclador (MIXER2) se introduce en el segundo compresor (C2) que también opera de manera isoentrópica, con un aumento de presión de 295 bar. Esta corriente se incorpora junto con la corriente de salida del reactor adiabático (R2) en un intercambiador de calor (HX1); se trata de un intercambiador de carcasa y tubos donde la corriente fría de entrada es la corriente de salida del compresor (C2) y la corriente caliente de entrada es la de salida del reactor adiabático (R2). La función de este intercambiador de calor es aumentar y disminuir las temperaturas de las corrientes de entrada, operando con una especificación en la temperatura de $180\text{ }^\circ\text{C}$ de la corriente de salida fría. Las temperaturas de las cuatro corrientes son $T_{in,hot} = 485.5^\circ\text{C}$; $T_{out,hot} = 336.6\text{ }^\circ\text{C}$; $T_{in,cold} = 40\text{ }^\circ\text{C}$; $T_{out,cold} = 180\text{ }^\circ\text{C}$. El intercambiador de calor de carcasa y tubos (HX2) trabaja con las siguientes temperaturas: $T_{in,hot} = 526.6\text{ }^\circ\text{C}$; $T_{out,hot} = 402.5\text{ }^\circ\text{C}$; $T_{in,cold} = 180\text{ }^\circ\text{C}$; $T_{out,cold} = 525.4\text{ }^\circ\text{C}$.

El reactor R1, se modela como un reactor RPlug de flujo pistón en Aspen Plus, trabajando en adiabático. Ya que es común su uso en la industria química para llevar a cabo reacciones exotérmicas, donde el calor generado por la reacción se elimina mediante el enfriamiento del reactor. El reactor R2, igualmente es un Rplug flujo pistón alimentado con la corriente de salida del intercambiador de calor (HX2) y de tipo adiabático.

La corriente fría de salida S13 del intercambiador HX1 a una temperatura de $336.6\text{ }^\circ\text{C}$ se introduce en un enfriador (COOLER1) hasta una temperatura de $20\text{ }^\circ\text{C}$. Una vez que se alcanza la temperatura deseada se emplea un equipo flash adiabático (FLASH1) para separar la corriente en la fase vapor y la fase líquida. La corriente en fase líquida es bombeada (PUMP1) con un incremento de presión de 1 bar, alimenta el segundo equipo flash (FLASH2) que también opera en condiciones adiabáticas. Y se repite el mismo procedimiento con el primer equipo flash, concluyendo con una segunda bomba (PUMP2) operando a una presión de salida de 30 bar, que bombea el flujo de la corriente pura de amoniaco.

La figura 3 muestra el diagrama de flujo de la unidad de síntesis de amoniaco descrita. En la Tabla 6 se muestran las características (fracción de vapor, temperatura, presión, entalpia, densidad y flujos másicos) de las corrientes involucradas en la unidad de síntesis de amoniaco.

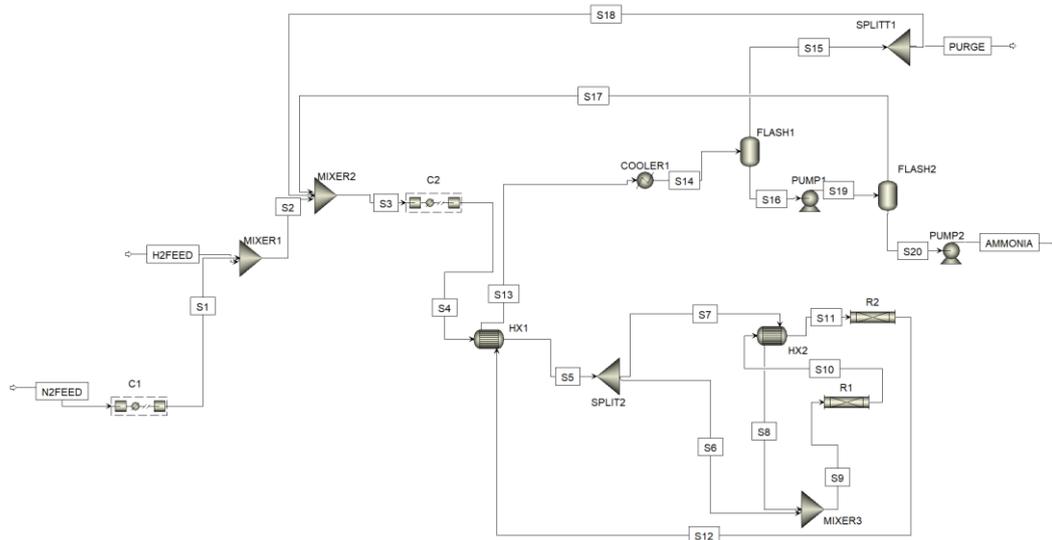


Figura 3. Diagrama de flujo de la unidad de síntesis de amoniaco

Tabla 6. Resultados de las corrientes de la unidad de síntesis de amoniaco

	Ud.	N2FEED	H2FEED	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8
Frac. Vapor	(-)	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0
T	°C	25	60	186.20	92.00	43.40	40.00	180.00	180.00	180.00	525.40
P	bar	1	30	30.00	30.00	30.00	295.00	295.00	295.00	295.00	295.00
Entalpía molar	KJ/Kmol	-6	897.5	4706.06	1855.14	-1351.80	-1381.55	3028.78	3028.78	3028.78	13668.92
Densidad	kg/m ³	1.13	2.16	21.68	8.33	11.00	93.71	66.87	66.87	66.87	39.93
Flujo	kg/h	85.84	18.45	85.84	104.29	342.38	342.38	342.38	222.55	119.83	119.83
H ₂	kg/h	0	18.35	0	18.35	48.82	48.82	48.82	31.73	17.09	17.09
N ₂	kg/h	85	0	85.01	85.01	226.14	226.14	226.14	146.99	79.15	79.15
Ar	kg/h	0.24	0	0.24	0.24	21.22	21.22	21.22	13.79	7.43	7.43
NH ₃	kg/h	0	0	0	0	23.68	23.68	23.68	15.39	8.29	8.29
H ₂ O	kg/h	0	0.01	0	0.10	0.10	0.10	0.10	0.06	0.03	0.03
O ₂	kg/h	0.59	0	0.59	0.59	22.42	22.42	22.42	14.58	7.85	7.85

Continuación Tabla 6.

	Ud.	S9	S10	S11	S12	S13	S14	S15	S16	S17	PURGE
Frac. vapor	(-)	0	0	0	0	0	1	0	1	0	0
T	°C	300.80	526.60	402.50	485.50	336.60	20.00	20.00	20	24.30	20
P	bar	295.00	293.00	293.00	292.00	289.00	289.00	289.00	289	30	289
Entalpía molar	KJ/Kmol	6752.82	7726.79	3465.61	3652.36	-1666.02	-16213.32	-2948.13	-65241.74	-17107.76	-2948.13
Densidad	kg/m ³	53.99	45.32	53.05	50.08	61.10	137.44	104.99	460.87	18.16	104.99
Flujo	kg/h	342.38	342.38	342.38	342.38	342.38	342.38	237.72	104.66	2.75	2.38
H ₂	kg/h	48.82	35.51	35.51	30.79	30.79	30.79	30.63	0.16	0.15	0.31
N ₂	kg/h	226.14	164.49	164.49	142.64	142.64	142.64	141.79	0.84	0.76	1.42
Ar	kg/h	21.22	21.22	21.21	21.21	21.21	21.21	21.01	0.20	0.17	0.21
NH ₃	kg/h	23.68	98.64	98.64	125.22	125.22	125.22	22.73	102.48	1.17	0.23
H ₂ O	kg/h	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.00	0.10	0	0
O ₂	kg/h	22.42	22.42	22.42	22.42	22.42	22.42	21.55	0.88	0.5	0.22

Continuación *Tabla 6.*

	Ud.	S18	S19	S20	AMMONIA
Frac. vapor	(-)	0	1	1	1
T	°C	20.00	20.10	24.30	24.30
P	bar	289.00	290.00	30.00	30.00
Entalpía molar	KJ/Kmol	-2948.13	-65229.28	-66761.42	-66761.42
Densidad	kg/m ³	104.99	460.80	440.72	440.72
Flujo	kg/h	235.34	104.66	101.91	101.91
H ₂	kg/h	30.32	0.16	0.01	0.01
N ₂	kg/h	140.38	0.84	0.08	0.08
Ar	kg/h	20.80	0.20	0.03	0.03
NH ₃	kg/h	22.51	102.48	101.31	101.31
H ₂ O	kg/h	0	0.10	0.10	0.10
O ₂	kg/h	21.33	0.88	0.37	0.37

A continuación, en la **Tabla 7** se explican los equipos a utilizar en esta etapa.

Tabla 7. Equipos de modelado planta síntesis de amoniaco

Equipo de operación	Modelado en Aspen Plus	Nomenclatura	Condiciones de operación	Función
Compresor	Mcompr	C1	Isoentrópico $\Delta P = 29 \text{ bar}$ Nºetapas = 4	Comprimir el gas desde 1 bar hasta 30 bar
		C2	Isoentrópico $\Delta P = 265 \text{ bar}$ Nºetapas = 4	Comprimir el gas desde 30 bar hasta 295 bar
Mezclador	Mixer	MIXER1	Tout=92 °C Pout=30 bar	Mezclado de todos los flujos de alimentación
		MIXER2	Tout=43.4 °C Pout=30 bar	
		MIXER3	Tout=300.8 °C Pout=295 bar	
Intercambiador de calor de carcasa y tubo	HeatX	HX1	Tin,hot =485.5 °C Tout,hot =336.6 °C	Calentamiento de la corriente fría de entrada de Tci = 40°C a Tco =180°C
			Tin,cold =40 °C Tout,cold =180 °C	Enfriamiento de la corriente caliente de entrada (Thi = 485.4°C) a Tho=336.6°C

		HX2	$T_{in,hot} = 526.6 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_{out,hot} = 402.5 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_{in,cold} = 180 \text{ } ^\circ\text{C}$ $T_{out,cold} = 525.4 \text{ } ^\circ\text{C}$	Calentamiento de la corriente fría de entrada ($T_{ci} = 180^\circ\text{C}$) a $T_{co} = 525.4^\circ\text{C}$ Enfriamiento de la corriente caliente de entrada ($T_{hi} = 485.4^\circ\text{C}$) a $T_{ho} = 336.6^\circ\text{C}$
Divisor/Separador	FSplit	SPLIT1	Split fraction (purga)= 0.01	Obtener la corriente de recirculación sin impurezas
		SPLIT2	Split fraction =0.65	Dividir la corriente principal para dos procesos diferentes
Reactor adiabático	RPlug	R1	Reactor adiabático $Q=0 \text{ MMkcal/hr}$ $\Delta P = -2 \text{ bar}$ Reacción exotérmica $N_2(g) + 3H_2(g) \rightleftharpoons 2NH_3(g)$	Reactor flujo pistón
		R2	Reactor adiabático $Q=0 \text{ MMkcal/hr}$ $\Delta P = -1 \text{ bar}$ Reacción exotérmica $N_2(g) + 3H_2(g) \rightleftharpoons 2NH_3(g)$	Reactor flujo pistón
Enfriador (Intercambiador de calor)	Heater	COOLER1	$T_{out} = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$ $\Delta P = 0 \text{ bar}$	Enfriar la temperatura de la corriente desde 336.6°C hasta 20°C
Bomba	Pump	PUMP1	$\Delta P = 1 \text{ bar}$	Aumentar la presión de la corriente desde 289 bar hasta 290 bar
		PUMP2	$\Delta P = 0 \text{ bar}$	Movimiento del fluido
Equipo de separación flash	Flash2	FLASH1	$Q= 0 \text{ MMkcal/hr}$ $\Delta P=0 \text{ bar}$	Separar en fase líquida y fase vapor
		FLASH2	$Q= 0 \text{ MMkcal/hr}$ $\Delta P=30 \text{ bar}$	

Por último, para la estimación del dimensionado y el coste de los equipos de operación necesarios para la planta de producción de e-amoniaco se muestra en la tabla 8 todos los equipos con sus correspondientes nomenclaturas de las diferentes unidades pertenecientes a la planta de e-amoniaco.

Tabla 8. Equipos de operación para la planta de producción de e-amoniaco.

	Equipo de operación	Nomenclatura
Planta de producción e-amoniaco	Mezclador	M-MIXER1
		M-MIXER2
		REC-MIX
		MIXER1
		MIXER2
		MIXER3
	Divisor/Separador	B5
		SPLIT1
		SPLIT2
	Equipo de separación flash	AN-FLASH
		CA-FLASH
		FLASH1
		FLASH2
	Separador en fases de equilibrio	PSA
	Reactor adiabático	R1
		R2
	Intercambiador de contracorriente de carcasa y tubo	HX1
		HX2
	Calentador/Enfriador	M-HX
		B2
		B14
		COOLER1
	Compresor	M-COMP1
		M-COMP2
		C1
		C2
Bomba	AN-PUMP	
	CA-PUMP	
	PUMP1	
	PUMP2	

4. Metodología

A continuación, se presenta una metodología detallada para el dimensionado y estimación de costes de equipos industriales garantizando un funcionamiento óptimo de la planta química, utilizando diferentes metodologías de estimación preliminar como el método modular de Guthrie, el método de Seider, el uso de las correlaciones de Turton y la web Matche. Todos ellos son métodos aproximados utilizados ampliamente en diseño preliminar de procesos químicos. Estos métodos proporcionan las herramientas necesarias para la estimación preliminar de costes, siguiendo las fórmulas y factores de corrección con sus condiciones específicas de operación y materiales de construcción.

4.1. Dimensionado de equipos basado en el método de Guthrie

La metodología de dimensionado para el cálculo de costes según el método modular de Guthrie es un enfoque ampliamente reconocido en ingeniería química para el diseño y dimensionamiento de equipos y procesos. Este método se basa en principios fundamentales de transmisión de calor, transferencia de materia y equilibrio de fases, ofreciendo una estructura sistemática para calcular parámetros clave como áreas de intercambio, caudales, temperaturas, composiciones, u otras características específicas del equipo. Se realizará el dimensionamiento de recipientes y determinados reactores, equipos de transferencia de calor, compresores y bombas.

4.1.1. Recipientes a presión y determinados recipientes

Los análisis de dimensionamiento de recipientes se emplean en tanques de almacenamiento, equipos flash, ciertos decantadores y reactores específicos.

Procedimiento 1: Determinación del Volumen para el Mantenimiento del Líquido

Se debe elegir un valor V para el mantenimiento del líquido, considerando un tiempo predeterminado de 5 minutos y el volumen adicional para posibles vapores generados.

$$V = 2 \times \frac{F_L \times \tau}{\rho_L} \quad (1)$$

o V = volumen. (m^3)

o F_L = caudal del líquido. (kg/h)

o ρ_L = densidad del líquido. (kg/m^3)

o τ = tiempo de mantenimiento del líquido. (min)

Procedimiento 2: Selección de la Longitud

Seleccionar la longitud L. Solo en recipientes sin transformaciones ni separaciones se puede optar por $L = 4D$.

$$D = \left(\frac{V}{\pi}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (2)$$

o D = diámetro. o L = longitud.

- Si $D \leq 1,2$ metros, se recomienda equipo vertical (más económico).
- Si $D \geq 1,2$ metros, se prefiere equipo horizontal (más costes debido a la necesidad de más soportes).

Observación: Estos cálculos son de carácter general y pueden variar según las particularidades de cada proyecto. Es esencial considerar factores como presión, temperatura y condiciones operativas para garantizar un diseño seguro y eficaz.

4.1.2. Equipos de transferencia de calor

Para el dimensionado de un intercambiador de contracorriente de carcasa y tubo, en estado estacionario, se sigue el siguiente diagrama:



Figura 4. Diagrama de intercambiador de contracorriente de carcasa y tubo

Donde, la corriente caliente, inicialmente a una temperatura $T1$, se enfría hasta alcanzar una temperatura $T2$. Por otro lado, la corriente fría, en un inicio a una temperatura $t1$, se calentará hasta alcanzar una temperatura $t2$, actuando como agente refrigerante para la corriente caliente.

Es necesario conocer el área del intercambiador, para ello se sigue la siguiente ecuación:

$$Q = U \times A \times AT_{LM} \quad (3)$$

- o Q = Calor necesario que tenemos que proporcionar a la corriente. (kW)
- o U = Coeficiente de transferencia de calor.
- o AT_{LM} = Media logarítmica.
- o A = Área. (m^2)

$$AT_{LM} = \frac{[(T1 - t2) - (T2 - t1)]}{\ln \left[\frac{(T1 - t2)}{(T2 - t1)} \right]} \quad (4)$$

En el caso del área, hay que tener en cuenta que en el caso de que se produzca un cambio de fase durante el intercambio de calor, se considera la aproximación de utilizar dos intercambiadores de calor distintos ($A = A1 + A2$). Donde $A1$ está destinado a la fase en la que ocurre un cambio y $A2$ a la otra fase. Se establece como límite un área máxima de $A \leq 1000 m^2$; en el caso de requerir una superficie mayor, se recomienda la instalación de equipos en paralelo para aumentar la capacidad de intercambio térmico de manera efectiva.

4.1.3. Compresores

El dimensionado de compresores es un proceso fundamental en ingeniería química dado el elevado coste de los mismos que puede condicionar la viabilidad entera de una planta. Se sigue el siguiente diagrama de la figura 5:

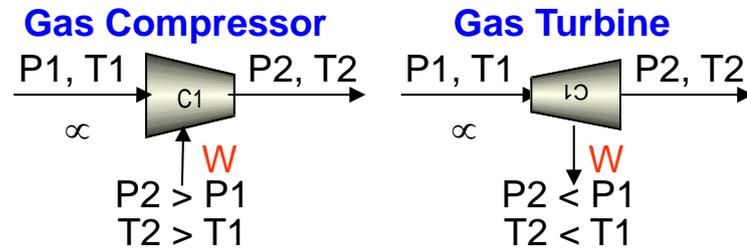


Figura 5. Diagrama de un compresor y una turbina

Los compresores de gas se emplean para elevar la presión de un flujo molar de gas desde P_1 hasta P_2 , lo que conlleva un aumento de temperatura debido al consumo de energía (W_2) asociado al proceso.

Por otro lado, las turbinas de gas realizan la operación inversa, reduciendo la presión de un flujo molar desde P_1 hasta P_2 , lo que resulta en una disminución de temperatura y la generación de trabajo (W).

Bajo supuestos de comportamiento ideal, compresión isoentrópica y adiabática, es posible determinar la temperatura de salida del gas tras el proceso de compresión.

Si suponemos comportamiento ideal, compresión isoentrópica y adiabático.

Por lo que la temperatura de salida será:

$$T_2 = T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \right] \quad (5)$$

Si se trata de gas ideal: $\gamma = \frac{c_p}{c_v} = 1.4$

Por lo tanto, siguiendo las ecuaciones anteriores, para calcular el trabajo teórico, en gas ideal;

$$W = \mu R T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (6)$$

Los compresores pueden ser accionados por dos tipos de dispositivos: motores eléctricos y turbinas. Los motores eléctricos son comúnmente utilizados en plantas químicas para reducir la presión.

1. Motores eléctricos:

- Se asume un rendimiento del motor (η_M) de 0.9 y un rendimiento del compresor (η_C) de 0.8.
- La potencia en el freno se calcula como: $W_b = W / (\eta_M \cdot \eta_C) = 1.39 \cdot W$

2. Turbinas

- Se considera un rendimiento de la turbina (η_T) de 0.8 y un rendimiento del motor (η_M) de 0.9.
- La potencia en el freno se calcula como: $W_b = 1.562 \cdot W$

En termodinámica, se reconoce que el trabajo, representado por W , alcanza su valor mínimo cuando se realiza de manera isoterma.

$$W = \int_{V_A}^{V_B} P dV \quad (7)$$

Los compresores por etapas, o compresores multietapa, son dispositivos que comprimen gases en varias fases sucesivas para lograr mayores niveles de presión de forma eficiente y controlada. Este tipo de compresores son comunes en aplicaciones industriales y de alta demanda.

Las compresiones por etapas permiten disminuir el trabajo final de compresión utilizando intercambiadores de calor en medio de las etapas N .

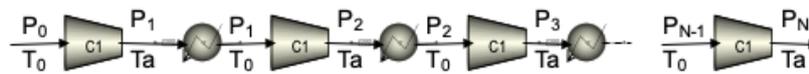


Figura 6. Diagrama de un compresor por etapas

El trabajo en un proceso de compresión por etapas se minimiza cuando las relaciones de compresión de cada etapa son iguales, lo que se expresa como:

$$P_1/P_0 = P_2/P_1 = \dots = P_N/P_{N-1} = (P_N/P_0)^{1/N}$$

Donde:

- P_0 es la presión de succión inicial.
- P_1, P_2, \dots, P_N son las presiones de descarga de cada etapa.
- N es el número total de etapas.

Como regla general, se puede utilizar una relación de compresión por etapa de $(P_N/P_0)^{1/N} = 2,5$. Conociendo las presiones de entrada y salida del compresor, se puede determinar el número mínimo de etapas óptimas (N) utilizando esta relación.

Se calculará el trabajo, aplicando la siguiente ecuación.

$$W = \mu N R T_0 \left(\frac{\gamma}{\gamma - 1} \right) \left[\left(\frac{P_N}{P_0} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (8)$$

4.1.4. Bombas

Para la estimación de las dimensiones de las bombas hay que seleccionar la bomba adecuada para cumplir con los requisitos de caudal, presión y eficiencia de un sistema de bombeo específico. Todas estas características del sistema son para garantizar un funcionamiento óptimo y eficiente de la bomba en la aplicación deseada. Para la elección del tipo de bomba, se utiliza la siguiente tabla 9 donde viene determinada la capacidad y la presión en metros de agua, variables de selección de las bombas.

Tabla 9. Tipos de bomba: Rango de capacidad y altura.

Tipo	Rango de capacidad (m^3/h)	Rango de altura (metros de agua)
Centrífugo	0,25 – 103	10 – 500 (varias etapas)
Reciprocante	0,5 – 500	50 – 200
Diafragma	0,05 – 500	5 – 60
Engranajes giratorios y similares	0,05 – 500	60 – 200
Paleta giratoria o similar	0,25 - 500	7 – 70

En el caso de las bombas centrífugas, que son las más utilizadas, se asumen condiciones isotermas. Para el cálculo del trabajo al freno, se consideran los siguientes valores de rendimiento:

- Rendimiento de la bomba (η_B) = 0.5 (inferior a $\eta_C=0.8$ debido a los problemas de fricción en el líquido).
- Rendimiento del motor (η_M) = 0.9

$$W_b = \mu \frac{(P_2 - P_1)}{\rho \eta_P \eta_M} \quad (9)$$

4.2. Estimación del coste de los equipos de separación por membranas

Para sistemas a pequeña escala (< 1MW_{el}) la alternativa para obtención de N₂ a través de separación del aire es la permeación mediante membranas ((Ishaq and Crawford, 2024; Sánchez and Martín, 2018 (scale up and down)). En general, esto es debido a que a pequeña escala las membranas ofrecen una operación sencilla, menores costes energéticos, menor huella medioambiental y mejor viabilidad económica comparada con procesos de adsorción y de destilación. Sin embargo, la adsorción por oscilación de presión (PSA) es preferible a escalas intermedias (1-100 MW) y la destilación criogénica a grandes escalas (> 100 MW). En el presente trabajo fin de grado se utilizará membranas que proporcionaran 85,68 kg N₂/h. En relación a los costes, Adhikari et al., 2021 estima unos costes que pueden oscilar entre US\$ 1/m² y US\$ 50/m², con 1m² de área de membrana en módulos de 3 L, para la separación del aire en una planta modular de gasificación de carbón de 10-25 t/día. Bozorg et al., 2019 y Ramirez-Santos et al., 2018, sugieren un rango de coste de superficie de membrana (I_{ms}) de entre 20-200 €/m² con una membrana de entre 5-10 años de vida para la separación de N₂ del aire, utilizando para las estimaciones del coste de compra un valor de 40 €/m²; este

valor es muy similar al utilizado por Seider a este valor es necesario añadir el coste de inversión del marco permanente de la membrana (I_{mfs}) estimado como:

$$I_{mfs} = (A_{ms}/2000)^{0.7} \cdot K_{mf} \cdot (p^{up}/55)^{0.875}$$

Donde A_{ms} , es el área de membrana [m^2]; K_{mf} , es el coste base del marco [286,000€]; p^{up} , es la presión corriente arriba de todas las membranas [bar].

En el presente trabajo fin de carrera teniendo en cuenta las áreas estimadas de los tres modulos si como la presión de salida de cada módulo de 2.9 bar los costes totales son.

Tabla 10. Coste de los equipos de separación por membranas

Módulo	Area (m^2)	Coste membrana (€)	Coste marco exterior (€)	coste total (€)
MODULE1	180	7200	4037.5	11237.5
MODULE2	64	2560	1957.7	4517.7
MODULE3	198	7920	4316.1	12236.1

4.3. Estimación del coste de compra de equipos basado en Guthrie, 1969

Para la estimación de costes de los diferentes procesos industriales, se aplicarán métodos estándar en el campo de la ingeniería química. El método modular de Guthrie plantea obtener una estimación del coste, en función del parámetro de dimensionado del equipo. Es fundamental considerar y ajustar por las variables clave que influyen en el coste del equipo, incluyendo el material de construcción, el diseño, la presión de operación y el año de diseño (1968). Estos ajustes se realizan mediante la aplicación de factores de ajuste específicos, lo que caracteriza a este método como un método de estimación basado en factores.

