

EVALUACIÓN TÉCNICO-FINANCIERA DE MÉTODOS NO
CONVENCIONALES DE LICUEFACCIÓN DEL GAS NATURAL

JESSIKA LEÓN MENDOZA
DIEGO ENRIQUE DUEÑEZ MANRIQUE

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA

2013

EVALUACIÓN TÉCNICO-FINANCIERA DE MÉTODOS NO
CONVENCIONALES DE LICUEFACCIÓN DEL GAS NATURAL

JESSIKA LEÓN MENDOZA
DIEGO ENRIQUE DUEÑEZ MANRIQUE

Trabajo de Grado para optar al título de
Ingeniero de Petróleos

Director
JULIO CÉSAR PÉREZ ANGULO
Ingeniero de Petróleos

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA

2013

DEDICATORIA

A la gente que amo:

A mis padres que me han brindado su cariño y comprensión y que se han esforzado por darme y enseñarme lo mejor para mi vida y con los que cuento de manera incondicional. Agradezco inmensamente su esfuerzo y dedicación.

A mis hermanos, a mi tía, a mi nona que con su respaldo, compañía y amor hacen especial cada día de mi vida.

A las personitas especiales que siempre están en mi cabeza y mi corazón, con los que he aprendido a ver el lado amable de las cosas y con los que he disfrutado tantos momentos: Diego K, Natis, Alied, Viviana, Diego F.

A Diego Armando por brindarme su amor, comprensión y apoyo en todo momento.

JESSIKA

DEDICATORIA

Dedico esta tesis:

***A DIOS y a la VIRGENCITA:** Por darme la grandiosa oportunidad de vivir para lograr una de mis más anheladas metas, por brindarme día a día sus bendiciones tanto físicas como espirituales, por la dicha de disfrutar este gran logro junto a mi familia, y porque siempre me acompañan y me ayudan a lograr todas las metas que me propongo.*

***A Mi Madre:** Por ser la persona que cree ciegamente en mí, por brindarme el apoyo moral y económico, por el amor que me das a cada momento de mi vida; gracias por tu entrega y esfuerzo que has hecho durante todos estos años, enseñándome con ello la herramienta más idónea para alcanzar el éxito; la perseverancia.*

***A Mi Padre:** Por brindarme una segunda oportunidad para poder cumplir este logro tan importante y creer en mis capacidades.*

***A Mis Hermanas:** Katherine, María Fernanda y Dayana Alejandra; por tanta alegría, dulzura y amor, para que tomen este triunfo como incentivo para que conquisten sus sueños y alcancen nobles ideales.*

***A mi abuelita Sara y a mis tías Aleja y Susy:** por su apoyo incondicional durante gran parte de mi carrera, siempre les estaré agradecido.*

A todos mis amigos y compañeros que compartieron esta importante etapa en mi vida.

Diego.

AGRADECIMIENTOS

Al ingeniero Julio Cesar Perez Angulo, ingeniero de petroleos y director del trabajo de grado.

A la Universidad Industrial de Santander, especialmente a los profesores de la escuela de ingeniería de petróleos, por su valiosa contribución en mi formación académica.

GLOSARIO

Boil-off se utiliza internacionalmente para definir la evaporación de GNL que se genera naturalmente (por la diferencia de temperatura con el ambiente) en los tanques de almacenamiento, ya sea en la planta de licuación, en el buque metanero o en la planta de regasificación.

British Thermal Unit (BTU): Un Btu es la cantidad de calor requerida para cambiar la temperatura de una libra de agua por un grado Fahrenheit.

Calor: Forma de energía en tránsito que fluye desde el cuerpo o sustancia que posee mayor energía interna hacia el cuerpo o sustancia que posee menor energía interna.

Calor latente: Es el calor que al ser absorbido o cedido por una sustancia, provoca cambio de estado.

Calor sensible: Es el calor que al ser absorbido o cedido por una sustancia, provoca el aumento o la disminución de su temperatura.

Criogénico: Significa temperaturas muy bajas, generalmente por debajo de -100°F .

Deshidratación: Proceso mediante el cual se retira el agua del gas o del crudo.

Enfriador: intercambiador de calor usado para refrigerar. La función primordial es la de enfriar el gas natural hasta alcanzar temperaturas criogénicas de -256°F .

Equipos de almacenamiento: Equipos usados para almacenar principalmente gas natural o diversos fluidos presentes en una instalación.

Evaporador: Los evaporadores son intercambiadores de calor usados específicamente para concentrar soluciones mediante la evaporación parcial del solvente, algunas veces hasta el punto que ocurra el fenómeno de la cristalización.

Gas Natural: Hidrocarburo gaseoso que se obtiene de fuentes del subsuelo, usualmente asociado con dispositivos de petróleo y carbón. Contiene altas cantidades de metano y gases inertes.

Gas Natural Licuado (GNL): Gas natural o sintético que tiene metano en gran proporción, el cual ha sido cambiado a líquido. Este gas natural ha sido enfriado a -256°F, es incoloro, inodoro, no corrosivo y no tóxico.

Hidrato: Material sólido resultante de combinación de hidrocarburos con agua, bajo presión.

Intercambiador de calor (Heat Exchanger): Aparato mecánico que transfiere energía de un fluido a otro, similar a como lo hace el radiador del carro.

Licuefacción: Proceso por el cual el gas natural es convertido en GNL.

Metano: Es el hidrocarburo más simple y el principal componente del gas natural, es incoloro y altamente inflamable.

Millón de pies cúbicos (MMcf): Medida de volumen del gas natural.

MTPA: Millones de Toneladas por Año. Toneladas o Tonelada Métrica es Aproximadamente 2.47 metros cúbico de GNL.

Odorizante: El odorizante se le aplica al Gas Licuado de Petróleo (GLP) de esta forma: 1 libra de etil-mercaptano o 1.4 de metil-mercaptano por cada 10.000 galones de Gas Licuado de Petróleo (GLP).

Pie Cubico (CF- Cubic Foot): Unidad de medida volumétrica que representa un área de un pie cubico de largo, por un pie de ancho, por un pie de alto. El gas Natural es medido en términos de Cf, Mcf, Bcf, Tcf.

Presión atmosférica: Presión ejercida sobre la superficie terrestre por la atmosfera. Una presión de 760 mmHg o 14.696 psia se usa como estándar para algunos cálculos.

Refrigerador: Es una unidad que utiliza un refrigerante para enfriar un fluido, hasta una temperatura menor que la obtenida si se utilizara aire o agua como medio de enfriamiento.

Refrigerante: El cuerpo que se emplea para absorber calor y retirarlo del sistema, ya sea en forma de calor latente (habitual) o calor sensible.

Regasificación: Proceso por el cual el GNL es calentado, convirtiéndolo en estado gaseoso.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	25
1 GENERALIDADES DEL GAS NATURAL LICUADO	26
1.1 HISTORIA DEL GNL	26
1.2 GAS NATURAL	27
1.2.1 Definición del gas natural.	27
1.2.2 Componentes del gas natural.	28
1.2.3 Características del gas natural.	29
1.3 CONCEPTOS BÁSICOS GNL	32
1.3.1 Definición gas natural licuado (GNL).	32
1.3.2 Especificaciones de calidad para licuar el gas natural.	32
1.3.3 Composición del gas natural licuado (GNL).	33
1.3.4 Características del gas natural licuado.	34
1.3.5 Propiedades del gas natural licuado.	35
1.4 ETAPAS DE LA CADENA DEL GAS NATURAL LICUADO	37
1.4.1 Exploración.	38
1.4.2 Extracción.	38
1.4.3 Tratamiento.	38
1.4.4 Licuefacción.	39
1.4.5 Almacenamiento y transporte del gas natural licuado.	40
1.4.6 Recepción y regasificación del gas natural licuado.	42
1.4.7 Esquema básico de una planta de regasificación.	43
2 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE OBTENCIÓN DEL GAS NATURAL LICUADO	44
2.1 PRE- TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL	44
2.1.1 Recepción del feed gas.	45
2.1.2 Eliminación de gases ácidos.	45
2.1.3 Deshidratación.	46
2.1.4 Eliminación de mercurio.	48
2.1.5 Fraccionamiento de líquidos del gas natural.	49
2.2 REFRIGERANTES	51

2.2.1	Definición.	51
2.2.2	Propiedades de los refrigerantes.	52
2.2.3	Elección del refrigerante..	52
2.3	COMPONENTES CRÍTICOS PARA UN SISTEMA DE LICUEFACCIÓN	55
2.3.1	Intercambiadores criogénicos.	55
2.3.2	Intercambiadores de tubos helicoidales vs intercambiadores de placas y aletas	56
2.3.3	Compresores.	58
2.4	REFRIGERACIÓN	58
2.5	TECNOLOGÍAS DE OBTENCIÓN DEL GAS NATURAL LICUADO.	61
2.5.1	Métodos Convencionales	62
2.5.2	Métodos no convencionales	78
3	INGENIERÍA CONCEPTUAL DE LOS PROCESOS DE	83
3.1	GENERALIDADES	83
3.1.1	Sistema termodinámico ideal.	83
3.1.2	Efecto joule thomson.	86
3.1.3	Expansión adiabática.	88
3.2	CRITERIOS DE SELECCIÓN	90
3.2.1	Selección del proceso.	90
3.3	SIMULADOR ASPEN- HYSYS V 8.0	96
3.3.1	Paquete Termodinámico Peng – Robinson.	96
3.3.2	Unidades de proceso en simulador.	97
3.4	PROCESO DE SIMULACIÓN	102
3.5	ANÁLISIS DE RESULTADOS	121
4	EVALUACIÓN FINANCIERA	131
4.1	INVERSIÓN NETA	132
4.2	INGRESOS	134
4.3	EGRESOS	135
4.4	FLUJO DE CAJA	136
4.5	EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO	137
4.5.1	Valor Presente Neto (VPN).	138

4.5.2	Tasa Interna de Retorno (TIR).	139
4.5.3	Relación Costo/Beneficio (RCB).	140
4.5.4	Pay back.	141
4.6	MATRIZ DE SELECCIÓN	143
5	CONCLUSIONES	146
6	RECOMENDACIONES	148
7	REFERENCIAS BIBLIOGRAFÍAS	149
8	ANEXOS	154

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Gas Natural Licuado	35
Figura 2. Cadena del Gas Natural Licuado	37
Figura 3. Plataforma de producción y tratamiento de gas natural costa afuera	39
Figura 4. Planta de licuefacción de Gas Natural Licuado tipo cascada	39
Figura 5. Tanques de Almacenamiento	41
Figura 6. Terminal de recepción y regasificación de GNL	42
Figura 7. Esquema básico de regasificación de GNL	43
Figura 8. Diagrama de flujo Sulfinol	46
Figura 9. Esquema básico de una Unidad de deshidratación de glicol	47
Figura 10. Proceso de eliminación de Mercurio.	49
Figura 11. Diagrama esquemático del proceso de fraccionamiento	51
Figura 12. Intercambiador de calor de placas	55
Figura 13. Diseño de Caja Fría.	56
Figura 14. Compresor	58
Figura 15. Ciclo simple de refrigeración por compresión de vapor	59
Figura 16. Aplicación del Ciclo de Refrigeración como un refrigerador	60
Figura 17. Diagrama simplificado del ciclo cascada	63
Figura 18. Proceso en cascada optimizada de Phillips (PCOP).	65
Figura 19. Diagrama simplificado del ciclo simple de refrigerantes mezclados	68
Figura 20. Ciclo de refrigerantes mezclados con sistema de pre-enfriamiento con propano	69
Figura 21. Diagrama simplificado del ciclo (DMR)	71
Figura 22. Líneas de entalpia constante y línea de inversión para una sustancia.	73
Figura 23. Ciclo simple de expansión de gas refrigerante	74
Figura 24. Ciclo de Doble expansión de Nitrógeno	75
Figura 25. Ciclo de Doble expansión de Nitrógeno	77
Figura 26. Ciclo simple del proceso Axens Liquefin	78
Figura 27. Pre-enfriamiento con CO ₂ , cascada con mezcla de fluidos	79

Figura 28. Proceso BP	80
Figura 29. Proceso de Ingeniería Mustang	82
Figura 30. Sistema termodinámicamente ideal	84
Figura 31. Diagrama típico de una válvula de estrangulamiento	86
Figura 32. Curva de inversión típica	87
Figura 33. Corriente en el simulador	98
Figura 34. Mezclador de corrientes	98
Figura 35. Divisor de corrientes	98
Figura 36. Compresor en el simulador	99
Figura 37. Intercambiador LNG en el simulador	99
Figura 38. Fraccionador de corrientes o “Splitter”	100
Figura 39. Válvula en el simulador	101
Figura 40. Enfriador en el simulador	101
Figura 41. Diagrama de flujo del proceso de licuefacción del gas natural.	104
Figura 42. Diagrama de flujo del ciclo de propano.	107
Figura 43. Diagrama de flujo del ciclo de etileno.	108
Figura 44. Diagrama de flujo del ciclo de metano.	109
Figura 45. Diagrama de flujo del proceso de licuefacción del gas natural, empleando la herramienta Hysys.	110
Figura 46. Diagrama de flujo del Reciclo de la mezcla del GN.	112
Figura 47. Diagrama de flujo del proceso de autoenfriado.	114
Figura 48. Diagrama de flujo del proceso de licuefacción del gas natural, empleando la herramienta Hysys.	115
Figura 49. Diagrama de flujo del ciclo del GN hasta ser licuado.	117
Figura 50. Diagrama de flujo del ciclo de MR.	117
Figura 51. Diagrama de flujo del ciclo de CO ₂ .	118
Figura 52. Diagrama de flujo del proceso de licuefacción del gas natural, empleando la herramienta Hysys.	119
Figura 53. Temperatura vs flujo de calor para el gas natural	121
Figura 54. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-1	122
Figura 55. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-1	123
Figura 56. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-2	124

Figura 57. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-3	125
Figura 58. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-1	126
Figura 59. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-4	126
Figura 60. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-1	127
Figura 61. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-2	128
Figura 62. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-3	129
Figura 63. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-4	130
Figura 64. Flujo de caja	137

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Composición y porcentaje molar de una mezcla de gas natural.	29
Tabla 2. Especificaciones de calidad del gas natural	31
Tabla 3. Especificaciones de contaminantes en el gas natural para su licuefacción	32
Tabla 4. Composición de un gas natural antes y después de ser licuado	33
Tabla 5. Composición del GNL para distintos orígenes (%MOL)	34
Tabla 6. Propiedades del metano	36
Tabla 7. Comparación tecnologías basadas en expansión y con Refrigerante Mixto	54
Tabla 8. Comparación de Intercambiadores	57
Tabla 9. Comparación de la eficiencia de los procesos básicos de GNL.	92
Tabla 10. Costos de los ciclos de licuefacción de gas natural	95
Tabla 11. Composición del gas natural.	102
Tabla 12. Condiciones del gas natural	103
Tabla 13. Composición del refrigerante	105
Tabla 14. Potencia requerida por el compresor del proceso SMR	106
Tabla 15. Especificaciones Refrigerantes	106
Tabla 16. Condiciones de los compresores por etapa	111
Tabla 17. Condiciones de las válvulas por etapa	111
Tabla 18. Potencia requerida por el compresor del proceso BP	114
Tabla 19. Composición del refrigerante	116
Tabla 20. Potencia requerida por el compresor del proceso CO ₂	120
Tabla 21. Costo de los compresores para cada proceso	132
Tabla 22. Costo de la energía requerida para cada compresor	133
Tabla 23. Inversión Equipos sin instalar en todos los procesos evaluados.	133
Tabla 24. Inversión neta requerida (CAPEX) en todos los procesos evaluados.	134
Tabla 25. Costos del primer año para todos los procesos evaluados.	135
Tabla 26. Valor Presente Neto (VNP)	138

Tabla 27. Relación Costo / Beneficio (RCB)	140
Tabla 28. Análisis Económico	141
Tabla 29. Análisis Económico	142
Tabla 30. Comparación de escenarios	143
Tabla 31. Matriz de selección para el proceso de la planta de GNL.	145

ANEXOS

	Pág.
ANEXOS	155
ANEXO A. ANALISIS CRONOLOGICO DEL GAS NATURAL LICUADO (GNL)	
.	55
ANEXO B. TABLA DE CONVERSION DE UNIDADES	159
ANEXO C. REGASIFICACION DEL GNL	160

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN TÉCNICO-FINANCIERA DE MÉTODOS NO CONVENCIONALES DE LICUEFACCIÓN DEL GAS NATURAL*

AUTORES:

JESSIKA LEÓN MENDOZA
DIEGO ENRIQUE DUEÑEZ MANRIQUE**

PALABRAS CLAVES:

Gas natural licuado, licuefacción, almacenamiento de gas, transporte de gas, métodos de licuefacción.

DESCRIPCIÓN:

El gas natural se ha desarrollado en los últimos años de manera acelerada, es por ello que los últimos avances tecnológicos se dirigen hacia el desarrollo tecnológico en el transporte. El desarrollo de una planta que realice el proceso de licuefacción del gas se convierte en una alternativa que facilite el transporte, del mismo modo es posible almacenarlo para su distribución a grandes distancias, como consecuencia del mismo se logrará suplir la demanda actualmente insatisfecha.

Este trabajo implicó una documentación sobre tecnologías de gas natural licuado describiendo su evolución como parte fundamental de la cadena del gas natural a nivel mundial por tanto, se describen una serie de procesos de licuefacción, los cuales han tenido una trayectoria comercial a través de los años hasta la actualidad en la cual se han desarrollado nuevas aplicaciones para su distribución. Durante el proceso de selección se deben considerar aspectos técnicos, operacionales, económicos, entre otros que permitan establecer premisas y criterios tendientes a asegurar el éxito del proyecto, de forma oportuna y confiable. El reto del desarrollo de este proyecto fue comparar financieramente los procesos seleccionados a partir de resultados obtenidos mediante la simulación y así poder establecer las ventajas y desventajas que presentan unos frente a los otros.

* Tesis de Grado.

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Julio César Pérez Angulo

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL AND FINANCIAL EVALUATION OF NATURAL GAS LIQUEFACTION NON CONVENTIONAL METHODS*

AUTHORS:

JESSIKA LEÓN MENDOZA
DIEGO ENRIQUE DUEÑEZ MANRIQUE**

KEY WORDS:

Natural gas liquefied, liquefaction, storage, shipping, liquefaction methods.

DESCRIPTION:

Natural gas has been developed in recent years in an accelerated manner, which is why the latest technological developments are directed towards technological development in transport. The development of a plant to make the gas liquefaction process becomes an alternative to facilitate transport, the same way it is possible to store it for long-distance distribution, as a result thereof, will be achieved satisfy currently unmet demand.

This work involved a documentation of liquefied natural gas technologies, describing its evolution as a fundamental part of the natural gas chain globally therefore describes a series of liquefaction processes, which have had a trade route through the years to the present, in which we have developed new applications for distribution. During the selection process, we must consider technical, operational, economic and other aspects that establish assumptions and criteria designed to ensure the project's success, in a timely and reliable. The challenge for the development of this project was to compare financially, selected processes from results obtained by simulation and thus be able to establish the advantages and disadvantages of one versus the other.

* *Degree project*

** *Faculty of Physical-Chemical. Petroleum Engineering School. Director: Eng. Julio César Pérez Angulo*

INTRODUCCIÓN

Una de las principales fuentes energéticas del mundo, es el gas natural, una mezcla de hidrocarburos livianos en estado gaseoso, constituida principalmente por metano y etano, el primero de los cuales y representa entre el 75 y 95% del volumen total de la mezcla, y en menor proporción propano, butanos, pentanos e hidrocarburos más pesados.

Generalmente el gas natural contiene impurezas tales como vapor de agua, gas carbónico, nitrógeno e incluso sulfuro de hidrogeno los cuales deben ser removidos antes de ser sometidos a licuación, lo que consiste en procesos de enfriamiento del gas a temperaturas criogénicas de -256 °F y presión atmosférica para lograr así la conversión a fase líquida.

La industria del gas natural licuado (GNL) se ha caracterizado por proyectos financieros de largo plazo, que requieren de altas inversiones asociadas a grandes reservas de gas y a mercados seguros de suministro del mismo. Esto indica que normalmente los proyectos de este tipo se deben formular en consorcios entre compañías con gran experiencia y perfil financiero.

Este proyecto pretende definir la viabilidad técnico - financiera de diferentes procesos de licuefacción de gas para así definir la tecnología más eficiente, basada en la obtención de la energía requerida a partir del simulador de procesos aspen Hysys V.8. El cual es recomendado para procesos de refinación de hidrocarburos, pues este cuenta con las propiedades fisicoquímicas de los componentes y aparenta el proceso basándose en el comportamiento termodinámico del fluido que viene dado por los paquetes del mismo.

Este estudio comprende cuatro capítulos, a lo largo de los cuales se presenta la información acerca de los procesos generales de la cadena del gas natural licuado, descripción de los procesos de obtención del gas natural licuado,

simulación de los procesos seleccionados y finalmente conociendo los parámetros más influyentes se evalúa financieramente cada proceso. Así como las conclusiones y recomendaciones hechas para este estudio.

El desarrollo de este trabajo está orientado de tal manera que su utilidad en la industria sea de gran relevancia. Además, se espera que sirva como referencia para futuras investigaciones.

1 GENERALIDADES DEL GAS NATURAL LICUADO

Es importante en todo estudio tener conocimiento general de cualquier fuente energética que se va a utilizar para el desarrollo de un proyecto, antes de determinar qué tipo de tecnología es la más viable para su tratamiento y adquisición financiera. Por este motivo se deberá tener conocimiento básico acerca de la evolución histórica, características principales, especificaciones y algunas propiedades. Por tal razón este capítulo tratara de manera rápida los temas mencionados. Involucrados con el GNL antes y después de su procesamiento.

1.1 HISTORIA DEL GNL

Una excelente forma para analizar la prospectiva de un futuro negocio es la realización de un análisis cronológico detallado¹, que sirva como herramienta para las decisiones de inversión, al presentar la evolución de varios factores como mercado, economía, política y tecnología asociados a la cadena del sector en el cual se va a invertir. A continuación se presenta un análisis histórico general.

Los primeros desarrollos experimentales en GNL se dieron en EU en la década de los 50s, dándose el primer suministro de GNL desde Argelia hacia el Reino Unido (UK) en 1959 y el primero comercial hacia el reino unido y Francia en 1964 y 1965. La industria del GNL vio un notorio crecimiento con la apertura del mercado en Japón en 1969, con suministros desde Alaska y Brunei inicialmente y más tarde desde indonesia, malasia y Australia. Con la caída del precio del petróleo en 1973, se impulsó mucho más el desarrollo del GNL y su posicionamiento frente a los otros energéticos y además llevo a estimar los precios del GNL basados en el precio del petróleo en los contratos de

¹ Ver anexo A, Análisis cronológico del gas natural licuado.

suministro de GNL. Los primeros suministros desde Argelia hasta EU se dieron en 1972, pero a pesar de la construcción de cuatro terminales de regasificación, las ventas de GNL colapsaron y permanecieron a un bajo nivel durante las décadas de los 80s y 90s y solo retornaron a los picos del 79 hasta el año 2000. Durante los 80s y comienzos de los 90s, el mercado se desarrolló más en Europa, Corea y Taiwán. A finales de los 90s y principios del año 2000 se ha observado un rápido crecimiento de los mercados en EU, España, Portugal y Grecia, y nuevas facilidades de producción en Omán, Qatar, Nigeria y Trinidad.

El mercado mundial de GNL fue aproximadamente de 126 mtpa² en el año 2001, con un mayor crecimiento del mercado en la región Asia-Pacífico, particularmente Japón, y un rápido crecimiento del mercado en la Cuenca Atlántica. A la fecha existen 12 complejos de licuefacción en el mundo, con 64 trenes o módulos y una capacidad de producción de 126 mtpa. Hay planes de añadir 16 trenes a estos complejos con una capacidad de 60 mtpa. Si se planea que la demanda de gas natural crezca en el mundo a una tasa de 2.5 a 3% por año, la demanda de GNL puede llegar a crecer el doble de dicha tasa.

1.2 GAS NATURAL

1.2.1 Definición del gas natural. En términos generales se puede señalar que el gas natural es una mezcla de hidrocarburos (principalmente metano) que existe en los yacimientos en fase gaseosa, en solución con el petróleo, y que a condiciones atmosféricas permanece en fase gaseosa.

² mtpa: millones de toneladas métricas por año. A lo largo de toda la cadena del GNL se utilizan las diferentes unidades según la sección de su cadena en la cual se encuentre, ver anexo B.

Puede encontrarse mezclado con algunas impurezas o sustancias que no son hidrocarburos, tales como ácido sulfhídrico o sulfuro de nitrógeno, además de nitrógeno y dióxido de carbono. Por su origen, el gas natural se clasifica en asociado y no asociado.

- **Gas asociado:** es aquel que se encuentra en contacto y/o disuelto en petróleo del yacimiento.
- **Gas no asociado:** es el que se encuentra en yacimientos que no contienen crudo, a las condiciones de presión y temperatura originales.

En los yacimientos, generalmente, el gas natural asociado se encuentra como gas húmedo ácido, mientras que el no asociado puede hallarse como húmedo ácido, húmedo dulce o seco, aunque la principal diferencia es que el gas asociado tiene que ser sometido en primer lugar al proceso de separación gas petróleo, mientras que el no asociado este proceso no es necesario.

1.2.2 Componentes del gas natural. La composición básica del gas natural³ indica que es una mezcla de hidrocarburos constituido principalmente por metano (CH_4), que se encuentra en yacimientos en solución o en fase gaseosa con el petróleo crudo, que en este caso se denomina gas asociado, o bien, en yacimientos que no contienen petróleo, que en este caso es gas no asociado. Se considera que el gas natural es uno de los combustibles más limpios, que produce principalmente (CO_2) en forma de gas y vapor de agua y pequeñas cantidades de óxido de nitrógeno cuando se quema. En la tabla 1 se indica la composición y los porcentajes molares que puede tener una muestra de gas natural.

³ PINO MORALES, Fernando. "curso de Gasotecnia" escuela de ingeniería de petróleos universidad de oriente.

Tabla 1. Composición y porcentaje molar de una mezcla de gas natural.

Componente	Formula Química	Estado físico	Composición %
<i>Metano</i>	CH_4	<i>Gaseoso</i>	<i>55,00 - 98,00</i>
<i>Etano</i>	C_2H_6	<i>Gaseoso</i>	<i>0,10 - 20,00</i>
<i>Propano</i>	C_3H_8	<i>Gaseoso</i>	<i>0,05 - 12,00</i>
<i>n- Butano</i>	C_4H_{10}	<i>Gaseoso</i>	<i>0,01 - 0,80</i>
<i>i- Butano</i>	C_4H_{10}	<i>Gaseoso</i>	<i>0,01 - 0,80</i>
<i>n- Pentano</i>	C_5H_{12}	<i>Líquido</i>	<i>0,01 - 0,80</i>
<i>i- Pentano</i>	C_5H_{12}	<i>Líquido</i>	<i>0,01 - 0,80</i>
<i>n- Hexano</i>	C_6H_{14}	<i>Líquido</i>	<i>0,01 - 0,50</i>
<i>n- Heptano</i>	C_7H_{14}	<i>Líquido</i>	<i>0,01 - 0,40</i>
<i>Nitrógeno</i>	N_2	<i>Gaseoso</i>	<i>0,10 - 5,00</i>
<i>Dióxido Carbónico</i>	CO_2	<i>Gaseoso</i>	<i>0,20 - 30,00</i>
<i>Oxígeno</i>	O_2	<i>Gaseoso</i>	<i>0,09 - 30,00</i>
<i>Sulfuro de Hidrog.</i>	H_2S	<i>Gaseoso</i>	<i>Trazas - 28,00</i>
<i>Helio</i>	He	<i>Gaseoso</i>	<i>Trazas - 4,00</i>

Fuente: modificada por los autores. Escuela de ingeniería de petróleo. Universidad de oriente. Monagas, Venezuela. Curso de Gasotecnia.

1.2.3 Características del gas natural. El gas natural es una mezcla gaseosa de hidrocarburos cuyo principal componente es el metano, además el gas natural contiene etano, propano, y C₄₊ en proporciones entre 5 y 15%, también contiene gases no hidrocarburos como oxígeno, nitrógeno, bióxido de carbono, sulfuro de hidrogeno, sulfuro de hidrogeno, helio, vapor de agua, argón, criptón, xenón.

Los compuestos contenidos en la mayoría de las mezclas pueden clasificarse en tres grupos: combustibles, diluyentes y contaminantes. Los combustibles son los hidrocarburos saturados y alifáticos desde el metano hasta los compuestos más pesados, estos son los componentes deseables en las mezclas del gas natural. Metano, etano y propano llegan hasta el mercado en estado gaseoso por gasoducto y por transporte marítimo en buques cuando es

GNL. Los líquidos del gas natural son condensados a alta presión o bajas temperaturas y separados cerca del pozo o en las plantas de gas.

Los diluyentes son compuestos inertes sin la capacidad para quemar o producir calor, los cuales simplemente ocupan espacio en el gasoducto. Estos no contribuyen nada al valor calorífico del gas; es más, lo disminuyen. De aquí el nombre de diluyentes. Entre los diluyentes más comunes se encuentran: bióxido de carbono, nitrógeno, oxígeno, vapor de agua, helio, argón, xenón, mercurio. Etc. En caso de que se vaya a transportar mediante buques, se debe purificar el gas⁴ natural, para poder someterlo al proceso de licuefacción

Los contaminantes en las mezclas del gas natural pueden causarle daño al usuario como también a sus instalaciones y estos se deben remover o se deben en concentraciones muy bajas para cumplir con las normas de calidad. Algunos de los contaminantes son. Ácido sulfhídrico, bióxido de carbono, sulfuro de carbonilo entre otros.

1.2.4 Especificaciones de calidad. El transporte del gas, por lo general se realiza a través de sistemas de gasoductos. En este caso la presión de trabajo debe ser elevada en por lo menos un 20%. El transporte puede efectuarse a granel, en caso de gas licuado o comprimido en el caso del gas natural.

En Colombia, mediante la regulación CREG 071 de 1991, se adoptó el Reglamento Único de Transporte de Gas Natural (RUT). En el numeral 6.3 del RUT, modificado mediante la resolución CREG 054 de 2007, se establecen las especificaciones de calidad del gas natural entregado al transportador por parte del remitente en el punto de entrega al sistema de transporte como se ve en la tabla 2.

⁴ Se Refiere al proceso de remoción de todos los compuestos del gas natural diferentes al metano, y que a la temperatura de ebullición del mismo se encontraría congelados.

Tabla 2. Especificaciones de calidad del gas natural

Especificaciones	Sistema Internacional	Sistema Ingles
<i>Máximo poder calorífico bruto (GHV)</i>	42,8 MJ/m ³	1150 BTU/ft ³
<i>Mínimo poder calorífico bruto (GHV)</i>	35,4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
<i>Contenido de Líquidos</i>	<i>Libre de líquidos</i>	<i>Libre de líquidos</i>
<i>Contenido total de H₂S máximo</i>	6 mg/m ³	0,25 grano/100PCS
<i>Contenido total de azufre máximo</i>	23 mg/m ³	1,0 grano/100PCS
<i>Contenido CO₂ máximo en % volumen</i>	2%	2%
<i>Contenido N₂ máximo en % volumen</i>	3	3
<i>Contenido de inertes máximo en % en volumen</i>	5%	5%
<i>Contenido de oxígeno máximo en % volumen</i>	0,1%	0,1%
<i>Contenido máximo de vapor de agua</i>	97 mg/m ³	6 Lb/MPCS
<i>Temperatura de entrega máxima</i>	49 °C	120 °F
<i>Temperatura de entrega mínima</i>	7,9 °C	45 °F
<i>Contenido máximo de polvos y material en suspensión</i>	1,6 mg/m ³	0,7 grano/1000PC

Fuente: CREG-Comisión de regulación de energía y gas, (2003), "estándares de calidad en distribución de gas natural y GLP por redes", documento CREG 2003, Bogotá D.C.

1.3 CONCEPTOS BÁSICOS GNL

1.3.1 Definición gas natural licuado (GNL). El GNL es gas natural que ha sido procesado para ser transportado en forma líquida. Es la mejor alternativa para monetizar reservas en sitios apartados, donde no es económico llevar el gas al mercado directamente por gasoducto o indirectamente, transformado en electricidad. El gas natural es transportado como líquido a presión atmosférica y -256°F . La licuación reduce en 600 veces el volumen de gas transportado.

1.3.2 Especificaciones de calidad para licuar el gas natural. Una parte vital para la mayoría de las plantas de licuefacción es la sección de pretratamiento del gas. Varios constituyentes comunes del gas natural, si se les deja entrar a una unidad de licuefacción, pudieran congelarse, ensuciar o taponar los intercambiadores de calor, acumulándose en los tanques de almacenamiento, y causando daño a bombas y tuberías. Estos compuestos incluyen el bióxido de carbono, ácido sulfhídrico y otros compuestos de azufre, agua, hidrocarburos pesados (C_6^+) y mercurio.

Concentraciones máximas típicamente permisibles de los compuestos en el gas de alimento para unidades de licuefacción se encuentran en la tabla 3.

