

**ANÁLISIS COMPARATIVO DE TECNOLOGÍAS PARA PRODUCCIÓN DE GAS
NATURAL LICUADO (GNL) APLICABLES AL DESARROLLO DE LOS
DESCUBRIMIENTOS COSTA AFUERA DEL CARIBE COLOMBIANO.
ENFASIS EN INGENIERIA DE GAS Y PROCESOS**

JOSE ANTONIO PADILLA PEREIRA

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
MAESTRIA EN INGENIERÍA DE PETRÓLEOS Y GAS
BUCARAMANGA**

2019

**ANÁLISIS COMPARATIVO DE TECNOLOGÍAS PARA PRODUCCIÓN DE GAS
NATURAL LICUADO (GNL) APLICABLES AL DESARROLLO DE LOS
DESCUBRIMIENTOS COSTA AFUERA DEL CARIBE COLOMBIANO. ENFASIS
EN INGENIERIA DE GAS Y PROCESOS**

JOSE ANTONIO PADILLA PEREIRA

**Trabajo de grado para optar por el título de Magister en Ingenierías de
Petróleos y Gas**

DIRECTOR

NICOLAS PACHON CABRERA
Magister en Gerencia e Ingeniería del Gas.

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICO QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
MAESTRIA EN INGENIERÍA DE PETRÓLEOS Y GAS

BUCARAMANGA

2019

DEDICATORIA

Para Karin, Zarah, Gabriela y *Muñeca*.

AGRADECIMIENTO

A Nicolás Pachón Cabrera, por su orientación durante este trabajo de investigación.

A Juan Carlos Martín Escobar Remolina, por sus aportes en termodinámica para aplicarlos en este trabajo.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	20
1. GENERALIDADES DEL PROYECTO	21
1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA	21
1.2. JUSTIFICACIÓN.....	22
1.3. ALCANCE	24
1.4. OBJETIVOS.....	26
1.4.1 OBJETIVO GENERAL	26
1.4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	26
1.5 APORTES DE CONOCIMIENTO DEL TRABAJO DE INVESTIGACION	27
1.6 ESTRUCTURA DEL TRABAJO DE INVESTIGACION	27
2. MARCO TEÓRICO – CONCEPTUAL DEL GNL.....	30
2.1 MERCADO DE GAS	30
2.2 DEFINICIÓN DE GNL.....	31
2.3 CADENA VALOR DEL GNL.....	31
2.3.1 Exploración y Producción.....	32
2.3.2 Licuefacción.	32
2.3.3 Transporte.....	32
2.3.4 Almacenamiento y Regasificación.	32
2.4 ANÁLISIS REQUERIMIENTO Y FUENTES DE SUMINISTRO DE GNL EN EL MUNDO GENERAL Y EN COLOMBIA	35
2.4.1 Análisis mercado global.	35
2.4.2 Análisis de mercado colombiano: Balance de gas 2018-2027	40
2.4.2.1. Declaración de producción de gas natural.	40
2.4.2.2. Proyecciones de demanda de gas natural.	42
2.4.2.3. Análisis curvas oferta-demanda mercado local.....	45
2.4.3 Escenario oferta basado en descubrimientos exploratorios.....	46

2.5 PLANTAS DE PRODUCCIÓN DE GNL.....	53
2.5.1 Sección de acondicionamiento gas entrada.....	56
2.5.2 Sección recuperación de líquidos del gas natural (LGN).	59
2.5.3 Sección de licuefacción.....	60
2.5.4 Transferencia de calor.	61
2.6 PROPIEDADES BÁSICAS.....	62
2.7 PROPIEDADES TERMODINÁMICAS	64
2.8 PRINCIPIOS DE SEGURIDAD	66
2.8.1 Derrames de GNL.....	66
2.8.2 Ignición y fuego.....	66
2.8.3 Explosiones por nubes de vapor (VCE).	67
2.8.4 Efectos criogénicos.	67
2.8.5 “Rollover”.	67
2.9 UNIDADES Y FACTORES DE CONVERSIÓN.....	68
2.10 TIPOS Y TAMAÑOS DE PLANTAS DE PRODUCCIÓN DE GNL	69
2.11 TECNOLOGÍAS DE LICUEFACCIÓN DE GAS NATURAL	70
2.11.1 Generalidades.....	70
2.11.2 Ciclo refrigeración en cascada.	75
2.11.3 Ciclo de refrigerante mixto (MR).	78
2.11.4 Ciclo de expansión de gas.	79
2.11.5 Desarrollo de tecnologías comerciales.	83
2.11.5.1. Tecnologías basadas en Expansión.	84
2.11.5.2. Tecnologías basadas en refrigerante mixto (MR).	87
2.11.5.3. Tecnologías de refrigeración en cascada.	89
2.11.5.4. Tecnologías híbridas.....	90
2.12 TRANSPORTE DE GNL	94
2.12.1 Barcos.....	94
2.12.1.1. Tanques independientes.....	95
2.12.1.2. Tanques no independientes (membranas).	96
2.12.2 Carro tanques.	99

2.13 FLNG	99
2.14 REGULACION DE GNL	101
2.15 ESTIMACIÓN COSTOS PROYECTOS	104
3. METODOLOGÍA DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN	107
3.1 LOCALIZACION POTENCIALES CAMPOS DE GAS.....	108
3.2 ESTIMACION VOLUMENES POTENCIALES DE GAS.....	109
3.3 POTENCIALES PERFILES DE PRODUCCION	115
3.4 CLASIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE TECNOLOGÍAS DE LICUEFACCIÓN A EVALUAR	120
3.5 SOFTWARE DE SIMULACIÓN	127
3.6 SELECCIÓN ECUACIÓN DE ESTADO.....	130
3.7 BASES DE DISEÑO Y CONDICIONES DE SIMULACION.....	133
3.7.1 Tamaño planta a evaluar.	136
3.7.2 Herramienta de simulación.	137
3.8 TECNOLOGIAS A EVALUAR	137
3.8.1 Tecnología Expansor dual con nitrógeno N ₂	137
3.8.2 Tecnologia DMR (Refrigerante Mixto Dual).	143
4. RESULTADOS EVALUACIÓN CICLOS DE LICUEFACCIÓN DEL GAS PARA CADA TECNOLOGIA	150
5. ANALISIS ECONOMICO	166
5.1 ESTIMADO DE CAPEX	167
5.2 OPEX.....	176
6. CONCLUSIONES	177
BIBLIOGRAFIA	181

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Capacidad de regasificación instalada por país.....	33
Figura 2. Relación costo – distancia de transporte	34
Figura 3. Secuencia estándar de cadena de valor de GNL	35
Figura 4. Mercado mundial de gas natural licuado	37
Figura 5. Número de plantas licuefacción en el mundo	39
Figura 6. Panorama mundial de capacidad licuefacción de gas natural	40
Figura 7. Potencial de producción total.....	41
Figura 8. Proyección de demanda de gas natural por sector mensual	43
Figura 9. Proyección de balance oferta demanda de gas natural en Colombia.....	45
Figura 10. Balance sin consumo del parque térmico	46
Figura 11. Localización de Guajira Offshore Basin	47
Figura 12. Localización y límites de Sinú Offshore Basin.	48
Figura 13. Anuncio Ecopetrol descubrimientos gas en el Caribe colombiano	48
Figura 14. Ubicación geográfica descubrimientos Gorgón y Kronos	49
Figura 15. Secuencia de procesamiento gas natural.....	54
Figura 16. Diagrama de bloques procesamiento gas natural.....	55
Figura 17. Distribución típica de costos de inversión de capital para producción de GNL	71
Figura 18. Crecimiento en tamaños de plantas de licuefacción	72
Figura 19. Curva de enfriamiento para diferentes calidades de GNL	74
Figura 20. Proceso de refrigeración por compresión-expansión de vapor.....	76
Figura 21. Diagrama de flujo general de proceso de licuefacción en cascada	78
Figura 22. Esquema de proceso C3-DMR (Licenciado por Air Product and Chemicals Inc)	79
Figura 23. Ciclo de expansión sencilla con Nitrógeno	80
Figura 24. Sistema de refrigeración basado en turbo-expansión.....	81

Figura 25. Tipos de ciclos de refrigeración	82
Figura 26. Licuefacción de GN con expensor simple con Nitrógeno.....	86
Figura 27. Licuefacción de GN con expensor dual con Nitrógeno	86
Figura 28. Tecnologías disponibles para la licuefacción de gas	92
Figura 29. Capacidad instalada mundial de licuefacción por cada tecnología	92
Figura 30. Participación por tecnología en capacidad licuefacción mundial operativa y en construcción	93
Figura 31. Distribución de tecnologías por plantas a nivel mundial	93
Figura 32. Tanques independientes esféricos	95
Figura 33. Ilustración tanques tipo esférico	96
Figura 34. Ilustración tanques tipo prisma	96
Figura 35. Esquema tanque tipo membrana.....	97
Figura 36. Interno tanque tipo membrana.....	97
Figura 37. Sistema almacenamiento empleado en tanqueros metaneros en operación	99
Figura 38. Arreglo típico de una unidad de procesamiento tipo FLNG	100
Figura 39. Diagrama de bloques flujo de aproximación al diseño de la investigación	107
Figura 40. Ubicación geográfica descubrimientos potenciales campos gas	108
Figura 41. Parques naturales y áreas marinas protegidas.....	109
Figura 42. Análisis disponibilidad de GNL para exportación	119
Figura 43. Tecnologías por ubicación y capacidad de licuefacción(*).....	121
Figura 44. Rango tamaño tren y tecnología seleccionada FLNG en el mundo	127
Figura 45. Pasos para resolver un problema de simulación	130
Figura 46. Diagrama Presión – Temperatura gas a licuefacción	132
Figura 47. Diagrama Presión – Volumen Molar gas a licuefacción.....	133
Figura 48. Diagrama Entalpía – Presión gas de carga del proceso	134
Figura 49. Diagrama Presión – Temperatura gas de carga del proceso.....	134
Figura 50. Curva de enfriamiento para gas caso Caribe colombiano	136
Figura 51. Diagrama de bloques procesos requeridos gas Caribe colombiano ...	137

Figura 52. Diagrama de flujo de proceso expansión dual N ₂	139
Figura 53. Diagrama de flujo de proceso Dual Expander Aspen HYSYS TM	139
Figura 54. Diagrama de flujo de proceso tecnología DMR	144
Figura 55. Diagrama de Flujo de Proceso DMR en Aspen HYSYS TM	145
Figura 56. Diagrama de flujo de proceso de la tecnología de expansión dual con nitrógeno	150
Figura 57. Diagrama de Flujo de Proceso con DMR	152
Figura 58. Curvas de requerimientos de remoción de calor tecnología N ₂	159
Figura 59. Curvas compuestas proceso licuefacción expansión dual con N ₂	159
Figura 60. Curva compuesta intercambiador pre-enfriamiento tecnología DMR .	160
Figura 61. Curva compuesta intercambiador sub-enfriamiento tecnología DMR .	160
Figura 62. Resumen métricas costos proyectos mundiales de FLNG	166
Figura 63. Distribución inversión capital tecnología expansión dual con N ₂	169
Figura 64. Distribución inversión capital tecnología DMR	173

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Demanda mundial de energía por tipo de combustible	36
Tabla 2. Comparativo demanda proyectada frente a suministro contratado	38
Tabla 3. Tasas de crecimiento anual promedio por sector de consumo en Colombia	43
Tabla 4. Información descubrimientos Caribe Colombiano.....	51
Tabla 5. Especificaciones típicas del GNL	55
Tabla 6. Especificaciones de salida en la sección de acondicionamiento	56
Tabla 7. Especificaciones de calidad del gas natural en Colombia	57
Tabla 8. Especificaciones típicas del GNL comercial.....	63
Tabla 9. Composición típica de varias plantas de licuefacción	64
Tabla 10. Factores de conversión	68
Tabla 11. Clasificación plantas de licuefacción de gas natural	70
Tabla 12. Puntos normales de ebullición principales componentes GNL	73
Tabla 13. Comparativo características tecnologías por tipo de ciclos de refrigeración	82
Tabla 14. Descripción tecnologías basadas en expansores	84
Tabla 15. Descripción tecnologías basadas en refrigerantes mixto.	87
Tabla 16. Descripción tecnologías basadas en refrigeración en cascada	89
Tabla 17. Descripción tecnologías híbridas	90
Tabla 18. Información disponible descubrimientos recientes costa afuera Colombia	110
Tabla 19. Composición gas seco (Guajira)	111
Tabla 20. Estimación propiedades críticas para estimación factor compresibilidad	113

Tabla 21. Estimación factor compresibilidad del gas empleando propiedades pseudo-criticas.....	114
Tabla 22. Escenario de volúmenes escenario medio.....	114
Tabla 23. Análisis disponibilidad GNL para exportación	117
Tabla 24. Clasificación cualitativa para implementación costa afuera	121
Tabla 25. Justificación criterios de clasificación cualitativa de tecnologías para proyectos costa afuera.....	122
Tabla 26. Tabla comparativa tecnologías MR y Ciclos de Nitrógeno.....	124
Tabla 27. Proyectos de <i>FLNG</i> operando y en construcción.....	126
Tabla 28. Bases y condiciones de simulación	135
Tabla 29. Objetos de proceso empleados en la simulación caso turbo-expansores	140
Tabla 30. Condiciones de proceso ciclos de N_2	142
Tabla 31. Objetos de proceso empleados en la simulación caso DMR	145
Tabla 32. Variables operativas del proceso con DMR	148
Tabla 33. Balance de masa y energía tecnología expansión dual Nitrógeno	151
Tabla 34. Balance de masa y energía tecnología DMR	153
Tabla 35. Tabla comparativa resultados entre tecnologías.....	156
Tabla 36. Desempeño intercambiadores de calor tecnología DMR	161
Tabla 37. Desempeño intercambiador de calor tecnología expansión dual con Nitrógeno	161
Tabla 38. Calores específicos corrientes refrigerantes	162
Tabla 39. Número de equipo por tren de licuefacción en <i>FLNG</i>	163
Tabla 40. Resumen estimados costos capital alternativa <i>FLNG N₂-Dual Expander</i>	168
Tabla 41. Detalle equipos <i>Topside FLNG</i> alternativa <i>N₂-Dual Expander</i>	169
Tabla 42. Resumen estimados costos capital alternativa <i>FLNG DMR</i>	172
Tabla 43. Detalle equipos <i>Topside FLNG</i> alternativa DMR	173
Tabla 44. Resumen costos de operación para proyecto <i>FLNG</i>	176

RESUMEN

TÍTULO: ANÁLISIS COMPARATIVO DE TECNOLOGÍAS PARA PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL LICUADO (GNL) APLICABLES AL DESARROLLO DE LOS DESCUBRIMIENTOS COSTA AFUERA DEL CARIBE COLOMBIANO*

AUTOR: JOSE ANTONIO PADILLA PEREIRA**

PALABRAS CLAVES: Gas Natural Licuado, Costa Afuera, Caribe Colombiano, Refrigerante Mixto Dual, Turbo-Expansores, Unidad Flotante de Gas Natural Licuado.

DESCRIPCIÓN:

Se presenta un análisis comparativo de las tecnologías de licuefacción de gas natural aplicables a los campos en exploración en el caribe colombiano, que permita estimar equipos principales, rendimientos volumétricos, requerimientos energéticos. Se emplean datos de libre acceso no confidenciales de campos descubiertos o en producción en el caribe colombiano y los datos que se pueden deducir de la información pública disponible aplicando los conceptos de geología e ingeniería de yacimientos. Con lo anterior, se realiza una estimación de potenciales perfiles de producción de gas.

Adicionalmente, se profundiza en cada proceso de licuefacción disponible aplicando evaluación de aspectos propios de los descubrimientos costa afuera en Colombia que permitieron seleccionar dos (2) alternativas para analizarlas en detalle. También, incluye el aspecto de la selección de un paquete termodinámico y de un software comercial para el modelamiento de los casos de las tecnologías definidas, basado en tamaño de facilidades según proyecciones de suministro no contratado de GNL a nivel mundial.

Según los resultados de este trabajo las tecnologías de licuefacción de gas natural que emplean ciclos de compresión de vapor como refrigerantes serían más eficientes térmicamente para la obtención de GNL para el gas prospectado. Sin embargo, para un potencial desarrollo en el Caribe Colombiano, las tecnologías de DMR y turbo-expansores con nitrógeno como refrigerantes pueden ser ambas aplicables en una FLNG. Pero, al evaluar otros aspectos riesgos de procesos y operación, la alternativa de licuefacción con turbo-expansores empleando nitrógeno en una FLNG de capacidad de 1,5 MTPA es la recomendada.

*Trabajo de grado.

**Facultad de Ingeniería Físico Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director Msc. Nicolás Pachón Cabrera.

SUMMARY

TITLE: COMPARATIVE ANALYSIS OF TECHNOLOGIES FOR PRODUCTION OF LIQUIFIED NATURAL GAS (LNG) APPLICABLE TO THE DEVELOPMENT OF THE OFFSHORE IN THE COLOMBIAN CARIBBEAN *

AUTHOR: JOSE ANTONIO PADILLA PEREIRA **

KEY WORDS: Liquefied Natural Gas, Offshore, Colombian Caribbean, Dual Mixed Refrigerant (DMR), Turbo-Expanders, Liquefied Natural Gas Floating Unit (FLNG).

DESCRIPTION:

This work presents a comparative analysis of the natural gas liquefaction technologies applicable to fields under exploration in the Colombian Caribbean, which allows estimating main equipment, volumetric yields and energy requirements. Non-confidential open access information from fields discovered or currently in production in the Colombian Caribbean is used. In addition, data that can be worked out from the public sources available using the concepts of geology and reservoir engineering. With the above, an estimation of potential gas production profiles are developed.

Additionally, each available liquefaction process is went in depth by applying evaluation of aspects of the offshore discoveries in Colombia that allowed to select two (2) alternatives to analyze them in detail. It also includes the aspect of selecting a thermodynamic package and commercial software for modeling the cases of defined technologies, based on size of facilities according to projections of non-contracted LNG supply worldwide.

According to the results of this work, natural gas liquefaction technologies that employ steam compression cycles as refrigerants would be more thermally efficient for obtaining LNG for prospected gas. However, for potential development in the Colombian Caribbean, DMR and turbo-expander technologies with nitrogen as refrigerants can both be applicable in a FLNG. However, when evaluating other aspects of process operation and hazards, the alternative of liquefaction with turbo-expanders using nitrogen in a FLNG with a capacity of 1.5 MTPA would be the recommended.

*Degree draft.

** Faculty of Physicochemical Engineering. School of Petroleum Engineering. Director Msc. Nicolas Pachon Cabrera.

GLOSARIO

BCF: Billones de pies cúbicos. Equivalente a giga pies cúbicos.

Calor latente: Cantidad de energía absorbida o pérdida por una sustancia cuando cambia de fase. Durante un cambio de fase la temperatura no cambia.

Calor sensible: Cantidad de calor asborbido o perdido por una sustancia que causa un cambio en la temperatura de esa sustancia. Es llamado sensible porque puede medirse por el cambio de temperatura que causa.

CO₂: Dióxido de Carbono.

DMR: Refrigerante Mixto Dual.

FLNG: Floating liquefied natural gas (Unidad flotante de gas natural licuado).

FPSO: Floating, Processing, Storage and Offloading (Unidad flotante de procesamiento, almacenamiento y despacho de hidrocarburos).

GAS NATURAL LICUADO (GNL): Gas Natural Licuado.

LIQUIDOS DEL GAS NATURAL (LGN): Líquidos del Gas Natural (C₅+).

GAS LICUADO DEL PETROLEO (GLP): Gas Licuado del Petróleo (C₃; C₄)

ÍNDICE DE WOBBE: Permite comparar diferentes combustibles con capacidad de ser empleados de manera intercambiada para cumplir con las condiciones del quemador en el cual es empleado.

MMSCFD: Millones de pies cúbicos estándar por día.

MTPA/mmtpa: Millones de toneladas de gas natural por año.

N/m³: Cantidad de gas natural a condiciones de presión absoluta de 1.01325 bar y temperatura de cero (0) grados Celsius, ocupa un volumen de un (1) metro cúbico (m³).

N₂: Nitrógeno.

PODER CALORÍFICO SUPERIOR: es la cantidad de calor producido por la combustión estequiometría completa de un (1) m³ de gas natural a condiciones de 1 bar y la temperatura inicial del combustible y la final de los productos de combustión es considerada a 25°C.

SMR: Refrigerante Mixto Simple.

TCF: Terapias cúbicos estándar.

TOPSIDE: Nombre que se le da a la instalación donde se ubican los equipos de proceso y demás áreas en una plataforma fija o flotante de producción costa afuera.

UPME: Unidad de Planeación Minero Energética.

(,): Separador de decimales.

(.): Separador de miles.

INTRODUCCION

En la cuenca del Caribe colombiano se han reportado recientemente descubrimientos de gas que de ser desarrollados impactarán positivamente la economía y el sector hidrocarburos en Colombia. La disponibilidad de una fuente energética limpia como el gas natural refuerza la limpia matriz energética con la que cuenta este país en la actualidad.

Este trabajo pretende aportar conocimiento para quienes tienen interés en el mercado de gas y evaluar las diferencias que se obtendrían entre tecnologías al emplearlas para licuefacción de gas natural para los campos descubiertos.

Se modelan las tecnologías evaluadas mediante simulación de procesos que permiten hacer un análisis cuantitativo estimando cifras de los indicadores técnicos y económicos claves que permiten definir las de mejor rendimiento para licuar gas natural según la ubicación de esos descubrimientos.

1. GENERALIDADES DEL PROYECTO

1.1 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Recientemente, distintas compañías petroleras han realizado actividades de exploración en el caribe colombiano, reportando hallazgos de gas en esta cuenca petrolífera frontera. A pesar que estos proyectos exploratorios han reportado la presencia de gas, queda pendiente por confirmar volúmenes de gas original en sitio, y esto representa un reto mayor para la elaboración de una estrategia de proyecto que permita su viabilidad de desarrollo. Ninguna compañía ha declarado comercial los hallazgos. La construcción de esta estrategia implica tener en cuenta varios aspectos, y uno de los más importantes es la estimación de costos de inversión de capital y operación de la infraestructura requerida, especialmente cuando deben desarrollarse en un ambiente marino o en tierra en ambientes de un mercado comercialmente tan competitivo a nivel mundial, tal y como lo es la comercialización de Gas Natural Licuado (GNL). Una de las opciones que se visualiza para un eventual desarrollo de estos proyectos, es extraerlo y acondicionarlos con el fin de cubrir el mercado local y el excedente pueda ser exportado. Jimenez, Rodriguez y Severiche¹, concluyeron en su estudio de investigación en 2016 que el volumen mínimo económico para un desarrollo de proyecto de producción de gas costa afuera en Colombia corresponde a 1,17 TCF y realizaron un análisis con una estimación de recursos de 5,0 TCF para los descubrimientos de la cuenca Sinú-Offshore. En cuanto a lo referente al gas a ser exportado, se requiere procesarlo en una planta que permita licuarlo a condiciones atmosféricas y que pueda ser transportado hacia los mercados de consumo final alrededor del mundo. El mercado de gas natural licuado se destaca por ser creciente por el incremento en la demanda de combustibles limpios y de menor impacto ambiental. Por lo cual, la tecnología de

¹ RODRÍGUEZ SALAS, Iván Adolfo; SEVERICHE ORTEGÓN, Juan Sebastian. Evaluación técnico-financiera del potencial de los proyectos de producción offshore en la cuenca Sinú-offshore del caribe colombiano y el dimensionamiento de volúmenes de hidrocarburos mínimos económicos. 2017. Tesis de Licenciatura. Fundación Universidad de América.

licuefacción de GNL ha evolucionado sustancialmente durante los últimos años, estando disponibles soluciones eficientes en costos de inversión de capital, de operación, facilidad de crecimiento modular, maximización de productos finales obtenidos y aplicabilidad en plantas de licuefacción tipo “base load” o bien en instalaciones flotantes que permiten licuarlo, almacenarlo y descargarlo costa afuera.

Actualmente, varios operadores en el caribe colombiano adelantan visualizaciones de factibilidad de proyectos para desarrollar los hallazgos de gas. Uno de los escenarios viables pudiera ser la exportación de gas en forma de GNL. Sin embargo para este escenario es importante disponer de un modelo de simulación de tipo conceptual de ingeniería de procesos aplicable a los recursos potenciales de producción que permita estimar con precisión los volúmenes de GNL a partir de cada perfil de producción generado por los ingenieros de yacimientos. Además, estos modelos podrían servir de insumos para los estimados de la inversión de capital y operación para distintas tecnologías especialmente las de vanguardia pero con parámetros de construcción para implementación en Colombia.

1.2. JUSTIFICACIÓN

Este trabajo beneficia principalmente a los operadores hoy con actividades de exploración de hidrocarburos en el caribe colombiano, investigadores y entes gubernamentales, para que se pueda disponer con un estudio conceptual que permita tener información para actualizar las evaluaciones de factibilidad de los casos probables de exportación de GNL. A 2018 según Ministerio de Minas y Agencia Nacional de Hidrocarburos, Colombia cuenta con reservas probadas de 3.782 BCF con un consumo promedio año de 380 BCF. Se estima que a 2022, con unas reservas remanentes de 2.270 BCF, se requerirá importación de gas para cubrir la demanda local. Un escenario de exportación vía GNL será viable en la

medida que se garantice primeramente la demanda local. Este estudio permitirá en fases tempranas identificar claramente las implicaciones de desarrollar proyectos de GNL, los cuales son demandantes en capital y requieren de largos tiempos de ejecución, por lo cual es importante entenderlos desde el principio. Adicionalmente, ayudará a resolver un problema que implica desarrollar un estimado de costo de inversión de capital y operación para este tipo de plantas al poder disponer de un listado de equipos principales por cada tecnología evaluada cada vez que se modifican los escenarios de producción por parte del equipo de ingeniería de subsuelo de las empresas operadoras. Por tal motivo, sería de especial utilidad desarrollar tablas de rendimientos volumétricos y requerimientos energéticos por tecnologías de licuefacción. Complementariamente, dado al gran desarrollo de las tecnologías para producción de GNL, se espera actualizar y presentar de manera organizada un estado del desarrollo e implementación de tecnologías de la última década y con alto grado de adaptación para crecimiento modular frente a los rendimientos y requerimientos de las tecnologías antiguas. Es importante, decir que la mayoría de la información pública para hacer estimación de costos tomando históricos de proyectos previamente desarrollados, corresponden a datos de inversión elevados ya que se han desarrollado en zonas de alta complejidad socio-política para desarrollo de proyectos como lo es Australia. De modo que, evaluar un potencial proyecto de producción de GNL en el caribe colombiano pudiera verse afectada su viabilidad si se toman esos proyectos de GNL de alto costo. Finalmente, este análisis comparativo de tecnologías puede lograrse con el uso de herramientas de simulación comerciales y disponibles en el mercado.

Al concluir este trabajo se espera generar una identificación de tecnologías aplicables a la producción de GNL para los antecedentes de las características del gas, ubicado en los descubrimientos en la cuenca Sinú-Offshore, entendiendo las variables que más impactan en cada una de las tecnologías estudiadas. Análisis que se efectuará basándose en el desarrollo de modelos de ingeniería de procesos de licuefacción empleando una herramienta de simulación comercial. También se

espera poder generar tablas comparativas que permitan estimaciones de rendimientos volumétricos y requerimientos energéticos de plantas de GNL a partir de perfiles de producción hipotéticos de gas del caribe colombiano. Finalmente, este trabajo busca generar como aporte inicial una identificación de las tecnologías aplicables a distintos escenarios de producción de gas tomando como base la información pública disponible para las características del gas con que se cuenta en el caribe colombiano. Una vez identificadas las tecnologías aplicables y determinados los tamaños de los equipos principales pueda ser utilizado para que cada interesado pueda desarrollar sus estimados de costos o bien ajustar sus modelos financieros para los costos de operación.

1.3. ALCANCE

Hernández, Fernández y Baptista (2014), plantean que un estudio puede tener en términos generales cuatro tipos de alcance: exploratorio, descriptivo, correlacional y explicativo, sin embargo en el trabajo práctico se pueden incluir elementos de más de uno de estos alcances. “Los estudios exploratorios sirven para preparar el terreno y por lo común anteceden a investigaciones con alcances descriptivos, correlacionales y explicativos. Los estudios descriptivos -por lo general- son la base de las investigaciones correlacionales, las cuales a la vez proporcionan información para llevar a cabo estudio explicativos que generan un sentido de entendimiento y son altamente estructurados.”² Es así, como los estudios exploratorios trabajan un tema poco estudiado; los descriptivos buscan especificar propiedades, características y rasgos fundamentales del objeto de estudio analizado y el explicativo asocia variables y pretende establecer causas del evento o fenómenos que se estudian.

² HERNÁNDEZ, Roberto, FERNÁNDEZ, Carlos y BAPTISTA, Pilar. Metodología de la investigación. México: McGrawHill, Sexta Edición 2014, p. 90

El presente trabajo de maestría se desarrollará un análisis comparativo de las tecnologías de licuefacción de gas natural en plantas de gran escala aplicables a los campos en exploración o en producción en el caribe colombiano, que permita estimar equipos principales, rendimientos volumétricos, requerimientos energéticos y aplicabilidad de acuerdo al punto de extracción para diferentes escenarios de producción de gas.

El estudio cuantitativo se basa en investigaciones previas, mientras que el cualitativo se fundamenta primordialmente en sí mismo³. Con base en lo anterior, para el desarrollo de este análisis, se asumió un enfoque cuantitativo, dado que se trabaja con aspectos objetivos y externos al investigador y se aplica una lógica deductiva de las leyes y principios de la termodinámica para la obtención de gas natural licuado. También se emplean datos de libre acceso no confidenciales de campos de gas en el caribe colombiano y los datos que se pueden deducir de la información pública disponible aplicando los conceptos de la ingeniería de yacimientos. Así mismo, el planteamiento del problema es delimitado y específico, y busca cuantificar volúmenes de producción de gas licuado y eficiencias energéticas de cada tecnología caracterizada y aplicable para escenarios de caudales y propiedades del gas que se puedan encontrar en los proyectos exploratorios en curso y activos de producción actuales ubicados en el caribe colombiano. Este trabajo emplea instrumentos estandarizados, válidos y confiables, tales como herramientas de simulación comerciales ampliamente utilizadas por la industria de hidrocarburos para el diseño, construcción y operación de proyectos de desarrollo de reservas de gas. Producto de los resultados obtenidos con las herramientas de simulación se pueden describir variables y explicar cambios, pudiendo obtener unos datos que permitan desarrollar tablas comparativas para diferenciar los resultados de cada tecnología de licuefacción aplicables para el área geográfica propuesta.

³ Ibíd. p. 10

1.4. OBJETIVOS

1.4.1 Objetivo General

- ✓ Realizar un análisis comparativo de tecnologías de licuefacción para producción de GNL en plantas de gran escala y aplicables a un potencial desarrollo de los reciente descubrimientos de gas en el caribe colombiano tomando como base las características del gas de la cuenca.

1.4.2 Objetivos Específicos

- Identificar tecnologías de licuefacción aplicables a la producción de GNL.
- Desarrollar los modelos conceptuales de ingeniería de procesos empleando una herramienta comercial de simulación para las diferentes tecnologías de licuefacción identificadas aplicables a la producción de GNL en costa afuera colombiana.
- Realizar un análisis comparativo de las tecnologías de licuefacción para la obtención de GNL enfocado en equipos de mayor impacto requeridos por cada tecnología, requerimientos energéticos y rendimientos volumétricos.
- Realizar estimación de costos de inversión y operación de cada una de las alternativas evaluadas.

1.5 APORTES DE CONOCIMIENTO DEL TRABAJO DE INVESTIGACION

Entre los principales aportes que busca este trabajo de investigación se encuentran:

- Identificar y establecer un escalafón de tecnologías de licuefacción de escenarios de exportación de gas natural licuado en Colombia empleando gas del caribe colombiano.
- Obtener un estimado de rendimientos volumétricos, requerimientos energéticos y equipos principales de diferentes escenarios de producción de gas en un eventual proyecto de producción de gas natural licuado a partir de los descubrimientos anunciados y ubicados en la cuenca Sinú-Offshore.
- Realizar una revisión del estado que permita realizar una recomendación de selección de tecnologías más convenientes para la licuefacción de gas descubierto en el Caribe, que sirva como base a los grupos de interés privados y gubernamentales que buscan desarrollar proyectos de gas en Colombia. Este estudio tiene en cuenta los esfuerzos de otros investigadores que han identificado y clasificado las tecnologías que a la fecha cuentan con los mejores índices en consumo energético, rendimientos de licuefacción del gas natural y aplicabilidad de acuerdo al punto de disponibilidad del gas según los descubrimientos anunciados.

1.6 ESTRUCTURA DEL TRABAJO DE INVESTIGACION

El trabajo está distribuido en seis (6) capítulos. En el capítulo 1, se plantea la descripción del problema del trabajo de investigación. Así como, su justificación, el alcance y los objetivos generales y específicos. Cerrando este capítulo, con los aportes de conocimiento que se esperan obtener al finalizarlo.

Posteriormente, en el capítulo 2, se presenta un marco teórico de referencia que permita entender la realidad actual y proyectada del mercado de gas, con breve descripción de análisis de mercado nacional e internacional. Definiciones básicas, las cuales es importante comprenderlas para mejor entendimiento de esta tesis; tales como el concepto de gas natural licuado, cadena de valor del gas natural, tipos de plantas de producción de GNL, propiedades termodinámicas del gas, principios de seguridad y tecnologías disponibles. Se realiza una reseña de aspectos regulatorios, técnicos y ambientales de la producción de GNL y revisar como encajan los recientes descubrimientos costa afuera en Colombia en el mercado mundial de GNL.

En el capítulo 3, Adicionalmente, se profundiza en cada uno de los procesos de licuefacción disponibles y se aplica una secuencia de evaluación de aspectos propios de los descubrimientos de gas costa afuera que permitan pre-seleccionar dos (2) alternativas para evaluar en mayor detalle. También, se incluyen el aspecto de la selección de un paquete termodinámico y de un software para el modelamiento de los casos de las tecnologías pre-definidas basado en tamaño de facilidades según proyecciones de suministro no contratado de GNL a nivel mundial a la fecha de desarrollo de este trabajo de investigación. Finalmente, se realiza una estimación de potenciales de recuperación y perfiles de producción de gas; así como se definen las bases de diseño para cada tecnología a evaluar.

En el capítulo 4, se presentan los resultados del trabajo de profundización de licuefacción según cada tecnología evaluada.

Posteriormente, en el capítulo 5, se muestran los resultados del análisis del estimado de costo para las tecnologías evaluadas enfocada a los equipos principales requeridos.

Finalmente, en el capítulo 6, se encuentran las principales conclusiones y la bibliografía de este trabajo de investigación.

2. MARCO TEÓRICO – CONCEPTUAL DEL GNL

2.1 MERCADO DE GAS

El GNL es la fase líquida del gas natural que se usa en sectores domiciliarios e industriales, industria, generación comúnmente para cocinar y calefacción. Para conseguir que el GNL esté disponible para su uso en los diferentes países importadores de este energético, las empresas de energía deben invertir en la cadena de valor del GNL, la cual incluye diversas operaciones y procesos que están muy inter relacionados entre sí. El gas natural en forma de GNL debe ser producido de manera económicamente factible y llevado hasta los puntos de consumo. El precio de referencia se fija en USD\$ por millón de BTU (MMBtu) en forma de GNL. La industria del gas natural, ha tomado como referencia un marcador de precio conocido con Henry Hub; puerto ubicado en el estado de Lousiana, Estados Unidos. Esta referencia es al gas así como el barril de referencia Brent o WTI lo son al crudo.

El GNL ha sido manejado con mucha seguridad por muchos años. La industria del GNL ha manejado unos índices de seguridad de procesos bueno. Según Wood Mackenzie⁴ existen en la actualidad 144 terminales de regasificación en operación y 22 al primer cuarto del 2019 se encuentran en construcción. Además, afirman que la capacidad de los terminales de regasificación en operación está alrededor de los 69.150 mmscfd de capacidad, siendo Japón y China los países con mayor número de terminales en operación; con 21 y 39 terminales respectivamente. Wood Mackenzie también afirma que actualmente la flota de barcos operativos y en construcción para transporte de LNG está alrededor de las 699 embarcaciones, con una capacidad de almacenamiento de 107.206.772 m³. Respecto a las plantas de

⁴ WOOD MACKENZIE. Global gas markets long-term Outlook 2018: LNG Supply. Estados Unidos. 2019. Pag 1-9.

licuefacción para generar GNL entre operativas y en construcción están alrededor de las 71 plantas con una capacidad cercana a las 500 MTPA de licuefacción.

2.2 DEFINICIÓN DE GNL

Como lo define Michelle Michot Foss del Centro de Economía Energética⁵ de la Universidad de Texas, el gas natural licuado (GNL) es gas natural que ha sido enfriado hasta el punto que se condensa a un líquido, lo cual ocurre a una temperatura de aproximadamente -161°C y presión atmosférica. La licuefacción reduce el volumen aproximadamente 600 veces, haciéndolo así más económico para transportar entre continentes, en embarcaciones marítimas especiales conocidos como buques metaneros, donde sistemas de transporte por tuberías tradicionales serían menos atractivos económicamente y podrían ser técnica o políticamente no factibles. De esta manera, la tecnología del GNL hace disponible el gas natural a través del mundo.

2.3 CADENA VALOR DEL GNL

Para hacer el GNL disponible para la venta, los productores deben invertir en un número de diferentes operaciones que están relacionadas entre sí y dependen unas de las otras. Entre las etapas más importantes de la cadena de valor del GNL, excluyendo las operaciones de tubería entre etapas, se cuentan las actividades de exploración y producción, licuefacción, transporte; terminando con el almacenamiento, regasificación y comercialización. A continuación se describe brevemente en qué consiste cada una de estas actividades en la cadena de valor de obtención del GNL.

⁵ MICHOT, Michelle. Introducción al GNL. Center for Energy Economics. Universidad de Texas. 2003. p. 6.

2.3.1 Exploración y Producción. Para encontrar gas natural en el subsuelo y producción para tratarlo y llevarlos hasta los usuarios finales.

2.3.2 Licuefacción. Para convertir gas natural en estado líquido, para que así pueda ser transportado en barcos.

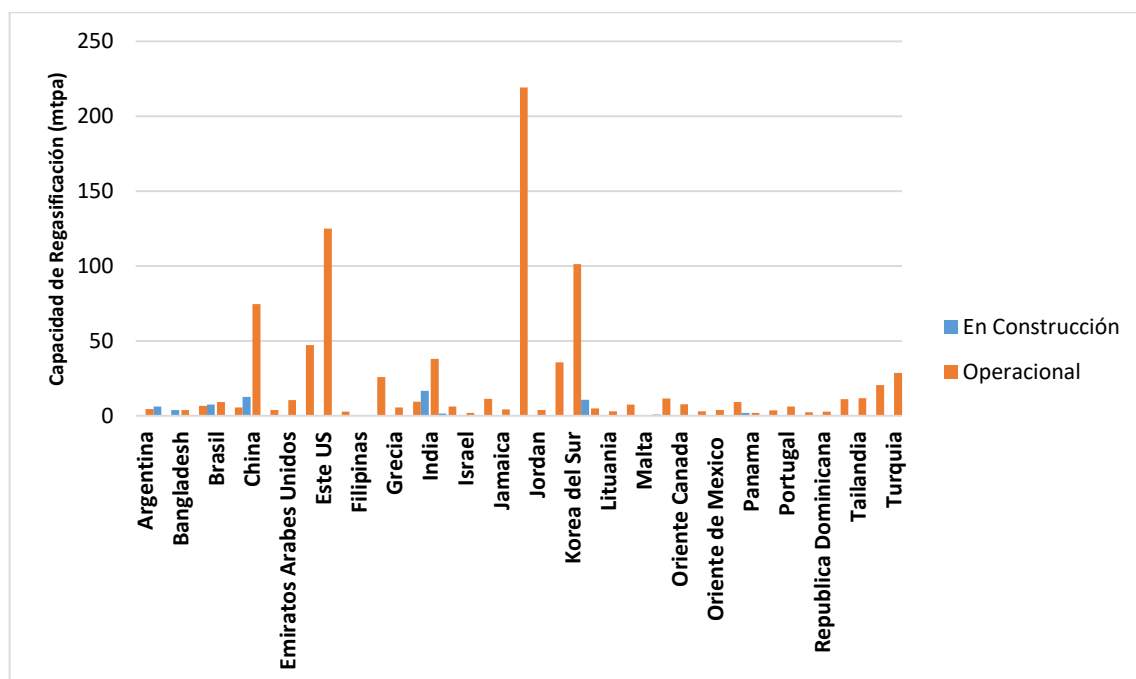
2.3.3 Transporte. El GNL es movilizado hasta puntos de consumo por medio de transportes especiales. Son especiales, ya que el GNL debe mantenerse almacenado durante su transporte a condiciones de temperatura de -161°C y presión atmosférica, siendo ésta muy inferior a la temperatura ambiente. Se emplean normalmente embarcaciones que permiten transportarlo a largas distancias, en lugares en donde encontrará sus puntos de consumo. Embarcaciones con sistemas de aislamiento térmico herméticos para evitar la vaporización del GNL por calentamiento con el medio ambiente. En la actualidad, también el GNL también puede ser transportado en carro-tanques con aislamiento térmico.

