

Proyecto Fin de Grado

Ingeniería Química

Diseño de un tren de licuefacción de gas natural en cascada con múltiples refrigerantes puros

Autor: Cristina Pérez Fernández

Tutor: Ángel Luis Villanueva Perales

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020



Proyecto Fin de Grado
Ingeniería Química

Diseño de un tren de licuefacción de gas natural en cascada con múltiples refrigerantes puros

Autor:

Cristina Pérez Fernández

Tutor:

Ángel Luis Villanueva Perales

Dpto. de Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020

Proyecto Fin de Grado: Diseño de un tren de licuefacción de gas natural en cascada con múltiples refrigerantes puros

Autor: Cristina Pérez Fernández

Tutor: Ángel Luis Villanueva Perales

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocal/es:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

El secretario del Tribunal

Fecha:

A mi familia

A mis maestros

Agradecimientos

En primer lugar, dar las gracias a mi familia por acompañarme en los mejores y peores momentos de esta etapa de mi vida. Especialmente a mis abuelos, que tenían más ganas que terminara que yo misma y sin ellos no podría haber llegado hasta aquí.

Quiero agradecer también a mi pareja Eduardo y a mis amigos, que han tenido la suficiente paciencia como para aguantar lo insoportablemente insoportable que me pongo en fecha de exámenes.

Durante mi paso por la facultad he conocido a personas maravillosas, que no imaginaba que me robarían una parte de mi para siempre. Como por ejemplo mis niñas, Jennifer y Elena, que han sido partícipes de la tristeza de mis suspensos y la alegría de mis aprobados.

Y, para terminar, a Ángel, mi tutor y un gran profesor, que me ha ayudado a la realización de este proyecto siempre que lo he necesitado.

Resumen

En este proyecto se realiza la simulación de una de las tecnologías más relevantes de licuefacción de gas natural, la tecnología Conoco Phillips. El estudio se ha desarrollado con un programa denominado Aspen Plus y se ha ido realizando progresivamente en tres casos distintos, llegando a unos resultados que se muestran y se analizan a lo largo del proyecto.

Abstract

A simulation of one of the most relevant natural liquefaction technologies has been made in this project, the Conoco Phillips technology. The investigation has been developed with a program called Aspen Plus and it has been carried out progressively in three different cases, generating results that are shown and analyzed during the project.

Índice

Agradecimientos	IX
Resumen	XI
Abstract	XIII
Índice	XV
Índice de Tablas	XVIII
Índice de Figuras	XXI
Objetivo y alcance	XXV
1 Introducción	1
1.1 <i>Historia del gas natural</i>	1
1.2 <i>Origen y composición del gas natural</i>	2
1.3 <i>Diferentes tipos de gas natural</i>	5
1.4 <i>Situación actual del gas natural en el mundo</i>	5
1.4.1 <i>Reservas y producción de gas natural a nivel mundial</i>	6
1.4.2 <i>Perspectivas de futuro a nivel mundial</i>	7
1.5 <i>Situación actual del gas natural en España</i>	8
1.5.1 <i>Demanda nacional de gas natural</i>	8
2 Gas Natural Licuado	13
2.1 <i>Introducción</i>	13
2.2 <i>Planta de licuefacción de gas natural</i>	15
2.2.1 <i>Pretratamiento del gas</i>	15
2.2.2 <i>Proceso de licuefacción del gas</i>	17
2.2.3 <i>Almacenamiento de gas natural licuado</i>	25

2.2.4 Regasificación del gas natural licuado.....	28
2.3 Tecnologías de licuefacción de gas natural	30
2.3.1 Proceso de refrigerante mixto preenfriado con propano (APCI C3-MR).....	31
2.3.2 Proceso de cascada Conocco-Phillips optimizado (COP).....	34
2.3.3 Proceso PRICO (Black & Veatch Pritchard).....	35
2.3.4 Proceso Statoil/Linde en cascada de fluido mixto (MFCP).....	37
2.3.5 Proceso Shell de doble refrigerante mixto (DMR).....	38
2.3.6 Proceso Liquefin de IFP/Axens.....	38
3 Simulación del tren de licuefacción de gas natural Conoco-Phillips.....	41
3.1 Caso A: Enfriamiento del gas natural a la menor temperatura.....	47
3.2 Caso B: Enfriamiento en cascada de tres escalones.....	55
3.3 Caso C: Enfriamiento en cascada de seis escalones	63
3.4 Zona de expansión final	76
4 Análisis de resultados.....	77
4.1 Cantidad de refrigerante.....	77
4.2 Energía consumida por los compresores	78
4.3 Caudal de agua de refrigeración	79
4.4 Gas natural licuado producido	80
5 Conclusiones	83
Bibliografía.....	85
Anexos	88
Anexo A: Diagrama de proceso y tabla de corrientes del caso A.....	89
Anexo B: Diagrama de proceso y tabla de corrientes del caso B.....	94
Anexo C: Diagrama de proceso y tabla de corrientes del caso C	101

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2-1 Composición del GNL procedente de varias plantas de licuefacción de gas natural (Mokhatab et al., 2013)	15
Tabla 2-2 Eliminación de impurezas en el proceso de pretratamiento (BP, 2011)	17
Tabla 2-3 Consumo de energía de los distintos ciclos de licuefacción (Mokhatab et al., 2013).	23
Tabla 2-4 Ventajas y desventajas de los ciclos de refrigeración empleados en la licuefacción de gas natural (Mokhatab et al., 2013).	24
Tabla 3-1 Composición molar del gas natural a la entrada de la planta	44
Tabla 3-2 Temperatura de ebullición de los refrigerantes a presión atmosférica	45
Tabla 3-3 Condiciones de presión y temperatura de salida de cada condensador	46
Tabla 3-4 Definición de la corriente R-1A del proceso	50
Tabla 3-5 Condiciones compresor C-1A	51
Tabla 3-6 Definición de la corriente R-6A del proceso	51
Tabla 3-7 Condiciones compresor C-2A	52
Tabla 3-8 Definición de la corriente R-11A del proceso	52
Tabla 3-9 Condiciones compresor C-3A	52
Tabla 3-10 Definición de la corriente de entrada de agua de refrigeración al condensador H-1A	53
Tabla 3-11 Resumen de las variables de diseño del proceso para el caso A	54
Tabla 3-12 Calor retirado y temperaturas de entrada-salida del gas natural en cada ciclo	55
Tabla 3-13 Definición de la corriente R-1B del proceso	58

Tabla 3-14 Definición de corriente R-6B del proceso	59
Tabla 3-15 Definición de la corriente R-17B del proceso	60
Tabla 3-16 Definición de la entrada de agua de refrigeración a H-1B	60
Tabla 3-17 Resumen de las variables de diseño del proceso para el caso B	62
Tabla 3-18 Calor retirado y temperaturas de entrada-salida del gas natural en cada escalón	63
Tabla 3-19 Definición del evaporador HX6C	66
Tabla 3-20 Definición del evaporador HX5C	67
Tabla 3-21 Caudal total de metano en la corriente R-24C del proceso	67
Tabla 3-22 Condiciones de entrada/salida de los equipos C-5C y C-6C	68
Tabla 3-23 Definición del intercambiador criogénico HX4C	69
Tabla 3-24 Definición del intercambiador criogénico HX3C	70
Tabla 3-25 Caudal total de etileno en la corriente R-13C del proceso	70
Tabla 3-26 Condiciones de entrada/salida de los equipos C-3C y C-4C	70
Tabla 3-27 Definición del intercambiador criogénico HX2C	71
Tabla 3-28 Definición del intercambiador criogénico HX1C	72
Tabla 3-29 Caudal total de propano en la corriente R-1C del proceso	72
Tabla 3-30 Condiciones de entrada/salida de los equipos C-1C y C-2C	72
Tabla 3-31 Definición de la entrada de agua de refrigeración al condensador H-1C	73
Tabla 3-32 Resumen de las variables de diseño del proceso para el caso C (1)	74
Tabla 3-33 Resumen de las variables de diseño del proceso para el caso C (2)	75
Tabla 3-34 Corrientes de salida del equipo F-1 en la zona de expansión final	76
Tabla 4-1 Comparación de los tres casos en cuanto a caudal de refrigerante	78
Tabla 4-2 Comparación de los tres casos en cuanto a consumo en compresores y coste energético	79
Tabla 4-3 Desglose de consumo energético en compresores por equipos	79
Tabla 4-4 Comparación de los tres casos en cuanto a consumo de agua de refrigeración	80
Tabla 4-5 Características del gas natural licuado producto	80

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1-1 Yacimiento de gas natural (Olavarría Muñoz, 2003)	3
Figura 1-2 Yacimiento de petróleo y gas disuelto (Olavarría Muñoz, 2003)	3
Figura 1-3 Componentes del gas natural (Olavarría Muñoz, 2003)	4
Figura 1-4 Aumento de la producción de gas natural en distintos países [Fuentes: ATE, NOAA, IEA y WEO] (Gualdoni, 2018)	6
Figura 1-5 Distribución de la demanda en España por sectores (SEDIGAS, 2017)	9
Figura 1-6 Evolución del número de vehículos de gas natural en España (en unidades) (SEDIGAS, 2017)	9
Figura 1-7 Estado de infraestructuras en España en 2017 (SEDIGAS, 2017)	11
Figura 2-1 Metanero de Gas Natural Licuado	13
Figura 2-2 Cadena de valor del GNL (Félix, 2013)	14
Figura 2-3 Evolución de las exportaciones mundiales por gasoducto y GNL (Energía y Sociedad, 2016)	14
Figura 2-4 Secuencias de proceso de pretratamiento del gas natural alimentado a la planta de licuefacción (Mokhatab et al., 2013)	17
Figura 2-5 Curva típica de enfriamiento del gas natural (Mokhatab et al., 2013)	18
Figura 2-6 Curva de enfriamiento de gas natural junto a curva de calentamiento de refrigerante mixto (Mokhatab et al., 2013)	19
Figura 2-7 Ciclo de Rankine invertido (Torres, 2015).	22

Figura 2-8 Tanque de almacenamiento de GNL de la planta regasificadora de Palos de la Frontera (Huelva) (Olavarría Muñoz, 2003)	25
Figura 2-9 Tipos de tanques de almacenamiento de GNL (Giraldo, 2018).	27
Figura 2-10 Curva de enfriamiento MR (APCI C3-MR) (Torres, 2015)	32
Figura 2-11 Esquema del proceso APCI C3-MR (Mokhatab et al., 2013)	33
Figura 2-12 Esquema proceso AP-X (Torres, 2015)	34
Figura 2-13 Esquema proceso Conocco-Phillips Optimizado (Mokhatab et al., 2013)	35
Figura 2-14 Esquema proceso PRICO (Mokhatab et al., 2013)	36
Figura 2-15 Esquema proceso Statoil/Linde en cascada de fluido mixto (Mokhatab et al., 2013)	37
Figura 2-16 Proceso DMR Shell (Mokhatab et al., 2013)	38
Figura 2-17 Esquema proceso Liquefin de Axens (Mokhatab et al., 2013)	39
Figura 3-1 Curvas Temperatura-Entalpía de enfriamiento del gas natural con tres escalones de presión (Aznar, 2016)	42
Figura 3-2 Curvas Temperatura-Entalpía de enfriamiento del gas natural con nueve escalones de presión (Aznar, 2016)	43
Figura 3-3 Diagrama de proceso-condensación de refrigerantes (elaboración propia)	45
Figura 3-4 Diagrama Presión de vapor-Temperatura de los refrigerantes (elaboración propia)	46
Figura 3-5 Diagrama de proceso de enfriamiento del gas natural a la menor temperatura. Ciclo de metano en color rojo, ciclo de etileno en color azul y ciclo de propano en color violeta (elaboración propia)	48
Figura 3-6 Curva de enfriamiento del gas natural a la menor temperatura	49
Figura 3-7 Curva de enfriamiento del gas natural en cascada de tres escalones (elaboración propia)	56
Figura 3-8 Diagrama de proceso de enfriamiento del gas natural en cascada de tres escalones. Ciclo de metano en color rojo, ciclo de etileno en color azul y ciclo de propano en color violeta (elaboración propia)	57
Figura 3-9 Curva de enfriamiento del gas natural en cascada en seis escalones (elaboración	

propia)

64

Figura 3-10 Diagrama de proceso de enfriamiento del gas natural en cascada con seis escalones.

Ciclo de propano en color violeta, ciclo de etileno en color azul y ciclo de metano en color

rojo (elaboración propia)

65

Objetivo y alcance

El propósito de este proyecto es diseñar un sistema de licuefacción de gas natural basado en la tecnología ofertada por Conoco Phillips, que usa tres ciclos de refrigeración en cascada con refrigerantes puros. La eficiencia del sistema se compara con respecto a sistemas con sólo 1 o 2 ciclos de refrigeración.

Para alcanzar el objetivo del proyecto se realiza la simulación de tres casos diferentes con ayuda del programa Aspen Plus. En primer lugar, se realiza el caso en el que se retira todo el calor del gas natural a licuar a la mínima temperatura posible; el segundo caso corresponde al enfriamiento del gas natural con ciclos en cascada en tres escalones, uno por cada ciclo; y, por último, el caso en el que dicho enfriamiento se produce con ciclos en cascada en seis escalones, dos por cada ciclo. Finalmente, se estudian el consumo de servicios y los costes energéticos asociados a cada caso.

En el proyecto no se realiza la optimización energética y económica para determinar a qué temperaturas debería retirar calor en cada escalón de enfriamiento para minimizar el consumo de los compresores. También queda fuera del alcance del proyecto el diseño de los equipos y, por tanto, los costes de inversión.

1 INTRODUCCIÓN

En cuanto a generación de energía, el gas natural ha experimentado el crecimiento más rápido frente a otros recursos energéticos en la mayoría de regiones del mundo. Este crecimiento es impulsado por las bajas emisiones de gases de efecto invernadero y la alta eficiencia de conversión de dicho recurso (Mokhatab et al., 2013).

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos gaseosos ligeros que se encuentra en formaciones geológicas porosas (areniscas, pizarras) bajo la superficie terrestre. Aunque su composición varía en función del yacimiento, el principal constituyente es el metano, y además de este contiene otros gases como etano, propano, butano, pentano, nitrógeno, dióxido de carbono. También puede contener impurezas como vapor de agua, derivados de azufre, trazas de hidrocarburos más pesados, mercaptanos, etc. (Olavarría Muñoz, 2003).

1.1 Historia del gas natural

El gas natural y sus propiedades como combustible han sido conocidos desde hace mucho tiempo. Algunos templos de culto de la antigüedad estaban localizados en lugares en donde había emanaciones de gas y existen testimonios de que Julio César presencié un fenómeno denominado “frente ardiente” cerca de Grenoble, en Francia. Ya en el 615 a.C. se perforaban pozos de gas en Japón. Y en China, 900 a.C., se empleaban tubos de bambú para transportar gas natural hasta las salinas, donde el calor de combustión se utilizaba en la evaporación del agua de las salmueras.

En 1821 comenzó la producción de gas natural en Estados Unidos, con la perforación del primer pozo de ocho metros de profundidad cerca de Fredonia, en el Estado de Nueva York. Inicialmente

el gas era usado como sistema de alumbrado y sólo 20 años después fue usado por primera vez en una aplicación industrial. La primera compañía conocida por el uso de gas natural, Fredonia Gas Light, fue creada en 1858. Los primeros desarrollos de la industria gasista tuvieron lugar en Estados Unidos, con la construcción en 1891 de 160 kilómetros de gasoducto, que unían Chicago con el yacimiento de Indiana.

El crecimiento del gas natural a nivel mundial data de mediados de los años 50, con la producción de gas, a menudo combinada con la producción de crudo en países como Venezuela, la antigua Unión Soviética, Rumania, Irán y Arabia Saudita. El gas fue introduciéndose comercialmente desarrollando en gran medida un mercado que hasta entonces había sido escaso.

En Europa, la producción de gas comenzó con el descubrimiento de diversos yacimientos en Italia (Po plain), Francia (Lacq en 1957) y los Países Bajos (Groningen en 1959). Éstos fueron seguidos por descubrimientos llevados a cabo en el Mar del Norte.

A principio de los años 70 se produjo el desarrollo del gas natural en otras partes del mundo como en Latino América, Asia, África y oriente Medio.

El desarrollo de este recurso estaba frecuentemente frenado por la falta de mercados locales y redes de transporte. El papel del gas natural ha ido evolucionando significativamente durante los últimos años, debido a sus ventajas en términos de protección ambiental y flexibilidad de uso. El progreso de la tecnología ha dado lugar a reducciones sustanciales en los costes, con lo que se obtiene mayores distancias en el transporte del gas. La industria del Gas Natural Licuado (GNL) han contribuido en esta evolución. De esta manera, la demanda de gas natural progresa a un ritmo firme, esperándose un crecimiento (Olavarría Muñoz, 2003).

1.2 Origen y composición del gas natural

En la práctica, sólo si la sustancia gaseosa contiene una proporción significativa de metano, será considerada como gas natural. Este gas se encuentra atrapado en un yacimiento natural formado, inferiormente por una roca sedimentaria porosa y, superiormente, por otra roca que sella el yacimiento.

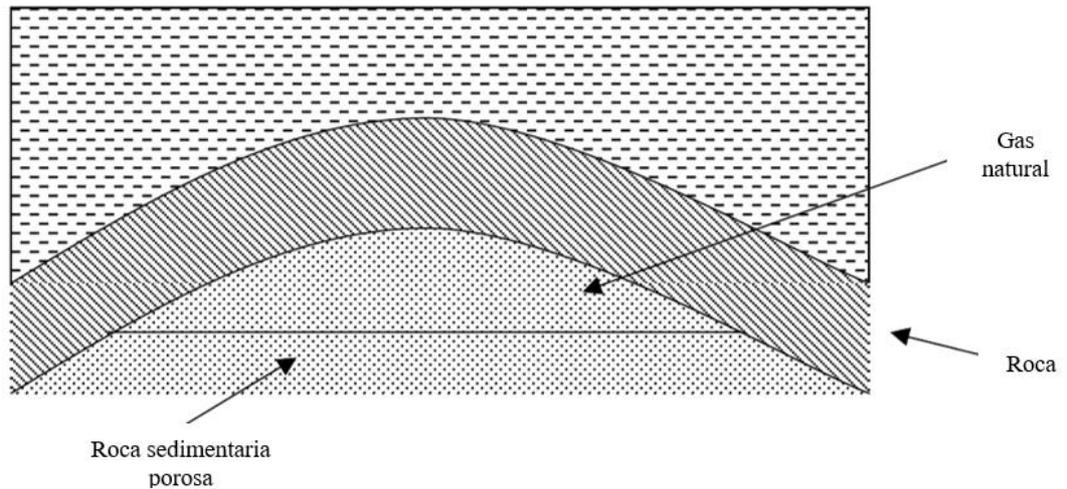


Figura 1-1 Yacimiento de gas natural (Olavarría Muñoz, 2003)

Debajo de la región ocupada por el gas natural, la roca sedimentaria está normalmente llena de agua. El petróleo puede también coexistir con el gas natural, y dicho gas, denominado gas asociado, comprende el gas disuelto en el bruto y la capa de gas que lo cubre.

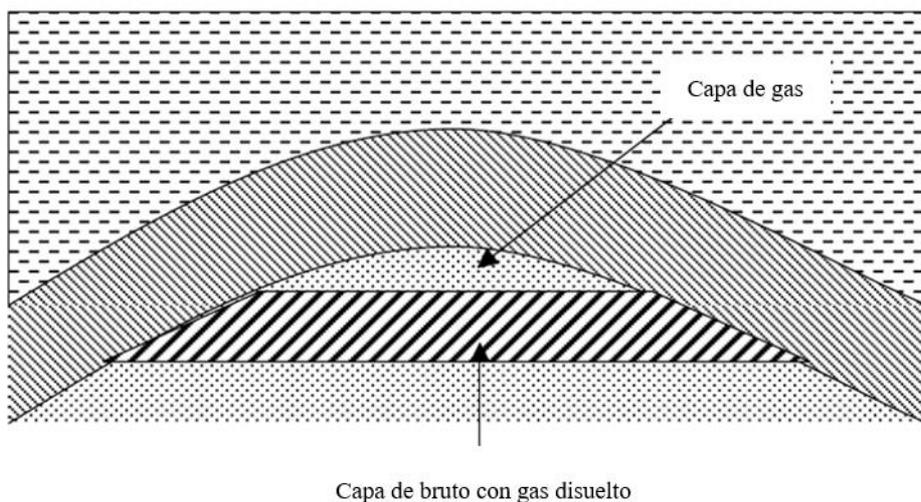


Figura 1-2 Yacimiento de petróleo y gas disuelto (Olavarría Muñoz, 2003)

El gas natural se forma gracias a la degradación de materia orgánica acumulada durante millones de años. Básicamente existen dos mecanismos responsables de esta degradación:

- El gas bacteriológico o bioquímico, que se forma por la acción de las bacterias existentes en los restos orgánicos acumulados en los sedimentos. Dicho gas es producido a profundidades que, generalmente, no sobrepasan unas centenas de metros y está compuesto básicamente por metano puro. Se considera a esta génesis de metano bacteriológico como la responsable del 20%

de las reservas actualmente conocidas.

- El gas térmico se forma a través de la degradación de cierta materia orgánica, denominada kerógeno y que se encuentra acumulada en finos sedimentos granulados, especialmente arcillas. Dicha degradación ocurre por los efectos combinados de la presión y temperatura.

Los hidrocarburos gaseosos son producidos bien directamente a partir del kerógeno mediante cracking térmico primario, o bien a partir del petróleo formado en etapas anteriores mediante un cracking térmico secundario. Al cabo de cierto tiempo, la proporción de gas relativa al petróleo tiende a incrementarse con la profundidad.

Junto al metano, en el gas natural se puede encontrar otros componentes, como se ilustra en la Figura 1-3.

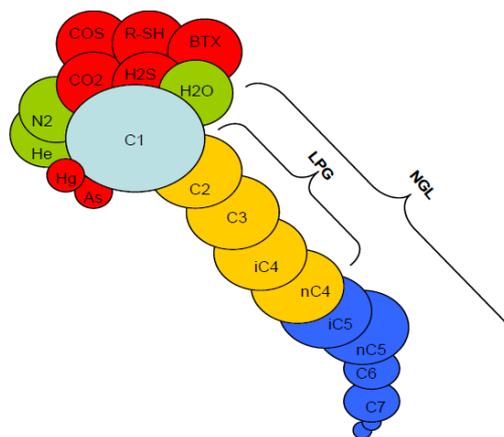


Figura 1-3 Componentes del gas natural (Olavarría Muñoz, 2003)

Los hidrocarburos ligeros que usualmente se encuentran presentes junto al metano en el gas natural son etano, propano y butano. Los dos últimos forman la fracción LPG (Liquefied Petroleum Gas). El gas natural puede contener también una pequeña proporción de hidrocarburos C5+ y, si estos se separan, constituyen una gasolina ligera. Algunos aromáticos (BTX: benceno, tolueno, xilenos) también pueden estar presentes, dando lugar al incremento de las medidas de seguridad debido a su toxicidad. Además, suele contener nitrógeno en cantidades variables.

El gas natural puede contener también contaminantes ácidos como ácido sulfhídrico, mercaptanos, sulfuro de carbonilo (COS), disulfuro de carbono (CS₂), en pequeñas cantidades. El mercurio puede estar presente también como un metal presente en la fase vapor o como un componente órgano-metálico en las fracciones líquidas. Los niveles de concentración son generalmente muy pequeños, pero aun así puede ser muy perjudicial debido a su toxicidad y a sus propiedades corrosivas (Olavarría Muñoz,

2003).

1.3 Diferentes tipos de gas natural

Según la proporción de hidrocarburos más pesados que el metano, se consideran distintos tipos de gas natural (Olavarría Muñoz, 2003):

- A. Gas seco, que no forma fase líquida y contiene una alta proporción de metano.
- B. Gas húmedo, que forma fase líquida en las condiciones de la superficie durante el proceso de producción o extracción.
- C. Gas condensado, que forma una fase líquida en el yacimiento durante la producción, durante el proceso de agotamiento.
- D. Gas asociado, o que coexiste en el yacimiento con crudo.

Cuando el gas natural contiene una cantidad importante de hidrocarburos más pesados que el metano, puede ser necesario ajustar los niveles de concentración de estos por las siguientes razones principales (Olavarría Muñoz, 2003):

- Evitar la formación de una fase líquida durante el transporte.
- Ajustar el poder calorífico del gas dentro de un rango limitado. Ni el gas debe contener un nivel demasiado alto de gas inerte, como el nitrógeno, que disminuiría el poder calorífico, ni un nivel demasiado alto de etano o hidrocarburos más pesados que tienden a incrementar el nivel calorífico.
- Recuperar la fracción líquida de los hidrocarburos que, usados por ejemplo en una planta petroquímica, pueden tener un mayor valor que el propio metano.

1.4 Situación actual del gas natural en el mundo

El gas natural es un combustible fósil que ha ido desplazando a los derivados del petróleo y al carbón hasta llegar a representar una fuente energética de uso generalizado, tanto en su estado gaseoso como en forma de gas licuado.

PRODUCCIÓN

En miles de millones de m³. Por regiones

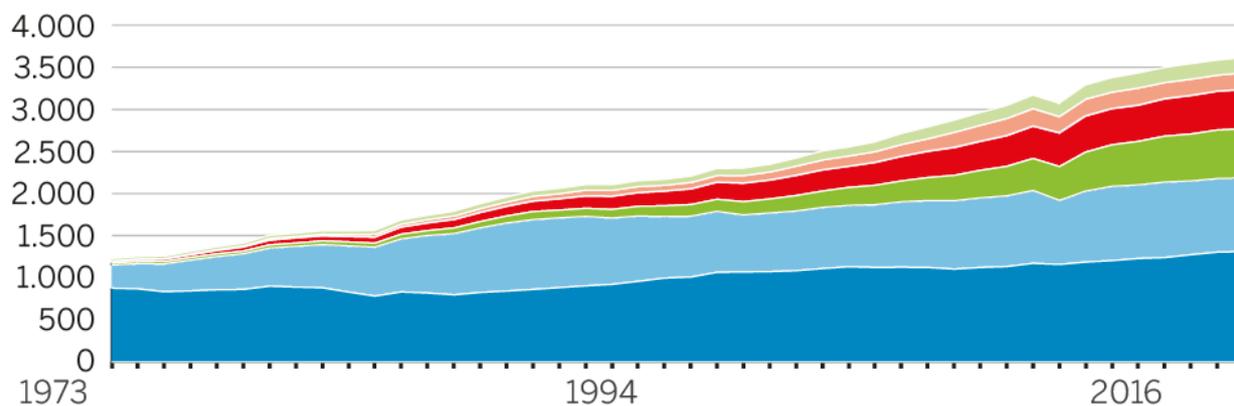
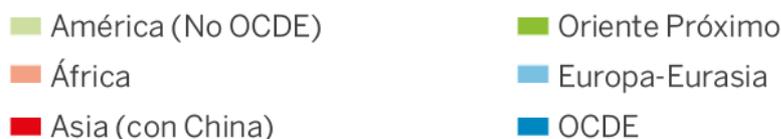


Figura 1-4 Aumento de la producción de gas natural en distintos países [Fuentes: ATE, NOAA, IEA y WEO] (Gualdoni, 2018)

En la actualidad, el gas natural es la tercera fuente energética más utilizada, después del petróleo y del carbón. Tiene preferencia en múltiples aplicaciones del sector industrial, residencial, comercial, transporte y en la generación de electricidad. Uno de los motivos de ello es que es menos contaminante que otros combustibles fósiles, entre otras cualidades (EducarChile, 2018).

