



**Universidad de Valladolid**



**ESCUELA DE INGENIERÍAS  
INDUSTRIALES**

**UNIVERSIDAD DE VALLADOLID  
ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES**

*Grado en Ingeniería Química*

**Dimensionamiento de la unidad de pre-enfriamiento  
en una instalación de licuefacción de gas natural con  
mezcla refrigerante**

Autor:

**Santamera Lastras, Javier**

Tutor:

**Mato Chaín, Fidel A.**

*Departamento de Ingeniería Química y  
Tecnología del Medio Ambiente*

**Valladolid, julio de 2022.**



## Agradecimientos

En primer lugar, quiero agradecer a mi familia por haber estado a mi lado durante todo este proceso. A mi hermana, que me ha aguantado en los momentos de locura (y han sido tantos...), que me ha apoyado en los momentos de frustración y que me ha animado en los momentos de tristeza. A mis padres, que siempre han estado ahí cuando les he necesitado, con su confianza, comprensión y paciencia. Os quiero.

También tengo que agradecer a mi tutor, Fidel, por haberme guiado durante todo el Trabajo de fin de Grado; por su plena disponibilidad, sus sabios consejos y su contagiosa pasión por este campo de aprendizaje. ¡Ojalá hubiera más profesores que disfrutasen de su trabajo enseñando como tú!

No puedo olvidarme, tampoco, de personas que he conocido en este período de vida en Valladolid y que han sido fundamentales en estos años. El primer año de carrera con Chema, ¡ha pasado tanto tiempo! Los compañeros de apartamento como Gustavo o Alvarito, que me han facilitado la vida. Grandes compañeros de grado como Raúl. Vecinos, compañeros de estudios y amigos a la vez, como Cora; y especialmente, a un amigo en los malos y en los muy buenos momentos, casi un hermano, David.

A todos ellos, gracias.

## Resumen

Este trabajo aborda el dimensionamiento de una planta de licuefacción de GNL, con especial interés en la sección de preenfriamiento, para una capacidad de producción anual de 1.000.000 de toneladas. El proceso implementado en la planta es el *C3-MR*, que emplea refrigerante mixto y un ciclo de preenfriamiento con propano.

La instalación propuesta se modela mediante el software de simulación *Aspen Plus v12*, en el que se estudia la influencia de la temperatura de preenfriamiento sobre el sistema. Para ello, se realizan varios análisis de sensibilidad en el rango de los 235 – 245 K sobre diversas variables con el fin de encontrar unas condiciones óptimas de operación. Tras esto, se dimensiona la sección de preenfriamiento y el resto del sistema para, finalmente, diseñar en profundidad los intercambiadores multi-corriente de placas y aletas del preenfriamiento.

Como resultado, se obtiene una sección de preenfriamiento de cuatro etapas que opera en un rango óptimo de 237,25 – 240,75 K con un requerimiento de refrigeración de 33,274 MW.

## Palabras clave

GNL, licuefacción, *C3-MR*, temperatura, simulación, *Aspen*, intercambiador multi-corriente de placas y aletas.



## Abstract

This work covers the sizing of an LNG liquefaction plant, with special interest in the pre-cooling section, for an annual production capacity of 1.000.000 metric tonnes. The process implemented in the plant is the *C3-MR*, which uses mixed refrigerant and a propane pre-cooling cycle.

The proposed installation is modelled using *Aspen Plus v12* simulation software, which is used to study the influence of the pre-cooling temperature on the system's performance and operability. For this purpose, several sensitivity analyses are carried out in the 235 – 245 K range on various variables in order to find optimal operating conditions. After this, the pre-cooling section and the rest of the system are dimensioned in order to, finally, design in detail the multi-stream plate & fin heat exchangers of the pre-cooling.

As a result, a four-stage pre-cooling section operating in an optimum range of 237,25 – 240,75 K with a cooling utility requirement of 33,274 MW is obtained.

## Keywords

LNG, liquefaction, *C3-MR*, temperature, simulation, *Aspen*, multi-stream plate & fin heat exchanger.

## Índice del Trabajo

Agradecimientos .....	i
Resumen.....	ii
Palabras clave .....	ii
Abstract.....	iii
Keywords .....	iii
Índice del Trabajo .....	iv
Índice de Figuras .....	vii
Índice de Tablas.....	xi
<b>1. Objetivos.....</b>	<b>1</b>
<b>2. Introducción a la industria gasista .....</b>	<b>2</b>
2.1. <i>Gas natural</i> .....	2
2.1.1. Contexto histórico del gas natural.....	2
2.1.2. Contexto actual del gas natural.....	3
2.1.3. Fuentes .....	7
2.1.4. Composición .....	8
2.1.5. Clasificación.....	10
2.1.6. Productos y mercados.....	10
2.2. <i>Gas Natural Licuado (GNL)</i> .....	12
2.2.1. Contexto actual del GNL .....	13
2.2.2. Plantas GNL .....	16
2.2.3. Tratamientos previos a licuefacción .....	18
2.2.4. Ciclos de licuefacción.....	20
2.2.5. Tipos de intercambiadores multi-corriente.....	26
2.2.6. Fenómeno del <i>Rollover</i> .....	28
<b>3. Bases de diseño .....</b>	<b>32</b>
3.1. <i>Selección del proceso</i> .....	32
3.2. <i>Capacidad de producción</i> .....	32
3.3. <i>Especificaciones de materias primas</i> .....	32
3.3.1. Gas natural .....	32
3.3.2. Oxígeno.....	33
3.4. <i>Especificaciones de producto</i> .....	33
3.5. <i>Especificaciones de servicios auxiliares</i> .....	34
3.5.1. Propano refrigerante .....	34
3.5.2. Refrigerante mixto.....	34

3.5.3.	Agua de refrigeración ( <i>Cooling water</i> ).....	35
3.5.4.	Vapor de calefacción ( <i>Steam</i> ).....	35
3.6.	<i>Límites de batería del proceso</i> .....	35
3.7.	<i>Horas de trabajo</i> .....	35
3.8.	<i>Tiempo de vida</i> .....	35
3.9.	<i>Sistema de unidades empleado</i> .....	36
<b>4.</b>	<b>Descripción del proceso</b> .....	<b>38</b>
4.1.	<i>Diagrama de bloques</i> .....	38
4.2.	<i>Diagrama de flujo (PFD)</i> .....	38
4.3.	<i>Descripción detallada</i> .....	38
4.3.1.	Sección 100. Acondicionamiento del refrigerante mixto.....	38
4.3.2.	Sección 200. Ciclo de preenfriamiento con propano .....	40
4.3.3.	Sección 300. Licuefacción del gas natural.....	42
4.3.4.	Sección 400. Recuperación de energía de la corriente EFG.....	44
<b>5.</b>	<b>Equipos del proceso</b> .....	<b>46</b>
5.1.	<i>Lista de equipos</i> .....	46
5.2.	<i>Hojas de especificaciones</i> .....	46
<b>6.</b>	<b>Simulación en Aspen Plus v12</b> .....	<b>47</b>
6.1.	<i>Selección de propiedades</i> .....	47
6.2.	<i>Desarrollo de la simulación del proceso</i> .....	50
6.2.1.	Modelo para el estudio de la temperatura de preenfriamiento.....	50
6.2.2.	Modelo para el dimensionado de la sección de preenfriamiento con propano.....	58
6.2.3.	Modelo del proceso completo .....	63
6.3.	<i>Validación del modelo</i> .....	64
6.3.1.	Validación del modelo “ <i>Precooled LNG process with a phase separator</i> ” .....	64
6.3.2.	Validación del modelo “ <i>Propane precooled phase separator C3-MR process</i> ” .....	65
<b>7.</b>	<b>Estrategia de resolución</b> .....	<b>67</b>
7.1.	<i>Procedimiento de resolución</i> .....	67
7.1.1.	Influencia de la temperatura de preenfriamiento sobre la licuefacción de GN .....	67
7.1.2.	Estudio del sistema de preenfriamiento con propano.....	70
7.1.3.	Estudio del sistema completo .....	72
7.2.	<i>Cálculo y análisis de resultados</i> .....	73
7.2.1.	Influencia de la temperatura de preenfriamiento sobre la licuefacción de GN .....	73
7.2.2.	Estudio del sistema de preenfriamiento con propano.....	83
7.2.3.	Cambio de escala al proceso completo y dimensionado del preenfriamiento .....	85
7.2.4.	Diseño de intercambiadores de preenfriamiento .....	88

7.2.5. Cumplimiento de las especificaciones del producto .....	92
<b>8. Consideraciones de seguridad .....</b>	<b>93</b>
8.1. Rollover .....	93
8.2. GNL derramado .....	95
8.3. Incendios y explosiones .....	95
8.4. Explosiones de nubes de vapor (VCE).....	96
8.5. Efectos criogénicos .....	96
8.6. Espacios confinados .....	97
8.7. Peligros químicos .....	97
8.8. Sistemas de seguridad de la planta .....	97
<b>9. Impacto ambiental y emisiones .....</b>	<b>100</b>
9.1. Gas natural .....	100
9.2. Gas natural licuado .....	100
9.3. Emisiones del proceso C3-MR.....	103
<b>10. Conclusiones .....</b>	<b>104</b>
<b>11. Nomenclatura.....</b>	<b>106</b>
<b>Bibliografía.....</b>	<b>108</b>
<b>ANEXOS.....</b>	<b>111</b>
<i>Anexo I. Estadísticas sobre el gas natural y gas natural licuado .....</i>	<i>112</i>
<i>Anexo II. Simulaciones.....</i>	<i>128</i>
II. I. Modelos simulados.....	128
II. II. Validación de modelos .....	131
II. III. Validación del cambio de escala .....	136
<i>Anexo III. Gráficas de resultados .....</i>	<i>137</i>
<i>Anexo IV. Hojas de seguridad.....</i>	<i>146</i>
<i>Anexo V. Equipos.....</i>	<i>174</i>
V. I. Lista de equipos .....	175
V. II. Hojas de especificaciones .....	177
V. III. Diseño de intercambiadores.....	181
<i>Anexo VI. Tabla de corrientes.....</i>	<i>196</i>
<i>Anexo VII. Planos.....</i>	<i>206</i>

## Índice de Figuras

- Figura 2.1. Distribución de las reservas probadas de gas natural en 2000, 2010 y 2020*
- Figura 2.2. Reservas probadas de gas natural en 2020 por países*
- Figura 2.3. Producción de gas natural en 2020 por países*
- Figura 2.4. Consumo de gas natural en 2020 por países*
- Figura 2.5. Red de transporte y suministros de gas natural en España*
- Figura 2.6. Compuestos del gas natural y productos obtenidos mediante su procesado*
- Figura 2.7. Distribución de la demanda de gas natural en el mercado español en 2020*
- Figura 2.8. Situación internacional de los principales movimientos comerciales de gas natural en 2020*
- Figura 2.9. Exportaciones de GNL por países en el año 2020*
- Figura 2.10. Importaciones de GNL por países en el año 2020*
- Figura 2.11. Esquema de las etapas realizadas en las plantas de peakshaving*
- Figura 2.12. Esquema de etapas asociadas a las plantas baseload, incluyendo el transporte y regasificación*
- Figura 2.13. Curvas de refrigeración de los procesos en cascada y de refrigerante mixto*
- Figura 2.14. Diagrama del proceso C3-MR*
- Figura 2.15. Diagrama del proceso ConocoPhillips Optimized Cascade*
- Figura 2.16. Diagrama del proceso AP-X*
- Figura 2.17. Diagrama del proceso Linde MFC*
- Figura 2.18. Diagrama del proceso AP-SMR*
- Figura 2.19. Diagrama del proceso AP-N*
- Figura 2.20. Diagrama del proceso Black & Veatch PRICO*
- Figura 2.21. Diagrama del proceso Shell DMR*
- Figura 2.22. Curvas compuestas de un proceso (T vs H)*
- Figura 2.23. Representación de la población de corrientes para intervalos de entalpía. (a) Red de intercambio para las corrientes de proceso y (b) Relación de puntos de entrada y salida de un intercambiador multi-corriente*
- Figura 2.24. Tipos de intercambiadores multi-corriente. (a) Estructura del intercambiador MSWHE; (b) Estructura del intercambiador MPFHE*
- Figura 2.25. Tanque de GNL sin estratificación (izquierda) y tanque de GNL con estratificación estable (derecha)*
- Figura 2.26. Comportamiento de la temperatura, densidad y ratio de evaporación hasta alcanzar el vuelco o rollover*

- Figura 6.1. Diagrama de selección de métodos según el tipo de componentes en Aspen Plus*
- Figura 6.2. Métodos de propiedades recomendados según la aplicación final para procesado de gases*
- Figura 6.3. Esquema del tren de compresión*
- Figura 6.4. Detalle de la sección de compresión de refrigerante mixto en Aspen Plus v12*
- Figura 6.5. Pre-cooler HX-1 de una etapa teórica en el sistema de licuefacción en Aspen Plus v12*
- Figura 6.6. Detalle de la cold-box en Aspen Plus v12*
- Figura 6.7. Detalle del cierre de ciclo de MR en Aspen Plus v12*
- Figura 6.8. Detalle de la obtención de GNL en Aspen Plus v12*
- Figura 6.9. Detalle de la sección de turbina de gas en Aspen Plus v12*
- Figura 6.10. Detalle del condensador del ciclo de propano en Aspen Plus v12*
- Figura 6.11. Detalle del intercambiador HXP1 en el ciclo de propano en Aspen Plus v12*
- Figura 6.12. Detalle de los intercambiadores HXP2 y HXP3 en el ciclo de propano en Aspen Plus v12*
- Figura 6.13. Detalle del intercambiador HXP4 en el ciclo de propano en Aspen Plus v12*
- Figura 6.14. Detalle del tren de compresión en el ciclo de propano en Aspen Plus v12*
- Figura 7.1. Curvas compuestas para el preenfriamiento con propano en HIX*
- Figura 7.2. Fracción de vapor posterior a la expansión ambiente de GNL para distintas temperaturas de salida de HX-3 (110 – 120 K) en Aspen Plus v12*
- Figura 7.3. Fracción molar de nitrógeno en la corriente EFG para distintas temperaturas de salida de HX-3 (110 – 120 K) en Aspen Plus v12*
- Figura 7.4. Potencia requerida y producida en el sistema, además de la diferencia total entre ambas, en Aspen Plus v12. Para 113 K en la salida de la cold-box*
- Figura 7.5. Flujo de gas natural de alimentación (azul) y flujo de gas natural licuado (verde) en Aspen Plus v12. Para 113 K en la salida de la cold-box*
- Figura 7.6. Comparativa de diferencia de trabajo en función de la temperatura de preenfriamiento (235 – 245 K) para varias temperaturas de salida en HX-3 (112,5 – 113,0 – 113,5 K)*
- Figura 7.7. Comparativa del MITA para diferentes temperaturas de preenfriamiento y de salida de la cold-box*
- Figura 7.8. Temperatura y fracción de vapor de MR al fin del ciclo en función de la temperatura de preenfriamiento en Aspen Plus v12. Para una temperatura en la cold-box de 113 K*
- Figura 7.9. Comparativa de las fracciones de vapor del refrigerante mixto al final del ciclo*
- Figura 7.10. Duty requerido en los intercambiadores HX-2 y HX-3 en función de la temperatura de preenfriamiento en Aspen Plus v12. Para una temperatura en la cold-box de 113 K*

*Figura 7.11. Comparativa del duty en HX-2 para las diferentes temperaturas de preenfriamiento y de salida de la cold-box*

*Figura 7.12. Comparativa del duty en HX-3 para las diferentes temperaturas de preenfriamiento y de salida de la cold-box*

*Figura 7.13. Comparativa entre la distribución de entradas y salidas de los equipos MPFHE. (a) Intercambiadores en HX-201, HX-202 y HX-203. (b) Intercambiadores en HX-204.*

*Figura A.2.1. Simulación de “Precooled LNG process with a phase separator”*

*Figura A.2.2. Simulación del ciclo de preenfriamiento con propano de cuatro etapas*

*Figura A.2.3. Simulación de “Propane precooled phase separator C3-MR process”*

*Figura A.2.4. Esquema de “Precooled LNG process with a phase separator”*

*Figura A.2.5. Tren de compresión incluido en la Figura A.2.4*

*Figura A.2.6. Esquema de “Propane precooled phase separator C3-MR process”*

*Figura A.3.1. Potencia requerida y producida en el sistema, además de la diferencia entre ambas, en Aspen Plus v12. Para 112,5 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.2. Valor del MITA en el intercambiador HX-3 en Aspen Plus v12. Para 112,5 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.3. Temperatura de las corrientes intermedias entre los intercambiadores HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12. Para 112,5 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.4. Temperatura y fracción de vapor en la corriente de MR de baja presión a la salida de HX-2 previa al tren de compresión en Aspen Plus v12. Para 112,5 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.5. Duty en los intercambiadores de la cold-box HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12. Para 112,5 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.6. Flujo de gas natural de alimentación y flujo de gas natural licuado en Aspen Plus v12. Para 112,5 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.7. Potencia requerida y producida en el sistema, además de la diferencia entre ambas, en Aspen Plus v12. Para 113 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.8. Valor del MITA en el intercambiador HX-3 en Aspen Plus v12. Para 113 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.9. Temperatura de las corrientes intermedias entre los intercambiadores HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12. Para 113 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.10. Temperatura y fracción de vapor en la corriente de MR de baja presión saliendo de HX-2 previa al tren de compresión en Aspen Plus v12. Para 113 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.11. Duty en los intercambiadores de la cold-box HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12. Para 113 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.12. Flujo de gas natural de alimentación y flujo de gas natural licuado en Aspen Plus v12. Para 113 K en la salida de la cold-box*

*Figura A.3.13.* Potencia requerida y producida en el sistema, además de la diferencia entre ambas, en Aspen Plus v12. Para 113,5 K en la salida de la cold-box

*Figura A.3.14.* Valor del MITA en el intercambiador HX-3 en Aspen Plus v12. Para 113,5 K en la salida de la cold-box

*Figura A.3.15.* Temperatura de las corrientes intermedias entre los intercambiadores HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12. Para 113,5 K en la salida de la cold-box

*Figura A.3.16.* Temperatura y fracción de vapor en la corriente de MR de baja presión saliendo de HX-2 previa al tren de compresión en Aspen Plus v12. Para 113,5 K en la salida de la cold-box

*Figura A.3.17.* Duty en los intercambiadores de la cold-box HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12. Para 113,5 K en la salida de la cold-box

*Figura A.3.18.* Flujo de gas natural de alimentación y flujo de gas natural licuado en Aspen Plus v12. Para 113,5 K en la salida de la cold-box

*Figura A.5.1.* Intercambiador MPFHE modelo base

*Figura A.5.2.* Esquema de disposición y dimensiones de MPFHE en HX-201

*Figura A.5.3.* Esquema de disposición y dimensiones de MPFHE en HX-202

*Figura A.5.4.* Esquema de disposición y dimensiones de MPFHE en HX-203

*Figura A.5.5.* Esquema de disposición y dimensiones de MPFHE en HX-204



## Índice de Tablas

*Tabla 2.1. Cantidad de contaminante producido por MJ de energía conseguido con cada combustible fósil*

*Tabla 2.2. Ejemplo de composiciones molares de varios tipos de gas natural*

*Tabla 2.3. Ejemplo de la calidad de composiciones admitidas, con sus máximos y mínimos, para gaseoductos en América del Norte*

*Tabla 2.4. Descargas internacionales de GNL en las plantas de regasificación españolas en el año 2020*

*Tabla 2.5. Características de funcionamiento de las plantas de regasificación españolas*

*Tabla 2.6. Comparativa entre el GN de gaseoducto y el GN de alimentación a una planta GNL*

*Tabla 2.7. Rangos de composición del GNL producido en los ciclos de licuefacción*

*Tabla 3.1. Composición del gas natural utilizado en la planta de licuefacción*

*Tabla 3.2. Rango de composiciones de GNL producido en la planta de licuefacción y adecuado para su venta*

*Tabla 3.3. Composición del refrigerante mixto utilizado en la planta de licuefacción*

*Tabla 3.4. Sistema de unidades\* utilizado para las principales magnitudes del proceso*

*Tabla 3.5. Sistema de prefijos y sus órdenes de magnitud*

*Tabla 3.6. Equivalencias y abreviaturas para distintas unidades de gas natural*

*Tabla 7.1. Intervalo de temperatura de preenfriamiento adecuado para las distintas temperaturas de salida en la cold-box. También rangos de trabajo y flujo de GN y GNL en el intervalo óptimo*

*Tabla 7.2. Intervalo de temperatura de preenfriamiento adecuado para las distintas temperaturas de salida en la cold-box. También rangos de trabajo, flujo de GN y GNL y el MITA en el intervalo óptimo*

*Tabla 7.3. Intervalo de temperatura de preenfriamiento adecuado para las distintas temperaturas de salida en la cold-box. También rangos de trabajo, flujo de GN y GNL, el MITA, la fracción de vapor y el duty en el intervalo óptimo*

*Tabla 7.4. Características de los intercambiadores del ciclo de propano*

*Tabla 7.5. Características de los compresores del ciclo de propano*

*Tabla 7.6. Flujos principales del proceso escalado*

*Tabla 7.7. Parámetros de dimensionado de los intercambiadores de preenfriamiento con propano*

*Tabla 7.8. Datos térmicos de intercambio en los equipos de preenfriamiento con propano*

*Tabla 7.9. Resumen de los parámetros principales*

*Tabla 7.10. Comparativa entre el rango de composición predeterminado y la composición obtenida para el GNL*

*Tabla 8.1. Composición molar del GNL producido*

- Tabla A.1.1. Datos estadísticos de las reservas probadas totales de gas natural, año 2020*
- Tabla A.1.2. Resumen de las estadísticas de los países con mayores reservas de GN (2020)*
- Tabla A.1.3. Datos estadísticos de la producción de gas natural, año 2020*
- Tabla A.1.4. Resumen de las estadísticas de los países con mayor producción de GN (2020)*
- Tabla A.1.5. Datos estadísticos del consumo de gas natural, año 2020*
- Tabla A.1.6. Resumen de las estadísticas de los países con mayor consumo de GN (2020)*
- Tabla A.1.7. Datos estadísticos de los principales movimientos internacionales de GNL, año 2020*
- Tabla A.1.8. Datos estadísticos de las exportaciones de GNL, año 2020*
- Tabla A.1.9. Resumen de las estadísticas de exportación de GNL (2020)*
- Tabla A.1.10. Datos estadísticos de las importaciones de GNL, año 2020*
- Tabla A.1.11. Resumen de las estadísticas de importaciones internacionales (2020)*
- Tabla A.1.12. Resumen de las estadísticas de importaciones europeas (2020)*
- Tabla A.1.13. Movimientos comerciales de GN vía gaseoducto en 2020*
- Tabla A.1.14. Comercio internacional de GN y GNL comparados, año 2020*
- Tabla A.1.15. Plantas de licuefacción activas en el año 2020. Tabla 1/4*
- Tabla A.1.16. Plantas de licuefacción activas en el año 2020. Tabla 2/4*
- Tabla A.1.17. Plantas de licuefacción activas en el año 2020. Tabla 3/4*
- Tabla A.1.18. Plantas de licuefacción activas en el año 2020. Tabla 4/4*
- Tabla A.1.19. Plantas de licuefacción aprobadas o en construcción en el año 2020*
- Tabla A.2.1. Desviación de los resultados obtenidos en la simulación respecto a los valores del modelo “Precooled LNG process with a phase separator”. Parte 1/2*
- Tabla A.2.2. Desviación de los resultados obtenidos en la simulación respecto a los valores del modelo “Precooled LNG process with a phase separator”. Parte 2/2*
- Tabla A.2.3. Desviación de los resultados obtenidos en la simulación respecto a los valores del modelo “Propane precooled phase separator C3-MR process”. Parte 1/3*
- Tabla A.2.4. Desviación de los resultados obtenidos en la simulación respecto a los valores del modelo “Propane precooled phase separator C3-MR process”. Parte 2/3*
- Tabla A.2.5. Desviación de los resultados obtenidos en la simulación respecto a los valores del modelo “Propane precooled phase separator C3-MR process”. Parte 3/3*
- Tabla A.2.6. Desviaciones de temperatura, presión y fracción molar entre el proceso base y el proceso escalado para el aumento de la producción*
- Tabla A.2.7. Relaciones másicas y molares de los refrigerantes (PROP y MR) y el producto (GNL) respecto a la materia prima alimentada (GN) antes del cambio de escala*

*Tabla A.2.8. Relaciones másicas y molares de los refrigerantes (PROP y MR) y el producto (GNL) respecto a la materia prima alimentada (GN) después del cambio de escala*

*Tabla A.5.1. Características de las corrientes dimensionadas introducidas en EDR para HX-201*

*Tabla A.5.2. Especificaciones de las corrientes de HX-201 tras el diseño*

*Tabla A.5.3. Parámetros geométricos del diseño de HX-201*

*Tabla A.5.4. Parámetros del diseño mecánico en HX-201*

*Tabla A.5.5. Especificaciones de las corrientes de HX-202 tras el diseño*

*Tabla A.5.6. Parámetros geométricos del diseño de HX-202*

*Tabla A.5.7. Parámetros del diseño mecánico en HX-202*

*Tabla A.5.8. Especificaciones de las corrientes de HX-203 tras el diseño*

*Tabla A.5.9. Parámetros geométricos del diseño de HX-203*

*Tabla A.5.10. Parámetros del diseño mecánico en HX-203*

*Tabla A.5.11. Especificaciones de las corrientes de HX-204 tras el diseño*

*Tabla A.5.12. Parámetros geométricos del diseño de HX-204*

*Tabla A.5.13. Parámetros del diseño mecánico en HX-204*

*Tabla A.5.14. Áreas totales de cada sección de preenfriamiento con propano*

*Tabla A.6.1. Tabla de corrientes, de la 1 a la 11, parte 1/8*

*Tabla A.6.2. Tabla de corrientes, de la 12 a la 22, parte 2/8*

*Tabla A.6.3. Tabla de corrientes, de la 23 a la 33, parte 3/8*

*Tabla A.6.4. Tabla de corrientes, de la 34 a la 44, parte 4/8*

*Tabla A.6.5. Tabla de corrientes, de la 45 a la 55, parte 5/8*

*Tabla A.6.6. Tabla de corrientes, de la 56 a la 66, parte 6/8*

*Tabla A.6.7. Tabla de corrientes, de la 67 a la 77, parte 7/8*

*Tabla A.6.8. Tabla de corrientes, de la 78 a la 81, parte 8/8*

*Tabla A.6.9. Tabla resumen de equipos y servicios*

## 1. Objetivos

El objetivo principal que se persigue en este trabajo es estudiar el efecto que la temperatura de preenfriamiento tiene sobre las variables principales del sistema completo, con vistas a conocer su influencia en el diseño del proceso y poder seleccionar un rango de operación óptimo sobre el que realizar el dimensionamiento más eficaz. Como medio para profundizar en los detalles de este estudio se dimensiona la sección de preenfriamiento con propano de un proceso de licuefacción de gas natural, concretamente el *AP-C3MR*.

Como objetivo secundario, pero ligado a la consecución del objetivo principal, se encuentra desarrollar una simulación completa del proceso *C3-MR* que permita realizar el estudio propuesto y el dimensionado de la forma más fiel posible a la realidad industrial del sector.

Durante el transcurso de este trabajo se desarrollan otros objetivos, como aportar un dimensionamiento del resto de la instalación o concretar aún más la sección de preenfriamiento con el diseño de las unidades de intercambio térmico multi-corriente de las etapas del ciclo de propano.

## 2. Introducción a la industria gasista

### 2.1. Gas natural

El gas natural es una mezcla de gases, constituida principalmente por metano junto a una cantidad variable de otros alcanos y sustancias minoritarias tales como dióxido de carbono, nitrógeno, ácido sulfhídrico o helio. Aunque su uso principal es como combustible, también es materia prima de hidrocarburos en la industria petroquímica y fuente de azufre elemental (*Kidnay et al., 2011*).

#### 2.1.1. Contexto histórico del gas natural

El gas natural es un recurso extraído del subsuelo que cuenta con millones de años. Sin embargo, su uso comercial es relativamente moderno.

Los primeros indicios históricos de su existencia se deben a fugas y filtraciones de gas natural a través del subsuelo de la corteza terrestre que, en ocasiones, al contacto con rayos o fuentes de ignición daban lugar a incendios. También, se producían llamas. Algunos de estos hechos generaron distintos mitos y supersticiones en culturas como la griega, india o persa (*Overview of Natural Gas: History, 2013*). Uno de los más destacados fue el caso del monte Parnaso en la Antigua Grecia, donde entorno al año 1.000 a.C. se encontró un “manantial ardiente” en la fisura de una roca que ocasionaba una llama sobre la que se erigió un templo, donde se situó el Oráculo de Delfos.

Por otro lado, se cree que los primeros en utilizar el gas natural con fines prácticos fueron los chinos alrededor del 500 a.C. Obtenían el gas de pozos pocos profundos desde donde se filtraba a la superficie y lo transportaban mediante tubos de bambú para obtener sal de agua de mar y salmueras en evaporadores alimentados con gas (*Kidnay et al., 2011*).

Durante muchos siglos no se tiene constancia de usos del gas natural. No fue hasta el siglo XVIII cuando se utilizó gas procedente del carbón en Gran Bretaña y Estados Unidos para alumbrado público. Este gas manufacturado contaba con una menor eficiencia que el extraído del subsuelo, y en 1821 William Hart perforó el primer pozo de gas destinado en exclusiva a la extracción de gas natural. Mediante tuberías de madera transportó el gas para su uso en tiendas y casas locales en Fredonia, Nueva York (*Kidnay et al., 2011*).

En años posteriores se llevaron a cabo diversos programas a nivel local para diversos usos del gas natural, aunque no sería hasta el principio del siglo XX cuando comenzó a desarrollarse una actividad a gran escala. Tras la II Guerra Mundial, donde los avances en ingeniería permitieron construir tuberías apropiadas y seguras para el transporte de gas a

larga distancia, se produjo el auge del gas natural (*Kidnay et al., 2020*), en constante incremento de consumo hasta nuestros días.

### 2.1.2. Contexto actual del gas natural

Actualmente, el gas natural sigue una tendencia ascendente en el consumo mundial, desbancando poco a poco a otros combustibles fósiles como el petróleo y, sobre todo, al carbón. Debido al cambio climático y las limitaciones legales por parte de los gobiernos a las emisiones de gases de efecto invernadero, el gas natural se posiciona como la mejor alternativa dentro de los combustibles fósiles. Así, la *Tabla 2.1* muestra la cantidad de contaminantes generados por cantidad de energía producida con cada fuente.

*Tabla 2.1. Cantidad de contaminante producido por MJ de energía conseguido con cada combustible fósil. Adaptada a unidades S.I (Kidnay et al., 2020)*

<b>Contaminante</b>	<b>Gas Natural (kg/MJ)</b>	<b>Petróleo (kg/MJ)</b>	<b>Carbón (kg/MJ)</b>
Dióxido de carbono	50300,707	70506,974	89423,479
Monóxido de carbono	17,197	14,187	89,423
Óxidos de nitrógeno	39,553	192,604	196,474
Dióxido de azufre	0,258	482,371	1113,924
Partículas	3,009	36,113	1179,702
Formaldehído	0,322	0,095	0,095
Mercurio	0,000	0,003	0,007

Estos beneficios medioambientales, unidos a unas reservas probadas en aumento, posibilitan la amplia utilización del gas natural en diversos sectores. La *Figura 2.1* muestra la distribución mundial de las reservas probadas en los años 2000, 2010 y 2020. Además de la distribución, se indica la cantidad total de estas reservas, las cuales se han incrementado. Este hecho se debe a los avances tecnológicos que permiten seguir explotando yacimientos que se consideraban obsoletos. No obstante, las reservas probadas también incluyen yacimientos en desuso cuya explotación ya no resulta rentable, pese a la posibilidad de emplear nuevas tecnologías. La cantidad total de gas natural en las reservas mundiales en el año 2020 era de 188,1 trillones de metros cúbicos (*BP p.l.c., 2021*).

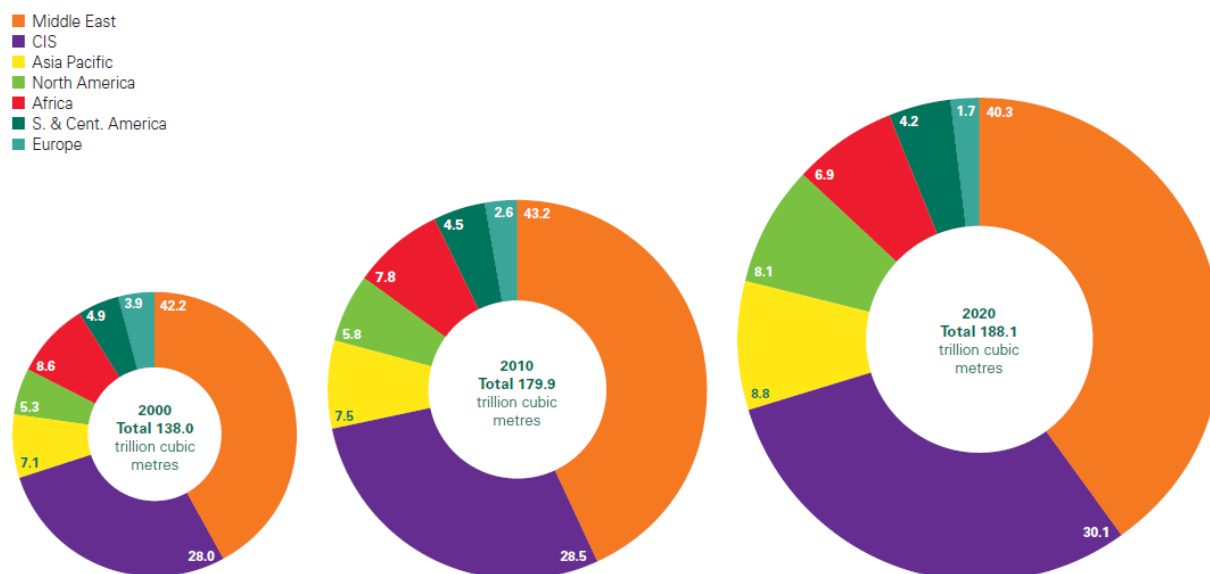


Figura 2.1. Distribución de las reservas probadas de gas natural en 2000, 2010 y 2020 (BP p.l.c., 2021)

Las reservas probadas no se distribuyen de manera uniforme, y unos pocos países acumulan la mayor parte del gas natural. La [Figura 2.2](#) muestra la distribución para los países que representan más de un 3% del total de las reservas probadas del mundo. Entre los 9 países mostrados se encuentran más de tres cuartas partes del gas natural mundial.

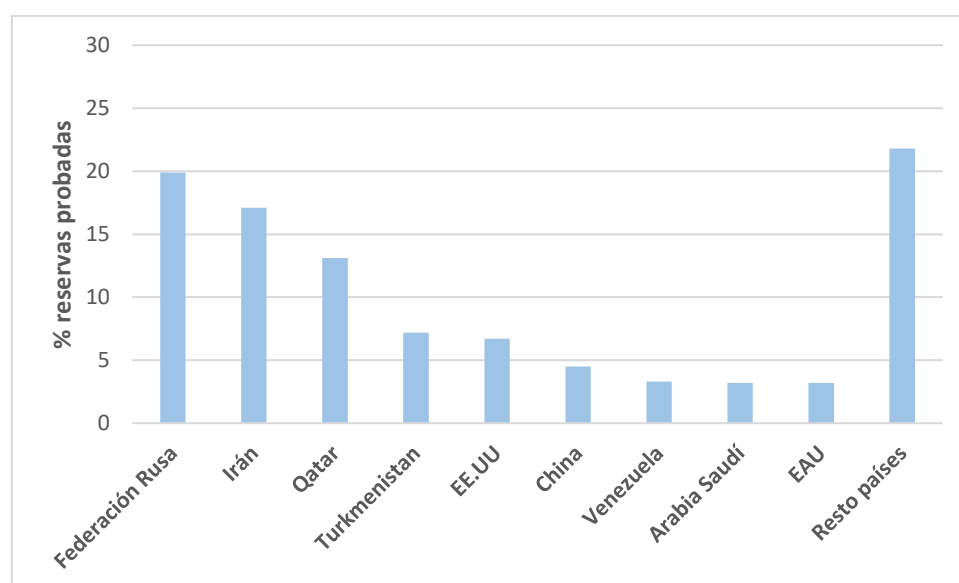


Figura 2.2. Reservas probadas de gas natural en 2020 por países. Adaptada con los datos estadísticos del Anexo I (BP p.l.c., 2021)

Contener unas reservas elevadas no garantiza ser el mayor productor de gas natural. Estados Unidos es un claro ejemplo, puesto que, pese a contar con un 6,7% de las reservas totales, fue el mayor productor de gas natural a nivel mundial con un 23,7% de toda la producción (BP p.l.c., 2021). En la [Figura 2.3](#) se puede apreciar este hecho, donde se representan los mayores productores mundiales de gas natural en 2020. Se han incluido

los 10 países que cuentan con una producción superior al 2% del total. Entre todos ellos suman casi tres cuartas partes del gas natural extraído.

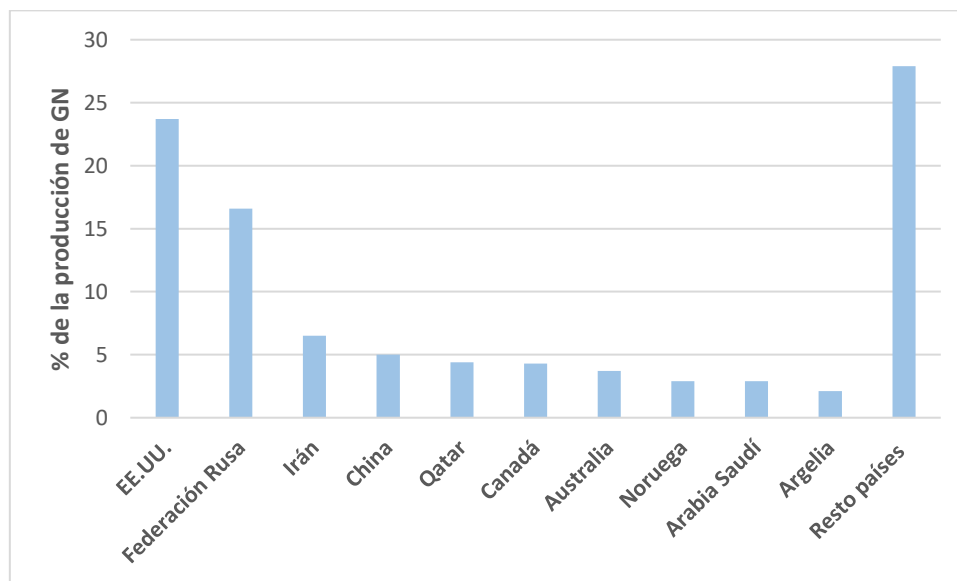


Figura 2.3. Producción de gas natural en 2020 por países. Adaptada con los datos estadísticos del Anexo I (BP p.l.c., 2021)

En cuanto al consumo, la mayor demanda de gas natural también la encabeza Estados Unidos. Sin embargo, esta demanda, en líneas generales, se encuentra menos localizada y más repartida entre distintos países. En la [Figura 2.4](#) se muestra el consumo de gas natural por países. Se han incluido los 9 países que presentan un consumo superior al 2% del total a nivel mundial, lo que representa en torno al 60% global.

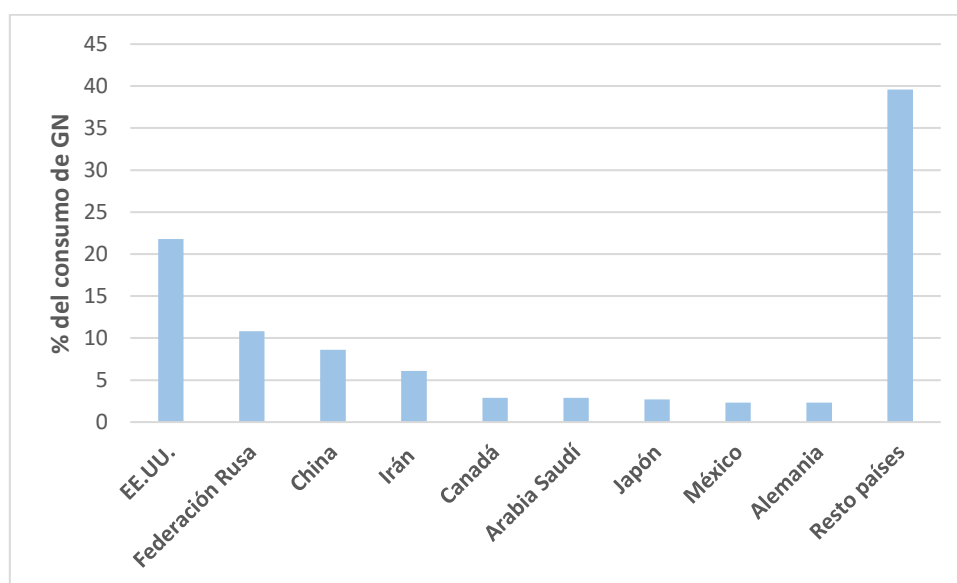


Figura 2.4. Consumo de gas natural en 2020 por países. Adaptada con los datos estadísticos del Anexo I (BP p.l.c., 2021)



A nivel nacional, España satisface sus necesidades gasísticas con importaciones desde diferentes países. Para ello, cuenta con conexiones internacionales por medio de gaseoductos (véase [Figura 2.5](#)).

A nivel intra-europeo, se establecen conexiones con Portugal y Francia. Con Portugal, el gas se transporta por las interconexiones de Tuy y Badajoz, gestionadas por la conexión única denominada VIP Ibérico. Con Francia, se conecta por las interconexiones de Larrau e Irún, gestionada por la conexión única denominada VIP Pirineos ([Enagás, 2021](#)).

A nivel internacional no europeo, la conexión se establece con el norte de África. Argelia es la fuente principal de suministro de gas. Para conectarse a la red española, realiza su entrada por dos interconexiones: Tarifa y Almería. La CI Almería recibe suministro directamente de Argelia por el gaseoducto Medgaz que atraviesa el Mediterráneo. La CI Tarifa recibe suministro argelino, previo paso por Marruecos, por el denominado gaseoducto Magreb-Europa ([Enagás, 2021](#)). Sin embargo, las tensiones diplomáticas acaecidas en los últimos tiempos entre Argelia y Marruecos, con la consiguiente ruptura en sus relaciones, han provocado el corte de suministro a la Península mediante el gaseoducto Magreb-Europa ([Fariza et al., 2021](#)).

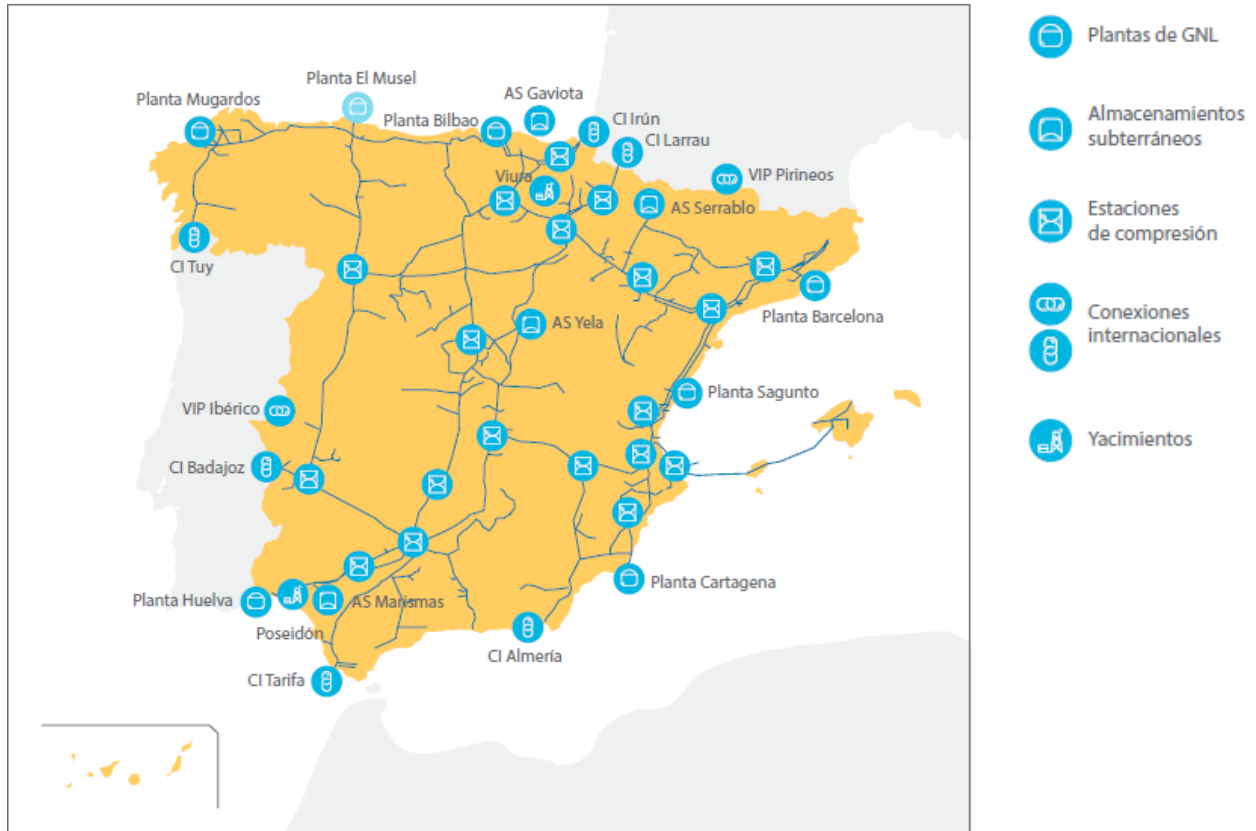


Figura 2.5. Red de transporte y suministros de gas natural en España ([Enagás, 2021](#))

El sistema gasístico español puede paliar los efectos de este enfrentamiento, en parte, gracias a las plantas de GNL operativas (véase [Figura 2.5](#)) con las que cuenta en la actualidad, que se sitúan en: Barcelona, Huelva, Cartagena, Bilbao, Sagunto y Mugaros ([Enagás, 2021](#)). La posibilidad de recibir gas natural licuado por medio de metaneros, unido a la situación geográfica peninsular que favorece el comercio marítimo, permite contar con una alternativa de abastecimiento. No obstante, el uso de este tipo de cargueros implica un aumento en los costes, puesto que existen en el mundo unos 620 barcos de estas características y la creciente demanda de GNL en países asiáticos genera una subida de precios en su contratación ([Fariza et al., 2021](#)).

### 2.1.3. Fuentes

El gas natural, así como el petróleo, es un producto de la descomposición de materia vegetal y animal en combinación de alta presión, calor geotérmico y un largo periodo de millones de años. La descomposición de la materia orgánica por acción microbiana resultó en querógeno, que tras millones de años se descompuso en petróleo y gas natural. Estos, permanecieron retenidos formando huecos en la corteza terrestre, quedando en ocasiones asilados y en otras interconectados, aunque con la propia presión y alta temperatura se impulsaron hacia la superficie terrestre para crear los depósitos donde hoy se sitúan estos yacimientos. La porosidad, permeabilidad y forma con que cuentan provoca la existencia de diferentes yacimientos ([Kidnay et al., 2020](#)).

Comúnmente se distingue entre reservas convencionales y no convencionales.

- *Convencionales*: la forma y el tamaño pueden hacerlos económicamente viables y en ocasiones solo es necesario una simple perforación vertical. Pueden ser de dos tipos:
  - *De gas asociado o disuelto*: el gas natural se encuentra en yacimientos asociados al petróleo.
  - *De gas no asociado*: el gas natural se encuentra en yacimientos con poco o ningún petróleo. Puede contener altas cantidades de GNL y agua.
- *No convencionales*: existen cuatro categorías que contienen unas reservas significativas:
  - *Gas de baja permeabilidad (tight gas)*: yacimientos de gas de arenisca de baja permeabilidad que requieren estimulación artificial para ser productivos comercialmente. Los costes de perforación y producción suelen ser elevados al requerir perforaciones direccionales y fracturas hidráulicas.

- *Gas de esquisto (shale gas)*: la permeabilidad en sus yacimientos es similar a la del *tight gas*, pero el esquisto es orgánico y los huecos cuentan con gas atrapado y adsorbido. Cuenta con más gas por volumen de espacio vacío, siendo más económico y cuenta con ventajas medioambientales. Sin embargo, requiere grandes volúmenes de agua en la fracturación.
- *Metano en capas de carbón (CBM – Coal Bed Methane)*: con alto contenido en gas natural, donde el metano se encuentra adsorbido en los granos de carbón. También se encuentra gas disuelto en agua y libre. La presión en estos yacimientos debe reducirse y se extrae gran cantidad de agua. Los pozos suelen ser poco profundos, reduciéndose los costes de perforación.
- *Hidratos de gas (gas hydrates)*: se encuentran en el fondo de los océanos y en las regiones de permafrost (Alaska, Canadá, Siberia...). Su extracción aún no es viable económicamente.
- *Otras fuentes*: como son las de metano en minas de carbón y el gas de vertedero. El volumen de gas natural recuperado es bajo.

#### 2.1.4. Composición

Al mostrarse el contexto actual del sector del gas natural se ha podido comprobar la multitud de productores y consumidores diferentes que hay a nivel global. El mercado del gas natural es totalmente internacional y las transacciones entre países varían cada año. Por ejemplo, durante el año 2020 hubo 14 países diferentes que suministraron gas natural a España ([Enagás, 2021](#)). La composición de cada tipo de gas no es la misma y su influencia en los procesos debe estudiarse. En ocasiones, se pueden utilizar mezclas de varios tipos de gas en diferentes proporciones dependiendo de la disposición y el suministro.

La [Tabla 2.2](#) ilustra sobre las diferentes composiciones de algunos yacimientos. Esta diferencia es elevada en el caso de algunos depósitos que presentan cierta cercanía, como en el caso de Western Colorado, Kansas, Wyoming, Nuevo México y Texas.

Además de los componentes principales, mostrados en la [Tabla 2.2](#) y la [Tabla 2.3](#), existen impurezas asociadas que pueden estar presentes en la composición del gas natural. Estos son ([Kidnay et al., 2020](#)):

- Agua: la mayor parte del gas natural tiene agua en diferentes proporciones, que debe ser eliminada.

- Especies de azufre: pueden aparecer sulfuro de carbonilo, disulfuro de carbono, azufre elemental, sulfuros orgánicos y mercaptanos.
- Mercurio: algunos gases presentan cantidades traza de mercurio, que deben reducirse al máximo para no dañar los equipos de aplicaciones criogénicas.
- Materiales radioactivos de origen natural: como el radón, que pueden aparecer bajo distintas condiciones.
- Oxígeno: algunos sistemas de captación de gas trabajan por debajo de la presión atmosférica y ante fugas y otros problemas en el sistema pueden añadir oxígeno.

Tabla 2.2. Ejemplo de composiciones molares de varios tipos de gas natural, los cuales difieren en sus porcentajes incluso en casos de cercanía (Kidnay et al., 2020)

**Example Gas Compositions (mol%)**

	Canada (Alberta)	Western Colorado	Kansas	Wyoming	Miskar Field Tunisia	Rio Arriba County, New Mexico	Cliffside Field, Amarillo, Texas
Helium	0.0	0.0	0.45	0	0.00	0.0	1.8
Nitrogen	3.2	26.10	14.65	0	16.91	0.68	25.6
Carbon dioxide	1.7	42.66	0.0	20	13.59	0.82	0.0
Hydrogen sulfide	3.3	0.0	0.0	12	0.09	0.0	0.0
Methane	77.1	29.98	72.89	68	63.92	96.91	65.8
Ethane	6.6	0.55	6.27	—	3.35	1.33	3.8
Propane	3.1	0.28	3.74	—	0.96	0.19	1.7
Butanes	2.0	0.21	1.38	—	0.54	0.05	0.8
Pentanes and heavier	3.0	0.25	0.62	—	0.63	0.02	0.5

Tabla 2.3. Ejemplo de la calidad de composiciones admitidas, con sus máximos y mínimos, para gaseoductos en América del Norte (Kidnay et al., 2020)

**Typical Pipeline-Quality Gas in North America**

Major Components	Minimum (mol%)	Maximum (mol%)
Methane	75	None
Ethane	None	10
Propane	None	5
Butanes	None	2
Pentanes and heavier	None	0.5
Nitrogen	None	3
Carbon dioxide	None	2–3
Total diluent gases	None	4–5
<b>Trace Components</b>		
Hydrogen sulfide		0.25–1.00 grains/100 scf (6–24 mg/Nm <sup>3</sup> )
Total sulfur		5–20 grains/100 scf (120–480 mg/Nm <sup>3</sup> )
Water vapor		4.0–7.0 lb <sub>m</sub> /MMscf (68–120 mg/Nm <sup>3</sup> )
Oxygen		1.0%
<b>Other Characteristics</b>		
Heating value (gross, saturated)		950–1,150 Btu/scf (37.4–45.3 MJ/Nm <sup>3</sup> )
Liquids	Free of liquid hydrocarbons at delivery temperature and pressure	
Solids	Free of particulates in amounts deleterious to transmission and utilization equipment (3–15 µm maximum)	

### 2.1.5. Clasificación

Es común clasificar los distintos tipos de gas natural según su contenido en líquidos y en azufre.

- *Contenido en líquidos:* da lugar a gas natural pobre o rico. Más “rico” será el gas cuanto mayor sea su contenido en líquidos, los cuales incluyen el etano y superiores ( $C_2^+$ ), aunque en ocasiones se asocia a propano y superiores ( $C_3^+$ ). Suelen indicarse en unidades del S.I. como  $m^3$  de líquido por cada  $1.000 m^3$  de gas. Son más rentables de vender como líquidos que incluidos en el gas y se separan para cumplir las especificaciones de valor calorífico y evitar su condensación en gaseoductos ([Kidnay et al., 2011](#)).
- *Contenido en azufre:* da lugar a gas natural dulce o ácido. Normalmente está referido a la cantidad de  $H_2S$ ; cuando esta es insignificante se tiene un gas dulce, mientras que cuando la cantidad es elevada se tiene un gas ácido. En general, se asocia el gas dulce a aquel con una cantidad de  $H_2S$  inferior a  $4 ppmv$ , calidad permitida en gas de calidad para gaseoducto. Valores mayores son problemáticos por tratarse de una sustancia corrosiva ([Kidnay et al., 2011](#)).

### 2.1.6. Productos y mercados

El gas natural se emplea principalmente como combustible y materia prima de la industria petroquímica. Para poder realizar estas funciones se debe procesar el gas natural en bruto, pudiendo realizar purificaciones, separaciones o su licuefacción para alcanzar las especificaciones de los distintos productos deseados.

Mediante purificación se eliminan materiales que impiden el uso del gas como combustible. Con diversos tipos de separaciones se extraen componentes que presentan un valor más elevado como materias petroquímicas (etano, por ejemplo), como combustibles independientes (propano, por ejemplo) o como gases industriales (helio, por ejemplo). Con los procesos de licuefacción se aumenta la densidad energética del gas para su almacenamiento o transporte ([Kidnay et al., 2020](#)).

Los productos principales obtenidos del gas natural son: metano, etano, propano, mezclas de etano-propano, isobutano, n-butano, licuados de gas natural, gasolina natural y azufre.

La [Figura 2.6](#) muestra un esquema simplificado de los productos conseguidos en el procesado del gas natural.

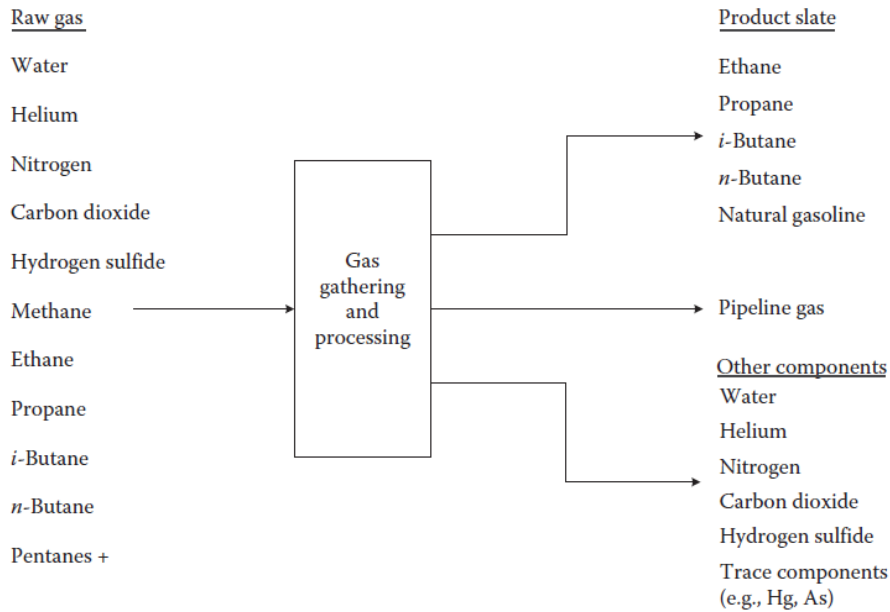


Figura 2.6. Compuestos del gas natural y productos obtenidos mediante su procesado (Kidnay et al., 2020)

El interés principal en este estudio reside en el gas natural de gaseoducto o *pipeline gas*, el cual es el gas suministrado a las industrias y la materia prima en la licuefacción del gas natural.

A nivel nacional, en España se distribuye el consumo de gas natural entre el mercado convencional y el sistema eléctrico (Figura 2.7). El mercado convencional incluye el doméstico-comercial (D/C+PYMES), el industrial y las cisternas de GNL. Por su parte, el sistema eléctrico se encarga de facilitar electricidad, obteniéndola, en su mayor parte, de la combustión del gas (Enagás, 2021).

% Demanda de gas natural en 2020

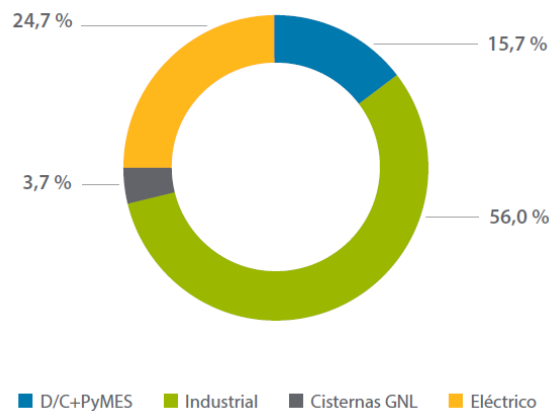


Figura 2.7. Distribución de la demanda de gas natural en el mercado español en 2020 (Enagás, 2021)

## 2.2. Gas Natural Licuado (GNL)

El gas natural licuado, denominado como GNL, se licua por una sencilla razón: cuando se encuentra a presión atmosférica, la densidad del líquido en el punto de ebullición normal para el metano es unas 610 veces superior a la del gas a temperatura y presión ambiente. Por consiguiente, a mismo volumen, el líquido contiene un valor calorífico 600 veces superior al gas (*Kidnay et al., 2020*). Este hecho convierte en rentable licuar, transportar y almacenar grandes cantidades de gas natural en este formato.

Así mismo, la viabilidad técnico-económica reside en la abundancia de reservas que permitan explotar este sistema durante largos períodos de tiempo, exportando en buques GNL transoceánicos de gran capacidad los excedentes de producción a zonas sin suministro propio adecuado.

La propia licuefacción del gas natural supone un coste energético que se satisface, a menudo, con parte del gas natural a procesar. Los requisitos de tratamiento del gas son muy estrictos y la compresión del gas en el ciclo debe ser muy elevada para proporcionar refrigeración suficiente en la licuefacción. Aunque el consumo de gas en el proceso dependerá de los tratamientos necesarios y de las presiones de entrada a planta, se pueden estimar los costes energéticos necesarios. En plantas de *peakshaving* se consume como combustible el equivalente al 1-3% del gas entrante. En plantas de *baseload* el consumo energético global es de entre el 10-15% del gas entrante. La posterior regasificación del GNL consume el 4% de la energía entregada al lugar de recepción (*Kidnay et al., 2020*). A la vista de estos datos, se puede apreciar que una importante cantidad del gas se invierte en la propia licuefacción, pero aun así el proceso de licuado sigue siendo rentable.



### 2.2.1. Contexto actual del GNL

Actualmente, los movimientos comerciales a nivel mundial de gas natural se reparten entre los realizados por gaseoducto o por buques metaneros de GNL por vía marítima. Para poder comprenderlos mejor, se puede observar en la [Figura 2.8](#) el tránsito de los principales movimientos de gas a nivel internacional. Mientras que en la zona central de Eurasia y en América del Norte se dan las principales transacciones vía gaseoducto, la zona Atlántica y sobre todo el Pacífico asiático acaparan la mayor parte del comercio del GNL. En términos numéricos, las exportaciones totales de GNL en 2020 fueron de 487,9 *bcm* ([BP p.l.c., 2021](#)).

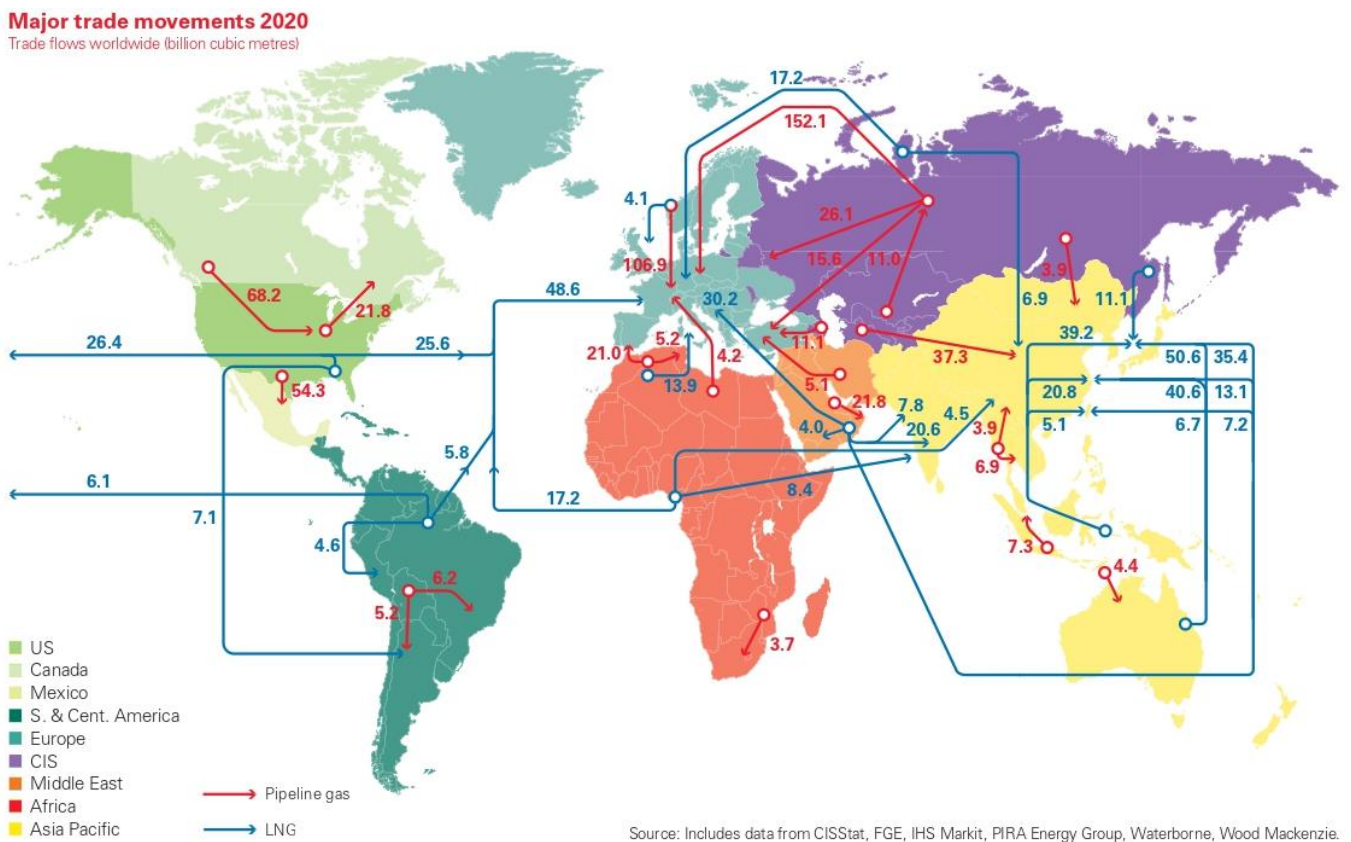


Figura 2.8. Situación internacional de los principales movimientos comerciales de gas natural en 2020. En rojo se indican los movimientos vía gaseoducto y en azul los movimientos de GNL ([BP p.l.c., 2021](#))

Los principales países exportadores de GNL a nivel mundial en el año 2020 se recogen en la [Figura 2.9](#), donde se han incluido aquellos que representen más de un 2,5% de las exportaciones totales. Australia y Qatar copan prácticamente la mitad de estas con un 43,5%. Cabe destacar que países que no eran grandes productores de gas natural sí son grandes exportadores de GNL debido a su gran infraestructura de licuefacción, como Malasia, Nigeria o Trinidad y Tobago ([BP p.l.c., 2021](#)).



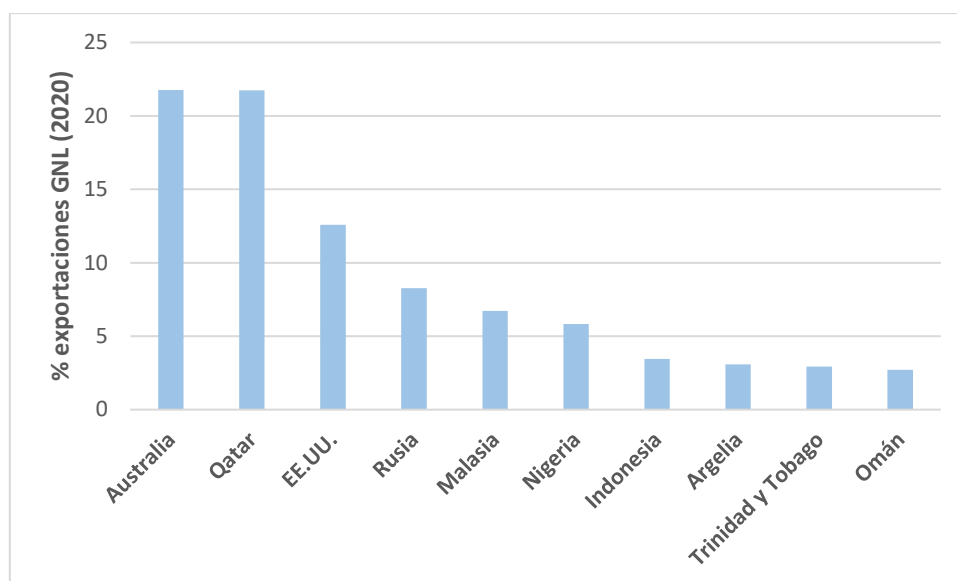


Figura 2.9. Exportaciones de GNL por países en el año 2020. Adaptada de las estadísticas recogidas en el Anexo I (BP p.l.c., 2021)

En cuanto al nivel de importaciones en el mismo año, 2020, la [Figura 2.10](#) muestra los principales compradores de GNL mundial. Se han incluido aquellos países con un porcentaje superior al 2,5% de las importaciones totales (BP p.l.c., 2021).

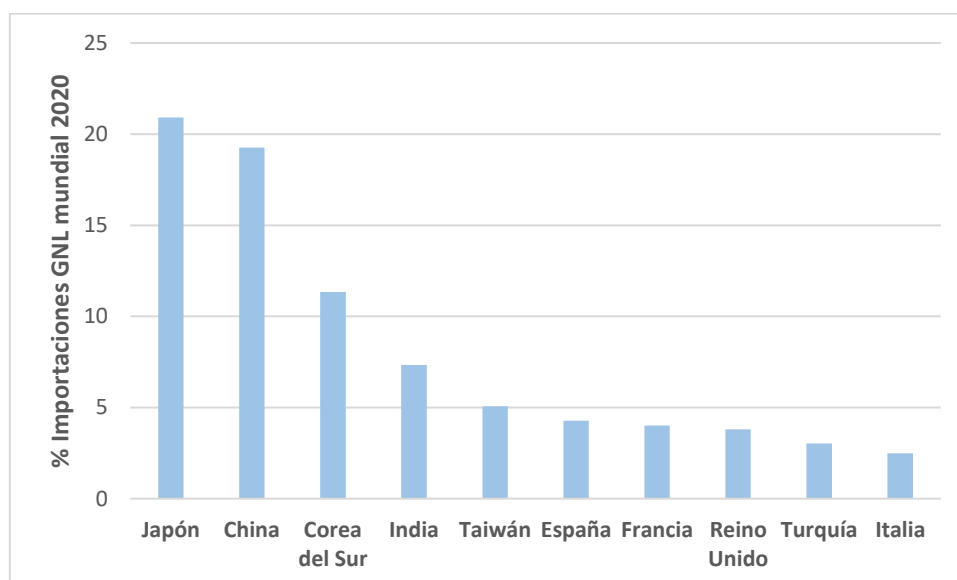


Figura 2.10. Importaciones de GNL por países en el año 2020. Adaptada de las estadísticas recogidas en el Anexo I (BP p.l.c., 2021)

Queda patente que el consumo de GNL está muy localizado en los países asiáticos, los cuales son tradicionalmente grandes consumidores de carbón, pero que, al necesitar cumplir las regulaciones de emisiones de CO<sub>2</sub>, están apostando fuerte por el GNL (Mibgas, 2021). Japón, China, Corea del Sur, India y Taiwán representan el 63,9% de las importaciones.

También debe destacarse el puesto de España en este mercado, primer país no asiático en volumen de compras de GNL con un 4,3% de las importaciones internacionales y principal importador europeo de GNL con un 18,2% de las adquisiciones europeas.

Y es que, en España, a lo largo del año 2020, el suministro de GNL superó con creces al de gas natural de gaseoducto, donde tan solo el 37% del aprovisionamiento se correspondió a GN frente al 63% de GNL (*Enagás, 2021*). Este hecho supuso el descenso por segundo año consecutivo del gas natural importado por gaseoducto desde que comenzara a operar el gaseoducto del Medgaz en 2011.

De los 14 países de los que España recibió gas natural en el año 2020, tan solo uno suministró en exclusiva por gaseoducto: Portugal. El resto de los países descargaron, al menos, un cargamento de GNL en las plantas de regasificación españolas (*Enagás, 2021*). La distribución de descargas se muestra en la *Tabla 2.4*.

*Tabla 2.4. Descargas internacionales de GNL en las plantas de regasificación españolas en el año 2020. Adaptado en orden decreciente (Enagás, 2021)*

	Barcelona	Huelva	Cartagena	Bilbao	Sagunto	Murgados	Total
<b>EE.UU.</b>	9	19	16	11	4	3	<b>62</b>
<b>Nigeria</b>	4	21	6	6	8	2	<b>47</b>
<b>Rusia</b>	3	1	1	20	1	10	<b>36</b>
<b>Qatar</b>	18	2	5	-	5	-	<b>30</b>
<b>Trinidad y Tobago</b>	4	1	3	13	1	6	<b>28</b>
<b>Guinea</b>	3	1	1	4	-	1	<b>10</b>
<b>Argelia</b>	2	3	2	-	2	-	<b>9</b>
<b>Noruega</b>	2	3	-	1	-	-	<b>6</b>
<b>Angola</b>	2	1	-	1	-	-	<b>4</b>
<b>Perú</b>	-	1	-	1	-	-	<b>2</b>
<b>Francia</b>	-	-	1	1	-	-	<b>2</b>
<b>Egipto</b>	-	-	1	-	-	-	<b>1</b>
<b>Argentina</b>	1	-	-	-	-	-	<b>1</b>
<b>Total</b>	<b>48</b>	<b>53</b>	<b>36</b>	<b>58</b>	<b>21</b>	<b>22</b>	<b>238</b>

\*Para ver la cantidad de GNL, en *bcm*, descargada de los buques metaneros provenientes de cada uno de estos países puede consultarse el *Anexo I. Estadísticas sobre el gas natural y gas natural licuado*.

Las plantas de regasificación españolas cuentan con la mayor capacidad de almacenamiento de toda Europa, casi doblando a británicos y triplicando a franceses (*Sedigás, 2021*). Poseen el mayor número de tanques de almacenamiento y si se implantase una mejor red de distribución podría situarse como el principal centro de

regasificación que abasteciese, no solo al país, sino también al resto del viejo continente. Las capacidades y características de estas se desglosan en la [Tabla 2.5](#).

Tabla 2.5. Características de funcionamiento de las plantas de regasificación españolas. Adaptada con los parámetros principales (Enagás, 2021)

Planta de regasificación	Capacidad máxima vaporización (Nm <sup>3</sup> /h)	Nº de tanques almacenamiento de GNL	Capacidad almacenamiento de GNL (Nm <sup>3</sup> GNL)	Nº de atraques	Capacidad de atraques (m <sup>3</sup> GNL)
Barcelona	1950000	6	760000	2	266000
Huelva	1350000	5	619500	1	175000
Cartagena	1350000	5	587000	2	266000
Bilbao	800000	3	450000	1	270000
Sagunto	1000000	4	600000	1	266000
Murgados	412800	2	300000	1	266000
<b>Total</b>	<b>6862800</b>	<b>25</b>	<b>3316500</b>	<b>8</b>	<b>*270000</b>

\*Nota: La capacidad total de atraque muestra el mayor valor de capacidad para un atraque, no la suma total de todos ellos.

### 2.2.2. Plantas GNL

Las plantas de GNL pueden corresponderse con dos clases diferenciadas dependiendo de la función que cumplen: *peakshaving* o *baseload*.

Por un lado, las plantas GNL de consumo máximo o reducción de pico (*peakshaving*) se encargan de almacenar grandes cantidades de gas natural cerca del punto de consumo para paliar los efectos de los cambios estacionales en la demanda de gas. Complementan al suministro normal por gaseoducto durante los periodos de máxima demanda de gas (Kidnay et al., 2020). Normalmente, el almacenamiento de GNL se evapora durante la temporada invernal cuando aumenta el consumo y, por ello, este tipo de plantas funciona entre 150 y 200 días al año. Es común que en estas instalaciones se utilicen procesos basados en turbinas y refrigerantes mixtos (Venkatarathnam, 2008).

Las plantas de *peakshaving* constan de su propio sistema de licuefacción, almacenamiento y regasificación (Figura 2.11). Licúan parte del suministro vía gaseoducto en épocas de baja demanda para que esté disponible en los periodos necesarios. Al estar licuado puede almacenarse en superficie, no siendo necesarias cavidades subterráneas (Kidnay et al., 2020).

En ocasiones, puede haber plantas sin unidades de licuefacción que reciben GNL de camiones, almacenando y regasificando cuando es necesario. Son plantas de servicios aisladas que se denominan instalaciones satélites (*satellite facilities*).

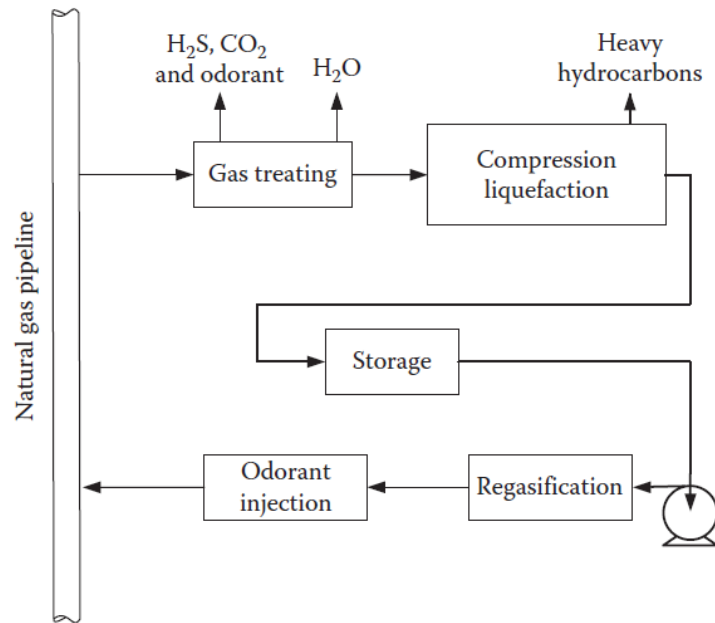


Figura 2.11. Esquema de las etapas realizadas en las plantas de peakshaving (Kidnay et al., 2020)

Por su parte, las plantas de carga base o *baseload* surgieron como medio de abastecimiento de gas procedente de reservas remotas alejadas del consumidor. Aquí entra en juego el concepto de reserva de gas varada, la cual se sitúa en lugares donde no existe un uso económico para el gas natural en su origen y no es factible el transporte vía gaseoducto hasta otros lugares de uso final. Entre las alternativas de transporte a los gaseoductos la más eficiente es el transporte como GNL que, además, presenta ventajas respecto a los propios gaseoductos en distancias largas (Kidnay et al., 2020).

No obstante, en la actualidad las plantas *baseload* no suministran solo gas de reservas varadas, ya que la aparición de nuevas reservas en diversos países genera un excedente que permite exportar el sobrante a zonas sin un suministro adecuado para satisfacer la demanda.

Por tanto, y a diferencia de las instalaciones de reducción de pico, este tipo de plantas de licuefacción de carga base se encuentran situadas cerca de la fuente de gas natural y funcionan de forma continua durante todo el año salvo por breves paradas de mantenimiento ocasionales. Su capacidad de licuefacción es muy superior, transportan

vía marítima el GNL producido y el principal proceso empleado es el de refrigerante mixto preenfriado con propano (Venkatarathnam, 2008).

Las instalaciones *baseload* permiten llevar el gas natural desde el yacimiento hasta el cliente siguiendo el itinerario mostrado en la *Figura 2.12*.

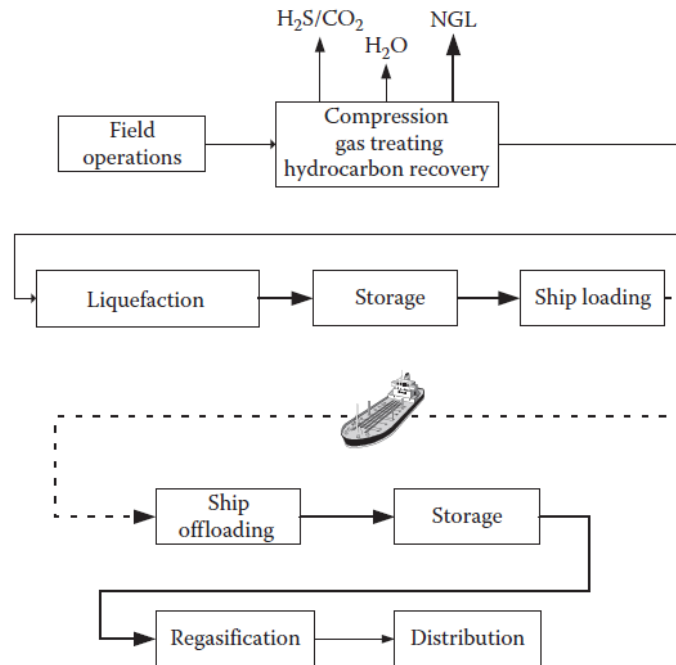


Figura 2.12. Esquema de etapas asociadas a las plantas baseload, incluyendo el transporte y regasificación (Kidnay et al., 2020)

Una alternativa a las típicas instalaciones de carga base surge para la explotación de gas varado en alta mar. Este gas se puede encontrar asociado a petróleo o no asociado. Su explotación se realiza con instalaciones de licuefacción flotantes, empleando buques GNL modificados para la explotación *offshore*, denominadas comúnmente como FLNG (Kidnay et al., 2020). A finales de febrero del año 2021 existían tres unidades FLNG operativas que empleaban distintos procesos de refrigerantes mixtos. A las unidades mencionadas se deben unir algunos buques FLNG disponibles a la espera de nuevos proyectos de explotación y nuevos buques en construcción, aunque el impacto de la COVID-19 ha decelerado las inversiones en nuevos proyectos *offshore* (International Gas Union, 2021).

### 2.2.3. Tratamientos previos a licuefacción

La licuefacción del gas natural requiere de una alimentación de gas con unas características determinadas. La producción de gas natural licuado alcanza temperaturas de hasta  $-160^{\circ}\text{C}$ , con lo que las impurezas permitidas en el gas de alimentación son mucho menores que las contenidas en gas con calidad de gaseoducto. La *Tabla 2.6* muestra una

comparativa entre los valores típicos de composición del gas de gaseoducto y los valores mínimos necesarios para poder ser utilizados como alimentación en una planta de GNL.

Tabla 2.6. Comparativa entre el GN de gaseoducto y el GN de alimentación a una planta GNL (Kidnay et al., 2020)

#### Typical Composition Specifications of LNG Plant Feed and Pipeline Gas

Impurity	LNG Plant Feed <sup>a</sup>	Pipeline Gas <sup>b</sup>
Water	<0.1 ppmv	150 ppmv (7.0 lb <sub>m</sub> /MMscf, 110 kg/Nm <sup>3</sup> )
Hydrogen sulfide	<0.25 grain/100 scf (6 mg/Nm <sup>3</sup> )	0.25 grain/100 scf (6 mg/Nm <sup>3</sup> )
Carbon dioxide	<50 ppmv	2–3 mol%
Total sulfur (H <sub>2</sub> S, COS, elemental sulfur, etc.)	<20 ppmv	5–20 grains/100 scf (110–430 mg/Nm <sup>3</sup> )
Nitrogen	<1 mol%	<3 mol%
Mercury	<0.01 µg/Nm <sup>3</sup>	N/A
Butanes	2 mol% max	N/A <sup>c</sup>
Pentanes+	0.1 mol% max	N/A <sup>c</sup>
Aromatics	<2 ppmv	

<sup>a</sup> Foglietta (2002).