Tabla 3. Especificaciones de contaminantes en el gas natural para su licuefacción

Contaminante	Concentración
Ácido sulfhídrico	Menos de PPM (peso)
Agua	Menos de 1PPM (volumen)
Bióxido de carbono	Menos de 100 PPM (volumen)
Hexano C_6^+	Máximo de 10^{-6} gr/ m^3
Mercurio	máximo de 10 microgramos por metro cubico (0°C , 760 mmHg)

Fuente: Montemayor, Autor. Licuación y transporte de Gas Natural

1.3.3 Composición del gas natural licuado (GNL). El GNL tiene un punto de ebullición atmosférico de aproximadamente -256°F , por lo cual el gas natural al ser enfriado hasta estas condiciones modificara su composición, ya que los componentes⁶ como el bióxido de carbono, nitrógeno, oxígeno, helio, criptón y xenón no pasaran a la fase líquida por tener puntos de ebullición más bajos, es decir son más livianos y por lo tanto necesitan una temperatura más baja que puedan ser licuados. De la misma forma los compuestos con un punto de ebullición más alto que el metano podrían encontrarse congelados a las condiciones del GNL. En la tabla 4 se muestra la composición de un gas natural antes de ser licuado (a) y después de ser licuado (b).

Tabla 4. Composición de un gas natural antes y después de ser licuado

a. Composición del gas natural de alimento a la planta de licuefacción	
<i>Compuesto</i>	<i>Fracción molar (%)</i>
N_2	2,96
C_1	93,3
C_2	2,9
C_3	0,71
C_4	0,32
C_5	0,08
C_6^+	0,004
b. Composición de un gas natural después de ser licuado	
C_1	95,9
C_2	2,4
C_3	0,63
C_4	0,28
C_5	0,07
C_6^+	0,0056

Fuente: Lowenstein, Walter. Liquefied Natural Gas

⁶ LOWENSTEIN, Walter. Liquefied Natural Gas. Published by John Wiley & Sons.

La composición del GNL varía según el origen. En la tabla 5. Puede observarse la composición en detalle de algunos orígenes.

Tabla 5. Composición del GNL para distintos orígenes (%MOL)

Origen	Metano	Etano	Propano	Butano	Nitrógeno
<i>Alaska</i>	99,72	0,06	0,0005	0,0005	0,20
<i>Argelia</i>	86,98	9,35	2,33	0,63	0,71
<i>Baltimore G&E</i>	93,32	4,65	0,85	0,18	1,01
<i>New Cork</i>	98,00	1,40	0,40	0,10	0,10
<i>San Diego G&E</i>	92,00	6,00	1,00	-	1,00

Fuente: Liquid Methane Fuel Characterization and Safety Assessment Report, (Cryogenic Fuels Inc. Report No. CFI-1600, Dec 1991)

El GNL no tiene olor o color, no es corrosivo ni toxico. Sin embargo, como cualquier material gaseoso, el gas vaporizado de GNL puede causar asfixia en un lugar sin ventilación.

1.3.4 Características del gas natural licuado. El GNL es gas natural purificado, es decir en un porcentaje casi total de metano, que casi ha sido refrigerado a -256°F mediante procesos de refrigeración y expansión como se ilustra en la figura 1.

Figura 1. Gas Natural Licuado



Fuente: Oil and Gas Journal Julio 16, 2001

El Gas Natural es específicamente almacenado en su forma líquida. Un pie cúbico de GNL se vaporiza en 600 pies cúbicos de gas Natural a condiciones atmosféricas. (Proporción almacenamiento de 600 a 1).

- El GNL no es toxico, es incoloro e inodoro.
- El GNL tiene un excelente registro en cuanto a seguridad, y tal como el gas natural es un mínimo contaminante de fuentes terrestres y marítimas.
- El GNL tiene aproximadamente 86,500 BTU por US galón, comparados con los 91,000 BTU por US galón del propano.

1.3.5 Propiedades del gas natural licuado. Ya que el metano es el principal componente del GNL, las propiedades físicas son muy aproximadas a las propiedades físicas del metano variando en base a la composición del gas, pero normalmente no cambian demasiado.

Las propiedades del metano puro pueden verse en la tabla 6. Por ejemplo, la gravedad específica del líquido relativo al agua es 0.425. El punto de ebullición atmosférico es aproximadamente -256°F. La cuál es la temperatura en que se transporta el GNL en forma líquida. Estas temperaturas criogénicas deciden la selección de los materiales a utilizar en los sistemas de almacenamiento y manejo.

Tabla 6. Propiedades del metano

Peso molecular	16,04
<i>Gravedad específica del gas (relativa al aire)</i>	0,555
<i>Gravedad específica del líquido a -258,7°F y 14,7 psi</i>	0,425
<i>Densidad del gas a -258,7°F y 14,7 psi</i>	0,11 lb/ft ³
<i>Densidad del líquido a -258,7°F y 14,7 psi</i>	26,6 Lb/ ft ³
<i>Punto de ebullición a 14,7 psi</i>	-258,7°F
<i>Temperatura a la cual la densidad del gas es igual a la densidad del aire a 60°F y 14,7 psi</i>	-155°F
<i>Volumen estándar equivalente de 1 ft³ líquido saturado</i>	625 SCF
<i>Nivel inferior de inflamabilidad</i>	5%
<i>Nivel superior de inflamabilidad</i>	15%
<i>Temperatura de auto ignición</i>	1000°F
<i>Poder calorífico</i>	24000 BTU/Lb
<i>Calor específico del líquido saturado a 14,7 psi</i>	0,825 BTU/(Lbm °R)
<i>Presión crítica del líquido a 14,7 psi</i>	673 psi
<i>Temperatura crítica del líquido saturado a 14,7 psi</i>	-116,37°F
<i>Viscosidad del líquido saturado a 14,7 psi</i>	0,287 Lbm /(ft-h)
<i>Calor de vaporización del líquido saturado a 14,7 psi</i>	219,2 BTU/Lbm

Fuente: McDermott, Johns. Liquefied Natural Gas Technology

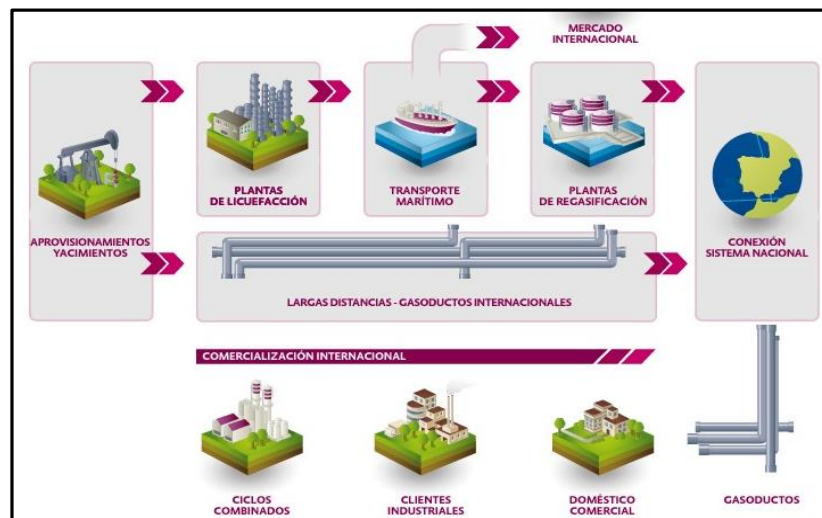
La temperatura en que el vapor de metano es boyante en el aire es -115°F. El vapor, a una temperatura más alta que la mencionada, asciende y se dispersa en la atmosfera. Esta característica es importante en lo que se refiere a normas y derrames. El grado de inflamabilidad del metano requiere un 5 a 15 por ciento en volumen de mezclado con aire para que sea inflamable. En cualquier otra forma la mezcla entonces es demasiado ligera, y no se quemara, ya que se

encuentra fuera del punto de inflamabilidad. El GNL, en estado líquido, no es muy inflamable. En general, las propiedades de cualquier GNL difieren ligeramente de las condiciones del metano, dependiendo de la composición exacta del GNL.

1.4 ETAPAS DE LA CADENA DEL GAS NATURAL LICUADO

Un proyecto de GNL⁷ consiste de una cadena continua de actividades que unen la producción del gas natural y su usuario final. Estos vínculos en la cadena de suministro de GNL incluyen; producción de gas y pretratamiento, proceso de licuefacción, embarque, regasificación y distribución como gas natural a los usuarios finales tal como se ilustra en la siguiente figura 2.

Figura 2. Cadena del Gas Natural Licuado



Fuente: Unión Fenosa Gas

⁷ FLOWER, Andy. LGN Today, The Energy Publishing Network

1.4.1 Exploración. La exploración es una etapa muy importante del proceso en donde los geólogos juegan un papel importante en la identificación de capas de gas. Para encontrar una zona donde es posible descubrir gas natural, analizan la composición del suelo y la comparan a las muestras sacadas de otras zonas donde ya se ha encontrado gas natural.

Posteriormente llevan a cabo análisis específicos como el estudio de las formaciones de rocas a nivel del suelo donde se pudieron haber formado capas de gas natural.

1.4.2 Extracción. El gas natural puede extraerse a partir de perforaciones realizadas en tierra o costa a fuera, el equipamiento que se emplea depende de la localización de la capa de gas y de la naturaleza de la roca. Si es una formación poco profunda se puede utilizar perforación de cable. Mediante este sistema una broca de metal pesado sube y baja repetidamente en la superficie de la tierra. Para proporciones a mayor profundidad, se necesitan plataformas de perforación rotativa. Este método es el más utilizado en la actualidad y consiste en una broca puntiaguda para perforar a través de las capas de tierra y roca.

Una vez que se ha encontrado el gas natural, debe ser extraído de forma eficiente. La tasa de recuperación más eficiente representa la máxima cantidad de gas natural que puede ser extraída en un período de tiempo dado sin dañar la formación.

1.4.3 Tratamiento. El proceso de tratamiento es un paso previo a la fase de procesamiento, la cual consiste en eliminar las impurezas que trae el gas natural, como agua, dióxido de carbono, y sulfuro de hidrógeno. El agua se elimina con productos químicos que absorben la humedad en plantas de deshidratación. El sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono se eliminan en plantas de endulzamiento. En la figura 3. Podemos observar una pequeña planta de tratamiento de gas natural costa afuera.

Figura 3. Plataforma de producción y tratamiento de gas natural costa afuera



Fuente: Foto por Oscar Arenas. Plataforma Chuchupa A.

1.4.4 Licuefacción. La licuefacción involucra el proceso criogénico de enfriamiento del gas a (-256°F) de manera que pueda ser almacenado en tanques aislados. En la figura 4. Se muestra uno de los 15 complejos de licuefacción que hay en el mundo, los cuales presentan 64 trenes o módulos con capacidad de producción de 126 mtpa. Existen tres procesos principales para licuar el gas natural, el proceso de refrigeración multicomponentes o refrigerantes mezclados, el proceso Phillips tipo cascada y el proceso tipo Turbo-Expander.

Figura 4. Planta de licuefacción de Gas Natural Licuado tipo cascada



Fuente: Pagina Web Atlantic LNG (Trinidad y Tobago)

1.4.5 Almacenamiento y transporte del gas natural licuado. El factor más importante que se debe determinar en el diseño de un sistema de almacenaje es el volumen total que será empleado. Este volumen se determina por medio del análisis de las operaciones de la flotilla utilizando modelos computacionales. El paso siguiente es la determinación del número de tanques que proporcionen el almacenaje total.

Los tres tipos básicos de almacenamiento son:

- Sobre tierra con doble pared de metal.
- Almacenaje subterráneo.
- Almacenaje con concreto previamente tensionado.

La gran mayoría de los tanques para el almacenaje de GNL se encuentran en forma de metal de doble pared sobre la tierra.

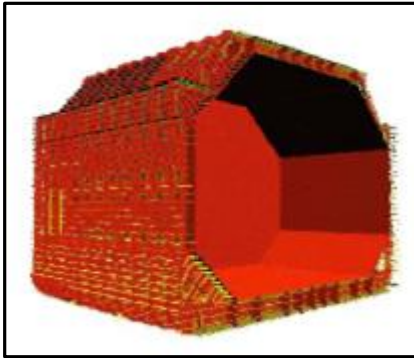
⁸Una vez descargado el GNL, se almacenara en los tanques de la terminal a una temperatura aproximadamente de -256°F y a una presión algo superior a la atmosférica.

Los tanques de almacenamiento pueden ser de dos tipos (Figura 5):

- De membrana reforzada, llamados así porque constan de doble membrana de acero reforzada para operar con cargas parciales en condiciones offshore.
- De esferas Moss, que son depósitos construidos en una aleación de aluminio y de forma esférica que destacan sobre la cubierta.

⁸ GAS SAYASO; Construcción y operación de una terminal de recepción y regasificación de GNL.

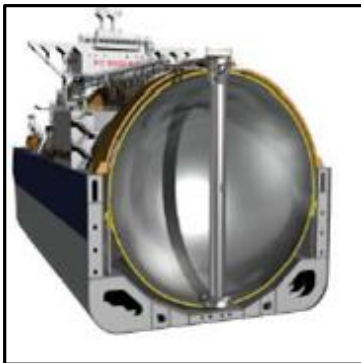
Figura 5. Tanques de Almacenamiento



Tanque de membrana



Buque con tanque de membrana



Tanque de esfera



Buque con tanques de esfera

Fuente: Foster Wheeler

La capacidad de almacenamiento de estos buques puede variar entre 126.000 m³ (barcos más antiguos) a 170.000 m³ (barcos nuevos).

El tanquero típico de GNL puede transportar alrededor de 125,000 – 138,000 metros cúbicos de GNL, ⁹lo que provee entre 2.6 – 2.8 millones de pies cúbicos de gas natural. El tanquero típico mide 900 pies en longitud, alrededor de 140 pies de ancho y 36 pies de corriente de agua, y cuesta alrededor de \$160 millones de dólares.

⁹ Typically, LNG ship size is designated by cubic meters of liquid capacity.

1.4.6 Recepción y regasificación del gas natural licuado. Para retornar el GNL a su estado gaseoso, es descargado de los barcos a los terminales de recepción y regasificación (en la figura 6. se ilustra una de las terminales de las 38 existentes a nivel mundial) de GNL¹⁰ y así lograr la distribución a los usuarios finales. A su arribo el gas natural en su estado líquido, es bombeado primero a un tanque de almacenamiento, similar a aquellos utilizados usualmente en las plantas de licuefacción a presión atmosférica, luego es bombeado a alta presión a través de varios componentes del terminal donde es calentado en un ambiente controlado.

Figura 6. Terminal de recepción y regasificación de GNL



Fuente: Enagás; planta de regasificación de el Musel

El GNL es calentado mediante su paso por tuberías calentadas por fuego directo o agua. Luego el gas es vaporizado es regulado a la presión necesaria para entrar al sistema de transporte donde es llevado a los consumidores comerciales y residenciales para los usos locales y la generación de energía eléctrica.

¹⁰ Ver Anexo C. Regasificación del Gas Natural Licuado.

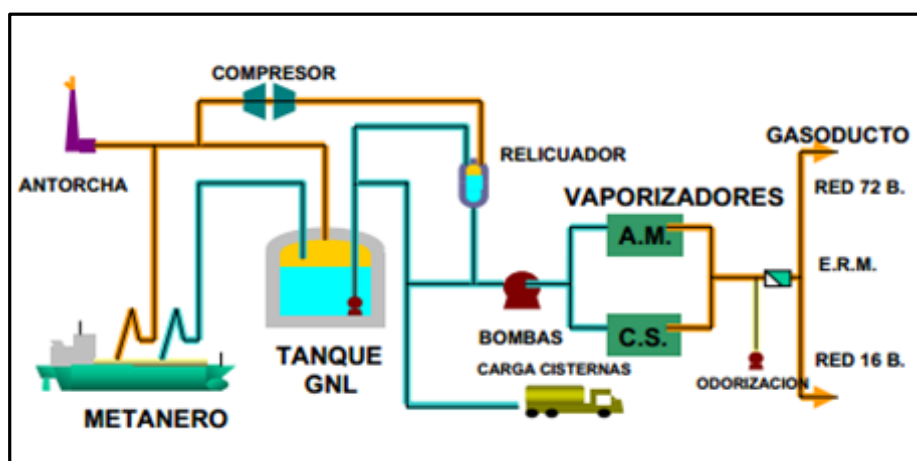
1.4.7 Esquema básico de una planta de regasificación¹¹. El esquema básico de un proceso de regasificación de GNL debe seguir ciertos pasos para su cumplimiento, este proceso se muestra en la figura 7.

- **Recepción del GNL.** Gas transportado en estado líquido (GNL), Buques metaneros son recepción en el atraque de la planta y Descarga del GNL a través de brazos de descarga.

- **Almacenamiento de Gas Natural Licuado.** Se almacena a -256°F en tanques criogénicos y presión atmosférica.

- **Regasificación.** Se eleva la presión y los vaporizadores se regasifica, elevando la temperatura del GNL mediante intercambio de calor. Luego se inyecta en la Red de Gasoducto previo paso por estación de regulación y medida, y odorización.

Figura 7. Esquema básico de regasificación de GNL



Fuente: Enagás; planta de regasificación

¹¹ Enagás; planta de regasificación

2 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE OBTENCIÓN DEL GAS NATURAL LICUADO

Este capítulo está orientado a las etapas de procesamiento de gas natural, según los componentes que se deseen extraer del mismo antes de ser sometido al proceso de licuefacción, por otra parte se describen los principales equipos que conforman los diferentes tecnologías, las cuales han tenido una trayectoria comercial a través de los años hasta la actualidad en la cual se han desarrollado nuevas aplicaciones para su distribución. Lo cual se logra mediante el ciclo de refrigeración que disminuye la temperatura del gas hasta -256°F y a presión atmosférica.

2.1 PRE- TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL¹²

Dada la composición del Feed Gas que entra a la planta, es preciso realizar diversas extracciones previas a la licuación para asegurar el cumplimiento de las especificaciones del GNL, por ejemplo, eliminación del H_2S hasta niveles de traza o eliminación del exceso de inertes (CO_2 y N_2). En cualquier caso, las principales razones para realizar un pretratamiento del Feed Gas son de carácter técnico. El CO_2 , el agua y los compuestos aromáticos pueden congelarse en los intercambiadores, pudiendo producir averías y pérdidas de rendimiento, y el mercurio provoca corrosión de los equipos de aluminio.

¹² Estudio de viabilidad técnico-económica para la construcción de una planta de licuefacción, Facultad de Náutica de Barcelona; Licenciatura de Maquinas Navales

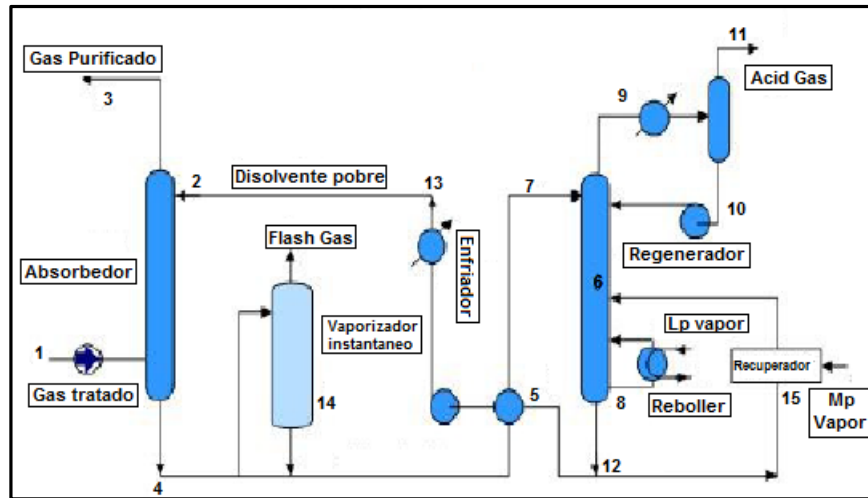
2.1.1 Recepción del feed gas. El equipo de recepción de gas (slug catcher y filtro) está diseñado para separar los productos que hayan podido condensar en el gasoducto de alimentación de la planta, así como elementos corrosivos. Estos líquidos se deben enviar a la unidad de fraccionamiento de GLP, o directamente a los tanques de almacenamiento de GLP dependiendo de su composición.

Es necesaria una estación de regulación y medida del gas, donde se determina el caudal, velocidad, temperatura, presión y composición molar. Posteriormente, se debe comprimir el Feed gas ya que la presión es inferior a la de tratamientos previos a la licuación.

2.1.2 Eliminación de gases ácidos. Se deben retirar gases ácidos (CO_2 y H_2S) hasta cumplir las especificaciones impuestas por el mercado de destino. En cualquier caso, las restricciones más severas vendrán impuestas por los parámetros de operación de la planta. El CO_2 puede congelarse en los tubos de los intercambiadores de calor, reduciendo su eficiencia. La especificación límite de impurezas en el GNL se encuentra entre 3 y 3,5 ppmv de H_2S , y aproximadamente 50 ppmv de CO_2 .

El proceso empleado para la eliminación de gases ácidos por Shell es Sulfinol el cual hace referencia al esquema mostrado en la figura 8. Mediante este proceso se consigue la eliminación de H_2S y COS .

Figura 8. Diagrama de flujo Sulfinol



Fuente: Facultad de Náutica de Barcelona; Licenciatura de Maquinas Navales.

El método de eliminación implementado por Shell es el de Sulfinol el cual separa COS entre otros compuestos sulfúricos orgánicos. La corrosión observada es mínima, así como la formación de espuma, siendo ambas controladas optimizando el proceso el cual es muy similar a otros procesos con aminas.

2.1.3 Deshidratación. El gas a licuar debe ser ¹³deshidratado para evitar la formación de hidratos de carbono y hielo que bloquearían el funcionamiento del intercambiador. Para evitar estos procesos se utiliza la adsorción con tamices moleculares que reducen el contenido de agua en el Feed gas a menos de 0,1 ppm. La sección de deshidratación incluye lechos de gran capacidad de adsorción que retienen la humedad contenida en el gas de proceso.

Con el fin de reducir al máximo la cantidad de agua que deben eliminar los lechos lo cual ayuda a mejorar su eficiencia y vida útil, el gas es pre-enfriado. Es necesario controlar el enfriamiento, ya que una reducción importante de la temperatura de la corriente favorece la formación de hidratos de carbono

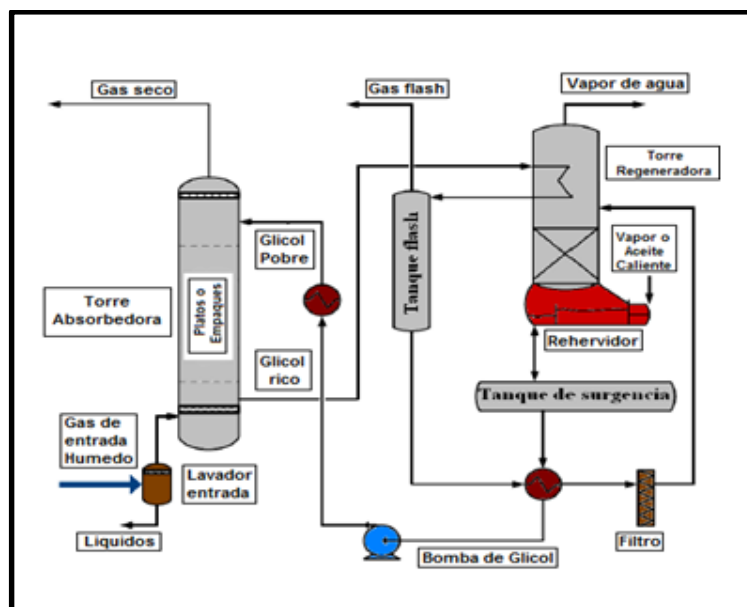
¹³ Estudio de viabilidad técnico-económica para la construcción de una planta de licuefacción, Facultad de Náutica de Barcelona; Licenciatura de Maquinas Navales

(compuestos similares al hielo que bloquean las líneas), además de la condensación de hidrocarburos líquidos que afectarían la operación de los tamices moleculares reduciendo su vida útil.

El tiempo de saturación de un lecho es de aproximadamente 16 horas. Tras este periodo, el lecho debe ser regenerado pasando gas caliente en contracorriente (sentido ascendente) al flujo de adsorción, durante un periodo aproximado de 8 horas. Una vez regenerado, el lecho se encuentra disponible para un nuevo ciclo de adsorción.

Para operar de manera cíclica y obtener un tratamiento continuo de gas, la unidad contiene tres lechos de absorción. Simultáneamente, dos lechos trabajan en paralelo llevando a cabo el proceso de deshidratación del gas de proceso, mientras el tercer lecho está en regeneración o en stand-by, listo para entrar en operación cuando uno de los lechos en servicio se sature. De acuerdo a la descripción anterior el esquema típico para un proceso de deshidratación se ostenta en la figura 9.

Figura 9. Esquema básico de una Unidad de deshidratación de glicol

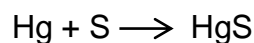


Fuente: Modificado de GPSA 2004. Sección 19, pág. 34.

2.1.4 Eliminación de mercurio. El problema causado por la presencia de mercurio en el gas natural es que al entrar este en contacto con una superficie metálica de aluminio difunde a través de esta y permite que esta se degrade al entrar en contacto con aire o con agua, convirtiéndose rápidamente en Al_2O_3 .

El intercambiador criogénico, que es el corazón de la tecnología de licuación, está fabricado casi en su totalidad de aluminio, por lo cual el mercurio debe ser eliminado antes de alimentar a las secciones criogénicas de la planta de GNL.

Las instalaciones de eliminación de mercurio, se encontrarán situadas antes del tratamiento de eliminación de gases ácidos. El proceso de eliminación de mercurio más extendido consiste en hacer reaccionar a este con azufre, formando sulfuro de mercurio:



El azufre es inicialmente depositado en un soporte, típicamente carbón activado, y la mezcla capturadora resultante es usada en un reactor de lecho fijo estandarizado. La reacción es rápida y altos niveles de mercurio pueden ser adsorbidos en el lecho.

El diagrama de flujo en la figura 10. Presenta el inconveniente de tener que sustituir el lecho cuando se sature de mercurio, siendo altamente tóxico y de difícil manipulación. En general la recuperación del mercurio tiene lugar mediante la formación de amalgamas con metales como la plata, lo que incrementa aún más el costo del proceso de tratamiento.

La corriente de LGN entra en la torre por un punto intermedio y se dirige hacia el rehervidor, el cual aplica calor a la corriente para producir los vapores de extracción.

A medida que la temperatura de la corriente de LGN se incrementa, el componente más ligero (menor punto de ebullición) de la mezcla se evapora y asciende hasta la cima de la torre, en contacto con el líquido descendente.

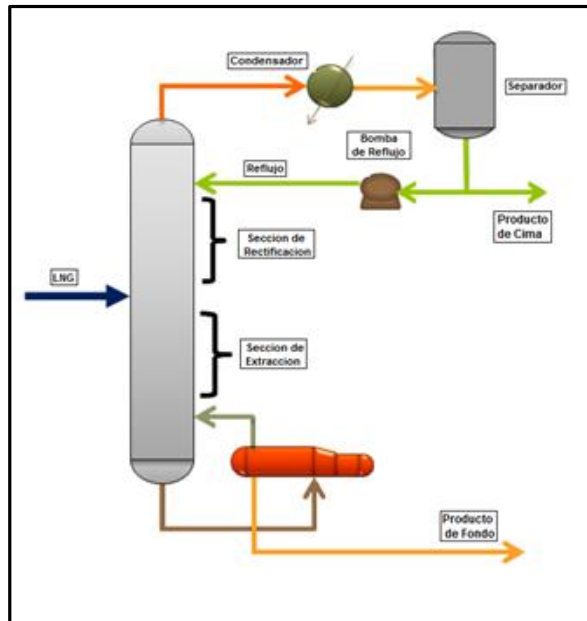
Las partes internas de la torre (ya sean platos o empaques) crean superficies de contacto (etapas de equilibrio), donde se llevan a cabo la transferencia de calor y de masa entre el vapor ascendente y el líquido descendente de tal manera que las corrientes que salen son líquido en el punto de burbuja y vapor en el punto de rocío a la misma temperatura y presión.

En la cima de la torre la fracción ligera recuperada se condensa (total o parcialmente). Una parte del condensado retoma a la columna como reflujo para limitar la pérdida de componentes pesados por la cima y la otra se almacena como líquido puro.

Los LGN más pesados salen por el fondo de la primera torre (producto de fondo) y son dirigidos a una segunda torre donde se repite el proceso anterior cambiando las condiciones operativas ($\downarrow P$ $\uparrow T$). Allí otro componente de la corriente de LGN es separado y almacenado.

El proceso de fraccionamiento se repite hasta que todos los componentes de la mezcla de LGN son separados en componentes puros tal como se muestra en la figura 11.

Figura 11. Diagrama esquemático del proceso de fraccionamiento



Fuente: Modificado de GPSA 2004. Sección 19, página 2.

2.2 REFRIGERANTES

2.2.1 Definición. Los refrigerantes son ¹⁵sustancias utilizadas para transferir calor en un sistema de refrigeración, mediante cambios de presión y temperatura los cuales absorben calor en un lugar y lo disipan en otro mediante un cambio de fase.

Por lo general los líquidos con punto de ebullición bajo sirven como refrigerantes. Los que cambian de líquido a gas después de absorber calor se conocen como “refrigerantes primarios”, mientras que los que sólo actúan como portadores de calor se clasifican como “refrigerantes secundarios”.

¹⁵ Fernández Tobar, Pablo. “Dimensionamiento del proceso de licuación de una planta de GNL Offshore” Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas

2.2.2 Propiedades de los refrigerantes. A continuación se mencionan las principales propiedades de los refrigerantes:

- Temperatura y presión de ebullición: Normalmente el punto de ebullición del refrigerante debe ser menor que el nivel de temperatura del sistema deseado.
- Temperatura de congelación: El refrigerante seleccionado debe tener una temperatura de congelación muy por debajo de la temperatura mínima de operación del sistema.
- Temperatura y presión críticas: La temperatura y la presión de operación del sistema deben ser inferiores a los valores críticos.
- Volumen específico: Esta propiedad se relaciona directamente con el tamaño del compresor cuando se multiplica por el gasto de masa. Es conveniente tener volúmenes de succión reducidos para compresores recíprocos y volúmenes de succión elevados para compresores centrífugos.
- Calor específico del líquido: Conviene tener un valor bajo, de otra manera se necesitará un enfriamiento demasiado marcado para el líquido caliente que llega al evaporador.
- Peso molecular: Esta propiedad se relaciona en forma directa con el volumen específico del vapor; cuanto más elevado sea el peso molecular mayor será el volumen específico.

2.2.3 Elección del refrigerante. Las características como toxicidad, flamabilidad, costo, propiedades corrosivas y presión de vapor respecto a la temperatura, resultan de gran importancia para la selección de un refrigerante.

Para que el aire no penetre en el sistema de refrigeración, la presión de vapor del refrigerante a la temperatura del evaporador debe ser mayor que la presión atmosférica; por otra parte, la presión de vapor a la temperatura del condensador no debe ser demasiado alta, puesto que un equipo de alta presión

ocasiona un alto costo inicial y gastos de operación elevados. Estos dos requisitos limitan la selección del refrigerante a relativamente pocos fluidos.

Otros factores que también influyen en esta selección son los químicos, termodinámicos y las propiedades físicas, así como también factores como la capacidad requerida del sistema, el tipo de compresor, el nivel de temperatura deseado y las consideraciones de seguridad.

- **Refrigerante de composición mixta (MR).** El refrigerante principal es típicamente una mezcla de metano, etano, propano y nitrógeno. La composición es seleccionada para minimizar la diferencia de temperatura entre las corrientes fría y caliente en el intercambiador principal.
- **Expansión.** Usan un gas como refrigerante, metano o nitrógeno. El refrigerante es comprimido, enfriado, y entonces expandido a través de un turbo-expander para reducir su temperatura. El gas frío es calentado, el cual enfría la alimentación entrante.

En la descripción anterior de refrigerantes de composición mixta y de expansión se resaltan los posibles candidatos para los correspondientes procesos como se ve en la tabla 7. En donde se describe comparativamente las tecnologías ya mencionadas.