2.3.4 Almacenamiento y Regasificación. El GNL debe ser almacenado a condiciones que no permitan su evaporación. El proceso de regasificación consiste en la conversión del GNL almacenado, de su fase líquida a su fase gaseosa, listo para ser llevado para consumo de los usuarios finales a través del sistema de tuberías de gas natural en fase gaseosa. Por otro lado, la licuefacción también proporciona la oportunidad de almacenar el gas natural para uso durante altos periodos de demanda en áreas donde las condiciones geológicas no hacen factible el almacenamiento subterráneo de gas.

En regiones donde la capacidad en la tubería desde las áreas de suministro puede ser muy costosa y su uso es sumamente temporal, la licuefacción y almacenamiento de GNL ocurre durante periodos de demanda baja para así, reducir los costos.

En general, los proyectos de GNL viabilizan grandes reservas de gas natural en áreas donde no hay un mercado significativo. Por ejemplo, tales reservas de hidrocarburos están sin poderse desarrollar en África del Norte, al Oeste de África, Sur América, el Caribe, el Medio Oriente, Indonesia, Malasia, el Noroeste de Australia y Alaska. Parte del gas natural en estas localidades es licuado para ser transportado a lugares donde el uso del gas natural sobrepasa su suministro doméstico. Aquellos mercados incluyen Japón, Taiwán, Corea, Europa y los EE.UU. La Figura 1, muestra la capacidad de regasificación instalada por país. Se puede observar que en la actualidad Japón, el Este de los Estados Unidos, China y Korea del Sur son los países con mayor capacidad de regasificación instalada.

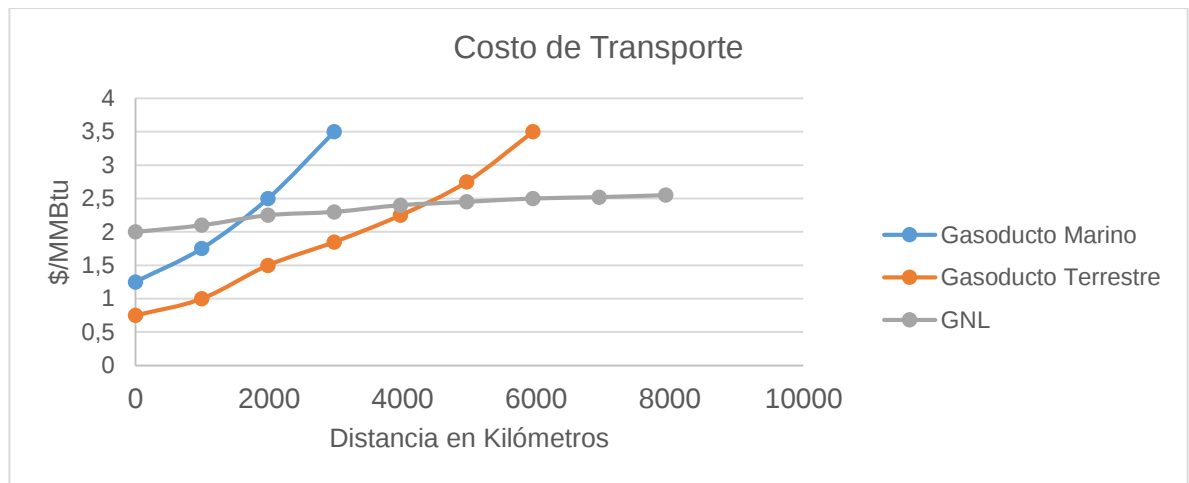
Figura 1. Capacidad de regasificación instalada por país



El GNL ofrece mayor flexibilidad para el intercambio que el transporte a través de gasoductos, permitiendo cargamentos de gas natural ser llevados y entregados donde la necesidad es mayor y los términos comerciales son más competitivos. La Figura 2, demuestra que así como la distancia sobre la que el gas natural es

transportado aumenta, el uso del GNL tiene beneficios económicos cuando se compara con el uso de gaseoductos. Es decir, licuar el gas natural y transportarlo, resulta más económico que transportarlo en gasoductos marinos para distancias de más de 700 millas o en gasoductos en tierra para distancias de más de 2.200 Millas como lo define Mokhatab et al⁶.

Figura 2. Relación costo – distancia de transporte⁷

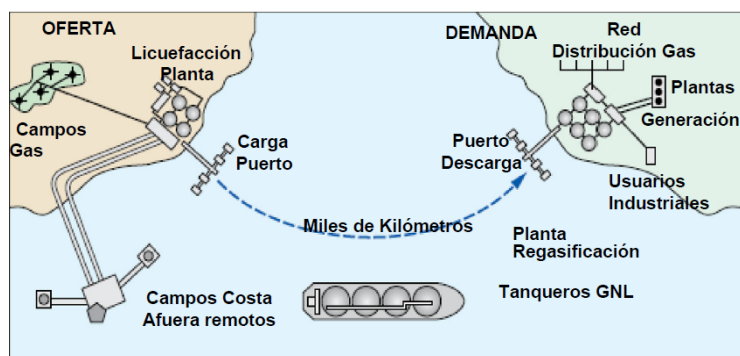


La Figura 3, nos muestra un esquema con la secuencia de la cadena de valor del GNL.

⁶ MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of liquefied natural gas. Gulf Professional Publishing, 2013.. p.11.

⁷ Ibid, p. 4

Figura 3. Secuencia estándar de cadena de valor de GNL



Fuente: MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of liquefied natural gas. Gulf Professional Publishing, 2013. p. 7

2.4 ANÁLISIS REQUERIMIENTO Y FUENTES DE SUMINISTRO DE GNL EN EL MUNDO GENERAL Y EN COLOMBIA

2.4.1 Análisis mercado global. La industria de Gas Natural Licuado (GNL) cuenta con casi 59 años desde que se inició la exportación de este producto desde América hacia Europa. Debido al incremento en la demanda por gas natural en el mundo hoy por ser económica y energía limpia, el transporte del gas natural desde diferentes partes del mundo es requerida.

El mercado de suministro de GNL está distribuido a través del mundo en aproximadamente 54 proyectos en 19 países, siendo los más grandes productores Qatar, Indonesia, Nigeria y Trinidad y Tobago. Para 2018, la demanda mundial de LNG se estimaba en 315 mmtpa. Sin embargo, debido al crecimiento en la demanda, el mercado ha estado creciendo niveles de 12% en 2017 y 8% en 2018, como lo reporta Wood Mackenzie en el “Global Gas Market long-term Outlook 2018”⁸. Este reporte, para un horizonte de corto plazo 2018-2023, destaca que se estima que para 2019, se espera un crecimiento en la oferta de 43 mmtpa. La

⁸ ORGANIZATION OF THE PETROLEUM EXPORTING COUNTRIES. World Oil Outlook 2040. Viena-Austria, 2018. p 57-86.

mayoría de proyectos desarrollados en Estados Unidos, y que ese mismo país para 2030 tendrá una capacidad instalada de producción de LNG de alrededor 150 mmtpa.

Adicionalmente, cuando se compara la demanda mundial de energía, el gas natural presenta un mayor incremento respecto a los tradicionales combustibles fósiles como el crudo y el carbón, ganando incluso aumentando en el porcentaje de participación en la canasta energética mundial.

Tabla 1. Demanda mundial de energía por tipo de combustible

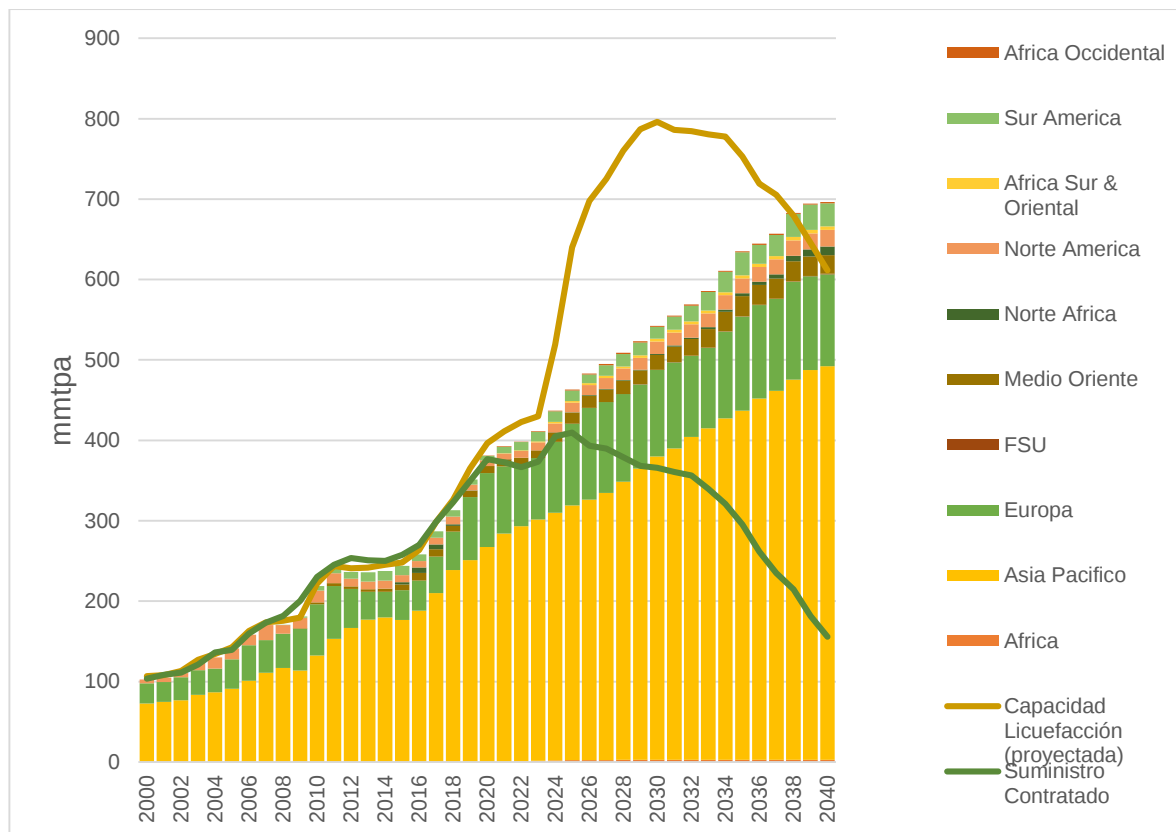
	Nivel				Crecimiento % por año 2015-2040	Participación del combustible			
	2015	2020	2030	2040		2015	2020	2030	2040
Crudo	86,3	93,4	98,9	101,3	0,6	31,5	31,4	29,5	27,8
Carbón	76,9	79,2	82,1	81,0	0,2	28,1	26,7	24,5	22,2
Gas	59,4	66,1	79,1	91,3	1,7	21,7	22,3	23,6	25,0
Nuclear	13,5	15,4	19,3	22,6	2,1	4,9	5,2	5,8	6,2
Hydro	6,7	7,4	8,7	10,0	1,6	2,5	2,5	2,6	2,7
Biomasa	26,9	29,0	32,5	35,5	1,1	9,8	9,8	9,7	9,7
Renovables	3,9	6,6	14,3	23,1	7,4	1,4	2,2	4,3	6,3
Total	273,6	297,1	334,9	364,8	14,7	100	100	100	100

Fuente: ORGANIZATION OF THE PETROLEUM EXPORTING COUNTRIES. World Oil Outlook 2040. Viena-Austria, 2018. p 61

La Tabla 1, muestra que el GNL junto con la energía nuclear y renovable representan los tres (3) mayores energéticos en crecimiento hasta 2040. De igual manera, el gas natural casi igualará al petróleo como fuente energética como las dos (2) de mayor participación en la canasta energética mundial en las próximas tres (3) décadas.

En cifras específicas, el gas natural casi duplicará su demanda mundial respecto a la actual en un horizonte de tiempo de 2040. La Figura 4, muestra que en la actualidad está cerca de los 400 MTPA, y que hacia 2040 se estima que el consumo de gas natural en el mundo alcanzará los 700 MTPA.

Figura 4. Mercado mundial de gas natural licuado



En la Figura 4, también se muestra la capacidad de licuefacción proyectada teniendo en cuenta no solo los proyectos en operación y actualmente en construcción, sino también incluye aquellos probables y posibles. Dentro de los proyectos probables y posibles se encuentran muchos proyectos que según Wood Mackenzie⁹, tienen algún grado de especulativo y que finalmente serán cancelados o bien no se terminarán efectuando. En este contexto, los proyectos probables son

⁹ WOOD MACKENZIE. Op. cit., p. 1-9.

los que cuentan con algún proceso de maduración en la actualidad pero que pueden ser cancelados por cambios en las condiciones internas o externas del proyecto. Por su lado, los posibles son los meramente especulativos por parte y propuestos por los analistas de mercado. Esta figura, también muestra claramente que los mayores demandantes de GNL son los países del pacífico asiático y los europeos. De la misma manera, se grafica la curva de suministro contratado, y se compara con la curva de demanda total para determinar el grado de demanda no cubierta. Este comparativo que se muestra en la Figura 4 y Tabla 2, muestran que a partir de 2019 se proyecta una demanda creciente no cubierta por suministro aún no contratado del mercado mundial del gas natural. Esto muestra una gran oportunidad para desarrollar proyectos de extracción, acondicionamiento, licuefacción y transporte de gas natural licuado.

Tabla 2. Comparativo demanda proyectada frente a suministro contratado

Año	Suministro Contratado	Demanda Total	Cobertura Demanda
	MTPA	MTPA	MTPA
2018	322,7	313,1	9,6
2019	349,6	351,4	-1,8
2020	376,4	381,2	-4,7
2021	372,7	392,6	-19,9
2022	366,5	398,4	-31,9
2023	373,2	411,4	-38,2
2024	404,9	436,9	-32,0
2025	409,5	463,1	-53,6
2026	393,3	483,2	-89,8
2027	389,8	494,8	-105,1
2028	379,1	508,8	-129,7
2029	368,3	523,2	-155,0
2030	365,9	542,4	-176,5
2031	360,5	555,2	-194,7
2032	356,2	568,8	-212,7
2033	339,6	585,9	-246,4
2034	320,8	610,8	-290,0

Año	Suministro Contratado	Demanda Total	Cobertura Demanda
	MTPA	MTPA	MTPA
2035	295,4	635,1	-339,7
2036	261,7	644,5	-382,9
2037	234,9	656,8	-421,9
2038	214,5	682,9	-468,4
2039	181,7	694,5	-512,8
2040	155,7	696,3	-540,6

Las Figura 5 y Figura 6, muestran el panorama mundial de número de plantas y su capacidad por regiones. Las regiones de Asia Pacífico y Medio Oriente poseen la mayor capacidad instalada de GNL en el mundo.

Figura 5. Número de plantas licuefacción en el mundo

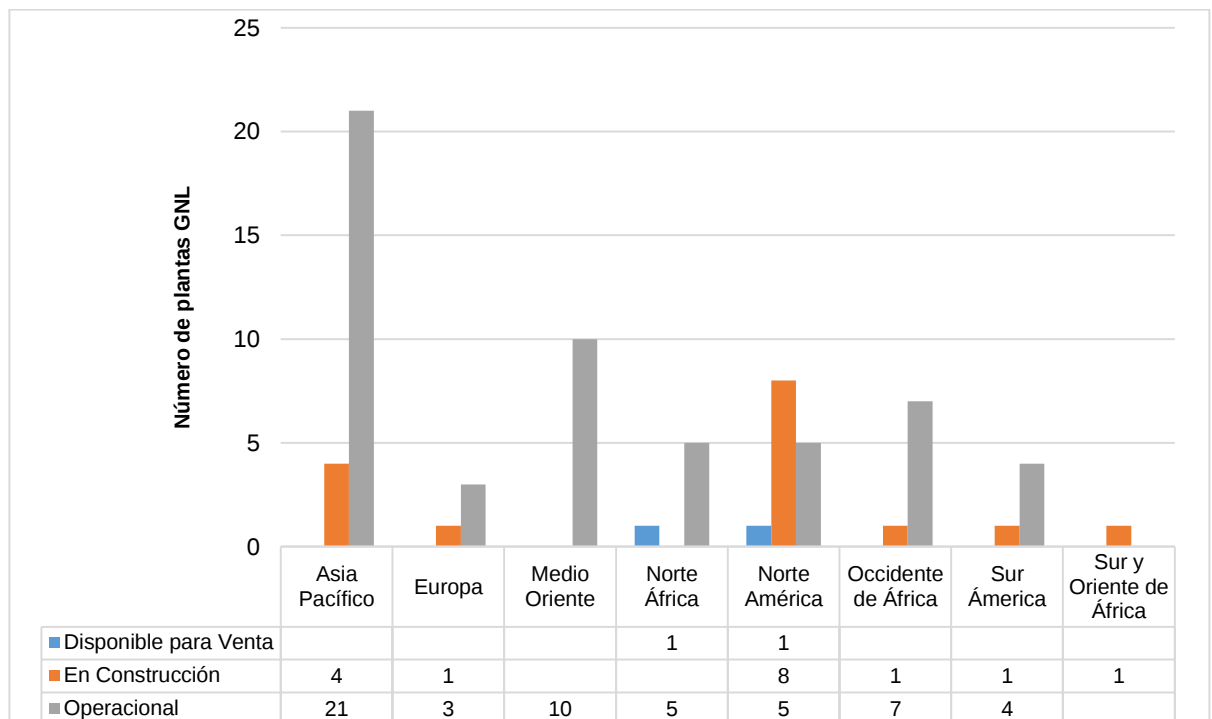
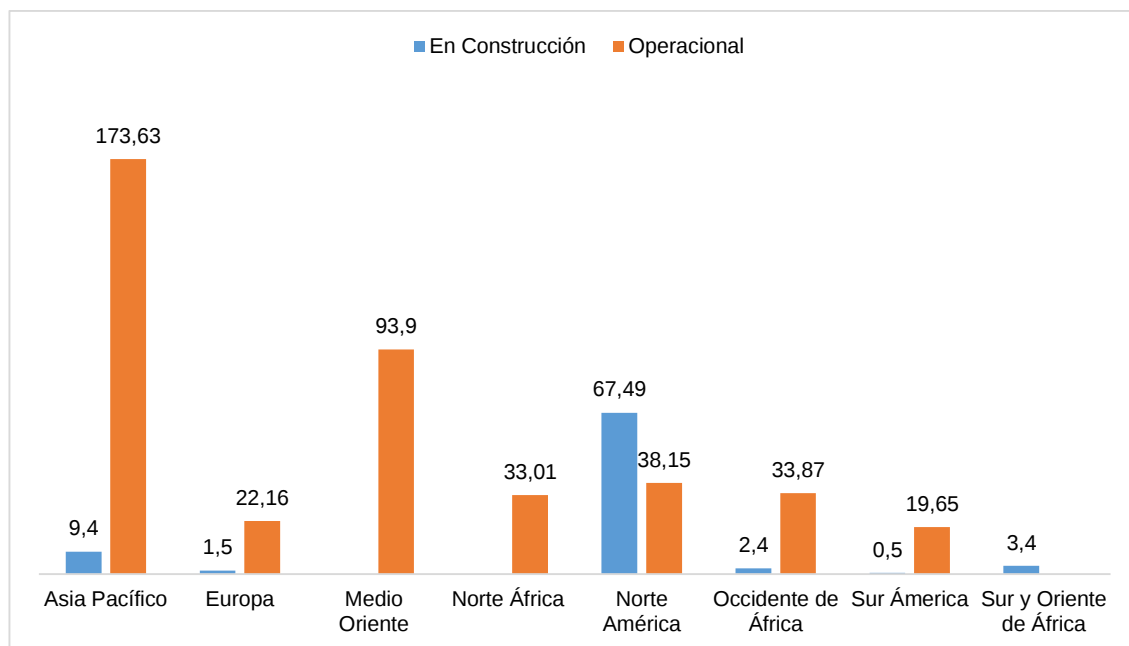


Figura 6. Panorama mundial de capacidad licuefacción de gas natural

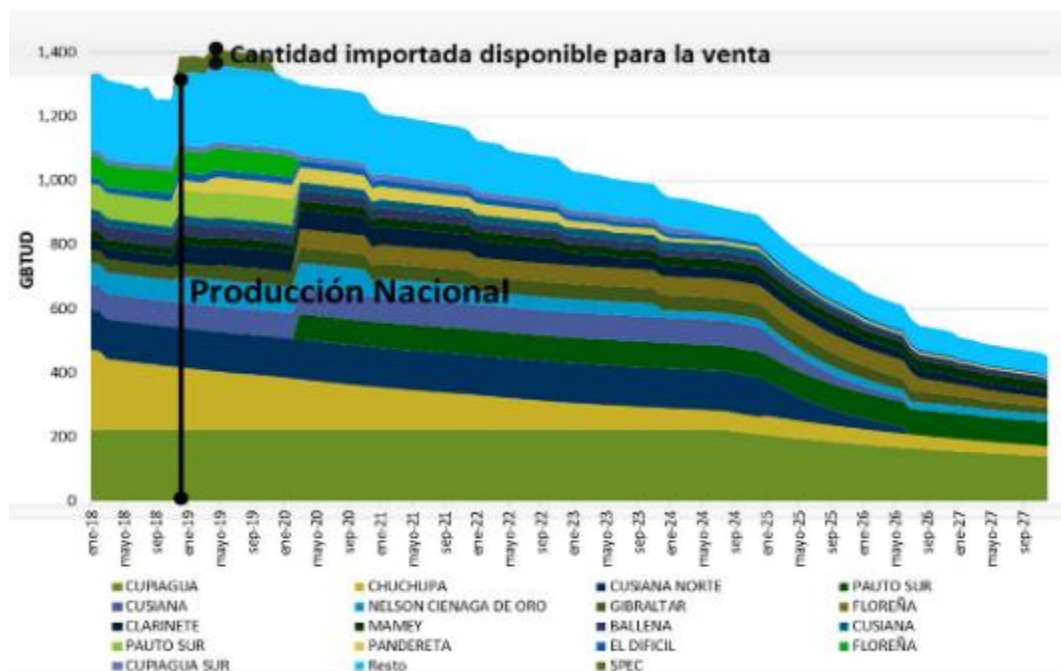


2.4.2 Análisis de mercado colombiano: Balance de gas 2018-2027 ¹⁰.

2.4.2.1. Declaración de producción de gas natural. La declaración de producción fue publicada por el Ministerio de Minas y Energía mediante las Resoluciones 31.133 del 27 de abril de 2018 y 31.526 del 28 de Junio de 2018, las cuales están conformadas por el potencial de producción (PP), el gas de operación (GAS OP) y las cantidades importadas disponibles para la venta (CIDV).

¹⁰ UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA (UPME). Balance Gas Natural 2018-2027. Bogotá, 2018.

Figura 7. Potencial de producción total



Fuente: UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA (UPME). Balance Gas Natural 2018-2027. Bogotá, 2018.

En la Figura 7, tal y como lo reseña el informe de la UPME¹¹, se observa el potencial de producción total, el cual está compuesto por el potencial de producción más las cantidades importadas disponibles para la venta. En el 2019, el potencial de producción está compuesto únicamente por producción nacional. Otra diferencia importante es que las cantidades importadas disponibles para la venta son reportadas solamente a través de la planta de regasificación de Cartagena, que en la gráfica se muestra con las siglas SEC. No hay declaración de importación por parte de Ecopetrol del gas que debería ingresar por Guajira proveniente de Venezuela.

De la gráfica anterior, el máximo valor de producción total se reporta para el mes de mayo de 2019 con un volumen de 1.408 GBTUD. Si se tiene en cuenta que

¹¹ Ibid.,

un gas natural con trazas de etano contiene un poder calorífico de 950 BTU/SCF¹², este valor de 1.408 GBTU por día, equivale a aproximadamente 1.053 MMscfd (Millones de pies cúbicos por día a condiciones estándar). Este valor incluye la producción nacional y las cantidades importadas disponibles para la venta, es decir 50 GBTUD. De acuerdo a esta declaración los principales aportantes a la oferta durante enero de 2018 hasta diciembre de 2027 son los campos de Cupiagua con un aporte del 21%, Chuchupa ubicado en el departamento de la Guajira y Cusiana norte ubicado en los llanos orientales de Colombia. Cada uno de estos campos con un aporte del 10%. Sin embargo, a pesar de que la oferta de gas de estos campos se reduce en el orden de 200 MMscfd, el desarrollo del gas offshore pudiera suplir esta carencia y el excedente puede considerarse ser exportado.

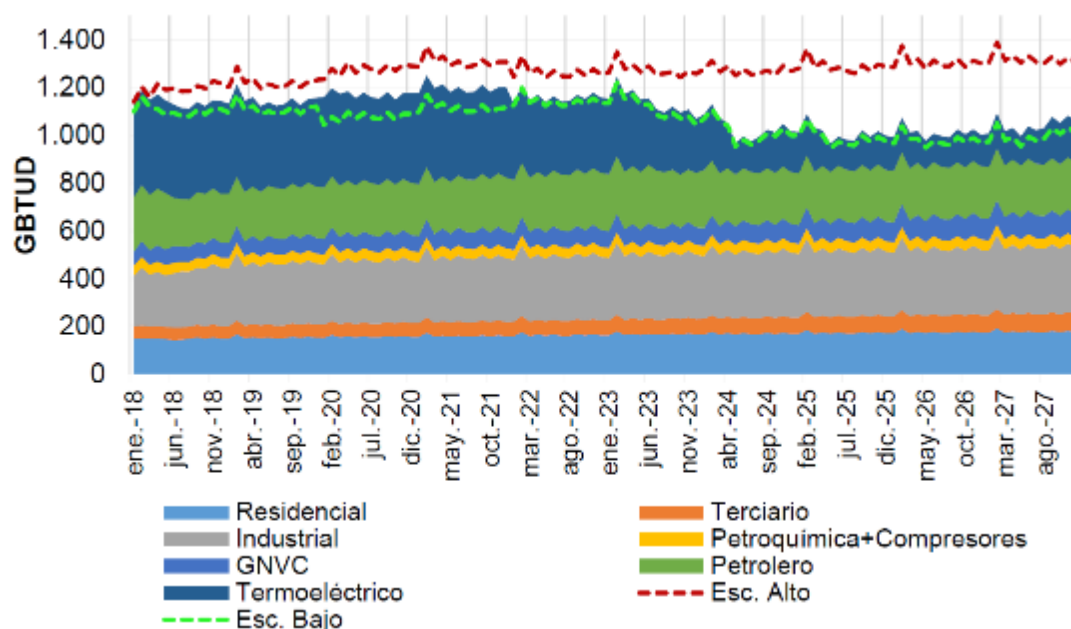
Posterior a este trabajo de investigación se debe realizar un estudio de factibilidad económica detallado para definir si es mejor licuar el gas en unidades flotantes o bien construir líneas sub-marinas hacia la costa según sean bloques en aguas someras o aguas profundas.

2.4.2.2. Proyecciones de demanda de gas natural. Las proyecciones de demanda utilizadas en este balance corresponden a la revisión realizada por la UPME ¹³a mediados de año de 2018. Ver Figura 8.

¹² GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book, capitulo "Physical Properties", 12th Edition.

¹³ UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA (UPME). .Op. cit.,

Figura 8. Proyección de demanda de gas natural por sector mensual



Fuente: UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA (UPME). Balance Gas Natural 2018-2027. Bogotá, 2018.

Para el sector petrolero se tomaron las expectativas de consumo de las refinerías y de los proyectos de recuperación mejorada de petróleo (en el glosario EOR), valores informados por Ecopetrol en el primer semestre de 2018¹⁴.

Tabla 3. Tasas de crecimiento anual promedio por sector de consumo en Colombia

	2018-2032	2018-2022	2023-2027	2028-2032
	Porcentaje	Porcentaje	Porcentaje	Porcentaje
	(%)	(%)	(%)	(%)
Residencial	1,66	2,35	1,64	1,07
Comercial	3,93	4,49	3,92	3,44
Industrial	1,85	3,88	0,69	1,23
Petro-químico	0,33	0,01	0,47	0,48
Compresores				

¹⁴ Ibíd.,

	2018-2032	2018-2022	2023-2027	2028-2032
	Porcentaje	Porcentaje	Porcentaje	Porcentaje
	(%)	(%)	(%)	(%)
Gas Natural	6,10	2,49	6,84	9,09
Vehicular				
Petrolero	1,02	5,63	-1,23	0,00
Termoeléctrico	-1,44	-4,82	-14,52	11,17
Total	1,11	1,22	-1,99	3,77

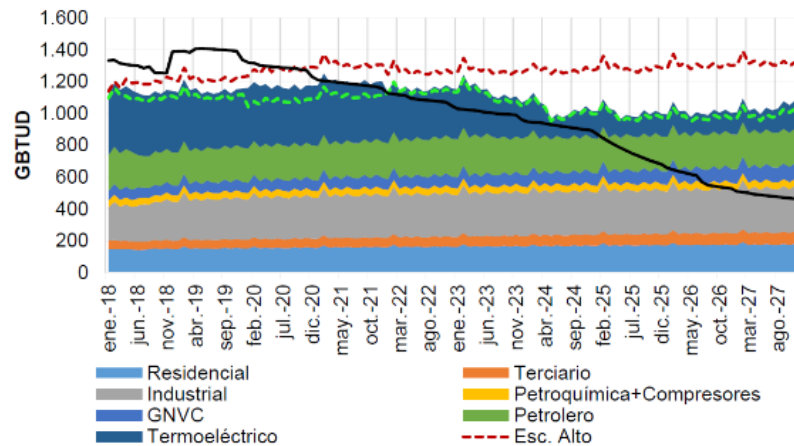
Fuente: UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA (UPME). Balance Gas Natural 2018-2027. Bogotá, 2018.

Como se puede apreciar en la Tabla 3, en Colombia a 2032 se proyecta un crecimiento inferior al 4%, con un crecimiento en la demanda especialmente en el sector petrolero pero una disminución en el sector termo-eléctrico. Para El sector termoeléctrico se proyecta una disminución de la demanda por la entrada en operación de las hidroeléctricas con proyectos en curso, especialmente Hidro-ituango. Adicionalmente, el gobierno nacional a través del Ministerio de Minas ha anunciado que espera a finales de 2019, publicar los pliegos de la licitación para la construcción de una planta de regasificación en el puerto de Buenaventura con una capacidad de 400 MMscfd de gas natural. Planta que se espera pueda estar en operación entre 2023 y 2024.

Se espera que, a partir del año 2023 se espera la entrada de vehículos de carga que sean dedicados a gas natural licuado, lo que aumentaría de manera sustancial el consumo del sector transporte.

2.4.2.3. Análisis curvas oferta-demanda mercado local. Según la Figura 9, al cruzar los escenarios internos de oferta y demanda de gas natural a partir de 2021. Fecha en la cual se requerirá gas importado para suplir la demanda interna nacional.

Figura 9. Proyección de balance oferta demanda de gas natural en Colombia



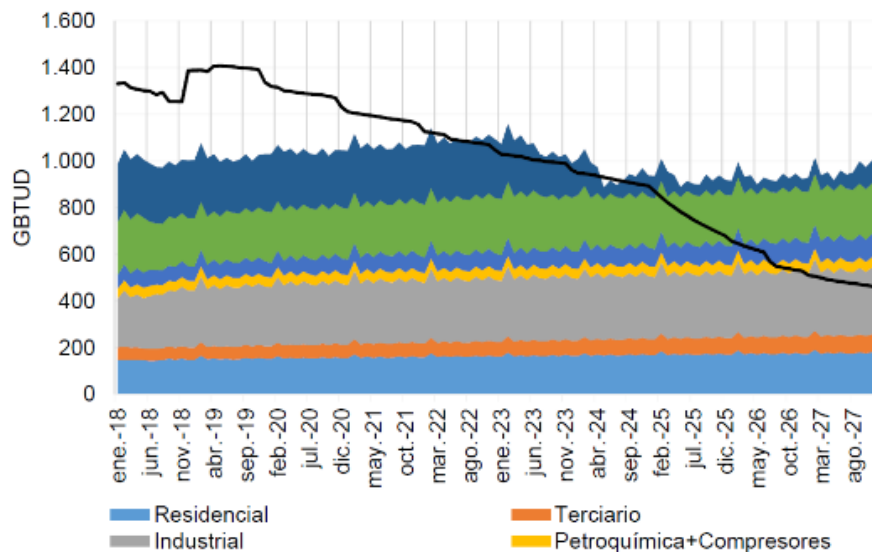
Fuente: UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA (UPME). Balance Gas Natural 2018-2027. Bogotá, 2018.

Se puede observar también que se alcanzaría un pico de desabastecimiento aproximado de 600 GBTU/D en 2027, tomando como base la curva de oferta en el escenario medio o más probable. Esto significa que al menos 570 MMSCFD aproximadamente deberán estar disponible por el mercado nacional para suministro. Si tenemos en cuenta que 1000 MSCFD equivalen a 6,97 Millones de toneladas por años de GNL (MTPA) ¹⁵, se tendrá un potencial de consumo interno de 3,98 MTPA. El resto pudiera exportarse hacia los mercados mundiales. Esta curva de demanda pudiera verse afectada en la medida que ingresen a la red del mercado nacional gas natural proveniente de nuevos campos o existentes en operación en área continental.

¹⁵ BOOBY STRAIN GROUP. Factores de Conversión. [En línea] Septiembre de 2017. http://www.bobby-strain-group.com/BSG_LNG.htm.

La Figura 9, incluye la demanda del sector termoeléctrico. Se presenta en la Figura 10, un balance sin tomar en cuenta el parque térmico, del cual se deduce el desbalance que se presentaría desde 2022 en adelante. Esto confirma el hecho que si se mantiene la declinación de la curva de producción de gas proyectada con los proyectos actuales se requieren más fuentes de gas nacional e importado con el fin de cubrir las necesidades de demandas de gas natural del país.

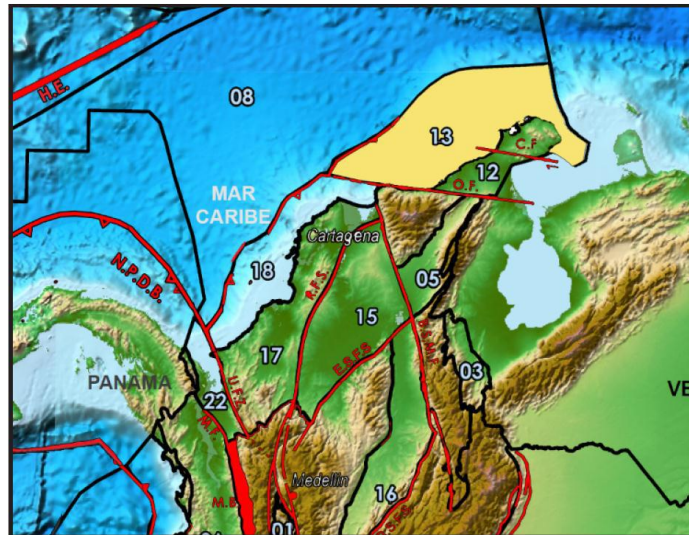
Figura 10. Balance sin consumo del parque térmico



Fuente: UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA (UPME). Balance Gas Natural 2018-2027. Bogotá, 2018.

2.4.3 Escenario oferta basado en descubrimientos exploratorios. Colombia tiene casi 40 años de experiencia en la exploración y explotación costa afuera de gas natural en aguas someras. Particularmente, en el mar Caribe, Colombia tiene experiencia en explotación de gas natural desde el descubrimiento del campo Chuchupa en 1977.

Figura 11. Localización de Guajira Offshore Basin



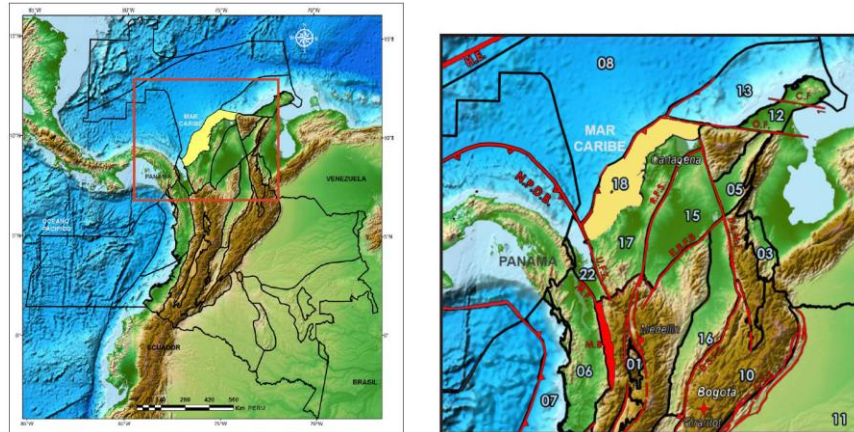
Fuente: Earth, Sciences Research Journal, Volume 16 VARGAS, C. A. Evaluating total yet-to-find hydrocarbon volume in Colombia. Earth Sciences Research Journal, 2012, vol. 16, p. 18.

Este descubrimiento es un importante antecedente y genera expectativas para encontrar nuevas reservas¹⁶.

La expectativa de un mayor potencial en el caribe colombiano ha crecido en los últimos años por los recientes éxitos exploratorios en la región con los descubrimientos de Perla en 2009 en Venezuela, y los hechos por Ecopetrol y sus socios, quienes han reportado descubrimientos con los pozos Orca en 2014, Kronos en 2015 y Gorgon, Purple Angel en 2017, tal y como es reseñado en las publicaciones de la estatal petrolera colombiana. Estos hallazgos fueron realizados en las cuencas de la Guajira, Sinú costa afuera y Colombia.

¹⁶ VARGAS, C. A. Evaluating total yet-to-find hydrocarbon volume in Colombia. Earth Sciences Research Journal, 2012, vol. 16, p. 18.

Figura 12. Localización y límites de Sinú Offshore Basin.



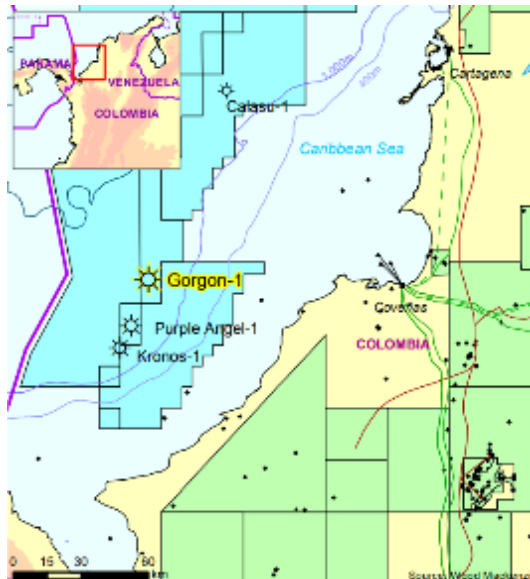
Fuente. VARGAS, C. A. Evaluating total yet-to-find hydrocarbon volume in Colombia. Earth Sciences Research Journal, 2012, vol. 16, p. 24

Figura 13. Anuncio Ecopetrol descubrimientos gas en el Caribe colombiano



Fuente: ECOPETROL. [En línea] 3 de Mayo de 2017.
<https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/sala-de-prensa/boletines-de-prensa/boletines-2017/boletines-2017/descubrimiento-exploratorio-Gorgon>.

Figura 14. Ubicación geográfica descubrimientos Gorgón y Kronos



Fuente: WOOD MACKENZIE. Upstream Data Tool.

Buscando antecedentes vale la pena reseñar lo que lista Rodríguez & Severiche¹⁷. La exploración de la Cuenca del Sinú Offshore se remite a las primeras perforaciones realizadas en 1969 por Phillip Petroleum y continuaron hasta 1981 con la perforación de 16 pozos, con participación de: Phillip Petroleum, Colombian Gulf Oil Co., Texas Petroleum Co., Province Petroleum y Kooch Colombia.

En el año 2006 el consorcio Ecopetrol S.A-BHP Billiton suscribe los contratos de exploración y producción Fuerte sur y Fuerte norte, teniendo a BHP Billiton como operador con un 75% de participación y a Ecopetrol S.A. con el 25% restante en calidad de socio no operador.

En el 2007 Petrobras perforó sin éxito, en la zona norte de la cuenca, el Pozo Araza-1, cuyas pruebas produjeron agua sin presencia de gas.

¹⁷ RODRIGUEZ, Ivan Adolfo y SEVERICHE, Juan Sebastian. Op. Cit, p.31-32

En el año 2009 se suscribe un acuerdo de entendimiento entre las partes (i.e BHP Billiton y Ecopetrol S.A) donde se hace la cesión total de los derechos, intereses y obligaciones a Ecopetrol S.A.