<sup>b</sup> Engineering Data Book (2016a).

<sup>c</sup> Hydrocarbon dew point is often specified.

Para poder alcanzar los valores estipulados es necesario realizar varios de los siguientes tratamientos, dependiendo de las composiciones de alimentación (Kidnay et al., 2011):

#### Procesos de tratamientos de gases:

- Absorción de disolventes
- Absorción física
- Adsorción
- Fraccionamiento criogénico
- Membranas
- Eliminadores de sulfuro de hidrógeno no regenerables
- Procesos biológicos

#### Procesos de deshidratación de gases:

- Absorción
- Adsorción
- Desecación no regenerable
- Membranas
- Otros procesos

#### Recuperación de hidrocarburos

*Rechazo de nitrógeno:*

- Destilación criogénica
- Adsorción por cambio de presión
- Membranas

*Recuperación o eliminación de componentes traza:* helio, hidrógeno, oxígeno, NORM, arsénico, mercurio, benceno, etileno, etilbenceno, xilenos o metanol.

#### 2.2.4. Ciclos de licuefacción

Con los ciclos de licuefacción se produce el GNL para su posterior uso o exportación. La composición de este gas licuado debe encontrarse dentro de un rango, especificado en la [Tabla 2.7](#).

Tabla 2.7. Rangos de composición del GNL producido en los ciclos de licuefacción ([Kidnay et al., 2020](#))

#### LNG Composition Ranges

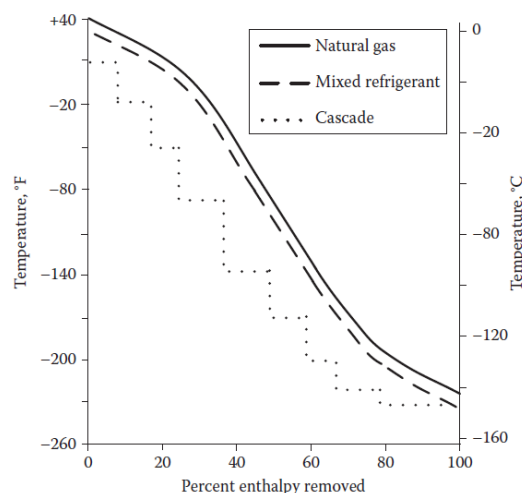
Component	Composition Range (mol%)
Nitrogen	0.00–3.91
Methane	84.18–99.80
Ethane	0.06–13.64
Propane	0.00–3.82
Isobutane	0.00–0.89
<i>n</i> -Butane	0.00–1.70
Isopentane	0.00–0.10
<i>n</i> -Pentane	0.00–0.12
HHV gas, Btu/scf (MJ/Nm <sup>3</sup> )	1,006–1,173 (39.62–46.20)
Wobbe number, Btu/scf (MJ/Nm <sup>3</sup> )	1,345–1,448 (52.97–57.02)
C <sub>2</sub> <sup>+</sup> GPM (m <sup>3</sup> liquid/1,000 Nm <sup>3</sup> gas)	0.02–4.23 (0.0–0.563)

Como existen multitud de tecnologías patentadas para la producción del gas natural licuado, es posible encontrar diversas variedades de procesos. No obstante, se pueden distinguir tres grandes grupos de ciclos: procesos de licuefacción en cascada, procesos de refrigerante mixto y procesos basados en la expansión ([Mokhatab et al., 2014](#)).

Los procesos de licuefacción en cascada clásicos se componen de un ciclo cerrado y una serie de refrigerantes en bucles separados. Normalmente utilizan tres refrigerantes, porque si se eleva el número de estos se aumenta en exceso la complejidad del ciclo y la necesidad de equipos adicionales, aunque se mejora la aproximación a la curva de refrigeración ([Kidnay et al., 2020](#)). De forma general, los procesos en cascada presentan una mayor eficacia termodinámica, por lo que su mayor complejidad puede justificar su uso.

Por su parte, los procesos de refrigerante mixto (MR) implican el uso de una mezcla de refrigerantes concreta, normalmente compuesta de nitrógeno e hidrocarburos ligeros, que enfría de forma continuada el gas natural. Esta mezcla se diseña con el fin de adaptar su comportamiento al de la curva de enfriamiento del gas natural durante todo el proceso de licuefacción. Este hecho permite una menor diferencia promediada a lo largo del intercambio de las temperaturas entre corrientes en el seno de los intercambiadores y una reducción de los gradientes de presión que es necesario salvar en el retorno de los refrigerantes a comienzo de ciclo, minimizando por lo tanto la destrucción de exergía y el número de compresores e intercambiadores, lo que optimiza el uso energético y el tamaño de los equipos (*Mokhatab et al., 2014*). También permite la flexibilidad de adaptación a diferentes composiciones de gas natural y variaciones en las presiones de la planta con la modificación de la composición del refrigerante, a menudo realizada en tiempo real durante la operación o, incluso, de forma predictiva. Sin embargo, la eficacia térmica de estos procesos es inferior a los procesos de cascada, puesto que la composición del refrigerante no puede adaptarse de forma óptima a lo largo de todo el intervalo de temperaturas del proceso.

Para analizar la diferencia entre ambos tipos de ciclos, en la *Figura 2.13* se muestra el comportamiento de las curvas de refrigeración del gas natural, refrigerante mixto y un proceso en cascada de 3 refrigerantes. En ella se puede apreciar ese acercamiento entre curvas para el refrigerante mixto y la mayor diferencia en los procesos en cascada.



*Figura 2.13. Curvas de refrigeración de los procesos en cascada y de refrigerante mixto (Kidnay et al., 2020)*

Los ciclos de expansión de gas emplean turbo-expansores en un ciclo en el que se comprime y expande un fluido, sin cambio de fase, para producir la refrigeración. Actualmente, estos ciclos han mejorado por las elevadas eficiencias de estos equipos,



superiores al 85%. El refrigerante es un compuesto ligero y volátil, nitrógeno o metano, que funciona mejor a baja temperatura. La diferencia de temperatura en los intercambiadores es mayor que en los otros ciclos y el control de la temperatura no es tan crítico como en los refrigerantes mixtos (Mokhatab et al., 2014). El ciclo expensor es menos eficiente que los ciclos de cascada y refrigerantes mixtos, con lo que su uso se destina a pequeñas plantas de GNL, pero no se emplea en plantas de carga base.

Introducidos los tres grandes grupos, se muestran a continuación los ciclos más asentados en el mercado actual.

**AP – C3MR y AP – C3MR/Split MR:** El proceso de refrigerante mixto con preenfriamiento con propano de Air Products & Chemicals Inc. es el ciclo más utilizado en la licuefacción de gas natural. Tanto el C3-MR, como su variante C3-MR/split MR se pueden definir por el diagrama de la Figura 2.14.

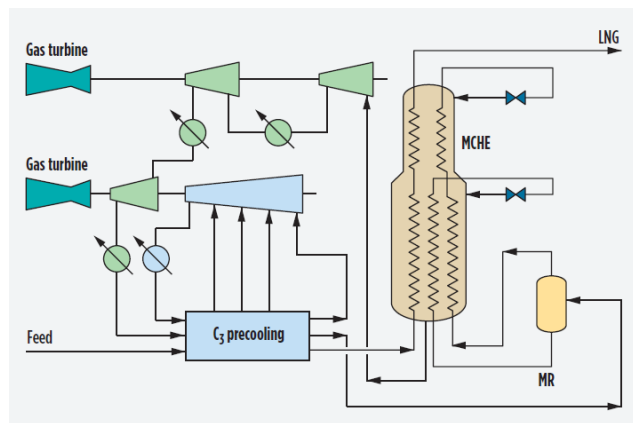


Figura 2.14. Diagrama del proceso C3-MR (Gulf Publishing Company, 2012)

**ConocoPhillips Optimized Cascade:** Este proceso de cascada modificado emplea 3 niveles de refrigeración mediante componentes puros: propano, etileno y metano. Es el sistema más común tras el AP – C3MR y la Figura 2.15 muestra su diagrama.

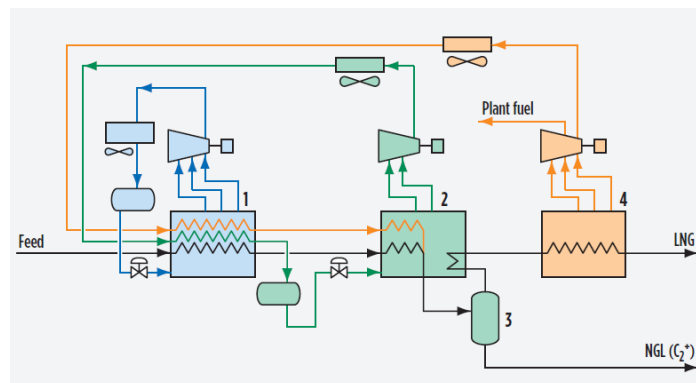


Figura 2.15. Diagrama del proceso ConocoPhillips Optimized Cascade (Gulf Publishing Company, 2012)

**AP - X:** Proceso híbrido que emplea el sistema AP - C3MR para el preenfriamiento y licuado del gas natural y un ciclo de compresión/expansión de nitrógeno para el subenfriado del GNL. Su diagrama se expone en la [Figura 2.16](#).

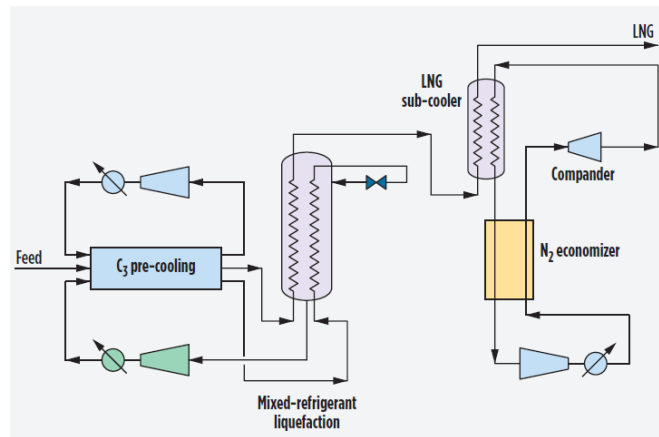


Figura 2.16. Diagrama del proceso AP - X (Gulf Publishing Company, 2012)

**Linde MFC:** Proceso de cascada compuesto por 3 ciclos de refrigeración independientes. En el ciclo intermedio (licuefacción) y en el más frío (subenfriamiento) se emplean refrigerantes mixtos. En el ciclo más caliente (preenfriamiento) se utiliza propano si la planta se asienta en una zona con clima cálido o refrigerante mixto si la zona presenta un clima moderado o frío. Véase la [Figura 2.17](#), que representa la planta en clima cálido.

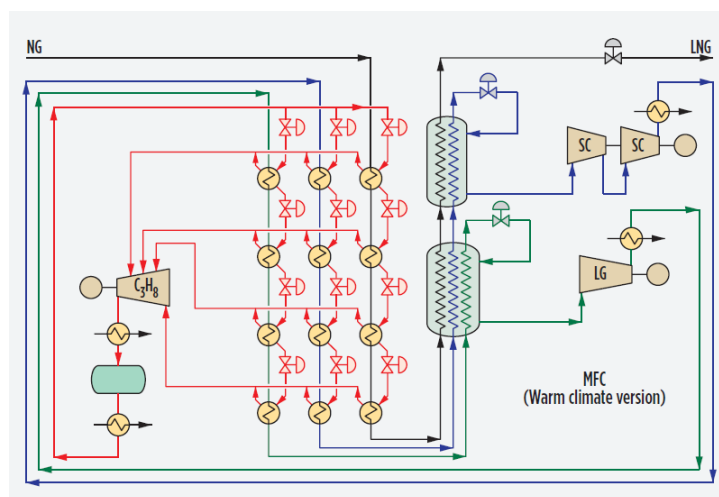


Figura 2.17. Diagrama del proceso Linde MFC (Gulf Publishing Company, 2012)

**AP – SMR:** Sistema de refrigerante mixto que enfría, licua y sub-enfría en tres secciones de un único equipo. Se usa el mismo refrigerante durante todo el proceso, el cual se va enfriando mediante válvulas de expansión Joule – Thompson. Su diagrama se expone en la [Figura 2.18](#).

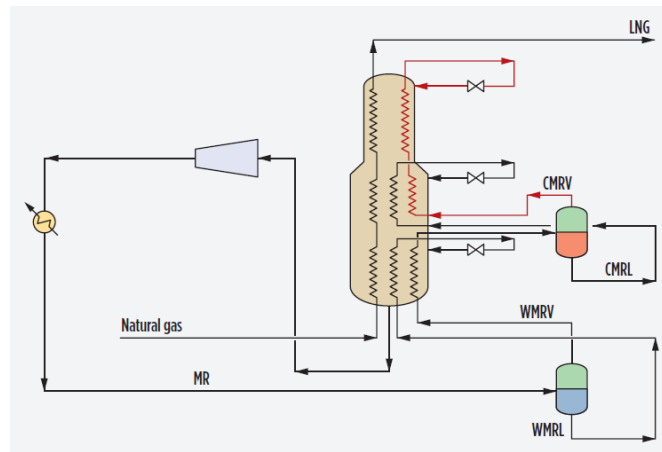


Figura 2.18. Diagrama del proceso AP – SMR (Gulf Publishing Company, 2012)

**AP – N:** Proceso que utiliza un sistema de refrigeración mediante  $N_2$  y 2 intercambiadores. Primero se comprime y luego se realiza sobre el mismo eje una compresión – expansión de parte de la corriente, mientras que el resto se expande en una válvula. El sistema cuenta, además, con equipos de eliminación de agua y  $CO_2$  y relicuefacción del *boil-off gas* (BOG), como se aprecia en la [Figura 2.19](#).

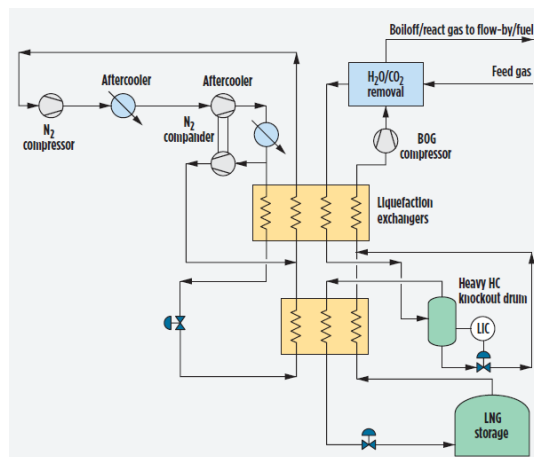


Figura 2.19. Diagrama del proceso AP – N (Gulf Publishing Company, 2012)

**Black & Veatch PRICO:** Proceso de licuefacción mediante un único ciclo de refrigerante mixto. Es sencillo, eficiente y fiable. El ciclo de refrigerante se compone de (1) compresor, (2) condensador parcial, (3) acumulador, (4) intercambiador de calor, (5) válvula de expansión y (6) tambor de aspiración de refrigerante, indicados en la [Figura 2.20](#).

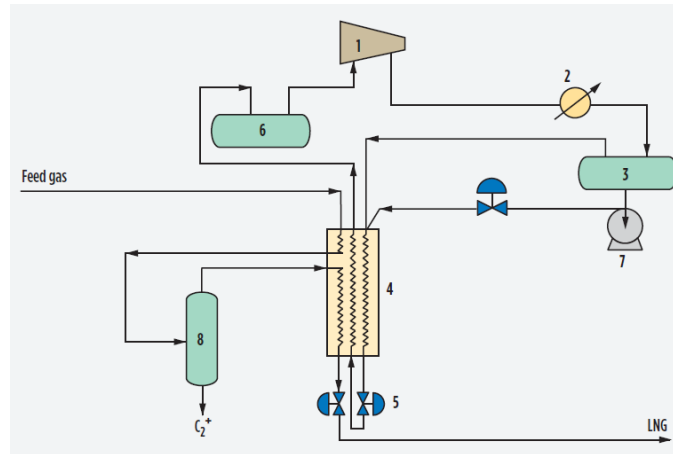


Figura 2.20. Diagrama del proceso Black & Veatch PRICO (Gulf Publishing Company, 2012)

**Shell DMR:** Sistema de refrigerante mixto dual. Presenta una configuración similar al proceso AP – C3MR, sustituyendo el propano puro por un ciclo de refrigerante mixto en el preenfriamiento (PMR). Su diagrama se muestra en la [Figura 2.21](#).

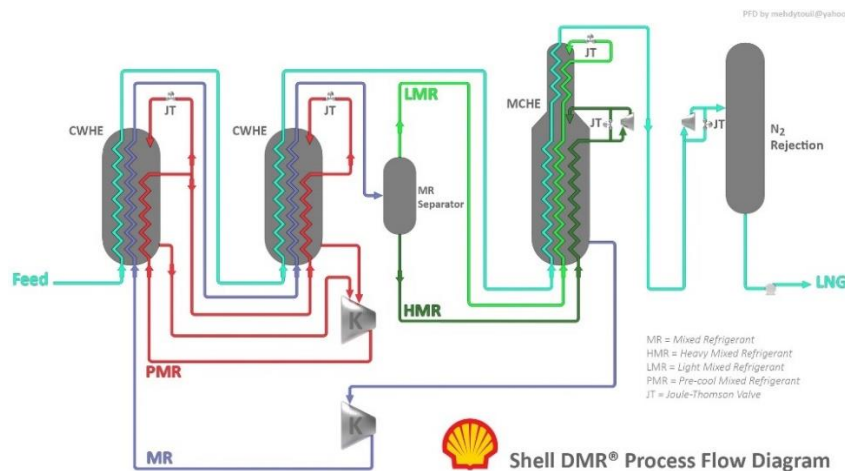


Figura 2.21. Diagrama del proceso Shell DMR (Touil, 2018)

Los ciclos expuestos son los implantados principalmente en la industria actual, como se puede comprobar en el [Anexo I. Estadísticas sobre el gas natural y gas natural licuado](#), en la [Tabla A.1.15](#), [Tabla A.1.16](#), [Tabla A.1.17](#) y [Tabla A.1.18](#). No obstante, existen otras tecnologías recientemente implantadas o proyectadas para los próximos años (véase la [Tabla A.1.19](#)), como son: Air Liquide Smartfin, Shell MMLS, Chart Industries IPSMR, Linde LIMUM, Novatek Arctic Cascade o BHGE SMR ([International Gas Union, 2021](#)).

### 2.2.5. Tipos de intercambiadores multi-corriente

Los intercambiadores multi-corriente presentan un comportamiento un tanto diferente a los intercambiadores genéricos más utilizados en la industria, como los de carcasa y tubos. Mientras los intercambiadores convencionales sólo emplean dos flujos, los cambiadores multi-corriente pueden realizar en un mismo equipo el intercambio térmico de varias corrientes. Esto se traduce en una reducción de equipos, pudiendo reducir el espacio, el peso o la estructura de soporte necesaria.

Desde un punto de vista termodinámico, si se parte de las curvas compuestas, las cuales representan el balance térmico del proceso, se puede analizar la mayor dificultad para diseñar equipos multi-corriente. La [Figura 2.22](#) muestra las curvas compuestas de un proceso, dividido en cinco intervalos por sus características.

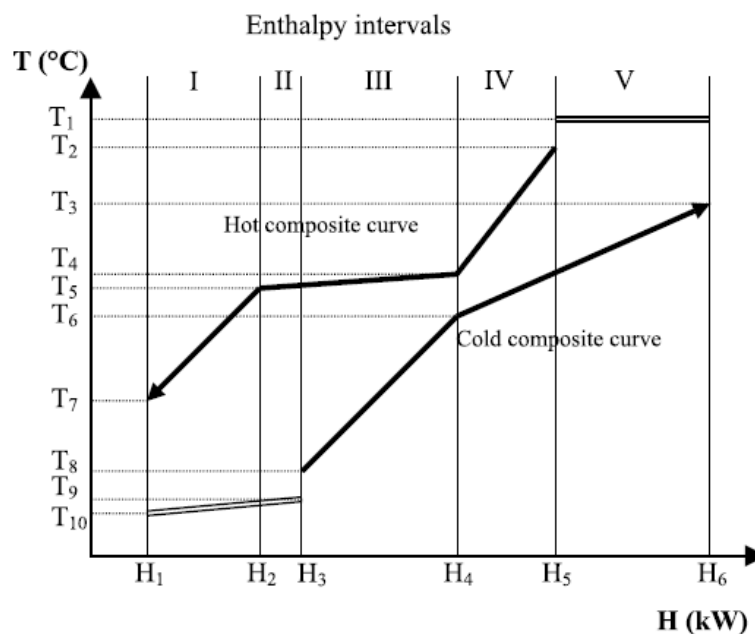


Figura 2.22. Curvas compuestas de un proceso ( $T$  vs  $H$ ) (Picón-Nuñez et al., 2002)

Si se traspara la información recogida en la [Figura 2.22](#) siguiendo el procedimiento de la tecnología de *pinch*, según el criterio de población de corrientes se pueden desglosar las curvas compuestas en una representación de intervalos de entalpía como la sugerida por la [Figura 2.23](#), en su apartado (a).

Normalmente, la implementación de una red de intercambio como la indicada en la [Figura 2.23](#) (a) requiere de un elevado número de equipos de intercambio. Sin embargo, con el uso de un cambiador multi-corriente se puede realizar el proceso en un único equipo, aunque con un aumento de la complejidad del sistema, como se puede ver en el apartado (b) de la [Figura 2.23](#).

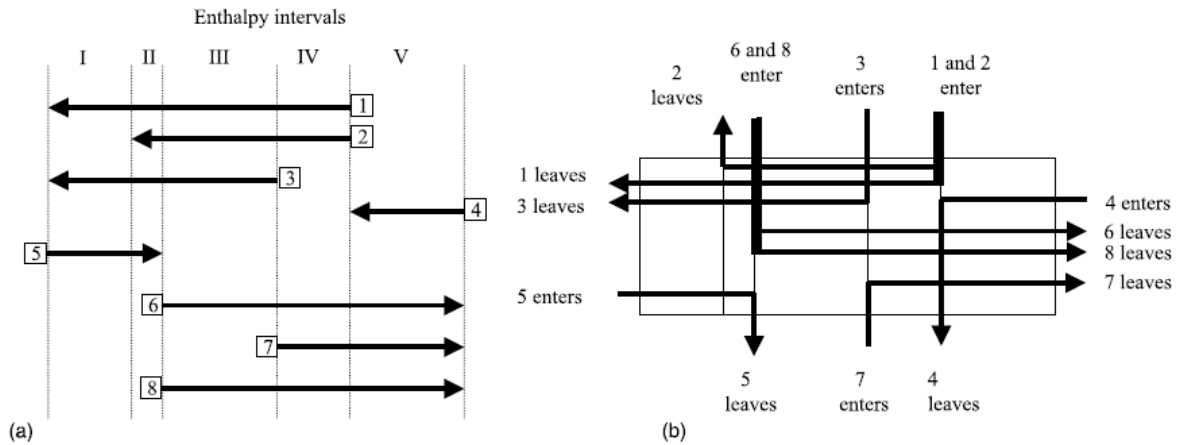


Figura 2.23. Representación de la población de corrientes para intervalos de entalpía. (a) Red de intercambio para las corrientes de proceso y (b) Relación de puntos de entrada y salida de un intercambiador multi-corriente (Picón-Nuñez et al., 2002)

El tipo de flujo en el interior, los puntos de entrada y salida y el tipo de intercambiador multi-corriente, junto a otros detalles constructivos geométricos, térmicos y mecánicos complican el diseño de este tipo de equipos.

No obstante, existen dos tipos principales de intercambiadores utilizados en los sistemas criogénicos de licuefacción de gas natural y ambos son equipos multi-corriente. Son los intercambiadores de placas y aletas (*multi-stream plate & fin HE* o *MPFHE*) y los intercambiadores enrollados en espiral o por serpentín (*multi-stream spiral wound HE* o *MSWHE*) (Chang et al., 2012). La Figura 2.24 muestra las estructuras de ambos tipos.

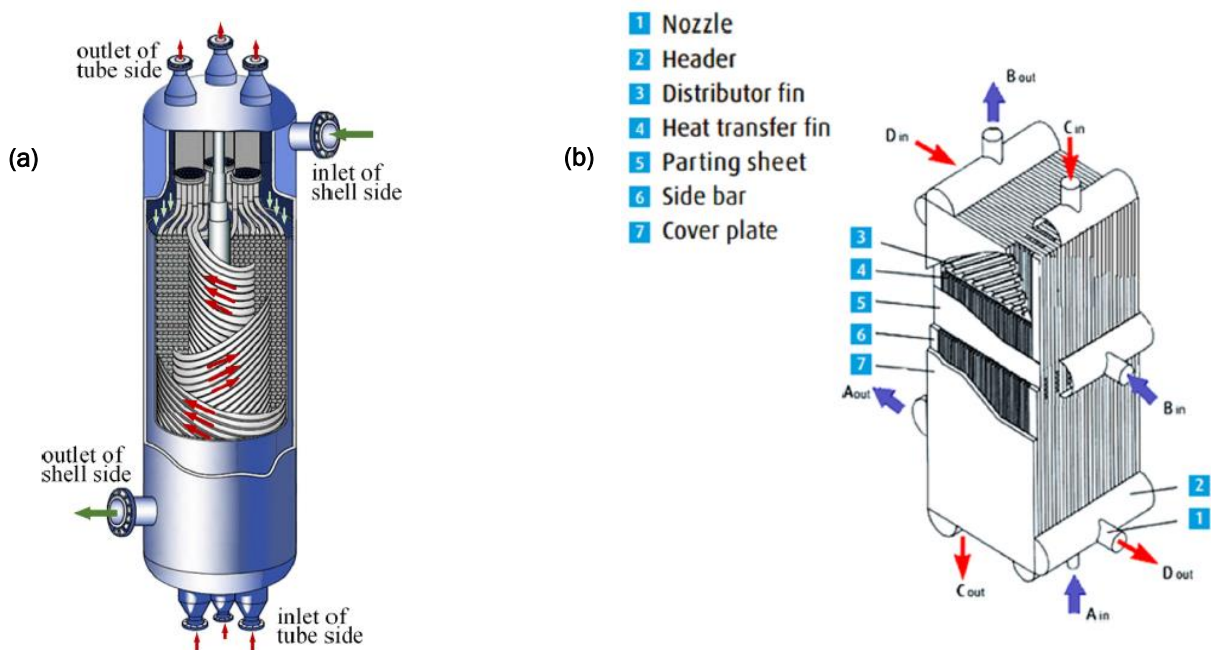


Figura 2.24. Tipos de intercambiadores multi-corriente. (a) Estructura del intercambiador MSWHE (Ding et al., 2017) y (b) Estructura del intercambiador MPFHE (Allahyarzadeh-Bidgoli et al., 2022)

Es común que en algunas plantas se empleen sistemas compuestos por ambos tipos de intercambiadores, con distintas unidades de cada uno y distribuciones en serie y en paralelo. También es cierto que, dependiendo del ciclo utilizado y el punto del proceso en que se encuentre, se puede optar por uno u otro tipo de equipos. En los últimos tiempos se están desarrollando más los sistemas *MPFHE* por su utilidad. Las dimensiones de los sistemas *MSWHE* son muy elevadas, de hasta 30 metros de largo, mientras que los intercambiadores *MPFHE* presentan dimensiones no superiores a 2x1x1 metros de forma usual. En la actualidad, el aumento de los intercambiadores de *plate & fin* (*MPFHE*) se debe a su estructura compacta, alta eficiencia, bajo coste y fácil manejo de los flujos múltiples ([Z. Wang & Li, 2016](#)).

#### **2.2.6. Fenómeno del Rollover**

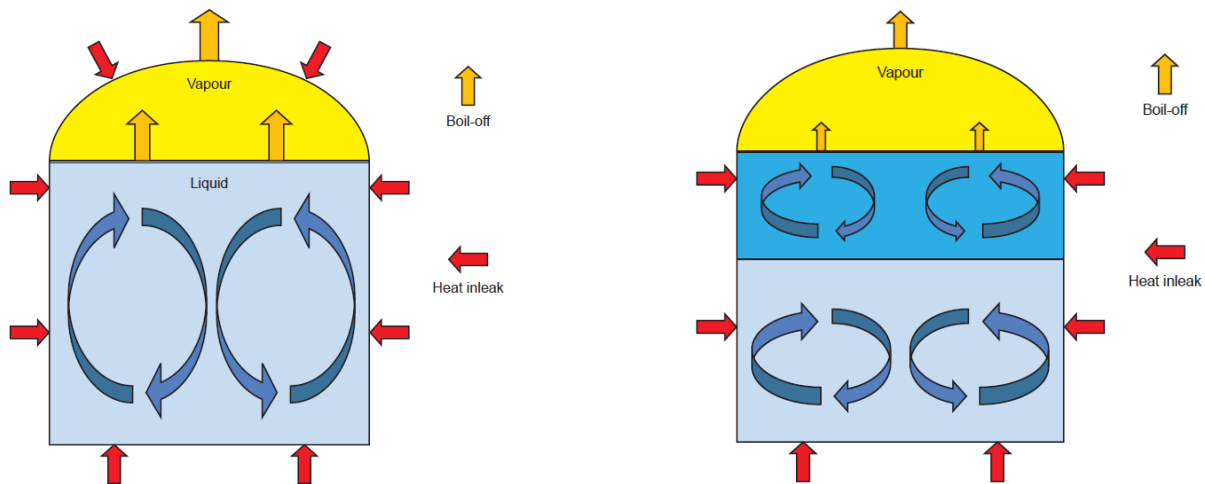
El *rollover* es un fenómeno indeseable que puede suceder durante el almacenamiento de gas natural licuado y que empezó a cobrar relativa importancia tras el accidente ocurrido en una planta de recepción de GNL en Italia ([Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012](#)). Concretamente, en la terminal de La Spezia, en 1971, se produjo un repentino aumento de la presión que derivó en el vaciado sustancial de un tanque de GNL de una entrega recibida, apenas, unas horas antes. El incidente fue el primer caso bien documentado de una súbita liberación de gran cantidad de vapor, denominada desde entonces como *rollover* ([Kidnay et al., 2020](#)).

Se puede definir este fenómeno como la rápida liberación de vapor de GNL resultado de la mezcla espontánea entre capas de diferentes densidades de GNL en un tanque de carga o almacenamiento ([Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012](#)).

El vapor de GNL se produce porque el almacenamiento de líquidos criogénicos conlleva el calentamiento continuo del líquido por la entrada de flujo de calor desde el ambiente. Como método de disipación del calor recibido, el líquido rompe a hervir. Cuando se tienen sustancias puras, como nitrógeno líquido, esta situación no causa problemas, puesto que no acarrea un cambio de composición. Sin embargo, el GNL se compone de multitud de compuestos con puntos de ebullición normales que difieren grandes rangos de temperatura entre sí, lo que produce un comportamiento diferente. De todos ellos, los únicos componentes que se vaporizan a la temperatura criogénica del GNL son el nitrógeno y el metano, debido a sus significativas presiones de vapor ([Kidnay et al., 2020](#)).

Para entender el proceso que conduce al “vuelco” o *rollover*, se debe tener presente lo que ocurre en el interior del tanque de almacenamiento desde el punto de vista termodinámico.

En primer lugar, cuando no se produce estratificación en el tanque de GNL, parte del metano presente se evapora de la superficie, enfriándose por la pérdida de calor latente. Esto conduce a un aumento en la densidad superficial y el consiguiente hundimiento del líquido. La continua entrada de flujo caliente por el fondo y el aislamiento de las paredes provoca el calentamiento de las capas laterales inferiores, generando la mezcla del líquido por una corriente de convección (*Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012*). El tanque de la izquierda, en la *Figura 2.25*, ilustra esta situación.



*Figura 2.25. Tanque de GNL sin estratificación (izquierda) y tanque de GNL con estratificación estable (derecha) (Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012)*

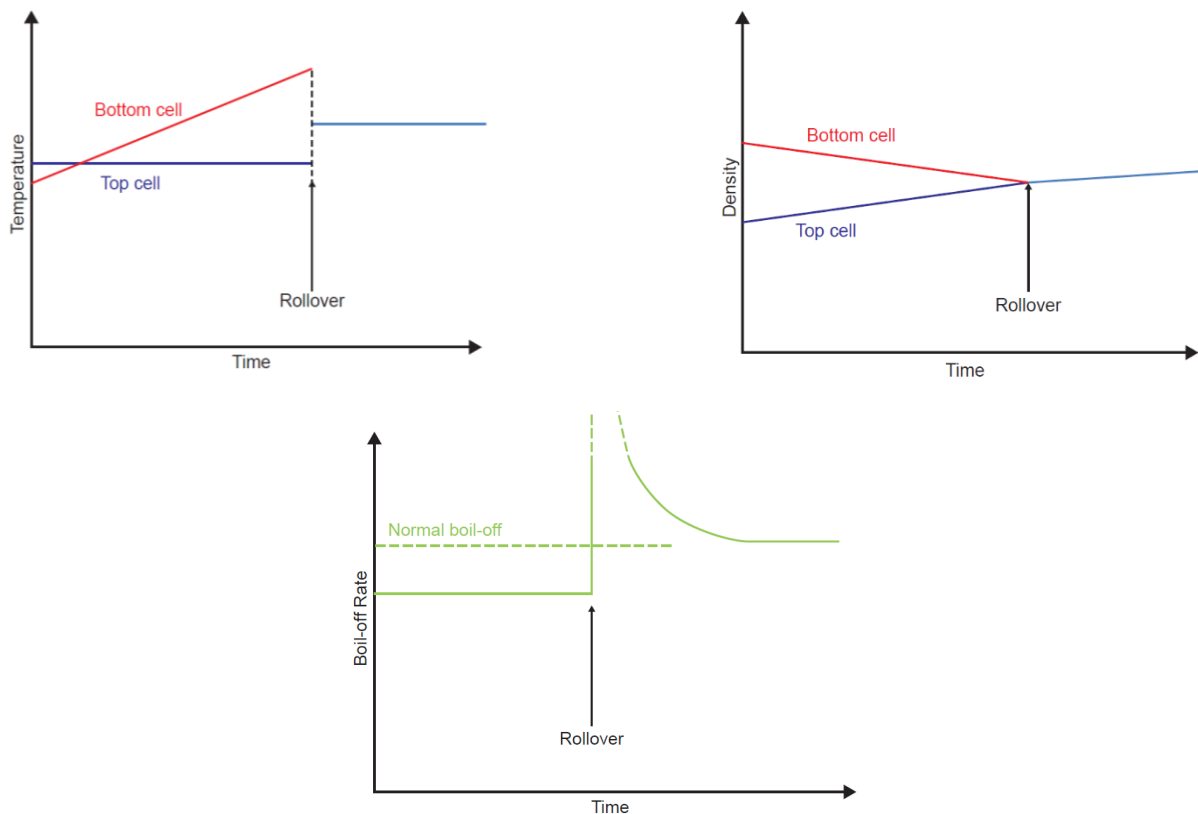
Para que sí se produzca el fenómeno de “vuelco”, por el contrario, es necesaria una estratificación en el depósito. Hay dos condiciones que pueden producir esta situación. La primera es la estratificación inducida por llenado. La segunda es la auto-estratificación inducida por nitrógeno (*Mokhatab et al., 2014*).

La estratificación inducida por llenado puede generarse al introducir GNL de diferentes densidades en un tanque. Si el líquido de carga introducido es menos denso que el líquido presente en el fondo y se inserta por la parte superior es fácil que se estratifique. Si el líquido de carga introducido es más denso que el líquido presente en el fondo del tanque y se inserta por una zona inferior, se produce el mismo efecto y se estratifica. La velocidad de llenado en estas condiciones también es importante, puesto que una diferencia de densidad de  $1 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$  puede producir estratificación si se adiciona muy lentamente (*Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012*).



En estos casos se produce una estratificación estable, apreciable en el tanque de la derecha de la [Figura 2.25](#). Las dos secciones de GNL con distinta densidad establecen sus propias corrientes de convección, ya que no se produce apenas transferencia de calor o masa entre las superficies. El calor se pierde por evaporación en la capa superior, pero no se transmite desde la capa inferior a la superior. Lo que sí absorbe calor es la capa inferior a través del suelo y paredes del depósito, elevando su temperatura y reduciendo su densidad. En el momento en que las densidades de ambas capas se igualan, la inferior sobrecalentada asciende a través de la superior y libera todo el sobrecalentamiento, lo que produce un gran volumen de ebullición en un corto periodo de tiempo, denominado *rollover* ([Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012](#)).

En la [Figura 2.26](#) se enseña cómo varían las propiedades de ambas capas hasta alcanzar el estado de *rollover*.



*Figura 2.26. Comportamiento de la temperatura, densidad y ratio de evaporación hasta alcanzar el vuelco o rollover (Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012)*

Por su parte, la auto-estratificación se produce cuando el GNL contiene altos valores de nitrógeno, ocasionando el vuelco inducido por nitrógeno. Al menos, 4 accidentes ocurridos entre 1970 y 1982 han sido atribuidos a este suceso. El nitrógeno presenta un punto de ebullición de  $-196^{\circ}\text{C}$  y una masa molecular de 28, frente a los  $-162^{\circ}\text{C}$  del GNL medio y una

masa molecular de 16 del metano, componente mayoritario del GNL. Cuando el nitrógeno se desprende como gas, la densidad del GNL restante disminuye, a diferencia del GNL sin nitrógeno que aumenta su densidad según envejece. Si la cantidad de nitrógeno es elevada (superior a un 1% molar) se forma una capa de líquido de baja densidad que puede permanecer en la superficie pero que terminará por mezclarse con la capa inferior ocasionando el vuelco o *rollover* ([Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012](#)).

### 3. Bases de diseño

#### 3.1. Selección del proceso

Existen variedad de tecnologías de licuefacción asentadas actualmente en el mercado. Entre todas ellas, destacan las suministradas por *Air Products Technologies*, ya que en el año 2020 sus procesos copaban el 67,5% de la capacidad productiva global (*International Gas Union, 2021*). Otros proveedores de sistemas de licuefacción son *Linde Technologies*, *Shell Technologies*, *ConocoPhillips*, *BHGE Technologies* o *Black & Veatch Corp*. Se puede ver el listado de todas las plantas de licuefacción existentes, sus capacidades y las tecnologías empleadas en la *Tabla A.1.15*, *Tabla A.1.16*, *Tabla A.1.17* y *Tabla A.1.18* del *Anexo I. Estadísticas sobre el gas natural y gas natural licuado*. En el mismo también se incluye la *Tabla A.1.19* con las plantas proyectadas para los próximos años.

Desde que en 1972 se introdujese en *Brunei* la primera planta con el proceso *AP-C3MR*, este sistema de licuefacción ha dominado el mercado, suponiendo en 2020 el 53% de la capacidad de producción global (*International Gas Union, 2021*). La amplia implantación de este proceso y su importancia para la demanda actual de gas natural implican que su optimización siga un proceso continuo de mejora. En este contexto, se decide seleccionar el proceso *C3-MR* de *Air Products Technologies* para un estudio de la temperatura de preenfriamiento en el ciclo de propano que permita el dimensionamiento óptimo del proceso de preenfriado.

#### 3.2. Capacidad de producción

La planta final propuesta tiene una capacidad de producción de 1.000.000 de toneladas de gas natural licuado por año operacional. Se selecciona dicha cantidad puesto que marca el límite entre los dos tipos de plantas terrestres, las de gran escala (superiores a 1 millón de toneladas por año o MTPA) y las de pequeña escala (inferiores a 1 MTPA) (*Zhang et al., 2020*). El proceso utilizado, *C3-MR*, es apto para ambos tipos de plantas, aunque suele utilizarse a gran escala porque permite implantar capacidades de producción muy superiores si fuese necesario.

#### 3.3. Especificaciones de materias primas

##### 3.3.1. Gas natural

El gas natural suministrado a planta desde los límites de batería se supone con una composición, presión y temperatura fijas. Estos parámetros del gas natural no cambian durante el estudio. Se toman como referencia los valores presentados en “*Cryogenic Mixed*

*Refrigerant Processes*” (Venkatarathnam, 2008) para procesos preenfriados de licuefacción de gas natural con separación de fases. La [Tabla 3.1](#) muestra la composición de la alimentación.

Tabla 3.1. Composición del gas natural utilizado en la planta de licuefacción. Adaptado de (Venkatarathnam, 2008)

Componente	NG (% mol)
Nitrógeno	4,0
Metano	87,5
Etano	5,5
Propano	2,1
nButano	0,5
iButano	0,3
iPentano	0,1

La temperatura del gas es de 300 K y la presión de 65 bar. De esta manera, se mantienen los parámetros fijados por el autor (Venkatarathnam, 2008).

### 3.3.2. Oxígeno

El oxígeno necesario en la cámara de combustión de la turbina de gas se suministra directamente del aire ambiente. Las condiciones de inserción al sistema son las marcadas por los límites de batería, es decir, de 300 K y de 1 bar. La composición del aire empleado en el proceso se simplifica a una fracción molar de 0,79 para el nitrógeno y de 0,21 para el oxígeno.

### 3.4. Especificaciones de producto

El GNL producido debe poder ser utilizado en el lugar de destino. Existen dos mercados principales para este producto: Asia y la cuenca atlántica (Norteamérica y Europa). Las especificaciones de composición más rigurosas se deben al mercado en la cuenca atlántica, puesto que el GNL debe poder mezclarse con una red de gas existente y ser compatible con este suministro (Kidnay et al., 2020).

En base a esta necesidad, la [Tabla 3.2](#) muestra el rango de composición adecuado para poder exportar el GNL producido. Se pretende que la composición final del producto se encuentre entre los límites fijados. Cuanto más alta sea la composición de metano y más baja la del resto de compuestos, mayor será la calidad del gas.

Tabla 3.2. Rango de composiciones de GNL producido en la planta de licuefacción y adecuado para su venta. Adaptado de (Kidnay et al., 2020)

Componente	GNL rango (% mol)
Nitrógeno	0,00 - 3,91
Metano	84,18 - 99,80
Etano	0,06 - 13,64
Propano	0,00 - 3,82
nButano	0,00 - 1,70
iButano	0,00 - 0,89
iPentano	0,00 - 0,10

### 3.5. Especificaciones de servicios auxiliares

#### 3.5.1. Propano refrigerante

El propano de preenfriamiento utilizado durante el proceso es puro, por lo que su composición queda absolutamente determinada.

Al incluirse en un ciclo cerrado, este compuesto se reutiliza una y otra vez experimentando diversas modificaciones en sus condiciones de temperatura o presión. Si se toma como inicio del ciclo la salida del condensador *E-201* (véase **A1-PFD-101-1** en *Anexo VII. Planos*), el propano empleado en el proceso parte de unas condiciones de 315 K y 14,48 bar, lo que supone su partida como líquido saturado.

#### 3.5.2. Refrigerante mixto

El refrigerante mixto empleado ha sido optimizado para el proceso de licuefacción *C3-MR* con la composición mostrada en la *Tabla 3.3*.

Tabla 3.3. Composición del refrigerante mixto utilizado en la planta de licuefacción. Adaptado de (Venkatarathnam, 2008)

Componente	MR (% mol)
Nitrógeno	7,0
Metano	41,8
Etano	29,9
Propano	21,3

A lo largo del ciclo de refrigerante mixto se varía su temperatura, su presión y se separa mediante un *flash* para volver a mezclarse. En cualquier caso, se pueden distinguir dos zonas de refrigerante mixto: de alta presión (48,6 bar) y de baja presión (3 bar).

### 3.5.3. Agua de refrigeración (*Cooling water*)

El servicio principal de enfriamiento utilizado en la planta es CW. Se ha diseñado para que en todos los intercambiadores que lo utilizan haya al menos una diferencia mínima de temperaturas de 5 K.

Las condiciones de entrada del CW empleado son de 293 K (20°C) y 1 bar y de salida de 298 K (25°C) y 1 bar.

### 3.5.4. Vapor de calefacción (*Steam*)

El servicio principal de calefacción es LPS (*low pressure steam*) o vapor de baja presión. Para los equipos utilizados es suficiente con el uso de este vapor puesto que las temperaturas del proceso son muy bajas. Las condiciones de este servicio son de 398 K (125°C) y 2,3 bar.

## 3.6. Límites de batería del proceso

Las condiciones en los límites de batería del proceso se seleccionan en 300 K y 1 bar. Estos valores se utilizan como simplificación de las condiciones ambiente.

En algunos casos, ya sea consecuencia del suministro, como en el abastecimiento de gas natural (65 bar) o porque no se detalle el proceso de tratamiento posterior, como en la salida de los gases de combustión de la turbina de gas (784 K y 1,2 bar) los valores en los límites de batería pueden variar.

Se han excluido del proceso simulado, y por tanto están fuera de los límites de batería, aquellos tratamientos posteriores al ciclo de licuefacción C3-MR y a la salida de los gases de combustión de la turbina de gas.

## 3.7. Horas de trabajo

El año operacional impuesto cuenta con 8040 h-año<sup>-1</sup>, lo que se traduce en 335 días de trabajo continuo durante las 24 horas. Los 30 días restantes, en los que no hay producción, se dedican a labores de mantenimiento, reparación y sustitución de equipos, así como a arrancar de nuevo la planta y alcanzar el estado estacionario tras la parada.

## 3.8. Tiempo de vida

El tiempo de vida estimado para una planta de licuefacción de estas características se fija en 25 años.

### 3.9. Sistema de unidades empleado

Tabla 3.4. Sistema de unidades\* utilizado para las principales magnitudes del proceso

Magnitud	Unidades	Abreviaturas
Longitud	metros	m
Tiempo	segundos, minutos, horas, días, años	s, min, h, d, a
Masa	kilogramo, tonelada	kg, t
Cantidad de materia	mol	mol
Temperatura	grados Celsius, Kelvin	°C, K
Presión	bar	bar
Energía	julios	J
Potencia	vatios	W
Flujo entálpico	vatios	W
Volumen	metros cúbicos (billones y trillones)	m <sup>3</sup> , bcm, tcm
Flujo másico	kilogramo por hora, millones de tonelada por año	kg/h, MTPA
Flujo molar	mol por segundo	mol/s
Flujo volumétrico	metros cúbicos por hora o por minuto	m <sup>3</sup> /h, m <sup>3</sup> /min
Fracción másica	kilogramo/kilogramo, %, partes por millón	kg/kg, mt%, ppm
Fracción molar	mol/mol, %	mol/mol, nt%
Concentración	gramos por metro cúbico, partes por millón en volumen	g/m <sup>3</sup> , ppmv
Densidad	kilogramos por metro cúbico	kg/m <sup>3</sup>
Masa molar	gramos por mol	g/mol
Viscosidad	pascales por segundo	Pa·s
Calor específico	kilojulios por kilogramo y Kelvin	kJ/(kg·K)
Conductividad térmica	vatio por metro y Kelvin	W/(m·K)
Superficie	metro cuadrado	m <sup>2</sup>
Resistencia al ensuciamiento	metro cuadrado-Kelvin por vatio	m <sup>2</sup> ·K/W

\*Nota: En ocasiones se usan unidades derivadas mediante los prefijos de la [Tabla 3.5](#).

Tabla 3.5. Sistema de prefijos y sus órdenes de magnitud

Prefijo	Símbolo	Orden de magnitud
<i>giga-</i>	G	10 <sup>9</sup>
<i>mega-</i>	M	10 <sup>6</sup>
<i>kilo-</i>	k	10 <sup>3</sup>
<i>hecto-</i>	h	10 <sup>2</sup>
<i>deca-</i>	da	10 <sup>1</sup>
-	<b>Unidad base</b>	10 <sup>0</sup>
<i>deci-</i>	d	10 <sup>-1</sup>
<i>centi-</i>	c	10 <sup>-2</sup>
<i>mili-</i>	m	10 <sup>-3</sup>
<i>micro-</i>	μ	10 <sup>-6</sup>
<i>nano-</i>	n	10 <sup>-9</sup>

En el sistema internacional es común utilizar distintas unidades para expresar la cantidad de gas natural o de gas natural licuado. Por ejemplo, no es lo mismo los m<sup>3</sup> de gas natural que los m<sup>3</sup> GNL de gas natural. A continuación, se representa la tabla de equivalencias principales utilizadas en Europa.

Tabla 3.6. Equivalencias y abreviaturas para distintas unidades de gas natural (Mibgas, 2021)

Unidad	Abreviatura	Equivalencia con 1 bcm
1.000 millones de metros cúbicos de gas natural	bcm gas natural	1
1 metro cúbico de gas natural	m <sup>3</sup> gas natural	1.000.000.000
Terawatio-hora ( $1 \times 10^{12}$ Watio-hora)	TWh	9,77
Petajulio ( $1 \times 10^{15}$ Julios)	PJ	35,17
1 metro cúbico de GNL	m <sup>3</sup> GNL	1.749.925,37
Megatoneladas de GNL ( $1 \times 10^6$ toneladas)	Mt GNL	0,78
Megatoneladas equivalentes de petróleo ( $1 \times 10^6$ toneladas)	MTOE	0,84



## 4. Descripción del proceso

### 4.1. Diagrama de bloques

El diagrama de bloques del proceso de licuefacción C3-MR consistente en un ciclo de refrigerante mixto preenfriado con propano y con separador de fases se incluye en el [Anexo VII. Planos](#), nombrado como “**A3-BD-101-1**”.

### 4.2. Diagrama de flujo (PFD)

El diagrama de flujo del proceso de licuefacción C3-MR se incluye en el [Anexo VII. Planos](#), nombrado como “**A1-PFD-101-1**”.

### 4.3. Descripción detallada

Para la correcta comprensión del proceso se recomienda analizar el diagrama de bloques **A3-BD-101-1**, situado en el [Anexo VII. Planos](#). Este diagrama otorga una visión general del proceso y permite comprender mejor las secciones en las que se divide el sistema.

Por otro lado, es de utilidad tener presente el diagrama de flujo **A1-PFD-101-1**, localizado en el [Anexo VII. Planos](#), puesto que aporta el grado de detalle en que se analiza cada sección del proceso. Todas estas corrientes se encuentran numeradas y las especificaciones de cada una se pueden consultar en el [Anexo VI. Tabla de corrientes](#). Algunas corrientes se nombran durante la descripción siguiendo la numeración de este plano **A1-PFD-101-1**.

#### 4.3.1. Sección 100. Acondicionamiento del refrigerante mixto

El refrigerante mixto empleado en el proceso de licuefacción de gas natural, y cuya composición se especifica en la [Tabla 3.3](#) del [Capítulo 3.5. Especificaciones de servicios auxiliares](#), sigue un ciclo cerrado que aprovecha todo el fluido y lo reacondiciona para ser utilizado nuevamente. Tomando como inicio del ciclo la “*corriente 01*”, situada a la entrada del tren de compresión, se puede seguir el ciclo completo del refrigerante y su comportamiento en el sistema.

La cantidad de refrigerante utilizado, que permite la producción de GNL deseada, es de 2,183 MTPA ( $2787,60 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$ ). Este se encuentra a 234,3 K y 3 bar (“*corriente 01*”) y debe ser comprimido hasta 48,6 bar para obtener el refrigerante mixto de alta presión. En consecuencia, se conduce la corriente a un tren de compresión de tres etapas (compuesto por: C-101, C-102 y C-103), en el que cada compresor opera con un ratio de compresión

de 2,53. Así, se eleva la presión de forma escalonada (7,6 – 19,2 – 48,6 bar), con un potencia invertida de 6,24 MW, 7,48 MW y 7,52 MW, respectivamente.

Entre cada etapa de compresión se introduce un intercambiador y un *knockout drum* para reducir la temperatura y evitar la inserción, si se formasen, de gotas de líquido en los compresores. Tanto *E-102*, como *E-103* son intercambiadores de proceso que reducen la temperatura entre etapas hasta los 305 K. El refrigerador *E-101*, por el contrario, no es necesario en las condiciones de operación actuales puesto que la temperatura de salida de *C-101* es inferior a 305 K (“*corriente 02*” a 286,9 K), pero debe incluirse como equipo de seguridad o por si se alterasen las condiciones de trabajo. El flujo térmico intercambiado en *E-102* es de -6,33 MW y en *E-103* de -11,74 MW. El signo negativo del flujo alude a la retirada del calor, es decir, se trata de procesos de refrigeración. Ambos equipos usan como *utility CW*.

La “*corriente 09*” de salida del tren de compresión se encuentra acondicionada (305 K y 48,6 bar) para acceder a la [Sección 200. Ciclo de preenfriamiento con propano](#). Aquí, el refrigerante mixto se enfría hasta los 239 K, manteniendo su presión, y se introduce en el depósito *flash V-104* que separa la fase líquida y la fase vapor en equilibrio. Ambas se conducen hasta la *cold-box* de la [Sección 300. Licuefacción de gas natural](#). La fase líquida se bombea desde *P-101 A/B*, que solo aporta al fluido la energía necesaria para vencer la resistencia del camino con el fin de introducirse en las condiciones de equilibrio.

Durante la licuefacción, el refrigerante mixto interviene en diversos procesos, los cuales se detallan en la [Sección 300. Licuefacción de gas natural](#). A la salida de esta, la corriente de refrigerante mixto de baja presión (“*corriente 24*”) se encuentra a 231,1 K y 3 bar. Se lleva hasta el ebullidor *E-104* que sobrecalienta ligeramente el refrigerante hasta los 234,3 K para evitar cualquier formación de líquido que afecte en los compresores. En cualquier caso, el *knockout drum V-101* garantiza la eliminación de líquido si se produjese.

El depósito *V-105*, que se incluye antes de comenzar el ciclo, contiene alimentación fresca de refrigerante mixto. Un controlador de flujo mide si durante el proceso se ha perdido refrigerante en los depósitos de eliminación de líquidos para inyectar cantidad adicional al sistema. También puede retirar o introducir refrigerante en el proceso en caso de modificarse las condiciones de operación de la planta.

En este punto, el refrigerante se encuentra en sus valores iniciales, preparado para afrontar una nueva iteración dentro el ciclo.

#### 4.3.2. Sección 200. Ciclo de preenfriamiento con propano

En esta sección intervienen: el refrigerante mixto de alta presión que se adecúa en la [Sección 100. Acondicionamiento del refrigerante mixto](#) para refrigerarse en el preenfriamiento, el propano puro que actúa como elemento de preenfriamiento del ciclo y el gas natural de alimentación. El objetivo del ciclo de preenfriamiento es reducir la temperatura de las corrientes involucradas en la licuefacción (MR y GN) hasta un valor de 239 K.

El gas natural, GN, se alimenta al proceso (“*corriente 59*”) desde los límites de batería (L.B.1) a 300 K y 65 bar. El flujo de gas a tratar es de 1,087 MTPA ( $2054,62 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$ ). Las especificaciones de la corriente se describen en la [Tabla 3.1](#) del [Capítulo 3.3. Especificaciones de materias primas](#) y también pueden consultarse en el [Anexo VI. Tabla de corrientes](#).

Las condiciones de entrada del refrigerante mixto son las expuestas anteriormente para la “*corriente 09*” en la [Sección 100. Acondicionamiento de refrigerante mixto](#).

El propano es puro y se emplea una cantidad de 5,099 MTPA ( $3994,79 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$ ) para preenfriar el gas natural y el refrigerante mixto.

El ciclo de preenfriamiento con propano cuenta con cuatro etapas de intercambio. Normalmente, el proceso C3-MR cuenta con tres o cuatro etapas de evaporación a distintos niveles de presión. Esta relación va estrechamente unida con la temperatura del agua o aire utilizado en la refrigeración. En este caso se seleccionan las cuatro etapas por ser más ventajosas en climas cálidos, mientras que las tres etapas son propias de climas fríos ([Venkatarathnam, 2008](#)). Como la temperatura ambiente se supone de 300 K, el proceso se adapta mucho mejor a un clima cálido. Por ello, se han implementado los cuatro sistemas de intercambio *HX-201*, *HX-202*, *HX-203* y *HX-204*.

A lo largo de estos equipos, la refrigeración escalonada del gas natural reduce la temperatura con la siguiente relación: 300 – 287,3 – 272,7 – 256,3 – 239 K (“*corriente 59*” a “*corriente 63*”). Los valores de temperatura a la salida de *HX-201* a *HX-204* son los mismos para el refrigerante mixto por el diseño de los equipos, aunque la entrada de este se produce a 305 K (“*corriente 09*”). Las presiones no varían para ninguno de los dos compuestos.

Como se detalla en el [Capítulo 5. Equipos del proceso](#), los sistemas de intercambio preenfriados con propano (*HX-201* a *HX-204*) se componen cada uno de ellos de cinco intercambiadores multi-corriente de placas y aletas (*plate & fin HX*) dispuestos en paralelo.

Para actuar como refrigerante en cada intercambiador de calor, el propano sigue un ciclo cerrado de reacondicionamiento que le permite utilizarse de forma reiterada. Comenzando en la “*corriente 26*”, situada a la salida del condensador de propano *E-201*, el propano se encuentra como líquido saturado a 315 K y 14,5 bar. Para ello, *E-201* destina -59,39 MW.

Mediante una válvula de expansión (*VV-201*) el propano reduce su temperatura y presión a unos valores de 284,3 K y 6,6 bar. En este paso se forma además una fracción de vapor de 0,25. Este fluido aprovecha su estado de saturación para refrigerar las corrientes de MR y GN al valor establecido en *HX-201*, del que sale a la misma temperatura y presión, pero con una fracción de vapor superior de 0,38 (“*corriente 28*”). Entonces, se introduce en un depósito *flash* (*V-201*) en el que se separa el vapor del líquido en equilibrio. La fase líquida se conduce hasta la siguiente válvula de expansión (*VV-202*) que reduce la presión y, por consiguiente, refrigera el propano (269,7 K, 4,3 bar y una fracción de 0,1). Se introduce en el siguiente intercambiador *HX-202* y se repite el proceso. Tras el preenfriamiento en *HX-202* y *HX-203* se realizan los mismos procesos de separación *flash* (*V-202* y *V-203*) y expansión (*VV-203* y *VV-204*) del propano. Debe apreciarse que tras cada separación sólo se emplea la fase líquida en el siguiente intercambiador, por lo que los flujos de propano en los sucesivos intercambios son cada vez menores.

La diferencia mínima de temperatura (*MITA* o  $\Delta T_{\min}$ ) en los cuatro intercambiadores es de 3 K y se ha diseñado el sistema de variación de presión y temperatura del ciclo de propano para que en todos ellos el flujo de calor intercambiado sea el mismo. Como resultado, en *HX-201*, *HX-202*, *HX-203* y *HX-204* se tiene un *duty* total de -8,32 MW.

Finalmente, a la salida de *HX-204* el propano se encuentra a 236 K y 1,2 bar. Tras cumplir con su función de preenfriamiento se reconduce el propano para ser reutilizado. El reacondicionamiento comienza en la “*corriente 40*”, conducida al ebullidor *E-202* que evapora el propano a 241 K para su inserción en el tren de compresión de cuatro etapas (*C-201* a *C-204*). El flujo térmico proporcionado es de 11,10 MW y se realiza con *LPS* como *utility*. Previo a *C-201* hay un *knockout drum* (*V-204*).

El proceso entre los compresores sucesivos es análogo para todos los sistemas intermedios, por lo que sólo se desarrolla en profundidad el que se da entre las etapas de C-201 y C-202.

La compresión en C-201 se realiza hasta el valor de presión que se tiene en el último depósito *flash*, es decir, V-203. En este caso, la compresión es hasta los 2,5 bar, puesto que la fase vapor extraída del depósito (“*corriente 56*”) se mezcla con el propano que sale del compresor C-201 (“*corriente 43*”) en la válvula mezcladora VM-201. Las dos corrientes mezcladas se llevan al siguiente compresor, pero antes se someten a un sistema de intercambio de calor (E-203) y depósito de *knockout* (V-205) para evitar que se eleve en exceso la temperatura y que se introduzca líquido en el compresor C-202. Realmente, en las condiciones de operación no es necesaria refrigeración, pero se mantienen los equipos como medida de seguridad y control. Se repite el proceso de compresión, mezcla y adecuación antes de cada compresor y se va recuperando en una única corriente todo el propano. Las presiones de compresión escalonadas son 2,5 – 4,3 – 6,6 – 14,5 bar. Los ratios de compresión en el tren son de 1,98 – 1,74 – 1,55 – 2,19, respectivamente. La potencia invertida en cada compresor desde C-201 hasta C-204 es de 1,80 MW, 2,42 MW, 2,78 MW y 8,01 MW.

La “*corriente 55*” que sale de la última compresión se encuentra a 330,3 K y 14,5 bar y se lleva al condensador E-201 donde comienza el ciclo. El depósito V-208 contiene propano fresco por si el flujo disminuye durante el proceso o se alteran las condiciones de trabajo y se requiere introducir o retirar propano del sistema.

#### **4.3.3. Sección 300. Licuefacción del gas natural**

Esta sección comprende el proceso de licuefacción desde la entrada del refrigerante mixto (“*corriente 14*” y “*corriente 20*”) y gas natural (“*corriente 63*”) procedentes del preenfriamiento al intercambiador multi-corriente HX-301, hasta la salida del gas natural licuado (“*corriente 68*”) en el límite de batería (L.B.3).

Los intercambiadores HX-301 y HX-302 conforman la denominada *cold-box* de licuefacción. El primero de ellos es mucho mayor que el segundo, puesto que realiza un mayor trabajo térmico y licúa todos los flujos entrantes utilizando refrigerante mixto de baja presión. A la salida de HX-301, el gas natural (“*corriente 64*”) se encuentra a unos 143,7 K, al igual que las dos corrientes de refrigerante mixto refrigeradas (“*corriente 15*” y “*corriente 21*”). El *duty* empleado en HX-301 es de -42,24 MW.

Al siguiente intercambiador multi-corriente *HX-302* se introduce el gas natural extraído de *HX-301* (“corriente 64”) y el refrigerante mixto extraído de *HX-301* proveniente de la fase vapor separada en *V-104*, correspondiente con la “corriente 15”. Ambos compuestos se refrigeran hasta la misma temperatura y sin caída de presión. Para ello, se intercambia un flujo térmico de -5,27 MW.

El gas natural a 113,5 K y 65 bar se lleva hasta la válvula de expansión *VV-303* que reduce la presión del gas natural licuado producido hasta el nivel ambiente, es decir, 1 bar y cuya temperatura cae a 107,8 K. Durante la expansión un 7,2% molar del gas natural licuado se evapora. Este hecho obliga a conducir la mezcla a un depósito *flash* (*V-301*) que separa el GNL de la corriente de *End Flash Gas* o EFG, como se denomina comúnmente al vapor generado (“corriente 69”). El líquido extraído es el GNL producto, cuya composición se especifica en la “corriente 68” del [Anexo VI. Tabla de corrientes](#). EFG se aprovecha como se detalla en la [Sección 400. Recuperación de energía de la corriente EFG](#).

Por otra parte, la “corriente 16” de refrigerante mixto extraído de *HX-302* se conduce hasta la válvula *VV-302* que reduce su presión hasta 3 bar, lo que provoca el enfriamiento del refrigerante hasta los 107 K. Este fluido es el utilizado como refrigerante mixto de baja presión en *HX-302* para enfriar el gas natural y el refrigerante mixto de alta presión. Al salir de *HX-302* se lleva a la válvula mezcladora *VM-301*.

De la misma manera, el refrigerante mixto (“corriente 21”) extraído de *HX-301*, y que proviene de la fase líquida separada en *V-104*, se conduce a la válvula *VV-301* para reducir su presión hasta los 3 bar, enfriándose ligeramente (“corriente 22”). Esta corriente se mezcla por medio de *VM-301* con el refrigerante mixto de baja presión que sale del equipo *HX-302*. La “corriente 23” (139,9 K y 3 bar), conformada por la mezcla de ambas, se usa como refrigerante mixto de baja presión para refrigerar en el intercambiador *HX-301*. Tras ello, el refrigerante se conduce a *E-104* para sobrecalentarse y poder entrar de nuevo en el tren de compresión de la [Sección 100. Acondicionamiento del refrigerante mixto](#).

Los intercambiadores *HX-301* y *HX-302* no se han diseñado, solo dimensionado, por lo que, a diferencia de los incluidos en el ciclo de propano, no se puede detallar el tipo y número de intercambiadores de los que consta cada unidad. Sin embargo, se han dimensionado siguiendo el criterio de un *MITA* en ellos de 3 K. Hay dos tipos de equipos que pueden usarse en su diseño posterior: intercambiadores multi-corriente de placas y aletas (*multi-stream plate & fin HX*) o intercambiadores multi-corriente enrollados en espiral (*multi-stream spiral wound HX*) ([Chang et al., 2012](#)).

#### 4.3.4. Sección 400. Recuperación de energía de la corriente EFG

Aquí se aprovecha el excedente de EFG producido en la [Sección 300. Licuefacción del gas natural](#). El sistema emplea una turbina de gas cuyo fin es abastecer de energía a la planta.

La “corriente 69” del *end flash gas* extraída del separador V-301 se encuentra a presión atmosférica, por lo que debe conducirse a etapas de compresión que eleven su valor hasta los 20 bar, presión de trabajo del sistema de turbina de gas. En el [Anexo VII. Planos](#), el diagrama **A1-PFD-101-1** muestra una derivación de la “corriente 69” previa a la inserción en el compresor C-401. En caso de problemas en el sistema que impidan aprovechar parte o la totalidad de EFG existe un punto de extracción que, mediante una válvula de seguridad, retira la cantidad de vapor EFG necesaria. El destino de esta “purga de seguridad” es la antorcha NF-401, donde se queman los gases para evitar la emisión de gran cantidad de metano a la atmósfera. No obstante, este sistema solo opera en caso de emergencia, con lo que el camino natural de EFG lo conduce hasta el compresor C-401.

A la salida del primer compresor la presión se ha incrementado hasta los 4 bar. El fluido se hace pasar por el refrigerador E-401, en el cual no es necesario reducir la temperatura bajo las condiciones de trabajo impuestas, por lo que cumple una función de seguridad. Tras él, se introduce en el *kockout drum* V-401 e inmediatamente después en el compresor C-402, donde se alcanza la presión de 20 bar. Las potencias requeridas en los dos compresores son de 0,27 MW y 0,50 MW, respectivamente. La “corriente 73” que sale de la compresión se encuentra en condiciones de introducirse en la cámara de combustión de la turbina de gas (R-401). Se incluye un controlador de flujo y composición que permita controlar la cantidad de aire a insertar en el sistema de turbina de gas. La relación introducida de oxígeno/metano es 3,5 veces la estequiométrica. Por tanto, la cantidad de aire necesaria es muy elevada.

El aire se toma del ambiente, “corriente 74”, a 300 K y 1 bar por el límite de batería L.B.2, previo filtrado de partículas. En un primer depósito (V-402) se eliminan gotas de humedad que puedan encontrarse en el aire, para garantizar el correcto funcionamiento de los compresores. En C-403 se incrementa la presión del aire hasta los 4,5 bar y con un sistema de refrigeración y eliminación de gotas de líquido, análogo al utilizado en otras etapas de compresión, se acondiciona la corriente antes de introducirse en C-404. Al entrar en la cámara de combustión (R-401) el aire se encuentra a 772,9 K y 20 bar. La potencia suministrada a C-403 es de 17,18 MW y a C-404 de 27,51 MW.

La cámara de combustión de la turbina de gas es adiabática ( $Q = 0$  MW), por lo que la reacción exotérmica eleva la temperatura de los gases de combustión a la salida hasta los 1408,6 K en la “*corriente 80*”. Esta se inserta directamente en la etapa de turbina (*T-401*), donde se disminuye la presión hasta los 1,2 bar produciendo una potencia de -70,70 MW.

La potencia extraída de la turbina se destina a cumplir con las necesidades energéticas en los compresores del ciclo de refrigerante mixto (*C-101*, *C-102* y *C-103*), en los compresores de la corriente EFG (*C-401* y *C-402*) y en los compresores de la corriente de aire (*C-403* y *C-404*). Todos ellos suman 21,23 MW, 0,76 MW y 44,69 MW, respectivamente. La potencia total de estos compresores es de 66,69 MW, por lo que los 4,01 MW de excedente se destinan al consumo eléctrico del resto de la planta.

Los únicos compresores que no satisfacen su consumo de energía con la potencia producida por la corriente EFG son los del tren de compresión del preenfriamiento con propano; *C-201*, *C-202*, *C-203* y *C-204*, con un consumo total de 15,01 MW, cuentan con su propia turbina de gas independiente que aporta la energía requerida y que no se incluye en este estudio.

Los gases de combustión de la “*corriente 81*” salen a 784 K y 1,2 bar y se llevan a límites de batería (*L.B.3*). Fuera de estos límites, los gases se acondicionan para producir el menor impacto posible sobre el medio natural.



## 5. Equipos del proceso

### 5.1. *Lista de equipos*

En el [Anexo V. Equipos](#) se incluye la lista que recoge todos los equipos incluidos en el diagrama **A1-PFD-101-1**, concretamente en el apartado [V. I. Lista de equipos](#).

### 5.2. *Hojas de especificaciones*

Las hojas de especificaciones de los equipos de preenfriamiento se encuentran en el [Anexo V. Equipos](#), dentro del apartado [V. II. Hojas de especificaciones](#). Además, también se puede ampliar con información adicional la suministrada por estas hojas acudiendo al apartado [V.III. Diseño de intercambiadores](#) dentro del mismo anexo.

## 6. Simulación en Aspen Plus v12

Para la simulación del proceso de licuefacción seleccionado, se emplea el software *Aspen Plus v12* ([AspenTech, 2021](#)). Adjunto a este documento se puede encontrar el fichero principal con la simulación (*Process\_Simulation\_Complete\_C3MR\_LNG\_tfg.apwz*).

Como punto de partida de la simulación, se utilizan dos procesos incluidos en “*Cryogenic Mixed Refrigerant Processes*” ([Venkatarathnam, 2008](#)). La diferencia entre ambos radica únicamente en el mayor grado de detalle en la sección de preenfriamiento con propano, manteniendo iguales todas sus características en el resto del sistema de licuefacción. Los procesos son “*Precooled LNG process with a phase separator*” y “*Propane precooled phase separator C3-MR process*” ([Venkatarathnam, 2008](#)).

### 6.1. Selección de propiedades

En primer lugar, para realizar una simulación de cualquier proceso en *Aspen Plus* se accede al entorno de propiedades. En él se especifica el título de la simulación y el sistema de unidades que se utiliza, ya sea de una plantilla existente o una creada por el usuario. En este caso se crea un sistema de unidades propio con el fin de poder comparar los resultados obtenidos con los proporcionados por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)).

Hecho esto, se procede a seleccionar los componentes que forman parte de la simulación. Se definen aquellos presentes en el gas natural que proviene de los límites de batería, los que conforman el refrigerante mixto utilizado, el propano de preenfriamiento, los incluidos en el aire que se introduce para la combustión y los productos derivados de dicha combustión.

Con los componentes ya incluidos se procede a un punto clave de la simulación. De la selección de un método adecuado para la resolución del proceso depende la validez de los resultados obtenidos. El asistente de ayuda del programa (*Aspen Plus v12 Help*) permite abordar la elección de forma rigurosa, obteniendo información sobre los posibles métodos en función de los compuestos tratados ([Figura 6.1](#)) o del tipo de proceso desarrollado ([Figura 6.2](#)).

La [Figura 6.1](#) indica que para los componentes del sistema estudiado, los cuales son no polares y reales, los métodos a utilizar son paquetes de Ecuaciones de Estado, como *Peng-Robinson* (PENG-ROB), *Peng-Robinson con la función Alpha de Boston-Mathias* (PR-BM), *RK-Soave* (RK-SOAVE), *RK-Soave con la función Alpha de Boston-Mathias* (RKS-BM), *Soave-Redlich-Kwong* (SRK) y *Lee-Kesler-Plöcker* (LK-PLOCK) ([AspenTech, 2021](#)).

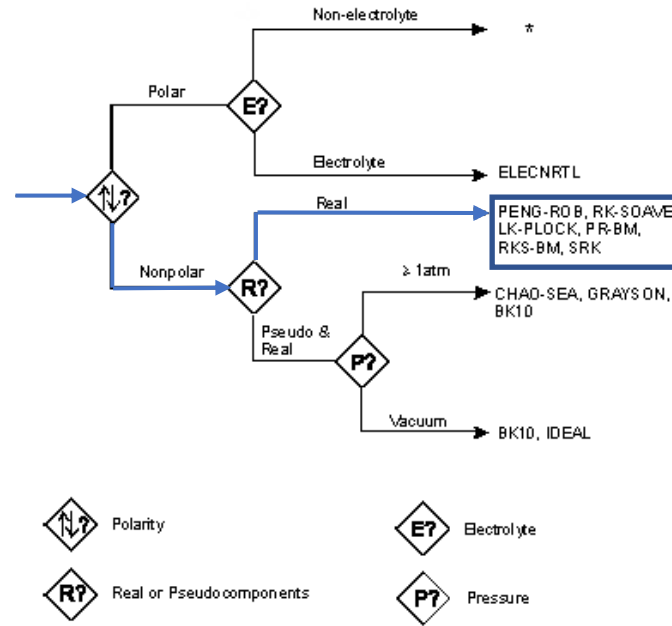


Figura 6.1. Diagrama de selección de métodos según el tipo de componentes en Aspen Plus (AspenTech, 2021)

Con la información complementaria aportada por la [Figura 6.2](#), donde para aplicaciones criogénicas de procesamiento de gases se recomiendan los métodos de PR-BM, RKS-BM, PENG-ROB y RK-SOAVE, se puede reducir el número de métodos a elegir.

Application	Recommended Property Methods
Hydrocarbon separations Demethanizer C3 splitter	PR-BM, RKS-BM, PENG-ROB, RK-SOAVE
Cryogenic gas processing Air separation	PR-BM, RKS-BM, PENG-ROB, RK-SOAVE
Gas dehydration with glycols	PRWS, RKSWS, PRMHV2, RKSMHV2, PSRK, SR-POLAR
Acid gas absorption with Methanol (RECTISOL) NMP (PURISOL)	PRWS, RKSWS, PRMHV2, RKSMHV2, PSRK, SR-POLAR
Acid gas absorption with Water Ammonia Amines Amines + methanol (AMISOL) Caustic Lime Hot carbonate	ELECRTL
Claus process	PRWS, RKSWS, PRMHV2, RKSMHV2, PSRK, SR-POLAR

Figura 6.2. Métodos de propiedades recomendados según la aplicación final para procesamiento de gases (AspenTech, 2021)

Por otro lado, es común que diferentes autores, entre ellos ([Venkatarathnam, 2008](#)), cuyos resultados se han empleado para validar las simulaciones base de este trabajo, utilicen en el modelado del comportamiento de fase de los sistemas de gas natural licuado las ecuaciones de estado de *RK-Soave* o *Peng-Robinson*, sin incluir las variantes de *Boston-Mathias* ([Mokhatab et al., 2014](#)). También, en el mundo académico y en la industria del gas y petróleo los principales modelos empleados son las ecuaciones cúbicas de estado de *Peng-Robinson* y *Redlich-Kwong* con modificaciones de *Soave (RK-SOAVE)* ([Nguyen & Elmegaard, 2016](#)). En *Aspen Plus*, estos dos modelos se caracterizan por:

#### **Peng-Robinson:**

El método de propiedades *PENG-ROB* usa la ecuación de estado cúbica estándar de *Peng-Robinson* para todas las propiedades termodinámicas, excepto el volumen molar líquido. Este se calcula para pseudo-componentes con el *método API* y para componentes reales con el *modelo Rackett*. *PENG-ROB* incorpora parámetros binarios (PRKBV) utilizados en el sistema de propiedades físicas de *Aspen*. Con estos parámetros se obtienen resultados precisos en los cálculos de equilibrios vapor-líquido y líquido-líquido. Su uso está destinado a mezclas no polares en sistemas con hidrocarburos o gases ligeros ([AspenTech, 2021](#)).

#### **RK-Soave:**

Este método de propiedades utiliza la ecuación de estado cúbica de *Redlich-Kwong-Soave (RKS)* para todas las propiedades termodinámicas, a excepción del volumen molar líquido. Este último lo calcula para pseudo-componentes con el *método API* y para componentes reales con el *modelo general*. El método *RK-SOAVE* cuenta con parámetros binarios incorporados (RKSKBV) que se usan en el sistema de propiedades físicas de *Aspen*. Estos parámetros permiten la obtención de resultados precisos en los cálculos de los equilibrios vapor-líquido y líquido-líquido. Su uso está destinado a mezclas no polares o ligeramente polares en sistemas con hidrocarburos o gases ligeros ([AspenTech, 2021](#)).

Aunque algunas fuentes bibliográficas consultadas simulan el proceso *C3-MR* usando *Peng-Robinson* ([Primabudi et al., 2019](#)) ([M. Wang et al., 2013](#)) ([Hajji et al., 2019](#)), la comparativa de la simulación realizada con los resultados aportados por el autor de referencia ([Venkatarathnam, 2008](#)) deja patente un mejor ajuste con el paquete de ecuaciones de ***RK-Soave***, por lo que finalmente ha sido el método seleccionado.

Con el entorno de propiedades especificado, se procede al diseño del diagrama de flujo y la especificación de los equipos en el entorno de simulación.

## 6.2. Desarrollo de la simulación del proceso

Debido al proceso de estudio de la temperatura de preenfriamiento y ligado al diseño del sistema de preenfriamiento con propano, cuyo procedimiento es detallado a lo largo del [Capítulo 7. Estrategia de resolución](#), se hacen necesarias varias simulaciones en *Aspen Plus* para alcanzar los objetivos fijados. Por este motivo, se detallan a continuación las diferentes simulaciones, ordenadas cronológicamente según la estrategia de resolución fijada en el [Capítulo 7. Estrategia de resolución](#), para una correcta comprensión del curso seguido en el trabajo.

En cualquier caso, el método *RK-Soave* seleccionado, así como los componentes y los demás parámetros definidos en el entorno de propiedades son comunes para cualquier simulación que se realice, por lo que no será necesaria modificación alguna sobre el entorno de propiedades fijado.

### 6.2.1. Modelo para el estudio de la temperatura de preenfriamiento

El objetivo de esta simulación es poder estudiar el efecto producido por la temperatura de *precooling* sobre el sistema de licuefacción. Para su consecución, se parte del proceso “*Precooled LNG process with a phase separator*” ([Venkatarathnam, 2008](#)) y se modela en *Aspen Plus* manteniendo los principales parámetros sugeridos por el autor.

La numeración utilizada en la simulación del proceso para nombrar las corrientes se corresponde con la seguida por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)), véase la [Figura A.2.4](#), con el fin de simplificar la comparativa de resultados entre ambos procesos. El proceso completo simulado se encuentra en la [Figura A.2.1](#) del [Anexo II. Simulaciones](#).

#### Tren de compresión

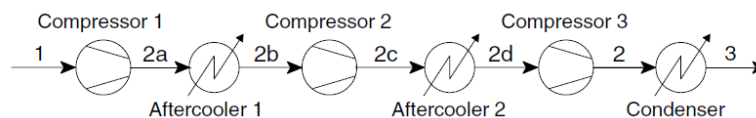


Figura 6.3. Esquema del tren de compresión ([Venkatarathnam, 2008](#))

Se comienza insertando la “*corriente 1*” de refrigerante mixto, que se introduce al tren de compresión, como se puede visualizar en la [Figura A.2.1](#). Este tren consiste en tres compresores con etapas intermedias de refrigeración, como muestra la [Figura 6.3](#), que evitan un aumento excesivo de la temperatura. Para fijar el ratio de compresión en cada compresor, se emplea la [Ecuación 6.1](#).

$$ratio = \left(\frac{P_3}{P_1}\right)^{1/n} \quad Ec. 6.1$$

Donde  $P_3$  es la presión a la salida del último compresor, correspondiente a la “corriente 3” en *bar*;  $P_1$  es la presión a la entrada del primer compresor, correspondiente a la “corriente 1” en *bar* y  $n$  es el número de compresores presente en el tren (*adim*).

Introduciendo los valores conocidos de presión de entrada (3 bar), de salida (48,6 bar) y el número de etapas (3 compresores) en la [Ecuación 6.1](#) se obtiene el ratio de compresión.

$$ratio = \left(\frac{48,6}{3}\right)^{1/3} = 2,53$$

En *Aspen*, véase la [Figura 6.4](#), se introduce en los dos primeros compresores isentrópicos (C-01 y C-02) este ratio de 2,53. En el último, C-03, se fija una presión de salida de 48,6 bar, que es la requerida para el refrigerante mixto en la etapa de preenfriamiento con propano. La eficiencia isentrópica que se aplica en los compresores es de 0,8 para todos ellos de cara a la validación del modelo, ya que es el valor tomado por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)). Sin embargo, para la simulación posterior en el estudio de la temperatura de *precooling*, una vez validado el modelo, se amplía la eficiencia isentrópica a 0,85 por ser un valor común en la industria actual para grandes compresores.

Por su parte, los *aftercoolers* intermedios se caracterizan por la temperatura de refrigeración y la caída de presión en ellos. Se detallan valores de 305 K de temperatura a la salida del intercambiador y una caída de presión de 0 bar. En el caso del primer equipo de refrigeración (E-01), se comprueba que su uso no es necesario para las condiciones de partida, puesto que la temperatura de la corriente de salida del primer compresor no excede la cifra de 305 K.

Con el fin de cuantificar la suma de potencia (kW) requerida en el tren de compresión, se extraen las corrientes de trabajo ( $W1$ ,  $W2$  y  $W3$ ) y se llevan a un bloque mezclador de trabajo ( $WMIX-MR$ ), del que se obtiene la cantidad total de energía de compresión para el refrigerante mixto ( $W-MR$ ). Estas corrientes se detallan en la [Figura 6.4](#), sección correspondiente al modelo simulado en la [Figura A.2.1](#).