Tabla 7. Comparación tecnologías basadas en expansión y con Refrigerante Mixto

	Ventajas	Inconvenientes
<i>Tecnologías basadas en refrigerantes mixtos</i>	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Capacidades individuales de tren hasta 1.8 MTPA ✓ Alta eficiencia ✓ Flexibilidad a la hora de cambiar la composición del gas de alimentación y las condiciones ambientales. ✓ Referencias industriales en el rango de capacidades de (0.5– 1.5) MTPA 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Refrigerante inflamable ✓ Almacenamiento de refrigerante lo que involucra potenciales sobrepresiones y amplios requerimientos de control de explosiones ✓ Mayor requerimiento de espacio para almacenar y manejar el refrigerante ✓ Complejidad de operación y alta cantidad de equipos ✓ Efecto adverso del movimiento en el desarrollo del proceso
<i>Tecnologías basadas en ciclos de expansión</i>	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Simplicidad, baja cantidad de equipos. ✓ Compactibilidad y peso ligero ✓ Muy fácil capacidad de modularse ✓ Uso de refrigerante no inflamable (mayor seguridad) ✓ Facilidad de operación y arranque ✓ Insensible al efecto del movimiento 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Capacidades individuales de tren limitadas a 0.8 MTPA (aproximadamente) ✓ Mayor flujo de refrigerante ✓ Baja eficiencia ✓ No existen referencias industriales para rangos de capacidad entre (0.5-1.5) MTPA

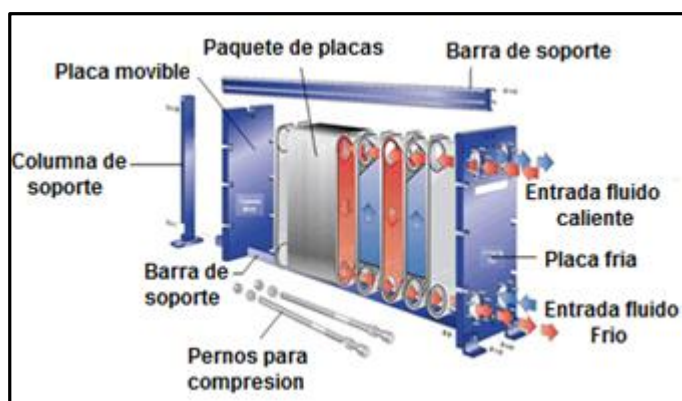
Fuente: Fernández Tobar, Pablo. Escuela técnica superior de ingenieros de minas

2.3 COMPONENTES CRÍTICOS PARA UN SISTEMA DE LICUEFACCIÓN

2.3.1 Intercambiadores criogénicos. Para lograr licuar el Gas Natural hay que alcanzar temperaturas muy bajas, y tener en cuenta que se está licuando un gas, por lo cual se utilizan ¹⁶intercambiadores de aluminio con una superficie de intercambio muy grande por unidad de volumen. Por ello los intercambiadores que se utilizan son:

- Intercambiadores de placas y aletas (Brazeo or Plate-Fin Aluminum Heat Exchanger, BAHX). En la figura 12. Observamos uno de estos intercambiadores.
- Intercambiadores de tubos helicoidales (Spool or Coil Wound Heat Exchanger, CWHE).

Figura 12. Intercambiador de calor de placas



Fuente: Oluwaseun Harris, Ayema Aduku, Valerie Rivera; LGN technology selection

¹⁶ Fernández Tobar, Pablo. "Dimensionamiento del proceso de licuación de una planta de GN Offshore" Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas

Además es frecuente el empleo de cajas frías (cold boxes), como la que se ve en la figura 13, en las que se integran varios intercambiadores.

Con ello se consiguen varias ventajas:

- los equipos están más protegidos, tanto en el transporte como en la instalación.
- los equipos están más integrados y ello se realiza en las instalaciones de un fabricante, mejora la calidad de fabricación y disminuye el tiempo de montaje en planta.
- el espacio entre los equipos y la caja se rellena de aislante (generalmente perlita), con lo que se disminuyen las entradas de calor (o fugas de frío), y se aumenta la seguridad ante posibles fugas de producto.

Figura 13. Diseño de Caja Fría.



Fuente: Small and Mid-scale LNG Production Units Wartsila LNG Symposium 2012

2.3.2 Intercambiadores de tubos helicoidales vs intercambiadores de placas y aletas. Los intercambiadores de calor de tubos helicoidales (CWHE) y los de placas y aletas (PFHE), pueden ser, ambos, utilizados como intercambiador de calor principal criogénico como se ve en la tabla 8. Para los procesos de GNL.

Tabla 8. Comparación de Intercambiadores

	<i>Intercambiadores de tubos helicoidales</i>	<i>Intercambiadores de placas y aletas</i>
<i>Ventajas</i>	<ul style="list-style-type: none"> ✓ <i>Eficiente</i> ✓ <i>Tolerante contra choque térmico debido a su tamaño</i> ✓ <i>Fiable en plantas de gran capacidad</i> 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ <i>Compacto, lo cual ahorra a la instalación espacio y costos</i> ✓ <i>Muchas corrientes pueden ser tratadas en una sola unidad</i> ✓ <i>Bajo peso de los equipos</i>
<i>Desventajas</i>	<ul style="list-style-type: none"> ✓ <i>Alto costo</i> ✓ <i>Tamaño y peso</i> ✓ <i>Limitada flexibilidad con respecto a la variada composición de las corrientes de gas de alimento</i> 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ <i>Vulnerable a choques térmicos, movimiento y variación en la condición de operación</i> ✓ <i>Mucho trabajo de mantenimiento</i> ✓ <i>Ligeramente de baja eficiencia</i>

Fuente: Facultad de Náutica de Barcelona; Licenciatura de Maquinas Navales

Por tanto, los intercambiadores del tipo coil wound heat exchanger (tubos helicoidales) son los más adaptables para la licuación del gas natural por diversas razones, la más notable es su diseño robusto y la fiabilidad resultante para soportar las tensiones en la operación del proceso de licuación. La estructura interna sigue siendo de aluminio proporcionando una eficiente transferencia de calor y reduciendo el peso del intercambiador.

2.3.3 Compresores¹⁷. Son dispositivos que se utilizan para incrementar la presión de un fluido, el esquema típico de un compresor centrífugo se puede ver en la figura 14. A estos dispositivos el trabajo se suministra desde una fuente externa a través de un eje giratorio. Los compresores utilizados en la industria del GNL son siempre rotativos, centrífugos o axiales, y de 1 a 3 etapas. Los centrífugos, para grandes caudales y presiones medias, y axiales, para altas presiones y caudales más moderados.

Figura 14. Compresor



Fuente: Small and Mid-scale LNG Production Units Wartsila LNG Symposium 2012

2.4 REFRIGERACIÓN

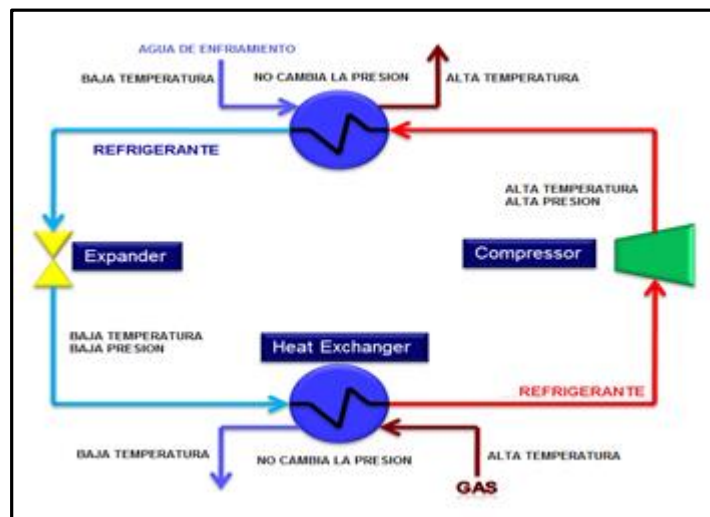
La base del proceso de obtención del Gas Natural Licuado (GNL) es enfriar el gas hasta que se condense, lo cual se logra mediante un ciclo de refrigeración que disminuya la temperatura del gas hasta -256°F a presión atmosférica; esta refrigeración puede llevarse a cabo con la utilización de varias opciones tecnológicas.

¹⁷ Fernández Tobar, Pablo. "Dimensionamiento del proceso de licuación de una planta de GN Offshore" Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas.

La refrigeración puede definirse como el proceso de reducción o mantenimiento de la temperatura de un cuerpo a una temperatura inferior a la de sus alrededores. Para lograr esto, debe sustraerse calor del cuerpo que va a ser refrigerado para transferirlo a otro cuerpo cuya temperatura sea mayor.

Los cuatro componentes básicos del sistema de refrigeración es un compresor, el condensador, la válvula de expansión y un evaporador. Una manera práctica de representar el ciclo teórico de refrigeración es a través de la figura 15, la cual se muestra a continuación.

Figura 15. Ciclo simple de refrigeración por compresión de vapor

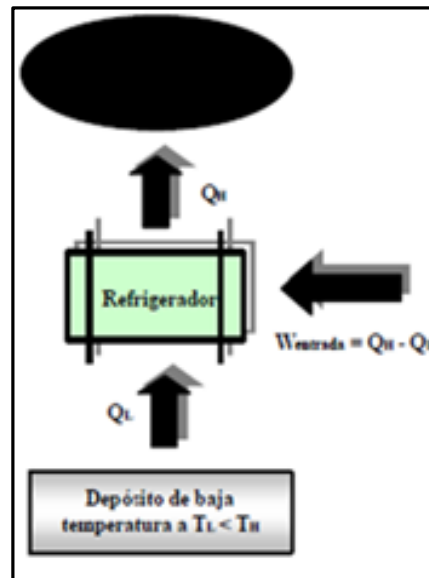


Fuente: Haywood, Ciclos termodinámicos de potencia y refrigeración.

Conforme el refrigerante líquido fluye por el evaporador, el calor se absorbe de un fluido en vías de enfriamiento y el refrigerante hierve a consecuencia de ello. Luego el vapor a baja presión se comprime y los niveles de presión y temperatura se elevan hasta un punto en el que el vapor sobrecalentado se condensa utilizando el medio de enfriamiento disponible. Al comprimir el gas, el calor de compresión se agrega al vapor al aumentar la presión. Luego, el vapor pasa al condensador en donde el gas se licua. A continuación el refrigerante líquido fluye de éste a una válvula de expansión en donde su presión y su temperatura se reducen a las que prevalecen en el evaporador, y con ello, el

ciclo queda completo. En la figura 16. Se observa el proceso ya descrito de un ciclo de refrigeración como un refrigerador.

Figura 16. Aplicación del Ciclo de Refrigeración como un refrigerador



Fuente: Jones Y Dugan, Ingeniería Termodinámica

Si un refrigerador opera cíclicamente, de modo que no hay cambio neto en su energía almacenada, las transferencias de energía se llevan a cabo como se muestra en la figura anterior, la primera ley de la termodinámica nos dice que:

$$W_{entrada} = Q_H - Q_L \quad (1)$$

Y la segunda ley dice que $W_{entrada} > 0$. Tenemos que $Q_H = T_H \Delta_S$ Y $Q_L = T_L \Delta_S$ dónde:

- Δ_S es la diferencial de entropía¹⁸, entonces podemos llegar a que:

$$W = S(T_H - T_L) \quad (2)$$

¹⁸ la entropía (s) es una función de estado que mide el desorden de un sistema y por tanto su proximidad al equilibrio térmico. Se define, en términos de un proceso reversible, de acuerdo con la relación $ds = \left(\frac{dQ}{T}\right)_{rev}$. Van Wylen Gordon, fundamentos de termodinámica.

Para un ciclo de refrigeración es importante conocer cuanta refrigeración, Q_L , puede ser producida por el trabajo requerido, $W_{entrada}$, para la operación del ciclo. Para el proceso ideal, esta relación se puede derivar, directamente, del diagrama temperatura – entropía.

2.5 TECNOLOGÍAS DE OBTENCIÓN DEL GAS NATURAL LICUADO.

Hay varios procesos disponibles y varias modificaciones a cada una de ellas. Los procesos de licuefacción del gas natural han sufrido muchas innovaciones en los años recientes, al buscarse una optimización a las condiciones de operación.

La licuefacción del gas natural requiere la remoción de energía en forma de calor sensible y latente. Hay dos maneras fundamentales de realizar esta remoción de calor:

1. Por transferencia a través de refrigerantes a un alto nivel de calor. Este método se refiere a uno de los siguientes casos:
 - a. Un ciclo cascada, usando varios refrigerantes de componentes sencillo.
 - b. Un ciclo de cascada modificado, en el cual circula una mezcla de hidrocarburos, y en algunos casos N_2 , en un circuito refrigerante sencillo.
2. Permitiendo al gas hacer un trabajo, a través del uso de un expansor. En el ciclo de expansión pueden utilizarse la presión del gasoducto y expansión del gas natural, o una combinación expansor-compresor, usando un separador de gas (N_2), como refrigerante.

En general, los procesos utilizados tenderán al tipo de expansión, cuando el suministro de gas sea a alta presión, y al de refrigeración en cascada, cuando

el suministro sea a presiones tan bajas que la expansión adiabática del gas no sea suficiente o permisible, para lograr su licuefacción.

2.5.1 Métodos Convencionales

- **Ciclo de refrigeración en cascada.** En un ciclo simple de refrigeración por compresión de vapor la temperatura más baja se tiene en el evaporador. Para un refrigerador dado, mientras más baja sea la temperatura de refrigeración requerida, más baja será la presión de saturación necesaria para el refrigerante del evaporador, y al mismo tiempo, será mayor el volumen específico del vapor que entra en el compresor y, también, aumentará el tamaño físico de la planta. ¹⁹Esta situación puede remediarse, hasta cierto punto, si se elige el refrigerante que tenga las propiedades más adecuadas, pero existe un límite para la temperatura más baja que sea tanto obtenible, como económicamente aceptable para la planta cíclica que utilice un solo refrigerante. Sin embargo, pueden obtenerse temperaturas mucho más bajas si se trabajan en cascada dos o más de estas plantas para dar origen a ciclos múltiples de compresión de vapor.

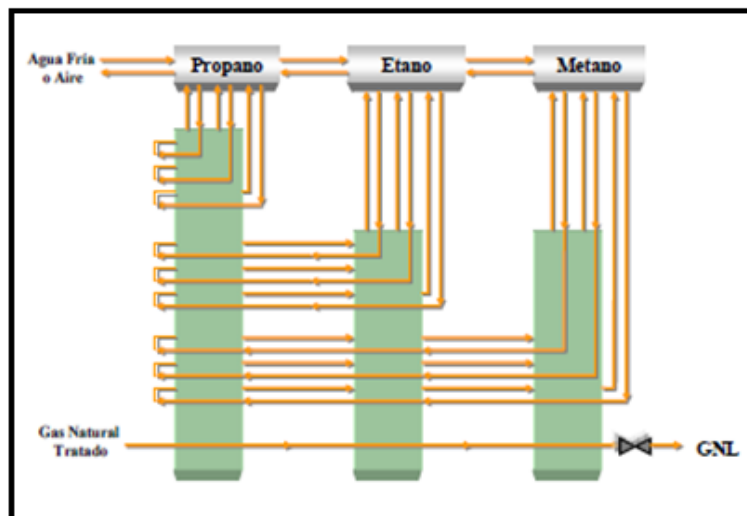
La planta de refrigeración en cascada que se emplea en la licuefacción del gas natural consta de un ciclo ternario en que se utiliza propano, etano y metano, cuyos puntos de ebullición a la presión atmosférica normal son, respectivamente -43.69°F, -125.57°F y -258.61°F. En algunas plantas de licuefacción se usa etileno, con un punto de ebullición de -154.75°F a presión atmosférica normal, en sustitución del etano, como refrigerante de la segunda etapa.

En el ciclo de refrigeración en cascada el gas natural es enfriado, condensado y sub-enfriado en intercambio de calor con propano, etano (o etileno) y finalmente metano en tres etapas continuas como se muestra en la figura 17.

¹⁹ A.J. Finn, G.L. Johnson, T.R. Tomlinson, "Developments in Natural Gas Liquefaction", April 1999.

Generalmente, los tres circuitos de refrigeración constan de varias etapas de expansión y compresión, el propano se condensa al enfriarlo con agua o aire, el etano se condensa mediante la evaporación del propano y el metano se condensa con la evaporación del etano.

Figura 17. Diagrama simplificado del ciclo cascada



Fuente: Sawchuck y Howard, LGN Technology

Cada uno de los circuitos opera flasheando el refrigerante condensado a alta presión a través de una válvula, causándole un enfriamiento significativo. En cada circuito una porción del refrigerante se expande en cada una de las tres etapas, a tres presiones diferentes, flasheando gradualmente hasta la presión más baja, y por consiguiente la menor temperatura.

El circuito de propano²⁰ enfría el etano o etileno, el metano y el gas natural de alimento hasta una temperatura de aproximadamente de -31°F. De allí el gas natural se envía a fraccionamiento para la remoción de los componentes pesados que se pueden solidificar a en este rango de temperaturas bajas. El gas natural regresa luego al ciclo, y junto con la corriente de metano

²⁰ Mohamed Bendjemil, "Tecnología de la Licuefacción del Gas Natural". 1986.

refrigerante, se refrigera por el etileno en evaporación hasta una temperatura de aproximadamente -148°F . Finalmente se licua el gas natural en el circuito de evaporación del metano, a una temperatura de unos -256°F .

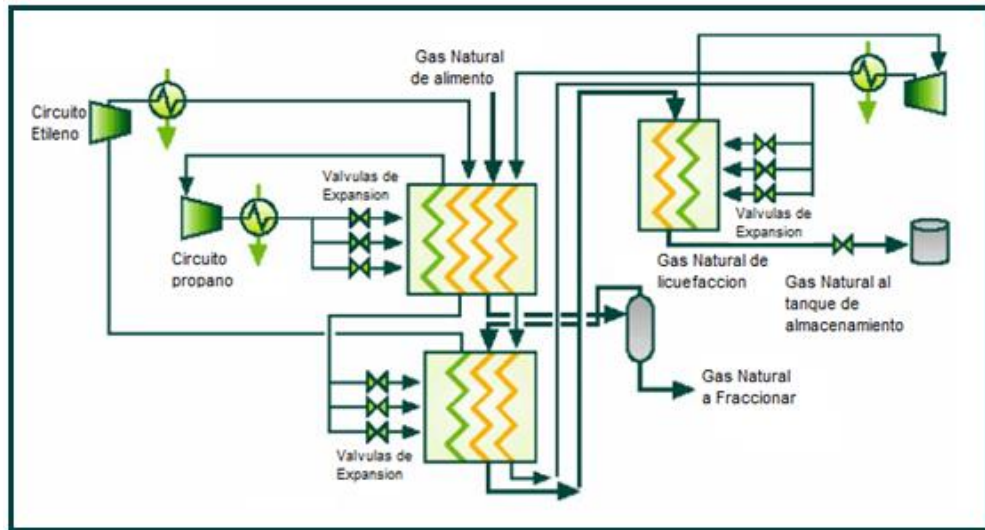
El gas natural que se puede usar en este proceso puede tener entre 20% y 25% molar de hidrocarburos pesados, 20% molar de nitrógeno y un 5% molar de dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno, pero usualmente la cantidad de metano excede del 75% u 80% molar y la mayoría de las veces esta sobre el 90% molar del gas natural.

La mayor desventaja del ciclo de cascada es el alto costo debido al número de circuitos de refrigeración, cada uno de los cuales requiere su propio compresor y sistema de almacenamiento de refrigerante. Los costos de mantenimiento y reparación de los equipos tienden a ser altos debido al gran número de máquinas. El ciclo de cascada requiere relativamente poca energía y baja área superficial, pero incrementa la complejidad en la configuración de la maquinaria, este proceso presenta una capacidad de 5 MTPA.

- **Ciclo en cascada optimizada de phillips (PCOP).** Este proceso, el cual se puede apreciar en la figura 18, constituye un método para mejorar la eficiencia del ciclo cascada abierto para la producción de Gas natural licuado (GNL)²¹ mediante la utilización de un expansor de líquido para recuperar la energía mecánica asociada con el flasheo de la corriente presurizada del GNL producido y empleado directamente dicha energía para comprimir la corriente de vapores producto del flasheo en el ciclo abierto del proceso de licuefacción.

²¹ Efficiency improvement of open-cycle cascaded refrigeration process for LGN production, patente de los Estados Unidos US6289692B1.

Figura 18. Proceso en cascada optimizada de Phillips (PCOP).



Fuente: Sawchuck y Howard, LGN Technology

- a) Flasheando la corriente presurizada de GNL producido en un expansor de modo que genere una corriente bifásica y energía.
- b) Separando la corriente bifásica en una corriente de gas y otra de GNL a menor presión.
- c) Comprimiendo la corriente de gas mencionada en un compresor para producir una corriente de gas presurizado, donde dicho compresor es alimentado, al menos parcialmente, con la energía generada en el paso a.
- d) Retornando la corriente de gas presurizada al compresor multi- etapa utilizando en el ciclo de refrigeración abierto de metano.

En este proceso se licua una corriente de gas natural a alta presión, 650 psi aproximadamente, enfriando secuencialmente la corriente de gas, haciéndola pasar a través de un ciclo multi- etapa de propano, un ciclo multi-etapa de etano o etileno y finalmente, un ciclo abierto de metano, el cual utiliza una fracción del gas de alimento como fuente de metano y que incluye un ciclo de

expansión multi-etapa para enfriar aún más el gas y reducir la presión a un valor cercano a la presión atmosférica. En la secuencia de ciclos de enfriamiento se usa primero el refrigerante con el mayor punto de ebullición, luego se usa un refrigerante con punto de ebullición intermedio y, finalmente, el refrigerante que tenga el menor punto de ebullición.

La corriente de gas natural entra en el proceso de licuefacción a presión elevada, entre 500 y 900 psi, y su temperatura típicamente está ligeramente sobre la temperatura ambiente, entre 60°F y 120°F.

Como se ha dicho anteriormente, el gas natural se enfría en varios ciclos multi-etapa mediante intercambio de calor indirecto con varios refrigerantes, preferiblemente tres. La eficiencia global de enfriamiento para un ciclo dado mejora a medida que el número de etapas aumente, pero este incremento en eficiencia está acompañado de los correspondientes aumentos en costos y complejidad del proceso. Lo que se desea es hacer pasar la corriente de gas natural a través de un número óptimo de etapas de refrigeración, la configuración más efectiva para todos los ciclos de refrigeración, generalmente esta entre dos y cuatro etapas.

En el primer lugar ciclo cerrado casi siempre se elige que sean tres etapas de refrigeración y se usan un refrigerante con un punto de burbuja relativamente alto, este refrigerante puede estar constituido por una mezcla de propano y propileno con mayor porción del primer componente, pero se prefiere que el refrigerante sea esencialmente propano. En el segundo ciclo cerrado de refrigeración es más efectivo optar por dos o tres etapas de intercambio de calor con el refrigerante de punto de ebullición intermedio, tal refrigerante puede estar compuesto por una mezcla de etano y etileno y es preferible que sea solamente etileno.

La última etapa, la corriente de gas, compuesta predominantemente por metano, es licuada totalmente o, por lo menos, en su mayoría, así que resulta

una corriente de GNL producida a presión elevada. La presión en este punto solo es ligeramente menor a la presión a la cual el gas se alimenta a la primera etapa del primer ciclo de refrigeración.

La corriente presurizada del GNL producido se enfría más aun en un ciclo abierto de refrigeración con metano. En este tercer paso de refrigeración, la corriente de GNL se enfría mediante contacto, en el economizador de metano principal, con la corriente de gas flash generado en este tercer paso, y con la subsiguiente expansión la corriente de gas licuado hasta una presión cercana a la atmosférica. Durante esta expansión, la corriente presurizada de GNL producido se enfría a través de al menos una, pero preferiblemente de dos a cuatro y por lo general tres etapas de expansión donde cada etapa emplea como medio de reducción de presión ya sea válvulas de expansión o expansores de líquido.

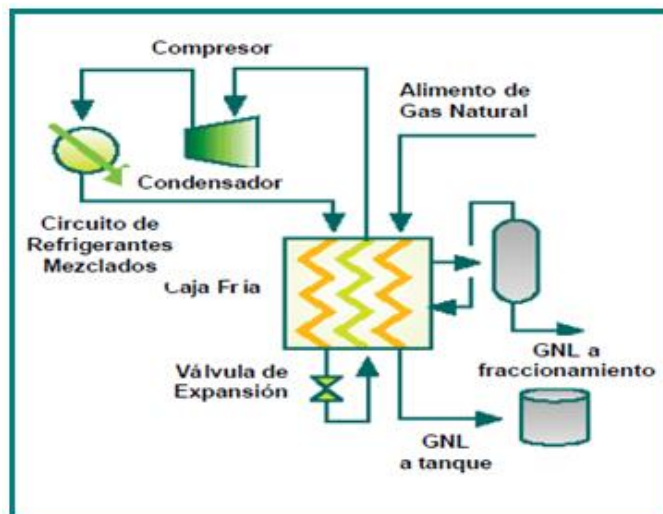
El elemento novedoso de este proceso radica en la forma en que la energía generada por los expansores, se emplea directamente en el ciclo abierto de refrigeración con metano. Cada expansión de la corriente presurizada de GNL producto esta seguida por un separador donde ocurre la separación del gas y el líquido producido. En una variación, es posible un enfriamiento adicional de esta corriente antes del flasheo, flasheando primero en su totalidad una porción de corriente, mediante una o varias etapas de expansión y luego a través de un medio de intercambio de calor indirecto, empleando dicha corriente o corrientes flasheadas para enfriar la corriente presurizada de GNL producido antes de someterla a flasheo. El producto del flasheo luego es recirculado y, según consideraciones de presión y temperatura, regresa a un lugar apropiado dentro del ciclo abierto de metano para ser recomprimido.

- **Ciclo simple de refrigerantes mezclados (SMR).** La corriente de refrigerantes mezclados (MR) es comprimida y parcialmente condensada antes de entrar al recipiente aislado con los intercambiadores de calor de aleta de alta eficiencia conocido como “caja fría”. La caja fría contiene un número de

intercambiadores de calor de tipo aleta permitiendo que múltiples corrientes sean enfriadas y/o calentadas con diferenciales de temperatura sumamente pequeños. ²²Luego la corriente de MR se condensa antes de ser falsheada a través de una válvula de expansión que causa una reducción drástica en la temperatura. Este vapor frío se usa para condensar la corriente MR así como la corriente de gas de alimento que puede llegar a tener una capacidad máxima de 1.3 MTPA por tren.

El vapor de la corriente de MR a baja presión luego se envía al compresor para recompresión. La corriente de gas natural de alimento entra en la caja y se enfría inicialmente hasta -31°F. El gas se envía a un separador para remoción de los elementos pesados, los cuales se envían a la planta de fraccionamiento. En la figura 19.

Figura 19. Diagrama simplificado del ciclo simple de refrigerantes mezclados



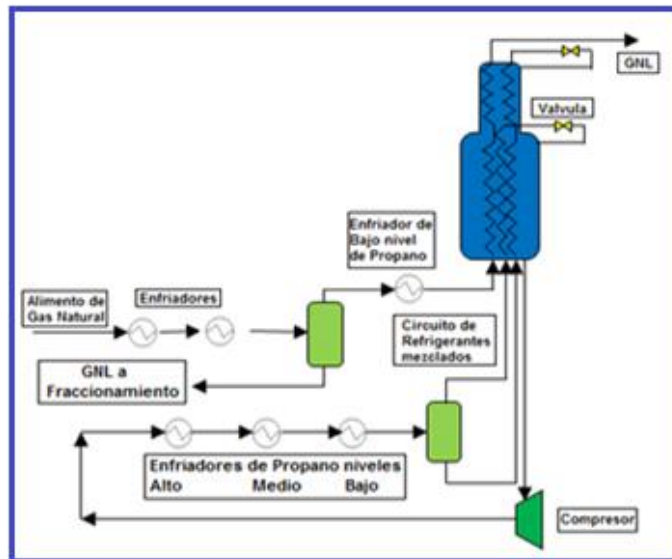
Fuente: Sawchuck y Howard, LGN Technology

²² Michael Barclay, Tariq Shukri. "Enhanced Single Mixed Refrigerant Process For Stranded Gas Liquefaction."

- Ciclo de refrigerantes mezclados con pre-enfriamiento con propano (C3MRC).** El ciclo de refrigerantes mezclados con sistema de pre-enfriamiento con propano (C3MRC) es similar al ciclo simple de refrigerantes mezclados (SMR)²³ en que se utiliza una corriente multi-componente de refrigerante, la cual, sin embargo, tiene menor peso molecular y se compone de nitrógeno, metano, etano y propano, su capacidad es de 5 MTPA.

En la figura 20, podemos ver el diagrama de flujo del proceso C3MRC, en este el pre-enfriamiento se alcanza mediante un ciclo de propano de tres etapas, que se llevan a cabo por el primer compresor y tres intercambiadores de calor, que además de llevar gas desde las condiciones ambiente hasta los -31°F, enfría la corriente de refrigerantes mezclados.

Figura 20. Ciclo de refrigerantes mezclados con sistema de pre-enfriamiento con propano



Fuente: Dr. Tariq Shukri, Foster Wheeler, UK; LGN technology selection.

²³ Bukowski, Justin D., Yu Nan Liu, Stephen J. Boccella, Leo J. Kowalski, "Innovations in Natural Gas Liquefaction Technology for Future LNG Plants and Floating LNG Facilities", IGRC, Seoul, October 2011.

A estas condiciones de temperatura los componentes pesados del gas de alimento se condensan y son enviados a fraccionamiento. La licuefacción y subenfriamiento se cumplen gracias a dos etapas de compresión de la corriente de refrigerantes mezclados (MR), y de licuefacción y subenfriamiento a través del intercambiador de calor criogénico y de un sub-enfriador, que llevan el gas hasta -256°F.

El corazón del proceso C3CMR es un gran intercambiador de calor criogénico que está compuesto por una serie de tubos en espiral que permiten diferenciales de temperatura muy pequeños entre las corrientes en condensación y las de ebullición.

La particularidad de este proceso y la razón de su eficiencia es la presencia de enfriadores extra a propano, tanto en la entrada de la corriente de gas al intercambiador, cuanto en la entrada de la mezcla refrigerante, lo cual reduce la temperatura de ambos componentes antes de iniciar la etapa de intercambio calórico.

- **Ciclo doble de refrigerantes mezclado (DMR).** La principal diferencia entre el ciclo de refrigerantes mezclados con pre-enfriamiento con propano (C3MRC) y el proceso DMR radica en el ciclo de pre-enfriamiento. En el proceso DMR, el refrigerante de pre-enfriamiento es una mezcla de etano, propano y pequeñas cantidades de metano y butano. El proceso DMR requiere de menos equipos que el C3MRC, además, ofrece mayor flexibilidad lo que permite un amplio rango de operación.

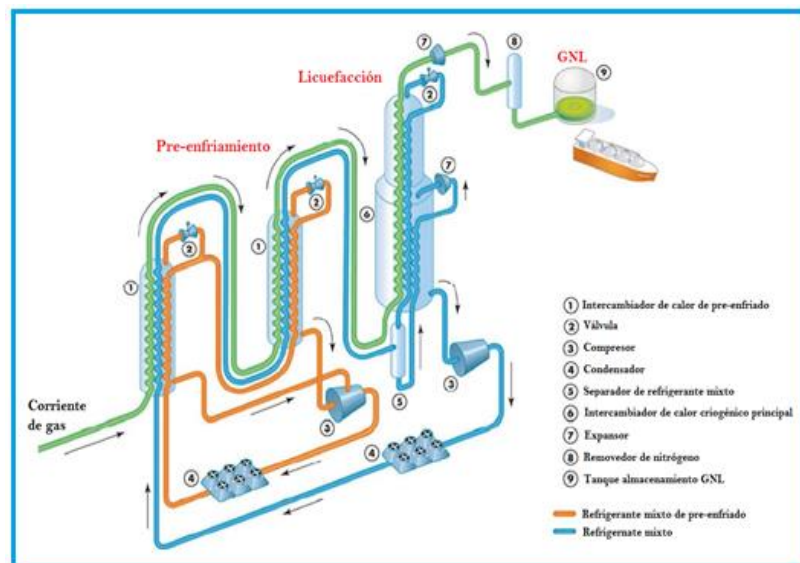
Por otro lado, tenemos que el DMR ofrece entre 10 y 15% más de capacidad de producción de Gas Natural Licuado (GNL) que el C3MRC. Esto se debe a que el proceso²⁴ DMR el ciclo de pre-enfriamiento tiene una flexibilidad que permite total aprovechamiento de la turbina de gas y ayuda a la potencia del

²⁴ Yu -Nan Liu, Whitchall; James W. Pervier, West Chester. United States Patent, Dual Mixer Refrigerant Natural Gas Liquefaction US 4,545,795, October 1985.

motor. La energía de compresión en el ciclo de propano se limita debido a las limitaciones de flujo de succión del compresor.

El uso de una mezcla de refrigerantes en el ciclo de pre-enfriamiento permite reducir la maquinaria del proceso y, además, minimiza o elimina las pérdidas de energía del sistema. Este proceso muestra que es benéfico usar un componente más pesado que el propano, por ejemplo el butano, en la mezcla refrigerante de ciclo de pre-enfriamiento. Aunque se debe controlar la vaporización del refrigerante líquido en el intercambiador de calor mientras se está enfriando el gas de alimento, y además, se debe evitar el incremento en la concentración de hidrocarburos pesado en función de prevenir variaciones en la temperatura de intercambio de calor donde tiene lugar la vaporización, por lo tanto, los intercambiadores de calor tradicionales (rehervidores tipo carcaza) que se podían utilizar en el proceso de pre-enfriamiento con un componente puro, no son eficientes para el caso de una mezcla binaria de refrigerante, tales como propano y el butano. Se encontró que los intercambiadores de aleta son esenciales para el adecuado funcionamiento del propano como se muestra en la figura 21.

Figura 21. Diagrama simplificado del ciclo (DMR)



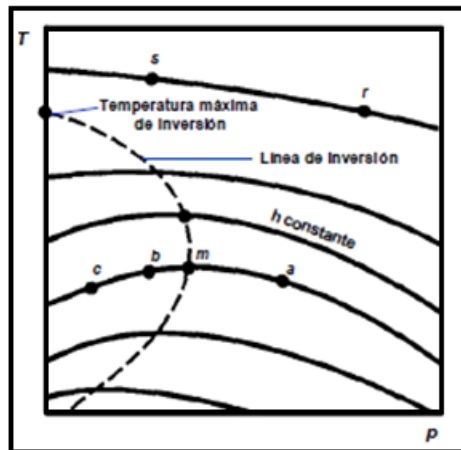
Fuente: Jostein Pettersen; Descripción de una Planta de GNL.