1.4.1 Reservas y producción de gas natural a nivel mundial

Las reservas probadas de gas natural en el mundo crecieron un 0,9% a principios de 2017. Los principales aumentos se produjeron en Oriente Medio, pero también fueron significativos los incrementos registrados en el territorio de la antigua Comunidad de Estados Independientes, África y Norteamérica. Europa, mientras, continúa con el declive de sus reservas (-4,2% respecto al año anterior). Por países, los principales incrementos se registraron en Irak, seguido de Rusia, Estados Unidos, Israel e Irán, mientras que los principales descensos se registraron en Qatar, Noruega, Brasil, México y los Países Bajos.

Después de un crecimiento medio del 2% en los últimos cinco años, la producción comercializada de gas natural en el mundo sufrió en 2016 una burca parada con un escaso incremento del 0,2%. Este débil incremento se explica por el comportamiento de Estados Unidos. La evolución de la producción de gas en este país se revirtió abruptamente en medio de un mercado caracterizado por los bajos precios, la

débil demanda y un fuerte recorte de las inversiones. La producción de gas cayó por primera vez desde que comenzó la revolución del shale gas en Estados Unidos. El descenso de la producción en Norteamérica se vio compensado por los incrementos en otras regiones como Oriente Medio y Asia-Oceanía.

El comercio de gas en el mundo creció un 4,8%, ayudado por un incremento del 6,2% en las importaciones / exportaciones de GNL (Gas Natural Licuado). La mayor parte del crecimiento neto en las exportaciones de GNL provino de Australia. Las exportaciones estadounidenses de GNL pasaron de 0,7 bcm (1 bcm=10⁹ m³) en 2015 a 4,4 bcm en 2016. China continuó siendo el principal mercado de crecimiento para la demanda de GNL.

Pero, la creciente disponibilidad de suministros ha llevado a nuevos consumidores de GNL, como Egipto, Pakistán y Polonia, a ingresar al mercado por primera vez. Las importaciones de gas de Europa aumentaron de forma significativa y prácticamente todo este aumento se cubrió con gasoductos a partir de una combinación de suministros argelinos y rusos (Sedigas, 2017).

1.4.2 Perspectivas de futuro a nivel mundial

La industria sigue siendo el principal motor del aumento de la demanda de gas. El uso industrial del gas natural, tanto como combustible como materia prima, crecerá a una tasa promedio anual del 3% y representará 46% del aumento en el consumo global en 2024. Se espera que el gas en la generación de energía eléctrica aumente a un ritmo más lento, debido a la fuerte competencia de las energías renovables y el carbón. Pero la generación de energía eléctrica seguirá siendo el mayor consumidor de gas natural, siendo casi el 40% de la demanda total para el 2024.

La expansión del comercio mundial de gas está impulsada principalmente por el GNL. En la ausencia de planes de inversión confirmados de Qatar, Estados Unidos se convertirá en el mayor exportador de GNL con 113 bcm en el 2024.

Se espera que China se convierta en el mayor importador de GNL del mundo para el 2024, y que sea el mayor gaseoducto importador de gas para el 2022. A pesar de la fuerte inversión, la producción nacional china será incapaz de mantenerse al día con el crecimiento de la demanda.

Las importaciones vía ductos se duplicarán a 100 bcm para el 2024, gracias a los aumentos de capacidad de Rusia y Asia Central, mientras que las importaciones de GNL alcanzarán 109 bcm.

El déficit del suministro de gas en Europa aumentará a medida que la producción interna siga disminuyendo. La eliminación gradual del campo holandés de Groningen y el agotamiento en el Mar

del Norte creará una brecha adicional de casi 50 bcm al año. Se espera que sea superado por una combinación de GNL y las importaciones de gasoductos de fuentes tradicionales y nuevas.

La inversión en proyectos de exportación de GNL se recuperó en 2018 después de varios años de declive. Más inversión en licuefacción será necesaria, ya que los márgenes de capacidad de reserva se reducirán después de 2020 y podría llevar a un mercado más ajustado (RD energía, 2019).

1.5 Situación actual del gas natural en España

El gas natural empezó a emplearse a partir de la década de los 60 en España. En concreto en la ciudad de Barcelona, donde su planta de regasificación comenzó a recibir provisiones de Libia, convirtiéndose en la primera ciudad del país que utilizaba esta fuente energética.

Pero, a partir de la crisis económica y energética de la década de los 80, el desarrollo de toda la infraestructura de gas natural en España fue muy progresivo. Se creó entonces el protocolo del gas, con el fin de implementar el consumo de gas natural en todo el país.

En la situación actual, el negocio del gas natural en España está sufriendo una serie de cambios. Hasta hace poco, este sector se ha caracterizado por su inmovilismo, pero la situación está cambiando con la aparición de nuevas empresas que ofrecen alternativas diferentes. Estas benefician a los consumidores y al contexto energético en todas sus vertientes, con precios más competitivos que se adaptan a las necesidades de los clientes, mayor transparencia o la posibilidad de realizar gestiones de forma online de sus contratos y servicios. Esto obliga indirectamente a las compañías tradicionales a renovarse (MásQueNegocio, 2019).

1.5.1 Demanda nacional de gas natural

En 2017, la demanda de gas natural en España creció un 9,1% con respecto a 2016, hasta alcanzar al finalizar el año la cifra de 350.907 GWh. Se trata así del tercer año consecutivo en que se produce un incremento de la demanda. La utilización de gas natural como energía tanto para el sector doméstico-comercial, industrial, uso de ciclos combinados, y creación de nuevos puntos de suministro; consiguió evitar 25.261 kilotoneladas de CO₂ a la atmósfera en 2017, entre un 7%-8% de las emisiones totales. Este dato avala el importante papel que tiene el gas ante los grandes retos medioambientales que se aproximan.

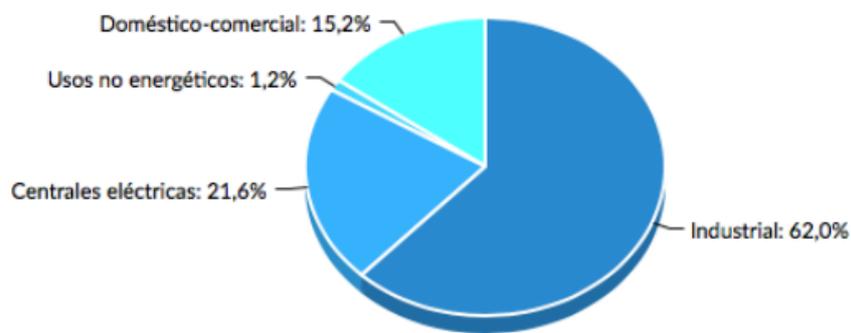


Figura 1-5 Distribución de la demanda en España por sectores (SEDIGAS, 2017)

En cuanto al desarrollo del uso de gas natural en los vehículos, en estos momentos, es la única alternativa real en todas las aplicaciones de la movilidad y mejora la calidad del aire con emisiones casi cero en NO₂ y partículas. En cuanto al repostaje, España dispone de más de 46 estaciones, pero se prevé un aumento en el futuro.

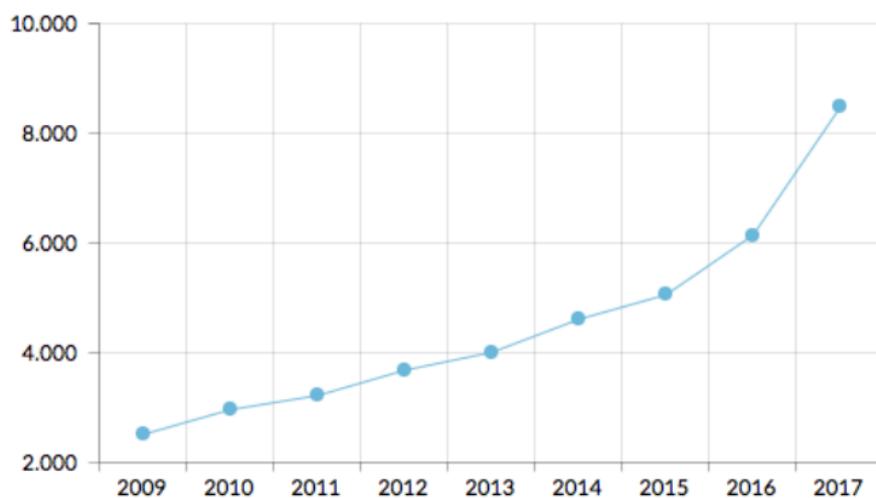


Figura 1-6 Evolución del número de vehículos de gas natural en España (en unidades) (SEDIGAS, 2017)

De esta manera, y gracias a dos variantes en GNC (gas natural comprimido) o GNL (gas natural licuado), el gas natural satisface la demanda de los diferentes tipos de transporte, desde turismos, servicios públicos urbanos, furgones y camiones ligeros de distribución hasta camiones pesados de larga distancia, sin olvidar el transporte marítimo y ferroviario, logrando una importante reducción en las emisiones de carácter tanto global como local.

En 2017 las matriculaciones de vehículos a gas crecieron en España un 38%. Por otro lado, desde los

poderes públicos se están creando las condiciones para fomentar la adquisición de vehículos propulsados por energías alternativas. A finales de ese mismo año, el Sistema Gasista español contaba con 11.369 km de gasoductos de transporte primario y un total de 13.361 km incluyendo los secundarios.

Por otra parte, durante el año 2017 la capacidad total de almacenamiento subterráneo de Yela se incrementó en 893 GWh, de los que 420 correspondieron a gas colchón y 473 al aumento de la capacidad útil. En 2017, la inyección acumuló 8.295 GWh, lo que supuso un incremento de un 27% respecto al ejercicio anterior. Al finalizar el período de inyección, el nivel de llenado alcanzó el 79% de la capacidad útil. Por su parte, la extracción acumulada fue de 5.192 GWh, un 29% menos que en 2016.

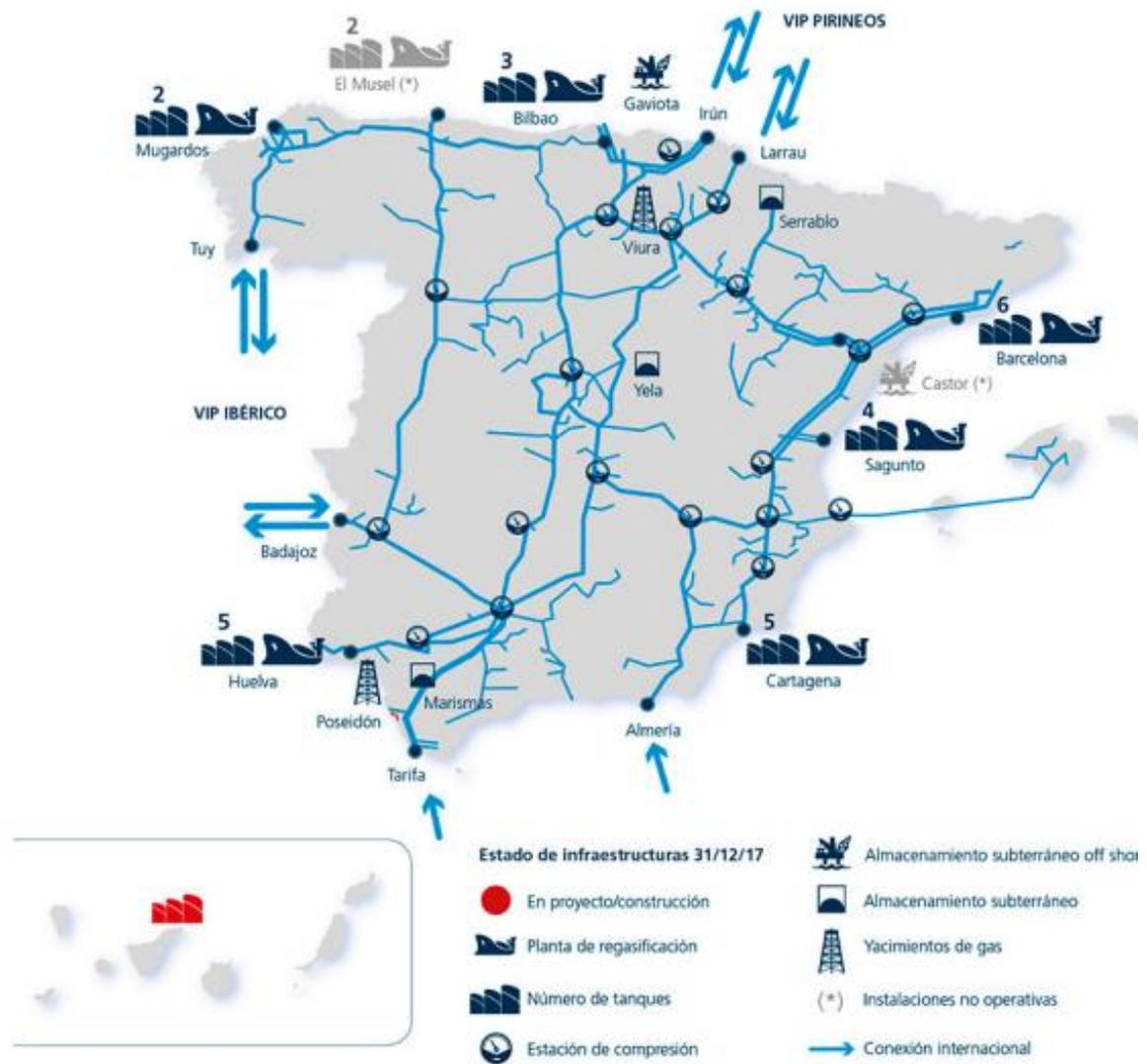


Figura 1-7 Estado de infraestructuras en España en 2017 (SEDIGAS, 2017)

En cuanto a costes, en 2019 el mercado español se ha convertido por primera vez en el más barato de Europa, distorsionado por la afluencia de cargamentos de GNL a bajo precio que siguen llegando al país a pesar de la moderada demanda. Por ello el almacenamiento de gas en España hoy en día está casi al 95%, una situación similar a la de la mayoría de los mercados europeos de gas (SEDIGAS, 2017).

2 GAS NATURAL LICUADO

2.1 Introducción

Las importantes reservas de gas natural que existen en nuestro planeta están a veces situadas en zonas alejadas que carecen de demanda local y donde, dada su lejanía, el transporte del gas natural a través de gasoductos no es rentable bajo ciertas circunstancias, como largas distancias, cruce de mares u océanos, topografía desfavorable, incertidumbres geopolíticas. Los avances tecnológicos de los últimos años han hecho técnica y económicamente viable el transporte del gas natural procedente de estas fuentes mediante buques metaneros (Figura 2-1) en fase líquida, enfriado hasta unos -160°C . El gas transportado en fase líquida se conoce como gas natural licuado (GNL). La licuefacción reduce el volumen del gas aproximadamente 600 veces.



Figura 2-1 Metanero de Gas Natural Licuado

El GNL se recibe en terminales de almacenamiento y regasificación. Una vez regasificado se conduce mediante ductos de transporte y distribución a plantas de generación eléctrica, usuarios industriales, comerciales y residenciales. En la Figura 2-2 se presenta la cadena de valor del GNL (Félix, 2013).

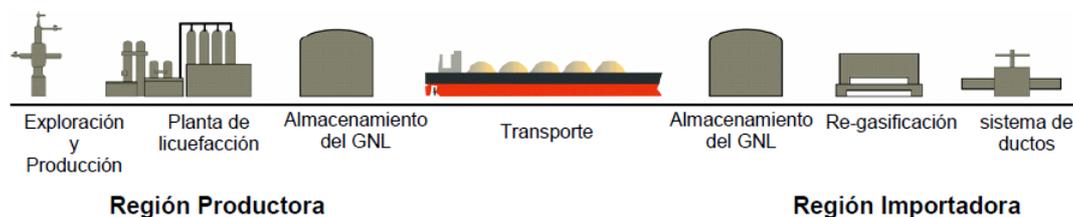


Figura 2-2 Cadena de valor del GNL (Félix, 2013)

Las diferencias en el precio del GNL en los distintos mercados hacen viable el transporte a grandes distancias. De hecho, una ventaja del GNL es que no vincula puntos de consumo con orígenes determinados de gas, por lo que facilita en gran medida la diversificación de orígenes, reduciendo el riesgo de suministro, y aumentando la competencia en el mercado. Se observa en la Figura 2-3 la evolución de las exportaciones mundiales por gasoducto y GNL (Energía y Sociedad, 2016).

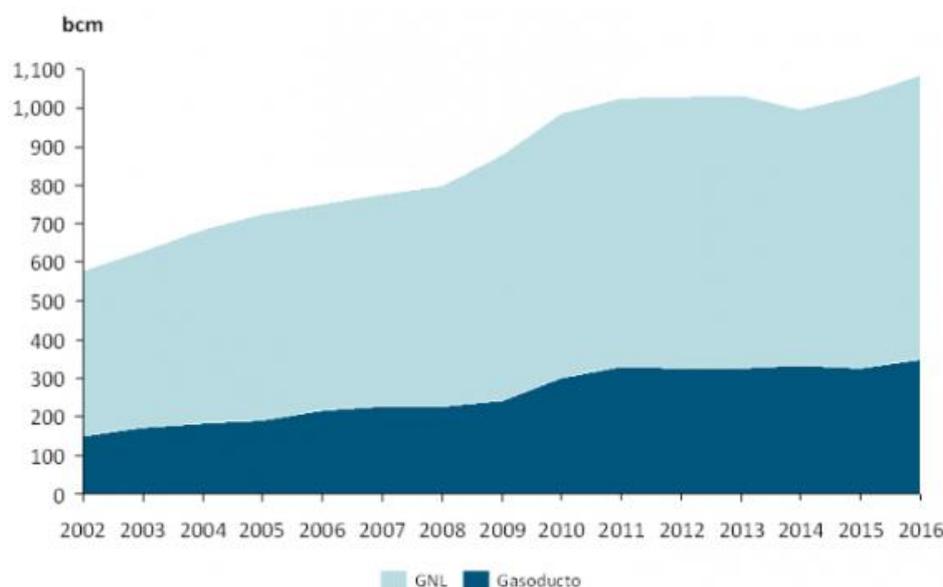


Figura 2-3 Evolución de las exportaciones mundiales por gasoducto y GNL (Energía y Sociedad, 2016)

El GNL supera al gasoducto como la principal forma de intercambiar gas entre regiones. Las economías en desarrollo en Asia son los principales motores del crecimiento del GNL, con una cuota de mercado en la demanda total de gas que crece del 20% en 2018 al 40% en 2040, año en el que la molécula de gas

viajará a más de 5.000 km de media para llegar a los consumidores de los mercados asiáticos en desarrollo, casi el doble que en la actualidad (Raso, 2019).

La composición del gas natural licuado depende de la región mundial en la que se produce. A continuación, en la Tabla 2-1 se presenta la composición típica del GNL procedente de varias plantas de licuefacción en varios países.

% molar GNL	Nigeria	Arun	Brunel	Oman	Atlantic	Kenal
Metano	87,9	88,48	89,40	90,00	95,00	99,80
Etano	5,50	8,36	6,30	6,35	4,60	0,10
Propano	4,00	1,56	2,80	0,15	0,38	0
Butano	2,50	1,56	1,30	2,50	0,00	0
Nitrógeno	0,10	0,04	0,20	1,00	0,02	0,10

Tabla 2-1 Composición del GNL procedente de varias plantas de licuefacción de gas natural (Mokhatab et al., 2013)

2.2 Planta de licuefacción de gas natural

En las plantas de licuefacción hay que distinguir dos secciones, el pretratamiento y la licuefacción propiamente dicha, incluyendo la eliminación de nitrógeno.

2.2.1 Pretratamiento del gas

El almacenamiento y transporte del gas en forma líquida a presión atmosférica se debe realizar a una temperatura de aproximadamente -160°C , dependiendo de la composición de dicho gas.

Con anterioridad, es imprescindible eliminar del gas cualquier componente que pueda dar lugar a congelación a baja temperatura, dándose obturaciones en los equipos criogénicos.

Por otro lado, también es necesario extraer los productos contaminantes para poder alcanzar los requerimientos que establecen las especificaciones que debe cumplir el gas natural para su venta. En la siguiente tabla se recogen los tratamientos necesarios para cada contaminante con los respectivos requerimientos mínimos.

Proceso	Descripción	Requerimientos mínimos
Desulfuración	<ul style="list-style-type: none"> Reducción de problemas de corrosión. Conversión del sulfuro de hidrógeno en azufre. Proceso basado en el uso de Metildietanolamina. 	H ₂ S (3,3 ppm) CO ₂ (50 ppm)
Deshidratación	<ul style="list-style-type: none"> Prevención de la solidificación del agua en los diferentes equipos durante la licuefacción. Reducción de problemas de corrosión. 	H ₂ O (1 ppm)
Eliminación de mercurio	<ul style="list-style-type: none"> Reducción de daños en los equipos manufacturados en aluminio. 	Hg (10 ng/m ³)
Eliminación NLGs	<ul style="list-style-type: none"> Prevención de congelación de hidrocarburos y aromáticos en los intercambiadores de calor criogénicos. 	C ₅ + hidrocarburos (1000 ppm) Aromáticos (10 ppm)
Eliminación de mercaptanos	<ul style="list-style-type: none"> Los mercaptanos son corrosivos y tóxicos. Deben ser separados del sulfuro de hidrógeno ya que pueden causar problemas durante el proceso de eliminación de gas ácido. 	0 ppm
Eliminación de nitrógeno	<ul style="list-style-type: none"> Remoción mediante evaporador tipo flash. Reducción de la probabilidad de ocurrencia de estratificación del GNL. Reducción de la temperatura y la presión del GNL sin consumo energético adicional. Dado que el punto de ebullición del nitrógeno es similar al punto de ebullición del metano, son utilizadas columnas de destilación para evitar pérdidas de metano dada la consideración de múltiples niveles de presión. 	1 % v/v

y de los requisitos operativos y eficiencias de los sistemas involucrados, con el fin de cumplir los objetivos de capacidad de la planta.

Las tecnologías de licuefacción están basadas en ciclos de refrigeración, que toman como alimentación un gas pretratado y lo enfrían, condensándolo a temperaturas criogénicas y generando así un producto líquido. La problemática principal de este proceso es alcanzar las temperaturas extremadamente frías necesarias y por ello en las últimas cinco décadas dichos ciclos se han desarrollado.

Las innovaciones tecnológicas tienen como objetivos principales la reducción de la inversión y de los costes operativos, además de aumentar la producción de GNL y la optimización del proceso de refrigeración empleado. En teoría, el proceso de licuefacción más termodinámicamente eficiente es uno con un refrigerante o un sistema de refrigerante mixto, que se acerca más a la curva de enfriamiento del gas natural a la presión de operación (Figura 2-5).

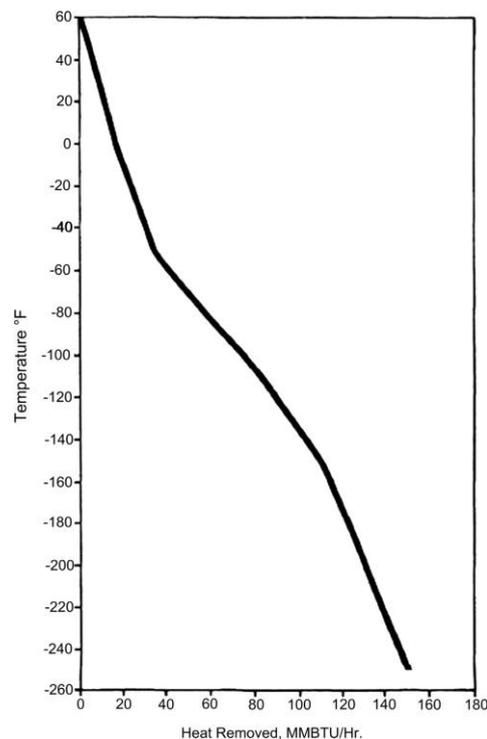


Figura 2-5 Curva típica de enfriamiento del gas natural (Mokhatab et al., 2013)

En la figura anterior se puede observar una curva típica de enfriamiento del gas natural, en la que se diferencian tres zonas: preenfriamiento, licuefacción y subenfriamiento.

La curva de calentamiento del refrigerante asociada al proceso de licuefacción puede ser usada como una herramienta de optimización de diseño. En este aspecto, los componentes más importantes del equipo de licuefacción son diseñados para que se acerquen lo más posible la curva de enfriamiento del gas que se licua y la curva de calentamiento del refrigerante, para lograr una alta eficiencia de

refrigeración y reducir así el consumo de energía. En la Figura 2-6 se presenta la curva de enfriamiento de un sistema de gas natural, la curva de calentamiento de un sistema de refrigerante mixto mezclado con propano (C3-MR) y la de un sistema de refrigerante en cascada de tres refrigerantes clásicos.

Termodinámicamente, la curva de calentamiento de refrigerante mezclado se acerca más a la de enfriamiento del gas a licuar, minimizándose así la diferencia de temperatura entre los dos fluidos. Cuanto más pequeña es esta diferencia de temperatura, más área de intercambio de calor se necesita, por lo que el diseño del proceso de GNL debe ser optimizado en cuanto a la selección y composición del refrigerante, diseño de intercambiador y área de transferencia de calor.