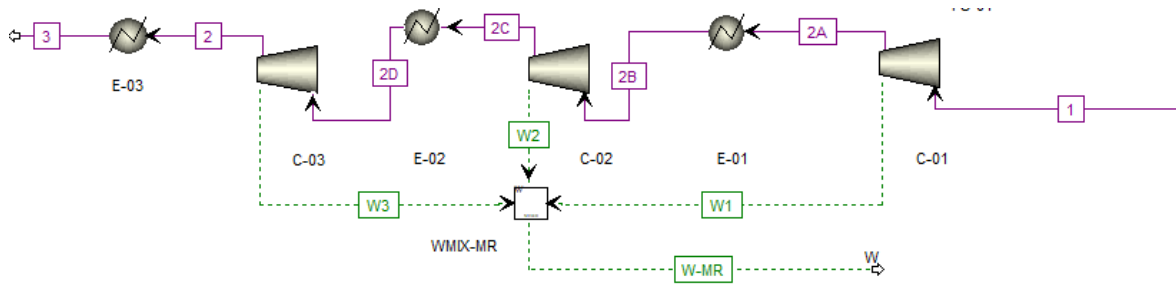


Figura 6.4. Detalle de la sección de compresión de refrigerante mixto en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

### **Precooler**

Acto seguido, la “corriente 3” de salida del tren de compresión se conduce al *precooler*. El refrigerante mixto (“corriente 3”) y el gas natural (“corriente 14”) se preenfían con propano (“corriente A”) hasta una temperatura de 240 K. En Aspen, se emplea un bloque *multi-stream heat exchanger* (Figura 6.5) que permite insertar varias corrientes calientes y frías para el intercambio. Está indicado para modelar enfriamientos de GNL o *cold-boxes* (AspenTech, 2021).

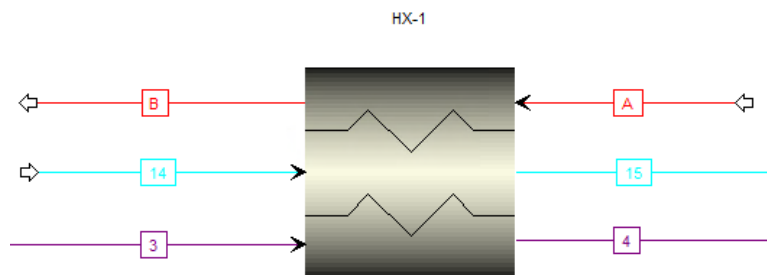


Figura 6.5. Precooler HX-1 de una etapa teórica en el sistema de licuefacción en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

Para el correcto funcionamiento del equipo HX-1, se deben especificar cuáles son las corrientes calientes de entrada (*flujo en 3* y *flujo en 14*) y sus respectivas corrientes de salida (*flujo en 4* y *flujo en 15*), así como sus corrientes frías de entrada (*flujo en A*) y su respectiva corriente de salida (*flujo en B*). A continuación, se especifican parámetros de diseño que permiten la operación del equipo. En este caso, se fijan las temperaturas deseadas en las corrientes de salida de refrigerante mixto y gas natural con un valor de 240 K.

Para poder visualizar el incremento mínimo de temperaturas (*MITA*) en el equipo, así como otros parámetros de interés, se accede a la pestaña “*Zone Analysis*” dentro de la interfaz del equipo y se amplía el número de zonas a un valor superior a 1. Además, se indica que la operación se realiza a contracorriente.

Las corrientes insertadas tienen fijados los valores de flujo, composición, presión y temperatura como inputs.

En el gas natural, “*corriente 14*”, las condiciones de temperatura, presión y composición son las fijadas en el [Capítulo 3.3.1. Gas natural](#). Por su parte, el flujo inicial propuesto es de  $0,748 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$ , el suministrado por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)). Como se detalla después, este flujo no es el final, puesto que varía mediante una especificación de diseño, pero en un principio se debe establecer un valor de partida en el cuestionario de inputs.

El refrigerante mixto, “*corriente 3*”, posee una composición determinada en la [Tabla 3.3](#) del [Capítulo 3.5.2. Refrigerante mixto](#). Junto a estas fracciones molares, se incluyen en la caracterización de la corriente: la presión de 48,6 bar (que es alterada automáticamente por el valor fijado en el compresor C-03 durante el *run* de la simulación), la temperatura de 305 K (que es alterada por el valor fijado en el intercambiador E-03 durante el *run* de la simulación) y el flujo de refrigerante que es la base fijada de  $1 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$  por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)).

El propano, “*corriente A*”, al ser optimizado posteriormente durante el dimensionamiento de la sección de preenfriamiento, no se ha especificado con los valores finales. Para esta primera simulación, en la que no se desarrolla el ciclo de preenfriamiento de cuatro etapas, tan sólo se requiere una corriente que garantice el intercambio de calor necesario para alcanzar las temperaturas de *precooling* establecidas. Se ha fijado una temperatura de 237 K para que en el lado frío el MITA sea de 3 K. En lugar de la presión, se establece una fracción de vapor de 0 en la “*corriente A*” para que el propano se encuentre como líquido subenfriado. El flujo es de  $0,625 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$ .

### Cold – box

La “*corriente 4*” y la “*corriente 15*” preenfriadas a 240 K se conducen a la denominada *cold-box*. Para ver todas las corrientes incluidas, puede acudir a la [Figura 6.6](#) donde se detallan los componentes presentes en la simulación de la *cold-box*.

El refrigerante mixto de alta presión (“*corriente 4*”) se separa en un *flash* (PS-01) a la temperatura que marca la corriente de entrada y sin caída de presión. Se realiza una especificación de diseño para que la temperatura del bloque PS-01 sea siempre la de la “*corriente 4*” de entrada. Las dos fases resultantes, el vapor (“*corriente 5*”) y el líquido (“*corriente 11*”), se introducen como corrientes calientes junto a la “*corriente 15*” de gas natural al bloque *multi-stream heat exchanger* HX-2.



El bloque *HX-2* se ha detallado para que el incremento de temperatura de sus corrientes calientes (“corriente 5”, “corriente 11” y “corriente 15”) sea siempre el mismo. De esta manera, se tiene siempre un tamaño de equipo similar ante diferentes temperaturas de preenfriamiento. El valor fijado en el incremento es de  $-95,3$  K y está basado en la bibliografía (Venkatarathnam, 2008). Además, se define un valor del *MITA* (diferencia mínima de temperatura) de 3 K. Para conseguirlo se realiza una especificación de diseño que varía el flujo de entrada de gas natural para garantizar en cualquier caso simulado este valor de diferencia mínima de temperatura. Para activar el cálculo del *MITA* en el equipo, se debe seleccionar un número de zonas superior a la unidad dentro de la pestaña “*Zone Analysis*” en la interfaz del bloque *HX-2*. También se fija una dirección de flujo en contracorriente.

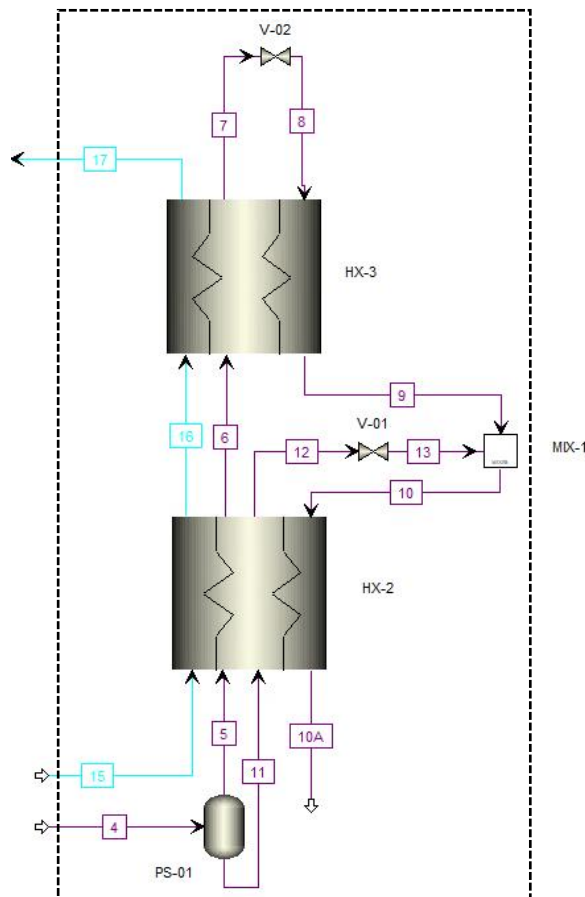


Figura 6.6. Detalle de la cold-box en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

La salida de *HX-2* se reparte entre dos caminos. El flujo de gas natural (“corriente 16”) y el refrigerante mixto procedente de la fase vapor (“corriente 6”) se llevan a otro bloque *multi-stream heat exchanger*, *HX-3*. Por su parte, el refrigerante de la fase líquida subenfriado (“corriente 12”) se recircula.

En HX-3 las corrientes calientes (*flujo en 6* y *flujo en 16*) se enfrían hasta una temperatura de 113 K estipulada (Venkatarathnam, 2008). Estas dos temperaturas de salida son las especificaciones aplicadas al intercambiador. En este caso no se aplica un valor de *MITA* en el equipo, puesto que no existen grados de libertad que alterar para su consecución. Sin embargo, este valor sí que es objeto de estudio, con lo que en la pestaña “*Zone Analysis*” se cuenta con un número de zonas de la unidad o superior para poder cuantificarlo. También se fija un flujo en contracorriente en el equipo.

La salida de gas natural enfriado (“*corriente 17*”) sale de la *cold-box* para recuperar el GNL. El refrigerante mixto de alta presión enfriado (“*corriente 7*”) se expande en la válvula V-02 hasta 3 bar (Venkatarathnam, 2008). Esta corriente de refrigerante mixto de baja presión se utiliza como corriente fría en HX-3. A la salida del equipo, el refrigerante mixto de la “*corriente 9*” se mezcla con la recirculación del refrigerante de la “*corriente 12*”, previamente expandida en V-01 hasta los 3 bar (“*corriente 13*”) (Venkatarathnam, 2008). La mezcla resultante es el refrigerante mixto de baja presión aprovechado en HX-2 como corriente fría.

#### **Cierre del ciclo de refrigerante mixto**

La corriente fría de salida de HX-2 (“*corriente 10A*”) es el refrigerante mixto de baja presión que debe ir al tren de compresión para reiniciar el ciclo. Para las condiciones estipuladas, la “*corriente 10A*” se encuentra como vapor sobrecalentado, por lo que puede conducirse directamente al compresor. Sin embargo, ante una modificación en las condiciones del proceso puede producirse la formación de líquido. Por ello, se ha incluido un pequeño intercambiador, E-04, que garantiza el estado vapor de la “*corriente 1*” antes de la compresión. Esta inclusión se hace a efectos de consistencia en la simulación, aunque puede no ser necesaria en la instalación real. Se puede apreciar el sistema descrito en la [Figura 6.7](#).

Se ha incluido también un *splitter* (SPLT) que permite extraer refrigerante del sistema (*corriente 10B*), aunque su fracción de división se ha dejado por defecto en 0. Ligada a esta derivación, se incluye una entrada (“*corriente 1A*”) que garantiza una cantidad operativa dentro del ciclo de refrigerante mixto de  $1 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$  (Venkatarathnam, 2008). Mediante una especificación de diseño, en caso de alterar la fracción de división en el *splitter* se comienza a introducir el flujo de refrigerante necesario. No obstante, se pretende que no sea necesario su uso y que el ciclo se mantenga cerrado durante todo el trabajo.

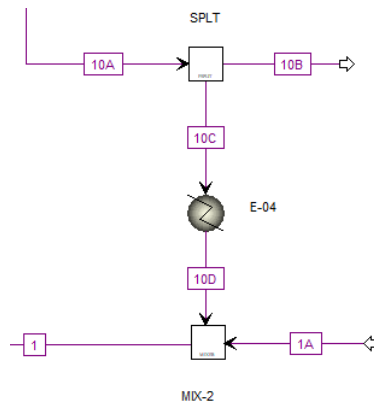


Figura 6.7. Detalle del cierre de ciclo de MR en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

### **Obtención del gas natural licuado (GNL)**

La “corriente 17” de gas natural, enfriada tras salir de *HX-3*, se lleva a la válvula *V-03* donde se expande hasta condiciones ambiente a 1 bar de presión. Durante la expansión se produce una determinada fracción de vapor, por lo que la “corriente 18” se inserta en un *flash* (*PS-02*) para separar las fases. La “corriente 19” contiene el líquido, que es el gas natural licuado producido. La “corriente 20”, denominada *end flash gas* (EFG), es el vapor formado que se emplea para producir potencia que utilizar en la compresión del sistema.

La [Figura 6.8](#) indica el proceso mencionado. En *PS-02* se mantiene la temperatura de la “corriente 18”, por lo que se crea una especificación para que la temperatura en el bloque sea la misma que en dicha corriente. La caída de presión en el equipo se fija como nula.

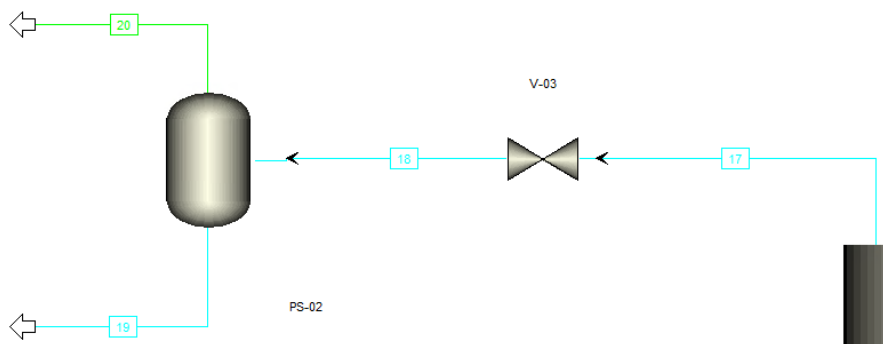


Figura 6.8. Detalle de la obtención de GNL en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

### **Sistema de recuperación de trabajo**

Ampliando los modelos bibliográficos consultados, se incluye en la simulación el sistema de aprovechamiento de la corriente EFG. Se diseña un proceso de turbina de gas que permite recuperar parte del trabajo suministrado en la compresión del ciclo, cuya simulación se presenta en la [Figura 6.9](#).

El flujo de EFG (“corriente 20”) se comprime en dos etapas (C-04 y C-05) antes de introducirse en la cámara de combustión. Ambos compresores (C-04 y C-05) cuentan con un rendimiento isentrópico de 0,8 al ser de pequeño tamaño. El primero, C-04, se define con un ratio de compresión de 4, mientras que en C-05 se especifica la presión de salida necesaria para la cámara de combustión, la cual es de 20 bar (Boyce, 2012). Se insertan corrientes de trabajo (W4 y W5) en ambos compresores para cuantificar mediante el bloque mezclador de trabajo WMIX-EFG la potencia requerida para la compresión de la corriente EFG.

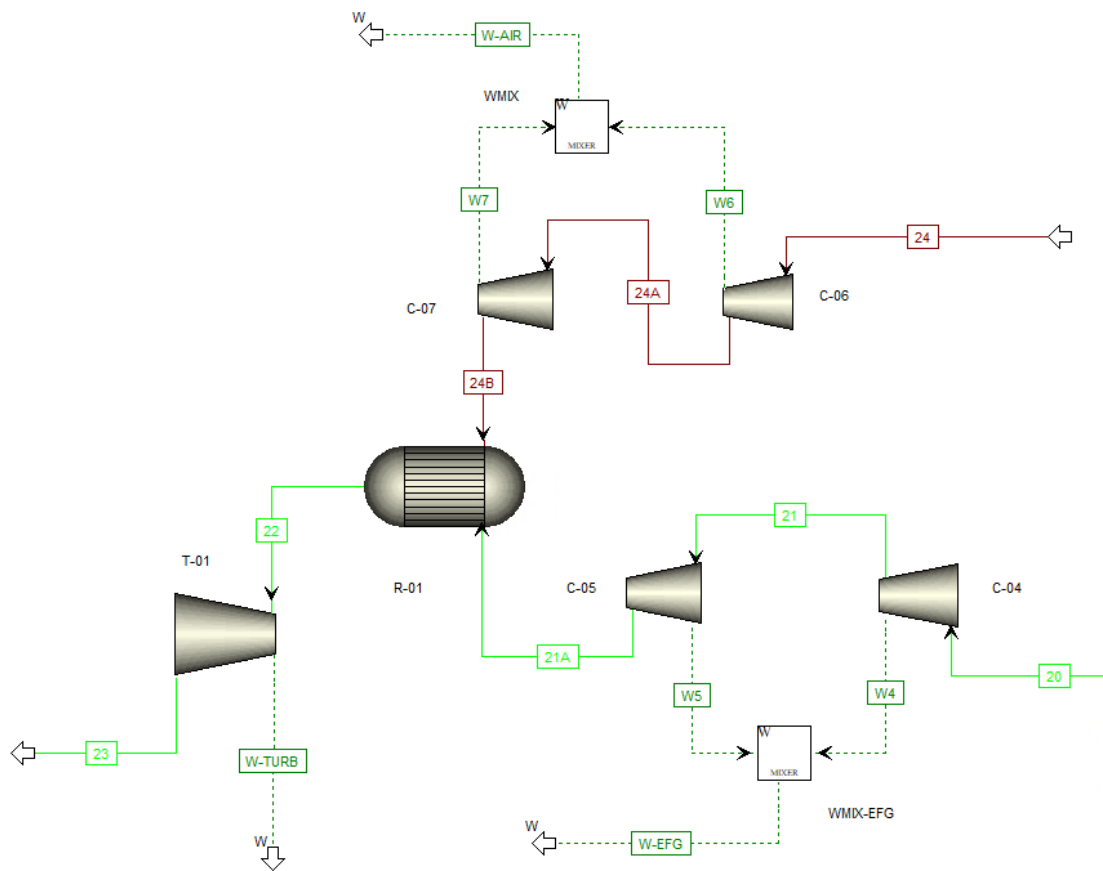
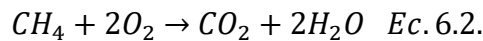


Figura 6.9. Detalle de la sección de turbina de gas en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

Para la combustión se requiere un suministro de aire que garantice el oxígeno necesario en la reacción. La “corriente 24” inserta aire en condiciones ambiente a 300 K y 1 bar. Se debe especificar también en el cuestionario de inputs un flujo molar cualquiera, que es alterado por una especificación de diseño para que la cantidad de aire introducida provea un flujo con una cantidad de oxígeno de 3,5 veces la estequiométrica. Como este flujo va a ser elevado por el exceso de oxígeno y la amplia presencia de nitrógeno en el aire, la energía de compresión va a ser grande. En los compresores C-06 y C-07 se determina un rendimiento isentrópico de 0,85 por su gran tamaño. El ratio de compresión fijado en el

bloque C-06 es de 4,5. En C-07 se establece la presión de salida en 20 bar (Boyce, 2012). De ambos compresores se extraen las corrientes de trabajo suministradas (W6 y W7) para obtener la potencia total consumida ( $W-AIR$ ) en la compresión del aire.

La cámara de combustión (R-01) no sufre caída de presión, por lo que se fija un valor de 0 en este parámetro. Además, es adiabática, con lo que se especifica un *duty* nulo en el equipo. Se asigna conversión total para el metano, que es el único componente de EFG que se asume que se quema. No se ha detallado la combustión de otros compuestos por su cantidad ínfima presente en la “corriente 20”. Así, la reacción introducida en la interfaz del bloque es la indicada en la [Ecuación 6.2](#). Se corresponde con la combustión completa del metano.



La “corriente 22” que sale de la cámara de combustión va a la turbina de gas (T-01) donde se expande hasta un valor fijado de 1,2 bar (Boyce, 2012). También se fija un rendimiento isentrópico de la turbina de 0,9. Este valor se corresponde con las eficiencias actuales en la industria para este tipo de procesos. Los gases de combustión extraídos se van fuera de los límites de batería. La potencia producida se extrae como la corriente de trabajo  $W-TURB$  para el estudio de este valor.

### 6.2.2. Modelo para el dimensionado de la sección de preenfriamiento con propano

El objetivo de esta simulación es poder dimensionar la sección de preenfriamiento con propano para el valor seleccionado de temperatura de preenfriamiento tras el estudio de su influencia sobre el sistema. Para conseguirlo, se parte del proceso “*Propane precooled phase separator C3-MR process*” (Venkatarathnam, 2008) y se modela con *Aspen Plus* (AspenTech, 2021) únicamente la sección de preenfriamiento con propano en cuatro etapas, manteniendo algunos de los parámetros sugeridos por el autor.

En la simulación se emplea la numeración de las corrientes utilizada por el autor (Venkatarathnam, 2008), apreciable en la [Figura A.2.6](#), con el fin de facilitar la posterior comparación de los resultados. El modelo completo del ciclo de preenfriamiento se encuentra en la [Figura A.2.2](#) del [Anexo II. Simulaciones](#).

Los valores expuestos en este capítulo se corresponden con los iniciales que permiten validar el modelo comparado con la bibliografía (Venkatarathnam, 2008), aunque varios de estos valores son modificados posteriormente tras el estudio y análisis de sensibilidad

realizado. Los valores alterados se desarrollan a lo largo del [Capítulo 7. Estrategia de resolución](#).

### Condensador de propano

Se comienza la simulación por la “corriente 17”, la cual es el inicio del ciclo de propano. El flujo total proveniente de la compresión escalonada del propano se condensa en el equipo “E1-PROP”, véase la [Figura 6.10](#). Inicialmente se establecen unos valores de *input* a la “corriente 17”, los cuales se modifican con la simulación total del proceso. Esta es la corriente *tear stream* del ciclo, y se le asigna un flujo de  $1,027 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$  (modificado posteriormente por una especificación de diseño), una temperatura de 330 K (modificada por la temperatura real a la salida de la última etapa de compresión), una presión de 14,3 bar (que se modifica para que sea igual a la de saturación a la salida del condensador) y una fracción molar de propano de 1 (fija).

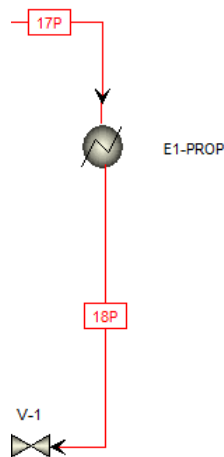


Figura 6.10. Detalle del condensador del ciclo de propano en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

En el condensador *E1-PROP* se especifica una temperatura de 315 K y una fracción de vapor de 0 que garantice el líquido saturado. La presión resultante, correspondiente a la “corriente 18”, es la asignada al compresor final *C1-PROP* que propicia la presión de la “corriente 17”, de manera que la caída de presión en el condensador es nula.

La “corriente 18” se introduce en la válvula *V-1* que expande el propano antes de utilizarlo como corriente fría en el primer intercambiador *HXP1*.

### Intercambiador multi-corriente HXP1 del ciclo de propano

La presión a la salida de la válvula *V-1* se reduce aproximadamente a la mitad, enfriando la “corriente 18” para su uso en *HXP1*. Se adiciona una especificación de diseño que altera

el flujo de propano en la “corriente 17” para garantizar una diferencia de temperatura en el lado frío (CSTA) de 3 K. Para cuantificar el CSTA, se activa en la pestaña “Zone Analysis”, dentro del interfaz del bloque HXP1, un número de zonas superior a la unidad (50 en este caso concreto). También se especifica una dirección de flujo en contracorriente.

La “corriente 39” de gas natural y la “corriente 3” de refrigerante mixto presentan las mismas condiciones y parámetros que en la simulación previa. Se fija un valor de fracción de vapor para el propano a la salida del equipo de 0,354 (Venkatarathnam, 2008). Este propano, como muestra la Figura 6.11, se conduce a un equipo de flash (PS-1) que separa el vapor, reconduciéndolo al tren de compresión, y el líquido, llevado a una nueva válvula previa al siguiente intercambiador HXP2.

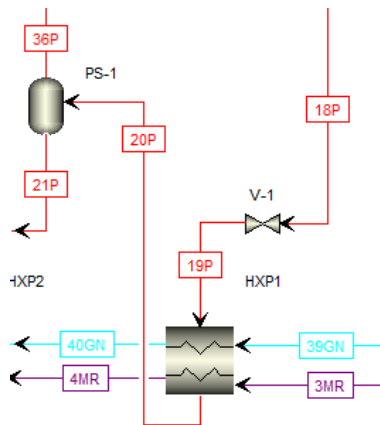


Figura 6.11. Detalle del intercambiador HXP1 en el ciclo de propano en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

En PS-1 se fija una caída de presión nula y un *duty* de 0 kW, con lo que el equipo opera en condiciones isoentálpicas separando el contenido de líquido y vapor mediante el equilibrio termodinámico.

### Intercambiadores multi-corriente HXP2 y HXP3 del ciclo de propano

La “corriente 21” con el propano líquido separado en PS-1 se introduce en la válvula V-2 que expande y enfría la corriente de entrada en HXP2. Se introduce como *input* de V-2 una presión aproximada de 5,1 bar que se modifica mediante una especificación de diseño para garantizar un CSTA de 3 K en HXP2. Se activa un número de zonas superior a la unidad (50) en la pestaña de “Zone Analysis” dentro del interfaz del bloque HXP2 para poder cuantificar el CSTA. Se fija, en el mismo, una dirección de flujo en contracorriente. En este equipo se detalla una fracción de vapor del propano a la salida de 0,312 (Venkatarathnam, 2008).

Como se muestra en la [Figura 6.12](#), la corriente de propano extraída del intercambiador *HXP2* se conduce al *flash* *PS-2* que separa la fracción vapor de la líquida. El mismo procedimiento se lleva a cabo con la corriente de propano extraída de *HXP3* hasta *PS-3*. Tanto *PS-2* como *PS-3* se especifican con una caída de presión nula y un *duty* de 0 kW.

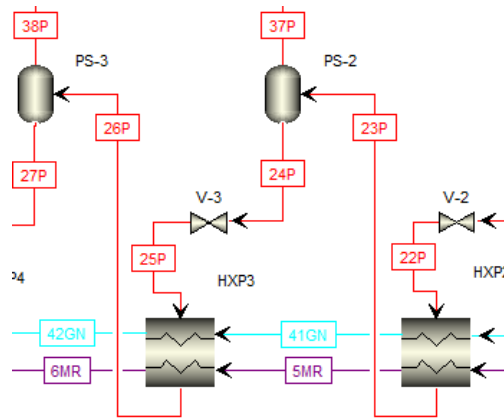


Figura 6.12. Detalle de los intercambiadores *HXP2* y *HXP3* en el ciclo de propano en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

Por su parte, el proceso seguido por el flujo de líquido que abandona *PS-2*, “corriente 24”, es el mismo que el descrito para la salida de *PS-1*. Se conduce a una válvula (*V-3*) para expandir y enfriar la fracción líquida y se inserta en *HXP3*. La presión de salida de *V-3* se fija como 2,5 bar, aunque se modifica mediante una especificación de diseño para garantizar un *CSTA* de 3 K en *HXP3*. La forma de activación es análoga a la descrita en *HXP1* y *HXP2*, empelando 50 zonas.

La “corriente 26” de salida de propano de *HXP3* va a *PS-3* para su separación.

### **Intercambiador multi-corriente *HXP4* y heater *E2-PROP* del ciclo de propano**

El líquido separado en *PS-3*, “corriente 27”, se expande en la válvula *V-4* hasta una presión de 1,3 bar. Esta presión varía con una especificación de diseño para obtener un *CSTA* de 3 K en *HXP4*. Para ello, se activa en el interfaz del bloque un número de 50 zonas en la pestaña “*Zone Analysis*”.

En este caso, se fija la temperatura de salida deseada del preenfriamiento para la “corriente 43” de gas natural y la “corriente 7” de refrigerante mixto en 240 K en el bloque *HXP4*. La salida del propano del equipo posee una determinada fracción de vapor bajo estas condiciones, por lo que se hace necesario incluir un *heater* que sobrecaliente toda la “corriente 29”, ya que va directa a un compresor. El equipo *E2-PROP*, mostrado en la [Figura 6.13](#), se ajusta para producir un sobrecalentamiento de la corriente de 5 K y tener



unas pérdidas de carga nulas. Así, la “corriente 29A” puede ser introducida en el principio del tren de compresión, más concretamente en el compresor *C4-PROP*.

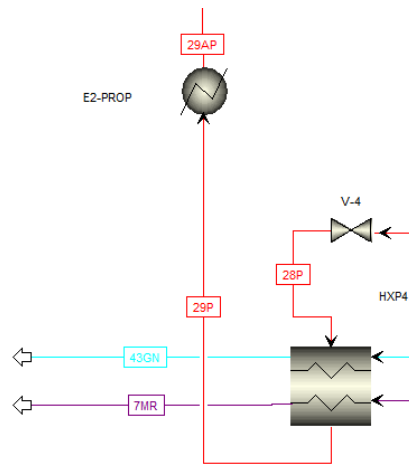


Figura 6.13. Detalle del intercambiador HXP4 en el ciclo de propano en Aspen Plus v12 (Venkatarathnam, 2008)

### Tren de compresión del ciclo de propano

El tren de compresión se compone de cuatro compresores (*C1-PROP*, *C2-PROP*, *C3-PROP* y *C4-PROP*) que elevan la presión escalonadamente de las derivaciones de la fase vapor de propano en la salida de los separadores de fase *PS-1*, *PS-2*, *PS-3* y del final del ciclo de propano que proviene de *HXP4*. Las corrientes se mezclan en etapas intermedias para reagrupar de nuevo todo el flujo de propano antes de comenzar una nueva iteración en el ciclo.

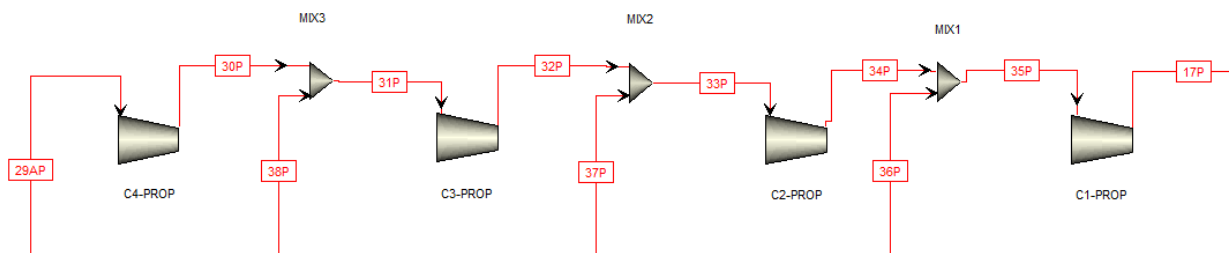


Figura 6.14. Detalle del tren de compresión en el ciclo de propano en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

Para el correcto funcionamiento del sistema, se realizan las siguientes especificaciones:

- Que el compresor *C4-PROP* eleve la presión al mismo valor al que expande la válvula *V-3*. De esta manera, la mezcla en el bloque *MIX3* será a la misma presión.
- Que el compresor *C3-PROP* eleve la presión al mismo valor al que expande la válvula *V-2*. De esta manera, la mezcla en el bloque *MIX2* será a la misma presión.
- Que el compresor *C2-PROP* eleve la presión al mismo valor al que expande la válvula *V-1*. De esta manera, la mezcla en el bloque *MIX1* será a la misma presión.

- Que el compresor *C1-PROP* eleve la presión al valor de presión de saturación del propano en condiciones de 315 K. De esta manera, no se producen pérdidas de carga en el condensador *E1-PROP*.
- Además, todos los compresores (*C1-PROP*, *C2-PROP*, *C3-PROP*, *C4-PROP*) cuentan con un rendimiento isentrópico de 0,85.

### 6.2.3. Modelo del proceso completo

La simulación del proceso completo se realiza con la unión de ambas partes simuladas en el [Capítulo 6.2.1. Modelo para el estudio de la temperatura de preenfriamiento](#) y en el [Capítulo 6.2.2. Modelo para el dimensionado de la sección de preenfriamiento con propano](#). Para ello, se sustituye la etapa teórica de preenfriamiento de la primera simulación con el ciclo completo de propano de la segunda. Debe indicarse que la simulación final se desarrolla con los valores finales del estudio realizado, para lo que se siguen los pasos indicados a lo largo del [Capítulo 7. Estrategia de resolución](#).

En el [Anexo II. Simulaciones](#) se puede observar el diagrama de flujo en *Aspen* del proceso completo simulado, presente en la [Figura A.2.3](#).

En el entorno de simulación, el proceso completo apenas sufre modificaciones respecto a los subprocesos anteriores. Las especificaciones del sistema se corresponden con la suma de todas las impuestas sobre los sistemas independientes.

Como principal diferencia se somete la planta a un aumento de escala para elevar la producción de GNL hasta 1 MTPA, por lo que se debe incluir una especificación de diseño que permita alcanzar este valor. La base de diseño hasta el momento es el refrigerante mixto con un valor de 1 mol·s<sup>-1</sup>. Con el fin de garantizar la producción deseada se realiza una especificación de diseño que modifica esta cantidad de refrigerante. Para que el resto de las especificaciones de diseño se cumplan, se deben modificar sus límites de variación de forma proporcional al aumento de producción.

Las *tear stream* de este modelo final se corresponden con la “*corriente 1*” de refrigerante mixto y la “*corriente 21*” de propano, comienzo del ciclo de refrigerante mixto e inicio del ciclo de propano, respectivamente. La numeración empleada es la de la [Figura A.2.3](#), la cual representa el modelo final del proceso.

### 6.3. Validación del modelo

Los modelos simulados se deben validar antes de realizar las variaciones en los parámetros y variables que se estudian. A continuación, se muestran las desviaciones en los resultados obtenidos respecto a los modelos bibliográficos de partida y se justifica si se pueden o no validar las simulaciones según estos valores.

#### 6.3.1. Validación del modelo “Precooled LNG process with a phase separator”

Para visualizar los valores de las desviaciones en todas las corrientes se debe acudir a la [Tabla A.2.1](#) y a la [Tabla A.2.2](#) del [Anexo II. Simulaciones](#), apartado [II. II. Validación de modelos](#). La numeración se corresponde con la propuesta en la [Figura A.2.1](#) de este anexo.

Las diferencias indican que los resultados son muy similares a los aportados por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)). Las principales diferencias (superiores al 1%) se encuentran en:

- La composición de etano y propano en la fase vapor separada en el *flash* (PS-01). El cálculo del equilibrio líquido – vapor en el equipo para los componentes más pesados arroja una desviación del 2,13% para el etano y del 3,90% para el propano. Esta variación es consecuencia del método de resolución mediante las ecuaciones de estado utilizado por Aspen.
- La fracción de vapor a la salida de las válvulas V-01 y V-02. El error a la salida de la primera es de 1,64% (V-01), mientras que al abandonar la segunda es de 2,62% (V-02). En este caso, el error también se debe al equilibrio líquido – vapor resuelto mediante parámetros binarios de las ecuaciones de estado en Aspen Plus.
- El flujo molar de gas natural insertado en el sistema (“corriente 14”). La desviación es de un 2,20%. El flujo que entra se regula para que el MITA en el intercambiador HX-2 sea de 3 K. En el caso original esta diferencia de temperaturas mínima se encuentra en un punto intermedio del intercambiador. Por su parte, en la simulación realizada, el software de Aspen sitúa en uno de los extremos el MITA, lo que suele ocurrir en los intercambiadores utilizados en la industria. Es probable que la diferencia de localización de este punto de mínima diferencia de temperatura cause un incremento en la desviación de gas natural insertado.

Por tanto, el mayor error se produce en el cálculo de un equilibrio y es del 3,90%. No obstante, estos datos suponen un ligero error admisible y permiten concluir la validez del modelo desarrollado. El resto de los valores se encuentran iguales o muy próximos a los

esperados, por lo que todo hace indicar un funcionamiento del modelo suficientemente cercano a la realidad para alcanzar los propósitos perseguidos.

### 6.3.2. Validación del modelo “*Propane precooled phase separator C3-MR process*”

En este caso, sólo se valida la sección de preenfriamiento con propano en cuatro etapas. El proceso *C3-MR* se compone de los mismos elementos que el modelo “*Precooled LNG process with a phase separator*” del apartado previo, con la adición del ciclo de propano que sustituye la etapa de preenfriamiento teórica. Por tanto, los resultados de la licuefacción en la *cold-box*, así como en el resto del proceso que no abarca el ciclo de propano, son los mismos que los mostrados en el [Capítulo 6.3.1. Validación del modelo “Precooled LNG process with a phase separator”](#).

Para la visualización de las corrientes que intervienen en la sección de propano, y cuyos valores son estudiados, se debe acudir a la [Tabla A.2.3](#), la [Tabla A.2.4](#) y la [Tabla A.2.5](#) del [Anexo II. Simulaciones](#), apartado [II. II. Validación de modelos](#). La numeración empleada de las corrientes y equipos se corresponde con la utilizada en la [Figura A.2.2](#) de este anexo.

Las diferencias entre los valores aportados por la bibliografía ([Venkatarathnam, 2008](#)) y los valores obtenidos en el modelo simulado con *Aspen Plus* ([AspenTech, 2021](#)) son muy pequeñas. Las principales diferencias, superiores al 1%, se encuentran en:

- La presión a la salida del tren de compresión de propano (*C1-PROP*). Esta presión se fija para que a la salida del condensador (*E1-PROP*) el propano se encuentre como líquido saturado y no haya pérdidas de carga en el equipo. La desviación es de 1,26%, que se debe al equilibrio líquido – vapor calculado por *Aspen* y que difiere levemente de los resultados aportados por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)). A su vez, esta variación en el inicio del ciclo repercute sobre la presión en diferentes puntos posteriores.
- La presión a la salida de las válvulas V-1 y V-2. Afecta a las corrientes que salen de estas válvulas y a las recirculaciones que se producen mediante los equipos de separación *flash PS-1* y *PS-2*, ya que no sufren pérdidas de carga. También repercute sobre la compresión en *C3-PROP* y *C2-PROP* que aporta el valor de presión a la salida de estas válvulas para la mezcla de las recirculaciones. Las desviaciones que se alcanzan en ambas válvulas, y por consiguiente en el resto de las corrientes presentes entre los equipos descritos, son de 1,53% y 2,03%, respectivamente. Como se indica, este error se debe a la diferente presión de

saturación calculada, la cual repercute sobre la apertura de las válvulas variando levemente los resultados.

- Las fracciones de vapor a la salida de las válvulas V-2, V-3 y V-4. Las desviaciones son de 2,53%, 4,93% y 4,45%, respectivamente. Suponen las diferencias más elevadas entre los datos comparados. Son causadas por la forma de cálculo del equilibrio líquido – vapor en el software de *Aspen Plus* mediante los parámetros binarios de las ecuaciones de estado y también van ligadas a las desviaciones en las presiones obtenidas en estos puntos.
- Flujo molar de propano a lo largo del ciclo. Se especifica que se varíe el flujo de propano en la “*corriente 17*”, previa al condensador *E1-PROP*, para que la diferencia mínima de temperatura en el extremo frío (*CSTA*) del primer intercambiador (*HXP1*) sea de 3 K. El resultado varía del bibliográfico en un 1,46%. Esta desviación ocasiona que a lo largo de todo el ciclo de propano la cantidad de flujo difiera en el intervalo comprendido entre 1,27% - 1,62%.

Atendiendo a los resultados obtenidos, las desviaciones no son elevadas, siendo como mucho del 2%, a excepción de las producidas en las fracciones de vapor extraídas de las válvulas. Estas, con un máximo de 4,93% son producto de la variación ocasionada en el cálculo del equilibrio líquido – vapor, de las diferentes aperturas de las válvulas respecto a los valores bibliográficos y consecuencia de haber fijado a la salida de los intercambiadores la fracción de vapor, lo que ocasiona esta desviación. En cualquier caso, es un error tolerable, puesto que no afecta de forma notable en el resto de los parámetros del proceso.

Por tanto, el método se considera validado para su utilización en el estudio del sistema de preenfriamiento con propano.

## 7. Estrategia de resolución

### 7.1. Procedimiento de resolución

El estudio y diseño del ciclo de licuefacción propuesto se realiza por partes o secciones del proceso completo. De esta manera, se simplifican las simulaciones en *Aspen Plus* ([AspenTech, 2021](#)) y se facilita la convergencia de las variables sobre el sistema.

Como se pretende estudiar el efecto de la temperatura del *precooled* y dimensionar los intercambiadores de esta etapa de preenfriamiento con propano, se divide en dos partes diferenciadas la estrategia de resolución.

#### 7.1.1. Influencia de la temperatura de preenfriamiento sobre la licuefacción de GN

En primer lugar, se pretende estudiar por qué la temperatura de preenfriamiento de las corrientes de gas natural y refrigerante mixto de alta presión se suele fijar en 240 K en la mayor parte de la bibliografía consultada. Autores como *Venkatathnam* optimizan sus procesos de refrigerante mixto preenfriado con propano a 240 K, ya sea para una o varias etapas de propano ([Venkatathnam, 2008](#)). Otros autores, en cambio, sitúan siempre el preenfriamiento en este tipo de procesos en una aproximación a esta cifra, en el entorno de los -35°C (238 K), pero sin especificar valores concretos para una optimización ([Mokhatab et al., 2014](#)).

El rango de temperaturas preestablecido para el preenfriamiento de refrigerantes mixtos se sitúa en el rango de los 220 – 260 K ([Venkatathnam, 2008](#)). Esta cifra se ve reducida a un entorno mucho más centrado de 235 – 245 K cuando se emplea un sistema de preenfriamiento con propano en el ciclo, como en el proceso *C3-MR*. Sin embargo, no existe información detallada del porqué de esta reducción del intervalo, siendo adoptada la nueva temperatura como un estándar en la industria.

A la hora de estudiar el efecto de la temperatura de preenfriamiento, se analizan variables clave del sistema que tienen importancia por sus implicaciones económicas, críticas o limitantes.

Para esta variación, el modelo simulado está basado en el “*Precooled LNG process with a phase separator*” consultado en la bibliografía ([Venkatathnam, 2008](#)). Su única diferencia con el proceso *C3-MR*, el más utilizado por la industria, reside en que no desglosa el sistema de refrigeración con propano en varias etapas, si no que toma una única etapa teórica, lo que resulta adecuado para este estudio. No obstante, una vez

analizada la influencia de la temperatura de preenfriamiento y seleccionada la óptima, el diseño posterior se realiza sobre el proceso *C3-MR* completo.

En este contexto, se realiza un Análisis de Sensibilidad con *Aspen Plus* variando la temperatura de preenfriamiento entre los 235 – 245 K y se observa su efecto sobre las siguientes variables:

- **Potencia de los compresores (kW).** Se incluye en el estudio el tren de compresión de refrigerante mixto (*C-01*, *C-02* y *C-03*) y los compresores de aire y *end flash gas* previos a la obtención de trabajo por parte de la turbina de gas (*C-04*, *C-05*, *C-06* y *C-07*). De esta manera, se pretende estudiar la cantidad de trabajo requerida en la compresión del sistema.
- **Potencia producida por la combustión del *End Flash Gas* (kW).** La corriente EFG se puede utilizar para obtener parte de la potencia requerida por los compresores. Mediante su combustión se obtiene trabajo producido por una turbina de gas. La diferencia entre la potencia requerida para la compresión y la producida en la turbina es un parámetro importante en términos económicos pues supondrá una importante reducción del gasto energético en el sistema de compresión.
- **Flujo de gas natural insertado al sistema ( $\text{mols}^{-1}$ ).** Se ha especificado en el diseño del intercambiador *HX-2* un *MITA* (diferencia mínima de temperaturas) de 3 K. Para cumplir con el resto de las especificaciones a las que se somete la *cold-box* y ante la variación de la temperatura de preenfriamiento, el sistema varía la cantidad de gas natural de alimentación que puede procesarse (flujo de entrada “*corriente 14*”). Esto se debe a que el autor consultado fija como base del sistema el flujo en el ciclo de refrigerante mixto ( $1 \text{ mols}^{-1}$ ) ([Venkatarathnam, 2008](#)).
- ***MITA* en el intercambiador *HX-3* (K).** La diferencia mínima de temperatura en el intercambiador *HX-3* no se ha especificado para permitir al sistema cierta flexibilidad a la hora de variar la temperatura de preenfriamiento. Un criterio que se tiene en cuenta a la hora de seleccionar la temperatura del *precooling* es que el valor de la *MITA* en *HX-3* se encuentre en el entorno de  $3 \pm 0,5$  K.
- **Temperaturas intermedias entre los intercambiadores *HX-2* y *HX-3* (K).** Tanto las temperaturas en la corriente de refrigerante mixto de baja presión a la salida del intercambiador *HX-2*, como a la entrada del intercambiador *HX-3*, son estudiadas para ver si su variación es significativa. También se analiza la temperatura y fracción de vapor del refrigerante mixto de baja presión a la salida de *HX-3* para ver

si es necesario incluir un pequeño intercambiador que garantice el estado vapor en el tren de compresión.

- **Duty de los intercambiadores HX-2 y HX-3 (kW).** Las necesidades energéticas de cada intercambiador propician un mayor o menor tamaño en los equipos. La comparativa de la cantidad de calor transferida en cada intercambiador (HX-2 y HX-3) en función de la temperatura de preenfriamiento influye en la decisión de la selección.
- **Flujo de GNL producido (mols<sup>-1</sup>).** El producto realizado depende del flujo de alimentación, el cual varía con la temperatura de preenfriamiento. Por tanto, debe ser analizado. Además, la temperatura a la que se enfría el gas natural tras su paso por la *cold-box* (bloque de enfriamiento que incluye a los intercambiadores HX-2 y HX-3) influye en este flujo, puesto que propicia distintas fracciones de vapor tras su expansión a presión atmosférica.
- **Cantidad de nitrógeno (N<sub>2</sub>) presente en la corriente EFG.** Aunque no presenta relación con la temperatura de preenfriamiento, debe cuantificarse, puesto que limita el uso de la corriente de *end flash gas* en la turbina de gas. Depende de la fracción de vapor en la corriente de entrada al equipo *flash*, que es función exclusiva de la temperatura de salida del gas natural en el intercambiador HX-3 (salida de la *cold-box*). Su importancia radica en que esta composición no debe exceder el 36 – 38% del total para poder usarse en la turbina de gas.
- **Fracción de vapor en la corriente previa a la separación *flash* del GNL y EFG.** Tampoco depende de la temperatura de preenfriamiento, pero está estrechamente ligada con la temperatura de salida del gas natural de la *cold-box* y afecta a la producción de GNL o a la fracción de nitrógeno presente en EFG.

A la vista de las últimas variables descritas, se hace necesario extender el estudio de la temperatura de preenfriamiento y ligarlo con el estudio de la temperatura de gas natural a la salida de la *cold-box*. Esta temperatura se encuentra fijada en 113 K ([Venkatarathnam, 2008](#)).

Para ello, se analiza el efecto de la variación de esa temperatura de salida de gas natural para un flujo constante de entrada al sistema de gas. El efecto producido sobre la separación de fases y la fracción de vapor, así como sobre la fracción molar de nitrógeno en EFG se obtiene mediante un Análisis de Sensibilidad en *Aspen Plus* para temperaturas comprendidas entre los 110 – 120 K.



Se seleccionan, entonces, tres temperaturas adecuadas en el intervalo y se repite el Análisis de Sensibilidad en *Aspen Plus* sobre la temperatura de preenfriamiento (235 – 245 K) para diferentes temperaturas de gas natural a la salida de *HX-3*.

### 7.1.2. Estudio del sistema de preenfriamiento con propano

Una vez seleccionadas la temperatura de preenfriamiento y la temperatura de salida del gas natural del intercambiador *HX-3*, se procede al estudio del sistema de preenfriamiento con propano en detalle. En este caso, se simula el *precooler* de cuatro etapas (la selección del número de etapas se detalló en el [Capítulo 4.3. Descripción detallada](#)) basado en el proceso “*Propane precooled phase separator C3-MR process*” consultado en la bibliografía ([Venkatarathnam, 2008](#)). Este sistema amplía la sección de preenfriamiento, pero mantiene las mismas características en la *cold-box* que el proceso simulado en el [Capítulo 7.1.1. Influencia de la temperatura de preenfriamiento sobre la licuefacción de GN](#).

Como se conoce el número de etapas, la temperatura de entrada y salida de las corrientes de gas natural y refrigerante mixto y las necesidades energéticas (*duty*) de intercambio de calor para estas corrientes, se puede dimensionar el sistema de intercambiadores. Todas estas variables se obtienen siguiendo el procedimiento del [Capítulo 7.1.1. Influencia de la temperatura de preenfriamiento sobre la licuefacción de GN](#) con la selección de la temperatura de preenfriamiento y su simulación.

El criterio para el dimensionado de los equipos se focaliza en que los cuatro intercambiadores pongan en juego el mismo flujo entálpico, es decir, que el *duty* de cada intercambiador sea el mismo. Esta elección se debe a razones prácticas. El *duty* transferido entre las corrientes va a propiciar el tamaño del intercambiador. De esta manera, el tamaño de los cuatro intercambiadores se mantiene similar, con el consiguiente ahorro en material de repuesto y mayores facilidades para el mantenimiento. Por estos motivos la industria suele preferir, a ser posible, que los equipos desdoblados o pertenecientes a etapas consecutivas para las mismas corrientes sean idénticos.

Esclarecido el por qué se dimensionan los equipos de intercambio iguales, se analiza el procedimiento a seguir.

- Los kW de *duty* total, obtenidos en la simulación del *precooler* mediante una única etapa teórica, se dividen entre 4 debido a las cuatro etapas de preenfriamiento. De

esta manera, se obtiene el flujo entálpico que debe transferirse en cada intercambiador.

- Como el *MITA* de cada intercambiador es de 3 K, pero se va a dar en el extremo frío del intercambiador debido a las etapas de escalón propias de utilizar un refrigerante puro, se emplea como parámetro de diseño el *CSTA* (diferencia de temperatura en el lado frío). Véase la *Figura 7.1* que detalla las curvas compuestas.

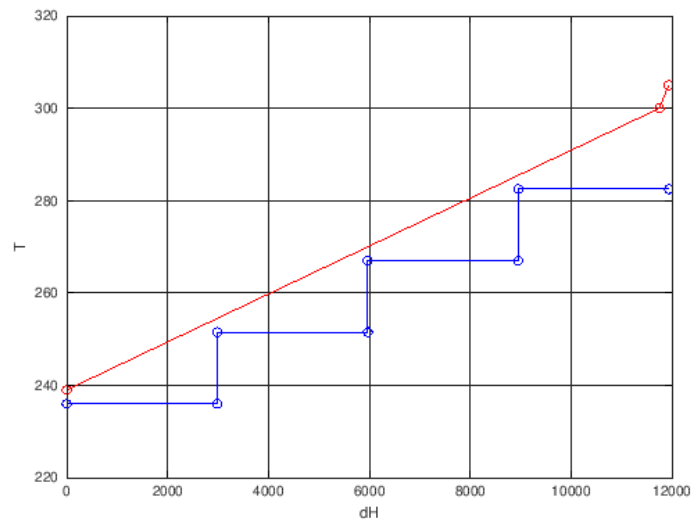


Figura 7.1. Curvas compuestas para el preenfriamiento con propano en HIX (Mato & University of Valladolid, 2022)

- Se dimensiona, por orden, cada uno de los intercambiadores del ciclo de propano para que cumpla con los objetivos propuestos.
  - En primer lugar, se trabaja con *HXP1*. Este equipo proporciona el valor del flujo de propano que preenfriaría todo el sistema. Para ello, se crea una especificación de diseño que varía el flujo de propano para que *CSTA* sea de 3 K en *HXP1*. Por otro lado, se fija una fracción de vapor de propano a la salida del equipo en el entorno de 0,25 a 0,5. Esta fracción afecta considerablemente al resto de intercambiadores y al flujo de propano que se utiliza en el ciclo, por lo que debe ser iterada hasta una solución óptima cuando se encuentra todo el ciclo terminado. Por último, se varía la presión de salida de la válvula V-1 para que el *duty* intercambiado en *HXP1* sea el preestablecido.
  - El dimensionado de *HXP2* y *HXP3* se realiza de forma idéntica. Primero se fija un valor de presión a la salida de la válvula V-2 y V-3 en el cuestionario de inputs. También se escribe una fracción de vapor de propano a la salida de *HXP2* y *HXP3*. Se crea una especificación de diseño que altera la presión de salida en la respectiva válvula para que *CSTA* en *HXP2* y *HXP3* sea de 3 K. A continuación,

se modifica cada una de las fracciones de vapor a la salida de los intercambiadores hasta que el *duty* intercambiado sea el preestablecido.

- Para *HXP4* también se crea una especificación de diseño que altera la presión en la válvula previa, *V-4*, hasta garantizar un *CSTA* de 3 K. Sin embargo, en el intercambiador no se establece una fracción de vapor, si no que se detalla la temperatura de salida del gas natural y refrigerante mixto, los cuales deben salir a la temperatura de preenfriamiento seleccionada tras el análisis de sensibilidad. El *duty*, que es calculado previamente para que sea igual en los 4 equipos, debe ser el mismo que en los intercambiadores anteriores.
- Una vez realizado este proceso, se modifica la fracción de vapor fijada en *HXP1* y se repite toda la estrategia, iterando así hasta encontrar una solución óptima.

Siguiendo el proceso mencionado, se dimensionan los cuatro intercambiadores del ciclo de propano, obteniendo las temperaturas, presiones, fracciones de vapor, flujos molares y flujos entálpicos puestos en juego en cada uno de ellos.

### 7.1.3. Estudio del sistema completo

Finalmente, se simula en *Aspen Plus* el modelo completo dimensionado para comprobar su correcto funcionamiento, véase la [Figura A.2.3](#) del [Anexo II. Simulaciones](#). El proceso global está basado en “*Propane precooled phase separator C3-MR process*” con todas sus etapas y ampliado con el sistema de turbina de gas para el aprovechamiento de la corriente de *end flash gas* ([Venkatarathnam, 2008](#)).

Hasta este momento, se trabaja con una base de cálculo en los flujos del sistema bastante pequeña e igual a la citada por el autor, lo que facilita los cálculos y permite confrontar los resultados con los de los modelos bibliográficos ([Venkatarathnam, 2008](#)). Sin embargo, para dimensionar el proceso final es necesario realizar un cambio de escala en los flujos, puesto que las capacidades reales de las plantas de licuefacción de gas natural son muy superiores. Así, el diseño de equipos y los datos finales son comparables con los existentes actualmente en la industria.

En el proceso de escalado no hay variaciones sustanciales en los parámetros de temperatura, presión, fracción de vapor o composición presentes hasta el momento. La alteración de los flujos sí afecta a la cantidad de potencia y calor intercambiado en los equipos, así como a su tamaño. En cualquier caso, puede ser necesario recurrir a pequeños ajustes en algunos parámetros para garantizar el correcto funcionamiento del sistema.

## 7.2. Cálculo y análisis de resultados

Siguiendo la estrategia de resolución propuesta previamente en este mismo capítulo, se procede al cálculo y análisis de los resultados extraídos de la simulación y su Análisis de Sensibilidad.

### 7.2.1. Influencia de la temperatura de preenfriamiento sobre la licuefacción de GN

Como se ha supeditado la temperatura de salida del intercambiador *HX-3* al estudio de la temperatura de preenfriamiento en *HX-1*, se comienza por analizar las variables únicamente alteradas por esta temperatura de *HX-3*. La numeración de este apartado se corresponde con la indicada en la [Figura A.2.1](#) del [Anexo II. Simulaciones](#).

#### Selección de la temperatura de salida del intercambiador *HX-3*

La fracción de vapor en la “*corriente 18*”, la cual se ha expandido hasta una presión ambiente de 1 bar antes de la separación *flash* del GNL, presenta los resultados mostrados en la [Figura 7.2](#) para un rango de temperatura comprendido entre los 110 – 120 K en *HX-3*. A mayor temperatura se incrementa la fracción de vapor, lo que provoca un mayor flujo de corriente EFG y una disminución en la producción de GNL. Por ello, los valores comunes fijados en este parámetro suelen ser de en torno al 5%, pudiendo en determinados casos ampliarse hasta un 10% si se requiere una gran producción de EFG.

En el caso planteado, se limita al 7,5% para evitar perder buena parte de la producción de GNL, por lo que la temperatura de salida en *HX-3* quedará limitada como máximo a 114 K para no superar este valor. Desde el punto de vista de esta fracción de vapor, la temperatura debe ser de entre 110 y 114 K.

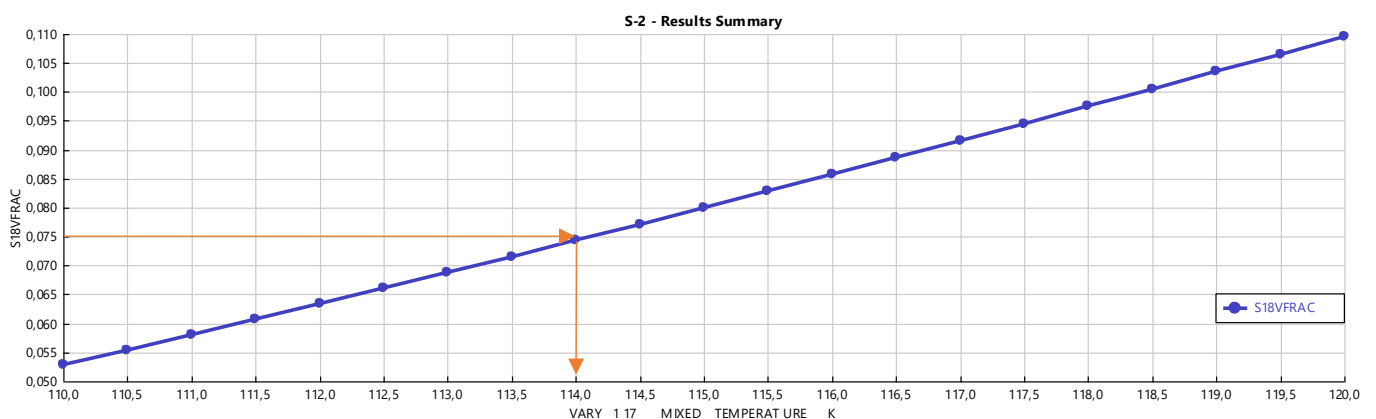


Figura 7.2. Fracción de vapor posterior a la expansión ambiente de GNL para distintas temperaturas de salida de *HX-3* (110 – 120 K) en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

La otra variable completamente dependiente de la temperatura del intercambiador *HX-3* es la composición molar en la corriente EFG (“*corriente 20*”). En la práctica, la cantidad de

nitrógeno máxima (presente en EFG) que puede introducirse en la turbina de gas está limitada a un 38% del total, aproximadamente. No obstante, es posible encontrar en el mercado turbinas específicas diseñadas para composiciones superiores a un 40% de nitrógeno, aunque para este análisis se prefiere usar un valor más conservador.

Partiendo de esta especificación, la temperatura mínima a estudiar debe ser de 112,5 K. Como se puede observar en la [Figura 7.3](#), la fracción de nitrógeno disminuye con el aumento de la temperatura del intercambiador HX-3 por el equilibrio producido en el *flash*. Para valores inferiores a 112,5 K la composición excede el 38% de nitrógeno seleccionado.

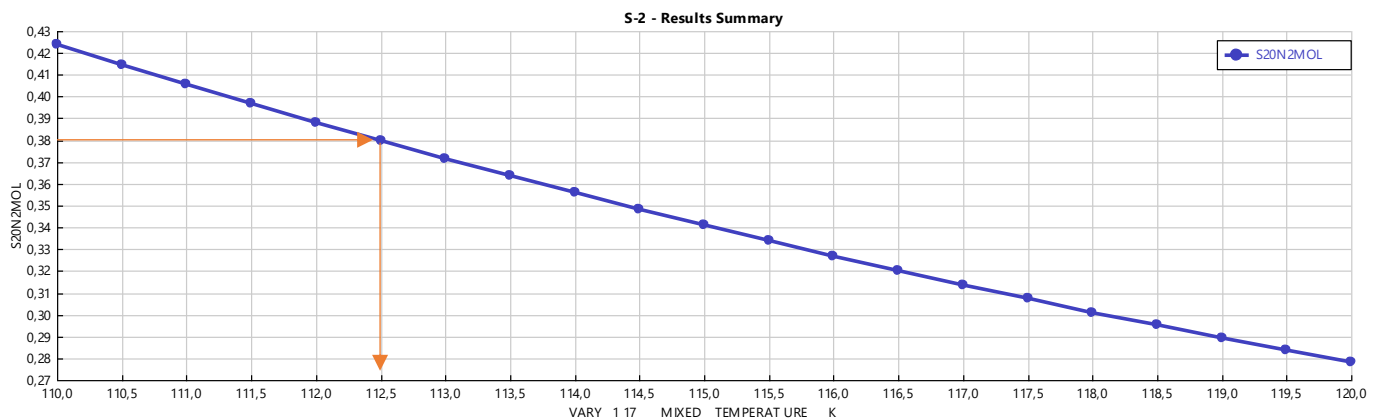


Figura 7.3. Fracción molar de nitrógeno en la corriente EFG para distintas temperaturas de salida de HX-3 (110 - 120 K) en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021)

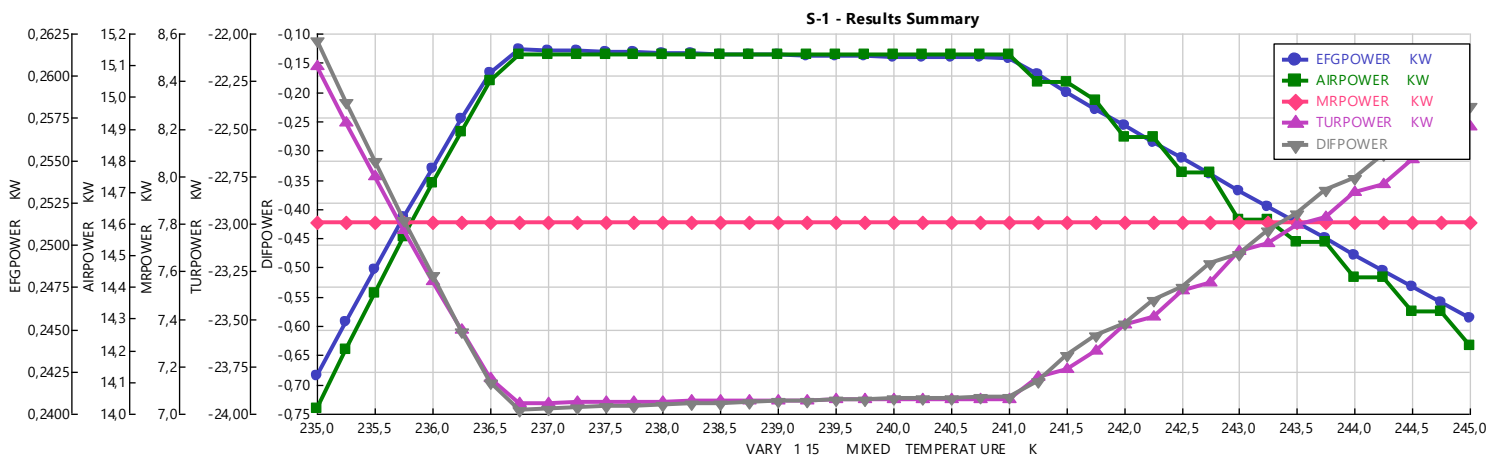
Atendiendo a las dos variables expuestas, fracción de vapor previa a la separación *flash* y composición de nitrógeno en EFG, el intervalo adecuado de temperatura de salida de la *cold-box* se determina entre 112,5 - 114 K. Por tanto, para el estudio de la temperatura de preenfriamiento, se repiten los análisis propuestos para tres casos de temperatura a la salida de HX-3: 112,5 K, 113 K y 113,5 K.

### Selección de la temperatura de preenfriamiento con propano

Para la selección de esta temperatura, estudiada en el intervalo entre 235 - 245 K, se analiza el efecto producido por su variación sobre las principales variables del sistema. En el [Anexo III. Gráficas de resultados](#) se pueden observar todas las gráficas extraídas de Aspen Plus (AspenTech, 2021) tras el análisis de sensibilidad.

A continuación, se discute sobre la mejor alternativa y se muestran los resultados del análisis para los principales parámetros que justifican la selección de una temperatura.

En primer lugar, se analiza la potencia de los compresores, así como el trabajo derivado de la turbina de gas. Estos compresores se agrupan según la corriente que tratan, teniendo así los siguientes conjuntos: los involucrados en el ciclo de refrigerante mixto (MR: C-01, C-02 y C-03), los pertenecientes al procesado de la corriente de *end flash gas* (EFG: C-04 y C-05) y los acondicionadores de la corriente de aire (AIR: C-06 y C-07). También se cuenta con la turbina de gas que produce el trabajo aprovechable (TUR: T-01). La [Figura 7.4](#) muestra los resultados de potencia de compresión para una temperatura de salida de la *cold-box* de 113 K.



*Figura 7.4. Potencia requerida y producida en el sistema, además de la diferencia total entre ambas, en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113 K en la salida de la cold-box. Donde: EFGPOWER es la potencia en la corriente EFG, AIRPOWER es la potencia en la entrada de aire, MRPOWER la potencia en el ciclo de refrigerante mixto, TURPOWER la potencia obtenida en la turbina de gas y DIFPOWER la diferencia de potencia entre la consumida y producida (si es negativa se produce más potencia de la que se consume)*

En los resultados de la [Figura 7.4](#) destaca una región prácticamente constante para las potencias consumidas y producidas entre los 236,75 – 241 K. Esta zona es en la que interesa trabajar, puesto que la diferencia entre el trabajo producido y el requerido es máxima y más favorable. Los valores de potencia consumida se encuentran con signo positivo, mientras que los valores de potencia producida se encuentran con signo negativo. Por tanto, si la diferencia es negativa, se está produciendo más trabajo del que se consume. En el caso mostrado, esta diferencia en el intervalo indicado (véase la línea gris en la [Figura 7.4](#)) se encuentra entre los -0,742 y -0,721 kW.

También interesa trabajar en este rango puesto que la potencia de compresión es función del flujo a tratar. A mayor cantidad de gas natural alimentado, mayores serán los flujos en el sistema y más elevada esta diferencia. Esta dependencia de los flujos queda patente al ver que el único conjunto de compresores que se mantiene constante en su trabajo es el del ciclo de refrigerante mixto (véase línea rosa en la [Figura 7.4](#)), el cual posee un flujo no variable para cualesquiera sean las condiciones de temperatura de preenfriamiento e igual a 1 mol/s ([Venkatarathnam, 2008](#)).

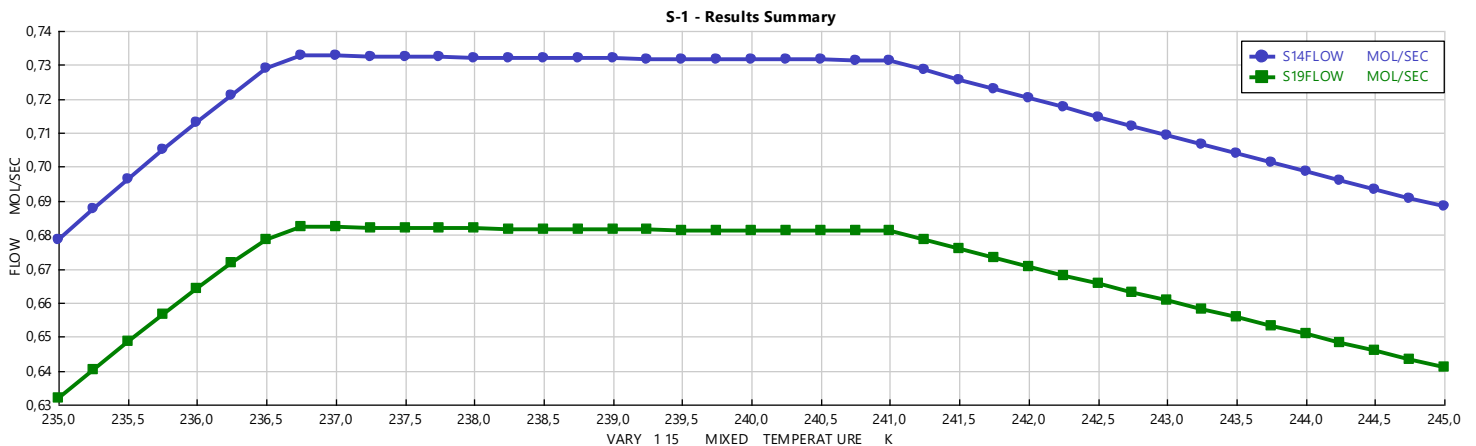


Figura 7.5. Flujo de gas natural de alimentación (S14 – azul) y flujo de gas natural licuado (S19 – verde) en Aspen Plus v12 ([AspenTech, 2021](#)). Para 113 K en la salida de la cold-box

Si se observa la [Figura 7.5](#), se comprueba esta dependencia con el flujo de alimentación de gas natural. La zona de máxima compresión y producción de la turbina en la [Figura 7.4](#) es la correspondiente al flujo máximo de gas natural tratado y, por tanto, al flujo máximo de gas natural licuado producido en la [Figura 7.5](#). Para una misma cantidad de refrigerante mixto se está produciendo mayor cantidad de gas natural licuado bajo estas condiciones, encontrándose así el proceso optimizado en el rango de 236,75 – 241 K.

Debe entenderse que estos valores son los correspondientes al proceso cuando la temperatura de salida del intercambiador HX-3 es 113 K. Como se ha extendido el estudio para temperaturas de 112,5 K y 113,5 K, también se pueden visualizar los resultados para estas temperaturas en la [Figura A.3.1](#), [Figura A.3.6](#), [Figura A.3.13](#) y [Figura A.3.18](#) del [Anexo III. Gráficas de resultados](#). Se omite su inclusión en este apartado puesto que muestran el mismo comportamiento con leves diferencias en los valores.

Para comparar la eficiencia en el uso de trabajo en el sistema entre las temperaturas de salida de HX-3 propuestas, se puede consultar la [Figura 7.6](#) que resume el comportamiento de la diferencia de potencia.

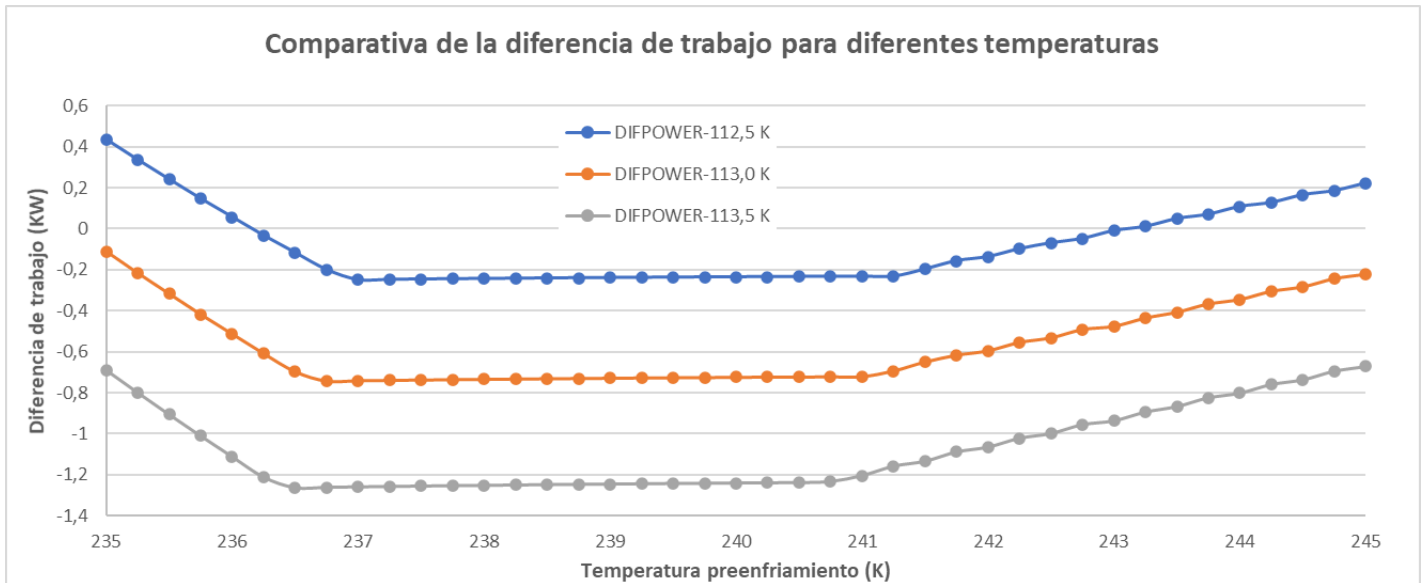


Figura 7.6. Comparativa de la diferencia de trabajo en función de la temperatura de preenfriamiento (en el rango de 235 – 245 K) para varias temperaturas de salida en HX-3 (112,5 – 113,0 – 113,5 K). Donde el signo negativo indica una mayor producción que consumo de trabajo

Queda claro que a menor temperatura en la cold-box, menor trabajo se puede recuperar con la corriente EFG, ya que la fracción de vapor previa al flash es menor; también, que el rango de temperaturas óptimo se desplaza ligeramente hacia menores temperaturas de preenfriamiento cuando se eleva la temperatura de salida de HX-3. Los valores en el intervalo óptimo de funcionamiento de estas variables se muestran en la [Tabla 7.1](#).

Tabla 7.1. Intervalo de temperatura de preenfriamiento adecuado para las distintas temperaturas de salida en la cold-box. También se indican los rangos de trabajo y flujo de gas natural y GNL producidos en el intervalo óptimo

Temperatura salida cold-box (K)	Intervalo temperatura preenfriamiento (K)		Intervalo diferencia de trabajo (kW)		Intervalo gas natural alimentado (mol/s)		Intervalo gas natural licuado producido (mol/s)	
	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior
112,5	237,0	241,3	-0,2494	-0,2323	0,7274	0,7262	0,6794	0,6783
113,0	236,8	241,0	-0,7424	-0,7209	0,7328	0,7313	0,6824	0,6810
113,5	236,5	240,8	-1,2639	-1,2335	0,7382	0,7363	0,6854	0,6836

De momento, se acota el intervalo de temperaturas de preenfriamiento sobre el que es posible trabajar en condiciones favorables. No obstante, es necesario comprobar el resto de las variables objeto de estudio para ver si estos rangos son utilizables en su totalidad o quedan aún más reducidos.



La diferencia mínima de temperaturas en el intercambiador *HX-3* es otra variable que no se ha fijado en el sistema y que varía con la diferente temperatura de preenfriamiento, así como con la temperatura de salida de este equipo. La *Figura 7.7* compara la evolución del *MITA* en el rango establecido de la temperatura de preenfriamiento para las temperaturas de salida de *HX-3* estudiadas. En el *Anexo III. Gráficas de resultados*, la *Figura A.3.2*, la *Figura A.3.8* y la *Figura A.3.14* detallan el desarrollo del *MITA* de manera individual.

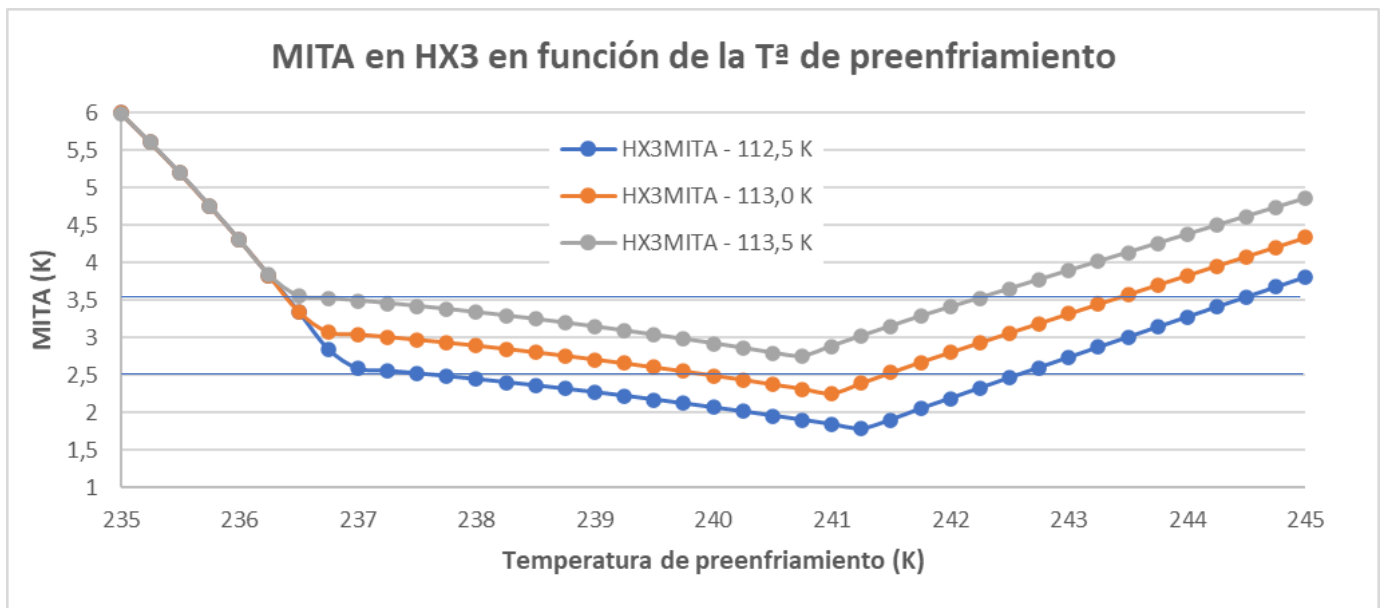


Figura 7.7. Comparativa del MITA para diferentes temperaturas de preenfriamiento y de salida de la cold-box

En procesos criogénicos de tratamiento de gases donde se trabaja con intercambiadores multi-corriente es común emplear diferencias mínimas de temperatura en el entorno de los 3 K (*Venkatathnam, 2008*). Desde el punto de vista técnico, se puede trabajar para incrementos de temperatura superiores, aunque se debe tener cuidado con el *MITA* cuando se establecen valores inferiores a 1 K. Los intercambiadores de calor comunes tienen valores típicos del *MITA* comprendidos entre los 5 – 30 K (*Sinnott & Towler, 2020*), pero en operaciones a temperaturas sub-ambiente como procesos de separación de aire o de licuefacción de gas natural es posible encontrar valores del *MITA* comprendidos entre los 1 – 2 K (*Sinnott & Towler, 2020*), estando favorecidos también por los elevados coeficientes de transmisión de calor con cambio de fase.

Sabiendo los valores típicos de estos equipos, se pretende, al haber fijado un valor del *MITA* de 3 K en *HX-2*, que el intercambiador *HX-3* también se aproxime a este valor. Por ello, se decide seleccionar un rango de  $3 \pm 0,5$  K como válido para el diseño del sistema. En la *Figura 7.7* se destacan las líneas pertenecientes a los valores de 3,5 y 2,5 para una mejor visualización de los valores de temperatura admitidos entre ambos límites.

Con la información aportada por la [Figura 7.7](#) se concluye que una temperatura en la salida de la *cold-box* por encima de 113,5 K va a provocar un *MITA* por encima del límite superior de diseño establecido, mientras que una temperatura en el intercambiador *HX-3* por debajo de 113 K produce un *MITA* por debajo del límite inferior de diseño. La [Tabla 7.2](#) actualiza el rango de temperatura óptimo que cumple con una diferencia mínima de temperaturas adecuada, además de con las limitaciones establecidas previamente.

*Tabla 7.2. Intervalo de temperatura de preenfriamiento adecuado para las distintas temperaturas de salida en la cold-box. También se indican los rangos de trabajo, flujo de gas natural y GNL producidos y el MITA que cumplen los criterios de diseño en el intervalo óptimo*

Temperatura salida cold-box (K)	Intervalo temperatura preenfriamiento (K)		Intervalo diferencia de trabajo (kW)		Intervalo gas natural alimentado (mol/s)		Intervalo gas natural licuado producido (mol/s)		Intervalo MITA (K)	
	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior
112,5	237,0	237,5	-0,2494	-0,2461	0,7274	0,7272	0,6794	0,6792	2,6	2,5
113,0	236,8	240,0	-0,7424	-0,7241	0,7328	0,7316	0,6824	0,6812	3,1	2,5
113,5	237,0	240,8	-1,2596	-1,2335	0,7379	0,7363	0,6851	0,6836	3,5	2,8

Con la nueva especificación del *MITA* se acorta en exceso el intervalo de temperatura de preenfriamiento óptimo que cumple con todos los requisitos impuestos para una temperatura de salida en la *cold-box* de 112,5 K. Por su parte, para las temperaturas de 113 K y 113,5 K sigue existiendo un intervalo más amplio de trabajo en la sección de preenfriamiento.

Por otro lado, las temperaturas intermedias entre los intercambiadores *HX-2* y *HX-3* (“*corriente 9*” y “*corriente 10*”) también son variables propuestas a estudio. Sin embargo, se ha comprobado que su repercusión en el sistema es apenas perceptible. En los rangos de trabajo establecidos para las diferentes temperaturas de salida de *HX-3* no se producen casi variaciones en su temperatura, encontrándose en todo momento entre 136 – 145 K. Por lo tanto, no se presentarán sus gráficas, aunque pueden ser consultadas si se desea en el [Anexo III. Gráficas de resultados](#). Véase la [Figura A.3.3](#), la [Figura A.3.9](#) y la [Figura A.3.15](#).