Se busca evaluar el coste del módulo simple actualizado para el coste de un equipo, que es el siguiente:

$$BMC = UF \times BC \times (MPF + MF - 1) \quad (10)$$

El coste base se obtiene mediante gráficas o correlaciones que relacionan la variable característica con el coste del equipo, que son ecuaciones que utilizan la expresión de la ley de la potencia. Esta tabla para relacionar el coste base, se obtiene en el Anexo I, (Biegler et al., 1997) (Seider et al., 2010) (Esta ley de Williams, ecuación 11, se basa en la economía de escala, implica que el incremental del coste C, disminuye a mayores capacidades S, debido al valor de $\alpha < 1$).

$$C = BC = C_0 \times \left(\frac{S}{S_0}\right)^\alpha \quad (11)$$

Donde:

- C = coste
- BC= coste base de un equipo

- C_0 = coste del caso estándar
- S = ratio de tamaño o capacidad
- S_0 = tamaño o capacidad estándar
- α = exponente alfa

A continuación, el Módulo Factor (MF) es un valor que se utiliza para calcular el coste de la instalación de los equipos, y está influenciado por el valor de BC. Este valor incluye valores como la mano de obra, los instrumentos, las tuberías, los accesorios y las conexiones necesarios para la instalación de los equipos.

Los valores típicos para el Módulo Factor (MF) varían entre 1 y 4,23, lo que indica que el coste de la instalación puede variar dependiendo de las condiciones específicas deseadas.

Luego, se aplican factores de ajuste para considerar la presión, el material y el año de diseño diferentes a los utilizados en el coste base. Los factores de estimación son los siguientes:

- F_m ; es el factor de ajuste del material de construcción respecto al caso base.
- F_d ; es el factor de ajuste de diseño.
- F_p ; es el factor de ajuste por presión.
- F_o ; Límites de operación, respecto a los límites de T, P.
- F_T ; Factor de refrigeración mecánica, que va a depender de la T del evaporador.

Estos factores anteriores se reportan para cada equipo de proceso, por medio de las siguientes tablas. Para obtener el factor global de ajuste MPF se utilizan estos factores, dependiendo del tipo de equipo. En función de uno o más factores de dimensionado de los equipos (Biegler et al., 1997).

Tabla 11. Factores de Ajuste (MPF) para diferentes equipos de proceso.

EQUIPO	MPF
Recipientes de presión	$F_m \cdot F_p$
Intercambiadores de calor	$F_m (F_p + F_d)$
Hornos, calentadores de combustión directa, pilas	$F_m + F_p + F_d$
Bombas de centrifugación	$F_m \cdot F_o$
Compresores	F_d

Por lo tanto, para obtener el coste (C) del equipo, se necesita la estimación de S, el dimensionado, y obtener MPF, las condiciones de operación. Pero se necesitan los valores de las variables T, P y Q.

Finalmente, para actualizar los costes tabulados desde mediados de 1968, se utiliza un Factor de Actualización (UF) que tiene en cuenta la inflación, es decir, se ajusta el coste con un índice que varía con el tiempo, el CEPCI (Chemical Engineering's Plant Cost Index).

$$UF = \frac{CI_{actual}}{CI_{1982}} \quad (12)$$

Donde:

- CI_{actual} = Índice de Coste Presente: valores del año que queramos estimar costes.
- CI_{1982} = Índice de Coste Base: valores de las tablas Co y So.

Como dato de índice de coste presente se utilizó la medía de los índices anuales para el período de tiempo correspondiente al año 2023, este tiene un valor de 797.94. Estos valores vienen publicados en Maxwell, 2020. Esta es una fuente líder de información sobre costes de construcción en Norteamérica es ampliamente utilizada en las industrias químicas. Este índice tiene en cuenta los factores de inflación a lo largo del tiempo, lo que permite realizar proyecciones de cálculos más precisos sobre los costes de un proyecto.

4.4. Estimación del coste de compra de equipos basado en Seider et al., 2017

Este método se basa en la consideración de varios factores que influyen en el coste total del proceso, incluyendo la inversión inicial, los costes de operación y mantenimiento, y los costes de materia prima y energía.

El método de Guthrie para estimar la inversión total de capital requiere estimar el coste de compra f.o.b. (Cp) para todos los equipos principales de proceso. Desde 1949, varios autores han presentado estos datos en forma de gráficos y/o ecuaciones del coste de compra f.o.b. en función de uno o más factores de dimensionado de los equipos (Seider et al., 2017; Ulrich and Vasudevan, 2004; Guthrie, 1969).

En esta bibliografía se da información extensa sobre la selección y coste de los equipos de proceso más utilizados como bombas, motores eléctricos, compresores, intercambiadores de calor de carcasa y tubos y de doble tubo y recipientes a presión. Adicionalmente se proporcionan ecuaciones para una gran amplitud de otros equipos de proceso menos frecuentes.

La forma de las ecuaciones es una modificación de la ecuación, $C_p = A (S)^b$ (donde A y b son constantes), obtenida en forma logarítmica y agregando términos adicionales de orden superior, como con un polinomio:

$$C_p = \exp \{A_0 + A_1 [\ln (S)] + A_2 [\ln (S)]^2 + \dots\} \quad (13)$$

Las ecuaciones suelen basarse en los materiales de construcción más comunes, como el acero al carbono, y condiciones estándar. Para otros materiales y otras condiciones, se proporcionan factores multiplicadores.

Este método modular se considera que proporciona estimaciones no mejores al $\pm 25\%$, considerando más precisas las estimaciones obtenidas mediante Aspen.

En el Anexo II se muestran en forma de Tabla la forma de seleccionar equipos, el factor de dimensionado y la forma de estimar los costes de diversos equipos utilizados en el presente trabajo fin de grado.

4.5. Estimación del coste de compra de equipos basado en Turton et al., 2018

El algoritmo para estimación del “Bare Module Cost-BMC o C_{BM} ”, que incluye coste directos e indirectos es:

- Obtener el coste de compra del equipo base C_p^0 , con $\log_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2$, con A, K_1 , K_2 y K_3 de tablas
- Seleccionar la expresión correcta para “Bare module cost factor” F_{BM} , que puede incluir diferentes factores
 - o Para intercambiadores de calor, recipientes a presión y bombas:

$$C_{BM} = C_p^0 F_{BM} = C_p^0 (B_1 + B_2 F_M F_P), \text{ con } B_1 \text{ y } B_2 \text{ tabulados} \quad (14)$$

- o Para otros equipos ver expresiones particulares
 - Compressors and blowers without drivers; Drivers for compressors and blowers; Power recovery equipment; tower packing: $C_{BM} = C_p^0 F_{BM}$
 - Evaporators and vaporizers; Fans with electric drivers: $C_{BM} = C_p^0 F_{BM} F_P$
 - Fired heaters and furnaces: $C_{BM} = C_p^0 F_{BM} F_P F_T$
 - Donde F_T es un factor de corrección “superheat correction factor” para hervidores de vapor ($F_T = 1$ para otros calentadores y hornos) y es $F_T = 1 + 0,00184 \Delta T - 0,00000335 (\Delta T)^2$, donde ΔT es la cantidad de sobrecalentamiento en °C
 - Sieve trays, valve trays and demister pads: $C_{BM} = C_p^0 N F_{BM} F_q$, donde N es el numero de platos, y F_q es un factor dependiente de N

$$\log_{10} F_q = 0.4771 + 0.08516 \log_{10} N - 0.3473 (\log_{10} N)^2 \quad (15)$$

para $N < 20$; $F_q = 1$ para $N \geq 20$

- Para intercambiadores de calor, recipientes a presión y bombas encontrar los factores F_p , F_M correctos para calcular F_{BM}
 - o Los factores de presión para recipientes a presión vienen dados en Turton et al., 208, p1264; para resto de equipos vienen dados por $\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 [\log_{10} P]^2$, con $[P] = \text{bar}$ (16)

- Para otros equipos obtener F_{BM} tabulados
- Obtener $C_{BM} = C_p^0 F_{BM}$
- Actualizar el dinero con el factor de actualización a 2002 (CEPCI=397)
- Obtener Total Module Cost (C_{TM}), incluyendo Costes de contingencia y Tasas (Contingency and Fee Costs) y los costes de Instalaciones Auxiliares (Auxiliary Facilities)

$$\circ C_{TM} = \sum C_{TM,i} = 1,18 \sum C_{BM,i} \text{ para cada equipo } i \text{ hasta } n \quad (17)$$

En las tablas del Anexo III se muestran los parámetros necesarios para estimación del precio de compra, así como los factores de material y presión para equipos de proceso.

4.6. Estimación del coste de compra de equipos basado en datos en la web Matche

Matches es una ingeniería que proporciona apoyo en la toma de decisiones de calidad para el desarrollo de nuevos productos, nuevas tecnologías de procesos o mejoras en productos químicos, energía, fabricación y metalurgia. Entre otros productos proporciona estimaciones conceptuales (de orden de magnitud) del coste de equipos de proceso que se ejecuta en el navegador de Internet (<https://www.matche.com/default.html>).

5. Resultados: Dimensionado de equipos

Para las dimensiones de los equipos de operación se adjuntan un conjunto de tablas (Tablas 11-18) que comparan los valores determinados según el método modular de Guthrie con los obtenidos mediante Aspen Plus. Esta comparación resulta interesante para garantizar la coherencia y precisión de los cálculos posteriores.

El método modular de Guthrie se basa en ecuaciones empíricas y factores de corrección para determinar las dimensiones de los equipos mientras que Aspen Plus es un software de simulación de procesos químicos que utiliza modelos termodinámicos que tienen en cuenta datos más específicos.

5.1. Dimensionado de recipientes

El parámetro de dimensionado es el flujo de alimentación, con este flujo se determina el tamaño. Se proporciona el diámetro y la longitud para dimensionar estos recipientes y poder modelar las mezclas, separaciones a presión, divisiones de los diferentes componentes o fases.

Tabla 12. Dimensionado de mezcladores.

Método	Parámetro de dimensionado	M-MIXER1	M-MIXER2	REC-MIX	MIXER1	MIXER2	MIXER3
Guthrie	Diámetro [D (m)]	1.75	1.27	0.62	0.87	0.92	0.7
	Longitud [L (m)]	7.01	5.10	2.48	3.49	3.70	2.78
Aspen	Diámetro [D (m)]	-	-	-	-	-	-
	Longitud [L (m)]	-	-	-	-	-	-

Tabla 13. Dimensionado de divisores/separadores.

Método	Parámetro de dimensionado	B5	SPLIT1	SPLIT2
Guthrie	Diámetro [D (m)]	0.82	0.51	0.65
	Longitud [L (m)]	3.27	1.97	2.59
Aspen	Diámetro [D (m)]	-	-	-
	Longitud [L (m)]	-	-	-

El software Aspen está altamente especializado en simulación de procesos químicos, pero su enfoque principal está en equipos como reactores, intercambiadores de calor, y columnas de destilación. Por lo tanto, es posible que en el enfoque de Aspen, mezcladores y separadores constituyan meras uniones o separaciones de tuberías, no se consideren relevantes en el contexto del estudio. Los datos de Guthrie oscilan entre esas dimensiones para mezcladores y divisores, lo que les permite manejar grandes volúmenes de hidrógeno y nitrógeno a altas presiones.

5.2. Dimensionado de equipos de separación flash

En los equipos de separación flash, la variable de dimensionado es el diámetro y la longitud calculado a través del volumen, el cual se obtiene considerando el flujo de alimentación.

Tabla 14. Dimensionado de equipos de separación flash

Método	Parámetro de dimensionado	AN-FLASH	CA-FLASH	PSA	FLASH1	FLASH2
Guthrie	Diámetro [D (m)]	0.76	0.82	0.80	0.51	0.23
Aspen	Diámetro [D (m)]	0.91	0.91	0.91	0.91	0.91

Un diámetro de 0.91 m es estándar en la industria para separadores flash verticales de una sola etapa, ya que equilibra coste y rendimiento. Este tamaño facilita la estabilidad y la repetición del diseño para diferentes plantas, lo que minimiza costes sin comprometer la eficiencia de separación, siendo ideal para aplicaciones industriales. Herramientas como Aspen plus y textos de referencia como Towler y Sinnott (2012).

5.3. Dimensionado de reactores

Respecto al dimensionado de reactores, muchos de ellos van a ser tratados como recipientes o intercambiadores de corriente de carcasa y tubo. En este caso se dimensionan como recipientes determinando en función del volumen a tratar, el diámetro y longitud.

Tabla 15. Dimensionado de reactores.

Método	Parámetro de dimensionado	R1	R2
Guthrie	Diámetro [D (m)]	0.7	0.7
	Longitud [L (m)]	2.8	2.8
Aspen	Diámetro [D (m)]	0.5	0.5
	Longitud [L (m)]	0.4	0.6

Las dimensiones de los reactores según ambos métodos, a pesar de las diferencias de longitud, proporcionan tamaños de reactor que son típicos para plantas de escala pequeña o modular.

5.4. Dimensionado de intercambiadores de calor de carcasa y tubo

Para intercambiadores de calor de carcasa y tubo la variable de dimensionado es el área de transmisión de calor, ya que influye directamente en su coste y además porque determina la capacidad de transferencia de calor del sistema

Tabla 16. Dimensionado de intercambiadores de calor de carcasa y tubo.

Método	Parámetro de dimensionado	HX1	HX2
Guthrie	Área [$A (m^2)$]	0.13	0.88
	Calor [$Q (kW)$]	31.96	151.56
Aspen	Área [$A (m^2)$]	0.21	1.10
	Calor [$Q (kW)$]	52.3	40.96

Las diferencias en los tamaños y capacidades de los intercambiadores de calor (áreas y calor transferido) entre Guthrie y Aspen pueden sugerir un diferente diseño específico del intercambiador. Ambos métodos proporcionan resultados coherentes, pero Aspen tiende a ser más conservador y ofrece tamaños de área ligeramente mayores.

5.5. Dimensionado de calentadores/enfriadores

Para servicio de calentadores/enfriadores el parámetro de dimensionamiento es la cantidad de calor (Q) transferida. Estos equipos son esenciales para ajustar las temperaturas de un proceso industrial y optimizar su eficiencia energética.

Tabla 17. Dimensionado de calentadores/enfriadores

Método	Parámetro de dimensionado	M-HX	B2 (HEATER)	COOLER1	B14
Guthrie	Potencia [$Q (kW)$]	4.84	53.76	97.93	13.34
Aspen	Potencia [$Q (kW)$]	4.86	52.72	117.02	10.97

Los valores específicos de la potencia pueden variar en función de la capacidad de la planta y los diseños de ingeniería implementados. Donde los valores más altos de potencia son típicos de remover grandes cantidades de calor generado en las reacciones de síntesis, de ahí que se sitúe el COOLER1 en la unidad de síntesis de amoníaco.

5.6. Dimensionado de compresores

La variable de dimensionado de los compresores es la potencia al freno, potencia mecánica que se debe suministrar al compresor para que funcione. Esta potencia es el principal factor que determina el tamaño y el coste del compresor. Además, junto con las temperaturas y presiones tanto de entrada como de salida, se calcula dicha potencia.

Tabla 18. Dimensionado de compresores

Método	Parámetro de dimensionado	M-COMP1	M-COMP2	C1	C2
Guthrie	Potencia al freno [Wb (kW)]	4.45	0.055	12.12	82.43
Aspen	Potencia al freno [Wb (kW)]	5.12	0.055	12.30	93.62

Los valores en general son muy similares entre los métodos de Guthrie y Aspen. Las pequeñas diferencias pueden estar asociadas a los supuestos termodinámicos realizados en cada caso; particularmente en compresores multietapa donde el manejo de mezclas de gases y las diferencias en el exponente isoentrópico influyen en los resultados.

5.7. Dimensionado de bombas

Para las bombas es necesaria la potencia requerida para su funcionamiento, es decir, el trabajo de la bomba ya que esta potencia de una bomba también se ve afectada por las pérdidas de potencia, que incluyen pérdidas volumétricas.

Tabla 19. Dimensionado de bombas

Método	Parámetro de dimensionado	AN-PUMP	CA-PUMP	REC-PUMP	PUMP1	PUMP2
Guthrie	Potencia al freno [Wb (kW)]	0.02	0.004	0.11	0.01	0
Aspen	Potencia al freno [Wb (kW)]	0.04	0.012	0.31	0.01	0

Los valores según Aspen producen resultados más conservadores debido a las eficiencias aplicadas. Las diferencias en el dimensionado pueden explicarse por la variación en las suposiciones de eficiencia y pérdidas volumétricas, siendo Aspen más realista en la estimación de pérdidas debido a fricción y cargas, mientras que Guthrie utiliza eficiencias más altas que resultan en menores potencias.

Para concluir, se presenta en las tablas 19-21 las tres unidades de la planta de proceso de e-amoniaco, cada una con sus equipos y su parámetro de dimensionado correspondiente.

Tabla 20. Dimensionado de equipos de la unidad de separación del aire

Equipo de operación	Nomenclatura	Parámetro de dimensionado	Unidades	Método	
				Guthrie	Aspen
Mezclador	M-MIXER1	D,L	m	1.75 , 5.75	-
	M-MIXER2			1.27 , 4.18	-
Intercambiador de calor de carcasa y tubo	M-HX	Q	kW	-4.84	-4.86
Separador por membranas	MODULE1				
	MODULE2				
	MODULE3				
Compresor	M-COMP1	Wb	kW	4.45	5.12
	M-COMP2			0.01	0.01

Tabla 21. Dimensionado de equipos de la unidad de hidrolisis

Equipo de operación	Nomenclatura	Parámetro de dimensionado	Unidades	Método	
				Guthrie	Aspen
Mezclador	REC-MIX	D,L		0.62 , 2.48	-
Equipo de separación flash	AN-FLASH	D,L	m	0.76 , 3.04	0.91 , 3.64
	CA-FLASH	D,L	m	0.82 , 3.28	0.91 , 3.64
Separación en fases de equilibrio	PSA	D,L	m	0.8 , 3.2	0.91 , 3.64
Divisor	B5	D,L	m	0.82 , 3.27	-
Calentador/Enfriador	B2	W	kW	53.76	54.72
	B14	W	kW	13.34	10.97
Bomba	AN-PUMP	Wb	kW	0.02	0.04
	CA-PUMP	Wb	kW	0.004	0.012
	REC-PUMP	Wb	kW	0.11	0.31

Tabla 22. Dimensionado de equipos de la unidad de síntesis de amoníaco

Equipo de operación	Nomenclatura	Parámetro de dimensionado	Unidades	Método	
				Guthrie	Aspen
Mezclador	MIXER1	D,L	m	0.87 , 3.49	-
	MIXER2	D,L	m	0.92 , 3.70	-
	MIXER3	D,L	m	0.70 , 2.78	-
Divisor	SPLIT1	D,L	m	0.5 , 1.97	-
	SPLIT2	D,L	m	0.65 , 2.6	-
Equipo de separación flash	FLASH1	D,L	m	0.51 , 2.04	0.91 , 3.64
	FLASH2	D,L	m	0.23 , 0.92	0.91 , 3.64
Reactor	R1	D,L	m	0.7 , 2.8	0.5 , 0.4
	R2	D,L	m	0.7 , 2.8	0.5 , 0.6
Intercambiador de calor carcasa y tubo	HX1	A	m ²	0.13	0.22
	HX2	A	m ²	0.88	1.10
Enfriador/Calentador	COOLER1	Q	kW	97.93	117.07
Compresor	C1	Wb	kW	12.12	12.3
	C2	Wb	kW	82.43	93.62
Bomba	PUMP1	Wb	kW	0.01	0.01
	PUMP2	Wb	kW	0	0

6. Estimación de costes de los equipos según el método de Guthrie, Seider et al., 2017, Turton et al., 2018 y la web Matche.

Para estimar y analizar de costes de los equipos de operación, se presentan en las tablas 22-29 los valores obtenidos en dólares, actualizados a 2023 mediante el uso de factores de actualización en todos los métodos de estimación aplicados. Estos factores aseguran que los costes reflejen los precios actuales del mercado. La comparación de dichos resultados permitirá tener un rango de costes de los equipos de importancia para la estimación de la viabilidad económica de la planta.

Por un lado, el método modular de Guthrie, como al igual que en el dimensionado, se basa en ecuaciones empíricas y factores de corrección, lo que proporciona un cálculo de los costes que se centra en el coste instalado del equipo. El coste instalado del equipo, también conocido como BMC (Bare Module Cost) incluye todos los costes, tanto los de instalación del equipo, como los relativos a las diferencias con el equipo base considerando todos los factores para el diseño, material, temperatura y presión entre otros parámetros. Para todos los equipos de esta planta química, el material de construcción elegido es el acero inoxidable.

En el método de Seider, se obtiene C_p , que es el coste de compra de los equipos. En el método de Turton, se obtiene el BMC, que incluye tanto los costes directos como los indirectos. Por otro lado, la página web Matche estima también el coste de compra de los equipos (C). Para poder comparar los costes entre todos los métodos, se comparará el coste de instalación de cada equipo. Es decir, al C_p de Seider, se le añadirá el coste de instalación utilizando la fórmula:

$$C_{instalación} = BC \times (MF - 1) \quad (18)$$

Al BMC de Turton, se le quitarán los costes indirectos, que se estiman que pueden ser entre 1.2 a 1.8 veces el coste base (BC). Para los valores proporcionados por la página web Matche, se añadirá también el coste de instalación.

En todos los casos, se tendrán en cuenta los factores de corrección de materiales, presión, y otros factores dependiendo del equipo a estimar, lo que permitirá realizar una comparación más justa entre los diferentes métodos.

Sin embargo, Aspen Plus, presenta un enfoque que proporciona estimaciones con algunas limitaciones en cuanto a los costes indirectos y de instalación, que podrían no estar completamente cubiertos, por lo que sería mejor ajustar manualmente los costes de estos equipos para obtener resultados más exactos. (Schwint, K. J., 1986)

6.1. Coste de recipientes

La Tabla 23 y la Figura 7 recogen los resultados de los costes de recipientes según diferentes métodos.

Tabla 23. Costes de recipientes

Equipos	M-MIXER1	M-MIXER2	REC-MIX	B5	MIXER1	MIXER2	MIXER3	SPLIT1	SPLIT2
BMC. Guthrie	156,920	89,692	14,790	23,299	26,346	29,391	17,276	10,000	15,148
BMC. Seider	139,946	101,432	4,451	4,740	4,993	5,087	4,994	4,216	4,465
BMC. Turton	144,134	84,320	37,305	54,393	60,207	66,207	43,220	28,421	39,248
BMC. Matche	81,443	47,369	7,895	3,462	15,235	17,175	9,834	1,939	2,631

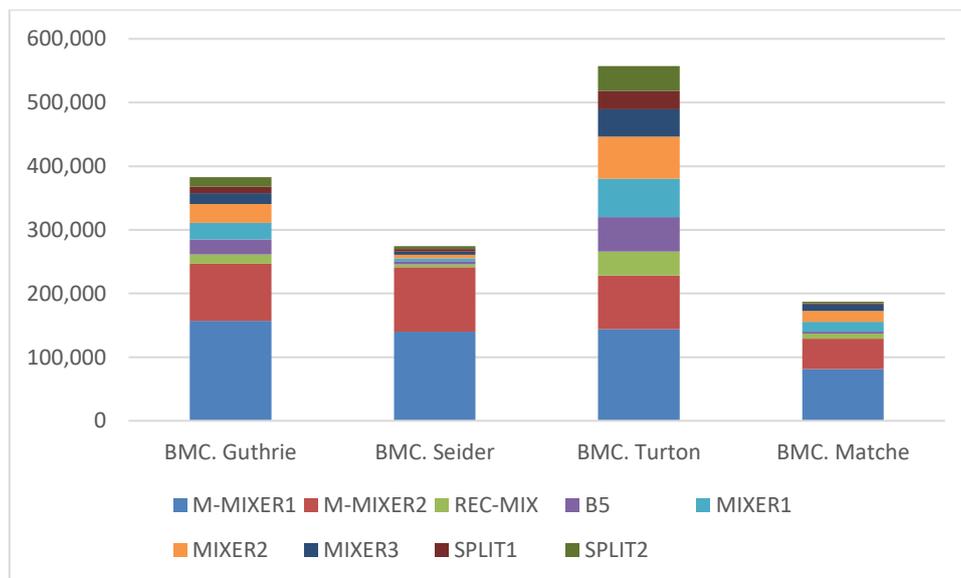


Figura 7. Comparación de los BMC de los recipientes

Las opciones más costosas tienden a concentrarse en BCM según Turton y BMC según Guthrie, mientras que BMC. Matche presenta una alternativa más económica. Los equipos Mixer1 y Mixer 2 en la unidad de separación de aire son los de mayor coste de recipientes. Los divisores suponen un pequeño porcentaje de los costes.

6.2. Coste de equipos de separación flash

La Tabla 24 y Figura 8 muestra los costes de los diferentes equipos de separación flash.