En el 2012 Equión perforó el pozo Mapale-1, cuyo resultado fue el hallazgo no comercial de hidrocarburos gaseosos.

En el año 2012, Ecopetrol S.A: mediante un proceso de Farm-out cede la operación y un 50% de la participación de los Bloques Fuerte Sur y Fuerte Norte a Anadarko Petroleum Company. Adicionalmente, en este mismo año, el consorcio Anadarko – Ecopetrol ganan en ronda pública de la ANH los bloques URA-4, COL-5 (TEA) y la asignación del Purple Angel.

En el año 2013 se adquirió, para ese entonces, el cubo sísmico 3D más grande en Colombia con aproximadamente 5300 Km². En este cubo sísmico se definieron algunos prospectos que deberían ser perforados en el futuro cercano, entre ellos el descubrimiento Kronos.

La campaña de perforación, empezó a principios del 2015, siendo Kronos-1 el primer pozo perforado en aguas ultra profundas en la cuenca. Este pozo se encuentra en la parte suroeste del Bloque Fuerte Sur y probó acumulaciones gasíferas en areniscas ubicadas en una amplia estructura en la zona frontal del frente de deformación del Sinú.

Durante el año 2015 y después de terminar la perforación de Kronos, se empezó la perforación del segundo pozo, Calasu-1, el cual tuvo como resultado una acumulación de hidrocarburos no comercial.

A septiembre del 2016, en la Cuenca Sinú Offshore hay 6 bloques operados por Anadarko, Shell y Ecopetrol.

Recientemente, la actividad exploratoria permite tener los siguientes resultados descritos en la Tabla 4.

Tabla 4. Información descubrimientos Caribe Colombiano

	Columna de agua (m)	Profundidad Objetivo (m)	Espesor arena neta (m)	Fecha descubri- miento	Empresa	
Kronos	1.584	3.720	40-70	Julio-2015	Anadarko (50%) Ecopetrol (50%)	–
Gorgón	2.315	3.675 – 4.415	79-110	Mayo- 2017	Anadarko (50%) Ecopetrol (50%)	–
Purple Angel	1.835	4.795	21-34	Marzo- 2017	Anadarko (50%) Ecopetrol (50%)	–
Orca	674	4.240	Por definir	Sept-2014	Petrobras (40%)- Ecopetrol (30%)-Repsol (30%)	

Estos descubrimientos confirman al caribe colombiano como una nueva cuenca gasífera. Sin embargo, estos recursos petrolíferos son descubrimientos éxitos exploratorios geológicos probablemente recuperables pero no comerciales aún, siendo considerados recursos sujeto su viabilidad de recuperación a una o más contingencias según lo define la metodología de la SPE-Petroleum Resources Management System-2007¹⁸. Por lo tanto, no pueden considerarse aún como reservas, lo que genera una gran incertidumbre a la hora de elaborar cualquier

¹⁸ CANADIAN INTERNATIONAL PETROLEUM CONFERENCE. 12-14 Junio. Calgary, Canadá. 2007. PRA International Ltd. Occidental Petroleum. SPE/WPC/AAPG Petroleum Resources Classification and Definitions. 2007.

estimado de volúmenes o caudales de producción. Para los estimados volumétricos, potenciales perfiles de producción y calidad del gas que se emplearán en este estudio, se empleará la información pública disponible para la estimación de los recursos contingentes extraíbles del sub-suelo en un potencial desarrollo futuro. De acuerdo a lo anterior la presente investigación, arranca bajo estas limitaciones o supuestos, pero claramente justificada de acuerdo a la necesidad del país, en cuanto a adopción de tecnologías para estos futuros desarrollos en la cuenca gasífera de la costa norte colombiana. Más adelante, se definen estimados de producción, los cuales serán la base para la selección de las tecnologías a evaluar.

Por otro lado, en cuanto al sistema petrolífero, está demostrado que el sistema petrolífero para la cuenca de la Guajira, es asociado principalmente con procesos biogénicos para la generación de hidrocarburos. Los yacimientos en operación cerca a la costa como Chuchupa y Ballenas han sido relacionados con actividad microbial biogénica, lo cual da a la cuenca su predominancia de carácter propensa a generar gas, como lo describe Ramírez et al ¹⁹. De lo anterior, se puede explicar la presencia de gas seco y sin contaminantes como el azufre o bien el dióxido de carbono, según la calidad de gas del único campo productor de gas en Colombia en operación costa afuera llamado Chuchupa y operado por Chevron y Ecopetrol. La no presencia de contaminantes en el gas y de pocos hidrocarburos pesados de pesos moleculares mayores al propano puede generar una ventaja desde el punto de vista de viabilidad de un proyecto de licuefacción costa afuera, dado al menor número de equipos que se pueden requerir, lo que impacta en el menor peso en las plataformas de producción, lo cual como lo expresan Mollard ²⁰, es clave para la estabilidad y la viabilidad de implementación de un proyecto de FLNG (Floating Liquified Natural Gas).

¹⁹ RAMIREZ, Victor. SANABRIA, David. South Caribbean Petroleum System, an Updated Overview. AAPG Annual Convention & Exhibition. Houston, Texas. Abril 2-5, 2017.

²⁰ MOLLARD, Frederic. ROBERT, Carole. Floating LNG: The challenges of production systems and well fluid management. Technip. Paris, Francia. 2017.p-4.

Chuchupa y Ballenas son campos ubicados en el norte de la Guajira, localizados a una distancia de 500 kms de los últimos descubrimientos reportados por Anadarko y Ecopetrol en el otro extremo del borde de costa colombiano. Por esta distancia, los nuevos descubrimientos están en una cuenca distinta a los campos de la Guajira. Sin embargo, F. Gonzalez-Penagos et al.²¹ en un poster presentado en el AAGP Conference Exhibition 2019 celebrado en San Antonio Texas titulado *“Microbial and Thermogenic Petroleum Systems in the Colombian offshore Caribbean — New Geochemical Insights in an Emerging Basin Colombian offshore”*, señalan que el Caribe colombiano ha sido históricamente considerado exclusivamente una provincia petrolera de gas natural seco el cual fue originalmente predominantemente de actividad microbial, tal y como sucedió con campos Chuchupa y Ballenas, así como los recientes descubrimientos realizados entre 2014 y 2017 conocidos como *Orca, Kronos, Gorgon y Purple Angel* que confirman la presencia de una cuenca dominada por aparición de gas metano. Pero que como lo señalan los autores si bien no se puede descartar un sistema petrolífero de tipo termo-génico, el cual pudiera brindar una propiedad al gas con menores porcentajes de metano a los encontrados en Guajira, lo que sí es concluyente del estudio es que el sistema petrolífero es predominante por su actividad microbial. De lo anterior, podemos según las evidencias esperar que el gas de los descubrimientos en el Caribe colombiano será principalmente de contenido de metano superior al 95%, tal y como se ha evidenciado en el campo Chuchupa y Ballenas.

2.5 PLANTAS DE PRODUCCIÓN DE GNL

Una planta de producción de GNL, cuenta con tres (3) procesos principales. Un área de acondicionamiento del gas de entrada, una de recuperación de líquidos del

²¹ GONZALEZ-PENAGOS Felipe et al. Online Journal for E&P Geoscientists. AAGP. [En línea] 22 de Mayo de 2019.
<http://www.searchanddiscovery.com/abstracts/html/2019/ace2019/abstracts/2349.html>.

gas de entrada y una sección de licuefacción del gas natural. La Figura 15 y Figura 16, en diagramas de bloques ilustran el proceso de una planta de gas para licuar el gas natural. Se presenta el caso que presenta mayor número de unidades de acondicionamiento de gas. Ese caso es cuando se requiere acondicionar un gas ácido para el proceso de licuefacción para obtener GNL.

Figura 15. Secuencia de procesamiento gas natural

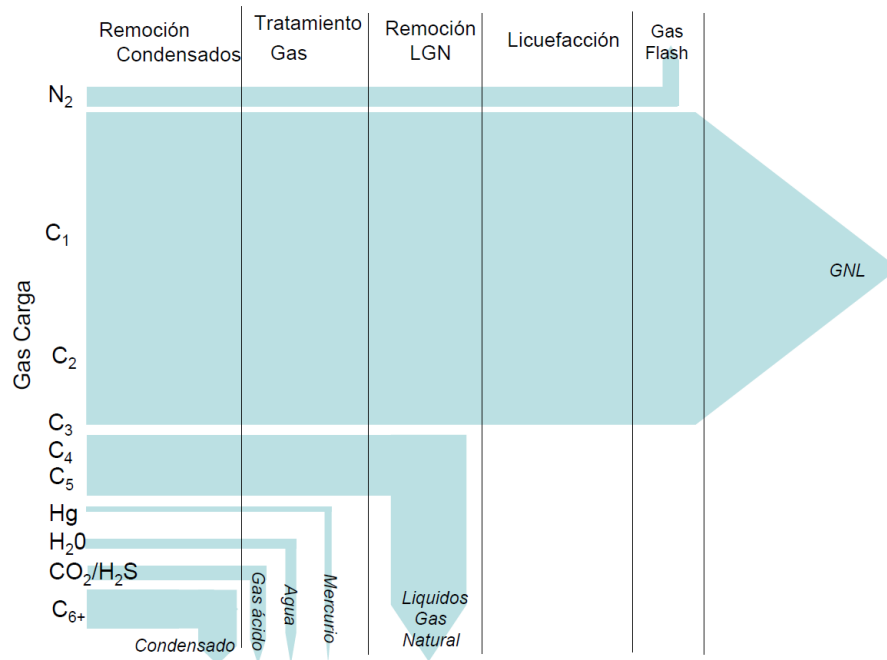
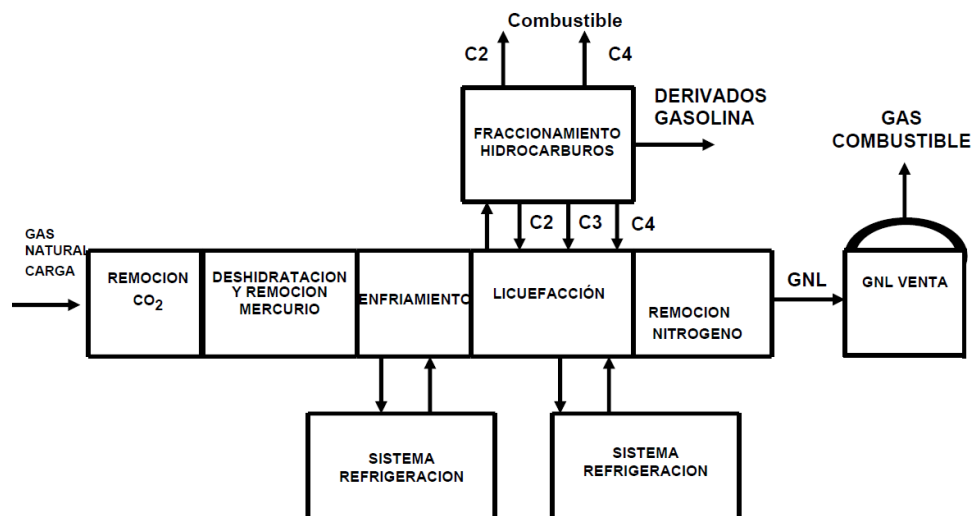


Figura 16. Diagrama de bloques procesamiento gas natural



Las especificaciones típicas del GNL se describen en la Tabla 5. En esta tabla se listan las propiedades y composición requerida a condiciones de almacenamiento del GNL en la planta de proceso y a condiciones de descarga en los puertos de consumo.

Tabla 5. Especificaciones típicas del GNL

	Almacenamiento en planta de GNL	Descarga puertos consumo	en Unidades de
Propiedades			
Valor calorífico superior	42-44	42-45	MJ/S m ³ (15°C)
Indice de Wobbex	51-53	51-54	MJ/S m ³ (15°C)
Composición			
Métano (C ₁)	84-96	84-96	% Molar
Máximo Butano (C ₄₊)	2,4	2,5	% Molar
Máximo Pentano (C ₅₊)	0,1	0,1	% Molar
Nitrógeno (N ₂)	1,4	1,0	% Molar

Fuente: MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of liquefied natural gas. Gulf Professional Publishing, 2013. P. 108

2.5.1 Sección de acondicionamiento gas entrada. El acondicionamiento del gas antes de ingresar a la sección de licuefacción es necesario, ya que se deben reducir las concentraciones de algunos componentes no hidrocarburos hasta niveles de pureza requeridos por las unidades de licuefacción ²² .

Para la producción de GNL, el CO₂ tiene que ser removido a niveles entre 50 y 100 ppm para evitar congelamiento en el intercambiador de calor criogénico de la planta de licuefacción, el cual opera a temperaturas hasta de -161°C. El H₂S se debe remover para alcanzar las especificaciones de venta del GNL de 4 ppmv. Adicionalmente, compuestos como el sulfuro de carbonilo (COS), mercaptanos y otras especies de azufre orgánico que contribuyen a las emisiones de sulfuro requieren de su remoción por restricciones ambientales²³. Las especificaciones requeridas se describen en la Tabla 6.

Tabla 6. Especificaciones de salida en la sección de acondicionamiento

Componente	Valor	Unidades
H ₂ S	< 4	ppm
CO ₂	< 50	ppm
Azufre total	< 30	ppm
Agua	0,1	ppm
Mercurio (Hg)	< 0,01	Micro gramos /N m ³

Por otro lado, bajos niveles de mercurio (Hg), puede resultar en corrosión severa de las soldaduras de aluminio de los intercambiadores de calor empleados en los sistemas criogénicos y potencialmente ocasionar riesgos ambientales y de

²² KLINKENBIJL, J.M., DILLON, M.L., HEYMAN, E.C., March 1–3, 1999. Gas Pre-Treatment and Their Impact on liquefaction Processes, paper presented at the 78th Annual GPA Convention, Nashville, TN, USA.

²³ MOKHATAB, Saeid. Op. Cit, p-112.

seguridad. De igual manera, la presencia de Hg en las corrientes de alimentación de plantas petroquímicas que emplean GNL para sus procesos también generaría envenenamiento de los catalizadores metálicos en los reactores ²⁴. Por esta razón, las plantas de proceso de GNL son construidas con un diseño conservador de remoción de Hg por debajo de los 0,01 mg/N m³.

Por su parte, el agua puede ocasionar taponamiento en las líneas de proceso por la formación de hidratos, por lo cual debe ser reducida su concentración a valores inferiores a los 0,1 ppm antes de ingresar el gas a la sección de licuefacción.

Por otro lado, si se comparan las especificaciones que requiere el gas natural cuando se procesa para licuarlo a condiciones de -161°C y una atmosfera de presión, con respecto a las que se deben cumplir para que el gas natural sea transportado por gasoductos en Colombia, tal y como se listan en la Tabla 7, se puede concluir que el gas para un proceso de enfriamiento en una planta de GNL necesita menores porcentajes de concentración de los diferentes contaminantes.

Tabla 7. Especificaciones de calidad del gas natural en Colombia ²⁵

Componente	Valor	Unidades
H ₂ S	< 4,31	ppm
Azufre total (S)	< 17,57	ppm
CO ₂	< 20.000	ppm
Nitrógeno (N ₂)	< 3	% molar
Inertes (*)	< 5	% molar
Oxígeno (O ₂)	< 0,1	% Molar
Agua	< 131,76	ppm

(*) Inertes, incluye CO₂, N₂ y O₂.

²⁴ CARNELL, P.J.H., ROW, V.A., April 24–27, 2007. A Rethink of the Mercury Removal Problem for LNG Plants, poster presented at the 15th International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 15), Barcelona, Spain.

²⁵ CONSEJO NACIONAL DE OPERACIÓN DE GAS NATURAL. [En línea] 31 de Marzo de 2014. <https://www.cnogas.org.co/asp/documentacion.asp?id=48&ids=14>.

Lo anterior muestra, según los datos de las Tabla 6 y Tabla 7, que las especificaciones para condiciones de proceso del gas natural en fase líquida a temperaturas de operación de -161°C y una atmosfera de presión son mucho más exigentes que las requeridas para transporte de gas natural en fase gaseosa, debido a las temperaturas criogénicas de procesamiento.

En un esquema general, el gas de producción antes de enviarlo a las plantas de procesamiento ingresa a un separador en el cual se retiran los líquidos. El líquido es enviado a trenes de separadores cuya presión es seleccionada dependiendo de la condición de equilibrio vapor-líquido con el fin de reducir su presión de vapor antes de ser alimentado a la unidad de estabilización de condensados.

La presión de la unidad de estabilización dependerá de la presión de almacenamiento de los condensados finales. En dicha unidad de estabilización de condensados los componentes hidrocarburos de la mezcla son fraccionados en el estabilizador, produciendo un condensado básicamente pentanos (C_5) o hidrocarburos de mayor peso molecular. En el caso, que la corriente de gas original contenga H_2S se emplea vapor para remover su acidez y se pueda conseguir una especificación de presión de vapor inferior a los 12 psia; condición de presión de vapor requerida para transporte y almacenamiento con el fin de evitar su pérdida por volatilización.

Los vapores del separador de baja o media presión y del tope de la columna de estabilización son comprimidos y reciclados hacia el separador de alta presión. Los vapores entonces fluyen hacia la unidad de endulzamiento, también conocida unidad de gas agrio, en la cual H_2S y CO_2 son retirados. H_2S es removido por un solvente de amina para alcanzar la especificación de sulfuro, típicamente inferior a 4 ppmv (0,0004 % mol). Como ya se mencionó, el CO_2 es removido hasta niveles de 50 ppmv para evitar que el CO_2 alcance puntos de congelación en los intercambiadores de calor principales de la planta durante el proceso de

licuefacción. El gas ácido desde la sección de regeneración es enviada hacia la unidad de recuperación de azufre. Es muy utilizado, que esta unidad está compuesta por unidades de reacción que emplean el proceso de Claus y una unidad de gas de cola. El gas residual de esta unidad de cola es incinerado.

El gas una vez endulzado, es deshidratado en una unidad de secado de tamices moleculares hasta alcanzar niveles inferiores a 0,1 ppmv con el fin de evitar la formación de hidratos en la unidad recuperadora de líquidos del gas natural, LGN. Los tamices moleculares pueden también ser diseñados para remover mercaptanos del gas seco para conseguir la especificación de sulfuros. Finalmente, trazas de mercurio están presentes en el gas de entrada por lo cual tiene que ser reducido por lechos removedores de mercurio hasta niveles de 0,01 Ng/ m³, para evitar corrosión por mercurio en los intercambiadores criogénicos.

2.5.2 Sección recuperación de líquidos del gas natural (LGN). El gas seco es direccionado hacia una unidad de recuperación de líquidos del gas natural, la cual es diseñada para remover y recuperar los hidrocarburos con peso molecular mayor al etano (C₂+) y producir un gas rico en metano para licuefacción. Remover los hidrocarburos pesados en el gas natural es importante para evitar parafinas en los intercambiadores principales en la sección de licuefacción dado a que fracciones de mayor peso molecular a temperaturas de licuefacción pierden solubilidad precipitando en forma de pequeños cristales hasta tal punto que se formarán sólidos precipitados que se adhieren a los equipos y tuberías de procesos.

Los hidrocarburos desde propano hasta pentano y más pesados C₅+ son productos valiosos comercializables. Los hidrocarburos entre estos dos componentes son fraccionados en productos individuales para la venta. Por ejemplo, propano y butano son obtenidos como productos separados y conocidos como GLP. Los hidrocarburos más pesados e incluido el pentano pueden ser utilizados para mezclas de gasolinas. Si por alguna razón, mercaptanos están presentes en la

corriente de gas, entonces aparecerán en la corriente de gasolinas y deberán ser tratadas estas corrientes líquidas con el fin de que se alcance la especificación de sulfuros.

2.5.3 Sección de licuefacción. El gas pobre que sale de la sección de recuperación de líquidos del gas natural ingresa a unidades que enfrían y licuan el gas metano mediante procesos de refrigeración. En general, la tecnología de licuefacción se basa en el principio del ciclo de refrigeración donde un refrigerante empleando expansión y compresión remueve el calor contenido en una corriente de gas, por rechazo de ese calor hacia el aire del medio ambiente o hacia un agua de enfriamiento. El refrigerante empleado puede ser parte de la corriente del gas de alimentación al proceso, lo que se conoce como proceso de ciclo abierto o un fluido independiente que se recircula continuamente a través de un proceso de ciclo cerrado. Una vez efectuada la licuefacción del gas natural, una unidad de remoción de nitrógeno es requerida si el nitrógeno está por encima de la especificación comercial que normalmente deberá estar por debajo del 1% molar. Esto evitaría pérdida del poder calorífico disponible en el gas licuado que al evaporarse es empleado como gas combustible y evitar más bajas temperaturas para licuar el gas ya que el punto de licuefacción del gas a presión atmosférica con alta presencia de nitrógeno estará por debajo de los -161°C .

Típicamente, al GNL en las plantas de licuefacción se le disminuye la presión en un tanque a un valor de presión cercano al valor de almacenamiento y el nitrógeno se volatilizará por tener una presión de vapor a la temperatura de almacenamiento muy superior a la del resto de los componentes del GNL. Sin embargo, en este proceso de evaporación de parte de la fracción del nitrógeno presente en el GNL, se generará arrastre también de fracciones de hidrocarburos con la corriente de nitrógeno, razón por la cual esta corriente puede ser comprimida y recuperada como gas combustible. Si no es suficiente con el proceso final de expansión para remover el nitrógeno, una etapa adicional de fraccionamiento es requerida. Si no es removido

se requerirá menor temperatura para licuar la mezcla de gas y por lo tanto un mayor consumo de potencia en la unidad de refrigeración. La remoción criogénica del nitrógeno es una técnica probada y eficiente en los procesos de producción de gas natural licuado.

La otra alternativa es emplear una tecnología de adsorción o bien una tecnología de membrana que no es muy competitiva en términos de costos²⁶.

2.5.4 Transferencia de calor. Para analizar, el proceso de licuefacción de las tecnología analizadas, se requieren dos conceptos básicos; uno es el flujo de transferencia de calor y otro la diferencia de temperatura logarítmica media²⁷.

$$Q = UA(\Delta T) \quad (3)$$

Donde,

Q = Flujo de transferencia de calor global, Btu/h.

U = Coeficiente global de transferencia, BTu/h-ft²-°f.

A = Área de transferencia de calor, ft².

ΔT =Diferencia global de temperatura.

El coeficiente global de transferencia tiene en cuenta los mecanismos de transferencia de calor tales como conducción, convección y radiación.

Por otro lado, la temperatura de los fluidos cambia a medida que fluyen en un intercambiador, por lo que un promedio de diferencia de temperatura es usado en la ecuación (4), y se expresa como:

²⁶ FINN, A.J., Oct. 2007. Nitrogen Rejection Strategies. Hydrocarbon Engineering. p. 49–52.

²⁷ ARNOLD, Ken. STEWART, Maurice. Surface production operations. Volumen 2. Second edition. Gulf Professional Publishing., p.7-47.

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (4)$$

Donde,

$LMTD$ =Diferencia temperatura logarítmica media, °f.

ΔT_1 =Diferencia temperatura mayor punto terminal del intercambiador de calor, °f.

ΔT_2 =Diferencia temperatura menor punto terminal del intercambiador de calor, °f.

2.6 PROPIEDADES BÁSICAS

Cuando el gas natural es enfriado hasta aproximadamente -161°C (-258°F) se logra reducir su volumen en 600 veces respecto a la condición del gas natural a condiciones en que se utiliza en un quemador de combustión. El gas natural licuado es mayormente compuesto por metano (CH_4) en proporciones molares entre 88 y 99% molar. Su composición incluye componentes como etano (C_2), propano (C_3), butanos e hidrocarburos más pesados. También puede contener trazas de dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrógeno (H_2S) y otros internos como helio y nitrógeno. El GNL no es tóxico, no es corrosivo y no tiene olor. Su punto normal de ebullición es de -161°C (-259°F). Su densidad típica está alrededor entre los 430 y 470 kg/m^3 . Esto equivale a la mitad de la densidad del agua. Su punto de auto-ignición se estima entre 540 y 560 °C. Los límites de inflamabilidad entre 0,7 y 2,1.

28

A continuación se describen las propiedades básicas del gas natural, las cuales se deben comprender por su importancia en contratos de compra y suministro de gas en la cadena del GNL. Ver Tabla 8.

²⁸ MOKHABAT, Saeid. Op.Cit, p.4.

Tabla 8. Especificaciones típicas del GNL comercial

UNIDAD	UNIDADES	ESPECIFICACION
Índice Wobbe	KWh/Nm ³	13,03-16,32
Poder calorífico superior	KWh/Nm ³	11,13-12,64
Densidad	Kg/m ³	430-478
Peso Molecular	Kg/Kmol.	16,52-18,88
Metano	% mol	85 min - 97 max
i-Butano & n-Butano	% mol	4 máximo
i-Pentano & n-Pentano	% mol	2 máximo
Nitrógeno	% mole	1.24 máximo
Ácido Sulfhídrico (H₂S)	mg/Nm ³	5 máximo
Azufre total (S)	mg/Nm ³	30 máximo
Temperatura	°C	menos 158 máximo

Fuente: HELLENIC GAS TRANSMISSION SYSTEM OPERATOR S.A. [En línea] 2018. <http://www.desfa.gr/en/regulated-services/lng/users-information-lng/quality-specifications>).

Respecto a las propiedades finales de venta del GNL, hay que decir que las especificaciones del gas natural han sido negociadas individualmente en los contratos entre compradores y compañías de transporte. Los parámetros que normalmente se negocian para introducir el gas en las tuberías para comercialización final son valor calorífico del gas, composición, contaminantes, contenido de agua y el punto de rocío de hidrocarburos. Estos dos últimos para evitar principalmente condensación en la línea que afecte la capacidad de transporte de los gasoductos.

En la Tabla 9, se muestran composiciones típicas para el GNL de diferentes plantas a nivel mundial.

Tabla 9. Composición típica de varias plantas de licuefacción

Componente	Nigeria	Arun	Brunei	Oman	Atlantic	Kenai
% molar	GNL	GNL	GNL	GNL	GNL	GNL
Metano	87,9	88,48	89,4	90	95	99,8
Etano	5,5	8,36	6,3	6,35	4,6	0,1
Propano	4	1,56	2,8	0,15	0,38	0
Butano	2,5	1,56	1,3	2,5	0	0
Nitrógeno	0,1	0,04	0,2	1	0,02	0,1

Fuente: MOKHATAB, Saeid, et al. *Handbook of liquefied natural gas*. Gulf Professional Publishing, 2013 p. 4

2.7 PROPIEDADES TERMODINÁMICAS

Entender el comportamiento de fases de las mezclas de componentes del gas natural y sus propiedades termodinámicas es clave para el diseño y operación de las plantas de GNL. Es clave seleccionar y aplicar de manera correcta las ecuaciones que permitan el modelamiento aceptable del comportamiento de fases. En esta área las ecuaciones de estado son usualmente empleadas para predecir el comportamiento de sistemas de gas natural. Las ecuaciones de estado juegan un papel muy importante en el diseño. Fue en 1873 con la publicación de la tesis de Van der Waals cuando a través de la cual presentó una aproximación analítica de cómo describir comportamiento de fases²⁹. Fue la primera aproximación para predecir mediante una ecuación de estado la coexistencia de vapor-liquido. Las ecuaciones de estado fueron empleadas inicialmente para modelar componentes puros. Más tarde, la ecuación de estado de Redlich y Kwong publicada en 1949 mejoró la precisión de la ecuación de Van der Waals al introducir la dependencia de la temperatura en el parámetro de atracción de la ecuación original. Sin embargo, fue hasta 1972 con Soave y 1976 con Peng-Robinson cuando propusieron

²⁹ VALDERRAMA, Jose O. The state of the cubic equations of state. *Industrial & engineering chemistry research*, 2003, vol. 42, no 8, p. 1603-1618.

modificaciones adicionales para mejorar la predicción de la presión de vapor, densidad de líquidos y condiciones de equilibrio. En la actualidad se cuentan con paquetes termodinámicos para modelar mezclas de componentes polares y no-polares. Las ecuaciones de Soave-Redlich-Kwong (SRK) y Peng-Robinson (PR), si bien son las más empleadas, en este aspecto las ecuaciones de estado siguen siendo de mucho interés para la comunidad científica, pudiendo encontrar muchas modificaciones a los parámetros de las ecuaciones de estado e incluso apareciendo nuevas teorías para el cálculo de propiedades termodinámicas.

Para el caso del GNL, si bien el tema de predecir el comportamiento de fases de las mezclas de gas natural durante su explotación, tratamiento y transporte, se ha abordado de manera satisfactoria, se sigue profundizando como ser más preciso en sistemas de mezcla de componentes de hidrocarburos y su comportamiento cuando se encuentran presentes polares como el agua (H_2O) o bien inorgánicos como el dióxido de carbono (CO_2), ácido sulfhídrico (H_2S), Hidrógeno (H_2), Nitrógeno (N_2). Para ilustrar mejor lo anterior, es de interés para la industria del GNL manejar con precisión el caso en el cual una corriente de gas rico donde el metano es el mayor componente se encuentra en presencia de una segunda fase que pudiera afectar notablemente el comportamiento de fases vapor-líquido. También, en condiciones de baja temperatura componentes como el CO_2 o hidrocarburos pesados presentes en el gas pueden formar sólidos afectando los equipos de procesos, tuberías y válvulas que pueden provocar una pérdida parcial o total de la capacidad de procesamiento del gas natural. De allí la importancia de disponer de procesos eficientes de acondicionamiento del gas antes de licuarlo.

2.8 PRINCIPIOS DE SEGURIDAD

El GNL es un combustible limpio y considerado ambientalmente favorable respecto a otros combustibles. Los principales riesgos cuando se procesa el gas natural licuado son fuego y explosión, quemarse por la baja temperatura, fractura de materiales y peligros por exposición a inhalación de gases en espacios confinados³⁰.

2.8.1 Derrames de GNL. Debido a que la densidad del GNL es la mitad de la densidad del agua, si el derramado en tierra, entonces se evaporará completamente sin dejar residuo. Si se derrama en el agua, flotará y se vaporizará incluso en aguas a temperaturas bajas dado que el agua es más caliente que el GNL que es derramado.

Respecto, a la región de inflamabilidad, el GNL tiene un rango entre 4% y 15% de concentración de los vapores en el aire en el cual puede alcanzar la ignición. En este rango de concentración si encuentran el LNG en forma gaseosa un punto caliente iniciará un fuego o una explosión.

Por otro lado, si bien los vapores son, no tóxicos, pueden llegar a ser asfixiantes en un espacio confinado, si los vapores de GNL desplazan el oxígeno.

2.8.2 Ignición y fuego. Puede resultar por fugas y derrames especialmente en operaciones de transferencia de GNL. Se requiere para que se de fuego la presencia de una fuente de ignición ya que la temperatura de auto-ignición del GNL

³⁰ MOKHATAB, Saeid. Op. Cit, p. 359-364

es 540°C. Si la ignición está presente, se pueden presentar tres (3) potenciales escenarios de fuego:

- Fuego tardío por nube de vapor, el cual ocurre durante el proceso de una expansión de gas que se propaga en el medio ambiente pero que encuentra un punto de ignición.
- Fuego tipo chorro, que ocurre cuando se produce un escape de gas inflamable a alta presión.
- Fuego tipo piscina, ocurre por evaporación parcial en un dique o área de un tanque de almacenamiento de GNL.

2.8.3 Explosiones por nubes de vapor (VCE). El gas metano no genera daños por sobre-presión si se inicia fuego en un área no confinada. Se genera una pluma tipo explosión, cuya apariencia de explosión es más por la velocidad de la llama. Este fenómeno es conocido como deflagración. Componentes hidrocarburos más pesados son capaces de generar una explosión tipo detonación.

2.8.4 Efectos criogénicos. La exposición y contacto con líquidos a bajas temperaturas generará daño severo a ojos y piel. GNL puede penetrar material como ropa. Para operaciones criogénicas se requieren contenedores, materiales y ropa de protección especial. La temperatura de fractura de algunos aceros a carbón está en el rango entre -73°C y -132°C, por lo cual se requiere de materiales especiales para almacenamiento y procesamiento del GNL.

2.8.5 “Rollover”. Es el fenómeno de formación de dos capas de fluidos dentro de tanques de almacenamiento. Esa estratificación provoca la evaporación de una de las capas pudiendo generar grandes cantidades de vapor lo que puede terminar con un incremento en la presión del tanque de manera súbita afectando la integridad.

2.9 UNIDADES Y FACTORES DE CONVERSIÓN

En la Tabla 10, se presentan factores de conversión empleados en los procesos y mercados de GNL.

Tabla 10. Factores de conversión

Gas Natural y Gas Natural Licuado	Para convertir billones de Metros Cúbicos GN	billones de pies cúbicos GN	millón toneladas crudo equivalente	millón toneladas de GNL	trillón BTU	millón de barriles equivalentes
De						
1 billón metros cúbicos GN	1	35,3	0,90	0,74	35,7	6,60
1 billón pies cúbicos GN	0,028	1	0,025	0,021	1,01	0,19
1 millón toneladas crudo equivalente	1,11	39,2	1	0,82	39,7	7,33
1 millón toneladas de GNL	1,36	48,0	1,22	1	48,6	8,97
1 trillón BTU	0,028	0,99	0,025	0,021	1	0,18
1 millón de barriles equivalentes	0,15	5,35	0,14	0,11	5,41	1

Fuente: QATAR PETROLEUM [En línea] 2018.

<https://qp.com.qa/en/Pages/ConversionFactor.aspx>

2.10 TIPOS Y TAMAÑOS DE PLANTAS DE PRODUCCIÓN DE GNL

Respecto a su tamaño las plantas de LNG se pueden clasificar dependiendo de su capacidad, aplicabilidad y funciones en³¹:

- Plantas “*Base-Load*”. Son empleadas para desarrollar grandes yacimientos. Normalmente, estas son empleadas para suplir grandes demandas de gas natural. Han logrado desarrollarse hasta capacidades que alcanzan para un tren sencillo el equivalente a 7,8 MTPA.
- Plantas “*Peak-Shaving*”. Son empleadas para suplir picos de demanda en épocas de invierno y verano. Son regularmente de tamaño pequeño, no superando los 0,1 MTPA y son usadas para licuar y almacenar el exceso de gas de producción y proveer capacidad extra en el pico de demanda.
- Plantas “*Mid-scale*” o mediana-escala. Las plantas de mediana escala son empleadas o bien para desarrollar los reservorios de valor intermedio de reservas o en aplicaciones de licuefacción costa afuera con capacidades alrededor entre 0,3 y 3,5 MPTA.
- Plantas “*small-scale*” o pequeña escala. Las plantas de pequeña escala con capacidades alrededor de los 0,01 MTPA pueden ser empleadas y viables cuando se emplea gas en exceso que pueda ser transportado por carrotanques hacia clientes ubicados en áreas remotas no contactadas por los gasoductos de distribución. El gas natural licuado, puede ser usado con este tipo de plantas para reemplazar combustibles como el diésel o gasolina a motor, sin embargo

³¹ MOKHATAB, Saeid. Op. Cit, p. 9-10.

este tipo de transporte en carrotanques requerirá regasificación y compresión en los puntos finales de consumo en las estaciones de servicio.

En la Tabla 11, se resumen las principales características de cada una en cuanto a número de trenes de licuefacción y capacidades de cada tren según la estadística de datos de proyectos instalados a nivel mundial³².

Tabla 11. Clasificación plantas de licuefacción de gas natural

Tipo planta	Número trenes de licuefacción	Capacidad por tren (MTPA)	Área de aplicación
<i>Base-Load</i>	Uno o múltiples	1 a 7,8	<i>Onshore</i>
<i>Peak Shaving</i>	Uno	0.1	<i>Onshore</i>
Mediana escala	Uno	0,3 a 1,5	<i>Onshore & Offshore</i>
Pequeña escala	Uno	0,01	Camiones <i>Onshore</i>

(*) Término “onshore” se aplica para proyectos en tierra; “Offshore” se aplica para proyectos costa afuera.

2.11 TECNOLOGÍAS DE LICUEFACCIÓN DE GAS NATURAL

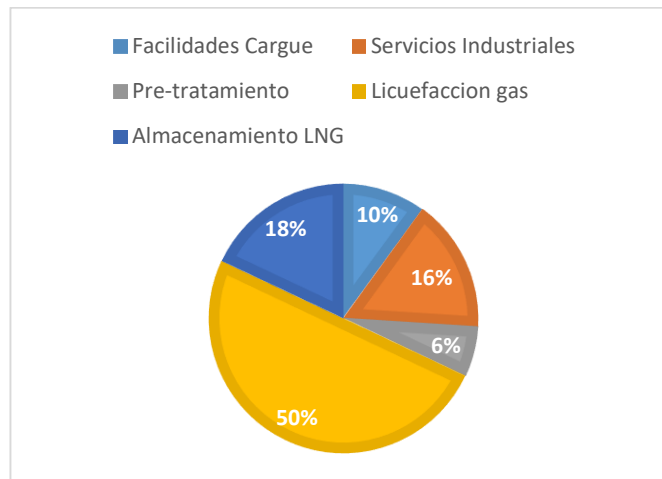
2.11.1 Generalidades. Entender los procesos de licuefacción es sumamente importante al momento de desarrollar un proyecto de este, conforme lo reseña M.N. Usama ³³, se debe tener en cuenta los altos costos operativos y de costos de inversión de capital para la licuefacción del gas natural, si se compara con otras áreas de la cadena de la industria energética. Señalan que el costo de inversión

³² WOOD MACKENZIE. Global gas markets long-term Outlook 2018: LNG Supply. Estados Unidos. 2019. Pag 1-9.

³³ USAMA, M. N.; SHERINE, A.; SHUHAIMI, M. Technology review of natural gas liquefaction processes. Journal of Applied Sciences, 2011, vol. 11, no 21, p. 3541-3546.

para la licuefacción del gas en una instalación es de alrededor el 50% del total del costo de la planta, como lo describe la Figura 17.

Figura 17. Distribución típica de costos de inversión de capital para producción de GNL

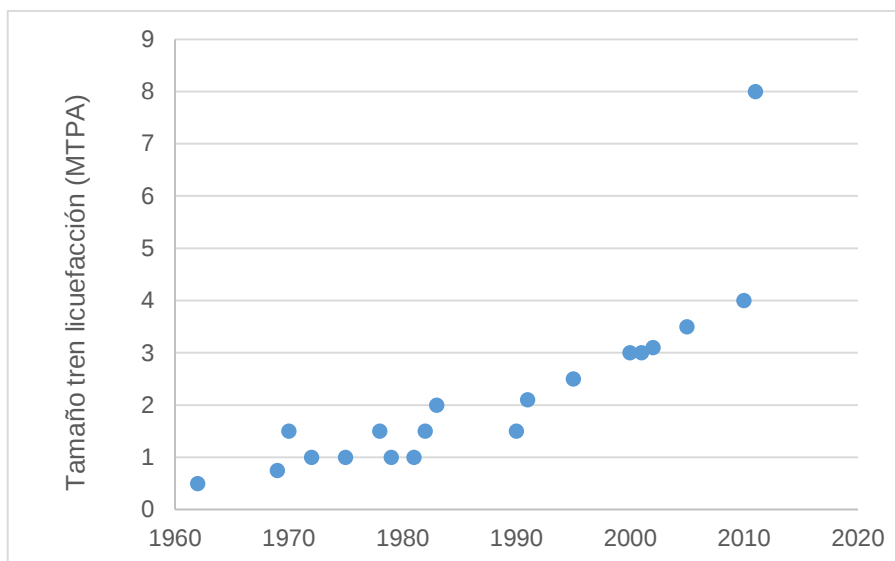


Fuente: USAMA, M. N.; SHERINE, A.; SHUHAIMI, M. Technology review of natural gas liquefaction processes. Journal of Applied Sciences, 2011, vol. 11, no 21, p. 3.542

También se aprecia que el tamaño de las plantas para licuefacción LNG ha ido creciendo a través de los años como lo reseña Khan et al ³⁴, y como se muestra en la Figura 18.

³⁴ KHAN, Mohd Shariq; KARIMI, I. A.; WOOD, David A. Retrospective and future perspective of natural gas liquefaction and optimization technologies contributing to efficient LNG supply: A review. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2017, vol. 45, p. 165-188.

Figura 18. Crecimiento en tamaños de plantas de licuefacción



Fuente: KHAN, Mohd Shariq; KARIMI, I. A.; WOOD, David A. Retrospective and future perspective of natural gas liquefaction and optimization technologies contributing to efficient LNG supply: A review. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2017, vol. 45, p. 166

A través de la historia se encuentran diversos e innovadores desarrollos de técnicas de licuefacción y se sigue investigando para desarrollar plantas de diversos tamaños pero buscando costos menores y más altos índices de eficiencias energéticas, al tiempo que crecen los mercados de consumo de esta limpia fuente de energía. Como lo afirmó AOKI ³⁵ las plantas de GNL empezaron con una capacidad reducida de 0,6 MTPA de producción hasta llegar a capacidades de 8 MTPA. En la actualidad, se cuenta con diversas tecnologías de procesos de tipo comercial para licuefacción de gas natural, algunas de ellas con patentes o de libre uso, tal y como lo reseña Lim ³⁶. Como se aprecia en la Figura 18, a medida que pasan los años se han podido alcanzar plantas con mayor capacidad de producción de GNL.