Sí que es más interesante observar la temperatura y fracción de vapor de la corriente de refrigerante mixto de baja presión que abandona el intercambiador *HX-2* hacia el tren de compresión. La limitación de que en los compresores se introduzca vapor focaliza el estudio en estos parámetros. La [Figura 7.8](#) reproduce la temperatura y fracción de vapor de dicha corriente para una temperatura de 113 K.

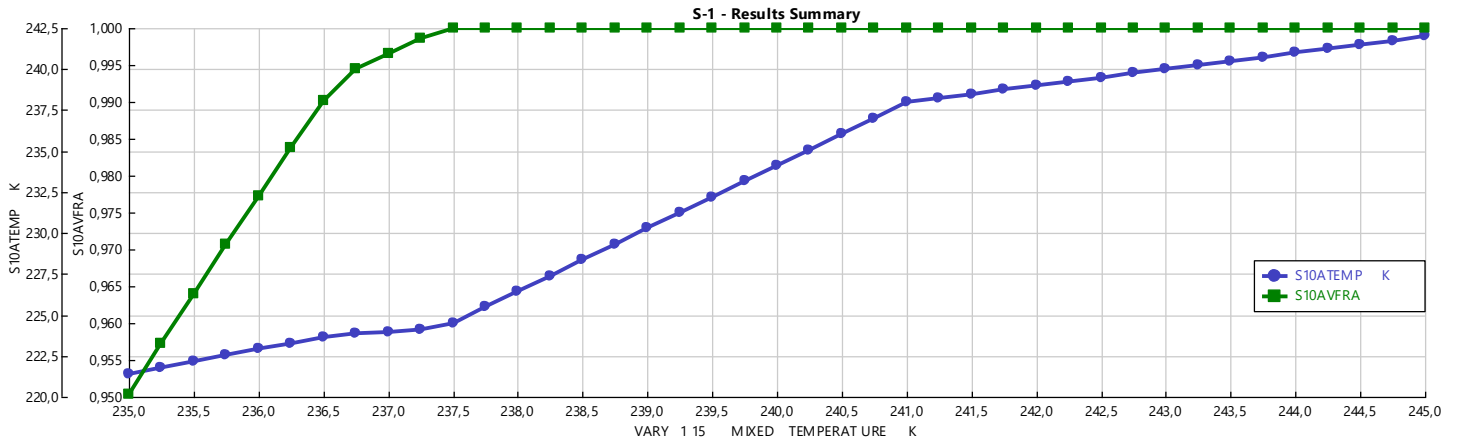


Figura 7.8. Temperatura y fracción de vapor de MR al fin del ciclo en función de la temperatura de preenfriamiento en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para una temperatura en la cold-box de 113 K

Para las temperaturas de la cold-box de 112,5 K y 113,5 K se pueden visualizar los resultados en el [Anexo III. Gráficas de resultados](#) en la [Figura A.3.4](#) y la [Figura A.3.16](#). La forma de las curvas es idéntica y la variación muy pequeña. Tanto que, para la comparación de las fracciones de vapor, apenas se puede discernir la diferencia en la [Figura 7.9](#) en los puntos de rocío. Las temperaturas de rocío obtenidas son de 273,5 K (para 112,5 K), de 273,25 K (para 113 K) y de 273 K (para 113,5 K).

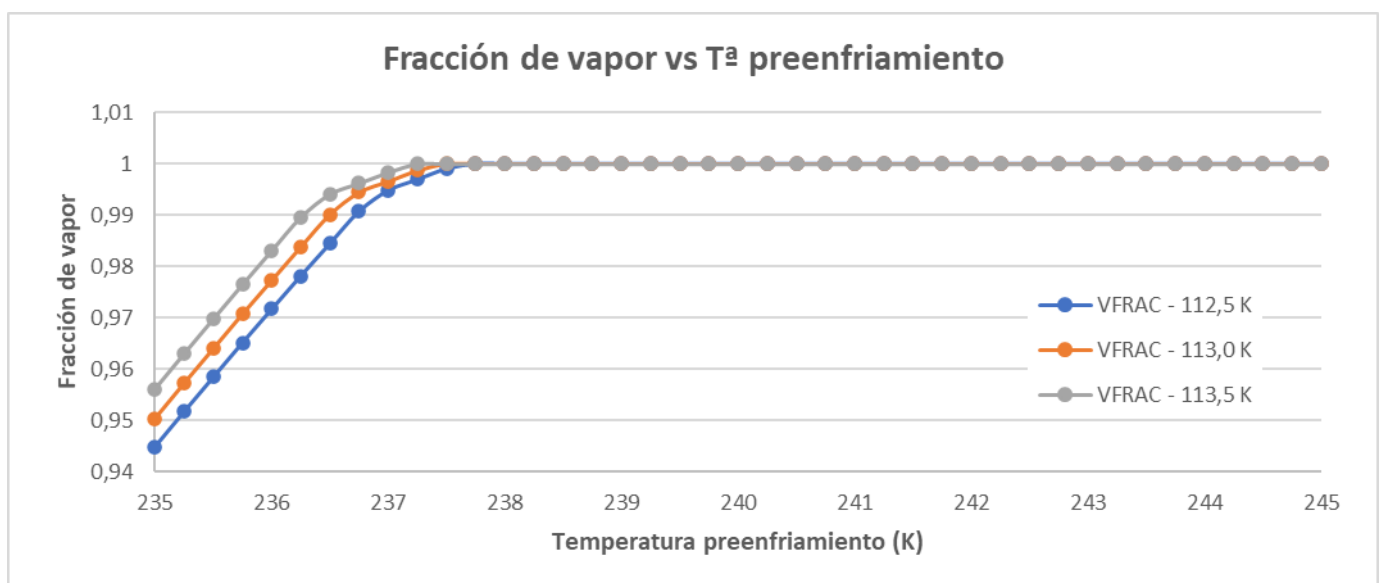


Figura 7.9. Comparativa de las fracciones de vapor del refrigerante mixto al final del ciclo

La fracción de vapor, por tanto, reduce un poco más el intervalo de temperatura de preenfriamiento óptimo para temperaturas de salida de la *cold-box* de 113 K y 113,5 K. En cambio, para la temperatura de 112,5 K conlleva la desaparición de una temperatura óptima. No obstante, se puede solucionar el problema con la inclusión de un pequeño intercambiador que sobrecaliente la corriente para garantizar el estado vapor. Este equipo de pequeño tamaño y bajo *duty* se propuso en el [Capítulo 6.2.1. Modelo para el estudio de la temperatura de preenfriamiento](#) y se ha incluido en la simulación por si fuese necesario. Además, puede integrarse energéticamente en un sistema posterior con los intercambiadores (*E-01*, *E-02* y *E-03*) utilizados en las etapas intermedias de tren de compresión, lo que no va a suponer un gasto elevado en calefacción.

Por último, se estudia el requerimiento energético (*duty*) de los intercambiadores de calor multi-corriente (*HX-2* y *HX-3*) empleados en la *cold-box* para seleccionar la mejor temperatura posible. La [Figura 7.10](#) desglosa el intercambio térmico en dichos equipos a 113 K, donde a mayor temperatura de preenfriamiento más elevado es el *duty* requerido.

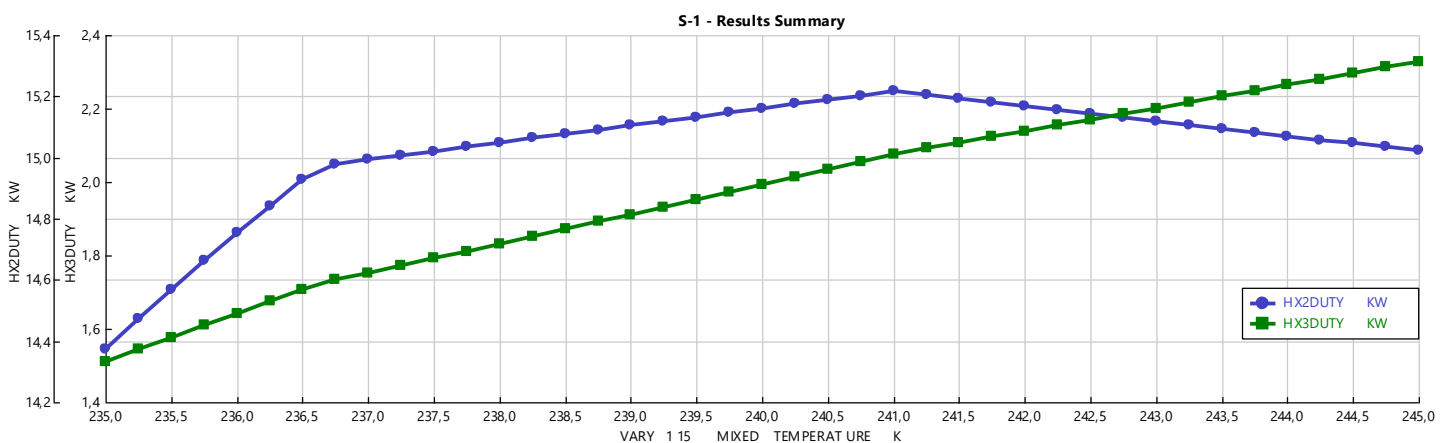


Figura 7.10. Duty requerido en los intercambiadores HX-2 y HX-3 en función de la temperatura de preenfriamiento en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para una temperatura en la *cold-box* de 113 K

En el [Anexo III. Gráficas de resultados](#) se pueden visualizar las gráficas correspondientes a los análisis para 112,5 K y 113,5 K, en la [Figura A.3.5](#) y la [Figura A.3.17](#). El comportamiento es idéntico y la variación muy similar. No obstante, para una mejor comprensión se muestra en la [Figura 7.11](#) y en la [Figura 7.12](#) la comparativa del *duty* en los intercambiadores *HX-2* y *HX-3*, respectivamente. Para temperaturas de salida de *HX-3* más altas, el requerimiento energético en *HX-2* aumenta, por lo que para 113,5 K se necesita más *duty* que para 113 K. Sin embargo, en *HX-3* sucede lo contrario. A una mayor temperatura de salida en él, menor es el requerimiento energético. Por ello, parece que la opción intermedia de 113 K pueda ser más sensata desde este punto de vista.

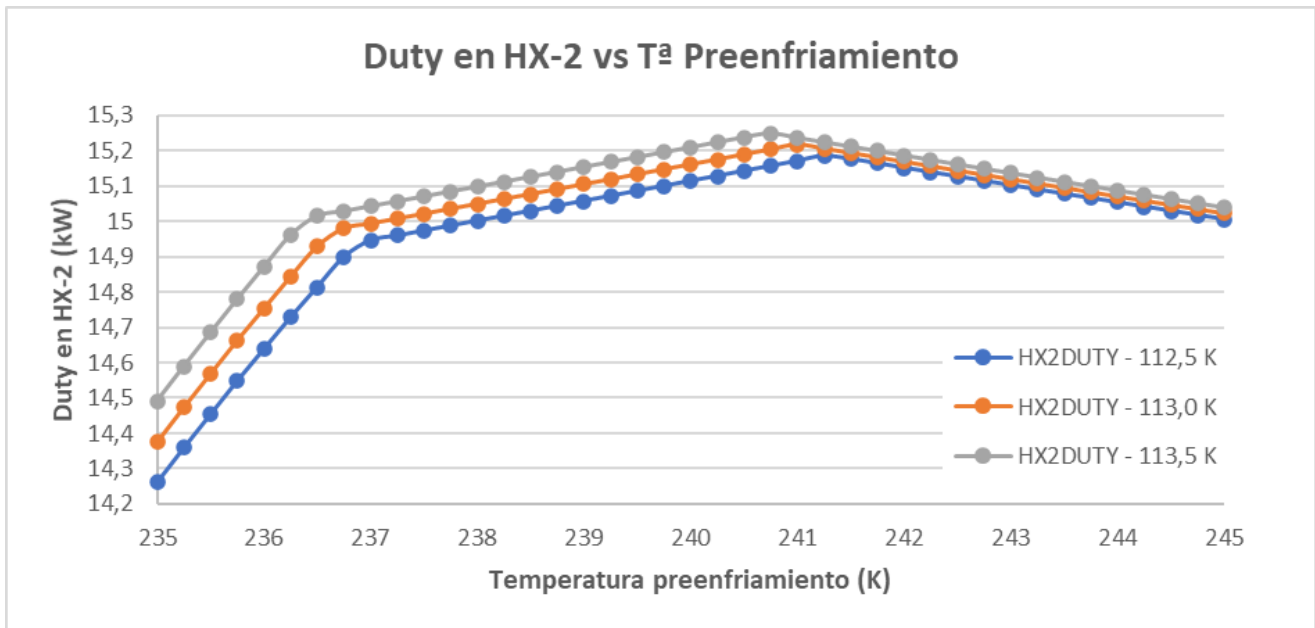


Figura 7.11. Comparativa del duty en HX-2 para las diferentes temperaturas de preenfriamiento y de salida de la cold-box

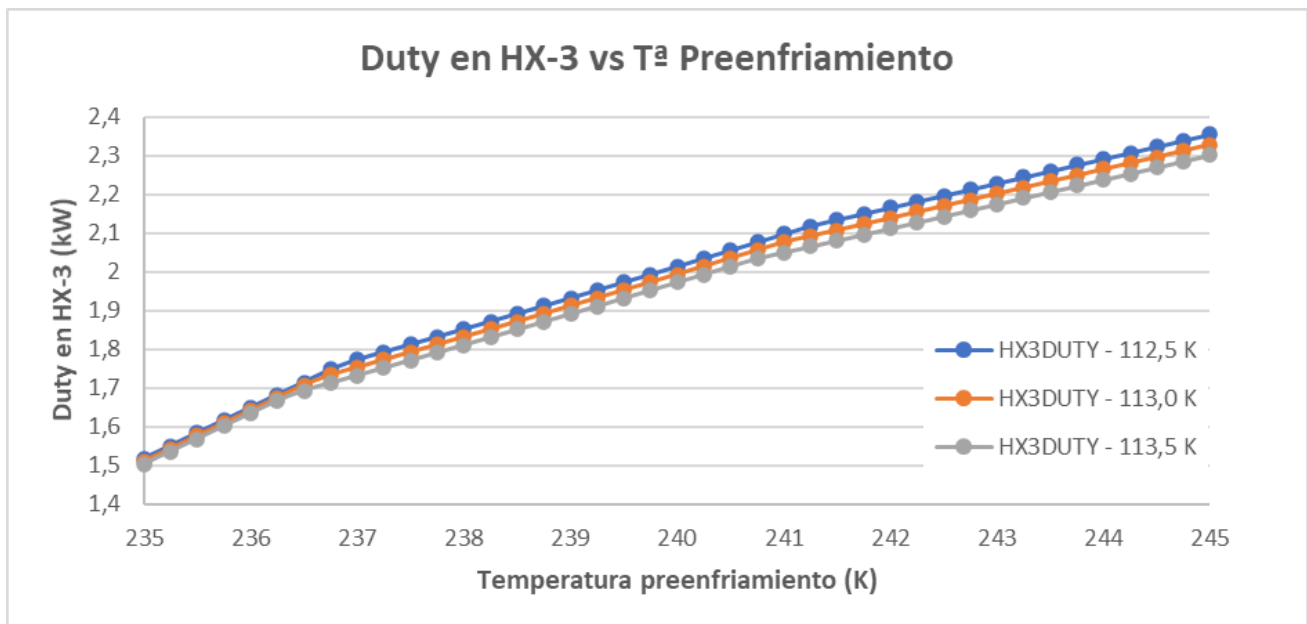


Figura 7.12. Comparativa del duty en HX-3 para las diferentes temperaturas de preenfriamiento y de salida de la cold-box

### **Conclusiones del estudio de la temperatura de preenfriamiento**

Con los resultados estudiados en este capítulo para los análisis de sensibilidad propuestos se puede seleccionar, finalmente, la temperatura de preenfriamiento a utilizar en el proceso. La [Tabla 7.3](#) contiene el rango de temperaturas óptimo derivado de todas las limitaciones recientemente justificadas y que acotan el intervalo más favorable de operación.

Tabla 7.3. Intervalo de temperatura de preenfriamiento adecuado para las distintas temperaturas de salida en la cold-box. También se indican los rangos de trabajo, flujo de gas natural y GNL producidos, el MITA, la fracción de vapor y el duty de HX-2 y HX-3 que cumplen los criterios de diseño en el intervalo óptimo

Temperatura salida cold-box (K)	Intervalo temperatura preenfriamiento (K)		Intervalo diferencia de trabajo (kW)		Intervalo gas natural alimentado (mol/s)		Intervalo gas natural licuado producido (mol/s)		Intervalo MITA (K)		Fracción de vapor mínima (adim)	Intervalo del duty en HX-2 (kW)		Intervalo del duty en HX-3 (kW)		
	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior	Inferior	Superior		Inferior	Superior	Inferior	Superior	
112,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
113,0	237,5	240,0	-0,7370	-0,7241	0,7324	0,7316	0,6820	0,6812	3,0	2,5	1	15,02	15,16	1,79	1,99	
113,5	237,3	240,8	-1,2576	-1,2335	0,7378	0,7363	0,6850	0,6836	3,5	2,8	1	15,06	15,25	1,75	2,03	

En este contexto, se decide cambiar la temperatura de salida de la cold-box en el intercambiador HX-3 a 113,5 K. El refrigerante mixto utilizado, cuya composición se extrae de la bibliografía (Venkatarathnam, 2008), se encuentra optimizado para unas condiciones determinadas. Por ello, el intervalo de temperaturas óptimo se encuentra en el entorno próximo a los  $113 \pm 0,5$  K, ya que la temperatura de referencia empleada es de 113 K y no se permite una alteración considerable en esta sin modificar previamente la composición del refrigerante mixto.

Por su parte, para esta temperatura de 113,5 K, el intervalo de la temperatura de preenfriamiento que cumple con todas las especificaciones es de 237,25 – 240,75 K. La diferencia entre los límites superior e inferior para las variables estudiadas, apreciable en la Tabla 7.3, no es significativa. Se decide, entonces, seguir un criterio práctico que aporte flexibilidad a la hora de operar en la planta. Como el intervalo abarca 3,5 K de diferencia, se elige la temperatura intermedia de 239 K como la adecuada para trabajar. Así, ante pequeñas alteraciones en el sistema o variaciones en la temperatura ambiente, el ciclo de refrigeración puede operar en condiciones óptimas con una desviación de  $239 \pm 1,75$  K, lo que es más útil para la industria real.

Se debe ser consciente de que bajo estas condiciones (temperatura en la salida de HX-3 de 113,5 K y en el preenfriamiento de 239 K) se obtiene una mayor cantidad de gas natural licuado ( $0,6843 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$ ) y se recupera mayor cantidad de potencia (-1,2458 kW) para la composición de refrigerante mixto fijada. La energía motriz sobrante de la turbina de gas se destina a generación eléctrica para su uso in situ o se vende a la red si el excedente no tiene aplicación en la propia planta.

### 7.2.2. Estudio del sistema de preenfriamiento con propano

El ciclo de preenfriamiento con propano se dimensiona para los valores obtenidos en el apartado previo. Por tanto, las entradas y salidas del ciclo, como son el gas natural y el refrigerante mixto, se encuentran totalmente especificadas.

Un flujo de  $0,7371 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$  de gas natural entra al preenfriamiento a 300 K y 65 bar (“corriente 39”) y debe ser enfriado hasta 239 K (“corriente 43”). A su vez, un flujo de  $1 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$  de refrigerante mixto se inserta al intercambiador *HXP1* a 305 K y 48,6 bar (“corriente 3”) y se preenfriaba hasta 239 K (“corriente 7”). La numeración indicada se corresponde con la mostrada en el modelo de la [Figura A.2.2](#) del [Anexo II. Simulaciones](#).

El calor intercambiado en el conjunto de intercambiadores multi-corriente refrigerados con propano que garantiza las temperaturas de salida de 239 K es de 11,9365 kW. Como el sistema consta de 4 etapas de intercambio, el *duty* de cada equipo debe ser el calculado mediante la [Ecuación 7.1](#).

$$\frac{\dot{q}}{n^{\circ} \text{ etapas}} = \frac{11,9365 \text{ kW}}{4 \text{ etapas}} = 2,9841 \frac{\text{kW}}{\text{etapa}} \quad \text{Ecuación 7.1}$$

Siguiendo el método de resolución expuesto en el [Capítulo 7.1.2. Estudio del sistema de preenfriamiento con propano](#) se trata de cumplir esta especificación en cada intercambiador.

El proceso iterativo es complejo, puesto que muchos parámetros afectan a los valores de los siguientes intercambiadores y alteran los resultados. La fracción de vapor del propano a la salida de los equipos limita el flujo entálpico disponible en los intercambiadores sucesivos tras la separación *flash*, por lo que se debe asegurar que al último equipo llegue el suficiente requerimiento energético presente en la corriente de propano. Además, las presiones de expansión en las válvulas previas a la inserción del propano en los cambiadores afectan en gran medida al parámetro *CSTA*, el cual se fija en 3 K. Ambos factores, a su vez, condicionan el ratio de compresión en los compresores de recirculación de propano hacia el inicio del ciclo. El tren de compresión debe poseer ratios similares para poder montarse en un mismo eje y obtener el trabajo mediante su propio sistema de turbina de gas.

La solución propuesta, la cual cumple con las demandas fijadas, presenta un flujo de propano en el ciclo de  $1,4330 \text{ mol}\cdot\text{s}^{-1}$ . La distribución de los *dutys* en los intercambiadores y el parámetro *CSTA* se muestran en la [Tabla 7.4](#).

Tabla 7.4. Características de los intercambiadores del ciclo de propano

	<b>HXP1</b>	<b>HXP2</b>	<b>HXP3</b>	<b>HXP4</b>
<b>MITA (K)</b>	3,00	3,00	3,00	3,00
<b>Duty (kW)</b>	2,9842	2,9842	2,9841	2,9840

Por su parte, los ratios de compresión obtenidos son los suficientemente similares como para poder trabajar sobre el mismo eje. El ratio medio es de 1,86. Las condiciones de compresión se indican en la [Tabla 7.5](#).

*Tabla 7.5. Características de los compresores del ciclo de propano*

	<b>C4-PROP</b>	<b>C3-PROP</b>	<b>C2-PROP</b>	<b>C1-PROP</b>
<b>W(kW)</b>	0,645	0,869	0,998	2,873
<b>P entra (bar)</b>	1,241	2,452	4,274	6,618
<b>P sale (bar)</b>	2,452	4,274	6,618	14,480
<b>Ratio comp.</b>	1,976	1,743	1,548	2,188

El resto de los datos del ciclo, como son flujos, temperaturas, presiones, fracciones de vapor o calores transferidos en cada corriente sirven para el dimensionado de los equipos.

Sin embargo, hay que ser consciente de que, con los valores actuales, el diseño no sería del orden de magnitud adecuado al no corresponderse con las actuales capacidades de producción. El flujo empleado durante este desarrollo permite comparar y validar los modelos, así como estudiar las características del sistema tales como temperaturas, presiones o fracciones de vapor. El sistema se encuentra especificado con valores reales a excepción de sus flujos, lo que va a afectar sobre los calores transferidos y las potencias, pero de manera proporcional a los resultados expuestos.

En esta coyuntura, se antoja necesario realizar un cambio de escala sobre el sistema para aportar un diseño convincente de los intercambiadores del ciclo de propano y poder revelar unos resultados realistas y acordes con los utilizados en la industria.

### **7.2.3. Cambio de escala al proceso completo y dimensionado del preenfriamiento**

Sobre el proceso *C3-MR* completo, véase [Figura A.2.3](#), en el cual se incluyen los valores seleccionados durante los estudios previos y cuyo funcionamiento ha sido validado y comprobado, se realiza un cambio de escala que permite dimensionar todo el proceso y diseñar los intercambiadores del ciclo de preenfriamiento con propano similares a los reales. La numeración aportada desde este apartado en adelante se corresponde con la indicada en el diagrama **A1-PFD-101-1** del [Anexo VII. Planos](#).

El cambio de escala permite producir 1 MTPA de gas natural licuado y se realiza siguiendo las modificaciones en la simulación indicadas en el [Capítulo 6.2.3. Modelo del proceso completo](#). Bajo estas condiciones los flujos de las principales corrientes del proceso se varían, elevándose hasta los flujos que componen la [Tabla 7.6](#).



Tabla 7.6. Flujos principales del proceso escalado

	GN alimenta	Aire	Propano	Refr. Mixto	GNL producido	Gas comb.
Flujo (kt/año)	1086,79	2603,47	5098,67	2182,52	1000,00	2690,26
Flujo (mol/s)	2054,62	3117,75	3994,79	2787,60	1907,61	3264,76

El aumento de producción es más que significativo y es necesario validar el modelo escalado para comprobar su correcto funcionamiento. En el [Anexo II. Simulaciones](#), apartado [II. III. Validación del cambio de escala](#) se pueden consultar las desviaciones en los principales parámetros del sistema, así como la relación entre los principales flujos del proceso para antes y después del escalado.

Las desviaciones producidas no alcanzan nunca una diferencia superior al 1%, sin acercarse apenas a este valor. Adicionalmente se comprueban desviaciones en el MITA o en la relación entre la potencia de compresión y la potencia producida en la turbina, manteniéndose constantes para ambos casos.

Se puede validar, por tanto, el cambio de escala realizado y asumir como buenos los resultados obtenidos. Estos valores componen el resultado final del proceso y se pueden visualizar a fondo en el [Anexo VI. Tabla de corrientes](#), donde se incluyen todas las corrientes presentes en el diagrama **A1-PFD-101-1**.

Bajo estas condiciones se dimensiona el proceso completo, lo que consiste en conocer los siguientes parámetros de todas las corrientes y equipos de proceso:

- Temperatura, presión, fracción molar y fase en la que se encuentran los compuestos.
- Flujo molar total y fracción molar de cada componente.
- Flujo másico total y fracción másica de cada componente.
- Flujo volumétrico y densidad.
- Flujo de entalpía de cada corriente y potencia invertida en cada equipo de aporte de trabajo o calor intercambiado en cada equipo térmico.
- Número de corrientes y composición de cada flujo que entra a un equipo.

Con estos valores, presentes en el [Anexo VI. Tabla de corrientes](#), el sistema queda totalmente dimensionado y especificado. La [Tabla 7.7](#) se expone a modo de resumen e indica las características del dimensionamiento de los equipos de intercambio del ciclo de preenfriamiento.

Tabla 7.7. Parámetros de dimensionado de los intercambiadores de preenfriamiento con propano

HX-201						
Compuesto	C. CALIENTES				C. FRÍA	
	Refrigerante Mixto		Gas Natural		Propano	
Corriente (nº)	Entrada (09)	Salida (10)	Entrada (59)	Salida (60)	Entrada (27)	Salida (28)
Tª (K)	305,0	287,3	300,0	287,3	284,3	284,3
P (bar)	48,60	48,60	65,00	65,00	6,62	6,62
Fracción vapor (mol)	1,000	0,816	1,000	1,000	0,246	0,375
Flujo másico (kt/año)	2182,5	2182,5	1086,8	1086,8	5098,7	5098,7
Flujo molar (mol/s)	2787,6	2787,6	2054,6	2054,6	3994,8	3994,8
Duty (MW)	-7,063		-1,255		8,318	

HX-202						
Compuesto	C. CALIENTES				C. FRÍA	
	Refrigerante Mixto		Gas Natural		Propano	
Corriente (nº)	Entrada (10)	Salida (11)	Entrada (60)	Salida (61)	Entrada (31)	Salida (32)
Tª (K)	287,3	272,7	287,3	272,7	269,7	269,7
P (bar)	48,60	48,60	65,00	65,00	4,27	4,27
Fracción vapor (mol)	0,816	0,613	1,000	1,000	0,100	0,295
Flujo másico (kt/año)	2182,5	2182,5	1086,8	1086,8	3186,7	3186,7
Flujo molar (mol/s)	2787,6	2787,6	2054,6	2054,6	2496,7	2496,7
Duty (MW)	-6,824		-1,495		8,318	

HX-203						
Compuesto	C. CALIENTES				C. FRÍA	
	Refrigerante Mixto		Gas Natural		Propano	
Corriente (nº)	Entrada (11)	Salida (12)	Entrada (61)	Salida (62)	Entrada (35)	Salida (36)
Tª (K)	272,7	256,3	272,7	256,3	253,3	253,3
P (bar)	48,60	48,60	65,00	65,00	2,45	2,45
Fracción vapor (mol)	0,613	0,437	1,000	1,000	0,101	0,364
Flujo másico (kt/año)	2182,5	2182,5	1086,8	1086,8	2246,0	2246,0
Flujo molar (mol/s)	2787,6	2787,6	2054,6	2054,6	1759,8	1759,8
Duty (MW)	-6,519		-1,800		8,319	

HX-204						
Compuesto	C. CALIENTES				C. FRÍA	
	Refrigerante Mixto		Gas Natural		Propano	
Corriente (nº)	Entrada (12)	Salida (13)	Entrada (62)	Salida (63)	Entrada (39)	Salida (40)
Tª (K)	256,3	239,0	256,3	239,0	236,0	236,0
P (bar)	48,60	48,60	65,00	65,00	1,24	1,24
Fracción vapor (mol)	0,437	0,281	1,000	0,994	0,097	0,491
Flujo másico (kt/año)	2182,5	2182,5	1086,8	1086,8	1429,3	1429,3
Flujo molar (mol/s)	2787,6	2787,6	2054,6	2054,6	1119,8	1119,8
Duty (MW)	-6,063		-2,256		8,319	

Tabla 7.8. Datos térmicos de intercambio en los equipos de preenfriamiento con propano. Donde LMTD es la diferencia de temperaturas logarítmica y MITA la diferencia mínima de temperatura

	HX-201	HX-202	HX-203	HX-204
Duty (MW)	-8,318	-8,318	-8,319	-8,319
LMTD (K)	7,9	8,4	8,9	9,0
MITA (K)	3,0	3,0	3,0	3,0

#### 7.2.4. Diseño de intercambiadores de preenfriamiento

El siguiente paso tras el dimensionado de los equipos es diseñar las unidades de intercambio de calor multi-corriente utilizadas en la sección de preenfriamiento. De acuerdo con el diagrama **A1-PFD-101-1** presente en el [Anexo VII. Planos](#), se deben diseñar cuatro etapas de refrigeración. A partir del dimensionado se tienen especificadas las corrientes de entrada y salida y las variables con que opera cada unidad de intercambio.

En el [Capítulo 2.2.5. Tipos de intercambiadores multi-corriente](#) se realizó una pequeña introducción a los cambiadores de calor de varios flujos. Tanto *MPFHE* como *MSWHE* son válidos para el proceso *C3-MR*, pudiendo incluirse ambos tipos en la sección de licuefacción. Sin embargo, de forma general, se suele optar por equipos *MPFHE* en la sección de preenfriamiento por tratarse de un proceso de acondicionamiento de corrientes en el que interesan equipos más compactos y de bajo coste. Además, su alta eficacia resulta interesante para su elección ([Z. Wang & Li, 2016](#)).

La estrategia de diseño de este tipo de intercambiadores mediante las ecuaciones propias de estos sistemas multi-corriente es compleja. Para realizar un diseño aproximado que aporte conocimiento sobre las áreas de transferencia necesarias o sus dimensiones se utiliza el modo de diseño en la herramienta *Aspen Exchanger Design & Rating V12 (EDR)* ([AspenTech, 2021](#)). En el modo *EDR* se selecciona el tipo de intercambiador *plate-fin* y se agregan los datos del dimensionado previo. Para seguir el desarrollo del diseño se puede consultar el [Anexo V. Equipos](#), apartado [V. III. Diseño de intercambiadores](#), donde se detallan los pasos seguidos y se muestran los resultados obtenidos.

A modo de resumen del apartado [V. III. Diseño de intercambiadores](#), del [Anexo V. Equipos](#), se muestran a continuación los datos genéricos de los equipos diseñados. En la [Tabla 7.9](#) se pueden ver las medidas de los equipos, el número de núcleos *MPFHE* en paralelo que componen cada unidad, las aletas o el tipo de intercambio.

Tabla 7.9. Resumen de los parámetros principales

PlateFin Summary		HX-201	
Calculation mode		Design	
Exchanger type		Standard axial flow	
Layer structure		Standard fins	
Overall heat transfer calculated	kW		9000
Overall surface area ratio			1,2
Mean temperature difference	K		7,57
UA value of calculated duty	kW/K		1188,9
Core length	mm		1514,15
Core width	mm		599,57
Number of layers per exchanger			103
Number of fins			5
Core depth(stack height)	mm		873,2
Number of exchangers in parallel			5

PlateFin Summary		HX-202	
Calculation mode		Design	
Exchanger type		Standard axial flow	
Layer structure		Standard fins	
Overall heat transfer calculated	kW		9000
Overall surface area ratio			1,1
Mean temperature difference	K		9,17
UA value of calculated duty	kW/K		981,9
Core length	mm		1787,02
Core width	mm		596,09
Number of layers per exchanger			91
Number of fins			5
Core depth(stack height)	mm		772,4
Number of exchangers in parallel			5

PlateFin Summary		HX-203	
Calculation mode		Design	
Exchanger type		Standard axial flow	
Layer structure		Standard fins	
Overall heat transfer calculated	kW		9000
Overall surface area ratio			1,12
Mean temperature difference	K		10,03
UA value of calculated duty	kW/K		897,3
Core length	mm		1680,26
Core width	mm		598,43
Number of layers per exchanger			86
Number of fins			5
Core depth(stack height)	mm		730,4
Number of exchangers in parallel			5

PlateFin Summary		HX-204	
Calculation mode		Design	
Exchanger type		Standard axial flow	
Layer structure		Standard fins	
Overall heat transfer calculated	kW		9000
Overall surface area ratio			1,1
Mean temperature difference	K		10,03
UA value of calculated duty	kW/K		897,6
Core length	mm		1604,81
Core width	mm		595,61
Number of layers per exchanger			94
Number of fins			5
Core depth(stack height)	mm		797,6
Number of exchangers in parallel			5

No aparecen en esta tabla, aunque sí están presentes en el [Anexo V. Equipos](#), en los apartados [V. II. Hojas de especificaciones](#) y [V. III. Diseño de intercambiadores](#), las áreas de transferencia de cada equipo, divididas por corrientes de proceso. El área de transferencia total de cada núcleo es un dato relevante que debe conocerse. Es interesante comprobar la relación que existe entre esta área y el flujo de gas natural producido y alimentado para confirmar el correcto diseño de los equipos. Este proceso sirve, a su vez, de validación a los resultados.

Si se visualiza la [Tabla A.5.14](#) en el apartado [V. III. Diseño de intercambiadores](#) del [Anexo V. Equipos](#), se tiene un resumen de las áreas y número de núcleos de cada unidad del preenfriamiento.

El área total de los 5 núcleos de las cuatro secciones de preenfriamiento con propano es de 48.207 m<sup>2</sup>. Como el calor intercambiado total en ellos es de 33.274 kW, la relación área/calor es de 1,45 m<sup>2</sup>·kW<sup>-1</sup>.

No se han diseñado los sistemas de intercambio de la sección de licuefacción, pero si se supone que la relación área/calor necesaria para enfriar el gas natural es la misma ( $1,45 \text{ m}^2\text{KW}^{-1}$ ), se puede obtener un área aproximada de los intercambiadores de licuefacción. Esta área operativa es de  $68.836 \text{ m}^2$ .

Por tanto, se conoce que el área total de los intercambiadores multi-corriente que permite reducir la temperatura del gas natural en este proceso C3-MR desde los 300 K hasta los 113,5 K es de  $117.043 \text{ m}^2$ .

Como se están tratando  $135.173 \text{ kg GN}\cdot\text{h}^{-1}$  para producir  $124.378 \text{ kg GNL}\cdot\text{h}^{-1}$ , se puede obtener una relación entre la superficie de transferencia invertida por kilogramo de alimentación y producto. Como resultado, el GN alimentado presenta  $0,8659 \text{ m}^2\cdot\text{kg}^{-1} \text{ GN}$  y el GNL producido posee  $0,9410 \text{ m}^2\cdot\text{kg}^{-1} \text{ GNL}$ .

En los procesos de licuefacción, esta relación debe mantenerse en el mismo orden de magnitud para sistemas de trabajo que se mueven entre las mismas temperaturas. El diseño se valida si al confrontarlo con las relaciones de otro sistema los resultados son similares. En la bibliografía consultada, se selecciona un proceso SMR que aporta los cálculos del área de transferencia para la licuefacción de gas natural desde los 298 K hasta los 118 K (*Skaugen et al., 2010*). Aunque el intervalo presenta ligeras diferencias, es suficiente para la comprobación.

El proceso SMR comparado usa una corriente de gas natural de  $64.000 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$  y produce esa misma cantidad de GNL. Durante el análisis del autor (*Skaugen et al., 2010*) se varían algunas condiciones para mejorar el sistema, pero el área calculada siempre es de  $27.106 \text{ m}^2$ . En la etapa final, se rediseña todo el sistema de intercambio para conseguir unas necesidades de potencia de compresión mínimas. En este último caso, sí que varía el diseño del intercambiador de placas y aletas (MPFHE) y aumenta el área de transferencia total hasta los  $91.129 \text{ m}^2$  (*Skaugen et al., 2010*).

Bajo estos dos diseños se obtienen las siguientes relaciones:  $0,4235 \text{ m}^2\cdot\text{kg}^{-1}$  del caso original y  $1,4239 \text{ m}^2\cdot\text{kg}^{-1}$  del caso rediseñado. Ambas se mantienen idénticas para el gas natural alimentado y el licuado producido, puesto que el flujo es el mismo.

Comparando la relación entre la superficie por cantidad de GN alimentado, o por cantidad de GNL producido, del proceso C3-MR de diseño propio con las relaciones aportadas por el autor (*Skaugen et al., 2010*) se comprueba que las soluciones propuestas se encuentran dentro del rango del modelo bibliográfico.

Los dos diseños del modelo externo presentan una relación de 0,4325 y 1,4239. Por su parte, la relación del diseño simulado en este trabajo es de 0,8659  $\text{m}^2\text{kg}^{-1}$  GN y 0,9410  $\text{m}^2\text{kg}^{-1}$  GNL, en un valor intermedio del rango, lo que implica que los resultados pueden tomarse como aceptables, integrados y comparables en el marco tecnológico actual.

En conclusión, se diseñan cuatro unidades de intercambio (*HX-201* a *HX-204*), consistentes cada una en 5 núcleos de intercambiadores de placas y aletas dispuestos en paralelo dentro de cada unidad. Las distribuciones de los intercambiadores de las unidades *HX-201*, *HX-202* y *HX-203* son iguales, puesto que los flujos se insertan y extraen por las mismas regiones y tubuladuras. Además, sus dimensiones también son muy parecidas, aportando equipos casi iguales en el diseño, véase en el [Anexo V. Equipos](#) la [Figura A.5.2](#), la [Figura A.5.3](#) y la [Figura A.5.4](#). Sin embargo, la última unidad, *HX-204*, opera con una distribución de las corrientes diferente en los intercambiadores *MPFHE*, como indica la [Figura A.5.5](#). Para comprender los distintos puntos de acceso y salida entre las tres primeras unidades y la última, la [Figura 7.13](#) contrapone ambas distribuciones. Aun así, las dimensiones de estos equipos también se encuentran muy próximas a las del resto de unidades, estableciéndose un valor promedio de 1650x600x800 mm en cada uno de los 20 intercambiadores que conforman el preenfriamiento. Su disposición es vertical y están contruidos en aluminio.

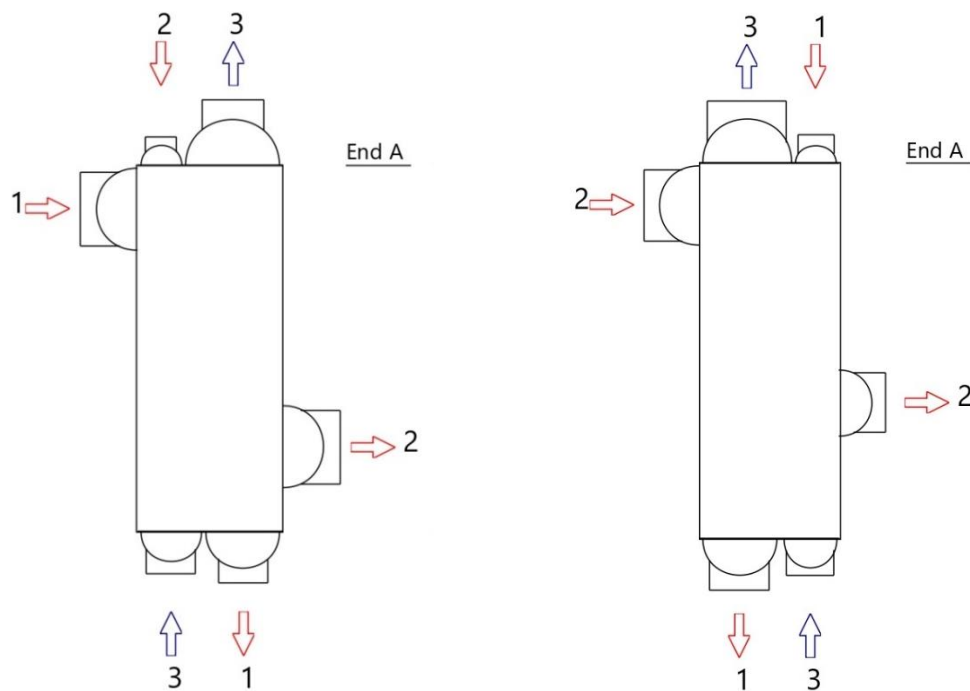


Figura 7.13. Comparativa entre la distribución de entradas y salidas de los equipos MPFHE. (a) Intercambiadores en *HX-201*, *HX-202* y *HX-203*. (b) Intercambiadores en *HX-204*. \*Donde 1 es la corriente de gas natural, 2 es la corriente de refrigerante mixto y 3 la corriente de propano ([AspenTech, 2021](#))

### 7.2.5. Cumplimiento de las especificaciones del producto

Se debe comprobar que el producto final se encuentre dentro de los valores especificados durante el proceso.

El primer objetivo, es ver si la composición del GNL producido se ajusta al rango de composiciones de la [Tabla 3.2](#) del [Capítulo 3.4. Especificaciones de producto](#). Para compararlo, se han resumido en la [Tabla 7.10](#) los resultados. Como se puede apreciar en esta, todos los componentes se encuentran dentro de los valores intermedios de su rango, a excepción del iPentano. La desviación de este último es apenas perceptible y se encuentra muy cercana al límite superior, por lo que se estima que no produce un efecto indeseado en el producto y se acepta la composición obtenida.

*Tabla 7.10. Comparativa entre el rango de composición predeterminado y la composición obtenida para el GNL*

Componente	GNL rango (% mol)	GNL producido (% mol)
Nitrógeno	0,00 - 3,91	1,51
Metano	84,18 - 99,80	89,34
Etano	0,06 - 13,64	5,92
Propano	0,00 - 3,82	2,26
nButano	0,00 - 1,70	0,54
iButano	0,00 - 0,89	0,32
iPentano	0,00 - 0,10	0,11

Aprobada la composición del GNL producido por ser apto para su comercialización, debe aclararse un aspecto que afecta a la seguridad y que se analizará en profundidad en el [Capítulo 8. Consideraciones de seguridad](#). La fracción de nitrógeno presente es demasiado elevada, ya que no debe exceder el 1% molar en el GNL producido, puesto que puede facilitar la aparición del *rollover*. La cantidad de nitrógeno presente en la salida se debe a la alta cantidad contenida en el GN alimentado a la planta. Este valor es de un 4% molar de N<sub>2</sub>. No se ha tratado previamente esta corriente para la eliminación de nitrógeno por ser la proporcionada por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)), ya que alterar este porcentaje molar impide validar el estudio realizado, así como los modelos, de una forma rigurosa. No obstante, se puede solventar la elevada cantidad de N<sub>2</sub> incluyendo un tratamiento posterior para la eliminación de nitrógeno, fuera de los límites de batería.

## 8. Consideraciones de seguridad

Los sistemas de seguridad de un proceso tan complejo son cruciales para garantizar el correcto funcionamiento de la planta y evitar accidentes o repercusiones negativas sobre los equipos, el personal o el entorno.

A continuación, se exponen algunos de los principales riesgos de la planta dimensionada.

### 8.1. Rollover

En el [Capítulo 2.2.6. Fenómeno del Rollover](#), ya se introdujo este efecto de vuelco en los tanques de almacenamiento o transporte de gas natural licuado provocado por la estratificación de dos volúmenes de GNL de distintas densidades. Su fundamento teórico y explicación puede visualizarse en dicho capítulo.

Los motivos principales que conducen al *rollover* son:

- Estratificación inducida por llenado:
  - Cuando el líquido de carga posee menor densidad que el líquido de fondo y el llenado se produce por una línea superior del tanque ([Mokhatab et al., 2014](#)).
  - Cuando el líquido de carga posee mayor densidad que el líquido de fondo y el llenado se produce por una línea inferior del tanque ([Mokhatab et al., 2014](#)).
- Auto-estratificación inducida por nitrógeno: producida cuando el contenido en nitrógeno presente en el GNL es superior al 1% en mol ([Mokhatab et al., 2014](#)).

Los efectos de este fenómeno de vuelco se caracterizan por:

- Liberación súbita de vapor, lo que supone:
  - Pérdida de un valioso producto ([Kidnay et al., 2020](#)).
  - Emisión de metano, poderoso gas de efecto invernadero. Además, al encontrarse en torno a los  $-160^{\circ}\text{C}$  es más denso que el aire, pero según se enfría en su mezcla con el aire forma una nube inflamable en flotación ([Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012](#)).
- Posible aumento repentino de la presión en el depósito que puede provocar daños estructurales y la rotura de equipos como consecuencia de la sobrepresión ([Kidnay et al., 2020](#)).



Las principales medidas de seguridad para prevenir la aparición de este suceso son:

- Uso de instrumentación adecuada para conocer los patrones de T, P y  $\rho$  durante el llenado y almacenaje del GNL y, así, evitar la estratificación (*Kidnay et al., 2020*).
- Siguiendo la "Norma para la producción, almacenamiento y manipulación de GNL" (*NFPA 59A, 2016*) las capacidades de venteo de los tanques deben ser mayores que la tasa normal de ebullición. Por su parte, la normativa europea "Instalación y equipamiento para el gas natural licuado – Diseño de terminales de GNL en tierra" (*EN 1473:2016, 2016*) exige que los respiraderos de los tanques incorporen tasas de evacuación superiores en 100 veces a las necesarias para el índice de ebullición normal, lo que evitaría las sobrepresiones (*Kidnay et al., 2020*).
- Evitar la estancia prolongada de buques GNL cargados en los atraques de la planta (*Mokhatab et al., 2014*).
- Una mezcla suficiente en el depósito de almacenamiento (*Mokhatab et al., 2014*).
- Introducir múltiples puntos de carga en los tanques a distintos niveles para distribuir el GNL según las densidades (*Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012*).
- Una adecuada velocidad de llenado del tanque, evitando cargas lentas que faciliten la estratificación (*Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012*).
- Reducción de la concentración molar del  $N_2$  por debajo del 1% (*Society of International Gas Tanker & Terminal Operators, 2012*).

Tabla 8.1. Composición molar del GNL producido

<b>Corriente</b>	<b>68</b>
<b>Flujo molar (mol/s)</b>	1907,61
<b>Fracciones molares</b>	
<b>Nitrógeno</b>	0,0151
<b>Metano</b>	0,8934
<b>Etano</b>	0,0592
<b>Propano</b>	0,0226
<b>n-Butano</b>	0,0054
<b>IsoButano</b>	0,0032
<b>IsoPentano</b>	0,0011
<b>Oxígeno</b>	0,0000
<b>Dióxido de carbono</b>	0,0000
<b>Agua</b>	0,0000

Ligado al último punto, se debe analizar el GNL producido que se extrae de los límites de batería por la "corriente 68", véase *A1-PFD-101-1* en el *Anexo VII. Planos*. Las

características de esta corriente se indican en el [Anexo VI. Tabla de corrientes](#). La [Tabla 8.1](#) indica la composición molar del GNL producido. En ella se puede ver que el GNL presenta un 1,5% molar de N<sub>2</sub>. Como se explica en el [Capítulo 7.2.5. Cumplimiento de especificaciones del producto](#), la elevada cantidad de nitrógeno presente en el gas natural alimentado impide reducir por debajo del 1% la cantidad de N<sub>2</sub> en el producto. Este hecho indica que, fuera de los límites de batería fijados, se debe incluir un proceso de eliminación de nitrógeno para reducir su cantidad a niveles inferiores y evitar así futuros problemas de *rollover*.

### **8.2. GNL derramado**

El GNL se almacena y transporta a presión cercana a la ambiental en depósitos aislados. Sin embargo, la conducción de calor provoca la evaporación de parte del líquido, que se debe retirar para auto-refrigerar el GNL. La corriente de *boil-off* o gas de ebullición se vuelve a comprimir y condensar para evitar la pérdida de producto. Durante el proceso puede haber vertidos que hierven y se vaporizan completamente ([Mokhatab et al., 2014](#)).

Para detectar los derrames en tierra se suelen emplear sensores de temperatura en lugar de utilizar detectores de gases de hidrocarburos porque la señal producida es más fuerte. Cuando se produce la evaporación, bajo determinadas circunstancias se producen incendios como se detalla en el siguiente apartado. Otro problema de que hiervan los derrames de GNL es que, en un espacio cerrado, aunque no son tóxicos, pueden ser asfixiantes al desplazar el oxígeno.

### **8.3. Incendios y explosiones**

El riesgo de incendio y explosión en instalaciones GNL deriva de fugas o derrames, especialmente durante actividades de transferencia, carga o descarga. Además, se requiere de una fuente de ignición, por lo que se minimizan estas fuentes durante las etapas de diseño ([Mokhatab et al., 2014](#)). En caso de incendio, existen cuatro escenarios de riesgo potencial:

- Incendio de la nube de vapor: con ignición tardía y sólo arde parte de la nube de vapor. Puede derivar en un fuego transitorio o en incendios por chorro o de piscina. Su efecto es elevado en la zona de llamas, pero la exposición al público baja.
- Incendio por chorro: producido por un líquido, vapor o mezcla bifásica que se descargan por un orificio de un contenedor a presión. Su efecto puede ser muy

dañino, pero muy localizado. Es difícil que se produzca en tanques de almacenamiento GNL por la falta de presión.

- Incendio de piscina: producido por vertidos de GNL que forman aerosoles evaporados parcialmente y que caen como “lluvia” hasta formar una piscina de líquido. Si el fuego sucede en un área con diques queda totalmente contenido.
- Explosión de nube de vapor (VCE): el de peores consecuencias, se desarrolla a continuación.

#### **8.4. Explosiones de nubes de vapor (VCE)**

Cuando una columna inflamable de GN se encuentra en una zona confinada se puede acelerar la velocidad de la llama hasta formar una explosión deflagrante. Las deflagraciones tienen una velocidad de llama por debajo de la sónica, con lo que, cuando dentro de la zona confinada la velocidad decae, se forma un incendio ([Mokhatab et al., 2014](#)). Las deflagraciones son un tipo de explosión menos dañina que las detonaciones, aunque el impacto producido puede ser enorme.

Por otro lado, líquidos inflamables presurizados y expuestos a un fuego externo pueden sobrecalentarse. En la zona del metal no humedecido que se expone al vapor formado puede producirse una debilidad del material y el consiguiente fallo que libera líquido que vaporiza parcialmente. El vapor intermitente se expande y enciende como una explosión de líquido en ebullición o BLEVE (*Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion*) ([Mokhatab et al., 2014](#)). El GNL producto no se encuentra presurizado, lo que proporciona un riesgo bajo de BLEVE en la etapa de almacenamiento. Sin embargo, en etapas previas a la expansión del GNL y posteriores al primer intercambiador de licuefacción, el riesgo de un BLEVE en los equipos aumenta, donde se debe asegurar un correcto diseño que impida este fenómeno de nefastas consecuencias.

#### **8.5. Efectos criogénicos**

El riesgo criogénico va asociado al almacenamiento y manipulación del GNL, pudiendo exponer al personal a contacto con líquidos, vapores y superficies a muy baja temperatura. La viscosidad de los líquidos criogénicos es baja, pudiendo penetrar por los poros de la ropa más rápido que el agua. Los efectos de esta baja temperatura pueden causar daños graves a la piel y los ojos ([Mokhatab et al., 2014](#)).

También ocasionan perjuicios sobre diversos tipos de metales, plásticos o cauchos, además de diversos tejidos, los cuales están ligados a fragilidad y fractura. Por

consiguiente, es necesario el empleo de contenedores, materiales y ropa de protección especializada ([Mokhatab et al., 2014](#)).

### **8.6. Espacios confinados**

Estos espacios son potencialmente mortales para los trabajadores, e incluyen tanques de almacenamiento, áreas de contención u otro tipo de infraestructuras de gestión. Se deben desarrollar protocolos de entrada a los espacios confinados según la normativa vigente y acceder con dispositivos de detección de gases ([Mokhatab et al., 2014](#)).

### **8.7. Peligros químicos**

El conocimiento de las sustancias químicas empleadas durante el proceso también es de vital importancia para poder prevenir riesgos potenciales y accidentes. El personal debe estar protegido ante el uso de sustancias químicas peligrosas. Para cada producto químico debe haber una hoja de datos de seguridad disponible y fácilmente accesible en la instalación ([Mokhatab et al., 2014](#)). En el [Anexo IV. Hojas de seguridad](#) se encuentran las fichas correspondientes a las principales sustancias utilizadas.

### **8.8. Sistemas de seguridad de la planta**

En estas instalaciones es de utilidad realizar un análisis de riesgos de operación mediante la metodología *HAZOP*. Esta técnica de análisis permite encontrar los riesgos potenciales ante desviaciones en las variables de operación. Para poder realizar este estudio en profundidad, es necesario presentar los diagramas P&ID del proceso. Estos diagramas de instrumentación se diseñan en etapas de diseño detallado posteriores, donde se realiza también el análisis *HAZOP*.

Aunque no se analice en detalle el efecto que tiene una alteración sobre cada nodo e instrumento del sistema, sí que se pueden resumir algunas medidas de seguridad implantadas en el diagrama **A1-PFD-101-1** del [Anexo VII. Planos](#). El grado de detalle de este diagrama no es comparable al de un P&ID, pero permite ver elementos generales de control y seguridad.

Los compresores del sistema presentan una estructura previa formada por un intercambiador y un depósito de *knockout*, véase por ejemplo el compresor C-204 precedido por los equipos E-205 y V-207 en el diagrama **A1-PFD-101-1**. Los depósitos de *knockout*, como V-207, sirven como medio de retirada de gotas de líquido para evitar el deterioro de los compresores, diseñados para el tratamiento de gases. Por su parte, los intercambiadores previos a estos depósitos pueden atender a dos necesidades, ya sea

una necesidad térmica del proceso (calentar o enfriar una corriente por requerimiento del proceso utilizado) o evitar el ascenso descontrolado de la temperatura entre etapas de un tren de compresión (refrigeran las corrientes intermedias). La unidad *E-205* es un claro ejemplo de este último supuesto de seguridad.

En los ciclos cerrados de propano y refrigerante mixto se incluyen depósitos de seguridad que permiten insertar o extraer flujo de cada ciclo. Son las unidades *V-105* y *V-208* del diagrama ***A1-PFD-101-1***. Ante imprevistos, perturbaciones o variaciones del proceso controlan que los ciclos refrigerantes se adapten, evitando así una parada de toda la instalación.

En caso de problemas en el sistema de turbina de gas o sobreproducción de EFG, existe una antorcha de seguridad (*NF-401*) que evita la liberación del *end flash gas* directamente a la atmósfera. Por medio de una válvula de seguridad, la corriente se divide antes de acceder a las etapas de compresión previas a la turbina. En caso de otros problemas en la planta, esta antorcha también puede quemar gas procedente de venteos de seguridad de equipos.

En los depósitos que puedan contener líquidos, véase *V-207*, se incluye un sistema de control de nivel para evitar el desbordamiento y derrame de sustancias al exterior, lo que puede afectar a empleados o provocar peligros en forma de incendios dependiendo de la naturaleza de los compuestos. Además, estos tanques deben contar con tubuladuras de drenaje que actúen en caso de fallo de los lazos de nivel. Para evitar una posible implosión al abrir el drenaje, se deben incluir en el diseño válvulas de venteo que se abran a la par que los drenajes.

En los equipos de calefacción o refrigeración de la planta, véase *E-205*, se incluyen lazos de control de temperatura que permitan modificar el flujo de fluido de intercambio.

La entrada de EFG a la cámara de combustión cuenta con un lazo de control de flujo y de composición que modifica la cantidad de aire que se inserta al sistema. De esta manera, se puede controlar la cantidad de oxígeno necesario que se necesita en la combustión, dependiendo de la composición de la corriente EFG y su caudal.

En el diseño de todos los depósitos de la planta se deben incluir válvulas de alivio de presión que en caso de necesidad deriven el vapor hacia la antorcha. De esta manera, se pueden evitar posibles explosiones por *BLEVE*, especialmente en aquellos equipos que cuenten con elevadas presiones de trabajo, como *V-104* (48,6 bar), donde se puedan

producir sobrepresiones ante perturbaciones en el sistema. La presencia de estas válvulas de alivio puede ser necesaria por cuestiones de seguridad en otros equipos del sistema como condensadores, evaporadores o intercambiadores de calor donde un fallo del suministro de refrigeración u otro servicio auxiliar pueda conducir a sobrepresiones.

Equipos como las bombas se encuentran desdoblados (*P-101 A/B*) para que, en caso de fallo de la primera, la auxiliar esté operativa.

En la parte final del proceso se debe incluir un eyector que extraiga el aire del sistema para el arranque de la planta, con su correspondiente sistema de inertizado, evitando el contacto de aire con posibles fluidos inflamables.

## 9. Impacto ambiental y emisiones

### 9.1. Gas natural

Como se mostró en la [Tabla 2.1](#) del [Capítulo 2. Introducción a la industria gasista](#), el gas natural es el combustible fósil más respetuoso con el medio ambiente. Esto no quiere decir que no existan alternativas más limpias en la obtención de energía, si bien es cierto que a corto y medio plazo no es viable una satisfacción de la demanda energética global sin el uso de los combustibles fósiles.

Las credenciales que presenta el gas natural como solución a algunos de los problemas ambientales sostienen el crecimiento mundial del consumo de gas. La importancia de una mejora en la calidad del aire y la preocupación por el cambio climático, unidas a límites burocráticos en la ampliación de las energías renovables y sectores que no consiguen encontrar opciones energéticas con bajas emisiones de carbono, favorecen el uso del gas natural por sus ventajas potenciales. La combustión del gas emite menos CO<sub>2</sub> por unidad de energía producida que el carbón y el petróleo, además de menos contaminantes atmosféricos locales que la bioenergía, carbón y petróleo. Las centrales eléctricas de gas se adaptan de forma adecuada al funcionamiento flexible que involucra el aumento de la proporción de energías renovables en el *mix* energético, garantizando su correcto funcionamiento ([International Energy Agency, 2017](#)).

No obstante, el gas natural sigue produciendo emisiones de CO<sub>2</sub> en su combustión y es por sí mismo un importante gas de efecto invernadero si se emite directamente a la atmósfera. Las mayores dudas medioambientales reales sobre este gas se focalizan en las emisiones directas de metano producidas durante su producción, transporte y consumo. El potencial de efecto invernadero del metano es mucho mayor (28 veces) que el del CO<sub>2</sub>, aunque su tiempo de residencia medio en la atmósfera es mucho menor (aprox. 12,4 veces) que el del dióxido de carbono ([IPCC, 2014](#)). Por ello, se estudia implementar sistemas de captación de metano que podrían reducir este impacto entre un 40-50% y sin un coste neto, ya que el metano captado tendría un valor de mercado superior al coste de la medida de reducción ([International Energy Agency, 2017](#)).

### 9.2. Gas natural licuado

El GNL es un producto versátil que permite reducir o eliminar la incidencia ambiental de diferentes procesos. Así, es posible evitar la quema de gas natural en yacimientos petrolíferos, sustituir el carbón de las centrales de ciclo combinado por el GNL

revaporizado o emplear GNL como un combustible más limpio para el transporte. Su menor contenido en carbono respecto al petróleo o carbón incentiva su uso en términos medioambientales (*Mokhatab et al., 2014*).

No obstante, la vida útil de las plantas de licuefacción conlleva un impacto ambiental inherente a su uso que debe estudiarse para minimizarlo desde el diseño de la planta, durante la ejecución del proyecto y en el funcionamiento de la instalación. Por ello, es importante adecuarse a las normativas medioambientales vigentes a nivel local o comunitario.

Las plantas de GNL son relativamente limpias en comparación con refinerías y plantas petroquímicas, aunque a lo largo de la cadena de suministro y procesado llevan asociadas una serie de emisiones (*Mokhatab et al., 2014*). Según su situación en el proceso se tienen las siguientes contribuciones:

*Acondicionamiento del gas natural:*

- Unidad de estabilización de condensados: presenta aguas residuales e hidrocarburos
- Regeneración de glicol: presenta residuos químicos, hidrocarburos y aguas residuales
- Unidad de eliminación de gases ácidos: presenta residuos de disolventes, mercurio y aguas residuales
- Deshidratación: presenta mercurio, residuos de tamices moleculares gastados y aguas residuales
- Unidad de recuperación de líquidos de GN: no presenta contaminación significativa
- Sistema de recuperación de azufre, unidad de gas de cola e incineración: presenta emisiones de CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub>, H<sub>2</sub>S y NO<sub>x</sub>, además de catalizadores gastados
- Unidades de refrigeración: presentan emisiones de CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub>, H<sub>2</sub>S, NO<sub>x</sub> y partículas de los motores de turbinas de gas
- Generación de energía: presenta emisiones de CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub>, H<sub>2</sub>S, NO<sub>x</sub> y partículas de los motores de turbinas de gas, además de aguas residuales y residuos químicos

*Licuefacción:*



- Presenta emisiones de CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub>, H<sub>2</sub>S, NO<sub>x</sub> y partículas de las chimeneas de descarga de las turbinas de gas, con importante contribución a las emisiones de CO<sub>2</sub>
- Incremento de las temperaturas del agua de refrigeración y del aire ambiente que puede afectar al entorno vegetal y animal

Transporte:

- Presenta emisiones de CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub>, H<sub>2</sub>S, NO<sub>x</sub> y partículas de los motores de propulsión de los buques GNL
- Emisiones de *boil-off gas* (BOG)

Regasificación:

- Presenta emisiones de CO<sub>2</sub>, SO<sub>x</sub> y NO<sub>x</sub> de los vaporizadores de combustión sumergidos
- Retorno de agua de mar fría que puede afectar a la biosfera
- Generación de nieblas por el uso de vaporizadores de aire ambiente para el calentamiento de GNL

Debe indicarse que la distribución de emisiones entre las cuatro etapas no es la misma. El procesado y la licuefacción del GNL concentran entre el 50-80% de las emisiones totales, mientras que el transporte (10-40%) y la regasificación (2-15%) son más respetuosos con el medio ambiente ([Mokhatab et al., 2014](#)).

La situación geográfica de las plantas también condiciona los impactos medioambientales y la repercusión que tienen sobre el entorno. Cobra especial importancia la protección de los ecosistemas marinos circundantes y los posibles impactos que pueden producirse sobre corales, pesquerías o los recursos adyacentes.

Por todo ello, las nuevas tecnologías y mejoras desarrolladas también se orientan a la reducción de los niveles de emisiones y del impacto ambiental de las nuevas plantas construidas. Entre las medidas desarrolladas se encuentran: la implementación de energías renovables en las instalaciones de GNL, ciclos de licuefacción de refrigerante mixto más eficientes, la recuperación del calor residual, turbinas de gas aeroderivadas más eficaces, sistemas de reinyección de CO<sub>2</sub> para su captación y secuestro, mejores equipos de licuefacción o la inclusión de centrales eléctricas de ciclo combinado en las propias instalaciones ([Mokhatab et al., 2014](#)).

### 9.3. Emisiones del proceso C3-MR

El proceso de refrigerante mixto preenfriado con propano propuesto presenta el principal foco de emisiones en la “corriente 81” de gases de combustión, producida a la salida de la turbina de gas. Su principal contaminante es el CO<sub>2</sub>, gas de efecto invernadero del que se debe analizar su impacto y producción. También existe emisión en esta corriente de vapor de agua, el cual, aunque en menor medida, también es un potencial gas de efecto invernadero.

La cantidad anual de CO<sub>2</sub> producido es de 119,14 kt/año. El GNL producido es de 1 MTPA, es decir, 1000 kt/año, lo que supone una relación de toneladas de dióxido de carbono emitido por toneladas de GNL producido de 0,119. Cabe destacar que esta corriente de emisión supone la generación de 70,701 MW de potencia, lo que permite ahorrar en energía eléctrica. Se destinan 66,687 MW de los producidos en la turbina a los compresores de refrigerante mixto (C-101, C-102 y C-103), a los compresores de la corriente de EFG (C-401 y C-402) y a los compresores de aire (C-403 y C-404). Los 4,013 MW restantes se utilizan para otros requerimientos eléctricos. La relación de energía producida por cantidad de CO<sub>2</sub> emitido es de 17,176 MJ/kg CO<sub>2</sub>.

Por tanto, se está consiguiendo una relación de emisión de 58,2 kg CO<sub>2</sub> por GJ producido con la corriente de EFG. Este valor se encuentra cercano a la huella de carbono estipulada por la OECC (Oficina Española de Cambio Climático) para la producción energética a partir de gas natural, que fija un factor de emisión de 56,4 kg CO<sub>2</sub>/GJ producido ([Naturgy, 2019](#)).

No se tienen en cuenta durante la simulación del proceso las emisiones de NO<sub>x</sub> en la planta, aunque al utilizar la corriente EFG, que presenta un mayor contenido en nitrógeno que el gas natural, el impacto producido por estos compuestos será significativo.

## 10. Conclusiones

Durante este estudio se ha conseguido desarrollar un modelo validado del proceso C3-MR en el software de simulación *Aspen Plus*, alcanzando una producción anual de 1.000.000 de toneladas de GNL en un período operacional de 8.040 h-año<sup>-1</sup>.

Para su consecución, y, en primer lugar, se ha estudiado la influencia de la temperatura de preenfriamiento sobre el sistema para establecer aquella más favorable con la que trabajar, obteniendo un intervalo operativo óptimo de 237,25 – 240,75 K. Se ha escogido el valor intermedio de 239 K como temperatura de operación por su aporte de flexibilidad al proceso. Este resultado garantiza el cumplimiento de todas las especificaciones impuestas y se encuentra supeditado a concretar una temperatura de licuefacción en la *cold-box* de 113,5 K. Además, es óptimo porque:

- Maximiza el flujo de GN tratado y GNL producido por cantidad de refrigerante mixto empleado.
- Permite obtener la mejor relación entre potencia consumida (compresores de MR, EFG y aire) y producida (turbina de gas), generando un mayor excedente de energía para el autoabastecimiento de la demanda eléctrica de la instalación.
- Promueve un *MITA* adecuado en todos los intercambiadores multi-corriente del sistema (3 K).

En segundo lugar, bajo las condiciones seleccionadas, se ha dimensionado el ciclo de preenfriamiento con propano en cuatro etapas iguales con un *duty* de 8,318 MW por etapa que promueve un tamaño similar de los equipos multi-corriente de intercambio térmico. A lo largo del preenfriamiento, tanto el refrigerante mixto como el gas natural reducen su temperatura hasta los 239 K, manteniendo su presión constante. Para ello, se requiere que el propano se encuentre 3 K por debajo de cada temperatura de salida, lo que implica un cambio en su presión a lo largo de las cuatro etapas. Energéticamente, el preenfriamiento del gas natural y refrigerante mixto supone un *duty* total de 33,274 MW. Sin embargo, lleva asociado un consumo de potencia de compresión de 15,011 MW, un gasto de calefacción de 11,101 MW y un requerimiento de refrigeración de 59,386 MW para reacondicionar el propano en su ciclo de cerrado. Por tanto, el preenfriamiento y acondicionamiento de propano conllevan el 96% del gasto en calefacción y el 59% del gasto de refrigeración de toda la instalación, lo que indica su importancia en el proceso.

En cuanto al diseño de los intercambiadores de calor de las etapas de preenfriamiento, se han utilizado equipos multi-corriente de tipo *plate & fin* (MPFHE). Las cuatro unidades se componen cada una de 5 núcleos de intercambio dispuestos en paralelo, con unas medidas promedio en todos ellos de 1650x600x800 mm. La superficie de intercambio total de los 20 núcleos del preenfriamiento es de 48.207 m<sup>2</sup>. Estos equipos se encuentran contruidos en aluminio y se disponen en vertical, con unas distribuciones de entrada y salida de las corrientes iguales en las tres primeras unidades y diferentes en la cuarta.

Por otro lado, analizando el dimensionamiento del sistema completo, los flujos de materias primas y productos auxiliares empleados en la instalación que permiten la producción anual del millón de toneladas de GNL (1.907,61 mol·s<sup>-1</sup>) han sido de: 2.054,62 mol·s<sup>-1</sup> de gas natural alimentado, 2.787,60 mol·s<sup>-1</sup> de refrigerante mixto y 3.994,79 mol·s<sup>-1</sup> de propano refrigerante. Con ellos, se ha conseguido la producción de un GNL que cumple las especificaciones de composición para su venta, pero que contiene una cantidad de nitrógeno (1,5% molar) que puede provocar la aparición del fenómeno de *rollover*. Este hecho, producido por la alta cantidad en el gas natural de partida (4% molar), implica la necesidad de incluir un proceso de reducción de nitrógeno fuera de los límites de este trabajo con el fin de delimitar la presencia de N<sub>2</sub> en el producto a un valor inferior al 1% molar.

Finalmente, en términos energéticos globales, el gasto de potencia de compresión total ha sido de 81,698 MW, de los cuales 66,687 MW se satisfacen con la generación energética de la turbina de gas. Del total de 70,701 MW producidos en esta, los 4,013 MW restantes se destinan al consumo eléctrico en la planta. Por su parte, el gasto total de calefacción es de 11,511 MW, mientras que la refrigeración supone 158,242 MW. De esta cantidad, 47,513 MW se utilizan en la *cold-box* para licuar el gas natural desde los 239 K del preenfriamiento hasta los 113,5 K. Asociado al aprovechamiento de la corriente EFG en la turbina de gas (con una relación de 0,0868 de kg EFG por kg GNL), se produce una cantidad de energía que genera unas emisiones, principalmente de CO<sub>2</sub>, con un rendimiento de 58,2 kg CO<sub>2</sub>·GJ<sup>-1</sup>.

## 11. Nomenclatura

**GN:** gas natural

**GNL:** gas natural licuado\*

**PFD:** *process flow diagram* (diagrama de flujo del proceso)

**EFG:** end flash gas (gas de separación L-V)

**v12:** versión 12, referida al software de *Aspen Plus*

**C3-MR:** proceso de propano – refrigerante mixto

**VIP:** *virtual interconnection point* (punto de interconexión virtual)

**CI:** conexión internacional

**CBM:** *coal bed methane* (metano en capas de carbón)

**C<sub>2</sub>+:** hidrocarburos etano (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>) y superiores

**C<sub>3</sub>+:** hidrocarburos propano (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>) y superiores

**S.I.:** sistema internacional

**D/C + PYMES:** doméstico/comercial + pequeñas y medianas empresas

**Nº o n:** número

**FLNG:** *floating liquefied natural gas* (instalación flotante de GNL)

**NORM:** *naturally occurring radioactive material* (material radioactivo de origen natural)

**MR:** *mixed refrigerant* (refrigerante mixto)

**AP:** *Air Products* (empresa)

**MFC:** *mixed fluid cascade* (cascada de fluidos mixtos)

**SMR:** *single mixed refrigerant* (refrigerante mixto único)

**BOG:** *boil-off gas* (gas de ebullición)

**DMR:** *dual mixed refrigerant* (refrigerante mixto doble)

**PMR:** *parallel mixed refrigerant* (refrigerante mixto en paralelo)

**MMLS:** *moveable modular liquefaction system* (sistema de licuefacción modular móvil)

**BHGE:** *Baker Hughes General Electric* (empres)

**MPFHE:** *multi-stream plate & fin heat exchanger* (intercambiador multi-corriente de placas y aletas)

**MSWHE:** *multi-stream spiral wound heat exchanger* (intercambiador multi-corriente enrollado en espiral)

**MITA** o  $\Delta T_{\min}$ : *minimum internal temperature approach* (diferencia mínima de temperatura)

**CSTA**: *cold side temperature approach* (diferencia de temperatura en el lado frío)

**P**: presión

**T** o **T<sup>a</sup>**: temperatura

**$\rho$** : densidad

**LMTD**: *logarithmic mean temperature difference* (diferencia de temperatura media logarítmica)

**VCE**: *vapor cloud explosion* (explosiones de nubes de vapor)

**BLEVE**: *boiling liquid expanding vapor explosion* (explosión de líquido en ebullición por expansión de vapor)

**P&ID**: *piping & instrumentation diagram* (diagrama de instrumentación y tuberías)

**BD**: *block diagram* (diagrama de bloques)

**PROP**: propano

**ALPEMA**: *aluminium plate – fin heat exchanger manufacturers association* (institución responsable de la normativa de intercambiadores de pacas y aletas)

\*En tablas y figuras extraídas de fuentes angloparlantes que se utilizan en este trabajo puede aparecer **LNG** en lugar de **GNL**.

## Bibliografía

- Allahyarzadeh-Bidgoli, A., Mehrpooya, M., & Yanagihara, J. I. (2022). Geometric Optimization of Thermo-Hydraulic Performance of Multistream Plate Fin Heat Exchangers in Two-Stage Condensation Cycle: Thermodynamic and Operating Cost Analyses. *Process Safety and Environmental Protection*, 162, 631–648. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2022.03.088>
- ALPEMA. (2000). *The Standards of the Brazed Aluminium Palte-Fin Heat Exchanger Manufacturers' Association* (2nd ed.). <https://www.alpema.org/standards.html>
- AspenTech. (2021). *Aspen Plus V12* (No. 12). Aspen Technology Inc.
- Boyce, M. P. (2012). *Gas Turbine Engineering Handbook* (4th ed.). Elsevier Inc. <https://doi.org/10.1016/C2009-0-64242-2>
- BP p.l.c. (2021). bp Statistical Review of World Energy 2021. *BP Energy Outlook 2021*, 70. <https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/statistical-review/bp-stats-review-2021-full-report.pdf>
- Chang, H. M., Lim, H. S., & Choe, K. H. (2012). Effect of Multi-stream Heat Exchanger on Performance of Natural Gas Liquefaction with Mixed Refrigerant. *Cryogenics*, 52(12), 642–647. <https://doi.org/10.1016/j.cryogenics.2012.05.014>
- Ding, C., Hu, H., Ding, G., Chen, J., Mi, X., & Yu, S. (2017). Experimental Investigation on Pressure Drop Characteristics of Two-Phase Hydrocarbon Mixtures Flow in the Shell Side of LNG Spiral Wound Heat Exchangers. *Applied Thermal Engineering*, 127, 347–358. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.08.025>
- EN 1473:2016. (2016). *BS EN 1473:2016 - Installation and Equipment for Liquefied Natural Gas - Design of Onshore Installations*. The British Standards Institution & European Committee for Standardization.
- Enagás. (2021). *Informe 2020: El Sistema Gasista Español*. [https://www.enagas.es/stfls/ENAGAS/Ficheros/Informe\\_de\\_Sistema\\_Gasista\\_2021/Informe\\_El\\_Sistema\\_Gasista\\_Espanol\\_2020.pdf](https://www.enagas.es/stfls/ENAGAS/Ficheros/Informe_de_Sistema_Gasista_2021/Informe_El_Sistema_Gasista_Espanol_2020.pdf)
- Fariza, I., Blanco, P. R., Zafra, M., & Sevillano Pires, L. (2021). Así Afronta España el Cierre del Gaseoducto del Magreb. *El País*. <https://elpais.com/economia/2021-11-14/asi-afronta-espana-el-cierre-del-gasoducto-del-magreb.html>
- Gulf Publishing Company. (2012). *Hydrocarbon Processing: 2012 Gas Processes Handbook CD-ROM*. Gulf Publishing Company. <http://www.hydrocarbonprocessing.com/>
- Hajji, A., Chahartaghi, M., & Kahani, M. (2019). Thermodynamic Analysis of Natural Gas Liquefaction Process with Propane Pre-cooled Mixed Refrigerant Process (C3MR). *Cryogenics*, 103(August), 102978. <https://doi.org/10.1016/j.cryogenics.2019.102978>
- Instituto Nacional de Seguridad y Salud en el Trabajo. (2021). *Fichas Internacionales de Seguridad Química. FISQ*. Ministerio de Trabajo y Economía Social, Gobierno de España.

- <https://www.insst.es/documentacion/colecciones-tecnicas/fisq> Date of access: (06-08-2022)
- International Energy Agency. (2017). *World Energy Outlook* (Online edi). IEA Publications. [https://iea.blob.core.windows.net/assets/4a50d774-5e8c-457e-bcc9-513357f9b2fb/World\\_Energy\\_Outlook\\_2017.pdf](https://iea.blob.core.windows.net/assets/4a50d774-5e8c-457e-bcc9-513357f9b2fb/World_Energy_Outlook_2017.pdf)
- International Gas Union. (2021). *World LNG Report 2021*. <https://www.igu.org/resources/world-lng-report-2021/>
- IPCC. (2014). Cambio Climático 2014. Informe de Síntesis. In *Contribución de los Grupos de trabajo I, II y III al Quinto Informe de Evaluación del Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático* (1st ed.). Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático. [https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/02/SYR\\_AR5\\_FINAL\\_full\\_es.pdf](https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/02/SYR_AR5_FINAL_full_es.pdf)
- Kidnay, A. J., Parrish, W. R., & McCartney, D. G. (2011). *Fundamentals of Natural Gas Processing* (2nd ed.). Taylor & Francis Group.
- Kidnay, A. J., Parrish, W. R., & McCartney, D. G. (2020). *Fundamentals of Natural Gas Processing* (3rd ed.). Taylor & Francis Group.
- Mato, F. A., & University of Valladolid. (2022). *HIX for Heat Integration Analysis - 41863 UVa* (No. 2022). Dpto. Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente. <http://hix.eii.uva.es/hix/fb.pl>
- Mibgas. (2021). *Informe Anual del Mercado Organizado de Gas 2020*. [https://www.mibgas.es/sites/default/files/mibgas\\_2020\\_informe\\_anual.pdf](https://www.mibgas.es/sites/default/files/mibgas_2020_informe_anual.pdf)
- Mokhatab, S., Mak, J. Y., Valappil, J. V., & Wood, D. A. (2014). *Handbook of Liquefied Natural Gas* (1st ed.). Gulf Professional Publishing and Elsevier Inc.
- Naturgy. (2019). *Informe de Huella de Carbono 2018*.
- Naturgy Iberia S.A. (2020). *Fichas de Datos de Seguridad del Gas Natural*.
- NFPA 59A. (2016). *NFPA 59A - Standard for the Production, Storage, and Handling of Liquefied Natural Gas (LNG)*. National Fire Protection Association.
- Nguyen, T. Van, & Elmegaard, B. (2016). Assessment of Thermodynamic Models for the Design, Analysis and Optimisation of Gas Liquefaction Systems. *Applied Energy*, 183, 43–60. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.08.174>
- Overview of Natural Gas: History*. (2013). Naturalgas.Org. <http://naturalgas.org/overview/history/>  
Date of access: (02-20-2022)
- Picón-Nuñez, M., Polley, G. T., & Medina-Flores, M. (2002). Thermal Design of Multi-stream Heat Exchangers. *Applied Thermal Engineering*, 22, 1643–1660.
- Popov, D., Fikiin, K., Stankov, B., Alvarez, G., Youbi-Idrissi, M., Damas, A., Evans, J., & Brown, T. (2019). Cryogenic Heat Exchangers for Process Cooling and Renewable Energy Storage: A Review. *Applied Thermal Engineering*, 153(June 2018), 275–290.



<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019.02.106>

Primabudi, E., Morosuk, T., & Tsatsaronis, G. (2019). Multi-objective Optimization of Propane Pre-cooled Mixed Refrigerant (C3MR) LNG Process. *Energy*, 185, 492–504. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.07.035>

Sedigás. (2021). *Informe Anual 2020. El gas en España*. <https://www.sedigas.es/informeannual/2020/wp-content/uploads/2021/05/INFORME-ANUAL-2020.pdf>

Sinnott, R., & Towler, G. (2020). Heat - Transfer Equipment. In *Chemical Engineering Design* (6th ed., pp. 773–927). Elsevier Inc.

Skaugen, G., Gjøvåg, G. A., Nekså, P., & Wahl, P. E. (2010). Use of Sophisticated Heat Exchanger Simulation Models for Investigation of Possible Design and Operational Pitfalls in LNG Processes. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2(5), 235–243. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2010.10.003>

Society of International Gas Tanker & Terminal Operators. (2012). *Guidance for the Prevention of Rollover in LNG Ships* (SIGTTO (Ed.); 1st ed.). Witherby Publishing Group Ltd.