Tabla 24. Costes de equipos de separación flash

Equipos	AN-FLASH	CA-FLASH	FLASH1	FLASH2
BMC. Guthrie	62,489	71,975	44,512	8,127
BCM. Seider	60,223	63,700	46,355	32,402
BCM. Turton	35,946	44,187	24,700	14,763
BCM. Matche	3,186	3,462	2,355	1,524

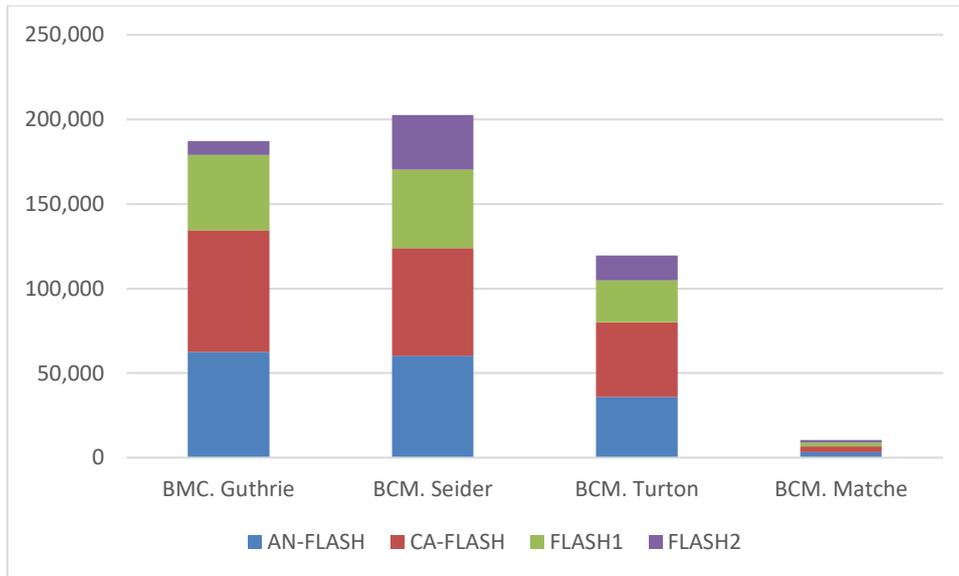


Figura 8. Comparación de los BMC. de los equipos de separación flash

Los equipos de diseño de tipo Split según el sitio web Matche se debe a la simplificación en el método de cálculo y más posibles detalles operativos, en comparación con otros métodos. AN-Flash y CA-Flash de la unidad de hidrólisis supone el mayor coste de este tipo de equipos.

6.3. Coste de reactores

La Tabla 25 y Figura 9 muestran el coste de los reactores considerados como recipientes.

Tabla 25. Costes de reactores

Equipos	R1	R2
BMC. Guthrie	91,012	91,012
BMC. Seider	56,844	56,844
BMC. Turton	58,112	58,693
BMC. Matche	32,000	32,000

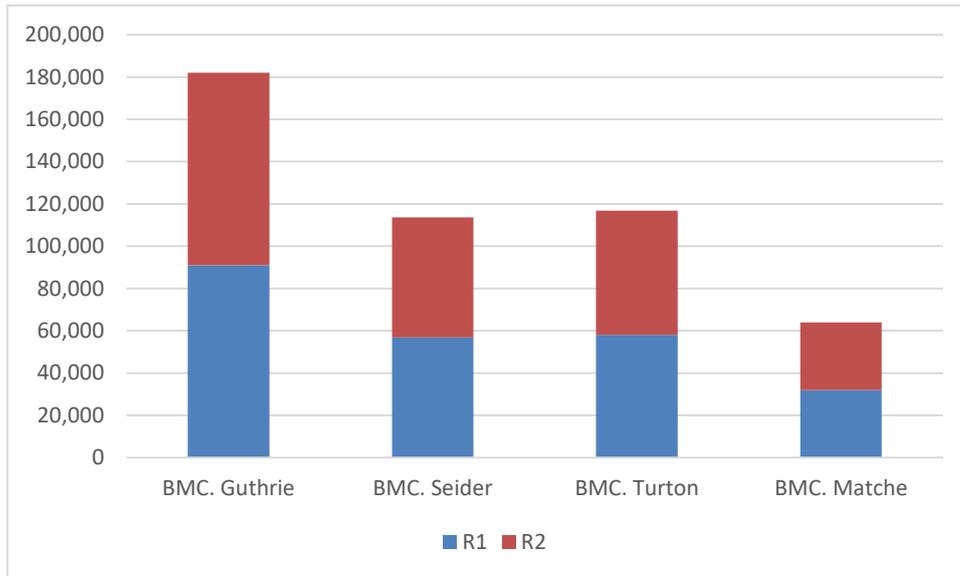


Figura 9. Comparación de los BMC. de los reactores

Los costes de los reactores son similares, el método de Guthrie presenta costes más elevados reflejando un enfoque más detallado. Sin embargo, Seider y Turton proporcionan estimaciones más bajas, que ofrecen mayor flexibilidad para plantas pequeñas o medianas.

6.4. Coste de Intercambiadores de calor de carcasa y tubo

La Tabla 26 y figura 10 muestran el coste de los intercambiadores de calor de carcasa-tubos, con variaciones significativas entre los diferentes equipos. El método de Seider presenta costes más elevados, lo que podría deberse a la aplicación de fórmulas más detalladas. Los intercambiadores de calor HX2 resultan ser más costosos, debido a diferencias en la capacidad.

Tabla 26. Costes de intercambiadores de calor

Equipos	HX1	HX2
BMC. Guthrie	9,480	9,921
BMC. Seider	24,792	33,452
BMC. Turton	5,926	10,771
BMC. Matche	1,662	3,324

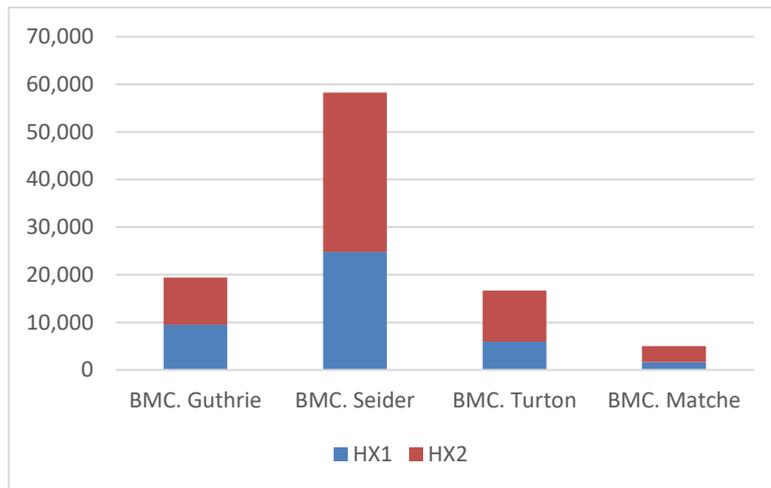


Figura 10. Comparación de los BMC. de los intercambiadores de calor

6.5. Coste de calentadores/enfriadores

La Tabla 27 y figura 11 muestran el coste de los equipos de servicio de calentamiento y enfriamiento. Seider junto con el método de Guthrie ofrecen costes intermedios. En el método de Turton, el coste tan elevado debe al enfriador que, al trabajar con una presión muy alta, entra en el cálculo del BMC, el factor de corrección de la presión.

Tabla 27. Costes de calentadores/enfriadores

Equipos	M-HX	B2	COOLER1	B14
BMC. Guthrie	12,442	15,380	18,111	14,249
BMC. Seider	14,806	21,785	26,790	13,918
BMC. Turton	15,242	31,944	128,221	11,849
BCM. Matche	1,662	4,571	5,540	1,385

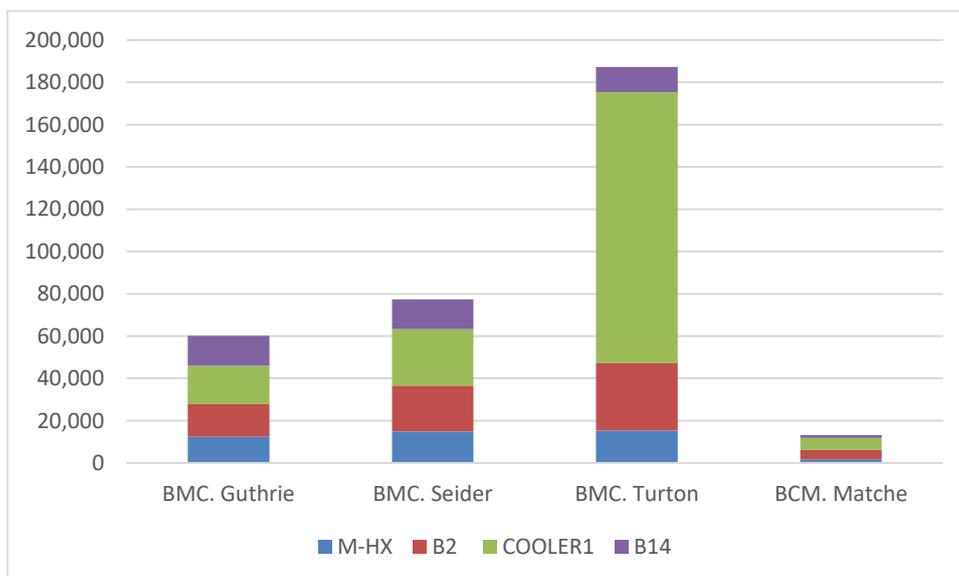


Figura 11. Comparación de los BMC. de los calentadores/enfriadores

6.6. Coste de compresores

La Tabla 28 y figura 12 recogen los resultados de los costes de los equipos de compresión. Los costes de los compresores C1 y especialmente C2 de la planta de síntesis de amoniaco condicionan los elevados costes de estos equipos. El coste del compresor M-COMP2 es muy bajo debido a la baja potencia necesaria

Tabla 28. Coste de compresores

Equipos	M-COMP1	M-COMP2	C1	C2
BMC. Guthrie	45,185	1,534	106,850	467,591
BMC. Seider	44,873	1,335	147,157	682,100
BMC. Turton	14,842	100	37,947	285,324
BMC. Matche	8,587	415	20,913	141,962

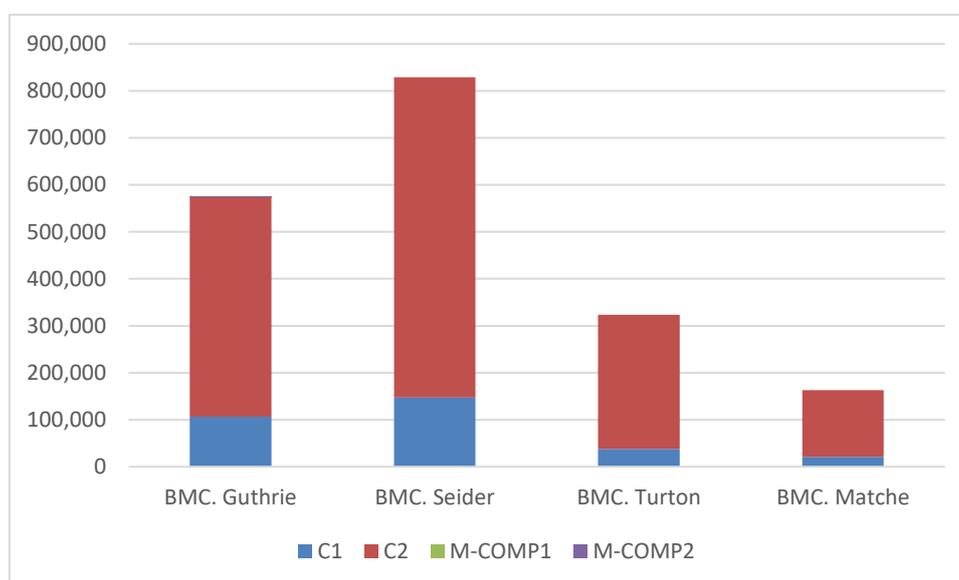


Figura 12. Comparación de los BMC. de los compresores

6.7. Coste de bombas

La Tabla 29 y figura 13 muestran el coste de las bombas de la planta

Tabla 29. Coste de bombas

Equipos	AN-PUMP	CA-PUMP	REC-PUMP	PUMP1	PUMP2
BMC. Guthrie	16,565	12,600	22,122	22,265	0
BMC. Seider	21,754	23,038	24,250	23,114	0
BMC. Turton	14,030	35,485	8,288	38,852	0
BMC. Matche	10,664	6,786	4,293	5,955	5,955

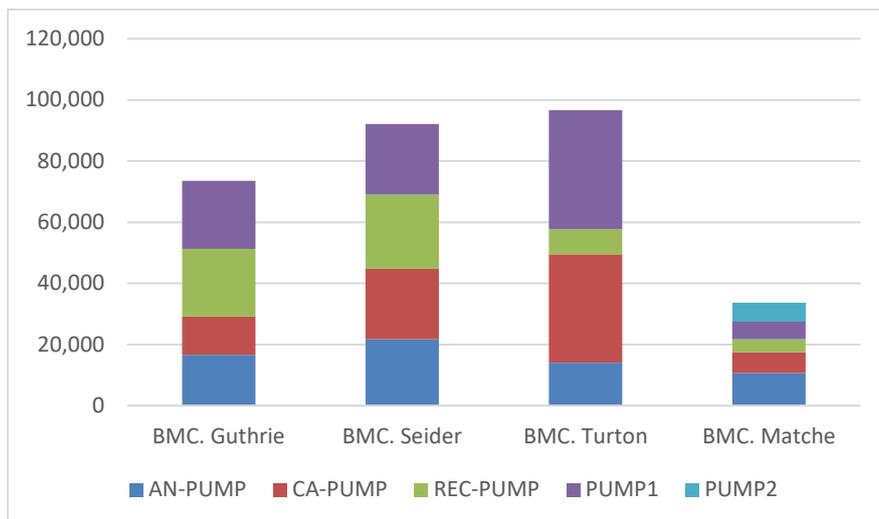


Figura 13. Comparación de los BMC. de las bombas

Los valores obtenidos de los costes dependerán del tamaño del proyecto a elegir y las necesidades operativas. Los métodos según Seider y Turton ofrecen costes más altos, mientras que Matche cuenta con estimaciones más bajas, lo que es consistente con un enfoque a proyectos de menor escala.

6.8. Coste de los equipos de separación por membranas

La Tabla 30 y figura 14 muestran el coste de los equipos de separación por membranas. En este caso, el coste estimado por la web Matche, resulta más elevado debido a que no hay un equipo específico como es la separación de membranas, pero se asemeja un filtro con un diseño y operación de “cartucho”.

Tabla 30. Coste de membranas

Equipos	MODULE1	MODULE2	MODULE3
BMC. Guthrie	-	-	-
BCM. Seider	137,336	48,831	151,070
BCM. Turton	43,539	19,623	46,863
BCM. Matche	282,398	172,294	374,227

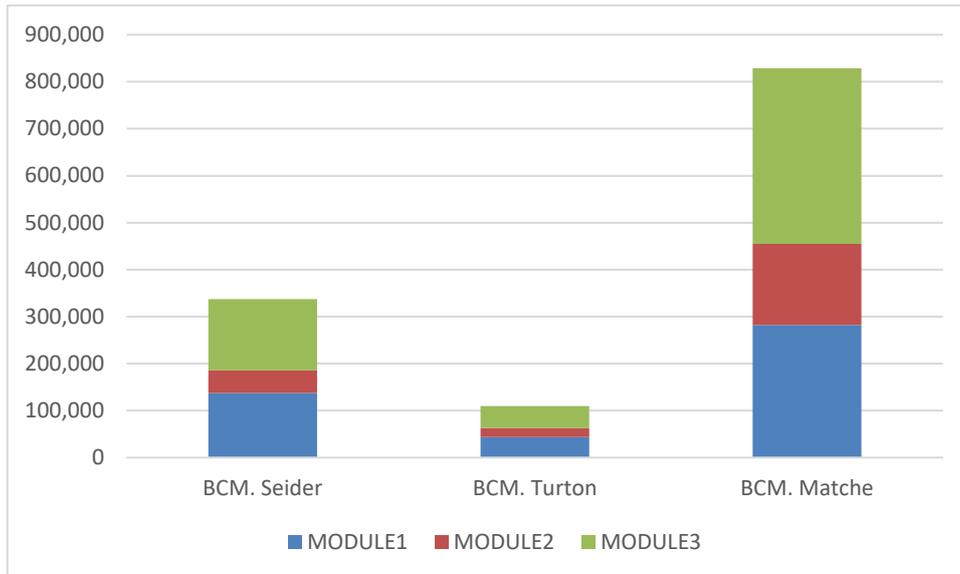


Figura 14. Comparación de los BMC. de los separadores por membranas

7. Análisis del coste del electrolizador

El análisis de costes de distintos electrolizadores alcalinos utilizados como herramienta principal para el desarrollo de proyectos de obtención de hidrógeno. Dentro de la hidrólisis alcalina existen distintos tipos de electrolizadores, para este estudio se selecciona un Electrolizador Alcalino (AWE) con otros términos asociados como AEL (Alkaline Electrolysis) y AEC (Alkaline Electrolysis Cell). Estos se muestran en la siguiente Figura 7

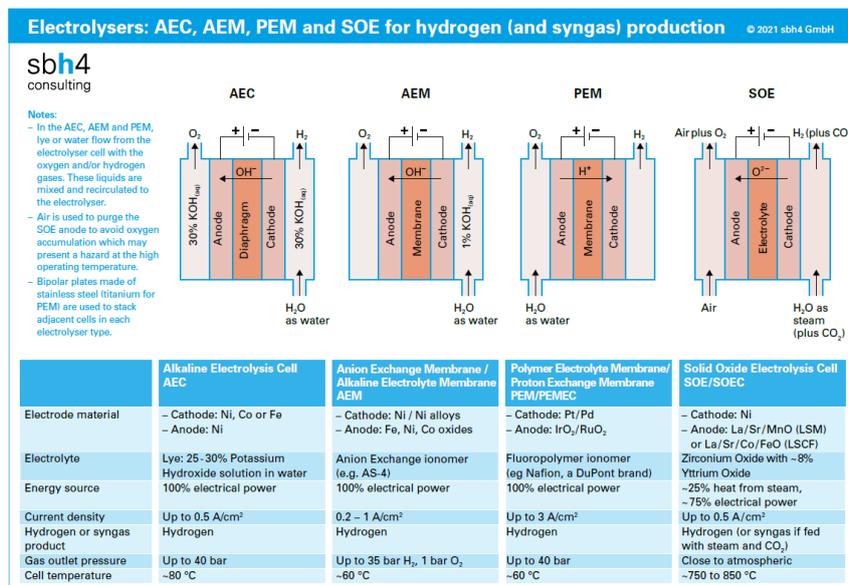


Figura 15. Comparativa de tipos de electrolizadores: AEC, AEM, PEM y SOE para la producción de hidrógeno

La electrolisis del agua es esencial para las tecnologías de producción de hidrogeno verde, dentro del ámbito de los sistemas energéticos. Pero, la estimación de los costes

de inversión presenta un reto significativo debido a varios factores influyentes como son: la tecnología utilizada, la economía de escala, capacidad de producción y las proyecciones futuras.

Para un estudio más verídico, se han recogido revisiones de literatura e informes acerca de los costes actuales para la tecnología de electrólisis alcalina (AEL).

Esta revisión tiene un enfoque hacia equipos de electrolisis a pequeña escala, estos son alrededor de 1MWel. Estos son comunes en aplicaciones descentralizadas y específicas, es decir, proporcionan una flexibilidad al sistema energético, que incluye minimizar las pérdidas de transmisión. Además, estos cumplen unos requisitos técnicos o logísticos únicos para la adopción de tecnologías de hidrógeno, en función de las necesidades locales.

La dependencia de los costes en la tecnología empleada puede variar significativamente el orden de magnitud, este rango se refleja en €/kW. También depende de la capacidad de producción de los electrolizadores que se refleja en la economía en escala, esto quiere decir que, a medida que surgen mejoras en la eficiencia de producción y distribución de costes fijos, los costes unitarios disminuyen.

Algunos estudios como los de Yates et al. (2020), Brynolf et al. (2018), y Schmidt et al. (2017) valoran opiniones de expertos en la Academia como en la Industria, analizando así los factores fundamentales para proyectar los costes futuros como: Producción escalable o no, tamaño del mercado eléctrico, precios de referencia y las inversiones en I+D.

Además, un análisis de los costes de los electrolizadores basándose en los datos proporcionados entre 2015-2017, Gallardo et al. Describen “una curva de costes pronunciada” debido a una gran diferencia en el coste de plantas de electrolisis entre electrolizadores baja capacidad (kW) y aquellos de mayor capacidad (MW), lo cual hace que los costes unitarios disminuyan significativamente. Un ejemplo podría darse en plantas con una capacidad de un rango de 1-2 MW, donde los costes pueden reducirse hasta 0.9 kUS\$/kW. Este análisis permite identificar las alternativas óptimas para minimizar los costes y maximizar la eficiencia financiera, con un aumento de la capacidad de producción.

El modelo de estimación de costes desarrollado por Reksten et al. (2022), tiene el objetivo de estimar los Costes de Capital (CAPEX) de plantas de electrólisis alcalina AEL y PEMEL a largo plazo para diferentes capacidades de producción.

El modelo proporciona una fórmula para estimar el coste de los electrolizadores expresado en \$/kW, donde se tiene en cuenta factores como la capacidad de la planta y progreso tecnológico. Hay que destacar que la tecnología PEMEL es más eficaz que la AEL dentro de las plantas de un rango de 10MW hacia el año 2030. La fórmula por seguir es la siguiente:

$$C = \left(k_0 + \frac{k}{Q} Q^\alpha \right) \left(\frac{V}{V_0} \right)^\beta \quad (19)$$

Donde:

- C ($\$/kW$): Es el coste del electrolizador por kilovatio.
- $K_0=301.04$: Es una constante de ajuste inicial que refleja el coste base en el año de referencia.
- Q : Es la capacidad del electrolizador en kilovatios (kW)
- V : Es el año de instalación del electrolizador, en este caso sería 2024.
- $V_0=2020$: Es el el año de referencia.
- $\alpha = 0,649$: Es una constante que describe el efecto de la escala de capacidad.
- $\beta = -27.33$: Es una constante que refleja el factor de aprendizaje.

En este estudio, se analiza un electrolizador de 1MW_{el} con producción de 189 kg H₂/h equivalente a 200 Nm³ H₂/h , en la siguiente tabla se recogen algunas proyecciones de los costes a futuro, desde proyectos de pequeña escala hasta a gran escala. Algunas recopilaciones de estos costes son: costes actuales median de 750 €/kW, entre las proyecciones para 2030 oscilan entre 160 y 1300 €/kW con una mediana de 700 €/kW y por último las proyecciones para 2050 son entre 225 €/kW y 393 €/kW.

Tabla 31. Costes de electrolizadores alcalinos. En verde potencias de $\approx 1MW_{el}$

Referencia	Potencia / Producción de H ₂	Coste Electrolizador (€/kW _{el}) instalado (Stack)	Comentarios
Cameli et al., 2024	Desde pequeña a gran escala	Actual ₂₀₂₄ : 500-1400 Futuro ₂₀₃₀ : 200-700 Utilizado: 1,080	Usado en planta de NH ₃
Egerer et al., 2023 (Datos fuente del artículo de revisión de Brynolf et al., 2018)	1.08 GW _{el} (19,440 kg H ₂ /h)	Actual ₂₀₁₈ : 400	Proyecto bilateral Australia- Alemania para suministrar 10 TWh (1.93 Mt/año) NH ₃
Reksten et al., 2022	1MW _{el}	Actual ₂₀₂₀ : 550-1600 Futuro ₂₀₃₀ : 450-600 Modelo ₂₀₂₄ : 1100	Artículo revisión. Basado en > de 15 referencias
Sousa et al., 2022	1MW _{el}	Actual ₂₀₂₀ : 1,000	Obtención de 3 t/h NH ₃
Chatenet et al, 2022	1MW	Actual ₂₀₂₂ : 213 – 1,300 (40% stack) Futuro ₂₀₃₀ : (<1,000: 160-1,300; 700 media) Proyección ₂₀₂₄ : 600	
ARAMCO Report, 2022	1.93 Mt/año (2220,320 kg H ₂ /h)	Actual ₂₀₂₀ : 1,027; Stack 530 Futuro ₂₀₃₀ : 710; Stack 357 Futuro ₂₀₅₀ : 393; Stack 189	1,368 MW NH ₃
ARIEMA, 2021	1.2 MW _{el}	Actual ₂₀₂₁ : 634; Futuro ₂₀₃₀ : 465 Los fabricantes muestran costes actuales (2021) de 423	
Original de Bertuccioli et al., 2014 y utilizado	1 MW _{el}	Actual ₂₀₂₀ : 1,000-1,200	

por Santos et al., 2021 y Schmidt et al., 2017.	2.4 MW _{el}	Actual ₂₀₂₀ : 1,000	
Gallardo et al., 2021	Escala Multi MW	Actual ₂₀₁₇₋₁₈ : 425-595 Futuro ₂₀₂₅₋₃₀ : 340-425	Varias referencias
Yates et al., 2020	1 MW _{el}	Actual ₂₀₂₀ : 540-777	Varias referencias
IRENA, 2020	1 MW _{el}	Actual "Stack" ₂₀₂₀ : 237 Futuro "Stack" ₂₀₅₀ : < 90 Actual Investment ₂₀₂₀ : 920	
Lin et al., 2020	432 kg H ₂ /h	Actual ₂₀₂₀ "sin instalación": 287	Obtención de NH ₃ 20,000 MT/año
Allman et al., 2019	4.167 kg H ₂ /h	Inversión total: 511,161 € ₂₀₁₉	Obtención 3 kg NH ₃ /h
Rouwenhorst et al., 2019	1-10 MW _{el}	Actual ₂₀₁₉ : 450	Obtención de NH ₃
Brynolf et al., 2018	1.1-5.3 MW _{el}	Actual ₂₀₁₈ : 2,015 Más estimado: 1,100 (600-2,600)	
Bruce et al., 2018	44 MW _{el}	Actual ₂₀₁₈ : 777	
Schmidt et al., 2017	Desde pequeña a gran escala	Actual ₂₀₁₆ : 400 – 1,400 Futuro ₂₀₃₀ : 400-1,000	
Hinkley et al., 2016	0.95 MW _{el}	Actual ₂₀₁₆ : 725	

Los datos obtenidos en dólares se han convertido a euros del mismo año.