Este proceso consta de dos circuitos cerrados de refrigeración con refrigerantes multi-componentes, en donde la corriente que se alimenta a elevada presión es pre-enfriada por la primera corriente de refrigerantes mezclados (MR1) en un intercambiador de calor que permite el flujo de las corrientes de líquido y vapor de refrigerantes mezclados (MR) impidiendo que se mezclen. La corriente de gas pre-enfriada es refrigerada y licuada por la segunda corriente de refrigerantes mezclados (MR2); compuesta por nitrógeno, metano, etano, propano y butano. La corriente de gas licuado luego se sub-enfría contra la corriente (MR2) antes de que se le reduzca la presión para recuperar una corriente de los vapores de gases combustibles y una corriente de GNL producida. Su capacidad máxima es de 4.5 MTPA.

- **Ciclos de expansión.** Este es el proceso más simple para la licuefacción de gas natural. Existen dos formas diferentes del ciclo de expansión, la primera se usa un refrigerante que es comprimido y luego realiza trabajo mediante expansión cediendo toda su refrigeración al gas natural para ser licuado; la segunda forma es permitir que el gas natural, que en la primera instancia se comprime, realice un trabajo mediante el uso de etapas de expansión y aprovechar la refrigeración que se obtiene debido al efecto Joule-Thomson.

La base de estos procesos de expansión es la disminución de temperatura que puede obtenerse gracias al efecto Joule- Thomson. El coeficiente de Joule-Thomson de un fluido se mide permitiendo que este se expanda establemente a través de un tapón poroso de modo que la entalpía permanezca constante en todo el proceso. Si se mantienen constantes la presión y la temperatura de entrada y se varía la presión a la salida del tapón, midiéndola temperatura para cada presión de salida, al graficar estas mediciones en un diagrama temperatura – presión, como en la figura 22. Se obtiene una línea de entalpía constante cuya pendiente en cualquier punto represente el coeficiente de Joule- Thomson.

Figura 22. Líneas de entalpia constante y línea de inversión para una sustancia.



Fuente: Haywood, Ingeniería Termodinámica.

Para el coeficiente de Joule- Thomson a diversas presiones y temperaturas se requiere usar varias combinaciones de presiones y temperaturas iniciales, en donde cada combinación lleva a una línea diferente de entalpia constante como se ve en la figura anterior.

En esta figura también podemos ver la línea de inversión que pasa a través de los puntos de temperatura máxima de las líneas de entalpia constante. A la izquierda de esta línea, el coeficiente Joule- Thomson es positivo y las expansiones que ocurren de modo isentalpico en esta región resultan en una disminución de temperatura, en tanto que a la derecha de la línea de inversión el coeficiente de Joule- Thomson es negativo y las expansiones resultan en un aumento de temperatura. La temperatura máxima de inversión es el punto en el que la parte superior de la curva de inversión corta el eje de temperatura.

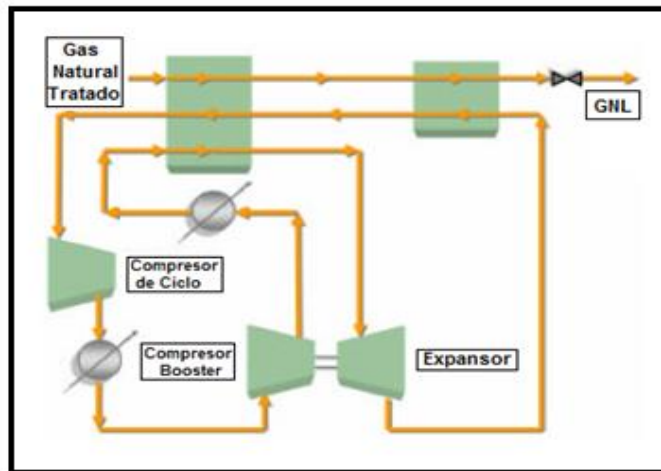
- **Ciclo de expansión de gas refrigerante.** La refrigeración se lleva a cabo mediante la compresión y la expansión²⁵ de una corriente de gas de un solo componente. Como se ve en la figura 23. En el ciclo el gas a alta presión se enfría en intercambio de calor en contra corriente con el gas refrigerante que

²⁵ A.J. Finn, G.L. Johnson, T.R. Tomlinson, "Developments in Natural Gas Liquefaction", April 1999.

ya ha realizado el ciclo. A la temperatura apropiada el gas refrigerante se expande, de modo casi isoentropico, a través de una turbina de expansión, reduciendo su temperatura hasta una menor a la que se puede lograr por la expansión a través de una válvula Joule- Thomson. El trabajo útil generado se recupera mediante un compresor booster, el cual trabaja en el ciclo principal de compresión.

La corriente de gas frío, a baja presión, regresa desde el expansor pasando a través de varias etapas de intercambio de calor, donde le cede su refrigeración al gas natural que entra al ciclo y al gas refrigerante comprimido. El gas refrigerante se comprime en el compresor principal y el compresor booster. El gas refrigerante usado en el ciclo puede ser metano o nitrógeno. El uso de nitrógeno permite sub-enfriar a temperatura suficientemente bajas para eliminar el flasheo cuando disminuye la presión del GNL.

Figura 23. Ciclo simple de expansión de gas refrigerante



Fuente: Finn, Johnson y Tomlinson, Developments in natural gas liquefaction.

Esta forma de ciclo de expansión tiene varias ventajas sobre los ciclos cascada y de refrigerantes mezclados. Este permite una puesta en marcha y cierres de un modo relativamente rápido y simple. Esto es importante cuando se anticipan cierres frecuentes de la planta, tal como sucede con las plantas Peak-Shave.

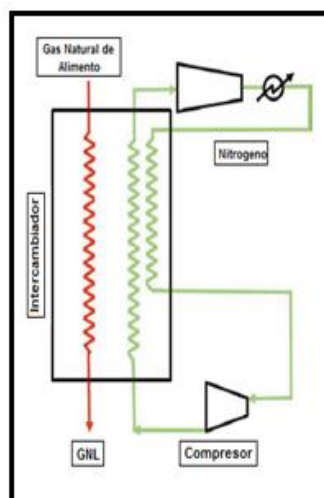
La mayor desventaja de este ciclo de expansión es un consumo de energía alto en comparación con el ciclo cascada y de MR.

Se puede hacer cambios en el ciclo simple de expansión para incrementar su eficiencia. Por ejemplo, el consumo de potencia se puede reducir en aproximadamente un 20% usando gas natural pre-enfriado con un ciclo convencional de compresión de vapor, típicamente de propano. Esto introduce una complejidad extra, pero puede ser económicamente efectivo si el costo del equipo extra puede compensarse con la reducción en el tamaño y costos de la maquinaria del ciclo.

- **Proceso de licuación basado en expansión de nitrógeno.** Un modo de producir GNL es simplemente enfriar y condensar el gas natural contra un único componente fluido, el cual puede ser fácilmente comprimido y, bajo expansión, alcanzar una temperatura que es más fría que la temperatura de licuación del gas natural alimentado.²⁶ Esto es la base del más simple proceso de licuación, el Nitrogen Expander o Nitrogen Recycle process representado en la figura 24. Aunque simple en teoría, el proceso es ineficiente porque el gas natural alimentado debe ser enfriado, condensado y subenfriado contra un único componente en una fase única (por ejemplo, todo vapor) refrigerante. La eficiencia del proceso puede ser mejorada añadiendo múltiples niveles de expansión, pero este beneficio debe ser pesado contra el incremento en complejidad y costo, además del impacto en el potencial de operatividad y fiabilidad.

²⁶ James C. Bronfenbrenner, Dr. Mark Pillarella, Jim Solomon, Air Products and Chemicals, "review the process technology options available for the liquefaction of natural gas".

Figura 24. Ciclo de Doble expansión de Nitrógeno



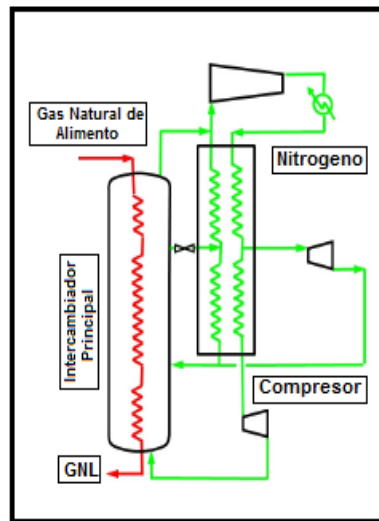
Fuente: Innovations in natural Gas Liquefaction Technology for future LNG plants and floating

Este proceso, por tanto, necesita mayor cantidad de gas para proporcionar el mismo trabajo de refrigeración ya que la evaporación proporciona mucho más calor por unidad de flujo. Así pues, trenes de mayor capacidad usando refrigeración mediante N_2 requieren tamaños de tuberías muy grandes. Por esta razón la utilización del proceso de expansión de nitrógeno está limitada a pequeñas capacidades, alrededor de un millón de toneladas por año o más pequeñas.

- **Proceso con doble expansión de nitrógeno.** La figura 25, muestra el proceso con doble expansión de nitrógeno. En ella podemos ver que el nitrógeno se comprime y entra en un economizador en el que se enfría.²⁷ La mayor parte del nitrógeno se separa en un punto intermedio del economizador, expandiéndose a través de un turbo-expander para reducir su temperatura, y entra en el intercambiador de licuefacción para proporcionar la mayor parte del trabajo de refrigeración para licuar el gas natural.

²⁷ Dr. Justin Bukowski, Dr. Yu Nan Liu, Mr. Stephen Boccella, Mr. Leo Kowalski, "Innovations in Natural Gas Liquefaction Technology for Future LNG Plants and Floating LNG Facilities". Air Products and Chemicals 2011.

Figura 25. Ciclo de Doble expansión de Nitrógeno



Fuente: Innovations in natural Gas Liquefaction Technology for future LNG plants and floating

El nitrógeno remanente se enfría aún más en el economizador antes de ser expandido para proporcionar la refrigeración a la parte de sub-enfriamiento del intercambiador principal. Algo del nitrógeno refrigerante se utiliza para proporcionar refrigeración en el economizador antes de que todo el refrigerante retorne al compresor.

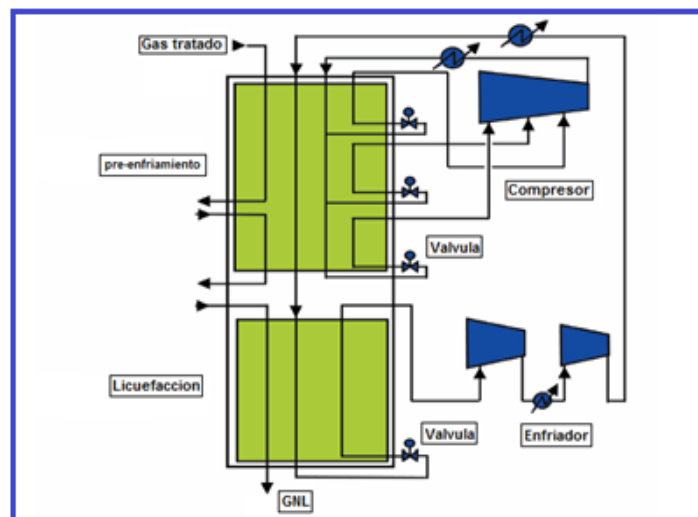
El trabajo de compresión es realizado con ayuda de aporte de energía externo, la primera etapa impulsada por un generador eléctrico externo y la última etapa impulsada por el turbo-expander. Hay que tener en cuenta que el GNL se licua en un intercambiador de calor de tubos helicoidales, en inglés coil wound heat exchanger (CWHE).

2.5.2 Métodos no convencionales

- **Proceso axens liquefin.** Se trata de un proceso²⁸ con dos ciclos de mezclas refrigerantes. El cual establece un diseño de un tren con una capacidad promedio de producción de 840 MMPCD de GNL. Los circuitos de refrigeración y licuefacción se llevan a cabo en una caja fría de placas.

En el primer ciclo la mezcla refrigerante compuesta de propano y butano, pre-enfría el gas natural de alimentación en tres etapas de compresión. El gas natural es enfriado a -22°F con el ciclo de mezcla refrigerante, esto se realiza con el propósito de separar componentes hidrocarburos más pesados y enviarlos a fraccionamiento. El gas natural una vez ha sido separado de estos componentes ingresa nuevamente a la caja fría, en donde se reduce aún más la temperatura por el mismo ciclo de pre-enfriamiento, disminuyendo su temperatura a -76°F a la salida de esta etapa. En la figura 26. Se observa un ciclo simple del proceso Axens Liquefin.

Figura 26. Ciclo simple del proceso Axens Liquefin



Fuente: Dr. Tariq Shukri, Foster Wheeler, UK; LGN technology selection

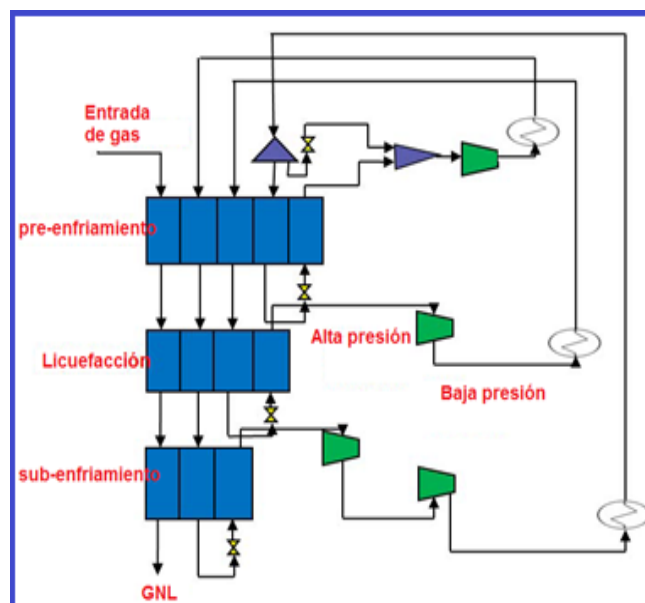
²⁸ Dr. Tariq Shukri, Foster Wheeler, "LNG Technology Selection", Hydrocarbon Engineering, (Feb. 2004).

La segunda etapa de proceso consiste en licuar y sub-enfriar el gas natural a una temperatura de $-263\text{ }^{\circ}\text{F}$, mediante un segundo ciclo de mezcla refrigerante compuesta de nitrógeno, metano, etano y nitrógeno en la caja fría.

Su capacidad máxima puede estar entre 7-8 MTPA.

- **Proceso linde de pre-enfriado con CO_2 .** Este proceso²⁹ es similar al de cascada excepto que en CO_2 es usado como el único refrigerante en la etapa de pre-enfriamiento como se ilustra en la figura 27. Por esto el proceso es muy seguro. Esta tecnología presenta una capacidad de 8 MTPA. En el almacenamiento de hidrocarburos la seguridad es un problema muy importante, especialmente en altamar donde el área es limitada.

Figura 27. Pre-enfriamiento con CO_2 , cascada con mezcla de fluidos



Fuente: Dr. Tariq Shukri, Foster Wheeler, UK; LGN technology selection.

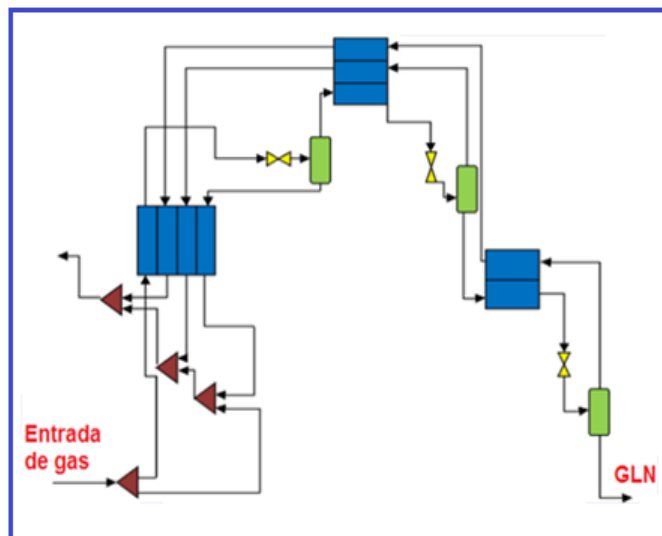
La etapa de pre-enfriamiento es la que utiliza mayor cantidad de hidrocarburos por la que esta es la que debe ser reemplazada por dióxido de carbono. Para posterior etapa de licuefacción o la etapa de sub-enfriamiento a partir de MR.

²⁹ Arne Olay Fredheim, United States Patent, CO2 US 7,386,996 B2, June 2008.

- **Proceso de autorefrigerado de BP.** Este proceso fue patentado por BP corporation en 2003.³⁰ Fue considerado el método revolucionario de licuefacción de GNL porque no necesita usar un refrigerante externo. La corriente de gas natural es bombeada a bajas temperaturas para alcanzar una fase líquida y un vapor. La corriente de vapor frío es usada para enfriar la corriente de gas natural de la fase previa. Este proceso es repetido de 4 a 5 veces hasta alcanzar la temperatura requerida que requiere el GNL.

En la figura 28. Se observa el esquema básico del proceso el cual es típicamente rico en metano y puede ser el refrigerante primario en este proceso. Esto elimina la necesidad de seleccionar un adecuado refrigerante y sus composiciones. También elimina la necesidad de almacenamiento y recompresión necesarios en un círculo de refrigeración típico.

Figura 28. Proceso BP



Fuente: Dr. Tariq Shukri, Foster Wheeler, UK; LGN technology selection.

Este proceso no requiere de compresores y turbinas, lo que indica una cantidad considerable en el costo de utilidad diaria del proceso. Sin embargo, no se espera un gran aumento en el capital debido al gran número de intercambiadores de calor que este proceso requiere, pero el uso estricto de la

³⁰ Ernesto Fischer-Calderon, United States Patent. BP US 6,564,578 B1, May 2003

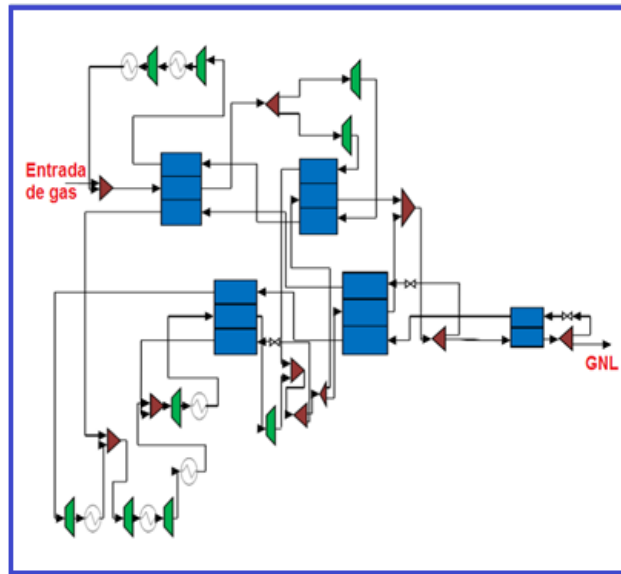
PFHE que reduce significativamente efecto de los costos. La mayor parte del costo proviene de los tanques de enfriamiento utilizados para separar las fases de líquido y vapor.

La relación entre alimentación y GNL producido es muy baja. Dado que el gas natural es requerido para el enfriamiento, la cantidad de líquido conservado es solo una fracción de la tasa de alimentación inicial. La configuración rígida de la PFHE hace que el proceso sea menos flexible. Debido a que cada etapa depende de la revisión anterior. Baja capacidad en comparación con los tamaños y la magnitud de los equipos involucrados. Baja capacidad en comparación con los tamaños y la magnitud de los equipos involucrados el cual presenta una capacidad máxima de 6 MTPA.

- **Proceso de licuefacción inteligente ingeniería Mustang.** Ingeniería Mustang afirma que su proceso es de fácil apagado y traslado a otras zonas debido a su sencillo diseño. Ningún otro proceso puede hacer esta clase de afirmación ya que la mayoría de los procesos establecidos no se pueden cambiar de lugar cuando es necesario. Explorando el sencillo diseño y la instalación de equipos menos voluminosos, hace de este un proceso importante para ser investigado.

El diseño simple del proceso es lo que crea la afirmación de que podría cerrarse en la parte inferior y ser desplazado de un lugar a otro. Este proceso presenta un alto capital y costos de servicios públicos asociados con equipos. El ciclo del proceso Mustang se observa en la figura 29.

Figura 29. Proceso de Ingeniería Mustang



Fuente: Dr. Tariq Shukri, Foster Wheeler, UK; LGN technology selection.

Se considera que la intención de este proceso es que se utilizará en una barcaza flotante para pozos de gas natural en los océanos o en alta mar.

Este proceso no tiene refrigerantes externos, este proceso se divide en la corriente de gas natural y la que es utilizada para enfriar, esto puede considerarse como una ventaja porque no hay tanques de almacenamiento externos necesarios para los refrigerantes.

Por otra parte presenta ciertas desventajas debido a que requiere un número mayor de equipos para compresión y expansión del gas natural.

3 INGENIERÍA CONCEPTUAL DE LOS PROCESOS DE LICUEFACCIÓN GENERALIDADES

Este capítulo se enfoca en la clasificación y definición de los parámetros técnicos necesarios para definir la tecnología de licuefacción que mejor se acople a las necesidades del proyecto, orientándose principalmente en el uso del paquete de simulación de proceso Hysys versión 8, en el cual se planteó el sistema de refrigeración para las tecnologías seleccionadas, esto con la finalidad de poder estudiar las condiciones térmicas de cada intercambiador y definir la cantidad de energía que requiere cada sistema.

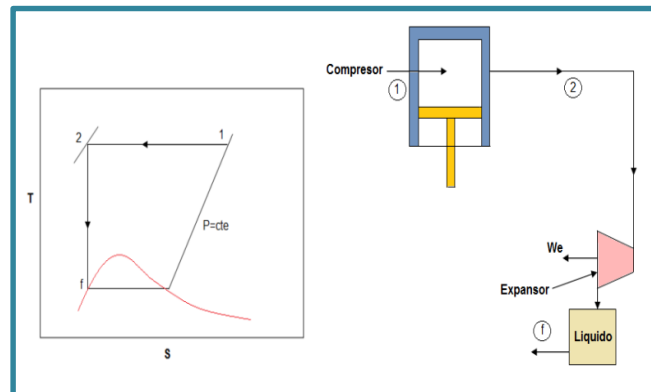
3.1 GENERALIDADES

3.1.1 Sistema termodinámico ideal. El ciclo perfecto en termodinámica es el ciclo de Carnot. ³¹La licuefacción es esencialmente un proceso de sistema abierto, por lo tanto, para un sistema de licuefacción ideal, se busca primero dos procesos en el ciclo de Carnot: una compresión isotérmica reversible seguida por una expansión isotrópica reversible. El ciclo ideal es mostrado en la figura 30.

El gas que va a ser licuado es comprimido reversible e isotérmicamente, desde condiciones ambiente (punto 1 de la figura) a una alta presión (punto 2), esta presión alta es seleccionado hasta que el gas llegue a ser líquido saturado sobre la expansión isotrópica reversible en el expansor (punto f). La condición final sobre el punto f, es tomada a la misma presión que la del punto 1.

³¹ Cortes P. Carlos, Vargas Edison; Estudio de viabilidad del transporte terrestre del gas natural licuado. Universidad Industrial de Santander, 2006

Figura 30. Sistema termodinámicamente ideal



Fuente: Cortes P. Carlos, Vargas Edison; Estudio de viabilidad del transporte terrestre del gas natural licuado. Universidad Industrial de Santander, 2006

La presión alcanzada al final de la compresión isotérmica es extremadamente alta, del orden de 10^7 psi para el nitrógeno. Esta presión es imposible de alcanzar con los equipos de compresión existente, por lo tanto este proceso no sería adecuado para un sistema real.

En el análisis de cada uno de los sistemas de licuefacción, se aplica la primera ley de la termodinámica para flujo estable, la cual puede ser escrita en general como:

$$\dot{Q}_{net} - \dot{W}_{net} = \sum_{salida} \dot{m} \left(h + \frac{v^2}{2gc} + \frac{Zg}{gc} \right) - \sum_{entrada} \dot{m} \left(h + \frac{v^2}{2gc} + \frac{Zg}{gc} \right) \quad (3)$$

Donde Q_{net} es el calor neto transferido a, o desde el sistema (el calor transferido al sistema es considerado positivo), W_{net} es el trabajo neto hecho sobre o por el sistema (el trabajo hecho por el sistema es considerado positivo), h es la entalpia, V^2/gc es energía cinética, Zg/gc es energía potencial.

Asumiendo, la primera ley para flujo estable se puede escribir:

$$\dot{Q}_{net} - \dot{W}_{net} = \sum_{salida} \dot{m}h - \sum_{entrada} \dot{m}h \quad (4)$$

Asumiendo despreciables los cambios de energía cinética y potencial la primera ley para estado estable puede ser escrita como:

$$\dot{Q}_r - \dot{W} = \dot{m}(h_f - h_1) = -\dot{m}(h_1 - h_f) \quad (5)$$

El proceso de transferencia de calor es reversible e isotérmico en el ciclo Carnot, así:

$$\dot{Q}_r = \dot{m} T_1(S_2 - S_1) = -\dot{m}T_1(S_1 - S_f) \quad (6)$$

Entonces el proceso desde el punto 2 al punto f es isoentrópico $S_2 = S_f$, donde S es la entropía del fluido.

Sustituyendo Q_r de la ecuación (5) la ecuación (6) se puede determinar el trabajo requerido por unidad de masa comprimida:

$$-\frac{\dot{W}_i}{\dot{m}} = T_1(s_1 - s_f) - (h_1 - h_f) = -\frac{\dot{W}_i}{\dot{m}_f} \quad (7)$$

En el sistema ideal, el 100% del gas comprimido es licuado, o $\dot{m} = \dot{m}_f$, así que $y = 1$. El sistema de licuefacción en un sistema de absorción de trabajo, por lo tanto, el trabajo neto requerido es negativo (trabajo hecho sobre el sistema), y el término $-\dot{W}_i/\dot{m}$ es un número positivo.

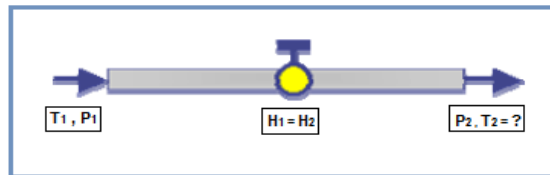
La ecuación (7) nos da el trabajo mínimo requerido para licuar un gas, se trata de aproximar dicho valor al de un ciclo real.

Así la presión en el punto f es igual a la del punto 1, y el punto f este sobre la curva liquido saturado, y el trabajo ideal requerido depende solamente de la

presión y temperatura del punto 1 y del tipo de gas licuado. Usualmente el punto C1 se toma a condiciones ambientales.

3.1.2 Efecto joule thomson.³² El proceso de expansión Joule – Thomson o de estrangulamiento, es un proceso en el cual la entalpía del fluido permanece constante, es decir no hay transferencia de calor entre el sistema y sus alrededores y no se realiza trabajo. Como consecuencia, la temperatura cambiara cuando la presión caiga, un diagrama típico para representar el proceso se muestra a continuación en la figura 31.

Figura 31. Diagrama típico de una válvula de estrangulamiento



Fuente: Cuchumaque Julián, Evaluación del efecto joule-Thomson

Para realizar el análisis termodinámico del proceso asumimos que la válvula de estrangulamiento está aislada, lo que quiere decir que no hay transferencia de calor durante el proceso, lo cual es una muy buena aproximación. El gas inicialmente tiene P_1 , temperatura T_1 y un volumen V_1 , después de que el gas pasa a través de la válvula, su presión es P_2 , temperatura T_2 y un volumen V_2 .

Los cambios de energía cinética y energía potencial durante el proceso son ignorados, por lo tanto la primera ley de la termodinámica puede ser escrita de la siguiente manera:

$$U_2 - U_1 = Q + W \quad (8)$$

³² Cuchumaque Julián E. Evaluación del efecto joule-Thomson y el holdup de transporte de gas natural. Universidad Industrial de Santander. 2006.

Donde $Q=0$. El único trabajo que se presenta es el realizado por el gas, el cual se expresa de la siguiente manera:

$$W = P_1V_1 - P_2V_2 \quad (9)$$

La ecuación (8) se convierte en:

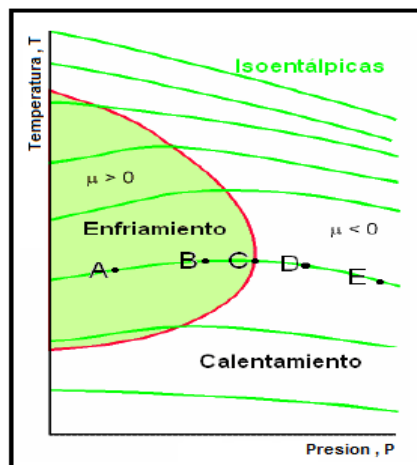
$$(U_2 + P_2V_2) = (U_1 + P_1V_1) \quad (10)$$

Por definición de entalpia, $H = U + PV$, tenemos que $H_1 = H_2$, lo cual demuestra que es un proceso isoentálpico. Se desea conocer cuál es la T_2 , para las condiciones de T_1 , P_1 y P_2 , en otras palabras queremos conocer la relación termodinámica:

$$\mu = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_h \quad (11)$$

Donde μ es el cambio de temperatura por unidad de cambio de presión a entalpia constante y es conocido como el coeficiente de Joule – Thomson. El valor de este coeficiente en un punto dado indica, si está produciendo un calentamiento o un enfriamiento. Para entender el concepto del coeficiente analizaremos la figura 32.

Figura 32. Curva de inversión típica



Fuente: Cuchumaque Julián, Evaluación del efecto joule-Thomson

Los puntos de la gráfica para los cuales el coeficiente de Joule – Thomson tiene un valor de cero (línea roja) son conocidos como puntos de inversión, por ejemplo, el punto C. la unión de varios puntos para diferentes valores de entalpía resulta en la “ curva de inversión” y “temperatura de inversión”, respectivamente .La curva de inversión separa dos regiones:

1. Región de enfriamiento: en esta parte de la gráfica los valores del coeficiente son positivos ($\mu > 0$), cualquier caída de presión en esta región producirá una disminución de la temperatura del gas, en la figura de C a B o A.
2. Región de calentamiento: los valores del coeficiente son negativos ($\mu < 0$), caídas de presión en esta región producirán un aumento de la temperatura del gas, en la figura de E a D o C.

3.1.3 Expansión adiabática. La expansión³³ adiabática es el proceso termodinámico por el cual un gas se pasa de una presión mayor a una menor sin que tome o ceda calor al exterior, realizando un trabajo sobre su entorno y bajando su temperatura, la que no debe confundirse con el intercambio de calor que, por definición de proceso adiabático, es nulo.

El segundo método para producir bajas temperaturas es la expansión adiabática del gas a través de un aparato para producir trabajo. Tal como un motor de expansión. En el caso ideal, la expansión sería reversible y adiabática, y por lo tanto isoentrópico. En este caso, se puede definir el coeficiente de expansión isoentrópico μ_s , el cual expresa el cambio de temperatura debido a un cambio de presión a entropía constante:

$$\mu_s = \left(\frac{\partial T}{\partial p} \right) \quad (12)$$

³³ Cortes Pinzón Carlos, Vargas Alvarado Edison; Estudio de viabilidad del transporte terrestre del gas natural licuado. Universidad Industrial de Santander.

El coeficiente de expansión isoentrópico se puede relacionar a otras propiedades de un gas en forma similar a lo que usamos con el coeficiente Joule – Thomson:

$$\mu_s = \left(\frac{\partial T}{\partial p}\right)_s = -\left(\frac{\partial T}{\partial s}\right)_p \left(\frac{\partial s}{\partial p}\right)_T = \frac{T}{c_p} \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_p \quad (13)$$

El segundo factor en la ecuación anterior es el coeficiente volumétrico de expansión térmica multiplicado por el volumen específico, así μ_s es positivo cuando el coeficiente de expansión es positivo. Esto es el caso para todos los gases (aunque algunas sustancias, como agua líquida entre 32 y 39 °F, tienen coeficientes negativos de expansión). Para un gas ideal, $\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_p = \frac{R}{p} = \frac{V}{T}$, entonces para un gas ideal:

$$\mu_s = \frac{V}{c_p} \quad (14)$$

Para un gas de van der Waals:

$$\mu_s = \frac{V}{c_p} \frac{1 - \frac{b}{V}}{1 - \left(\frac{2a}{VRT}\right)\left(1 - \frac{b}{V}\right)^2} \quad (15)$$

La cual es positiva, ya que $V > b$. se puede observar que, para un gas, una expansión isoentrópico a través de un expansor resulta en una disminución de la temperatura, mientras que la expansión a través de una válvula puede o no resultar en una disminución de la temperatura. El proceso de expansión isoentrópico remueve la energía del gas en forma de trabajo externo, entonces este método de producir baja temperatura es algunas veces es llamado método de trabajo externo. La expansión a través de una válvula de expansión no remueve energía del gas, pero separa las moléculas bajo la influencia de fuerzas intermoleculares, entonces este método el llamado el “método de trabajo interno”. Dentro de dos presiones dadas, una expansión isoentrópico

siempre resultara en una temperatura final más baja que una expansión isoentálpica de la misma temperatura inicial. Los problemas prácticos asociados con la expansión de una mezcla de dos fases (líquido y vapor) en un expansor hacen que se deba usar una válvula de expansión en todo sistema de licuefacción.