³⁵ AOKI, Ichizo; KIKKAWA, Yoshitsugi. Technical efforts focus on cutting LNG plant costs. *Oil and Gas Journal*, 1995, vol. 93, no 27.

³⁶ LIM, Wonsub; CHOI, Kwangho; MOON, Il. Current status and perspectives of liquefied natural gas (LNG) plant design. *Industrial & engineering chemistry research*, 2013, vol. 52, no 9, p. 3065-3088.

En general, la licuefacción del gas natural requiere remover calor sensible y latente de una corriente de gas natural normalmente a la presión disponible de los pozos que se emplean para extraer gas de un yacimiento, en un rango amplio de temperaturas. Las tecnologías más empleadas son las de ciclo cerrado en la cuales un fluido refrigerante es circulado a través de un intercambiador de calor en el cual absorbe calor de la corriente de gas natural hasta convertirlo en un producto líquido. El proceso de enfriamiento durante la licuefacción del gas natural se puede clasificar en tres (3) etapas: Pre-enfriamiento, condensación y sub-enfriamiento.

En el GNL, si bien el metano es el compuesto principal, también se encuentra acompañado con otros compuestos que requieren temperaturas intermedias respecto al punto de ebullición del metano que influyen en el calor que debe removerse principalmente en forma de calor latente para poder transformarlos en estado líquido.

Tabla 12. Puntos normales de ebullición principales componentes GNL

Componente	Punto normal ebullición (°c)	Punto normal ebullición (°f)
Metano (C1)	-161 °c	-258°f
Etano (C2)	-103 °c	-154°f
Propano (C3)	-42 °c	-43 °f
Nitrógeno (N₂)	-195°c	-320 °f
Dióxido Carbono (CO₂)	-78 °c	-109 °f

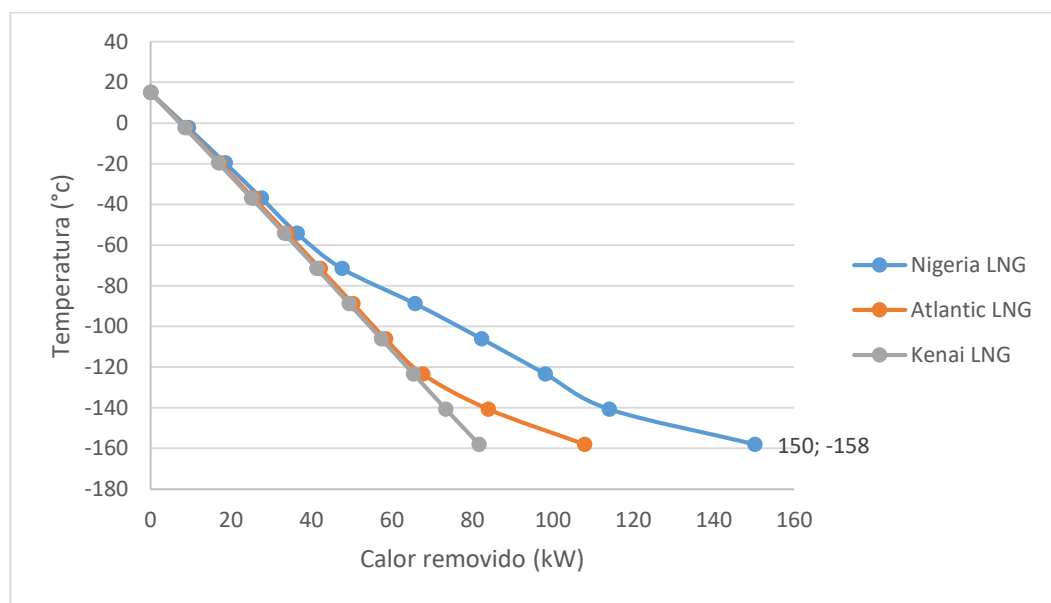
Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). 12a Edicion.
GPSA Engineering Data Book. s.l. : 12a Edicion.

La Tabla 12, muestra la propiedad de punto normal de ebullición la cual es clave conocerla bien en los procesos de licuefacción.

La composición del gas natural a ser licuado es importante para determinar el requerimiento de energía. Como regla de dedo, algunos autores establecen que una

planta típica de 1 MMscfd de gas natural se requieren aproximadamente 230 kW para licuarlo. Sin embargo, se realiza una sensibilidad de calor a ser removido de un gas a presión de 1 bar y temperatura de 15°C hasta -158°C, para composiciones de GNL del mercado, como las ilustradas en la Tabla 9, tomando para los cálculos las composiciones para GNL de plantas de Nigeria, Atlantic y Kenai. Los resultados para las curvas de enfriamiento se ilustran en la Figura 19.

Figura 19. Curva de enfriamiento para diferentes calidades de GNL



La Figura 19, muestra que requiere más calor a ser removido corrientes de gas natural con mayores porcentajes de componentes de mayor peso molecular respecto al metano, tales como el propano y los butanos, que aquellos con porcentajes de metano por encima del 95%. Lo anterior, es debido a que el calor latente de condensación de cada componente con su aporte composicional según las reglas de mezclas multicomponentes que ocurre en el proceso de enfriamiento incrementa el calor a remover de la corriente de gas natural.

Para alcanzar las bajas temperaturas requeridas para producir el GNL, la teoría señala que el proceso de licuefacción más eficiente es aquel que emplea un

refrigerante o mezcla de refrigerantes que puedan estar cercanos a la curva de enfriamiento del gas natural a la presión de operación requiriendo menos ciclos de refrigeración pero mayores áreas de transferencia de calor en el intercambiador de calor. Es por esto, que el diseño de procesos de GNL es un ejercicio de optimización entre la selección y composición del refrigerante, diseño de intercambiadores de calor y área de transferencia de calor y el consumo de potencia de los compresores del ciclo de refrigeración.

La principal diferencia entre procesos de licuefacción del gas natural está en el tipo de proceso termodinámico para contar con refrigerante empleado en el ciclo. Básicamente, existen tres procesos de licuefacción:

- Procesos en cascada clásica (refrigerantes puros)
- Procesos con refrigerantes mixtos.
- Procesos basados en expansión de refrigerante.

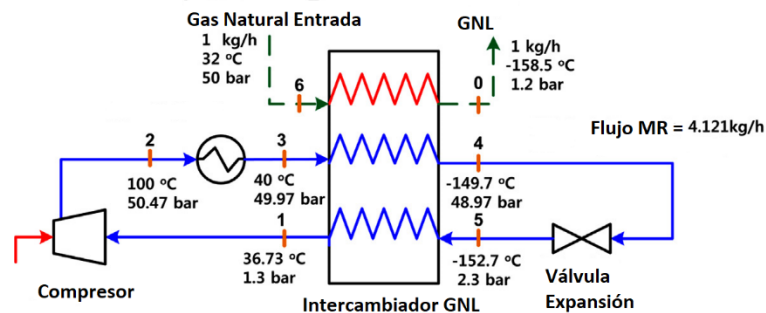
Combinación de estos procesos se tienen disponibles en la industria con el fin de disminuir los consumos de potencia y mejorar las eficiencias térmicas.

2.11.2 Ciclo refrigeración en cascada. Los ciclos de refrigeración en cascada clásica (ciclos refrigerantes puros) y refrigerantes mixtos tienen en común que emplean gran parte del refrigerante en fase líquido permitiendo intercambio de calor latente con el gas a licuar, lo cual aumenta su eficiencia térmica. Posteriormente, mediante una válvula de expansión en donde el proceso ocurre a entalpía constante. En esta válvula ocurren pérdidas por fricción y disipación viscosa, energía que hubiese podido utilizarse. Esto hace la expansión a través de una válvula Joule-Thompson un proceso altamente irreversible³⁷. Sin embargo, este

³⁷ KHAN, Mohd Shariq, et al. Knowledge inspired investigation of selected parameters on energy consumption in nitrogen single and dual expander processes of natural gas liquefaction. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2015, vol. 23, p. 324-337.

proceso de expansión permite que el fluido alcance temperaturas más bajas aguas abajo de la válvula, que una vez en el intercambiador de calor extraerá energía de la corriente de gas natural permitiendo su licuefacción. Producto del calentamiento del refrigerante, cambiará a fase vapor, requiriendo el fluido de trabajo ser recomprimido y enfriado para regresar al ciclo de refrigeración. En la Figura 20, en la corriente de color azul se ilustra el ciclo del refrigerante y en la corriente roja se representa el proceso la corriente de gas natural a ser licuada.

Figura 20. Proceso de refrigeración por compresión-expansión de vapor



Fuente: KHAN, Mohd Shariq; KARIMI, I. A.; LEE, Moonyong. Evolution and optimization of the dual mixed refrigerant process of natural gas liquefaction. Applied Thermal Engineering, 2016, vol. 96, p. 320-329.

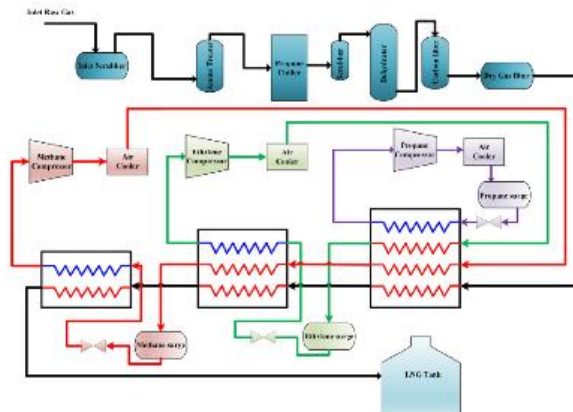
Este proceso es conformado por tres (3) ciclos independientes con refrigerantes puros. Cada uno de los ciclos con una temperatura normal de ebullición de los refrigerantes distinta para proveer la capacidad refrigeración en tres (3) rangos distintos de temperaturas. En resumen, estas tecnologías utilizan una cascada de refrigerantes puros o mixtos para la licuefacción del gas natural. Tiene algunas ventajas sobre las demás tecnologías de licuefacción de gas natural, entre las que se encuentran principalmente:

- Pérdidas de alguno de los trenes no provocará una parada total de planta, ya que se puede seguir operando con una capacidad reducida.

- Este tipo de plantas pueden variar las especificaciones del LNG para obtener más gas licuado del petróleo (GLP) o etano para conseguir especificaciones de mercado.
- La utilización de refrigerantes de componentes puros evita el riesgo de flujo de dos fases en las líneas de proceso de la planta.
- Es de operación sencilla y probada confiabilidad.
- Equipos de procesos menos especializados fabricados y suministrados por un gran rango de proveedores al compararla con otras tecnologías de licuefacción como los procesos de refrigerante mixto.

Típicamente, se emplean refrigerantes como Propano, Etileno y Metano. El propano se emplea para enfriar el gas natural y los otros dos refrigerantes hasta aproximadamente -30°C . En el ciclo de etileno, el etileno pre-enfriado provee capacidad de llevar el metano y la corriente de gas natural hasta los -90°C . Por último, en el ciclo de refrigeración de metano, el metano es usado para enfriar el gas hasta -160°C . Este ciclo posee la mayor eficiencia térmica de los tres procesos de licuefacción conocidos, ya que requiere menos área de transferencia de calor, pero a pesar de su mejor eficiencia térmica, requiere mayor número de equipos y por lo tanto mayor complejidad operacional y mayores costos de inversión de capital. En la Figura 21, se muestra un diagrama de flujo general que describe el proceso en cascada.

Figura 21. Diagrama de flujo general de proceso de licuefacción en cascada



Fuente: ANDRESS, D. L. The Phillips Optimized Cascade LNG Process: A Quarter-of-a-Century of Improvements. 1996

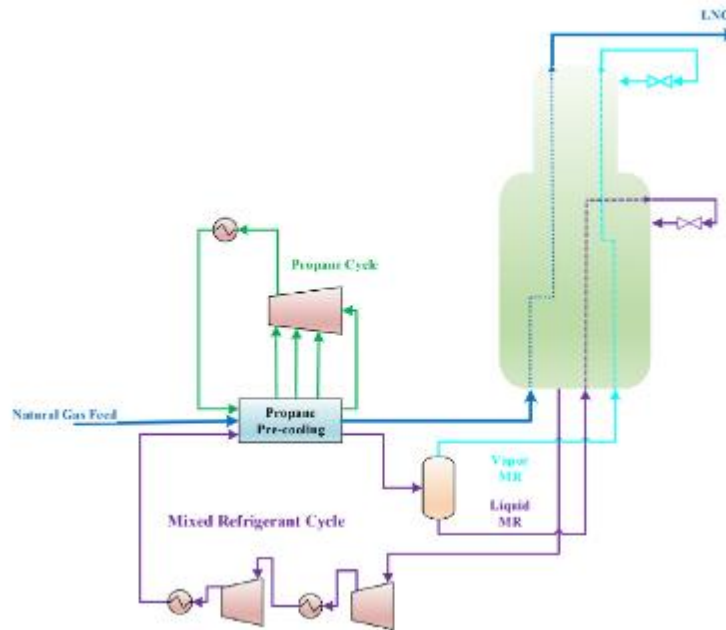
2.11.3 Ciclo de refrigerante mixto (MR). Es diseñado para reducir la cantidad de equipos empleados en los procesos en cascada. Usan normalmente una mezcla de hidrocarburos livianos (menores a pentanos) y nitrógeno. En este proceso se selecciona una mezcla de refrigerante que permita el menor consumo de potencia en el ciclo, lo cual se logra minimizando las diferencias de temperaturas entre las curvas compuestas³⁸ de las corrientes calientes y frías en el intercambiador multi-corrientes. A partir de este proceso de refrigerante mixto se han derivado conceptos que emplean dos ciclos, ambos con refrigerantes mixtos conocidos como duales (DMR). Este último presenta una variante que es el proceso dual con un ciclo con refrigerante mixto y un ciclo de propano para pre-enfriamiento (C3-DMR). Finalmente, se tiene el caso de un ciclo simple de refrigeración con refrigerante mixto (SMR). En la Figura 22, se describe un proceso DMR con patente de licencia a favor de APCI que cuenta con un ciclo de propano y un ciclo de refrigerante mixto.

En estos procesos, quien opera la planta, se convierte altamente dependiente al proveedor de la tecnología ya que se requiere una reposición de las pérdidas que

³⁸ Curva compuesta: Diagrama temperaturas de corrientes de proceso calientes y frías que sirven para visualizar el requerimiento de intercambio de calor en el proceso.

se presentan de refrigerante en los ciclos de licuefacción. Además, la formulación y selección de la composición del refrigerante es definida por el proveedor.

Figura 22. Esquema de proceso C3-DMR (Licenciado por Air Product and Chemicals Inc) 39



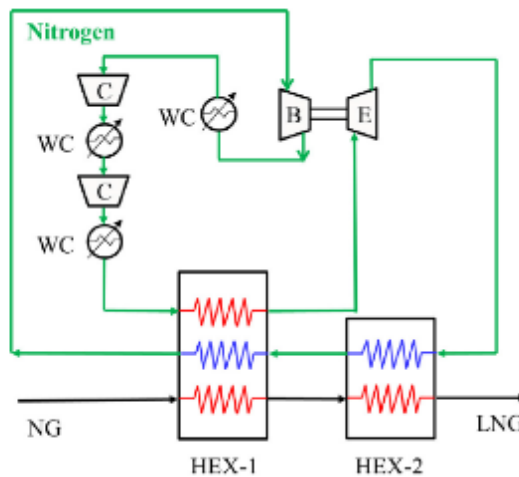
Fuente: HE, Tianbiao; KARIMI, Iftekhar A.; JU, Yonglin. Review on the design and optimization of natural gas liquefaction processes for onshore and offshore applications. Chemical Engineering Research and Design, 2018, vol. 132, p. 92

2.11.4 Ciclo de expansión de gas. Es un proceso que emplea un turbo-expander en una operación a entropía constante para generar una corriente fría que sirve para licuar el gas natural. Los dos fluidos más empleados son nitrógeno y metano, debido a su baja temperatura normal de ebullición, lo que garantiza que durante el proceso de expansión el fluido refrigerante permanezca en estado gaseoso y no condense en el expansor. Sin embargo esto incrementa el consumo de potencia del

³⁹ HE, Tianbiao; KARIMI, Iftekhar A.; JU, Yonglin. Review on the design and optimization of natural gas liquefaction processes for onshore and offshore applications. Chemical Engineering Research and Design, 2018, vol. 132, p. 92.

ciclo, ya que el retiro de calor desde el gas natural se hace a expensas del calor sensible que se puede transferir y por lo tanto mayor flujo debe ser circulado del fluido de trabajo. Así mismo, se debe comprimir el refrigerante antes de ingresar al expansor hasta valores elevados de presión. Mayores niveles de compresión y flujo hacen que este tipo de proceso consuma más potencia que los demás. Sin embargo, dado que puede manejar nitrógeno, el cual no tiene implicaciones de riesgos de seguridad lo hace bastante atractivo para procesos como la licuefacción de gas costa afuera.

Figura 23. Ciclo de expansión sencilla con Nitrógeno



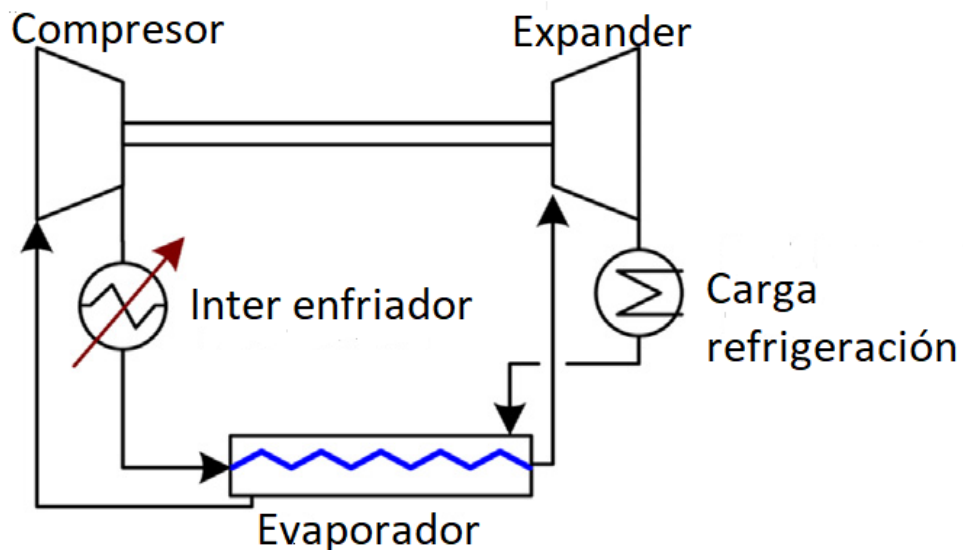
Fuente: HE, Tianbiao; JU, Yonglin. Optimal synthesis of expansion liquefaction cycle for distributed-scale LNG (liquefied natural gas) plant. Energy, 2015, vol. 88, p. 268-280

La Figura 23, ilustra un ciclo empleando la expansión del nitrógeno a entropía constante, aprovechando parte del calor rechazado en el turbo-expansor para el trabajo de compresión que debe aplicarse al Nitrógeno.

En un proceso basado en expansores, un gas a alta presión es expandido a entropía constante, como ya fue mencionado, hacia una más baja presión. La potencia es

generada por la disminución de la entalpía de la corriente expandida y el trabajo y refrigeración es extraído. La refrigeración es usada en el proceso de licuefacción y el trabajo es usado parcialmente para recomprimir el gas refrigerante ⁴⁰ . La Figura 24 muestra el arreglo de un sistema de turbo-expander que funciona como una máquina de refrigeración. El sistema consiste en un compresor, inter enfriador, intercambiador de calor y expensor acoplado al eje del compresor. La energía recuperada del expensor mueve el eje del compresor.

Figura 24. Sistema de refrigeración basado en turbo-expansión

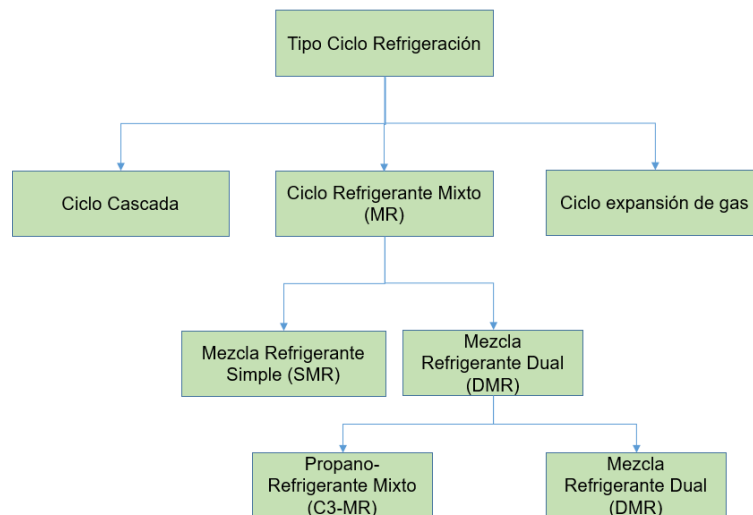


Fuente: KHAN, Mohd Shariq, et al. Knowledge inspired investigation of selected parameters on energy consumption in nitrogen single and dual expander processes of natural gas liquefaction. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2015, vol. 23, p. 326.

Por otro lado, la Figura 25, muestra un esquema general resumen de los procesos de licuefacción.

⁴⁰ KHAN, Mohd Shariq, et al. Knowledge inspired investigation of selected parameters on energy consumption in nitrogen single and dual expander processes of natural gas liquefaction. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2015, vol. 23, p. 324-337.

Figura 25. Tipos de ciclos de refrigeración



Complementariamente, en la Tabla 13., se presenta un resumen de las principales características de tecnologías de licuefacción hoy disponibles.

Tabla 13. Comparativo características tecnologías por tipo de ciclos de refrigeración

Tipo Ciclo	Principio de operación	Número de ciclos	Ventajas	Desventajas
Cascada	Refrigerantes independientes vaporizan a diferentes pero a temperatura constante.	Tres (3)	*Flexible en operación por contar con ciclos independientes. *Bajas área de transferencia de calor. *Menores requerimientos de potencia	*Mayor número de equipos. *Mayor costo de inversión inicial. *Poco flexible a variación composición gas entrada.

Tipo Ciclo	Principio de operación	Número de ciclos	Ventajas	Desventajas
Mezcla refrigerantes (MR)	Continuo enfriamiento con temperaturas muy cercanas entre refrigerante compuesto por mezcla de hidrocarburos livianos y nitrógeno con la corriente caliente de gas natural.	Uno (1) o dos (2)	*Menor número de compresores e intercambiadores de calor. *Ajustable a variaciones composición gas entrada.	*Limitaciones en capacidad de trenes de producción. *Mayor tiempo para arranque y puesta en marcha. * Menor eficiencia térmica por requerir mayores áreas de transferencia de calor.
Expansión	Utiliza turbo-expansores para producir el refrigerante para la licuefacción	Uno (1)	*Ajustable a cambios de composición de gas natural. *Operación estable. *Inherentemente seguro. *No maneja refrigerante en estado líquido.	*Es el menos eficiente, por lo cual es utilizado para plantas de capacidad pequeño y menores.

2.11.5 Desarrollo de tecnologías comerciales. A partir de los procesos descritos anteriormente, se han desarrollado tecnologías algunas de ellas patentadas por diferentes compañías y comerciales.

A continuación se muestra un resumen de distintas tecnologías según el tipo de refrigerante y el proceso empleado.

2.11.5.1. Tecnologías basadas en Expansión. La Tabla 14 muestra un resumen de los procesos que tienen como base el uso de turbo-expansores para conseguir bajas temperaturas del fluido refrigerante.

Tabla 14. Descripción tecnologías basadas en expansores

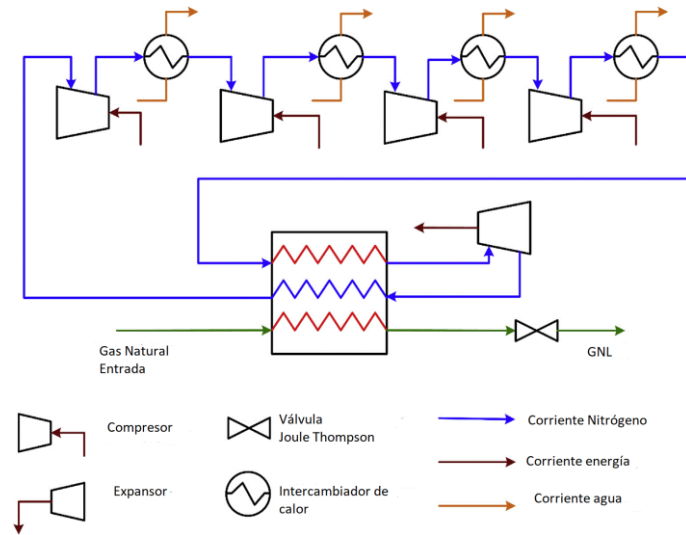
Proceso	Descripción
Expansión simple N₂	*Emplea un ciclo de expansión con N₂. *Requerimiento de potencia específica estimada en 0,743 kW/Kg-LNG).⁴¹
Expansión dual N₂	*Emplea expansión en niveles distintos de presión, empleando dos (2) expansores con ahorro de potencia en compresión posterior. *Un ciclo de compresión. * Requerimiento específico potencia estimado de 0,501 kW/kg-LNG)
Expansión simple N₂-CO₂	*Emplea ciclos separados de N₂ y CO₂. Ciclo de pre-enfriamiento con CO₂. *Emplean expansión de una etapa. *Requerimiento de potencia específica estimada en 0,4945 kW/kg-LNG).
Expansión dual N₂-CO₂.	*Representa una mejora al proceso de expansión simple. * Requerimiento potencia específica de 0,4147 kW/Kg-LNG).

⁴¹ KHAN, Mohd Shariq; KARIMI, I. A.; WOOD, David A. Op. Cit. P- 165-188..

Proceso		Descripción
Expansión Dual	CH₄ (zero-refrigerant)	*Emplea gas natural como refrigerante recuperado de tanques de almacenamiento que es comprimido y expandido en dos (2) etapas. *Diseñado para trenes de menor a 1 MTPA.
	AP-N™	*Menores emisiones de CO₂ (pendiente de comprobación a nivel comercial) *Emplea tres etapas de expansión a diferentes niveles de presión. La compresión del nitrógeno refrigerante se hace en tres (3) etapas.
	AP-HN™	*Es una mejora de Air Products Inc del proceso AP-X™ empleado en Qatar. *Pre-enfriamiento con HFC (hidrofluorocarbonado) y expansión con nitrógeno. *Eficiencia energética alta.
		*Presenta restricción ambiental por uso de HFC's

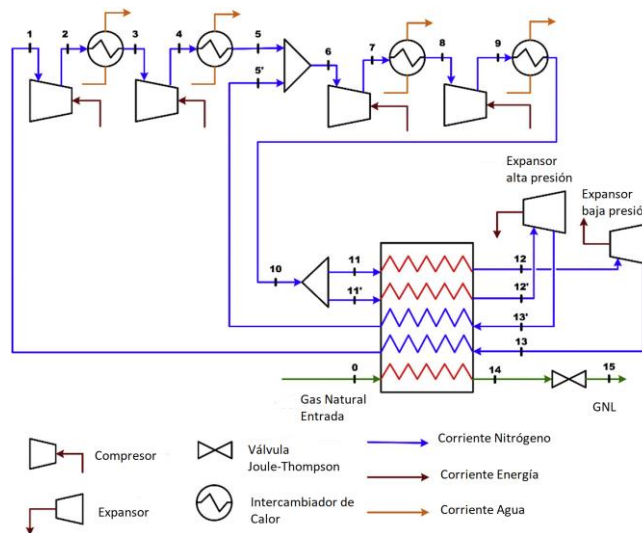
De la Tabla 14, se puede concluir que según estudios previos de investigadores la tecnología basada en expansores, la más eficiente en consumo de energía es la que emplea un ciclo dual con CO₂ para pre-enfriamiento y N₂ para el sub-enfriamiento de la corriente de gas natural. Sin embargo, para un proyecto costa afuera los procesos con menor número de equipos pueden prevalecer, por lo tanto un proceso con expansores de ciclo simple o empleando un solo refrigerante en ciclo dual pueden ser atractivos a pesar de su mayor consumo energético, como lo describen la Figura 26 y Figura 27.

Figura 26. Licuefacción de GN con expensor simple con Nitrógeno



Fuente: KHAN, Mohd Shariq, et al. Knowledge inspired investigation of selected parameters on energy consumption in nitrogen single and dual expander processes of natural gas liquefaction. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2015, vol. 23, p. 327

Figura 27. Licuefacción de GN con expensor dual con Nitrógeno



Fuente: KHAN, Mohd Shariq, et al. Knowledge inspired investigation of selected parameters on energy consumption in nitrogen single and dual expander processes of natural gas liquefaction. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 2015, vol. 23, p. 327

2.11.5.2. Tecnologías basadas en refrigerante mixto (MR). La Tabla 15, muestra un resumen de las tecnologías que emplean refrigerante mixto. Estas tecnologías son las predominantes y con más experiencia operacional. Estas tecnologías alcanzan mejores eficiencias por conseguir temperaturas más cercanas a las curvas de enfriamiento del gas natural dentro de los intercambiadores de calor.

Tabla 15. Descripción tecnologías basadas en refrigerantes mixto.

Proceso		Descripción
Refrigerante sencillo (SMR)	mixto	*Se emplea un único ciclo de compresión con refrigerante mixto. *La expansión en el intercambiador se hace hasta valores de presión muy bajos por lo cual demanda mucha energía para re-compresión del refrigerante. *Empleado en plantas hasta 1 MTPA. *Fácil de operar y poca área requerida para construirlas. *No recomendada para offshore por manejar refrigerantes inflamables.
Refrigerante mixto pre-enfriamiento con propano (C₃-MR)	pre-enfriamiento con	*Dos (2) ciclos separados de refrigeración, uno con propano para pre-enfriamiento. *Posee la más alta eficiencia conocida por conseguir temperaturas de aproximación mínima entre corrientes en intercambiadores de proceso. * No atractiva para offshore por los altos inventarios de propano que maneja. *Es la más empleada en plantas tipo “base-load” en el mundo.
Refrigerante mixto dual (DMR)	dual	*Emplea dos (2) ciclos de refrigerante mixto independientes. *Pre-enfriamiento se realiza con un refr *Aplicable para diseñar plantas con trenes de mayor tamaño respecto a la tecnología C₃-MR. *La empresa Air Products ha realizado variantes al pre-enfriamiento con refrigerante mixto para

Proceso	Descripción
	mejorar eficiencias en consumo de potencia principalmente. *Shell maneja también una patente de este proceso.
Korea refrigerante mixto simple (KSMR)	*Variante del proceso SMR emplea un (1) ciclo de refrigeración pero divide los componentes livianos y pesados del ciclo. Los Livianos se expanden hasta baja presión y los pesados hasta una presión intermedia. Ambas corrientes ingresan al intercambiador con el gas natural con niveles de temperaturas diferentes.
Air Products AP-SMR	*Variante del proceso SMR original que ahorra requerimiento de potencia. *Divide también las corrientes de proceso en livianos, medios y pesados con el fin de realizar expansiones a diferentes niveles de presión para conseguir distintos niveles de temperatura alcanzar menores temperaturas de aproximación entre corrientes frías y calientes en el intercambiador.

De la Tabla 15 resumen, se puede concluir que las tecnologías de refrigerante simple (SMR) pueden servir para plantas tipo “*peak-shaving*” o plantas de pequeña escala. Por otro lado, las tecnologías DMR y C₃-DMR son aplicables a plantas de mediana y gran escala. Sin embargo, la tecnología C₃-DMR para aplicaciones costa afuera tiene limitaciones de aplicación debido al inventario que debe mantenerse de propano y operativamente el almacenamiento de propano tendría inconvenientes en ambientes marinos por el peso de la estructura que se requeriría para almacenarlo con el fin de evitar pérdidas por evaporación y salpique por el movimiento de los barcos. Además, esta tecnología presenta riesgos de seguridad de procesos por la alta inflamabilidad del propano (C₃). Por lo descrito anteriormente, para el caso de Colombia, cuando se considere un desarrollo de explotación de un campo de gas costa afuera el uso de C₃-DMR se recomienda un estudio de riesgos para la factibilidad del uso de esta tecnología. De modo que, para

un potencial proyecto empleando una FLNG para el caso colombiano, debería considerar tecnologías como la SMR y DMR.

2.11.5.3. Tecnologías de refrigeración en cascada. Estas tecnologías utilizan una cascada de refrigerantes puros o mixtos para la licuefacción del gas natural.

Tabla 16. Descripción tecnologías basadas en refrigeración en cascada

Proceso	Descripción
ConocoPhillips Optimizado	*Flexibilidad en carga de alimentación sin parar totalmente la producción ante una falla en algún ciclo de la cascada. *Puede emplear intercambiadores tipo Kettler o de placas. *Requiere inventario de varios refrigerantes puros y mayor número de equipos. *Trenes hasta de 5,2 MTPA. *Potencia específica estimada entre 0,29 y 0,35 kW/kg LNG.
Cascada de refrigerante mixto (Linde)	*En este proceso se emplean mezclas de refrigerantes mixtos para los ciclos de pre-enfriamiento, licuefacción y sub-enfriamiento. *Respecto al proceso con refrigerantes puros, es un proceso que demanda menos potencia para los ciclos de compresión de los refrigerantes. *Fluctuaciones en la composición del gas de entrada requiere ajuste en la composición del refrigerante mixto. *Implementado en una planta en Noruega de 4,3 MTPA de capacidad, pero con problemas de confiabilidad.

De la Tabla 16, se puede apreciar que las tecnologías en cascada disponibles como la desarrollada por ConocoPhillips son perfectamente aplicables a plantas tipo “base-load” con capacidad alta en un tren sencillo. Sin embargo, su aplicación a

proyectos costa afuera se descarta debido a las implicaciones de mantener inventarios de hidrocarburos para cada componente puro, lo cual implicaría complejidades logísticas y de riesgos de seguridad de procesos. Por otro lado, la tecnología desarrollada por Linde ha presentado problemas de confiabilidad operativa.

2.11.5.4. Tecnologías híbridas. Estos procesos incorporan más de uno de los elementos de las tecnologías disponibles para la licuefacción del gas natural, tales como expansores, refrigerantes mixto, refrigerante mixto dual y/o cascada. Justificadas las combinaciones por la búsqueda de alta eficiencia operativa, flexibilidad a más bajos costos.

Tabla 17. Descripción tecnologías híbridas

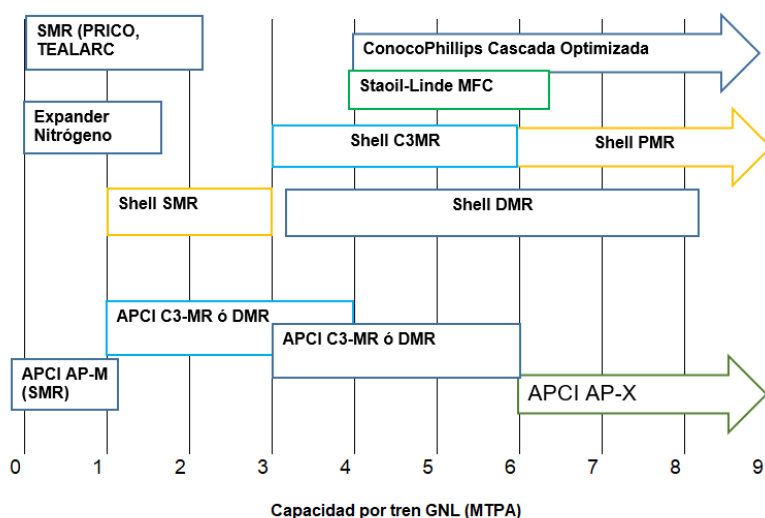
Proceso	Descripción
Axens Liquefin	*Combinación entre procesos DMR y cascada con MR. *Pre-enfriamiento se lleva a un rango entre -50°C y -80°C. *Igual carga entre pre-enfriamiento y licuefacción-subenfriamiento, permite instalar dos turbinas de gas para los compresores de igual tamaño. *Se alcanzan capacidades de trenes entre 3 y 8 MTPA. *Uso de refrigerante mixto compuesto por metano, etano, propano, butano y nitrógeno. *La única planta que emplearía esta tecnología ubicada en Iran no ha iniciado operación.
Air Products AP-X™	*Combina las ventajas de expansores y refrigerantes mixtos para alcanzar altas eficiencias a bajo costo operativo. *Alcanza capacidades de trenes de 8 MTPA. *Emplea un ciclo de expansión con nitrógeno para la etapa de sub-enfriamiento que reduce

Proceso	Descripción
	el requerimiento de propano en un 20% y de refrigerante mixto en un 40%.
	*Puede operar a capacidad reducida de hasta 65% con el ciclo de nitrógeno fuera de línea.
	*Actualmente, operativa en Qatar con un tren de 8 MTPA.

De la Tabla 17, se concluye que las tecnologías híbridas buscan los máximos límites de capacidad en el diseño de plantas de proceso que son empleadas para la licuefacción del gas natural. Aplicables a proyectos de grandes reservas de gas y potencial de mercado altos, tal y como se han encontrado países del medio oriente como Qatar. Estas tecnologías híbridas aplicables a la fecha a plantas tipo “base-load”.

También se aprecia que las tecnologías en cascada y refrigerantes mixtos dominan el mercado por permitir alcanzar mayores capacidades de planta con mejores eficiencias energética, como lo muestran las Figura 28, Figura 29, Figura 30 y Figura 31. Sin embargo, las últimas tendencias es que los desarrolladores de tecnologías están migrando hacia tecnologías híbridas que busca aprovechar lo mejor de cada una de las ya probadas. De la misma manera, el potencial desarrollo de reservas en ambientes costa afuera, abre una ventana para aquellas tecnologías que si bien no marcan la pauta a nivel de eficiencia energética, si son aplicables por su menor número de equipos y la utilización de refrigerantes de poco riesgo y no requerir inventario a bordo.

Figura 28. Tecnologías disponibles para la licuefacción de gas



Fuente: LIM, Wonsub; CHOI, Kwangho; MOON, Il. Current status and perspectives of liquefied natural gas (LNG) plant design. Industrial & engineering chemistry research, 2013, vol. 52, no 9, p. 3065-3088.