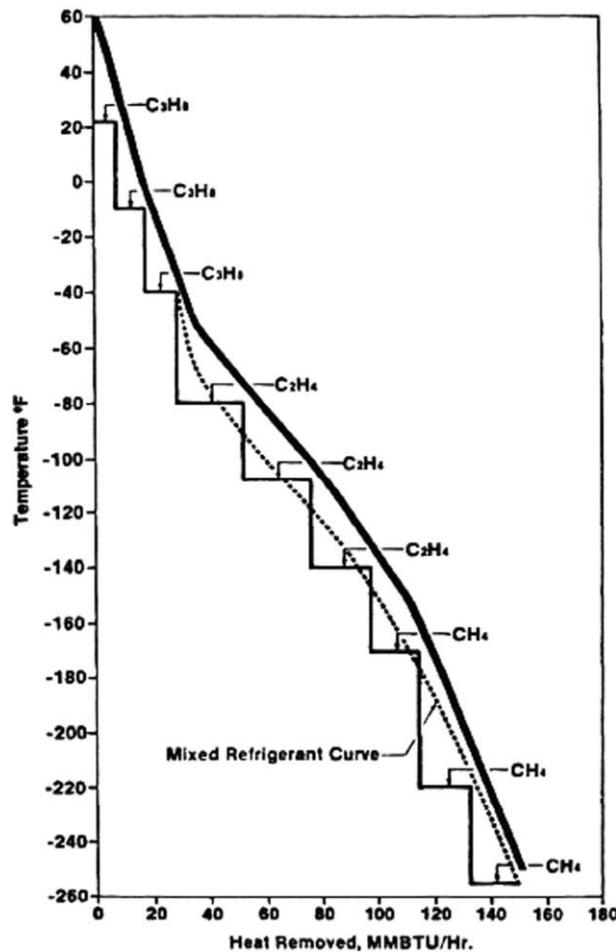


Figura 2-6 Curva de enfriamiento de gas natural junto a curva de calentamiento de refrigerante mixto (Mokhatab et al., 2013)

El proceso de licuefacción en cascada intenta aproximar la curva de enfriamiento con el uso de una serie de refrigerantes que suelen ser generalmente tres. La utilización de más de un refrigerante permite una aproximación mayor a la curva de enfriamiento del gas de proceso, pero requiere un equipo adicional, el ciclo es más complejo y los costes operativos son mayores.

Entre los requisitos básicos sobre los refrigerantes utilizados para este proceso están:

- Las temperaturas críticas no son muy bajas, para que los refrigerantes puedan licuarse a temperatura media o ambiente.
- Las presiones de saturación de los refrigerantes deben ser las apropiadas en el rango de temperaturas de trabajo. Generalmente, la presión de evaporación debe ser igual o superior a la presión atmosférica, evitando así que el aire entre en los componentes de baja presión. Por otro lado, la presión de condensación debe ser baja, para disminuir el trabajo del compresor.
- La capacidad de refrigeración debe ser alta para reducir el tamaño del compresor y el caudal de refrigerante necesario.
- La densidad y viscosidad deben ser pequeñas para que las caídas de presión en el sistema sean bajas.
- Deben tener una conductividad térmica alta, lo que aumenta la efectividad del evaporador y condensador y disminuye el área de intercambio de calor.

Principalmente, los procesos de licuefacción de gases se diferencian con el tipo de ciclo de refrigeración empleado, que pueden clasificarse en tres grupos: procesos de licuefacción en cascada, con refrigerantes mixtos y procesos basados en expansión (Mokhatab et al., 2013).

2.2.2.1 Ciclo en cascada

En este proceso se utilizan varios ciclos de refrigeración cuyos refrigerantes se vaporizan a diferentes temperaturas, pero constantes, y con ello se reducen las pérdidas irreversibles de intercambio de calor. Este ciclo es flexible, puesto que cada circuito de refrigerante se puede controlar por separado.

En cuanto a economía, el ciclo en cascada es el más adecuado para grandes capacidades de producción, puesto que requiere un área de transferencia de calor y un requerimiento de energía relativamente bajos por unidad, lo que compensa el coste de tener múltiples máquinas. Otras ventajas son los bajos riesgos técnicos y la utilización de estándares en diseño de equipos, lo que reduce el tiempo de construcción. Sin embargo, la insuficiente flexibilidad y adaptación a variaciones en la composición del gas de proceso junto a un coste de capital de inversión alto son las desventajas principales de este proceso (Mokhatab et al., 2013).

2.2.2.2 Ciclos de refrigerante mixto (MR)

Este ciclo de refrigeración incluye el enfriamiento continuo de una corriente de gas natural utilizando una mezcla de refrigerantes, normalmente una mezcla de hidrocarburos ligeros y nitrógeno. Gracias a esta mezcla se puede obtener una curva de calentamiento muy semejante a la curva de enfriamiento del gas natural desde la temperatura ambiente hasta la criogénica. La energía necesaria y el área de intercambio necesario pueden ser optimizados.

Las ventajas que presenta este ciclo de refrigeración frente al ciclo en cascada son una mayor proximidad a la curva de enfriamiento del gas de proceso, menor número de compresores y servicios de intercambiadores de calor, y la capacidad de ajustar la composición del refrigerante a las variaciones en la composición del gas.

Por otro lado, un solo ciclo de MR suele tener una menor eficiencia térmica que el proceso en cascada, ya que no puede igualar de manera óptima el amplio rango de temperaturas de enfriamiento en el proceso de licuefacción de gas natural. Otra desventaja de este proceso de refrigeración es que su inicio y estabilización son más lentos por la necesidad de precisión en la mezcla de refrigerante. Este hecho se acentúa en entornos donde se esperan frecuentes arranques y paradas que requieren un ajuste de la composición del refrigerante (Mokhatab et al., 2013).

2.2.2.3 Ciclo simple de refrigerante mixto (SMR)

Hace referencia a un ciclo de Rankine invertido, en el que el gas es enfriado y licuado en un solo intercambiador de calor con un refrigerante mixto. Dicho refrigerante está constituido principalmente por hidrocarburos con bajo punto de ebullición y nitrógeno, y su composición está determinada por la composición de alimentación, la presión de alimentación, la presión de operación de la planta de licuefacción y la temperatura ambiente (Mokhatab et al., 2013).

El ciclo de Rankine invertido contiene las siguientes etapas: compresión, enfriamiento, condensación, expansión y evaporación (Figura 2-7). El objetivo principal es conseguir que el refrigerante se evapore, absorbiendo calor del gas natural y, por tanto, disminuyendo la temperatura de este, en un intercambiador denominado evaporador. Posteriormente el refrigerante condensará, evacuando calor al aire ambiente o a otra sustancia (Torres, 2015).

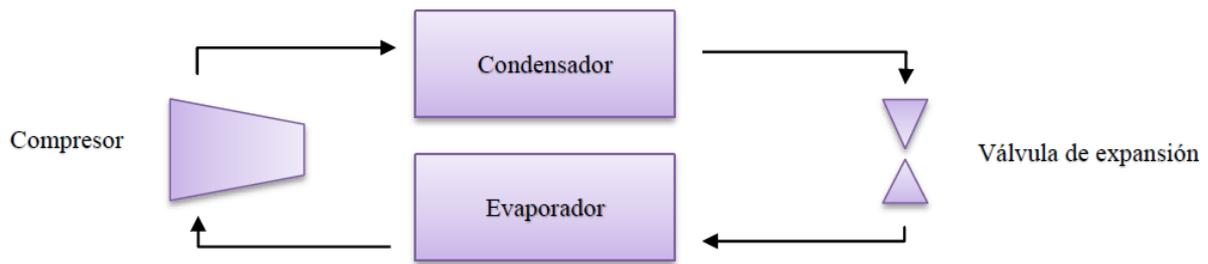


Figura 2-7 Ciclo de Rankine invertido (Torres, 2015).

La eficiencia térmica del proceso es relativamente baja y por ello este ciclo se adapta a plantas de pequeña y mediana escala, en las que el coste y la simplicidad son factores económicos decisivos (Mokhatab et al., 2013). Presenta capacidades de producción de GNL de entre $0,2 \times 10^6$ y 3×10^6 toneladas al año (Giraldo, 2018).

2.2.2.4 Ciclo doble de refrigerante mixto (DMR)

En este proceso se licua el gas natural usando dos ciclos de refrigerante mixto. En el primero, el gas de alimentación es pre-enfriado con un refrigerante mixto con mayor punto de ebullición y, en el segundo, este gas enfriado se condensa en un segundo intercambiador de calor con una mezcla de refrigerante más ligera (Mokhatab et al., 2013).

Los intercambiadores de calor de este proceso tienen la mitad de tamaño que el de ciclo SMR, puesto que aquí el servicio de enfriamiento se divide en dos ciclos (Mokhatab et al., 2013).

El proceso más utilizado de este tipo de ciclo de refrigeración es el pre-enfriado con propano (C3-MR), es decir, el preenfriamiento se realiza con un único refrigerante (propano) en ciclo cerrado y la condensación con una mezcla de refrigerantes. Dicho preenfriamiento hace que el diseño de la planta sea más eficiente y se usa menos energía en comparación con los sistemas de ciclo simple con refrigerante mixto, aunque hay que añadir que la implementación de otro ciclo más hace que la complejidad del proceso sea mayor (Mokhatab et al., 2013).

A nivel comercial, presenta capacidades de producción de GNL de entre $0,5 \times 10^6$ y 8×10^6 toneladas al año (Giraldo, 2018).

2.2.2.5. Ciclos de expansión del gas

En este ciclo se emplean turbocompresores para la producción del refrigerante para el proceso de licuefacción, que trabaja con compresión y expansión del fluido. Este ciclo ha mejorado mucho debido

a los avances en cuanto a eficiencia de los turbocompresores (normalmente más del 85%). Puede ser de expansión simple, doble y/o incluir preenfriamiento con propano. La inclusión de expansores múltiples y el preenfriamiento con propano genera una mejora en la eficacia de operación y hace que estos ciclos sean más adecuados para la licuefacción a pequeña escala.

Las curvas de calentamiento del refrigerante y enfriamiento del gas natural normalmente se alejan en el extremo más cálido de la curva del enfriamiento del gas. Esto es así porque el refrigerante (metano o nitrógeno) tiene un punto de ebullición bajo y por tanto es un buen refrigerante para el enfriamiento a baja temperatura, especialmente cuando el gas de alimentación contiene cantidades significativas de propano (Mokhatab et al., 2013).

En la Tabla 2-3 se presenta el consumo relativo de energía de cada ciclo.

Ciclo de refrigeración	Consumo de energía (kWh/kg_{GNL})
Cascada	0,35
Refrigerante mixto con etapa simple	0,44
Refrigerante mixto multietapa	0,37
Expansión simple	0,70
Expansión simple con preenfriamiento de propano	0,60
Doble expansión	0,60

Tabla 2-3 Consumo de energía de los distintos ciclos de licuefacción (Mokhatab et al., 2013).

Por otro lado, en la siguiente tabla se resume de una manera más visual las ventajas e inconvenientes de los ciclos de refrigeración empleados en la licuefacción de gas natural mencionados anteriormente.

Ciclo de refrigeración	Ventajas	Desventajas
Cascada	<ul style="list-style-type: none"> - Área de intercambio de calor por capacidad de licuefacción baja. - Requerimiento de potencia bajo. - Control de cada subciclo por separado. - Adecuado para grandes capacidades de licuefacción. - Corto periodo de construcción. - Bajos riesgos técnicos. 	<ul style="list-style-type: none"> - Coste de capital de inversión alto. - Dificultad en la adaptación ante las variaciones en la composición del gas. - Limitaciones en la capacidad de los trenes de producción.
Refrigerante mixto	<ul style="list-style-type: none"> - Menor número de compresores e intercambiadores de calor, en comparación con el ciclo en cascada. - Buena capacidad de ajuste ante los cambios en composición del gas. 	<ul style="list-style-type: none"> - Rendimiento bajo. - Inicio y estabilización del proceso de refrigeración lento.
Refrigerante mixto simple	<ul style="list-style-type: none"> - Bajo coste. - Configuración simple. 	<ul style="list-style-type: none"> - Baja eficiencia. - Se recomienda solo para plantas de pequeña y mediana escala.
Refrigerante mixto doble	<ul style="list-style-type: none"> - Consume menos energía que el ciclo de refrigerante mixto simple. 	<ul style="list-style-type: none"> - Mayor número de equipos. - Mayor complejidad del proceso.
Expansión de gas	<ul style="list-style-type: none"> - Operación simple. - Menor sensibilidad a los cambios en la composición del gas. - Se emplea para plantas a pequeña escala. 	<ul style="list-style-type: none"> - Menor rendimiento que los ciclos de cascada y de refrigerante mixto.

Tabla 2-4 Ventajas y desventajas de los ciclos de refrigeración empleados en la licuefacción de gas natural (Mokhatab et al., 2013).

2.2.3 Almacenamiento de gas natural licuado

Un tanque de almacenamiento del GNL se puede considerar como un “buffer” o reserva de capacidad entre (Olavarría Muñoz, 2003):

- La planta de licuefacción y el medio de transporte de GNL (metaneros).
- El metanero y el consumidor final en una planta de recepción terminal.
- El gasoducto y el consumidor en una planta “pico” (licuado y almacenaje durante bajos periodos de demanda y regasificación durante periodos pico o puntas de consumo).

El GNL es almacenado en tanques con una capacidad de más de 200.000 m³. En este caso los tanques son cilíndricos con un fondo plano y doble pared. El gas licuado se contiene en un tanque con forro metálico y la carcasa exterior es metálica o de hormigón. En la Figura 2-8 se presenta uno de los tanques de almacenamiento GNL de una planta regasificadora.

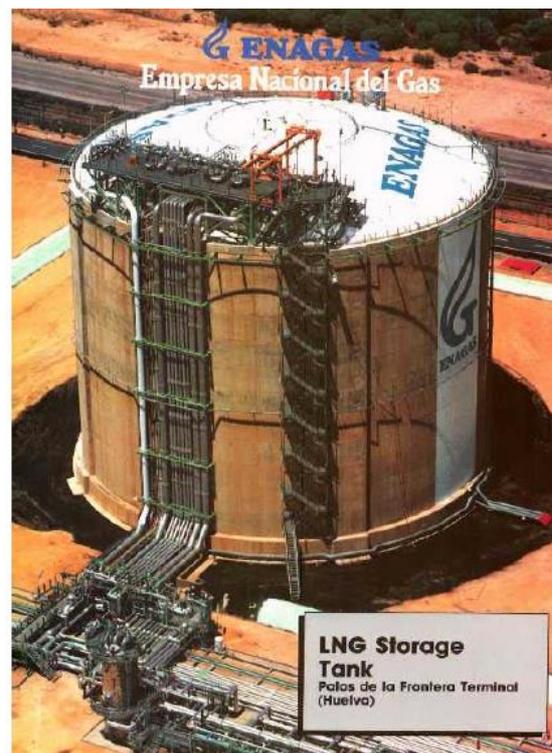


Figura 2-8 Tanque de almacenamiento de GNL de la planta regasificadora de Palos de la Frontera (Huelva) (Olavarría Muñoz, 2003)

En algunos casos, cuando por ejemplo se suministra a unidades satélites, requiriéndose almacenar menores cantidades, los tanques pueden ser horizontales, con doble pared y aislados por el vacío existente entre las paredes.

El GNL es almacenado a presión ligeramente superior a la atmosférica, siendo los valores típicos (Olavarría Muñoz, 2003):

- Presión de operación: 50 mbar.
- Máxima presión (punto de consigna de la válvula de seguridad): 150 mbar.
- Mínima presión (punto de consigna de la válvula de vacío): -5 mbar.
- La temperatura del GNL está en el orden de -160°C.

En cuanto al diseño de estos tanques, es importante minimizar la transferencia de calor desde el exterior del tanque al interior mediante la utilización de adecuados sistemas de aislamiento, y también se debe reducir a un mínimo la vaporización (boil-off) del gas natural. Ambos parámetros, principalmente el primero, están sujetos a significativas penalizaciones en los contratos “llave en mano” de estos tanques.

El ratio de boil-off se define como el volumen de líquido (GNL) evaporado durante un periodo de 24 horas dividido por la capacidad del tanque. Estos vapores son recomprimidos y utilizados como gas combustible en la planta de licuefacción, o reinyectados dentro de la red.

Según la clasificación realizada por Engineering Equipment and Material Users Association (EEMUA), de acuerdo con los procedimientos de retención de gases y vapores, cabe distinguir tres tipos de tanques de almacenamiento de GNL (Olavarría Muñoz, 2003):

- Tanque de contención simple.

Este tipo de tanque puede ser con simple o doble pared. En él solo la pared interior puede soportar las bajas temperaturas. La pared exterior se diseña a efectos de retención y protección de aislamientos.

- Tanque de contención doble.

Corresponde a tanques de doble pared diseñados de modo que tanto la pared interior como la exterior son capaces de soportar el líquido almacenado. El tanque interior puede contener el líquido en condiciones normales de operación y el exterior puede contener el líquido liberado como consecuencia de fugas desde el tanque interior.

- Tanque de contención completa (“full containment”).

Hace referencia a un tanque de doble pared actuando como doble contención, con el techo superior exterior soportado por el tanque exterior de modo que pueda retener el vapor resultante de las posibles fugas.

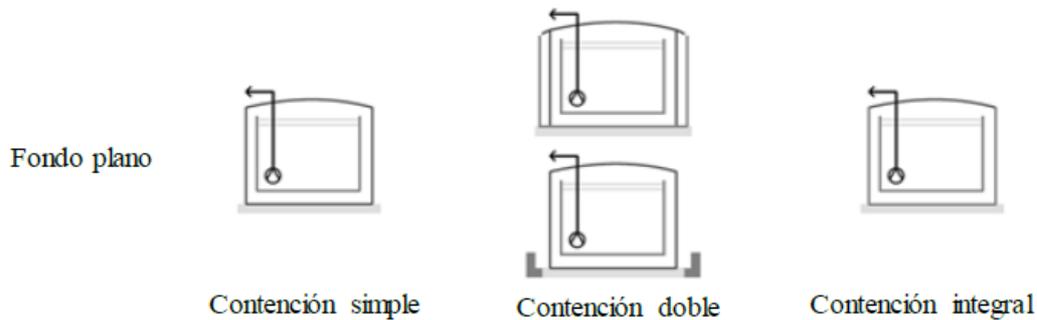


Figura 2-9 Tipos de tanques de almacenamiento de GNL (Giraldo, 2018).

La selección del tipo de tanque más adecuado en cada caso depende de la localización, condiciones de operación, condicionantes medioambientales y de seguridad, costes unitarios aplicables a la zona y a la instalación, etc.

Algunos de los diseños existentes son (Olavarría Muñoz, 2003):

- Tanques metálicos

Son los más simples, por lo que fueron los inicialmente usados. Corresponden a vajillas de doble pared; con un liner o forro interior hecho de acero 9% de níquel o aleación de aluminio; y una pared metálica exterior, no diseñada para soportar bajas temperaturas. El espacio entre el forro y la pared exterior está aislado con perlita y fibra de cristal en el exterior del tanque interior, y el espacio entre los fondos de los tanques o paredes está aislado con bloques de aislamiento de cristal celular, capaz de soportar los esfuerzos mecánicos producidos por el tanque interior y el GNL contenido.

Este tipo de tanque está clasificado como de contención simple y está rodeado por un dique o recinto de contención capaz de almacenar toda la capacidad del tanque en caso de accidente.

La posibilidad de fallo en estos tanques es baja, pero se puede reducir rodeando el tanque de una pared de hormigón pretensado situada a no más de un metro de la pared exterior, en cuyo caso este tipo de tanque se clasifica como doble contención.

- Tanques de hormigón pretensado

El hormigón pretensado es utilizado en la pared exterior. El tejado puede ser de hormigón, soportado por la pared exterior. Estos tanques proporcionan una alta seguridad y se clasifican como de contención completa.

La pared o forro interior puede ser un tanque autosoportado o un tanque tipo membrana metálica. En el caso del primero, el tanque está hecho generalmente de acero con 9% de níquel, y la cara interior del

tanque exterior está cubierto por un delgado liner de acero al carbono hasta la parte superior de la pared de hormigón para asegurar un rígido sellado a las fugas de GNL e impedir entradas de humedad. El espacio entre los tanques está relleno de perlita para proporcionar aislamiento. En el caso de ser una membrana de metal, esta actúa como una barrera de sellado para el GNL y la fase gas contenida en el tanque interior. Estos tanques no pueden soportar las fuerzas inducidas por la presión y los esfuerzos hidroestáticos son transferidos desde la membrana al tanque de hormigón exterior a través de un material de aislamiento rígido (paneles de poliuretano rígido).

- Tanques semienterrados

El tanque de hormigón es colocado en una cavidad excavada en una profundidad mayor o igual a la mitad del nivel del LNG en el tanque. Está rodeado por un dique de tierra tan alto como el nivel máximo de GNL en el tanque, lo que evita normalmente el riesgo de vertido.

- Tanques enterrados

El máximo nivel del tanque de GNL no excede el nivel del suelo, de modo que el tejado está sobre este nivel. Este tipo de tanques proporcionan un alto nivel de seguridad y es ampliamente utilizado. En su construcción se deben tomar importantes precauciones contra riesgos de inundaciones o de que se supere la capa freática durante la operación.

- Almacenes tipo cavernas

Son cavidades bajo tierra, con la parte superior al menos 10 metros por debajo del nivel del suelo. Es un sistema muy atractivo desde el punto de vista de seguridad.

2.2.4 Regasificación del gas natural licuado

El GNL se transporta en grandes cantidades y a grandes distancias mediante barcos metaneros, como se ha indicado anteriormente. Las pequeñas cantidades en tierra para cortas distancias en camiones con tanques cisternas o trenes con vagones cisterna. En las terminales regasificadoras se descarga y se regasifica el GNL, al mismo tiempo que adaptan sus especificaciones a las requeridas por los clientes, ya sea la red de gasoductos, una central eléctrica o cualquier otro consumidor.

Para ello, en la planta regasificadora se realizan dos funciones principalmente:

- Transferir y almacenar el GNL.
- Regasificar el GNL.

En ella se incluyen:

- Tanques de almacenamiento con bombas sumergidas.
- Recuperadores de boil-off
- Bombas de alta presión
- Regasificadores
- Elementos de regulación y medidores de flujo

En cuanto a la recuperación del boil-off, en una terminal de licuefacción, este gas resultante de los tanques del almacenamiento de GNL es usado como combustible en la propia planta, pero en una terminal gasificadora no hay consumo para las cantidades que se produce, así que existe un gas en exceso. Este gas en exceso se puede reinyectar en la red, siempre que la presión de esta no sea muy alta, o para aplicaciones de altas presiones, que consiste en la “absorción” de este boil-off gas sobrante en el propio GNL que es bombeado para regasificación. En este último proceso de relicuefacción se comprime el boil-off gas hasta una presión de unos 8 bares, inyectándolo en una columna por la que también circula GNL procedente de los tanques de almacenamiento. El GNL que se encuentra subenfriado a esta presión intermedia puede absorber el boil-off gas hasta que alcance el punto de ebullición.

El uso de estos relicuefactores reduce el consumo de energía por encima de un 50% si se compara con el trabajo de compresión que se requeriría para alcanzar las presiones de los consumidores en los casos que estos operen a altas presiones.

Al igual que en el caso de los relicuefactores, en el caso de las bombas de GNL se presentan dos alternativas (Olavarría Muñoz, 2003):

- Si la presión de la red del consumidor es baja (< 25-30 bar), se diseñan bombas sumergidas en el propio tanque de almacenamiento capaces de proporcionar la presión del consumidor después de la regasificación.
- Si la presión del consumidor es alta (50-80 bar), las bombas de alta presión de GNL permiten alcanzar dicha presión.

Para la regasificación se utilizan distintos tipos de cambiadores de calor (Olavarría Muñoz, 2003):

- Vaporizadores abiertos

Este es el tipo más común. El GNL circula hacia arriba a través de tubos de aluminio aleteados montados

sobre un bastidor o rack, y el agua (normalmente agua de mar) fluye hacia abajo por el exterior de dichos tubos.

- Vaporizadores de combustión sumergida

En estos vaporizadores se utiliza el calor aportado por la combustión del gas que se produce en un tanque lleno de agua. El GNL circula a través de un lazo de tubos sumergidos en el tanque lleno de agua, que es calentada por los gases de escape del quemador. El agua se mantiene a una temperatura relativamente baja, entre 30 y 40°C, para limitar las pérdidas a través de los gases de escape y mejorar la eficiencia. Este tipo de vaporizadores tienen un coste de operación muy superior al de los anteriores.

- Vaporizadores con un medio de calentamiento intermedio

El calor necesario para la vaporización es proporcionado por un fluido intermedio, que primero sufre un intercambio de calor con el agua, y se vaporiza, condensando posteriormente cediendo calor latente al GNL para su vaporización. Este fluido intermedio es normalmente propano.

- Vaporizador atmosférico

Son normalmente utilizados solo en estaciones satélites en las que el flujo de GNL es relativamente pequeño. El calor de la vaporización es suministrado por el aire ambiente a un GNL que fluye por un rack de tubos aleteados. Dichos tubos se van cubriendo gradualmente por una película de niebla helada a una velocidad que depende de las condiciones atmosféricas, lo que reduce progresivamente el coeficiente de transferencia de calor.

2.3 Tecnologías de licuefacción de gas natural

A menudo, en la selección del proceso de licuefacción del gas natural influye el consumo de energía por tonelada de GNL producido. Este es un parámetro importante puesto que los compresores de refrigerante en el proceso de licuefacción de gas son los más destacados en coste y consumo de energía.

Una forma de comparar los diferentes sistemas de licuefacción de gas natural es teniendo en cuenta (Mokhatab et al., 2013):

- Potencia del compresor
- Requisito del área de superficie del intercambiador de calor
- Las temperaturas se aproximan entre la curva de enfriamiento del gas y calentamiento del refrigerante en el intercambiador de calor.

Esta última consideración es un punto de referencia en dicha comparación. Sin embargo, puede ser engañoso si solo se tiene en cuenta el rendimiento energético de un sistema y no el coste de capital y operativo del ciclo.

Las primeras plantas de licuefacción natural y algunas en la actualidad se basan en los clásicos procesos en cascada con compuestos puros como metano, etileno y propano como refrigerante. Hoy en día, la mayoría de las plantas de licuefacción de gas existentes funcionan con al menos un ciclo de refrigerante mixto. Pero, en estos últimos años, se han construido otros procesos como el sistema en cascada con refrigerantes mixtos y procesos con ciclos dobles con refrigerantes mixtos. Por otro lado, los ciclos basados en expansores que funcionan con nitrógeno como fluido de trabajo se usan en una serie de plantas de licuefacción de gas a pequeña escala (Mokhatab et al., 2013).

A continuación se presentan los procesos con licencia más comunes en los que se utilizan uno y/o combinaciones de las tecnologías mencionadas anteriormente. Hay que añadir que dichas tecnologías evolucionan continuamente y hay muchas versiones de la misma.