3.2 CRITERIOS DE SELECCIÓN

3.2.1 Selección del proceso. En esta primera parte del estudio de ingeniería se han retomado algunas de las principales alternativas tecnológicas a nivel mundial y otras que están siendo implementadas en la industria de la licuefacción del gas natural, con el fin de evaluar cada una y definir la que mejor se ajuste a las condiciones de nuestro estudio. Los proyectos de licuefacción de Gas Natural Licuado (GNL) requieren de un capital de inversión muy alto, donde el proceso de licuefacción demanda alrededor del 50% del costo del proyecto, por ende, la licuefacción es un área clave donde el diseño del proceso puede llevar a un gran ahorro en los costos e incluir en la viabilidad del proyecto.

La selección de una tecnología de licuefacción está altamente influenciada por la capacidad de la planta de modo que el proceso óptimo para plantas pequeñas es diferente a el apropiado para plantas base- load.

Los ciclos de licuefacción varían tanto en complejidad como de consumo de energía. Escoger el ciclo óptimo es crucial para el capital de inversión y de operación de la planta. La elección de un ciclo de licuefacción depende de varios factores entre los que se incluyen:

- ✓ Configuración de la maquinaria.
- ✓ Requerimientos específicos de energía (afecto tanto los costos de maquinaria como los costos de operación).

- ✓ Recobro de GNL.
- ✓ Tipo de intercambiadores de calor y área superficial.
- ✓ Requerimientos de flexibilidad.
- ✓ Facilidad de cierres y arranques de operación.

Además, la selección y diseño de un proceso está influenciado por el sitio emplazamiento de la planta, las condiciones ambientales y la disponibilidad de utilidades así como las condiciones específicas del gas de alimento.

- **Comparación de los ciclos de licuefacción.** La elección de una determinada tecnología entre el método de obtención de Gas Natural Licuado (GNL) implica un análisis con cierto orden de prioridades, de modo tal que asegure la mejor decisión, por ende exige considerar no los factores técnicos, sino también, factores económicos, y además, valorar características como la aceptación de la tecnología en el mercado mundial, el grado de riesgo que se puede tener por obsolescencia o por la novedad y la efectividad de la misma.

La comparación de los aspectos de cada proceso de licuefacción que tiene mayor influencia en la selección de la tecnología a implementar, es un objetivo crucial para tomar la mejor decisión.

- a) **Eficiencia termodinámica.** Una comparación de los requerimientos de energía de los ciclos de licuefacción no es del todo precisa, ya que el consumo de energía depende de parámetros como la composición y condiciones del gas de alimento, las condiciones ambiente y la eficiencia del compresor, que a su vez depende del tipo y tamaño del mismo; cualquier cambio en estos factores puede tener efectos diferentes en cada ciclo.

En general, si nos referimos a las tres tecnologías principales nos puede ser útil la tabla 9, en la que se resume una comparación de la eficiencia termodinámica de estas tres tecnologías.

Tabla 9. Comparación de la eficiencia de los procesos básicos de GNL.

Proceso	Eficiencia	Observaciones
<i>Ciclo cascada</i>	<i>Alta</i>	<i>Debido al bajo flujo de refrigerantes su requerimiento energético es el menor. El ciclo optimizado aumenta aún más la eficiencia.</i>
<i>Ciclo de refrigerantes mezclados</i>	<i>Moderada/alta</i>	<i>Aunque los diferenciales de temperatura son bajos, el alto flujo de refrigerantes conlleva ineficiencias; la inclusión de etapas en el ciclo aumenta la eficiencia.</i>
<i>Ciclo de expansión</i>	<i>Baja</i>	<i>Alto consumo energético y alto flujo de refrigerantes; el aumento de etapas incrementa la eficiencia.</i>

Fuente: Finn, Johnson y Tomlinson, LNG technology for offshore and mid-scale plants

b) Capacidad de la planta. Debido a las propiedades diferentes de cada ciclo, más de uno puede ser aplicado a un tamaño dado de planta. En general para plantas de Gas Natural Licuado (GNL) pequeñas o para facilidades Peak-Shave, el ciclo de expansión o el ciclo simple de refrigerantes (SMR) son los indicados. Para plantas base-load medianas, los diseños de refrigerantes con ciclo de pre-enfriamiento con propano (C3MRC) o doble mezcla de refrigerantes (DMR) son los mejores debido a la alta eficiencia que se puede obtener con la configuración relativamente simple; con las optimizaciones correspondientes, estos procesos también se pueden usar en plantas más grandes. Debido a la complejidad de su configuración y la cantidad de maquinaria, las plantas con ciclo cascada son apropiadas para las plantas base-load con los trenes de capacidad mayores.

c) Otros parámetros técnicos. Una comparación de algunos ciclos de licuefacción que puede ayudar en la selección. Estos son parámetros de la instalación y operación de cada ciclo y tienen, además, influencia en los costos del proyecto.

La *complejidad* del ciclo cascada es alta, esto se debe a gran cantidad de maquinaria que requiere el proceso ya necesita sistemas de compresión y de almacenamiento de refrigerante para cada uno de los tres circuitos de refrigeración. En el ciclo de refrigerantes mezclados (MRC) la configuración es más simple, pero para aumentar la eficiencia se requiere de la inclusión de etapas de refrigeración, o de pre- enfriamiento, que añaden mayor complejidad al proceso, es necesario determinar el número óptimo de etapas para un determinado caso de modo que el aumento en la complejidad del ciclo se compense con el incremento en su eficiencia. El ciclo de expansión es el de configuración más simple de todas las tecnologías disponible, su complejidad puede aumentar si se adicionan etapas de refrigeración o pre-enfriamiento para incrementar la eficiencia, pero seguiría siendo el más sencillo de todos los procesos. Por otro lado tenemos el requerimiento del *área de intercambio de calor* de cada ciclo. El ciclo cascada requiere de un área superficial del intercambiador de calor pequeña; para el MRC el requerimiento de área superficial es mayor; y para el ciclo de expansión el área superficial de intercambio de calor puede ser pequeña o mediana dependiendo de la configuración y características del ciclo.

La *flexibilidad* de la planta es un aspecto importantísimo en el funcionamiento de la misma, tenemos que el ciclo cascada es de operación flexible, siempre que cada circuito refrigerante se pueda controlar separadamente, se puede decir que es relativamente insensible a los cambios de composición de la corriente de gas natural de alimento ya que puede seguir con un buen funcionamiento si esta varia.

Las plantas MRC tienen alta sensibilidad a cambios en la composición y condiciones del gas de alimento y del medio ambiente, lo cual constituye un gran problema y hace que se requieran ajustes en la composición de la mezcla refrigerante para mantener la eficiencia y asegurar total capacidad, sin embargo, es difícil determinar la composición necesaria para unas condiciones dadas por lo que se requiere la ayuda de técnicas de modelamiento dinámico y de optimización del proceso.

El ciclo de expansión permite una puesta en marcha y cierres de un modo relativamente rápido y simple. Esto es importante cuando se anticipan cierres frecuentes de la planta, tal como sucede con las plantas Peak-Shave; este ciclo tolera cambios en la composición del gas de alimento con una mínima necesidad de cambios del circuito refrigerante y, además, el control de temperatura no es tan crucial como para otras plantas.

En cuanto a la seguridad, los tres constituyen tecnologías probadas y seguras, el ciclo de expansión de gas refrigerante, cuando utiliza nitrógeno, no requiere compresión de hidrocarburos.

d) Costos de inversión y operación. El factor económico es muy importante a la hora de elegir un proceso, en la tabla 10. Se observa una comparación de los costos y operación para las tres tecnologías básicas.

El ciclo de cascada tiene uno de los costos de inversión altos debido al número de equipos con partes móviles necesarias y a los sistemas de compresión y almacenamiento de refrigerantes. Sus costos de operación también son altos y variables debido a que las tarifas de mantenimiento y reparación de equipos tienden a ser altas debido al gran número de máquina, lo mismo pasa con el valor de los repuestos. La inversión en mantenimiento y repuestos es necesaria para reducir el tiempo de cierre en caso que se requiera reparación y prevenir

deterioro de los equipos. Por otro lado, los costos de consumo de energía son menores.

Tabla 10. Costos de los ciclos de licuefacción de gas natural

Criterio	Ciclo cascada	MRC	Ciclo de expansión
<i>Costos de inversión</i>	<i>Altos</i>	<i>Moderados/Altos</i>	<i>Altos</i>
<i>Costos de operación</i>	<i>Altos</i>	<i>Moderados/Altos</i>	<i>Bajos</i>

Fuente: LGN One Wordl, site web

Los costos de inversión del ciclo de refrigerantes mezclados (MRC) son moderados, pero tienden a aumentar si se adicionan etapas al ciclo en busca de incrementar la eficiencia, ya que requiere de mayor número de equipos que aumentan la complejidad del proceso. Contrario sucede con los costos de operación, los cuales son menores entre mayor eficiencia ofrezca la planta; así podemos decir que tratar de comprenderse los costos en maquinaria con el ahorro en el consumo de energía de la planta.

Para el ciclo de expansión los costos de inversión tienden a ser altos por equipos móviles; pero, los costos de operación son bajos debido a la simplicidad del proceso y a que en caso de cierres, responde con rapidez evitando pérdidas; aunque, por otro lado, el consumo de energía es alto.

3.3 SIMULADOR ASPEN- HYSYS V 8.0

Paquete fluido. Hysys utiliza el concepto de paquete fluido o “Fluid Package” como el contenido de toda la información necesaria para desarrollar cálculos de propiedades físicas y evaporaciones espontáneas de corrientes. El paquete fluido permite definir toda la información (propiedades, componentes, componentes hipotéticos, parámetros de interacción, reacciones, datos tabulados, etc.) dentro de un archivo muy sencillo.³⁴

3.3.1 Paquete Termodinámico Peng – Robinson. Este grupo de ecuaciones de estado ha sido elegido ya que tiene una precisión aceptable para el trabajo con hidrocarburos.

Las fórmulas utilizadas en HYSYS para la ecuación de estado de Peng Robinson³⁵son:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \quad (16)$$

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^3)Z - (AB - B^2 - B^3) \approx 0 \quad (17)$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad (18)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (19)$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i \left(0.077796 \frac{RT}{P} \right) \quad (20)$$

$$b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (21)$$

³⁴ Aspen Hysys. Simulation Basic, Aspen Technology, Inc., Burlington – USA. pp. 2-28

³⁵ IBID_[7], p. 29

$$a = 0.4572 \frac{R^2 T_c^2 [1 + f_w (1 - T_r^{0.5})]^2}{P_c} \quad (22)$$

$$f_w = 0.37464 + 1.5422\omega - 0.26992\omega^2 \quad (23)$$

P = presión

T = Temperatura

P_c = Presión crítica

T_c = Temperatura crítica

c = indica la variable en el punto crítico

r = indica la variable en el punto reducido

w = Factor acéntrico

f_w = Factor acéntrico corregido

Z = Factor de compresibilidad

A = Coeficiente virial

B = Coeficiente virial

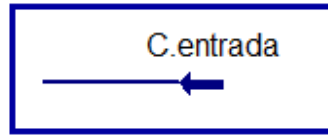
a = Constante de atracción y repulsión de las moléculas

b = Volumen intrínseco de las moléculas.

3.3.2 Unidades de proceso en simulador.

- Corrientes: Hysys utiliza el concepto de corrientes de materia y corrientes de energía. Las corrientes de materia requieren, para su completa definición, de la especificación del flujo y de aquellas variables que permitan la estimación de todas sus propiedades físicas y termodinámicas. Un diagrama de la corriente se muestra en la figura 33.

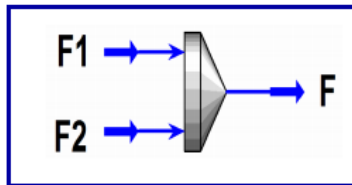
Figura 33. Corriente en el simulador



Fuente: Simulación Aspentech Hysys

- Mezclador de corrientes: Los mezcladores de corrientes representan la operación de suma de corrientes cuyos fluidos pueden tener distintas composiciones, temperaturas y estados de agregación. Un diagrama de un mezclador de corriente se muestra en la figura 34.

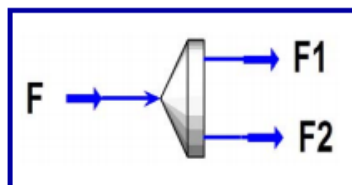
Figura 34. Mezclador de corrientes



Fuente: Simulación Aspentech Hysys

- Divisor de corrientes: Un divisor de corrientes simula el fraccionamiento del flujo de una corriente que fluye a través de una tubería en varias corrientes. Un diagrama para un divisor de corrientes en dos corrientes se muestra en la Figura 35.

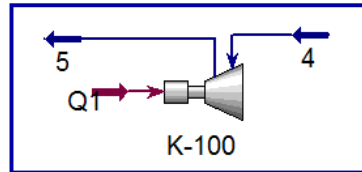
Figura 35. Divisor de corrientes



Fuente: Simulación Aspentech Hysys

- Compresor: Herramienta utilizada para simular sistemas de compresión continua, no diferencia el tipo de compresor, simplemente se utilizará en la simulación para estimar la energía requerida para comprimir en fluidos gaseosos. La figura 36. Muestra un diagrama del compresor como se ve en Hysys.

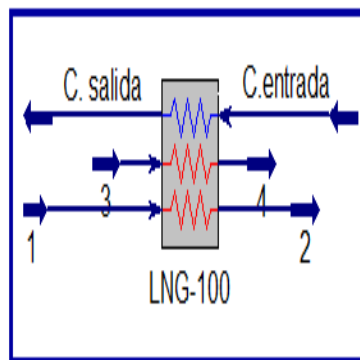
Figura 36. Compresor en el simulador



Fuente: Simulación Aspentech Hysys

- Intercambiadores de calor (LNG): Herramienta de Hysys que simula un intercambiador de calor basado en balances de energía y los cálculos de balance de materia, como se muestra en la figura 37. El intercambiador de calor es muy flexible, y puede resolver las temperaturas, presiones, flujos de calor (incluyendo la pérdida de calor), los flujos de materiales y energía.

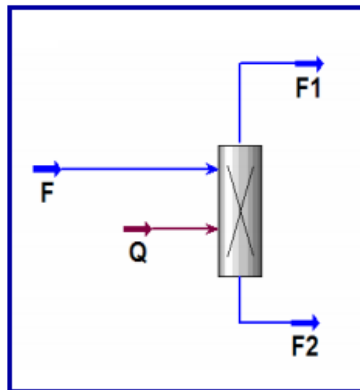
Figura 37. Intercambiador LNG en el simulador



Fuente: Simulación Aspentech Hysys

- Fraccionador de corrientes: Hysys dispone de un fraccionador de corrientes o “Splitter” cuya simulación representa la separación de una corriente en dos corrientes que requieren de la especificación de las fracciones de recuperación de cada componente en una de ellas, además de otros parámetros. Un esquema de este fraccionador se muestra en la figura 38.

Figura 38. Fraccionador de corrientes o “Splitter”

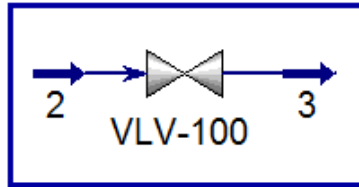


Fuente: Simulación Aspentech Hysys

- Válvula: Hysys realiza un balance de materia y energía en las corrientes de entrada y de salida de la operación de la válvula. En donde el cálculo se basa en el material flash de igual entalpía y entre las dos corrientes. Se supone que la operación de la válvula es isoentálpica.

La caída de presión total a través de la válvula se calcula a partir de la pérdida de presión de fricción de la válvula, y la pérdida de presión de las contribuciones de la cabeza estática. Se observa el diagrama de la válvula en la figura 39.

Figura 39. Válvula en el simulador

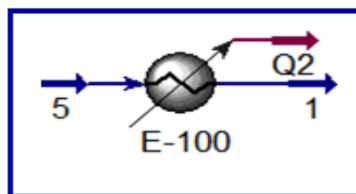


Fuente: Simulación Aspentech Hysys

- Enfriador: Lo utiliza como un intercambiador de calor en el que la corriente de entrada es enfriada a las condiciones de salida requeridas. En este caso, la corriente de energía absorbe la diferencia de entalpía entre las dos corrientes.

Esta operación es útil cuando solo se está interesado en saber cuánta energía se requiere para enfriar una corriente de proceso pero no las condiciones de la corriente de enfriamiento. En la figura 40 se observa un diagrama representativo en el simulador.

Figura 40. Enfriador en el simulador



Fuente: Simulación Aspentech Hysys

3.4 PROCESO DE SIMULACIÓN

La determinación de los procesos a tener en cuenta en este estudio, se realizaron en base a necesidades que en la actualidad requiere la industria del gas natural. Esto se efectuó a través de investigación de licencias tecnológicas de licuefacción mediante revisión bibliográfica de patentes, las cuales poseen formas particulares de obtener el gas natural licuado. Estas además presentan múltiples opciones de optimización que permiten evaluar y determinar la eficiencia requerida para el funcionamiento de cada proceso.

Para el desarrollo de este objetivo se identificaron dos de las técnicas más utilizadas en métodos de licuación de gas, los cuales hacen referencia al ciclo de cascada clásica y al ciclo de refrigerante simple (SMR), en tanto a las nuevas tecnologías se evaluó el proceso de auto refrigeración de (BP) y el proceso linde con pre- enfriamiento de CO₂.

- **Condiciones del gas de entrada y salida**

En la tabla 11. Se presentan la composición del el gas de entrada al proceso y en

Tabla 11. Composición del gas natural.

Corriente de entrada	
<i>componente</i>	<i>Fracción molar</i>
<i>Metano</i>	<i>0,9312</i>
<i>Etano</i>	<i>0,0289</i>
<i>Propano</i>	<i>0,0071</i>
<i>i-Butano</i>	<i>0,0032</i>
<i>Nitrógeno</i>	<i>0,0296</i>
	1

La tabla 12. Se observan las especificaciones del gas natural tanto a la ingreso como a la salida de cada sistema de licuefacción.

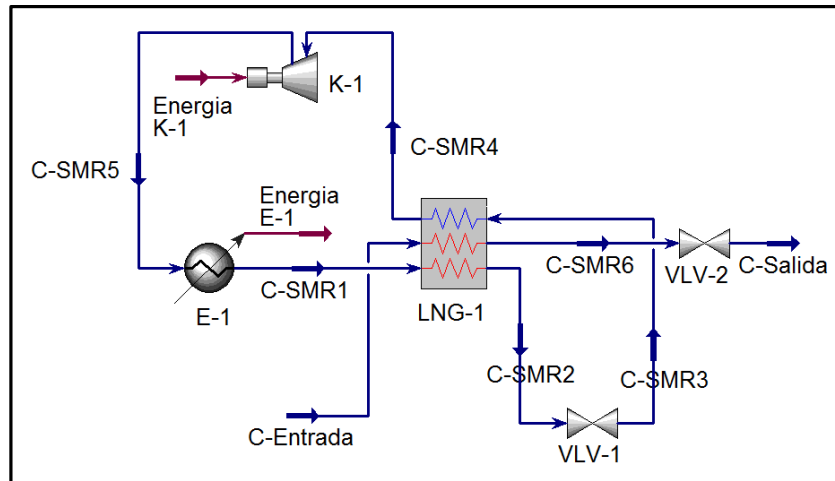
Tabla 12. Condiciones del gas natural

Corriente de entrada GN		
<i>Temperatura</i>	69.5	°F
<i>presión</i>	916.6	psia
<i>Flujo molar</i>	77090	lbmol/h
Corriente de salida GNL		
<i>Temperatura</i>	-256	°F
	14,7	Psia
<i>presión</i>		

3.4.1 Descripción y Especificación de la simulación de los procesos

- **Mezcla de refrigerante simple (SMR).** El proceso de Mezcla de un único refrigerante (SMR) presenta un modelo simple de compresión y un solo ciclo de refrigeración este ha sido simulado y en efecto la presión, temperatura y la composición en el proceso se analizaron para la determinación de la energía útil requerida por los equipos al igual que la pérdida de esta en el proceso. Este proceso el cual presenta una configuración muy básica se observa en la figura 41.

Figura 41. Diagrama de flujo del proceso de licuefacción del gas natural.



Fuente: Simulación del Proceso SMR en Hysys de Aspentech

El gas natural atraviesa por una serie de procesos de pre-tratamiento para alcanzar unas condiciones específicas antes de ser enfriado, estas condiciones se observan en la tabla 12, la cuales entran al intercambiador de calor LNG-1 en donde hay una notable declinación de temperatura mediante vaporización de la mezcla de refrigerantes de las corriente C-SMR1.

La corriente de entrada del refrigerante C-SMR1, está en estado líquido a una temperatura de 69.50°F y una presión de 435.1psia, la cual está compuesta por una mezcla hidrocarburos que son usados como refrigerantes. La composición usada en la simulación es mostrada en la tabla 13.

Tabla 13. Composición del refrigerante

componente	%
<i>Metano</i>	40.00
<i>Etano</i>	31.00
<i>Propano</i>	1.00
<i>i- Butano</i>	17.00
<i>Nitrógeno</i>	11.00

La corriente C-SMR2 sale del intercambiador de calor con una temperatura de -247.0 °F y una presión de 435.1psia y se verá sometida a una expansión en la válvula (VLV-6) donde la presión es reducida adiabáticamente en 385.1psia, Este estrangulamiento ocasiona un descenso de temperatura del refrigerante -255.3°F, luego de seguir su curso hacia el intercambiador de calor para posterior enfriamiento de la corriente de gas natural.

Después del último enfriamiento del gas natural por el refrigerante mixto, este se encuentra en fase vapor y circula por el compresor K-1 en donde su presión aumenta. Una vez efectuada la recompresion el refrigerante disminuye su temperatura en el enfriador E-1 para alcanzar las condiciones iniciales de la mezcla de refrigerantes de C-SMR1 la cual se integra reiteradamente al intercambiador de calor hasta obtener el GNL en C-SMR6 el cual se expande en 946.6psia para así obtener la presión final de 14.7psia y temperatura de -256°F.

A partir de la simulación se obtuvo la potencia que requiere el único compresor del sistema, esta potencia se puede observar en la tabla 14.

Tabla 14. Potencia requerida por el compresor del proceso SMR

<i>Compresor</i>	<i>Trabajo del compresor (HP)</i>
<i>K-1</i>	<i>333824,9</i>

Fuente: Simulación del Proceso Cascada en Hysys de AspenTech

- **Proceso de cascada.** Esta técnica de licuefacción consiste en 3 etapas de enfriamiento, cada una de estas usa un refrigerante puro. El propano corresponde a la primera etapa (Pre-enfriado), seguido por etileno en la segunda etapa (licuefacción) y metano usado en la etapa tres (sub-enfriado). Las tasas de flujo usadas para cada ciclo se muestran en la tabla 15.

Tabla 15. Especificaciones Refrigerantes

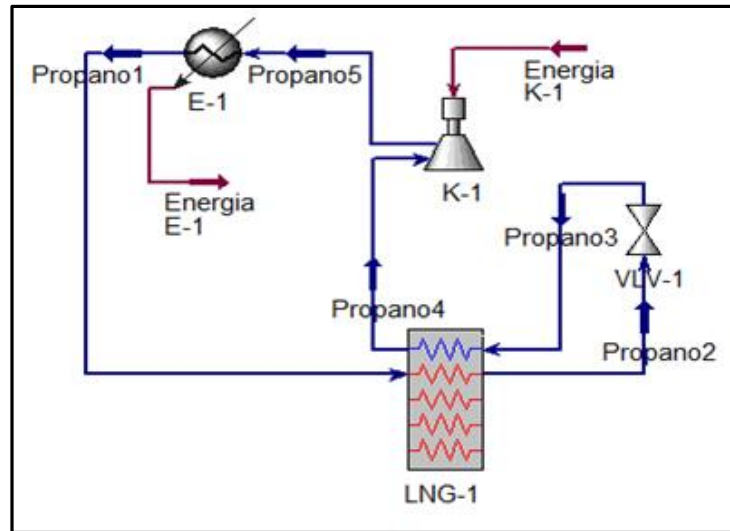
<i>Refrigerante</i>	<i>tasa de flujo (lbmol/hr)</i>
<i>Propano (Pre-enfriado)</i>	<i>57820</i>
<i>Etileno (Licuefacción)</i>	<i>57820</i>
<i>Metano (Sub-enfriado)</i>	<i>57820</i>

Fuente: Simulación del Proceso Cascada en Hysys de AspenTech

El refrigerante del primer ciclo ingresa al intercambiador LGN-1 a través de la corriente C-Propano1 a condiciones de $P=14.7\text{psia}$ y $T= -43.94^{\circ}\text{F}$ en donde el calor transferido es muy mínimo, luego el refrigerante sale por la corriente C-Propano4 como vapor el cual es enviada al compresor K-1 en el cual se aumenta cuantiosamente su presión de descarga en 100psia y temperatura equivalentes a la corriente C-Propano5 la cual por medio del enfriador E-1 disminuye la temperatura del ciclo, obteniéndose así una temperatura de 64.42°F y una presión de 115psia . Posteriormente a partir de la corriente de propano 2 el

refrigerante pasa por la válvula uno en donde disminuye su presión en casi 100psia para luego ser integrado al intercambiador LGN-1. Este proceso de bajas presiones es mostrado en la figura 42.

Figura 42. Diagrama de flujo del ciclo de propano.

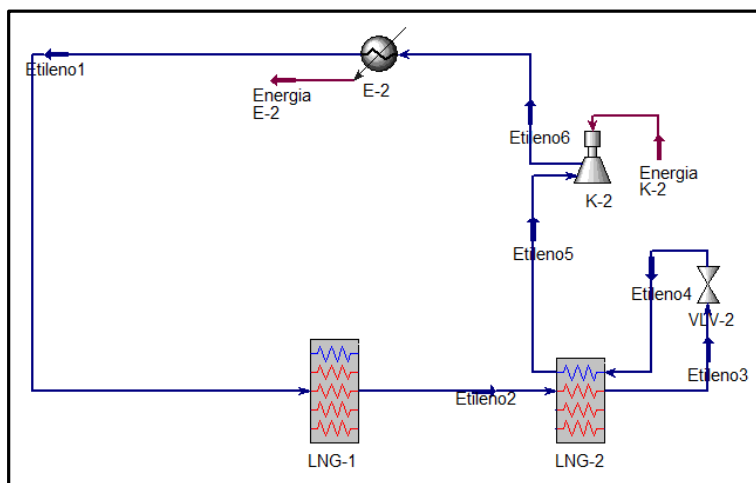


Fuente: Simulación del Proceso de Cascada en Hysys de AspenTech

Una vez realizado el proceso de pre-enfriamiento es suministrado el etileno en la corriente C-Etileno1 el cual ingresa al intercambiador de calor LGN-1 a condiciones de presión de 58.78psia y temperatura de -73°F. Una vez el refrigerante sale del intercambiador dos se efectúa la expansión en VLV-2 para reducir así su presión, la cual entra en el intercambiador LGN-2.

A continuación la corriente C-Etileno5 pasa al compresor K-2 a condiciones de presión y temperatura de 14.7psia y -127.8°F respectivamente, en donde se da un aumento considerable de estas. La corriente C-Etileno6 pasa por el enfriador E-2 para disminuir su temperatura en donde luego la corriente C-Etileno1 vuelve al intercambiador LGN-1, en donde se repite consecutivamente el proceso de presiones intermedias, este ciclo se puede observar en la figura 43.

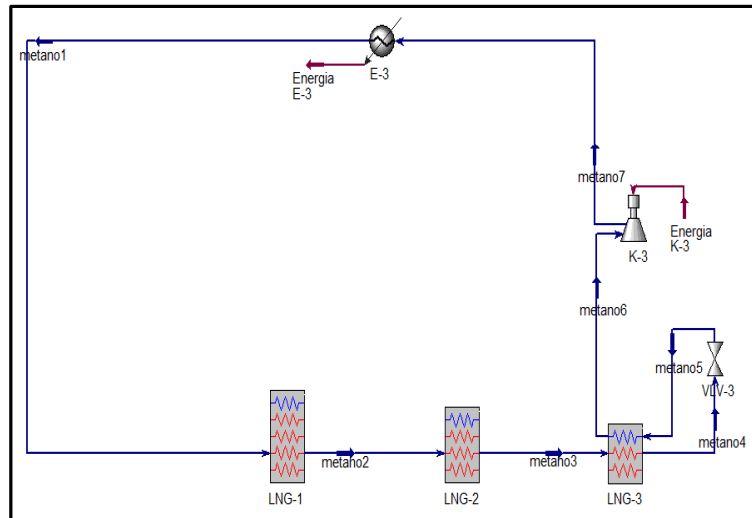
Figura 43. Diagrama de flujo del ciclo de etileno.



Fuente: Simulación del Proceso de Cascada en Hysys de AspenTech

Luego, el metano es suministrado en la corriente C-Metano1 que llega al intercambiador LGN-1 a presión 440.9 psia y temperatura -140.5 °F, para luego someterlo a una serie de cambios tanto de presión como de temperatura en el intercambiador LGN-2 y LGN-3 en donde la corriente de salida C-Metano4 es estrangulada en unos 205.7 psia y luego va al intercambiador LGN-3 encargado de sub-enfriar. La corriente C-Metano6 sale del intercambiador a presión de 14.70 psia y temperatura de 42.52°F, en donde es comprimido hasta 454.7 psia de presión y luego enfriado hasta las condiciones de la corriente C-Metano1 con lo cual se repetirá cíclicamente el proceso de altas presiones mostrado en la figura 44.

Figura 44. Diagrama de flujo del ciclo de metano.



Fuente: Simulación del Proceso de Cascada en Hysys de Aspentech

Por ultimo una vez el proceso se ejecuta la corriente de gas natural que sale por el intercambiador LGN-3 es expandida en la válvula VLV-4 para obtener el producto final el cual corresponde a presión de 14.7psia y temperatura de -256°F en fase líquida. El proceso completó para obtener dichas condiciones es mostrado en la gráfica 45.

Los parámetros que fueron tenidos en cuenta en la simulación, como temperaturas de la corriente de gas fueron dados a la entrada de cada intercambiador. En tanto que los compresores presentan una presión de descarga y un respectivo trabajo como muestra en la tabla 16.

Tabla 16. Condiciones de los compresores por etapa

	Trabajo del compresor (HP)	salida de Presión (Psia)
<i>K-1 (etapa de propano)</i>	127436,3	115
<i>K-2 (etapa de etileno)</i>	216600,05	214,7
<i>K-3 (etapa de metano)</i>	305883,8	454,7

Fuente: Simulación del Proceso Cascada en Hysys de AspenTech

Las válvulas utilizadas para la reducción de presión y temperatura del refrigerante una vez concluida cada etapa de compresión antes de unirse a los intercambiadores se muestran en la tabla 17, estos cambios obedecen a los siguientes diferenciales.

Tabla 17. Condiciones de las válvulas por etapa

válvula	corriente entrada	ΔP (pisa)	ΔT (°F)
V-1	Metano-3	205.7	9
V-2	Etileno-2	23.3	35.59
V-3	Propano-4	100.3	108.36

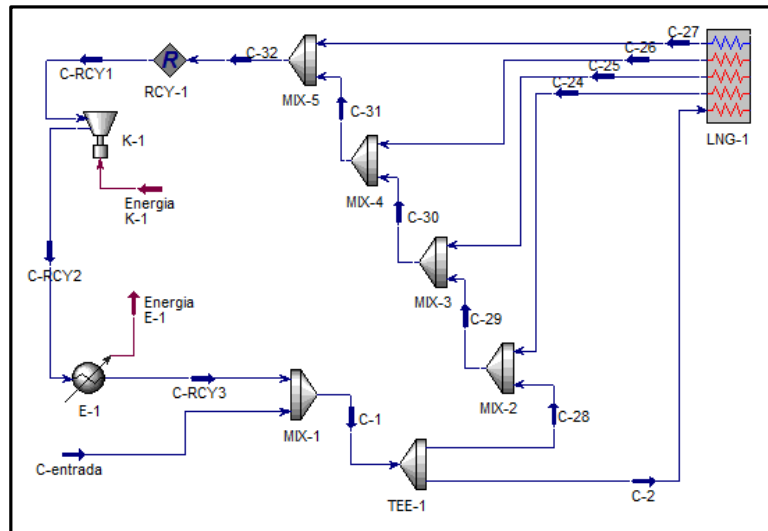
Fuente: Simulación del Proceso Cascada en Hysys de AspenTech

Luego de pasar por cada una de las etapas de enfriamiento y de completar el circuito general el gas es expandido en la VLV-4, para obtener así la presión de 14.7psia y temperatura de -256°F en la última etapa.

- Proceso de auto refrigeración BP.** Este proceso de auto refrigeración fue simulado teniendo en cuenta que de la misma corriente de gas natural de entrada se va fraccionando por etapas para servir como refrigerante. Inicialmente la corriente de gas natural ingresa a un divisor (TEE-1) a una presión de 961.6 psia y temperatura de 69.50°F el cual fue configurado para poder dividir el caudal en 2 corrientes, una que sirva como alimento de la planta, y otra que será reinyectada al proceso, junto con la corriente que sirvió como refrigerante en el proceso.

La corriente C-28 que corresponde a un 30% del caudal de la corriente C-1, es enviada a una serie de mezcladores MIX-2, MIX-3 y MIX-4 en donde es mezclada con el gas que sale del intercambiador LGN-1 que fue usado como refrigerante para así devolverle a ese gas las condiciones iniciales. La corriente de gas mezclada (C-32) es enviada a un reciclo donde será almacenado hasta alcanzar las condiciones de entrada y luego reinyectado junto con la corriente de entrada. Este proceso lo podemos observar en la gráfica 46.