En las proyecciones de 20250 se observa una reducción de costes debido a un aumento de la capacidad y evolución tecnológica. Algunos factores que influyen estas proyecciones son:

La economía en escala, a medida que los electrolizadores optimizan los procesos de fabricación, los costes unitarios disminuyen. Las innovaciones tecnológicas ya que incluyen materiales y procesos más eficientes que reflejan los avances tecnológicos. La inflación y variación de los costes a futuro ya que hay que tener en cuenta los precios de los materiales, que puede causar variaciones en las estimaciones.

Por lo tanto, tras este análisis, para calcular el coste del electrolizador alcalino de 1MW_{el} de la planta de e-amoniaco se toma el coste promedio de referencia actual, que es de 1100 €/kW en base al modelo de Reksten et al. (2022). Por lo que para un electrolizador de 1MW_{el} sería estimaría un coste de 1.100.000 €.

8. Análisis comparativo de costes de equipos

En este apartado se llevará a cabo un análisis comparativo de los costes de distintos grupos de equipos involucrados en la unidad de separación de aire. Este análisis se realizará considerando los diferentes métodos de estimación de costes utilizados (como los métodos de Seider, Turton, Matche, entre otros). Para cada uno de estos métodos, se muestra en el Anexo IV los costes asociados a equipos clave, como recipientes, intercambiadores de calor, y otros equipos esenciales en las tres unidades de proceso. Las figuras incluidas en dicho Anexo muestran la proporción que cada grupo de equipos representa sobre el coste total, facilitando la comparación entre los distintos enfoques de estimación de costes de la planta e-amoniaco. Las figuras 16-19 muestran los costes de cada grupo de equipos según diferentes métodos de estimación, para la planta de amoniaco global.

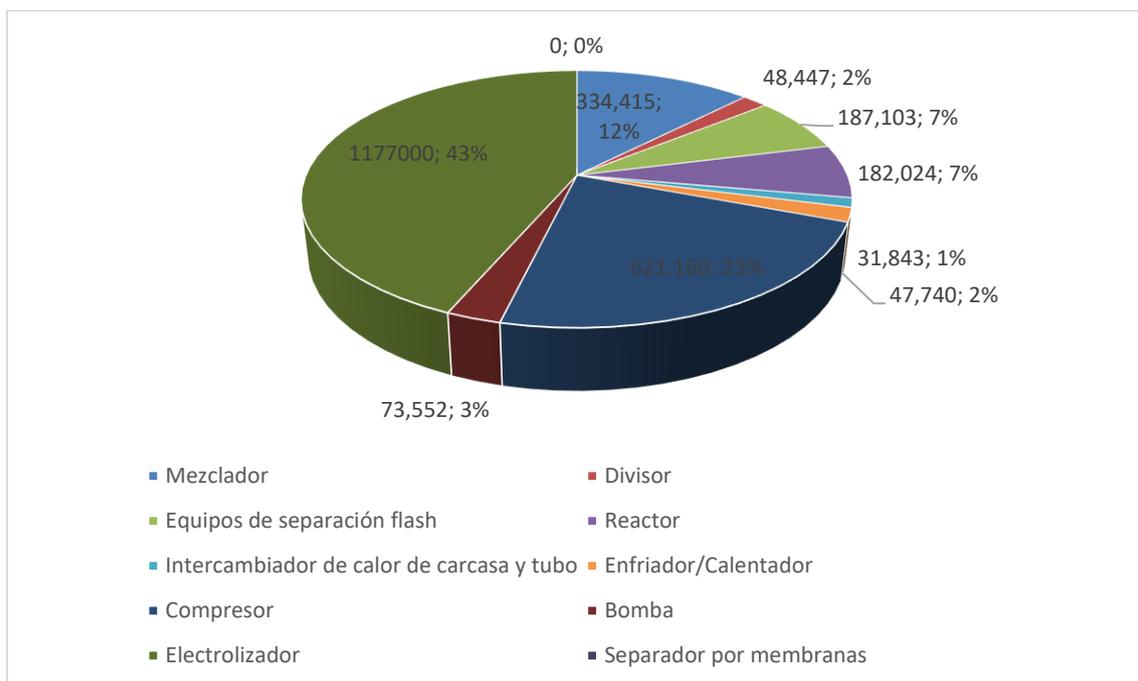


Figura 16. BMC. Guthrie para la planta de e-amoniaco

El electrolicador representa el mayor coste (43%), seguido por los compresores (23%) y los mezcladores (12%). El resto de los equipos tienen menor impacto.

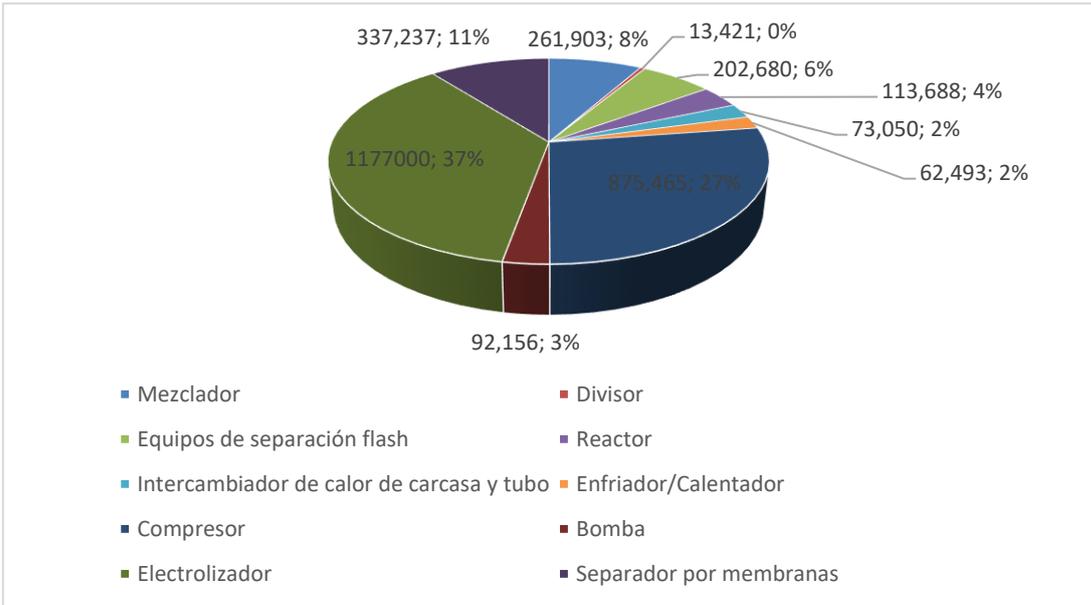


Figura 17. BMC. Seider para la planta de e-amoniaco

Similar al método de Guthrie, el electrolizador es el mayor coste (37%), pero los compresores tienen una proporción mayor (27%) y los mezcladores una menor (8%).

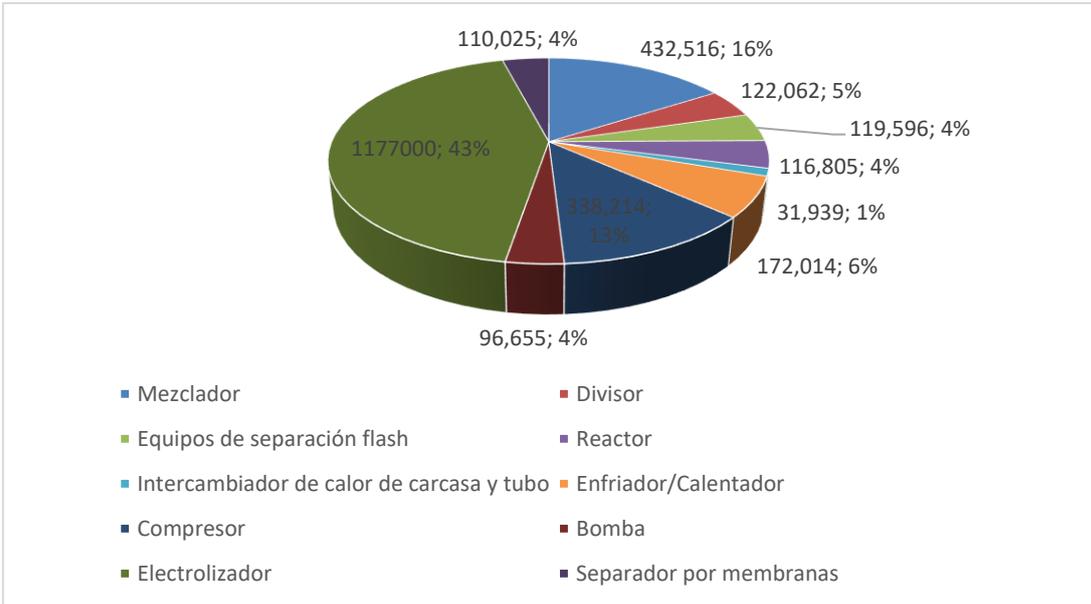


Figura 18. BMC. Turton para la planta de e-amoniaco

La tendencia es similar, con el electrolizador (43%) liderando los costes, seguido los mezcladores (16%) y los compresores (13%).

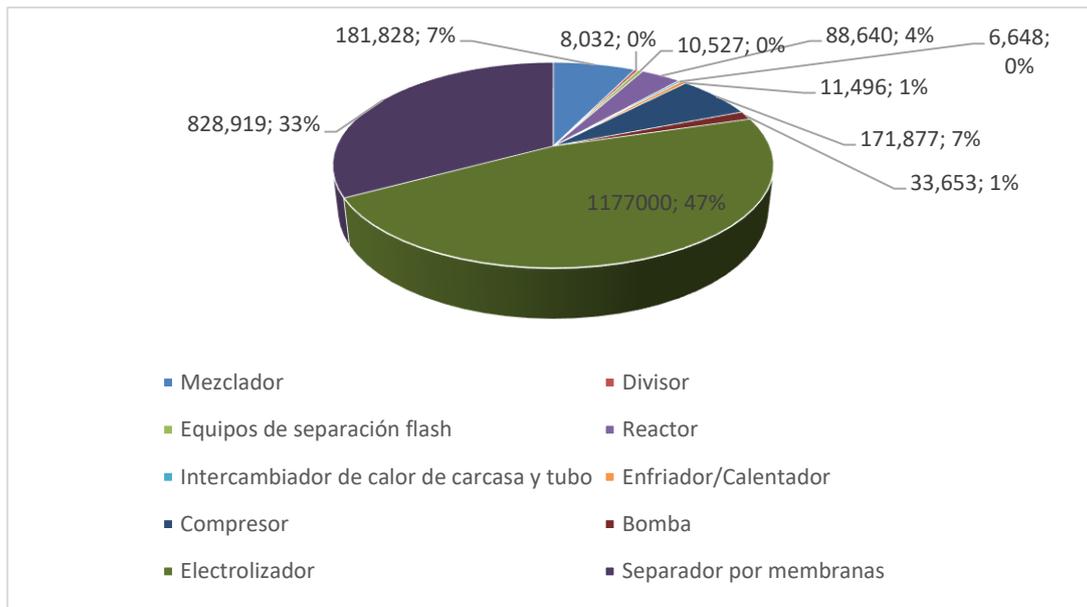


Figura 19. BMC. Matche para la planta de e-amoniaco

El electrolicador (47%), mientras que el separador de membranas (33%) y los reactores junto con los compresores (7%) tienen una menor participación.

En todos los métodos, el electrolicador tiene el mayor coste, lo que resalta su importancia en la planta de e-amoniaco. Sin embargo, el impacto de los compresores y los mezcladores varía entre los métodos.

La figura 20 compara la suma de los costes por unidad, lo que permite analizar las diferencias entre cada metodología en función de los tres componentes clave del proceso.

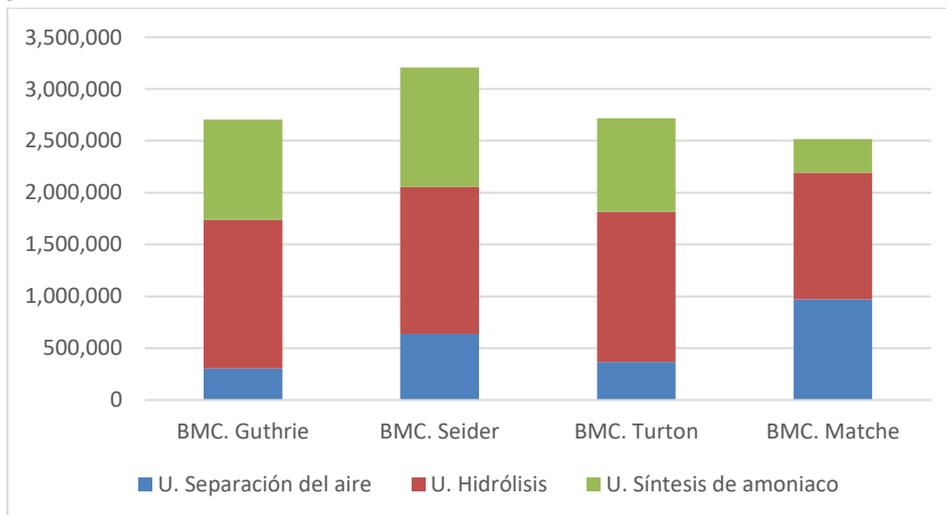


Figura 20. BCM de la planta de e-amoniaco

Se observa que la Unidad de Hidrólisis es constantemente la más cara en los cuatro métodos de estimación de costes, seguida por la Unidad de Síntesis de Amoníaco, y finalmente, la Unidad de Separación del Aire como la más económica. Además, el método de Seider estima los mayores costes totales, mientras que Guthrie estima los más bajos.

9. Conclusiones

El desarrollo de la planta e-amoniaco a pequeña escala ofrece una solución prometedora para descarbonización de sectores industriales clave como la producción de fertilizantes y la generación de energía. A partir del análisis comparativo por varios métodos realizado, se pueden concluir con que:

Con respecto a la viabilidad técnica de e-amoniaco, el uso de tecnologías como la electrólisis y la separación de aire mediante membranas demuestra una alta eficiencia, aunque este enfoque depende de la disponibilidad de fuentes de energía renovables, es una alternativa sostenible frente al proceso de Haber-Bosch convencional.

En relación con el dimensionado y coste de equipos, el dimensionado de los equipos clave, como los electrolizadores y los separadores por membranas, muestra una fuerte dependencia de la escala de la planta.

Se emplearon distintos métodos para el dimensionado y estimación de costes de equipos. Los valores de Bare Module Costs (BMC) para los reactores, proporcionados por los métodos de Guthrie, Seider y Turton, revelaron que el método de Guthrie tiende a sobreestimar ligeramente los costes en comparación con los otros métodos.

En cuanto a la simulación de Aspen plus proporcionó datos más detallados en cuanto a flujos de materia y energía, optimizando el dimensionado de los equipos con mayor precisión. Por ejemplo, los resultados del dimensionado de intercambiadores de calor y compresores muestran las diferencias en las áreas de intercambio de calor y las potencias al freno de los compresores calculadas manualmente y mediante Aspen Plus.

El análisis de los datos obtenidos mediante la revisión bibliográfica realizada sobre costes de electrolizadores alcalinos del orden de 1MWel, muestra un coste medio de 1.100 €/kW. Este coste representa una parte significativa del coste de inversión inicial de la planta global, variando entre 37% y 47% del total de la planta, dependiendo del método de estimación utilizado.

Conclusiones derivadas de las figuras:

- Rango del coste total de equipos: “Los costes totales de equipos se estiman entre 2703,284 \$ (método de Guthrie) y 3208,093 \$ (método de Seider)”
- El orden de costes de las unidades de proceso es Hidrólisis (con un coste entre 1222,704 \$ según el método Matche y 1450,427 \$ según el método Turton), Síntesis de amoniaco (con un coste entre 324,644 \$ según el método Matche y 1153,605 \$ según el método Seider), y Separación de aire (con un coste entre 305,773 \$ según el método Guthrie y 970,857 \$ según el método Matche).

Adicionalmente al coste de equipos y al coste de capital total, la literatura muestra que las plantas a pequeña escala presentan mayores costes operativos en comparación con

las plantas convencionales principalmente debido al electrolizador de 1MWel. Sin embargo, su flexibilidad y facilidad de implementación en regiones con acceso abundante a energías renovables, como la solar o eólica, les otorgan un valor estratégico. En áreas rurales o remotas con redes eléctricas distribuidas, estas plantas pueden contribuir significativamente a reducir las emisiones de carbono y facilitar la producción de un combustible verde, fertilizantes y otros productos químicos.

En conclusión, estos métodos de estimación han proporcionado estimaciones consistentes y similares entre sí, lo que indica que los resultados obtenidos son fiables en el rango de lo previsto para análisis preliminares. A parte, son ampliamente reconocidos y aceptados en el campo de la ingeniería química, y aunque la precisión de las estimaciones no ha sido comparada en este caso con la simulación de Aspen Plus, proporcionan un rango confiable para la toma de decisiones en las fases iniciales del proyecto. Esto demuestra la utilidad de estas metodologías en proyectos de pequeña escala como la planta de e-amoniaco analizada.

TRABAJO FUTURO:

Estimación de costes de equipos mediante Aspen; estimación de los costes totales de Capital; Estimación de los costes de Operación; Estimación de los costes totales anualizados de una planta de pequeña escala.

10. Bibliografía

- Adhikari, B., Orme, C.J., Klaehn, J.R., Stewart, F.F., 2021, Technoeconomic analysis of oxygen nitrogen separation for oxygen enrichment using membranes, *Separation and Purification Technology*, 268, 118703, <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2021.118703>
- Allman, A., Palys, M. J., Daoutidis, P., 2019, Scheduling-informed optimal design of systems with time-varying operation: A windpowered ammonia case study. *AIChE J.*, 65, 7. <http://www.10.1002/aic.16434>
- ARAMCO, 2022, E-Fuels: A techno-economic assessment of European domestic production and imports towards 2050. 2022 report no. 17/22. Concawe Brussels
- ARIEMA 2021. GIZ, ARIEMA Energía y Medioambiente S.I, y TCI Gecom SpA, 2021, Estudio de prefactibilidad técnica y económica de la producción de hidrógeno verde mediante electrólisis para la entidad GNA. Pablo Tello Guerra (Ed.) Santiago de Chile, 2021. 144 p
- Arnaiz del Pozo, C., Cloete, S., 2022, Techno-economic assessment of blue and green ammonia as energy carriers in a low-carbon future, *Energy Conversion and Management*, 255, 115312, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115312>
- Bazzanella, A.M., Ausfelder, F., 2017, Gesellschaft für Chemische Technik und Biotechnologie e.V. (DECHEMA), Frankfurt am Main: Low carbon energy and feedstock for the European chemical industry; Germany. Accessed on 13 May 2024 at https://dechema.de/dechema_media/Downloads/Positionspapiere/Technology_study_Low_carbon_energy_and_feedstock_for_the_European_chemical_industry.pdf
- Bellona Foundation. (2019). *The Role of Ammonia in a Hydrogen Economy*. <https://bellona.org/publication/the-role-of-ammonia-in-a-hydrogen-economy>
- Bertuccioli, L., Chan, A., Hart, D., Lehner, F., Madden, B., and Standen, E., 2014, Study on development of water electrolysis in the EU. <https://www.fch.europa.eu/node/783>
- Biegler, L. T., Grossmann, I. E., & Westerberg, A. W. (1997). *Systematic methods of chemical process design*. Prentice Hall
- BloombergNEF. (2020). *Electrolysis and the cost of green hydrogen production*. <https://about.bnef.com>
- Bozorg, M., Addis, B., Piccialli, V., Ramírez-Santos, A.A., Castel, C., Pinnau, I., Favre, E., 2019, Polymeric membrane materials for nitrogen production from air: A process synthesis study, *Chemical Engineering Science*, 207, 1196-1213, <https://doi.org/10.1016/j.ces.2019.07.029>.
- Bruce, S., Temminghoff, M., Hayward, J., Schmidt, E., Munnings, C., Palfreyman, D., Hartley, P., 2018, National Hydrogen Roadmap. https://www.csiro.au/~media/Do-Business/Files/Futures/18-00314_EN_NationalHydrogenRoadmap_WEB_180823.pdf
- Brynolf, S., Taljegard, M., Grahn, M., Hansson, J., 2018, Electrofuels for the transport sector: A review of production costs, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 81, 2, 1887-1905, <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.288>
- Cameli, F., Kourou, A., Rosa, V., Delikonstantis, E., Galvita, V., Van Geem, K.M., Stefanidis, G.D., 2024, Conceptual process design and technoeconomic analysis of an e-ammonia plant: Green H₂ and cryogenic air separation coupled with Haber-Bosch process, *International Journal of Hydrogen Energy*, 49, Part A, 1416-1425, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2023.10.020>
- CEFIC, 2023, Facts And Figures Of The European Chemical Industry, European Chemical Industry Council. https://cefic.org/app/uploads/2023/12/2023_Facts_and_Figures_The_Leaflet.pdf.
- Chatenet, M., Pollet, B.G., Dekel, D.R., Dionigi, F., Deseure, J., Millet, P., Braatz, R., Bazant, M., Eikerling, M., Staffell, I., Balcombe, P., Shao-Horn, Y., Schafer, H., 2022, Water electrolysis: from textbook knowledge to the latest scientific strategies and industrial developments. *Chem. Soc. Rev.*, 51, 4583, *Chem. Soc. Rev.*, 2022, <https://doi.org/10.1039/d0cs01079k>
- de la Hera, G., Ruiz-Gutiérrez, G., Viguri, J.R., Galán, B., 2024, Flexible Green Ammonia Production Plants: Small-Scale Simulations Based on Energy Aspects. *Environments*, 11, 71. <https://doi.org/10.3390/environments11040071>
- Department of Energy. (2021). *Market for Green Ammonia: Energy Transition and Policy Impacts*. <https://www.energy.gov/sites/default/files/2021-08/6-market-for-green-ammonia.pdf>
- Ecuity Consulting. (2020). *Ammonia as a future energy carrier*. <https://ecuity.com/ammonia-future-energy-carrier-report>