Figura 29. Capacidad instalada mundial de licuefacción por cada tecnología

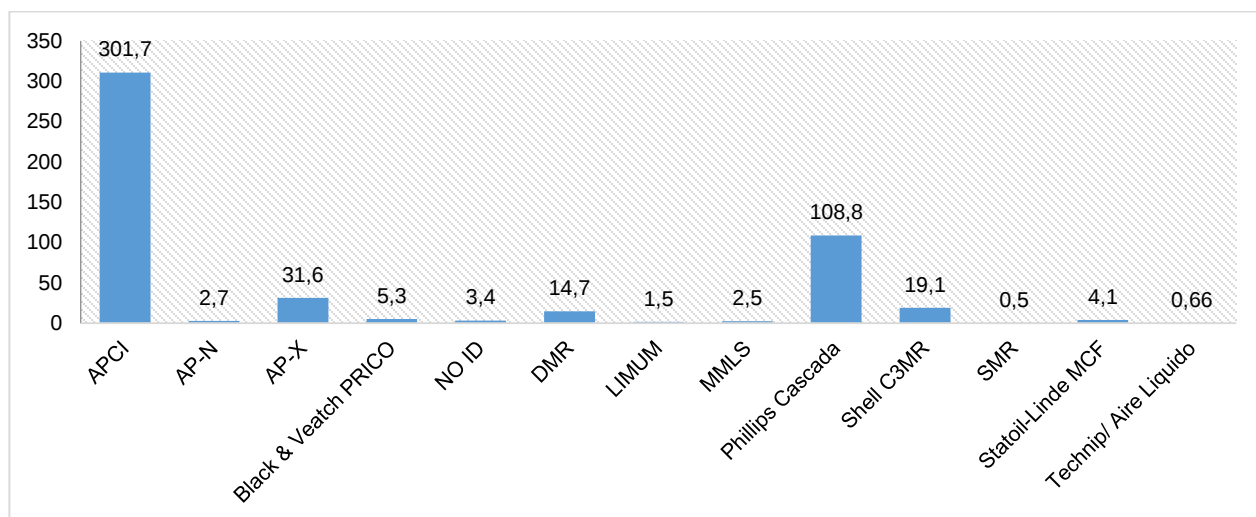


Figura 30. Participación por tecnología en capacidad licuefacción mundial operativa y en construcción

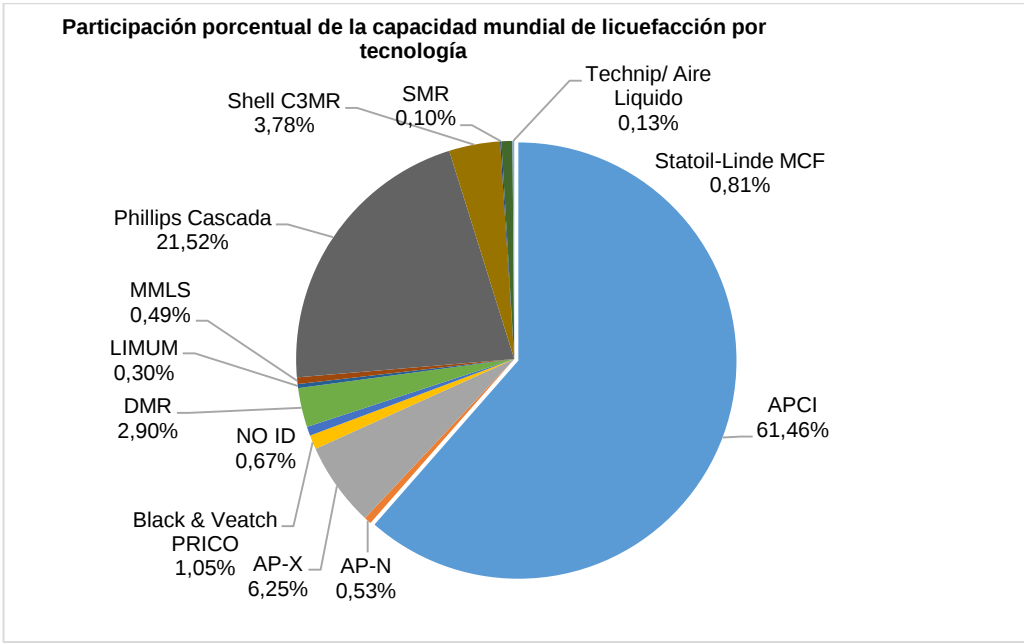
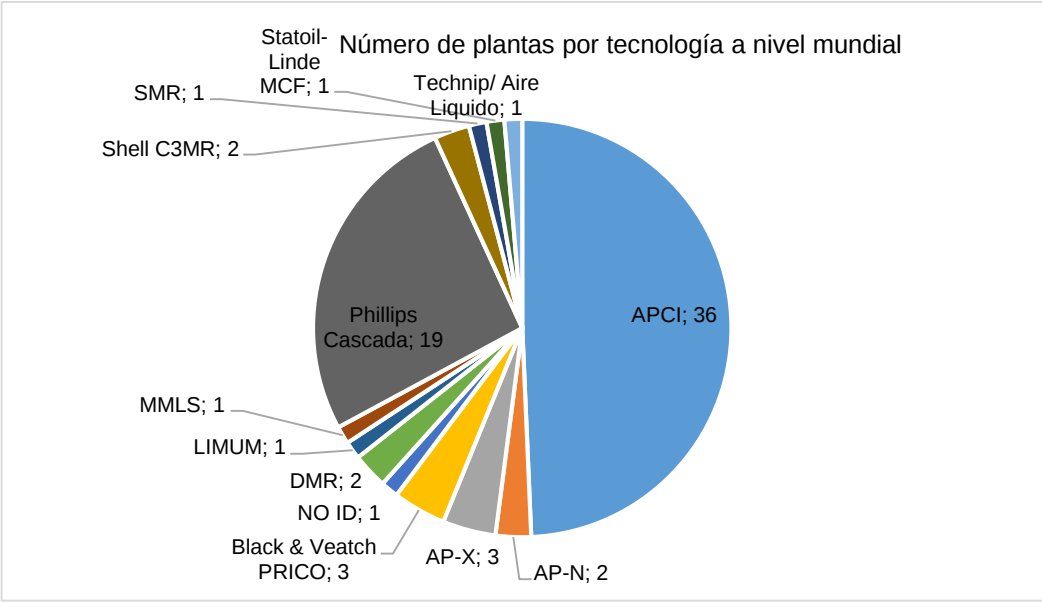


Figura 31. Distribución de tecnologías por plantas a nivel mundial



2.12 TRANSPORTE DE GNL

Para transportar GNL hacia las facilidades de regasificación existen dos medios básicos, barcos y carro tanques. Para un eventual desarrollo costa afuera en Colombia empleando una FLGN, se debería emplear barcos metaneros para poder transportar el GNL hacia las facilidades de regasificación en los puertos de consumo, siempre que sea viable económicamente, para el caso de consumo interno. O evaluar la opción de línea sub marina desde el centro de producción costa afuera, lo cual sería objeto de otra investigación.

2.12.1 Barcos. El GNL es transportado en barcos especializados, conocidos como buques metaneros, los cuales cuentan con tanques en el casco de doble pared, diseñados para mantener la carga ligeramente por encima de la presión atmosférica a temperaturas cercanas a los -169°C ⁴². El diseño del tanque debe garantizar aislamiento a condiciones de almacenamiento del GNL. Como el aislamiento no se puede garantizar en un 100% los componentes más livianos del GNL como el metano y el nitrógeno, tienden a evaporarse haciendo la mezcla almacenada más pesada y por lo tanto incrementando el poder calorífico y el índice de Wobbe. Este fenómeno de evaporación del GNL es conocido como “*boil-off gas*” ó BOG. Se estima que normalmente entre un 0,10% hasta un 0,15% de la carga diariamente presentará esta condición. El BOG se puede emplear como gas combustible para el barco o se puede recomprimir para ser enviado de nuevo a los tanques de almacenamiento.

El sector de hidrocarburos transporta GNL y otros productos como petróleo sin refinar o líquidos que sirven como insumo para la industria petroquímica. Sin embargo, la diferencia de los tanques metaneros con el transporte de estos otros productos, es el sistema de almacenamiento.

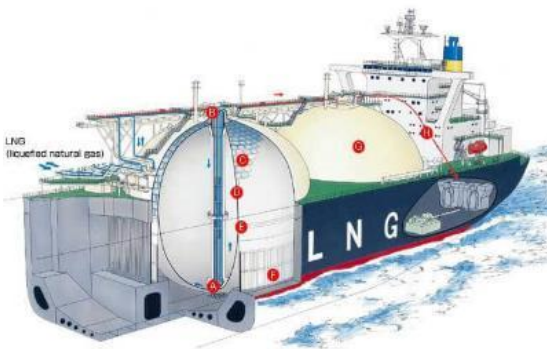
⁴² MOKHATAB, Saeid, et al. Op. Cit., p-13-24

Existen cuatro tipos de sistemas de contención en los buques de GNL, las cuales se describen a continuación.

2.12.1.1. Tanques independientes. Este tipo de buques cuentan con tanques que almacenan el GNL en una estructura independiente que no forman parte de las paredes del casco del barco. Usualmente esos tanques son de forma esférica o en forma de prisma. Se construyen de una aleación de acero con Níquel al 9% con capas de aislamiento por fuera del tanque. Las esferas o prismas son soldadas a la estructura del barco por medio de soportes. Los tanques independientes en forma de prisma tienen la ventaja respecto a los esféricos que aprovechan mucho más el espacio y por lo tanto cuentan con mayor capacidad de almacenamiento. En la actualidad según Wood Mackenzie, el tanque metanero de mayor capacidad que emplea tanques independientes cuenta con una capacidad de 183,000 m³. Ver Figura 32,

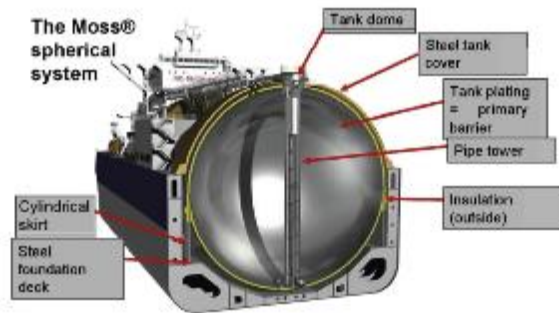
Figura 33 y Figura 34.

Figura 32. Tanques independientes esféricos



Fuente: MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of liquefied natural gas. Gulf Professional Publishing, 2013 p. 14

Figura 33. Ilustración tanques tipo esférico



Fuente: MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of liquefied natural gas. Gulf Professional Publishing, 2013 p. 13

Figura 34. Ilustración tanques tipo prisma



Fuente: MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of liquefied natural gas. Gulf Professional Publishing, 2013 p. 12

2.12.1.2. Tanques no independientes (membranas). Los tanques de membranas son tanques no autosoportados que rodean la estructura interna del casco doble del barco. Estos tanques consisten en una capa delgada de metal como barrera primaria, aislamiento y otra barrera capa de membrana. Con este diseño,

el casco del barco se convierte el tanque más externo. El material puede ser acero con 36% de níquel o bien 18% cromo y 8% níquel. El buque metanero de mayor capacidad en la actualidad operativo tiene una capacidad de 266.000 m³ de almacenamiento de GNL. Ver Figura 35 y Figura 36.

Figura 35. Esquema tanque tipo membrana



Fuente: MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of liquefied natural gas. Gulf Professional Publishing, 2013 p. 14

Figura 36. Interno tanque tipo membrana



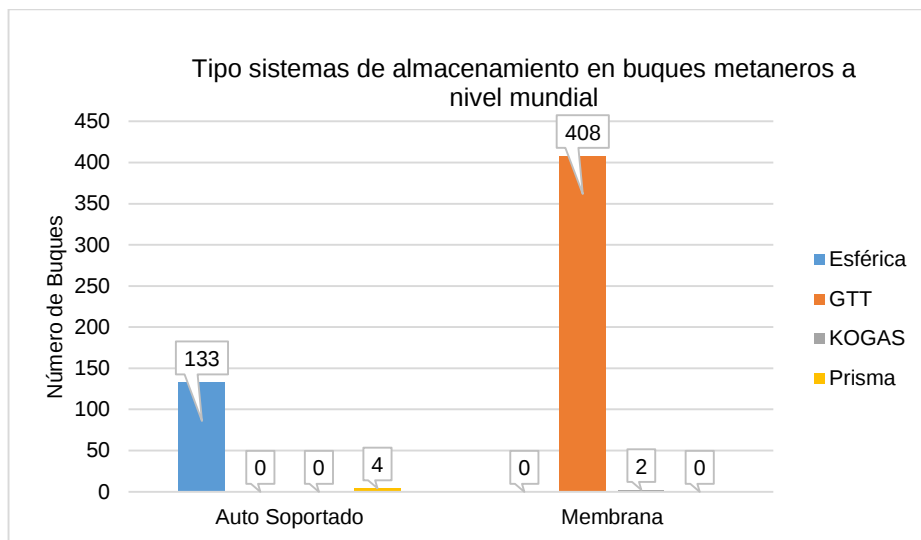
Fuente: MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of liquefied natural gas. Gulf Professional Publishing, 2013 p. 14

Según datos de la consultora Wood Mackenzie actualmente, están en operación en el mundo 547 buques metaneros. Recientemente, debido a la segmentación del mercado se están fabricando buques con capacidad pequeña de hasta 19.000 m³ con el fin de cubrir la demanda de compradores con plantas de regasificación de capacidades menores.

Para el caso de un potencial proyecto en el caribe Colombiano para producción de GNL para exportación, se pudieran emplear cualquiera de los tipos de barcos descritos anteriormente. Pero teniendo en cuenta, que la prioridad de un desarrollo de un campo de gas costa afuera en Colombia, debe suplir inicialmente la demanda local y el excedente si poder exportarlo, en una eventual fase conceptual de desarrollo se tendría que efectuar un estudio técnico-económico para evaluar si la demanda local se puede suplir empleando barcos metaneros enviando el gas hacia el punto de regasificación ubicado en Cartagena o bien construir una línea submarina que permita que el gas se conecte al punto más conveniente para ingresar al sistema nacional de transporte de gasoductos.

Por otro lado, en la Figura 37, se muestra un resumen de los tipos de tanques empleados por los barcos actualmente operativos a nivel mundial. Se aprecia que los tanques más utilizados son los de tipo membrana.

Figura 37. Sistema almacenamiento empleado en tanqueros metaneros en operación

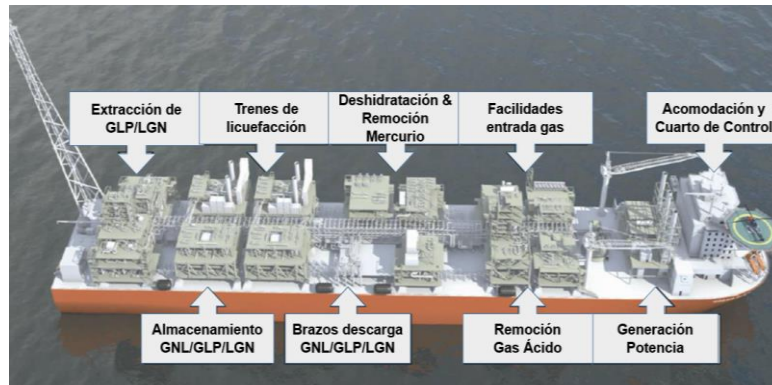


2.12.2 Carro tanques. Este tipo de sistema es empleado para cubrir la demanda de usuarios ubicados en áreas continentales en las cuales el suministro del gas natural no está disponible vía gasoductos. Lo anterior permite a viabilizar campos de gas natural en yacimientos cuyos perfiles de producción no justifiquen la construcción de un gran sistema de tubería y el transporte por carro tanques representa un caso viable.

2.13 FLNG

Una unidad flotante de licuefacción de gas natural (FLNG) puede ser descrita como una planta de licuefacción tipo “*base load*” localizada sobre un barco, la cual también provee la capacidad de almacenamiento y descarga, como lo muestra la Figura 38.

Figura 38. Arreglo típico de una unidad de procesamiento tipo FLNG



Fuente: THE OXFORD INSTITUTE FOR ENERGY STUDIES. Floating Liquefaction (FLNG): Potencial for wider Deployment. Paper NG 107.

La industria de licuefacción costa afuera ha implementado al máximo las tecnologías probadas en tierra con el fin de minimizar los riesgos técnicos⁴³. Estas unidades flotantes incluyen todas las facilidades de proceso que son usadas en una planta en tierra.

Las principales diferencias entre una FLNG y una planta de licuefacción en tierra son:

- Mucho menos espacio es disponible.
- La necesidad de ubicar los equipos para resistir movimiento por oleaje.
- Los riesgos asociados a la operación de tener dos barcos expuestos a los movimientos de oleaje en el descargue costa afuera.
- La utilización de plantas modulares en espacios sin amplio espacio entre equipos.
- Mayores costos de operación y mantenimiento debido a la logística costa afuera.
- La necesidad que los equipos de proceso sean compactos y de bajo peso.

⁴³ WON, Wangyun, et al. Current trends for the floating liquefied natural gas (FLNG) technologies. Korean Journal of Chemical Engineering, 2014, vol. 31, no 5, p. 732-743.

- Operación continua costa afuera sin posibilidad de realizar mantenimientos mayores, por lo que se requieren altos márgenes de diseño y equipos de alta calidad para minimizar la necesidad de un servicio de reparación y reemplazo.

2.14 REGULACION DE GNL

En Europa y Norte América es mandatorio realizar análisis de riesgos que permita identificar riesgos de consecuencias mayores en facilidades de hidrocarburos incluyendo las de GNL. En Europa, la circular 82/501/EEC (SEVESO I) apunta a prevenir accidentes mayores cuando se manejan sustancias peligrosas. En Estados Unidos para el caso de facilidades de GNL las directrices son suministradas por tres (3) agencias federales. Una de ellas es la Comisión Regulatoria de Energía Federal (FERC), la cual aprueba la ubicación y la construcción de las facilidades de LNG. Otra es el Departamento de Seguridad Nacional de los Estados Unidos (DHS), el cual ejerce aspectos de seguridad y circulación en la porción de los puertos en donde se desarrolla actividades con GNL. Esta se encarga de la circulación y seguridad en arribo y despacho de las embarcaciones involucradas en el transporte de GNL. Finalmente, el Departamento de Transporte (DOT) que regula los aspectos de estándares de diseño para el transporte y almacenamiento de GNL. Adicionalmente, la mayoría de los Estados en los Estados Unidos cuentan con regulaciones y permisos similares a la regulación federal.

En Japón, es el ministerio de economía, negocios e industria (METI) regula lo relacionado con la ubicación y operación de las terminales de GNL.

Existe un grupo internacional denominado el TC67 Work Group 10, formado en 2006 bajo el liderazgo de la ISO, que profundiza en la estandarización de materiales, equipos y estructuras costa afuera para petróleo, petroquímica y gas natural licuado. Este grupo integrado por 35 miembros participantes y 28 miembros observadores.

Colombia es un observador por intermedio de ICONTEC. Este grupo busca armonizar entre los países los códigos y estándares para operaciones de GNL. La mayoría de países de Europa y Reino Unido hacen parte de este grupo.

Los códigos más importantes son NFPA 59 A⁴⁴ o EN1473, los cuales proveen requerimientos de construcción para asegurar protección por efectos de terremotos.

En cuanto a entidades responsables de códigos y regulaciones específicas para GNL se cuentan las siguientes:

- European Committee for Standardisation (CEN). Cobertura en países europeos. Específicamente, la regulación “European Union SEVESO II ⁴⁵Council Directive”, genera lineamientos para sistemas de gestión de riesgos. En cuanto a códigos para diseño e instalación de equipos se cuentan los códigos EN 1473, EN 1160, EN 14620, EN 1474, EN 1532, EN 13645.
- American Petroleum Institute (API)⁴⁶. Han generado 500 prácticas recomendadas cubriendo todos los segmentos de la industria del gas y petróleo. La industria del GNL emplea la API 620 aplicable a construcción de tanques.
- NFPA (National Fire and Protection Association) ⁴⁷. Organización que se especializa en prevención de incendios y es autoridad en prácticas de seguridad. Para el GNL como ya se señaló anteriormente la más importante es la NFPA 59

⁴⁴ NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION, et al. NFPA 59A: Standard for the Production, Storage, and Handling of Liquefied Natural Gas (LNG). National Fire Protection Association, 1996.

⁴⁵ MITCHISON, Neil; PORTER, Sam. Guidelines on a major accident prevention policy and safety management system, as required by Council Directive 96/82/EC (SEVESO II). European Commission, Joint Research Centre, Institute for Systems Informatics and Safety, Report EUR, 1998, vol. 18123.

⁴⁶ RANA, Mahendra D.; BERGSTEN, Victor E.; HARI, Yogeshwar. Limit Load Analysis of API 620 Tank Roof-Shell Junction. En ASME 2002 Pressure Vessels and Piping Conference. American Society of Mechanical Engineers, 2002. p. 283-291.

⁴⁷ NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION, et al. NFPA 59A: Op. Cit., p-scope.

A. La NFPA 59 A es producto de un comité que empezó a trabajar en 1960 en un estándar para gas natural licuado. Sin embargo fue hasta 1971, que la NFPA publicó en 1971 la primera edición del NFPA 59 A; con ediciones subsecuentes en 1972, 1975, 1979, 1985, 1990, 1994, 1996 y 2001. Básicamente, incluye lineamientos para producción, almacenamiento y manejo de gas natural licuado.

La edición de 2006, incluyó una revisión para cubrir tanques de almacenamiento de GNL de contención doble y total. Definiciones de los tipos de contención fueron incluidas al estándar. También criterios de diseño sísmicos. Adicionalmente, fueron revisados y adicionados requerimientos para un plan de contingencia para potenciales incidentes de transferencia en ambientes marinos.

En la edición de 2009, modelos de dispersión de vapor de GNL fueron permitidos y debían ser evaluados por una entidad independiente pero empleando los modelos de la NFPA. También las tablas para estimación de derrames de GNL en tanques de almacenamiento y en áreas de proceso.

En la edición de 2013, se incluyó un anexo que exige la realización de un análisis de riesgo para definir la localización de las plantas de GNL, el cual pretende identificar los riesgos hacia las personas y las instalaciones ubicadas cerca al lugar propuesto para construir la planta de GNL. Dicho estudio debe contar con la aprobación de la entidad gubernamental pertinente y debe contener las acciones de mitigación para el manejo de los riesgos.

En la edición de 2016, estableció diferencia entre facilidades y plantas de GNL y sus componentes, dado que existen plantas de licuefacción y regasificación de gas natural. Pero principalmente, estableció consideraciones de diseño para evitar explosiones por fallas de material en las paredes de los tanques de almacenamiento de GNL durante un evento de incendio.

Finalmente, en la edición de 2019, este estándar adiciona criterios para ubicar las instalaciones de GNL sino que incluye requerimientos para la distribución de los equipos dentro de esas instalaciones. Otro cambio importante incluido en esta edición, es un capítulo dedicado a facilidades de pequeña escala de GNL. Dada al crecimiento de plantas de pequeña y mediana escala (menores a 1 MTPA) se plantean opciones de almacenamiento de GNL de tanques de pared sencilla según estándares de la ASME (American Society of Mechanical Engineers) que puedan ser implementados de manera segura en este tipo de instalaciones.

2.15 ESTIMACIÓN COSTOS PROYECTOS

En el presente trabajo, tiene como alcance no solo realizar un análisis comparativo de tecnologías para desarrollar recursos de gas en el caribe colombiano, sino también realizar un estimado de costos de inversión de capital de las tecnologías comparadas. Como lo señalan Kesavan et al ⁴⁸, los estimados de costos pueden ser desarrollados en diferentes formas, dependiendo del uso que se le dará al estimado y la cantidad de detalles entregados al estimador de costos. Señala, que se debe entender el método del estimado y los casos en que aplica. Definen también, que los estimados pueden clasificarse en:

- Supuestos: Este se describe como un estimado sin ningún tipo de detalles de los proceso y son basados en el juicio y experiencia del estimador. Estos estimados usualmente presentan los mayores porcentajes de error. Sin embargo en algunos casos, sirven de base para tener una idea de la magnitud del costo del proyecto. Se emplean en fases tempranas o cuando se plantea el desarrollo de una idea que se quiere convertir en un proyecto.

⁴⁸ KESAVAN, R. Process, Planning And Cost Estimation. New Age International, 2004.

- Cotizaciones: Pueden tener un orden de magnitud similar a los estimados supuestos o de juicio de expertos. Es usado para considerar los costos de los equipos principales y a partir de esos costos lograr deducir un valor total del proyecto. Normalmente, los equipos principales representan el 60% del costo del valor total del proyecto.
- Costos históricos: Usar historia pasadas es una práctica común para realizar estimaciones de nuevos proyectos. Es muy usado por las empresas del sector del petróleo y gas, pero se debe asegurar que el estimado del proyecto presente tenga condiciones de proceso similares a los históricos que se toman como referencia. Hoy día los computadores y bases de datos asisten de manera muy precisa este tipo de estimados. Por ejemplo, para el caso de este estudio de investigación sería el costo de un proyecto por tonelada por año de producción de GNL (\$/MTPA). Se emplean en fases iniciales del proyecto.
- Costos paramétricos: Este tipo de estimados tomará como referencia costos de proyectos ejecutados y se desarrollan formulas o correlaciones que permiten estimar el costo de las plantas o proyectos nuevos a desarrollar. Se emplean en fases iniciales de un proyecto para tener una idea de la magnitud de inversión a ejecutar.
- Costos detallados: Utilizan los diseños de ingeniería básica y/o detalle para hacer estimaciones de costos. Se emplean para tomar decisiones finales de inversión y ejecución constructiva de los proyectos.

Por otro lado, respecto a los métodos de estimación de costos, se puede decir que emplean como base los tipos de estimado. Dentro de los métodos más comunes según los describe Kesavan et al⁴⁹ se encuentran:

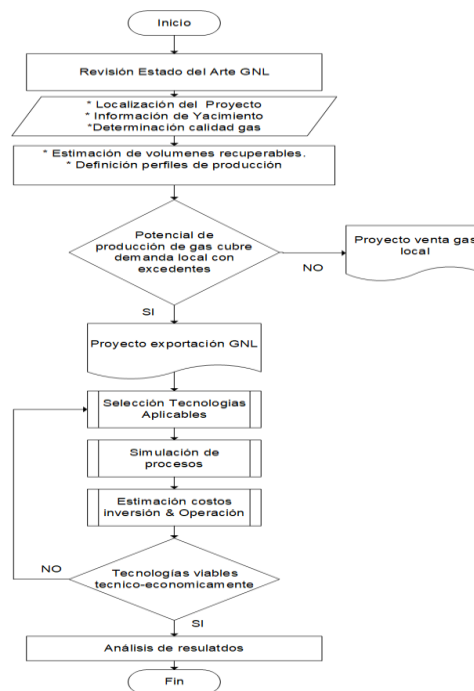
⁴⁹ KESAVAN, R. Op. Cit, p-77-91.

- Software de estimación de costos: Han logrado popularidad ya que sin ser herramientas de diseño a partir de condiciones de proceso, pueden calcular condiciones de diseño empleando normas y estándares de fabricación de equipos de plantas de proceso, y luego realizan un estimado de cantidades de materiales, que unido con el costo unitario de esos materiales, información almacenada en bases de datos de esos paquetes de estimación de proyectos ejecutados, permiten hacer un estimado de costos del proyecto completo. Este método genera un estimado que incluye costos de materiales y de mano de obra del caso evaluado. Este tipo de software son ampliamente usados en fases de estimación de concepción de proyectos o en fases conceptuales de selección de alternativas. Ejemplos de este tipo de programas en el sector petróleo y gas son Aspen Process Cost Evaluation empleado para el sector petroquímico o bien Questor de IHS empleado para el sector de exploración y extracción de hidrocarburos.
- Estimación paramétrica: Es el acto de estimar costos mediante la aplicación de fórmulas matemáticas. Muchas compañías emplean este método para estimar costos de nuevos proyectos, pero no es aplicable para tomar decisiones de inversión para ejecutar un proyecto.
- Estimación detallada: Es la metodología empleada para tomar la decisión de seguir a la etapa constructiva de un proyecto. Es la base para hacer seguimiento a la ejecución de los costos durante la ejecución de los proyectos. Para poder implementar esta metodología se requiere una ingeniería a nivel detallado.

3. METODOLOGÍA DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

Este capítulo presenta los resultados del análisis comparativo entre las tecnologías de licuefacción. Debido a la existencia de tantas opciones disponibles, se propone un flujo de trabajo que permita enfocarse en aquellas que sean técnicamente aplicables al caso de un potencial desarrollo a los descubrimientos recientes en el caribe colombiano, teniendo como premisas de decisión: calidad del gas a extraer, estimación de volúmenes de gas desarrollables, ubicación de los yacimientos, curvas de demanda local e internacional y pre-selección de tecnologías basada en todos los criterios anteriores. La Figura 39, ilustra los pasos seguidos con el fin de obtener los resultados finales de este trabajo de investigación.

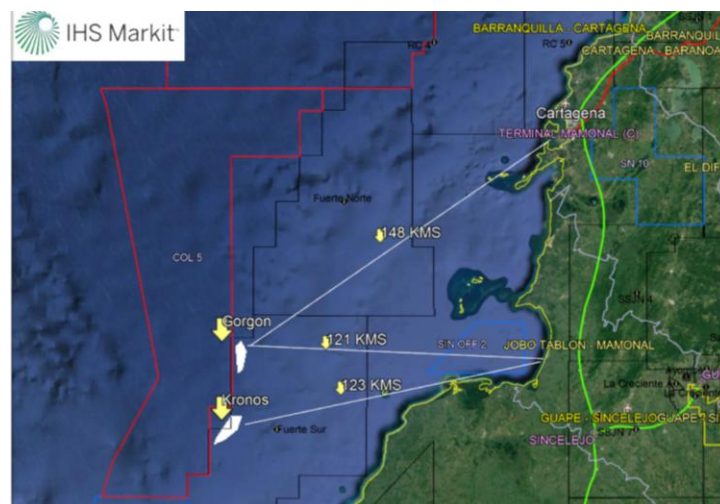
Figura 39. Diagrama de bloques flujo de aproximación al diseño de la investigación



3.1 LOCALIZACION POTENCIALES CAMPOS DE GAS

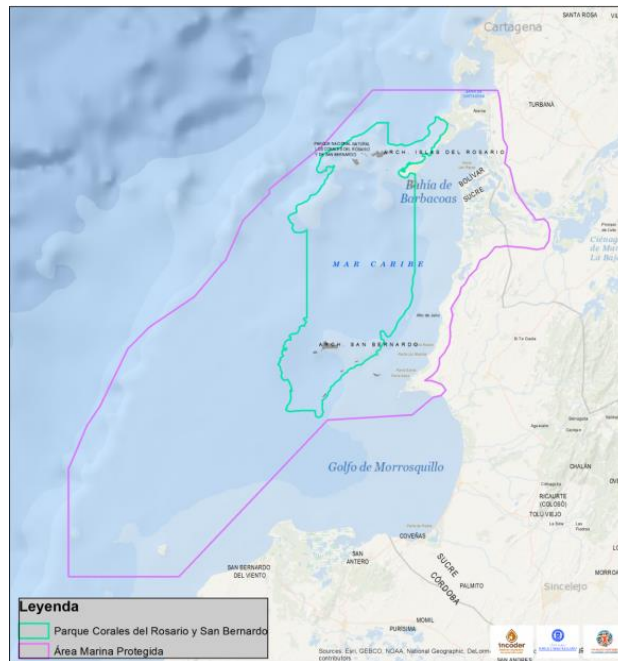
Como se describe en el numeral... 7.4.3 Escenario oferta basado en descubrimientos exploratorios... Ecopetrol y sus socios han anunciado descubrimientos en áreas cercanas entre sí. Estas áreas constituidas por *Gorgon*, *Purple Angel* y *Kronos*. En un eventual desarrollo el volumen de estas zonas contribuye a unos mejores perfiles de producción. Estos descubrimientos se encuentran a una distancia superior a los 100 kms de los puertos de Coveñas y Cartagena; puertos en los cuales actualmente existe actividad portuaria con capacidad para importación y exportación de hidrocarburos. Desarrollos probables de hidrocarburos implicaría construcción de ductos marinos que deberán cumplir etapas de factibilidad constructiva y ambientales, dado que la zona se conoce por su potencial no solo industrial sino turístico. Ver Figura 40 y Figura 41. El otro descubrimiento costa afuera conocido como Orca se encuentra ubicado cerca a la península de la Guajira pero a una gran distancia de estos descubrimientos por los cuales no se puede aprovechar un desarrollo conjunto.

Figura 40. Ubicación geográfica descubrimientos potenciales campos gas



Fuente: Google Earth

Figura 41. Parques naturales y áreas marinas protegidas



Fuente: PARQUE NACIONAL NATURAL CORALES DE PROFUNDIDAD. [En Línea]. Disponible en <http://observatorioirsb.org/nuestras-islas/vision-integral/generalidades-de-los-archipelagos/areas-protegidas/>

3.2 ESTIMACION VOLUMENES POTENCIALES DE GAS

Tal y como se señala en la... Tabla 4. Información descubrimientos Caribe Colombiano... Ecopetrol y su socio han difundido a través de medios públicos información de estimados de espesores de arena neta con presencia de gas. Se emplea dicha información para la estimación del gas que pudiera encontrarse en yacimiento. A continuación se realizan a partir de la información pública disponible los cálculos de ingeniería para determinar el tamaño potencial de los proyectos, que se ilustran en la Tabla 18.

Tabla 18. Información disponible descubrimientos recientes costa afuera Colombia

	Profundidad Objetivo (m)	Espesor arena neta (m)	Profundidad Objetivo (ft)	Presión Yacimiento Estimada(psi)	Temperatura Estimada Yacimiento(°f)
Kronos	3.720	40-70	12.202	5.246	280
Gorgón	4.000	79-110	13.120	5.218	290
Purple Angel	4.795	21-34	15.728	6.762	345
Orca	4.240	No disponible	13.907	N/A	N/A
Promedio			13.355		310

(*)El promedio es calculado para Kronos, Gorgon y Purple Angel.

De igual manera, Rodriguez ⁵⁰ (2016) en su trabajo de recopilación de parámetros de los pozos perforados en la cuenca Sinú Offshore, se tienen para yacimientos con profundidad mayor a 10.000 ft propiedades de gradiente de presión normal de 0,43 psi/ft, un gradiente de temperatura de 1,56°f/100 ft, espesores promedios netos de 50 ft, permeabilidades alrededor de los 30 mDarcys.

Respecto a porosidad y saturación de agua, Arandia Ospina (2018) ⁵¹ señala en su tesis de caracterización petrofísica de un pozo de Chuchupa, que la porosidad promedio del yacimiento tiene un valor del 23% y una saturación de agua del 21% promedio. Estos valores coinciden con los analizados por Rodriguez (2016) respecto a pozos análogos en el mundo y productores de gas en ambientes de depositación geológico similares a los encontrados en la cuenta Sinú-Offshore para aguas profundas.

⁵⁰ RODRÍGUEZ SALAS, Iván Adolfo; SEVERICHE ORTEGÓN, Juan Sebastian. Op. Cit, p. 86-98.

⁵¹ ARANDIA OSPINA, Angie Daniela. Caracterización petrofísica y sedimentológica de las arenas del mioceno temprano como potencial gasífero presentes en la Cuenca de la Guajira, Campo Chuchupa en el área de influencia del pozo "C1". 2018.

Respecto, a las áreas de los recientes descubrimientos en la cuenca Sinú-Offshore en aguas profundas Wood Mackenzie reporta en sus herramientas de análisis que el área estimada para *Kronos - Purple Ange* sería de 20.000 acres, y para Gorgón de 20.000 acres. Para este análisis se considera un escenario conservador para el cálculo de volúmenes y se asumirá un área de 7.500 acres para cada estructura dado que aún está en proceso de delimitación los yacimientos.

Por otro lado, del numeral 7.4.3 se deduce a partir de la predominancia biogénica que los yacimientos encontrados tienen una alta probabilidad de producir gas seco, similar al que se produce en los campos de la Guajira. De modo que para las características del gas, se emplean características de campos análogos, tomando para los escenarios de estimados volumétricos y posterior simulación la composición del campo Chuchupa como lo describe la Tabla 19.

Tabla 19. Composición gas seco (Guajira)

COMPONENTE	% Molar
C₁	98,104
C₂	0,2472
C₃	0,0568
iC₄	0,0175
nC₄	0,0069
iC₅	0,0066
nC₅	0,0014
nC₆	0,0124
N₂	1,4359
CO₂	0,1113

Fuente: PROMIGAS. Composición gas Guajira. [en línea]. 2019. Disponible en <http://www.promigas.com/Es/BEO/Paginas/ComposicionGasVigente.aspx>

Para la estimación de “*Original Gas In-Place*” o Gas Original en Sitio (OGIP) ⁵²se emplea la ecuación:

$$OGIP = \frac{43560 h A \phi (1 - S_{wi})}{B_{gi}} (1)$$

Donde:

h = Espesor neto productor (pies)

A = Area zona productora (Acres)

ϕ = Porosidad promedio yacimiento (fracción)

S_{wi} = Saturación de agua inicial del yacimiento (fracción)

B_{gi} = Factor volumétrico de formación del gas ($\frac{\text{Bbl Y}}{\text{PCN}}$)

El factor volumétrico de formación de gas, B_{gi} , se calcula mediante la ecuación:

$$B_{gi} = 0.00502 \frac{ZT}{P} (2)$$

Donde T y P corresponden a la temperatura en grados Rankine y presión del gas en psia a condiciones de yacimiento; Z, es el factor de compresibilidad del gas (adimensional) a condición de yacimiento.

Para el cálculo del factor volumétrico de formación es necesario la estimación del factor de compresibilidad del gas, Z, a las condiciones de presión y temperatura promedio del yacimiento. Se emplean las reglas de mezcla para cálculo de propiedades, como se muestra en la Tabla 20.

⁵² MUÑOZ, Samuel. Ingeniería de Yacimientos. Universidad Industrial de Santander. p 175-196.

Tabla 20. Estimación propiedades críticas para estimación factor compresibilidad

Componenete	% Molar	Peso Molecular	YiMi	Tc (°R)	YiTci (°R)	Pc (psia)	YiPci
C₁	98,104	16,042	15,73784368	343,01	336,5065304	667	654,35368
C₂	0,2472	30,069	0,074330568	549,59	1,35858648	706	1,745232
C₃	0,0568	44,096	0,025046528	665,59	0,37805512	615,5	0,349604
iC₄	0,0175	58,122	0,01017135	734,08	0,128464	527,9	0,0923825
nC₄	0,0069	58,122	0,004010418	765,22	0,05280018	550,9	0,0380121
iC₅	0,0066	72,149	0,004761834	828,67	0,05469222	490,4	0,0323664
nC₅	0,0014	72,149	0,001010086	845,47	0,01183658	488,8	0,0068432
nC₆	0,0124	86,175	0,0106857	913,47	0,11327028	436,9	0,0541756
N₂	1,4359	28,0135	0,402245847	227,14	3,26150326	492,5	7,0718075
CO₂	0,1113	44,01	0,04898313	547,43	0,60928959	1070	1,19091
	100	PM	16,32	Temperatura	342,5	Presión	664,9
		Promedio		Crítica		Crítica	
				promedio		Promedio	

Seguidamente, para el cálculo del factor de compresibilidad Z se emplean las condiciones seudo-criticas, que se muestran en la Tabla 21.

Tabla 21. Estimación factor compresibilidad del gas empleando propiedades seudo-criticas

Presión Reducida, Pr	8,65	
Temperatura Reducida, Tr	1,97	
Factor Compresibilidad, Z	1,08 ⁵³	
Temperatura Yacimiento	313	°f
Presión Yacimiento	5.742	psia

Finalmente, para el cálculo de los volúmenes se toma un estimado medio de área para cada estructura y del espesor de arena neta potencialmente productora, según lo reportado públicamente por Ecopetrol. Ver Tabla 22.

Tabla 22. Escenario de volúmenes escenario medio

		Kronos & Purple	Gorgón
Gas InPlace	SCF	3,78 x 10 ¹²	3,78 x 10 ¹²
Area	Acres	7.500	7.500
H	Pies	50	50
Porosidad	-	0,23	0,23
Sat agua	-	0,21	0,21
Bgi	Bls/pcs	0,000785023	0,000785023
		7,56 x 10 ¹²	SCF
		7,56	TCF

Con el fin de establecer un recobro probable para estos recursos estimados, se toma como referencia el campo Chuchupa, que según análisis de Wood Mackenzie

⁵³ GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). 12a Edicion. GPSA Engineering Data Book. s.l. : 12a Edicion.

de sus reservas recuperables inicial a la fecha se han logrado extraer más del 85%. El área del yacimiento Chuchupa se estima en 800 km² (197.000 acres).

En resumen, para este caso se puede estimar el recobro en 6,4 TCF. A esta volumetría se le desarrolla el análisis comparativo de las tecnologías de licuefacción de gas natural. Las características del gas corresponden a las listadas en la Tabla 19. De esta tabla, y de la información pública disponible de los descubrimientos en las áreas de *Purple Angel*, *Gorgon* y *Kronos* el gas puede asumirse como “pobre” por su composición molar de metano superior al 98%. Se esperaría también que su contenido de CO₂ no supere el 1% en composición molar y que no tenga presencia de H₂S, debido a las características biogénicas que se describieron en el numeral 7.4.3.

3.3 POTENCIALES PERFILES DE PRODUCCION

Basado en las curvas de oferta y demanda en el... numeral 7.4.2.3 Análisis curvas oferta-demanda mercado local... y los volúmenes estimados en la Tabla 22 se realiza un análisis del gas natural disponible para exportación en forma de GNL en la medida que se plantee un desarrollo de los descubrimientos realizados en la parte sur del caribe colombiano. Vale la pena reseñar lo publicado por el Ministerio de Minas y Energía de Colombia en los medios de comunicación, que las reservas de gas en Colombia a 2018 se estiman en 3.782 Giga pies cúbicos (3,7 Tera Pies Cúbicos de Gas). Esto según lo manifiesta el Ministerio plantea una situación de potencial escenario de importación a partir de 2021⁵⁴.