Figura 46. Diagrama de flujo del Reciclo de la mezcla del GN.



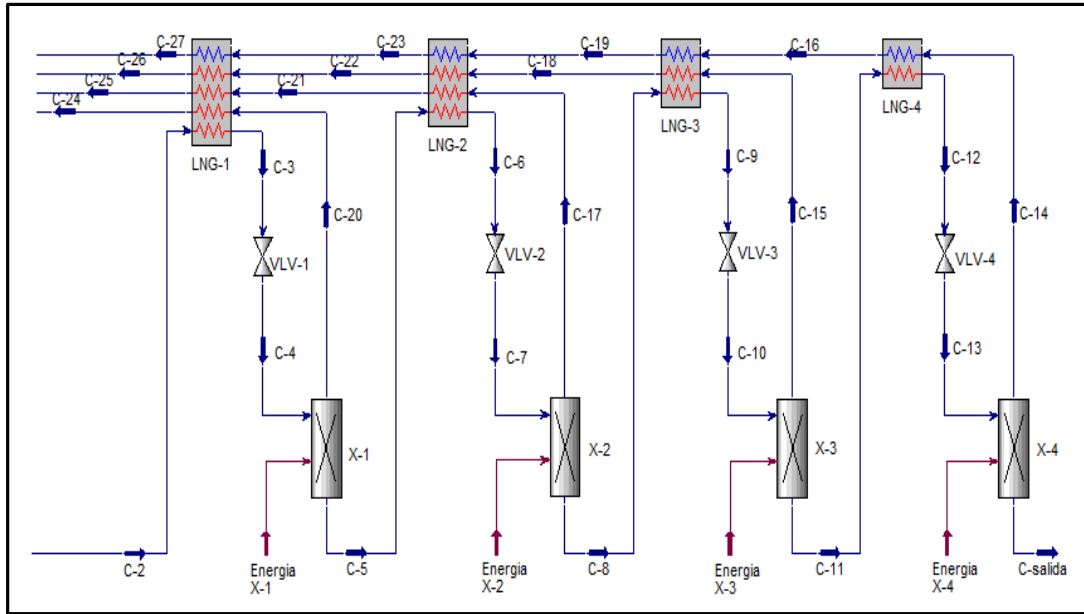
Fuente: Simulación del Proceso de BP en Hysys de Aspentech

La Corriente C-2, que corresponde al 70% restante de la corriente C-1 entra al intercambiador de calor LGN-1 en donde disminuye su temperatura para una posterior etapa de expansión.

Esta expansión se produce en la válvula (VLV-1) con una caída de presión de 250 psia para reducir su temperatura hasta 20°F. Una vez se ha producido el estrangulamiento la corriente (C-4) se introduce al fraccionador (X-1), el cual separa el flujo en una corriente de tope con 10% de vapor refrigerado la cual ingresara nuevamente al intercambiador de calor (LGN-1) para posterior servir como refrigerante y para su posterior reciclo; en tanto la corriente de fondo (C-5) en fase líquida ingresa al intercambiador (LGN-2) a presión de 948.2 psia y -140°F de temperatura en donde se enfría a partir de la corriente de vapor frio, la cual no genera un cambio tan significativo debido a que no hay una diferencia de temperatura tan considerable entre el gas de refrigeración y el gas natural licuado.

La corriente (C-6) que sale del (LGN-2) es estrangulada en la segunda válvula en 150 psia de diferencial de presión, para luego ser fraccionada en un 10% en la línea superior con respecto al flujo de entrada al Splitter (X-2). La parte líquida es enviada al tercer intercambiador de calor en donde se repite de nuevo el proceso hasta obtener la presión 14.7psia y temperatura de -256°F en la última etapa. Es claro que una mayor parte de la refrigeración se produce en el primer intercambiador de calor, válvula y depósito de acción rápida. Esto es debido a la cantidad limitada de refrigeración de vapor disponible como el número de etapas en aumento. Si la cantidad de vapor debe ser aumentada, hay una cantidad limitada de GNL producido en la última etapa. En la figura 47. Se muestra el diagrama del sistema de auto refrigeración de BP.

Figura 47. Diagrama de flujo del proceso de autoenfriado.



Fuente: Simulación del Proceso de BP en Hysys de AspenTech

Debido a la separación constante de la fase líquida y de vapor, la cantidad de gas natural licuado es disminuido a medida que se ejecuta el proceso mostrado en la figura 48.

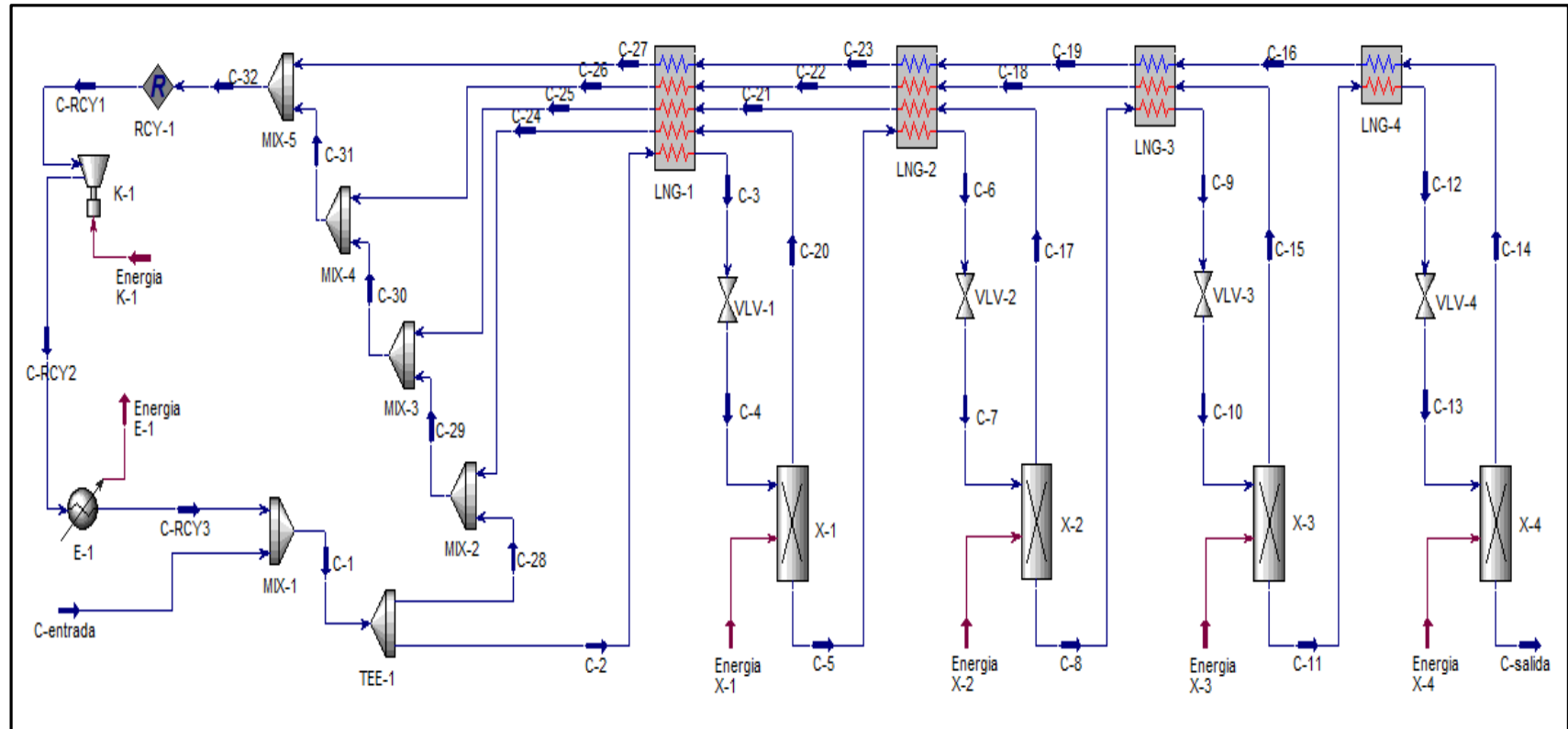
A partir de la simulación se obtuvo la potencia que requiere el único compresor del sistema, esta potencia se puede observar en la tabla 18.

Tabla 18. Potencia requerida por el compresor del proceso BP

Compresor	Trabajo del compresor (HP)
<i>K-1</i>	<i>377112</i>

Fuente: Simulación del Proceso Cascada en Hysys de AspenTech

Figura 48. Diagrama de flujo del proceso de licuefacción del gas natural, empleando la herramienta Hysys.



Fuente: Simulación del Proceso de BP en Hysys de Aspentech

- **Proceso de pre-enfriado con CO₂.** Este proceso de licuefacción de gas natural tiene una disposición en cascada, con un circuito de pre-enfriado con Dióxido de carbono puro como refrigerante y una mezcla de refrigerantes principalmente hidrocarburos encargados de la licuefacción.

El refrigerante usado en la etapa de pre-enfriamiento es CO₂ puro, el cual presenta su composición en la tabla 19.

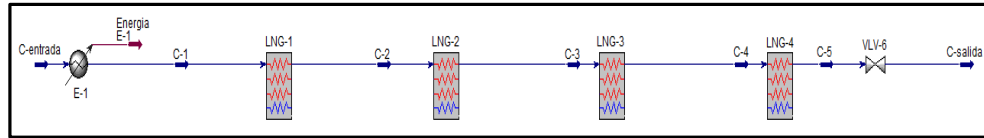
Tabla 19. Composición del refrigerante

<i>componente</i>	<i>Etapas 1 (%)</i>	<i>Etapas 2 (%)</i>
<i>metano</i>		<i>93.12</i>
<i>Etano</i>		<i>2.89</i>
<i>Propano</i>		<i>0.71</i>
<i>i-Butano</i>		<i>0.32</i>
<i>Nitrógeno</i>		<i>2.96</i>
<i>Dióxido de carbono</i>	<i>100</i>	

Para la simulación del proceso se tomó la corriente de pre-tratamiento del gas natural C-entrada, la cual disminuye su temperatura en el enfriador E-1 hasta -91.50°F para así remitirla a los intercambiadores de calor LGN-1, LGN-2 y LGN-3 en donde se pre-enfría gracias a la corriente de CO₂ y a la MR.

Una vez concluida esta etapa de pre-enfriado, el GN es licuado por la mezcla de refrigerante (MR) en el intercambiador de calor LGN-4. Para posterior expansión en la válvula VLV-5 y así conseguir las condiciones ideales de licuefacción como se aprecia en la figura 49.

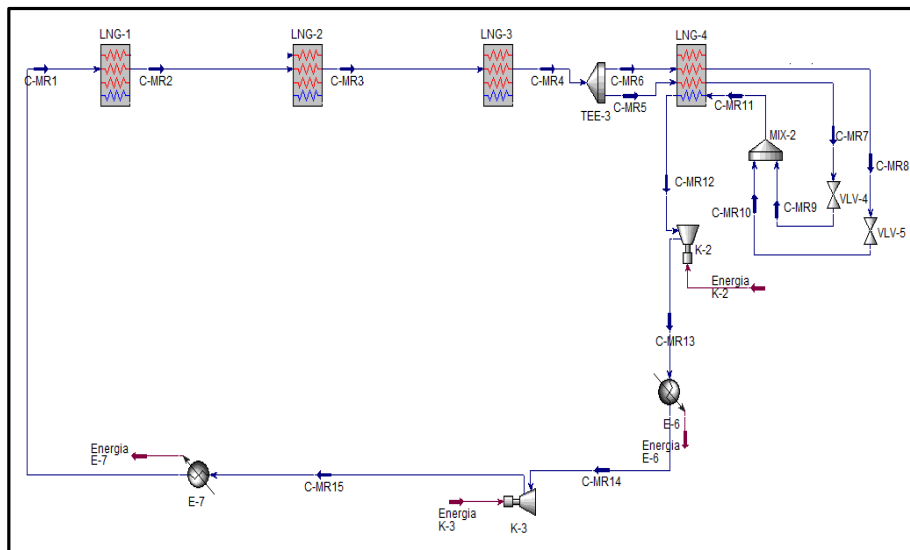
Figura 49. Diagrama de flujo del ciclo del GN hasta ser licuado.



Fuente: Simulación del Proceso de CO₂ en Hysys de AspenTech

Luego de efectuarse la fase del licuado la mezcla de refrigerante es enviada a una serie de compresores (K-2 y K-3) para un aumento en su presión, como también para reducción de su temperatura en los correspondientes enfriadores E-6 y E-7, esto con el fin de adecuar las condiciones de ingreso al intercambiador LGN-1 para continuar con el ciclo de enfriamiento.

Figura 50. Diagrama de flujo del ciclo de MR.

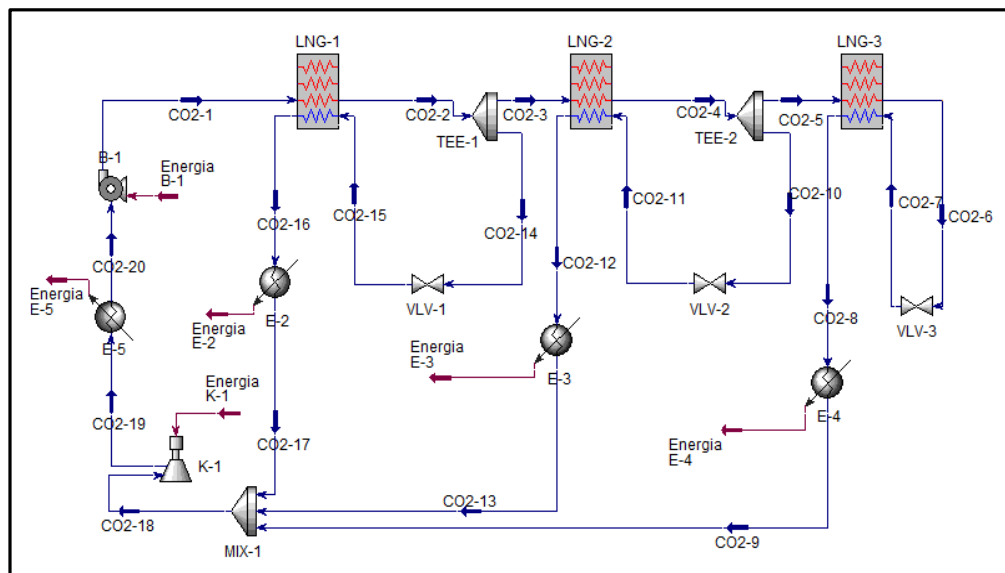


Fuente: Simulación del Proceso de CO₂ en Hysys de AspenTech

Por otra parte el refrigerante utilizado para el sistema de pre-enfriado (CO₂) una vez alcanza el intercambiador LGN-1, sale a través de la corriente C-CO2.1 que

será fraccionada en el divisor TEE-1, el cual fue configurado con una relación de flujo de 20% para el ciclo de expansión y reinyectarse en el intercambiador LGN-1 y un 80% restante ira hacia el intercambiador LGN-2 y LGN-3 donde se repite el proceso de corte en igual proporción, una vez se efectuó la expansión en cada ciclo y de intercambiar calor estas disminuyen sus temperaturas a través de sus enfriadores (E-1, E-2 y E3) para luego ser unificadas en el mezclador (MIX-1) y así el CO₂ de la C-CO₂.18 se comprima (K-1), se enfríe (E-2) y con ayuda de la bomba se incrementa la presión de este para que se repita el ciclo como se observa en la figura 51.

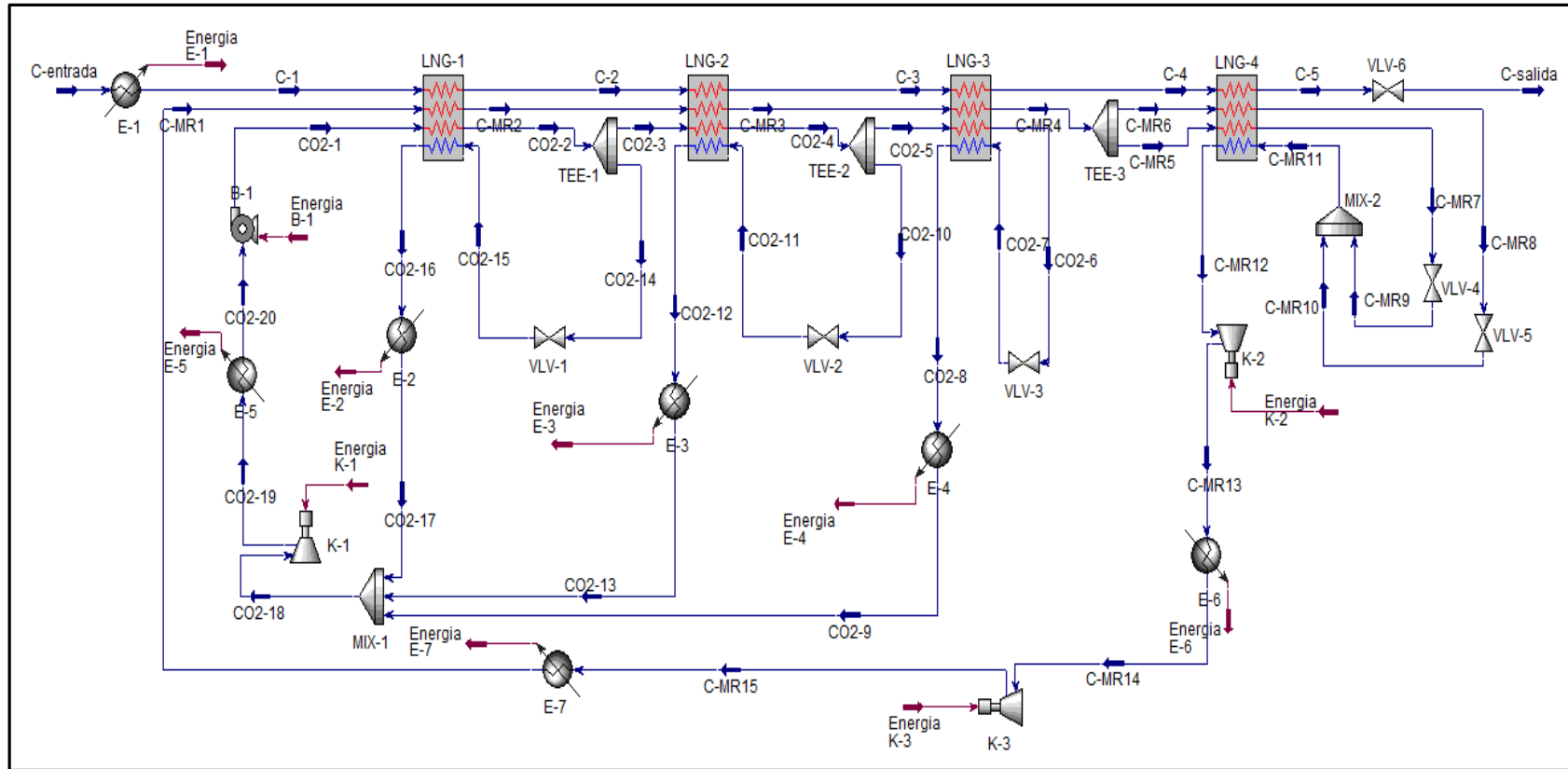
Figura 51. Diagrama de flujo del ciclo de CO₂.



Fuente: Simulación del Proceso de CO₂ en Hysys de Aspentech

En la siguiente gráfica 52. Se observa el proceso completo de licuado del gas con pre-enfriamiento de CO₂, y enfriado de MR en donde el GLN sale a presión estándar y una temperatura de -256°F.

Figura 52. Diagrama de flujo del proceso de licuefacción del gas natural, empleando la herramienta Hysys.



Fuente: Simulación del Proceso de CO₂ en Hysys de Aspentech

A partir de la simulación del proceso se obtuvo la potencia que requiere cada compresor del sistema, esta potencia se puede observar en la tabla 20.

Tabla 20. Potencia requerida por el compresor del proceso CO₂

<i>Compresor</i>	<i>Trabajo del compresor (HP)</i>
<i>K-1 (CO₂)</i>	<i>362312</i>
<i>K-2 (MR)</i>	<i>429944</i>
<i>K-3 (MR)</i>	<i>214972</i>

Fuente: Simulación del Proceso Cascada en Hysys de Aspentech

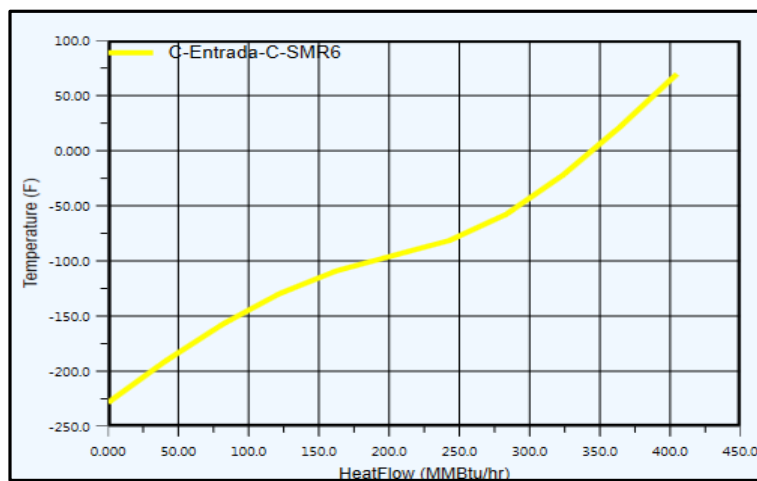
3.5 ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los resultados obtenidos a partir de la simulación de la sección anterior, se representan gráficamente para un mejor análisis de los mismos. Los procesos de mezcla de refrigerante simple y Cascada son métodos convencionales y los procesos de auto refrigeración de BP y el de pre-enfriamiento con dióxido de carbono hacen referencia a tecnologías no convencionales.

- **Variación de temperatura en función del flujo de calor para el proceso SMR**

En la figura 53, que corresponde a Q/T del proceso de licuefacción del gas, se pueden diferenciar dos zonas, una de licuefacción, seguida por un sub-enfriamiento, estas regiones se caracterizan por tener diferentes pendientes curvas o calores específicos, a través del proceso.

Figura 53. Temperatura vs flujo de calor para el gas natural



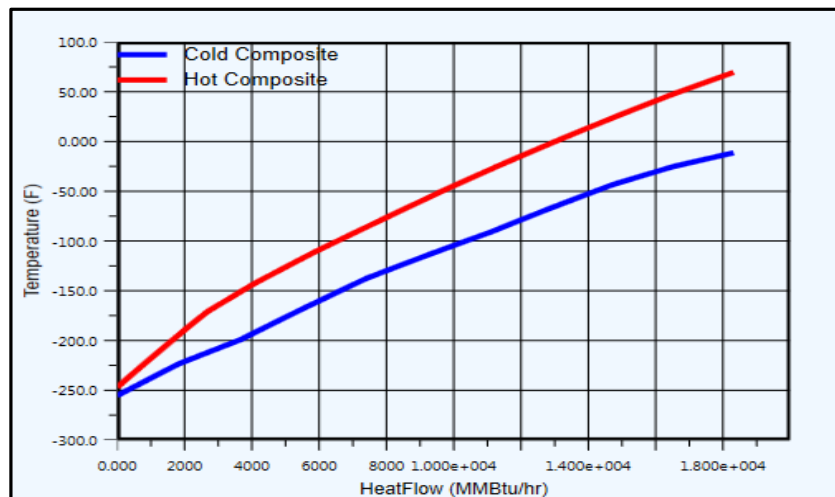
Fuente: Simulación del Proceso SMR en Hysys de Aspentech

Este método plantea un diseño en donde la curva de enfriamiento se acerca lo mayor posible al gas que se está licuando, lo cual se logra mediante la mezcla de refrigerantes en las múltiples etapas del proceso para lograr que el flujo de calor disminuya como se observó en la gráfica anterior.

En la figura 54, Se ve el comportamiento de las curvas de enfriamiento (azul) y calentamiento (roja) en el intercambiador de calor LGN-1, estas presentan un buen acercamiento lo que indica alta eficiencia de refrigeración y un bajo consumo de energía.

El refrigerante caliente que entra al intercambiador va cediendo calor al flujo frío para obtener una temperatura adecuada antes de la expansión. Un mejoramiento del proceso del SMR podría ser incorporar una etapa de preenfriamiento, para así reducir el rango de temperatura de enfriamiento y de licuefacción del gas que se tiene que efectuar en el único intercambiador de calor; esto generaría una mezcla de refrigerante con un menor número de componentes.

Figura 54. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-1

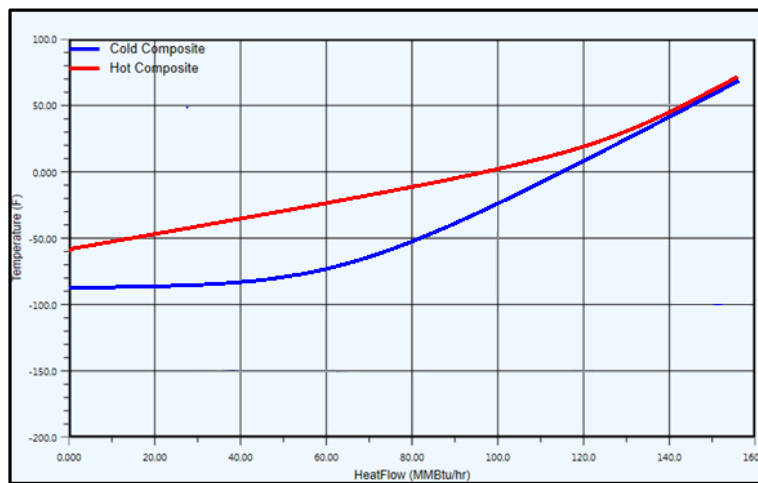


Fuente: Simulación del Proceso SMR en Hysys de AspenTech

- **Variación de temperatura en función del flujo de calor para el proceso de cascada**

Se observa en la figura 55, que la línea roja muestra la combinación de las corrientes calientes de etileno, metano y del gas natural de entrada, la línea azul corresponde al propano que este caso funciona como refrigerante, el cual tiene como función absorber el calor liberado por los componentes de la curva roja. En el extremo caliente de la las curvas están muy próximas, pero sin cruce de temperaturas, lo que indica que requiere de un bajo consumo de energía. En tanto, al extremo frio presenta una mayor área lo que se ve representado con una eficiencia baja de refrigeración.

Figura 55. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-1

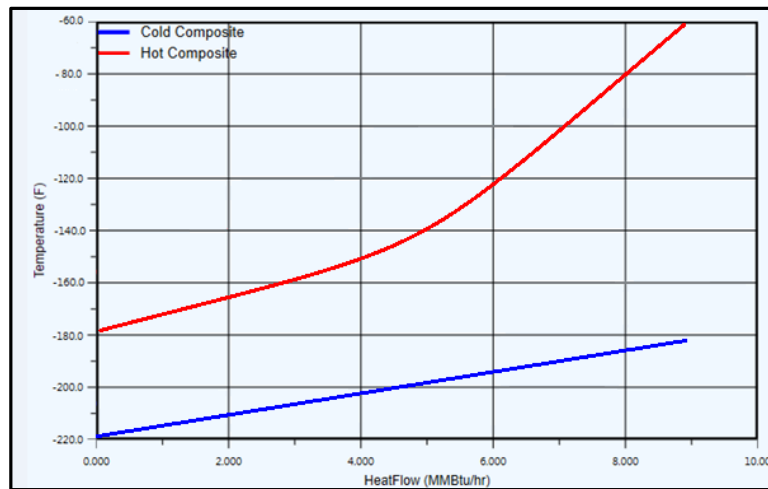


Fuente: Simulación del Proceso Cascada en Hysys de AspenTech

La grafica 56, corresponde al ciclo de etileno, en donde la curva roja muestra la combinación de metano y de gas natural, el cual se pre-enfría e ingresa nuevamente al intercambiador dos como refrigerante, en este proceso se observa que cada uno de los ciclos son independientes pero aprovechan las temperaturas de las etapas anteriores para promover la condensación del refrigerante siguiente.

La distancia de las temperaturas entre curvas indica que el consumo energético del compresor es muy alto, puesto que la corriente fría debe transitar luego por el intercambiadores principal LGN-3, por lo que debe tener una considerable diferencia para absorber el calor de las corrientes.

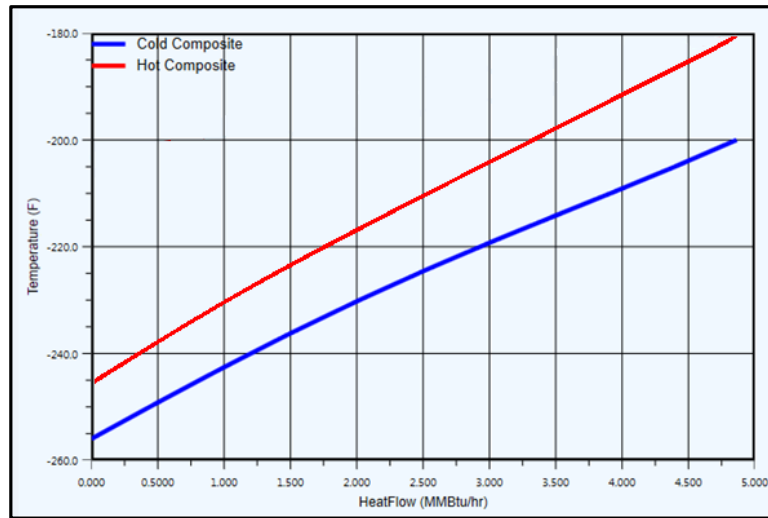
Figura 56. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-2



Fuente: Simulación del Proceso Cascada en Hysys de Aspentech

En la gráfica 57, de temperatura en función del flujo de calor se observa que la línea roja pertenece al gas del proceso, en tanto, la línea azul corresponde al metano que funciona como refrigerante, el cual tiene como objetivo absorber el calor liberado por el gas. El área de los extremos caliente y frío se encuentran casi constantes, lo que refleja una buena eficiencia de refrigeración a un bajo consumo de energía.

Figura 57. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-3

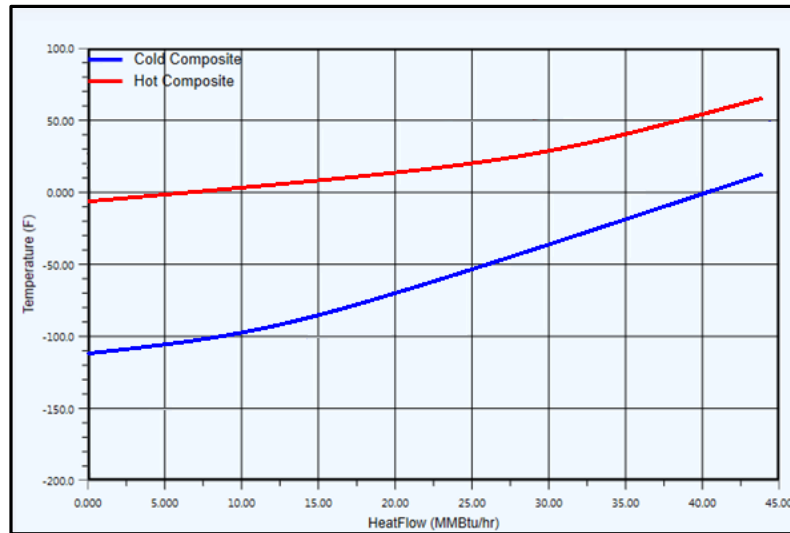


Fuente: Simulación del Proceso Cascada en Hysys de AspenTech

- **Variación de temperatura en función del flujo de calor para el proceso de auto refrigeración de BP**

En la figura 58, se observa la temperatura en función del flujo de calor el cual representa el comportamiento de las curvas de enfriamiento y calentamiento que corresponden al gas natural, en donde una fracción de este sirve como refrigerante el cual ingresan al intercambiador de calor uno, en donde la distancia entre curvas indica que se requiere de un consumo de energía considerable, puesto que la corriente fría debe someterse a nuevos intercambiadores de calor en ciclos posteriores.

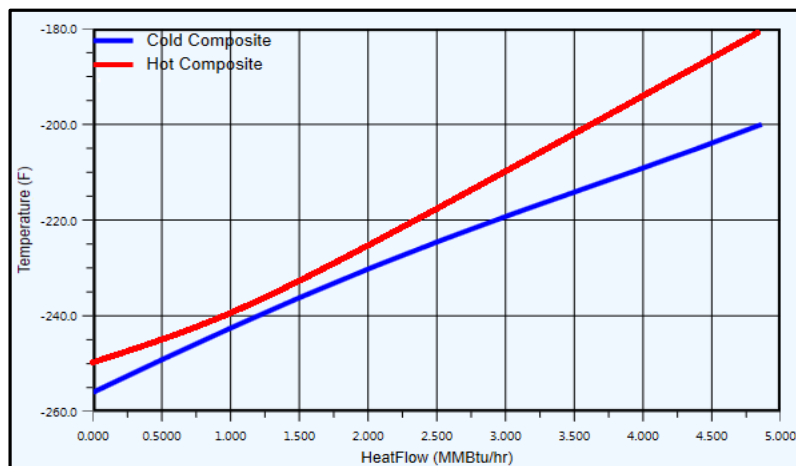
Figura 58. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-1



Fuente: Simulación del Proceso BP en Hysys de Aspentech

Una vez el gas natural ha realizado el ciclo de pre-enfriamiento en LGN-1, LGN-2 y LGN-3 ingresar al intercambiador de calor principal que se encarga de enfriar al gas que corresponde a la curva (azul). Se observa en la figura 59, que no hay presencia de temperaturas cruzadas lo que demuestra que el diseño del intercambiador de calor es correcto, al mismo tiempo hay muy poca area entre curvas, lo indica, una buena eficiencia energética del proceso de licuefacción.