Touil, M. (2018). *LNG in 3D: Shell DMR®*. [https://www.linkedin.com/pulse/lng-3d-shell-dmr-mehdy-touil?trk=public\\_profile\\_article\\_view](https://www.linkedin.com/pulse/lng-3d-shell-dmr-mehdy-touil?trk=public_profile_article_view) Date of access: (05-31-2022)

Venkatarathnam, G. (2008). *Cryogenic Mixed Refrigerant Processes* (K. D. Timmerhaus & C. Rizzuto (Eds.); 1st ed.). Springer. <https://doi.org/10.1007/978-0-387-78514-1>

Wang, M., Khalilpour, R., & Abbas, A. (2013). Operation Optimization of Propane Precooled Mixed Refrigerant Processes. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 15, 93–105. <https://doi.org/10.1016/j.jngse.2013.09.007>

Wang, Z., & Li, Y. (2016). Layer Pattern Thermal Design and Optimization for Multistream Plate-Fin Heat Exchangers - A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 53, 500–514. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.09.003>

Zhang, J., Meerman, H., Benders, R., & Faaij, A. (2020). Comprehensive Review of Current Natural Gas Liquefaction Processes on Technical and Economic Performance. *Applied Thermal Engineering*, 166. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019.114736>

## ANEXOS

## Anexo I. Estadísticas sobre el gas natural y gas natural licuado

Tabla A.1.1. Datos estadísticos de las reservas probadas totales de gas natural, año 2020 (BP p.l.c., 2021)

### Natural gas

#### Total proved reserves

	At end 2000	At end 2010	At end 2019	At end 2020			
	Trillion cubic metres	Trillion cubic metres	Trillion cubic metres	Trillion cubic metres	Trillion cubic feet	Share of total	R/P ratio
Canada	1.6	1.9	2.0	2.4	83.1	1.3%	14.2
Mexico	0.8	0.4	0.2	0.2	6.3	0.1%	5.9
US	4.8	8.3	12.6	12.6	445.6	6.7%	13.8
<b>Total North America</b>	<b>7.3</b>	<b>10.5</b>	<b>14.8</b>	<b>15.2</b>	<b>535.0</b>	<b>8.1%</b>	<b>13.7</b>
Argentina	0.8	0.3	0.4	0.4	13.6	0.2%	10.1
Bolivia	0.2	0.3	0.2	0.2	7.5	0.1%	14.8
Brazil	0.2	0.4	0.4	0.3	12.3	0.2%	14.6
Colombia	0.1	0.1	0.1	0.1	3.0	*	6.5
Peru	0.2	0.3	0.3	0.3	9.2	0.1%	21.6
Trinidad & Tobago	0.5	0.4	0.3	0.3	10.2	0.2%	9.8
Venezuela	4.6	6.1	6.3	6.3	221.1	3.3%	333.9
Other S. & Cent. America	0.1	0.1	0.1	0.1	1.9	*	19.7
<b>Total S. &amp; Cent. America</b>	<b>6.8</b>	<b>8.1</b>	<b>7.9</b>	<b>7.9</b>	<b>278.9</b>	<b>4.2%</b>	<b>51.7</b>
Denmark	0.1	0.1	†	†	1.0	*	20.3
Germany	0.2	0.1	†	†	0.7	*	4.4
Italy	0.2	0.1	†	†	1.5	*	10.9
Netherlands	1.6	1.2	0.1	0.1	4.6	0.1%	6.5
Norway	1.2	2.0	1.5	1.4	50.5	0.8%	12.8
Poland	0.1	0.1	0.1	0.1	2.6	*	18.4
Romania	0.2	0.1	0.1	0.1	2.8	*	9.1
Ukraine	0.8	0.7	1.1	1.1	38.5	0.6%	57.5
United Kingdom	0.7	0.3	0.2	0.2	6.6	0.1%	4.7
Other Europe	0.2	0.1	0.1	0.1	3.2	*	14.3
<b>Total Europe</b>	<b>5.4</b>	<b>4.7</b>	<b>3.3</b>	<b>3.2</b>	<b>111.9</b>	<b>1.7%</b>	<b>14.5</b>
Azerbaijan	1.0	1.0	2.5	2.5	88.4	1.3%	96.9
Kazakhstan	1.7	1.7	2.3	2.3	79.7	1.2%	71.2
Russian Federation	33.2	34.1	37.6	37.4	1320.5	19.9%	58.6
Turkmenistan	1.8	13.6	13.6	13.6	480.3	7.2%	230.7
Uzbekistan	0.9	0.9	0.8	0.8	29.9	0.4%	18.0
Other CIS	†	†	†	†	0.1	*	9.1
<b>Total CIS</b>	<b>38.6</b>	<b>51.3</b>	<b>56.8</b>	<b>56.6</b>	<b>1998.9</b>	<b>30.1%</b>	<b>70.5</b>
Bahrain	0.3	0.2	0.1	0.1	2.3	*	3.9
Iran	25.4	32.3	32.1	32.1	1133.6	17.1%	128.0
Iraq	3.0	3.0	3.5	3.5	124.6	1.9%	336.3
Israel	†	0.2	0.6	0.6	20.8	0.3%	39.7
Kuwait	1.5	1.7	1.7	1.7	59.9	0.9%	113.2
Oman	0.8	0.5	0.7	0.7	23.5	0.4%	18.0
Qatar	14.9	25.9	24.7	24.7	871.1	13.1%	144.0
Saudi Arabia	6.0	7.5	6.0	6.0	212.6	3.2%	53.7
Syria	0.2	0.3	0.3	0.3	9.5	0.1%	89.6
United Arab Emirates	5.8	5.9	5.9	5.9	209.7	3.2%	107.1
Yemen	0.3	0.3	0.3	0.3	9.4	0.1%	2618.8
Other Middle East	†	†	†	†	0.2	*	24.7
<b>Total Middle East</b>	<b>58.3</b>	<b>77.8</b>	<b>75.8</b>	<b>75.8</b>	<b>2677.1</b>	<b>40.3%</b>	<b>110.4</b>
Algeria	4.4	4.3	4.3	2.3	80.5	1.2%	28.0
Egypt	1.4	2.1	2.1	2.1	75.5	1.1%	36.6
Libya	1.2	1.4	1.4	1.4	50.5	0.8%	107.4
Nigeria	3.9	4.9	5.5	5.5	193.3	2.9%	110.7
Other Africa	1.0	1.2	1.6	1.6	55.4	0.8%	54.8
<b>Total Africa</b>	<b>11.9</b>	<b>14.0</b>	<b>14.9</b>	<b>12.9</b>	<b>455.2</b>	<b>6.9%</b>	<b>55.7</b>
Australia	1.7	2.9	2.4	2.4	84.4	1.3%	16.8
Bangladesh	0.3	0.3	0.1	0.1	3.9	0.1%	4.5
Brunei	0.4	0.3	0.2	0.2	7.9	0.1%	17.6
China	1.4	2.7	8.4	8.4	296.6	4.5%	43.3
India	0.7	1.1	1.3	1.3	46.6	0.7%	55.6
Indonesia	2.7	3.0	1.4	1.3	44.2	0.7%	19.8
Malaysia	1.1	1.0	0.9	0.9	32.1	0.5%	12.4
Myanmar	0.3	0.2	0.4	0.4	15.3	0.2%	24.4
Pakistan	0.5	0.6	0.4	0.4	13.6	0.2%	12.6
Papua New Guinea	†	0.1	0.2	0.2	5.8	0.1%	13.7
Thailand	0.4	0.3	0.1	0.1	5.1	0.1%	4.4
Vietnam	0.2	0.6	0.6	0.6	22.8	0.3%	74.1
Other Asia Pacific	0.2	0.3	0.2	0.2	6.7	0.1%	11.5
<b>Total Asia Pacific</b>	<b>9.8</b>	<b>13.5</b>	<b>16.8</b>	<b>16.6</b>	<b>584.8</b>	<b>8.8%</b>	<b>25.4</b>
<b>Total World</b>	<b>138.0</b>	<b>179.9</b>	<b>190.3</b>	<b>188.1</b>	<b>6641.8</b>	<b>100.0%</b>	<b>48.8</b>
of which: OECD	13.6	17.6	20.0	20.3	716.2	10.8%	13.7
Non-OECD	124.4	162.4	170.3	167.8	5925.6	89.2%	70.6
European Union	2.5	1.6	0.4	0.4	15.6	0.2%	9.2

Source of data – the estimates in this table have been compiled using a combination of primary official sources and third-party data from Cedigaz and the OPEC Secretariat. As far as possible, the data above represents standard cubic metres (measured at 15°C and 1013 mbar) and have been standardized using a gross calorific value (GCV) of 40 MJ/m<sup>3</sup>.

†Less than 0.05.

\*Less than 0.05%.

Notes: Total proved reserves of natural gas – generally taken to be those quantities that geological and engineering information indicates with reasonable certainty can be recovered in the future from known reservoirs under existing economic and operating conditions. The data series for total proved natural gas does not necessarily meet the definitions, guidelines and practices used for determining proved reserves at a company level, for instance as published by the US Securities and Exchange Commission, nor does it necessarily represent bp's view of proved reserves by country.

Reserves-to-production (R/P) ratio – if the reserves remaining at the end of any year are divided by the production in that year, the result is the length of time that those remaining reserves would last if production were to continue at that rate.

Tabla A.1.2. Resumen de las estadísticas de los países con mayores reservas de GN (2020). Adaptado y extraído de la Tabla A.1.1

<b>País</b>	<b>Cantidad (Tcm)</b>	<b>Porcentaje total (%)</b>
Federación Rusa	37,4	19,9
Irán	32,1	17,1
Qatar	24,7	13,1
Turkmenistán	13,6	7,2
EE.UU	12,6	6,7
China	8,4	4,5
Venezuela	6,3	3,3
Arabia Saudí	6,0	3,2
EAU	5,9	3,2
Resto países	41,1	100,0

Tabla A.1.3. Datos estadísticos de la producción de gas natural, año 2020 (BP p.l.c., 2021)

## Natural gas: Production in billion cubic metres\*

Billion cubic metres	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	Growth rate per annum		Share 2020
												2020	2009-19	
Canada	149.6	151.1	150.3	151.9	159.0	160.8	172.0	173.9	176.8	169.0	165.2	-2.5%	0.9%	4.3%
Mexico	51.2	52.1	50.9	52.5	51.3	47.9	43.7	38.3	35.2	31.3	30.1	-4.2%	-5.1%	0.8%
US	575.2	617.4	649.1	655.7	704.7	740.3	727.4	746.2	840.9	930.0	914.6	-1.9%	5.2%	23.7%
<b>Total North America</b>	<b>775.9</b>	<b>820.5</b>	<b>850.3</b>	<b>860.1</b>	<b>915.0</b>	<b>949.0</b>	<b>943.0</b>	<b>958.3</b>	<b>1052.9</b>	<b>1130.3</b>	<b>1109.9</b>	<b>-2.1%</b>	<b>4.0%</b>	<b>28.8%</b>
Argentina	39.0	37.7	36.7	34.6	34.5	35.5	37.3	37.1	39.4	41.6	38.3	-8.2%	0.3%	1.0%
Bolivia	13.7	15.0	17.1	19.6	20.3	19.6	18.8	18.2	17.0	15.0	14.4	-3.9%	2.3%	0.4%
Brazil	15.0	17.2	19.8	21.9	23.3	23.8	24.1	27.2	25.2	25.7	23.9	-7.3%	7.7%	0.6%
Colombia	10.8	10.5	11.5	13.2	12.3	11.6	12.0	12.3	12.9	13.2	13.3	0.2%	2.7%	0.3%
Peru	7.3	11.5	12.0	12.4	13.1	12.7	14.0	13.0	12.8	13.5	12.1	-10.7%	14.2%	0.3%
Trinidad & Tobago	40.3	38.7	38.5	38.7	38.1	36.0	31.3	31.9	34.0	34.6	29.5	-15.0%	-1.1%	0.8%
Venezuela	30.5	30.2	31.9	30.6	31.8	36.1	37.2	38.6	31.6	25.6	18.8	-26.9%	-2.2%	0.5%
Other S. & Cent. America	3.8	3.2	3.0	2.7	2.6	2.9	3.1	3.1	3.0	3.2	2.7	-16.3%	-1.7%	0.1%
<b>Total S. &amp; Cent. America</b>	<b>160.4</b>	<b>164.1</b>	<b>170.6</b>	<b>173.8</b>	<b>176.0</b>	<b>178.0</b>	<b>177.9</b>	<b>181.4</b>	<b>175.9</b>	<b>172.3</b>	<b>152.9</b>	<b>-11.5%</b>	<b>1.2%</b>	<b>4.0%</b>
Denmark	8.5	6.9	6.0	5.0	4.8	4.8	4.7	5.1	4.3	3.2	1.4	-57.0%	-9.6%	•
Germany	11.1	10.5	9.5	8.6	8.1	7.5	6.9	6.4	5.5	5.3	4.5	-15.9%	-8.3%	0.1%
Italy	8.0	8.0	8.2	7.4	6.8	6.4	5.5	5.3	5.2	4.6	3.9	-16.4%	-4.9%	0.1%
Netherlands	75.3	69.5	68.4	72.4	60.4	45.9	44.3	37.9	32.3	27.8	20.0	-28.5%	-8.2%	0.5%
Norway	106.2	100.5	113.9	107.9	107.5	116.1	115.9	123.7	121.3	114.3	111.5	-2.7%	1.0%	2.9%
Poland	4.3	4.5	4.5	4.4	4.3	4.3	4.1	4.0	4.0	4.0	3.9	-1.7%	-0.7%	0.1%
Romania	10.0	10.1	10.1	10.0	10.2	10.2	9.1	10.0	10.0	9.6	8.7	-9.8%	-0.8%	0.2%
Ukraine	19.4	19.5	19.4	20.2	20.2	18.8	19.0	19.4	19.7	19.4	19.0	-2.5%	-0.5%	0.5%
United Kingdom	57.9	46.1	39.2	37.0	37.4	40.7	41.7	41.9	40.7	39.5	39.5	-0.4%	-4.3%	1.0%
Other Europe	9.3	9.2	8.4	7.2	6.3	6.1	8.7	9.0	8.4	7.4	6.3	-15.0%	-2.2%	0.2%
<b>Total Europe</b>	<b>310.1</b>	<b>284.8</b>	<b>287.5</b>	<b>280.0</b>	<b>266.1</b>	<b>260.8</b>	<b>259.9</b>	<b>262.7</b>	<b>251.4</b>	<b>235.2</b>	<b>218.6</b>	<b>-7.3%</b>	<b>-2.5%</b>	<b>5.7%</b>
Azerbaijan	16.3	16.0	16.8	17.4	18.4	18.8	18.3	17.8	19.0	24.3	25.8	6.0%	4.3%	0.7%
Kazakhstan	27.8	29.3	29.7	31.1	31.7	31.9	32.1	34.5	34.1	34.0	31.7	-7.2%	2.5%	0.8%
Russian Federation	598.4	616.8	601.9	614.5	591.2	584.4	589.3	635.6	669.1	679.0	638.5	-6.2%	2.4%	16.6%
Turkmenistan	40.1	56.3	59.0	59.0	63.5	65.9	63.2	58.7	61.5	63.2	59.0	-6.9%	6.6%	1.5%
Uzbekistan	57.1	56.6	56.5	55.9	56.3	53.6	53.1	53.4	57.2	57.3	47.1	-18.1%	-0.2%	1.2%
Other CIS	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	0.3	-0.5%	0.3%	•
<b>Total CIS</b>	<b>740.0</b>	<b>775.4</b>	<b>764.2</b>	<b>778.3</b>	<b>761.4</b>	<b>754.9</b>	<b>756.3</b>	<b>800.2</b>	<b>841.3</b>	<b>858.2</b>	<b>802.4</b>	<b>-6.8%</b>	<b>2.5%</b>	<b>20.8%</b>
Bahrain	12.4	12.6	13.1	14.0	14.7	14.6	14.4	14.5	14.6	16.3	16.4	0.8%	3.0%	0.4%
Iran	143.9	151.0	156.9	157.5	175.5	183.5	199.3	213.8	232.0	241.4	250.8	3.6%	5.9%	6.5%
Iraq	7.1	6.3	6.3	7.1	7.5	7.3	9.9	10.1	10.6	11.0	10.5	-4.6%	4.8%	0.3%
Kuwait	11.1	12.9	14.7	15.5	14.3	16.1	16.4	16.2	16.9	17.9	15.0	-16.7%	5.1%	0.4%
Oman	25.7	27.1	28.3	30.8	29.3	30.7	31.5	32.3	36.3	36.7	36.9	0.4%	4.4%	1.0%
Qatar	123.1	150.4	162.5	167.9	169.4	175.8	174.5	170.5	169.1	172.1	171.3	-0.7%	6.4%	4.4%
Saudi Arabia	83.3	87.6	94.4	95.0	97.3	99.2	105.3	109.3	112.1	111.2	112.1	0.6%	4.1%	2.9%
Syria	8.4	7.4	6.1	5.0	4.6	4.1	3.5	3.5	3.5	3.3	3.0	-10.1%	-5.9%	0.1%
United Arab Emirates	50.0	51.0	52.9	53.2	52.9	58.6	59.5	59.5	58.0	58.0	55.4	-4.7%	2.0%	1.4%
Yemen	6.3	9.4	7.6	10.4	9.8	2.9	0.5	0.3	0.1	0.1	0.1	1.0%	-18.6%	•
Other Middle East	3.3	4.2	2.5	6.3	7.3	8.1	9.0	9.5	10.1	10.2	15.0	46.3%	14.1%	0.4%
<b>Total Middle East</b>	<b>474.6</b>	<b>520.0</b>	<b>545.5</b>	<b>562.6</b>	<b>582.6</b>	<b>600.8</b>	<b>624.1</b>	<b>639.5</b>	<b>663.3</b>	<b>678.2</b>	<b>686.6</b>	<b>1.0%</b>	<b>5.1%</b>	<b>17.8%</b>
Algeria	77.4	79.6	78.4	79.3	80.2	81.4	91.4	93.0	93.8	87.0	81.5	-6.6%	1.3%	2.1%
Egypt	59.0	59.1	58.6	54.0	47.0	42.6	40.3	48.8	58.6	64.9	58.5	-10.2%	0.7%	1.5%
Libya	16.0	7.5	11.6	12.2	15.7	14.7	14.8	13.6	13.2	14.5	13.3	-8.5%	-0.4%	0.3%
Nigeria	30.9	36.4	39.2	33.1	40.0	47.6	42.6	47.2	48.3	49.3	49.4	•	7.8%	1.3%
Other Africa	18.2	18.0	18.9	20.5	20.7	21.7	22.8	26.9	27.6	28.1	28.6	1.6%	5.7%	0.7%
<b>Total Africa</b>	<b>201.5</b>	<b>200.6</b>	<b>206.7</b>	<b>199.1</b>	<b>203.5</b>	<b>208.0</b>	<b>211.9</b>	<b>229.5</b>	<b>241.4</b>	<b>243.8</b>	<b>231.3</b>	<b>-5.4%</b>	<b>2.5%</b>	<b>6.0%</b>
Australia	52.6	54.2	58.0	60.3	64.9	74.1	94.0	110.1	126.0	143.1	142.5	-0.7%	11.9%	3.7%
Bangladesh	19.3	19.6	21.3	22.0	23.0	25.9	26.5	26.6	26.6	25.3	24.7	-2.5%	3.0%	0.6%
Brunei	12.0	12.5	12.3	11.9	12.7	13.3	12.9	12.9	12.6	13.0	12.6	-2.9%	1.6%	0.3%
China	96.5	106.2	111.5	121.8	131.2	135.7	137.9	149.2	161.4	177.6	194.0	9.0%	7.5%	5.0%
India	47.4	42.9	37.3	31.1	29.4	28.1	26.6	27.7	27.5	26.9	23.8	-11.9%	-2.9%	0.6%
Indonesia	87.0	82.7	78.3	77.6	76.4	76.2	75.1	72.7	72.8	67.6	63.2	-6.8%	-1.4%	1.6%
Malaysia	65.1	67.0	69.3	72.6	72.2	76.8	76.7	78.5	77.2	79.3	73.2	-7.9%	1.8%	1.9%
Myanmar	12.2	12.6	12.5	12.9	16.5	19.2	18.3	17.8	17.0	18.5	17.7	-4.6%	5.0%	0.5%
Pakistan	35.3	35.3	36.6	35.6	35.0	35.0	34.7	34.7	34.2	32.7	30.6	-6.6%	-0.6%	0.8%
Thailand	33.7	33.8	38.4	38.9	39.1	37.5	37.3	35.9	34.7	35.8	32.7	-8.8%	2.0%	0.8%
Vietnam	9.1	8.2	9.0	9.4	9.9	10.3	10.2	9.5	9.7	9.9	8.7	-11.8%	2.5%	0.2%
Other Asia Pacific	17.9	17.7	17.7	18.2	23.0	27.9	28.9	29.1	27.0	28.7	28.4	-1.5%	4.5%	0.7%
<b>Total Asia Pacific</b>	<b>488.1</b>	<b>492.6</b>	<b>502.1</b>	<b>512.2</b>	<b>533.3</b>	<b>560.0</b>	<b>579.0</b>	<b>604.6</b>	<b>626.6</b>	<b>658.2</b>	<b>652.1</b>	<b>-1.2%</b>	<b>4.0%</b>	<b>16.9%</b>
<b>Total World</b>	<b>3150.8</b>	<b>3258.0</b>	<b>3326.8</b>	<b>3366.1</b>	<b>3437.9</b>	<b>3511.7</b>	<b>3552.1</b>	<b>3676.2</b>	<b>3852.9</b>	<b>3976.2</b>	<b>3853.7</b>	<b>-3.3%</b>	<b>3.1%</b>	<b>100.0%</b>
of which: OECD	1130.9	1151.0	1187.0	1196.4	1242.1	1281.0	1296.7	1331.1	1430.9	1510.8	1478.5	-2.4%	3.2%	38.4%
Non-OECD	2019.9	2107.0	2139.8	2169.6	2195.8	2230.6	2255.4	2345.1	2422.0	2465.4	2375.2	-3.9%	3.0%	61.6%
European Union	125.6	117.5	113.9	113.9	99.9	84.3	82.3	76.8	68.8	61.1	47.8	-21.9%	-6.3%	1.2%

\*Excludes gas flared or recycled. Includes natural gas produced for gas-to-liquids transformation.

Source: includes data from Cedigaz, FGE MENAgas service.

• Less than 0.05%.

n/a not available.

Notes: As far as possible, the data above represents standard cubic metres (measured at 15°C and 1013 mbar); as they are derived directly from measures of energy content using an average conversion factor and have been standardized using a gross calorific value (GCV) of 40 MJ/m<sup>3</sup>, they do not necessarily equate with gas volumes expressed in specific national terms.

Annual changes and shares of total are calculated using billion cubic metres figures.

Natural gas production data expressed in billion cubic feet per day is available at [bp.com/statisticalreview](http://bp.com/statisticalreview).

Tabla A.1.4. Resumen de las estadísticas de los países con mayor producción de GN (2020). Adaptado y extraído de la Tabla A.1.3

<b>País</b>	<b>Cantidad (Bcm)</b>	<b>Porcentaje total (%)</b>
EE.UU.	914,6	23,7
Federación Rusa	638,5	16,6
Irán	250,8	6,5
China	194,0	5,0
Qatar	171,3	4,4
Canadá	165,2	4,3
Australia	142,5	3,7
Noruega	111,5	2,9
Arabia Saudí	112,1	2,9
Argelia	81,5	2,1
Resto países	1071,7	27,9



Tabla A.1.5. Datos estadísticos del consumo de gas natural, año 2020 (BP p.l.c., 2021)

## Natural gas: Consumption in billion cubic metres\*

Billion cubic metres											Growth rate per annum		Share 2020	
	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2020		2009-19
Canada	92.0	101.1	99.8	105.9	110.4	110.5	106.4	110.3	116.4	117.8	<b>112.6</b>	-4.7%	2.7%	2.9%
Mexico	66.0	70.8	73.7	77.8	78.8	80.8	83.0	86.0	87.6	88.0	<b>86.3</b>	-2.2%	3.0%	2.3%
US	648.2	658.2	688.1	707.0	722.3	743.6	749.1	740.0	821.7	849.2	<b>832.0</b>	-2.3%	3.2%	21.8%
<b>Total North America</b>	<b>806.3</b>	<b>830.1</b>	<b>861.6</b>	<b>890.8</b>	<b>911.5</b>	<b>934.8</b>	<b>938.6</b>	<b>936.3</b>	<b>1025.7</b>	<b>1055.1</b>	<b>1030.9</b>	-2.6%	3.2%	27.0%
Argentina	42.1	43.8	45.7	46.0	46.2	46.7	48.2	48.3	48.7	46.6	<b>43.9</b>	-5.9%	1.1%	1.1%
Brazil	27.6	27.5	32.6	38.4	40.7	42.9	37.1	37.6	35.9	35.7	<b>32.1</b>	-10.4%	5.6%	0.8%
Chile	5.7	5.8	5.3	5.3	4.4	4.8	5.9	5.6	5.6	6.5	<b>6.1</b>	-6.3%	8.8%	0.2%
Colombia	8.7	8.5	9.5	10.5	11.4	11.2	12.1	12.4	13.2	13.4	<b>13.9</b>	3.3%	4.8%	0.4%
Ecuador	0.6	0.6	0.7	0.9	0.9	0.8	0.9	0.8	0.7	0.6	<b>0.5</b>	-13.9%	0.7%	•
Peru	5.4	6.3	6.9	6.7	7.4	7.6	8.5	7.5	8.0	8.2	<b>7.1</b>	-14.4%	9.4%	0.2%
Trinidad & Tobago	20.7	20.5	20.2	20.4	20.5	19.6	16.9	18.3	17.4	17.5	<b>15.1</b>	-13.7%	-0.9%	0.4%
Venezuela	31.3	33.3	34.6	32.3	34.0	37.0	37.2	38.6	31.6	25.6	<b>18.8</b>	-26.9%	-2.9%	0.5%
Other S. & Cent. America	5.1	5.8	6.3	6.9	7.2	7.1	7.3	7.2	8.0	9.2	<b>8.1</b>	-11.9%	6.4%	0.2%
<b>Total S. &amp; Cent. America</b>	<b>147.3</b>	<b>152.1</b>	<b>161.8</b>	<b>167.3</b>	<b>172.6</b>	<b>177.8</b>	<b>174.2</b>	<b>176.3</b>	<b>169.2</b>	<b>163.3</b>	<b>145.6</b>	-11.1%	1.9%	3.8%
Austria	9.6	9.0	8.6	8.2	7.5	8.0	8.3	9.1	8.7	8.9	<b>8.5</b>	-4.5%	0.1%	0.2%
Belgium	19.4	16.5	16.7	16.5	14.5	15.8	16.2	16.4	16.9	17.4	<b>17.0</b>	-2.5%	-0.1%	0.4%
Czech Republic	9.4	7.9	8.0	8.1	7.2	7.5	8.2	8.4	8.0	8.3	<b>8.5</b>	1.4%	0.5%	0.2%
Finland	4.1	3.6	3.2	3.0	2.7	2.3	2.0	1.8	2.1	2.0	<b>2.0</b>	-4.1%	-5.9%	0.1%
France	49.6	43.0	44.4	45.1	37.9	40.8	44.5	44.8	42.8	43.7	<b>40.7</b>	-7.1%	-0.2%	1.1%
Germany	88.1	80.9	81.1	85.0	73.9	77.0	84.9	87.7	85.9	88.7	<b>86.5</b>	-2.7%	0.5%	2.3%
Greece	3.7	4.6	4.2	3.7	2.8	3.1	4.0	4.8	4.7	5.2	<b>5.7</b>	9.7%	4.3%	0.1%
Hungary	11.4	10.9	9.7	9.1	8.1	8.7	9.3	9.9	9.6	9.8	<b>10.2</b>	3.1%	-0.8%	0.3%
Italy	79.1	74.2	71.4	66.7	59.0	64.3	67.5	71.6	69.2	70.8	<b>67.7</b>	-4.7%	-0.5%	1.8%
Netherlands	46.8	40.9	39.3	39.1	34.5	34.1	35.2	36.1	35.4	37.0	<b>36.6</b>	-1.5%	-1.1%	1.0%
Norway	4.1	4.0	4.0	4.0	4.3	4.5	4.4	4.6	4.4	4.6	<b>4.4</b>	-3.2%	1.0%	0.1%
Poland	16.2	16.5	17.4	17.4	17.0	17.1	18.3	19.2	19.9	20.9	<b>21.6</b>	2.9%	3.3%	0.6%
Portugal	5.2	5.3	4.6	4.3	4.1	4.8	5.1	6.3	5.8	6.1	<b>6.0</b>	-2.6%	2.5%	0.2%
Romania	12.5	12.9	12.5	11.4	10.9	10.4	10.5	11.3	11.6	10.7	<b>11.3</b>	5.1%	-1.4%	0.3%
Spain	36.2	33.6	33.2	30.3	27.5	28.5	29.1	31.7	31.5	36.0	<b>32.4</b>	-10.1%	-0.1%	0.8%
Sweden	1.5	1.2	1.1	1.0	0.8	0.9	1.0	1.0	1.0	1.0	<b>1.1</b>	3.4%	-1.2%	•
Switzerland	3.5	3.1	3.4	3.6	3.1	3.3	3.5	3.5	3.3	3.4	<b>3.2</b>	-5.4%	0.8%	0.1%
Turkey	35.8	41.8	43.3	44.0	46.6	46.0	44.5	51.6	47.2	43.4	<b>46.4</b>	6.6%	2.5%	1.2%
Ukraine	54.6	56.1	51.8	47.7	40.3	32.0	31.4	30.2	30.6	28.3	<b>29.3</b>	3.4%	-5.3%	0.8%
United Kingdom	98.5	81.9	76.9	76.3	70.1	72.0	80.7	78.5	79.5	77.3	<b>72.5</b>	-6.5%	-1.6%	1.9%
Other Europe	33.5	32.3	30.8	29.8	27.2	28.1	28.9	30.3	30.1	30.0	<b>29.6</b>	-1.3%	0.1%	0.8%
<b>Total Europe</b>	<b>622.9</b>	<b>580.4</b>	<b>565.7</b>	<b>554.4</b>	<b>500.0</b>	<b>509.2</b>	<b>537.4</b>	<b>558.8</b>	<b>548.3</b>	<b>553.5</b>	<b>541.1</b>	-2.5%	-0.4%	14.2%
Azerbaijan	8.1	8.9	9.4	9.4	9.9	11.1	10.9	10.6	10.8	11.8	<b>11.9</b>	0.6%	3.2%	0.3%
Belarus	20.7	19.2	19.4	19.3	19.1	17.9	17.8	18.2	19.3	19.2	<b>17.9</b>	-7.0%	1.2%	0.5%
Kazakhstan	9.5	10.6	11.4	12.0	13.4	13.6	14.2	15.1	17.4	17.4	<b>16.6</b>	-4.8%	7.1%	0.4%
Russian Federation	423.9	435.6	428.6	424.9	422.2	408.7	420.6	431.1	454.5	444.3	<b>411.4</b>	-7.7%	1.1%	10.8%
Turkmenistan	18.3	20.7	22.9	19.3	20.0	25.4	25.1	24.8	28.4	31.5	<b>31.3</b>	-1.0%	6.3%	0.8%
Uzbekistan	44.0	47.4	46.2	42.2	48.5	48.3	43.3	43.1	44.4	44.4	<b>43.0</b>	-3.4%	0.1%	1.1%
Other CIS	5.2	5.5	5.7	4.8	5.3	5.2	5.1	5.1	5.9	5.6	<b>6.1</b>	9.7%	0.4%	0.2%
<b>Total CIS</b>	<b>529.8</b>	<b>548.0</b>	<b>543.7</b>	<b>535.7</b>	<b>538.4</b>	<b>528.2</b>	<b>537.1</b>	<b>547.9</b>	<b>580.6</b>	<b>574.2</b>	<b>538.2</b>	-6.5%	1.4%	14.1%
Iran	144.4	153.2	152.5	153.8	173.4	184.0	196.3	205.0	219.6	223.4	<b>233.1</b>	4.0%	5.2%	6.1%
Iraq	7.1	6.3	6.3	7.1	7.5	7.3	9.9	11.4	14.6	19.5	<b>20.8</b>	6.4%	11.0%	0.5%
Israel	5.1	4.7	2.4	6.6	7.2	8.1	9.2	9.9	10.5	10.8	<b>11.3</b>	4.6%	10.4%	0.3%
Kuwait	14.0	15.9	17.5	17.8	17.9	20.3	21.1	21.0	21.2	23.0	<b>20.6</b>	-10.7%	6.9%	0.5%
Oman	16.4	18.1	19.7	21.7	21.3	23.0	22.9	23.4	25.0	25.0	<b>25.9</b>	3.4%	6.3%	0.7%
Qatar	25.4	28.7	33.6	35.3	38.4	43.3	41.2	41.2	34.1	36.7	<b>35.0</b>	-4.9%	5.6%	0.9%
Saudi Arabia	83.3	87.6	94.4	95.0	97.3	99.2	105.3	109.3	112.1	111.2	<b>112.1</b>	0.6%	4.1%	2.9%
United Arab Emirates	59.3	61.6	63.9	64.7	63.4	71.5	71.9	72.4	71.2	71.5	<b>69.6</b>	-2.9%	2.2%	1.8%
Other Middle East	25.6	22.1	20.6	21.3	20.9	22.5	23.1	23.2	22.0	23.4	<b>23.9</b>	1.8%	0.4%	0.6%
<b>Total Middle East</b>	<b>380.5</b>	<b>398.2</b>	<b>411.0</b>	<b>423.4</b>	<b>447.4</b>	<b>479.2</b>	<b>500.9</b>	<b>516.7</b>	<b>530.3</b>	<b>544.5</b>	<b>552.3</b>	1.2%	4.6%	14.4%
Algeria	25.3	26.8	29.9	32.1	36.1	37.9	38.6	39.5	43.4	45.1	<b>43.1</b>	-4.8%	5.6%	1.1%
Egypt	43.4	47.8	50.6	49.5	46.2	46.0	49.4	55.9	59.6	58.9	<b>57.8</b>	-2.2%	3.7%	1.5%
Morocco	0.7	0.9	1.2	1.1	1.1	1.1	1.1	1.0	1.0	1.0	<b>0.8</b>	-23.0%	4.2%	•
South Africa	4.1	4.3	4.4	4.1	4.3	4.3	3.7	4.0	4.4	4.2	<b>4.1</b>	-4.8%	2.5%	0.1%
Other Africa	24.6	26.4	28.7	30.2	36.4	43.1	44.3	44.4	45.6	46.0	<b>47.3</b>	2.4%	7.2%	1.2%
<b>Total Africa</b>	<b>98.1</b>	<b>106.1</b>	<b>114.7</b>	<b>117.0</b>	<b>124.1</b>	<b>132.5</b>	<b>137.1</b>	<b>145.0</b>	<b>154.0</b>	<b>155.3</b>	<b>153.0</b>	-1.8%	5.1%	4.0%
Australia	31.7	32.8	33.0	34.7	37.2	38.8	37.9	37.1	35.8	42.1	<b>40.9</b>	-3.1%	3.7%	1.1%
Bangladesh	19.3	19.6	21.3	22.0	23.0	25.9	26.5	26.6	27.4	30.9	<b>30.4</b>	-1.9%	5.1%	0.8%
China	108.9	135.2	150.9	171.9	188.4	194.7	209.4	241.3	283.9	308.4	<b>330.6</b>	6.9%	13.1%	8.6%
China Hong Kong SAR	3.6	2.9	2.6	2.5	2.4	3.0	3.1	3.1	3.0	3.1	<b>4.9</b>	58.2%	0.7%	0.1%
India	59.0	60.3	55.7	49.0	48.5	47.8	50.8	53.7	58.1	59.3	<b>59.6</b>	0.3%	1.9%	1.6%
Indonesia	44.0	42.7	43.0	44.5	44.0	45.8	44.6	43.2	44.5	43.9	<b>41.5</b>	-5.7%	0.4%	1.1%
Japan	99.9	112.0	123.2	123.5	124.8	118.7	116.4	117.0	115.7	108.1	<b>104.4</b>	-3.7%	1.6%	2.7%
Malaysia	38.0	38.3	42.0	44.6	44.7	46.8	45.0	45.0	44.7	44.7	<b>38.2</b>	-14.9%	1.1%	1.0%
New Zealand	4.4	4.0	4.5	4.7	5.2	4.9	4.8	5.0	4.5	4.9	<b>4.6</b>	-7.2%	2.0%	0.1%
Pakistan	35.3	35.3	36.6	35.6	35.0	36.5	38.7	40.7	43.6	44.5	<b>41.2</b>	-7.5%	2.5%	1.1%
Philippines	3.5	3.8	3.6	3.4	3.5	3.3	3.8	3.8	4.1	4.2	<b>3.8</b>	-9.1%	1.2%	0.1%
Singapore	8.3	8.3	8.9	10.0	10.4	11.6	11.9	12.3	12.3	12.5	<b>12.6</b>	0.1%	3.2%	0.3%
South Korea	45.0	48.4	52.5	55.0	50.0	45.6	47.6	49.8	57.8	56.0	<b>56.6</b>	0.8%	4.7%	1.5%
Sri Lanka	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	n/a	n/a	n/a
Taiwan	15.5	17.0	17.9	17.9	18.9	20.2	21.0	23.2	23.7	23.3	<b>24.9</b>	6.7%	6.4%	0.7%
Thailand	43.2	44.3	48.6	48.9	49.9	51.0	50.6	50.1	50.0	50.9	<b>46.9</b>	-8.3%	2.9%	1.2%
Vietnam	9.1	8.												

Tabla A.1.6. Resumen de las estadísticas de los países con mayor consumo de GN (2020). Adaptado y extraído de la Tabla A.1.5

<b>País</b>	<b>Cantidad (Bcm)</b>	<b>Porcentaje total (%)</b>
EE.UU.	832,0	21,8
Federación Rusa	411,4	10,8
China	330,6	8,6
Irán	233,1	6,1
Canadá	112,6	2,9
Arabia Saudí	112,1	2,9
Japón	104,4	2,7
México	86,3	2,3
Alemania	86,5	2,3
Resto países	1513,8	39,6



Tabla A.1.7. Datos estadísticos de los principales movimientos internacionales de GNL, año 2020 (BP p.l.c., 2021)

**Natural gas: Trade movements 2020 as LNG\***

To	From																	Total imports						
	US	Peru	Trinidad & Tobago	Other Americas*	Norway	Other Europe*	Russian Federation	Oman	Qatar	United Arab Emirates	Yemen	Algeria	Angola	Egypt	Nigeria	Other Africa	Australia		Brunei	Indonesia	Malaysia	Papua New Guinea	Other Asia Pacific*	
Canada	-	-	0.8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.8
Mexico	0.9	0.1	0.6	-	-	0.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.5
US	-	-	1.0	†	0.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.2	0.1	-	-	0.3	-	-	-	-	1.3
<b>North America</b>	<b>0.9</b>	<b>0.1</b>	<b>2.5</b>	<b>†</b>	<b>0.1</b>	<b>0.1</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	<b>0.4</b>	<b>0.1</b>	-	-	<b>0.3</b>	-	-	-	-	<b>4.6</b>
Argentina	0.5	-	0.3	-	-	-	0.1	-	0.9	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.8
Brazil	2.8	-	0.4	0.1	-	-	-	-	-	-	-	-	0.1	-	†	-	-	-	-	-	-	-	-	3.3
Chile	2.1	-	0.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.7	-	-	-	-	-	-	3.7
Other S. & Cent. America	1.8	-	2.8	0.3	0.1	†	-	-	-	-	-	0.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.1
<b>S. &amp; Cent. America</b>	<b>7.1</b>	-	<b>4.2</b>	<b>0.4</b>	<b>0.1</b>	<b>†</b>	<b>0.1</b>	-	<b>0.9</b>	-	-	<b>0.1</b>	<b>0.1</b>	-	<b>†</b>	<b>0.7</b>	-	-	-	-	-	-	-	<b>13.9</b>
Belgium	1.3	-	-	-	-	†	-	0.9	-	2.8	-	-	0.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.1
France	2.6	0.1	0.5	-	0.8	-	5.0	-	1.9	-	-	4.3	0.2	-	4.2	-	-	-	-	-	-	-	-	19.6
Italy	2.1	-	0.1	-	-	†	-	-	6.8	-	-	2.8	-	-	0.2	0.1	-	-	-	-	-	-	-	12.1
Spain	5.4	0.2	2.2	0.2	0.5	0.1	3.4	-	3.1	-	-	0.5	0.4	0.1	4.0	1.0	-	-	-	-	-	-	-	20.9
Turkey	2.8	-	0.6	-	0.1	-	0.2	-	3.1	-	-	5.7	0.1	0.1	1.8	0.3	-	-	-	-	-	-	-	14.8
United Kingdom	4.7	-	1.0	-	0.4	-	2.9	-	9.0	-	-	†	-	0.2	0.3	-	-	-	-	-	-	-	-	18.6
Other EU	6.7	0.1	0.9	-	2.3	0.2	4.7	-	3.5	-	-	0.7	0.4	0.1	4.0	0.2	-	-	-	-	-	-	-	23.7
Rest of Europe	-	-	-	-	-	-	0.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.1
<b>Europe</b>	<b>25.6</b>	<b>0.4</b>	<b>5.2</b>	<b>0.2</b>	<b>4.1</b>	<b>0.3</b>	<b>17.2</b>	-	<b>30.2</b>	-	-	<b>13.9</b>	<b>1.1</b>	<b>0.4</b>	<b>14.6</b>	<b>1.6</b>	-	-	-	-	-	-	-	<b>114.8</b>
Egypt	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Kuwait	0.5	-	-	-	-	0.2	-	-	0.2	3.1	-	0.1	0.4	0.1	1.0	0.2	-	-	-	-	-	-	-	5.7
United Arab Emirates	0.3	-	0.2	-	-	0.3	-	-	0.3	-	-	-	0.2	-	0.3	-	-	-	-	-	-	-	-	1.6
Other Middle East & Africa	0.6	-	0.7	-	-	0.3	-	-	0.1	-	-	-	-	-	0.2	-	-	-	-	-	-	-	-	1.9
<b>Middle East &amp; Africa</b>	<b>1.3</b>	-	<b>0.9</b>	-	-	<b>0.2</b>	<b>0.6</b>	<b>0.5</b>	<b>3.2</b>	-	-	<b>0.1</b>	<b>0.5</b>	<b>0.1</b>	<b>1.5</b>	<b>0.2</b>	-	-	-	-	-	-	-	<b>9.2</b>
China	4.4	1.5	0.3	†	-	0.6	6.9	1.4	11.2	0.4	-	0.2	0.5	0.2	3.3	0.7	40.6	1.0	7.4	8.3	4.1	1.1	-	94.0
India	3.3	-	0.7	-	-	0.2	0.7	1.8	14.1	4.8	-	0.3	3.1	0.2	4.0	1.3	1.4	0.1	-	-	-	-	-	35.8
Japan	6.4	0.9	-	-	-	8.4	3.3	11.9	1.4	-	-	-	-	0.1	1.9	-	39.7	5.4	3.0	14.8	4.7	0.2	-	102.0
Malaysia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.1	-	-	2.6	1.0	-	-	-	-	3.6
Pakistan	1.0	-	-	-	-	0.2	7.1	0.5	-	-	-	0.4	0.1	0.4	0.6	-	-	-	-	0.1	0.1	-	-	10.6
Singapore	0.8	-	0.1	-	-	0.1	0.2	0.5	-	-	-	-	0.3	0.1	-	0.1	3.2	0.1	0.4	-	-	-	-	5.7
South Korea	8.0	2.2	0.1	-	-	2.8	5.4	13.0	0.3	-	-	-	0.5	0.1	0.5	0.3	10.9	0.4	3.7	6.7	0.4	0.1	-	55.3
Taiwan	1.5	-	0.2	-	-	3.3	0.1	6.9	0.3	-	-	-	-	0.2	0.5	-	6.7	0.3	1.6	1.0	2.2	-	-	24.7
Thailand	0.7	-	0.2	-	-	-	0.2	3.0	-	-	-	-	-	0.1	0.3	0.1	1.1	0.2	0.3	1.3	0.1	-	-	7.5
Other Asia Pacific	0.4	-	-	-	-	0.1	-	4.1	-	-	-	0.1	-	-	0.8	0.1	-	-	-	0.6	-	0.1	-	6.1
<b>Asia Pacific</b>	<b>26.4</b>	<b>4.6</b>	<b>1.5</b>	<b>†</b>	-	<b>0.7</b>	<b>22.5</b>	<b>12.7</b>	<b>71.8</b>	<b>7.6</b>	-	<b>0.9</b>	<b>4.4</b>	<b>1.3</b>	<b>11.9</b>	<b>2.5</b>	<b>106.0</b>	<b>8.4</b>	<b>16.4</b>	<b>32.8</b>	<b>11.5</b>	<b>1.4</b>	-	<b>345.4</b>
<b>Total exports</b>	<b>61.4</b>	<b>5.0</b>	<b>14.3</b>	<b>0.5</b>	<b>4.3</b>	<b>1.3</b>	<b>40.4</b>	<b>13.2</b>	<b>106.1</b>	<b>7.6</b>	-	<b>15.0</b>	<b>6.1</b>	<b>1.8</b>	<b>28.4</b>	<b>5.1</b>	<b>106.2</b>	<b>8.4</b>	<b>16.8</b>	<b>32.8</b>	<b>11.5</b>	<b>1.4</b>	-	<b>487.9</b>

Tabla A.1.8. Datos estadísticos de las exportaciones de GNL, año 2020 (BP p.l.c., 2021)

## Natural gas: LNG exports

Billion cubic metres	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	Growth rate per annum			Share 2020
												2020	2009-19	2020	
US	1.5	1.8	0.8	0.2	0.4	0.7	4.0	17.1	28.6	47.4	<b>61.4</b>	29.2%	50.1%	12.6%	
Peru	1.9	5.2	5.1	5.7	5.7	5.0	5.5	5.5	4.8	5.3	<b>5.0</b>	-4.9%	n/a	1.0%	
Trinidad & Tobago	19.6	18.2	18.3	18.4	17.6	16.4	14.3	13.5	16.6	17.1	<b>14.3</b>	-16.3%	-1.3%	2.9%	
Other Americas*	-	0.1	0.5	0.1	0.2	†	0.6	0.3	0.1	0.1	<b>0.5</b>	392.3%	n/a	0.1%	
<b>Total Americas</b>	<b>22.9</b>	<b>25.2</b>	<b>24.7</b>	<b>24.3</b>	<b>23.9</b>	<b>22.1</b>	<b>24.5</b>	<b>36.5</b>	<b>50.1</b>	<b>69.9</b>	<b>81.3</b>	<b>16.0%</b>	<b>13.2%</b>	<b>16.7%</b>	
Russia	13.5	14.3	14.3	14.5	13.6	14.6	14.6	15.4	24.9	39.1	<b>40.4</b>	3.1%	19.0%	8.3%	
Norway	4.6	4.4	4.6	3.8	4.6	5.6	6.1	5.4	6.8	6.9	<b>4.3</b>	-37.8%	8.2%	0.9%	
Other Europe*	0.5	1.7	3.6	5.2	8.4	5.4	4.5	2.5	5.0	1.9	<b>1.3</b>	-29.3%	22.7%	0.3%	
<b>Total Europe &amp; CIS</b>	<b>18.6</b>	<b>20.4</b>	<b>22.4</b>	<b>23.5</b>	<b>26.6</b>	<b>25.6</b>	<b>25.3</b>	<b>23.4</b>	<b>36.7</b>	<b>47.9</b>	<b>46.0</b>	<b>-4.1%</b>	<b>16.7%</b>	<b>9.4%</b>	
Oman	11.7	11.0	11.1	11.5	10.6	10.2	11.0	11.4	13.6	14.1	<b>13.2</b>	-6.3%	1.7%	2.7%	
Qatar	77.8	100.7	104.0	105.8	103.6	105.6	107.3	103.6	104.9	105.8	<b>106.1</b>	•	7.4%	21.7%	
United Arab Emirates	8.7	8.3	8.1	7.9	8.6	7.6	7.7	7.3	7.4	7.7	<b>7.6</b>	-1.0%	-0.2%	1.6%	
Yemen	5.5	8.8	7.1	9.9	9.4	1.9	-	-	-	-	-	n/a	-100.0%	-	
<b>Total Middle East</b>	<b>103.8</b>	<b>128.7</b>	<b>130.3</b>	<b>135.2</b>	<b>132.2</b>	<b>125.4</b>	<b>126.0</b>	<b>122.3</b>	<b>125.9</b>	<b>127.5</b>	<b>126.9</b>	<b>-0.8%</b>	<b>5.9%</b>	<b>26.0%</b>	
Algeria	19.5	16.7	14.9	15.0	17.4	16.6	15.5	16.4	13.1	16.6	<b>15.0</b>	-10.3%	-2.5%	3.1%	
Angola	-	-	-	0.4	0.4	-	0.9	5.0	5.2	5.8	<b>6.1</b>	5.4%	n/a	1.2%	
Egypt	10.0	9.0	6.9	3.9	0.4	-	0.8	1.2	2.0	4.5	<b>1.8</b>	-60.4%	-10.0%	0.4%	
Nigeria	24.1	25.7	27.9	22.5	26.1	26.9	24.6	28.2	27.9	28.8	<b>28.4</b>	-1.5%	6.0%	5.8%	
Other Africa	5.3	5.0	4.6	5.2	5.0	5.0	4.4	4.9	5.5	5.5	<b>5.1</b>	-7.5%	0.2%	1.0%	
<b>Total Africa</b>	<b>58.8</b>	<b>56.4</b>	<b>54.2</b>	<b>47.0</b>	<b>49.5</b>	<b>48.5</b>	<b>46.2</b>	<b>55.7</b>	<b>53.6</b>	<b>61.2</b>	<b>56.4</b>	<b>-8.1%</b>	<b>0.9%</b>	<b>11.6%</b>	
Australia	25.8	26.0	28.3	30.5	32.0	39.9	60.4	76.6	91.8	104.7	<b>106.2</b>	1.2%	15.3%	21.8%	
Brunei	9.0	9.6	9.2	9.5	8.6	8.7	8.6	9.1	8.5	8.8	<b>8.4</b>	-4.2%	-0.3%	1.7%	
Indonesia	32.4	28.7	24.4	23.1	21.7	21.6	22.4	21.7	20.8	16.5	<b>16.8</b>	1.6%	-4.8%	3.4%	
Malaysia	31.0	33.2	31.4	33.6	34.0	34.3	33.6	36.1	33.0	35.2	<b>32.8</b>	-6.9%	1.5%	6.7%	
Papua New Guinea	-	-	-	-	5.0	10.1	10.9	11.1	9.5	11.6	<b>11.5</b>	-0.9%	n/a	2.4%	
Other Asia Pacific*	-	-	-	0.1	0.2	0.8	0.5	0.8	0.6	0.5	<b>1.4</b>	163.9%	n/a	0.3%	
<b>Total Asia Pacific</b>	<b>98.3</b>	<b>97.5</b>	<b>93.3</b>	<b>96.8</b>	<b>101.5</b>	<b>115.5</b>	<b>136.4</b>	<b>155.4</b>	<b>164.3</b>	<b>177.2</b>	<b>177.3</b>	<b>-0.3%</b>	<b>6.8%</b>	<b>36.3%</b>	
<b>Total LNG exports</b>	<b>302.4</b>	<b>328.3</b>	<b>324.9</b>	<b>326.8</b>	<b>333.6</b>	<b>337.1</b>	<b>358.3</b>	<b>393.3</b>	<b>430.6</b>	<b>483.8</b>	<b>487.9</b>	<b>0.6%</b>	<b>6.8%</b>	<b>100.0%</b>	

Tabla A.1.9. Resumen de las estadísticas de exportación de GNL (2020). Adaptada y extraída de la Tabla A.1.8

País	Cantidad (Bcm)	Porcentaje (%)
Australia	106,2	21,8
Qatar	106,1	21,7
EE.UU.	61,4	12,6
Rusia	40,4	8,3
Malasia	32,8	6,7
Nigeria	28,4	5,8
Indonesia	16,8	3,4
Argelia	15,0	3,1
Trinidad y Tobago	14,3	2,9
Omán	13,2	2,7

Tabla A.1.10. Datos estadísticos de las importaciones de GNL, año 2020 (BP p.l.c., 2021)

## Natural gas: LNG imports

Billion cubic metres	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	Growth rate per annum		Share 2020	
												2020	2009-19		
Canada	2.0	3.2	1.6	1.0	0.5	0.6	0.3	0.4	0.6	0.5	<b>0.8</b>	56.1%	-6.1%	0.2%	
Mexico	6.1	3.8	4.9	7.8	9.3	6.8	5.6	6.6	6.9	6.6	<b>2.5</b>	-62.0%	5.8%	0.5%	
US	12.1	9.9	4.9	2.7	1.7	2.5	2.4	2.2	2.1	1.5	<b>1.3</b>	-12.3%	-19.3%	0.3%	
<b>Total North America</b>	<b>20.2</b>	<b>16.8</b>	<b>11.4</b>	<b>11.4</b>	<b>11.5</b>	<b>10.0</b>	<b>8.3</b>	<b>9.2</b>	<b>9.6</b>	<b>8.6</b>	<b>4.6</b>	<b>-46.0%</b>	<b>-6.8%</b>	<b>1.0%</b>	
Argentina	1.9	3.7	4.7	6.3	6.2	5.6	5.1	4.6	3.6	1.8	<b>1.8</b>	0.7%	5.7%	0.4%	
Brazil	2.8	0.7	3.5	5.2	7.1	6.8	2.6	1.7	2.9	3.2	<b>3.3</b>	3.4%	22.6%	0.7%	
Chile	3.1	3.7	4.0	3.8	3.5	3.7	4.5	4.4	4.3	3.3	<b>3.7</b>	9.6%	17.3%	0.8%	
Other S. & Cent. America	1.4	1.9	2.4	2.8	2.8	2.8	3.0	2.8	3.7	4.8	<b>5.1</b>	55.5%	13.3%	1.0%	
<b>Total S. &amp; Cent. America</b>	<b>9.2</b>	<b>9.9</b>	<b>14.6</b>	<b>18.1</b>	<b>19.6</b>	<b>18.9</b>	<b>15.2</b>	<b>13.5</b>	<b>14.5</b>	<b>13.1</b>	<b>13.9</b>	<b>5.4%</b>	<b>14.2%</b>	<b>2.8%</b>	
Belgium	6.5	6.3	4.1	3.1	2.9	3.6	2.4	1.3	3.3	7.2	<b>5.1</b>	-29.8%	0.5%	1.0%	
France	14.7	14.4	9.8	8.3	6.9	6.4	9.1	10.9	12.7	23.0	<b>19.6</b>	-15.1%	5.6%	4.0%	
Italy	9.3	9.1	7.1	5.8	4.5	5.9	5.9	8.2	8.2	13.5	<b>12.1</b>	-10.7%	16.1%	2.5%	
Spain	28.2	23.9	21.4	15.7	16.2	13.7	13.8	16.6	15.0	21.9	<b>20.9</b>	-5.1%	-2.2%	4.3%	
Turkey	7.8	5.9	7.6	5.9	7.1	7.5	7.6	10.9	11.4	12.9	<b>14.8</b>	14.9%	8.0%	3.0%	
United Kingdom	18.8	24.7	13.9	9.2	11.2	13.7	10.7	6.6	7.2	17.1	<b>18.6</b>	8.2%	5.4%	3.8%	
Other EU	3.9	4.9	4.4	3.7	3.3	5.2	6.9	10.2	13.4	23.4	<b>23.7</b>	1.1%	20.2%	4.9%	
Rest of Europe	†	-	†	-	†	-	-	0.1	-	-	<b>0.1</b>	n/a	n/a	♦	
<b>Total Europe</b>	<b>89.1</b>	<b>89.2</b>	<b>68.2</b>	<b>51.8</b>	<b>52.1</b>	<b>56.0</b>	<b>56.4</b>	<b>64.7</b>	<b>71.3</b>	<b>119.1</b>	<b>114.8</b>	<b>-3.8%</b>	<b>5.4%</b>	<b>23.5%</b>	
Egypt	-	-	-	-	-	3.9	10.7	8.3	3.2	-	-	-	n/a	n/a	-
Kuwait	2.8	3.0	2.8	2.3	3.6	4.3	4.7	4.8	4.3	5.1	<b>5.7</b>	10.6%	18.6%	1.2%	
United Arab Emirates	0.2	1.4	1.4	1.6	1.6	2.9	4.2	3.0	1.0	1.6	<b>1.6</b>	-4.3%	n/a	0.3%	
Other Middle East & Africa	-	-	-	0.5	0.1	2.7	4.8	5.3	4.0	2.7	<b>1.9</b>	-28.3%	n/a	0.4%	
<b>Total Middle East &amp; Africa</b>	<b>3.0</b>	<b>4.4</b>	<b>4.2</b>	<b>4.3</b>	<b>5.3</b>	<b>13.7</b>	<b>24.5</b>	<b>21.4</b>	<b>12.5</b>	<b>9.4</b>	<b>9.2</b>	<b>-3.1%</b>	<b>26.0%</b>	<b>1.9%</b>	
China	13.0	16.9	20.1	25.1	27.3	27.0	36.8	52.9	73.5	84.7	<b>94.0</b>	10.6%	26.6%	19.3%	
India	11.5	17.4	18.4	18.0	19.1	20.0	24.3	26.1	30.6	32.4	<b>35.8</b>	10.2%	9.6%	7.3%	
Japan	96.4	108.6	119.8	120.4	121.8	115.9	113.6	113.9	113.0	105.5	<b>102.0</b>	-3.6%	1.7%	20.9%	
Malaysia	-	-	-	2.0	2.2	2.2	1.5	2.0	1.8	3.3	<b>3.6</b>	9.3%	n/a	0.7%	
Pakistan	-	-	-	-	-	1.5	4.0	6.1	9.4	11.8	<b>10.6</b>	-10.0%	n/a	2.2%	
Singapore	-	-	-	1.3	2.6	3.0	3.2	4.1	4.5	5.0	<b>5.7</b>	15.3%	n/a	1.2%	
South Korea	45.0	47.7	49.7	55.3	51.8	45.8	46.3	51.4	60.2	55.6	<b>55.3</b>	-0.9%	4.6%	11.3%	
Taiwan	15.0	16.3	17.1	17.2	18.6	19.6	20.4	22.7	22.9	22.8	<b>24.7</b>	8.0%	6.3%	5.1%	
Thailand	-	1.1	1.4	2.0	1.9	3.6	3.9	5.2	6.0	6.7	<b>7.5</b>	11.4%	n/a	1.5%	
Other Asia Pacific	-	-	0.1	-	-	-	-	-	0.8	5.7	<b>6.1</b>	6.4%	n/a	1.3%	
<b>Total Asia Pacific</b>	<b>180.9</b>	<b>207.9</b>	<b>226.6</b>	<b>241.2</b>	<b>245.2</b>	<b>238.5</b>	<b>253.9</b>	<b>284.6</b>	<b>322.7</b>	<b>333.6</b>	<b>345.4</b>	<b>3.3%</b>	<b>7.8%</b>	<b>70.8%</b>	
<b>Total LNG imports</b>	<b>302.4</b>	<b>328.3</b>	<b>324.9</b>	<b>326.8</b>	<b>333.6</b>	<b>337.1</b>	<b>358.3</b>	<b>393.3</b>	<b>430.6</b>	<b>483.8</b>	<b>487.9</b>	<b>0.6%</b>	<b>6.8%</b>	<b>100.0%</b>	

Tabla A.1.11. Resumen de las estadísticas de importaciones internacionales (2020). Adaptada y extraída de Tabla A.1.10

País	Cantidad (Bcm)	Porcentaje (%)
Japón	102,0	20,9
China	94,0	19,3
Corea del Sur	55,3	11,3
India	35,8	7,3
Taiwán	24,7	5,1
España	20,9	4,3
Francia	19,6	4,0
Reino Unido	18,6	3,8
Turquía	14,8	3,0
Italia	12,1	2,5

Tabla A.1.12. Resumen de las estadísticas de importaciones europeas (2020). Adaptada y extraída de la Tabla A.1.10

País	Cantidad (Bcm)	Porcentaje (%)
Resto UE	23,7	20,6
España	20,9	18,2
Francia	19,6	17,1
Reino Unido	18,6	16,2
Turquía	14,8	12,9
Italia	12,1	10,5
Bélgica	5,1	4,4
Resto Europa	0,1	0,1

Tabla A.1.13. Movimientos comerciales de GN vía gaseoducto en 2020 (BP p.l.c., 2021)

## Natural gas: Trade movements 2020 by pipeline

To	From																	Total imports						
	Canada	Mexico	US	Bolivia	Other S. & Cent. America	Netherlands	Norway	Other Europe	Azerbaijan	Kazakhstan	Russian Federation	Turkmenistan	Uzbekistan	Iran	Qatar	Other Middle East	Algeria		Libya	Other Africa	Indonesia	Myanmar	Other Asia Pacific	
Canada	-	-	21.8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	21.8
Mexico	-	-	54.3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	54.3
US	68.2	†	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	68.2
<b>North America</b>	<b>68.2</b>	<b>†</b>	<b>76.1</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	<b>144.3</b>
Argentina	-	-	-	5.2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5.2
Brazil	-	-	-	6.2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.2
Other S. & Cent. America	-	-	-	-	1.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.1
S. & Cent. America	-	-	-	11.4	1.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	12.5
Belgium	-	-	-	-	-	8.4	7.5	1.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	17.6
France	-	-	-	-	-	3.8	17.6	1.7	-	-	2.6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	25.8
Germany	-	-	-	-	-	13.0	31.2	1.6	-	-	56.3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	102.0
Italy	-	-	-	-	-	1.6	5.4	8.4	†	-	19.7	-	-	-	-	-	11.5	4.2	-	-	-	-	-	50.8
Netherlands	-	-	-	-	-	-	20.0	7.2	-	-	11.2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	38.4
Spain	-	-	-	-	-	-	1.2	2.1	-	-	-	-	-	-	-	-	9.1	-	-	-	-	-	-	12.3
Turkey	-	-	-	-	-	-	-	-	11.1	-	15.6	-	-	5.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	31.8
Ukraine	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	14.7
United Kingdom	-	-	-	-	-	1.0	23.7	0.3	-	-	4.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	29.7
Other EU	-	-	-	-	-	-	0.3	56.7	†	-	55.2	-	-	-	-	-	0.4	-	-	-	-	-	-	112.6
Rest of Europe	-	-	-	-	-	0.3	-	6.3	2.2	-	2.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	11.3
<b>Europe</b>	-	-	-	-	-	<b>28.1</b>	<b>106.9</b>	<b>100.7</b>	<b>13.4</b>	-	<b>167.7</b>	-	-	<b>5.1</b>	-	-	<b>21.0</b>	<b>4.2</b>	-	-	-	-	-	<b>447.1</b>
Belarus	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	17.6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	17.6
Kazakhstan	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3.2	0.1	0.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4.1
Russian Federation	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7.1	-	3.8	0.1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	11.0
Other CIS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.1	5.3	0.5	0.5	0.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.8
<b>CIS</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	<b>7.2</b>	<b>26.1</b>	<b>4.3</b>	<b>1.3</b>	<b>0.5</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	<b>39.5</b>
United Arab Emirates	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	20.2	-	-	-	-	-	-	-	-	20.2
Other Middle East	-	-	-	-	-	-	-	-	0.2	-	-	-	-	10.3	1.6	2.1	-	-	0.9	-	-	-	-	15.1
<b>Middle East</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	<b>0.2</b>	-	-	-	-	<b>10.3</b>	<b>21.8</b>	<b>2.1</b>	-	-	<b>0.9</b>	-	-	-	-	<b>35.3</b>
South Africa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3.7
Other Africa	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2.1	-	5.2	-	1.0	-	-	-	-	8.2
<b>Africa</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	<b>2.1</b>	<b>5.2</b>	-	<b>4.7</b>	-	-	-	-	-	<b>11.9</b>
Australia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4.4	4.4
China	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.8	3.9	27.2	3.3	-	-	-	-	-	-	-	-	3.9	-	45.1
Malaysia	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.4	-	-	0.4
Singapore	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7.0	-	1.4	8.4
Thailand	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6.9	-	6.9
<b>Asia Pacific</b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	<b>6.8</b>	<b>3.9</b>	<b>27.2</b>	<b>3.3</b>	-	-	-	-	-	-	-	<b>7.3</b>	<b>10.8</b>	<b>5.9</b>	<b>65.2</b>
<b>Total exports</b>	<b>68.2</b>	<b>†</b>	<b>76.1</b>	<b>11.4</b>	<b>1.1</b>	<b>28.1</b>	<b>106.9</b>	<b>100.7</b>	<b>13.6</b>	<b>14.0</b>	<b>197.7</b>	<b>31.6</b>	<b>4.6</b>	<b>16.0</b>	<b>21.8</b>	<b>4.1</b>	<b>26.1</b>	<b>4.2</b>	<b>5.6</b>	-	-	-	-	<b>755.8</b>



Tabla A.1.14. Comercio internacional de GN y GNL comparados, año 2020 (BP p.l.c., 2021)

## Natural gas: Inter-regional trade

Billion cubic metres	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	Growth rate per annum		Share 2020
												2020	2009-19	
<b>US</b>														
Pipeline imports	90.2	85.0	80.8	75.9	71.8	71.6	79.5	80.5	76.6	73.3	<b>68.2</b>	-7.2%	-2.0%	7.3%
LNG imports	12.1	9.9	4.9	2.7	1.7	2.5	2.4	2.2	2.1	1.5	<b>1.3</b>	-12.3%	-19.3%	0.1%
Total imports	102.3	94.9	85.6	78.6	73.5	74.1	82.0	82.7	78.8	74.7	<b>69.5</b>	-7.3%	-3.1%	7.4%
Pipeline exports	29.2	39.1	45.3	42.5	40.4	47.2	58.7	65.7	67.8	75.4	<b>76.1</b>	0.6%	10.3%	8.1%
LNG exports*	1.5	1.8	0.8	0.2	0.4	0.7	4.0	17.1	28.6	47.4	<b>61.4</b>	29.2%	50.1%	6.5%
Total exports	30.7	40.9	46.1	42.7	40.8	47.9	62.7	82.8	96.3	122.8	<b>137.5</b>	11.6%	15.5%	14.6%
<b>Other North America</b>														
Pipeline imports	29.2	39.1	45.3	42.5	40.4	47.2	58.7	65.7	67.8	75.4	<b>76.1</b>	0.6%	10.3%	8.1%
LNG imports	8.1	7.0	6.5	8.8	9.8	7.4	5.9	7.0	7.5	7.1	<b>3.4</b>	-53.0%	4.1%	0.4%
Total imports	37.3	46.1	51.7	51.3	50.2	54.7	64.5	72.7	75.3	82.6	<b>79.5</b>	-4.0%	9.6%	8.5%
Pipeline exports	90.2	85.0	80.8	75.9	71.8	71.6	79.5	80.5	76.6	73.3	<b>68.2</b>	-7.2%	-2.0%	7.3%
LNG exports*	-	0.1	-	-	†	†	†	†	0.1	†	<b>†</b>	-54.0%	n/a	♦
Total exports	90.2	85.1	80.8	75.9	71.9	71.6	79.6	80.6	76.7	73.3	<b>68.2</b>	-7.2%	-2.0%	7.3%
<b>Brazil</b>														
Pipeline imports	9.3	9.3	9.5	11.0	11.4	11.2	9.8	8.4	7.6	6.4	<b>6.2</b>	-3.9%	-1.8%	0.7%
LNG imports	2.8	0.7	3.5	5.2	7.1	6.8	2.6	1.7	2.9	3.2	<b>3.3</b>	3.4%	22.6%	0.4%
Total imports	12.1	9.9	13.0	16.3	18.5	18.0	12.4	10.1	10.5	9.7	<b>9.5</b>	-1.4%	1.8%	1.0%
LNG exports*	-	-	0.5	0.1	0.2	†	0.6	0.2	0.1	-	-	n/a	n/a	-
Total exports	-	-	0.5	0.1	0.2	†	0.6	0.2	0.1	-	-	n/a	n/a	-
<b>Other S. &amp; Cent. America</b>														
LNG imports	6.4	9.3	11.1	12.9	12.5	12.1	12.6	11.7	11.6	9.9	<b>10.5</b>	6.1%	12.4%	1.1%
Total imports	6.4	9.3	11.1	12.9	12.5	12.1	12.6	11.7	11.6	9.9	<b>10.5</b>	6.1%	12.4%	1.1%
Pipeline exports	9.3	9.3	9.5	11.0	11.4	11.2	9.8	8.4	7.6	6.4	<b>6.2</b>	-3.9%	-1.8%	0.7%
LNG exports*	21.4	23.4	23.4	24.1	23.3	21.4	19.9	19.1	21.4	22.5	<b>19.9</b>	-11.7%	1.4%	2.1%
Total exports	30.7	32.7	32.9	35.1	34.7	32.6	29.7	27.5	29.0	28.9	<b>26.1</b>	-9.9%	0.6%	2.8%
<b>Europe</b>														
Pipeline imports	224.8	234.4	228.5	234.1	209.4	214.9	230.6	247.2	247.3	237.0	<b>211.3</b>	-11.1%	0.8%	22.5%
LNG imports	89.1	89.2	68.2	51.8	52.1	56.0	56.4	64.7	71.3	119.1	<b>114.8</b>	-3.8%	5.4%	12.2%
Total imports	313.9	323.6	296.7	285.8	261.4	270.9	287.0	311.9	318.6	356.0	<b>326.1</b>	-8.6%	2.1%	34.7%
LNG exports*	5.1	6.1	8.1	9.0	13.0	11.0	10.6	7.9	11.7	8.8	<b>5.6</b>	-35.9%	10.1%	0.6%
Total exports	5.1	6.1	8.1	9.0	13.0	11.0	10.6	7.9	11.7	8.8	<b>5.6</b>	-35.9%	10.1%	0.6%
<b>Russia</b>														
Pipeline imports	33.4	41.2	39.7	32.9	33.1	26.5	24.3	28.6	24.6	30.6	<b>11.0</b>	-64.2%	-2.3%	1.2%
Total imports	33.4	41.2	39.7	32.9	33.1	26.5	24.3	28.6	24.6	30.6	<b>11.0</b>	-64.2%	-2.3%	1.2%
Pipeline exports	194.0	210.6	201.5	210.7	189.6	194.2	202.0	219.7	222.4	221.0	<b>197.7</b>	-10.8%	1.5%	21.0%
LNG exports	13.5	14.3	14.3	14.5	13.6	14.6	14.6	15.4	24.9	39.1	<b>40.4</b>	3.1%	19.0%	4.3%
Total exports	207.5	224.9	215.8	225.2	203.2	208.8	216.7	235.2	247.3	260.1	<b>238.1</b>	-8.7%	2.8%	25.3%
<b>Other CIS</b>														
Pipeline imports	26.5	25.4	25.2	24.0	26.3	25.4	26.3	28.8	30.4	29.8	<b>26.7</b>	-10.6%	2.8%	2.8%
Total imports	26.5	25.4	25.2	24.0	26.3	25.4	26.3	28.8	30.4	29.8	<b>26.7</b>	-10.6%	2.8%	2.8%
Pipeline exports	51.1	71.8	69.7	69.5	75.4	72.6	72.8	78.0	80.8	85.5	<b>61.8</b>	-27.8%	5.2%	6.6%
Total exports	51.1	71.8	69.7	69.5	75.4	72.6	72.8	78.0	80.8	85.5	<b>61.8</b>	-27.8%	5.2%	6.6%
<b>Middle East</b>														
Pipeline imports	13.4	13.0	5.3	6.3	7.6	9.6	7.3	4.6	2.1	1.8	<b>1.1</b>	-38.4%	-16.3%	0.1%
LNG imports	3.0	4.4	4.2	4.3	5.3	9.8	13.7	13.0	9.4	9.4	<b>9.2</b>	-3.1%	26.0%	1.0%
Total imports	16.4	17.4	9.4	10.6	12.9	19.4	21.1	17.7	11.5	11.2	<b>10.3</b>	-8.8%	-0.4%	1.1%
Pipeline exports	8.2	9.1	9.0	8.9	9.3	8.1	8.0	11.0	8.8	8.0	<b>7.7</b>	-4.0%	3.9%	0.8%
LNG exports	103.8	128.7	130.3	135.2	132.2	125.4	126.0	122.3	125.9	127.5	<b>126.9</b>	-0.8%	5.9%	13.5%
Total exports	112.0	137.9	139.3	144.2	141.5	133.5	133.9	133.2	134.8	135.6	<b>134.6</b>	-1.0%	5.8%	14.3%
<b>África</b>														
Pipeline imports	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	<b>2.1</b>	n/a	n/a	0.220%
LNG imports	-	-	-	-	-	3.9	10.7	8.3	3.2	-	-	n/a	n/a	-
Total imports	-	-	-	-	-	3.9	10.7	8.3	3.2	-	<b>2.1</b>	n/a	n/a	0.2%
Pipeline exports	49.2	36.1	39.3	34.4	29.4	30.1	38.7	37.2	37.5	28.0	<b>26.1</b>	-6.9%	-4.3%	2.8%
LNG exports	58.8	56.4	54.2	47.0	49.5	48.5	46.2	55.7	53.6	61.2	<b>56.4</b>	-8.1%	0.9%	6.0%
Total exports	106.9	92.4	93.5	81.4	78.8	78.6	84.9	92.9	91.1	89.2	<b>82.5</b>	-7.7%	-1.1%	8.8%
<b>China</b>														
Pipeline imports	3.4	13.6	20.8	26.4	30.3	32.4	36.8	39.9	47.9	47.7	<b>45.1</b>	-5.8%	n/a	4.8%
LNG imports	13.0	16.9	20.1	25.1	27.3	27.0	36.8	52.9	73.5	84.7	<b>94.0</b>	10.6%	26.6%	10.0%
Total imports	16.4	30.5	40.8	51.5	57.5	59.4	73.5	92.8	121.3	132.5	<b>139.1</b>	4.7%	32.4%	14.8%
LNG exports*	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.1	-	-100.0%	n/a	-
Total exports	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.1	-	-100.0%	n/a	-
<b>India</b>														
LNG imports	11.5	17.4	18.4	18.0	19.1	20.0	24.3	26.1	30.6	32.4	<b>35.8</b>	10.2%	9.6%	3.8%
Total imports	11.5	17.4	18.4	18.0	19.1	20.0	24.3	26.1	30.6	32.4	<b>35.8</b>	10.2%	9.6%	3.8%
LNG exports*	-	-	-	-	-	0.4	0.1	0.1	-	0.1	-	-100.0%	n/a	-
Total exports	-	-	-	-	-	0.4	0.1	0.1	-	0.1	-	-100.0%	n/a	-
<b>OECD Asia</b>														
Pipeline imports	5.2	5.3	5.0	5.9	5.2	5.8	5.5	4.9	4.9	4.3	<b>4.4</b>	1.7%	-3.1%	0.5%
LNG imports	141.4	156.3	169.6	175.7	173.6	161.6	159.9	165.4	173.2	161.1	<b>157.3</b>	-2.6%	2.6%	16.7%
Total imports	146.5	161.6	174.6	181.6	178.8	167.4	165.3	170.2	178.1	165.5	<b>161.7</b>	-2.5%	2.4%	17.2%
LNG exports*	25.8	26.0	28.3	30.6	32.2	40.1	60.5	76.8	91.9	104.7	<b>106.3</b>	1.3%	15.3%	11.3%
Total exports	25.8	26.0	28.3	30.6	32.2	40.1	60.5	76.8	91.9	104.7	<b>106.3</b>	1.3%	15.3%	11.3%
<b>Other Asia</b>														
LNG imports	15.0	17.3	18.5	22.4	25.2	29.8	33.0	40.2	45.5	55.3	<b>58.3</b>	5.1%	16.2%	6.2%
Total imports	15.0	17.3	18.5	22.4	25.2	29.8	33.0	40.2	45.5	55.3	<b>58.3</b>	5.1%	16.2%	6.2%
Pipeline exports	5.2	5.3	5.0	6.1	8.1	9.5	9.2	8.1	7.8	8.7	<b>8.3</b>	-4.9%	3.9%	0.9%
LNG exports*	72.5	71.5	65.0	66.2	69.3	75.0	75.8	78.5	72.4	72.4	<b>71.0</b>	-2.2%	0.9%	7.6%
Total exports	77.6	76.8	70.0	72.3	77.5	84.5	85.0	86.6	80.2	81.1	<b>79.3</b>	-2.5%	1.2%	8.4%
<b>World</b>														
Inter-regional pipeline trade	435.3	466.3	460.0	459.0	435.4	444.6	478.7	508.7	509.3	506.3	<b>452.2</b>	-10.9%	1.8%	48.1%
LNG trade	302.4	328.3	324.9	326.8	333.6	337.1	358.3	393.3	430.6	483.8	<b>487.9</b>	0.6%	6.8%	51.9%
<b>Total trade</b>	<b>737.7</b>	<b>794.6</b>	<b>784.9</b>	<b>785.9</b>	<b>769.1</b>	<b>781.7</b>	<b>836.9</b>	<b>902.0</b>	<b>939.9</b>	<b>990.1</b>	<b>940.1</b>	<b>-5.3%</b>	<b>4.0%</b>	<b>100.0%</b>

\*LNG exports include re-exports.  
 Pipeline trade excludes intra-regional trade.

†Less than 0.05.

\*Less than 0.05%.

n/a not available.

Notes: As far as possible, the data above represents standard cubic metres (measured at 15°C and 1013 mbar) and have been standardized using a gross calorific value (GCV) of 40 MJ/m<sup>3</sup>.

Growth rates are adjusted for leap years.

Tabla A.1.15. Plantas de licuefacción activas en el año 2020 (International Gas Union, 2021). Tabla 1/4

Reference Number	Market	Liquefaction Plant Train	Infrastructure Start Year	Liquefaction Capacity (MTPA)	Owners	Liquefaction Technology
1	Libya	Marsa El Brega LNG T1-4	1970	3.20	LNOC	AP-SMR
2	Brunei	Brunei LNG T1-T2	1972	2.88	Shell*; Brunei Government; Mitsubishi Corp	AP-C3MR
2	Brunei	Brunei LNG T3-T4	1973	2.88	Shell*; Brunei Government; Mitsubishi Corp	AP-C3MR
2	Brunei	Brunei LNG T5	1974	1.44	Shell*; Brunei Government; Mitsubishi Corp	AP-C3MR
3	UAE	ADGAS LNG T1-2	1977	2.60	ADNOC LNG* (0%); Abu Dhabi NOC; Mitsui; BP; Total;	AP-C3MR
4	Algeria	Arzew GL1Z T1-T6	1978	7.90	Sonatrach*	AP-C3MR
4	Algeria	Arzew GL2Z T1-T6	1981	8.40	Sonatrach*	AP-C3MR
5	Indonesia	Bontang LNG TC-TD	1983	5.60	Pertamina*; PT VICO Indonesia; Total	AP-C3MR
6	Malaysia	MLNG Satu T1-T3	1983	8.40	Petronas*; Mitsubishi Corp; Sarawak State	AP-C3MR
5	Indonesia	Bontang LNG TE	1989	2.80	Pertamina*; PT VICO Indonesia; Total	AP-C3MR
7	Australia	North West Shelf LNG T1-T2	1989	5.00	Woodside*; BHP; BP; Chevron; Shell; Mitsubishi Corp; Mitsui	AP-C3MR
7	Australia	North West Shelf LNG T3	1992	2.50	Woodside*; BHP; BP; Chevron; Shell; Mitsubishi Corp; Mitsui	AP-C3MR
5	Indonesia	Bontang LNG TF	1993	2.80	Pertamina*; PT VICO Indonesia; Total	AP-C3MR
3	UAE	ADGAS LNG T3	1994	3.20	ADNOC LNG* (0%); Abu Dhabi NOC; Mitsui; BP; Total	AP-C3MR
6	Malaysia	MLNG Dua T4-T5	1995	6.40	Petronas*; Mitsubishi Corp; Sarawak State	AP-C3MR
6	Malaysia	MLNG Dua T6	1995	3.20	Petronas*; Mitsubishi Corp; Sarawak State	AP-C3MR
8	Qatar	Qatargas 1 T1	1996	3.20	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ExxonMobil; Total; Marubeni; Mitsui	AP-C3MR
5	Indonesia	Bontang LNG TG	1997	2.80	Pertamina*; PT VICO Indonesia; Total	AP-C3MR
8	Qatar	Qatargas 1 T2	1997	3.20	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ExxonMobil; Total; Marubeni; Mitsui	AP-C3MR
8	Qatar	Qatargas 1 T3	1998	3.20	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ExxonMobil; Total; Marubeni; Mitsui	AP-C3MR
5	Indonesia	Bontang LNG TH	1999	2.95	Pertamina*; PT VICO Indonesia; Total	AP-C3MR
8	Qatar	Rasgas 1 T1	1999	3.30	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ExxonMobil; ITOCHU; Korea Gas; Sojitz; Sumitomo; Samsung; Hyundai; SK Energy; LG International; Daesung; Hanwha Energy	AP-C3MR
9	Trinidad and Tobago	Atlantic LNG T1	1999	3.00	Atlantic LNG* (0%); Shell; BP; China Investment Corporation; NGC	ConocoPhillips Optimized Cascade
10	Nigeria	NLNG T1-T2	1999	6.60	NNPC (Nigeria)*; Shell; Total; Eni	AP-C3MR
8	Qatar	Rasgas 1 T2	2000	3.30	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ExxonMobil; ITOCHU; Korea Gas; Sojitz; Sumitomo; Samsung; Hyundai; SK Energy; LG International; Daesung; Hanwha Energy	AP-C3MR
11	Oman	Oman LNG T1-T2	2000	7.10	Oman LNG* (0%); Omani Government; Shell; Total; Korea LNG; Mitsubishi Corp; Mitsui; Partex (Gulbenkian Foundation); ITOCHU	AP-C3MR

<sup>1</sup> Marsa El Bregas LNG in Libya has not been operational since 2011. It is included for reference only.