- Egerer, J., Grimm, V., Niazmand, K., Runge, P., 2023, The economics of global green ammonia trade – “Shipping Australian wind and sunshine to Germany”, *Applied Energy*, 334, 120662, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2023.120662>
- Enaex. (2021). *Proyecto HyEx: Producción de amoníaco verde y exportación en Chile*. <https://www.enaex.com>
- Eikeng, E., 2023, Power to Ammonia. Master’s thesis in Energy and Environmental Engineering Supervisor: Bruno G. Pollet. NTNU, Norwegian University of Science and Technology. June 2023
- Fertilizer Institute. (2020). *Ammonia market and agricultural demand*. <https://www.tfi.org>
- Flórez-Orrego, D., de Oliveira Junior, S-. 2017, Modeling and optimization of an industrial ammonia synthesis unit: An exergy approach, *Energy*, 137, 234-250, <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.06.157>
- Gallardo, F.I., Monforti, A., Lamagna, M., Bocci, E., Astiaso Garcia, D., Baeza-Jeria, T.E., 2021, A Techno-Economic Analysis of solar hydrogen production by electrolysis in the north of Chile and the case of exportation from Atacama Desert to Japan, *International Journal of Hydrogen Energy*, 46, 26, 13709-13728, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.07.050>
- Guthrie, K.M., 1969. Data and techniques for preliminary capital cost estimating. *Chemical Engineering*, 76(6), 114-142, March 24.
- H2Chile. (2020). *Hydrogen and ammonia as key export opportunities for Chile*. <https://www.h2chile.cl>
- Hinkley, J., Hayward, J., McNaughton, R., Gillespie, R., Matsumoto, A., Watt, M., Lovegrove, K., 2016. Cost assessment of hydrogen production from PV and electrolysis. Technical report, CSIRO, Australia, <https://arena.gov.au/assets/2016/05/Assessment-of-the-cost-of-hydrogen-from-PV.pdf>
- Holbrook, J.H., Leighty, W.C., 2009, Renewable Fuels: Manufacturing Ammonia from Hydropower, *Hydro Review* 28, 7. Accessed on 13 May 2024 at <http://www.hydroworld.com/articles/hr/print/volume28/issue-7/articles/renewable-fuels-manufacturing.html>
- Hydrogen Europe. (2023). *Clean Ammonia Report*. https://hydrogeneurope.eu/wp-content/uploads/2023/03/2023.03_H2Europe_Clean_Ammonia_Report_DIGITAL_FINAL.pdf
- International Energy Agency (2021). Hydrogen. IEA. <https://www.iea.org/energy-system/low-emission-fuels/hydrogen>
- International Energy Agency (IEA). (2021). *Ammonia Technology Roadmap*. <https://www.iea.org/reports/ammonia-technology-roadmap>
- International Energy Agency (IEA). (2024). *Batteries and secure energy transitions*. <https://www.iea.org/reports/batteries-and-secure-energy-transitions>
- IRENA 2020, Green Hydrogen Cost Reduction: Scaling up Electrolysers to Meet the 1.5°C Climate Goal, International Renewable Energy Agency, Abu Dhabi. https://irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2020/Dec/IRENA_Green_hydrogen_cost_2020.pdf
- International Renewable Energy Agency (IRENA). (2020). *Green hydrogen: A guide to policy making*. <https://www.irena.org/publications/2020/Nov/Green-Hydrogen>
- Ishaq, H., Crawford, C., 2024, Review and Evaluation of Sustainable Ammonia Production, Storage and Utilization. *Energy Convers. Manag.*, 300, 117869, <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117869>
- Kong B., Zhang, Q., Daoutidis, P., 2023, Dynamic Optimization and Control of a Renewable Microgrid Incorporating Ammonia. *IEEE Control Systems Letters*. 2023 American Control Conference (ACC) San Diego, CA, USA. May 31 - June 2, 3803-3808
- Maxwell, C. (2020, May 28). Cost indices. *Towering Skills*. <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>
- Leighty, W.C., 2017. Ammonia renewable energy fuel systems at continental scale: transmission, storage, and integration for deep decarbonization of world’s largest industry at lower cost than as electricity. In: *AICHE Annual Meeting*, <https://aiche.confex.com/aiche/2017/meetingapp.cgi/Paper/503388>
- Lin B., Wiesner, T., Malmaliet, M., 2020, Performance of a Small-Scale Haber Process: A Techno-Economic Analysis. *ACS Sustainable Chemistry & Engineering*, 8, 15517–15531, <https://dx.doi.org/10.1021/acssuschemeng.0c04313>

- McNulty, T., Story, P., Creason, A., Scott, E., 2014. Matche (2014) Cost Estimates, Index of Process Equipment. Last accessed: June 2017. <http://www.matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html>
- Osman, O., Sgouridis, S., Sleptchenko, A., 2020, Scaling the production of renewable ammonia: A techno-economic optimization applied in regions with high insolation, *Journal of Cleaner Production*, 271, 121627, <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.121627>
- Palys, M.J., Daoutidis, P., 2020, Using hydrogen and ammonia for renewable energy storage: A geographically comprehensive techno-economic study, *Computers & Chemical Engineering*, 136, 106785, <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2020.106785>.
- Palys, M.J., Kuznetsov, A., Tallaksen, J., Reese, M., Daoutidis, P., 2019. A novel system for ammonia-based sustainable energy and agriculture: Concept and design optimization. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, 140, 11–21. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2019.04.005>
- Ramírez-Santos, Á.A., Bozorg, M., Addis, B., Piccialli, V., Castel, C., Favre, E., 2018. Optimization of multistage membrane gas separation processes. Example of application to CO₂ capture from blast furnace gas. *J. Membr. Sci.* 566, 346–366.
- Reese, M., Marquart, C., Malmali, M., Wagner, K., Buchanan, E., McCormick, A., Cussler, E.L., 2016, Performance of a Small-Scale Haber Process. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 55, 3742–3750, <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.5b04909>
- Reksten, A., Thomassen, M., Møller-Holst, S., Sundseth, K., 2022, Projecting the future cost of PEM and alkaline water electrolyzers; a CAPEX model including electrolyser plant size and technology development, *International Journal of Hydrogen Energy*, 47, 90, 38106–38113, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.08.306>
- Rouwenhorst, K., Van der Ham, A., Mul, G., Kersten, S., 2019, Islanded ammonia power systems: Technology review & conceptual process design, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 114, 109339, <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109339>.
- Royal Society. (2020). *Synthetic fuels: Briefing on potential and challenges*. <https://royalsociety.org/-/media/policy/projects/synthetic-fuels/synthetic-fuels-briefing.pdf>
- Sánchez, A., Martín, M., 2018, Scale up and scale down issues of renewable ammonia plants: Towards modular design, *Sustainable Production and Consumption*, 16, 176–192, <https://doi.org/10.1016/j.spc.2018.08.001>.
- Santos, A.L., Cebola, M.J., Santos D., 2021, Towards the hydrogen economy—a review of the parameters that influence the efficiency of alkaline water electrolyzers. *Energies*, 14, 3193, <https://doi.org/10.3390/en14113193>
- Schmidt, O., Gambhir, A., Staffell, I., Hawkes, A., Nelson, J., Few, S., 2017, Future cost and performance of water electrolysis: An expert elicitation study, *International Journal of Hydrogen Energy*, 42, 52, 30470–30492, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.10.045>
- Schwint, K. J. (1986). *ASPEN costing manual*. United States Department of Energy. <https://www.osti.gov/biblio/5493968>
- Seider, W., Lewin, D., Seader, J., Widadgo, S., Gani, R., Ng, K.M., 2017. *Product and Process Design Principles*. 4th Ed. John Wiley & Sons.
- Siemens. (2018). *Green Ammonia Demonstrator*.
- Sousa, J., Waiblinger, W., Friedrich, K., 2022, Techno-economic Study of an Electrolysis-Based Green Ammonia Production Plant, *Industrial & Engineering Chemical Research*, 61, 14515–14530, <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.2c00383>.
- Towler, G., & Sinnott, R. (2022). *Front Matter*. In *Chemical Engineering Design* (3rd ed.). Butterworth-Heinemann. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-821179-3.01001-3>
- Turton, R., Bailie, R., Whiting, W., Shaeiwitz, J., Bhattacharyya, D., *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*, 5th Ed. Prentice Hall PTR. 2018.
- Ulrich G., Vasudevan P., 2004. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. 2nd Ed. John Wiley & Sons.
- Wang, M., Khan, M., Mohsin, I., Wicks, J., Ip, A., Sumon, K., Dinh, C-T., Sargent, E., Gates, I., Kibria, M.D., 2021, Can sustainable ammonia synthesis pathways compete with fossil-fuel based Haber–Bosch processes? *Energy Environmental Science*, 14, 2535, <https://doi.org/10.1039/d0ee03808c>

- Yates, J., Daiyan, R., Patterson, R., Egan, R., Amal, R., Ho-Baille, A., Chang, N., 2020, Techno-economic Analysis of Hydrogen Electrolysis from Off-Grid Stand-Alone Photovoltaics Incorporating Uncertainty Analysis, Cell Reports Physical Science, 100209, October 21, 1-17, <https://doi.org/10.1016/j.xcrp.2020.100209>
- Zhang, H., Wang, L., Van herle, J., Maréchal, F., Desideri, U., 2020, Techno-economic comparison of green ammonia production processes, Applied Energy, 259, 114135, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.114135>.

ANEXO I. Estimación de costes basados en Guthrie, 1969

Tabla A1. 1. Costes base para recipientes a presión

Base Costs for Pressure Vessels						
Equipment Type	C_0 (\$)	L_0 (ft)	D_0 (ft)	α	β	MF2 / MF4/ MF6/ MF8/ MF10
Vertical fabrication $1 \leq D \leq 10$ ft; $4 \leq L \leq 100$ ft	1000	4.0	3.0	0.81	1.05	4.23 / 4.12 / 4.07 / 4.06 / 4.02
Horizontal fabrication $1 \leq D \leq 10$ ft; $4 \leq L \leq 100$ ft	690	4.0	3.0	0.78	0.98	3.18 / 3.06 / 3.01 / 2.99 / 2.96
Tray stacks $2 \leq D \leq 10$ ft; $1 \leq L \leq 500$ ft	180	10.0	2.0	0.97	1.45	1.0 / 1.0 / 1.0 / 1.0 / 1.0

Tabla A1. 2. Costes base para equipos de proceso

Base Costs for Process Equipment					
Equipment Type	C_0 (\$10 ³)	S_0	Range (S)	α	MF2/MF4/MF6/MF8/MF10
Process furnaces $S = \text{Absorbed duty (10}^6\text{Btu/h)}$	100	30	100-300	0.83	2.27/2.19/2.16/2.15/2.13
Direct fired heaters $S = \text{Absorbed duty (10}^6\text{Btu/h)}$	20	5	1-40	0.77	2.23/2.15/2.13/2.12/2.10
Heat exchanger $\text{Shell and tube, } S = \text{Area (ft}^2\text{)}$	5	400	100-10 ⁴	0.65	3.29/3.18/3.14/3.12/3.09
Heat exchanger $\text{Shell and tube, } S = \text{Area (ft}^2\text{)}$	0.3	5.5	2-100	0.024	1.83/1.83/1.83/1.83/1.83
Air Coolers $S = [\text{calculated area (ft}^2\text{)} / 15.5]$	3	200	100-10 ⁴	0.82	2.31/2.21/2.18/2.16/2.15
Centrifugal pumps $S = C/H \text{ factor (gpm} \times \text{psi)}$	0.39 0.65 1.5	10 2.10 ³ 2.10 ⁴	10-2.10 ³ 2.10 ³ -2.10 ⁴ 2.10 ⁴ -2.10 ⁵	0.17 0.36 0.64	3.38/3.28/3.24/3.23/3.20 3.38/3.28/3.24/3.23/3.20 3.38/3.28/3.24/3.23/3.20
Compressors $S = \text{brake horsepower}$	23	100	30-10 ⁴	0.77	3.11/3.01/2.97/2.96/2.93
Refrigeration $S = \text{ton refrigeration (12,000 Btu/h removed)}$	60	200	50-3000	0.70	1.42

Tabla A1. 3. Materiales de construcción para recipientes a presión en función de la temperatura

High Temperature Service		Low Temperature Service	
T_{\max} (°F)	Steel	T_{\min} (°F)	Steel
950	Carbon steel (CS)	-50	Carbon steel (CS)
1150	502 stainless steels (SS)	-75	Nickel steel (A203)
1300	410 SS; 330 SS	-320	Nickel steel (A353)
1500	304,321,347,316 SS. Hastelloy C, X Inconel	-425	302,304,310,347 (SS)
2000	446 SS, Cast stainless, HC		

Tabla A1. 4. Valores de Fm y Fp para diferentes materiales y presiones de trabajo

Guthrie Material and pressure factors for pressure vessels: MPF = Fm Fp								
<u>Shell Material</u>	<u>Clad (Revestimiento), Fm</u>				<u>Solid (Macizo) , Fm</u>			
Carbon Steel (CS)	1.00				1.00			
Stainless 316 (SS)	2.25				3.67			
Monel (Ni:Cr/2:1 alloy)	3.89				6.34			
Titanium	4.23				7.89			
<u>Vessel Pressure (psig)</u>								
Up to	50	100	200	300	400	500	900	1000
Fp	1.00	1.05	1.15	1.20	1.35	1.45	2.30	2.50

Tabla A1. 5. Valores de Fm, Fd y Fp para intercambiadores de calor

Guthrie Material and pressure factors for Heat Exchangers: MPF: Fm (Fp + Fd)										
<u>Design Type</u>	<u>Fd</u>	<u>Vessel Pressure (psig)</u>								
Kettle Reboiler	1.35									
Floating Head	1.00	Up to	150	300	400	800	1000			
U Tube	0.85	Fp	0.00	0.10	0.25	0.52	0.55			
Fixed tube sheet	0.80									
<u>Shell/Tube Materials, Fm</u>										
Surface Area (ft ²)	CS/ CS	CS/ Brass	CS/ SS	SS/ SS	CS/ Monel	Monel Monel	CS/ Ti	Ti/ Ti		
Up to 100	1.00	1.05	1.54	2.50	2.00	3.20	4.10	10.28		
100 to 500	1.00	1.10	1.78	3.10	2.30	3.50	5.20	10.60		
500 to 1000	1.00	1.15	2.25	3.26	2.50	3.65	6.15	10.75		
1000 to 5000	1.00	1.30	2.81	3.75	3.10	4.25	8.95	13.05		

Tabla A1. 6. Valores de Fm, Fd y Fp para hornos

Guthrie MPF for Furnaces: MPF= Fm+Fp+Fd						
<u>Design Type</u>	<u>Fd</u>					
Process Heater	1.00					
Pyrolysis	1.10					
Reformer	1.35					
<u>Vessel Pressure (psig)</u>						
Up to	500	1000	1500	2000	2500	3000
Fp	0.00	0.10	0.15	0.25	0.40	0.60
<u>Radiant Tube Material, Fm</u>						
Carbon Steel	0.00					
Chrome/Moly	0.35					
Stainless Steel	0.75					

Tabla A1. 7. Valores de Fm, Fd y Fp para llama directa

Guthrie MPF for Direct Fired Heaters			
MPF: $F_m + F_p + F_d$			
<u>Design Type</u>		<u>Fd</u>	
Cylindrical		1.00	
Dowtherm		1.33	
<u>Vessel Pressure (psig)</u>			
Up to	500	1000	1500
Fp	0.00	0.15	0.20
<u>Radiant Tube Material, Fm</u>			
Carbon Steel		0.00	
Chrome/Moly		0.45	
Stainless Steel		0.50	

Tabla A1. 8. Valores de Fp para compresores

Guthrie MPF for Compressors	
MPF: F_d	
<u>Design Type, Fd</u>	
Centrifugal/motor	1.00
Reciprocating/steam	1.07
Centrifugal/turbine	1.15
Reciprocating/motor	1.29
Reciprocating/gas engine	1.82

Tabla A1. 9. Valores de Fm y Fp para bombas centrífugas y controladores

Guthrie MPF for Centrifugal Pumps and Drivers			
MPF: $F_m \cdot F_o$			
<u>Material Type, Fm</u>			
Cast iron	1.00		
Bronze	1.28		
Stainless	1.93		
Hastelloy C	2.89		
Monel	3.23		
Nickel	3.48		
Titanium	8.98		
<u>Operating Limits, Fo</u>			
Max. Suction P (psig)	150	500	1000
Max. T (°F)	250	550	850
Fo	1.0	1.5	2.9

ANEXO II. Estimación de costes basados en Seider et al., 2017

Tabla A2. 1. Coste base para equipos de proceso

Equipo	Selección	Factor de Dimensionado	Coste Base C_B ; Coste Compra C_P .																																																																					
Bombas	<p>Bomba centrífuga radial</p> <ul style="list-style-type: none"> - Velocidad de flujo volumétrico 10 gpm (0.000631 m³/s) a 5,000 gpm (0.3155 m³/s). - Altura desde 50 ft (15.24 m) a 3,200 ft (975.4 m). - Viscosidad cinemática menor a 100 centistokes (0.0001 m²/s). - NPSH disponible mayor a 5 ft (1.52 m). 	<p>No existe un acuerdo general sobre el factor de dimensionado (S) de una bomba. Los más comunes son (1) la potencia al freno y (2) el producto del flujo (Q en gpm) y la altura H en pies (o aumento de presión). Las expresiones más utilizadas contemplan este segundo caso son</p> $S = Q (H)^{0.5}$	<p>$C_B = \exp \{9.2951 - 0.6019 [\ln(S)] + 0.0519 [\ln(S)]^2\}$</p> <p>Para otros tipos de bombas centrífugas y otros materiales de construcción el coste de compra es $C_P = F_r F_M C_B$ que incluye factores de material y de tipo de bomba.</p> <p>CE Plant Cost Index = 394 (mid-2000)</p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <caption>Table 16.21 Materials of Construction Factors, F_M, for Centrifugal Pumps</caption> <thead> <tr> <th>Material of Construction</th> <th>Material Factor [F_M in Eq. (16.15)]</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>Cast iron</td><td>1.00</td></tr> <tr><td>Ductile iron</td><td>1.15</td></tr> <tr><td>Cast steel</td><td>1.35</td></tr> <tr><td>Bronze</td><td>1.90</td></tr> <tr><td>Stainless steel</td><td>2.00</td></tr> <tr><td>Hastelloy C</td><td>2.95</td></tr> <tr><td>Monel</td><td>3.30</td></tr> <tr><td>Nickel</td><td>3.50</td></tr> <tr><td>Titanium</td><td>9.70</td></tr> </tbody> </table> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse; margin-top: 10px;"> <caption>Table 16.20 Typical Types of Radial Centrifugal Pumps and F_r Factors</caption> <thead> <tr> <th>No. of Stages</th> <th>Shaft rpm</th> <th>Case-Split Orientation</th> <th>Flow Rate Range (gpm)</th> <th>Pump Head Range (ft)</th> <th>Maximum Motor Hp</th> <th>Type Factor [F_r in Eq. (16.15)]</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>1</td><td>3,600</td><td>VSC</td><td>50-900</td><td>50-400</td><td>75</td><td>1.00</td></tr> <tr><td>1</td><td>1,800</td><td>VSC</td><td>50-3,500</td><td>50-200</td><td>200</td><td>1.50</td></tr> <tr><td>1</td><td>3,600</td><td>HSC</td><td>100-1,500</td><td>100-450</td><td>150</td><td>1.70</td></tr> <tr><td>1</td><td>1,800</td><td>HSC</td><td>250-5,000</td><td>50-500</td><td>250</td><td>2.00</td></tr> <tr><td>2</td><td>3,600</td><td>HSC</td><td>50-1,100</td><td>300-1,100</td><td>250</td><td>2.70</td></tr> <tr><td>2⁺</td><td>3,600</td><td>HSC</td><td>100-1,500</td><td>650-3,200</td><td>1,450</td><td>8.90</td></tr> </tbody> </table>	Material of Construction	Material Factor [F_M in Eq. (16.15)]	Cast iron	1.00	Ductile iron	1.15	Cast steel	1.35	Bronze	1.90	Stainless steel	2.00	Hastelloy C	2.95	Monel	3.30	Nickel	3.50	Titanium	9.70	No. of Stages	Shaft rpm	Case-Split Orientation	Flow Rate Range (gpm)	Pump Head Range (ft)	Maximum Motor Hp	Type Factor [F_r in Eq. (16.15)]	1	3,600	VSC	50-900	50-400	75	1.00	1	1,800	VSC	50-3,500	50-200	200	1.50	1	3,600	HSC	100-1,500	100-450	150	1.70	1	1,800	HSC	250-5,000	50-500	250	2.00	2	3,600	HSC	50-1,100	300-1,100	250	2.70	2 ⁺	3,600	HSC	100-1,500	650-3,200	1,450	8.90
Material of Construction	Material Factor [F_M in Eq. (16.15)]																																																																							
Cast iron	1.00																																																																							
Ductile iron	1.15																																																																							
Cast steel	1.35																																																																							
Bronze	1.90																																																																							
Stainless steel	2.00																																																																							
Hastelloy C	2.95																																																																							
Monel	3.30																																																																							
Nickel	3.50																																																																							
Titanium	9.70																																																																							
No. of Stages	Shaft rpm	Case-Split Orientation	Flow Rate Range (gpm)	Pump Head Range (ft)	Maximum Motor Hp	Type Factor [F_r in Eq. (16.15)]																																																																		
1	3,600	VSC	50-900	50-400	75	1.00																																																																		
1	1,800	VSC	50-3,500	50-200	200	1.50																																																																		
1	3,600	HSC	100-1,500	100-450	150	1.70																																																																		
1	1,800	HSC	250-5,000	50-500	250	2.00																																																																		
2	3,600	HSC	50-1,100	300-1,100	250	2.70																																																																		
2 ⁺	3,600	HSC	100-1,500	650-3,200	1,450	8.90																																																																		

Motor eléctrico asociado a la bomba centrífuga

Consumo de energía, P_c , determinado a partir de la potencia teórica de la bomba (P_T), su eficiencia fraccional (η_p) y la eficiencia fraccional del motor eléctrico (η_M) mediante la ecuación:

$$P_c = \frac{P_T}{\eta_p \eta_M} = \frac{P_B}{\eta_M} = \frac{QH\rho}{33,000 \eta_p \eta_M}$$

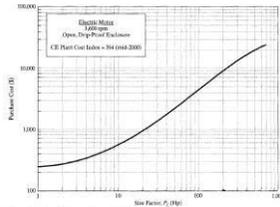
Donde P_B es la potencia al freno de la bomba y ρ la densidad del líquido en pounds/galon.

Coste depende del consumo de energía P_e , de la velocidad de rotación de su eje y del tipo de carcasa del motor.

1: Carcasa abierta a prueba de goteo, diseñada para evitar la entrada de partículas líquidas y de suciedad, pero no de humedad, polvo y humos corrosivos, en el interior.

2: Carcasa totalmente cerrada y refrigerada por ventilador (TEFC), evitando que entre aire, protegiendo así contra la humedad, el polvo, la suciedad y los vapores corrosivos.

3: Recinto a prueba de explosiones, que protege el motor contra los riesgos de explosión de gases combustibles, líquidos y polvo, presurizando la carcasa con un gas seguro.

		<p>Estimacion de (η_P) y (η_M) en función de Q y P_B respectivamente</p> $\eta_P = -0.316 + 0.24015(\ln Q) - 0.01199(\ln Q)^2$ <p>para Q en el rango de 50-5000 gpm</p> $\eta_M = 0.80 + 0.0319(\ln P_B) - 0.00182(\ln P_B)^2$ <p>para P_B en el rango de 1-1500 Hp</p>	<p>$C_B = \exp \{5.4866 + 0.13141 [\ln(P_c)] + 0.053255 [\ln(P_c)]^2 + 0.028628 [\ln(P_c)]^3 - 0.0035549 [\ln(P_c)]^4\}$</p>  <p>Figure 16.4 Base (cash) purchase cost for electric motors.</p>								
	<p>Bombas de engranajes externos rotativas de desplazamiento positivo</p> <p>Adecuadas para líquidos de viscosidad cinemática moderada a muy alta en el rango de 100 a 500.000 centistokes, para capacidades de flujo de al menos 1.500 gpm (0,252 m³/s) y alturas de al menos 3.000 pies (914,4 m).</p>	<p>Los más comunes son (1) la potencia al freno y (2) el flujo. En este caso se utiliza Q (galones/ minuto).</p>	<p>$C_B = \exp \{7.2744 - 0.1986 [\ln(Q)] + 0.0291 [\ln(Q)]^2\}$</p> <p>Para otros materiales de construcción el coste de compra es</p> <p>$C_P = F_M C_B$ que incluye factores de material.</p> <p>CE Plant Cost Index = 394 (mid-2000)</p> <p>Coste de motor eléctrico igual que para bombas centrifugas</p>								
	<p>Bombas recíprocas del tipo émbolo</p> <p>Pueden alcanzar las alturas más altas, hasta al menos 20,000 pies y caudales de al menos 500 gpm, a un máximo de Hp de 200, utilizando de 3 a 5 cilindros para reducir las pulsaciones de flujo. Pueden manejar líquidos de viscosidad cinemática moderada, hasta 100.000 centistokes.</p>	<p>Los más comunes son (1) la potencia al freno y (2) el flujo. Mayoritariamente se utiliza la potencia al freno P_B.</p>	<p>$C_B = \exp \{7.3883 + 0.26986 [\ln(P_B)] + 0.06718 [\ln(P_B)]^2\}$</p> <p>Para otros materiales de construcción:</p> <table border="0"> <tr> <td>Ductile iron</td> <td>$F_M = 1.00$</td> </tr> <tr> <td>Ni-Al-Bronze</td> <td>$F_M = 1.15$</td> </tr> <tr> <td>Carbon steel</td> <td>$F_M = 1.50$</td> </tr> <tr> <td>Stainless steel</td> <td>$F_M = 2.20$</td> </tr> </table>	Ductile iron	$F_M = 1.00$	Ni-Al-Bronze	$F_M = 1.15$	Carbon steel	$F_M = 1.50$	Stainless steel	$F_M = 2.20$
Ductile iron	$F_M = 1.00$										
Ni-Al-Bronze	$F_M = 1.15$										
Carbon steel	$F_M = 1.50$										
Stainless steel	$F_M = 2.20$										
Compresores	<p>Los Compresores Centrifugos, mediante la compresión en etapas, pueden suministrar presiones de hasta 5.000 psig para los caudales más grandes, de 1.000 a 150.000 ACFM, con potencias de hasta 2.000 (Hp) por máquina. Bajos ratios de compresión y altos caudales.</p>	<p>En los tres casos función del consumo de energía, P_c (Hp) o W (Hp). Como primera aproximación para los tres tipos de compresor:</p>	<p>Centrifugo:</p> <p>$C_B = \exp \{7.2223 + 0.80 [\ln(P_c)]\}$</p> <p>Reciprocante:</p> <p>$C_B = \exp \{7.6084 + 0.80 [\ln(P_c)]\}$</p> <p>Centrifugo:</p> <p>$C_B = \exp \{7.7661 + 0.7243 [\ln(P_c)]\}$</p> <p>CE Plant Cost Index = 394 (mid-2000)</p>								

Los compresores alternativos pueden manejar el rango más amplio de presión, desde vacío hasta	$W = \mu N R T \left(\gamma \right) \left(\frac{P_N}{P} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}$	Coste base incluye accionamiento de motor eléctrico, construcción de hierro fundido o acero al carbono. Para
---	--	--

100,000 psig, pero el rango más estrecho de caudales, de 5 a 7,000 ACFM, con potencias de hasta 20,000 Hp por equipo. Altos ratios de compresión y bajos caudales.