2.3.1 Proceso de refrigerante mixto preenfriado con propano (APCI C3-MR)

La empresa Air Products & Chemicals Inc. (APCI) dispone de tres procesos diferentes para la licuefacción del gas natural (APCI C3-MR, Split MR, APCI AP-X), cada uno de ellos diseñado con el objetivo de poder adaptarse a tamaños y capacidades de planta cada vez mayores (Torres, 2015). De estos tres procesos, el más conocido es el C3-MR y se caracteriza por un preenfriamiento con propano en cascada hasta una temperatura intermedia de -35°C seguido de un sistema de licuefacción y subenfriamiento usando un refrigerante mixto en un intercambiador de calor principal de tubos enrollados en espiral (Mokhatab et al., 2013), que presenta eficiencias térmicas de más del 93% (Mokhatab, S.;Messersmith, 2018). Este refrigerante mixto consiste en una combinación de hidrocarburos (propano, etano, metano, nitrógeno) que no es fija, sino que se varía en función del gas natural entrante, permitiendo así ajustar su curva de calentamiento a la de alimentación de GN a licuar (Figura 2-10) (Torres, 2015).

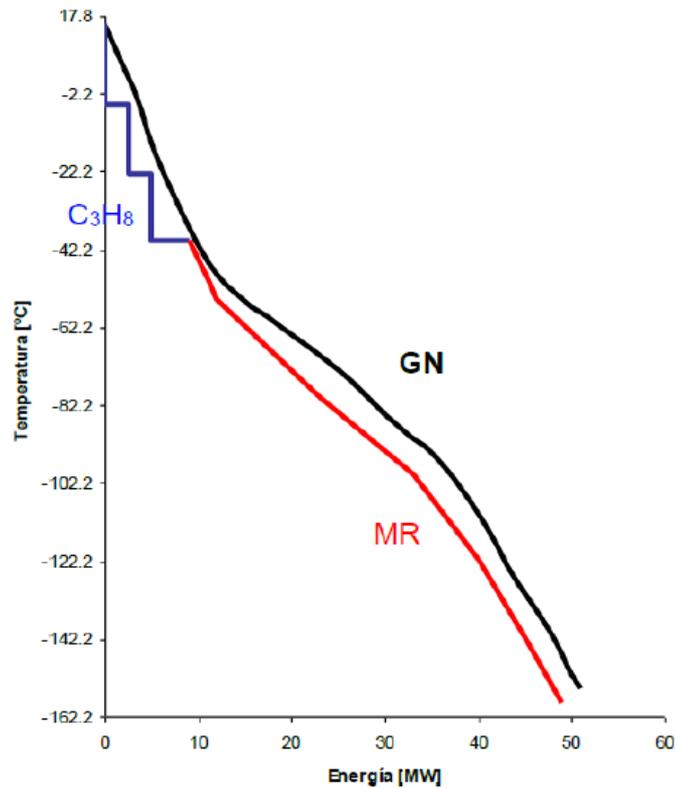


Figura 2-10 Curva de enfriamiento MR (APCI C3-MR) (Torres, 2015)

En la siguiente figura se puede ver un esquema básico del proceso APCI C3-MR. Como se ha indicado anteriormente, el gas natural procedente de la unidad de pretratamiento es pre-enfriado con propano hasta unos -35°C y luego atraviesa el intercambiador criogénico principal, donde es licuado y subenfriado hasta temperaturas que oscilan entre los -150 y -162°C (Torres, 2015).

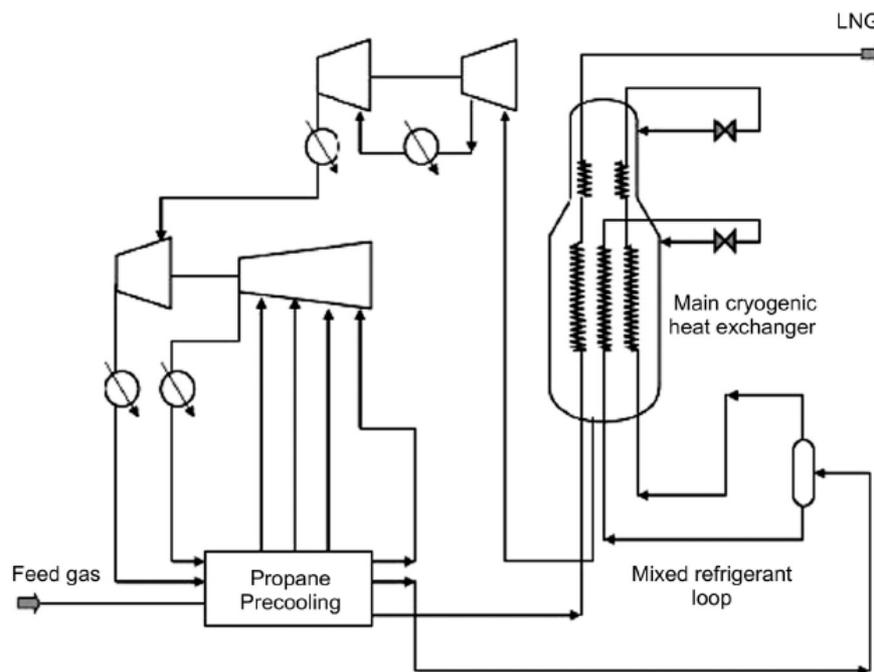


Figura 2-11 Esquema del proceso APCI C3-MR (Mokhatab et al., 2013)

Para el preenfriamiento del gas natural, el propano es comprimido a presiones lo suficientemente altas como para que este condense posteriormente con agua o aire. El propano líquido sufre entonces sucesivas expansiones en distintas etapas, reduciendo aún más su temperatura y permitiéndole suministrar la refrigeración necesaria al gas alimentado y al refrigerante (Torres, 2015).

Por otro lado, en el proceso de licuefacción y subenfriamiento, el refrigerante mixto sale por la parte inferior del intercambiador principal a 4 bar, y entra en el sistema de compresores con etapas de refrigeración intermedias hasta llegar a 60 bar. Antes de entrar de nuevo al intercambiador, el refrigerante pasa por un equipo flash en el que se separan la fracción pesada y la ligera, introduciéndose ambas de forma independiente en diferentes tubos por la parte inferior (Torres, 2015).

Dentro del intercambiador, el gas natural pasa por dos cuerpos. En el cuerpo inferior dicho gas se licúa con la mezcla de ambas fracciones de refrigerante mixto que, una vez expandido mediante válvulas, circula por el exterior de los tubos de GNL (zona carcasa). En el cuerpo superior se subenfía mediante una corriente descendente de la fracción ligera (Torres, 2015).

Respecto a los otros dos procesos de la empresa APCI, el proceso denominado Split MR se diferencia únicamente en la forma en que se distribuyen los compresores. En él se divide dicha compresión del refrigerante mixto en tres compresores. Por otro lado, el proceso APCI AP-X agrega al C3-MR un tercer ciclo refrigerante, una expansión de nitrógeno, para proporcionar un mayor subenfriamiento del GNL.

La adición de este ciclo no conlleva un cambio en el tamaño del intercambiador principal, sino que se comparte dicho enfriamiento (Mokhatab et al., 2013). Este diseño hace posible satisfacer los requerimientos de plantas de licuefacción de gran capacidad y con la ventaja de que es compatible con una instalación C3MR, pues solo es necesario añadir el intercambiador y el ciclo de nitrógeno. Este ciclo tiene un compresor de 20 bar a 70 bar, y un sistema de turbina de expansión, en vez de válvula, para disminuir el consumo del tren (Torres, 2015). El esquema del proceso se presenta en la Figura 2-12.

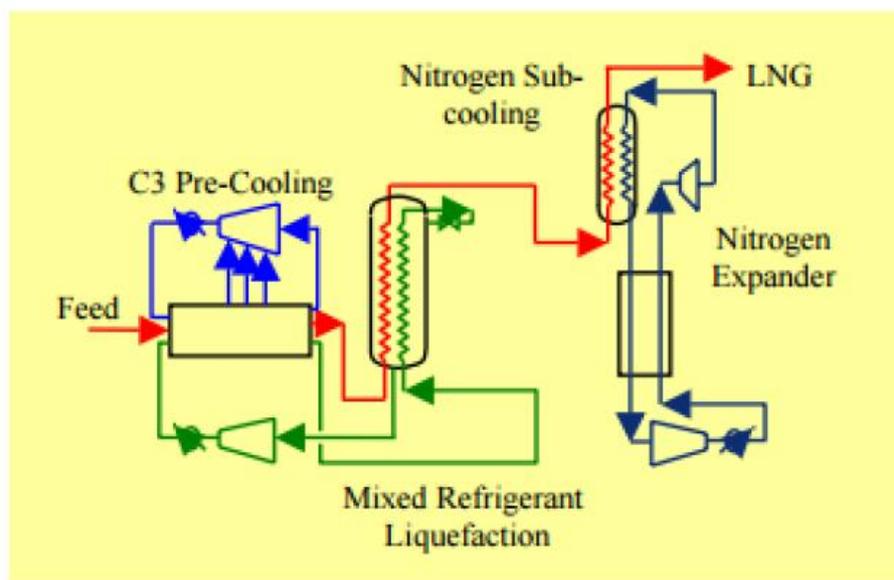


Figura 2-12 Esquema proceso AP-X (Torres, 2015)

2.3.2 Proceso de cascada Conocco-Phillips optimizado (COP)

Esta tecnología utiliza tres refrigerantes diferentes: propano, etileno y metano. Cada uno de ellos pertenece a un ciclo de refrigeración con una presión diferente cada uno. El propano se eligió por su gran disponibilidad en cantidad por todo el mundo, el etileno porque condensaría al metano a una presión sobre la atmosférica y podría ser condensado con propano; y el metano por su disponibilidad en la cadena de gas (Torres, 2015).

En la Figura 2-13 se presenta un diagrama de bloques del proceso Conocco Phillips, donde se observa que al ir disminuyendo las temperaturas es posible separar el propano y el butano (NGL) de la corriente de gas natural mediante columnas de destilación a baja temperatura. La condensación de los productos más pesados busca su venta y la obtención de líquido refrigerante para reponer el refrigerante utilizando el propio proceso. Tras el paso del gas natural por el tren de licuefacción, se expande el GNL hasta casi presión atmosférica, consiguiendo así la temperatura y presión de almacenamiento (Torres, 2015).

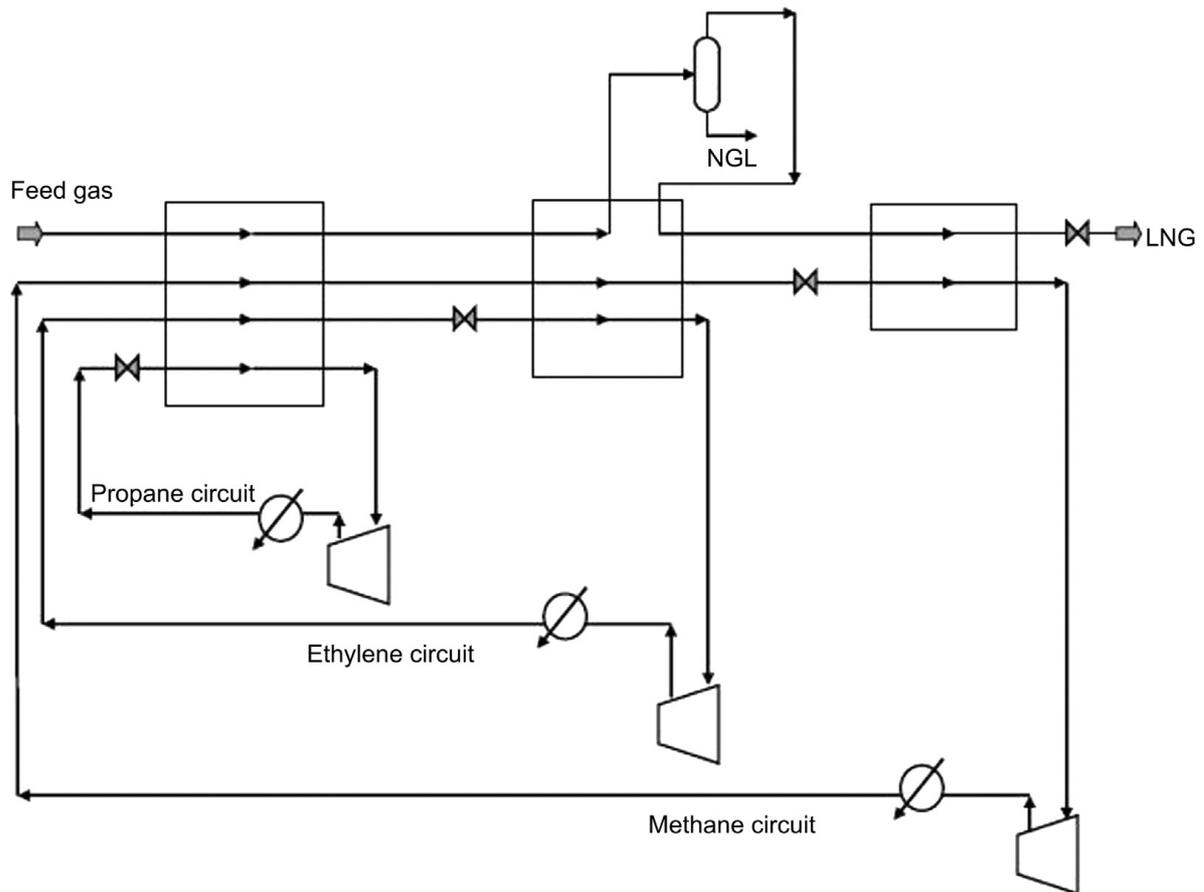


Figura 2-13 Esquema proceso Conocco-Phillips Optimizado (Mokhatab et al., 2013)

Uno de los inconvenientes de esta tecnología es la necesidad de tener almacenamiento de sustancias puras: propano, etileno y metano. Para evitarlo, en otras tecnologías se observa una tendencia a utilizar refrigerantes mixtos. Pero, el hecho de utilizar refrigerantes mixtos conlleva a que, en paradas, tiene que quemarlo en antorcha puesto que es una mezcla de sustancias y, en el caso del proceso Conocco-Phillips, se almacena (Torres, 2015).

Así, el proceso de licuefacción de Conocco-Phillips fue concebido con el objetivo de diseñar un ciclo de refrigeración que permitiese arranques sencillos y una operación suave para un amplio rango de volúmenes y de composiciones del gas de alimentación (Torres, 2015).

2.3.3 Proceso PRICO (Black & Veatch Pritchard)

En este proceso el refrigerante mixto utilizado está compuesto de nitrógeno, metano, etano, propano e isopentano. La composición de dicho refrigerante se determina para que coincida la curva de calentamiento con la de enfriamiento del gas natural.

El refrigerante mixto (MR) se comprime y se condensa antes de entrar en la caja fría y a la salida de

esta sufre una expansión en una válvula, lo que provoca una caída de temperatura. Este refrigerante vuelve a pasar de nuevo por la caja fría enfriando y condensando el gas; y luego, a baja presión, vuelve a comprimirse y el ciclo se repite.

En este proceso el gas natural se enfría en primer lugar hasta una temperatura intermedia de 35°C a la que condensa los hidrocarburos más pesados y se sacan como NGL para que evitar congelaciones posteriores. El gas sobrante sigue enfriándose en la caja y condensa saliendo como GNL.

El sistema de refrigeración PRICO es simple y la cantidad de equipos utilizados es inferior a otros procesos como el de preenfriamiento con propano o procesos en cascada, por lo que sus costes de operación y capital son bajos. Pero, este proceso no es tan eficiente como el de ciclo múltiple y, por tanto, no es adecuado para plantas de GNL de gran capacidad. Este proceso es adecuado para aplicaciones en plantas de GNL a pequeña escala y es flexible pudiendo alimentar gas natural con una composición variable. La configuración básica de este proceso se presenta en la siguiente figura (Mokhatab et al., 2013).

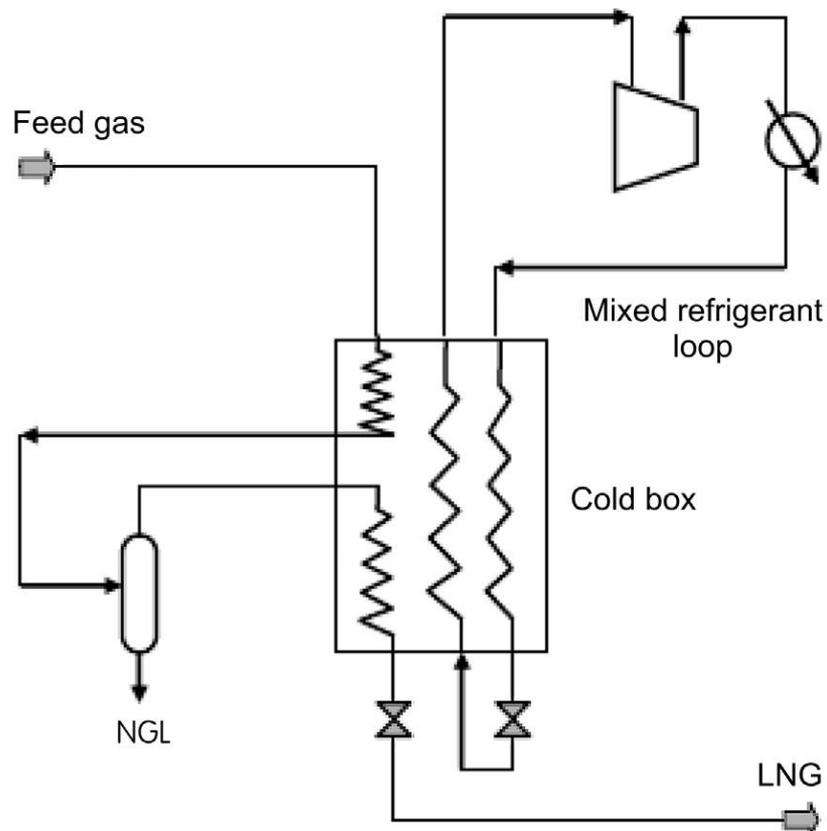


Figura 2-14 Esquema proceso PRICO (Mokhatab et al., 2013)

2.3.4 Proceso Statoil/Linde en cascada de fluido mixto (MFCP)

Esta tecnología surge como un desarrollo de las compañías Statoil y Linde, junto con el soporte académico del Instituto Tecnológico de Noruega. Nace de su experiencia como fabricante de intercambiadores, equipos criogénicos de separación de aire (método Linde), y plantas de GNL de tamaño medio y bajo (Torres, 2015).

En el proceso se alimenta gas natural purificado y se preenfria, licua y subenfria mediante tres ciclos de refrigeración cerrados independientes (Torres, 2015):

- Preenfriamiento, con refrigerante mixto compuesto por propano y etano.
- Licuefacción, con refrigerante mixto compuesto por etano y metano.
- Subenfriamiento, con refrigerante mixto compuesto por etano, metano y nitrógeno.

El ciclo de preenfriamiento implica dos intercambiadores de calor de aletas de placa, mientras que los otros dos ciclos utilizan dos intercambiadores de calor enrollados en espiral (Mokhatab et al., 2013). El esquema de este proceso se muestra en la siguiente figura.

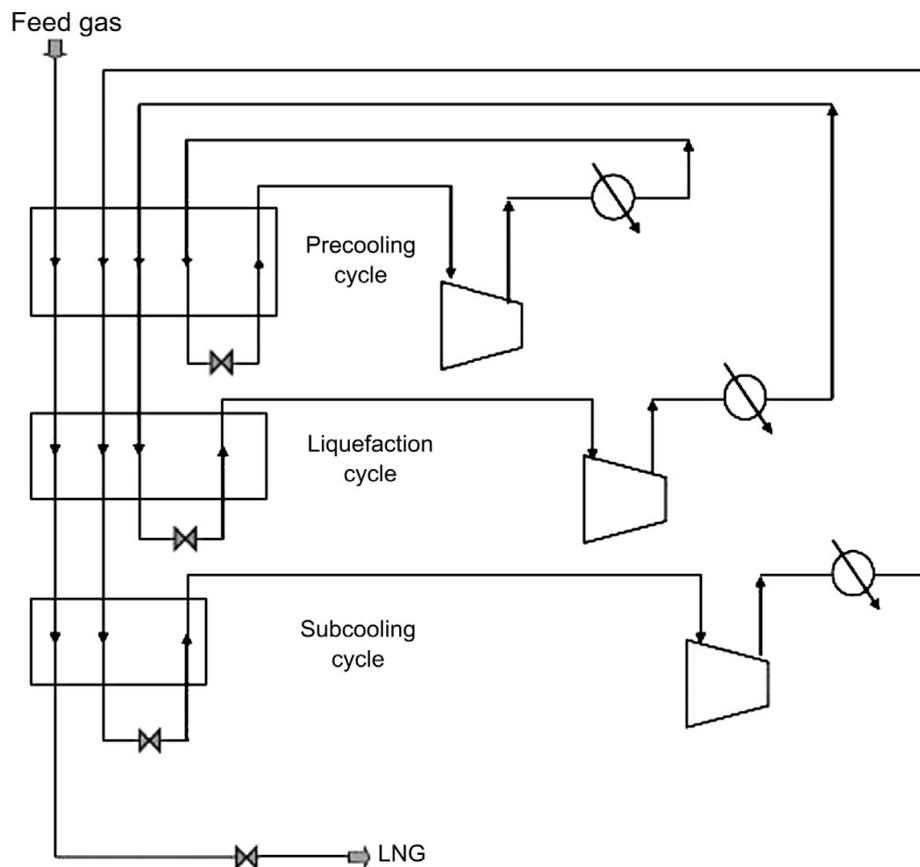


Figura 2-15 Esquema proceso Statoil/Linde en cascada de fluido mixto (Mokhatab et al., 2013)

2.3.5 Proceso Shell de doble refrigerante mixto (DMR)

La compañía Shell es la responsable del desarrollo del proceso de doble refrigerante mixto para la licuefacción de gas natural. Este proceso es conceptualmente idéntico al C3-MR de Air Products, salvo en la utilización de un refrigerante mixto en el preenfriamiento, motivo por el cual Shell denomina al proceso de doble refrigerante mixto (Torres, 2015).

El proceso DMR consta de dos ciclos de enfriamiento con refrigerante mixto separados, uno para preenfriamiento del gas hasta una temperatura intermedia de -50°C y otro para el enfriamiento final y licuefacción del gas. Este hecho permite diseñar cada ciclo por separado. En el caso del refrigerante mixto del ciclo de preenfriamiento, este está compuesto principalmente por etano y propano, y el refrigerante mixto del otro ciclo consiste en una mezcla de nitrógeno, metano, etano y propano. Se muestra un esquema de esta tecnología en la Figura 2-16 (Mokhatab et al., 2013).

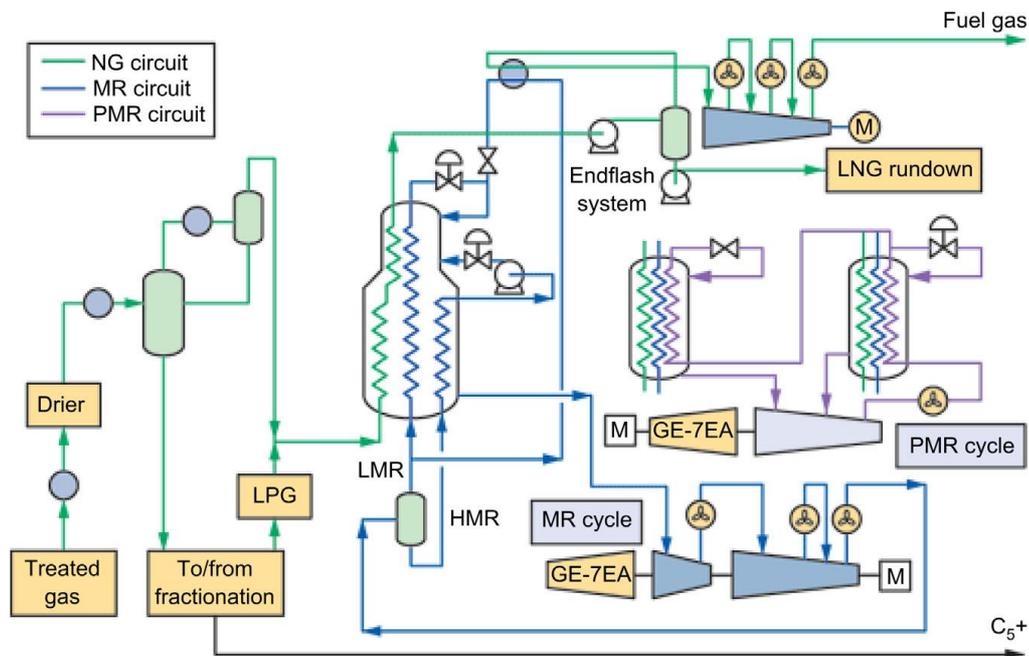


Figura 2-16 Proceso DMR Shell (Mokhatab et al., 2013)

2.3.6 Proceso Liquefin de IFP/Axens

Esta tecnología fue desarrollada por el Instituto Francés de Petróleo (IFP) y Axens Technologies con el objeto de producir un GNL más económico que con cualquier otra tecnología actual y que sea a su vez un proceso fiable, seguro y menos dañino para el medio ambiente. Permite producir grandes capacidades con configuraciones de equipos simples y compresores estándares (Torres, 2015).

En este proceso se utiliza dos mezclas de refrigerantes (Mokhatab et al., 2013). El preenfriamiento del

gas se lleva a cabo mediante un refrigerante mixto que vaporiza a tres presiones distintas para favorecer el acercamiento de su curva de calentamiento con la de enfriamiento del GNL (Torres, 2015). En este preenfriamiento se enfría el gas bajando su temperatura a intervalos de -50 a 80°C. Los compuestos más pesados de la corriente de gas natural se separan saliendo del sistema como NGL y el gas vuelve a la cámara entrando en la sección criogénica. En esta sección el otro refrigerante desciende por ella y sale completamente condensado, sin necesitar separación de fases. Luego, dicho refrigerante se expande y vuelve a entrar en la sección criogénica, donde hace que el gas se licue y subenfrie (Mokhatab et al., 2013). Este enfriamiento y licuefacción se llevan a cabo en dos intercambiadores de placas y aletas inmersos dentro de la sección (Torres, 2015). Se presenta un diagrama del proceso en la Figura 2-17.