Tabla A.1.16. Plantas de licuefacción activas en el año 2020 (International Gas Union, 2021). Tabla 2/4

Reference Number	Market	Liquefaction Plant Train	Infrastructure Start Year	Liquefaction Capacity (MTPA)	Owners	Liquefaction Technology
9	Trinidad and Tobago	Atlantic LNG T2	2002	3.30	Atlantic LNG* (0%); Shell; BP	Cono-coPhillips Optimized Cascade
10	Nigeria	NLNG T3	2002	3.30	NNPC (Nigeria)*; Shell; Total; Eni	AP-C3MR
6	Malaysia	MLNG Tiga T7-T8	2003	7.70	Petronas*; Sarawak State; JX Nippon Oil and Gas; Mitsubishi Corp	AP-C3MR
9	Trinidad and Tobago	Atlantic LNG T3	2003	3.30	Atlantic LNG*; Shell; BP	Cono-coPhillips Optimized Cascade
7	Australia	North West Shelf LNG T4	2004	4.60	Woodside*; BHP; BP; Chevron; Shell; Mitsubishi Corp; Mitsui	AP-C3MR
8	Qatar	Rasgas 2 T3	2004	4.70	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ExxonMobil	AP-C3MR/ SplitMR
8	Qatar	Rasgas 2 T4	2005	4.70	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ExxonMobil	AP-C3MR/ SplitMR
9	Trinidad and Tobago	Atlantic LNG T4	2005	5.20	Atlantic LNG* (0%); Shell; BP; NGC	Cono-coPhillips Optimized Cascade
10	Nigeria	NLNG T4	2005	4.10	NNPC (Nigeria)*; Shell; Total; Eni	AP-C3MR
12	Egypt	Damietta LNG T1	2005	5.00	Union Fenosa*; Eni; EGPC (Egypt)	AP-C3MR/ SplitMR
13	Egypt	Egyptian LNG (Idku) T1-T2	2005	7.20	Shell*; Petronas; EGPC (Egypt); EGAS; Total	Cono-coPhillips Optimized Cascade
10	Nigeria	NLNG T5	2006	4.10	NNPC (Nigeria)*; Shell; Total; Eni	AP-C3MR
11	Oman	Oman LNG T3 (Qalhat)	2006	3.30	Oman LNG* (0%); Omani Government; Shell; Mitsubishi Corp; Eni; Gas Natural SDG; ITOCHU; Osaka Gas; Total; Korea LNG; Mitsui; Partex (Gulbenkian Foundation)	AP-C3MR
13	Egypt	Egyptian LNG (Idku) T1-T2	2005	7.20	Shell*; Petronas; EGPC (Egypt); EGAS; Total	Cono-coPhillips Optimized Cascade
10	Nigeria	NLNG T5	2006	4.10	NNPC (Nigeria)*; Shell; Total; Eni	AP-C3MR
11	Oman	Oman LNG T3 (Qalhat)	2006	3.30	Oman LNG* (0%); Omani Government; Shell; Mitsubishi Corp; Eni; Gas Natural SDG; ITOCHU; Osaka Gas; Total; Korea LNG; Mitsui; Partex (Gulbenkian Foundation)	AP-C3MR
14	Australia	Darwin LNG T1	2006	3.70	Santos*; Inpex; Eni; Tokyo Electric; Tokyo Gas	Cono-coPhillips Optimized Cascade
8	Qatar	Rasgas 2 T5	2007	4.70	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ExxonMobil	AP-C3MR/ SplitMR
10	Nigeria	NLNG T6	2007	4.10	NNPC (Nigeria)*; Shell; Total; Eni	AP-C3MR
15	Equatorial Guinea	EG LNG T1	2007	3.70	Marathon Oil*; Sonagas G.E.; Mitsui; Marubeni	Cono-coPhillips Optimized Cascade
16	Norway	Snohvit LNG T1	2007	4.20	Equinor*; Petoro; Total; Neptune Energy; Wintershall Dea	Linde MFC
7	Australia	North West Shelf LNG T5	2008	4.60	Woodside*; BHP; BP; Chevron; Shell; Mitsubishi Corp; Mitsui	AP-C3MR

<sup>1</sup> Yemen LNG has not exported since 2015 due to an ongoing civil war.

Tabla A.1.17. Plantas de licuefacción activas en el año 2020 (International Gas Union, 2021). Tabla 3/4

Reference Number	Market	Liquefaction Plant Train	Infrastructure Start Year	Liquefaction Capacity (MTPA)	Owners	Liquefaction Technology
8	Qatar	Qatargas 2 T4-T5	2009	15.60	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ExxonMobil; Total	AP-X
8	Qatar	Rasgas 3 T6-T7	2009	15.60	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ExxonMobil	AP-X
17	Russia	Sakhalin 2 T1-T2	2009	9.60	Sakhalin Energy Investment Company* (0%); Gazprom; Shell; Mitsui; Mitsubishi Corp	Shell DMR
18	Indonesia	Tangguh LNG T1	2009	3.80	BP*; CNOOC; JOGMEC; Mitsubishi Corp; Inpex; JX Nippon Oil and Gas; Sojitz; Sumitomo; Mitsui	AP-C3MR/ SplitMR
19	Yemen	Yemen LNG T1-T2	2009	6.70	Total*; Yemen Gas Company; Hunt Oil; Korea Gas; SK Energy; Hyundai; Social Security and Pensions (GASSP)	AP-C3MR/ SplitMR
8	Qatar	Qatargas 3 T6	2010	7.80	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; ConocoPhillips; Mitsui	AP-X
18	Indonesia	Tangguh LNG T2	2010	3.80	BP*; CNOOC; JOGMEC; Mitsubishi Corp; Inpex; JX Nippon Oil and Gas; Sojitz; Sumitomo; Mitsui	AP-C3MR/ SplitMR
20	Peru	Peru LNG T1	2010	4.45	Hunt Oil*; Repsol; SK Energy; Marubeni	AP-C3MR/ SplitMR
8	Qatar	Qatargas 4 T7	2011	7.80	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum; Shell	AP-X
21	Australia	Pluto LNG T1	2012	4.90	Woodside*; Kansai Electric; Tokyo Gas	Shell Propane Precooled Mixed Refrigerant
4	Algeria	Skikda GL1K T1 (rebuild)	2013	4.50	Sonatrach*	AP-C3MR/ SplitMR
22	Angola	Angola LNG T1	2013	5.20	Angola LNG* (0%); Chevron; Sonangol; BP; Eni; Total	ConocoPhillips Optimized Cascade
4	Algeria	Arzew GL3Z (Gassi Touil) T1	2014	4.70	Sonatrach*	AP-C3MR/ SplitMR
23	Papua New Guinea	PNG LNG T1-T2	2014	6.90	ExxonMobil*; Oil Search; PNG Government; Santos; JX Nippon Oil and Gas; Mineral Resources Development; Marubeni	AP-C3MR
24	Indonesia	Donggi-Senoro LNG T1	2015	2.00	Donggi-Senoro LNG (DSLNG)* (0%); Mitsubishi Corp; Pertamina; Korea Gas; MedcoEnergi	AP-C3MR
25	Australia	GLNG T1	2015	3.90	Santos*; Petronas; Total; Korea Gas	ConocoPhillips Optimized Cascade
26	Australia	Queensland Curtis LNG T1-T2	2015	8.50	Shell*; CNOOC	ConocoPhillips Optimized Cascade
25	Australia	GLNG T2	2016	3.90	Santos*; Petronas; Total; Korea Gas	ConocoPhillips Optimized Cascade
27	Australia	Australia Pacific LNG T1-T2	2016	9.00	Origin Energy*; ConocoPhillips; Sinopec Group	ConocoPhillips Optimized Cascade
28	Australia	Gorgon LNG T1-T2	2016	10.40	Chevron*; ExxonMobil; Shell; Osaka Gas; Tokyo Gas; Chubu Electric	AP-C3MR/ SplitMR
29	United States	Sabine Pass T1-T2	2016	10.00	Cheniere Energy*	ConocoPhillips Optimized Cascade
30	Malaysia	Petronas FLNG Satu	2017	1.20	Petronas*	AP-N

<sup>1</sup>Yemen LNG has not exported since 2015 due to ongoing civil war.



Tabla A.1.18. Plantas de licuefacción activas en el año 2020 (International Gas Union, 2021). Tabla 4/4

Reference Number	Market	Liquefaction Plant Train	Infrastructure Start Year	Liquefaction Capacity (MTPA)	Owners	Liquefaction Technology
31	Australia	Wheatstone LNG T1	2017	4.45	Chevron*; Kuwait Petroleum Corp (KPC); Woodside; JOGMEC; Mitsubishi Corp; Kyushu Electric; Nippon Yusen; Chubu Electric; Tokyo Electric	ConocoPhillips Optimized Cascade
32	Russia	Yamal LNG T1	2017	5.50	Novatek*; CNPC; Total; Silk Road Fund	AP-C3MR
31	Australia	Wheatstone LNG T2	2018	4.45	Chevron*; Kuwait Petroleum Corp (KPC); Woodside; JOGMEC; Mitsubishi Corp; Kyushu Electric; Nippon Yusen; Chubu Electric; Tokyo Electric	ConocoPhillips Optimized Cascade
32	Russia	Yamal LNG T2	2018	5.50	Novatek*; CNPC; Total; Silk Road Fund	AP-C3MR
33	Cameroon	Cameroon FLNG	2018	2.40	Golar*	Black and Veatch PRICO
34	United States	Cove Point LNG T1	2018	5.25	Dominion Cove Point LNG LP*	AP-C3MR
32	Russia	Yamal LNG T2	2018	5.50	Novatek*; CNPC; Total; Silk Road Fund	AP-C3MR
33	Cameroon	Cameroon FLNG	2018	2.40	Golar*	Black and Veatch PRICO
34	United States	Cove Point LNG T1	2018	5.25	Dominion Cove Point LNG LP*	AP-C3MR
29	United States	Sabine Pass T5	2019	5.00	Cheniere Energy*	ConocoPhillips Optimized Cascade
32	Russia	Yamal LNG T3	2019	5.50	Novatek*; CNPC; Total; Silk Road Fund	AP-C3MR
35	Australia	Ichthys LNG T1-T2	2019	8.90	Inpex*; Total; CPC ; Tokyo Gas; Kansai Electric; Osaka Gas; Chubu Electric; Toho Gas	AP-C3MR/ SplitMR
36	Argentina	Tango FLNG	2019	0.50	Exmar*	Black and Veatch PRICO
37	United States	Corpus Christi T1	2019	4.50	Cheniere Energy*	ConocoPhillips Optimized Cascade
38	United States	Cameron LNG T1	2019	4.00	Cameron LNG* (0%); Sempra; Mitsui; Total; Mitsubishi Corp; Nippon Yusen Kabushiki Kaisha	AP-C3MR/ SplitMR
37	United States	Corpus Christi T2	2019	4.50	Cheniere Energy*	ConocoPhillips Optimized Cascade
39	United States	Freeport LNG T1	2019	5.10	Freeport LNG*; Zachry Hastings; Osaka Gas; Dow Chemical Company; Global Infrastructure Partners	AP-C3MR
40	Australia	Prelude FLNG	2019	3.60	Shell*	Shell DMR
41	Russia	Vysotsk LNG T1	2019	0.66	Novatek*, Gazprombank	Air Liquide Smartfin
42	United States	Elba Island T1-T3	2019	0.75	Southern LNG* (0%); Kinder Morgan; EIG Partners	Shell MMLS
39	United States	Freeport LNG T2-T3	2020	10.20	Freeport LNG*; Zachry Hastings; Osaka Gas; Dow Chemical Company; Global Infrastructure Partners	AP-C3MR
38	United States	Cameron T2-T3	2020	8.00	Cameron LNG* (0%); Sempra; Mitsui; Total; Mitsubishi Corp; Nippon Yusen Kabushiki Kaisha	AP-C3MR/ SplitMR
42	United States	Elba Island T4-T10	2020	1.75	Southern LNG* (0%); Kinder Morgan; EIG Partners	Shell MMLS

Tabla A.1.19. Plantas de licuefacción aprobadas o en construcción en el año 2020 (International Gas Union, 2021)

Reference Number	Market	Liquefaction Plant Train	Infrastructure Start Year	Liquefaction Capacity (MTPA)	Owners	Liquefaction Technology
43	Indonesia	Sengkang LNG T1	2021	0.50	Energy World*	Chart Industries IPSMR
44	Malaysia	Petronas FLNG Dua	2021	1.50	Petronas*	AP-N
45	Russia	Portovaya LNG T1	2021	1.50	Gazprom*	Linde LIMUM
32	Russia	Yamal LNG T4	2021	0.90	Novatek*; CNPC; Total; Silk Road Fund	Novatek Arctic Cascade
37	United States	Corpus Christi T3	2021	4.50	Cheniere Energy*	ConocoPhillips Optimized Cascade
18	Indonesia	Tangguh LNG T3	2022	3.80	BP*; CNOOC; JOGMEC; Mitsubishi Corp; Inpex; JX Nippon Oil and Gas; Sojitz; Sumitomo; Mitsui	AP-C3MR/ SplitMR
46	Mozambique	Coral South FLNG	2022	3.40	Eni*; ExxonMobil; CNPC; ENH (Mozambique); Galp Energia SA; Korea Gas	AP-DMR
47	Russia	Arctic LNG 2 T1	2022	6.60	Novatek*; CNOOC; CNPC; Total; JOGMEC; Mitsui	Linde MFC
48	United States	Calcasieu Pass LNG T1-T18	2022	10.00	Venture Global LNG*	BHGE SMR
49	Mauritania	Tortue/Ahmeyim FLNG T1	2023	2.50	BP*; Kosmos Energy; Petrosen; Société Mauritanienne des Hydrocarbures	Black and Veatch PRICO
29	United States	Sabine Pass T6	2023	5.00	Cheniere Energy*	ConocoPhillips Optimized Cascade
47	Russia	Arctic LNG 2 T2	2024	6.60	Novatek*; CNOOC; CNPC; Total; JOGMEC; Mitsui	Linde MFC
50	Mexico	Energía Costa Azul T1	2024	3.25	Sempra*	AP-C3MR
10	Nigeria	NLNG T7	2024	8.00	NNPC (Nigeria)*; Shell; Total; Eni	AP-C3MR
51	United States	Golden Pass LNG T1-T2	2024	10.40	Golden Pass Products*; Qatar Petroleum; ExxonMobil	AP-C3MR/ SplitMR
52	Canada	LNG Canada T1-T2	2025	14.00	Shell*; Petronas; Mitsubishi Corp; PetroChina; Korea Gas	Shell DMR
53	Mozambique	Mozambique LNG (Area 1) T1-T2	2 025	12.88	Total*; Mitsui; ONGC (India); ENH (Mozambique); Bharat Petroleum Corp (BPCL); PTTEP (Thailand); Oil India	AP-C3MR
51	United States	Golden Pass LNG T3	2025	5.2	Golden Pass Products*; Qatar Petroleum; ExxonMobil	AP-C3MR/ SplitMR
47	Russia	Arctic LNG 2 T3	2026	6.6	Novatek*; CNOOC; CNPC; Total; JOGMEC; Mitsui	Linde MFC
8	Qatar	QatarGas North Field East Expansion (T1 – 4)	2025	32.0	Qatargas* (0%); Qatar Petroleum	AP-X

## Anexo II. Simulaciones

### II.I. Modelos simulados

#### Precooled LNG process with a phase separator

Basado en el proceso homónimo presente en la bibliografía ([Venkatarathnam, 2008](#)), el preenfriamiento (HX-1) es una etapa teórica. Se ha ampliado la simulación con un sistema de turbina de gas. La numeración seguida se corresponde con la utilizada por el autor.

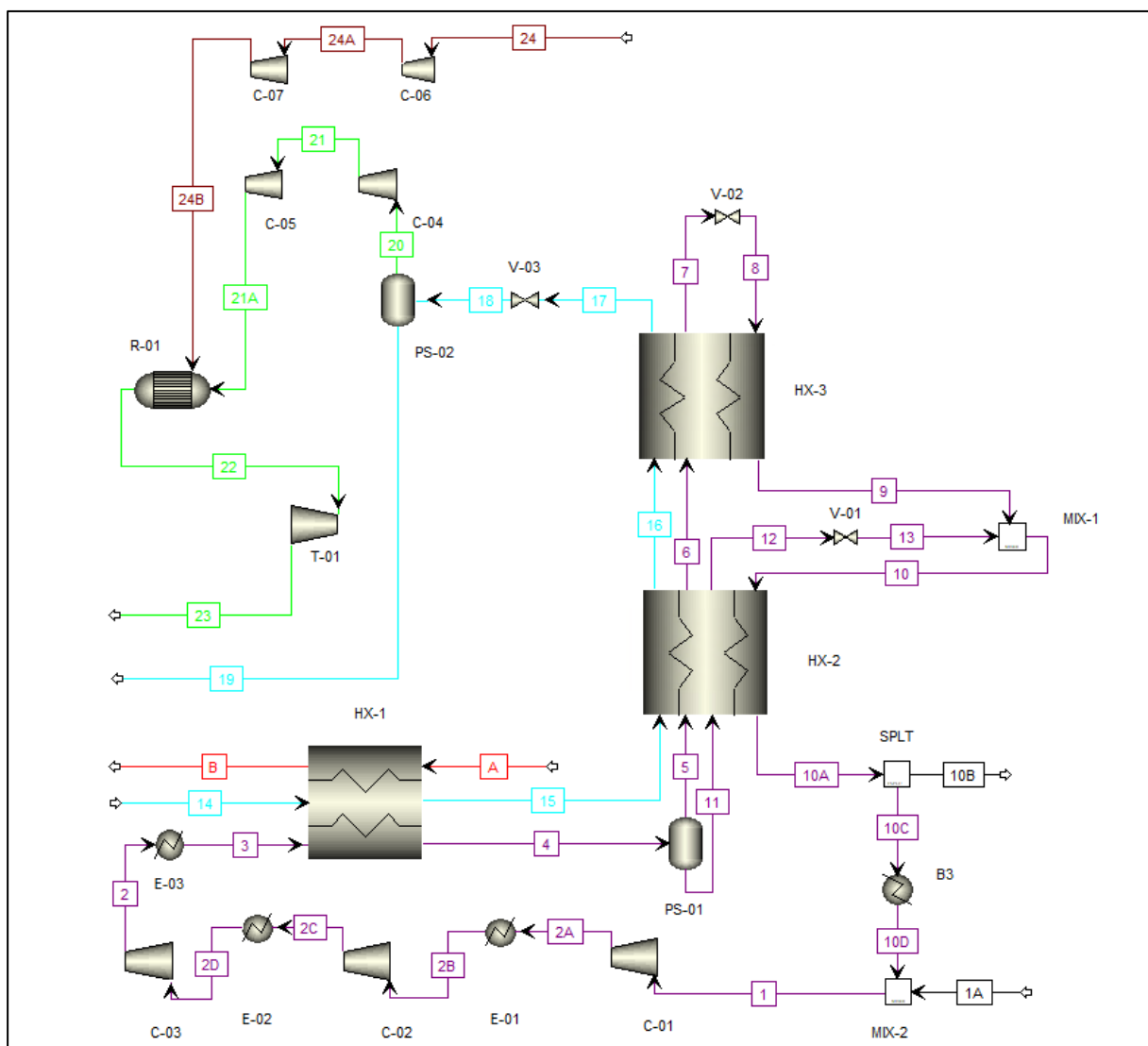


Figura A.2.1. Simulación de "Precooled LNG process with a phase separator" (AspenTech, 2021)

### Ciclo de preenfriamiento con propano

Basado en la zona del ciclo de preenfriamiento con propano del proceso “*Propane precooled phase separator C3-MR process*” de la bibliografía (Venkatarathnam, 2008). Se mantiene la numeración seguida por el autor.

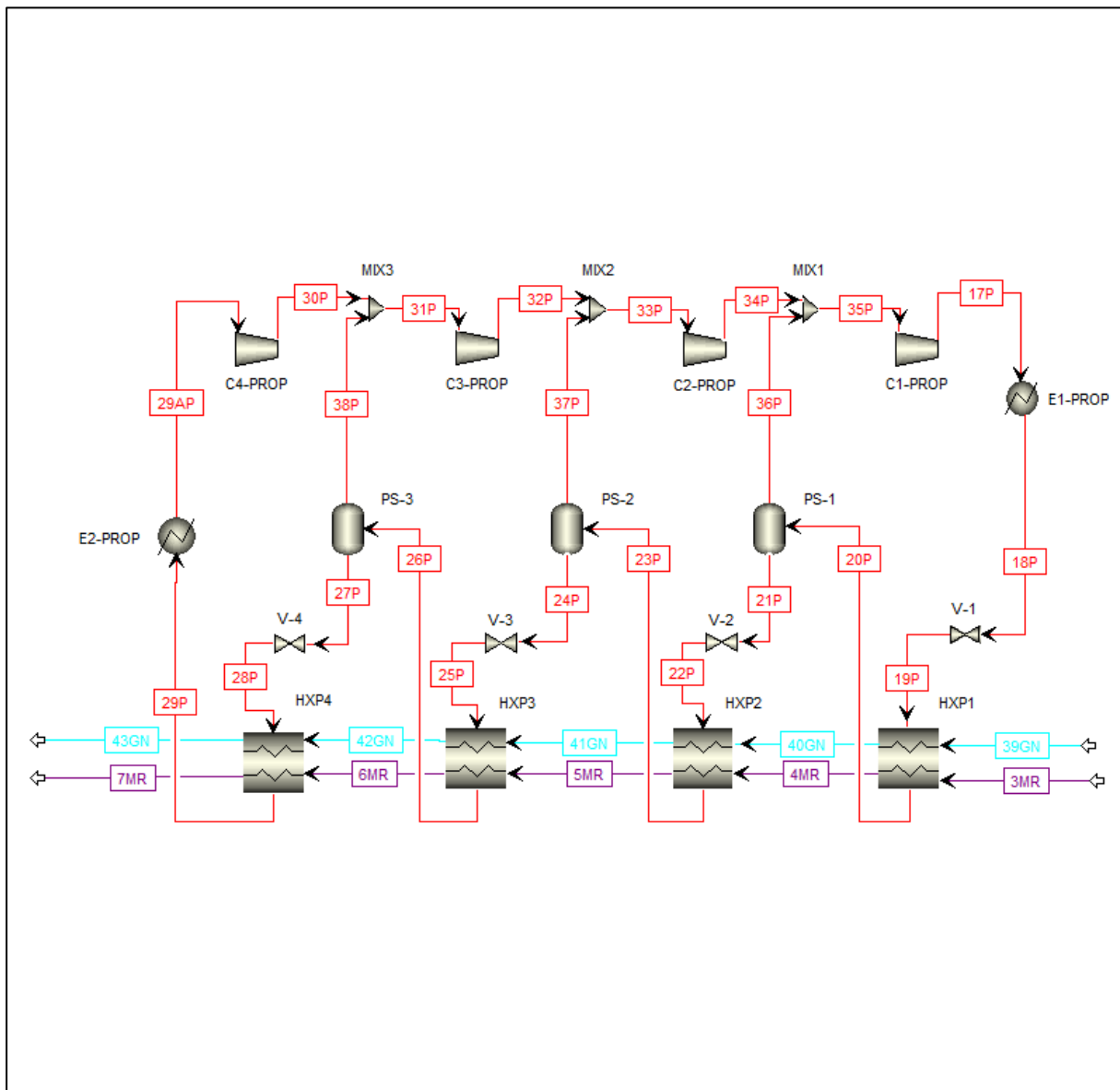


Figura A.2.2. Simulación del ciclo de preenfriamiento con propano de cuatro etapas (AspenTech, 2021)

### Propane precooled phase separator C3-MR process

Basado en el proceso homónimo presente en la bibliografía ([Venkatarathnam, 2008](#)), presenta algunos elementos adicionales que mejoran la forma de operar. Básicamente, incluye los dos modelos previos en una única simulación. La numeración de este proceso difiere de la seguida por el autor. Este proceso es el sometido al escalado para forzar a la producción de 1 MTPA de GNL.

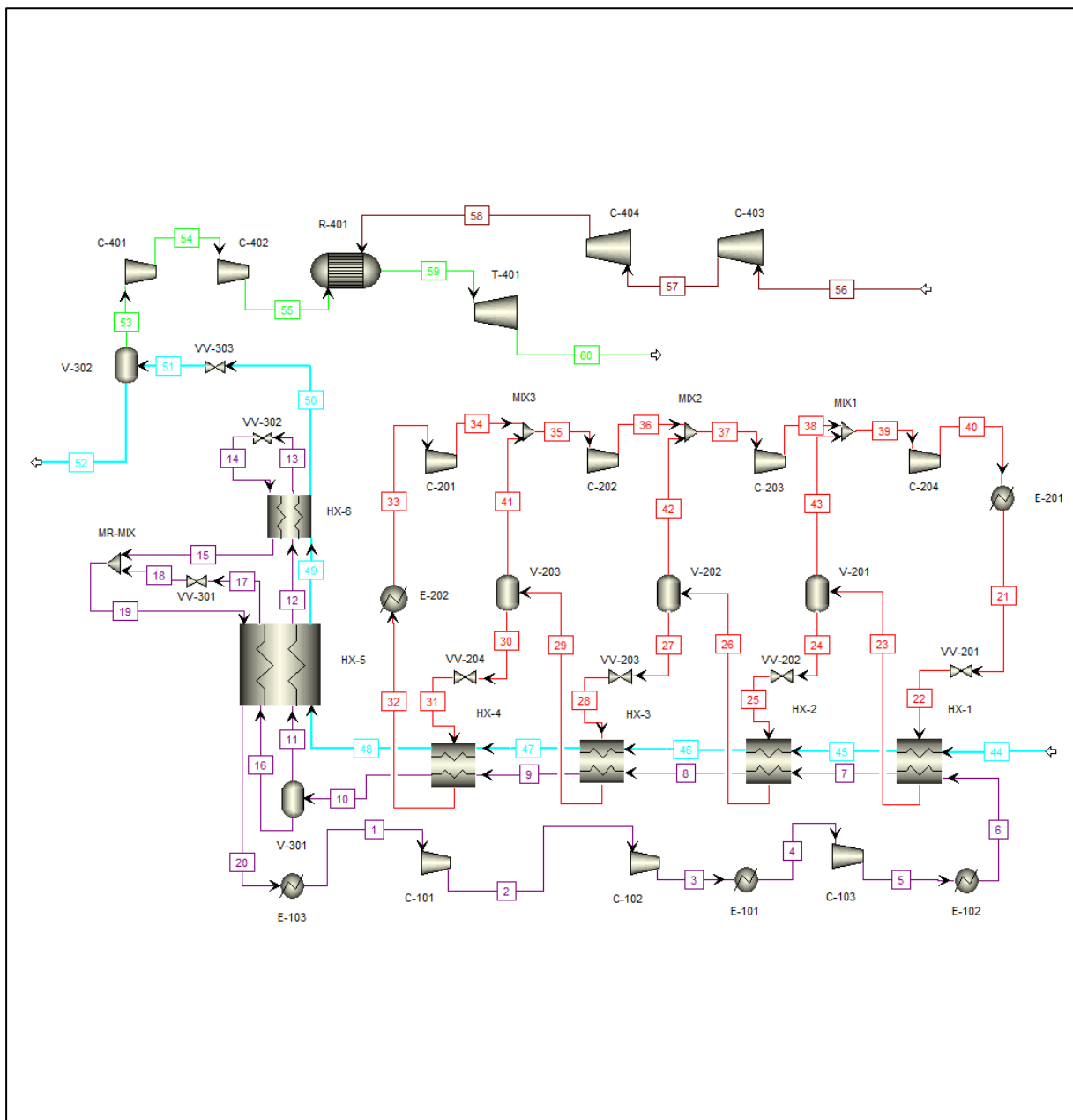


Figura A.2.3. Simulación de "Propane precooled phase separator C3-MR process" ([AspenTech, 2021](#))

## II. II. Validación de modelos

A continuación, se detallan las desviaciones en los resultados obtenidos respecto a los valores aportados por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)).

Se remarcan las diferencias de la tabla en diferentes colores dependiendo del grado de desviación. Así, para un error del 0%, los resultados aparecen en verde; para un error comprendido entre 0 - 1% los resultados se encuentran en amarillo; para diferencias superiores al 1% los valores se aprecian en rojo.

Los resultados sin valor son aquellos no proporcionados por el autor o en los que, para su cálculo, se producían indeterminaciones al tener un valor nulo.

**Modelo “Precooled LNG process with a phase separator”**

La validación de este modelo se realiza comparando los resultados del proceso simulado en la [Figura A.2.1](#) y del proceso propuesto por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)) en la [Figura A.2.4](#). La numeración del autor se emplea en la validación.

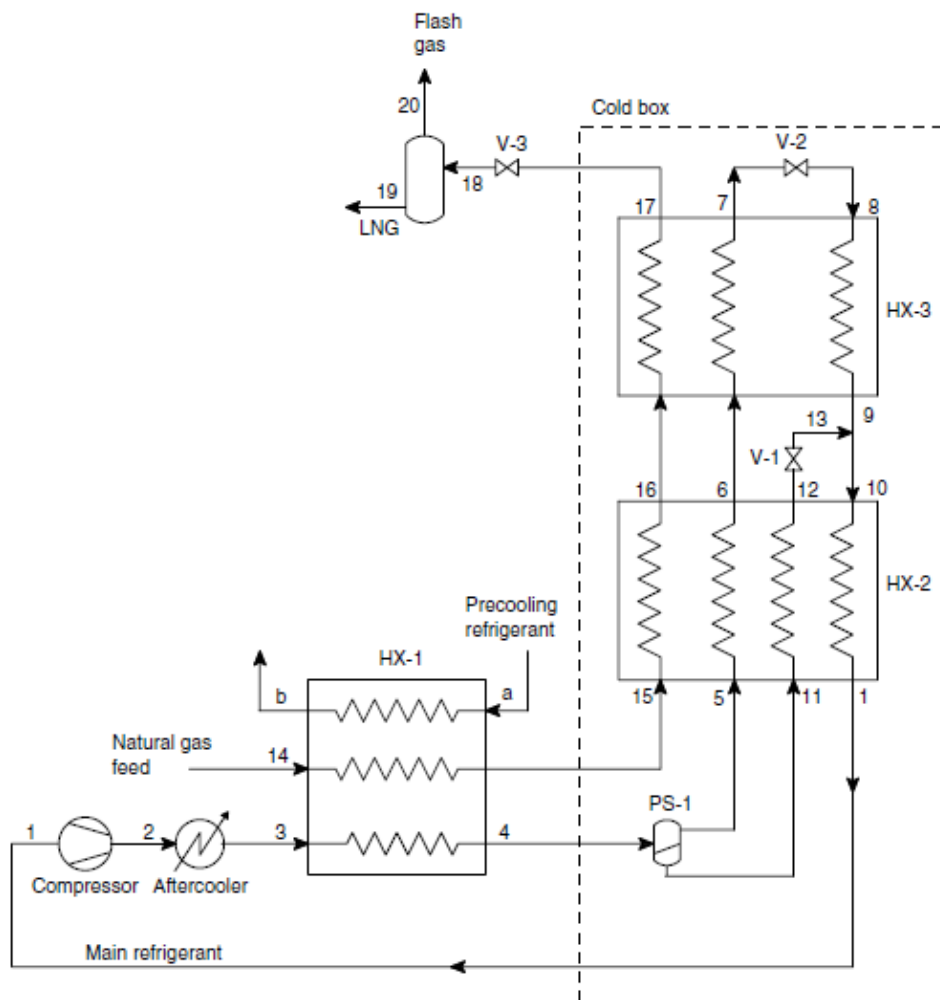


Figura A.2.4. Esquema de “Precooled LNG process with a phase separator” ([Venkatarathnam, 2008](#))

Aunque en la [Figura A.2.4](#) no se detalle, el proceso de compresión se realiza mediante el tren indicado en la [Figura A.2.5](#).



Figura A.2.5. Tren de compresión incluido en la [Figura A.2.4](#) ([Venkatarathnam, 2008](#))

La [Tabla A.2.1](#) y la [Tabla A.2.2](#) muestran las desviaciones en los resultados de este modelo.

Tabla A.2.1. Desviación de los resultados obtenidos en la simulación respecto a los valores de la bibliografía (Venkatarathnam, 2008) para el modelo "Precooled LNG process with a phase separator". Parte 1/2

Nº corriente:	a	b	1	2a	2b	2c	2d	2	3	4	5	6	7
Temperatura (K)	-	-	0,0205%	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Presión (bar)	-	-	0,0000%	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Fración vapor	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-0,2223%	0,0000%	-	-
Flujo molar (mol/s)	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-0,2223%	-0,2223%	-0,2223%
Composición (mol/mol)													
N2	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,2059%	0,2059%	0,2059%
Metano	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,6010%	0,6010%	0,6010%
Etano	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-2,1297%	-2,1297%	-2,1297%
Propano	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-3,8955%	-3,8955%	-3,8955%
n-Butano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
i-Butano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
i-Pentano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla A.2.2. Desviación de los resultados obtenidos en la simulación respecto a los valores de la bibliografía (Venkatarathnam, 2008) para el modelo "Precooled LNG process with a phase separator". Parte 2/2

Nº corriente:	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Temperatura (K)	0,2341%	0,7834%	0,3779%	0,0000%	0,0000%	0,3397%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-	-
Presión (bar)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-	-
Fración vapor	2,6224%	1,4239%	1,6358%	-	-	1,6893%	0,0000%	-0,3480%	-	-	-	-	-
Flujo molar (mol/s)	-0,2223%	-0,2223%	0,0000%	0,0908%	0,0908%	0,0908%	-2,1978%	-2,1978%	-2,1978%	-2,1978%	-	-	-
Composición (mol/mol)													
N2	0,2059%	0,2059%	0,0000%	-0,9235%	-0,9235%	-0,9235%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-
Metano	0,6010%	0,6010%	0,0000%	-0,3435%	-0,3435%	-0,3435%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-
Etano	-2,1297%	-2,1297%	0,0000%	0,1528%	0,1528%	0,1528%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-
Propano	-3,8955%	-3,8955%	0,0000%	0,2848%	0,2848%	0,2848%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-
n-Butano	-	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-
i-Butano	-	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-
i-Pentano	-	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-



### Modelo “Propane precooled phase separator C3-MR process”

La validación de este modelo se realiza sólo para la zona recuadrada del *precooler*. El resto del proceso (*cold-box*, compresión de MR...) presenta los mismos valores validados en el apartado previo. Se comparan los valores de la simulación de la [Figura A.2.2](#) con los del proceso propuesto por el autor ([Venkatarathnam, 2008](#)) en la [Figura A.2.6](#).

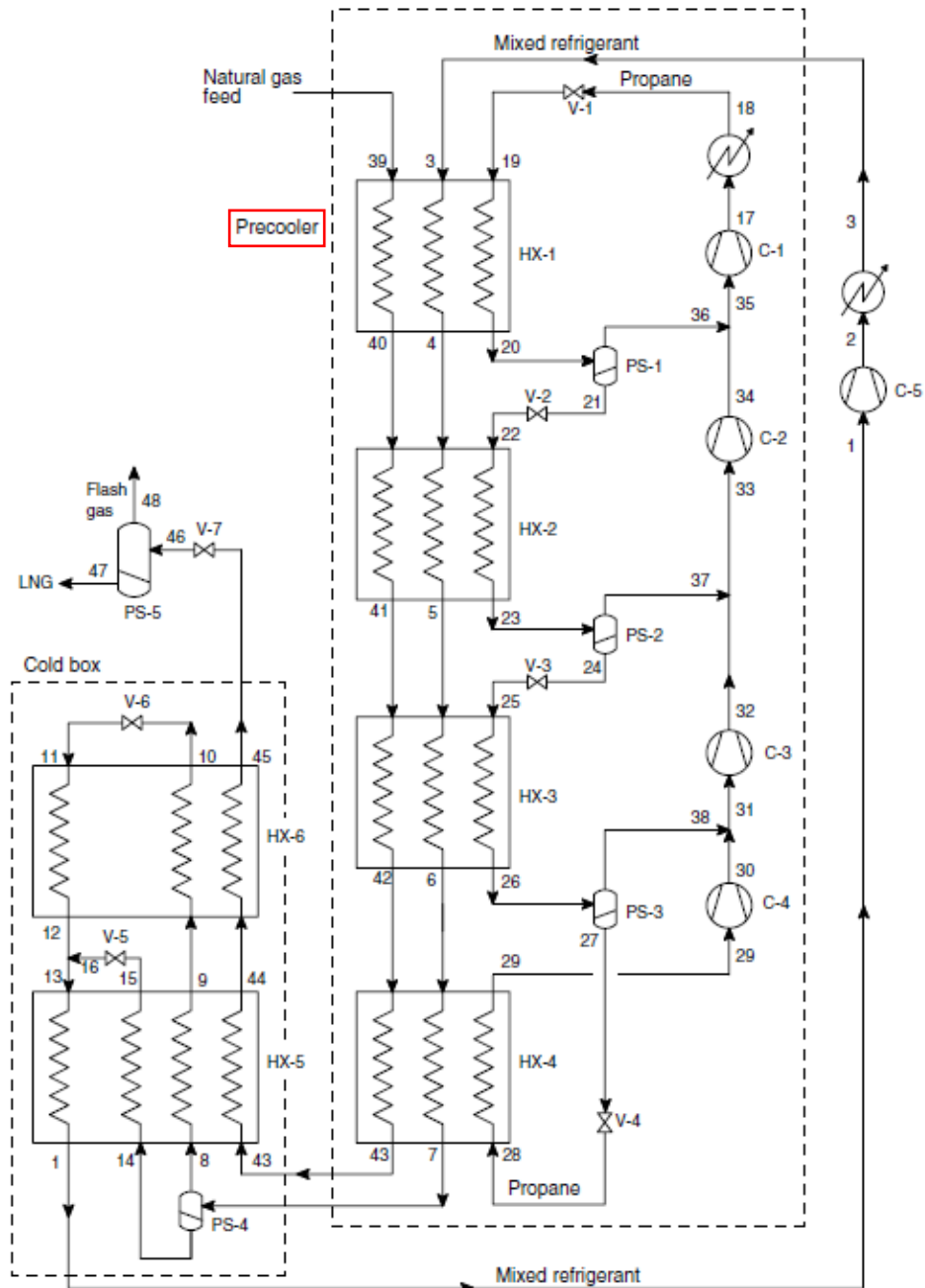


Figura A.2.6. Esquema de “Propane precooled phase separator C3-MR process” ([Venkatarathnam, 2008](#))

La [Tabla A.2.3](#), la [Tabla A.2.4](#) y la [Tabla A.2.5](#) muestran las desviaciones en los resultados. La numeración del autor se utiliza en la validación.

Tabla A.2.3. Desviación de los resultados obtenidos en la simulación respecto a los valores de la bibliografía (Venkatarathnam, 2008) para el modelo "Propane precooled phase separator C3-MR process". Parte 1/3

Nº Corriente	3	4	5	6	7	17	18	19	20	21	22
Temperatura (K)	0,0000%	0,1210%	0,0994%	0,0572%	0,0000%	-0,7147%	0,0000%	0,1209%	0,1209%	0,1209%	0,1350%
Presión (bar)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	1,2566%	1,2568%	1,5278%	1,5278%	1,5278%	2,0291%
Fracción vapor	0,0000%	-0,7505%	-0,6642%	-0,5217%	-0,2231%	0,0000%	0,0000%	0,6502%	0,0000%	0,0000%	2,5261%
Flujo molar (mol/s)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	1,4606%	1,4606%	1,4606%	1,4606%	1,5282%	1,5282%
Composición (mol/mol)											
N2	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-	-	-	-	-
Metano	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-	-	-	-	-
Etano	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-	-	-	-	-	-
Propano	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
n-Butano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
i-Butano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
i-Pentano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla A.2.4. Desviación de los resultados obtenidos en la simulación respecto a los valores de la bibliografía (Venkatarathnam, 2008) para el modelo "Propane precooled phase separator C3-MR process". Parte 2/3

Nº Corriente	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33
Temperatura (K)	0,1350%	0,1350%	0,0283%	0,0283%	0,0283%	-0,0002%	-0,0002%	-0,5945%	-0,1997%	-0,5845%	-0,3997%
Presión (bar)	2,0291%	2,0291%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-0,4297%	-0,4297%	0,0000%	0,0000%	2,0291%	2,0291%
Fracción vapor	0,0000%	0,0000%	4,9258%	0,0000%	0,0000%	4,4487%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Flujo molar (mol/s)	1,5282%	1,5603%	1,5603%	1,5603%	1,2715%	1,2715%	1,2715%	1,2715%	1,5603%	1,5603%	1,5282%
Composición (mol/mol)											
N2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Metano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Etano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Propano	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
n-Butano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
i-Butano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
i-Pentano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla A.2.5. Desviación de los resultados obtenidos en la simulación respecto a los valores de la bibliografía (Venkatarathnam, 2008) para el modelo "Propane precooled phase separator C3-MR process". Parte 3/3

Nº Corriente	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43
Temperatura (K)	-0,5854%	-0,3552%	0,1209%	0,1350%	0,0283%	0,0000%	0,1210%	0,0994%	0,0572%	0,0000%
Presión (bar)	1,5278%	1,5278%	1,5278%	2,0291%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Fracción vapor	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-0,3480%
Flujo molar (mol/s)	1,5282%	1,4606%	1,6165%	1,4576%	1,3760%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Composición (mol/mol)										
N2	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Metano	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Etano	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Propano	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
n-Butano	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
i-Butano	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
i-Pentano	-	-	-	-	-	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%

## II. III. Validación del cambio de escala

Tabla A.2.6. Desviaciones de temperatura, presión y fracción molar entre el proceso base y el proceso escalado para el aumento de la producción

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
T (K)	0,0000%	-0,0002%	-0,0002%	-0,0002%	0,0000%	0,0000%	0,0004%	0,0007%	0,0006%	0,0000%
P (bar)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Frac Vap (adim)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0021%	0,0040%	0,0033%	-0,0003%
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
T (K)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-0,0005%	-0,0001%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-0,0013%
P (bar)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Frac Vap (adim)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0001%	-0,0006%	-0,0008%	0,0000%	0,0000%	0,0003%	0,0000%
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
T (K)	0,0004%	0,0000%	-0,0012%	-0,0012%	-0,0012%	-0,0025%	-0,0025%	-0,0025%	-0,0020%	-0,0020%
P (bar)	0,0000%	0,0000%	-0,0095%	-0,0095%	-0,0095%	-0,0216%	-0,0216%	-0,0216%	-0,0184%	-0,0184%
Frac Vap (adim)	0,0000%	0,0000%	0,0087%	0,0000%	0,0000%	0,0194%	-0,0034%	0,0000%	-0,0140%	-0,0082%
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
T (K)	-0,0020%	-0,0001%	-0,0001%	-0,0001%	-0,0027%	-0,0023%	-0,0027%	-0,0026%	-0,0008%	-0,0010%
P (bar)	-0,0184%	-0,0010%	-0,0010%	-0,0010%	-0,0184%	-0,0184%	-0,0216%	-0,0216%	-0,0095%	-0,0095%
Frac Vap (adim)	0,0000%	-0,0286%	-0,0095%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
T (K)	-0,0012%	-0,0025%	-0,0020%	0,0000%	0,0004%	0,0007%	0,0006%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
P (bar)	-0,0095%	-0,0216%	-0,0184%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Frac Vap (adim)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
T (K)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	-0,0001%	-0,0002%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
P (bar)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%
Frac Vap (adim)	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%	0,0000%

Tabla A.2.7. Relaciones máscas y molares de los refrigerantes (PROP y MR) y el producto (GNL) respecto a la materia prima alimentada (GN) antes del cambio de escala

MR/GN	2,0082	kg/kg	1,3567	mol/mol
GNL/GN	0,9201	kg/kg	0,9284	mol/mol
PROP/GN	4,6911	kg/kg	1,9441	mol/mol

Tabla A.2.8. Relaciones máscas y molares de los refrigerantes (PROP y MR) y el producto (GNL) respecto a la materia prima alimentada (GN) después del cambio de escala

MR/GN	2,0082	kg/kg	1,3567	mol/mol
GNL/GN	0,9201	kg/kg	0,9284	mol/mol
PROP/GN	4,6915	kg/kg	1,9443	mol/mol

Anexo III. Gráficas de resultados

Temperatura de preenfriamiento 235 – 245 K y temperatura de cold-box 112,5 K

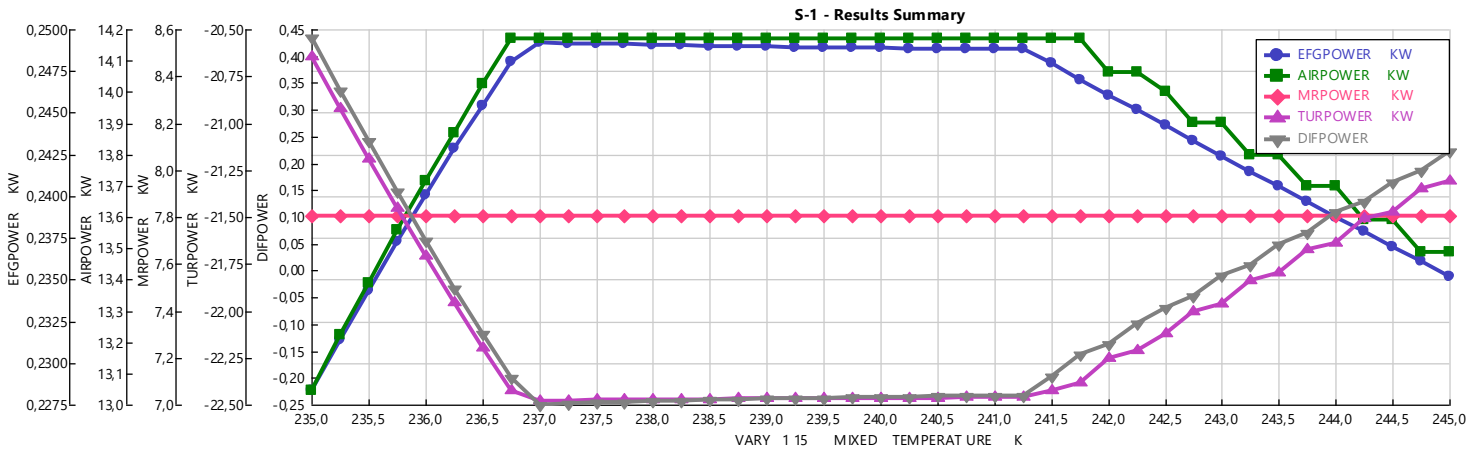


Figura A.3.1. Potencia requerida y producida en el sistema, además de la diferencia entre ambas, en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 112,5 K en la salida de la cold-box. Donde: EFGPOWER es la potencia en la corriente EFG, AIRPOWER es la potencia en la entrada de aire, MRPOWER la potencia en el ciclo de refrigerante mixto, TURPOWER la potencia obtenida en la turbina de gas y DIFPOWER la diferencia de potencia entre la consumida y producida (si es negativa se produce más potencia de la que se consume)

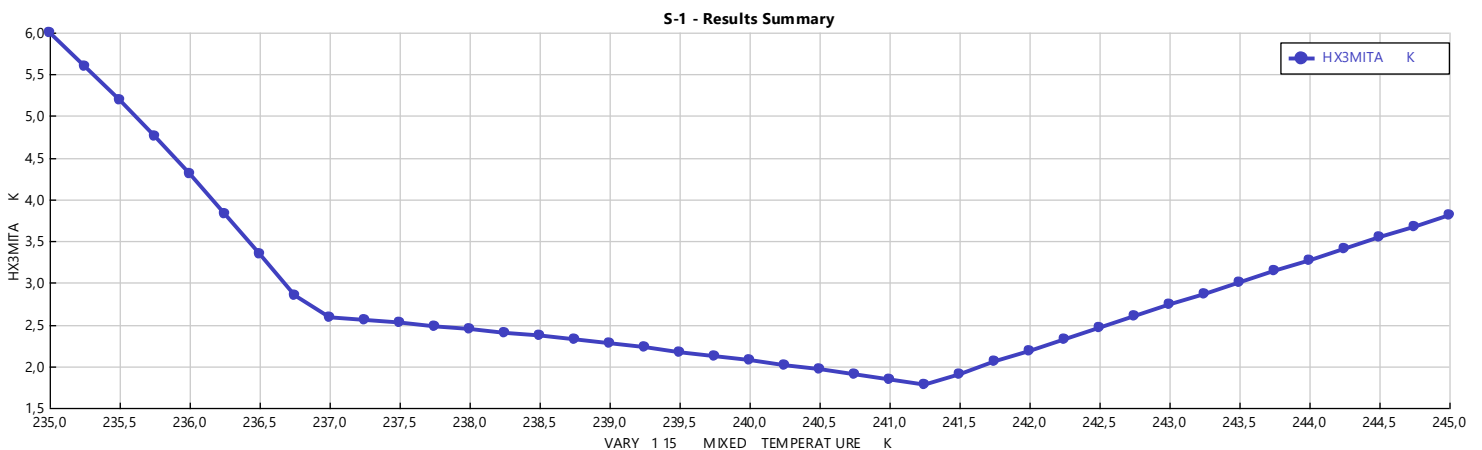


Figura A.3.2. Valor del MITA en el intercambiador HX-3 en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 112,5 K en la salida de la cold-box

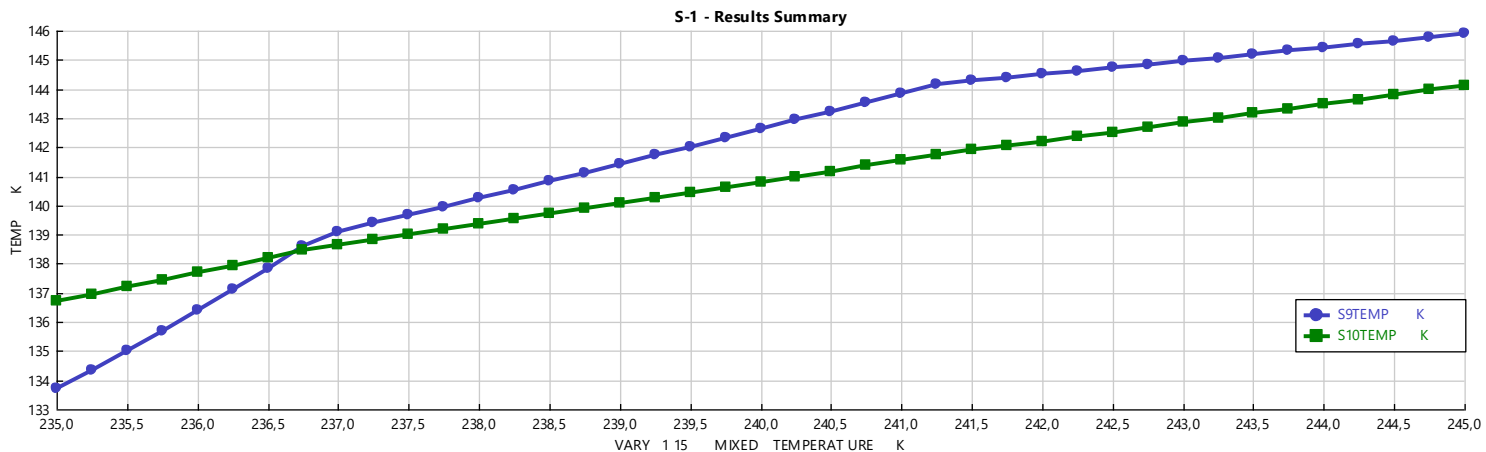


Figura A.3.3. Temperatura de las corrientes intermedias entre los intercambiadores HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 112,5 K en la salida de la cold-box

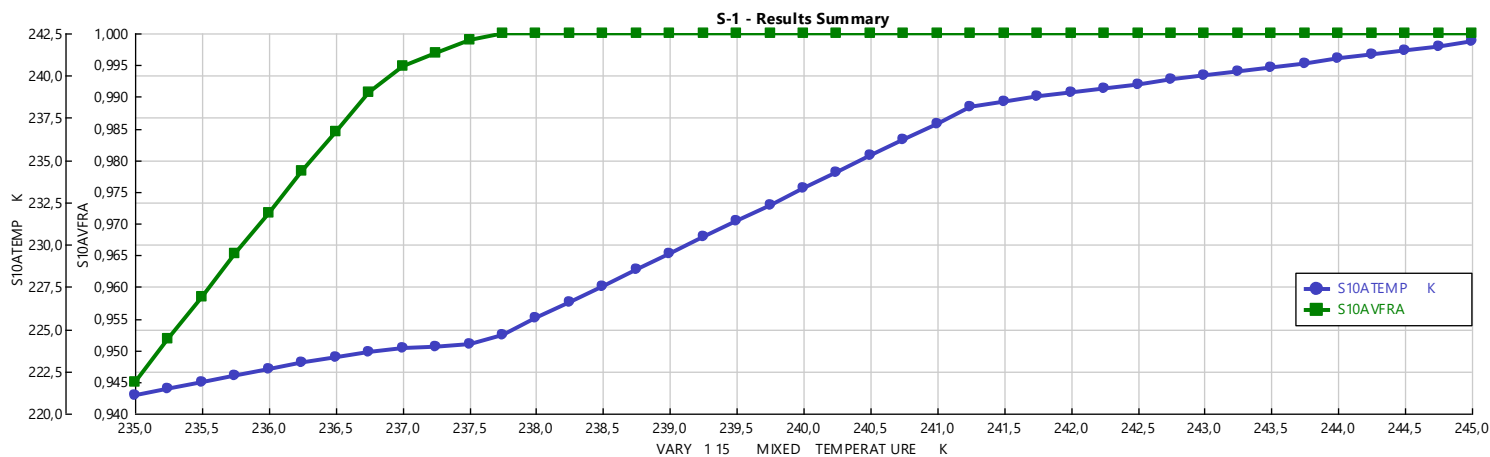


Figura A.3.4. Temperatura y fracción de vapor en la corriente de refrigerante mixto de baja presión a la salida de HX-2 previa al tren de compresión en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 112,5 K en la salida de la cold-box

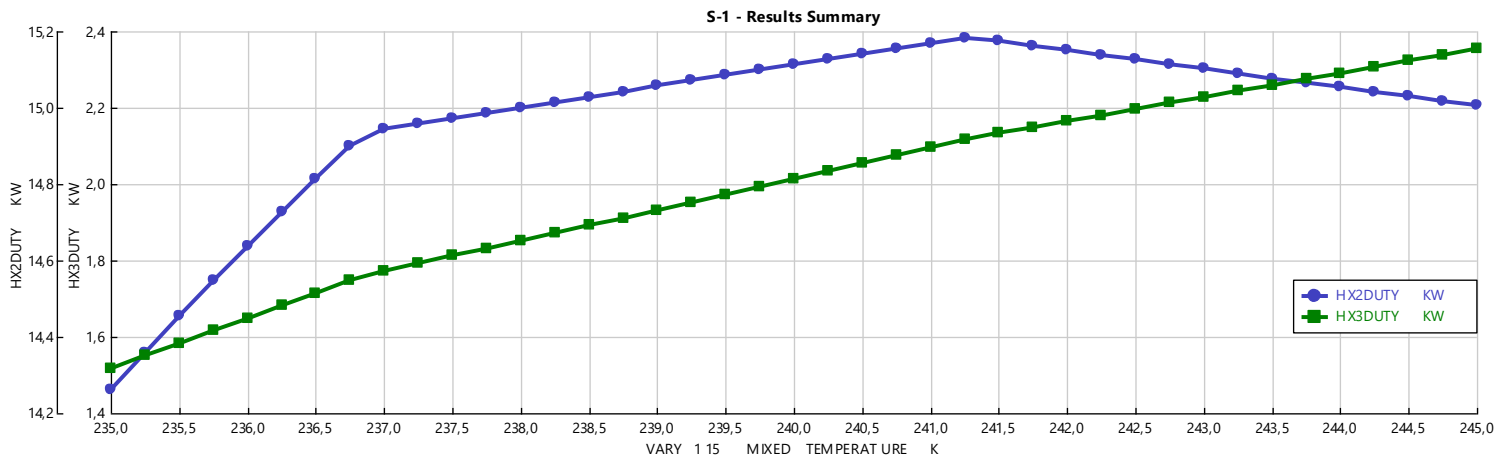


Figura A.3.5. Duty en los intercambiadores de la cold-box HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 112,5 K en la salida de la cold-box

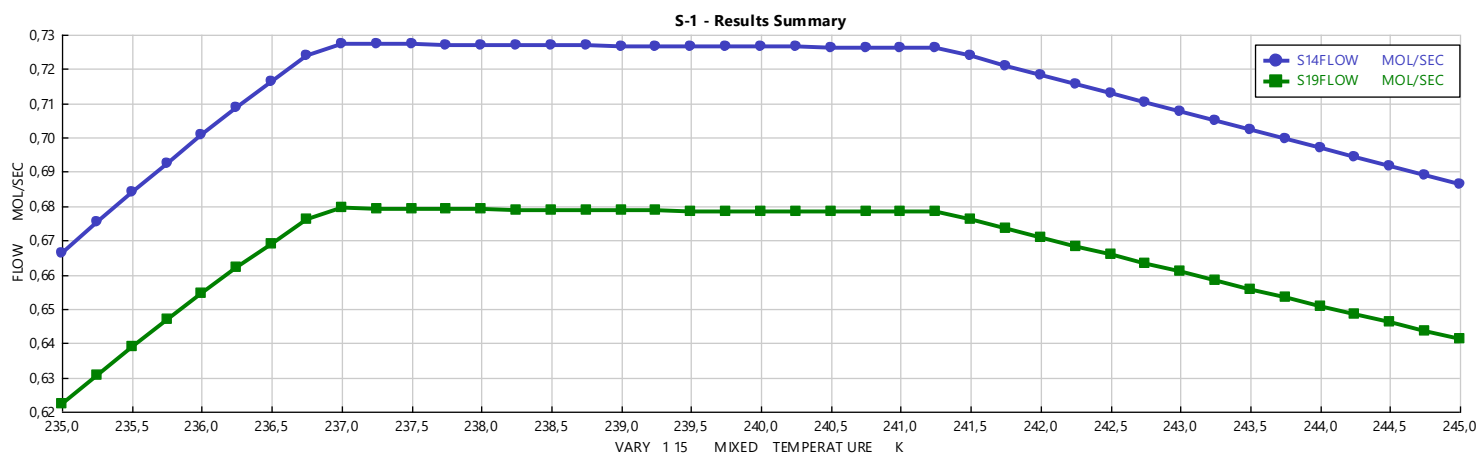


Figura A.3.6. Flujo de gas natural de alimentación (S14) y flujo de gas natural licuado (S19) en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 112,5 K en la salida de la cold-box

**Temperatura de preenfriamiento 235 – 245 K y temperatura de cold-box 113 K**

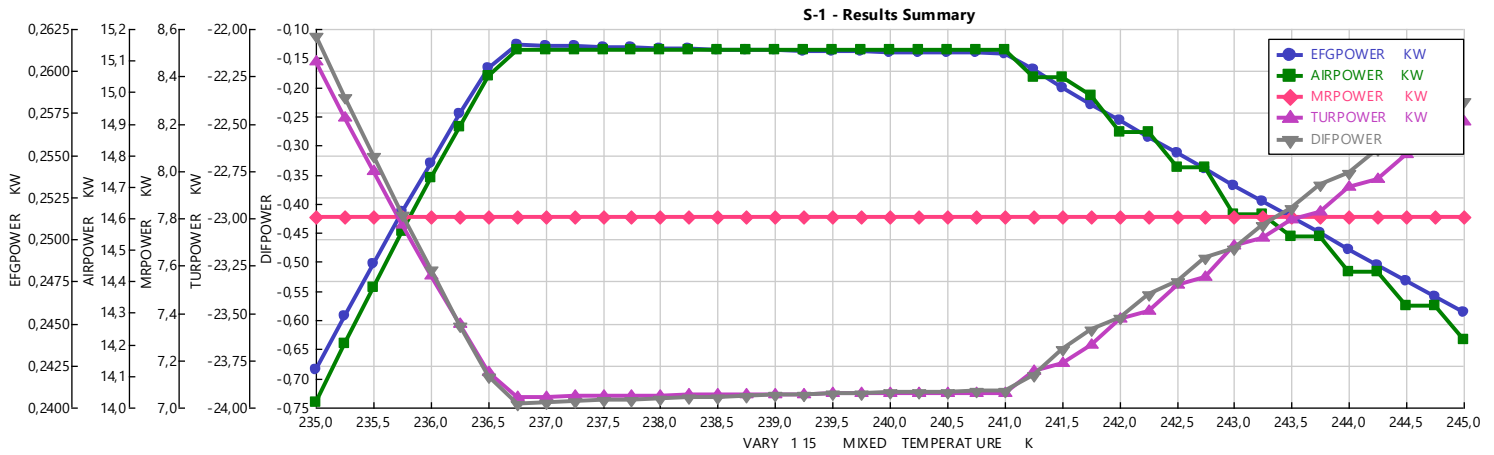


Figura A.3.7. Potencia requerida y producida en el sistema, además de la diferencia entre ambas, en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113 K en la salida de la cold-box. Donde: EFGPOWER es la potencia en la corriente EFG, AIRPOWER es la potencia en la entrada de aire, MRPOWER la potencia en el ciclo de refrigerante mixto, TURPOWER la potencia obtenida en la turbina de gas y DIFPOWER la diferencia de potencia entre la consumida y producida (si es negativa se produce más potencia de la que se consume)

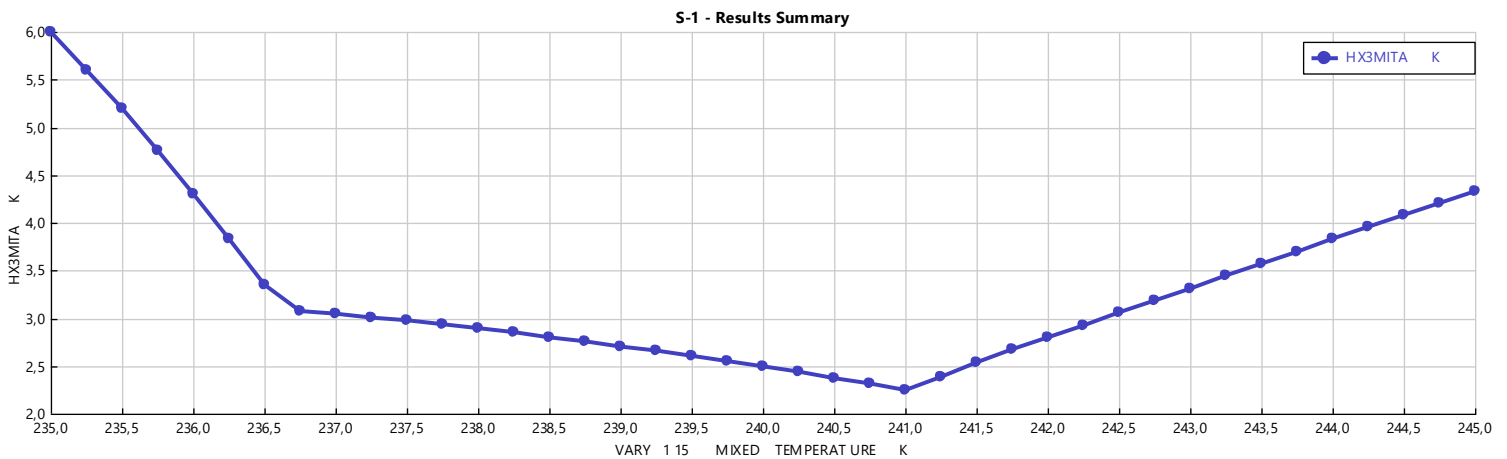


Figura A.3.8. Valor del MTA en el intercambiador HX-3 en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113 K en la salida de la cold-box

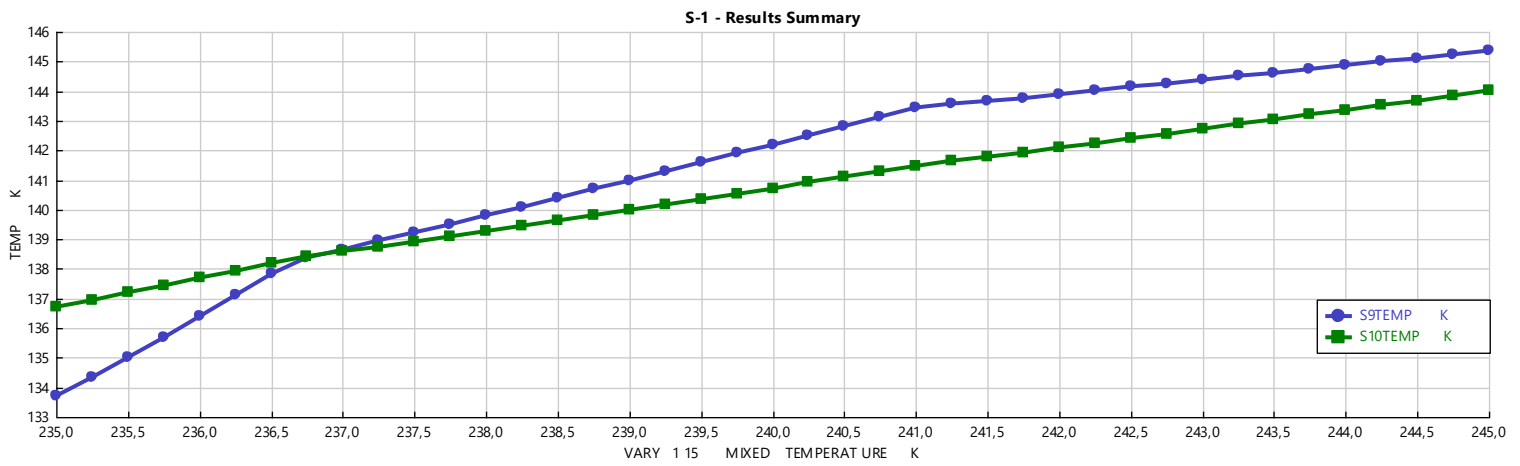


Figura A.3.9. Temperatura de las corrientes intermedias entre los intercambiadores HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113 K en la salida de la cold-box

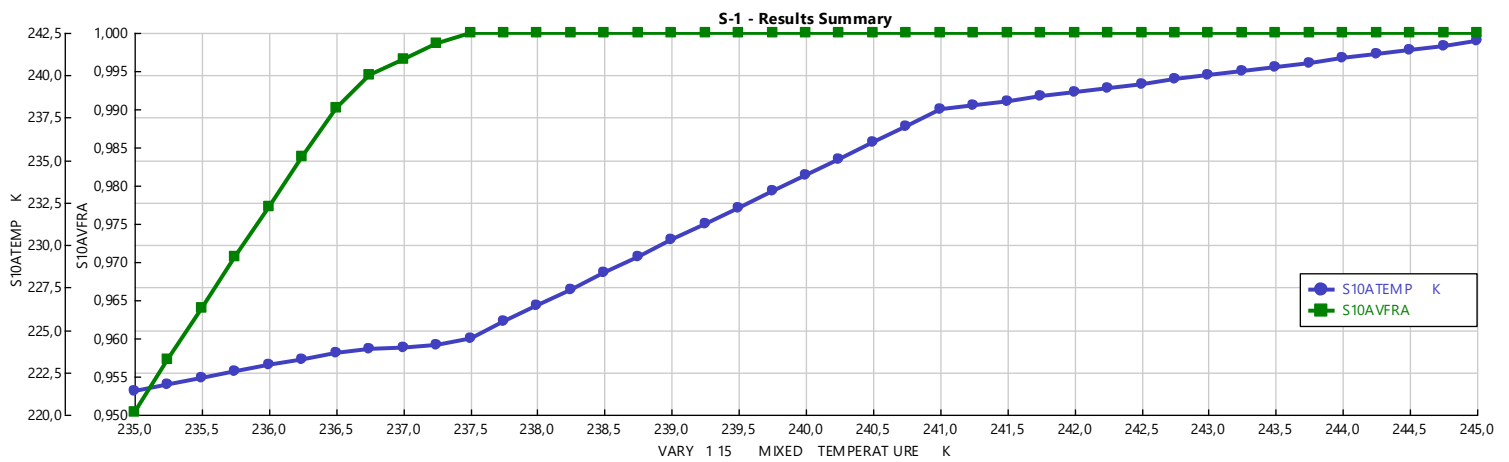


Figura A.3.10. Temperatura y fracción de vapor en la corriente de refrigerante mixto de baja presión saliendo de HX-2 previa al tren de compresión en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113 K en la salida de la cold-box



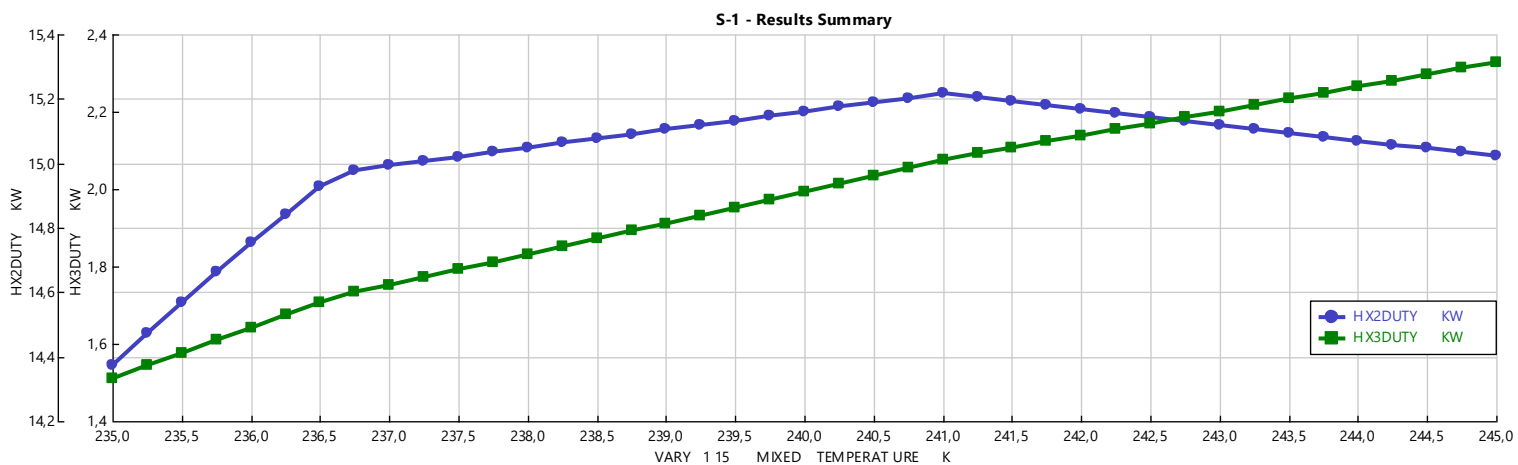


Figura A.3.11. Duty en los intercambiadores de la cold-box HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113 K en la salida de la cold-box

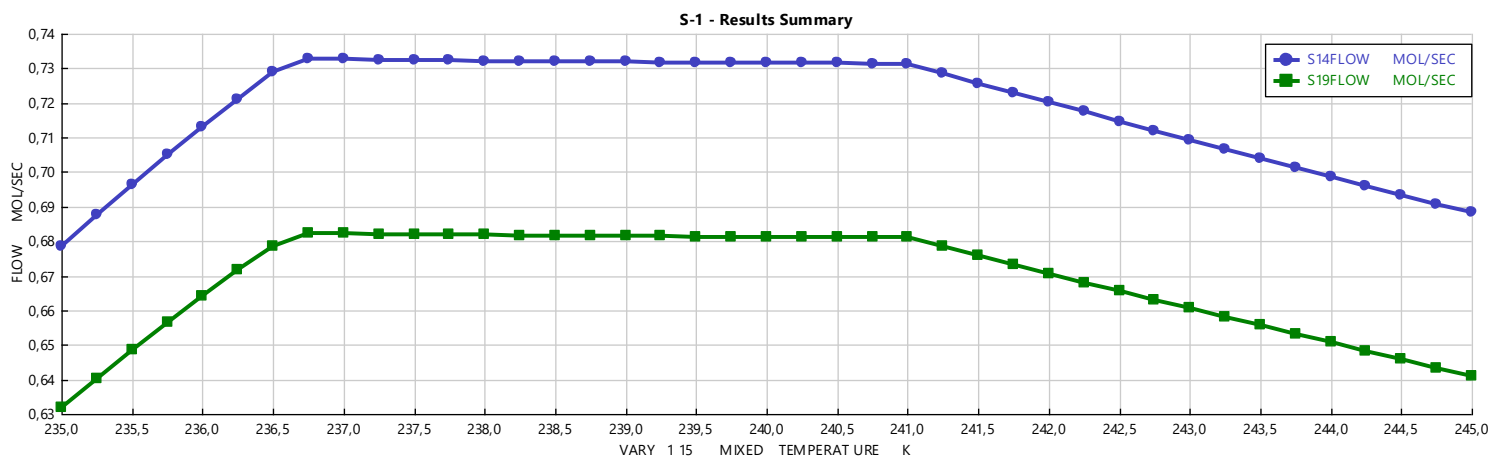


Figura A.3.12. Flujo de gas natural de alimentación (S14) y flujo de gas natural licuado (S19) en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113 K en la salida de la cold-box

**Temperatura de preenfriamiento 235 – 245 K y temperatura de cold-box 113,5 K**

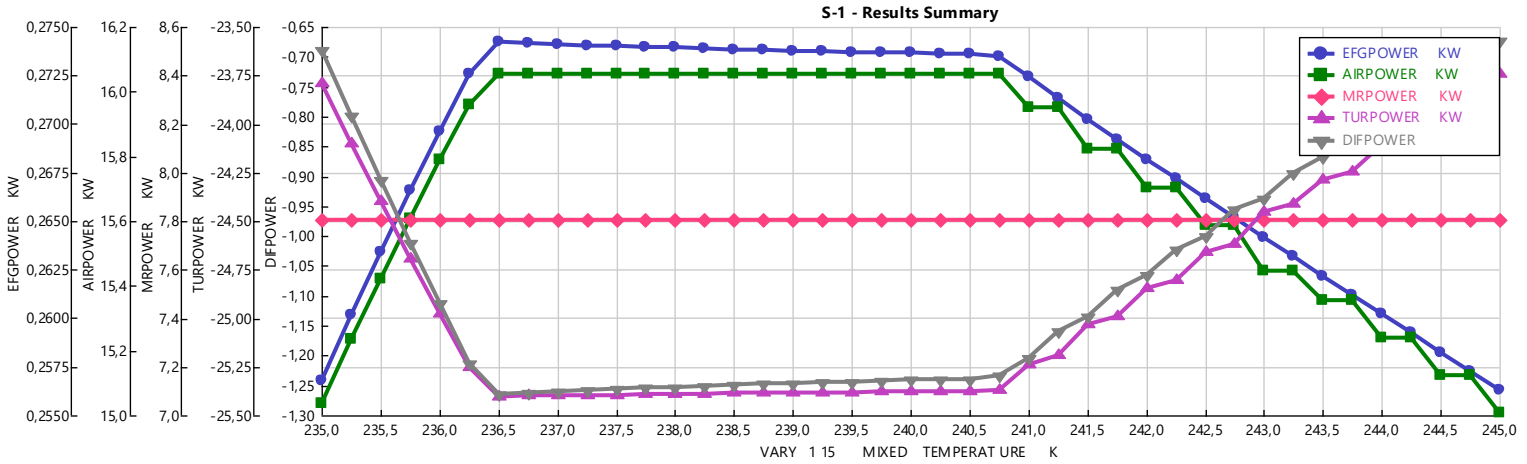


Figura A.3.13. Potencia requerida y producida en el sistema, además de la diferencia entre ambas, en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113,5 K en la salida de la cold-box. Donde: EFGPOWER es la potencia en la corriente EFG, AIRPOWER es la potencia en la entrada de aire, MRPOWER la potencia en el ciclo de refrigerante mixto, TURPOWER la potencia obtenida en la turbina de gas y DIFPOWER la diferencia de potencia entre la consumida y producida (si es negativa se produce más potencia de la que se consume)

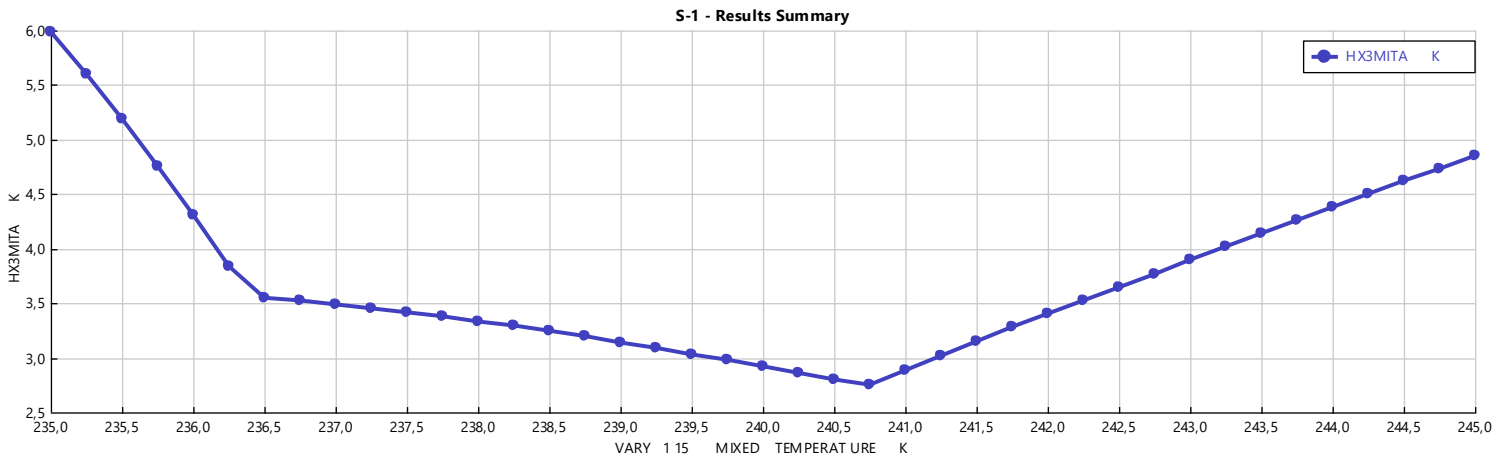


Figura A.3.14. Valor del MITA en el intercambiador HX-3 en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113,5 K en la salida de la cold-box

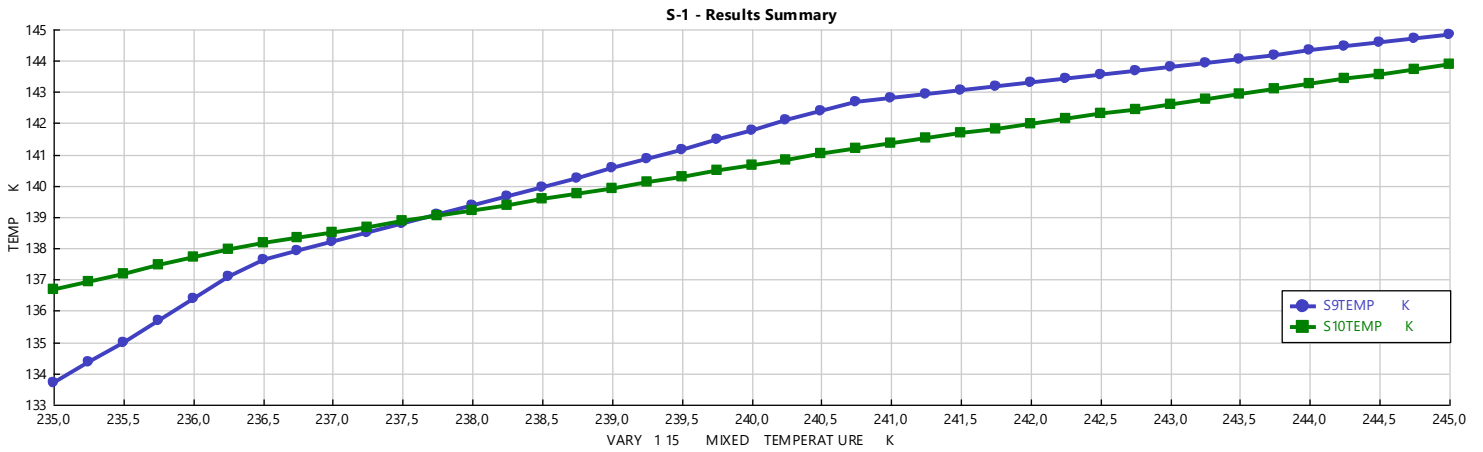


Figura A.3.15. Temperatura de las corrientes intermedias entre los intercambiadores HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113,5 K en la salida de la cold-box

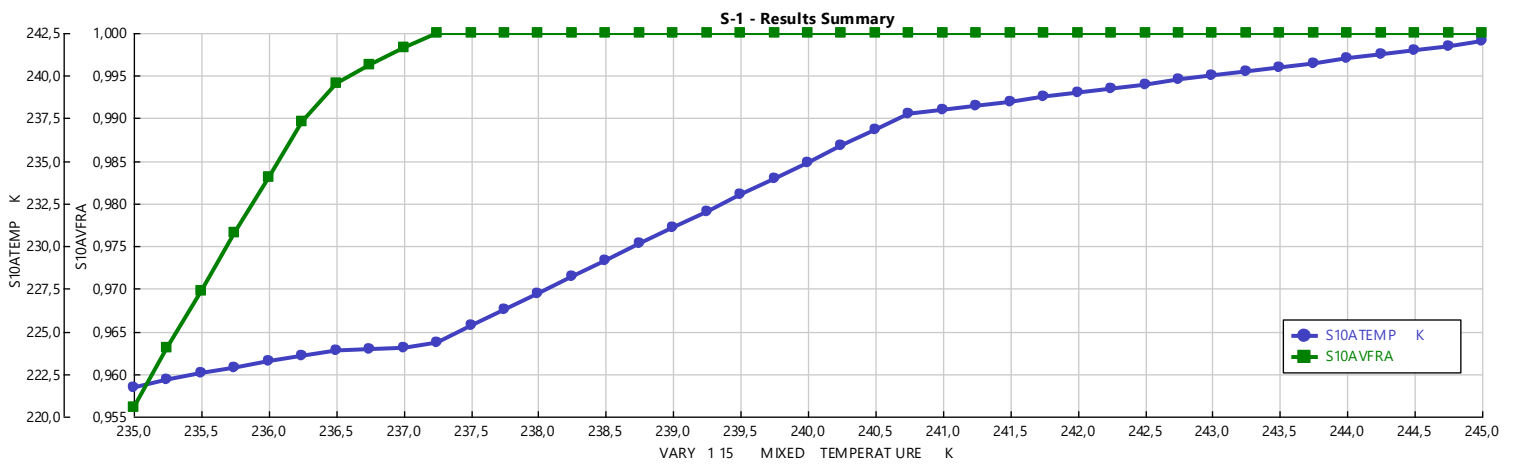


Figura A.3.16. Temperatura y fracción de vapor en la corriente de refrigerante mixto de baja presión saliendo de HX-2 previa al tren de compresión en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113,5 K en la salida de la cold-box

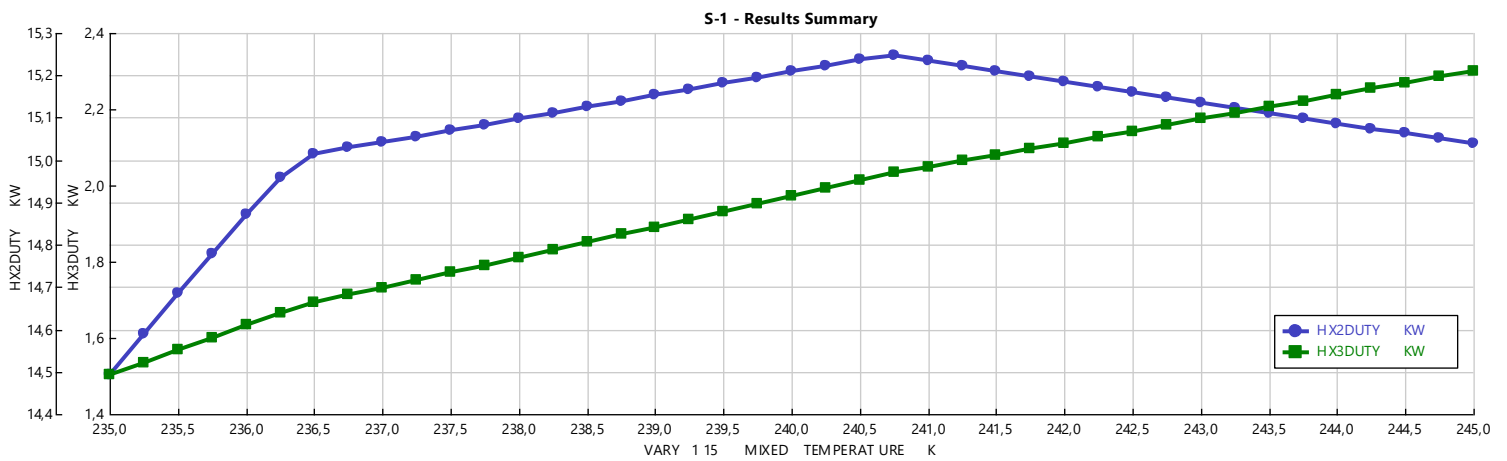


Figura A.3.17. Duty en los intercambiadores de la cold-box HX-2 y HX-3 en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113,5 K en la salida de la cold-box

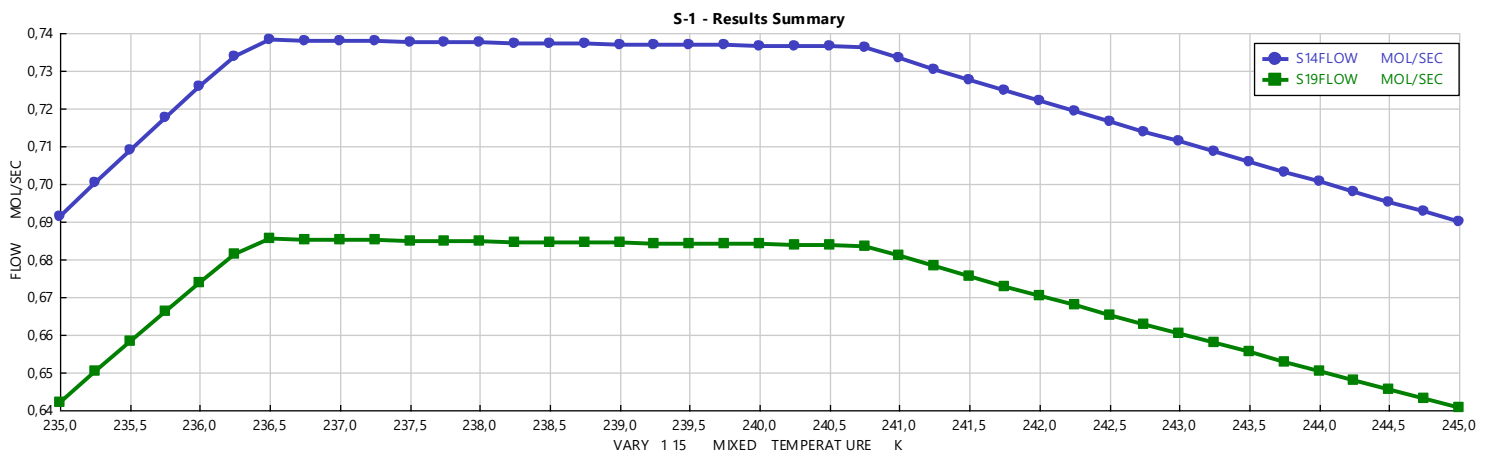


Figura A.3.18. Flujo de gas natural de alimentación (S14) y flujo de gas natural licuado (S19) en Aspen Plus v12 (AspenTech, 2021). Para 113,5 K en la salida de la cold-box

#### ***Anexo IV. Hojas de seguridad***

El sistema de trabajo incluye diferentes compuestos formados por multitud de elementos: nitrógeno, metano, etano, propano, n-butano, i-butano, i-pentano, oxígeno, dióxido de carbono y agua. La mayoría son mezclas, como el refrigerante mixto.