⁵⁴ BOHORQUEZ, Kevin. Reservas de gas en Colombia alcanzan para 9.8 años, mientras las de petróleo para 9.8 años. [En Línea]. Diario La República. Disponible en <https://www.larepublica.co/economia/las-reservas-de-gas-en-colombia-solo-alcanzan-para-98-anos-2861577>

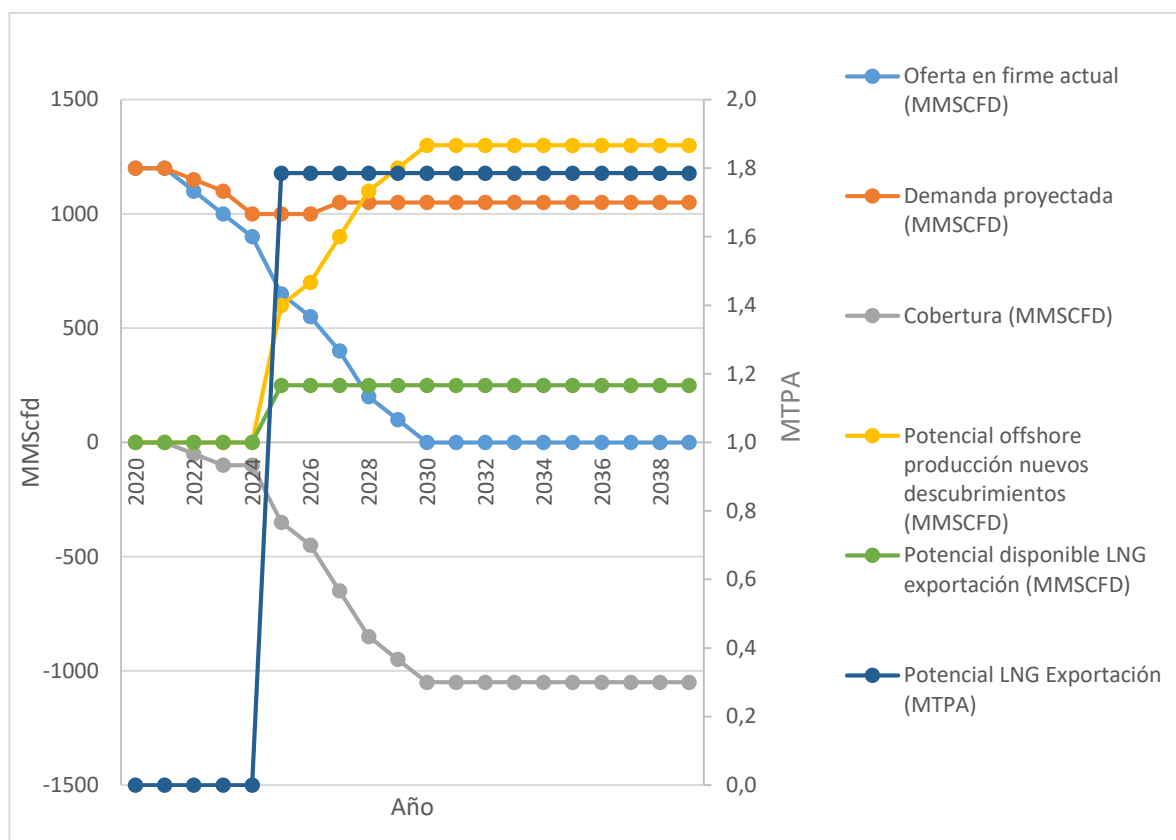
La Tabla 23 y Figura 42, muestra que cubriendo la demanda local, de no contarse con una oferta de gas *onshore* distinta a la que hoy en Colombia se tiene en firme, la disponibilidad potencial de GNL para exportación pudiera ser de 1,8 MTPA desde 2015 hasta 2039 desarrollando los 6,4 TCF calculados con la información pública y que se toma como base para este trabajo de investigación.

Tabla 23. Análisis disponibilidad GNL para exportación

Año	Oferta (MMSCFD)	Demanda (MMSCFD)	Cobertura (MMSCFD)	Potencial offshore producción nuevos descubrimientos (MMSCFD)	Potencial offshore producción anual nuevos descubrimientos (TCF)	Potencial disponible GNL exportación (MMSCFD)	Potencial GNL Exportación (MTPA)
2020	1.200	1.200	0	0	0	0	0
2021	1.200	1.200	0	0	0	0	0
2022	1.100	1.150	-50	0	0	0	0
2023	1.000	1.100	-100	0	0	0	0
2024	900	1.000	-100	0	0	0	0
2025	650	1.000	-350	600	0,219	250	1,8
2026	550	1.000	-450	700	0,256	250	1,8
2027	400	1.050	-650	900	0,329	250	1,8
2028	200	1.050	-850	1.100	0,402	250	1,8
2029	100	1.050	-950	1.200	0,438	250	1,8
2030	0	1.050	-1.050	1.300	0,475	250	1,8
2031	0	1.050	-1.050	1.300	0,475	250	1,8
2032	0	1.050	-1.050	1.300	0,475	250	1,8
2033	0	1.050	-1.050	1.300	0,475	250	1,8
2034	0	1.050	-1.050	1.300	0,475	250	1,8
2035	0	1.050	-1.050	1.300	0,475	250	1,8
2036	0	1.050	-1.050	1.300	0,475	250	1,8
2037	0	1.050	-1.050	1.300	0,475	250	1,8

Año	Oferta MMSCFD)	Demanda (MMSCFD)	Cobertura (MMSCFD)	Potencial offshore producción nuevos descubrimientos (MMSCFD)	Potencial offshore producción anual nuevos descubrimientos (TCF)	Potencial disponible GNL exportación (MMSCFD)	Potencial GNL Exportación (MTPA)
2038	0	1.050	-1.050	1.300	0,475	250	1,8
2039	0	1.050	-1.050	1.300	0,475	250	1,8
TOTAL (TCF)					6,388		

Figura 42. Análisis disponibilidad de GNL para exportación



A pesar de lo anterior, también es cierto que el potencial de los yacimientos de hidrocarburos no convencionales en Colombia está en evaluación y en espera de viabilidad de desarrollo por parte del Consejo de Estado en Colombia.

De la Tabla 23 y la Figura 42, se puede estimar que no se requeriría una planta de licuefacción superior a las 1,8 MTPA de GNL. Para esta capacidad de licuefacción y por la distancia superior a los 140 kms desde los descubrimientos en este trabajo analizados hasta las zonas industriales en el área sur de la costa caribe, así como restricciones ambientales, las tecnologías aplicables a una unidad de FLNG deben ser consideradas para manejar los excedentes de gas que se pudieran exportar una vez cubierta la demanda local.

Para cubrir la demanda local, se requerirá la construcción de un ducto submarino para transportar el gas desde la unidad de acondicionamiento de la FLNG hasta el punto de conexión más conveniente del sistema nacional de transporte de gas ubicado en la costa o bien considerar una unidad de licuefacción adicional que permita licuar el gas correspondiente a la demanda local a cubrir, y que pueda ser transportado por un barco metanero hacia la planta de regasificación localizada en Cartagena. Este último caso, debe considerarse ya que los gasoductos submarinos deberían construirse atravesando zonas turísticas o bien con restricciones ambientales. Opciones de desarrollo con ductos marinos pueden ser exploradas en un futuro trabajo de investigación. Vale la pena destacar que la legislación colombiana aún no ha desarrollado normatividad respecto a producción de GNL, líneas submarinas y aspectos ambientales.

3.4 CLASIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE TECNOLOGÍAS DE LICUEFACCIÓN A EVALUAR

Basado en las tecnologías existentes en plantas en operación o bien en construcción descritas a través del numeral... 7.11 Desarrollo tecnologías comerciales... para un caso de desarrollo en campos ubicados en ambiente marino costa afuera a 140 kms de las zonas portuarias de Colombia, la selección de un proyecto para licuefacción de gas natural con fines de exportación con una capacidad inferior a las 4 MTPA es razonable evaluar las tecnologías aplicables a tipos de plantas flotantes. La Figura 43, ilustra el estado de implementación de las distintas tecnologías con base en la ubicación de las plantas y la capacidad de licuefacción. De modo que, basado en los volúmenes estimados y requerimientos de mercado, para un proyecto en el caribe Colombiano se debería evaluar plantas entre 1 y 4 MTPA.

Figura 43. Tecnologías por ubicación y capacidad de licuefacción(*)

Tipo de Planta	Pequeña Escala < 1 MTPA	Mediana Escala < 4 MTPA	Gran Escala > 4 MTPA
Convencional	SMR (PRICO)		
		Cascada (Phillips)	
		C3-DMR (APCI)	
		DMR	
Flotante	SMR (PRICO)	Expansor (AP-N)	
		DMR	

(*)Ver numeral... 7.7.5....

Para la selección de las tecnologías a evaluar se tienen en cuenta diferentes criterios que permitan identificar las más convenientes para un desarrollo con un proceso de licuefacción costa afuera y para capacidades entre 1 y 4 MTPA. Ver Tabla 24 y Tabla 25 con la descripción de ventajas y desventajas de cada una de las tecnologías aplicadas a un desarrollo de licuefacción costa afuera.

Tabla 24. Clasificación cualitativa para implementación costa afuera

TECNOLOGIAS					
CRITERIO	CASCADE	SMR	C3-MR	DMR	EXPANDER
Eficiencia Térmica	Alta	Media	Alta	Alta	Baja
Número de Equipos	Alta	Bajo	Medio	Medio	Medio
Almacenamiento Hidrocarburo Refrigerante	Alto	Bajo	Medio	Medio	Bajo
Inversión de Capital	Alto	Bajo	Medio	Medio	Alto
Aplicabilidad Costa Afuera (offshore)	Bajo	Alto	Baja	Medio	Alto
Compactibilidad	Bajo	Alto	Medio	Medio	Medio
Impacto por Movimiento	Alto	Medio	Medio	Medio	Bajo

Tabla 25. Justificación criterios de clasificación cualitativa de tecnologías para proyectos costa afuera

CRITERIO	TECNOLOGIAS
	JUSTIFICACION
Eficiencia Térmica	Cascada: Alta, porque el proceso de enfriamiento se hace en varias etapas aprovechando el pre-enfriamiento de cada etapa.
	SMR: Medio, porque el proceso de enfriamiento se hace en una sola etapa sin pre-enfriamiento requiriendo mayor carga energética.
	C3-MR: Alta, porque el proceso de enfriamiento se hace en varias etapas aprovechando el pre-enfriamiento de cada etapa.
	DMR: Alta, porque el proceso de enfriamiento se hace en varias etapas aprovechando el pre-enfriamiento de cada etapa.
	Expansores: Baja, porque los turbo-expansores presentan eficiencias bajas comparadas con las tecnologías con pre-enfriamiento.
Número de Equipos	Cascada: Alta, porque tiene tres ciclos de refrigeración (compresor-intercambiadores).
	SMR: Bajo, porque solo tiene un ciclo de refrigeración (Compresor-intercambiador).
	C3-MR: Media porque tienen dos ciclos de refrigeración.
	DMR: Media porque tiene dos ciclos de refrigeración.
	Expander: Medio porque tiene un ciclo de compresión con dos expandores.
Almacenamiento Hidrocarburo Refrigerante	Cascada: Alto, porque requiere tres sistemas de almacenamiento de refrigerante.
	SMR: Bajo porque requiere solo un sistema de almacenamiento de refrigerante.
	C3-MR: medio porque requiere almacenamiento de propano y el refrigerante mixto.
	DMR: medio porque requiere almacenamiento de dos refrigerantes.
	Expander: Bajo, porque no requiere almacenamiento ya que el refrigerante nitrógeno siempre está en estado gas.

TECNOLOGIAS	
CRITERIO	JUSTIFICACION
Inversión de Capital	Cascada: Alto, por mayor área requerida y número de equipos; sistemas de control.
	SMR: Bajo, porque es una única unidad de refrigeración.
	C3-MR: Medio, tiene un punto medio de dos sistemas de refrigeración respecto a los demás.
	DMR: Medio, tiene un punto medio de dos sistemas de refrigeración respecto a los demás.
	Expander: Alto, porque tiene un solo ciclo de refrigeración y dos expansores.
Aplicabilidad Costa Afuera (offshore)	Cascada: bajo, en función de mayor área requerida y mayor peso de los equipos.
	SMR: alto, por menor área y peso por ser más compacta la solución.
	C3-MR: baja, porque la alta inflamabilidad del propano genera riesgos de seguridad de procesos en un ambiente costa afuera.
	DMR: Medio, porque está en un punto medio respecto a la cantidad de equipos.
	Expander: Alto, porque emplear gas nitrógeno como refrigerante minimiza los riesgos de explosión en ambiente costa afuera
Compactibilidad	Cascada: Bajo, porque requiere de muchos sistemas de refrigeración y almacenamiento.
	SMR: alto, porque son equipos plug-and-play.
	C3-MR: medio, porque son equipos también plug-and-play pero menos compactos respecto a SMR.
	DMR: medio, porque son equipos también plug-and-play pero menos compactos respecto a SMR.
	Expander: Medio porque posee un ciclo de refrigeración y expansores.
Impacto por Movimiento	Cascada: Alto porque genera riesgos en movimiento por vibración del mayor número de equipos rotativos.
	SMR: Medio, porque es el que tiene menos equipos rotativos.
	C3-MR: Medio, porque está en un punto medio respecto a equipos rotativos y requiere almacenamiento de propano.

CRITERIO	TECNOLOGÍAS
	JUSTIFICACION
	DMR: Medio, porque está en un punto medio respecto a equipos rotativos.
	Expander: Bajo, ya que tiene menores equipos de compresión que puedan generar vibración.

De la anterior clasificación cualitativa se descartan las tecnologías de Cascada, C3-MR debido a los riesgos que implica en una operación marina el almacenamiento y manejo de propano. Adicional a la alta inflamabilidad del propano, el proceso en Cascada demanda mucho espacio por requerir tres ciclos de compresión independientes. Finalmente, la tecnología SMR, las plantas de licuefacción hoy en día comerciales e instaladas no superan la capacidad de 1,5 MTPA.

Complementariamente, The Oxford Institute for Energy Studies, en su estudio *Floating Liquefaction (2016)*⁵⁵ señala que solamente procesos de licuefacción probados en plantas tipo “base load” o “peak-shaving” han sido seleccionados a la fecha para procesos de plantas de licuefacción flotantes con el fin de minimizar los riesgos técnicos. El estudio también señala que debido a las limitaciones de espacio y requerimientos marinos las opciones de procesos con ciclos de refrigerantes mixtos (MR) y nitrógeno (N₂) han sido seleccionados. En la Tabla 26, se muestra la comparación entre las tecnologías de ciclos de refrigerantes mixtos y nitrógeno⁵⁶.

Tabla 26. Tabla comparativa tecnologías MR y Ciclos de Nitrógeno

Criterio	Tecnologías			
	DMR	SMR	Ciclo N ₂	Ciclo Dual N ₂
Proceso probado	SI	SI	SI	SI
Eficiencia Licuefacción	ALTA	ALTA	BAJA	SIMILAR MR

⁵⁵ THE OXFORD INSTITUTE FOR ENERGY STUDIES. Floating Liquefaction (FLNG): Potencial for wider Deployment. Paper NG 107.

⁵⁶ Ibid.,p. 7

Criterio	Tecnologías			
	DMR	SMR	Ciclo N₂	Ciclo Dual N₂
Refrigerante inflamable	SI	SI	NO	NO
Almacenamiento de Refrigerante	SI	SI	NO	NO
Espacio Requerido	BAJO	BAJO	ALTO	ALTO
Sensible al movimiento	SI	SI	NO	NO
Complejidad	COMPLEJO	SIMPLE	SIMPLE	COMPLEJO
Tamaño tea	GRANDE	GRANDE	PEQUEÑA	PEQUEÑA
Inversión capital	ALTO	BAJO	ALTO	ALTO

Para tamaños entre 1 y 4 MTPA en la actualidad están operativas una planta en Singapur operada por Petronas con una capacidad de 1,2 MTPA y otra en Australia operada por Shell con una capacidad de 3,6 MTPA. La primera con un proceso con expansores empleando nitrógeno como medio de enfriamiento. La segunda empleando una mezcla de refrigerantes mixtos (DMR)⁵⁷.

Los procesos de refrigerantes mixtos (MR) ofrecen la ventaja de usar líquidos refrigerantes en vez de emplear refrigerantes en fase gaseosa como el nitrógeno. Emplearlos en fase líquida para el proceso de licuefacción reduce el flujo del refrigerante y requieren menor potencia específica para cumplir el proceso de licuefacción, pero los refrigerantes líquidos presentan como gran desventaja que al ser inflamables y al convertirse en una potencial fuente de nubes de vapor representan riesgos de seguridad de procesos.

Los procesos con ciclo de nitrógeno tienen la característica opuesta, ya que un refrigerante gaseoso requiere altos tamaños de planta (intercambiadores de calor y tuberías de gran tamaño), pero con la ventaja de no ser inflamable. Este impacto en

⁵⁷ Ibid., p. 8.

tamaño se aprecia cuando se comparan los proyectos del campo Kanowit (operado por Petronas) y Prelude (operado por Shell). Kanowit usa nitrógeno como refrigerante y produce 1,2 MTPA en un barco de 365 m x 60 m (2,2 ha), lo que representa un valor unitario de 0,5 MTPA/Ha. Por su parte, Prelude usa refrigerante mixto y produce 3,6 MTPA en un barco de 488 m x 74 m (3,6 Ha); esto representa 1,1 MTPA/Ha ⁵⁸. La Tabla 27 muestra un resumen de los proyectos de licuefacción en infraestructura flotante operando en la actualidad o bien en construcción.

Tabla 27. Proyectos de FLNG operando y en construcción

Proyecto	MPTA	Inicio	Lugar	Operador	Proceso	Contratistas
FLNG Caribe (Pacific)	0,5	2016	PSD (*)	Exmar	SMR PRICO	Exmar/Wison/ B&V
PFLNG Satu	1,2	2016	Malasia	Petrona	AP-TN 14 (Nitrógeno)	Technip/DSME
Prelude	3,6	2017	Australia	Shell	DMR	Technip/Samsung
Kribi	1,2	2017	Camerún	SNH/Pernco	SMR PRICO	Golar/Keppel/B &V
Fortuna	2,2	2018	Guinea	Ophir Energy	SMR PRICO	Golar/Keppel/B &V
PFLNG2	1,5	2020	Malasia	Petronas	AP-TN 14 (Nitrógeno)	JGC/Samsung

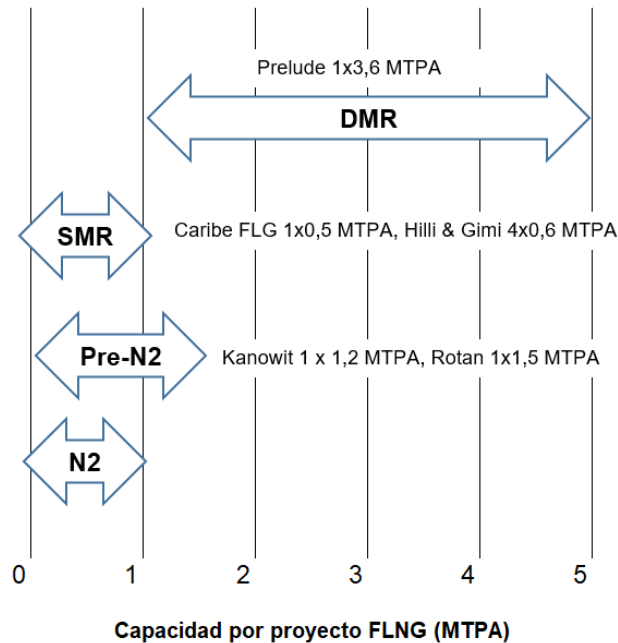
(*) Por determinar.

Fuente: THE OXFORD INSTITUTE FOR ENERGY STUDIES. Floating Liquefaction (FLNG): Potencial for wider Deployment. Paper NG 107 p. 6

La Figura 44 muestra el rango del tamaño del tren y su capacidad para las tecnologías seleccionadas de FLNG en operación o proyectos en construcción.

⁵⁸ Ibid., p. 7.

Figura 44. Rango tamaño tren y tecnología seleccionada FLNG en el mundo



Fuente: THE OXFORD INSTITUTE FOR ENERGY STUDIES. Floating Liquefaction (FLNG): Potencial for wider Deployment. Paper NG 107 p. 7

Por lo tanto, para esta tesis se compararán las siguientes dos (2) tecnologías:

- Ciclos con Refrigerante Mixto Dual (DMR).
- Expansión con Nitrógeno.

3.5 SOFTWARE DE SIMULACIÓN

Las simulaciones de proceso serán realizadas empleando el paquete de simulación Aspen HYSYS versión 10.

Una simulación de procesos en la representación de un proceso químico por un modelo matemático, el cual es resuelto para obtener información acerca del

comportamiento del proceso⁵⁹. El objetivo de la simulación de procesos es predecir cuál será el comportamiento real del proceso bajo cierta condición operativa. Simulaciones representan una síntesis del proceso en estudio. La síntesis de procesos ha sido un área activa de investigación en las últimas cinco décadas con logros significativos en aplicaciones específicas; por ejemplo, sistemas de recuperación de calor y sistemas de recuperación de materiales⁶⁰. Para el caso específico de este trabajo de investigación, se empleará una herramienta comercial de simulación de procesos con el fin de modelar las tecnologías que se seleccionen para profundizar y analizar sus resultados, tales como eficiencias de equipos, potencia requerida, condiciones de corrientes de masa del proceso, entre otras.

Para guiar la construcción del diagrama de flujo del proceso se emplea la metodología de síntesis de procesos del modelo de la cebolla ⁶¹.

La siguiente secuencia de pasos es aplicada para resolver el problema de simulación. Como primer paso, se organiza la información básica requerida para desarrollar el modelo. Esta información incluye los componentes de la corriente del gas a procesar y la selección del modelo para el cálculo de las propiedades termodinámicas. La selección del modelo termodinámico es importante ya que dependiendo del seleccionado se generarán diferentes resultados en los cálculos de masa y energía. Para este trabajo de investigación se seleccionan los dos (2) más empleados en la industria del petróleo y gas, lo cuales son Peng-Robinson (PR) y Soave-Redlich-Kwong (SRK).

Posteriormente, se construye el diagrama de flujo de proceso usando la interfase de la herramienta que permite acceder a una base de unidades de equipos de

⁵⁹ MOTARD, R.L., SHACAM, M., ROSEN, E.M., 1975. Steady state chemical process simulation. AIChE. Journal 21., p.417-436.

⁶⁰ EL-HALWAGI, M.M., FOO, D.C.Y., 2014. Process synthesis and integration. In: Seidel, A., Bickford, M. (Eds.), Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. JohnWiley & Sons.

⁶¹ LINNHOFF, B et al., 1982. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy. IChemE, Rugby.

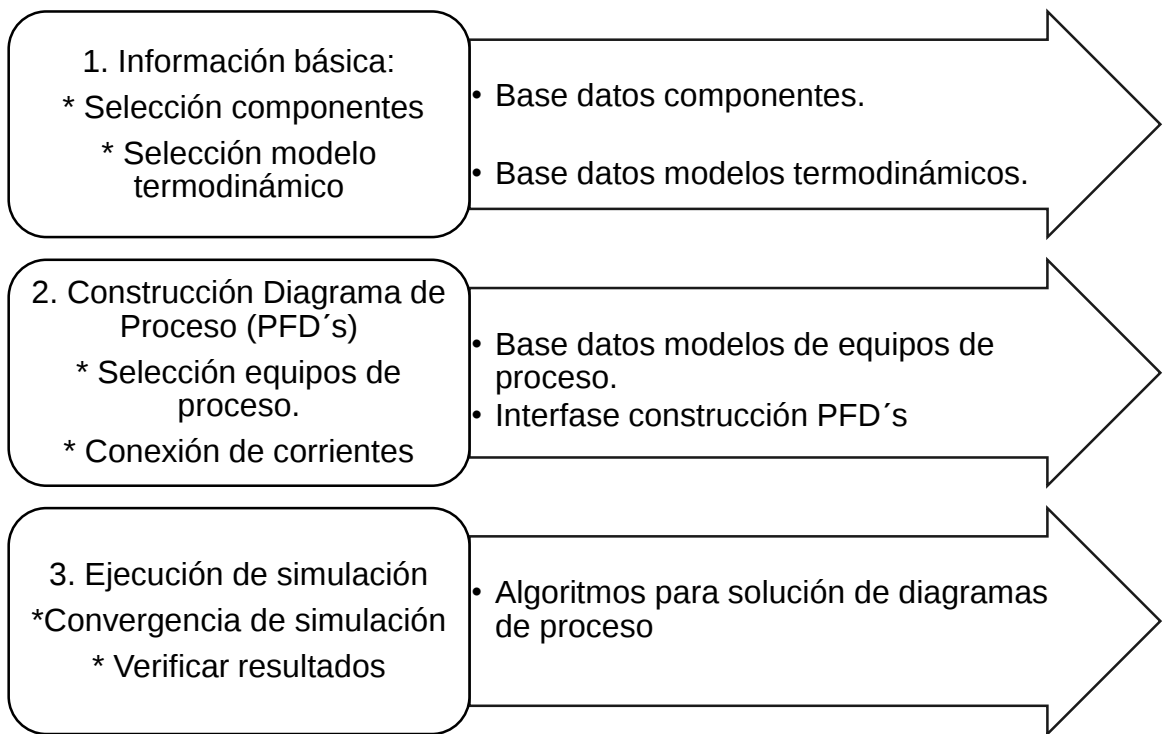
proceso. Para el caso del proceso de refrigeración con turbo-expansores empleado nitrógeno como fluido de trabajo el diagrama de flujo se compone de compresores, intercambiadores de calor para enfriamiento entre etapas, intercambiador de calor de múltiples corrientes (considerado el centro del proceso de licuefacción), turbo-expansores y válvula de expansión Joule-Thompson. Por otro lado, el proceso de simulación de proceso de licuefacción empleando refrigerantes mixtos (DMR), se compone de compresor del refrigerante empleado para pre-enfriamiento, compresor empleado para el refrigerante empleado para sub-enfriamiento, inter enfriadores entre etapas de compresión, intercambiadores de calor de múltiples corrientes y válvulas de expansión Joule-Thompson.

A estos equipos cargados en el simulador se conectan las corrientes de masa y energía visualizadas en el proceso tales como presión, temperatura y flujo para poder ejecutar la simulación.

Para este trabajo de investigación se emplea la herramienta comercial ASPEN HYSYS, siguiendo la secuencia expuesta como la describe la

Figura 45.

Figura 45. Pasos para resolver un problema de simulación



3.6 SELECCIÓN ECUACIÓN DE ESTADO

El paquete termodinámico para el cálculo de las condiciones de proceso empleado es Peng-Robinson.

Como se definió en el numeral 8.5, el software de simulación para realizar los cálculos de ingeniería de procesos en esta simulación será ASPEN Hysys versión 10. Un aspecto importante es la selección del paquete para realizar los cálculos de las propiedades termodinámicas.

Para el modelamiento en Hysys, se realiza un análisis comparativo de propiedades termodinámicas empleando Peng-Robinson y Soave-Redlich-Kwong (SRK), las cuales son las dos ecuaciones de estado (EoS) utilizadas en el sector de hidrocarburos y disponibles en el simulador de procesos. Se comparan para la composición del gas de entrada los estimados de los puntos de burbuja y rocío del gas a licuefacción evaluado en este trabajo de investigación. También se modela, el volumen molar de la mezcla a diferentes presiones. Los resultados de la Figura 46, muestran una diferencia en las temperaturas de rocío calculado por cada uno de los paquetes termodinámicos. Sin embargo, en la

Figura 47, se muestra que no hay una diferencia sustancial en el volumen molar estimado por cada una de las ecuaciones empleadas. Esto nos asegura que ambos paquetes termodinámicos obtendrán resultados similares en las variables de proceso.

Figura 46. Diagrama Presión – Temperatura gas a licuefacción

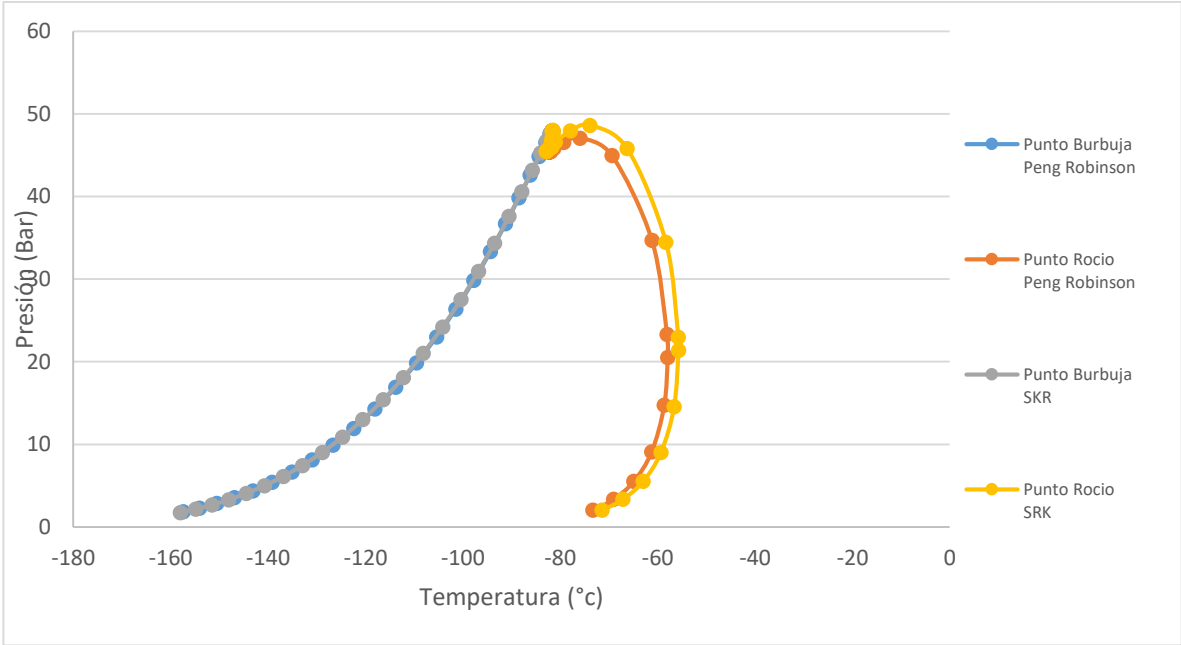
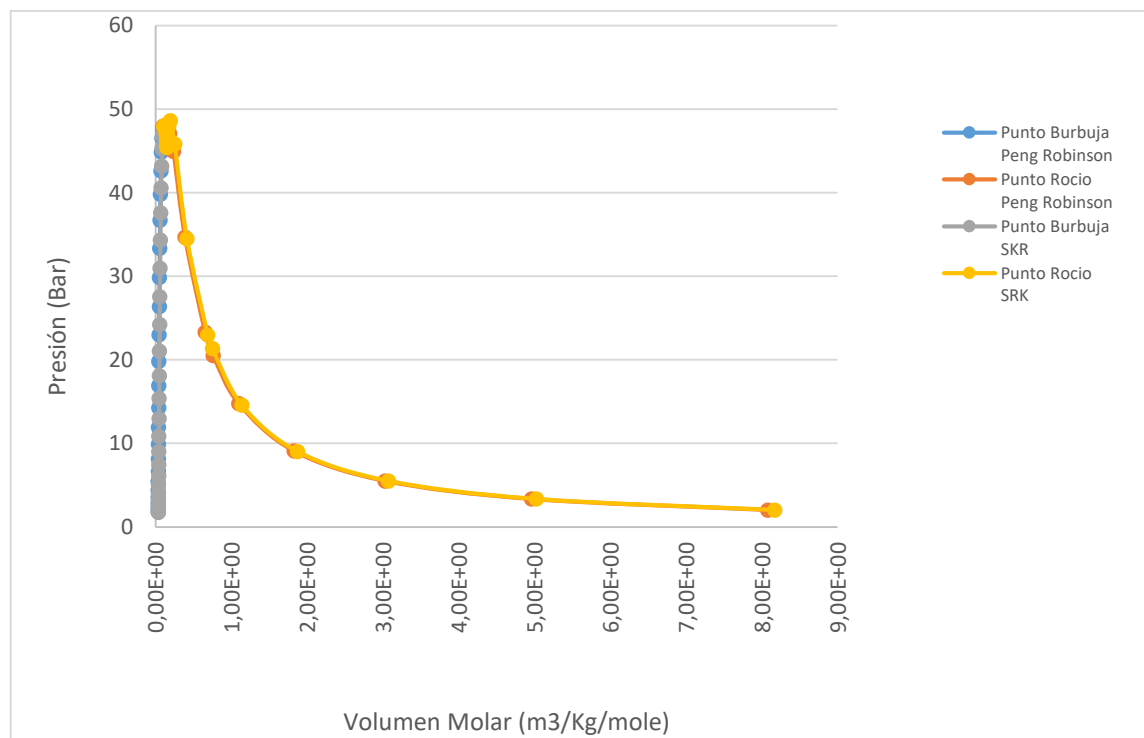


Figura 47. Diagrama Presión – Volumen Molar gas a licuefacción



3.7 BASES DE DISEÑO Y CONDICIONES DE SIMULACION

En la Tabla 28, se enumera las condiciones de proceso empleadas para el modelamiento de las tecnologías a evaluar. En el caso de la presión de operación para el proceso de licuefacción del gas, esta se define bajado en la composición del gas empleando los diagramas de presión – temperatura y presión – entalpía. Estos diagramas permiten identificar los valores de punto crítico de la mezcla de gas a licuar y estimar el calor que debe ser removido del gas natural de carga para licuarlo a condiciones de presión y temperatura de almacenamiento. De las Figura 48 y Figura 49, se puede apreciar que la presión que se encuentra por debajo del punto crítico del gas de proceso es la correspondiente a 45 bar de presión, siendo el punto que permitirá licuar el gas natural con menor requerimiento de extracción de calor latente y por ende menor requerimiento energético. Este será la presión de

operación seleccionada para la evaluación de tecnologías. Haciendo los cálculos de remoción de calor para licuar el gas se calcula en 41.955 KW para una carga de 171.200 kg/h (1,5 MTPA).

Figura 48. Diagrama Entalpía – Presión gas de carga del proceso

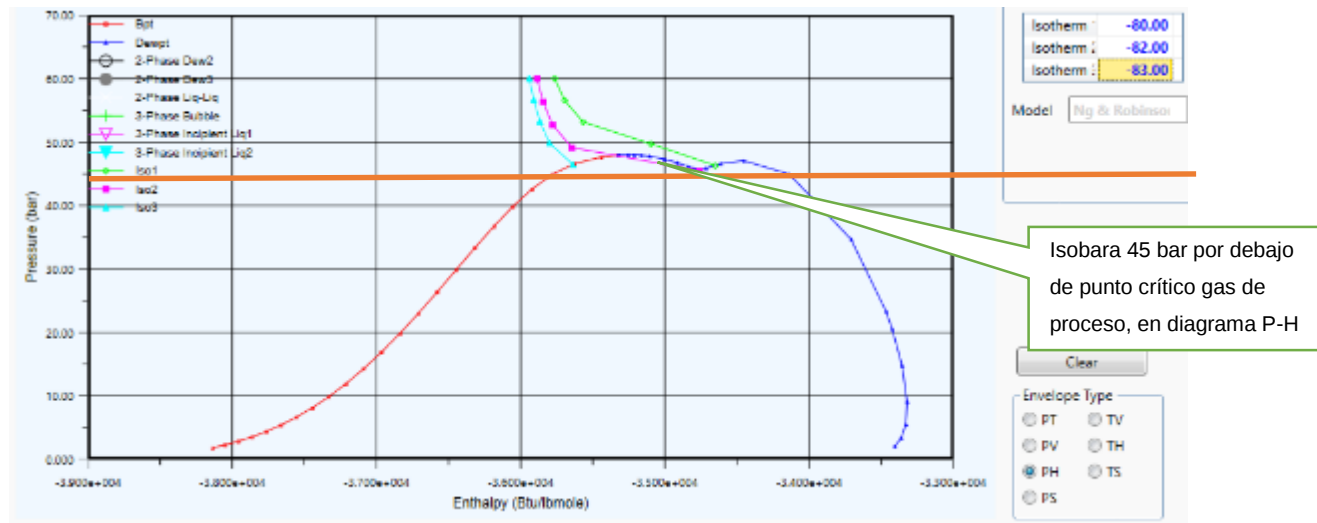


Figura 49. Diagrama Presión – Temperatura gas de carga del proceso

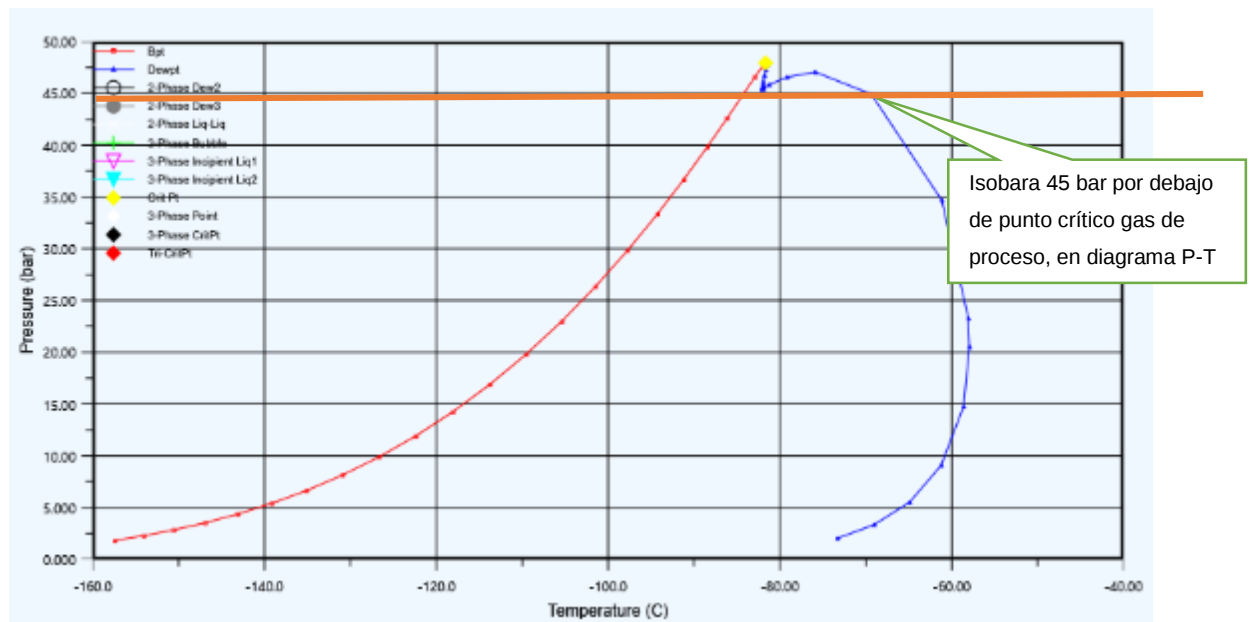
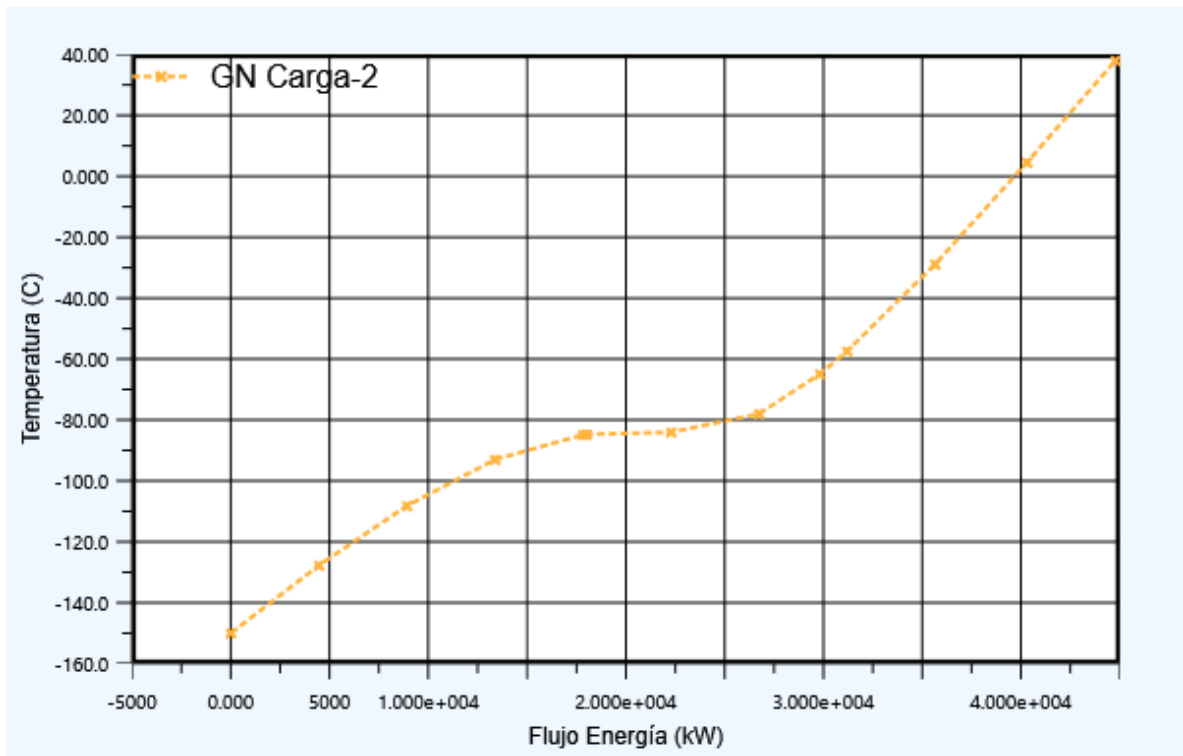


Tabla 28. Bases y condiciones de simulación

Propiedad	
Gas entrada (GN)	
Temperatura (°C)	38
Presión (bar)	45
Flujo (MTPA)	1,5
Flujo (MMSCFD)	210
Composición (fracción molar, %)	
C ₁ (Metano)	98,104
C ₂ (Etano)	0,2472
C ₃ (Propano)	0,0568
iC ₄ (i-Butano)	0,0175
n-C ₄ (n-Butano)	0,0069
i-C ₅ (i-Pentano)	0,0066
n-C ₅ (n-Pentano)	0,0014
n-C ₆ (n-Hexano)	0,0124
N ₂ (Nitrógeno)	1,4364
CO ₂ (Dióxido de Carbono)	0,1113
S (Azufre)	0
GNL Condiciones de producción	
Temperatura (°C)	-161°C
Presión GNL en tanques (bar)	1,2
Fracción vapor “ <i>Boil-off gas</i> ” (%)	4,0
Eficiencia isoentrópica compresor	75%
Eficiencia isoentrópica expansores	75%
Temperatura salida interenfriador (°C)	30
Caídas de presión	
Pasos GN intercambiador (bar)	1,0
MR Caliente (bar)	0,5
MR frío (bar)	0,1
Interenfriadores (bar)	0,5

Para las condiciones del gas descritas en la Tabla 28, la curva de enfriamiento de muestra en la Figura 50. En esta figura se aprecia que se requiere retirar del gas 45.000 MW con el fin de poder licuarlo a condiciones de -161°C y 1.2 bar de presión.