Los compresores de tornillo tienen el rango de presión más pequeño, hasta 400 psig, para caudales de 800 a 20.000 ACFM, con hasta 6000 Hp por equipo.

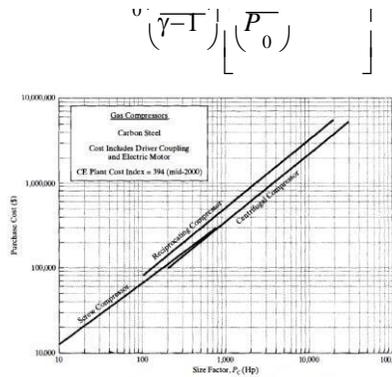


Figure 16.9 Base f.o.b. purchase costs for centrifugal, reciprocating, and screw compressors.

otros accionamientos y materiales de construcción, el coste de compra f.o.b. viene dado por:

$$C_P = F_D F_M C_B$$

$F_D = 1,15$ para un accionamiento de turbina de vapor y $1,25$ para un accionamiento de turbina de gas, y $F_M = 2,5$ para acero inoxidable y $5,0$ para aleación de níquel.

Intercambiadores de Calor

Para la mayoría de las aplicaciones en plantas de proceso químico se seleccionan intercambiadores de calor de **carcasa y tubos**.

Para áreas de intercambiadores de calor de menos de 200 ft², a menudo se seleccionan intercambiadores de calor **de doble tubo**, y cuando las corrientes se enfrían por aire, son comunes los aerorefrigerantes.

Area (ft²) en el rango 50 to 12,000 ft²

Floating Head

$$C_B = \exp \{11.667 - 0.8709 [\ln(A)] + 0.09005 [\ln(A)]^2\}$$

Fixed Head

$$C_B = \exp \{11.0545 - 0.9228 [\ln(A)] + 0.09861 [\ln(A)]^2\}$$

U-tube

$$C_B = \exp \{11.147 - 0.9186 [\ln(A)] + 0.09790 [\ln(A)]^2\}$$

Vaporizador Kettle

$$C_B = \exp \{11.967 - 0.8709 [\ln(A)] + 0.09005 [\ln(A)]^2\}$$

CE Plant Cost Index = 394 (mid-2000)

Para otro tipo de equipo fuera del básico:

$$C_P = F_P F_M F_L C_B$$

Con el factor de presión F_P

$$F_P = 0.9803 + 0.018 \left(\frac{P}{100}\right) + 0.0017 \left(\frac{P}{100}\right)^2$$

El factor de corrección de la longitud de los tubos F_L

Tube length (ft)	F_L
8	1.25
12	1.12
16	1.05
20	1.00

			<p>Y el factor de material F_M</p> <p>Función del Area (A) y de la combinación de materiales en carcasa y tubos</p> $F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b$ <p>Table 16.25 Materials of Construction Factors, F_M, for Shell-and-Tube Heat Exchangers</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>Materials of Construction Shell/Tube</th> <th>a in Eq. (16.44)</th> <th>b in Eq. (16.44)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Carbon steel/carbon steel</td> <td>0.00</td> <td>0.00</td> </tr> <tr> <td>Carbon steel/brass</td> <td>1.08</td> <td>0.05</td> </tr> <tr> <td>Carbon steel/stainless steel</td> <td>1.75</td> <td>0.13</td> </tr> <tr> <td>Carbon steel/Monel</td> <td>2.1</td> <td>0.13</td> </tr> <tr> <td>Carbon steel/titanium</td> <td>5.2</td> <td>0.16</td> </tr> <tr> <td>Carbon steel/Cr-Mo steel</td> <td>1.55</td> <td>0.05</td> </tr> <tr> <td>Cr-Mo steel/Cr-Mo steel</td> <td>1.70</td> <td>0.07</td> </tr> <tr> <td>Stainless steel/stainless steel</td> <td>2.70</td> <td>0.07</td> </tr> <tr> <td>Monel/Monel</td> <td>3.3</td> <td>0.08</td> </tr> <tr> <td>Titanium/titanium</td> <td>9.6</td> <td>0.06</td> </tr> </tbody> </table>	Materials of Construction Shell/Tube	a in Eq. (16.44)	b in Eq. (16.44)	Carbon steel/carbon steel	0.00	0.00	Carbon steel/brass	1.08	0.05	Carbon steel/stainless steel	1.75	0.13	Carbon steel/Monel	2.1	0.13	Carbon steel/titanium	5.2	0.16	Carbon steel/Cr-Mo steel	1.55	0.05	Cr-Mo steel/Cr-Mo steel	1.70	0.07	Stainless steel/stainless steel	2.70	0.07	Monel/Monel	3.3	0.08	Titanium/titanium	9.6	0.06
Materials of Construction Shell/Tube	a in Eq. (16.44)	b in Eq. (16.44)																																		
Carbon steel/carbon steel	0.00	0.00																																		
Carbon steel/brass	1.08	0.05																																		
Carbon steel/stainless steel	1.75	0.13																																		
Carbon steel/Monel	2.1	0.13																																		
Carbon steel/titanium	5.2	0.16																																		
Carbon steel/Cr-Mo steel	1.55	0.05																																		
Cr-Mo steel/Cr-Mo steel	1.70	0.07																																		
Stainless steel/stainless steel	2.70	0.07																																		
Monel/Monel	3.3	0.08																																		
Titanium/titanium	9.6	0.06																																		
	Intercambiadores de Doble Tubo Para áreas de menos de 200 ft ² y hasta 2 ft ²	Area de intercambio, A (ft ²)	<p>Doble Tubo</p> $C_B = \exp \{7.1248 + 0.16 [\ln(A)]\}$ $C_P = F_P F_M C_B$ <p>F_M = es 2.0 para una tubería exterior de acero al carbono y una tubería interior de acero inoxidable. Para ambas tuberías en acero inoxidable, el factor es 3.0.</p> <p>F_P = Para el rango de presión, P, de 600 a 3.000 psig:</p> $F_P = 0.8510 + 0.1292 \left(\frac{P}{600}\right) + 0.0198 \left(\frac{P}{600}\right)^2$																																	
Recipientes Presión	a Incluyen recipientes de reflujo, equipos flash, separadores knock-out, sedimentadores, reactores químicos, mezcladores, recipientes para adsorción de lecho fijo y tanques de almacenamiento. Suelen ser de forma cilíndrica,	- Horizontales y Verticales - D y L	$C_P = F_M C_V + C_{PL}; \quad \text{CE Plant Cost Index} = 394 \text{ (mid-2000)}$ <p>Recipientes Horizontales para 1,000 < W < 920,000 lb:</p> $C_V = \exp \{8.717 - 0.2330 [\ln(W)] + 0.04333 [\ln(W)]^2\}$																																	

con un diámetro interior, D_i y carcasa cilíndrica de longitud, L .
Torres verticales "Vertical Towers" son recipientes verticales a presión para operaciones de separación como destilación, absorción y stripping.

- Peso del recipiente (W in lb) que depende del espesor de la pared de la carcasa (t_s) y de los dos cabezales

$$W = \pi(D_i + t_s)(L + 0.8D_i)t_s\rho$$

L tiene en cuenta el cilindro; $0.8D_i$ tiene en cuenta los dos cabezales y ρ es la densidad del acero al carbono: 490 lb/ft³.

$$t_p = \frac{P_d D_i}{2SE - 1.2P_d}$$

t_p = espesor de pared en pulgadas (inches) para soportar la presión interior; P_d = presión manométrica interna de diseño; S = tensión máxima permitida del material de la carcasa a la temperatura de diseño en libras por pulgada cuadrada, y E = eficiencia fraccional de soldadura.

Se recomienda que la presión de diseño, P_d (psig), sea mayor que la presión de operación P_o . Para P_o entre 0 y 5 psig, $P_d = 10$ psig. Para P_o entre 10 psig-1,000 psig.

$$P_d = \exp \{0.60608 + 0.91615 [\ln(P_o)] + 0.0015655 [\ln(P_o)]^2\}$$

Para $P_o > 1,000$ psig usar $P_d = 1.1P_o$

S depende de la T y del material. Para un ambiente no corrosivo incluyendo presencia de H_2 se recomienda un acero de baja aleación (1% Cr y 0.5% Mo) SA-387B.

$E = 0.85$ ($t_p < 1.25$); $E = 1$ ($t_p > 1.25$ in)

Recipientes Verticales para $4,200 < W < 1,000,000$ lb:

$$C_v = \exp \{6.775 - 0.18255 [\ln(W)] + 0.02297 [\ln(W)]^2\}$$

El coste adicional, C_{PL} , para plataformas y escalas depende de D_i (pies) y para un recipiente vertical de L (pies), y viene dado por:

Recipientes horizontales para $3 < D < 12$ ft:

$$C_{PL} = 1,580 (D_i)^{0.20294}$$

Recipientes verticales para $3 < D < 21$ y $12 < L < 40$ ft

$$C_{PL} = 285.1 (D_i)^{0.73960} (L)^{0.70684}$$

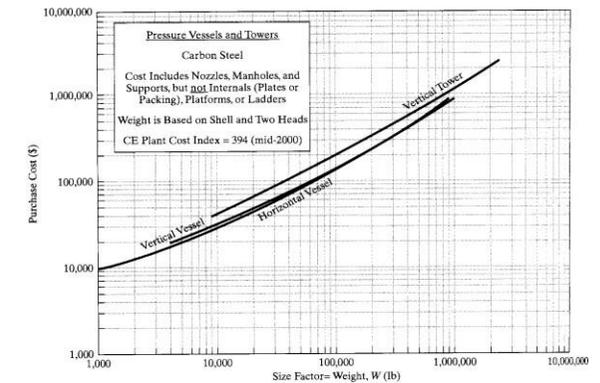


Figure 16.13 Base f.o.b. purchase costs for pressure vessels and towers.

Torres para $9,000 < W < 2,500,000$ lb:

$$C_v = \exp \{7.0374 - 0.18255 [\ln(W)] + 0.02297 [\ln(W)]^2\}$$

Torres para $3 < D_i < 24$ y $27 < L < 170$ ft

$$C_{PL} = 237.1 (D_i)^{0.63316} (L)^{0.80161}$$

El Factor de Material es:

		<table border="0"> <thead> <tr> <th>Temperature (°F)</th> <th>Maximum Allowable Stress (psi)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>-20 to 650</td> <td>15,000</td> </tr> <tr> <td>700</td> <td>15,000</td> </tr> <tr> <td>750</td> <td>15,000</td> </tr> <tr> <td>800</td> <td>14,750</td> </tr> <tr> <td>850</td> <td>14,200</td> </tr> <tr> <td>900</td> <td>13,100</td> </tr> </tbody> </table> <p>A bajas presiones, los espesores de pared tp pueden ser demasiado pequeños para dar suficiente rigidez a los recipientes. En consecuencia, deben usarse los siguientes espesores mínimos de pared:</p> <table border="0"> <thead> <tr> <th>Vessel Inside Diameter (ft)</th> <th>Minimum Wall Thickness (in.)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Up to 4</td> <td>1/4</td> </tr> <tr> <td>4-6</td> <td>5/16</td> </tr> <tr> <td>6-8</td> <td>3/8</td> </tr> <tr> <td>8-10</td> <td>7/16</td> </tr> <tr> <td>10-12</td> <td>1/2</td> </tr> </tbody> </table> <p>Para recipientes sometidos a viento y recipientes a vacío ver Seider et al., 2017.</p>	Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress (psi)	-20 to 650	15,000	700	15,000	750	15,000	800	14,750	850	14,200	900	13,100	Vessel Inside Diameter (ft)	Minimum Wall Thickness (in.)	Up to 4	1/4	4-6	5/16	6-8	3/8	8-10	7/16	10-12	1/2	<p>Table 16.26 Materials-of-Construction Factors, F_M, for Pressure Vessels</p> <table border="1"> <thead> <tr> <th>Material of Construction</th> <th>Material Factor [F_M, in Eq. (16.52)]</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Carbon steel</td> <td>1.0</td> </tr> <tr> <td>Low-alloy steel</td> <td>1.2</td> </tr> <tr> <td>Stainless steel 304</td> <td>1.7</td> </tr> <tr> <td>Stainless steel 316</td> <td>2.1</td> </tr> <tr> <td>Carpenter 20CB-3</td> <td>3.2</td> </tr> <tr> <td>Nickel-200</td> <td>5.4</td> </tr> <tr> <td>Monel-400</td> <td>3.6</td> </tr> <tr> <td>Inconel-600</td> <td>3.9</td> </tr> <tr> <td>Incoloy-825</td> <td>3.7</td> </tr> <tr> <td>Titanium</td> <td>7.7</td> </tr> </tbody> </table>	Material of Construction	Material Factor [F_M , in Eq. (16.52)]	Carbon steel	1.0	Low-alloy steel	1.2	Stainless steel 304	1.7	Stainless steel 316	2.1	Carpenter 20CB-3	3.2	Nickel-200	5.4	Monel-400	3.6	Inconel-600	3.9	Incoloy-825	3.7	Titanium	7.7
Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress (psi)																																																		
-20 to 650	15,000																																																		
700	15,000																																																		
750	15,000																																																		
800	14,750																																																		
850	14,200																																																		
900	13,100																																																		
Vessel Inside Diameter (ft)	Minimum Wall Thickness (in.)																																																		
Up to 4	1/4																																																		
4-6	5/16																																																		
6-8	3/8																																																		
8-10	7/16																																																		
10-12	1/2																																																		
Material of Construction	Material Factor [F_M , in Eq. (16.52)]																																																		
Carbon steel	1.0																																																		
Low-alloy steel	1.2																																																		
Stainless steel 304	1.7																																																		
Stainless steel 316	2.1																																																		
Carpenter 20CB-3	3.2																																																		
Nickel-200	5.4																																																		
Monel-400	3.6																																																		
Inconel-600	3.9																																																		
Incoloy-825	3.7																																																		
Titanium	7.7																																																		
<p>Otros equipos de Proceso</p>	<p>Varios equipos. Ver Tabla Adicional 16.32 de Seider et al., 2017.</p>		<p>CE Plant Cost Index = 394 (mid-2000)</p> <p>Cuando la presión y el material de construcción no se mencionan en la Tabla Adicional, se pueden asumir presiones bajas a moderadas y materiales de construcción convencionales como el acero al carbono. En lugar de datos para otros materiales de construcción, el coste de compra de otro material puede estimarse multiplicando el coste obtenido de la ecuación de la Tabla 16.32 por uno de los siguientes factores:</p>																																																

			Material	Factor
			Carbon steel	1.0
			Copper	1.2
			Stainless steel	2.0
			Nickel	2.5
			Monel	2.7
			Titanium-clad	3.0
			Titanium	6.0

Table 16.32 Purchase Costs (f.o.b.) of Other Chemical Processing Equipment, CE Index = 394.
Equations for pumps, compressors, motors, heat exchangers, and pressure vessels are in Section 16.5

Equipment Type	Size Factor (S)	Range of S	f.o.b. Purchase Cost Equation (\$)	Notes
Adsorbents				
Activated alumina	Bulk volume, ft ³		$C_p = 35 S$	
Activated carbon	Bulk volume, ft ³		$C_p = 25 S$	
Silica gel	Bulk volume, ft ³		$C_p = 90 S$	
Molecular sieves	Bulk volume, ft ³		$C_p = 60 S$	
Agitators				
Propeller, open tank	Motor Hp	1–8 Hp	$C_p = 1,810 S^{0.34}$	Includes motor and shaft
Propeller, closed vessel	Motor Hp	1–8 Hp	$C_p = 2,600 S^{0.17}$	Direct coupling to motor
Turbine, open tank	Motor Hp	2–60 Hp	$C_p = 2,590 S^{0.54}$	Direct coupling to motor, pressures to 150 psig
Turbine, closed vessel	Motor Hp	2–60 Hp	$C_p = 2,850 S^{0.57}$	Includes speed reducer
Autoclaves				
Steel	Vessel volume, gal	30–8,000 gal	$C_p = 825 S^{0.52}$	Includes turbine agitator and heat-transfer jacket
Stainless steel	Vessel volume, gal	30–2,000 gal	$C_p = 1,560 S^{0.58}$	Pressures to 300 psig
Glass-lined	Vessel volume, gal	30–4,000 gal	$C_p = 1,450 S^{0.54}$	Pressures to 300 psig
Crystallizers				
Continuous cooling				
Jacketed scraped wall	Length, L, ft	15–200 ft	$C_p = 11,400 L^{0.67}$	Stainless steel
Continuous evaporative				
Forced circulation	Tons crystals/day, W	10–1,000 ton/day	$C_p = 27,500 W^{0.56}$	Carbon steel
Draft-tube baffled	Tons crystals/day, W	10–250 ton/day	$C_p = 22,200 W^{0.63}$	Carbon steel
Batch evaporative	Volume, V, ft ³	50–1,000 ft ³	$C_p = 32,200 V^{0.41}$	Stainless steel
Drives other than electric motors				
Steam turbines (noncondensing)	Shaft power, P, Hp	250–10,000 Hp	$C_p = 7,400 P^{0.41}$	Carbon steel
Steam turbines (condensing)	Shaft power, P, Hp	250–10,000 Hp	$C_p = 20,000 P^{0.41}$	Carbon steel
Gas turbines	Shaft power, P, Hp	100–10,000 Hp	$C_p = 2,000 P^{0.76}$	Carbon steel
Internal combustion engines	Shaft power, P, Hp	100–4,000 Hp	$C_p = 1,100 P^{0.75}$	Carbon steel
Dryers				
Batch tray	Tray area, A, ft ²	20–200 ft ²	$C_p = 3,500 A^{0.38}$	Stainless steel
Direct-heat rotary	Drum peripheral area, A, ft ²	200–3,000 ft ²	$C_p = \exp\{10.158 + 0.1003[\ln(A)] + 0.04303[\ln(A)]^2\}$	Stainless steel
Indirect-heat steam-tube rotary	Heat-transfer area, A, ft ²	100–1,400 ft ²	$C_p = 1,200 A^{0.92}$	Stainless steel
Drum	Heat-transfer area, A, ft ²	60–480 ft ²	$C_p = 25,000 A^{0.38}$	Stainless steel
Spray	Evaporation rate, W, lb/hr	30–3,000 lb/hr	$C_p = \exp\{8.0556 + 0.8526[\ln(W)] - 0.0229[\ln(W)]^2\}$	Stainless steel
Dust collectors				
Bag filters	Gas flow rate, actual ft ³ /min	5,000–2,000,000	$C_p = \exp\{10.020 - 0.4381[\ln(S)] + 0.05563[\ln(S)]^2\}$	Carbon steel
Cyclones	Gas flow rate, actual ft ³ /min	200–100,000	$C_p = \exp\{8.9845 - 0.7892[\ln(S)] + 0.08487[\ln(S)]^2\}$	Carbon steel
Electrostatic precipitators	Gas flow rate, actual ft ³ /min	10,000–2,000,000	$C_p = \exp\{11.442 - 0.5300[\ln(S)] + 0.05454[\ln(S)]^2\}$	Carbon steel
Venturi scrubbers	Gas flow rate, actual ft ³ /min	2,000–20,000	$C_p = \exp\{9.3773 - 0.3281[\ln(S)] + 0.0500[\ln(S)]^2\}$	Carbon steel
Evaporators				
Horizontal tube	Heat-transfer area, A, ft ²	100–8,000 ft ²	$C_p = 3,200 A^{0.53}$	Carbon steel
Long-tube vertical (rising film)	Heat-transfer area, A, ft ²	100–8,000 ft ²	$C_p = 4,500 A^{0.55}$	Carbon steel
Forced circulation	Heat-transfer area, A, ft ²	150–8,000 ft ²	$C_p = \exp\{8.0604 + 0.5329[\ln(A)] - 0.000196[\ln(A)]^2\}$	Carbon steel
Falling film	Heat-transfer area, A, ft ²	150–4,000 ft ²	$C_p = 10,800 A^{0.55}$	Stainless steel tubes, carbon steel shell

(Continued)

Table 16.32 (Continued)

Equipment Type	Size Factor (S)	Range of S	f.o.b. Purchase Cost Equation (S)	Notes
Fired heaters for specific purposes				
Reformer	Heat absorbed, Q , Btu/hr	10–500 million Btu/hr	$C_p = 0.677 Q^{0.81}$	Carbon steel, pressure to 10 atm
Pyrolysis	Heat absorbed, Q , Btu/hr	10–500 million Btu/hr	$C_p = 0.512 Q^{0.81}$	Carbon steel, pressure to 10 atm
Hot water	Heat absorbed, Q , Btu/hr	0.5–70 million Btu/hr	$C_p = \exp\{9.3548 - 0.3769[\ln(Q)] + 0.03434[\ln(Q)]^2\}$	
Molten salt, mineral and silicon oils	Heat absorbed, Q , Btu/hr	0.5–70 million Btu/hr	$C_p = 9.71 Q^{0.64}$	
Dowtherm A	Heat absorbed, Q , Btu/hr	0.5–70 million Btu/hr	$C_p = 9.83 Q^{0.65}$	
Steam boiler	Heat absorbed, Q , Btu/hr	0.5–70 million Btu/hr	$C_p = 0.289 Q^{0.77}$	Carbon steel, pressure to 20 atm
Heat exchangers, other				
Air-cooled fin-fan	Bare-tube heat-transfer area, A , ft ²	40–150,000 ft ²	$C_p = 1,970 A^{0.40}$	Carbon steel
Compact units				
Plate-and-frame	Heat-transfer area, A , ft ²	150–15,000 ft ²	$C_p = 7,000 A^{0.42}$	Stainless steel
Spiral plate	Heat-transfer area, A , ft ²	20–2,000 ft ²	$C_p = 4,900 A^{0.42}$	Stainless steel
Spiral tube	Heat-transfer area, A , ft ²	1–500 ft ²	$C_p = \exp\{7.8375 + 0.4343[\ln(A)] + 0.03812[\ln(A)]^2\}$	Stainless steel
Liquid–liquid extractors				
Rotating disk contactors (RDC)	$S = (\text{Height}, H, \text{ft})(\text{Diameter}, D, \text{ft})^{1.5}$	3–2,000 ft ^{2.5}	$C_p = 250 S^{0.64}$	Carbon steel
Membrane separations				
Reverse osmosis, seawater	Purified water, Q , gal/day	2–50 million gal/day	$C_{BM} = \exp\{0.8020[\ln(Q)] + 0.01775[\ln(Q)]^2\}$	Bare-module cost
Reverse osmosis, brackish water	Purified water, Q , gal/day	0.2–14 million gal/day	$C_{BM} = 2.1 Q$	Bare-module cost
Gas permeation	Membrane surface area, A , ft ²	—	$C_p = 35 A$	Membrane module
Pervaporation	Membrane surface area, A , ft ²	—	$C_p = 30 A$	Membrane module
Ultrafiltration	Membrane surface area, A , ft ²	—	$C_p = 8 A \text{ to } 20 A$	Membrane cartridge
Mixers for powders, pastes, polymers and doughs				
Kneaders, tilting double arm	Volume, V , ft ³	10–56 ft ³	$C_p = 1,400 V^{0.58}$	Carbon steel
Kneaders, sigma double arm	Volume, V , ft ³	20–380 ft ³	$C_p = 1,300 V^{0.60}$	Carbon steel
Muller	Volume, V , ft ³	10–380 ft ³	$C_p = 11,000 V^{0.56}$	Carbon steel
Ribbon	Volume, V , ft ³	25–320 ft ³	$C_p = 1,700 V^{0.60}$	Carbon steel
Tumblers, double cone	Volume, V , ft ³	50–270 ft ³	$C_p = 2,700 V^{0.42}$	Carbon steel
Tumblers, twin shell	Volume, V , ft ³	35–330 ft ³	$C_p = 1,200 V^{0.60}$	Carbon steel
Power recovery turbines				
Gas expanders (pressure discharge)	Power extracted, P , Hp	20–5,000 Hp	$C_p = 420 P^{0.81}$	Carbon steel
Gas expanders (vacuum discharge)	Power extracted, P , Hp	200–8,000 Hp	$C_p = 940 P^{0.81}$	Carbon steel
Liquid expanders	Power extracted, P , Hp	150–2,000 Hp	$C_p = 1,100 P^{0.70}$	Carbon steel
Screens				
Vibrating grizzlies	Surface area, A , ft ²	6–40 ft ²	$C_p = 4,600 A^{0.34}$	Carbon steel
Vibrating screens, 1 deck	Surface area, A , ft ²	32–60 ft ²	$C_p = 1,100 A^{0.71}$	Carbon steel
Vibrating screens, 2 decks	Surface area, A , ft ²	32–192 ft ²	$C_p = 970 A^{0.78}$	Carbon steel
Vibrating screens, 3 decks	Surface area, A , ft ²	48–192 ft ²	$C_p = 700 A^{0.91}$	Carbon steel
Size enlargement				
Disk agglomerators	Feed rate, F , lb/hr	800–80,000 lb/hr	$C_p = \exp\{10.4947 - 0.4915[\ln(F)] + 0.03648[\ln(F)]^2\}$	Carbon steel
Drum agglomerators	Feed rate, F , lb/hr	800–240,000 lb/hr	$C_p = \exp\{11.1885 - 0.5981[\ln(F)] + 0.04451[\ln(F)]^2\}$	Carbon steel
Pellet mills	Feed rate, F , lb/hr	800–80,000 lb/hr	$C_p = 5,500 F^{0.11}$	Carbon steel
Pug mill extruders	Feed rate, F , lb/hr	80–40,000 lb/hr	$C_p = \exp\{9.2486 - 0.01453[\ln(F)] + 0.01019[\ln(F)]^2\}$	Carbon steel
Screw extruders	Feed rate, F , lb/hr	8–800 lb/hr	$C_p = \exp\{10.5546 + 0.02099[\ln(F)]^2\}$	Carbon steel
Roll-type presses	Feed rate, F , lb/hr	8,000–140,000 lb/hr	$C_p = 91 F^{0.59}$	Carbon steel
Tableting presses	Feed rate, F , lb/hr	800–8,000 lb/hr	$C_p = \exp\{8.9188 + 0.1050[\ln(F)] + 0.01885[\ln(F)]^2\}$	Carbon steel