Para no extender demasiado este anexo, se muestran a continuación las hojas de seguridad del gas natural y gas natural licuado, en tanto que compuestos principales del proceso; la hoja de seguridad del dióxido de carbono, por ser la emisión principal generada y la hoja de seguridad del propano puro empleado como refrigerante de preenfriamiento.

El refrigerante mixto presenta comportamientos diferentes en función de la composición de su mezcla. El empleado en este trabajo se crea en específico para este proceso y su comportamiento no se analiza en ninguna hoja de seguridad.

Las hojas de seguridad del gas natural y gas natural licuado se obtienen de la empresa *Naturgy*, dedicada a este campo de actividades (*Naturgy Iberia S.A., 2020*)

Las hojas de seguridad del propano y dióxido de carbono se extraen del *INSST* (*Instituto Nacional de Seguridad y Salud en el Trabajo, 2021*)

## Ficha de Datos de Seguridad Gas Natural

### Sección 1. Identificación de la sustancia o la mezcla y de la sociedad o la empresa

#### 1.1 Identificador del producto:

Nombre comercial/denominación	Gas Natural
CAS N°:	8006-14-2
EC-N°:	232-343-9

#### 1.2 Usos pertinentes identificados de la sustancia o de la mezcla y usos desaconsejados:

Usos Específicos	Materia prima para uso en sector doméstico, terciario o industrial.
	Carburante para motores de combustión interna.

#### 1.3 Datos del proveedor de la Ficha de Datos de Seguridad:

Sociedad:	Naturgy Iberia, S.A.
Domicilio:	Avda. San Luis 77, 28033 Madrid
Contacto:	<a href="mailto:atencionsoluciones@naturgy.com">atencionsoluciones@naturgy.com</a>
Teléfono:	900 100 251

#### 1.4 Teléfonos de Emergencia:

Naturgy Iberia, S.A.	900 100 251
ESPAÑA, Servicio de Información Toxicológica – Instituto Nacional de Toxicología, Departamento de Madrid.	915 620 420

### Sección 2. Identificación de los peligros

#### 2.1 Clasificación de la sustancia o de la mezcla según Reglamento (UE) 1272/2008 (CLP):

Categorías de Peligro	Declaraciones de Peligro
Gas extremadamente inflamable	H220
Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento	H280

#### 2.2 Elementos de la etiqueta de conformidad con el Reglamento (UE) 1272/2008:

CLP Símbolo:	
Palabra de Advertencia:	Peligro

## Ficha de seguridad del Gas Natural. 2/11



<b>Indicadores de Peligro:</b>	<b>H220</b> – Gas extremadamente inflamable. <b>H280</b> – Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento.
<b>Consejos de Prudencia:</b>	<b>P102</b> – Mantener alejado de los niños. <b>P210</b> – Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición. No fumar. <b>P243</b> – Tomar medidas de precaución para evitar descargas electrostáticas
<i>Prevención</i>	
<i>Respuesta</i>	<b>P377</b> – Fuga de gas en llamas: no apagar, salvo si la fuga puede detenerse sin peligro. <b>P381</b> – Eliminar todas las fuentes de ignición si no hay peligro en hacerlo.
<i>Almacenamiento</i>	<b>P410 + P403</b> – Proteger de la luz del sol. Almacenar en lugar bien ventilado.

**2.3 Otros Peligros:**

Los trabajos en las redes o instalaciones de gas deber ser realizados únicamente por personal especialista familiarizado con los riesgos asociados y las precauciones necesarias.

<b>Otros peligros que no dan lugar a la clasificación:</b>	Resultados de la valoración PBT y MPMB: No hay datos disponibles.
<b>Riesgos para la Salud:</b>	Las concentraciones altas de gas desplazarán el oxígeno disponible del aire; la inconsciencia y muerte pueden producirse repentinamente a consecuencia de la falta de oxígeno, asfixia. La exposición a altas concentraciones de gases/vapores puede generar efectos narcóticos o anestésicos que, a su vez, puede alterar el juicio o generar depresión del sistema nervioso central.
<b>Riesgos para la Seguridad:</b>	Al usarlo pueden formarse mezclas aire-vapor explosivas/inflamables.

**Sección 3. Composición / Información sobre los componentes****3.1 Mezclas:**

Combinación compleja de hidrocarburos alifáticos saturados con niveles de carbono en el rango C1 a C4 siendo el componente principal el metano.

Nombre de la Sustancia	Identificador del Producto	%	Clasificación según Reglamento (UE) 1272/2008
Gas Natural	CAS N°: 8006-14-2	100	Flam. Gas 1, H220 Press. Gas Comp. Gas, H280
	EC N°: 232-343-9		

\*El texto completo de las frases H se puede consultar en la Sección 16.

**Sección 4. Primeros Auxilios****4.1 Descripción de los primeros auxilios:**

Trasladar a la víctima a un área no contaminada, en dirección contraria al viento desde el foco utilizando un equipo autónomo de respiración. Mantener a la víctima abrigada y en reposo. Solicitar asistencia médica.

<b>En caso de inhalación:</b>	Trasladar a la víctima al exterior y mantenerla abrigada y en reposo en una posición confortable para respirar. Si no hay respiración, ésta es irregular u ocurre un paro respiratorio, el personal capacitado debe proporcionar respiración artificial u oxígeno. Solicitar asistencia médica
<b>En caso de contacto con la piel:</b>	Lave con agua abundante la piel contaminada. Quítese la ropa y calzado contaminados. Aclarar la ropa contaminada con agua cuidadosamente



## Ficha de seguridad del Gas Natural. 3/11



	antes de quitársela, para evitar el riesgo de descargas estáticas y de ignición del gas. Busque atención médica si se presentan síntomas. Lavar la ropa antes de volver a usarla. Limpiar completamente el calzado antes de volver a usarlo.
<b>En caso de contacto con los ojos:</b>	Enjuagar los ojos inmediatamente con mucha agua, levantando de vez en cuando los párpados superior e inferior. Verificar si la víctima lleva lentes de contacto y en este caso, retirárselas si fuera posible. Continúe enjuagando por lo menos durante 15 minutos. Buscar atención médica si se produce una irritación.
<b>En caso de ingestión:</b>	No se considera como vía de exposición al riesgo
<b>Protección del personal de primeros auxilios</b>	No se debe realizar ninguna acción que suponga un riesgo personal o sin formación adecuada. Debe utilizar un equipo autónomo de respiración para trasladar a la víctima desde la zona contaminada.

**4.2 Principales síntomas y efectos agudos y retardados:**

En **elevadas concentraciones** puede provocar **asfixia**. Los síntomas de la asfixia pueden manifestarse en la pérdida de movilidad y de conocimiento. La víctima puede no ser consciente de la asfixia. En elevadas concentraciones puede causar también **depresión del sistema nervioso central** y **sensibilización cardíaca**. Los sensibilizadores cardíacos pueden causar la repentina aparición de una arritmia. En **bajas concentraciones** puede producir **efectos narcóticos**. Los síntomas pueden manifestarse en mareo, jaqueca, náuseas y pérdida de coordinación.

**4.3 Indicios de cualquier atención médica inmediata o tratamiento especial necesarios:**

Ninguno.

**Sección 5. Medidas de lucha contra incendios**

En caso de incendio cortar la alimentación de gas.

**5.1 Medios de extinción:**

<b>Medios de extinción ADECUADOS:</b>	ABC-Polvo
	Producto químico en polvo
	Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> )
	Agua pulverizada
<b>Medios de extinción que NO SE DEBEN UTILIZAR por razones de seguridad:</b>	Chorro de agua potente
	Espuma

**5.2 Peligros específicos derivados de la sustancia o la mezcla:**

<b>Peligro de Incendio:</b>	Gas extremadamente inflamable.
<b>Peligros específicos:</b>	En espacios confinados no apagar las llamas antes de detener la fuga de gas ya que, de lo contrario, pueden formarse mezclas explosivas.
	Los vapores se pueden extender sobre grandes distancias y por la fuente de ignición se pueden inflamar, retroceso de la llama y explotar.
	La combustión incompleta puede producir monóxido de carbono (CO) con peligro de intoxicación.

**5.3 Recomendaciones para el personal de lucha contra incendios:**

Ficha de Datos de Seguridad. Gas Natural  
Número de revisión: 5 | Fecha de emisión: 23/04/2020 | Reemplaza: 01/12/2017

Página 3 de 11



## Ficha de seguridad del Gas Natural. 4/11



<b>Recomendaciones para personal de lucha contra incendios:</b>	Evacuar la zona.
	Acordonar la zona.
	Eliminar fuentes de ignición.
	Equipo especial de protección para el personal de lucha contra incendios (prendas ignífugas y protectoras del calor).
	En caso de incendio: utilizar un equipo autónomo de respiración.
	En caso de incendio: enfriar los depósitos con proyección de agua.

### Sección 6. Medidas en caso de dispersión accidental

En caso de fuga de gas, cortar la alimentación de gas y evitar fuentes de ignición.

<b>Procedimiento para comprobar la ausencia de gas:</b>	Limitar una zona de seguridad.
	Ventilar el espacio suficientemente.
	Utilizar dispositivos de medida adecuados para comprobar la seguridad de la zona antes de entrar de nuevo en ella.

#### 6.1 Precauciones personales, equipo de protección y procedimientos de emergencia:

<b>Consejos para el personal que NO es de emergencia:</b>	Evacuar la zona.
	Mantener alejadas a las personas de la zona de fuga y permanecer del lado donde sopla el viento. A una distancia de seguridad de 50-60m fuera de la nube de gas.
	Cortar el suministro eléctrico.
	Llevar un aparato de respiración apropiado cuando el sistema de ventilación sea inadecuado. Llevar puesto un equipo de protección individual adecuado.
	Evitar la acumulación de cargas electrostáticas.
	Evitar contacto con la piel, los ojos y la ropa.
	Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición.
	No fumar.
	Utilizar únicamente herramientas que no produzcan chispas.
Mantener el recipiente bien cerrado.	

#### 6.2 Precauciones relativas al Medio Ambiente:

<b>Precauciones para la protección del Medio Ambiente:</b>	Deben evitarse en la medida de lo posible las emisiones de gas al ambiente por su potencial efecto invernadero.
--	---

#### 6.3 Métodos y material de contención y limpieza:

<b>Métodos de limpieza:</b>	Impedir nuevos escapes si puede hacerse sin riesgos
	Arrastrar con agua a presión los gases/humos/polvo
	Todos los procesos deben estar supervisados por especialistas o personal autorizado. Contacte inmediatamente con el personal de emergencia.

#### 6.4 Referencia a otras secciones:

Ver igualmente las Secciones 8 y 13.

### Sección 7. Manipulación y almacenamiento.

## Ficha de seguridad del Gas Natural. 5/11



## 7.1 Precauciones para una manipulación segura:

<b>Manipulación:</b>	El gas natural se transporta en sistemas confinados (canalizaciones, recipientes). Sólo el personal cualificado y autorizado puede proceder a liberaciones de gas necesarias.
	Precaución ya que el contenido del recipiente se encuentra bajo presión.
	Asegurar una ventilación adecuada.
	Utilizar los Equipos de Protección Individual obligatorios.
	Evitar la acumulación de cargas electrostáticas.
	Evitar contacto con la piel, los ojos y la ropa.
	Evitar respirar gas.
	Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición.
	No fumar.
	Utilizar únicamente herramientas que no produzcan chispas.
	Mantener el recipiente bien cerrado.
<b>Medidas de Higiene:</b>	No comer, no beber y no fumar durante la manipulación del producto.
	Lavarse las manos y la cara inmediatamente después de la manipulación del producto.

## 7.2 Condiciones de almacenamiento seguro y posibles incompatibilidades:

<b>Almacenamiento:</b>	Recipientes a presión que deben permanecer herméticamente cerrados.
	Los recipientes con gas natural no deben almacenarse junto a sustancias oxidantes y/o materiales combustibles o líquidos inflamables.
	Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición.
	Almacenar a temperatura inferior a 30°C.
	Mantener alejado de la luz directa del sol.
	No dejar que la temperatura supere en ningún caso los 45 °C.
<b>Material de Embalaje:</b>	Conservar / almacenar únicamente en el recipiente original.

## 7.3 Medidas de seguridad para la protección contra incendio o explosión:

Cuando se manipule o almacene gas natural deben adoptarse medidas de prevención contra explosiones como por ejemplo controlar la ausencia de gas con dispositivos adecuados, ventilar, prevenir fuentes de ignición, designar zonas protegidas/ zonas de peligro. Estas deben ser definidas durante la valoración de los riesgos que debe realizarse previamente.

<b>Grupo de Explosión:</b>	II A
<b>Clase de temperatura:</b>	T1
<b>Clase de fuego:</b>	C

## Sección 8. Controles de exposición / protección individual.

## Ficha de seguridad del Gas Natural. 6/11



## 8.1 Parámetros de Control:

Ambito de actuación	Sustancia	Nº CAS	Fuente	Límite Exposición Diaria (VLA-ED)
España y Países Comunitarios	Gas Natural	8006-14-2	INSHT	1.000 ppm 8 horas
Procedimiento de vigilancia recomendado:	Control y medida de la exposición individual.			
	Medición de la concentración en el aire.			

DNEL – Nivel máximo de exposición para humanos		
Gas Natural	No es aplicable	No es aplicable

PNEC – Concentración máxima sin efectos adversos al Medio Ambiente	
Gas Natural	No se han presentado evaluaciones de exposición para el medio ambiente y por tanto no se requieren valores de concentración prevista sin efecto.

## 8.2 Controles de la exposición:

<b>Medios Técnicos:</b>	<p>El gas natural se transporta y distribuye por canalizaciones estancas y se dispone para su utilización por equipos adecuados a tal fin.</p> <p>En caso de una posible liberación de gas, monitorizar la concentración de gas en la zona de trabajo (zona de peligro).</p> <p>Para controlar la concentración de gas natural, se aconseja el empleo de exposímetros adecuados para la medida de CH<sub>4</sub> y conformes a las normativas en vigor.</p> <p>Evitar los peligros de la formación de atmósferas explosivas</p>
<b>Equipos de Protección Individual:</b>	Las medidas de protección técnicas, organizativas y colectivas tienen prioridad sobre el uso de equipos personales de protección. Si a pesar de las medidas técnicas y organizativas subsiste el peligro, utilizar los Equipos de Protección Individual adecuados.
<b>Protección Personal:</b>	El nivel de protección y los tipos de controles necesarios variaran dependiendo de las potenciales condiciones de exposición. Seleccionar controles basados en una valoración de riesgos de las circunstancias locales. Las medidas a tomar apropiadas incluyen las relacionadas con: Ventilación adecuada, controlando las concentraciones suspendidas en el aire por debajo de las directrices/ límites de exposición evitando las explosiones.
<b>Protección respiratoria:</b>	Use protección respiratoria adecuada si hubiera riesgo de sobrepasar cualquier límite de exposición. Basándose en la evaluación de los riesgos y la exposición, seleccionar un respirador que satisfaga los estándares o certificaciones apropiados. Los respiradores deben usarse de conformidad con un programa de protección respiratoria para asegurar su adecuación, formación y otros aspectos del buen uso. Se debe seleccionar el respirador en base a los niveles de exposición reales o previstos, a la peligrosidad del producto y al grado de seguridad de funcionamiento del respirador elegido.
<b>Protección de las manos:</b>	Para la selección de guantes específicos hay que tener en cuenta las aplicaciones determinadas y el tiempo de uso en el área de trabajo. También deben de tenerse en cuenta otros factores en el espacio de trabajo; por ejemplo, otros productos químicos que se puedan utilizar, requisitos físicos (protección contra cortes/ perforaciones, técnicas, protección térmica, resistencia química) y las instrucciones y especificaciones del proveedor de guantes.
<b>Protección Ocular:</b>	Gafas protectoras contra salpicaduras químicas.



## Ficha de seguridad del Gas Natural. 7/11



<b>Protección de la piel y del cuerpo:</b>	Debe seleccionar equipo protector personal para el cuerpo basándose en la tarea a ejecutar y los riesgos involucrados y debe ser aprobado por un especialista. Cuando haya riesgo de ignición a consecuencia de cargas electrostáticas, utilizar indumentaria de protección antiestática. Para ofrecer la máxima protección frente a descargas electrostáticas, la indumentaria debe incluir monos, botas y guantes con propiedades antiestáticas. Traje de protección ignífugo. Calzado protector adecuado.
<b>Protección del Medio Ambiente:</b>	Se deben verificar las emisiones de los equipos de ventilación o de los procesos de trabajo para verificar que cumplen con los requisitos de la legislación de protección del medio ambiente. Deberían evitarse las emisiones de gas al ambiente debido a su potencial efecto invernadero.

## Sección 9. Propiedades físicas y químicas.

<b>Aspecto:</b>	Gas comprimido
<b>Color:</b>	Incoloro
<b>Olor:</b>	Inodoro
<b>Umbral olfativo:</b>	No hay datos disponibles.
<b>pH:</b>	No aplicable
<b>Punto/intervalo de fusión:</b>	-183 °C (Metano)
<b>Punto/intervalo de ebullición:</b>	-161 °C (Metano)
<b>Punto de inflamabilidad:</b>	-188 °C (Metano)
<b>Velocidad de evaporación:</b>	No hay datos disponibles
<b>Inflamabilidad (sólido, gas):</b>	Extremadamente inflamable
<b>Límite Inferior de Explosión (LEL):</b>	4,14% vol.
<b>Límite Superior de Explosión (UEL):</b>	17% vol.
<b>Presión de Vapor:</b>	147 kPa (Metano)
<b>Densidad:</b>	0,7 – 0,85 kg/m <sup>3</sup>
<b>Densidad relativa (Aire = 1):</b>	0,54 – 0,66 g/cm <sup>3</sup>
<b>Solubilidad en agua:</b>	22 mg/l en agua a 25°C
<b>Solubilidad en otros disolventes:</b>	No hay datos disponibles.
<b>Coefficiente reparto n-octano/agua:</b>	No hay datos disponibles.
<b>Temperatura de Auto-inflamación:</b>	600 °C (Metano)
<b>Temperatura de descomposición:</b>	No hay datos disponibles.
<b>Viscosidad:</b>	No hay datos disponibles.

## Sección 10. Estabilidad y reactividad.

## 10.1 Reactividad:

<b>Reactividad:</b>	Gas extremadamente inflamable.
<b>Posibilidad de reacciones peligrosas:</b>	Reacciona de forma energética con oxidantes y ácidos fuertes.

## 10.2 Estabilidad química:

<b>Estabilidad:</b>	Estable en condiciones normales de presión y temperatura.
---------------------	---

## Ficha de seguridad del Gas Natural. 8/11

**10.3 Condiciones que deben evitarse y materiales incompatibles:**

<b>Condiciones que deben evitarse:</b>	Calor, llamas, chispas y superficies calientes.
<b>Materiales incompatibles:</b>	Agentes oxidantes fuertes, halógenos, etc.

**10.4 Productos de descomposición peligrosos:**

<b>Productos peligrosos de descomposición:</b>	La combustión completa del gas natural produce principalmente dióxido de carbono y agua. Su combustión incompleta puede producir monóxido de carbono el cual supone un riesgo de envenenamiento.
--	--

**Sección 11. Información toxicológica.****11.1 Información sobre los efectos toxicológicos:**

<b>Toxicidad extrema:</b>	No es un gas tóxico. La respiración de altas concentraciones de vapor puede causar, mareos, dolor de cabeza, náuseas y pérdida de la coordinación. Los asfixiantes desplazan el oxígeno en el aire y pueden causar síntomas de privación de oxígeno (asfixia)
---------------------------	--

<b>Gas Natural (8006-14-2)</b>	
CL50/inhalación/4h/rata	658 mg/l/4h

<b>Corrosión o irritación cutáneas:</b>	La irritación de la piel es poco probable.
<b>Lesiones o irritación ocular graves:</b>	Esencialmente no irrita los ojos.
<b>Sensibilización respiratoria o cutánea:</b>	La inhalación de vapores o producto en forma de neblina puede producir irritación del sistema respiratorio.
<b>Mutagenicidad de células germinativas:</b>	No es considerado como peligro mutagénico.
<b>Carcinogenicidad:</b>	No hay datos disponibles.
<b>Toxicidad para la reproducción:</b>	No hay datos disponibles.
<b>Toxicidad específica en determinados órganos (exposición única)</b>	No hay datos disponibles.
<b>Toxicidad específica en determinados órganos (exposición repetida)</b>	No hay datos disponibles.

**11.2 Información adicional:**

Síntomas relacionados con las características físicas, químicas y toxicológicas. Ver sección 4.2.

**Sección 12. Información ecológica.****12.1 Toxicidad:**

<b>Efectos eco-tóxicos:</b>	No tóxico
-----------------------------	-----------

## Ficha de seguridad del Gas Natural. 9/11

**12.2 Persistencia y degradabilidad:**

<b>Gas Natural:</b>	Los hidrocarburos considerados no se hidrolizan en agua.
	Los hidrocarburos metano, etano, propano y butano son eliminados fundamentalmente mediante un proceso de fotólisis indirecta.
	Sus productos de degradación son dióxido de carbono y agua.

**12.3 Potencial de bioacumulación:**

<b>Bioacumulación:</b>	Bajo
<b>Coefficiente de reparto n-octano/agua:</b>	No hay datos disponibles

**12.4 Movilidad en el suelo:**

No aplicable.

**12.5 Resultados de la valoración PBT y mPmB:**

No hay datos disponibles.

**12.6 Otros efectos adversos:**

No hay datos disponibles.

**Sección 13. Consideraciones relativas a la eliminación.**

Debe evitarse la liberación de gas natural a la atmósfera debido a su potencial como gas de efecto invernadero. La posibilidad de reciclar o quemar el gas debe evaluarse caso por caso. Pequeñas cantidades de gas natural pueden ser liberadas a la atmósfera de forma segura (en zonas de protección definidas). Grandes cantidades de gas natural pueden ser quemadas de forma controlada en caso necesario. La liberación intencionada de gas natural en cantidades peligrosas en espacios cerrados no está permitida.

**Sección 14. Información relativa al transporte**

El transporte del gas natural se realiza a través de gasoductos, y si es necesario también se transporta en cilindros de acero u otro tipo de contenedores.

**14.1 Transporte por vía terrestre (ADR/RID/GGVSE):**

<b>Descripción de la mercancía:</b>	Gas natural comprimido, con elevada concentración de metano.
<b>Clase:</b>	2
<b>Código de clasificación:</b>	1F
<b>UN N°</b>	1971
<b>Panel de Advertencia/N° de Peligro:</b>	23
<b>Etiqueta de Peligro:</b>	2.1
<b>Instrucciones de envasado:</b>	P 200
<b>Riesgos para el medio ambiente:</b>	Ninguno
<b>Etiqueta de Peligro:</b>	

## Ficha de seguridad del Gas Natural. 10/11



## 14.2 Transporte marítimo (IMDG/GGC Sea):

Descripción de la mercancía:	Gas natural comprimido, con elevada concentración de metano.
Clase:	2.1
UN N°	1971
Contaminantes marinos:	No
Etiqueta de Peligro:	2.1
EmS (Emergency Procedures for Ships)	F-D, S-U
Instrucciones de envasado:	P 200
Riesgos para el medio ambiente:	Ninguno

## 14.3 Transporte por vía aérea (ICAO/IATA):

Descripción de la mercancía:	Gas natural comprimido, con elevada concentración de metano.
Clase:	2.1
N° ONU:	1971
Etiqueta de Peligro:	2.1
Instrucciones de envasado:	P 200
Riesgos para el medio ambiente:	Ninguno

## Sección 15. Información reglamentaria.

## 15.1 Reglamentación y legislación en materia de Seguridad y Salud y Medio Ambiente específica para la sustancia o mezcla:

Prescripciones Europeas:	Reglamento (CE) n° 1272/2008 (UE-SGA) del Parlamento Europeo y del Consejo, de 16 de diciembre de 2008, sobre clasificación, etiquetado y envasado de sustancias y mezclas
	Reglamento REACH EC 1907/2006 y sus modificaciones: los beneficios de proveedores del régimen de exención establecidos en el anexo V (exenciones de registro al amparo del art 0,2 § 7 B).
	Directiva ATEX 94/9/CE.
	Directiva 2014/68/UE sobre Equipos a Presión.
Prescripciones nacionales (España):	Real Decreto 919/2006, de 28 de julio, por el que se aprueba el Reglamento técnico de distribución y utilización de combustibles gaseosos y sus instrucciones técnicas complementarias ICG 01 a 11.

## 15.2 Evaluación de la seguridad química:

No es necesario un informe sobre la seguridad química.

## Sección 16. Información adicional.

## 16.1 Texto completo de las frases H y EUH:

Flam. Gas 1:	Gases inflamables, categoría 1.
Compressed Gas:	Gas bajo presión. Gas comprimido.
H220	Gas extremadamente inflamable.
H280	Contiene gas a presión; peligro de explosión en caso de calentamiento.



## Ficha de seguridad del Gas Natural. 11/11



## 16.2 Abreviaturas y acrónimos:

<b>AND:</b>	Acuerdo Europeo relativo al Transporte Internacional de Mercancías
<b>ADR:</b>	Acuerdo europeo relativo al transporte internacional de mercancías peligrosas por carretera.
<b>CLP:</b>	Classification, Labelling and Packaging Regulation according to 1272/2008/CE. IATA:
<b>IATA:</b>	International Air Transport Association.
<b>IMDG:</b>	International Maritime Dangerous Goods Code.
<b>LEL:</b>	Lower Explosive Limit/Lower Explosion Limit.
<b>UEL:</b>	Upper Explosive Limit/Upper Explosion Limit
<b>REACH:</b>	Registration, Evaluation, authorization and Restriction of Chemicals
<b>CSR:</b>	El informe sobre la seguridad química.
<b>DNEL:</b>	Nivel sin efecto derivado.
<b>LD50:</b>	Dosis letal media.
<b>N.O.S.:</b>	No especificadas en otra categoría. PNEC: Concentración prevista sin efecto. STEL: Valor límite de exposición a corto plazo. TLV Límites umbrales.
<b>TWA:</b>	Media de tiempo de carga.
<b>PBT:</b>	Persistente, bioacumulable y tóxica
<b>mPmB:</b>	Muy persistente y muy bioacumulable

---

Esta ficha de seguridad ha sido elaborada a título informativo y a los únicos fines de describir el producto en relación con la seguridad, la salud y el medio ambiente. La actual ficha de seguridad ha sido elaborada para los usos indicados en el apartado 1.2 y con la información existente hasta el momento. Cualquier información adicional detectada por cualquiera de los agentes en la cadena de suministro, sobre:

- Usos no recogidos.
- Información nueva sobre propiedades peligrosas, independientemente de los usos de que se trate.
- Cualquier información que pueda poner en tela de juicio la idoneidad de las medidas de gestión de riesgos identificadas en las FDS.

Deberá ser transmitida hacia el elaborador de la ficha de seguridad para su corrección a través del correo electrónico [atencionsoluciones@naturgy.com](mailto:atencionsoluciones@naturgy.com)

La enumeración de textos legislativos y normativos no puede considerarse exhaustiva.

---





## Ficha de Datos de Seguridad Gas Natural Licuado

### Sección 1. Identificación de la sustancia o la mezcla y de la sociedad o la empresa

#### 1.1 Identificador del producto:

Nombre comercial/denominación	Gas Natural Licuado
CAS N°:	8006-14-2
EC-N°:	232-343-9

#### 1.2 Usos pertinentes identificados de la sustancia o de la mezcla y usos desaconsejados:

Usos Específicos	Materia prima para uso en sector doméstico, terciario o industrial. Carburante para motores de combustión interna.
------------------	---

#### 1.3 Datos del proveedor de la Ficha de Datos de Seguridad:

Sociedad:	Naturgy Iberia, S.A.
Domicilio:	Avda. San Luis 77, 28033 Madrid
Contacto:	<a href="mailto:atencionsoluciones@naturgy.com">atencionsoluciones@naturgy.com</a>
Teléfono:	900 100 251

#### 1.4 Teléfonos de Emergencia:

Naturgy Iberia, S.A.	900 100 251
ESPAÑA, Servicio de Información Toxicológica – Instituto Nacional de Toxicología, Departamento de Madrid.	915 620 420

### Sección 2. Identificación de los peligros

#### 2.1 Clasificación de la sustancia o de la mezcla según Reglamento (UE) 1272/2008 (CLP):

Categorías de Peligro	Declaraciones de Peligro
Líquido y vapores extremadamente inflamables	H224
Contiene gas refrigerado; puede provocar quemaduras o lesiones criogénicas	H281

#### 2.2 Elementos de la etiqueta de conformidad con el Reglamento (UE) 1272/2008:

CLP Símbolo:	
--------------	--

## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 2/12



<b>Palabra de Advertencia:</b>	Peligro
<b>Indicadores de Peligro:</b>	H224 – Líquido y vapores extremadamente inflamables. H281 – Contiene gas refrigerado; puede provocar quemaduras o lesiones criogénicas.
<b>Consejos de Prudencia:</b>	P102 – Mantener alejado de los niños.
<i>Prevención</i>	P210 – Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición. No fumar. P243 – Tomar medidas de precaución para evitar descargas electrostáticas. P282 – Llevar guantes/gafas/máscaras que aislen del frío. P315 – Consultar a un médico inmediatamente.
<i>Respuesta</i>	P336 – Descongelar las partes heladas con agua tibia. No frotar la parte afectada. P377 – Fuga de gas en llamas: no apagar, salvo si la fuga puede detenerse sin peligro.
<i>Almacenamiento</i>	P381 – Eliminar todas las fuentes de ignición si no hay peligro en hacerlo. P403 – Almacenar en lugar bien ventilado.

**2.3 Otros peligros:**

Los trabajos en las instalaciones de GNL deber ser realizados únicamente por personal especialista familiarizado con los riesgos asociados y las precauciones necesarias.

<b>Peligros en caso de liberación intencionada del gas:</b>	Lesiones cutáneas causados por congelación.
	Al evaporarse, la fase gaseosa forma mezclas explosivas con el aire; riesgo de explosión dentro de los límites de inflamabilidad.
	Gas de efecto narcótico muy débil.
	A elevadas concentraciones, peligro de asfixia por desplazamiento del oxígeno.
	El gas inflamado puede causar quemaduras. Los productos de la combustión pueden ser un peligro para la salud.
	Gas de efecto invernadero.

**Sección 3. Composición / Información sobre los componentes****3.1 Mezclas:**

Combinación compleja de hidrocarburos alifáticos saturados con niveles de carbono en el rango C1 a C4 siendo el componente principal el metano.

Nombre de la Sustancia	Identificador del Producto	%	Clasificación según Reglamento (UE) 1272/2008
Gas Natural	CAS N°: 8006-14-2	100	Press. Gas, Refr. Liq. Gas, H281 Flam. Liq. 1, H224
	EC N°: 232-343-9		

\*El texto completo de las frases H se puede consultar en la Sección 16.

## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 3/12



## Sección 4. Primeros Auxilios

## 4.1 Descripción de los primeros auxilios:

Trasladar a la víctima a un área no contaminada, en dirección contraria al viento desde el foco utilizando un equipo autónomo de respiración. Mantener a la víctima abrigada y en reposo. Solicitar asistencia médica.

<b>En caso de inhalación:</b>	Transportar a la víctima al exterior y mantenerla abrigada y en reposo en una posición confortable para respirar. Si no hay respiración, ésta es irregular u ocurre un paro respiratorio, el personal capacitado debe proporcionar respiración artificial u oxígeno. Solicitar asistencia médica
<b>En caso de contacto con la piel:</b>	Si se produce congelación, aclarar con abundante agua. No quitar la ropa al afectado. Sumergirle en agua fría o aplicar compresas húmedas. Mantenerle tranquilo, tapado, caliente y a cubierto del posible riesgo de incendio. Solicitar asistencia médica.
<b>En caso de contacto con los ojos:</b>	Enjuagar los ojos inmediatamente con mucha agua, levantando de vez en cuando los párpados superior e inferior. Verificar si la víctima lleva lentes de contacto y en este caso, retirárselas si fuera posible. Continúe enjuagando por lo menos durante 15 minutos. Consultar con un médico.
<b>En caso de ingestión:</b>	Enjuagar inmediatamente la boca con agua y beber agua en abundancia. Consultar con un médico.
<b>Protección del personal de primeros auxilios</b>	No se debe realizar ninguna acción que suponga un riesgo personal o sin formación adecuada. Debe utilizar los equipos de protección adecuados y un equipo autónomo de respiración para trasladar a la víctima desde la zona contaminada.

## 4.2 Principales síntomas y efectos agudos y retardados:

<b>En contacto con la piel:</b>	Puede causar congelación.
<b>En caso de fuga:</b>	La fase gaseosa en elevadas concentraciones puede causar asfixia. Los síntomas de la asfixia pueden manifestarse en la pérdida de movilidad y de conocimiento. La víctima puede no ser consciente de la asfixia.
<b>En elevadas concentraciones:</b>	Puede causar también depresión del sistema nervioso central y sensibilización cardíaca. Los sensibilizadores cardíacos pueden causar la aparición repentina de una arritmia.
<b>En bajas concentraciones:</b>	Puede producir efectos narcóticos. Los síntomas pueden manifestarse en mareo, jaqueca, náuseas y pérdida de coordinación.

## 4.3 Indicios de cualquier atención médica inmediata o tratamiento especial necesarios:

Ninguno.

## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 4/12



## Sección 5. Medidas de lucha contra incendios

Existe riesgo de incendio en caso de inflamación de la fase gaseosa tras una fuga de líquido. Siempre que sea posible se intentará en primer lugar localizar y detener la fuga o flujo de líquido.

## 5.1 Medios de extinción:

<b>Medios de extinción ADECUADOS:</b>	ABC-Polvo
	Producto químico en polvo
<b>Medios de extinción que NO SE DEBEN UTILIZAR por razones de seguridad:</b>	Chorro de agua potente
	Espuma

## 5.2 Peligros específicos derivados de la sustancia o la mezcla:

<b>Peligro de incendio:</b>	Líquido y vapores extremadamente inflamables.
<b>Peligros específicos:</b>	Los vapores pueden formar una mezcla explosiva con el aire.
	Los vapores son más pesados que el aire y pueden expandirse a lo largo del suelo.
	Los vapores se pueden extender sobre grandes distancias y por una fuente de ignición se pueden inflamar, darse una deflagración (retroceso de llama) y explotar.
	La presión puede aumentar y el contenedor puede explotar en caso de calentamiento o incendio, con el riesgo de producirse una explosión.
	Los residuos líquidos que se filtran en el alcantarillado pueden causar riesgo de incendio o explosión.
	Durante un incendio se puede formar monóxido de carbono (CO) el cual conlleva peligro de envenenamiento.

## 5.3 Recomendaciones para el personal de lucha contra incendios:

<b>Recomendaciones para personal de lucha contra incendios:</b>	No se debe realizar ninguna acción que suponga un riesgo personal o sin formación adecuada. Contactar con el proveedor inmediatamente para asistencia especializada.
	Evacuar la zona y mantener alejado al personal no autorizado.
	Acordonar la zona de seguridad.
	Eliminar fuentes de ignición.
	Los bomberos deben llevar equipo de protección apropiado y un equipo de respiración autónomo con una máscara facial completa que opere en modo de presión positiva. Las prendas para bomberos (incluidos cascos, guantes y botas de protección) conformes a la norma europea EN 469 proporcionan un nivel básico de protección en caso de incidente químico.
	Si no se puede extinguir el incendio, aléjese del área y deje el incendio extinguirse por sí mismo. Use agua pulverizada para enfriar los depósitos expuestos al fuego.



## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 5/12



### Sección 6. Medidas en caso de fuga o vertido accidental.

En caso de vertido accidental y siempre que se pueda hacer con seguridad se cortará el origen del mismo y se evitarán las fuentes de ignición.

<b>Procedimiento para comprobar la ausencia de gas:</b>	Limitar una zona de seguridad.
	Ventilar el espacio suficientemente.
	Utilizar dispositivos de medida adecuados para comprobar la seguridad de la zona antes de entrar de nuevo en ella.

#### 6.1 Precauciones personales, equipo de protección y procedimientos de emergencia:

<b>Consejos para el personal que NO es de emergencia:</b>	Evacuar la zona.
	Mantener alejadas a las personas de la zona de fuga y permanecer del lado donde sopla el viento. A una distancia de seguridad de 50-60m fuera de la nube de gas.
	Cortar el suministro eléctrico.
	Llevar un aparato de respiración apropiado cuando el sistema de ventilación sea inadecuado. Llevar puesto un equipo de protección individual adecuado.
	Asegurar una ventilación adecuada.
	Evitar la acumulación de cargas electrostáticas.
	Evitar contacto con la piel, los ojos y la ropa.
	Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición.
	No fumar.
	Utilizar únicamente herramientas que no produzcan chispas.
Asegurarse de que todo el equipamiento tenga una toma de tierra efectiva antes de empezar cualquier operación.	
<b>Consejos para el personal de Emergencia:</b>	Sólo el personal cualificado y dotado del equipo de protección adecuado puede intervenir.

#### 6.2 Precauciones relativas al Medio Ambiente:

<b>Precauciones para la protección del Medio Ambiente:</b>	Evitar que el producto penetre en el alcantarillado.
	Deben evitarse en la medida de lo posible las emisiones de gas al ambiente por su potencial efecto invernadero.

#### 6.3 Métodos y material de contención y limpieza:

<b>Métodos de limpieza:</b>	Impedir nuevos escapes o derrames si puede hacerse sin riesgos
	Dejar que se evapore el derrame si no existe riesgo de inflamación.
	Limpiar la zona arrastrando con agua a presión los posibles residuos generados.
	Todos los procesos deben estar supervisados por especialistas o personal autorizado.

#### 6.4 Referencia a otras secciones:

Ver igualmente las Secciones 8 y 13.

## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 6/12



## Sección 7. Manipulación y almacenamiento.

## 7.1 Precauciones para una manipulación segura:

<b>Manipulación:</b>	Gas líquido y extremadamente frío bajo presión.
	Causa graves quemaduras por congelación.
	Asegurar una ventilación adecuada.
	Antes de usar comprobar la hermeticidad.
	Utilizar los equipos de protección individual obligatorios.
	Evitar contacto con la piel, los ojos y la ropa.
<b>Manipulación:</b>	Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición.
	No fumar.
	Utilizar únicamente herramientas que no produzcan chispas y aparatos protegidos contra explosiones.
	Mantener el recipiente bien cerrado.
	Asegurarse de que todo el equipamiento tenga una toma de tierra efectiva antes de empezar cualquier operación.
<b>Medidas de Higiene:</b>	No comer, no beber y no fumar durante la manipulación del producto.
	Lavarse las manos y la cara inmediatamente después de la manipulación del producto.

## 7.2 Condiciones de almacenamiento seguro y posibles incompatibilidades:

<b>Almacenamiento:</b>	Conectar a tierra cualquier elemento que contenga o transporte Gas Natural Licuado.
	Condiciones de almacenamiento seguro, recipiente criogénico a presión y a temperatura inferior a la del punto crítico.
	Mantener el envase cerrado, en un lugar fresco, seco y bien ventilado.
	Mantener alejado del calor, de superficies calientes, de chispas, de llamas abiertas y de cualquier otra fuente de ignición.
	No fumar.
	No almacenar con ningún material enumerado en el apartado 10 ni en sus proximidades.
	Almacenar a temperatura inferior a 30°C.
	Mantener alejado de la luz directa del sol.
	No dejar que la temperatura supere en ningún caso los 45 °C.
<b>Material de Embalaje:</b>	Conservar / almacenar únicamente en el recipiente original.

## 7.3 Medidas de seguridad para la protección contra incendio o explosión:

Cuando se manipule o almacene gas natural deben adoptarse medidas de prevención contra explosiones como por ejemplo controlar la ausencia de gas con dispositivos adecuados, ventilar, prevenir fuentes de ignición, designar zonas protegidas/ zonas de peligro. Éstas deben ser definidas durante la valoración de los riesgos que debe realizarse previamente.

<b>Grupo de Explosión:</b>	II A
<b>Clase de temperatura:</b>	T1
<b>Clase de fuego:</b>	C

## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 7/12



## Sección 8. Controles de exposición / protección individual.

## 8.1 Parámetros de Control:

Ámbito de actuación	Sustancia	Nº CAS	Fuente	Límite Exposición
España y Países Comunitarios	Gas Natural	8006-14-2	INSHT	1.000 ppm 8 horas

Procedimiento de vigilancia recomendado:	Control y medida de la exposición individual.
	Medición de la concentración en el aire.

DNEL – Nivel máximo de exposición para humanos		
Gas Natural	No es aplicable	No es aplicable

PNEC – Concentración máxima sin efectos adversos al Medio Ambiente	
Gas Natural	No se han presentado evaluaciones de exposición para el medio ambiente y por tanto no se requieren valores de concentración prevista sin efecto.

## 8.2 Controles de la exposición:

<b>Medios Técnicos:</b>	<p>El gas natural se transporta y almacena en recipientes estancos y se dispone para su utilización de equipos adecuados a tal fin.</p> <p>En caso de una posible liberación de gas, monitorizar la concentración de gas en la zona de trabajo (zona de peligro).</p> <p>Evitar cargas electrostáticas que podrían ocasionar la inflamación de los vapores y utilizar únicamente equipos antideflagrantes.</p> <p>Para controlar la concentración de gas natural, se aconseja el empleo de exposímetros adecuados para la medida de CH<sub>4</sub> y conformes a las normativas en vigor.</p> <p>Evitar los peligros de la formación de atmósferas explosivas.</p>
<b>Equipos de Protección Individual:</b>	Las medidas de protección técnicas, organizativas y colectivas tienen prioridad sobre el uso de equipos personales de protección. Si a pesar de las medidas técnicas y organizativas subsiste el peligro, utilizar los Equipos de Protección Individual adecuados.
<b>Protección Personal:</b>	El nivel de protección y los tipos de controles necesarios varían dependiendo de las potenciales condiciones de exposición. Seleccionar controles basados en una valoración de riesgos de las circunstancias locales. Las medidas a tomar apropiadas incluyen las relacionadas con: Ventilación adecuada, controlando las concentraciones suspendidas en el aire por debajo de las directrices/ límites de exposición evitando las explosiones.
<b>Protección respiratoria:</b>	Use protección respiratoria adecuada si hubiera riesgo de sobrepasar cualquier límite de exposición. Basándose en la evaluación de los riesgos y la exposición, seleccionar un respirador que satisfaga los estándares o certificaciones apropiados. Los respiradores deben usarse de conformidad con un programa de protección respiratoria para asegurar su adecuación, formación y otros aspectos del buen uso. Se debe seleccionar el respirador en base a los niveles de exposición reales o previstos, a la peligrosidad del producto y al grado de seguridad de funcionamiento del respirador elegido.
<b>Protección de las manos:</b>	Para la selección de guantes específicos hay que tener en cuenta las aplicaciones determinadas y el tiempo de uso en el área de trabajo. También deben tenerse en cuenta otros factores en el espacio de trabajo; por ejemplo, otros productos químicos que se puedan utilizar, requisitos físicos (protección contra cortes/ perforaciones, técnicas, protección térmica, resistencia química) y las instrucciones y especificaciones del proveedor de guantes.
<b>Protección Ocular:</b>	Gafas de seguridad ajustadas al contorno del rostro (UNE-EN 166), pantalla facial (UNE-EN 166).



## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 8/12



<b>Protección de la piel y del cuerpo:</b>	Debe seleccionar equipo protector personal para el cuerpo basándose en la tarea a ejecutar y los riesgos involucrados y debe ser aprobado por un especialista. Cuando haya riesgo de ignición a consecuencia de cargas electrostáticas, utilizar indumentaria de protección antiestática. Para ofrecer la máxima protección frente a descargas electrostáticas, la indumentaria debe incluir monos, botas y guantes con propiedades antiestáticas. Traje de protección ignífugo. Calzado protector adecuado. Mandil criogénico contra salpicaduras de GNL.
<b>Protección frente a peligros térmicos:</b>	Utilizar equipamientos especializados. Asegurar una ventilación adecuada.
<b>Protección del Medio Ambiente:</b>	Se deben verificar las emisiones de los equipos de ventilación o de los procesos de trabajo para verificar que cumplen con los requisitos de la legislación de protección del medio ambiente. Evitar que el producto penetre en el alcantarillado. Deberían evitarse las emisiones de gas al ambiente debido a su potencial efecto invernadero.

## Sección 9. Propiedades físicas y químicas.

<b>Aspecto:</b>	Gas licuado a muy baja temperatura.
<b>Color:</b>	Incoloro
<b>Olor:</b>	Inodoro
<b>Umbral olfativo:</b>	No hay datos disponibles.
<b>pH:</b>	No aplicable
<b>Punto/intervalo de fusión:</b>	-183 °C (Metano)
<b>Punto/intervalo de ebullición:</b>	-161 °C (Metano)
<b>Punto de inflamabilidad:</b>	-188 °C (Metano)
<b>Velocidad de evaporación:</b>	No hay datos disponibles
<b>Inflamabilidad (sólido, gas):</b>	Extremadamente inflamable
<b>Límite Inferior de Explosión (LEL):</b>	4,14% vol.
<b>Límite Superior de Explosión (UEL):</b>	17% vol.
<b>Presión de Vapor:</b>	147 kPa (Metano)
<b>Densidad de Vapor (a Tª Ambiente):</b>	0,55 (Aire = 1)
<b>Densidad relativa fase líquida:</b>	0,46 g/cm <sup>3</sup>
<b>Solubilidad en agua:</b>	22 mg/l en agua a 25°C
<b>Solubilidad en otros disolventes:</b>	No hay datos disponibles.
<b>Coefficiente reparto n-octano/agua:</b>	No hay datos disponibles.
<b>Temperatura de Auto-inflamación:</b>	600 °C (Metano)
<b>Temperatura de descomposición:</b>	No hay datos disponibles.
<b>Viscosidad:</b>	No hay datos disponibles.

## Sección 10. Estabilidad y reactividad.

## 10.1 Reactividad:

<b>Reactividad:</b>	Gas extremadamente inflamable.
<b>Posibilidad de reacciones peligrosas:</b>	Reacciona de forma enérgica con oxidantes y ácidos fuertes.

## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 9/12

**10.2 Estabilidad química:**

<b>Estabilidad:</b>	Estable en condiciones normales de presión y temperatura.
---------------------	---

**10.3 Condiciones que deben evitarse y materiales incompatibles:**

<b>Condiciones que deben evitarse:</b>	Calor, llamas, chispas y superficies calientes.
<b>Materiales incompatibles:</b>	Agentes oxidantes fuertes, halógenos, etc.

**10.4 Productos de descomposición peligrosa:**

<b>Productos peligrosos de descomposición:</b>	La combustión completa del gas natural produce principalmente dióxido de carbono y agua. Su combustión incompleta puede producir monóxido de carbono el cual supone un riesgo de envenenamiento.
--	--

**Sección 11. Información toxicológica.****11.1 Información sobre los efectos toxicológicos:**

<b>Toxicidad extrema:</b>	No es un gas tóxico. La respiración de altas concentraciones de vapor puede causar, mareos, dolor de cabeza, náuseas y pérdida de la coordinación. Los asfixiantes desplazan el oxígeno en el aire y pueden causar síntomas de privación de oxígeno (asfixia)
---------------------------	--

<b>Gas Natural (8006-14-2)</b>	
CL50/inhalación/4h/rata	658 mg/l/4h

<b>Corrosión o irritación cutáneas:</b>	Puede ocasionar quemaduras por congelación
<b>Lesiones o irritación ocular graves:</b>	Puede ocasionar quemaduras por congelación.
<b>Sensibilización respiratoria o cutánea:</b>	La inhalación de vapores o producto en forma de neblina puede producir irritación del sistema respiratorio.
<b>Mutagenicidad de células germinativa:</b>	No es considerado como peligro mutagénico.
<b>Carcinogenicidad:</b>	No hay datos disponibles.
<b>Toxicidad para la reproducción:</b>	No hay datos disponibles.
<b>Toxicidad específica en determinados órganos (exposición única)</b>	No hay datos disponibles.
<b>Toxicidad específica en determinados órganos (exposición repetida)</b>	No hay datos disponibles.

**11.2 Información adicional:**

Síntomas relacionados con las características físicas, químicas y toxicológicas. Ver sección 4.2.

## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 10/12



## Sección 12. Información ecológica.

## 12.1 Toxicidad:

Efectos eco-tóxicos:	No tóxico
----------------------	-----------

## 12.2 Persistencia y degradabilidad:

Gas Natural:	Los hidrocarburos considerados no se hidrolizan en agua.
	Los hidrocarburos metano, etano, propano y butano son eliminados fundamentalmente mediante un proceso de fotólisis indirecta.
	Sus productos de degradación son dióxido de carbono y agua.

## 12.3 Potencial de bioacumulación:

Bioacumulación:	Bajo
Coefficiente de reparto n-octano/agua:	No hay datos disponibles

## 12.4 Movilidad en el suelo:

No aplicable.

## 12.5 Resultados de la valoración PBT y mPmB:

No hay datos disponibles.

## 12.6 Otros efectos adversos:

No hay datos disponibles.


## Sección 13. Consideraciones relativas a la eliminación.

Debe evitarse la liberación de gas natural a la atmósfera debido a su potencial como gas de efecto invernadero. La posibilidad de reciclar o quemar el gas debe evaluarse caso por caso. Pequeñas cantidades de gas natural pueden ser liberadas a la atmósfera de forma segura (en zonas de protección definidas). Grandes cantidades de gas natural pueden ser quemadas de forma controlada en caso necesario. La liberación de gas natural o vertido de Gas Natural Licuado de manera intencionada y en cantidades peligrosas no está permitida.

## Sección 14. Información relativa al transporte

El transporte del Gas Natural Licuado (GNL) se realiza normalmente y para grandes cantidades por vía marítima mediante buques metaneros. En cantidades menores el transporte se realiza por vía terrestre mediante camiones cisternas o ferrocarril y excepcionalmente por vía aérea.

## 14.1 Transporte por vía terrestre (ADR/RID/GGVSE):

Descripción de la mercancía:	Gas Natural Licuado refrigerado.
Clase:	2
Código de clasificación:	3F (Gases Licuados Refrigerados; Inflamable)
UN N°	1972
Panel de Advertencia/ N° de Peligro:	223
Etiqueta de peligro	

## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 11/12



## 14.2 Transporte marítimo (IMDG/GGC Sea):

Descripción de la mercancía:	Gas Natural Licuado refrigerado.
Clase:	2.1
UN N°	1972
Contaminantes marinos:	No
Etiqueta de Peligro:	2.1
EmS (Emergency Procedures for Ships)	F-D, S-U
Instrucciones de envasado:	P203
Riesgos para el medio ambiente:	Ninguno

## 14.3 Transporte por vía aérea (ICAO/IATA):

Descripción de la mercancía:	Gas Natural Licuado refrigerado.
Clase:	2.1
N° ONU:	1972

## Sección 15. Información reglamentaria.

## 15.1 Reglamentación y legislación en materia de Seguridad y Salud y Medio Ambiente específica para la sustancia o mezcla:

Prescripciones Europeas:	Reglamento (CE) n° 1272/2008 (UE-SGA) del Parlamento Europeo y del Consejo, de 16 de diciembre de 2008, sobre clasificación, etiquetado y envasado de sustancias y mezclas
	Reglamento REACH EC 1907/2006 y sus modificaciones: los beneficios de proveedores del régimen de exención establecidos en el anexo V (exenciones de registro al amparo del art 0,2 § 7 B).
	Directiva ATEX 94/9/CE.
	Directiva 2014/68/UE sobre Equipos a Presión.
	Directiva 2012/18/UE relativa al control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas y por la que se modifica y ulteriormente deroga la Directiva 96/82/CE, cuyo plano máximo de Transposición es 1 de Julio de 2015.
Prescripciones nacionales (España):	Real Decreto 919/2006, de 28 de julio, por el que se aprueba el Reglamento técnico de distribución y utilización de combustibles gaseosos y sus instrucciones técnicas complementarias ICG 01 a 11. Real Decreto 840/2015, de 21 de septiembre, por el que se aprueban medidas de control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas.

## 15.2 Evaluación de la seguridad química:

No es necesario un informe sobre la seguridad química.



## Ficha de seguridad del Gas Natural Licuado. 12/12



## Sección 16. Información adicional.

## 16.1 Texto completo de las frases H y EUH:

Flam. Liq. 1:	Líquido y vapores extremadamente inflamables, categoría 1.
Press. Gas, Refr. Liq. Gas:	Gas bajo presión. Gas líquido refrigerado.
H224	Líquido y vapores extremadamente inflamables.
H281	Gas licuado refrigerado. Contiene un gas refrigerado; puede provocar quemaduras o lesiones criogénicas.

## 16.2 Abreviaturas y acrónimos:

AND:	Acuerdo Europeo relativo al Transporte Internacional de Mercancías
ADR:	Acuerdo europeo relativo al transporte internacional de mercancías peligrosas por carretera.
CLP:	Classification, Labelling and Packaging Regulation according to 1272/2008/CE. IATA:
IATA:	International Air Transport Association.
IMDG:	International Maritime Dangerous Goods Code.
LEL:	Lower Explosive Limit/Lower Explosion Limit.
UEL:	Upper Explosive Limit/Upper Explosion Limit
REACH:	Registration, Evaluation, authorization and Restriction of Chemicals
CSR:	El informe sobre la seguridad química.
DNEL:	Nivel sin efecto derivado.
LD50:	Dosis letal media.
N.O.S.:	No especificadas en otra categoría. PNEC: Concentración prevista sin efecto. STEL: Valor límite de exposición a corto plazo. TLV Límites umbrales.
TWA:	Media de tiempo de carga.
PBT:	Persistente, bioacumulable y tóxica
mPmB:	Muy persistente y muy bioacumulable

Esta ficha de seguridad ha sido elaborada a título informativo y a los únicos fines de describir el producto en relación con la seguridad, la salud y el medio ambiente. La actual ficha de seguridad ha sido elaborada para los usos indicados en el apartado 1.2 y con la información existente hasta el momento. Cualquier información adicional detectada por cualquiera de los agentes en la cadena de suministro, sobre:

- Usos no recogidos.
- Información nueva sobre propiedades peligrosas, independientemente de los usos de que se trate.
- Cualquier información que pueda poner en tela de juicio la idoneidad de las medidas de gestión de riesgos identificadas en las FDS.

Deberá ser transmitida hacia el elaborador de la ficha de seguridad para su corrección a través del correo electrónico [atencionsoluciones@naturgy.com](mailto:atencionsoluciones@naturgy.com)

La enumeración de textos legislativos y normativos no puede considerarse exhaustiva.

<b>PROPANO</b> n-Propano	<b>ICSC: 0319 (Noviembre 2003)</b>
<b>CAS: 74-98-6</b>	
<b>N° ONU: 1978</b>	
<b>CE: 200-827-9</b>	

	<b>PELIGROS</b>	<b>PREVENCIÓN</b>	<b>LUCHA CONTRA INCENDIOS</b>
<b>INCENDIO Y EXPLOSIÓN</b>	Extremadamente inflamable. Las mezclas gas/aire son explosivas.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar. Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Evitar la generación de cargas electrostáticas (p. ej., mediante conexión a tierra) si aparece en estado líquido. Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con polvo, dióxido de carbono. En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.

	<b>SÍNTOMAS</b>	<b>PREVENCIÓN</b>	<b>PRIMEROS AUXILIOS</b>
<b>Inhalación</b>	Somnolencia. Pérdida del conocimiento.	Usar sistema cerrado o ventilación.	Aire limpio, reposo. Puede ser necesaria respiración artificial. Proporcionar asistencia médica.
<b>Piel</b>	EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACIÓN.	Guantes aislantes del frío. Traje de protección.	EN CASO DE CONGELACIÓN: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.
<b>Ojos</b>	EN CONTACTO CON LÍQUIDO: CONGELACIÓN.	Utilizar pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.
<b>Ingestión</b>			

<b>DERRAMES Y FUGAS</b>	<b>CLASIFICACIÓN Y ETIQUETADO</b>
¡Evacuar la zona de peligro! ¡Consultar a un experto! Protección personal: equipo autónomo de respiración. Eliminar toda fuente de ignición. Ventilar. NO verter NUNCA chorros de agua sobre el líquido.	<b>Conforme a los criterios del GHS de la ONU</b>  <b>Transporte</b> <b>Clasificación ONU</b> Clase de Peligro ONU: 2.1
<b>ALMACENAMIENTO</b>	
A prueba de incendio. Fresco.	
<b>ENVASADO</b>	



Organización  
Internacional  
del Trabajo



Organización  
Mundial de la Salud

La información original ha sido preparada en inglés por un grupo internacional de expertos en nombre de la OIT y la OMS, con la asistencia financiera de la Comisión Europea.  
© OIT y OMS 2018



European  
Commission


PROPANO		ICSC: 0319
<b>INFORMACIÓN FÍSICO-QUÍMICA</b>		
<p><b>Estado físico; aspecto</b> GAS INODORO INCOLORO COMPRIMIDO LICUADO.</p> <p><b>Peligros físicos</b> El gas es más denso que el aire y puede extenderse a ras del suelo; posible ignición en punto distante. El gas es más denso que el aire y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. Como resultado del flujo, agitación, etc., se pueden generar cargas electrostáticas.</p> <p><b>Peligros químicos</b></p>	<p>Fórmula: C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> / CH<sub>3</sub>CH<sub>2</sub>CH<sub>3</sub> Masa molecular: 44.1 Punto de ebullición: -42°C Punto de fusión: -189.7°C Densidad relativa (agua = 1): 0.5 Solubilidad en agua, g/100ml a 20°C: 0.007 Presión de vapor, kPa a 20°C: 840 Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.6 Punto de inflamación: -104°C Temperatura de autoignición: 450°C Límites de explosividad, % en volumen en el aire: 2.1-9.5 Coeficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 2.36</p>	
<b>EXPOSICIÓN Y EFECTOS SOBRE LA SALUD</b>		
<p><b>Vías de exposición</b> La sustancia se puede absorber por inhalación.</p> <p><b>Efectos de exposición de corta duración</b> La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La sustancia puede afectar al sistema nervioso central.</p>	<p><b>Riesgo de inhalación</b> Al producirse pérdidas en zonas confinadas, esta sustancia puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno en el aire.</p> <p><b>Efectos de exposición prolongada o repetida</b></p>	
<b>LÍMITES DE EXPOSICIÓN LABORAL</b>		
MAK: 1800 mg/m <sup>3</sup> , 1000 ppm; categoría de limitación de pico: II(4); riesgo para el embarazo: grupo D		
<b>MEDIO AMBIENTE</b>		
<b>NOTAS</b>		
Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. Con el fin de evitar la fuga de gas en estado líquido, girar la botella que tenga un escape manteniendo arriba el punto de escape. Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte.		
<b>INFORMACIÓN ADICIONAL</b>		
<p>- Límites de exposición profesional (INSHT 2012): VLA-ED (Hidrocarburos alifáticos alcanos (C1-C4) y sus mezclas, gases): 1000 ppm - Nº de índice (clasificación y etiquetado armonizados conforme al Reglamento CLP de la UE): 601-003-00-5 - <b>Clasificación UE</b> Pictograma: F+; R: 12; S: (2)-9-16</p>		
 GOBIERNO DE ESPAÑA MINISTERIO DE TRABAJO Y ECONOMÍA SOCIAL	 insst Instituto Nacional de Seguridad y Salud en el Trabajo	<p>La calidad y exactitud de la traducción o el posible uso que se haga de esta información no es responsabilidad de la OIT, la OMS ni la Comisión Europea. © Versión en español, INSST, 2018</p>



<b>DIÓXIDO DE CARBONO</b> Gas carbónico Anhídrido carbónico	<b>ICSC: 0021 (Octubre 2006)</b>
<b>CAS: 124-38-9</b>	
<b>Nº ONU: 1013</b>	
<b>CE: 204-696-9</b>	

	PELIGROS	PREVENCIÓN	LUCHA CONTRA INCENDIOS
<b>INCENDIO Y EXPLOSIÓN</b>	No combustible.		En caso de incendio en el entorno: usar un medio de extinción adecuado. En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.


	SÍNTOMAS	PREVENCIÓN	PRIMEROS AUXILIOS
<b>Inhalación</b>	Vértigo. Dolor de cabeza. Presión sanguínea elevada. Ritmo cardíaco acelerado. Asfixia. Pérdida del conocimiento.	Usar ventilación.	Aire limpio, reposo. Puede ser necesaria respiración artificial. Proporcionar asistencia médica.
<b>Piel</b>	EN CONTACTO CON GAS O HIELO SECO: CONGELACIÓN.	Guantes aislantes del frío.	EN CASO DE CONGELACIÓN: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.
<b>Ojos</b>		Utilizar gafas de protección.	
<b>Ingestión</b>			

DERRAMES Y FUGAS	CLASIFICACIÓN Y ETIQUETADO
Protección personal: equipo autónomo de respiración. Ventilar. No utilizar agua.	<p>Conforme a los criterios del GHS de la ONU</p>  <p><b>ATENCIÓN</b></p> <p>Contiene gas refrigerado; puede provocar quemaduras o lesiones criogénicas Puede ser nocivo si se inhala</p> <p><b>Transporte</b> <b>Clasificación ONU</b> Clase de Peligro ONU: 2.2</p>
<b>ALMACENAMIENTO</b>	
A prueba de incendio, si está en local cerrado. Fresco. Ventilación a ras del suelo.	
<b>ENVASADO</b>	

Organización  
Internacional  
del TrabajoOrganización  
Mundial de la Salud

La información original ha sido preparada en inglés por un grupo internacional de expertos en nombre de la OIT y la OMS, con la asistencia financiera de la Comisión Europea.  
© OIT y OMS 2018

European  
Commission

DIÓXIDO DE CARBONO		ICSC: 0021
<b>INFORMACIÓN FÍSICO-QUÍMICA</b>		
<p><b>Estado físico; aspecto</b> GAS INODORO INCOLORO COMPRIMIDO LICUADO.</p> <p><b>Peligros físicos</b> El gas es más denso que el aire y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. Las pérdidas de líquido condensan formando hielo seco extremadamente frío.</p> <p><b>Peligros químicos</b> Se descompone por encima de 2000°C. Esto produce monóxido de carbono tóxico.</p>	<p>Fórmula: CO<sub>2</sub></p> <p>Masa molecular: 44.0</p> <p>Punto de sublimación: -79°C</p> <p>Solubilidad en agua, ml/100ml a 20°C: 88</p> <p>Presión de vapor, kPa a 20°C: 5720</p> <p>Densidad relativa de vapor (aire = 1): 1.5</p> <p>Coefficiente de reparto octanol/agua como log Pow: 0.83</p>	
<b>EXPOSICIÓN Y EFECTOS SOBRE LA SALUD</b>		
<p><b>Vías de exposición</b> La sustancia se puede absorber por inhalación.</p> <p><b>Efectos de exposición de corta duración</b> La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La inhalación de concentraciones altas puede causar pérdida del conocimiento. Asfixia.</p>	<p><b>Riesgo de inhalación</b> Al producirse pérdidas en zonas confinadas, esta sustancia puede originar riesgo grave de asfixia.</p> <p><b>Efectos de exposición prolongada o repetida</b> La sustancia puede afectar al metabolismo.</p>	
<b>LÍMITES DE EXPOSICIÓN LABORAL</b>		
<p>TLV: 5000 ppm como TWA; 30000 ppm como STEL.</p> <p>MAK: 9100 mg/m<sup>3</sup>, 5000 ppm; categoría de limitación de pico: II(2).</p> <p>EU-OEL: 9000 mg/m<sup>3</sup>, 5000 ppm como TWA</p>		
<b>MEDIO AMBIENTE</b>		
<b>NOTAS</b>		
<p>El dióxido de carbono se libera en muchos procesos de fermentación (vino, cerveza, etc.) y es un componente mayoritario en los gases de combustión.</p> <p>Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona.</p> <p>A concentraciones tóxicas no hay alerta por el olor.</p> <p>Otros números ONU: ONU 1845 dióxido de carbono, sólido (Hielo seco); ONU 2187 dióxido de carbono líquido refrigerado.</p>		
<b>INFORMACIÓN ADICIONAL</b>		
<p>- Límites de exposición profesional (INSST 2021): VLA-ED: 5000 ppm; 9150 mg/m<sup>3</sup></p> <p>- <b>Clasificación UE</b></p>		
		<p>La calidad y exactitud de la traducción o el posible uso que se haga de esta información no es responsabilidad de la OIT, la OMS ni la Comisión Europea.</p> <p>© Versión en español, INSST, 2018</p>

### **Anexo V. Equipos**

En este anexo se incluyen:

- La lista de equipos con todos los incluidos en el proceso y presentes en el diagrama **A1-PFD-101-1** del [Anexo VII. Planos](#).
- Las hojas de especificaciones de las unidades de preenfriamiento. Estas se han realizado siguiendo el estándar de ALPEMA (*Aluminium Plate-Fin Heat Exchanger Manufacturers Association*) ([ALPEMA, 2000](#)).
- El proceso de diseño de los intercambiadores *MPFHE* y los resultados obtenidos mediante el software *Aspen Exchanger Design & Rating V12* ([AspenTech, 2021](#)).

## V. I. Lista de equipos

 <b>Universidad de Valladolid</b>		 <b>ESCUOLA DE INGENIERÍAS INDUSTRIALES</b>		<b>EQUIPMENT LIST 1/2</b>			
REV.	0	1			JOB NO.	TFG - 02114	
DATE	03/06/2022	06/06/2022			UNIT	C3-MR LNG PROCESS	
BY	J.S.L.	J.S.L.			CLIENT	UVa	
APPR'V	J.S.L.	J.S.L.			AUTOR	JAVIER SANTAMERA LASTRAS	
REV.	ITEM NO.	QUANTITY	DESCRIPTION	ORIGIN (1)	DRIVER (1)	REMARKS (3)	
1	V-101	1	VERTICAL KNOCKOUT DRUM	O		MR CONDITIONING CYCLE	
2	C-101	1	COMPRESSOR	O	T	MR CONDITIONING CYCLE	
3	E-101	1	COOLER	O		MR COND. CYCLE - U: CW	
4	V-102	1	VERTICAL KNOCKOUT DRUM	O		MR CONDITIONING CYCLE	
5	C-102	1	COMPRESSOR	O	T	MR CONDITIONING CYCLE	
6	E-102	1	COOLER	O		MR COND. CYCLE - U: CW	
7	V-103	1	VERTICAL KNOCKOUT DRUM	O		MR CONDITIONING CYCLE	
8	C-103	1	COMPRESSOR	O	T	MR CONDITIONING CYCLE	
9	E-103	1	COOLER	O		MR COND. CYCLE - U: CW	
10	V-104	1	VERTICAL FLASH VESSEL	O		MR PHASE SEPARATION	
11	P-101 A/B	2	CENTRIFUGAL PUMP	O	M	V-104 MR LIQUID OUTLET	
12	E-104	1	HEATER	O		MR SUPERHEATING - U: LPS	
13	V-105	1	HORIZONTAL VESSEL	O		FRESH MR STORAGE	
14	E-201	1	CONDENSER	O		PROPANE CONDENSATION - U: CW	
15	VV-201	1	EXPANSION VALVE J-T	O		PROPANE REFRIGERANT	
16	HX-201	1(2)	PLATE & FIN HEAT EXCHANGER UNIT	O		NG & MR PROPANE PRECOOLING	
17	V-201	1	VERTICAL FLASH VESSEL	O		PROPANE LIQUID-VAPOR SEPARATION	
18	P-201 A/B	2	CENTRIFUGAL PUMP	O	M	V-201 PROPANE LIQUID OUTLET	
19	VV-202	1	EXPANSION VALVE J-T	O		PROPANE REFRIGERANT	
20	HX-202	1(2)	PLATE & FIN HEAT EXCHANGER UNIT	O		NG & MR PROPANE PRECOOLING	
21	V-202	1	VERTICAL FLASH VESSEL	O		PROPANE LIQUID-VAPOR SEPARATION	
22	P-202 A/B	2	CENTRIFUGAL PUMP	O	M	V-202 PROPANE LIQUID OUTLET	
23	VV-203	1	EXPANSION VALVE J-T	O		PROPANE REFRIGERANT	
24	HX-203	1(2)	PLATE & FIN HEAT EXCHANGER UNIT	O		NG & MR PROPANE PRECOOLING	
25	V-203	1	VERTICAL FLASH VESSEL	O		PROPANE LIQUID-VAPOR SEPARATION	
26	P-203 A/B	2	CENTRIFUGAL PUMP	O	M	V-203 PROPANE LIQUID OUTLET	
27	VV-204	1	EXPANSION VALVE J-T	O		PROPANE REFRIGERANT	
28	HX-204	1(2)	PLATE & FIN HEAT EXCHANGER UNIT	O		NG & MR PROPANE PRECOOLING	
29	E-202	1	HEATER	O		PROPANE SUPERHEATING - U: LPS	
30	V-204	1	VERTICAL KNOCKOUT DRUM	O		PROPANE CONDITIONING CYCLE	
31	C-201	1	COMPRESSOR	O	T	PROPANE CONDITIONING CYCLE	
32	VM-201	1	MIXING VALVE	O		PROPANE CONDITIONING CYCLE	
33	E-203	1	COOLER	O		PROPANE COND. CYCLE - U: CW	
34	V-205	1	VERTICAL KNOCKOUT DRUM	O		PROPANE CONDITIONING CYCLE	
35	C-202	1	COMPRESSOR	O	T	PROPANE CONDITIONING CYCLE	
36	VM-202	1	MIXING VALVE	O		PROPANE CONDITIONING CYCLE	
37	E-204	1	COOLER	O		PROPANE COND. CYCLE - U: CW	
38	V-206	1	VERTICAL KNOCKOUT DRUM	O		PROPANE CONDITIONING CYCLE	
39	C-203	1	COMPRESSOR	O	T	PROPANE CONDITIONING CYCLE	
40	VM-203	1	MIXING VALVE	O		PROPANE CONDITIONING CYCLE	
41	E-205	1	COOLER	O		PROPANE COND. CYCLE - U: CW	

**LEGEND:**  
1.- DRIVER: M - ELECTRIC MOTOR T - TURBINE ORIGIN: E - SPAIN O - OTHERS  
2.- HX-201, HX-202, HX-203, HX-204 CONSIST OF 5 PLATE & FINE HEAT EXCHANGERS IN PARALLEL EACH  
3.- MR: MIXED REFRIGERANT; NG: NATURAL GAS; U: UTILITY; CW: COOLING WATER; LPS: LOW PRESSURE STEAM;  
LNG: LIQUEFIED NATURAL GAS; EFG: END FLASH GAS





## V. II. Hojas de especificaciones

ALPEMA Sheet



## PLATE-FIN Heat Exchanger Specification Sheet

2	Company: UVA											
3	Location: Valladolid											
4	Service of Unit: Precooling					Our Reference: HX-201						
5	Item No.: HX-201*					Your Reference: HX-1 PROP						
6	Date: 09/06/2022			Rev No.: 6		Job No.: 1						
7	Stream i.d./fluid name		1/ NATURAL GAS N°59			2/ MIXED REFRIG. N°09			3/ PROPANE N°27			
8	Flow rate Total		kg/h 135173			271458			634163			
9	Vap./liq. In		kg/h 135173 / 0			271458 / 0			0 / 634163			
10	Vap./liq. Out		135173 / 0			214376 / 57082			90898 / 543266			
11	Molecular weight Vap.		In/Out 18,27477 / 18,27477			27,04888 / 25,69494			/ 44,09			
12	Liq. In/Out		/			/ 33,71351			44,09 / 44,09			
13	Density Vap.		In/Out kg/m³ 54,76 / 59,53			70,26 / 72,72			/ 14,09			
14	Liq. In/Out		/			/ 417,68			514,05 / 514,05			
15	Viscosity Vap.		In/Out mPa-s 0,0129 / 0,0126			0,0126 / 0,0124			/ 0,008			
16	Liq. In/Out		/			/ 0,0775			0,1361 / 0,1361			
17	Specific heat Vap.		In/Out kJ/(kg-K) 2,451 / 2,465			2,222 / 2,209			/ 1,826			
18	Liq. In/Out		/			/ 3,506			2,856 / 2,856			
19	Thermal cond. Vap.		In/Out W/(m-K) 0,0408 / 0,0393			0,0326 / 0,0319			/ 0,0119			
20	Liq. In/Out		/			/ 0,0972			0,1047 / 0,1047			
21	Temperature		In/Out K 300 / 285,27			305 / 287,67			284,06 / 284,06			
22	Operating pressure		In bar 65			48,6			6,61718			
23	Maximum allowable pressure drop		bar 0,5			0,5			0,5			
24	Heat load		kW -1359			-7641			9000			
25	Calculated MTD		K 7,57									
26	Fouling resistance		m²-KW 0			0			0			
27	Core size		mm Width		599,57		mm Height		873,2		mm Length	1514,15
28	Number of layers		12			45			46			
29	Fin code: Heat transfer fin		1			2			3			
30	Fin code: Distributor fin		4			5			5			
31	Heat transfer surface/core		m² 316,9			1097,4			1329,3			
32	Core opening size		In/Out mm 338,65 / 304,21			168,57 / 338,89			250,24 / 388,43			
33	Nozzle size		In/Out mm 304,76 / 202,74			128,2 / 304,76			202,74 / 254,46			
34	Calculated frictional pressure drop		bar 0,49371			0,47836			0,48445			
35	Notes		*Number of plate & fin HE in this unit: 5									
36			The HX-201 unit consists of 5 equal plate & fin HE with the features of this data sheet. They are arranged in parallel.									
37												

ALPEMA Sheet

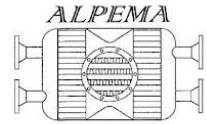


## PLATE-FIN Heat Exchanger Specification Sheet

2	Company: UVa						
3	Location: Valladolid						
4	Service of Unit: Precooling			Our Reference: HX-202			
5	Item No.: HX-202*			Your Reference: HX-2 PROP			
6	Date: 09/06/2022		Rev No.: 4		Job No.: 2		
7	Stream I.d./fluid name		1/ NATURAL GAS N°60		2/ MIXED REFRIG. N°10		3/ PROPANE N°31
8	Flow rate Total		kg/h 135173		271458		396352
9	Vap./liq. In		kg/h 135173 / 0		212778 / 58680		0 / 396352
10	Vap./liq. Out		135173 / 0		155100 / 116358		85732 / 310620
11	Molecular weight Vap. In/Out		18,27477 / 18,27477		25,65439 / 24,02901		/ 44,09
12	Liq. In/Out		/		33,68353 / 32,48898		44,09 / 44,09
13	Density Vap. In/Out		kg/m³ 58,82 / 65,96		72,62 / 69,51		/ 9,24
14	Liq. In/Out		/		418,17 / 428,88		532,71 / 532,71
15	Viscosity Vap. In/Out		mPa-s 0,0127 / 0,0124		0,0124 / 0,0123		/ 0,0076
16	Liq. In/Out		/		0,0777 / 0,0829		0,1576 / 0,1576
17	Specific heat Vap. In/Out		kJ/(kg-K) 2,462 / 2,493		2,209 / 2,194		/ 1,751
18	Liq. In/Out		/		3,498 / 3,324		2,747 / 2,747
19	Thermal cond. Vap. In/Out		W/(m-K) 0,0395 / 0,0379		0,0319 / 0,032		/ 0,0099
20	Liq. In/Out		/		0,0974 / 0,1011		0,1112 / 0,1112
21	Temperature In/Out		K 287,29 / 269,87		287,29 / 275,16		269,24 / 269,24
22	Operating pressure In		bar 65		48,6		4,27317
23	Maximum allowable pressure drop		bar 0,5		0,5		0,5
24	Heat load		kW -1620		-7380		9000
25	Calculated MTD		K 9,17				
26	Fouling resistance		m²-KW 0		0		0
27	Core size		mm Width 596,09		Height 772,4		Length 1787,02
28	Number of layers		12		41		38
29	Fin code: Heat transfer fin		1		2		3
30	Fin code: Distributor fin		4		5		5
31	Heat transfer surface/core		m² 413,1		716,5		1251,6
32	Core opening size In/Out		mm 316,35 / 316,35		142,69 / 338,89		225,45 / 411,24
33	Nozzle size In/Out		mm 254,46 / 254,46		128,2 / 304,76		202,74 / 254,46
34	Calculated frictional pressure drop		bar 0,48548		0,49262		0,48464
35	Notes		*Number of plate & fin HE in this unit: 5				
36			The HX-201 unit consists of 5 equal plate & fin HE with the features of this data sheet. They are arranged in parallel.				
37							



ALPEMA Sheet



## PLATE-FIN Heat Exchanger Specification Sheet

2	Company: UVa										
3	Location: Valladolid										
4	Service of Unit: Precooling					Our Reference: HX-203					
5	Item No.: HX-203*					Your Reference: HX-3 PROP					
6	Date: 09/06/2022		Rev No.: 4		Job No.: 3						
7	Stream i.d./fluid name		1/ NATURAL GAS N°61			2/ MIXED REFRIG. N°11			3/ PROPANE N°35		
8	Flow rate		135173			271458			279357		
9	Total		kg/h			kg/h			kg/h		
9	Vap./liq. In		135173 / 0			145643 / 125815			0 / 279357		
10	Vap./liq. Out		135173 / 0			99340 / 172118			80753 / 198603		
11	Molecular weight		Vap. In/Out			Vap. In/Out			Vap. In/Out		
11			18,2749 / 18,2749			23,73674 / 22,23332			/ 44,09		
12	Liq. In/Out		/			32,25704 / 30,90977			44,09 / 44,09		
13	Density		Vap. In/Out			Vap. In/Out			Vap. In/Out		
13			kg/m³			kg/m³			kg/m³		
13			64,65 / 75,71			69,02 / 67,3			/ 5,14		
14	Liq. In/Out		/			430,44 / 435,66			552,42 / 552,42		
15	Viscosity		Vap. In/Out			Vap. In/Out			Vap. In/Out		
15			mPa-s			mPa-s			mPa-s		
15			0,0125 / 0,0124			0,0122 / 0,0121			/ 0,0073		
16	Liq. In/Out		/			0,0839 / 0,0895			0,1827 / 0,1827		
17	Specific heat		Vap. In/Out			Vap. In/Out			Vap. In/Out		
17			kJ/(kg-K)			kJ/(kg-K)			kJ/(kg-K)		
17			2,487 / 2,55			2,192 / 2,19			/ 1,62		
18	Liq. In/Out		/			3,298 / 3,212			2,642 / 2,642		
19	Thermal cond.		Vap. In/Out			Vap. In/Out			Vap. In/Out		
19			W/(m-K)			W/(m-K)			W/(m-K)		
19			0,0381 / 0,0369			0,032 / 0,0322			/ 0,0094		
20	Liq. In/Out		/			0,1019 / 0,1063			0,119 / 0,119		
21	Temperature		In/Out			In/Out			In/Out		
21			K			K			K		
21			272,71 / 253,67			272,71 / 258,3			252,59 / 252,59		
22	Operating pressure		In			In			In		
22			bar			bar			bar		
22			65			48,6			2,45182		
23	Maximum allowable pressure drop		bar			bar			bar		
23			0,5			0,5			0,5		
24	Heat load		kW			kW			kW		
24			-1800			-7200			9000		
25	Calculated MTD		K			K			K		
25			10,03								
26	Fouling resistance		m²-KW			m²-KW			m²-KW		
26			0			0			0		
27	Core size		mm			mm			mm		
27			Width			Height			Length		
27			598,43			730,4			1680,26		
28	Number of layers										
28			11			37			38		
29	Fin code: Heat transfer fin										
29			1			2			3		
30	Fin code: Distributor fin										
30			4			5			5		
31	Heat transfer surface/core		m²			m²			m²		
31			347,5			671,6			1148,3		
32	Core opening size		In/Out			In/Out			In/Out		
32			mm			mm			mm		
32			316,35 / 316,35			145,04 / 282,96			225,45 / 411,23		
33	Nozzle size		In/Out			In/Out			In/Out		
33			mm			mm			mm		
33			254,46 / 202,74			128,2 / 254,46			202,74 / 304,76		
34	Calculated frictional pressure drop		bar			bar			bar		
34			0,49348			0,48105			0,47702		
35	Notes		*Number of plate & fin HE in this unit: 5								
36			The HX-201 unit consists of 5 equal plate & fin HE with the features of this data sheet. They are arranged in parallel.								
37											

ALPEMA Sheet



## PLATE-FIN Heat Exchanger Specification Sheet

2	Company: UVa													
3	Location: Valladolid													
4	Service of Unit: Precooling					Our Reference: HX-204								
5	Item No.: HX-204*					Your Reference: HX-4 PROP								
6	Date: 09/06/2022		Rev No.: 5		Job No.: 4									
7	Stream i.d./fluid name		1/ NATURAL GAS N°62			2/ MIXED REFRIG. N°12			3/ PROPANE N°39					
8	Flow rate Total		kg/h 135173			271458			177769					
9	Vap./liq. In		kg/h 135173 / 0			94062 / 177396			0 / 177769					
10	Vap./liq. Out		127951 / 7222			57583 / 213875			76198 / 101571					
11	Molecular weight Vap. In/Out		18,27489 / 18,22869			22,06362 / 20,99098			/ 44,09					
12	Liq. In/Out		/ 29,06277			30,72909 / 29,3218			44,09 / 44,09					
13	Density Vap. In/Out		kg/m³ 73,63 / 88,83			67,19 / 68,05			/ 2,8					
14	Liq. In/Out		/ 411,83			435,92 / 434,66			573,24 / 573,24					
15	Viscosity Vap. In/Out		mPa-s 0,0124 / 0,0126			0,0121 / 0,0121			/ 0,0073					
16	Liq. In/Out		/ 0,1037			0,0902 / 0,0954			0,2131 / 0,2131					
17	Specific heat Vap. In/Out		kJ/(kg-K) 2,538 / 2,619			2,19 / 2,181			/ 1,62					
18	Liq. In/Out		/ 3,411			3,208 / 3,223			2,54 / 2,54					
19	Thermal cond. Vap. In/Out		W/(m-K) 0,037 / 0,0366			0,0322 / 0,0319			/ 0,0094					
20	Liq. In/Out		/ 0,1172			0,1069 / 0,1116			0,1283 / 0,1283					
21	Temperature In/Out		K 256,34 / 238,24			256,34 / 240,72			234,94 / 234,94					
22	Operating pressure In		bar 65			48,6			1,24081					
23	Maximum allowable pressure drop		bar 0,5			0,5			0,24					
24	Heat load		kW -2340			-6660			9000					
25	Calculated MTD		K 10,03											
26	Fouling resistance		m²-K/W 0			0			0					
27	Core size		mm Width		595,61		mm Height		797,6		mm Length		1604,81	
28	Number of layers		14			23			57					
29	Fin code: Heat transfer fin		1			2			3					
30	Fin code: Distributor fin		4			5			5					
31	Heat transfer surface/core		m² 402,7			378,1			1568,4					
32	Core opening size In/Out		mm 173,8 / 316,35			338,65 / 282,76			225,45 / 379,64					
33	Nozzle size In/Out		mm 154,08 / 254,46			304,76 / 254,46			202,74 / 336,56					
34	Calculated frictional pressure drop		bar 0,47255			0,49969			0,23282					
35	Notes		*Number of plate & fin HE in this unit: 5											
36			The HX-201 unit consists of 5 equal plate & fin HE with the features of this data sheet. They are arranged in parallel.											
37														

### V. III. Diseño de intercambiadores

Para el diseño de los intercambiadores de placas y aletas (*MPFHE*) de la sección de preenfriamiento se emplea la herramienta *Aspen Exchanger Design & Rating V12* en su modo diseño (*AspenTech, 2021*).