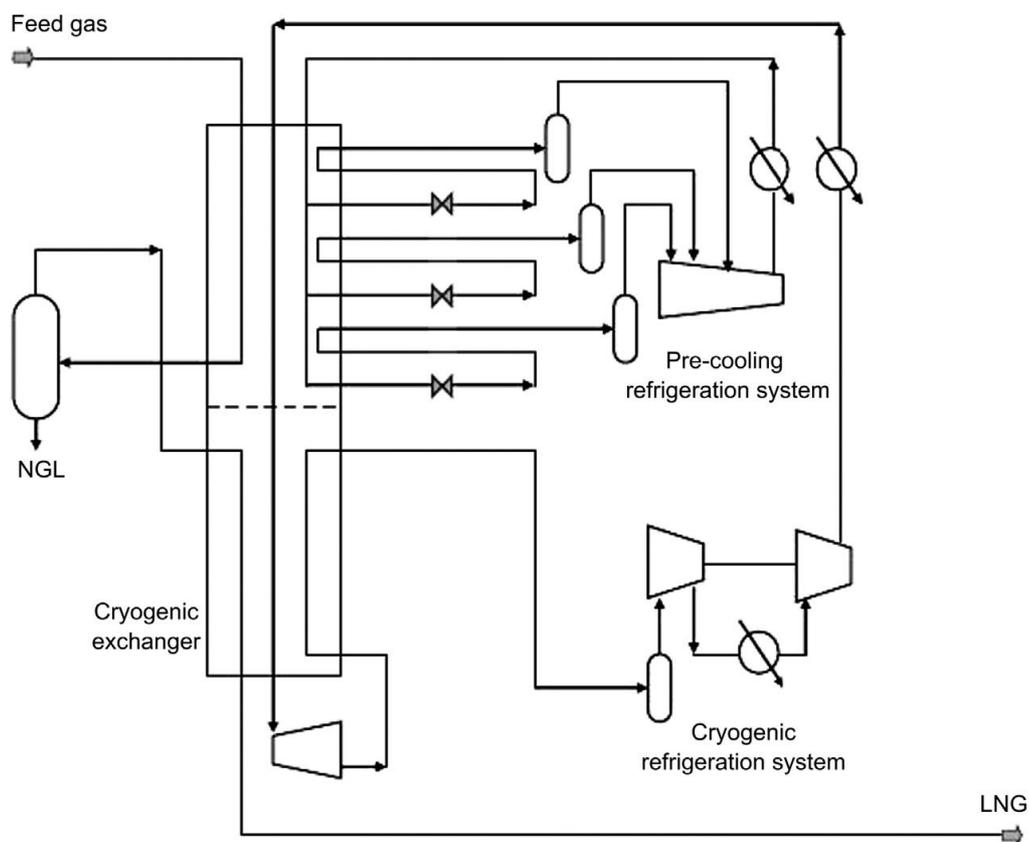


Figura 2-17 Esquema proceso Liquefin de Axens (Mokhatab et al., 2013)

Un desarrollo adicional de este proceso es el impulsar eléctricamente el refrigerante mixto (PMR) utilizando una línea paralela de compresores de refrigerante accionados eléctricamente. Estos trenes pueden competir con trenes mecánicos porque el aumento en la disponibilidad compensa el aumento del coste (Mokhatab et al., 2013).

3 SIMULACIÓN DEL TREN DE LICUEFACCIÓN DE GAS NATURAL CONOCO-PHILLIPS

En este apartado se realiza la simulación de una de las tecnologías existentes para el proceso de licuefacción de gas natural mediante el programa Aspen Plus, propiedad de la empresa Aspen Tech. Este programa es una herramienta ampliamente utilizada en la industria para la simulación de procesos químicos, puesto que permite definir una gran variedad de procesos industriales y la visualización de los resultados obtenidos.

Para la realización de la simulación se requiere una serie de datos iniciales, como:

- 1°. Definir el tipo de proceso que se va a simular, compuestos presentes en el proceso...
- 2°. Elegir el método de cálculo adecuado (Peng Robinson, NRTL...)
- 3°. Realizar el diagrama de flujo, incorporando equipos, corrientes...
- 4°. Definir los datos de partida de las corrientes (caudal, composición, presión...) y las condiciones de operación de los equipos.

Se ha decidido realizar la simulación de la tecnología de Conoco-Phillips descrita en el apartado 2.3.2 del proyecto, principalmente por su simplicidad y por ser una de las más utilizadas en el mundo. Permite arranques sencillos y una operación suave para un amplio rango de volúmenes y de composiciones del gas de alimentación. En ella se usan tres refrigerantes puros en cascada: propano, etileno y metano. La utilización de más de un refrigerante permite mayor aproximación a la curva de enfriamiento del gas de proceso.

El gas natural, al ser una mezcla de gases ligeros, condensa en un rango de temperaturas. Por el

contrario, los refrigerantes, que sí son sustancias puras, se evaporan a temperatura constante, dando lugar a los escalones característicos del enfriamiento en cascada. El acercamiento mínimo de temperatura en los intercambiadores debe ser finito, al menos, de manera práctica igual o mayor a 5°C. Una vez fijado este valor, un mayor acercamiento a la curva de enfriamiento del gas (más escalones) hace que disminuya el consumo de potencia en los intercambiadores. Por otra parte, si el acercamiento es mayor, disminuye la DTLM entre el gas natural y el refrigerante, aumentando así el área de dichos intercambiadores. En definitiva, se puede decir que la aproximación a la curva de enfriamiento del gas natural es un compromiso entre los costes de operación y los de inversión.

La solución a dicho problema es la reducción del área comprendida entre la curva de enfriamiento del gas y la de evaporación de los refrigerantes. De manera que, utilizando tres presiones diferentes, una para cada ciclo de refrigerante, se consigue disminuir esta área, la exergía destruida y las necesidades energéticas del proceso (Figura 3-1).

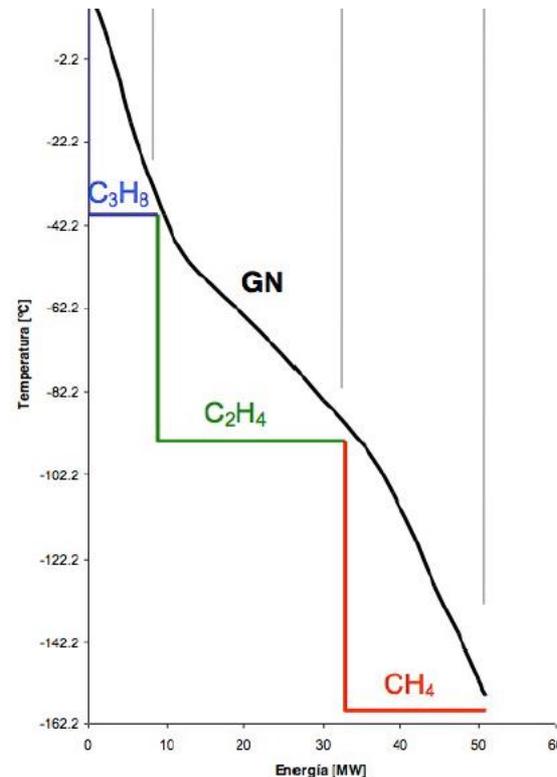


Figura 3-1 Curvas Temperatura-Entalpía de enfriamiento del gas natural con tres escalones de presión (Aznar, 2016)

La optimización del proceso se consigue aumentando el número de escalones de presión, obteniéndose así un mayor ajuste entre la cascada de calentamiento de los refrigerantes y la curva de enfriamiento del gas natural. En la Figura 3-2 se presentan las curvas temperatura-entalpía de enfriamiento del gas natural

con nueve escalones de presión, tres por cada ciclo.

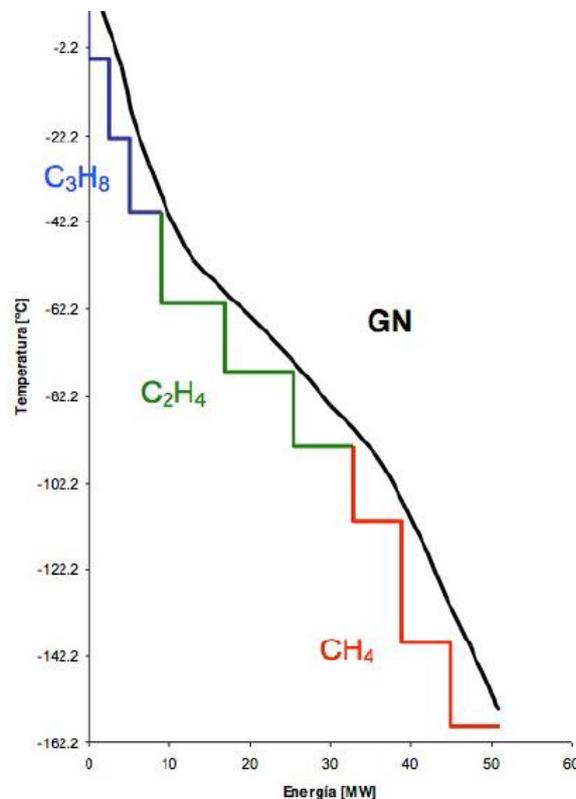


Figura 3-2 Curvas Temperatura-Entalpía de enfriamiento del gas natural con nueve escalones de presión (Aznar, 2016)

En este proyecto, la simulación se ha ido desarrollando progresivamente, realizándose tres casos de licuefacción de gas natural:

- 1- Todo el enfriamiento se produce a la menor temperatura (Caso A).
- 2- El enfriamiento se produce en tres escalones, uno por cada ciclo de refrigerante (Caso B).
- 3- El enfriamiento se produce en seis escalones, dos por cada ciclo (Caso C), cada uno trabajando a diferente presión.

En todos los casos, las condiciones de entrada del gas natural al proceso son:

- Caudal másico: 530000 kg/h.
- Temperatura de entrada: 20°C.
- Presión de entrada: 50 bar.

- La composición molar del gas natural se recoge en la Tabla 3-1.

Compuesto	% molar
Metano	92,3
Etano	5
Propano	1,5
Nitrógeno	0,5
Isobutano	0,3
N-butano	0,3
N-pentano	0,1

Tabla 3-1 Composición molar del gas natural a la entrada de la planta

El método termodinámico seleccionado en Aspen Plus para el cálculo de las propiedades del gas natural y de los refrigerantes puros es REFPROP, aconsejado para este tipo de procesos.

Para que el proceso de licuefacción del gas natural sea más eficiente, la fracción de vapor de la corriente de gas natural licuado producido no debe ser más del 10% del gas natural que entra a la planta. Hay que añadir que, con la combustión de dicho vapor, se autoabastecería la planta.

En cuanto a las condiciones de salida del gas natural para su posterior almacenamiento y transporte, éstas son -161°C y 1 atm; y se ha considerado la temperatura ambiente media 20°C . Por otro lado, en los intercambiadores se impone que la presión de operación sea superior o igual a la atmosférica.

En los tres casos se produce la condensación del refrigerante utilizado en el ciclo con otro refrigerante más pesado. Es decir, el metano (color rojo) condensa con etileno (color azul), y este, a su vez, con propano (color violeta) (Figura 3-3). Además, los ciclos se simulan “en lazo abierto” para facilitar la convergencia, forzando que las condiciones de la corriente de salida de cada condensador y de la entrada de la válvula aguas abajo sean idénticas, pues son realmente una única corriente.

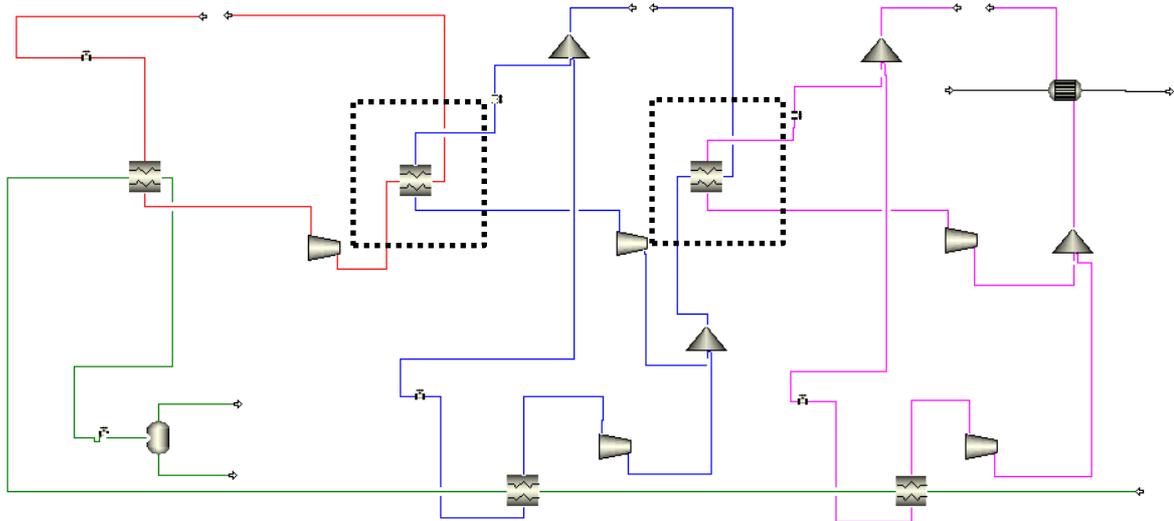


Figura 3-3 Diagrama de proceso-condensación de refrigerantes (elaboración propia)

La temperatura hasta la que se enfría cada refrigerante viene definida por la temperatura mínima que puede alcanzar con la evaporación del refrigerante que lo condensa. Esta temperatura mínima es la correspondiente a la temperatura de ebullición del fluido frío a la presión de entrada al intercambiador, que corresponde a la presión atmosférica, teniendo en cuenta la aproximación mínima considerada de 5°C (Tabla 3-2).

Compuesto	Temperatura de ebullición (°C)
Metano	-161,49
Etileno	-103,74
Propano	-42,04

Tabla 3-2 Temperatura de ebullición de los refrigerantes a presión atmosférica

En el caso del ciclo de propano, este condensa en un intercambiador atmosférico, tal y como se puede ver en la Figura 3-3, con agua a 20°C, con lo que la temperatura de dicho equipo viene dada por la mínima temperatura que puede alcanzar con ese fluido frío.

En base a la tabla anterior y atendiendo a la aproximación mínima de temperatura en los intercambiadores, como se ha indicado con anterioridad, las temperaturas hasta las que condensan los refrigerantes son las recogidas en la Tabla 3-3. Por otro lado, la presión a la que se lleva estas corrientes viene definida por las propiedades físicas del refrigerante, de manera que debe ser lo suficientemente alta como para que este esté en estado líquido a esa temperatura, para su posterior evaporación en el

proceso. Dichas presiones se obtienen del diagrama de la Figura 3-4, en el que se presenta la presión de vapor de cada refrigerante frente a la temperatura, y también se recogen en la Tabla 3-3.

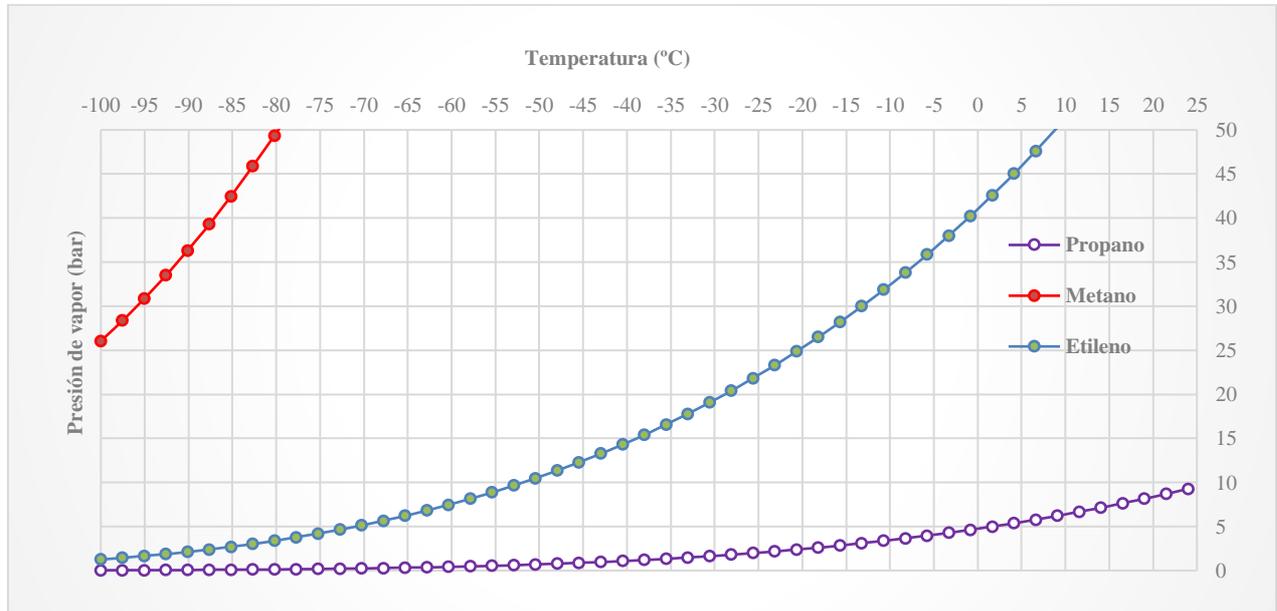


Figura 3-4 Diagrama Presión de vapor-Temperatura de los refrigerantes (elaboración propia)

Compuesto	Temperatura (°C)	Presión (bar)
Metano	-98	30
Etileno	-37	16
Propano	23	10

Tabla 3-3 Condiciones de presión y temperatura de salida de cada condensador

Para la simulación del proceso se considera nula la pérdida de carga en los intercambiadores criogénicos y los compresores involucrados se modelan en base a una eficiencia isentrópica de 0,7. Por otro lado, en los intercambiadores atmosféricos, el fluido frío es agua de refrigeración a 20°C, ya comentada previamente, y el salto térmico de 2°C.

3.1 Caso A: Enfriamiento del gas natural a la menor temperatura.

En este primer caso, el proceso completo de enfriamiento del gas natural se produce la mínima temperatura posible con el refrigerante más ligero, es decir, el refrigerante con la temperatura de ebullición más baja a presión atmosférica, que corresponde al metano según la Tabla 3-2.

En la Figura 3-5 se presenta el diagrama de proceso desarrollado en el simulador. En él aparece en primer lugar el ciclo de enfriamiento del gas natural con metano (color rojo), el cual se condensa con un ciclo de etileno (color azul) y, este a su vez, con un ciclo de propano (color violeta).

Una vez el gas natural a licuar está acondicionado y purificado, éste entra en el condensador HX1A a 20 °C y 50 bar (corriente GN-1A en el diagrama), donde se enfría hasta -155°C. Esta temperatura viene definida por la temperatura de ebullición del metano a presión atmosférica (Tabla 3-2), teniendo presente la aproximación mínima de temperatura considerada de 5°C en los intercambiadores. La evaporación completa del refrigerante en este equipo es lo que produce la licuefacción del gas natural.

En la Figura 3-6 se presenta la curva de enfriamiento del gas natural y el calor total retirado por el ciclo de metano (116,79 MW).

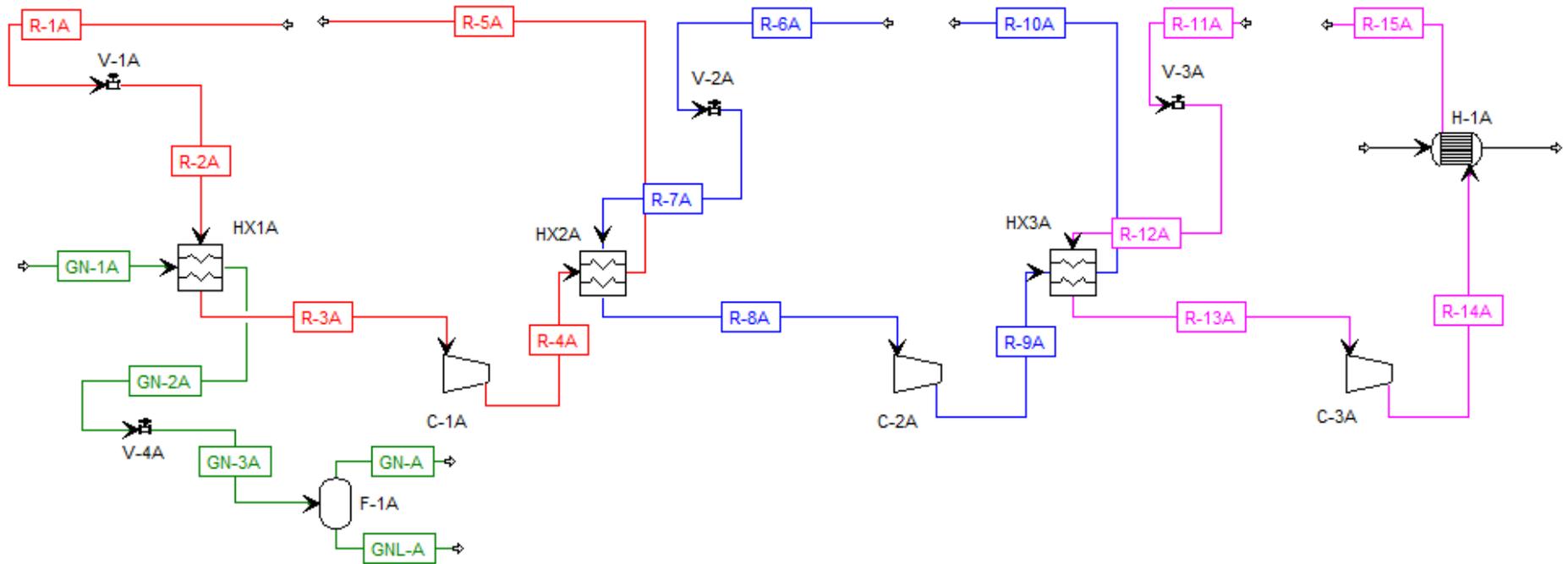


Figura 3-5 Diagrama de proceso de enfriamiento del gas natural a la menor temperatura. Ciclo de metano en color rojo, ciclo de etileno en color azul y ciclo de propano en color violeta (elaboración propia)

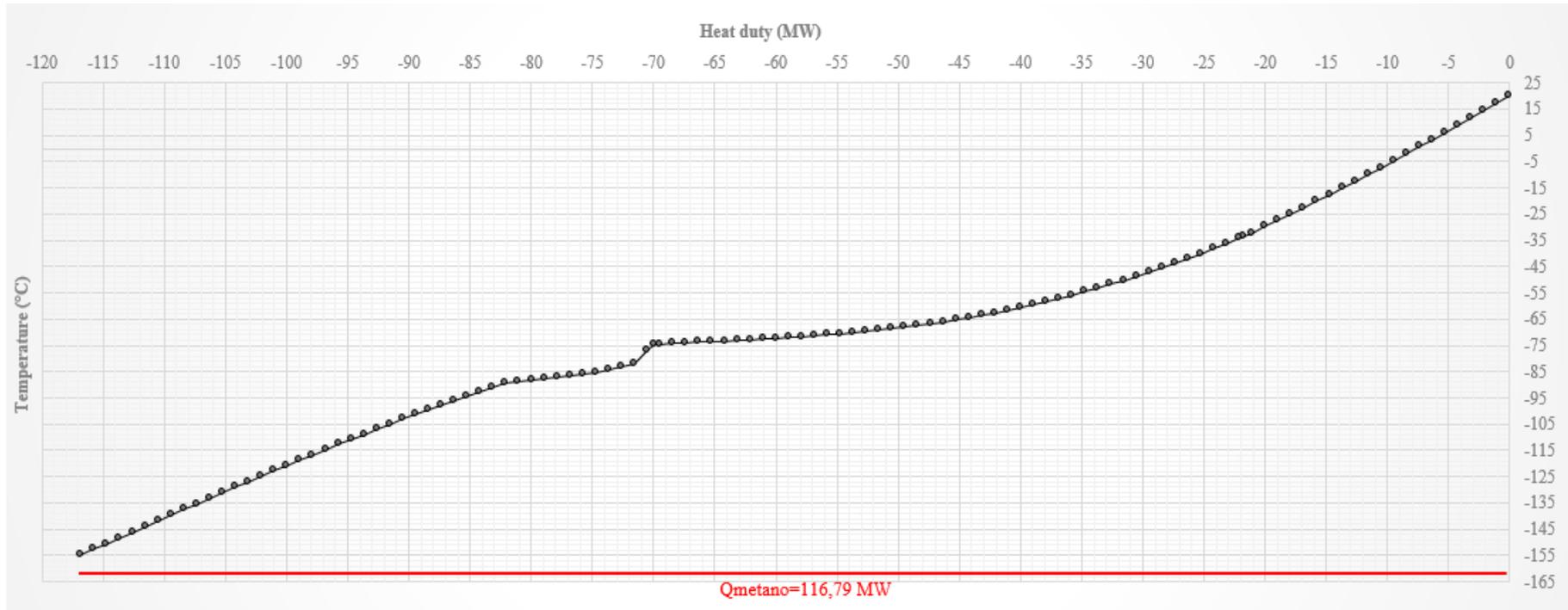


Figura 3-6 Curva de enfriamiento del gas natural a la menor temperatura

En cuanto a las condiciones de salida del metano del condensador HX2A, éstas son las recogidas en la Tabla 3-3. El caudal necesario de metano se puede estimar conociendo el calor a retirar del gas natural, la entalpía de vaporización del metano a la temperatura de ebullición a presión atmosférica y la fracción de vapor de este a la entrada del evaporador HX1A.

La ecuación utilizada para la estimación del caudal de metano es la siguiente, en la que PM_{Metano} corresponde al peso molecular del metano.

$$Caudal_{Metano} = \frac{Q_{retirado\ del\ GN} \times PM_{Metano} \times 3600}{Hv_{Metano} \times (1 - Xv_{Metano}) \times 1000} \quad Ecuación\ 1$$

Una vez estimado el caudal, éste se ajusta en Aspen Plus mediante un proceso de iteración para conseguir las condiciones de salida de las corrientes correspondientes del evaporador HX1A. En concreto, el fluido frío debe evaporarse completamente en dicho equipo.

Parámetro	Valor
Presión (bar)	30
Temperatura (°C)	-98
Fracción molar de vapor a la entrada de HX1A (Xv_{Metano})	0,50
Entalpía vaporización del metano (Hv_{Metano}) (MJ/kmol)	8,17
Calor a retirar del gas natural (MW)	116,79
Caudal de metano (toneladas/h)	1657,02

Tabla 3-4 Definición de la corriente R-1A del proceso

A la salida del evaporador HX1A, se requiere un compresor (C-1A) para llevar al metano hasta la presión de trabajo del condensador HX2A. En este último equipo, el metano se condensa con el ciclo de etileno, saliendo a una temperatura de -98°C.

Parámetro	Entrada	Salida
Presión (bar)	1,013	30
Temperatura (°C)	-161,49	44,83

Tabla 3-5 Condiciones compresor C-1A

Las condiciones de salida del etileno del condensador HX3A se definen de la misma manera que en el ciclo de metano. En este caso se estima el caudal de etileno necesario conociendo el calor a retirar de la corriente de metano en el evaporador HX2A, la entalpía de vaporización del etileno a la temperatura de ebullición a presión atmosférica y la fracción de vapor de este a la entrada de dicho evaporador. El cálculo se realiza con ayuda de la Ecuación 2, en la que $PM_{Etileno}$ corresponde al peso molecular del etileno.

$$Caudal_{Etileno} = \frac{Q_{retirado\ del\ metano} \times PM_{Etileno} \times 3600}{Hv_{Etileno} \times (1 - Xv_{Etileno}) \times 1000} \quad Ecuación\ 2$$

El valor real del caudal necesario de etileno se determina de la misma forma que en el caso anterior.