Figura 50. Curva de enfriamiento para gas caso Caribe colombiano



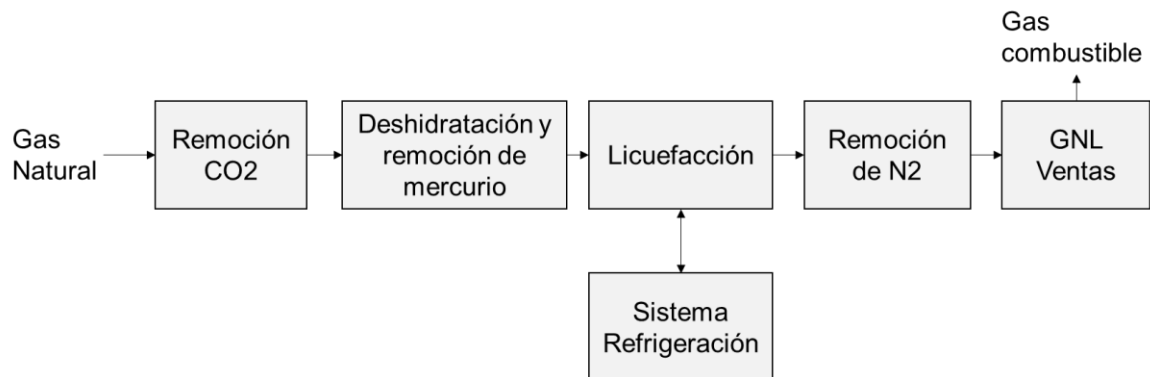
3.7.1 Tamaño planta a evaluar. Basado en el análisis de oferta-demanda nacional descrito en la Tabla 23 del numeral 8.3, desde los años 2024 hasta 2039 se visualiza un excedente para una planta de 1,5 MTPA. Si a lo anterior se suman proyectos locales de exploración y desarrollo en temas de gas, se pudiera extender la oferta de GNL con la capacidad de una planta del tamaño propuesto. Para esta capacidad, la implementación tecnología de facilidades flotantes es la recomendada.

3.7.2 Herramienta de simulación. Se emplea la herramienta de simulación Aspen HYSYS TM. Las ecuaciones de estado empleadas para cálculos de propiedades termodinámicos son las de Peng Robinson y Soave-Redlich-Kwong.

3.8 TECNOLOGIAS A EVALUAR

Para las características del gas prospectado para los potenciales desarrollos se requerían procesos que se muestran en la Figura 51. En general, remoción de CO₂ para disminuirlo a niveles por debajo de 50 ppm; deshidratación del gas hasta niveles que garanticen la no formación de hidratos en el proceso de licuefacción; remover nitrógeno por debajo de 1,2% molar. Con estos procesos el porcentaje de metano estará por encima del 98% molar, por lo que deberá la carga de GNL proveniente de estos potenciales campos, ajustado su poder calorífico al llegar a los puertos de destino mezclándolo con pequeñas cantidades de otro gase natural.

Figura 51. Diagrama de bloques procesos requeridos gas Caribe colombiano



3.8.1 Tecnología Expansor dual con nitrógeno N₂. Para alcanzar la temperatura de licuefacción con menos compresión y lograr menos tamaños de intercambiador de calor, es importante utilizar turbo-expansores en cascada⁶². Con este arreglo de

⁶² YUMRUTAS, R., KUNDUZ, M., KANOGLU, M., 2002. Exergy analysis of vapor compression refrigeration systems. Exergy 2 (4), 266e272.

dos expansores, la mayor parte del nitrógeno refrigerante es expandido hasta una temperatura más elevada en uno de los expansores y solamente la cantidad de refrigerante requerido es expandido a la más baja temperatura para ser utilizado en la sección de sub-enfriamiento. Esto requiere dividir la corriente de nitrógeno que ingresa al intercambiador de calor principal en dos niveles de caída de presión diferentes. De esta forma en las dos etapas se extrae energía en forma de trabajo de los expansores para ser utilizado en el proceso de re-compresión del nitrógeno. El gas natural intercambia calor sensible con el nitrógeno refrigerante en el intercambiador de calor principal hasta alcanzar los -149°C y experimenta una expansión flash hasta la presión atmosférica alcanzando la temperatura de -158°C , condición a la cual es enviado a la facilidad de almacenamiento. Típicamente este proceso, una parte del nitrógeno fluye desde una presión de 99 bar hasta una presión de 31 bar con un porcentaje del 80% del flujo total del refrigerante y es usado para el pre-enfriamiento del gas natural al alcanzar una temperatura de -85°C ; mientras que el segundo ciclo con una porción menor del flujo del refrigerante equivalente al 20% restante operando con una caída de presión desde 99 bar hasta 15 bar en donde el nitrógeno alcanza una temperatura de -153°C , el cual es utilizado para el sub-enfriamiento del gas natural.

En la Figura 52 y Figura 53, se ilustra las condiciones de proceso para esta simulación.

Figura 52. Diagrama de flujo de proceso expansión dual N_2 ⁶³

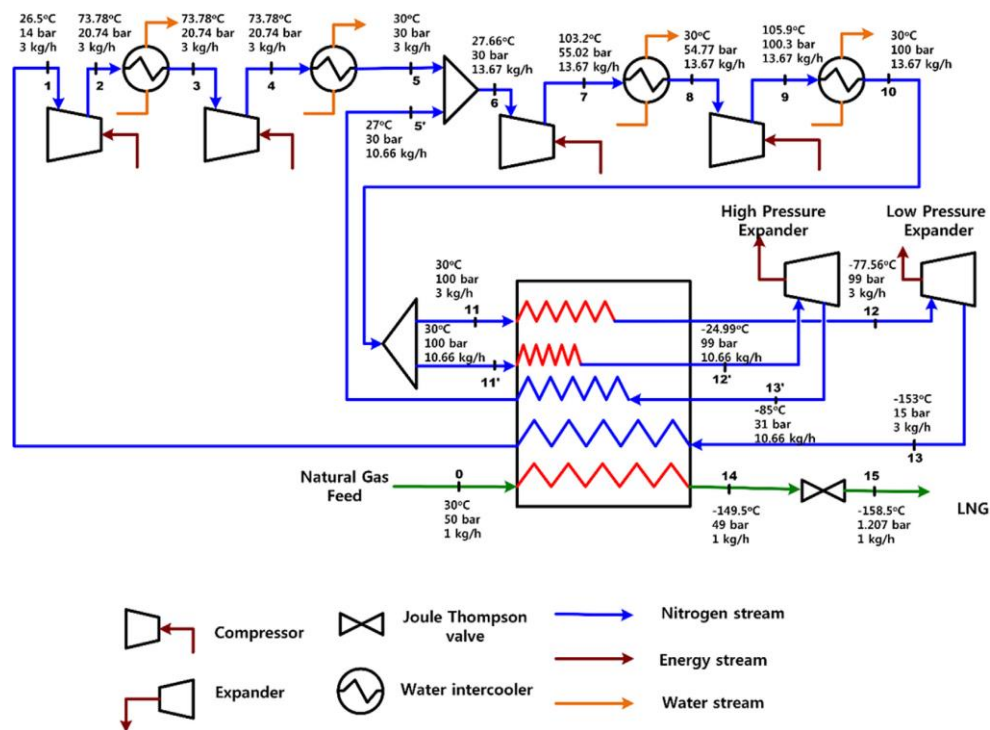
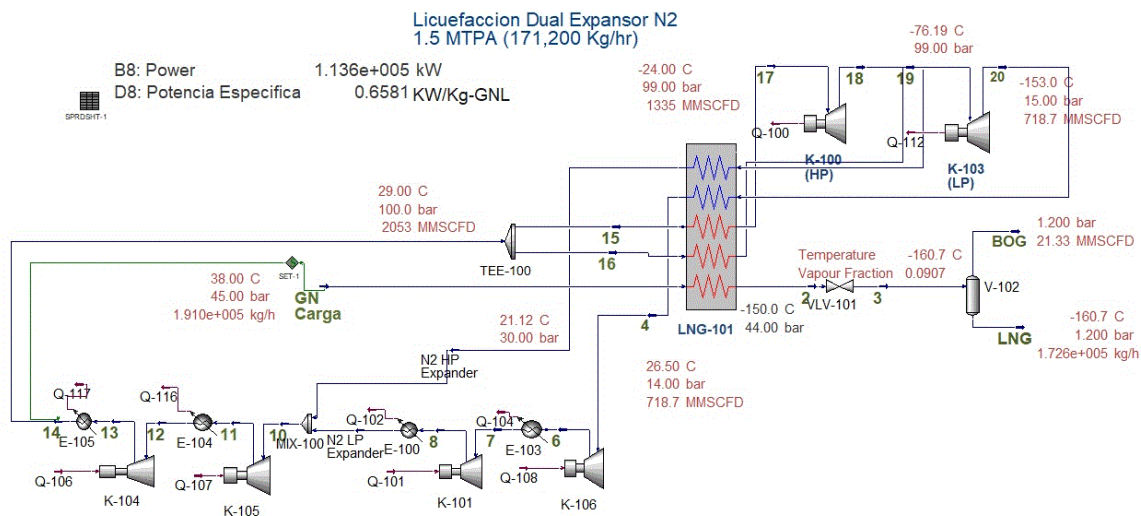


Figura 53. Diagrama de flujo de proceso Dual Expander Aspen HYSYS™



⁶³ KHAN, Mohd Shariq, et al. *Op. cit.*, p. 326.

Para la simulación de esta tecnología de expansión dual con nitrógeno se emplean los elementos disponibles en Aspen Hysys y cuya función se describen en la Tabla 29.

Tabla 29. Objetos de proceso empleados en la simulación caso turbo-expansores

Elemento	Nomenclatura simulación	Objetivo
Corriente de nitrógeno	N ₂ HP Expander, N ₂ LP Expander	Se emplea una corriente de composición 100% molar de nitrógeno como refrigerante en el ciclo de expansión y compresión. Se divide en “N ₂ HP Expander”, la cual representa la corriente de nitrógeno proveniente del expansor con menor caída de presión; mientras que la “N ₂ LP Expander” corresponde a la corriente que proviene del expansor con mayor caída de presión.
Corriente de gas natural	GN Carga	Esta corriente corresponde al gas de entrada al proceso y que se requiere licuar hasta -161°C a presión de 1,2 bares.
Corrientes de potencia compresor	Q-108, Q-101, Q-107, Q-106	Corresponden a los consumos de potencia requeridos por cada etapa de compresión del nitrógeno.
Corrientes de enfriamiento inter-etapas de compresor	Q-104, Q-102, Q-116, Q-117	Corresponden a la energía que debe retirarse en los inter-enfriadores entre cada etapa de compresión del nitrógeno.
Corriente de potencia generada por turbo-expansores	Q-100, Q-112	Corresponde al trabajo de eje generado por el nitrógeno durante el proceso de caída de presión a entropía constante sin transferencia de calor con el medio, al circular a través de los expansores.
Expansor de alta	K-100	Corresponde al equipo donde ocurre la expansión de aproximadamente el 70% del gas nitrógeno. El nitrógeno ingresa con la presión de descarga del sistema de compresión y la temperatura de entrada es

Elemento	Nomenclatura simulación	Objetivo
		cercana a los -25°C. Esta corriente de entrada corresponde a la corriente de salida del nitrógeno del intercambiador de GNL
Expansor de baja presión	K-103	Corresponde al equipo donde ocurre la expansión de aproximadamente el 30 % del gas nitrógeno. El nitrógeno ingresa con la presión de descarga del sistema de compresión y la temperatura de salida del intercambiador de GNL es cercana a los -67°C.
Etapas de Compresión	K-106, K-101, K-105, K-104	Se emplean cuatro (4) etapas de compresión con una relación de compresión entre 1.4 y 1.8. Se encargan de subir la presión desde 15 bares en la succión del ciclo de compresión hasta una presión de descarga de 100 bares. Con este valor de presión el nitrógeno ingresa al intercambiador de GNL.
Enfriadores inter etapas	E-103, E-100, E-104, E-105	Estos elementos permiten disminuir la temperatura del nitrógeno desde la temperatura de descarga inter etapa del compresor hasta los 30°C, antes de ingresar a la siguiente etapa de compresión.
Intercambiador de calor de GNL	LNG-101	Es un intercambiador de calor de cinco (5) corrientes. Dos corrientes frías y tres corrientes calientes. La corriente fría de nitrógeno de más baja temperatura es de -153°C y es la que corresponde a la salida del expansor con más alta caída de presión. Las dos corrientes frías corresponden a las salidas de los turbo-expansores.
Válvula de expansión	VLV-101	Se emplea para expandir el gas licuado desde la presión y temperatura de salida del intercambiador de GNL hasta la presión de almacenamiento final de 1,2 barg.

Elemento	Nomenclatura simulación	Objetivo
Divisor de flujo	TEE-100	Permite dividir el flujo de nitrógeno antes de ingresar al intercambiador de GNL con el fin de conseguir las temperaturas requeridas por el proceso.
Separador bifásico	V-102	Es el equipo final del proceso en el cual se separa el GNL que va a almacenamiento del “BOG” o Boil-Off Gas.

(*)Relación de compresión es igual a la relación entre la presión de descarga y la presión de succión en un compresor. La presión en unidades de presión absoluta.

Para este caso particular en la Tabla 30, se listan las condiciones de proceso para los ciclos refrigerantes de soportar la licuefacción del gas natural.

Tabla 30. Condiciones de proceso ciclos de N₂

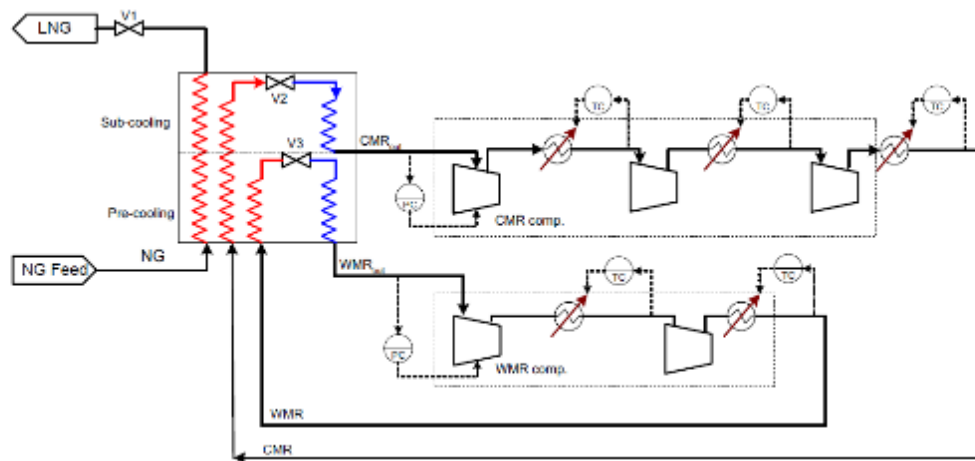
Ciclo Nitrógeno	
Temperatura Entrada (°c)	30
Presión Entrada (bar)	100
Temperatura de Succión (°c)	41
Presión Succión (Bar)	16
Composición (fracción molar, %)	
N ₂ (Nitrógeno)	1,0
Turbo-expansor Nitrógeno alta presión	
Temperatura Entrada (°c)	-24
Presión Entrada (bar)	99
Temperatura de salida (°c)	-85
Presión Salida (Bar)	31
Eficiencia Isoentrópica	75%
Turbo-expansor Nitrógeno baja presión	
Temperatura Entrada (°c)	-76
Presión Entrada (bar)	99

Ciclo Nitrógeno	
Temperatura de salida (°C)	-153
Presión Salida (Bar)	15
Eficiencia Isoentrópica	75%

3.8.2 Tecnología DMR (Refrigerante Mixto Dual). Como descripción general de este proceso se puede decir que el diagrama de flujo de proceso conceptual de la licuefacción empleando refrigerante mixto se ilustra en la

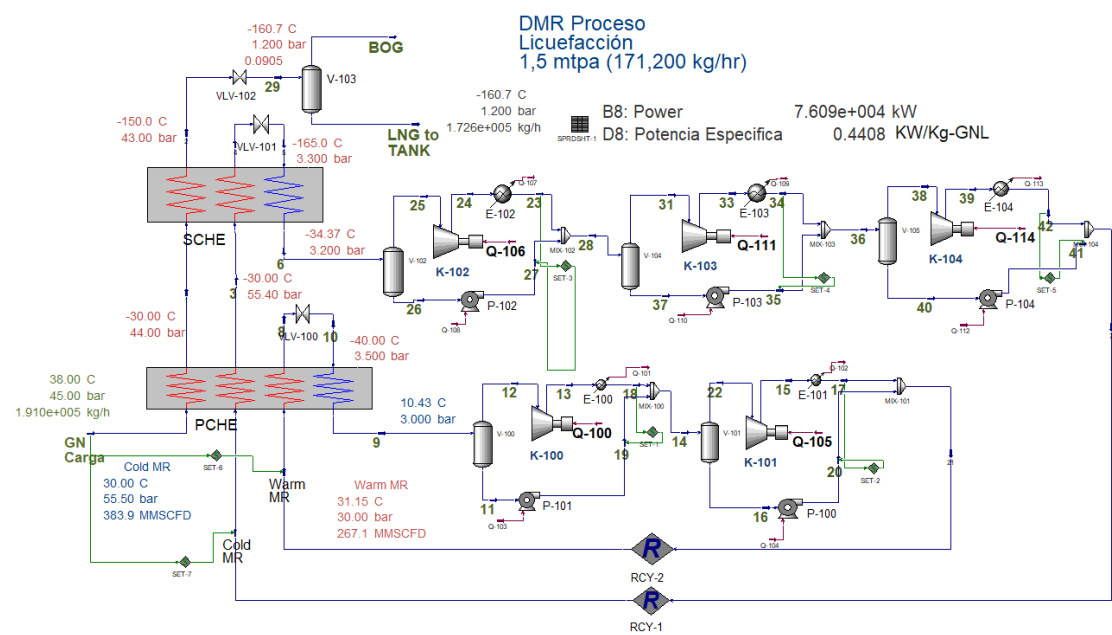
Figura 54 y Figura 55, el cual consiste en un proceso que emplea dos ciclos de refrigeración de diferente composición. Uno de esos refrigerantes es un refrigerante con alto punto de ebullición denominado refrigerante mixto caliente (WMR) y otro denominado refrigerante mixto frío (CMR) con puntos de ebullición más bajos teniendo al metano como componente predominante. Estos dos refrigerantes son circulados en unidades separadas de compresión a diferentes presiones de operación. El WMR es comprimido en dos etapas con una presión final de descarga de 30 bares. Con esta presión el WMR experimenta una expansión en una válvula Joule-Thompson hasta niveles de 3 bares. Con esa temperatura de expansión del WMR, el gas natural y el CMR son enfriados en valores cercanos de -30°C. Por otro lado, el CMR es comprimido en tres (3) etapas entrando a la unidad de licuefacción a 55 bares. Este refrigerante tiene una expansión mayor que el WMR. Esta expansión reduce su temperatura hasta -164°C. Entonces, el gas natural pre-enfriado por el WMR es sub-enfriado hasta niveles de temperatura de tanques de almacenamiento de alrededor de -161°C.

Figura 54. Diagrama de flujo de proceso tecnología DMR



Fuente: HUSNIL, Y.A., LEE, M., op. cit., p. 2428.

Figura 55. Diagrama de Flujo de Proceso DMR en Aspen HYSYS TM



Para la simulación la tecnología de refrigeración con DMR se utilizan los elementos disponibles en Aspen Hysys y cuya función se describen en la Tabla 31

Tabla 31. Objetos de proceso empleados en la simulación caso DMR

Elemento	Nomenclatura simulación	Objetivo
Corriente WMR	Cold MR	Mezcla de refrigerante mixto frio (ver composición en Tabla 32)
Corriente CMR	Warm MR	Mezcla de refrigerante mixto caliente (ver composición en Tabla 32)
Corriente de gas natural	GN Carga	Esta corriente corresponde al gas de entrada al proceso a 38°C y 45 bares de presión, y que se requiere licuar hasta -161°C a presión de 1,2 bares.
Corrientes de potencia compresores	Q-100, Q-105, Q-106, Q-111, Q-114	Corresponden a los consumos de potencia requeridos por cada etapa de compresión para los ciclos de CMR y WMR.

Elemento	Nomenclatura simulación	Objetivo
Corrientes de enfriamiento inter-etapas de compresores	Q-101, Q-102, Q-107, Q-109, Q-113	Corresponden a la energía que debe retirarse en los inter-enfriadores entre cada etapa de compresión de los ciclos de refrigerante.
Etapas de Compresión CMR	K-102, K-103, K-104	Se emplean tres (3) etapas de compresión con una relación de compresión de 2,6. Se encargan de incrementar la presión desde 3,2 bares en la succión del ciclo de compresión hasta una presión de descarga de 55 bares.
Etapas de Compresión WMR	K-100, K-101	Se emplean dos (2) etapas de compresión con una relación de compresión 3,2. Se encargan de incrementar la presión desde 3 bares en la succión del ciclo de compresión hasta una presión de descarga de 30 bares.
Enfriadores inter etapas	*E-102, E-103, E-104 (en el ciclo CMR). *E-100, E-101 (en el ciclo WMR)	Estos elementos permiten disminuir la temperatura del refrigerante en ambos ciclos desde la temperatura de descarga inter etapa del compresor hasta los 30°C, antes de ingresar a la siguiente etapa de compresión.
Intercambiador de calor GNL-CMR-WMR	PCHE (intercambiador de pre-enfriamiento)	Es un intercambiador de calor de cuatro (4) corrientes. Una corriente fría y tres corrientes calientes. La corriente fría de WMR con temperatura mínima de -40°C. Las corrientes calientes corresponden al gas natural entrada al proceso de licuefacción, y las corrientes de CMR y WMR de retorno o reciclo del proceso de compresión de ambos refrigerantes.
Intercambiador de calor GNL-CMR	SCHE (intercambiador de sub-enfriamiento)	Es un intercambiador de calor de tres (3) corrientes. Una corriente fría y dos (2) corrientes calientes. La corriente fría de CMR con temperatura mínima de -165°C.

Elemento	Nomenclatura simulación	Objetivo
		Las corrientes calientes corresponden al gas natural y al CMR, ambas provenientes del intercambiador PCHE.
Válvulas de expansión	VLV-100, VLV-101, VLV-102	Se emplean para generar una caída de presión a entalpía constante, lo cual permite la disminución de temperatura de las corrientes de proceso, aguas debajo de las válvulas.
Operaciones de Reciclo	RCY-1, RCY-2	Se emplean operaciones de reciclo de materia ya que corrientes aguas abajo se mezclan en reversa con corrientes aguas arriba, como ocurre en los sistemas anidados tipo <i>loop</i> para la compresión de WMR y CMR. La operación de reciclo es iterativa, en donde un valor asumido y calculado se ajustan dentro de tolerancias específicas.
Separadores succión compresores	V-100, V-101, V-102, V-104, V-105	Se emplean para evitar la presencia de líquidos en la succión de cada etapa de los compresores de los ciclos de refrigerantes.
Bombas de manejo líquidos	P-100, P-101, P-102, P-103, P-104	Se emplean para manejar los líquidos que se puedan presentar por las condiciones de proceso en los separadores de succión de compresores. Su función es incrementar la presión de los líquidos hasta el valor de la presión de descarga de cada etapa del compresor.
Separador bifásico	V-103	Es el equipo final del proceso en el cual se separa el GNL que va a almacenamiento, de la corriente que se clasifica como “BOG” o Boil-Off Gas.

De la referencia⁶⁴, se toma como base la composición de los refrigerantes mixtos calientes (WMR) y frío (CMR) para efectuar la simulación de licuar el gas del caso de estudio, que se muestran en la Tabla 32 .

Tabla 32. Variables operativas del proceso con DMR

Refrigerante Mixto Caliente (WMR)	
Temperatura Entrada (°c)	38
Presión Entrada (bar)	30
Temperatura de Succión (°c)	25
Presión Succión (Bar)	3,55
Composición (fracción molar, %)	
C ₁ (Metano)	0,008
C ₂ (Etano)	0,492
C ₃ (Propano)	0,065
iC ₄ (i-Butano)	0,159
n-C ₄ (n-Butano)	0,276
N ₂ (Nitrógeno)	0
Refrigerante Mixto Frío (CMR)	
Temperatura Entrada (°c)	38
Presión Entrada (bar)	55
Temperatura de Succión (°c)	-29
Presión Succión (Bar)	3,30
Composición (fracción molar, %)	
C ₁ (Metano)	0,356
C ₂ (Etano)	0,409
C ₃ (Propano)	0,098
iC ₄ (i-Butano)	0
n-C ₄ (n-Butano)	0
N ₂ (Nitrógeno)	0,137

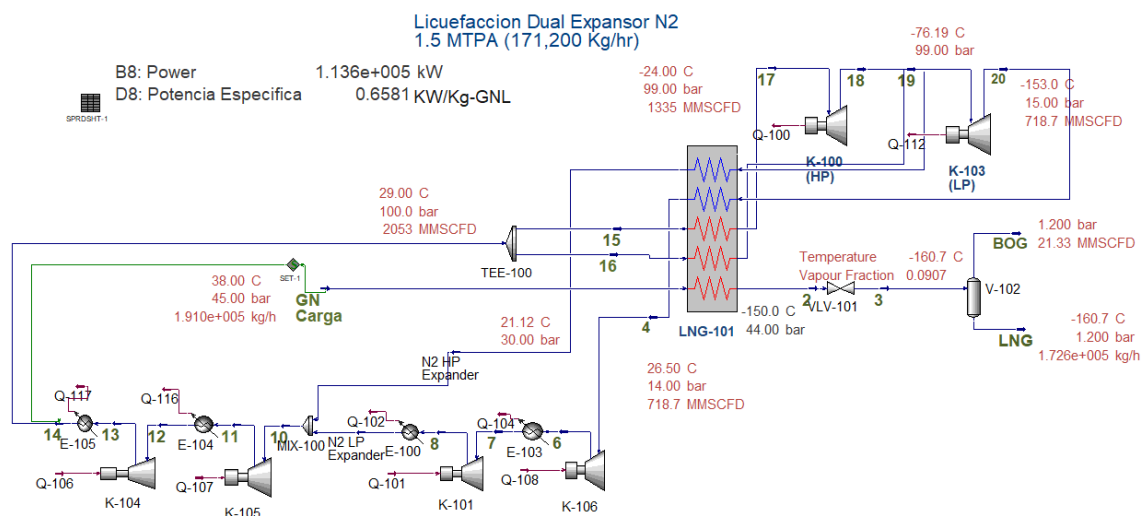
⁶⁴ HUSNIL, Y.A., LEE, M., Control structure synthesis for operational optimization of mixed refrigerant processes for liquefied natural gas plant. 2014. AIChE J. 60 (7),2428e2441.

Para el presente estudio de investigación se han modelado los casos empleando las ecuaciones de estado tanto de Peng-Robinson (PR) como Soave-Redlich-Kwong (SRK) con el fin de determinar la influencia de la selección de la ecuación de estado en las variables de potencia requerida y rendimientos volumétricos de cada tecnología.

4. RESULTADOS EVALUACIÓN CICLOS DE LICUEFACCIÓN DEL GAS PARA CADA TECNOLOGIA

En la Figura 56, se muestra un diagrama de flujo de proceso para la tecnología que emplea el nitrógeno como refrigerante a través de turbo-expansores.

Figura 56. Diagrama de flujo de proceso de la tecnología de expansión dual con nitrógeno



El balance de masa y energía obtenido para el modelamiento con proceso de refrigeración que emplea nitrógeno se muestra en la Tabla 33.

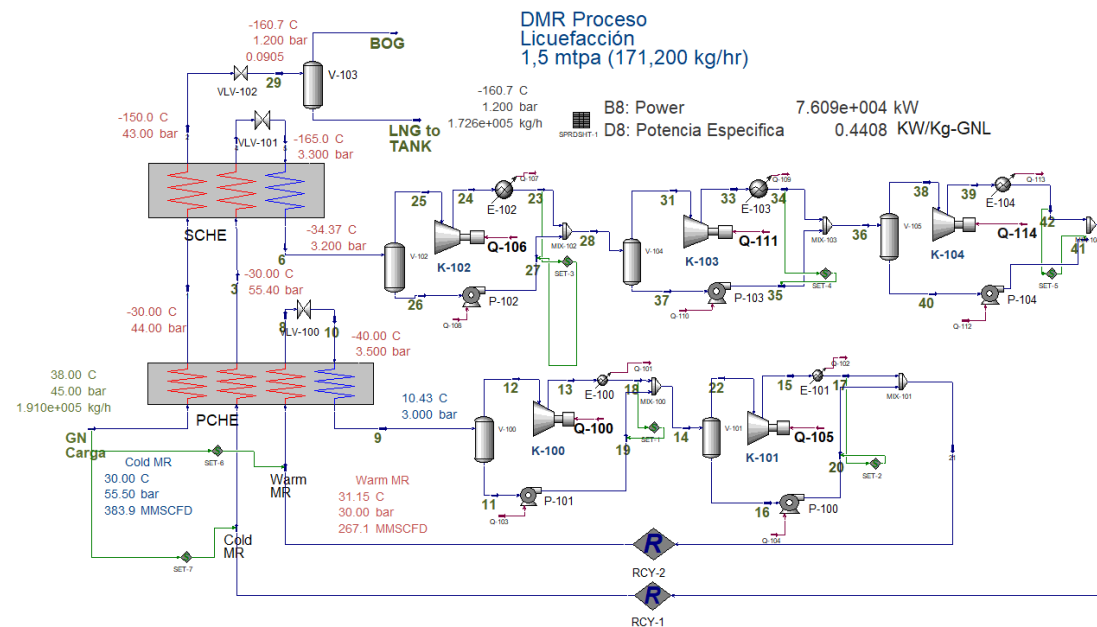
Tabla 33. Balance de masa y energía tecnología expansión dual Nitrógeno

Corriente	Fracción Vapor	Temperatura	Presión	Flujo Molar	Flujo Másico	Flujo volumen líquido	Flujo calor
		<i>C</i>	<i>bar</i>	<i>MMSCFD</i>	<i>kg/h</i>	<i>m³/h</i>	<i>kW</i>
6	1,0	74,6	20,7	718,7	1002750,0	1243,5	13623,7
10	1,0	24,2	30,0	2053,4	2865000,0	3552,9	-5788,4
11	1,0	98,0	54,8	2053,4	2865000,0	3552,9	56303,5
13	1,0	105,0	100,0	2053,4	2865000,0	3552,9	59725,8
GN Carga	1,0	38,0	45,0	235,2	191000,0	626,0	-241709,4
LNG	0,0	-160,7	1,2	213,9	172577,5	571,3	-264927,4
20	1,0	-153,0	15,0	718,7	1002750,0	1243,5	-56674,0
2	0,0	-150,0	44,0	235,2	191000,0	626,0	-286489,6
19	1,0	-76,2	99,0	718,7	1002750,0	1243,5	-43263,5
4	1,0	26,5	14,0	718,7	1002750,0	1243,5	-410,4
BOG	1,0	-160,7	1,2	21,3	18422,5	54,8	-21562,2
3	0,1	-160,7	1,2	235,2	191000,0	626,0	-286489,6
12	1,0	30,0	54,8	2053,4	2865000,0	3552,9	-4425,1
7	1,0	25,0	20,7	718,7	1002750,0	1243,5	-1255,1
14	1,0	29,0	100,0	2053,4	2865000,0	3552,9	-11180,9
8	1,0	69,0	30,0	718,7	1002750,0	1243,5	11581,4
N₂ LP Expander	1,0	30,0	30,0	718,7	1002750,0	1243,5	-263,7
17	1,0	-24,0	99,0	1334,7	1862250,0	2309,4	-41464,5
18	1,0	-84,2	31,0	1334,7	1862250,0	2309,4	-67588,4
N₂ HP Expander	1,0	21,1	30,0	1334,7	1862250,0	2309,4	-5524,7

Corriente	Fracción Vapor	Temperatura	Presión	Flujo Molar	Flujo Másico	Flujo volumen líquido	Flujo calor
16	1,0	29,0	100,0	718,7	1002750,0	1243,5	-3913,3
15	1,0	29,0	100,0	1334,7	1862250,0	2309,4	-7267,6

Por otro lado, la Figura 57 muestra el diagrama de flujo de procesos para la opción con refrigerante mixto dual, DMR.

Figura 57. Diagrama de Flujo de Proceso con DMR



El balance de masa y energía obtenido para el modelamiento con DMR, se muestra en la Tabla 34.

Tabla 34. Balance de masa y energía tecnología DMR

Corriente	Fracción Vapor	Temperatura	Presión	Flujo Molar	Flujo Másico	Flujo volumen líquido	Flujo calor
		C	bar	MMSCFD	kg/h	m³/h	kW
1	1,0	-30,0	44,0	235,2	191000,0	626,0	-250929,9
2	0,0	-150,0	43,0	235,2	191000,0	626,0	-286495,8
4	0,0	-161,4	55,3	383,9	496600,0	1273,1	-483159,5
5	0,1	-165,0	3,3	383,9	496600,0	1273,1	-483159,5
8	0,0	-21,3	29,5	267,1	573000,0	1219,0	-465546,8
9	1,0	10,4	3,0	267,1	573000,0	1219,0	-394180,1
10	0,2	-40,0	3,5	267,1	573000,0	1219,0	-465546,8
11	0,0	10,4	3,0	0,0	0,0	0,0	0,0
12	1,0	10,4	3,0	267,1	573000,0	1219,0	-394180,1
13	1,0	66,2	9,6	267,1	573000,0	1219,0	-380457,4
14	0,8	30,0	9,1	267,1	573000,0	1219,0	-407100,3
15	1,0	97,8	30,5	202,6	403713,6	906,2	-273072,7
16	0,0	30,0	9,1	64,5	169286,4	312,8	-123825,8
17	0,0	30,0	30,0	202,6	403713,6	906,2	-319611,0
18	0,8	30,0	9,1	267,1	573000,0	1219,0	-407100,3
19	0,0	10,9	9,1	0,0	0,0	0,0	0,0
20	0,0	31,8	30,0	64,5	169286,4	312,8	-123581,3

Corriente	Fracción Vapor	Temperatura	Presión	Flujo Molar	Flujo Másico	Flujo volumen líquido	Flujo calor
		C	bar	MMSCFD	kg/h	m³/h	kW
22	1,0	30,0	9,1	202,6	403713,6	906,2	-283274,5
29	0,1	-160,7	1,2	235,2	191000,0	626,0	-286495,8
Cold MR	1,0	30,0	55,5	383,9	496600,0	1273,1	-387629,6
Warm MR	0,0	31,1	30,0	267,1	573000,0	1219,0	-443192,3
3	0,4	-30,0	55,4	383,9	496600,0	1273,1	-427421,3
BOG	1,0	-160,7	1,2	21,3	18380,8	54,6	-21507,3
LNG to TANK	0,0	-160,7	1,2	213,9	172619,2	571,4	-264988,5
23	1,0	38,0	10,7	383,9	496600,0	1273,1	-376077,6
25	1,0	-34,4	3,2	383,9	496600,0	1273,1	-391855,4
24	1,0	55,1	11,2	383,9	496600,0	1273,1	-371697,5
26	0,0	-34,4	3,2	0,0	0,0	0,0	0,0
27	0,0	-33,7	10,7	0,0	0,0	0,0	0,0
28	1,0	38,0	10,7	383,9	496600,0	1273,1	-376077,6
6	1,0	-34,4	3,2	383,9	496600,0	1273,1	-391855,4
31	1,0	38,0	10,7	383,9	496600,0	1273,1	-376077,6
33	1,0	92,8	21,4	383,9	496600,0	1273,1	-362837,5
34	1,0	38,0	20,9	383,9	496600,0	1273,1	-377916,8
35	1,0	104,9	20,9	0,0	0,0	0,0	0,0
36	1,0	38,0	20,9	383,9	496600,0	1273,1	-377916,8
37	0,0	38,0	10,7	0,0	0,0	0,0	0,0
38	1,0	38,0	20,9	383,9	496600,0	1273,1	-377916,8

Corriente	Fracción Vapor	Temperatura	Presión	Flujo Molar	Flujo Másico	Flujo volumen líquido	Flujo calor
		C	bar	MMSCFD	kg/h	m³/h	kW
39	1,0	118,9	56,0	383,9	496600,0	1273,1	-359145,0
40	0,0	38,0	20,9	0,0	0,0	0,0	0,0
41	1,0	147,6	55,5	0,0	0,0	0,0	0,0
42	1,0	30,0	55,5	383,9	496600,0	1273,1	-387629,6
GN Carga	1,0	38,0	45,0	235,2	191000,0	626,0	-241709,4
7	1,0	30,0	55,5	383,9	496600,0	1273,1	-387629,6
21	0,0	31,1	30,0	267,1	573000,0	1219,0	-443192,3

Para el caso del análisis comparativo de estas dos tecnologías de licuefacción los resultados obtenidos se listan en la Tabla 35.

Tabla 35. Tabla comparativa resultados entre tecnologías

Parámetros	Expansión Dual con Nitrógeno (N ₂ - <i>Expander</i>)		Dual Mixed Refrigerant (DMR)	
	PR (*)	SRK (**)	PR	SRK
Calor a remover gas de carga, KW	42.000			
Gas Carga, MTPA	1,67	1,67	1,67	1,67
MMscfd	235,2	235,2	235,2	235,2
Kg/h	191.000	191.000	191.000	191.000
GNL producido, MTPA	1,5	1,5	1,5	1,5
MMSCFD	214,3	214,3	213,5	213,9
Kg/h	172.900	172.900	172.000	172.600
Total potencia de compresión, KW	149.030	153.110	75.800	76.090
Potencia de Compresión Específica, KW/Kg-GNL	0,8620	0,8854	0,4427	0,4408
Total trabajo de eje recuperado de expansores, KW	38.330	39.530	----	----
Potencia neta requerida	110.700	113.580	75.800	76.090
Potencia específica, KW/kg- GNL	0,6402	0,6569	0,4427	0,4408
Total requerimiento de enfriamiento, KW	154.880	158.370	120.798	121.120
Enfriamiento específico, KW/Kg-GNL	0,8962	0,9171	0,7055	0,7010
Rendimiento másico proceso (%), Kg GNL/Kg GN	90%	90%	90%	90%
Flujos ciclos de pre- enfriamiento				

Parámetros	Expansión Dual con Nitrógeno (N₂-Expander)		Dual Mixed Refrigerant (DMR)	
Ciclo expansión hasta alta presión N ₂ , kg/h	1.920.000	1.862.000	----	----
MMscfd	1.376	1.335		
WMR, kg/h	----	-----	573.000	573.000
MMscfd	----	-----	267,1	267,1
Flujos ciclos de sub-enfriamiento				
Ciclo expansión hasta baja presión N ₂ , kg/h	940.550	1.003.000	----	-----
MMscfd	677,6	718	383,9	383,9
CMR, kg/h	-----	426.400	496.600	496.600

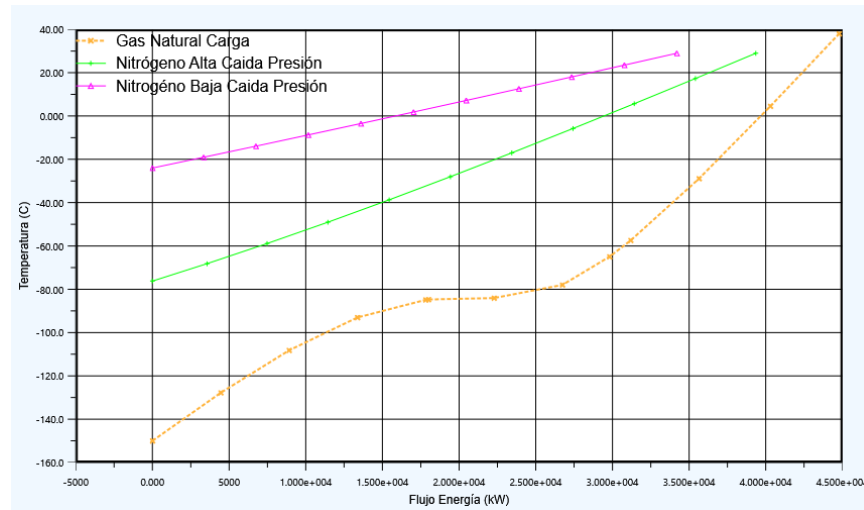
(*) Peng-Robinson.