(Continued)

Table 16.32 (Continued)

Equipment Type	Size Factor (S)	Range of S	f.o.b. Purchase Cost Equation (\$)	Notes
Storage tanks				
Open	Volume, V, gal	1,000–30,000 gal	$C_P = 14 V^{0.72}$	Fiberglass
Cone roof	Volume, V, gal	10,000–1,000,000 gal	$C_P = 210 V^{0.51}$	Carbon steel, pressure to 3 psig
Floating roof	Volume, V, gal	30,000–1,000,000 gal	$C_P = 375 V^{0.51}$	Carbon steel, pressure to 3 psig
Spherical, 0–30 psig	Volume, V, gal	10,000–1,000,000 gal	$C_P = 47 V^{0.72}$	Carbon steel
Spherical, 30–200 psig	Volume, V, gal	10,000–750,000 gal	$C_P = 37 V^{0.78}$	Carbon steel
Gas holders	Volume, V, ft ³	4,000–400,000 ft ³	$C_P = 2,500 V^{0.43}$	Carbon steel, pressure to 3 psig
Vacuum systems				
One-stage jet ejector	(lb/hr)/(suction pressure, torr)	0.1–100 lb/hr-torr	$C_P = 1,330 S^{0.41}$	See Table 16.31 for multistage units and condensers
Liquid-ring pumps	Flow at suction, ft ³ /min	50–350 ft ³ /min	$C_P = 6,500 S^{0.35}$	Stainless steel with sealant recirculation
Three-stage lobe	Flow at suction, ft ³ /min	60–240 ft ³ /min	$C_P = 5,610 S^{0.41}$	Includes intercoolers
Three-stage claw	Flow at suction, ft ³ /min	60–270 ft ³ /min	$C_P = 6,800 S^{0.36}$	Includes intercoolers
Screw compressors	Flow at suction, ft ³ /min	50–350 ft ³ /min	$C_P = 7,560 S^{0.38}$	With protective controls
Wastewater treatment				
Primary	Wastewater rate, Q, gal/min	75–75,000 gal/min	$C_{BM} = 11,700 Q^{0.64}$	Bare-module cost
Primary + Secondary	Wastewater rate, Q, gal/min	75–75,000 gal/min	$C_{BM} = 34,000 Q^{0.64}$	Bare-module cost
Primary + Secondary + Tertiary	Wastewater rate, Q, gal/min	75–75,000 gal/min	$C_{BM} = 69,000 Q^{0.64}$	Bare-module cost

ANEXO III. Estimación de costes basados en Turton et al., 2018

Tabla A3. 1. Coste base para Blender Data

<u>Blender Type</u>	K ₁	K ₂	K ₃	V _{min} (m ³)	V _{max} (m ³)	F _{BM}
Kneader	5,0141	0,5867	0,3224	0,14	3	1,12
Ribbon	4,1366	0,5072	0,0070	0,70	11	1,12
Rotary	4,1366	0,5072	0,0070	0,70	11	1,12

Tabla A3. 2. Coste base para Centrifuge Data

<u>Centrifuge Type</u>	K ₁	K ₂	K ₃	D _{min} (m)	D _{max} (m)	F _{BM}
Auto Batch Seperator	4,7681	0,9740	0,0240	0,50	1,70	1,57
Centrifugal Seperator	4,3612	0,8764	-0,0049	0,50	1,00	1,57
Oscillating Screen	4,8600	0,3340	0,1063	0,50	1,10	1,57
Solid Bowl w/o Motor	4,9697	1,1689	0,0038	0,30	2,00	1,27

Tabla A3. 3. Coste base para Compressor Data

<u>Compressor Type</u>	K ₁	K ₂	K ₃	F _{BMCS}	F _{BMSS}	F _{BMNi}	W _{min} (kW)	W _{max} (kW)
Centrifugal	2,2891	1,3604	-0,1027	2,7	5,8	11,5	450	3000
Axial	2,2891	1,3604	-0,1027	3,8	8,0	15,9	450	3000
Rotary	5,0355	-1,8002	0,8253	2,4	5,0	9,9	18	950
Reciprocating	2,2891	1,3604	-0,1027	3,4	7,0	13,9	450	3000

Tabla A3. 4. Coste base para Conveyor Data

<u>Conveyor Type</u>	K ₁	K ₂	K ₃	A _{min} (m ²)	A _{max} (m ²)	F _{BM}
Apron	3,9255	0,5039	0,1506	1,00	15,00	2

Belt	4,0637	0,2584	0,1550	0,50	325,00	1,25
Pneumatic	4,6616	0,3205	0,0638	0,75	65,00	1,25
Screw	3,6062	0,2659	0,1982	0,50	30,00	1,1

Tabla A3. 5. Coste base para Crystallizer Data

<u>Crystallizer Type</u>	K ₁	K ₂	K ₃	V _{min} (m ³)	V _{max} (m ³)	F _{BM}
Batch	4,5097	0,1731	0,1344	1,50	30,00	1,6

Tabla A3. 6. Coste base para Drive Data

<u>Electric Drives</u>	K ₁	K ₂	K ₃	F _{BM}	W _{min} (kW)	W _{max} (kW)
Explosion Proof	2,4604	1,4191	-0,1798	1,5	75	2600
Totally Enclosed	1,956	1,7142	-0,2282	1,5	75	2600
Open/Drip Proof	2,9508	1,0688	-0,1315	1,5	75	2600
<u>Non-Electric Drives</u>	K ₁	K ₂	K ₃	F _{BM}	W _{min} (kW)	W _{max} (kW)
Gas Turbine	-21,7702	13,2175	-1,5279	3,5	7500	23000
Steam Turbine	2,6259	1,4398	-0,1776	3,5	70	7500
Internal Combustion	2,7635	0,8574	-0,0098	2,0	10	10000

Tabla A3. 7. Coste base para Dryer Data

<u>Dryer Type</u>	K ₁	K ₂	K ₃	A _{min} (m ²)	A _{max} (m ²)	F _{BM}
Drum	4,5472	0,2731	0,1340	0,50	50,00	1,6
Rotary, Gas Fired	3,5645	1,1118	-0,0777	5,00	100,00	1,25
Tray	3,6951	0,5442	-0,1248	1,80	20,00	1,25

Tabla A3. 8. Coste base para Dust Collectors Data

<u>Collector Type</u>	K ₁	K ₂	K ₃	V _{min} (m ³ /s)	V _{max} (m ³ /s)	F _{BM}
Baghouse	4,5007	0,4182	0,0813	0,08	350,00	2,86
Cyclone Scrubbers (Centrifugal, Gravity Spray, Impingement, and Wet Dynamic	3,6298	0,5009	0,0411	0,06	200,00	2,86

Electrostatic Precipitator	3,6298	0,5009	0,0411	0,06	200,00	2,86
Venturi	3,6298	0,5009	0,0411	0,06	200,00	2,86

Tabla A3. 9. Coste base para Fan Data

Fan Type	K ₁	K ₂	K ₃	F _{BMC}	F _{BMfiberglass}	F _{BMSS}	F _{BMNi}	Threshold	C ₁	C ₂	C ₃	V _{min} (m3/s)	V _{max} (m3/s)	P _{max} (barg)
Centrifugal Radial Fan	3,5391	-0,3533	0,4477	2,7	5,0	5,1	11,5	0,0'	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16
Centrifugal Backward curved fan	3,3471	-0,0734	0,3090	2,7	5,0	5,1	11,5	0,0'	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16
Axial Tube Fan	3,0414	-0,3375	0,4722	2,7	5,0	5,1	11,5	0,0'	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16
Axial Vane Fan	3,1761	-0,1373	0,3414	2,7	5,0	5,1	11,5	0,0'	0,00	0,209	-0,033	1	100	0,16

Tabla A3. 10. Coste base para Filter Data

Filter Type	K ₁	K ₂	K ₃	A _{min} (m ²)	A _{max} (m ²)	F _{BM}
Bent	5,1055	0,4999	0,0001	0,90	115,00	1,65
Cartridge	3,2107	0,7597	0,0027	15,00	200,00	1,65
Disc and Drum	4,8123	0,2858	0,0420	0,90	300,00	1,65
Gravity	4,2756	0,3520	0,0714	0,50	80,00	1,65
Leaf	3,8187	0,6235	0,0176	0,60	235,00	1,65
Pan	4,8123	0,2858	0,0420	0,90	300,00	1,65
Plate and Frame	4,2756	0,3520	0,0714	0,50	80,00	1,80
Table	5,1055	0,4999	0,0001	0,90	115,00	1,65
Tube	5,1055	0,4999	0,0001	0,90	115,00	1,54

Tabla A3. 11. Coste base para Fired Heater Data

Reactive Heaters	K ₁	K ₂	K ₃	Q _{min} (kW)	Q _{max} (kW)	P _{max} (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	Bare Module Factor		
										CS	Alloy Steel	SS
Reformer Furnace	3,068	0,6597	0,0194	3000	100000	200	0,1405	-0,2698	0,1293	2,13	2,51	2,81
Pyrolysis Furnace	2,3859	0,9721	-0,0206	3000	100000	200	0,1017	-0,1957	0,09403	2,13	2,51	2,81

Non-reactive Heaters	K ₁	K ₂	K ₃	Q _{min} (kW)	Q _{max} (kW)	P _{max} (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	Bare Module Factor		
										CS	Alloy Steel	SS
Process Heater	7,3488	-1,1666	0,2028	1000	100000	200	0,1347	-0,2368	0,1021	2,13	2,51	2,81

Tabla A3.
12. Coste base para
Evaporat
or Data

Thermal Fluid Heaters	K ₁	K ₂	K ₃	Q _{min} (kW)	Q _{max} (kW)	P _{max} (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	F _{bm}	Steam Supreheat Factor		
											F _{T1}	F _{T2}	F _{T3}
Hot Water	2,0829	0,9074	-0,0243	650	10750	200	-0,0163	0,0569	-0,0088	2,17			
Molten Salt, Mineral Oil,	1,1979	1,4782	-0,0958	650	10750	200	-0,0163	0,0569	-0,0088	2,17			
Diphenyl Based Oils	2,2628	0,8581	0,0003	650	10750	200	-0,0163	0,0569	-0,0088	2,17			
Packaged Steam Boilers	6,9617	-1,48	0,3161	1200	9400	40	2,5941	-4,2348	1,7224	2,2	1,000	0,00184	3,35E-06

Evaporator Types	K ₁	K ₂	K ₃	A _{min} (m ²)	A _{max} (m ²)	P _{max} (barg)	C ₁	C ₂	C ₃	
Forced Circulation	5,0238	0,3475	0,0703	5	1000	150	0,1578	-0,2992	0,1413	
Falling Film	3,9119	0,8627	-0,0088	50	500	150	0,1578	-0,2992	0,1413	
Agitated (Scraped Wall)	5	0,149	-0,0134	0,5	5	150	0,1578	-0,2992	0,1413	
Short Tube	5,2366	-0,6572	0,35	10	100	150	0,1578	-0,2992	0,1413	
Long Tube	4,642	0,3698	0,0025	100	10000	150	0,1578	-0,2992	0,1413	

Tabla A3. 12. Coste base para Heat Exchanger Data

Exchager Type	K ₁	K ₂	K ₃	C ₁	C ₂	C ₃	B ₁	B ₂	A _{min} (m ²)	A _{max} (m ²)	P _{max} (barg)
Double Pipe	3,3444	0,2745	-0,0472	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	1	10	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Multiple Pipe	2,7652	0,7282	0,0783	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	10	100	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Fixed tube, sheet, or U tube	4,3247	-0,303	0,1634	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
tubes only > 5 barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Floating Head	4,8306	-0,8509	0,3187	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
tubes only > 5barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Bayonet	4,2768	-0,0495	0,1431	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
tubes only > 5 barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Kettle Reboiler	4,4646	-0,5277	0,3955	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	100	140
tubes only > 5 barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Scraped Wall	3,7803	0,8569	0,0349	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	2,0	20	300

	40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
	P < 40 barg				0	0	0					
Teflon Tube	3,8062	0,8924	-0,1671	0	0	0	1,63	1,66	1,0	10	15	
Air Cooler	4,0336	0,2341	0,0497	-0,125	0,15361	-0,02861	0,96	1,21	10	10000	100	
Spiral Tube - shell and tube tube only	3,9912	0,0668	0,243	-0,4045	0,1859	0	1,74	1,55	1	100	400	
Spiral Plate	4,6561	-0,2947	0,2207	0	0	0	0,96	1,21	1	100	19	
Flat Plate	4,6656	-0,1557	0,1547	0	0	0	0,96	1,21	10	1000	19	

Material Factors, F_M

Exchanger Type	Shell - CS Tube - CS	CS Cu	Cu Cu	CS SS	SS SS	CS Ni	Ni Ni	CS Ti	Ti Ti
Double Pipe	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Multiple Pipe	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Fixed tube, sheet, or U tube	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Floating Head	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Bayonet	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Kettle Reboiler	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Scraped Wall	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Spiral Tube	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38

Exchanger Type	Shell Material				
	CS	Cu	SS	Ni	Ti
Teflon Tube Exchanger	1,00	1,20	1,30	1,40	3,30

Exchanger Type	Material In Contact with Process Fluid				
	CS	Cu	SS	Ni	Ti
Spiral Plate	1,00	1,35	2,45	2,68	4,63
Flat Plate	1,00	1,35	2,45	2,68	4,63

Exchanger Type	Tube Material		
	CS	Al	SS
Air Cooler	1,00	1,42	2,93

Tabla A3. 13. Coste base para Mixer Data

Mixer Type	K ₁	K ₂	K ₃	P _{min} (kW)	P _{max} (kW)	F _{BM}
Impeller	3,8511	0,7009	-0,0003	5,00	150,00	1,38
Propeller	4,3207	0,0359	0,1346	5,00	500,00	1,38
Turbine	3,4092	0,4896	0,0030	5,00	150,00	1,38

Tabla A3. 14. Coste base para Pump Data

Pump Type	K ₁	K ₂	K ₃	C ₁	C ₂	C ₃	B ₁	B ₂	F _{mCl}	F _{mCS}	F _{mCu}	F _{mSS}	F _{mNi}	F _{mTi}	P _{max(b arg)}	W _{min(k W)}	W _{max(kW)}
Centrifugal pump Positive	3,3892	0,0536	0,1538	-0,3935	0,3957	-0,00226	1,89	1,35	1,0	1,6	NA	2,3	4,4	NA	100	1	300
Displacement	3,4771	0,1350	0,14380	-0,24538	0,259016	-0,01363	1,89	1,35	1,0	1,4	1,3	2,7	4,7	10,7	100	1	100
Reciprocating pump	3,8696	0,3161	0,12200	-0,2454	0,2590	-0,0136	1,89	1,35	1,0	1,5	1,3	2,4	4,0	6,4	100	0,1	200

Tabla A3. 15. Coste base para Reactor Data

Reactor Type	K ₁	K ₂	K ₃	V _{min} (m ³)	V _{max} (m ³)	F _{BM}
Autoclave	4,5587	0,2986	0,0020	1,00	15,00	4,0
Fermenter	4,1052	0,5320	-0,0005	0,10	35,00	4,0
Inoculum Tank	3,7957	0,4593	0,0160	0,07	1,00	4,0
Jacketed Agitated	4,1052	0,5320	-0,0005	0,10	35,00	4,0
Jacketed Non-Agitated	3,3496	0,7235	0,0025	5,00	45,00	4,0
Mixer/Settler	4,7116	0,4479	0,0004	0,04	6,00	4,0

Tabla A3. 16. Coste base para Screen Data

Screen Type	K ₁	K ₂	K ₃	A _{min} (m ²)	A _{max} (m ²)	F _{BM}
DSM	3,8050	0,5856	0,2120	0,30	6,00	1,34
Rotary	4,0485	0,1118	0,3260	0,30	15,00	1,34
Stationary	3,8219	1,0368	-0,6050	2,00	11,00	1,34
Vibrating	4,0485	0,1118	0,3260	0,30	15,00	1,34

Tabla A3. 17. Coste base para Tank Data

<u>Tank Type</u>	K ₁	K ₂	K ₃	B ₁	B ₂	V _{min} (m ³ /s)	V _{max} (m ³ /s)
Fixed Roof	4,8509	-0,3973	0,1445	1,10	0	90	30000
Floating Roof	5,9567	-0,7585	0,1749	1,10	0,00	1000	40000

Tabla A3. 18. Coste base para Vaporizer Data

<u>Vaporizer Types</u>	K ₁	K ₂	K ₃	V _{min} (m ³)	V _{max} (m ³)	P _{max} (barg)	C ₁	C ₂	C ₃
Jacketed Vessel	3,8751	0,3328	0,1901	1	100	320	0,1578	-0,2992	0,1413
Internal Coil	4,038	0,09142	0,2766	1	100	320	0,1578	-0,2992	0,1413
Jacketed Vessel w/ Coil	4,038	0,09142	0,2766	1	100	320	0,1578	-0,2992	0,1413

<u>Vaporizer Types</u>	Bare Module Factors, F _{BM}									
	CS	Cu	GL SS Coils	Glass Lined Ni Coils	SS	SS Clad	Ni Alloy	Ni Alloy Clad	Ti	Ti Clad
Jacketed Vessel	2,7	3,4	4,7	4,9	4,8	3,8	9,1	5,9	13,7	9,5
Internal Coil	3,0	3,8	5,2	5,5	5,2	4,1	10,1	6,6	15,2	10,6
Jacketed Vessel w/ Coil	3,0	3,8	5,2	5,5	5,2	4,1	10,1	6,6	15,2	10,6

Tabla A3. 19. Coste base para Evaporator Data

<u>Evaporator Types</u>	Bare Module Factors, F _{BM}				
	CS	Cu Alloy	SS	Ni Alloy	Ti
Forced Circulation	2,9	3,63	5,08	9,66	14,5
Falling Film	2,25	2,81	3,94	7,49	11,25
Agitated (Scraped Wall)	2,25	2,81	3,94	7,49	11,25
Short Tube	2,9	3,63	5,08	9,66	14,5
Long Tube	2,9	3,63	5,08	9,66	14,5

Tabla A3. 20. Coste base para Vessel Data

<u>Vertical Vessels</u>					<u>Horizontal Vessels</u>					
K ₁	K ₂	K ₃	V _{min}	V _{max}	K ₁	K ₂	K ₃	V _{min}	V _{max}	P _{max} (barg)
3,4974	0,4485	0,1074	0,3	520	3,5565	0,3776	0,0905	0,1	628	400

Vessel Type	B1	B2
Horizontal	1,49	1,52
Vertical	2,25	1,82

Materials of Construction

F _{M CS}	1,0
F _{M SS clad}	1,7
F _{M SS}	3,1
F _{M Ni clad}	3,6
F _{M Ni}	7,1
F _{M Ti clad}	4,7
F _{M Ti}	9,4

Tabla A3. 21. Coste base para Tower Trays Data

Tray Type	K ₁	K ₂	K ₃	A _{min} (m ²)	A _{max} (m ²)
Sieve	2,9949	0,4465	0,3961	0,07	12,3
Valve	3,3322	0,4838	0,3434	0,7	10,5
Demister	3,2353	0,4838	0,3434	0,7	10,5

F_{BM}

MOC	Sieve	Valve	Demister
CS	1,0	1	1,0
SS	1,8	1,83	1,0
Fluorocarbon			1,8
Ni-alloy	5,6	5,58	5,6

$$E_g = 10^{0.4771 + 0.08516 \log N - 0.3473 [\log N]^2}$$

N	E_g
1	3,00
2	2,96
3	2,75
4	2,53
5	2,33
8	1,87
10	1,64
15	1,25
20	1,00

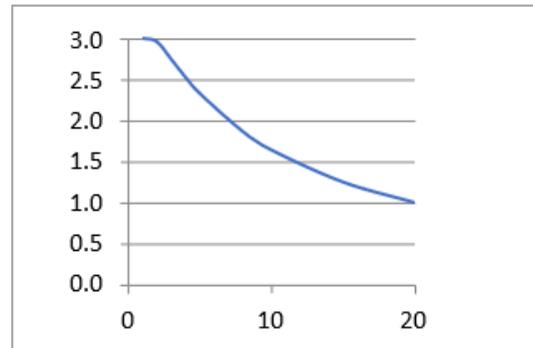


Tabla A3. 22. Coste base para Tower Packing Data

<u>Materials of Construction</u>	K_1	K_2	K_3	$V_{min}(m^3)$	$V_{max}(m^3)$	FBM
Ceramic	2,4493	0,9744	0,0055	0,03	628	4,14
304 SS	2,4493	0,9744	0,0055	0,03	628	7,09
Plastic Saddle	2,4493	0,9744	0,0055	0,03	628	1,00

Tabla A3. 23. Coste base para equipos de proceso

Table A.2 Pressure Factors for Process Equipment

Equipment Type	Equipment Description	C ₁	C ₂	C ₃	Pressure Range (barg)
Compressors	Centrifugal, axial, rotary, and reciprocating	0	0	0	-
Drives	Gas turbine	0	0	0	-
	Intern. comb. engine	0	0	0	-
	Steam turbine	0	0	0	-
	Electric—explosion-proof	0	0	0	-
	Electric—totally enclosed	0	0	0	-
	Electric—open/drip-proof	0	0	0	-
Evaporators	Forced circulation (pumped), falling film, agitated film (scraped wall), short tube, and long tube	0.1578	-0.2992	0.1413	10<P<150
	Centrifugal radial, and centrifugal backward curve	0	0	0	ΔP<1kPa
Fans*		0	0.20899	-0.0328	1<ΔP<16kPa
	Axial vane and axial tube	0	0	0	ΔP<1kPa
		0	0.20899	-0.0328	1<ΔP<4kPa
Furnaces	Reformer furnace	0	0	0	P<10
		0.1405	-0.2698	0.1293	10<P<200
	Pyrolysis furnace	0	0	0	P<10
	Nonreactive fired heater	0.1017	-0.1957	0.09403	10<P<200
Heat exchangers	Scraped wall	0.1347	-0.2368	0.1021	10<P<200
		0	0	0	P<40
		0.6072	-0.9120	0.3327	40<P<100
		13.1467	-12.6574	3.0705	100<P<300
	Teflon tube	0	0	0	P<15
	Bayonet, fixed tube sheet, floating head, kettle reboiler, and U-tube (both shell and tube)	0.03881	-0.11272	0.08183	5<P<140
	Bayonet, fixed tube sheet, floating head, kettle reboiler, and U-tube (tube only)	-0.00164	-0.00627	0.0123	5<P<140
	Double pipe and multiple pipe	0	0	0	P<40
		0.6072	-0.9120	0.3327	40<P<100
		13.1467	-12.6574	3.0705	100<P<300
	0	0	0	P<19	
	0	0	0	P<10	

(continued)

Table A.2 Pressure Factors for Process Equipment (Continued)

Equipment Type	Equipment Description	C ₁	C ₂	C ₃	Pressure Range (barg)
Heaters		-0.1250	0.15361	-0.02861	10<P<100
	Spiral tube (both shell and tube)	0	0	0	P<150
		-0.4045	0.1859	0	150<P<400
	Spiral tube (tube only)	0	0	0	P<150
Pumps		-0.2115	-0.09717	0	150<P<400
	Diphenyl heater, molten salt heater, and hot water heater	0	0	0	P<2
	Steam boiler	-0.01633	0.056875	-0.00876	2<P<200
Packing		0	0	0	P<20
	Loose (for towers)	2.594072	-4.25476	1.722404	20<P<40
Process vessels	Horizontal and vertical	0	0	0	-
	Reciprocating	0	0	0	P<10
Tanks		-0.245382	0.259016	-0.01363	10<P<100
	Positive displacement	0	0	0	P<10
		-0.245382	0.259016	-0.01363	10<P<100
	Centrifugal	0	0	0	P<10
Towers		-0.3935	0.3957	-0.00226	10<P<100
	API—fixed roof	0	0	0	P<0.07
Trays	API—floating roof	0	0	0	P<0.07
	Tray and packed	0	0	0	-
Turbochargers	Sieve	0	0	0	-
	Valve	0	0	0	-
	Demisters	0	0	0	-
Turbines	Axial gas turbines	0	0	0	-
	Radial gas/liquid expanders	0	0	0	-
Vaporizers	Internal coils/jackets and jacket vessels	0	0	0	P<5
		-0.16742	0.13428	0.15058	5<P<320

*Pressure factors for fans are written in terms of the pressure rise across the fan, ΔP, where ΔP is measured in kPa. (See Equation (A.2).)
 Source: Correlated from Data in Guthrie, K. M., "Data and Techniques for Preliminary Capital Cost Estimating," Chem. Eng. March 24, 1969; 114-142; Guthrie, K. M., Process Plant Estimating Evaluation and Control (Solana Beach, CA: Craftsman's Book Co., 1974); Ulrich, C.D., A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics (New York: John Wiley & Sons, 1984).