Figura 59. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-4

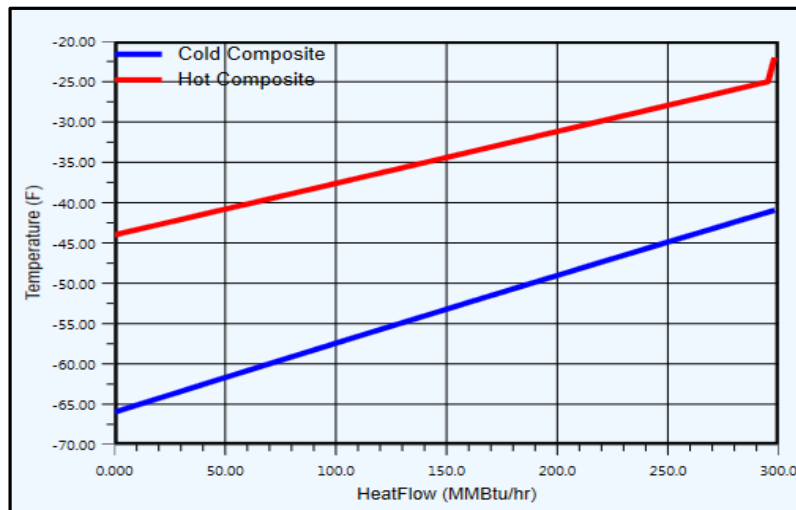


Fuente: Simulación del Proceso BP en Hysys de Aspentech

- **Variación de temperatura en función del flujo de calor para el proceso de pre-enfriado con CO₂**

En la figura 60, el comportamiento de las curvas referentes al intercambiador de calor LGN-1, la línea roja muestra la combinación de las corrientes calientes que son mezcla de refrigerantes y gas de entrada, la línea azul que corresponde al dióxido de carbono son alimentados al proceso, cada uno de los ciclos son independientes pero aprovechan las temperaturas de las etapas anteriores para promover la condensación del refrigerante siguiente, es decir la MR es condensado con la evaporación del dióxido de carbono. El diferencial de las temperaturas entre curvas indica que el consumo energético del compresor es alto, puesto que la corriente fría pasara por los intercambiadores LGN-2 y LGN-3, por lo cual debe tener una considerable area para absorber el calor de las otras corrientes.

Figura 60. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-1

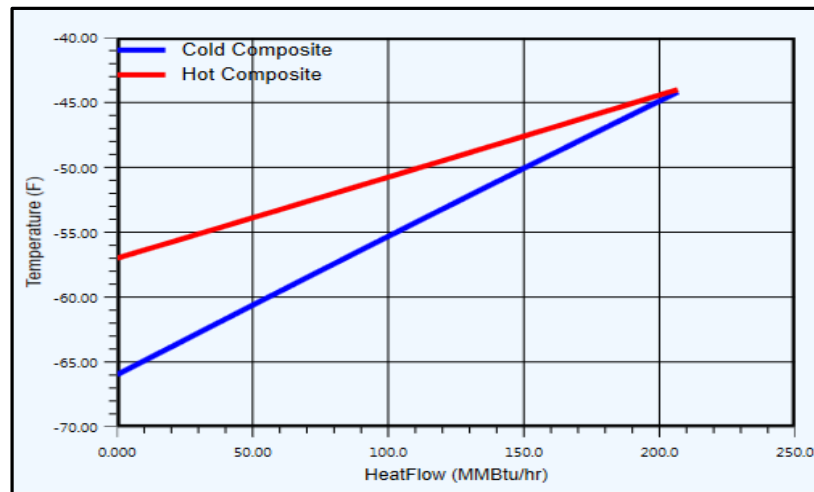


Fuente: Simulación del Proceso de CO₂ en Hysys de Aspentech

En el diagrama 61, la temperatura en función del flujo de calor en el intercambiador LGN-2, muestra un diferencial de temperatura menor, correspondiente al extremo frío, debido a la compensación de calor que se

produce en el LGN-1 en el ciclo anterior y la disminución de caudal del refrigerante por acción del fraccionamiento en el divisor TEE-1. En cuanto al extremo caliente el diferencial es muy bajo pero sin cruce de temperaturas disminuyendo así el área de intercambio de calor.

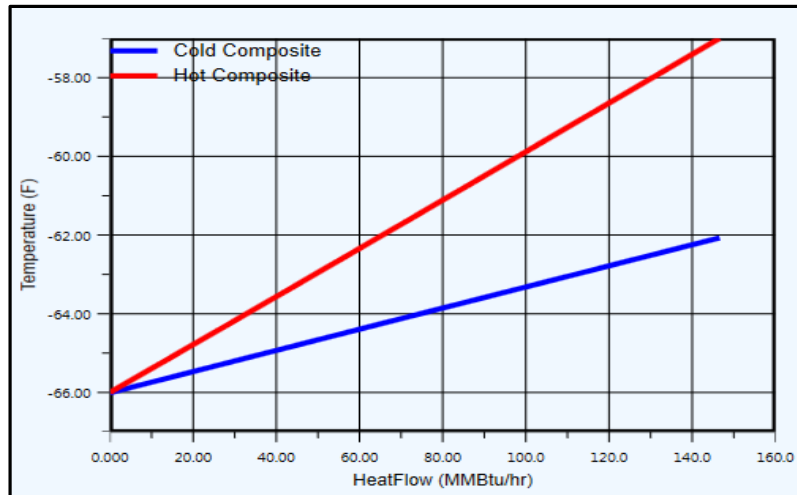
Figura 61. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-2



Fuente: Simulación del Proceso de CO₂ en Hysys de Aspentech

Esta gráfica 62, se refiere al intercambio de calor en LNG-3, en donde la capacidad máxima de enfriado del dióxido de carbono es transmitida al fluido caliente ya que se encuentran a una misma temperatura. Esto se debe a que el refrigerante llega al límite de intercambio de calor pues se va acercando a su punto de ebullición debido a la absorción de calor de los fluidos calientes. La disminución de presión y el intercambio de calor se lleva a cabo en tres etapas, donde el vapor del dióxido de carbono es enviado de vuelta a compresión. Después del pre-enfriamiento la mezcla de refrigerante se condensa parcialmente y se envía al intercambiador de calor principal LGN-4.

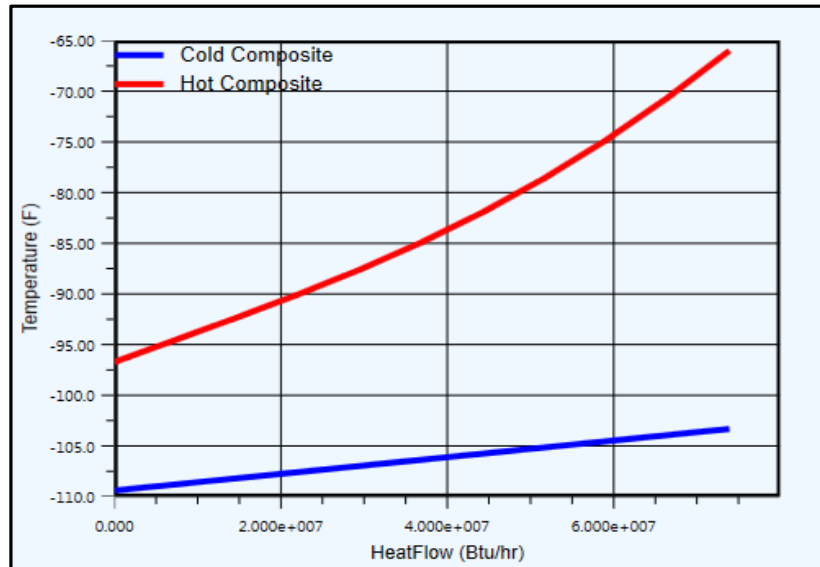
Figura 62. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-3



Fuente: Simulación del Proceso de CO₂ en Hysys de Aspentech

En la figura 63, la corriente de mezcla de hidrocarburos actúa como único refrigerante al entrar al intercambiador de calor criogénico principal (MCHE) que se encarga de enfriar la corriente gas natural (azul). Se observa por otra parte que no hay cruce de temperaturas lo que indica que el diseño del intercambiador de calor es correcto, al mismo tiempo existe una distancia considerable de temperaturas hacia el extremo caliente, lo que demuestra, una disminución en la eficiencia energética del proceso de licuefacción y a su vez amplía el costo del intercambiador.

Figura 63. Temperatura vs flujo de calor para el LNG-4



Fuente: Simulación del Proceso de CO₂ en Hysys de Aspentech

4 EVALUACIÓN FINANCIERA

La Evaluación financiera de los procesos planteados, se desarrolló con la identificación de la inversión inicial, los beneficios futuros y los costos durante la etapa de operación y así se calculó para cada proceso su rentabilidad.

La finalidad de esta evaluación es, antes que mostrar el resultado contable de las tecnologías, en las cuales puede haber una utilidad o pérdidas, tiene como propósito principal determinar la conveniencia de desarrollar el proyecto de inversión con la alternativa de procesamiento evaluado.

El análisis financiero se realizó bajo las siguientes consideraciones generales:

- El periodo de evaluación corresponde a 10 años.
- El volumen del gas que alimenta cada proceso es de 702.1MMSCFD.
- En este proyecto se utilizará un Impuesto de Renta del 20% de la utilidad operacional.
- Se tiene una depreciación del 10% anual.
- La tasa de oportunidad de la compañía operadora es 17 % efectivo anual.
- Los valores y precios están expresados en dólares norteamericanos.
- Bajo un escenario pesimista, con el fin de no subestimar el comportamiento de los precios del gas natural, se tomará 6.04 USD/MMBTU
- Se emplearan como indicadores de rentabilidad el VPN (Valor Presente Neto), TIR y Payback Time.

A continuación se describirán las variables que intervienen en este análisis económico y se realizará la evaluación que definirá la rentabilidad del proyecto.

4.1 INVERSIÓN NETA

La inversión o costos de capital (CAPEX), hace referencia a la inversión necesaria para la adquisición de equipos, infraestructura, licencias, instalación y todo aquello que forma parte de los activos del proyecto. Para el escenario actual se determinará el CAPEX para los procesos cascada, ciclo simple de refrigerantes mezclados, ciclo de auto refrigeración de BP y el proceso de pre-enfriamiento con CO₂.

A partir de la simulación realizada en Hysys, se obtuvo la energía que requiere los compresores de cada proceso. Con esta energía requerida podemos calcular el costo de los compresores y además el costo de los motores que generaran la energía necesaria para hacer funcionar el sistema. En la tabla 21. Se observa el valor total de los costos de compresores para cada proceso.

Tabla 21. Costo de los compresores para cada proceso

COMPRESOR	ENERGÍA REQUERIDA (hp)			
	SMR	CASCADA	BP	CO₂
<i>K-1</i>	333824,9	127436,3	377112	362312
<i>K-2</i>		216600,05		429944
<i>K-3</i>		305883,8		214972
<i>Total costo sin instalación(MMUS\$)</i>	46,8222	98,4562	51,6196	140,2469
<i>Total costo +30% instalación y transp. (MMUS\$)</i>	60,86886	127,99306	67,1055	182,32097

Fuente: Autores

En la tabla 22. Se muestra el costo de la energía que requiere el conjunto de compresores de cada sistema.

Tabla 22. Costo de la energía requerida para cada compresor

COMPRESOR	ENERGÍA REQUERIDA (KW)			
	SMR	CASCADA	BP	CO₂
<i>K-1</i>	249033,4	95067,47	281326	270284,75
<i>K-2</i>		161583,63		320738,22
<i>K-3</i>		228189,31		160369,11
<i>Energía total requerida (KW)</i>	249033,4	484840,41	281326	751392,08
<i>Energía (Eficiencia del 0,4) (KW)</i>	622583,4	1212101,03	703314	1878480,2
<i>Inversión energía 500US\$/KW (MMUS\$)</i>	311,2917	606,050513	351,657	939,2401
<i>Inversión energía +30% instalación y transp. (MMUS\$)</i>	404,6792	787,865666	457,154	1221,01213

Fuente: Autores

Como se indicó, la inversión neta incluye todos los gastos necesarios para la ejecución del proyecto. En la tabla 23. Observamos la inversión que se hace en equipos sin instalación.

Tabla 23. Inversión Equipos sin instalar en todos los procesos evaluados.

	SMR	CASCADA	BP	CO₂
<i>Compresores</i>	60,86886	127,99306	67,10548	182,32097
<i>Intercambiadores</i>	19,3	56,2	25	62,4
<i>Equipos generadores de electricidad</i>	404,67923	787,86567	457,15402	1221,0121
<i>Bombas</i>				8
<i>MCHE</i>	45	99	105,4	115,4
<i>Aeroenfriadores</i>	19,3	56,2	25	62,4
<i>Separadores</i>			44	
Total (MMUS\$)	549,14809	1127,2587	723,6595	1651,5331

Fuente: Autores

Y en la tabla 24. Se muestra la inversión neta requerida para cada proceso.

Tabla 24. Inversión neta requerida (CAPEX) en todos los procesos evaluados.

<i>Inversión inicial (Todas las cifras en MMU\$)</i>				
<i>Ítem</i>	<i>SMR (5 trenes)</i>	<i>Cascada</i>	<i>BP</i>	<i>CO₂</i>
<i>Equipos de proceso sin instalar</i>	2745,7	1127,2	723,6	1651,5
<i>Costo de instalación</i>	520,4	591,2	580,7	608,9
<i>Instrumentación y control</i>	216,4	216,4	216,4	216,4
<i>Piping instalado</i>	680,9	830,1	803	890,1
<i>Instalación eléctrica</i>	138,4	138,4	138,4	138,4
<i>Edificios</i>	226,4	226,4	226,4	226,4
<i>Urbanización</i>	125,8	125,8	125,8	125,8
<i>Instalaciones auxiliares</i>	880,4	880,4	880,4	880,4
<i>Terrenos</i>	68,3	75,5	73,2	80,4
<i>Utilidad del contratista</i>	264,1	264,1	264,1	264,1
<i>Contingencia</i>	299,28	382,6	446,8	510,2
<i>Total</i>	6166,1	4858,1	4478,8	5592,6

Fuente: Autores

4.2 INGRESOS

Se consideran ingresos las ganancias obtenidas en el periodo productivo de un proyecto. Para la venta se utilizó un precio estándar GNL de 17US\$/MMBTU el cual aumenta anualmente un 0.5% para obtener así durante el primer año 4972.595 millones de dólares.

4.3 EGRESOS

Hace referencia a los desembolsos o salidas de dinero que se realizan en la implementación de cualquier proyecto. La tabla 25. Muestra los costos correspondientes a la implementación de cada proceso, donde los costos totales son la suma de los costos variables, los costos fijos y los impuestos.

Tabla 25. Costos del primer año para todos los procesos evaluados.

COSTOS VARIABLES	SMR	CASCADA	BP	CO₂
<i>Gas Natural Materia Prima (6 U\$/MMBTU + 0,5% anual)</i>	1702,6346	1702,6346	1702,6346	1702,6346
<i>Gas natural como combustible</i>	94,6751	94,6751	94,6751	94,6751
<i>Sueldos(+6% anual)</i>	1,992	1,992	1,992	1,992
<i>Leyes sociales</i>	0,0398	0,0398	0,0398	0,0398
<i>Mantenimiento (2% de lo invertido en equipos)</i>	54,914809	22,545174	14,47319	33,030662
(-) TOTAL COSTOS VARIABLES	1854,2563	1821,8867	1813,8147	1832,3722
COSTOS FIJOS				
<i>Seguros (0,35% de la inversión)</i>	22,803148	18,225282	16,897734	20,795942
<i>Gastos generales (10% de inv. en gas)</i>	170,26346	170,26346	170,26346	170,26346
(-)TOTAL COSTOS FIJOS	193,06661	188,48874	187,16119	191,0594
UTILIDAD BRUTA	2925,2723	2962,2198	2971,6193	2949,1636
<i>(-) Depreciación (lineal a 20 años)</i>	274,57405	112,72587	72,36595	165,15331
(=) Utilidad antes de impuesto	2650,6982	2849,4939	2899,2534	2784,0103
(-) IMPUESTO (20%)	530,13965	569,89878	579,85067	556,80207

Fuente: Autores

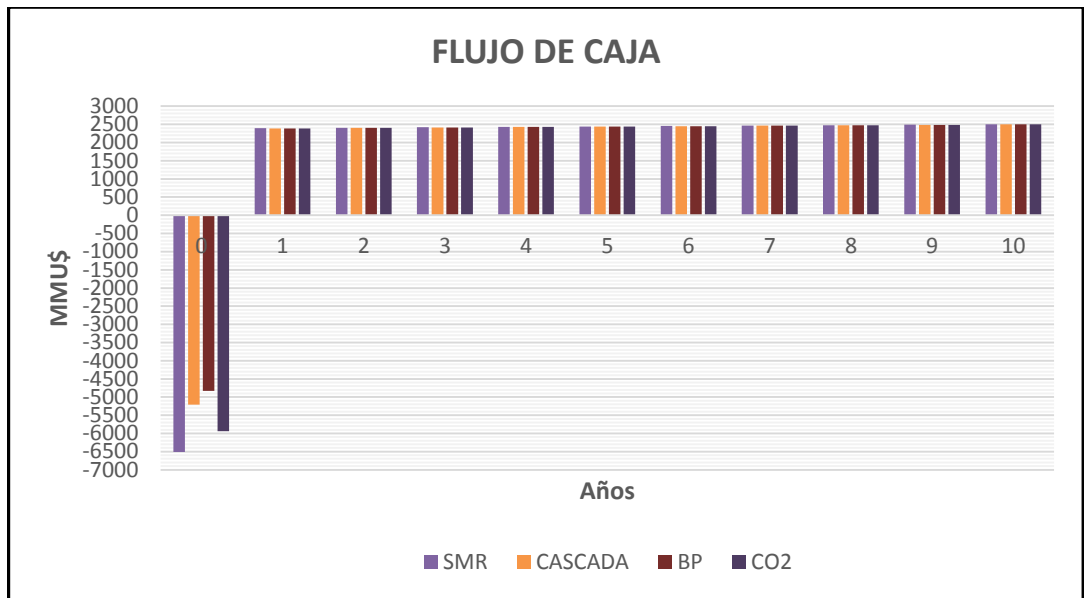
Los egresos de la aplicación de estas tecnologías incluyen:

- Costos variables, que hacen referencia al consumo de electricidad, combustible, mano de obra y mantenimiento de equipos del 2% del valor base de estos, costo del gas natural combustible, costos del gas natural de alimento de la planta para el cual tomamos como valor base 6U\$/MMBTU que aumenta aproximadamente un 0.5% anual.
- Costos fijos, tales como seguros, y gastos de transporte e insumos del gas natural de alimento.
- Impuestos, tales como el Impuesto de renta del 20%.

4.4 FLUJO DE CAJA

Es un informe financiero que presenta un detalle de los flujos de ingresos y egresos de dinero que tiene un proyecto durante su tiempo de aplicación, lo cual permite un estimativo de la rentabilidad de este. La Figura 64, ilustra el flujo de caja comparativo entre los procesos Cascada, ciclo simple de refrigerantes mezclados (SMR), ciclo de auto refrigeración de BP y el proceso de pre-enfriamiento con CO₂.

Figura 64. Flujo de caja



Fuente: Autores

De acuerdo a la gráfica anterior se aprecia que todos los procesos generan ingresos similares por año pero se diferencian en la inversión inicial, siendo el proceso con mezcla de refrigerantes simple el menos costoso y el proceso de pre enfriado con CO₂ es el que requiere una mayor inversión inicial.

4.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

La decisión final en cuanto a la aceptación o rechazo del proyecto estará basada en tres métodos de evaluación económica, tales como el Valor presente Neto (VPN), el TIR y el tiempo de recuperación de la inversión o PayBack Time. Cada método permite valorar un criterio distinto; evaluar un proyecto a partir de uno solo de ellos no es conveniente, así que es necesario utilizar varios métodos para tomar la decisión más conveniente.

4.5.1 Valor Presente Neto (VPN). Representa el valor equivalente en dinero de hoy, de la ganancia o pérdida que se obtendrá al llevar a cabo un proyecto. A continuación se presenta la ecuación para su cálculo. En la tabla 26. Se observa los criterios para definir la aceptación o rechazo de un proyecto dependiendo de los resultados del VPN.

$$VPN = -I + \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1+i)^t}$$

Dónde:

n = Periodo considerados

i = Tasa de oportunidad

F_t = Flujo de caja para cada periodo

I = Inversión inicial

Este índice puede interpretarse de la siguiente manera:

Tabla 26. Valor Presente Neto (VNP)

Criterio	Significado	Decisión a implementar
$VPN > 0$	Al llevar a cabo el proyecto se obtendrán utilidades.	El proyecto es aceptado
$VPN = 0$	No se obtendrán pérdidas ni ganancias.	El proyecto podría aceptarse o rechazarse tomando en cuenta otros criterios
$VPN < 0$	Al llevar a cabo el proyecto se obtendrán pérdidas.	El proyecto es rechazado

Fuente: Autores

4.5.2 Tasa Interna de Retorno (TIR). La tasa interna de retorno está definida como la tasa de interés con la cual el VPN es igual a cero, el VPN es calculado a partir del flujo de caja anual, trasladando todas las cantidades futuras al presente. Es un indicador de la rentabilidad de un proyecto a mayor TIR mayor rentabilidad.

Se utiliza para decidir la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión para ello la TIR se compara con una tasa mínima o tasa de corte, el costo de oportunidad de la inversión (si la inversión no tiene riesgo, el costo de oportunidad utilizado para comparar la TIR será la tasa de oportunidad libre de riesgo). Si la tasa de rendimiento del proyecto (expresada por la TIR) supera la tasa de corte, se acepta la inversión en caso contrario se rechaza.

$$VPN = -I + \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1 + TIR)^t} = 0$$

Dónde:

n = *Periodo considerados*

F_t = *Flujo de caja para cada periodo*

I = *Inversion inicial*

4.5.3 Relación Costo/Beneficio (RCB). La relación Costo/ Beneficio (RCB) es considerada como la rentabilidad de un proyecto teniendo en cuenta los ingresos, los gastos y la inversión calculados. La relación costo / beneficio toma los ingresos y egresos presentes netos, para determinar cuáles son los beneficios por cada unidad de dinero que se sacrifica en el proyecto. En la tabla 27. Se muestra los criterios a valorar y la decisión que se debe tomar dependiendo de los resultados del RCB.

$$RCB = \frac{\text{Ingresos (actualizados)}}{\text{Costos (actualizados) + Inversión}}$$

Tabla 27. Relación Costo / Beneficio (RCB)

Criterio	Significado	Decisión a implementar
<i>RCB > 0</i>	<i>Los ingresos son mayores que los egresos</i>	<i>El proyecto es aceptado</i>
<i>RCB = 0</i>	<i>Implica que los ingresos son iguales que los egresos</i>	<i>El proyecto podría aceptarse o rechazarse tomando en cuenta otros criterios</i>
<i>RCB < 0</i>	<i>Los egresos son mayores que los ingresos</i>	<i>El proyecto es rechazado</i>

Fuente: Autores

4.5.4 Pay back. Es el tiempo necesario para recuperar el dinero que se invirtió inicialmente en el proyecto. El Pay back calcula el tiempo requerido para que el flujo de caja ajustado por su valor en el tiempo, sea igual a la inversión también ajustada a su valor en el tiempo. Este método proporciona resultados más precisos ya que incorpora el valor del dinero en el tiempo.

$$PB = \frac{\text{inversion Requerida}}{\text{Flujo de Dinero Acumulado}}$$

En la tabla 28. Se muestra el análisis económico de los cuatro sistemas seleccionados. En la primera tabla observamos el VPN, la TIR y el RBC.

Tabla 28. Análisis Económico

Descripción	SMR	Cascada	BP	CO₂.
<i>VPN (MMUS\$)</i>	4825,48	6120,35	6497,08	5386,06
<i>TIR (%)</i>	35,39	45,28	49,07	39,21
<i>RCB</i>	1,2577554	1,3512125	1,3810686	1,2965791

Fuente: Autores

En la tabla 29. Se observa la tasa interna de retorno de la implementación de cada proceso en una planta de licuefacción.

Tabla 29. Análisis Económico

Proceso	PAY BACK
<i>SMR</i>	<i>2 años, 8 meses y 15 días</i>
<i>Cascada</i>	<i>2 años, 2 meses y 2 días</i>
<i>BP</i>	<i>2 años y 5 días</i>
<i>CO₂</i>	<i>2 años, 5 meses y 21 días</i>

Fuente: Autores

Según la evaluación económica, se aprecia que todas las tecnologías son viables, los valores de los criterios establecidos indican un proyecto aceptable ya que se tiene un Valor Presente Neto (VPN) mayor a 1, un TIR mayor a la tasa de oportunidad de la empresa la cual es del 17% y además en función del tiempo, la inversión se recupera aproximadamente en 2 años.

De acuerdo al flujo de caja, la tecnología más rentable es la de BP, esto ocurre debido a que esta tecnología requiere el menor costo de inversión. Este proceso requiere una inversión menor en equipo y en electricidad, además que el tamaño de la planta es menor que el de las otras.

El VPN será el indicador comparativo entre las tecnologías, a continuación se presenta la tabla 30. Que permite la comparación de los cuatro escenarios:

Tabla 30. Comparación de escenarios

Escenarios	VPN (MMUSD)
<i>SMR</i>	4825,4833
<i>Cascada</i>	6120,3551
<i>BP</i>	6497,0819
<i>CO₂</i>	5386,0641

Fuente: Autores

Los resultados obtenidos señalan que el proceso de licuefacción con mezcla de refrigerantes simple (SMR) es genera mejores beneficios a la compañía a pesar de que los demás procesos son rentables.

4.6 MATRIZ DE SELECCIÓN

Luego de hacer evaluado y comparado los aspectos más importantes de cada tecnología de licuefacción podemos elaborar una matriz que nos permita priorizar las alternativas tecnológicas, en función de la ponderación de los criterios que afectan a dichas alternativas. Para construir tal gráfico, conocido como matriz o relación, es necesario cumplir con un procedimiento lógico.

El procedimiento para elaborar una matriz de selección es el siguiente:

1. Definir las alternativas que van a ser jerarquizadas.
2. Definir los criterios de evaluación.
3. Definir el peso de cada uno de los criterios de acuerdo con su importancia en la decisión.

4. Definir la escala de criterio.
5. Construir la matriz
6. Valorar cada alternativa con cada criterio (usando la escala definida en el paso cuatro).
7. Multiplicar el valor a cada alternativa para un determinado criterio por el factor de peso de dicho criterio.
8. Sumar todos los valores ponderados y anotar el resultado en la casilla total.
9. Ordenar las alternativas de mayor a menor.

Aplicando este procedimiento a nuestras condiciones podemos construir la matriz. Las alternativas que vamos a jerarquizar son algunas de las tecnologías que hemos estudiado. Los criterios de evaluación corresponden a los factores que estudiamos en la sección anterior, en la que comparamos los aspectos de cada tecnología que mayor incidencia tienen a la hora de tomar una decisión. La ponderación para cada uno de estos factores se asignó de acuerdo a la influencia de cada uno en la selección de la tecnología. Para cada criterio elaboramos una escala que va de menor a mayor a medida que las condiciones son más cercanas o similares a las de nuestro proyecto, de modo que la mayor calificación será la de la alternativa que mejor opere a estas condiciones como se observa en la tabla 31.

Tabla 31. Matriz de selección para el proceso de la planta de GNL.

Criterio	Factor de peso	Grados por factor	puntaje	Evaluación de alternativa tecnológica							
				Ciclo SMR		Ciclo de Cascada		Ciclo de BP		Ciclo de CO ₂	
				Puntaje	Ponderado	Puntaje	Ponderado	Puntaje	Ponderado	Puntaje	Ponderado
Capacidad de la planta	0.20	Peak shave	10	20	4	40	8	30	6	40	8
		Base load pequeñas	20								
		Base load medianas	30								
		Base load grandes	40								
Eficiencia termodinámica	0.20	Muy baja	10	20	4	40	8	30	6	50	10
		Baja	20								
		Moderada	30								
		Alta	40								
		Muy alta	50								
Complejidad del proceso	0.1	Muy baja	10	20	2	20	2	20	2	20	2
		Baja	20								
		Moderada	30								
		Alta	40								
		Muy alta	50								
Flexibilidad del proceso	0.1	Muy baja	10	10	1	30	3	30	3	30	3
		Baja	20								
		Moderada	30								
		Alta	40								
		Muy alta	50								
Área de los intercambiadores de calor	0.1	Muy baja	10	30	3	40	4	30	3	40	4
		Baja	20								
		Moderada	30								
		Alta	40								
		Muy alta	50								
Costos inversión	0.15	Muy baja	10	40	6	20	3	20	3	20	3
		Baja	20								
		Moderada	30								
		Alta	40								
		Muy alta	50								
Costos operacionales	0.15	Muy baja	10	30	4.5	20	3	20	3	20	3
		Baja	20								
		Moderada	30								
		Alta	40								
		Muy alta	50								
Totales	1			24.5		31		26		33	
Orden de prioridad de los procesos de licuefacción				4		2		3		1	

5 CONCLUSIONES

- Con base en los resultados técnicos y financieros obtenidos puede afirmarse que el GNL es una alternativa importante a la hora de disminuir costos referentes al transporte del gas natural a regiones aisladas de los principales centros de consumo, al mismo tiempo se resaltan los altos costos de inversión inicial que requieren estos proyectos en implementación y operación del proceso seleccionado.
- La revisión de tecnologías de licuefacción de gas natural realizada permite señalar que actualmente existen diversas opciones tecnológicas con potencial de ser aplicadas en futuros desarrollos del GNL. Estas alternativas están constituidas fundamentalmente por tecnologías de dos y tres ciclos de refrigeración, con esquemas de proceso bien sea en cascada, pre-enfriamiento con dióxido de carbono más mezcla de refrigerantes (MR) o eliminando el uso de refrigerantes externos.
- En este trabajo se realizó un análisis comparativo de los requerimientos energéticos de los procesos convencionales mezcla única de refrigerante SMR, proceso de Cascada; y dos a técnicas no convencionales: auto refrigeración de BP y proceso de pre-enfriado con Dióxido de carbono. En donde se demuestra que el número de etapas de compresión es un parámetro importante en cuanto al ahorro energético y el costo relacionado con el incremento de etapas. Para los datos usados en el proceso SMR, el número óptimo de etapas de compresión son dos. La cual requiere de incorporar una etapa de pre enfriamiento, que permite mejorar su rendimiento energético.

- Los procesos de licuefacción de gas natural con componentes puros como refrigerantes, requieren un mayor consumo energético de las unidades de compresoras que los procesos que emplean mezclas de refrigerante.
- Los métodos de toma de decisiones resultan de gran utilidad para la evaluación preliminar de tecnologías. En este sentido el proceso de licuefacción de gas natural más apropiado dependerán de las condiciones particulares del proyecto, lo que nos arrojan indicadores económicos más favorables a la tecnología de pre enfriamiento de BP, pero según parámetros técnicos la más factible es el proceso de cascada.

6 RECOMENDACIONES

- Realizar el dimensionamiento de los principales equipos que conforman el proceso de refrigeración mecánica de una planta de gas natural licuado.
- Realizar un estudio de criterios de control asociado al sistema de tratamiento de gas natural, como etapa involucrada en el negocio de generación de GNL.
- El ejercicio financiero realizado en este estudio es un primer planteamiento y acercamiento a dimensión económica de un proyecto de producción del gas natural a partir de diferentes métodos. Por lo tanto es necesario que en una segunda etapa se profundice en esta parte.
- Una buena estrategia para viabilizar esta clase de proyectos, es la de enmarcarlos dentro de las políticas nacionales y mundiales que apuntan hacia la eficiencia en el uso de los recursos energéticos y la disminución de los impactos al medio ambiente por la emisión de gases contaminantes.

7 REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- ✓ A.J. Finn, G.L. Johnson, T.R. Tomlinson, "Developments in Natural Gas Liquefaction", April 1999.
- ✓ Adrian J Finn, Grant L Johnson and Terry R Tomlinson, LNG Technology for Offshore and Mid-Scale Plants.
- ✓ Arne Olay Fredheim, United States Patent, CO2 US 7,386,996 B2, June 2008.
- ✓ BP. Liquefied Natural Gas. Disponible en Internet: <http://www.bpenergy.com/products/liquefied.html>
- ✓ Bruno de Miranda, Carlos Rodríguez. "Instalaciones Frigoríficas". Centro Nacional de Formación Marítima de Bamio. 2010.
- ✓ Bukowski, Justin D., Yu Nan Liu, Stephen J. Boccella, Leo J. Kowalski, "Innovations in Natural Gas Liquefaction Technology for Future LNG Plants and Floating LNG Facilities", IGRC, Seoul, October 2011.
- ✓ CEE. An Overview on Liquefied Natural Gas (LGN), Its Properties, The LGN industry, and safety considerations. June 2012.
- ✓ CLARENCE, G; RONG-JWYN, L.; NED, B. Efficiency improvement of open-cycle cascaded refrigeration process for LNG production. Assignee: Phillips Petroleum Company, Bartlesville, OK (US).
- ✓ CORTES, J. VARGAS, E. Estudio de viabilidad del transporte terrestre del Gas Natural Licuado. Tesis de grado. Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga. 2000.