Parámetro	Valor
Presión (bar)	16
Temperatura (°C)	-37
Fracción molar de vapor a la entrada de HX2A ($Xv_{Etileno}$)	0,34
Entalpía vaporización del etileno ($Hv_{Etileno}$) (MJ/kmol)	13,49
Calor a retirar de la corriente de metano (MW)	309,46
Caudal de etileno (toneladas/h)	3611,43

Tabla 3-6 Definición de la corriente R-6A del proceso

Al igual que en el ciclo anterior, a la salida del evaporador HX2A se requiere el C-2A para llevar el etileno hasta la presión de trabajo del condensador HX3A, en el que el etileno se condensa con el ciclo de propano hasta una temperatura de -37°C.

Parámetro	Entrada	Salida
Presión (bar)	1,013	16
Temperatura (°C)	-103,74	87,23

Tabla 3-7 Condiciones compresor C-2A

En el caso del ciclo de propano, las condiciones de salida del condensador H-1A de este refrigerante se determinan de la misma forma que en los ciclos anteriores. La ecuación utilizada en este caso para la estimación del caudal necesario de propano en el ciclo es la Ecuación 3, en la que $PM_{Propano}$ corresponde al peso molecular del propano, y en la Tabla 3-8 se presenta el valor real posterior a la iteración correspondiente en Aspen Plus.

$$Caudal_{Propano} = \frac{Q_{retirado\ del\ etileno} \times PM_{Propano} \times 3600}{Hv_{Propano} \times (1 - Xv_{Propano}) \times 1000} \quad Ecuación\ 3$$

Parámetro	Valor
Presión (bar)	10
Temperatura (°C)	23
Fracción molar de vapor a la entrada de HX3A ($Xv_{Propano}$)	0,37
Entalpía vaporización del propano ($Hv_{Propano}$) (MJ/kmol)	18,74
Calor a retirar de la corriente de etileno (MW)	573,05
Caudal de propano (toneladas/h)	7760,95

Tabla 3-8 Definición de la corriente R-11A del proceso

De igual manera que en otros ciclos, después del evaporador HX3A se requiere un compresor (C-3A).

Parámetro	Entrada	Salida
Presión (bar)	1,013	10
Temperatura (°C)	-42,12	64,68

Tabla 3-9 Condiciones compresor C-3A

En este caso, después del compresor, el propano pasa por un condensador atmosférico (H-1A) donde se

condensa saliendo del equipo a 23°C. Como se ha indicado anteriormente, el fluido frío en este equipo es agua de refrigeración, y el caudal necesario se determina mediante la Ecuación 4, conociendo el calor a retirar de la corriente de propano, el calor específico del agua y asumiendo un salto térmico del fluido frío. El valor real de este caudal tras las iteraciones correspondientes en Aspen Plus se presenta en la Tabla 3-10.

$$Caudal_{agua\ de\ refrigeración} = \frac{Q_{retirado\ del\ propano} \times 3600}{Cp_{agua} \times \Delta T} \quad Ecuación\ 4$$

Parámetro	Valor
Presión de entrada (bar)	1,013
Temperatura de entrada (°C)	20
Salto térmico (ΔT) (°C)	2
Calor específico del agua (Cp_{agua}) (J/g•°C)	4,19
Calor a retirar de la corriente de propano (MW)	903,5
Caudal de agua de refrigeración (toneladas/h)	388515

Tabla 3-10 Definición de la corriente de entrada de agua de refrigeración al condensador H-1A

A continuación, se presenta una tabla a modo de resumen de la simulación del proceso del caso A. En ella se recoge el modelo usado en Aspen Plus y las especificaciones introducidas en cada equipo.

En cuanto al condensador H-1A, en el simulador se selecciona el modelo HeatX (Shortcut en contracorriente) y se especifica la temperatura de salida del fluido caliente (R-15A) con un valor de 23°C.

Equipo	Tipo	Temperatura (°C)		Presión de salida o pérdida de carga (bar)	Eficiencia isentrópica
HX1A	MHeatX	GN-2A	-155	0	
HX2A	MHeatX	R-5A	-98	0	
HX3A	MHeatX	R-10A	-37	0	
C-1A	Compr	-	-	30	0,70
C-2A	Compr	-	-	16	0,70
C-3A	Compr	-	-	10	0,70
V-1A,V-2A,V-3A, V-4A	Valve	-	-	1,013	
F-1A	Flash2	-	-161	0	

Tabla 3-11 Resumen de las variables de diseño del proceso para el caso A

3.2 Caso B: Enfriamiento en cascada de tres escalones

En este segundo caso, el gas natural se enfría en tres escalones, uno por ciclo de refrigerante. En la Figura 3-7 se presenta la curva de enfriamiento del gas natural y el calor retirado en cada ciclo, que viene definido por la temperatura hasta la que puede enfriar el gas natural con el refrigerante correspondiente. En la Tabla 3-12 se recoge dicho calor retirado junto con las temperaturas de entrada y salida de gas natural a los ciclos.

Ciclo	Calor retirado (MW)	Temperatura de entrada del gas natural (°C)	Temperatura de salida del gas natural (°C)
Propano	23,55	20	-37
Etileno	63,95	-37	-98
Metano	29,25	-98	-155

Tabla 3-12 Calor retirado y temperaturas de entrada-salida del gas natural en cada ciclo

Por otro lado, en la Figura 3-8 aparece el diagrama de proceso desarrollado en Aspen Plus para este caso B. En primer lugar, con el ciclo de propano (color violeta) se retira parte del calor del gas natural y se condensa el etileno. De la misma manera, con el de etileno (color azul) se retira una parte del calor del gas natural y se condensa el metano. Finalmente, con el ciclo del metano (color rojo) se consigue retirar el resto de calor del gas natural hasta llevarlo a la temperatura de entrada a la zona de expansión final.

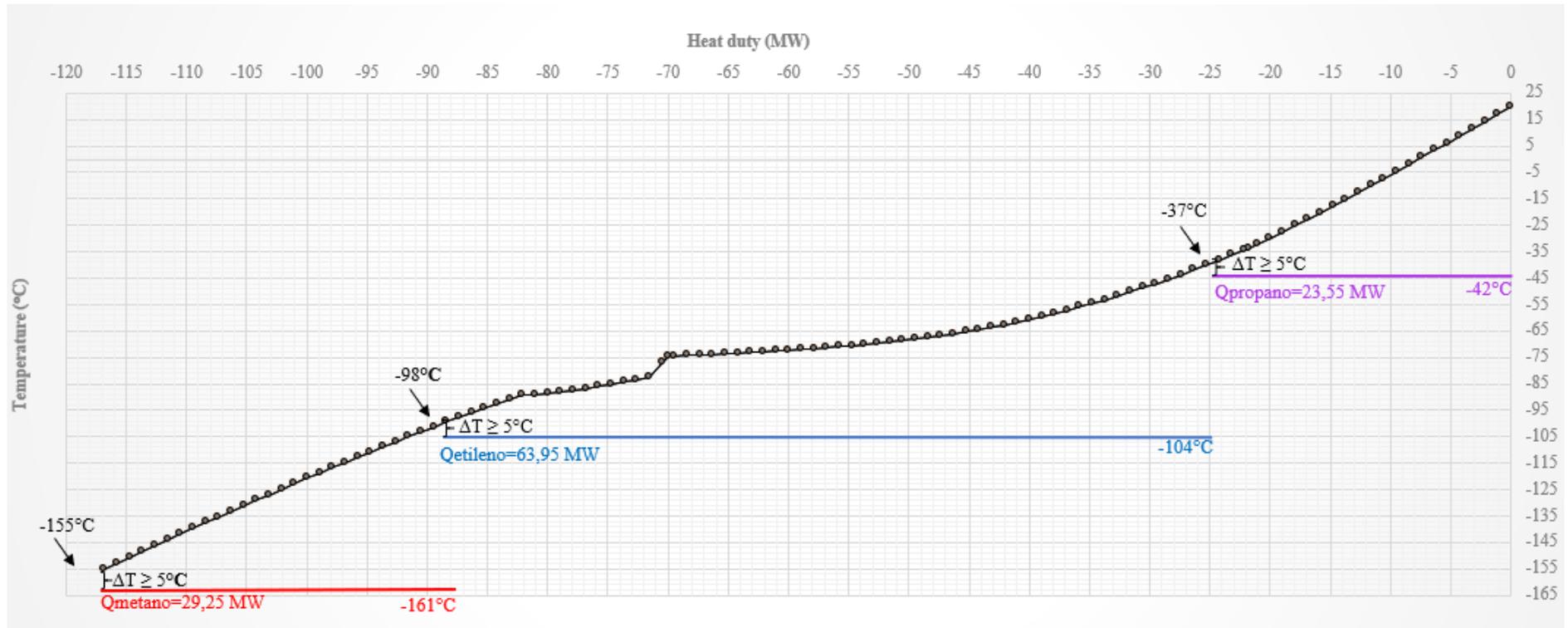


Figura 3-7 Curva de enfriamiento del gas natural en cascada de tres escalones (elaboración propia)

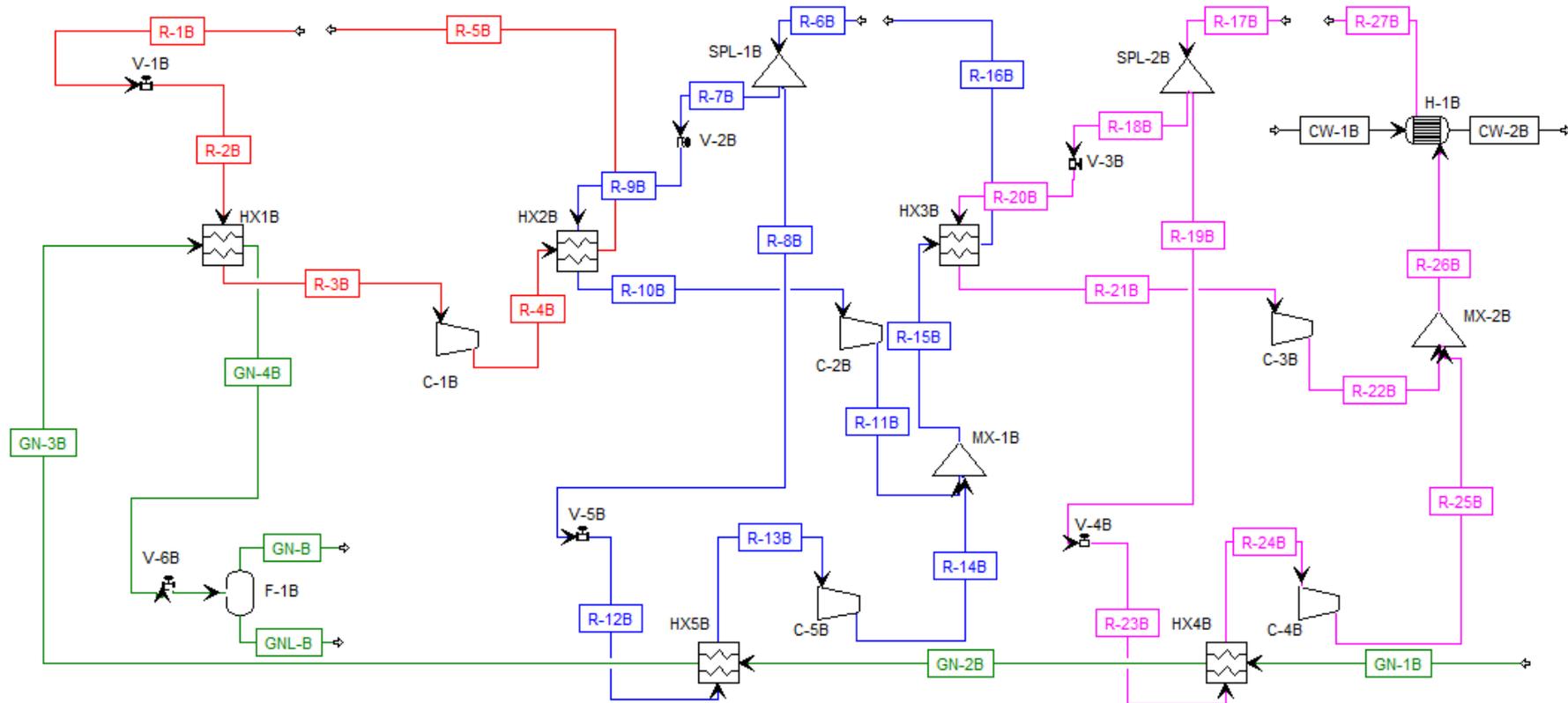


Figura 3-8 Diagrama de proceso de enfriamiento del gas natural en cascada de tres escalones. Ciclo de metano en color rojo, ciclo de etileno en color azul y ciclo de propano en color violeta (elaboración propia)

En primer lugar, se comienza detallando el ciclo de metano, dado que la resolución de los demás ciclos dependen del caudal de metano necesario en este, y que se conoce la temperatura de entrada y salida del gas natural.

- Ciclo de metano

El caudal necesario estimado de metano en el ciclo se calcula mediante la Ecuación 1, correspondiente al caso A, pero introduciendo en ella los valores del caso B de la Tabla 3-13. Hay que añadir que la entalpía de vaporización del metano es igual a la del caso A.

En esta tabla se presenta el valor real de dicho caudal tras la iteración correspondiente en Aspen Plus.

Parámetro	Valor
Presión (bar)	30
Temperatura (°C)	-98
Fracción molar de vapor a la entrada de HX1B (Xv_{Metano})	0,50
Calor a retirar del gas natural (MW)	29,28
Caudal de metano (toneladas/h)	415,49

Tabla 3-13 Definición de la corriente R-1B del proceso

Después del evaporador HX1B se dispone el compresor C-1B, el cual tiene las mismas condiciones de entrada y salida que el compresor C-1A del caso A (Tabla 3-5).

Posteriormente, la corriente de metano que sale del compresor debe llevarse a -98°C (Tabla 3-3) y para ello pasa por el condensador HX2B, donde se condensa con el ciclo de etileno.

- Ciclo de etileno

A diferencia del caso anterior, la corriente de salida del condensador HX3B se divide con ayuda de un splitter (SPL-1B), dirigiéndose una parte a enfriar el gas natural en el evaporador HX5B y otra a condensar la corriente de metano en el evaporador HX2B, como se ha indicado anteriormente.

En este caso, para la estimación del caudal necesario de etileno en el ciclo, además de conocer el calor a retirar de la corriente gas natural, la entalpía de vaporización del etileno a la temperatura de ebullición a presión atmosférica y la fracción de vapor de éste a la entrada del evaporador, se necesita saber el calor retirado de la corriente de metano.

$$Caudal_{Etileno} = \frac{(Q_{retirado\ del\ metano} + Q_{retirado\ del\ GN}) \times PM_{Etileno} \times 3600}{Hv_{Etileno} \times (1 - Xv_{Etileno}) \times 1000} \quad Ecuación\ 5$$

Parámetro	Valor
Presión (bar)	16
Temperatura (°C)	-37
Fracción molar de vapor a la entrada de HX2B y HX5B ($Xv_{Etileno}$)	0,36
Calor a retirar de la corriente de metano en HX2B (MW)	77,60
Calor a retirar de la corriente de gas natural en HX5B (MW)	63,95
Caudal de etileno (toneladas/h)	1651,90

Tabla 3-14 Definición de corriente R-6B del proceso

En este ciclo, a la salida de los evaporadores HX2B y HX5B, se requieren los compresores C-2B y C-5B, para llevar la corriente de etileno a la misma presión al mezclador MX-1B. Ambos compresores tienen las mismas condiciones de entrada y salida, que también corresponden a las mismas que el compresor C-2A en el caso A, recogidas en la Tabla 3-7.

La corriente de salida de etileno del mezclador pasa por el condensador HX3B donde condensa con el ciclo de propano hasta -37°C (Tabla 3-3).

- Ciclo de propano

De la misma manera que en el ciclo de etileno, con ayuda del splitter SPL-2B se divide la corriente de salida del condensador H-1B, de la que con una parte se enfría el gas natural en el evaporador HX4B y con otra condensa la corriente de etileno en el evaporador HX3B.

En este último ciclo, el caudal de propano necesario se estima con ayuda de la siguiente ecuación.

$$Caudal_{Propano} = \frac{(Q_{retirado\ del\ etileno} + Q_{retirado\ del\ GN}) \times PM_{Propano} \times 3600}{Hv_{Propano} \times (1 - Xv_{Propano}) \times 1000} \quad Ecuación\ 6$$

Parámetro	Valor
Presión (bar)	10
Temperatura (°C)	23
Fracción molar de vapor a la entrada de HX3B y HX4B ($Xv_{Propano}$)	0,37
Calor a retirar de la corriente de etileno en HX3B (MW)	262,12
Calor a retirar de la corriente de gas natural en HX4B (MW)	23,55
Caudal de propano (toneladas/h)	3860

Tabla 3-15 Definición de la corriente R-17B del proceso

Los compresores C-3B y C-4B dispuestos a la salida de los evaporadores HX3B y HX4B tienen las mismas condiciones de entrada y salida, e iguales a las del compresor C-3A en el caso A, recogidas en la Tabla 3-9.

La corriente de salida del mezclador pasa por el intercambiador atmosférico H-1B donde se condensa hasta 23°C. El caudal de la corriente de agua de refrigeración necesaria en este equipo se estima con ayuda de la Ecuación 4.

Parámetro	Valor
Presión de entrada (bar)	1,013
Temperatura de entrada (°C)	20
Salto térmico (ΔT) (°C)	2
Calor a retirar de la corriente de propano (MW)	450,40
Caudal de agua de refrigeración (toneladas/h)	193637

Tabla 3-16 Definición de la entrada de agua de refrigeración a H-1B

En la Tabla 3-17 se recogen las variables de diseño a modo de resumen. Respecto al condensador H-1B y el flash F-1B, éstos se especifican de la misma forma que en el caso A. Además, en este caso existen mezcladores (Mixer) en el proceso, pero no requieren ningún tipo de especificación en el

simulador.

Equipo	Tipo	Temperatura (°C)	Presión de salida o pérdida de carga (bar)	Eficiencia isentrópica	Corriente de referencia	Caudal (ton/h)
HX1B	MHeatX	GN-4B -155	0			
HX2B	MHeatX	R-5B -98	0			
HX3B	MHeatX	R-16B -37	0			
HX4B	MHeatX	GN-2B -37	0			
HX5B	MHeatX	GN-3B -98	0			
C-1B	Compr	-	30	0,70		
C-2B, C-5B	Compr	-	16	0,70		
C-3B, C-4B	Compr	-	10	0,70		
V-1B, V-2B, V-3B, V-4B, V-5B, V-6B	Valve	-	1,013			
SPL-1B	FSplit				R-7B	905,54
SPL-2B	FSplit				R-19B	318,92

Tabla 3-17 Resumen de las variables de diseño del proceso para el caso B

3.3 Caso C: Enfriamiento en cascada de seis escalones

En este último caso C, el enfriamiento del gas natural se da en cascada de seis escalones, dos por cada ciclo de refrigerante, dando lugar a seis temperaturas intermedias. Estas temperaturas se determinan de forma que en los condensadores del mismo ciclo se retire el mismo calor aproximadamente, sumando así el calor total a retirar del gas natural en cada ciclo.

En la Tabla 3-18 se presenta el calor retirado y las temperaturas de entrada y salida de la corriente de gas natural en cada escalón y en la Figura 3-9 la curva de enfriamiento del gas para este caso.

Ciclo	Escalón	Calor retirado (MW)	Temperatura de entrada del GN (°C)	Temperatura de salida del GN (°C)
Propano	1	12,4	20	-12
	2	11,14	-12	-37
Etileno	1	32,49	-37	-71
	2	31,47	-71	-98
Metano	1	14,62	-98	-125
	2	14,66	-125	-155

Tabla 3-18 Calor retirado y temperaturas de entrada-salida del gas natural en cada escalón

En la Figura 3-10 se presenta el diagrama de proceso desarrollado en el simulador para este caso C. Con el ciclo de propano (color violeta) se retira parte del calor del gas natural y se condensa el etileno, pasando éste por el segundo condensador de este ciclo. De la misma manera, con el de etileno (color azul) se retira una parte del calor del gas natural y se condensa el metano. Posteriormente, con el ciclo del metano (color rojo) se consigue retirar el resto de calor del gas natural.

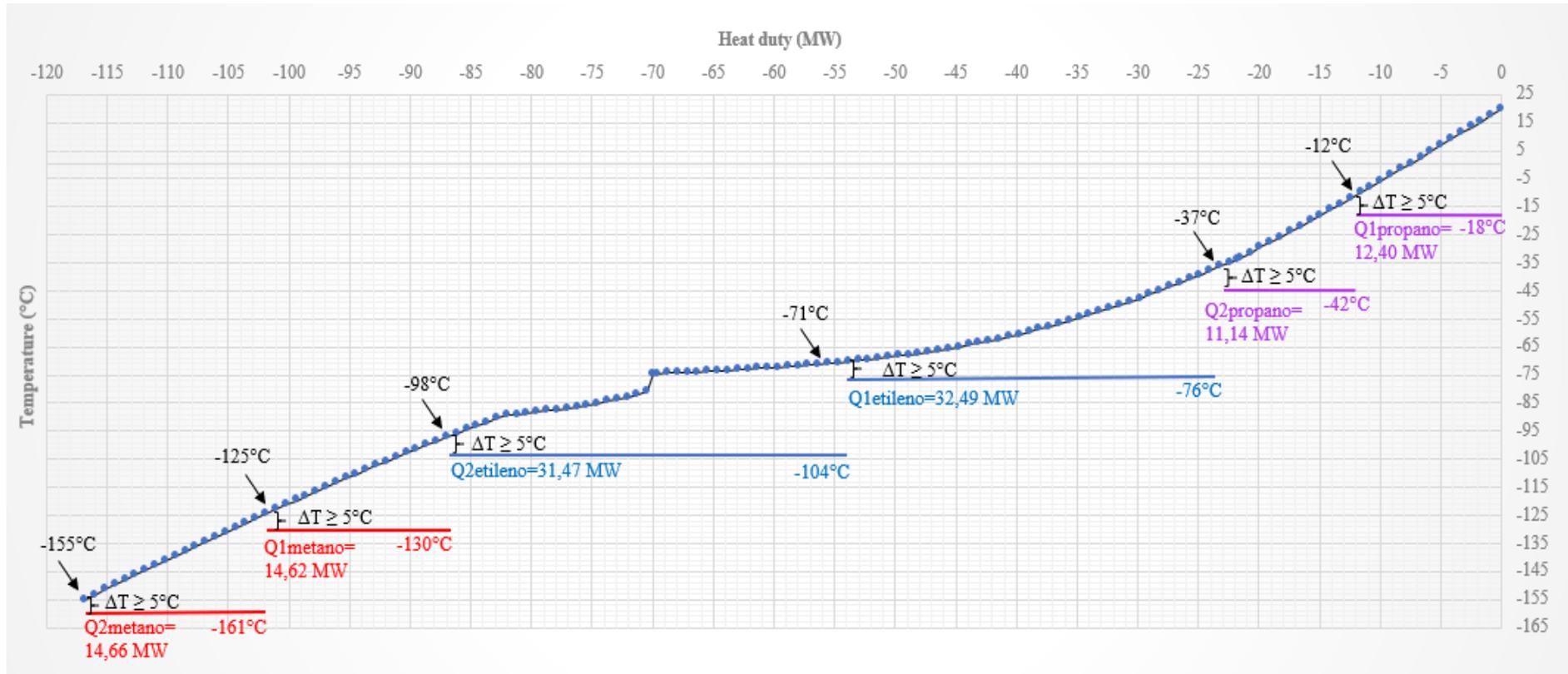


Figura 3-9 Curva de enfriamiento del gas natural en cascada en seis escalones (elaboración propia)

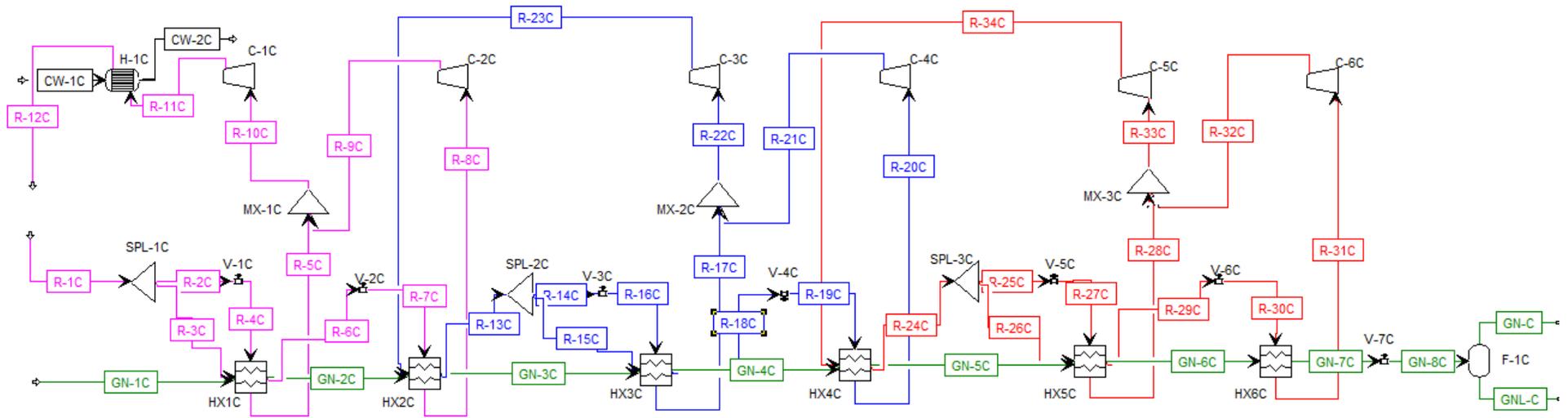


Figura 3-10 Diagrama de proceso de enfriamiento del gas natural en cascada con seis escalones. Ciclo de propano en color violeta, ciclo de etileno en color azul y ciclo de metano en color rojo (elaboración propia)

De la misma manera que en el caso B, se comienza explicando detalladamente el ciclo de metano, concretamente el segundo escalón de éste, por el mismo motivo expuesto anteriormente.

- Ciclo de metano

La corriente de metano R-24C del proceso se divide con ayuda del splitter SPL-3C, expandiéndose una parte de este para entrar como refrigerante en el evaporador HX5C y otra parte como fluido caliente a preenfriar en este mismo equipo.