ANEXO IV. Distribución de costes por métodos

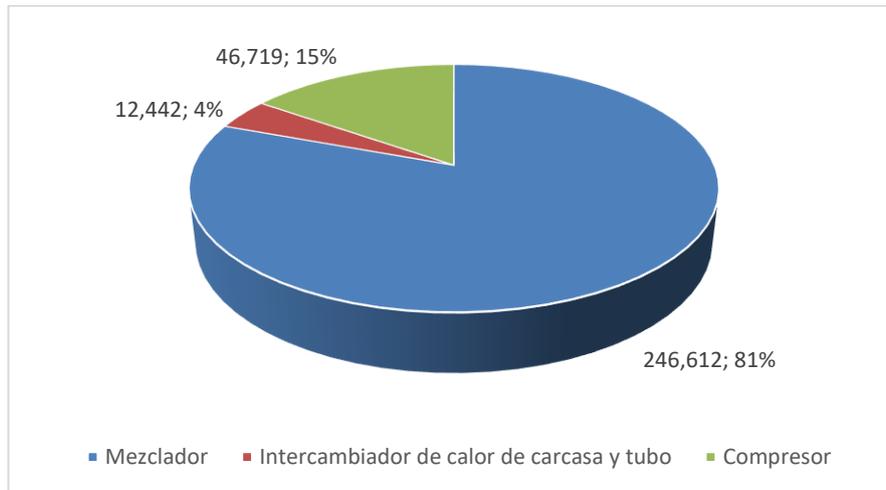


Figura A4. 1. BMC. Guthrie de la unidad de separación del aire

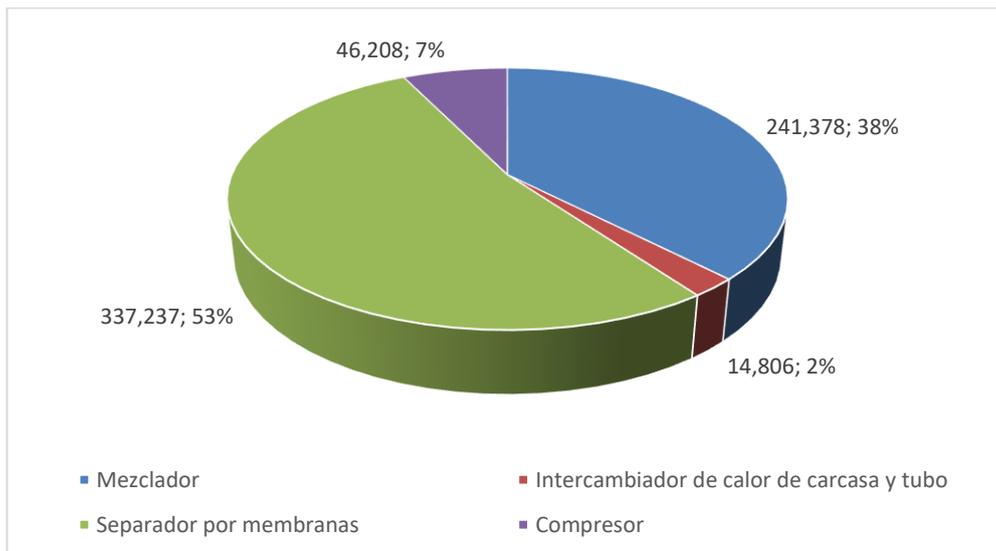


Figura A4. 2. BMC. Seider de la unidad de separación del aire

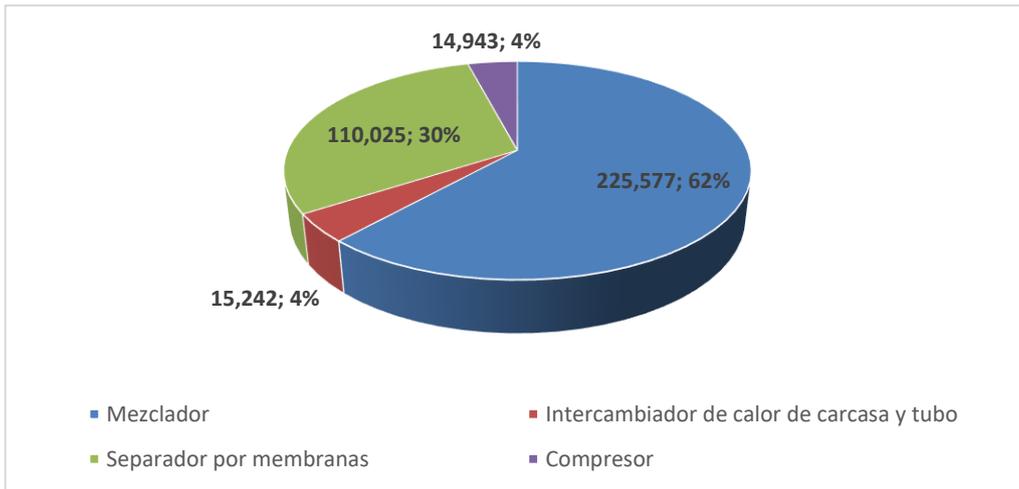


Figura A4. 3. BMC. Turton de la unidad de separación del aire

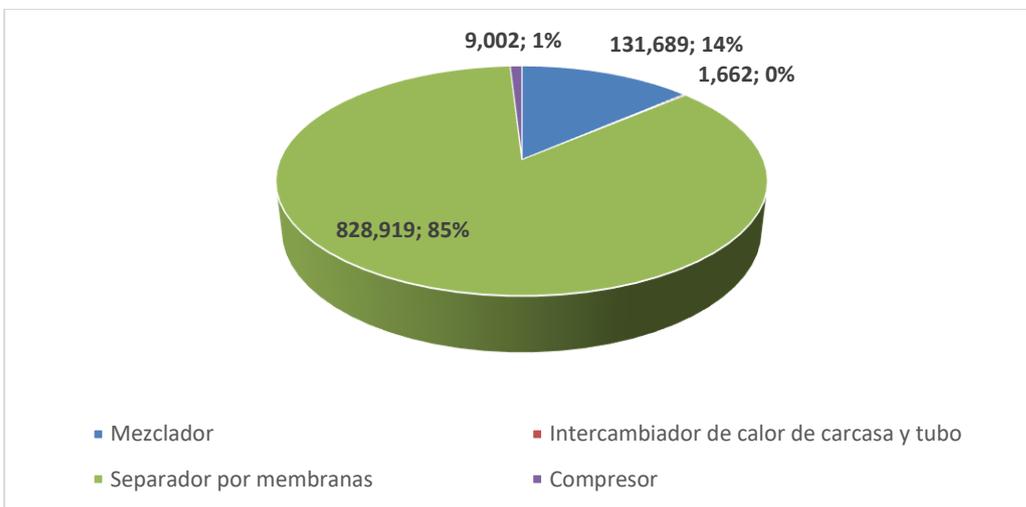


Figura A4. 4. BMC. Matche de la unidad de separación del aire

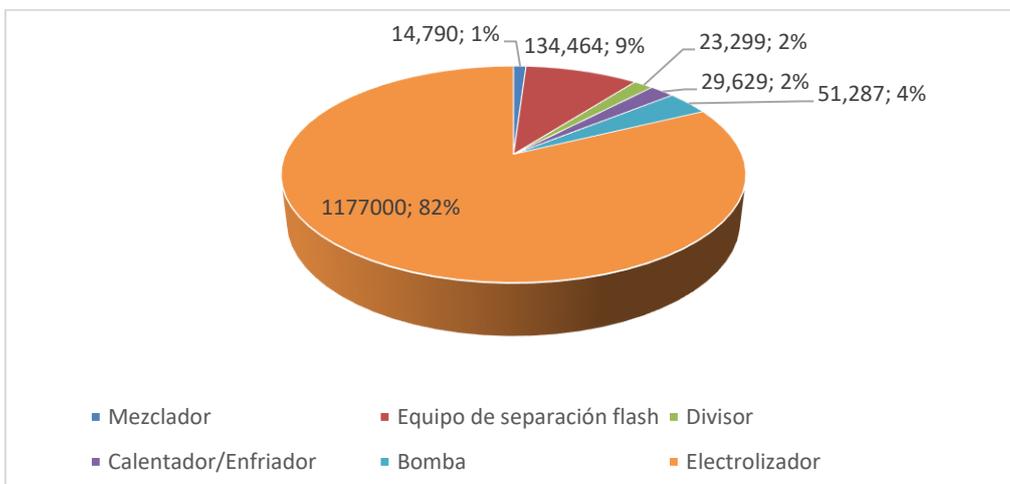


Figura A4. 5. BMC. Guthrie de la unidad de hidrólisis

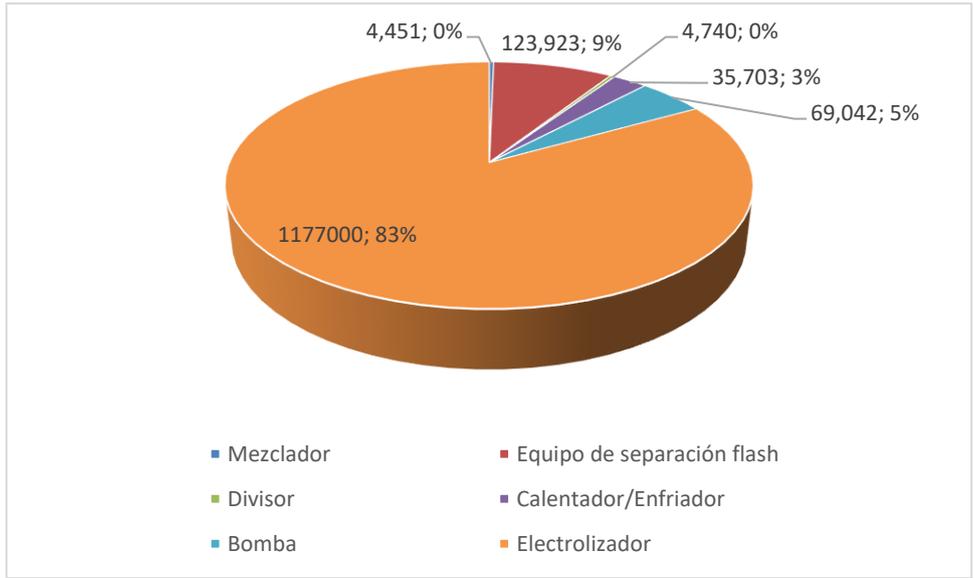


Figura A4. 5. BMC. Seider de la unidad de hidrólisis

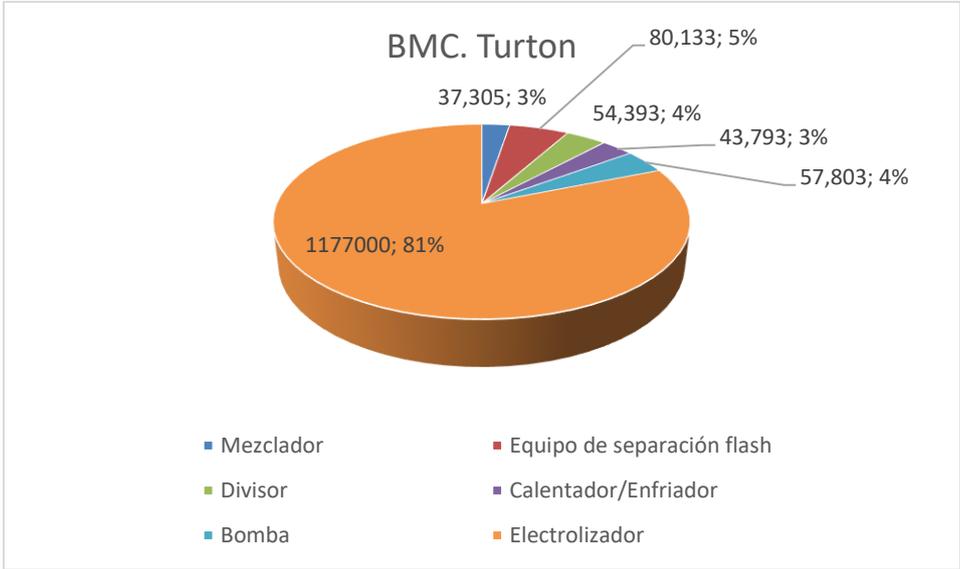


Figura A4. 6. BMC. Turton de la unidad de hidrólisis

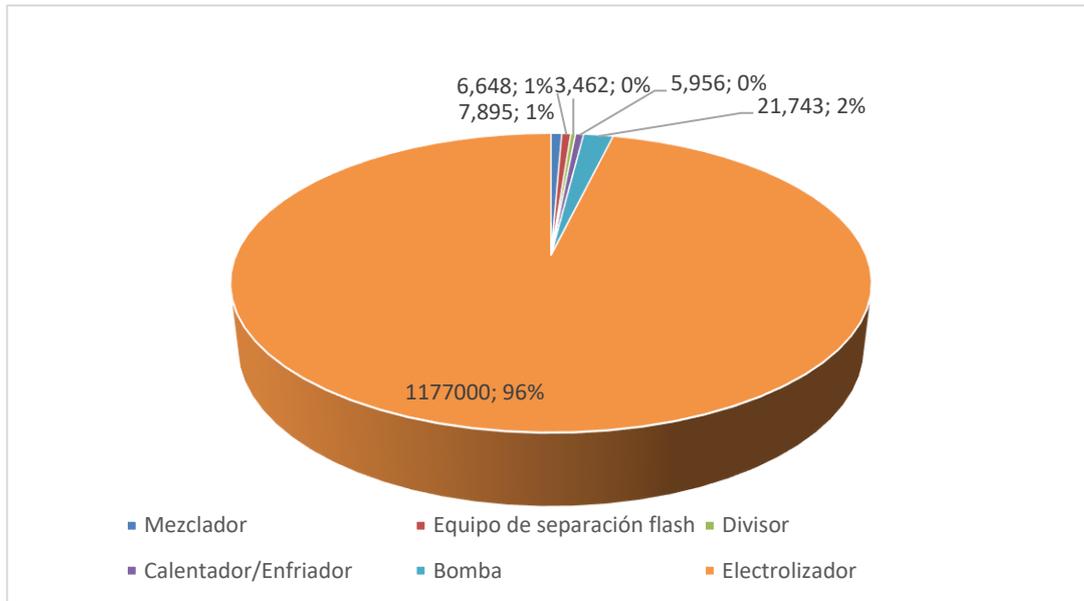


Figura A4. 7. BMC. Matche de la unidad de hidrólisis

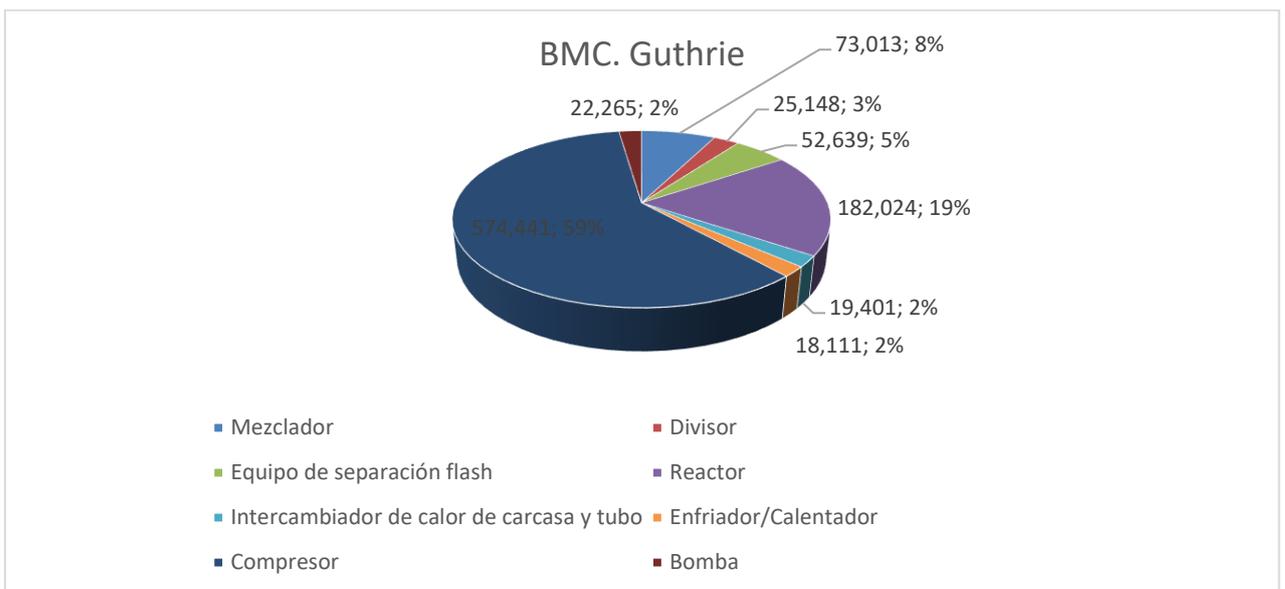


Figura A4. 8. BMC. Guthrie de la unidad de síntesis de amoniaco

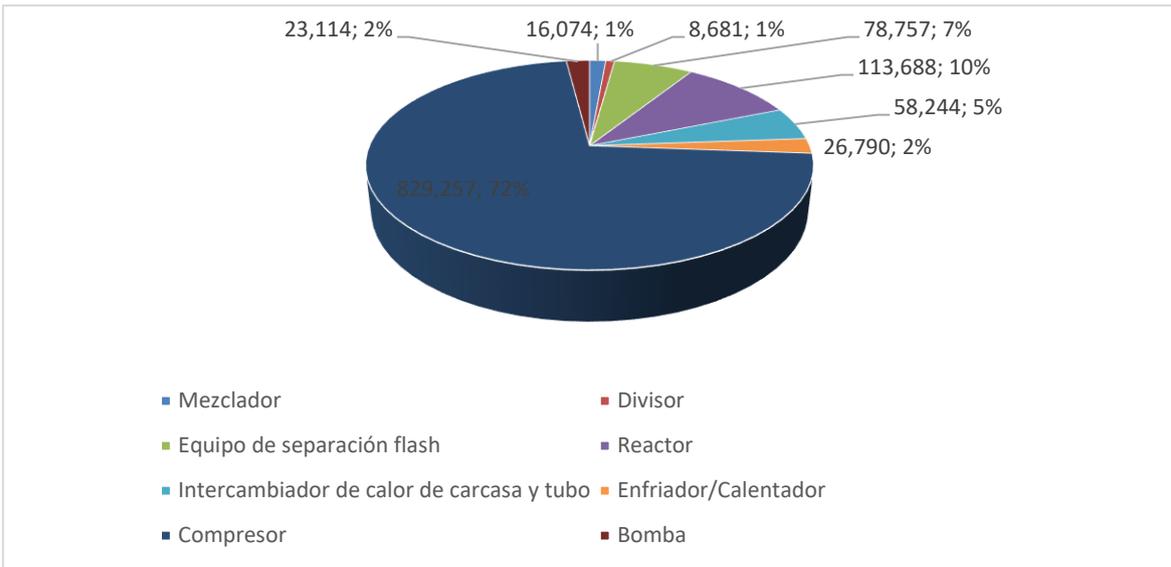


Figura A4. 9. BMC. Seider de la unidad de síntesis de amoníaco

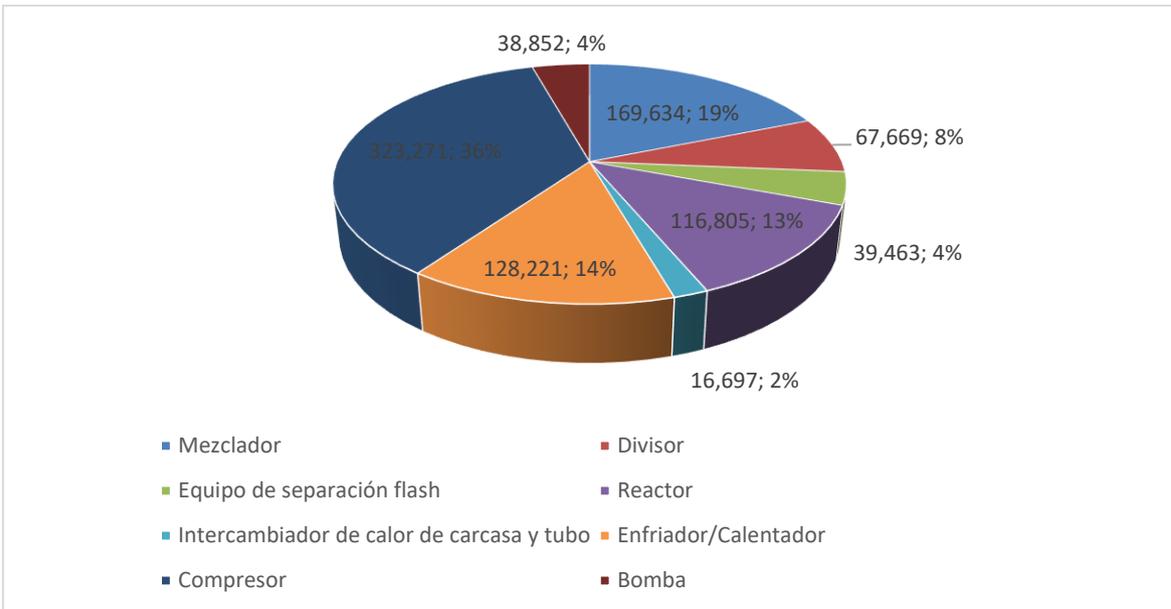


Figura A4. 10. BMC. Turton de la unidad de síntesis de amoníaco

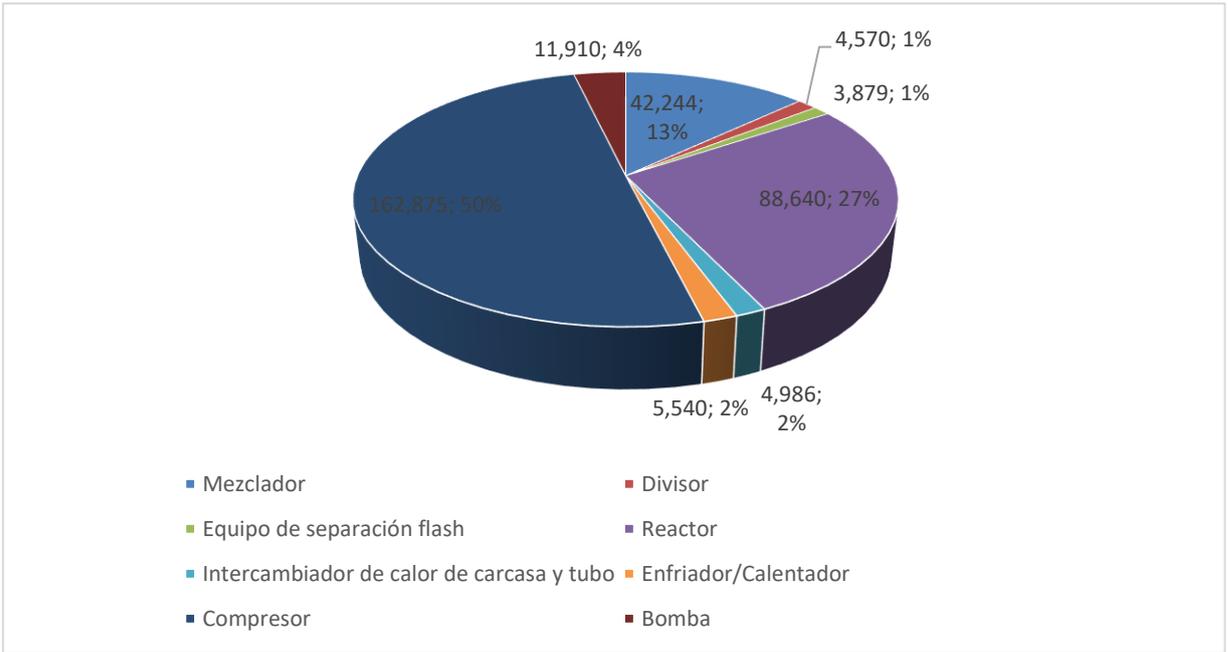


Figura A4. 11. BMC. Matche de la unidad de síntesis de amoniaco