- ✓ Curso Electivo. “Simulación de Procesos en Aspen Hysys”, Universidad Nacional de Cuyo. 2010.
- ✓ Dagde, Kenneth K, Okonkwo, Onochie C. Development of Predictive Thermodynamic Model for Liquefaction of Natural Gas Using the C3-Mr Refrigeration Process. November 2012.
- ✓ Dr. Justin Bukowski, Dr. Yu Nan Liu, Mr. Stephen Boccella, Mr. Leo Kowalski, “Innovations in Natural Gas Liquefaction Technology for Future LNG Plants and Floating LNG Facilities”. Air Products and Chemicals 2011.
- ✓ Dr. Justin D. Bukowski, Natural Gas Liquefaction Technology for Floating LGN Facilities.
- ✓ Dr. Tariq Shukri, Foster Wheeler, “LNG Technology Selection”, Hydrocarbon Engineering, (Feb. 2004).
- ✓ Eloy Álvarez, Jacobo Balbas, José de la Viña, “La Cadena de Gas Natural”.2006.
- ✓ Erik Aronsson, FLNG compared to LNG carriers – requirements and recommendations for LNG production facilities and re-gas units, Gothenburg, Sweden 2012.
- ✓ Ernesto Fischer-Calderon, United States Patent. BP US 6,564,578 B1, May 2003.

- ✓ Fabio A. Santos, Estructura Comercial Para La Distribución de Gas Natural Licuado –GNL A Pequeña Escala. Proyecto de Grado, Universidad Industrial de Santander, 2007.
- ✓ Fabio Sierra, Carlos Guerreo, Carlos Guerrero Camargo, “Licuefacción del Gas Natural: Una Importante Alternativa Energética. Primera Edición 2011.
- ✓ FINN, A. J. JONHSON, G. L. TOMLINSON, T. R. Developments in natural gas liquefaction. Hydrocarbon processing; April de 1999.
- ✓ GONZALEZ, H, Luis. Principios sobre la formulación y evaluación de proyectos económicos. Ediciones UIS. 3a Ed. 1996. Bucaramanga, Colombia.
- ✓ HAYWOOD Richard Wilson, Ciclos Termodinámicos de Potencia y Refrigeración. Editorial Limusa. 2da ed. México; 2000.
<http://www.bp.com/subsection.do?categoryId=95&contentId=2006480H>
- ✓ I. Martínez, Termodinámica Básica y Aplicada, Maquinas Térmicas de Refrigeración.
- ✓ James C. Bronfenbrenner, Dr. Mark Pillarella, Jim Solomon, Air Products and Chemicals, “review the process technology options available for the liquefaction of natural gas”.
- ✓ JONES J. B. DUGAN R. E, Ingeniería Termodinámica. Prentice – Hall Hispanoamericana 1ra ed. México; 1997.

- ✓ Julián Cuchimaque Lugo, “Evaluación del efecto joule-Thompson y el holdup de líquido en sistemas de transporte de gas natural”. Proyecto de Grado, Universidad Industrial de Santander, 2006.
- ✓ Jung-in Yoon, Ho-saeng Lee, Seung-taek Oh, Sang-gyu Lee and Keun-hyung Choi. “Characteristics of Cascade and C3MR Cycle on Natural Gas Liquefaction Process. 2009.
- ✓ LGN One World. Disponible en internet: <http://www.Ingoneworld.com/Ingv1.nsf/portal/index.html>
- ✓ Luis Castillo, Rosa Nádales, Camilo Gonzáles, Carlos A. Dorao, Alfredo Vilorio. Selección de Tecnologías para Proyectos de Gas Natural Licuado (GNL), XIX Convención Internacional del Gas AVPG, Mayo 2010.
- ✓ Luis Moncada Albitres, “Manual Básico de AspenTech”, Universidad Nacional de Trujillo, Perú.
- ✓ M.M.E. van Osch, S.P.C. Belfroid, M. Oldenburg, “Marine Impact on Liquefaction Processes.
- ✓ Manual AspenTech, Driving process profitability. Operations Guide. , Inc., Burlington – USA.
- ✓ Michael Barclay and Noel Denton, Foster Wheeler Energy Limited, UK. “Selecting offshore LNG processes”. April 2005.
- ✓ Michael Barclay, Tariq Shukri. “Enhanced Single Mixed Refrigerant Process For Stranded Gas Liquefaction.

- ✓ Miyake H., Kishimoto N. and Kakutani Y., "Small scale LNG FPSO for marginal gas fields", Twelfth International Conference and Exhibition on Liquefied Natural Gas, Perth, Australia, p.2.2, May 1998.
- ✓ Mohamed Bendjemil, "Tecnología de la Licuefacción del Gas Natural". 1986.
- ✓ Pablo Fernández Tobar, "Dimensionamiento del proceso de licuación de una planta de GN Offshore" Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas. Marzo 2012.
- ✓ Peter G. Noble, Jim Rockwell, Carl D. Ramlakhan, "El transporte de Gas Natural a través de los Océanos. 2008.
- ✓ Pierre-Yves Martin, Jerome Pigourier, Pierre Boutelant, "Liquefin: An Innovative Process To Reduce LNG Costs".
- ✓ PINO MORALES, Fernando. "curso de Gasotecnia" escuela de ingeniería de petróleos universidad de oriente.
- ✓ Pita Guillermo, Introducción al GNL. 2006.
- ✓ Puentes Jairo, Jorge Aguilar, "Herramienta multimedia como soporte en el proceso de enseñanza-aprendizaje de la asignatura ingeniería de gas". Proyecto de Grado, Universidad Industrial de Santander, 2012.
- ✓ Roberto D. Herrera, Estudio de viabilidad técnico-económica para la construcción de una planta de licuefacción, Facultad de Náutica de Barcelona. Noviembre 2010.

8 ANEXOS

ANEXO A. ANALISIS CRONOLOGICO DEL GAS NATURAL LICUADO (GNL).

Los proyectos en el sector energetico se caracterizan por las grandes cantidades de capital de inversion que son necesarias desde sus etapas de planeacion hasta llegar a su ejecucion, operación y mantenimiento. En este sentido los proyectos de GNL son considerados a nivel mundial como megaproyectos que necesitan no solo de un gran capital de inversion sino el montaje de un consorcio que reuna a las principales compañías a nivel mundial relacionadas con la industria y fuertes grupos bancarios internacionales, este comportamiento se ha reflejado desde el surgimiento de este negocio formalmente, hace ya casi cuatro decadas y en la totalidad de los proyectos de GNL que estan en etapas tanto de operación como de planeacion. Por esta razon *“es importante antes de entrar a analizar la viabilidad economica y tecnica que lleve a una decision de inversion en un megaproyecto energetico, tener un conocimiento detallado de su evolucion historica desde el punto de vista de todos los factores involucrados en su desarrollo”*³⁶ Por esta razon se recopiló algunos de los sucesos desde los comienzos experimentales hasta su situacion actual. La clasificacion de los aspectos que se tuvieron en cuenta para la recopilacion en base a la tabla de colores presentada.

Conversiones:

Conceptos.Tecnicos

Conceptos.Mercado

Conceptos.Economico

Conceptos.Politicos

³⁶ Roberto Sancho. M.SC en Historia de la Universidad Industrial de Santander

EVOLUCION DEL GAS NATURAL LICUADO GNL	
Año	Suceso
1914	Godfrey L. Cabot en Estados Unidos, patento un barco con capacidad de tarnsportar y manejar Gas Natural Licuado.
1917	Entro en operación la primera planta de licuefaccion de gas natural en el oeste de Virginia, USA
1950	Un noruego, Dr oivind Lorentzen, produce el primer diseño de un tranquero de GNL con capacidad de 17000 toneladas metricas.
1957	Shell adquiere un 40% de las acciones de Constock, nombre que cambia a Conch Internacional Methane.
1959	El historico viaje de Methane Pioneer. En febrero, es transportado un carguero de 2000 ton. Metricas de GNL desde lousiana a traves del Atlantico y desembarcado en el Reino Unido. Conch toma un 40% de la Compañía Argelina de Metano Liquido (CAMEL) y diseña los dos primeros tanqueros comerciales, para transportar metano; Methane Princess y Methane Progress
1962	Argelia consume un acuerdo con Gaz de France, para que desde 1964. 420 millones de m ³ diarios de ga fueran transportados por mar a francia en la forma de 335000 tpa de GNL.
1964	Ocurre el primer movimiento comercial de GNL en el mundo entre Argelia y el Reino Unido (UK). Inagualndo la primera planta de licuefaccion de gas natural en Arzew, Argelia. Francia se da el lanzamiento del primer tanquero de GNL, llamado The Jules Verne que posee una capacidad de 25000 m ³ de GNL.
1968	Alaska se convierte en el mayor abastecedor dl GNL en Japon .
1969	Libia comienza a exportar GNL a España e Italkia, 110 y 235 millones de ft ³ /dia. Se encuentran bajo operación 9 barcos y todavia en licitacion 5. Japon proyectado importar gas desde alska Abu Dabhi 1973 y Sakhalin 1973. Bridgestone Liquefied Gas y Mitsui discuten la posibilidad de importar GNL desde Abu Dabhi.
1970	Se pone en operación la planta de Led- Marsa el Bregaen Libia propiedad de Exxon corp. Cuya tecnologia usada fue refrigerante mezclado Compañías como Philadelphia Gas Works y Exxon planean importar gas desde venezuela hacia USA, mientras que Amoco estudia la posibilidad de comprar Gas a Trinidad.
1972	Sonatrach en Argelia, firma el contrato de exportacion individual de GNL mas grande del mundo con su consorcio de 5 compañías europes. El contrato de 20 años abastecería 260 billones de m ³ / de gas.

EVOLUCION DEL GAS NATURAL LICUADO GNL	
Año	Suceso
1976	<i>Japon discutia con Iran sobre el proyecto de Kalingas, el cual era un acuerdo de riegos compartidos entre Nacional Iranian Gas, Estados Unidos y algunas compañías Noruegas. El proposito era producir 5.8 millones de ton.</i>
1977	<i>Indonesia, comienza su primer embarco, en un contrato de 20 años co Japon. Localizado en East Kalimantan, las instalaciones de Bontang tienen el rendimiento de 530 millone de ft³ por día y el gas era proveniente del campo Badak descubierto en 1972.</i>
1979	<i>El contrato de los 15 alos entre Argelia y el Reino Unido.</i>
1985	<i>Se frimo el proyecto australiano north West Shelf, que serai desarrollada por Woodside Petroleum. El proyecto constaria U\$ 7 billones, e involucraria la construccion de una segunda paltforma en el campo Goodwyn y una tercera en el campo Rankin.</i>
1987	<i>Comienza a operar la planta Zeebrugge en Belgica cuya capacidad esta en 600 millones de ft³/D, el GNL es importado desde Argelia</i>
1996	<i>Se considera a Egipto como uno de los paises en convertirse en exportador de GNL. Se firma un memorando de entendimineto por Egyptian General Petroleum, Amoco Egypt botas Petroleum Pipeline para suministrar GNL a turquia.</i>
	<i>En este año se termina la construccion de dos trenes de una planta de licuefaccion de Gas en el Sur de Oman. El costo del proyecto fue de u\$ 2.55 billones de dolares, y fue financiado por ocho fuertes grupos bancarios internacionales.</i>
	<i>El proyecto de GNL en trinidad entraba en ejecucion, y el consorcio Atlantic LGN comienza la construccion de la planta.</i>
1997	<i>En Indonesia, Arco expresa sus planes para construir inicialmente una planta de licuefaccion con dos trenes que podrian operar entre 900 millones y 1 billon de ft³ de gas. Se estima las reservas entre provadas y provables estan alrededor de 10 a 12 trillones de ft³. El costo de la planta estaria alrededor de U\$ 2 billones.</i>
	<i>El gobierno de India aprobo la construccion de cuatro terminales Cochin, Ennore (Tamil Nadu), Mangalore (karnataka) y Asira.</i>
	<i>En Trinidad se hacen estudios para construir otros dos trenes en la planta de licuefaccion. La capacidad de los trenes es de 1.3 billones ft³/d de gas.</i>
	<i>En Papuna Nueva Guinea BP busca compradores para un posible proyecto de GNL, cuyo gas seria obtenido de l campo Hides.</i>
	<i>BP, esso Australia y Oil search suscribieron un estudio de impacto de un proyecto de GNL al gobierno de Papua, Nueva Guinea. La propueta surgiria un solo tren produciendo 4 mtpa.</i>
1998	<i>Corea del sur planea importar 1.6 mton. De GNL, comparadas con las 11.6 de 1997 y las 9.2 mton de 1996. Corea del sur a la fecha contaba con dos terminales de importacion, las plantas de Pyontaek e Inchon.</i>

EVOLUCION DEL GAS NATURAL LICUADO GNL	
Año	Suceso
1999	<p><i>Un acuerdo de compraventa entre Oman GNL y Total es firmada, para cubrir el suministro de 130000 ton metricas de GNL en un periodo de 18 meses.</i></p> <p><i>Se crea la Fusion Franco-Belga de total fina Elf, convirtiendose en la cuarta compañía petrolera mas grande del mundo.</i></p> <p><i>En Brasil shell y Cruogaz Technologies firman un memorando de entendimiento que cubre el desarrollo conjunto de terminales de GNL y GLP.</i></p> <p><i>Los miembros del consorcio Nigeria GNL, incluyendo NNPC, shell Gas Efl y Agip Internacionañ, confirman la construccion de un tercer tren de produccion con capacidad de 2.9 mtpa de GNL.</i></p>
2000	<i>BP reporta el descubrimiento de un campo gasifero en la costa de Trinidad y Tobago, el cual posee reservas de gas por 2 trillones de pies cubicos.</i>
2001	<i>Se crea la alianza o fusion entre chevron y Texaco, convirtiendose en la cuarta petrolera mas grande del mundo.</i>
2002	<i>BP Amoco anuncia planes para comenzar el suministro de Gas Natural desde la Peninsula de Alaska a los 48 estados de USA en el 2007.</i>
2006	<i>Shell firma un contrato con EGPC para la construccion de un tren de produccion de GNL basados en las reservas de gas de ese pais en el mediterraneo.</i>
2010	<i>BG y Chevron Texaco, han expresando sus intereses en Atlantic LGN, BG se ha comprometido a suministrar 240 millones de pies cubicos en un periodo de 20 años.</i>

ANEXO B. TABLA DE CONVERSION DE UNIDADES³⁷

	A					
Gas Natural y GNL	Billones de metros cúbicos GN	Billones de pies cúbicos GN	Millones de toneladas de petróleo equivalentes a	Millones de toneladas GNL	Trillones de britins Thermal units	Millones de barriles De petróleo equivalentes a
De	Multiplicar por					
1 billón metros cúbicos de GN	1	35.3	0.90	0.73	36	6.29
1 billón de pies cúbicos de GN	0.028	1	0.026	0.021	1.03	6.18
1 billón de toneladas de GNL	1.111	39.2	1	0.805	40.4	7.33
1 trillón britins thermal units	0.028	0.98	0.025	0.02	1	0.17
1 millón barriles de petróleo equivalentes	0.16	5.61	0.14	0.12	5.8	1
Petróleos crudos*	A			Barriles	Galones	Toneladas/año
De	Toneladas (métricas)	kilolitros	Multiplicar por			
Toneladas (métricas)	1	1.165	7.33	307.86	-	-
Kilolitros	0.8581	1	6.2898	264.17	-	-
Barriles	0.1364	0.159	1	42	-	-
Galones	0.00325	0.0038	0.00238	1	-	-
Barriles/día	-	-	-	-	-	49.8
*Basado en gravedad promedio mundial						
Productos	Para convertir		Toneladas a barriles	Kilolitros a toneladas	Multiplicar por	
	Barriles a toneladas					
GPL		0.086	11.6	0.542	1.844	
Gasolina		0.118	8.5	0.740	1.351	
Petróleo combustible destilado		0.133	7.5	0.839	1.192	
Petróleo combustible residual		0.140	6.7	0.030	1.065	
Ejemplo: para convertir De 1 millón de toneladas A pies cúbicos de gas natural, multiplicar por 48.7 (100 millones de toneladas equivalen aproximadamente a 5000 billones de pies cúbicos de gas natural).						
Unidades	Equivalentes caloríficos					
1 tonelada métrica = 2204.62 lb. = 1.1023 toneladas cortas 1 kilolitro = 6.2598 barriles 1 kilolitro = 1 metro cubico 1 kilocaloría(kcal) = 4.137KJ = 3.968 Btu 1 kilojoule (KJ) = 0.239 Kcal. = 0.948 Btu 1 British unit (Btu) = 0.252 Kcal. = 1.055 KJ 1 hora kilowatt (Kwh) = 860Kcal. = 3600 KJ = 3412 BTU	Una tonelada de petróleo equivale aprox. a: Unidades caloríficas 10 millones de kilocalorías 42 gigajoules 40 millones de Btu Combustibles sólidos 1.5 toneladas carbón duro. 3 toneladas de lignito.					

³⁷ BP Statistical Review of World Energy 2003

ANEXO C. REGASIFICACIÓN DEL GNL

C.1 Introducción

Dentro de las cinco etapas de la cadena del gas natural licuado, la regasificación de GNL, ocupa el cuarto lugar. Y por lo general hace parte de la estructura económica del negocio del país comprador de GNL; por lo tanto ha sido una parte fundamental en el crecimiento del comercio del GNL a nivel mundial, a partir de estos la apertura nueva de mercados y la aplicación de los existentes.

El crecimiento actual de los terminales de regasificación de GNL, no es un fenómeno nuevo, existen 40 terminales en todo el mundo con una capacidad actual de 112.94 mtpa y han estado en funcionamiento por más de 30 años. Aunque actualmente, existe un renovado interés en cuanto a la construcción de terminales en varios mercados, fuera de Japón que cuenta actualmente con 26 terminales y casi 50% de las importaciones. Esto debido a un incremento en la demanda de energía limpia y el crecimiento de las reservas de gas natural en el mundo.

Actualmente, existen por lo menos 50 nuevos proyectos de construcción de terminales de regasificación a nivel mundial que doblarían la capacidad actual; además más del 70% de estos proyectos en construcción y planeación han sido identificados solamente para los mercados del Norte América, México y el Caribe, todos estos mercados potenciales para el GNL.

El costo de un terminal de importación de GNL, varía considerablemente, pero se encuentra alrededor de U\$ 400 millones y depende de muchos factores.

C.2 PLANTAS DE REGASIFICACIÓN ‘ON SHORE’³⁸

C.2.1 Aspectos Técnicos

A fin de aproximarnos a la tecnología y estructura de costos de las plantas de regasificación, en esta sección se describe una terminal de regasificación *onshore* (en tierra) típica, con una capacidad de rendimiento nominal de 14 MMm³/d (millones de metros cúbicos por día) (aproximadamente equivalente a 500 MMpcd – millones de pies cúbicos por día).

Las terminales de recepción y de vaporización típicas consisten de cuatro componentes principales:

- Terminal Portuaria con muelles, amarras y brazos de descarga.
- Sector de Almacenamiento de GNL incluyendo tanques, tubería y contención secundaria.
- Sector de Vaporización y Despacho de Gas Natural Vaporizador que incluye las vaporizadores, bombas de GNL, recondensados para la recuperación del gas de Boíl Off, junto con medidores de despacho de gas.
- Sector de soporte que consiste en los sistemas de control y mantenimiento, sistemas contra incendios; quema de gas y venteo, suministro de energía eléctrica, servicios (aire, agua, nitrógeno), etc.

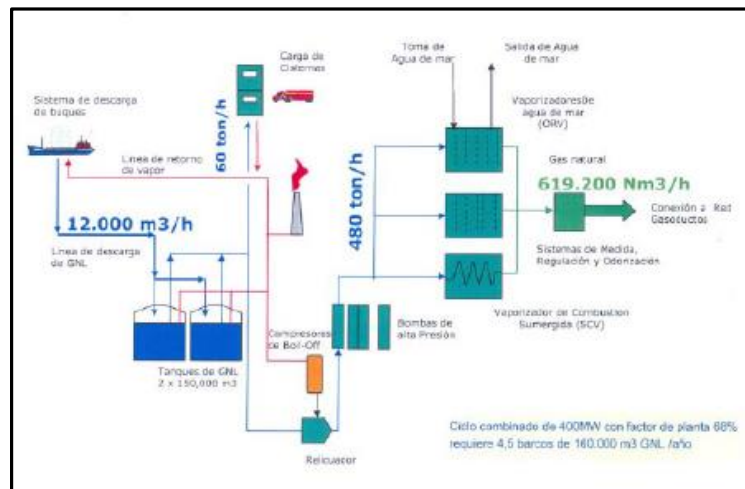
La terminal propuesta está diseñada para descargar un buque tanque de GNL de 140.000 m³ por vez, pero podrá recibir buques de hasta 160.000 m³. El muelle

³⁸ CREG “Definición de Alternativas y Metodologías de Remuneración”, Mayo 2010.

propuesto se debería diseñar para atracar, amarrar y descargar en forma segura barcos de GNL de diversos tipos y dimensiones.

La figura siguiente muestra el esquema de una terminal de regasificación típica.

Figura C.1. Terminal de Regasificación



Fuente: CREG "Definición de Alternativas y Metodologías de Remuneración", Mayo 2010.

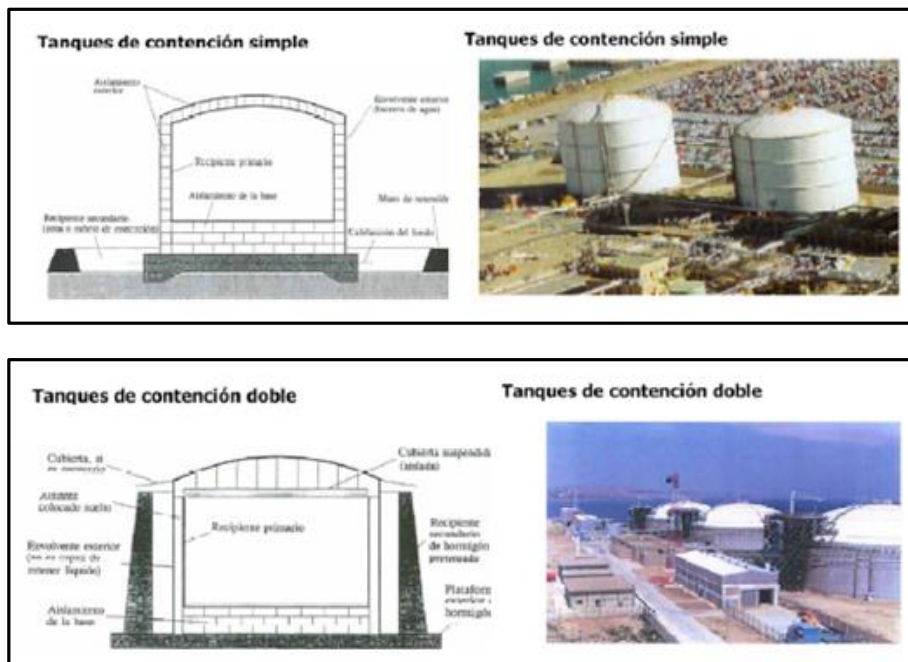
El GNL es descargado del buque a la costa a través de brazos criogénicos diseñados para compensar la variación de las posiciones relativas del buque y del muelle. Básicamente, estos son los mismos brazos utilizados en la planta de licuefacción para cargar el barco. Los brazos de descarga de GNL contienen sofisticados sellos, especialmente en las placas giratorias. Se trata de tecnologías bien conocidas, aunque solo unos pocos las proveen. Son productos que deben encargarse con mucha anticipación, debido a la metalurgia y los sellos. El tiempo normal de entrega es de 12 meses. En general se proveen cuatro brazos de 16 pulgadas de diámetro: dos para GNL, uno para la combinación GNL/vapor y uno para la línea de vapor. La terminal generalmente utilizará todos los brazos de

descarga cuando esté descargando buques. Algunos buques no necesitan el uso de todos los brazos.

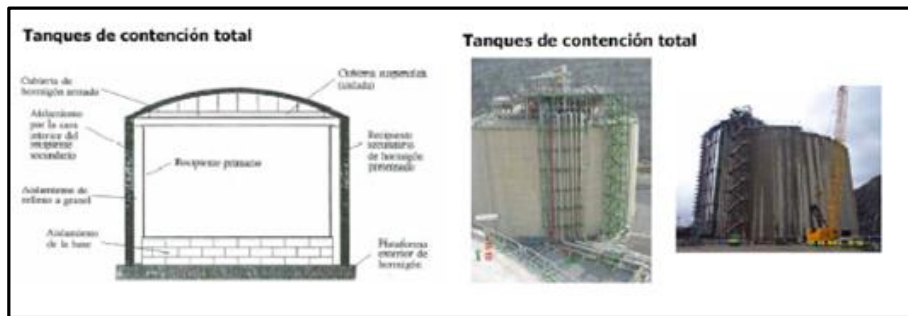
C.2.2 Tipos de Tanques de Almacenamiento³⁹

La próxima figura muestra los distintos tipos de tanques de almacenamiento según su modo de contención.

Figura C.2. Tipos de Estanques de regasificadoras



³⁹ CREG "Definición de Alternativas y Metodologías de Remuneración", Mayo 2010.



Fuente: CREG “Definición de Alternativas y Metodologías de Remuneración”, Mayo 2010.

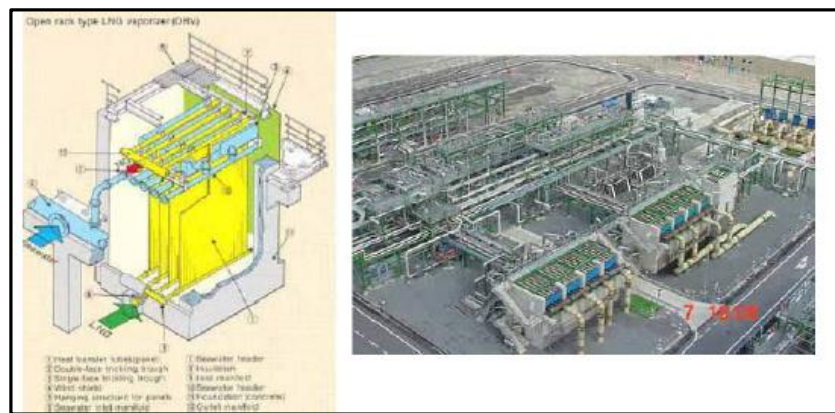
Completada la descarga, el GNL residual se limpia de los brazos de descarga mediante gas nitrógeno. Las líneas de transferencia de GNL entre la terminal portuaria y el tanque se ubican nuevamente en modo de recirculación del GNL para asegurar que se mantenga la temperatura fría. Durante la etapa de descarga, mientras se bombea el GNL dentro de los tanques de almacenamiento, se genera una importante cantidad de vapor (Boil of Gas-BOG). Una parte del vapor se devuelve al buque para reemplazar el volumen de GNL que ha sido descargado. El remanente de los vapores es presurizado mediante compresores centrífugos e inyectados en la corriente de GNL luego de ser recondensados. Normalmente, el vapor recuperado también es utilizado en cualquier área que requiera combustible.

C.2.3 Vaporizadores

Los vaporizadores son esencialmente grandes recipientes de agua que inyectan calor al GNL. Existen diferentes diseños de vaporizadores, incluyendo el tipo “de combustión sumergida” mediante el cual un tubo en forma de serpentina de GNL es sumergido en el agua en el área de vertedero por encima del canal de escape de los quemadores naturales de gas. Estos vaporizadores requieren una cantidad limitada de estructura de agua, pero consumen una parte de GNL como combustible y crean emisiones Nox. Los vaporizadores de arranque abierto (“ORV”) toman agua de mar como fuente de calor. El agua es devuelta al mar a

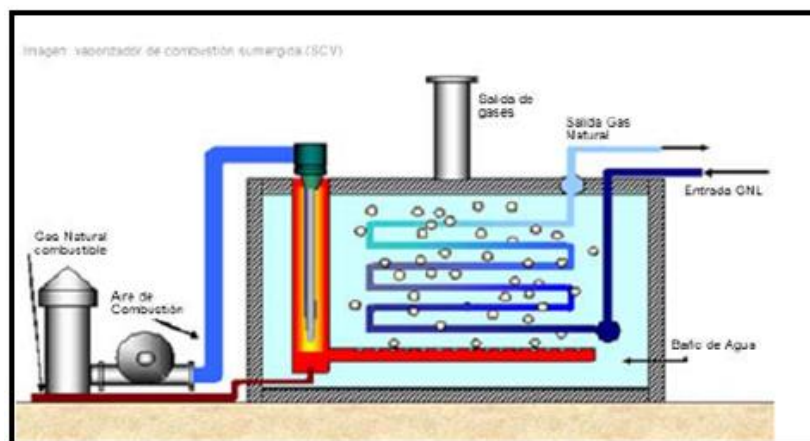
una temperatura que es aproximadamente tres grados centígrados más fría que la temperatura de ingreso. Los vaporizadores de arranque abierto no crean ninguna emisión adicional Nox. Sin embargo, las grandes cantidades de agua de mar necesarias para vaporizar el GNL pueden crear cuestiones ambientales, requiriendo en algunos casos el uso de un circuito cerrado mediante el cual el agua de mar es entibiada por el aire del ambiente antes de ser recirculada nuevamente a los vaporizadores. Tales procedimientos tienden a ser más caros que el simple ORV.

Figura C.3. Vaporizadores tipo ORV



Fuente: CREG “Definición de Alternativas y Metodologías de Remuneración”, Mayo 2010.

Figura C.4. Vaporizadores tipo SCV



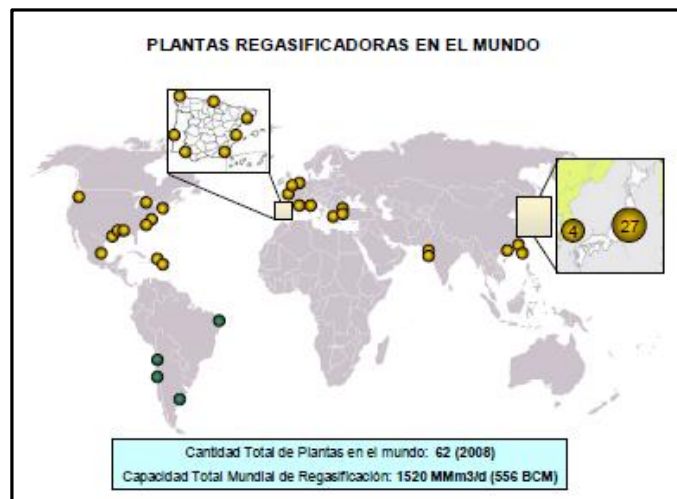
Fuente: CREG “Definición de Alternativas y Metodologías de Remuneración”, Mayo 2010.

El gas producido por los vaporizadores es testeado, medido y despachado al sistema de gasoductos. Las plantas seguramente contarán con un sistema tradicional de medición Unidad LACT con múltiples tubos de medición para permitir el rango y la previsión de tubos adicionales para una futura expansión. Se utiliza un cromatógrafo de gas dentro del predio de medición para determinar el valor calorífico del gas. Dado que un pequeño volumen de GNL dentro de los tanques de almacenamiento “hierva” debido a la temperatura gradiente del ambiente, el gas generado es recolectado y comprimido antes de ser inyectado en la corriente presurizada de GNL para recondensarse a líquido. Esto elimina la necesidad de grandes compresores para presurizar el gas “en estado de ebullición” y lo descarga en una tubería de alta presión de salida.

C.2.4 Plantas de regasificación en el mundo

A diciembre de 2008 existían en el mundo 62 plantas regasificadoras con una capacidad total de regasificación de 556 BCM/año (1520 MMm³/d – 53,7 Bpc/d – 19,5 TCP/año), importando (7,98 TCP), o sea se importa el 40.6% de la capacidad existente.

Figura C.4. Plantas de Regasificación en el mundo



Fuente: CREG “Definición de Alternativas y Metodologías de Remuneración”, Mayo 2010.

C.2.5. Estructura de costos

Según se refleja en la siguiente tabla, el costo de la terminal descrita más arriba costaba hasta fines del año 2009 aproximadamente US\$ 700 millones. A estos costos debería adicionarse entre un 20 y un 30% en caso de que la planta se ubique en una zona de alta sismicidad.

Tabla C.1. Costo de capital estimado para una planta de regasificación típica

TERMINAL DE REGASIFICACION DE 500 MMpcd COSTO DE CAPITAL ESTIMADO (2009 MMU\$S)	
<i>Componente</i>	<i>Costo</i>
<i>Pre-EPC y costo de propietario</i>	<i>100</i>
<i>Dos tanque contenedores simples</i>	<i>150</i>
<i>Equipos y materiales a granel</i>	<i>150</i>
<i>Construcción indirectos</i>	<i>60</i>
<i>Oficina central del contratista</i>	<i>90</i>
<i>Instalaciones Portuarias</i>	<i>100</i>
<i>Preparación y estabilización del sitio</i>	<i>150</i>
<i>total</i>	<i>700</i>

Fuente: CREG "Definición de Alternativas y Metodologías de Remuneración", Mayo 2010.