Para la estimación del caudal de esa corriente, en primer lugar, se calcula el necesario para retirar calor del gas natural en el evaporador HX6C, y conociendo este, se determina el que se requiere para retirar el calor tanto del gas natural como del metano a preenfriar en el HX5C. El caudal de metano sería la suma de ambos.

Con ayuda de la Ecuación 7 se calcula el caudal de metano necesario en el evaporador HX6C y con la Ecuación 8, el metano necesario como refrigerante en el evaporador HX5C.

$$Caudal_{Metano}(HX6C) = \frac{Q_{retirado\ del\ GN} \times PM_{Metano} \times 3600}{Hv_{Metano} \times (1 - Xv_{Metano\ HX6C}) \times 1000} \quad Ecuación\ 7$$

$$Caudal_{Metano}(HX5C) = \frac{(Q_{retirado\ del\ metano} + Q_{retirado\ del\ GN}) \times PM_{Metano} \times 3600}{Hv_{Metano} \times (1 - Xv_{Metano\ HX5C}) \times 1000} \quad Ecuación\ 8$$

A continuación, en las siguientes tablas los caudales corresponden a los reales obtenidos tras el proceso de iteración en Aspen Plus.

Parámetro	Entrada	Salida
Temperatura de la corriente gas natural (°C)	-125	-155
Presión de la corriente de metano (bar)	1,013	1,013
Fracción molar de vapor del metano ($Xv_{Metano\ HX6C}$)	0,27	1
Entalpía vaporización del metano (MJ/kmol)		8,17
Calor a retirar del gas natural (MW)		14,66
Caudal de metano (toneladas/h)		140,9

Tabla 3-19 Definición del evaporador HX6C

La presión de entrada de la corriente de metano al intercambiador HX5C se define de manera que la temperatura de entrada al equipo sea 5°C como mínimo inferior a la temperatura intermedia del gas natural antes mencionada (corriente GN-6C del diagrama).

Parámetro	Entrada	Salida
Temperatura de la corriente gas natural (°C)	-98	-125
Temperatura de la corriente de metano como fluido caliente (°C)	-98	-125
Presión de la corriente de metano como refrigerante (bar)	7,5	7,5
Fracción molar de vapor de la corriente de metano como refrigerante ($Xv_{Metano\ HX5C}$)	0,33	1
Calor a retirar del gas natural (MW)		14,62
Calor a retirar de la corriente de metano como fluido caliente (MW)		4,72
Caudal de metano (toneladas/h)		236,70

Tabla 3-20 Definición del evaporador HX5C

Finalmente, en la siguiente tabla se recoge el caudal total necesario de metano en el ciclo.

Parámetro	Valor
Caudal total de metano (toneladas/h)	377,60

Tabla 3-21 Caudal total de metano en la corriente R-24C del proceso

Después de los evaporadores HX5C y HX6C, se disponen los compresores C-5C y C-6C, uno por salto de presión. La presión y temperatura de entrada y salida de éstos se recogen en la siguiente tabla.

Equipo	Parámetro	Entrada	Salida
C-5C	Presión (bar)	7,5	30
	Temperatura (°C)	-105,10	-8,30
C-6C	Presión (bar)	1,013	7,5
	Temperatura (°C)	-161,45	-59,26

Tabla 3-22 Condiciones de entrada/salida de los equipos C-5C y C-6C

Posteriormente, la corriente de metano que sale del compresor C-5C (corriente R34-C del proceso), se hace pasar por el condensador HX4C, donde se condensa en el ciclo de etileno.

- Ciclo de etileno

El caudal necesario de etileno en el ciclo se calcula de la misma manera que en el ciclo de metano. En este caso, primero se estima el necesario para retirar el calor del gas natural y de la corriente de metano a condensar en el evaporador HX4C y, posteriormente, se determina el que se necesita para retirar el calor tanto del gas natural como del etileno a preenfriar en el HX3C. Para ello se utilizan la Ecuación 9 y la Ecuación 10.

$$Caudal_{Etileno}(HX4C) = \frac{(Q_{retirado\ del\ GN} + Q_{retirado\ del\ metano}) \times PM_{Etileno} \times 3600}{Hv_{Etileno} \times (1 - Xv_{Etileno\ HX4C}) \times 1000} \quad \text{Ecuación 9}$$

$$Caudal_{Etileno}(HX3C) = \frac{(Q_{retirado\ del\ etileno} + Q_{retirado\ del\ GN}) \times PM_{Etileno} \times 3600}{Hv_{Etileno} \times (1 - Xv_{Etileno\ HX3C}) \times 1000} \quad \text{Ecuación 10}$$

Parámetro	Entrada	Salida
Temperatura de la corriente gas natural (°C)	-71	-98
Temperatura de la corriente de metano como fluido caliente (°C)	-71	-98
Presión de la corriente de etileno (bar)	1,013	1,013
Fracción molar de vapor de la corriente de etileno ($Xv_{Etileno\ HX4C}$)	0,17	1
Entalpía vaporización del etileno (MJ/kmol)		13,49
Calor a retirar del gas natural (MW)		31,46
Calor a retirar de la corriente de metano como fluido caliente (MW)		57,00
Caudal de etileno (toneladas/h)		795

Tabla 3-23 Definición del intercambiador criogénico HX4C

Parámetro	Entrada	Salida
Temperatura de la corriente gas natural (°C)	-37	-71
Temperatura de la corriente de etileno como fluido caliente (°C)	-37	-71
Presión de la corriente de etileno como refrigerante (bar)	4	4
Fracción molar de vapor de la corriente de etileno como refrigerante ($X^{v_{Etileno\ HX3C}}$)	0,24	1
Calor a retirar del gas natural (MW)		32,49
Calor a retirar de la corriente de etileno como fluido caliente (MW)		20,21
Caudal de etileno (toneladas/h)		570,5

Tabla 3-24 Definición del intercambiador criogénico HX3C

Parámetro	Valor
Caudal total de etileno (toneladas/h)	1365,5

Tabla 3-25 Caudal total de etileno en la corriente R-13C del proceso

Al igual que en el ciclo de metano, después de los intercambiadores HX3C y HX4C, se disponen dos compresores (C-3C y C-4C).

Equipo	Parámetro	Entrada	Salida
C-3C	Presión (bar)	4	16
	Temperatura (°C)	-40,23	66,69
C-4C	Presión (bar)	1,013	4
	Temperatura (°C)	-103,67	-14,61

Tabla 3-26 Condiciones de entrada/salida de los equipos C-3C y C-4C

Finalmente, la corriente de etileno que sale del compresor C-3C (corriente R23-C) se lleva al condensador HX2C, perteneciente al ciclo de propano.

- Ciclo de propano

Del mismo modo que en los anteriores ciclos, el caudal de propano necesario sería la suma del que se requiere en el evaporador HX1C para retirar el calor tanto del gas natural como del propano a preenfriar; y del que se necesita en el en el evaporador HX2C para retirar calor del gas natural y de la corriente de etileno a condensar. Dicho caudal necesario de propano en el ciclo se estima con las siguientes ecuaciones.

$$Caudal_{Propano}(HX2C) = \frac{(Q_{retirado\ del\ GN} + Q_{retirado\ del\ etileno}) \times PM_{Propano} \times 3600}{Hv_{Propano} \times (1 - Xv_{Propano\ HX2C}) \times 1000} \quad Ecuación\ 11$$

$$Caudal_{Propano}(HX1C) = \frac{(Q_{retirado\ del\ propano} + Q_{retirado\ del\ GN}) \times PM_{Propano} \times 3600}{Hv_{Propano} \times (1 - Xv_{Propano\ HX1C}) \times 1000} \quad Ecuación\ 12$$

Parámetro	Entrada	Salida
Temperatura de la corriente gas natural (°C)	-12	-37
Temperatura de la corriente de etileno como fluido caliente (°C)	-12	-37
Presión de la corriente de propano (bar)	1,013	1,013
Fracción molar de vapor de la corriente de propano ($Xv_{Propano\ HX2C}$)	0,17	1
Entalpía vaporización del propano (MJ/kmol)		18,74
Calor a retirar del gas natural (MW)		11,14
Calor a retirar de la corriente de etileno como fluido caliente (MW)		202,50
Caudal de propano (toneladas/h)		2166,5

Tabla 3-27 Definición del intercambiador criogénico HX2C

Parámetro	Entrada	Salida
Temperatura de la corriente gas natural (°C)	20	-12
Temperatura de la corriente de propano como fluido caliente (°C)	23	-12
Presión de la corriente de propano como refrigerante (bar)	2,6	2,6
Fracción molar de vapor de la corriente de propano como refrigerante ($Xv_{Propano\ HX1C}$)	0,26	1
Calor a retirar del gas natural (MW)		12,40
Calor a retirar de la corriente de propano como fluido caliente (MW)		53,39
Caudal de propano (toneladas/h)		803,5

Tabla 3-28 Definición del intercambiador criogénico HX1C

Parámetro	Valor
Caudal total de propano (toneladas/h)	2970

Tabla 3-29 Caudal total de propano en la corriente R-1C del proceso

Las condiciones de entrada y salida de los compresores C-1C y C-2C se exponen en la siguiente tabla.

Equipo	Parámetro	Entrada	Salida
C-1C	Presión (bar)	2,6	10
	Temperatura (°C)	-3,97	62,18
C-2C	Presión (bar)	1,013	2,6
	Temperatura (°C)	-42,01	1,16

Tabla 3-30 Condiciones de entrada/salida de los equipos C-1C y C-2C

En este último ciclo, la corriente de propano de salida del compresor C-1C (corriente R11-C) se lleva al condensador H-1C. El caudal de la corriente de agua de refrigeración necesario en este equipo se estima con ayuda de la Ecuación 4.

Parámetro	Valor
Presión de entrada (bar)	1,013
Temperatura de entrada (°C)	20
Calor a retirar de la corriente de propano (MW)	341,60
Caudal de agua de refrigeración (toneladas/h)	146881

Tabla 3-31 Definición de la entrada de agua de refrigeración al condensador H-1C

A continuación, al igual que en los casos anteriores, se presenta la Tabla 3-32 y Tabla 3-33 en las que se recogen las variables de diseño involucradas en este caso C. El condensador H-1C y el flash F-1C se especifican de la misma forma que en los casos previos.

Por otro lado, como ocurre en el caso B, los mezcladores no se especifican.

Equipo	Tipo	Temperatura de salida (°C)	Presión de salida o pérdida de carga (bar)	Eficiencia isentrópica	Corriente de referencia	Caudal (ton/h)
HX1C	MHeatX	-12	0			
HX2C	MHeatX	-37	0			
HX3C	MHeatX	-71	0			
HX4C	MHeatX	-98	0			
HX5C	MHeatX	-125	0			
HX6C	MHeatX	-155	0			
C-1C	Compr	-	10	0,70		
C-2C	Compr	-	2,6	0,70		
C-3C	Compr	-	16	0,70		
C-4C	Compr	-	4	0,70		
C-5C	Compr	-	30	0,70		
C-6C	Compr	-	7,5	0,70		

Tabla 3-32 Resumen de las variables de diseño del proceso para el caso C (1)

Equipo	Tipo	Temperatura de salida (°C)	Presión de salida o pérdida de carga (bar)	Eficiencia isentrópica	Corriente de referencia	Caudal (ton/h)
V-1C	Valve	-	2,6			
V-3C	Valve	-	4			
V-5C	Valve	-	7,5			
V-2C, V-4C, V-6C, V-7C	Valve	-	1,013			
SPL-1C	FSplit				R-3C	2166,50
SPL-2C	FSplit				R-15C	795
SPL-3C	FSplit				R-26C	140,90

Tabla 3-33 Resumen de las variables de diseño del proceso para el caso C (2)

3.4 Zona de expansión final

Finalmente, se procede a la descripción de la sección de expansión, que es igual para todos los casos. La corriente de gas natural que sale del condensador del ciclo de metano a -155°C y 50 bar se lleva a las condiciones requeridas para su almacenamiento y transporte ya en estado líquido (-161°C y 1 bar).

Los equipos involucrados en esta sección son una válvula de expansión, en la que se expande la corriente de gas natural hasta presión atmosférica; y un equipo flash, en el que se separa la fase líquida (GNL) y la fase vapor (GN).

En la Tabla 3-34 se recogen las condiciones y la composición de las corrientes de salida del equipo flash (F-1).

Parámetro	GNL	GN
Caudal (kg/h)	476633	53367,3
Composición (% molar)		
<i>Metano</i>	91,9	96,3
<i>Etano</i>	5,6	0
<i>Propano</i>	1,7	0
<i>Nitrógeno</i>	0,1	3,7
<i>Isobutano</i>	0,3	0
<i>N-butano</i>	0,3	0
<i>N-pentano</i>	0,1	0

Tabla 3-34 Corrientes de salida del equipo F-1 en la zona de expansión final

4 ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este apartado del proyecto se procede a la comparación de los resultados obtenidos en los distintos casos. Se va a realizar en base a la cantidad de cada refrigerante utilizado, la potencia eléctrica consumida por los compresores y su coste, y el agua de refrigeración.

En teoría, a medida que aumentan el número de escalones en cascada, al acercarse el perfil de los refrigerantes más a la curva de enfriamiento del gas natural, todas estas variables deben disminuir y por tanto los costes de operación. Sin embargo, al estar más cerca dichos perfiles, la aproximación media de temperatura en los intercambiadores será menor, y esto repercutirá en una mayor área de intercambio y, por tanto, mayores costes de inversión.

4.1 Cantidad de refrigerante

En la Tabla 4-1 se recogen los caudales de refrigerante en cada caso. Se puede observar que la cantidad de refrigerante necesaria disminuye con importancia en todos los ciclos, dándose, por ejemplo, para el ciclo del propano, una reducción de más un 60% en el caso C respecto al caso A.

Refrigerante	Caso	Corriente	Caudal (toneladas/h)
Propano	A	R-11A	7760,95
	B	R-17B	3860
	C	R-1C	2970
Etileno	A	R-6A	3611,43
	B	R-6B	1651,90
	C	R-13C	1365,5
Metano	A	R-1A	1657,02
	B	R-1B	415,49
	C	R-24C	377,60

Tabla 4-1 Comparación de los tres casos en cuanto a caudal de refrigerante

4.2 Energía consumida por los compresores

El consumo energético de los compresores es decisivo a la hora de la elección de la tecnología de licuefacción del gas natural. En la Tabla 4-2 se presentan los consumos energéticos totales por los compresores involucrados en cada caso junto con el coste energético de éstos, y en la Tabla 4-3 el desglose de consumos por equipos.

Hay que añadir que para el cálculo del coste energético en cada caso se utiliza la Ecuación 13 y para ello se ha asumido que la planta opera 8000 horas al año y que el coste de la energético es 0,0794 €/kWh de la empresa Endesa (*TarifasGasLuzSelectra*, n.d.).

$$\text{Coste energético (M€/año)} = \text{Consumo energético} \times 0,0794 \times 8000/1000 \quad \text{Ecuación 13}$$

Caso	Consumo energético (MW)	Coste energético (M€/año)
A	786,73	499,73
B	333,57	211,88
C	224,80	142,79

Tabla 4-2 Comparación de los tres casos en cuanto a consumo en compresores y coste energético

Ciclo	Caso	Equipo	Consumo (MW)
Propano	A	C-3A	330,46
	B	C-3B, C-4B	164,70
	C	C-1C, C-2C	115,54
Etileno	A	C-2A	263,59
	B	C-2B, C-5B	120,56
	C	C-3C, C-4C	81,54
Metano	A	C-1A	192,68
	B	C-1B	48,31
	C	C-5C, C-6C	27,72

Tabla 4-3 Desglose de consumo energético en compresores por equipos

En los casos B y C, al tener algunos de los ciclos dos compresores, la potencia consumida es la suma de ambos. Se puede ver en las tablas anteriores una reducción del consumo y, por tanto, del coste energético en todos los ciclos, especialmente en el ciclo de metano, en el que se reduce el consumo más del 85% en el caso C respecto al caso A.

4.3 Caudal de agua de refrigeración

En cuanto al consumo de agua de refrigeración en el ciclo de propano, tal y como se puede analizar en la Tabla 4-4, también se reduce significativamente, hasta casi un 60% en el caso C respecto al caso A.

Caso	Equipo	Caudal de agua (toneladas/h)
A	H-1A	388,52
B	H-1B	193,64
C	H-1C	146,88

Tabla 4-4 Comparación de los tres casos en cuanto a consumo de agua de refrigeración

4.4 Gas natural licuado producido

Tal y como se ha comentado en apartados anteriores, el GNL producido debe ser almacenado y transportado a una temperatura de aproximadamente -160°C y a presión atmosférica. Como se puede ver en los resultados obtenidos en la Tabla 4-5, se puede decir que se han cumplido los requerimientos fijados en un principio. La composición del GNL producto se asemeja a las recopiladas en la Tabla 2-1 de varias plantas de distintos países.

Parámetro	Valor
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	-161
Presión (bar)	1,013
Caudal (kg/h)	476633
Composición (% molar)	
<i>Metano</i>	91,9
<i>Etano</i>	5,6
<i>Propano</i>	1,7
<i>Nitrógeno</i>	0,1
<i>Isobutano</i>	0,3
<i>N-butano</i>	0,3
<i>N-pentano</i>	0,1

Tabla 4-5 Características del gas natural licuado producto

Finalmente, se ha calculado el porcentaje de GNL producido frente al introducido en la planta, cuyo valor depende de la tecnología usada y la composición del gas natural de entrada. Para este caso debe estar alrededor del 90%, con lo que dicho porcentaje se cumple satisfactoriamente.

$$\%GNL = \frac{GNL_{producido} \left(\frac{kg}{h} \right)}{GN_{introducido\ a\ la\ planta} \left(\frac{kg}{h} \right)} = \frac{476633}{530000} = 89,93\%$$

La parte de GNL que se evapora se destina a autoabastecimiento en la planta, como por ejemplo en turbinas de gas.

5 CONCLUSIONES

Como resultado de este trabajo se destaca la realización del diseño de un sistema de licuefacción de gas natural basado concretamente en la tecnología Conoco Phillips. El desarrollo ha sido progresivo con ayuda del programa Aspen Plus, dando lugar a tres casos diferentes. Primero, el caso en el que se retira todo el calor del gas natural a la mínima temperatura; el segundo caso es el enfriamiento del gas natural con ciclos en cascada de tres escalones; y, el último, el caso en el que dicho enfriamiento se produce con ciclos en cascada de seis escalones, dos por cada ciclo.

Del estudio comparativo final de los casos se concluye que a medida que se incrementan el número de escalones de enfriamiento, tanto los costes energéticos como de servicios disminuyen de manera considerable, tal y como se preveía en teoría. Concretamente, en el primer caso el consumo energético por tonelada de GNL producido es 5,94 GJ; en el segundo, 2,52 GJ; y en el tercero, 1,70 GJ.

En cuanto a trabajos futuros, sería interesante realizar una optimización energética y económica para determinar a qué temperaturas debería retirar calor en cada escalón de enfriamiento con el fin de minimizar el coste energético. Además, se pueden diseñar de los equipos y con ello realizar un estudio de la influencia de los costes de inversión frente a los de operación.

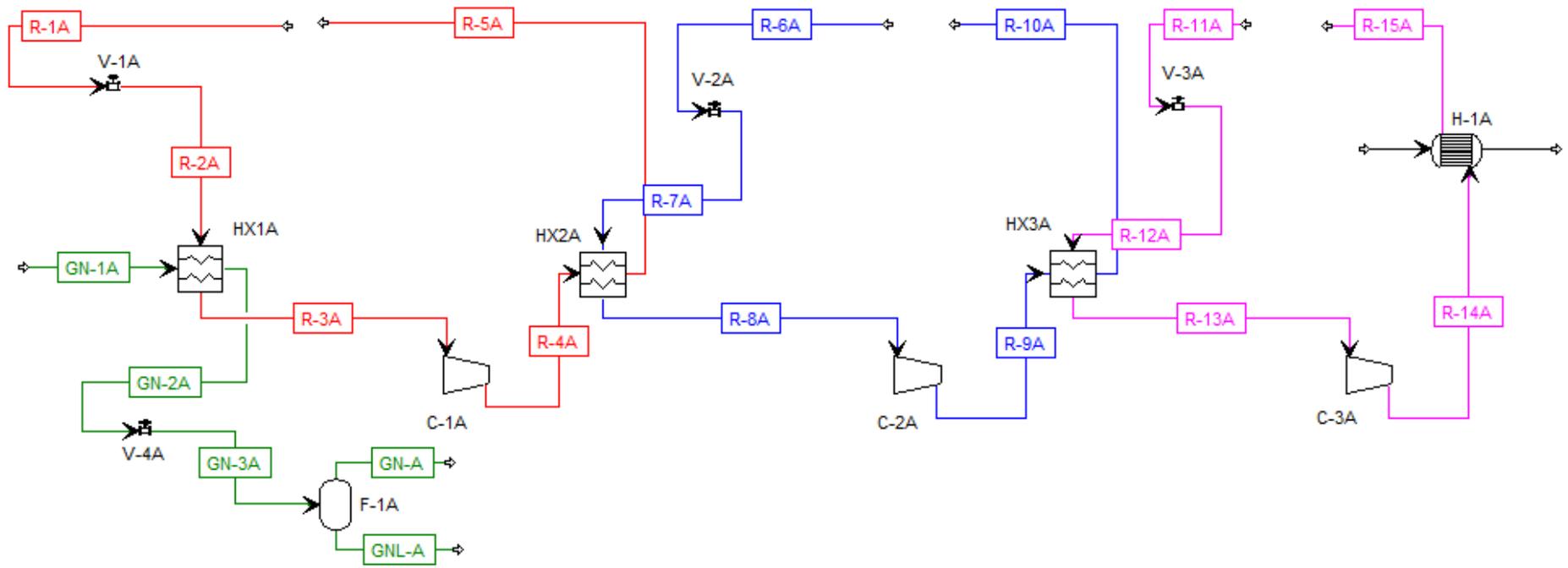
BIBLIOGRAFÍA

- Aznar, I. B. (2016). *DISEÑO DEL TREN DE LICUACIÓN CONOCO PHILLIPS DE 5 MTPA DE CAPACIDAD EN PLANTA BIDIRECCIONAL DE GAS NATURAL*.
- BP. (2011). *Guidebook to Gas Interchangeability and Gas Quality*.
- EducarChile. (2018). *Uso del gas a nivel mundial*. <https://www.aprendeconenergia.cl/uso-del-gas-a-nivel-mundial/>
- Energía y Sociedad. (2016). 3.4. *Transporte de GNL | Energía y Sociedad*. Las Claves Del Sector Energético. <http://www.energiaysociedad.es/manenergia/3-4-transporte-de-gnl/>
- Félix, R. E. (2013). *El gas natural licuado y la generación de energía eléctrica en México (seguridad de suministro e impacto ambiental)*. 169.
- Giraldo, J. E. T. (2018). *Desarrollo De Una Herramienta De Modelamiento Y / O Optimización Para La Introducción De Gas Natural a*.
- Gualdoni, F. (2018). La revolución a medias del gas natural. *El País*. https://elpais.com/economia/2018/05/04/actualidad/1525444638_932682.html
- MásQueNegocio. (2019). *El negocio del gas natural en España*. <https://www.masquenegocio.com/2019/07/22/negocio-gas-natural-espana/>
- Mokhatab, S.;Messersmith, D. (2018). *Liquefaction technology selection for baseload LNG plants*. <https://www.hydrocarbonprocessing.com/magazine/2018/july-2018/bonus-report-lng-technology/liquefaction-technology-selection-for-baseload-lng-plants>
- Mokhatab, S., Mak, J. Y., Valappil, J. V, & Wood, D. A. (2013). Handbook of Liquefied Natural Gas. In *Handbook of Liquefied Natural Gas*. <https://doi.org/10.1016/C2011-0-07476-8>

- Olavarría Muñoz, M. (2003). *Ingeniería básica de una planta de licuefacción de gas natural*.
- Raso, C. (2019). *La demanda mundial de gas despuntará en 2040 impulsada por el GNL - elEconomista.es*. <https://www.eleconomista.es/energia/noticias/10236352/12/19/La-demanda-mundial-de-gas-despuntara-en-2040-impulsada-por-el-GNL.html>
- RD energía. (2019). *Gas 2019: Análisis y previsión a 2024. Resumen Ejecutivo*. <https://revistardenergia.com/gas-2019-analisis-y-prevision-a-2024-resumen-ejecutivo/>
- Sedigas. (2017). Informe Anual. *Informe Anual*, 17. <http://www.extranjeria.gob.cl/filesapp/Informe-Estimacion-Poblacion-Extranjeros-2008.pdf>
- SEDIGAS, I. anual. (2017). *EL GAS EN ESPAÑA*. <http://www.sedigas.es/informeannual/2017/wp-content/uploads/2018/04/Informe-anual-2017-EL-GAS-EN-ESPAÑA.pdf>
- TarifasGasLuzSelectra*. (n.d.). Retrieved July 1, 2020, from <https://tarifasgasluz.com/comparador/precio-kwh>
- Torres, A. B. (2015). *Simulación del Tren de Licuación del Proyecto*.