En primer lugar, se fija el modo de diseño y se introduce el tipo de intercambio. En este caso el intercambio se realiza con flujo axial estándar. Se selecciona el número de corrientes que entran al equipo, fijando un valor de tres por la presencia del gas natural, del refrigerante mixto y del propano.

A continuación, se debe describir el proceso que se lleva a cabo en el intercambiador para poder realizar el diseño. Se insertan los valores del dimensionado que especifican las corrientes, como se indica en la *Tabla A.5.1*. Estos valores se corresponden con los introducidos para el diseño de la unidad de intercambio *HX-201*. Para el sobredimensionado de los equipos que aporta flexibilidad fuera de las condiciones de trabajo, se decide elevar el requerimiento energético total hasta los 9000 kW, en lugar de los 8318 kW de cada equipo. La proporción de calor intercambiado por el propano con cada una de las corrientes se mantiene constante. Así, los equipos podrán adaptarse a cambios en las temperaturas del proceso u otras variables.

Tabla A.5.1. Características de las corrientes dimensionadas introducidas en EDR para HX-201 (*AspenTech, 2021*)

	Stream 1	Stream 2	Stream 3
Stream name	<b>NATURAL GAS N°09</b>	<b>MIXED REFRIG. N°09</b>	<b>PROPANE N°27</b>
Total mass flow rate	kg/h	135173	271458
Mass flow multiplier			
Inlet temperature	K	300	305
Outlet temperature	K	287,29	287,29
Inlet quality(vapor mass fraction)			
Outlet quality (vapor mass fraction)			
Inlet pressure	bar	65	48,6
Outlet pressure	bar	65	48,6
Inlet specific enthalpy	kJ/kg		
Outlet specific enthalpy	kJ/kg		
Allowed pressure drop	bar	0,5	0,5
Estimated pressure loss	bar	0	0
Heat load	kW	-1359	-7641
Fraction of maximum heat load	-		
Adjust if overspecified	Outlet temperature	Outlet temperature	Outlet temperature
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -K/W	0	0
Pressure at liquid surface (ThSiph)	bar		

Para terminar de concretar cada flujo de entrada, se añaden las composiciones de cada corriente y se selecciona el método de propiedades con el que calcular los equilibrios líquido - vapor. Cabe destacar que el método empleado en la simulación (*RK-Soave*) no se encuentra disponible en esta extensión del programa, por lo que se selecciona el método de *Peng-Robinson* que es análogo. Este hecho conduce a una pequeña variación en el cálculo de las temperaturas para las presiones y fracciones de vapor seleccionadas.

Añadiendo algunos parámetros o características más sobre el equipo y su funcionamiento, se puede obtener el diseño del sistema de intercambio mediante equipos *MPFHE*. La [Figura A.5.1](#) representa este tipo de equipo diseñado.

En el apartado previo se muestran las hojas de especificaciones de cada sistema de intercambio del preenfriamiento. Para complementarlas, se aporta información adicional sobre cada unidad de refrigeración. Concretamente, se muestran las especificaciones de las corrientes tras el diseño, los parámetros geométricos de los equipos y su distribución espacial y, por último, los parámetros internos del diseño mecánico.

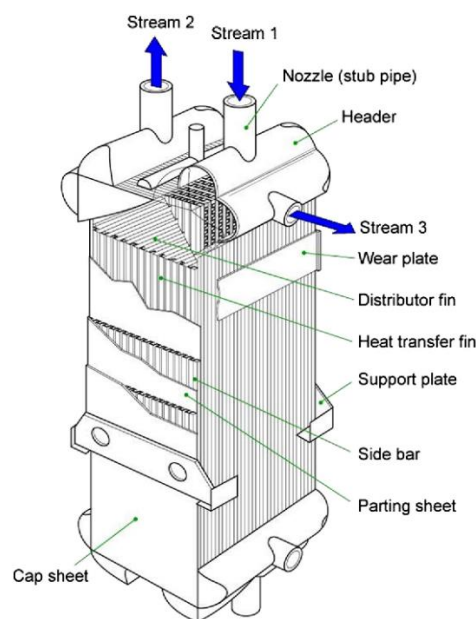


Figura A.5.1. Intercambiador MPFHE modelo base (Popov et al., 2019)

## HX-201. Diseño

## Corrientes de proceso en HX-201

Tabla A.5.2. Especificaciones de las corrientes de HX-201 tras el diseño (AspenTech, 2021)

Main stream number		Stream 1	Stream 2	Stream 3
Stream name		NATURAL GAS N°59	MIXED REFRIG. N°09	PROPANE N°27
Stream type		Hot	Hot	Cold
Flow direction		End A to B (down)	End A to B (down)	End B to A (up)
Number of layers per exchanger		12	45	46
Total mass flow rate	kg/h	135173	271458	634163
Heat load	kW	-1359	-7641	9000
Heat load per layer	kW	-22,6	-34	39,1
Percent of specified heat load		100	100	100
Area Ratio		1,02	1,24	1,2
Inlet temperature	K	300	305	284,06
Outlet temperature	K	285,27	287,67	284,06
Outlet temperature from input	K	287,29	287,29	284,29
Inlet quality(vapor mass fraction)		1	1	0
Outlet quality(vapor mass fraction)		1	0,79	0,14
Inlet pressure	bar	65	48,6	6,61718
Outlet pressure	bar	64,5063	48,12164	6,13273
Pressure drop (total)	bar	0,49371	0,47836	0,48445
Pressure drop (friction)	bar	0,49371	0,47836	0,48445
Percent of allowed pressure drop		-98,74	-95,67	-96,89
Allowed pressure drop	bar	0,5	0,5	0,5
Estimated pressure drop	bar	0	0	0

## Diseño geométrico en HX-201

Tabla A.5.3. Parámetros geométricos del diseño de HX-201 (AspenTech, 2021)

## Overall Geometry

Number of exchangers in parallel		5
Number of exchangers per unit		1
Number of layers per exchanger		103
Orientation		Vertical, end A at top
Core length	mm	1514,15
Core width	mm	599,57
Core depth(stack height)	mm	873,2
Number of X-flow passes		0
Number of layer groups		1
Distributor length - end A	mm	213,3
Main heat transfer length	mm	1087,55
Distributor length - end B	mm	213,3
Internal (effective) width	mm	576,57
Side bar width	mm	11,5
Parting sheet thickness	mm	2
Cap sheet thickness	mm	5
Exchanger metal		Aluminum
Exchanger weight - empty	kg	6737,3
Exchanger weight - full of water	kg	9303,1
Exchanger weight - operating	kg	7720,7

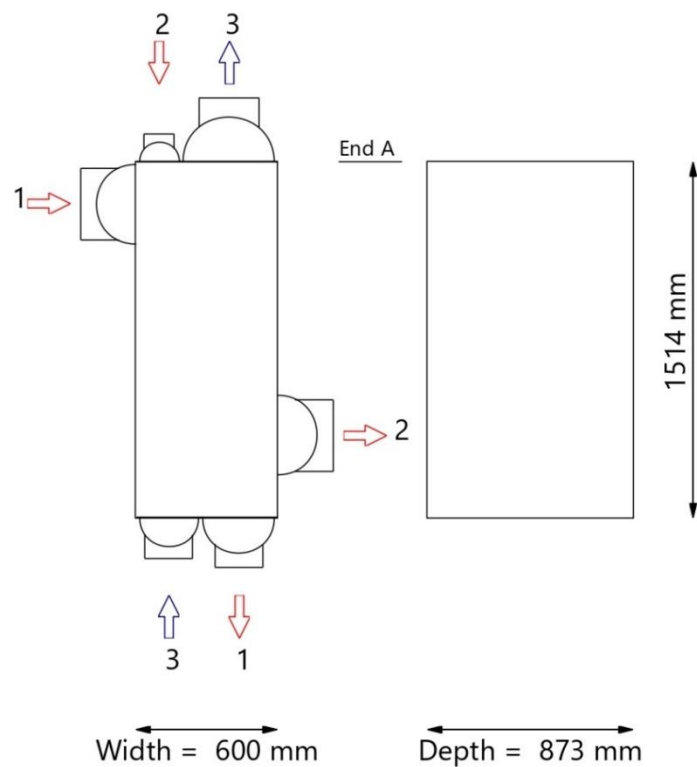


Figura A.5.2. Esquema de disposición y dimensiones de MPFHE en HX-201 (AspenTech, 2021)

## Diseño mecánico en HX-201

Tabla A.5.4. Parámetros del diseño mecánico en HX-201 (AspenTech, 2021)

Stream Geometry

		Stream 1	Stream 2	Stream 3
<b>Stream type</b>		Hot	Hot	Cold
<b>Flow direction</b>		End A to B(down)	End A to B(down)	End B to A (up)
<b>Number of layers per exchanger</b>		12	45	46
<b>Main fin surface area (total)</b>	<b>m2</b>	316,9	1097,4	1329,3
<b>Main primary surface area (total)</b>	<b>m2</b>			
<b>Main secondary surface area (total)</b>	<b>m2</b>			
<b>Length - before stream</b>	<b>mm</b>	11,5	11,5	11,5
<b>Length - end A distributor</b>	<b>mm</b>	338,65	201,8	201,8
<b>Length - main fin</b>	<b>mm</b>	950,7	783,6	1087,55
<b>Length - end B distributor</b>	<b>mm</b>	201,8	338,89	201,8
<b>Length - after stream</b>	<b>mm</b>	11,5	178,36	11,5
<b>Inlet distributor: Type</b>		Indirect (side)	End (corner)	End (corner)
<b>Outlet distributor: Type</b>		End (corner)	Indirect (side)	End (corner)
<b>Inlet header location</b>		Left	Left	Left
<b>Outlet header location</b>		Right	Right	Right
<b>Number of layers (redistributed)</b>				
<b>Main fin number</b>		1	2	3
<b>Main layer internals</b>				
<b>Main fin type</b>		Plain	Serrated (offset)	Perforated
<b>Main fin height</b>	<b>mm</b>	6,4	6,4	6,4
<b>Main fin thickness</b>	<b>mm</b>	0,51	0,41	0,51
<b>Main fin frequency</b>	<b>#/m</b>	709	787	709
<b>Hold-up (total)</b>	<b>m3</b>	0,5445	0,9174	1,1039



## HX-202. Diseño

## Corrientes de proceso en HX-202

Tabla A.5.5. Especificaciones de las corrientes de HX-202 tras el diseño (AspenTech, 2021)

Main stream number		Stream 1	Stream 2	Stream 3
Stream name		NATURAL GAS N°60	MIXED REFRIG. N°10	PROPANE N°31
Stream type		Hot	Hot	Cold
Flow direction		End A to B (down)	End A to B (down)	End B to A (up)
Number of layers per exchanger		12	41	38
Total mass flow rate	kg/h	135173	271458	396352
Heat load	kW	-1620	-7380	9000
Heat load per layer	kW	-27	-36	47,4
Percent of specified heat load		100	100	100
Area Ratio		1,17	1,08	1,1
Inlet temperature	K	287,29	287,29	269,24
Outlet temperature	K	269,87	275,16	269,24
Outlet temperature from input	K	272,71	272,71	269,7
Inlet quality(vapor mass fraction)		1	0,78	0
Outlet quality(vapor mass fraction)		1	0,57	0,22
Inlet pressure	bar	65	48,6	4,27317
Outlet pressure	bar	64,51452	48,10738	3,78853
Pressure drop (total)	bar	0,48548	0,49262	0,48464
Pressure drop (friction)	bar	0,48548	0,49262	0,48464
Percent of allowed pressure drop		-97,1	-98,52	-96,93
Allowed pressure drop	bar	0,5	0,5	0,5
Estimated pressure drop	bar	0	0	0

## Diseño geométrico en HX-202

Tabla A.5.6. Parámetros geométricos del diseño de HX-202 (AspenTech, 2021)

## Overall Geometry

Number of exchangers in parallel		5
Number of exchangers per unit		1
Number of layers per exchanger		91
Orientation		Vertical, end A at top
Core length	mm	1787,02
Core width	mm	596,09
Core depth(stack height)	mm	772,4
Number of X-flow passes		0
Number of layer groups		1
Distributor length - end A	mm	327,85
Main heat transfer length	mm	1247,08
Distributor length - end B	mm	212,08
Internal (effective) width	mm	573,09
Side bar width	mm	11,5
Parting sheet thickness	mm	2
Cap sheet thickness	mm	5
Exchanger metal		Aluminum
Exchanger weight - empty	kg	6878,1
Exchanger weight - full of water	kg	9213,4
Exchanger weight - operating	kg	7798,4

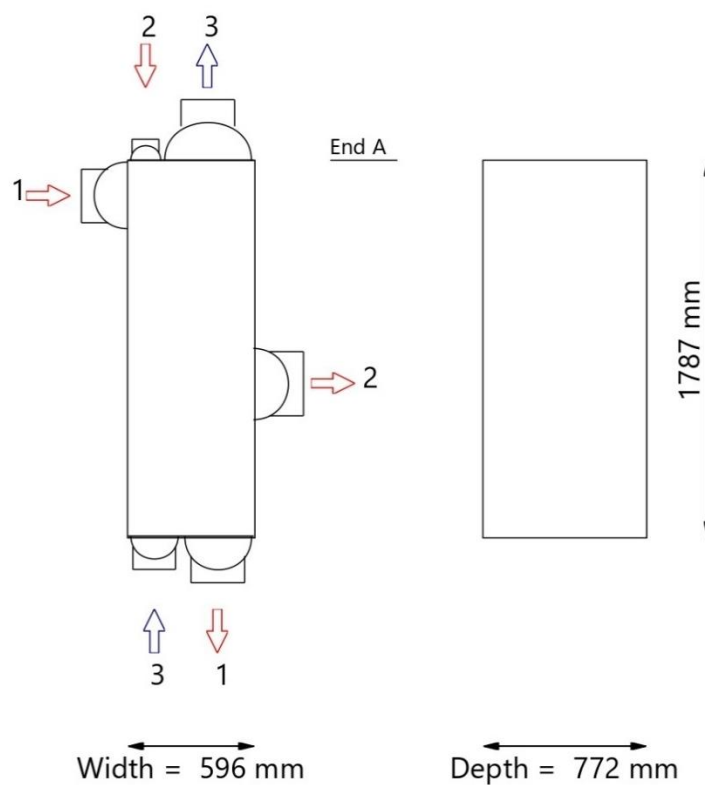


Figura A.5.3. Esquema de disposición y dimensiones de MPFHE en HX-202 (AspenTech, 2021)

## Diseño mecánico en HX-202

Tabla A.5.7. Parámetros del diseño mecánico en HX-202 (AspenTech, 2021)

## Stream Geometry

		Stream 1	Stream 2	Stream 3
<b>Stream type</b>		Hot	Hot	Cold
<b>Flow direction</b>		End A to B(down)	End A to B(down)	End B to A (up)
<b>Number of layers per exchanger</b>		12	41	38
<b>Main fin surface area (total)</b>	<b>m2</b>	413,1	716,5	1251,6
<b>Main primary surface area (total)</b>	<b>m2</b>			
<b>Main secondary surface area (total)</b>	<b>m2</b>			
<b>Length - before stream</b>	<b>mm</b>	11,5	11,5	11,5
<b>Length - end A distributor</b>	<b>mm</b>	316,35	316,35	316,35
<b>Length - main fin</b>	<b>mm</b>	1247,08	564,9	1247,08
<b>Length - end B distributor</b>	<b>mm</b>	200,58	338,89	200,58
<b>Length - after stream</b>	<b>mm</b>	11,5	555,37	11,5
<b>Inlet distributor: Type</b>		Indirect (side)	End (corner)	End (corner)
<b>Outlet distributor: Type</b>		End (corner)	Indirect (side)	End (corner)
<b>Inlet header location</b>		Left	Left	Left
<b>Outlet header location</b>		Right	Right	Right
<b>Number of layers (redistributed)</b>				
<b>Main fin number</b>		1	2	3
<b>Main layer internals</b>				
<b>Main fin type</b>		Plain	Serrated (offset)	Perforated
<b>Main fin height</b>	<b>mm</b>	6,4	6,4	6,4
<b>Main fin thickness</b>	<b>mm</b>	0,51	0,41	0,51
<b>Main fin frequency</b>	<b>#/m</b>	709	787	709
<b>Hold-up (total)</b>	<b>m3</b>	0,5272	0,7584	1,0498

## HX-203. Diseño

## Corrientes de proceso en HX-203

Tabla A.5.8. Especificaciones de las corrientes de HX-203 tras el diseño (AspenTech, 2021)

Main stream number		Stream 1	Stream 2	Stream 3
Stream name		NATURAL GAS N°61	MIXED REFRIG. N°11	PROPANE N°35
Stream type		Hot	Hot	Cold
Flow direction		End A to B (down)	End A to B (down)	End B to A (up)
Number of layers per exchanger		11	37	38
Total mass flow rate	kg/h	135173	271458	279357
Heat load	kW	-1800	-7200	9000
Heat load per layer	kW	-32,7	-38,9	47,4
Percent of specified heat load		100	100	100
Area Ratio		1,02	1,15	1,12
Inlet temperature	K	272,71	272,71	252,59
Outlet temperature	K	253,67	258,3	252,59
Outlet temperature from input	K	256,34	256,34	253,34
Inlet quality(vapor mass fraction)		1	0,54	0
Outlet quality(vapor mass fraction)		1	0,37	0,29
Inlet pressure	bar	65	48,6	2,45182
Outlet pressure	bar	64,50652	48,11895	1,9748
Pressure drop (total)	bar	0,49348	0,48105	0,47702
Pressure drop (friction)	bar	0,49348	0,48105	0,47702
Percent of allowed pressure drop		-98,7	-96,21	-95,4
Allowed pressure drop	bar	0,5	0,5	0,5
Estimated pressure drop	bar	0	0	0

## Diseño geométrico en HX-203

Tabla A.5.9. Parámetros geométricos del diseño de HX-203 (AspenTech, 2021)

## Overall Geometry

Number of exchangers in parallel		5
Number of exchangers per unit		1
Number of layers per exchanger		86
Orientation		Vertical, end A at top
Core length	mm	1680,26
Core width	mm	598,43
Core depth(stack height)	mm	730,4
Number of X-flow passes		0
Number of layer groups		1
Distributor length - end A	mm	327,85
Main heat transfer length	mm	1139,51
Distributor length - end B	mm	212,9
Internal (effective) width	mm	575,43
Side bar width	mm	11,5
Parting sheet thickness	mm	2
Cap sheet thickness	mm	5
Exchanger metal		Aluminum
Exchanger weight - empty	kg	6162,6
Exchanger weight - full of water	kg	8266,2
Exchanger weight - operating	kg	7022,1

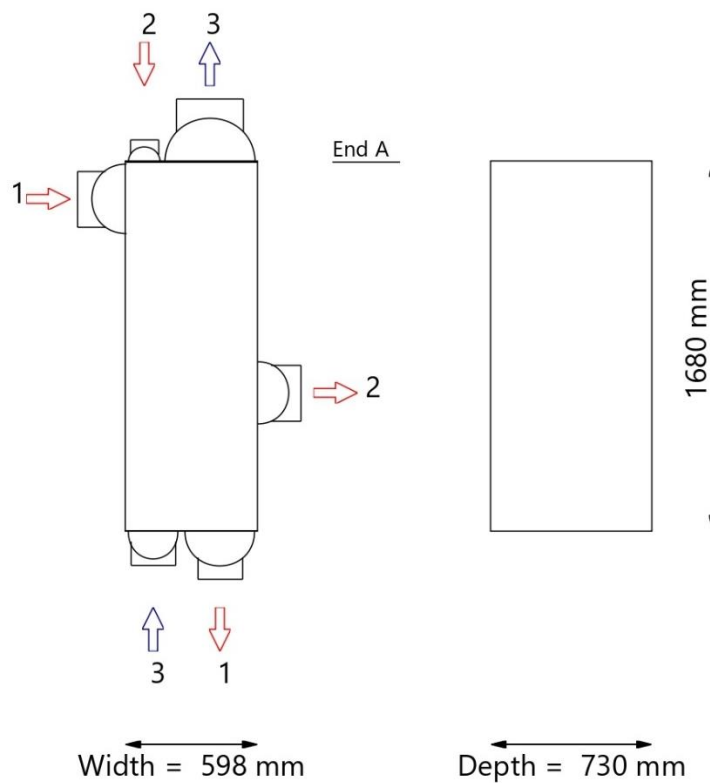


Figura A.5.4. Esquema de disposición y dimensiones de MPFHE en HX-203 (AspenTech, 2021)

## Diseño mecánico en HX-203

Tabla A.5.10. Parámetros del diseño mecánico en HX-203 (AspenTech, 2021)

## Stream Geometry

		Stream 1	Stream 2	Stream 3
<b>Stream type</b>		Hot	Hot	Cold
<b>Flow direction</b>		End A to B(down)	End A to B(down)	End B to A (up)
<b>Number of layers per exchanger</b>		11	37	38
<b>Main fin surface area (total)</b>	m2	347,5	671,6	1148,3
<b>Main primary surface area (total)</b>	m2			
<b>Main secondary surface area (total)</b>	m2			
<b>Length - before stream</b>	mm	11,5	11,5	11,5
<b>Length - end A distributor</b>	mm	316,35	316,35	316,35
<b>Length - main fin</b>	mm	1139,51	584,37	1139,51
<b>Length - end B distributor</b>	mm	201,4	282,96	201,4
<b>Length - after stream</b>	mm	11,5	485,08	11,5
<b>Inlet distributor: Type</b>		Indirect (side)	End (corner)	End (corner)
<b>Outlet distributor: Type</b>		End (corner)	Indirect (side)	End (corner)
<b>Inlet header location</b>		Left	Left	Left
<b>Outlet header location</b>		Right	Right	Right
<b>Number of layers (redistributed)</b>				
<b>Main fin number</b>		1	2	3
<b>Main layer internals</b>				
<b>Main fin type</b>		Plain	Serrated (offset)	Perforated
<b>Main fin height</b>	mm	6,4	6,4	6,4
<b>Main fin thickness</b>	mm	0,51	0,41	0,51
<b>Main fin frequency</b>	#/m	709	787	709
<b>Hold-up (total)</b>	m3	0,4798	0,6332	0,9906

## HX-204. Diseño

## Corrientes de proceso en HX-204

Tabla A.5.11. Especificaciones de las corrientes de HX-204 tras el diseño (AspenTech, 2021)

Main stream number		Stream 1	Stream 2	Stream 3
Stream name		NATURAL GAS N°62	MIXED REFRIG. N°12	PROPANE N°39
Stream type		Hot	Hot	Cold
Flow direction		End A to B (down)	End A to B (down)	End B to A (up)
Number of layers per exchanger		14	23	57
Total mass flow rate	kg/h	135173	271458	177769
Heat load	kW	-2340	-6660	9000
Heat load per layer	kW	-33,4	-57,9	31,6
Percent of specified heat load		100	100	100
Area Ratio		1,22	1,06	1,1
Inlet temperature	K	256,34	256,34	234,94
Outlet temperature	K	238,24	240,72	234,94
Outlet temperature from input	K	239	239	236
Inlet quality(vapor mass fraction)		1	0,35	0
Outlet quality(vapor mass fraction)		0,95	0,21	0,43
Inlet pressure	bar	65	48,6	1,24081
Outlet pressure	bar	64,52745	48,10032	1,00799
Pressure drop (total)	bar	0,47255	0,49969	0,23282
Pressure drop (friction)	bar	0,47255	0,49969	0,23282
Percent of allowed pressure drop		-94,51	-99,94	-97,01
Allowed pressure drop	bar	0,5	0,5	0,24
Estimated pressure drop	bar	0	0	0



## Diseño geométrico en HX-204

Tabla A.5.12. Parámetros geométricos del diseño de HX-204 (AspenTech, 2021)

## Overall Geometry

Number of exchangers in parallel		5
Number of exchangers per unit		1
Number of layers per exchanger		94
Orientation		Vertical, end A at top
Core length	mm	1604,81
Core width	mm	595,61
Core depth(stack height)	mm	797,6
Number of X-flow passes		0
Number of layer groups		1
Distributor length - end A	mm	350,15
Main heat transfer length	mm	1042,75
Distributor length - end B	mm	211,91
Internal (effective) width	mm	572,61
Side bar width	mm	11,5
Parting sheet thickness	mm	2
Cap sheet thickness	mm	5
Exchanger metal		Aluminum
Exchanger weight - empty	kg	6495
Exchanger weight - full of water	kg	8798,6
Exchanger weight - operating	kg	7664,2

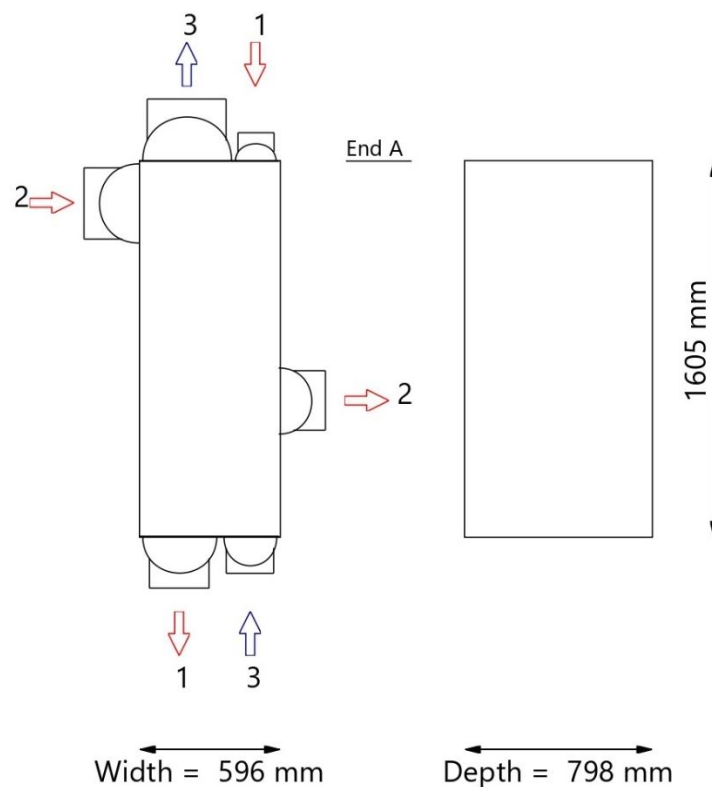


Figura A.5.5. Esquema de disposición y dimensiones de MPFHE en HX-204 (AspenTech, 2021)

## Diseño mecánico en HX-204

Tabla A.5.13. Parámetros del diseño mecánico en HX-204 (AspenTech, 2021)

## Stream Geometry

		Stream 1	Stream 2	Stream 3
<b>Stream type</b>		Hot	Hot	Cold
<b>Flow direction</b>		End A to B(down)	End A to B(down)	End B to A (up)
<b>Number of layers per exchanger</b>		14	23	57
<b>Main fin surface area (total)</b>	<b>m2</b>	402,7	378,1	1568,4
<b>Main primary surface area (total)</b>	<b>m2</b>			
<b>Main secondary surface area (total)</b>	<b>m2</b>			
<b>Length - before stream</b>	<b>mm</b>	11,5	11,5	11,5
<b>Length - end A distributor</b>	<b>mm</b>	338,65	338,65	338,65
<b>Length - main fin</b>	<b>mm</b>	1042,75	531,9	1042,75
<b>Length - end B distributor</b>	<b>mm</b>	200,41	282,76	200,41
<b>Length - after stream</b>	<b>mm</b>	11,5	440	11,5
<b>Inlet distributor: Type</b>		End (corner)	Indirect (side)	End (corner)
<b>Outlet distributor: Type</b>		End (corner)	Indirect (side)	End (corner)
<b>Inlet header location</b>		Right	Left	Right
<b>Outlet header location</b>		Left	Right	Left
<b>Number of layers (redistributed)</b>				
<b>Main fin number</b>		1	2	3
<b>Main layer internals</b>				
<b>Main fin type</b>		Plain	Serrated (offset)	Perforated
<b>Main fin height</b>	<b>mm</b>	6,4	6,4	6,4
<b>Main fin thickness</b>	<b>mm</b>	0,51	0,41	0,51
<b>Main fin frequency</b>	<b>#/m</b>	709	787	709
<b>Hold-up (total)</b>	<b>m3</b>	0,4391	0,5955	1,269

## Comprobación de las áreas calculadas de HX-201, HX-202, HX-203 y HX-204

Tabla A.5.14. Áreas totales de cada sección de preenfriamiento con propano

## HXP1

	NG	MR	PROPANE
Área/núcleo (m2)	316,9	1097,4	1329,3

Nº núcleos	5
------------	---

Área total HX-201 (m2)	13718
------------------------	-------

## HXP2

	NG	MR	PROPANE
Área/núcleo (m2)	413,1	716,5	1251,6

Nº núcleos	5
------------	---

Área total HX-202 (m2)	11906
------------------------	-------

## HXP3

	NG	MR	PROPANE
Área/núcleo (m2)	347,5	671,6	1148,3

Nº núcleos	5
------------	---

Área total HX-203 (m2)	10837
------------------------	-------

## HXP4

	NG	MR	PROPANE
Área/núcleo (m2)	402,7	378,1	1568,4

Nº núcleos	5
------------	---

Área total HX-204 (m2)	11746
------------------------	-------

***Anexo VI. Tabla de corrientes***

En este anexo se incluye la tabla de corrientes con las especificaciones de todas las corrientes.

Seguido a la tabla de corrientes se encuentra el resumen de los requerimientos energéticos de los equipos de proceso.

Tabla A.6.1. Tabla de corrientes, de la 1 a la 11, parte 1/8

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Desde	V-101	C-101	E-101	V-102	C-102	E-102	V-103	C-103	E-103	HX-201	HX-202
Hasta	C-101	E-101	V-102	C-102	E-102	V-103	C-103	E-103	HX-201	HX-202	HX-203
Clase de corriente	MR	MR	MR	MR	MR	MR	MR	MR	MR	MR	MR
Fase	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	-	-
Temperatura (K)	234,3	286,9	286,9	286,9	346,2	305,0	305,0	369,1	305,0	287,3	272,7
Presión (bar)	3,00	7,59	7,59	7,59	19,20	19,20	19,20	48,60	48,60	48,60	48,60
Fracción de vapor (molar)	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,8164	0,6125
Flujo entálpico (MW)	-227,53	-221,29	-221,29	-221,29	-213,81	-220,14	-220,14	-212,63	-224,37	-231,43	-238,25
Masa molecular media	27,05	27,05	27,05	27,05	27,05	27,05	27,05	27,05	27,05	27,05	27,05
Flujo molar (mol/s)	2787,60	2787,60	2787,60	2787,60	2787,60	2787,60	2787,60	2787,60	2787,60	2787,60	2787,60
<b>Fraciones molares</b>											
Nitrógeno	0,0700	0,0700	0,0700	0,0700	0,0700	0,0700	0,0700	0,0700	0,0700	0,0700	0,0700
Metano	0,4180	0,4180	0,4180	0,4180	0,4180	0,4180	0,4180	0,4180	0,4180	0,4180	0,4180
Etano	0,2990	0,2990	0,2990	0,2990	0,2990	0,2990	0,2990	0,2990	0,2990	0,2990	0,2990
Propano	0,2130	0,2130	0,2130	0,2130	0,2130	0,2130	0,2130	0,2130	0,2130	0,2130	0,2130
n-Butano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoButano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoPentano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo másico (kt/año-op)	2182,52	2182,52	2182,52	2182,52	2182,52	2182,52	2182,52	2182,52	2182,52	2182,52	2182,52
<b>Fraciones másicas</b>											
Nitrógeno	0,0725	0,0725	0,0725	0,0725	0,0725	0,0725	0,0725	0,0725	0,0725	0,0725	0,0725
Metano	0,2479	0,2479	0,2479	0,2479	0,2479	0,2479	0,2479	0,2479	0,2479	0,2479	0,2479
Etano	0,3324	0,3324	0,3324	0,3324	0,3324	0,3324	0,3324	0,3324	0,3324	0,3324	0,3324
Propano	0,3472	0,3472	0,3472	0,3472	0,3472	0,3472	0,3472	0,3472	0,3472	0,3472	0,3472
n-Butano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoButano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoPentano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> /min)	1051,37	502,19	502,19	502,19	235,90	200,06	200,06	93,70	64,97	51,49	40,72
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	4,30	9,01	9,01	9,01	19,18	22,61	22,61	48,29	69,64	87,86	111,11

Tabla A.6.2. Tabla de corrientes, de la 12 a la 22, parte 2/8

	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
<b>Desde</b>	<b>HX-203</b>	<b>HX-204</b>	<b>V-104</b>	<b>HX-301</b>	<b>HX-302</b>	<b>VV-302</b>	<b>HX-302</b>	<b>V-104</b>	P-101 A/B	<b>HX-301</b>	<b>VV-301</b>
<b>Hasta</b>	<b>HX-204</b>	<b>V-104</b>	<b>HX-301</b>	<b>HX-302</b>	<b>VV-302</b>	<b>HX-302</b>	VM-301	P-101 A/B	<b>HX-301</b>	<b>VV-301</b>	VM-301
<b>Clase de corriente</b>	<i>MR</i>	<i>MR</i>	<i>MR</i>	<i>MR</i>	<i>MR</i>	<i>MR</i>	<i>MR</i>	<i>MR</i>	<i>MR</i>	<i>MR</i>	<i>MR</i>
<b>Fase</b>	-	-	<i>Vapor</i>	<i>Líquido</i>	<i>Líquido</i>	-	-	<i>Líquido</i>	<i>Líquido</i>	<i>Líquido</i>	-
<b>Temperatura (K)</b>	256,3	239,0	239,0	143,7	113,5	107,0	140,6	239,0	239,0	143,7	138,9
<b>Presión (bar)</b>	48,60	48,60	48,60	48,60	48,60	3,00	3,00	48,60	48,60	48,60	3,00
<b>Fracción de vapor (molar)</b>	0,4368	0,2807	1,0000	0,0000	0,0000	0,1019	0,7684	0,0000	0,0000	0,0000	0,0827
<b>Flujo entálpico (MW)</b>	-244,77	-250,84	-52,86	-60,78	-62,26	-62,26	-56,99	-197,98	-197,98	-213,19	-213,19
<b>Masa molecular media</b>	27,05	27,05	20,87	20,87	20,87	20,87	20,87	29,46	29,46	29,46	29,46
<b>Flujo molar (mol/s)</b>	2787,60	2787,60	782,56	782,56	782,56	782,56	782,56	2005,03	2005,03	2005,03	2005,03
<b>Fraciones molares</b>											
<b>Nitrógeno</b>	0,0700	0,0700	0,1743	0,1743	0,1743	0,1743	0,1743	0,0293	0,0293	0,0293	0,0293
<b>Metano</b>	0,4180	0,4180	0,6605	0,6605	0,6605	0,6605	0,6605	0,3234	0,3234	0,3234	0,3234
<b>Etano</b>	0,2990	0,2990	0,1346	0,1346	0,1346	0,1346	0,1346	0,3632	0,3632	0,3632	0,3632
<b>Propano</b>	0,2130	0,2130	0,0305	0,0305	0,0305	0,0305	0,0305	0,2842	0,2842	0,2842	0,2842
<b>n-Butano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>IsoButano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>IsoPentano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Oxígeno</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Dióxido de carbono</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Agua</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Flujo másico (kt/año-op)</b>	2182,52	2182,52	472,82	472,82	472,82	472,82	472,82	1709,70	1709,70	1709,70	1709,70
<b>Fraciones másicas</b>											
<b>Nitrógeno</b>	0,0725	0,0725	0,2340	0,2340	0,2340	0,2340	0,2340	0,0278	0,0278	0,0278	0,0278
<b>Metano</b>	0,2479	0,2479	0,5076	0,5076	0,5076	0,5076	0,5076	0,1761	0,1761	0,1761	0,1761
<b>Etano</b>	0,3324	0,3324	0,1939	0,1939	0,1939	0,1939	0,1939	0,3707	0,3707	0,3707	0,3707
<b>Propano</b>	0,3472	0,3472	0,0645	0,0645	0,0645	0,0645	0,0645	0,4254	0,4254	0,4254	0,4254
<b>n-Butano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>IsoButano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>IsoPentano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Oxígeno</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Dióxido de carbono</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Agua</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Flujo volumétrico (m<sup>3</sup>/min)</b>	31,05	22,58	14,61	2,08	1,87	15,03	134,71	7,97	7,97	6,17	42,32
<b>Densidad (kg/m<sup>3</sup>)</b>	145,72	200,36	67,09	471,28	523,36	65,20	7,28	444,60	444,60	574,77	83,74

Tabla A.6.3. Tabla de corrientes, de la 23 a la 33, parte 3/8

	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33
Desde	VM-301	HX-301	E-104	E-201	VV-201	HX-201	V-201	P-201 A/B	VV-202	HX-202	V-202
Hasta	HX-301	E-104	V-101	VV-201	HX-201	V-201	P-201 A/B	VV-202	HX-202	V-202	P-202 A/B
Clase de corriente	MR	MR	MR	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano
Fase	-	Vapor	Vapor	Líquido	-	-	Líquido	Líquido	-	-	Líquido
Temperatura (K)	139,9	231,1	234,3	315,0	284,3	284,3	284,3	284,3	269,7	269,7	269,7
Presión (bar)	3,00	3,00	3,00	14,48	6,62	6,62	6,62	6,62	4,27	4,27	4,27
Fracción de vapor (molar)	0,2704	1,0000	1,0000	0,0000	0,2456	0,3750	0,0000	0,0000	0,0998	0,2952	0,0000
Flujo entálpico (MW)	-270,18	-227,94	-227,53	-474,16	-474,16	-465,84	-306,22	-306,22	-306,22	-297,90	-218,82
Masa molecular media	27,05	27,05	27,05	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10
Flujo molar (mol/s)	2787,60	2787,60	2787,60	3994,79	3994,79	3994,79	2496,74	2496,74	2496,74	2496,74	1759,76
<b>Fraciones molares</b>											
Nitrógeno	0,0700	0,0700	0,0700	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,4180	0,4180	0,4180	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,2990	0,2990	0,2990	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Propano	0,2130	0,2130	0,2130	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
n-Butano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoButano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoPentano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo másico (kt/año-op)	2182,52	2182,52	2182,52	5098,67	5098,67	5098,67	3186,67	3186,67	3186,67	3186,67	2246,03
<b>Fraciones másicas</b>											
Nitrógeno	0,0725	0,0725	0,0725	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,2479	0,2479	0,2479	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,3324	0,3324	0,3324	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Propano	0,3472	0,3472	0,3472	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
n-Butano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoButano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoPentano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> /min)	173,83	1035,31	1051,37	22,78	198,52	292,29	12,87	12,87	82,22	218,94	8,73
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	26,03	4,37	4,30	463,98	53,24	36,16	513,26	513,26	80,34	30,17	533,63



Tabla A.6.4. Tabla de corrientes, de la 34 a la 44, parte 4/8

	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44
Desde	P-202 A/B	VV-203	HX-203	V-203	P-203 A/B	VV-204	HX-204	E-202	V-204	C-201	VM-201
Hasta	VV-203	HX-203	V-203	P-203 A/B	VV-204	HX-204	E-202	V-204	C-201	VM-201	E-203
Clase de corriente	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano	Propano
Fase	Líquido	-	-	Líquido	Líquido	-	-	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Temperatura (K)	269,7	253,3	253,3	253,3	253,3	236,0	236,0	241,0	241,0	267,1	262,1
Presión (bar)	4,27	2,45	2,45	2,45	2,45	1,24	1,24	1,24	1,24	2,45	2,45
Fracción de vapor (molar)	0,0000	0,1008	0,3637	0,0000	0,0000	0,0972	0,4915	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Flujo entálpico (MW)	-218,82	-218,82	-210,50	-141,28	-141,28	-141,28	-132,96	-121,86	-121,86	-120,06	-189,29
Masa molecular media	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10
Flujo molar (mol/s)	1759,76	1759,76	1759,76	1119,82	1119,82	1119,82	1119,82	1119,82	1119,82	1119,82	1759,76
<b>Fraciones molares</b>											
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Propano	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
n-Butano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoButano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoPentano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo másico (kt/año-op)	2246,03	2246,03	2246,03	1429,26	1429,26	1429,26	1429,26	1429,26	1429,26	1429,26	2246,03
<b>Fraciones másicas</b>											
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Propano	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
n-Butano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoButano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoPentano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> /min)	8,73	93,29	314,62	5,34	5,34	104,09	505,28	1046,75	1046,75	576,06	885,58
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	533,63	49,91	14,80	554,92	554,92	28,46	5,86	2,83	2,83	5,14	5,26

Tabla A.6.5. Tabla de corrientes, de la 45 a la 55, parte 5/8

	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55
<b>Desde</b>	E-203	V-205	<b>C-202</b>	VM-202	E-204	V-206	<b>C-203</b>	VM-203	E-205	V-207	<b>C-204</b>
<b>Hasta</b>	V-205	<b>C-202</b>	VM-202	E-204	V-206	<b>C-203</b>	VM-203	E-205	V-207	<b>C-204</b>	<b>E-201</b>
<b>Clase de corriente</b>	<i>Propano</i>	<i>Propano</i>	<i>Propano</i>	<i>Propano</i>	<i>Propano</i>	<i>Propano</i>	<i>Propano</i>	<i>Propano</i>	<i>Propano</i>	<i>Propano</i>	<i>Propano</i>
<b>Fase</b>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>
<b>Temperatura (K)</b>	262,1	262,1	284,7	280,3	280,3	280,3	299,1	293,6	293,6	293,6	330,3
<b>Presión (bar)</b>	2,45	2,45	4,27	4,27	4,27	4,27	6,62	6,62	6,62	6,62	14,48
<b>Fracción de vapor (molar)</b>	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
<b>Flujo entálpico (MW)</b>	-189,29	-189,29	-186,86	-265,94	-265,94	-265,94	-263,16	-422,79	-422,79	-422,79	-414,78
<b>Masa molecular media</b>	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10	44,10
<b>Flujo molar (mol/s)</b>	1759,76	1759,76	1759,76	2496,74	2496,74	2496,74	2496,74	3994,79	3994,79	3994,79	3994,79
<b>Fraciones molares</b>											
<b>Nitrógeno</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Metano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Etano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Propano</b>	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
<b>n-Butano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>IsoButano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>IsoPentano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Oxígeno</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Dióxido de carbono</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Agua</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Flujo másico (kt/año-op)</b>	2246,03	2246,03	2246,03	3186,67	3186,67	3186,67	3186,67	5098,67	5098,67	5098,67	5098,67
<b>Fraciones másicas</b>											
<b>Nitrógeno</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Metano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Etano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Propano</b>	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
<b>n-Butano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>IsoButano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>IsoPentano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Oxígeno</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Dióxido de carbono</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Agua</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Flujo volumétrico (m<sup>3</sup>/min)</b>	885,58	885,58	538,36	748,84	748,84	748,84	501,15	780,96	780,96	780,96	367,38
<b>Densidad (kg/m<sup>3</sup>)</b>	5,26	5,26	8,65	8,82	8,82	8,82	13,18	13,53	13,53	13,53	28,77

Tabla A.6.6. Tabla de corrientes, de la 56 a la 66, parte 6/8

	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66
Desde	V-203	V-202	V-201	L.B.1	HX-201	HX-202	HX-203	HX-204	HX-301	HX-302	VV-303
Hasta	VM-201	VM-202	VM-203	HX-201	HX-202	HX-203	HX-204	HX-301	HX-302	VV-303	V-301
Clase de corriente	Propano	Propano	Propano	GN	GN	GN	GN	GN	GN	GN	GN
Fase	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	-	Líquido	Líquido	-
Temperatura (K)	253,3	269,7	284,3	300,0	287,3	272,7	256,3	239,0	143,7	113,5	107,8
Presión (bar)	2,45	4,27	6,62	65,00	65,00	65,00	65,00	65,00	65,00	65,00	1,00
Fracción de vapor (molar)	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,9943	0,0000	0,0000	0,0716
Flujo entálpico (MW)	-69,23	-79,08	-159,63	-152,93	-154,18	-155,68	-157,48	-159,73	-178,84	-182,63	-182,63
Masa molecular media	44,10	44,10	44,10	18,27	18,27	18,27	18,27	18,27	18,27	18,27	18,27
Flujo molar (mol/s)	639,94	736,99	1498,05	2054,62	2054,62	2054,62	2054,62	2054,62	2054,62	2054,62	2054,62
<b>Fraciones molares</b>											
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0400	0,0400	0,0400	0,0400	0,0400	0,0400	0,0400	0,0400
Metano	0,0000	0,0000	0,0000	0,8750	0,8750	0,8750	0,8750	0,8750	0,8750	0,8750	0,8750
Etano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0550	0,0550	0,0550	0,0550	0,0550	0,0550	0,0550	0,0550
Propano	1,0000	1,0000	1,0000	0,0210	0,0210	0,0210	0,0210	0,0210	0,0210	0,0210	0,0210
n-Butano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0050	0,0050	0,0050	0,0050	0,0050	0,0050	0,0050	0,0050
IsoButano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0030	0,0030	0,0030	0,0030	0,0030	0,0030	0,0030	0,0030
IsoPentano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010	0,0010
Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo másico (kt/año-op)	816,77	940,64	1912,00	1086,79	1086,79	1086,79	1086,79	1086,79	1086,79	1086,79	1086,79
<b>Fraciones másicas</b>											
Nitrógeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0613	0,0613	0,0613	0,0613	0,0613	0,0613	0,0613	0,0613
Metano	0,0000	0,0000	0,0000	0,7681	0,7681	0,7681	0,7681	0,7681	0,7681	0,7681	0,7681
Etano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0905	0,0905	0,0905	0,0905	0,0905	0,0905	0,0905	0,0905
Propano	1,0000	1,0000	1,0000	0,0507	0,0507	0,0507	0,0507	0,0507	0,0507	0,0507	0,0507
n-Butano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0159	0,0159	0,0159	0,0159	0,0159	0,0159	0,0159	0,0159
IsoButano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0095	0,0095	0,0095	0,0095	0,0095	0,0095	0,0095	0,0095
IsoPentano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0039	0,0039	0,0039	0,0039	0,0039	0,0039	0,0039	0,0039
Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> /min)	309,28	210,21	279,42	41,61	38,72	35,21	30,88	25,55	5,39	4,85	81,43
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	5,47	9,28	14,18	54,14	58,18	63,99	72,97	88,19	417,86	464,71	27,67

Tabla A.6.7. Tabla de corrientes, de la 67 a la 77, parte 7/8

	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77
Desde	V-301	P-301 A/B	V-301	C-401	E-401	V-401	C-402	L.B.2	V-402	C-403	E-402
Hasta	P-301 A/B	L.B.3	C-401	E-401	V-401	C-402	R-401	V-402	C-403	E-402	V-403
Clase de corriente	GNL	GNL	EFG	EFG	EFG	EFG	EFG	Aire	Aire	Aire	Aire
Fase	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Temperatura (K)	107,8	107,8	107,8	167,3	167,3	167,3	276,8	300,0	300,0	487,1	487,1
Presión (bar)	1,00	1,00	1,00	4,00	4,00	4,00	20,00	1,00	1,00	4,50	4,50
Fracción de vapor (molar)	0,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Flujo entálpico (MW)	-174,75	-174,75	-7,88	-7,61	-7,61	-7,61	-7,12	0,15	0,15	17,33	17,33
Masa molecular media	18,11	18,11	20,40	20,40	20,40	20,40	20,40	28,85	28,85	28,85	28,85
Flujo molar (mol/s)	1907,61	1907,61	147,01	147,01	147,01	147,01	147,01	3117,75	3117,75	3117,75	3117,75
<b>Fraciones molares</b>											
Nitrógeno	0,0151	0,0151	0,3637	0,3637	0,3637	0,3637	0,3637	0,7900	0,7900	0,7900	0,7900
Metano	0,8934	0,8934	0,6362	0,6362	0,6362	0,6362	0,6362	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,0592	0,0592	3,65E-05	3,65E-05	3,65E-05	3,65E-05	3,65E-05	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Propano	0,0226	0,0226	1,18E-07	1,18E-07	1,18E-07	1,18E-07	1,18E-07	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butano	0,0054	0,0054	1,58E-10	1,58E-10	1,58E-10	1,58E-10	1,58E-10	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoButano	0,0032	0,0032	6,37E-10	6,37E-10	6,37E-10	6,37E-10	6,37E-10	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoPentano	0,0011	0,0011	5,46E-13	5,46E-13	5,46E-13	5,46E-13	5,46E-13	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo másico (kt/año-op)	1000,00	1000,00	86,79	86,79	86,79	86,79	86,79	2603,47	2603,47	2603,47	2603,47
<b>Fraciones másicas</b>											
Nitrógeno	0,0233	0,0233	0,4995	0,4995	0,4995	0,4995	0,4995	0,7671	0,7671	0,7671	0,7671
Metano	0,7914	0,7914	0,5004	0,5004	0,5004	0,5004	0,5004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Etano	0,0983	0,0983	5,38E-05	5,38E-05	5,38E-05	5,38E-05	5,38E-05	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Propano	0,0551	0,0551	2,55E-07	2,55E-07	2,55E-07	2,55E-07	2,55E-07	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butano	0,0173	0,0173	4,49E-10	4,49E-10	4,49E-10	4,49E-10	4,49E-10	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoButano	0,0104	0,0104	1,81E-09	1,81E-09	1,81E-09	1,81E-09	1,81E-09	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
IsoPentano	0,0043	0,0043	1,93E-12	1,93E-12	1,93E-12	1,93E-12	1,93E-12	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Oxígeno	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,2329	0,2329	0,2329	0,2329
Dióxido de carbono	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Agua	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> /min)	4,44	4,44	76,99	29,68	29,68	29,68	29,68	9,88	4665,38	4665,38	1686,89
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	467,31	467,31	2,34	6,06	6,06	6,06	6,06	18,20	1,16	1,16	3,20

Tabla A.6.8. Tabla de corrientes, de la 78 a la 81, parte 8/8

	78	79	80	81
<b>Desde</b>	V-403	<b>C-404</b>	<b>R-401</b>	<b>T-401</b>
<b>Hasta</b>	<b>C-404</b>	<b>R-401</b>	<b>T-401</b>	<b>L.B.4</b>
<b>Clase de corriente</b>	<i>Aire</i>	<i>Aire</i>	<i>Gas Comb</i>	<i>Gas Comb</i>
<b>Fase</b>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>	<i>Vapor</i>
<b>Temperatura (K)</b>	487,1	772,9	1408,6	784,0
<b>Presión (bar)</b>	4,50	20,00	20,00	1,20
<b>Fracción de vapor (molar)</b>	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
<b>Flujo entálpico (MW)</b>	17,33	44,84	37,72	-32,98
<b>Masa molecular media</b>	28,85	28,85	28,47	28,47
<b>Flujo molar (mol/s)</b>	3117,75	3117,75	3264,76	3264,76
<b>Fracciones molares</b>				
<b>Nitrógeno</b>	0,7900	0,7900	0,7708	0,7708
<b>Metano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Etano</b>	0,0000	0,0000	1,64E-06	1,64E-06
<b>Propano</b>	0,0000	0,0000	5,31E-09	5,31E-09
<b>n-Butano</b>	0,0000	0,0000	7,09E-12	7,09E-12
<b>IsoButano</b>	0,0000	0,0000	2,87E-11	2,87E-11
<b>IsoPentano</b>	0,0000	0,0000	2,46E-14	2,46E-14
<b>Oxígeno</b>	0,2100	0,2100	0,1432	0,1432
<b>Dióxido de carbono</b>	0,0000	0,0000	0,0286	0,0286
<b>Agua</b>	0,0000	0,0000	0,0573	0,0573
<b>Flujo másico (kt/año-op)</b>	2603,47	2603,47	2690,26	2690,26
<b>Fracciones másicas</b>				
<b>Nitrógeno</b>	0,7671	0,7671	0,7585	0,7585
<b>Metano</b>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Etano</b>	0,0000	0,0000	1,73E-06	1,73E-06
<b>Propano</b>	0,0000	0,0000	8,23E-09	8,23E-09
<b>n-Butano</b>	0,0000	0,0000	1,45E-11	1,45E-11
<b>IsoButano</b>	0,0000	0,0000	5,86E-11	5,86E-11
<b>IsoPentano</b>	0,0000	0,0000	6,23E-14	6,23E-14
<b>Oxígeno</b>	0,2329	0,2329	0,1610	0,1610
<b>Dióxido de carbono</b>	0,0000	0,0000	0,0443	0,0443
<b>Agua</b>	0,0000	0,0000	0,0363	0,0363
<b>Flujo volumétrico (m<sup>3</sup>/min)</b>	1686,89	605,65	1152,07	10645,45
<b>Densidad (kg/m<sup>3</sup>)</b>	3,20	8,91	4,84	0,52

Tabla A.6.9. Tabla resumen de equipos y servicios

<b>Intercambiadores de calor</b>							
Etiqueta	Q (MW)	T <sub>entra</sub> (K)	T <sub>sale</sub> (K)	P (bar)	Utility	Servicio	Descripción
E-102	-6,333	346,2	305,0	19,2	CW	Refrigeración	MR refrigerador
E-103	-11,738	369,1	305,0	48,6	CW	Refrigeración	MR refrigerador
E-104	0,410	231,1	234,3	3,0	LPS	Calefacción	MR ebullición
HX-201	-1,255	300,0	287,3	65,0	Propano	Refrigeración	GN preenfriamiento
	-7,063	305,0	287,3	48,6	Propano	Refrigeración	MR preenfriamiento
HX-202	-1,494	287,3	272,7	65,0	Propano	Refrigeración	GN preenfriamiento
	-6,824	287,3	272,7	48,6	Propano	Refrigeración	MR preenfriamiento
HX-203	-1,800	272,7	256,3	65,0	Propano	Refrigeración	GN preenfriamiento
	-6,519	272,7	256,3	48,6	Propano	Refrigeración	MR preenfriamiento
HX-204	-2,256	256,3	239,0	65,0	Propano	Refrigeración	GN preenfriamiento
	-6,063	256,3	239,0	48,6	Propano	Refrigeración	MR preenfriamiento
E-201	-59,386	330,3	315,0	14,5	CW	Refrigeración	Condensador propano
E-202	11,101	236,0	241,0	1,2	LPS	Calefacción	Ebullición propano
HX-301	-19,105	239,0	143,7	65,0	MRLP	Refrigeración	GN licuefacción
	-7,923	239,0	143,7	48,6	MRLP	Refrigeración	MRHP-vapor licuefacción
	-15,214	239,0	143,7	48,6	MRLP	Refrigeración	MRHP-líquido licuefacción
HX-302	-3,792	143,7	113,5	65,0	MRLP	Refrigeración	GN licuefacción
	-1,479	143,7	113,5	48,6	MRLP	Refrigeración	MRHP licuefacción
<b>Compresores y turbina</b>							
Etiqueta	W (MW)	P <sub>entra</sub> (bar)	P <sub>sale</sub> (bar)	T <sub>entra</sub> (K)	T <sub>sale</sub> (K)	Fuente de potencia	Descripción
C-101	6,237	3,0	7,6	234,3	286,9	T-401	Compresor MR
C-102	7,480	7,6	19,2	286,9	346,2	T-401	Compresor MR
C-103	7,516	19,2	48,6	305,0	369,1	T-401	Compresor MR
C-201	1,797	1,2	2,5	241,0	267,1	Turbina independiente	Compresor propano
C-202	2,422	2,5	4,3	262,1	284,7	Turbina independiente	Compresor propano
C-203	2,782	4,3	6,6	280,3	299,1	Turbina independiente	Compresor propano
C-204	8,010	6,6	14,5	293,6	330,3	Turbina independiente	Compresor propano
C-401	0,267	1,0	4,0	107,8	163,7	T-401	Compresor EFG
C-402	0,496	4,0	20,0	167,3	276,8	T-401	Compresor EFG
C-403	17,181	1,0	4,5	300,0	487,1	T-401	Compresor aire
C-404	27,511	4,5	20,0	487,1	772,9	T-401	Compresor aire
T-401	-70,701	20,0	1,2	1408,6	784,0	-	Turbina gases combustión
<b>Reactores</b>							
Etiqueta	Q (MW)	P (bar)	T <sub>1,entra</sub> (K)	T <sub>2,entra</sub> (K)	T <sub>sale</sub> (K)	Servicio	Descripción
R-401	0	20,0	276,8	772,9	1408,6	Adiabático	Cámara combustión EFG
<b>Resumen energético</b>							
Potencia consumida (MW)	Potencia producida (MW)	Calefacción total (MW)		Refrigeración total (MW)		Refrigeración total de preenfriamiento (MW)	
81,698	-70,701	11,511		-158,242		-33,274	
<b>Notas:</b> CW: Agua de refrigeración; LPS: Vapor de baja presión; MR: Refrigerante mixto; GN: Gas natural MRHP: Refrigerante mixto de alta presión; MRLP: Refrigerante mixto de baja presión; EFG: End flash gas							

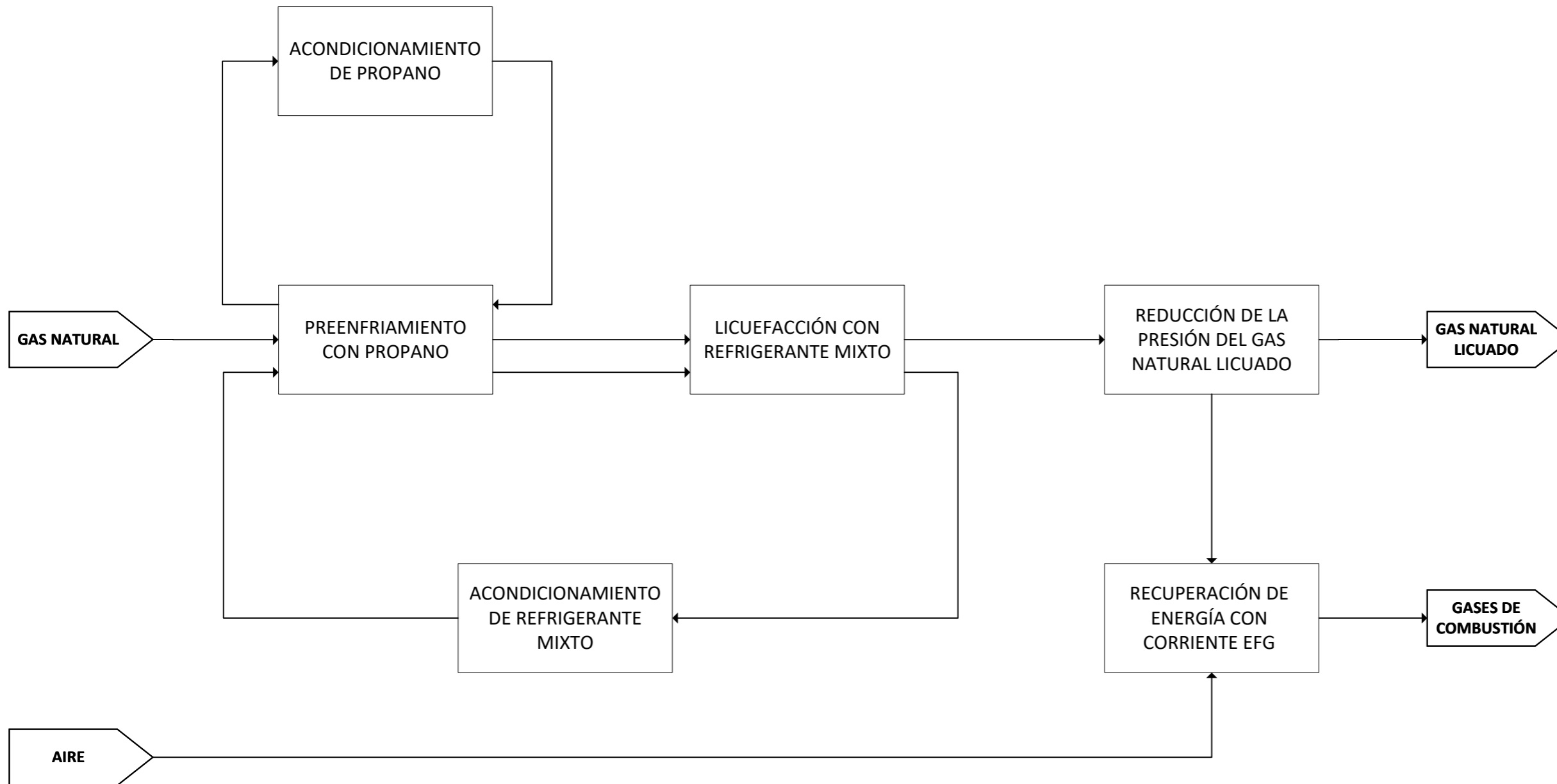
**Anexo VII. Planos**

En este apartado se incluyen los planos correspondientes a los diagramas de bloques y de flujo.

En primer lugar, se presenta el diagrama de bloques **A3-BD-101-1**.

A este, le sucede el diagrama de flujo **A1-PFD-101-1**





**NOTAS GENERALES:**

1 – Se incluye en la parte inferior del diagrama un balance de materia global del proceso y los principales requerimientos energéticos.

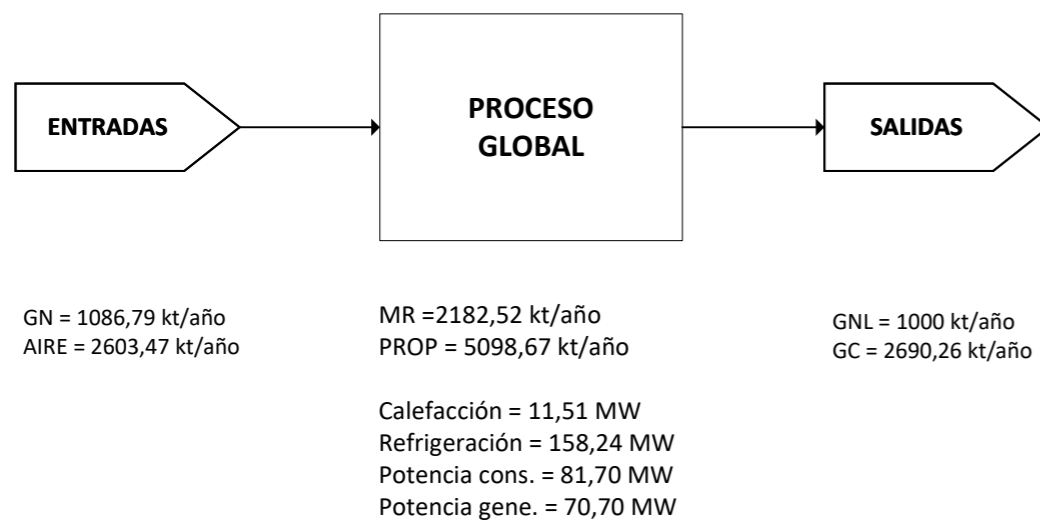
**SIMBOLOGÍA Y ACRÓNIMOS:**

GN: Gas Natural  
 GNL: Gas Natural Licuado  
 GC: Gases de Combustión  
 MR: Refrigerante Mixto  
 PROP: Propano  
 Potencia cons.: Potencia Consumida  
 Potencia gene.: Potencia Generada

\*Los flujos se muestran en kilotoneladas por año operacional (kt/año)

\*\*Las potencias se representan en megavatios (MW)

**BALANCE Y REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS GLOBALES DEL SISTEMA:**



NOMBRE DEL PLANO:	REVISIÓN	0	1		
<b>A3-BD-101-1</b>	FECHA	23/05/22	03/06/22		
AUTOR: JAVIER SANTAMERA LASTRAS	DISEÑADO	J.S.L	J.S.L		
TUTOR: FIDEL A. MATO CHAÍN	REVISADO	F.M.C	F.M.C		

TRABAJO FIN DE GRADO

**DIMENSIONADO DE LA UNIDAD DE PRE-ENFRIAMIENTO EN UNA INSTALACIÓN DE LICUEFACCION DE GAS NATURAL**



V-101 K.O. DRUM REF. MIXTO	C-101 COMPRESOR REF. MIXTO	E-101 REFRIGERADOR REF. MIXTO	V-102 K.O. DRUM REF. MIXTO	C-102 COMPRESOR REF. MIXTO	E-102 REFRIGERADOR REF. MIXTO	V-103 K.O. DRUM REF. MIXTO	C-103 COMPRESOR REF. MIXTO	E-103 REFRIGERADOR REF. MIXTO	HX-201 INTERCAMBIADOR PLACAS Y ALETAS DE PREENFRIAMIENTO	HX-202 INTERCAMBIADOR PLACAS Y ALETAS DE PREENFRIAMIENTO	HX-203 INTERCAMBIADOR PLACAS Y ALETAS DE PREENFRIAMIENTO	HX-204 INTERCAMBIADOR PLACAS Y ALETAS DE PREENFRIAMIENTO	V-104 SEPARADOR L-V REF. MIXTO	P-101 A/B BOMBA CENTRÍFUGA REF. MIXTO
E-104 EBULLIDOR REF. MIXTO	V-105 DEPÓSITO HORIZONTAL REF. MIXTO	E-201 CONDENSADOR PROPANO	VV-201 VÁLVULA EXPANSIÓN PROPANO	V-201 SEPARADOR L-V PROPANO	P-201 A/B BOMBA CENTRÍFUGA PROPANO	VV-202 VÁLVULA EXPANSIÓN PROPANO	V-202 SEPARADOR L-V PROPANO	P-202 A/B BOMBA CENTRÍFUGA PROPANO	VV-203 VÁLVULA EXPANSIÓN PROPANO	V-203 SEPARADOR L-V PROPANO	P-203 A/B BOMBA CENTRÍFUGA PROPANO	VV-204 VÁLVULA EXPANSIÓN PROPANO	E-202 EBULLIDOR PROPANO	V-204 K.O. DRUM PROPANO
C-201 COMPRESOR PROPANO	E-203 REFRIGERADOR PROPANO	V-205 K.O. DRUM PROPANO	C-202 COMPRESOR PROPANO	E-204 REFRIGERADOR PROPANO	V-206 K.O. DRUM PROPANO	C-203 COMPRESOR PROPANO	E-205 REFRIGERADOR PROPANO	V-207 K.O. DRUM PROPANO	C-204 COMPRESOR PROPANO	V-208 DEPÓSITO DE ESFERA PROPANO	HX-301 INTERCAMBIADOR PLACAS Y ALETAS DE LICUEFACCIÓN	VV-301 VÁLVULA EXPANSIÓN REF. MIXTO	HX-302 INTERCAMBIADOR PLACAS Y ALETAS DE LICUEFACCIÓN	VV-302 VÁLVULA EXPANSIÓN REF. MIXTO
VV-303 VÁLVULA EXPANSIÓN G.N. LICUADO	V-301 SEPARADOR L-V G.N. LICUADO	P-301 A/B BOMBA CENTRÍFUGA G.N. LICUADO	NF-401 ANTORCHA SEGURIDAD QUEMADOR E.F.G.	C-401 COMPRESOR E.F.G.	E-401 REFRIGERADOR E.F.G.	V-401 K.O. DRUM E.F.G.	C-402 COMPRESOR E.F.G.	V-402 K.O. DRUM AIRE	C-403 COMPRESOR AIRE	E-402 REFRIGERADOR AIRE	V-403 K.O. DRUM AIRE	C-404 COMPRESOR AIRE	R-401 CÁMARA COMBUSTIÓN TURBINA DE GAS	T-401 TURBINA DE GAS E.F.G.

**NOTAS GENERALES:**

1 – Se puede consultar la tabla de corrientes del proceso expuesta en el [Anexo VI. Tabla de corrientes](#).

2 – Los equipos nombrados en **negrita** son los principales del proceso y han sido calculados y simulados. El resto de equipos se incluyen por desempeñar funciones de control o seguridad.

3 – La potencia (W) y el calor transferido (Q):  
W < 0 potencia generada  
W > 0 potencia consumida  
Q < 0 calor transferido de refrigeración  
Q > 0 calor transferido de calefacción

**SIMBOLOGÍA Y ACRÓNIMOS:**

**EQUIPOS Y SERVICIOS**

W: POTENCIA (kW)  
Q: CALOR INTERCAMBIADO (kW)  
CWS: SUMINISTRO AGUA REFRIGERACIÓN  
CWR: RETORNO AGUA REFRIGERACIÓN  
MRR: RECUPERACIÓN DE REFRIGERANTE MIXTO  
PR: RECUPERACIÓN DE PROPANO  
A/B: EQUIPO DUPLICADO  
LPS: VAPOR DE BAJA PRESIÓN  
CR: RECICLADO DE CONDENSADO  
AH: HUMEDAD AMBIENTE

**CONTROL**

TC: CONTROLADOR DE TEMPERATURA  
PC: CONTROLADOR DE PRESIÓN  
LC: CONTROLADOR DE NIVEL  
FC: CONTROLADOR DE FLUJO  
AC: CONTROLADOR DE COMPOSICIÓN

**OTROS**

L.B.: LÍMITES DE BATERÍA

- REFRIGERANTE MIXTO
- PROPANO
- GAS NATURAL Y GAS NATURAL LICUADO
- END FLASH GAS Y GAS DE COMBUSTIÓN
- AIRE

**LÍNEAS**

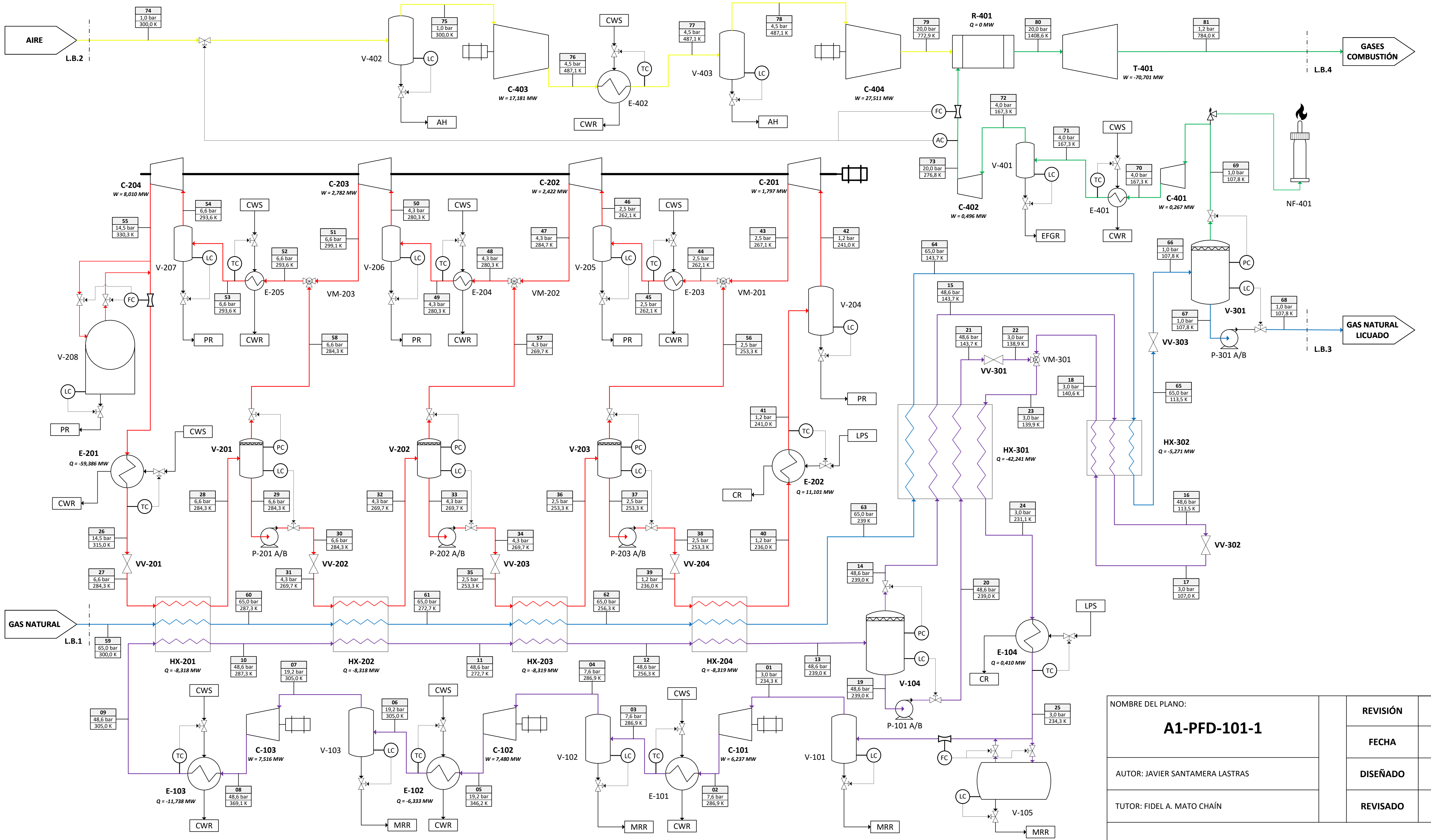
- CORRIENTE DE PROCESO
- SEÑAL ELÉCTRICA DE CONTROL
- LÍMITE DE BATERÍA
- EJE DEL TREN DE COMPRESIÓN

**INSTRUMENTOS**

- VÁLVULA DE CONTROL
- VÁLVULA DE SEGURIDAD
- VÁLVULA MEZCLADORA
- VENTURI
- CONTROLADOR (X: VARIABLE CONTROLADA)

**BANDERAS**

- X: Nº CORRIENTE (FORMATO: XX)
- Y: PRESIÓN (bar) (FORMATO: Y,Y)
- Z: TEMPERATURA (K) (FORMATO: Z,Z)



NOMBRE DEL PLANO:	<b>A1-PFD-101-1</b>	
AUTOR:	JAVIER SANTAMERA LASTRAS	
TUTOR:	FIDEL A. MATO CHAÍN	
REVISIÓN	0	1
FECHA	24/05/22	30/05/22
DISEÑO	J.S.L	J.S.L
REVISADO	F.M.C	F.M.C