ANEXOS

Anexo A: Diagrama de proceso y tabla de corrientes del caso A

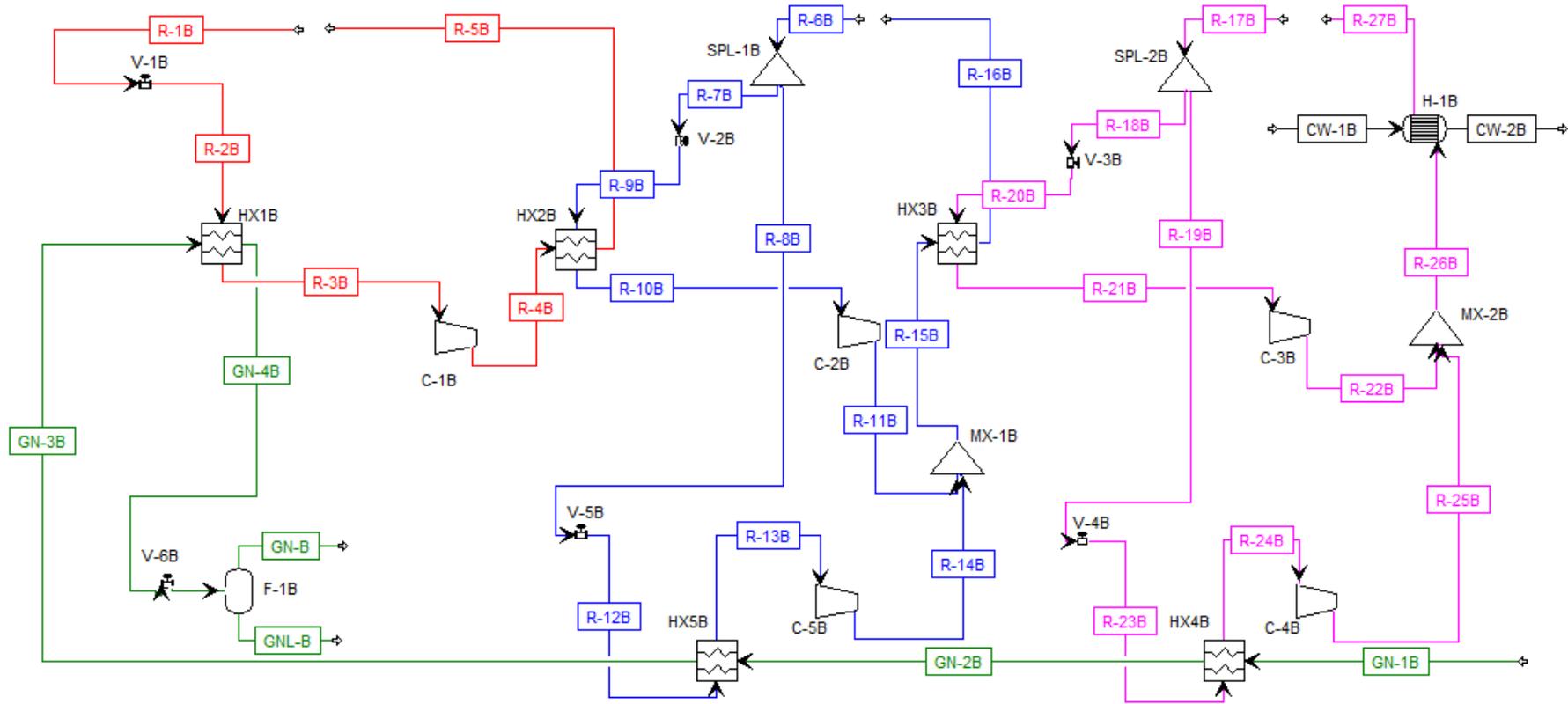


	Units	CW-1A	CW-2A	GN-1A	GN-2A	GN-3A	GN-A	GNL-A
Temperature	C	20	22,0012463	20	-155	-161,2741	-161	-161
Pressure	bar	1,013	1,013	50	50	1,013	1,013	1,013
Molar Vapor Fraction		0	0	1	0	0,06014797	1	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-286207,157	-286056,333	-76659,7166	-90568,3326	-90568,3326	-78167,4289	-91611,925
Mass Enthalpy	kJ/kg	-15886,9114	-15878,5394	-4372,22169	-5165,48777	-5165,48777	-4742,48298	-5187,70475
Enthalpy Flow	MW	-1714530,23	-1713626,72	-643,688193	-760,474588	-760,474588	-70,3037174	-686,841628
Mass Flows	tonne/hr	388515,344	388515,344	530	530	530	53,3672726	476,632727
Volume Flow	cum/hr	389212,89	389382,164	13119,6723	1188,12716	17208,7801	28747,9807	1053,95657
Mole Flows	kmol/hr	21565878,8	21565878,8	30228,0989	30228,0989	30228,0989	3237,83686	26990,262
Mole Fractions								
PROPANE		0	0	0,015	0,015	0,015	3,49E-07	0,01679941
METHANE		0	0	0,923	0,923	0,923	0,96329368	0,91816624
ETHANE		0	0	0,05	0,05	0,05	0,00010596	0,05598545
N-BUTANE		0	0	0,003	0,003	0,003	1,07E-09	0,00335989
WATER		1	1	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	0	0	0	0
ISOBUTANE		0	0	0,003	0,003	0,003	2,16E-09	0,00335989
NITROGEN		0	0	0,005	0,005	0,005	0,03660001	0,00120916
N-PENTANE		0	0	0,001	0,001	0,001	6,14E-12	0,00111996

	Units	R-1A	R-2A	R-3A	R-4A	R-5A	R-6A	R-7A
Temperature	C	-98	-161,485686	-161,485686	44,8249228	-98	-37	-103,77554
Pressure	bar	30	1,013	1,013	30	30	16	1,013
Molar Vapor Fraction		0	0,5028494	0,99954154	1	0	0	0,35954904
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-85013,2647	-85013,2647	-80942,7721	-74227,2339	-85013,2647	38831,4227	38831,4227
Mass Enthalpy	kJ/kg	-5299,16702	-5299,16702	-5045,43932	-4626,8369	-5299,16702	1384,1789	1384,1789
Enthalpy Flow	MW	-2439,11328	-2439,11328	-2322,32689	-2129,65156	-2439,11328	1388,57367	1388,57367
Mass Flows	tonne/hr	1657,01662	1657,01662	1657,01662	1657,01662	1657,01662	3611,43	3611,43
Volume Flow	cum/hr	5592,67488	460778,226	912039,136	87453,8746	5592,67488	7943,73057	626174,138
Mole Flows	kmol/hr	103287,503	103287,503	103287,503	103287,503	103287,503	128732,477	128732,477
Mole Fractions								
PROPANE		0	0	0	0	0	0	0
METHANE		1	1	1	1	1	0	0
ETHANE		0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE		0	0	0	0	0	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	0	0	1	1
ISOBUTANE		0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN		0	0	0	0	0	0	0
N-PENTANE		0	0	0	0	0	0	0

	Units	R-8A	R-9A	R-10A	R-11A	R-12A	R-13A	R-14A	R-15A
Temperature	C	-103,77554	87,2252453	-37	23	42,1193995	42,1193995	64,6782981	23
Pressure	bar	1,013	16	16	10	1,013	1,013	10	10
Molar Vapor Fraction		0,99900016	1	0	0	0,37441783	0,99900009	1	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	47485,5108	54856,7397	38831,4227	121150,108	121150,108	109428,581	-102669,05	121150,108
Mass Enthalpy	kJ/kg	1692,66119	1955,41488	1384,1789	2747,38478	2747,38478	2481,56955	-2328,2801	2747,38478
Enthalpy Flow	MW	1698,03539	1961,62332	1388,57367	5922,86554	5922,86554	5349,81588	5019,35152	5922,86554
Mass Flows	tonne/hr	3611,43	3611,43	3611,43	7760,95	7760,95	7760,95	7760,95	7760,95
Volume Flow	cum/hr	1728498,32	229024,55	7943,73057	15654,3219	1211288,93	3209604,66	436493,001	15654,3219
Mole Flows	kmol/hr	128732,477	128732,477	128732,477	175999,149	175999,149	175999,149	175999,149	175999,149
Mole Fractions									
PROPANE		0	0	0	1	1	1	1	1
METHANE		0	0	0	0	0	0	0	0
ETHANE		0	0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE		0	0	0	0	0	0	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		1	1	1	0	0	0	0	0
ISOBUTANE		0	0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN		0	0	0	0	0	0	0	0
N-PENTANE		0	0	0	0	0	0	0	0

Anexo B: Diagrama de proceso y tabla de corrientes del caso B



	Units	CW-1B	CW-2B	GN-1B	GN-2B	GN-3B	GN-4B	GN-5B
Temperature	C	20	22,0014744	20	-37	-98	-155	-161,2741
Pressure	bar	1,013	1,013	50	50	50	50	1,013
Molar Vapor Fraction		0	0	1	0,99663783	0	0	0,06014797
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-286207,157	-286056,316	-76659,7166	-79464,1837	-87080,8324	-90568,3326	-90568,3326
Mass Enthalpy	kJ/kg	-15886,9114	-15878,5384	-4372,22169	-4532,17209	-4966,58116	-5165,48777	-5165,48777
Enthalpy Flow	MW	-854526,828	-854076,463	-643,688193	-667,236446	-731,191115	-760,474588	-760,474588
Mass Flows	tonne/hr	193637,172	193637,172	530	530	530	530	530
Volume Flow	cum/hr	193984,83	194069,207	13119,6723	8803,40474	1518,45472	1188,12716	17208,7801
Mole Flows	kmol/hr	10748496,4	10748496,4	30228,0989	30228,0989	30228,0989	30228,0989	30228,0989
Mole Fractions								
PROPANE		0	0	0,015	0,015	0,015	0,015	0,015
METHANE		0	0	0,923	0,923	0,923	0,923	0,923
ETHANE		0	0	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
N-BUTANE		0	0	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
WATER		1	1	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	0	0	0	0
ISOBUTANE		0	0	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
NITROGEN		0	0	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005
N-PENTANE		0	0	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001

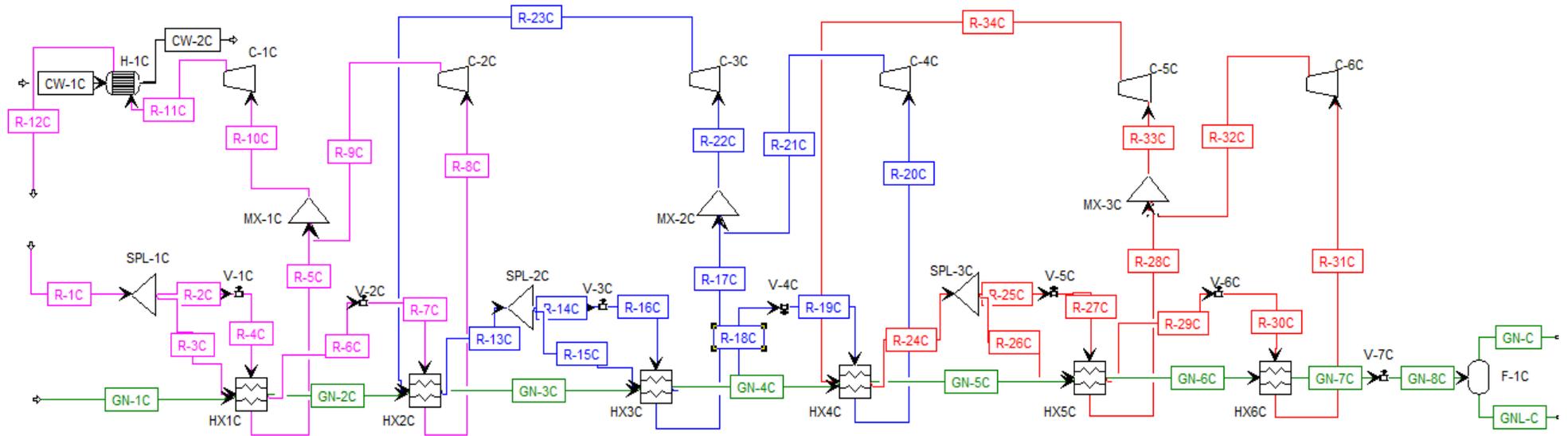
	Units	GN-B	GNL-B	R-1B	R-2B	R-3B	R-4B	R-5B
Temperature	C	-161	-161	-98	-161,485686	-161,485686	44,8246328	-98
Pressure	bar	1,013	1,013	30	1,013	1,013	30	30
Molar Vapor Fraction		1	0	0	0,5028494	0,99954108	1	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-78167,4289	-91611,925	-85013,2647	-85013,2647	-80942,7759	-74227,2452	-85013,2647
Mass Enthalpy	kJ/kg	-4742,48298	-5187,70475	-5299,16702	-5299,16702	-5045,43956	-4626,8376	-5299,16702
Enthalpy Flow	MW	-70,3037174	-686,841628	-611,593279	-611,593279	-582,309806	-533,997658	-611,593279
Mass Flows	tonne/hr	53,3672726	476,632727	415,48715	415,48715	415,48715	415,48715	415,48715
Volume Flow	cum/hr	28747,9807	1053,95657	1402,33026	115537,424	228688,332	21928,5202	1402,33026
Mole Flows	kmol/hr	3237,83686	26990,262	25898,7325	25898,7325	25898,7325	25898,7325	25898,7325
Mole Fractions								
PROPANE		3,49E-07	0,01679941	0	0	0	0	0
METHANE		0,96329368	0,91816624	1	1	1	1	1
ETHANE		0,00010596	0,05598545	0	0	0	0	0
N-BUTANE		1,07E-09	0,00335989	0	0	0	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	0	0	0	0
ISOBUTANE		2,16E-09	0,00335989	0	0	0	0	0
NITROGEN		0,03660001	0,00120916	0	0	0	0	0
N-PENTANE		6,14E-12	0,00111996	0	0	0	0	0

	Units	R-6B	R-7B	R-8B	R-9B	R-10B	R-11B	R-12B
Temperature	C	-37	-37	-37	-103,77554	-103,77554	87,2251768	-103,77554
Pressure	bar	16	16	16	1,013	1,013	16	1,013
Molar Vapor Fraction		0	0	0	0,35954904	0,99900004	1	0,35954904
Molar Enthalpy	kJ/kmol	38831,4227	38831,4227	38831,4227	38831,4227	47485,5092	54856,7362	38831,4227
Mass Enthalpy	kJ/kg	1384,1789	1384,1789	1384,1789	1384,1789	1692,66113	1955,41475	1384,1789
Enthalpy Flow	MW	635,144715	348,176361	286,968354	348,176361	425,771981	491,865027	286,968354
Mass Flows	tonne/hr	1651,897	905,544	746,353	905,544	905,544	905,544	746,353
Volume Flow	cum/hr	3633,52597	1991,84189	1641,68408	157009,338	433410,339	57426,4933	129407,727
Mole Flows	kmol/hr	58883,2656	32278,8817	26604,3839	32278,8817	32278,8817	32278,8817	26604,3839
Mole Fractions								
PROPANE		0	0	0	0	0	0	0
METHANE		0	0	0	0	0	0	0
ETHANE		0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE		0	0	0	0	0	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		1	1	1	1	1	1	1
ISOBUTANE		0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN		0	0	0	0	0	0	0
N-PENTANE		0	0	0	0	0	0	0

	Units	R-13B	R-14B	R-15B	R-16B	R-17B	R-18B	R-19B
Temperature	C	-103,77554	87,2246956	87,2249594	-37	23	23	23
Pressure	bar	1,013	16	16	16	10	10	10
Molar Vapor Fraction		0,99900052	1	1	0	0	0	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	47485,5156	54856,7113	54856,7249	38831,4227	-121150,108	-121150,108	-121150,108
Mass Enthalpy	kJ/kg	1692,66136	1955,41386	1955,41435	1384,1789	-2747,38478	-2747,38478	-2747,38478
Enthalpy Flow	MW	350,923023	405,396946	897,261973	635,144715	-2945,80702	-2702,42002	-243,387002
Mass Flows	tonne/hr	746,353	746,353	1651,897	1651,897	3860	3541,081	318,919
Volume Flow	cum/hr	357218,709	47331,0714	104757,565	3633,52597	7785,86161	7142,58202	643,279585
Mole Flows	kmol/hr	26604,3839	26604,3839	58883,2656	58883,2656	87535,2522	80302,9581	7232,29407
Mole Fractions								
PROPANE		0	0	0	0	1	1	1
METHANE		0	0	0	0	0	0	0
ETHANE		0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE		0	0	0	0	0	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		1	1	1	1	0	0	0
ISOBUTANE		0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN		0	0	0	0	0	0	0
N-PENTANE		0	0	0	0	0	0	0

	Units	R-20B	R-21B	R-22B	R-23B	R-24B	R-25B	R-26B	R-27B
Temperature	C	-42,1193995	-41,9543644	65,1754225	-42,1193995	-42,1193995	64,6784463	65,1343701	23
Pressure	bar	1,013	1,013	10	1,013	1,013	10	10	10
Molar Vapor Fraction		0,37441783	1	1	0,37441783	0,99900143	1	1	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-121150,108	-109399,331	-102624,581	-121150,108	-109428,556	-102669,037	-102628,254	-121150,108
Mass Enthalpy	kJ/kg	-2747,38478	-2480,90623	-2327,27166	-2747,38478	-2481,56898	-2328,2798	-2327,35496	-2747,38478
Enthalpy Flow	MW	-2702,42002	-2440,30276	-2289,18263	-243,387002	-219,838749	-206,259074	-2495,4417	-2945,80702
Mass Flows	tonne/hr	3541,081	3541,081	3541,081	318,919	318,919	318,919	3860	3860
Volume Flow	cum/hr	552673,605	1467086,96	199592,57	49775,2278	131891,749	17936,7219	217529,328	7785,86161
Mole Flows	kmol/hr	80302,9581	80302,9581	80302,9581	7232,29407	7232,29407	7232,29407	87535,2522	87535,2522
Mole Fractions									
PROPANE		1	1	1	1	1	1	1	1
METHANE		0	0	0	0	0	0	0	0
ETHANE		0	0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE		0	0	0	0	0	0	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	0	0	0	0	0
ISOBUTANE		0	0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN		0	0	0	0	0	0	0	0
N-PENTANE		0	0	0	0	0	0	0	0

Anexo C: Diagrama de proceso y tabla de corrientes del caso C



	Units	CW-1C	CW-2C	GN-1C	GN-2C	GN-3C	GN-4C	GN-5C
Temperature	C	20	22,0012552	20	-12	-37	-71	-98
Pressure	bar	1	1	50	50	50	50	50
Molar Vapor Fraction		0	0	1	1	0,99663783	0,59411074	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-286207,179	-286056,354	-76659,7166	-78136,9876	-79464,1837	-83333,3603	-87080,8324
Mass Enthalpy	kJ/kg	-15886,9126	-15878,5405	-4372,22169	-4456,47659	-4532,17209	-4752,84728	-4966,58116
Enthalpy Flow	MW	-648190,588	-647849,006	-643,688193	-656,092386	-667,236446	-699,724738	-731,191115
Mass Flows	tonne/hr	146881,032	146881,032	530	530	530	530	530
Volume Flow	cum/hr	147144,832	147208,827	13119,6723	10868,3325	8803,40474	3850,9497	1518,45472
Mole Flows	kmol/hr	8153136,23	8153136,23	30228,0989	30228,0989	30228,0989	30228,0989	30228,0989
Mole Fractions								
PROPANE		0	0	0,015	0,015	0,015	0,015	0,015
METHANE		0	0	0,923	0,923	0,923	0,923	0,923
ETHANE		0	0	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
N-BUTANE		0	0	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
WATER		1	1	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	0	0	0	0
ISOBUTANE		0	0	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
NITROGEN		0	0	0,005	0,005	0,005	0,005	0,005
N-PENTANE		0	0	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001

	Units	GN-6C	GN-7C	GN-8C	GN-C	GNL-C	R-1C	R-2C
Temperature	C	-125	-155	-161,2741	-161	-161	23	23
Pressure	bar	50	50	1,013	1,013	1,013	10	10
Molar Vapor Fraction		0	0	0	0,06014797	1	0	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-88821,8974	-90568,3326	-90568,3326	-78167,4296	-91611,9252	-121150,108	-121150,108
Mass Enthalpy	kJ/kg	-5065,88132	-5165,48777	-5165,48777	-4742,48306	-5187,70474	-2747,38478	-2747,38478
Enthalpy Flow	MW	-745,810306	-760,474588	-760,474588	-70,3037436	-686,8416	-2266,59245	-613,20102
Mass Flows	tonne/hr	530	530	530	53,3672917	476,632708	2970	803,5
Volume Flow	cum/hr	1321,20091	1188,12716	17208,7801	28747,9912	1053,95652	5990,6759	1620,70979
Mole Flows	kmol/hr	30228,0989	30228,0989	30228,0989	3237,83804	26990,2609	67352,2536	18221,3925
Mole Fractions								
PROPANE		0,015	0,015	0,015	3,49E-07	0,01679941	1	1
METHANE		0,923	0,923	0,923	0,96329369	0,91816624	0	0
ETHANE		0,05	0,05	0,05	0,00010596	0,05598545	0	0
N-BUTANE		0,003	0,003	0,003	1,07E-09	0,00335989	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	0	0	0	0
ISOBUTANE		0,003	0,003	0,003	2,16E-09	0,00335989	0	0
NITROGEN		0,005	0,005	0,005	0,0366	0,00120916	0	0
N-PENTANE		0,001	0,001	0,001	6,14E-12	0,00111996	0	0

	Units	R-3C	R-4C	R-5C	R-6C	R-7C	R-8C	R-9C
Temperature	C	23	-18,2818454	-18,0544423	-12	-42,1193995	-42,0937248	1,16496639
Pressure	bar	10	2,6	2,6	10	1,013	1,013	2,6
Molar Vapor Fraction		0	0	0,26149456	1	0	0,16595633	1
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-121150,108	-121150,108	-108150,851	-125062,302	-125062,302	-109408,184	-106780,904
Mass Enthalpy	kJ/kg	-2747,38478	-2747,38478	-2452,59379	-2836,10367	-2836,10367	-2481,107	-2421,52677
Enthalpy Flow	MW	-1653,39143	-613,20102	-547,405309	-1706,78294	-1706,78294	-1493,14398	-1457,28826
Mass Flows	tonne/hr	2166,5	803,5	803,5	2166,5	2166,5	2166,5	2166,5
Volume Flow	cum/hr	4369,96611	37096,4273	137911,024	3971,47554	151951,355	896979,654	406749,846
Mole Flows	kmol/hr	49130,8611	18221,3925	18221,3925	49130,8611	49130,8611	49130,8611	49130,8611
Mole Fractions								
PROPANE		1	1	1	1	1	1	1
METHANE		0	0	0	0	0	0	0
ETHANE		0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE		0	0	0	0	0	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	0	0	0	0
ISOBUTANE		0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN		0	0	0	0	0	0	0
N-PENTANE		0	0	0	0	0	0	0

	Units	R-10C	R-11C	R-12C	R-13C	R-14C	R-15C	R-16C
Temperature	C	-3,9749092	62,1776282	23	-37	-37	-37	-76,2665835
Pressure	bar	2,6	10	10	16	16	16	4
Molar Vapor Fraction		0	1	1	0	0	0	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-107151,527	-102892,446	-121150,108	38831,4227	38831,4227	38831,4227	38831,4227
Mass Enthalpy	kJ/kg	-2429,9316	-2333,34617	-2747,38478	1384,1789	1384,1789	1384,1789	1384,1789
Enthalpy Flow	MW	-2004,69357	-1925,01059	-2266,59245	525,026747	219,353906	305,672841	219,353906
Mass Flows	tonne/hr	2970	2970	2970	1365,5	570,5	795	570,5
Volume Flow	cum/hr	544988,266	165197,999	5990,6759	3003,56482	1254,8764	1748,68842	19142,3457
Mole Flows	kmol/hr	67352,2536	67352,2536	67352,2536	48674,4023	20335,955	28338,4473	20335,955
Mole Fractions								
PROPANE		1	1	1	0	0	0	0
METHANE		0	0	0	0	0	0	0
ETHANE		0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE		0	0	0	0	0	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	1	1	1	1
ISOBUTANE		0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN		0	0	0	0	0	0	0
N-PENTANE		0	0	0	0	0	0	0

	Units	R-17C	R-18C	R-19C	R-20C	R-21C	R-22C	R-23C
Temperature	C	-76,2320825	-71	-103,77554	-103,671981	-14,6132344	-40,2347382	66,6877891
Pressure	bar	4	16	1,013	1,013	4	4	16
Molar Vapor Fraction		0	1	0	0,16982082	1	1	1
Molar Enthalpy	kJ/kmol	48160,8468	36263,7133	36263,7133	47502,8037	50649,4144	49609,7016	53808,1175
Mass Enthalpy	kJ/kg	1716,73411	1292,65073	1292,65073	1693,27761	1805,44121	1768,37977	1918,03585
Enthalpy Flow	MW	272,05467	285,460369	285,460369	373,932139	398,701601	670,756271	727,521655
Mass Flows	tonne/hr	570,5	795	795	795	795	1365,5	1365,5
Volume Flow	cum/hr	75993,4495	1530,04072	65844,2414	381140,501	146818,571	223870,744	80685,3851
Mole Flows	kmol/hr	20335,955	28338,4473	28338,4473	28338,4473	28338,4473	48674,4023	48674,4023
Mole Fractions								
PROPANE		0	0	0	0	0	0	0
METHANE		0	0	0	0	0	0	0
ETHANE		0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE		0	0	0	0	0	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		1	1	1	1	1	1	1
ISOBUTANE		0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN		0	0	0	0	0	0	0
N-PENTANE		0	0	0	0	0	0	0

	Units	R-24C	R-25C	R-26C	R-27C	R-28C	R-29C	R-30C
Temperature	C	-98	-98	-98	-130,054043	-130,024038	-125	-161,485686
Pressure	bar	30	30	30	7,5	7,5	30	1,013
Molar Vapor Fraction		0	0	0	0	0,3251431	1	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-85013,2647	-85013,2647	-85013,2647	-85013,2647	-80294,3455	-86948,342	-86948,342
Mass Enthalpy	kJ/kg	-5299,16702	-5299,16702	-5299,16702	-5299,16702	-5005,02068	-5419,787	-5419,787
Enthalpy Flow	MW	-555,823741	-348,420232	-207,403509	-348,420232	-329,080109	-212,124441	-212,124441
Mass Flows	tonne/hr	377,6	236,7	140,9	236,7	236,7	140,9	140,9
Volume Flow	cum/hr	1274,45555	798,897325	475,55823	6942,85859	20036,5327	384,892173	20939,4396
Mole Flows	kmol/hr	23537,0971	14754,3191	8782,77803	14754,3191	14754,3191	8782,77803	8782,77803
Mole Fractions								
PROPANE		0	0	0	0	0	0	0
METHANE		1	1	1	1	1	1	1
ETHANE		0	0	0	0	0	0	0
N-BUTANE		0	0	0	0	0	0	0
WATER		0	0	0	0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	0	0	0	0
ISOBUTANE		0	0	0	0	0	0	0
NITROGEN		0	0	0	0	0	0	0
N-PENTANE		0	0	0	0	0	0	0

	Units	R-31C	R-32C	R-33C	R-34C
Temperature	C	-161,444617	-59,2604794	-105,095797	-8,30124601
Pressure	bar	1,013	7,5	7,5	
Molar Vapor Fraction		0	1	1	1
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-80937,5541	-77641,3006	-79304,3719	-76294,2875
Mass Enthalpy	kJ/kg	-5045,11406	-4839,64733	-4943,31224	-4755,6834
Enthalpy Flow	MW	-197,460159	-189,418419	-518,498528	-498,818348
Mass Flows	tonne/hr	140,9	140,9	377,6	377,6
Volume Flow	cum/hr	77620,1898	20004,4164	40157,6215	15913,0719
Mole Flows	kmol/hr	8782,77803	8782,77803	23537,0971	23537,0971
Mole Fractions					
PROPANE		0	0	0	0
METHANE		1	1	1	1
ETHANE		0	0	0	0
N-BUTANE		0	0	0	0
WATER		0	0	0	0
ETHYLENE		0	0	0	0
ISOBUTANE		0	0	0	0
NITROGEN		0	0	0	0
N-PENTANE		0	0	0	0