(**) Soave-Redlich-Kwong

Para el diseño de intercambiadores de calor es importante desarrollar las “curvas de carga de calor”, también comúnmente llamadas “curvas de enfriamiento”, la cual es una gráfica generada a partir de una tabla temperatura-requerimiento remoción de calor. La

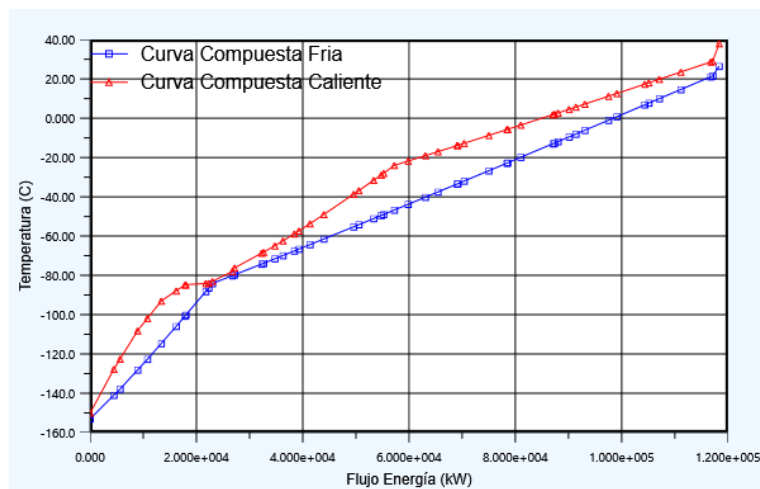
Figura 58, ilustra los requerimientos de remoción de calor en el intercambiador de calor criogénico de las corrientes calientes. Estas corrientes son el gas natural a licuar y las dos (2) corrientes de nitrógeno a pre-enfriar, previo a su ingreso a los expansores.

Figura 58. Curvas de requerimientos de remoción de calor tecnología N₂



En la Figura 59, se aprecia que las corrientes calientes requieren una remoción de calor de 118,37 MW para el proceso de expansión dual empleando como refrigerante nitrógeno. Esta curva se puede construir cuando se suman la remoción de calor requerida evaluada por rangos de temperatura para todas las corrientes. Más detalles de parámetros del proceso de intercambio de calor se muestran en la Tabla 37.

Figura 59. Curvas compuestas proceso licuefacción expansión dual con N₂



En las Figura 60 y Figura 61, se aprecia que las corrientes calientes requieren una remoción de calor de 162,7 MW para la tecnología con DMR para el proceso propuesto en este trabajo de investigación. Más detalles de parámetros del proceso de intercambio de calor se muestran en la Tabla 36.

Figura 60. Curva compuesta intercambiador pre-enfriamiento tecnología DMR

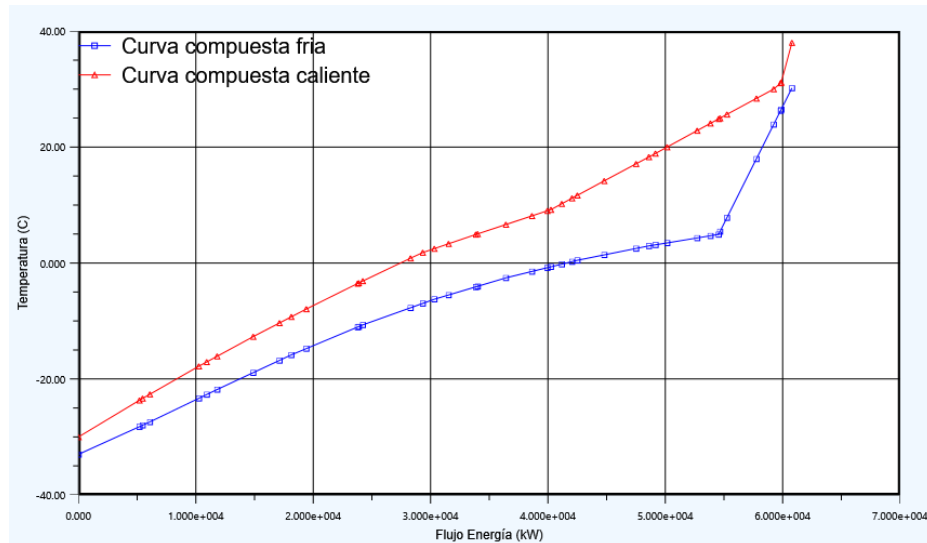


Figura 61. Curva compuesta intercambiador sub-enfriamiento tecnología DMR

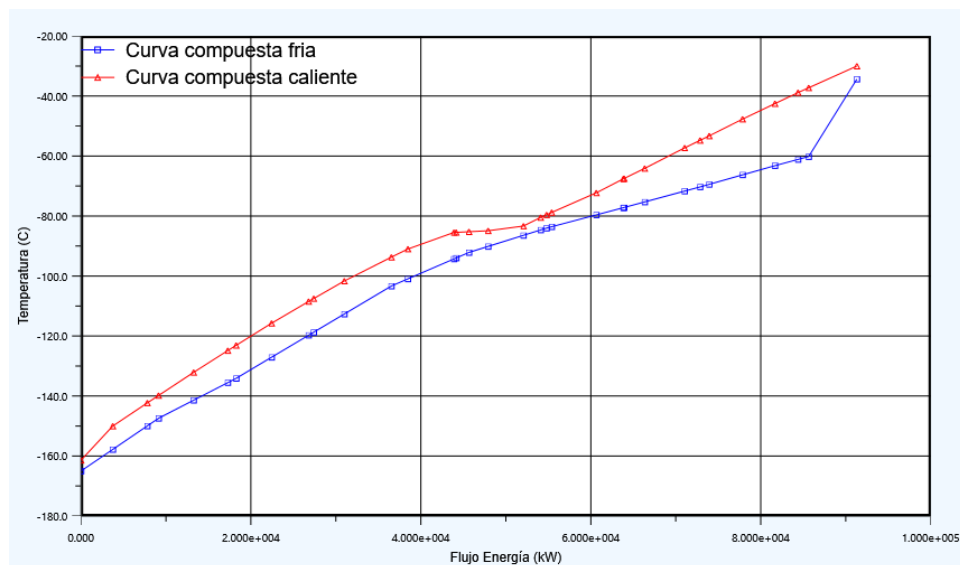


Tabla 36. Desempeño intercambiadores de calor tecnología DMR

	UA (W/°c)	Requerimiento Enfriamiento en intercambiador (KW)	LMTD (°c)⁶⁵
SCHE	10.470.000	91.340.280	8,72
PCHE	5.305.000	71.352.250	13,45
Total	15.775.000	162.692.530	

Tabla 37. Desempeño intercambiador de calor tecnología expansión dual con Nitrógeno

	UA (W/°c)	Requerimiento Enfriamiento en intercambiador (KW)	LMTD (°c) (*)
LNG-101	12.890.000	118.368.870	9,18

(*)LMTD=Diferencia temperatura media logarítmica.

De los valores obtenidos para el factor de UA para ambos procesos se puede decir que la tecnología de DMR requerirá intercambiadores de calor con un mayor área de transferencia respecto a la tecnología de expansión dual con nitrógeno. Sin embargo, al revisar los calores específicos de los compuestos empleados como refrigerante descritos en la Tabla 38, se aprecia que un flujo másico de nitrógeno cercano a 167% es requerido al compararlo con la tecnología con DMR. Por tal motivo, el proceso de licuefacción con nitrógeno demanda 48% más potencia cuando se le compara con la tecnología con DMR.

⁶⁵ LMTD=Diferencia temperatura media logarítmica.

Tabla 38. Calores específicos corrientes refrigerantes

Corriente	Calor Específico (KJ/Kgmol °c)
Nitrógeno	33,8
CMR	65,4
WMR	129,9

Adicionalmente, el nitrógeno en todo el proceso se encuentra en fase gaseosa por lo tanto solo es aprovechable su capacidad de refrigeración en un proceso de transferencia de calor sensible, mientras que en la mezcla de refrigerantes se dispone a las condiciones de presión y temperatura de compuestos para contar con una parte en fase líquida y cambiando de fase, pudiendo recibir parte del calor en un proceso de transferencia de calor latente. Los procesos de intercambio de calor latente permiten una mayor transferencia de calor que aquellos en los cuales solo se transfiere calor sensible. Esta menor capacidad del nitrógeno de transferir calor por unidad de masa, implica que se requerirá mayor volumen para poder lograr el mismo objetivo de enfriamiento de una mezcla de refrigerantes mixtos.

Por otro lado, si se considera cada proceso como una máquina térmica, y asumiendo que la eficiencia del proceso de refrigeración se puede definir como:

$$Eficiencia\ proceso = \frac{Q\ removido}{W\ requerido} \quad (5)$$

Donde, *Q removido* representa el calor removido de la corriente de gas natural hasta llevarlo a condiciones de GNL; y *W requerido*, es el trabajo que debe aplicarse al refrigerante en el ciclo. Ambas expresadas en KW.

Aplicando la ecuación (5), a los resultados obtenidos en la Tabla 35, se obtiene para la tecnología que emplea DMR una eficiencia del 55% y para Turbo-Expansores con Nitrógeno 36%.

También, se aprecia de las simulaciones que en el caso del nitrógeno, en todo el proceso se encuentra en estado vapor, lo que la da una ventaja desde el punto de vista de seguridad de procesos respecto al DMR. Claramente, el nitrógeno no representa problemas de inflamabilidad y potencial de explosión; como si lo representan las mezclas utilizadas en el proceso DMR.

Se observa también de los resultados que el proceso con DMR demanda de la utilización de más equipos. A diferencia del ciclo de refrigeración con nitrógeno, que si bien requiere mayor número de compresores, se pueden acoplar dos de estas etapas al eje de los expansores con el fin de aprovechar el trabajo de eje producto de la caída de presión isoentrópica en estos equipos.

Tabla 39. Número de equipo por tren de licuefacción en FLNG

Tecnología	Dual Expander N₂	DMR (Bajo % Propano)	OBSERVACIONES
Capacidad tren 1,5 MTPA			
Equipos principales por tren			
* Compresores	5	4	DMR: 4 compresores accionados con turbinas modelo GE LM 2500+ (31 MW Potencia). Dos (2) compresores por ciclo. Caudal DMR ciclo WMR, 280 Mmscfd/compresor; Caudal ciclo CMR, 380 MMscfd/compresor. Caudal N ₂ Dual: 500 MMscfd por compresor.
* Bombas	0	5	
* Turbo- Expansores	6	0	N ₂ : 5 turbinas modelo GE LM 2500+ (31 MW Potencia); 2 compander.

Tecnología	Dual Expander N₂	DMR (Bajo % Propano)	OBSERVACIONES
* Intercambiador Criogénico	1	2	
* Separadores	1	6	
* Interenfriadores ciclo compresión refrigerante	4	5	
Total equipos por tren	17	22	

Analizando cada aspecto del diseño y operación de cada tecnología se deben tener en cuenta los siguientes aspectos:

- **Complejidad**

La tecnología de expansor dual con nitrógeno cuenta con el mayor número de equipos principales de tipo rotativo como compresores y expansores. Sin embargo, la tecnología DMR tendrá mayor complejidad operacional cuando se deban realizar re-inicios o pérdida de capacidad de procesamiento en las planta. Al igual que depende grandemente, de reponer el refrigerante en condición costa afuera, lo que hace la actividad dependiente de la logística propia de una operación marina.

- **Área y peso de equipos**

El área es función del número de equipos principales. Además, el volumen de flujo del proceso indica que tan grandes deberán necesitarse las tuberías en equipos como compresores y expansores. Esto representa el tamaño de las instalaciones de procesos. Para el caso en análisis, el ciclo de nitrógeno maneja un caudal de aproximadamente 2.000 MMscfd, mientras que la tecnología con DMR requiere 500 MMscfd. Por lo tanto la tecnología con expansores requiere mayor área.

- **Inventario de hidrocarburo**

El proceso basado en turbo-expander evaluado en este trabajo de investigación usa un refrigerante no inflamable como el nitrógeno. Para el caso de DMR se requiere inventario de etano, butanos y propano en menor cantidad. En el caso del propano altamente inflamable. Por lo cual, el proceso basado en turbo-expansores es ideal para FLNG donde cantidades de inventario de hidrocarburos no son deseadas por aspectos de seguridad de procesos.

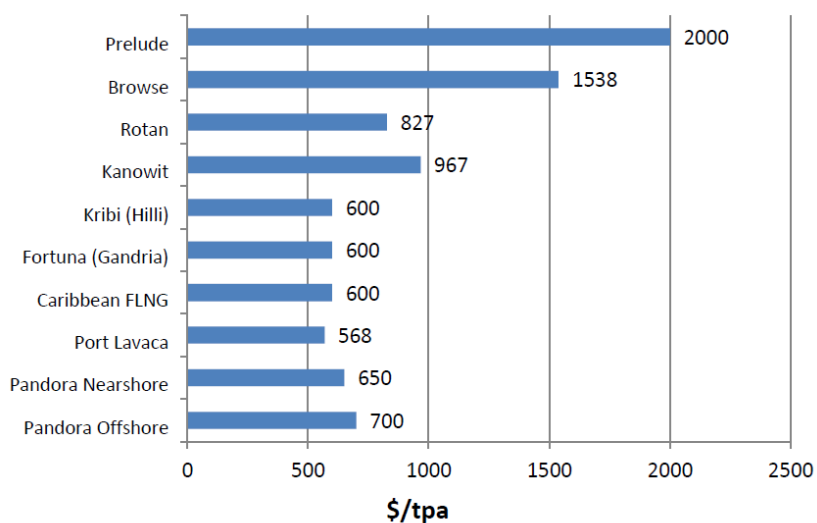
- **Sensibilidad al movimiento de FLNG**

El proceso con nitrógeno es menos sensible al movimiento de los barcos al comparársele con el DMR, ya que el nitrógeno refrigerante siempre está en fase gaseosa en el proceso de licuefacción del gas natural. En cambio con la tecnología DMR los procesos de intercambio de calor estarán en dos fases, lo que la hace sensible al movimiento del barco.

5. ANALISIS ECONOMICO

La Figura 62 presenta un resumen de los costos de inversión de capital de proyectos de FLNG en desarrollo o ya ejecutados expresados en USD\$/TPA. Estos costos incluyen el barco e infraestructura de procesos, y excluye los sistemas de producción sub-marino, actividades de pozos, anclajes y base de operaciones en tierra. Hacerlo de esta manera, permitirá comparar los costos de proyectos de GNL en tierra con proyectos de FLNG, los cuales se presentan como una alternativa para desarrollo de reservas atrapadas en zonas lejanas costa afuera o bien campos también costa afuera pero de potenciales de producción por debajo de 1,5 MTPA de GNL.

Figura 62. Resumen métricas costos proyectos mundiales de FLNG ⁶⁶



Como se aprecia de la Figura 62, a excepción de Prelude los costos de una FLNG están en el rango de USD\$600-USD\$1.000 por TPA.

⁶⁶ THE OXFORD INSTITUTE FOR ENERGY STUDIES. Op. cit., p.13.

A pesar de tener estos valores paramétricos como información pública, para este trabajo de investigación una vez desarrollado el análisis de las dos tecnologías a evaluar, se realiza una estimación a nivel conceptual, basada en el número de equipos. Para este caso se analizan los costos de estas dos tecnologías comparadas. Se estima la inversión de capital para las facilidades de tratamiento y el barco en el cual se instalarían esas tecnologías, pero se excluyen costos de pozos, líneas submarinas desde los pozos hacia el barco y anclajes.

Para la estimación de costos de capital de las tecnologías DMR y Turbo-Expander dual con Nitrógeno, se emplea la metodología de estimación con *software*, con la herramienta Que\$tor versión 2018, la cual estima costos de inversión de capital y operativos con los equipos de proceso y sus condiciones operativas. Esta herramienta cuenta con base de costos de proyectos de información pública y a partir de estimación de cantidades de materiales calculados estima el valor de inversión. Para este trabajo de investigación, este método de estimación es aplicable ya que se requiere un estimado a nivel conceptual.

5.1 ESTIMADO DE CAPEX

Para el caso de la alternativa de FLNG empleando refrigerante nitrógeno con dos etapas de turbo-expansión en la Tabla 40 se presenta el detalle de los costos de inversión propuestos por la herramienta. Se aprecia un costo de USD\$1.153 millones de dólares. Tomando como base que la producción de GNL para este caso es de 1,5 MTPA, es estimado de costos sería de \$770 Millones de dólares por MTPA. Con un peso estimado de 13.500 toneladas para el peso del *Topside* que soporta los equipos de proceso en la cubierta del barco.

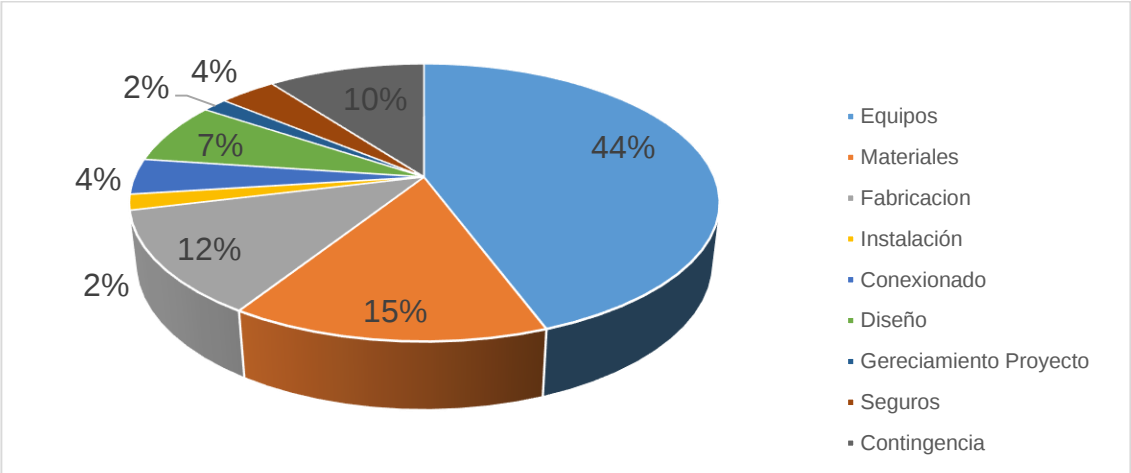
Tabla 40. Resumen estimados costos capital alternativa FLNG N₂-Dual Expander

Centro Costo	Topside (MMUSD\$)	Tanker 1 (MMUSD\$)	TOTAL CAPEX
Totales	777	376	1.153
Equipos	416,3	95,3	512
Materiales	92,7	77,1	170
Fabricacion	40,0	99,7	140
Instalación	0,0	20,8	21
Conexionado	45,5	2,7	48
Diseño	76,0	7,1	83
Gereciamiento	13,8	5,3	19
Proyecto			
Seguros	25,9	16,8	43
Contingencia	67,3	51,3	119

De la Tabla 40, se aprecia que las facilidades a instalarse en la superficie del barco para la tecnología de turbo-expansores con nitrógeno tendría un valor estimado del 67% del valor total, mientras que el costo de la estructura flotante y de almacenamiento de GNL tendría un valor estimado de \$376 MMUSD. Este último valor corresponde al 33%. Por otro lado, de la

Figura 63, se concluye que respecto a esta tecnología los ítems de equipos, materiales y su fabricación pesan el 71% aproximadamente.

Figura 63. Distribución inversión capital tecnología expansión dual con N₂



En la Tabla 41, se presenta un mayor detalle de todos los equipos de proceso estimados serán requeridos en una facilidad de licuefacción en un barco con la tecnología con turbo-expansión empleando nitrógeno como refrigerante.

Tabla 41. Detalle equipos *Topside FLNG* alternativa N₂-Dual Expander

Descripción Equipos	Número equipos	Capacidad (%)	Capacidad	Potencia (kW)	Peso Seco (ton)
Manifold					

Descripción Equipos	Número equipos	Capacidad (%)	Capacidad		Potencia (kW)	Peso Seco (ton)
Manifold						25,8
Separador de gas						
Separación						32,6
Separador	1	100	5,17	Mbbl/D		32,6
Pretratamiento de gas						
Remoción Gas Acido (Molecular)					859	87,8
Tamiz Molecular	2	50	266	MMscf/d		
Gas dehydration (Tamiz Molecular)					73,4	111
Tamiz Molecular	2	50	265			
Medición gas			265	MMscf/d		14,7
Compresión refrigeración						
Compresión gas combustible	2	50	25	MMscf/d		254
Compresores de Nitrógeno	5	25	500	MMscf/d	100.000	773
Servicios industriales de proceso						
Agua producida					7,5	1
Fluido para calentamiento					18,4	2,06
Fluido para enfriamiento					2.000	225
Tea y venteo					18,4	26,3
Levantamiento agua de mar					762	22,1
Gas combustible					449	20
Inyección de químico y almacenamiento					0,539	31,3
Utilidades Generales						
Drenajes cerrados					27,7	39,5
Drenajes abiertos					8,63	5,75
Sistema Diesel					3,1	1

Descripción Equipos	Número equipos	Capacidad (%)	Capacidad	Potencia (kW)	Peso Seco (ton)
Combustible aeronaves				46,5	15
Aire instrumento e industrial				11,9	3,84
Gas Inerte				90,9	29,3
Agua Potable				27,6	8,9
Tratamiento residuales				9,67	3,12
Sistema contra incendios				175	23,3
Complementarios					
Levantamiento de cargas				225	150
HVAC				37	1,85
Botes salvavidas				46,1	15,9
Control y comunicaciones					
Control y comunicaciones					14
Generación de Potencia					
Generación de Potencia					315
Estructural					
Estructural (Boom Tea)				397	1.250
Teas			500	MMscf/	
Dormitorios			86	camas	
Helipuerto					
Edificios Eléctricos					

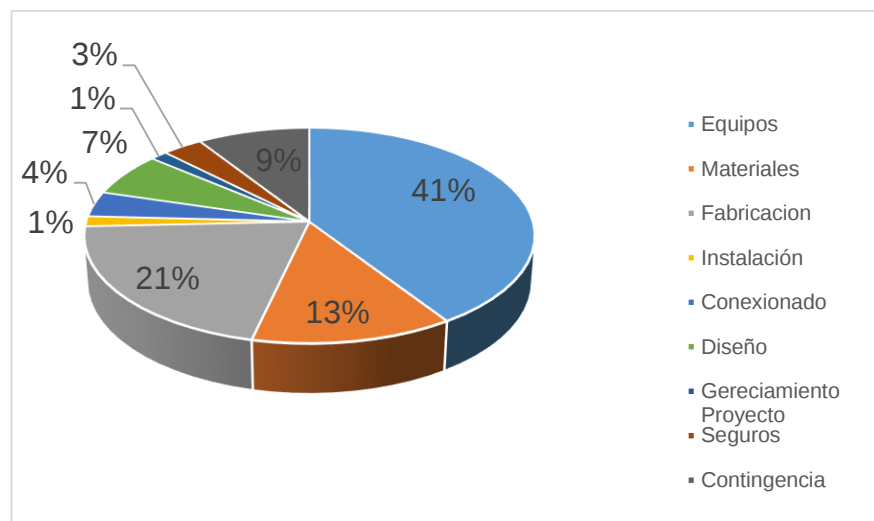
Para el caso de la alternativa de FLNG empleando refrigerante dual mixto (DMR) con dos ciclos de refrigeración en la Tabla 42 se presenta el detalle de los costos de inversión propuestos por la herramienta, Se aprecia un costo de USD\$1.377 millones de dólares. Tomando como base que la producción de GNL para este caso es de 1,5 MTPA, es estimado de costos sería de \$920 Millones de dólares por MTPA.

Tabla 42. Resumen estimados costos capital alternativa FLNG DMR

Centro Costo	Topside (MMUSD\$)	Tanker 1 (MMUSD\$)	TOTAL CAPEX
Totals	997,2	379,8	1.377
Equipos	465,8	95,3	561,1
Materiales	99,6	77,5	177,2
Fabricacion	182,4	102,2	284,6
Instalación	0,0	20,8	20,8
Conexionado	49,8	2,7	52,5
Diseño	83,1	7,1	90,2
Gereciamento Proyecto	14,1	5,3	19,4
Seguros	28,4	16,9	45,4
Contingencia	73,9	51,8	125,7

De la Tabla 42, se aprecia que la infraestructura a instalarse en la superficie del barco para la tecnología de DMR tendría un valor estimado del 72% del valor total, mientras que el costo de la estructura flotante y de almacenamiento de GNL tendría un valor estimado de \$380 MMUSD. Este último valor corresponde al 28%. Por otro lado, de la Figura 64, se concluye que respecto a esta tecnología los ítems de equipos, materiales y su fabricación pesan el 75% aproximadamente.

Figura 64. Distribución inversión capital tecnología DMR



En la Tabla 43, se presenta un mayor detalle de todos los equipos de proceso estimados serán requeridos en una facilidad de licuefacción en un barco con la tecnología DMR.

Tabla 43. Detalle equipos Topside FLNG alternativa DMR

Descripción Equipos	Número equipos	Capacidad (%)	Capacidad	Potencia (kW)	Peso Seco (ton)
Manifold					25,8
Manifold y accesorios					
Separadores			5,17 Mbls/d		32,6
Separación					
Procesamiento de gas					
Remoción gas ácido-Tamiz Molecular			266	MMscf/d 859	87,8
Deshidratación gas-Tamiz Molecular			266	MMscf/d 73,4	111

Descripción Equipos	Número equipos	Capacidad (%)	Capacidad	Potencia (kW)	Peso Seco (ton)
Paquete Medición Gas		100	265	MMscf/d	14,7
Bombas					
Transferencia					
GNL					
Compresión de Gas					
Compresión gas combustibles			30	MMscf/d	246
Sistema compresion refrigerante pre-enfriamiento			273	MMscf/d	2400 0
Sistema compresión sub-enfriamiento			380	MMscf/d	5200 0
Servicios Industriales					
Agua de Producción				75	1
Fluidos de calentamiento				18,4	2,6
Fluidos de enfriamiento				3.480	391
Teas y venteos				19,5	27
Levantamiento agua de mar				1.340	25,9
Gas combustibl e				260	11,6
Almacenamiento e inyección de químico				0,5	31,9
Servicios Generales					
Drenajes cerrados				18,7	26
Drenajes abiertos				7	5
Sistema Diesel				3,1	1
Combustible de Aviación				46,5	15
Aire Industrial e Instrumentos				9,6	3,1
Gas Inerte				64,3	20,7
Agua Potable				28,8	9,3

Descripción Equipos	Número equipos	Capacidad (%)	Capacidad	Potencia (kW)	Peso Seco (ton)
Sistema tratamiento aguas residuales				10,7	3,44
Sistema contraincendios				129	17,1
Complementarios					
Sistema manejo de cargas mecánicas				225	150
HVAC				37	1,85
Botes salvavidas				53,1	18
Control y comunicaciones					14
Generación Potencia					34
Estructuras				457	6
					1.360
Estructuras					
Teas			500	MMscf/	
Dormitorios			86	camas	
Helipuerto					
Edificios					
Eléctricos					

De los estimados de costos se aprecia que en términos de costos un proyecto empleando tecnología DMR puede ser 10% superior en costos de equipos de procesos respecto a un desarrollo con Turbo-Expansores con nitrógeno para una capacidad de licuefacción en una FLNG de 1,5 MTPA. Sin embargo, se debe considerar las ventajas de la mayor capacidad de procesamiento que puede llegar a tener el emplear DMR para licuefacción por su mayor eficiencia térmica de requerirse una mayor capacidad de licuefacción en una única FLNG.

5.2 OPEX

Los costos de operación para un proyecto FLNG tienen como mayor componente los asociados a una operación y mantenimiento de equipos para un proyecto marino.

Para este trabajo de investigación se toma como base un proyecto en operación durante 15 años, ubicado a un promedio de 120 kms a puerto marítimo en tierra en Colombia y con períodos de mantenimientos mayores cada 5 años.

En la Tabla 44, se muestra un resumen de las líneas principales estimados para costos operativos.

Tabla 44. Resumen costos de operación para proyecto FLNG

		Personal operaciones	Inspección y mantenimiento	Logística y consumibles	Seguros	Costos indirectos
		MMUSD\$	MMUSD\$	MMUSD\$	MMUSD\$	MMUSD\$
	\$	\$	\$	\$	\$	\$
Total	1.557	210,6	398,3	453,6	158,7	336,3
Año 1	89,6	14,0	21,8	23,6	10,6	19,6
Año 2	98,5	14,0	21,8	30,7	10,6	21,4
Año 3	98,5	14,0	21,8	30,7	10,6	21,4
Año 4	98,5	14,0	21,8	30,7	10,6	21,4
Año 5	99,0	14,0	22,2	30,7	10,6	21,4
Año 6	142,0	14,0	56,6	30,7	10,6	30,1
Año 7	98,5	14,0	21,8	30,7	10,6	21,4
Año 8	98,5	14,0	21,8	30,7	10,6	21,4
Año 9	98,5	14,0	21,8	30,7	10,6	21,4
Año 10	99,0	14,0	22,2	30,7	10,6	21,4
Año 11	142,0	14,0	56,6	30,7	10,6	30,1
Año 12	98,5	14,0	21,8	30,7	10,6	21,4
Año 13	98,5	14,0	21,8	30,7	10,6	21,4
Año 14	98,5	14,0	21,8	30,7	10,6	21,4
Año 15	99,0	14,0	22,2	30,7	10,6	21,4

6. CONCLUSIONES

Tal y como se propuso en este trabajo de investigación, se realizó el análisis comparativo de las dos (2) tecnologías de licuefacción de gas natural más recomendadas para un potencial desarrollo a los descubrimientos de gas reportados en el caribe colombiano. Las tecnologías de refrigerante mixto dual (DMR) y de turbo-expansor dual con nitrógeno fueron identificadas luego de una revisión bibliográfica. Luego, procesos de simulación básicos de esas dos (2) tecnologías fueron modelados empleando el software de ingeniería de procesos Hysys versión 10, utilizando las ecuaciones de estado de Peng-Robinson (PR) y Soave-Redlich-Kwong (SRK). Se recomienda como parte de otro trabajo de grado, profundizar en el modelamiento empleando otras ecuaciones de estado o paquetes termodinámicos.

Se realizaron los análisis comparativos para determinar las diferencias en número de equipos requeridos por cada tecnología, requerimientos energéticos y rendimientos volumétricos. Finalmente, se realizó una estimación de costos de inversión de capital y operación para cada alternativa.

En detalle, se puede concluir que para la producir 1,5 MTPA (214,3 MMscfd) de GNL empleando las tecnologías evaluadas se requiere una carga estimada en la sección de licuefacción de 1,67 MTPA (235,2 MMscfd). De la simulación, se calcula que 21,3 MMscfd es gas que se genera producto del proceso de expansión por la caída de presión desde la corriente del gas natural de entrada hasta la condición de almacenamiento del GNL. Este gas debe ser empleado como gas combustible para accionar compresores y turbinas de generación.

En cuanto a consumo energético, la potencia neta requerida por el proceso de expansor dual con nitrógeno es 49% más alta que la estimada para el proceso de DMR. La potencia neta para la expansión dual con N₂ una vez descontado el trabajo de eje que se aprovecha del gas es de 113,5 MW, mientras que la potencia sumada de ambos refrigerantes en la tecnología DMR se calcula en 76 MW. En los expansores se recuperan del orden de 39,5 MW. De modo que la potencia, inicial del proceso de expansión dual de N₂ se estimó en 153 MW. Lo anterior, permite concluir que las tecnologías evaluadas tendrían una potencia específica de 0,65 KW/Kg de GNL para el proceso con expansores y 0,44 KW/Kg de GNL para el proceso con DMR. Estos parámetros nos suministran una idea de la ventaja de la tecnología DMR cuando prima el aspecto de eficiencia energética para la selección de una opción tecnológica. La tecnología DMR requiere un 37% menos de flujo másico en sus dos ciclos de refrigeración que lo necesitado por la tecnología con expansión de nitrógeno en su ciclo. Concretamente, 2.860.550 kg/h de nitrógeno frente a 1.069.600 kg/h de refrigerantes mixtos.

Tecnología	Expansor Nitrógeno (N₂)	Dual	DMR
Potencia neta ciclo de compresión, MW	113,5		76
Potencia específica, KW/kg GNL	0,65		0,44

Respecto a la producción final e GNL, ambas tecnologías presentan un rendimiento másico del proceso igual al 90%, expresado como la relación entre el gas natural licuado obtenido por el proceso respecto al gas natural que debe cargarse a la planta en la sección de licuefacción (Kg GNL/Kg GN).

De la Tabla 35, se puede apreciar que el desempeño de la tecnología DMR para el gas del caribe colombiano, es más alta a pesar de contar con un número mayor de equipos de compresión. La tecnología con DMR requiere una remoción de calor 162

MW para cumplir con el objetivo del licuar el gas natural. Mientras que, la tecnología con expensor dual con N₂, necesita un intercambio de calor de 118 MW.

En cuanto a las inversiones se puede decir que, el costo estimado de capital de la tecnología que emplea DMR será mayor en un 19% si se compara con la expansión dual con nitrógeno. El estimado de costos de inversión de capital al emplear la herramienta de proyectos Que\$tor versión 2018, es de USD\$1.153 MM para expensor dual con N₂ y de USD\$1.377 para la tecnología con DMR.

En un cuadro resumen de aspectos claves, evaluando como cinco (5) la alternativa más conveniente y uno (1) la menos conveniente, se obtiene el siguiente resultado basado en el análisis de diferentes criterios:

Criterio	Expensor Dual Nitrógeno (N ₂)	DMR
Eficiencia Proceso	1	5
Complejidad	5	1
Área requerida	1	5
Seguridad Procesos	5	1
Almacenamiento refrigerante	5	1
Inversión capital	5	1
Sensibilidad al movimiento	5	1
Puntaje	27	15
Porcentaje favorabilidad (%)	64	36

Lo anterior, ratifica lo considerado en la hipótesis planteada al inicio de este trabajo de investigación que las tecnologías de licuefacción que emplean ciclos de compresión de vapor como refrigerantes serían más eficientes térmicamente para la obtención de GNL a partir de gas proveniente del caribe colombiano. Sin embargo, para un potencial desarrollo de estos recursos de gas, las tecnologías de

DMR y turbo-expansores con nitrógeno como refrigerantes pueden ser ambas aplicables en una FLNG. Pero al considerar los aspectos analizados durante el desarrollo de un proyecto, la alternativa de licuefacción con turbo-expansores empleando nitrógeno en una FLNG de capacidad de 1,5 MTPA es la recomendada.

Por otro lado, con la información pública disponible, se puede esperar que el hidrocarburo presente en los descubrimientos sea un gas seco, el cuál puede ser acondicionado para licuefacción removiendo mercurio, dióxido de carbono y agua en saturación en el gas sin requerir unidades de extracción de gas licuado del petróleo o gasolina. Esto permitiría la implementación de un proyecto de licuefacción costa afuera en una unidad flotante sin tener que afrontar los problemas asociados a hidrocarburos líquidos inflamables.

Finalmente, una opción con FLNG para exportar excedentes debería evaluar para cubrir la demanda local la utilización de barcos metaneros para transportar el GNL hasta el punto de regasificación en Cartagena o bien evaluar la construcción de un gasoducto hasta el punto más conveniente en el sistema nacional de transporte de gas.

BIBLIOGRAFIA

ANDRESS, D. L. The Phillips Optimized Cascade LNG Process: A Quarter-of-a-Century of Improvements. 1996.

AOKI, Ichizo; KIKKAWA, Yoshitsugi. Technical efforts focus on cutting LNG plant costs. *Oil and Gas Journal*, 1995.

ARANDIA OSPINA, Angie Daniela. Caracterización petrofísica y sedimentológica de las arenas del mioceno temprano como potencial gasífero presentes en la Cuenca de la Guajira, Campo Chuchupa en el área de influencia del pozo "C1". 2018.

ARNOLD, Ken. STEWART, Maurice. Surface production operations.. Volumen 2. Second edition. Gulf Professional Publishing.

BOHORQUEZ, Kevin. Reservas de gas en Colombia alcanzan para 9.8 años, mientras las de petróleo para 9.8 años. [En Línea]. Diario La República. Disponible en https://www.larepublica.co/economia/las-reservas-de-gas-en-colombia-solo-alcanzan-para-98-anos-2861577_

BOOBY STRAIN GROUP. Factores de Conversión. [En línea] Septiembre de 2017. http://www.bobby-strain-group.com/BSG_LNG.htm.

CANADIAN INTERNATIONAL PETROLEUM CONFERENCE. 12-14 Junio. Calgary, Canadá. 2007. PRA International Ltd. Occidental Petroleum. SPE/WPC/AAPG Petroleum Resources Classification and Definitions. 2007.

CARNELL, P.J.H., ROW, V.A., April 24–27, 2007. A Rethink of the Mercury Removal Problem for LNG Plants, poster presented at the 15th International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 15). Barcelona.

CONSEJO NACIONAL DE OPERACIÓN DE GAS NATURAL. [En línea] 31 de Marzo de 2014. <https://www.cnogas.org.co/asp/documentacion.asp?id=48&ids=14>.

ECOPETROL. [En línea] 3 de Mayo de 2017. <https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/sala-de-prensa/boletines-de-prensa/boletines-2017/boletines-2017/descubrimiento-exploratorio-Gorgon>.

EL-HALWAGI, M.M., FOO, D.C.Y., 2014. Process synthesis and integration. FINN, A.J., Oct. 2007. Nitrogen Rejection Strategies. Hydrocarbon Engineering.

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). 12a Edicion. *GPSA Engineering Data Book*. s.l. : 12a Edicion.

GONZALEZ-PENAGOS Felipe et al. Online Journal for E&P Geoscientists. *AAGP*. [En línea] 22 de Mayo de 2019. <http://www.searchanddiscovery.com/abstracts/html/2019/ace2019/abstracts/2349.html>.

HE, Tianbiao; JU, Yonglin. Optimal synthesis of expansion liquefaction cycle for distributed-scale LNG (liquefied natural gas) plant. *Energy*, 2015.

HE, Tianbiao; KARIMI, Iftekhar A.; JU, Yonglin. Review on the design and optimization of natural gas liquefaction processes for onshore and offshore applications. *Chemical Engineering Research and Design*, 2018.

HELLENIC GAS TRANSMISSION SYSTEM OPERATOR S.A. [En línea] 2018. <http://www.desfa.gr/en/regulated-services/lng/users-information-lng/quality-specifications>).

HERNÁNDEZ, Roberto, FERNANDEZ, Carlos y BAPTISTA, Pilar. Metodología de la investigación. México: McGrawHill, Sexta Edición 2014.

HUSNIL, Y.A., LEE, M., Control structure synthesis for operational optimization of mixed refrigerant processes for liquefied natural gas plant. 2014.

KESAVAN, R. *Process, Planning And Cost Estimation*. New Age International, 2004.

KHAN, Mohd Shariq, et al. Knowledge inspired investigation of selected parameters on energy consumption in nitrogen single and dual expander processes of natural gas liquefaction. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2015.

KHAN, Mohd Shariq, et al. Knowledge inspired investigation of selected parameters on energy consumption in nitrogen single and dual expander processes of natural gas liquefaction. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2015.

KHAN, Mohd Shariq; KARIMI, I. A.; LEE, Moonyong. Evolution and optimization of the dual mixed refrigerant process of natural gas liquefaction. *Applied Thermal Engineering*, 2016, vol. 96, p. 320-329.

KHAN, Mohd Shariq; KARIMI, I. A.; WOOD, David A. Retrospective and future perspective of natural gas liquefaction and optimization technologies contributing to efficient LNG supply: A review. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 2017.

KLINKENBIJL, J.M., DILLON, M.L., HEYMAN, E.C., March 1–3, 1999. Gas Pre-Treatment and Their Impact on liquefaction Processes, paper presented at the 78th Annual GPA Convention, Nashville, TN, USA.

LIM, Wonsub; CHOI, Kwangho; MOON, Il. Current status and perspectives of liquefied natural gas (LNG) plant design. *Industrial & engineering chemistry research*, 2013.

LIM, Wonsub; CHOI, Kwangho; MOON, Il. Current status and perspectives of liquefied natural gas (LNG) plant design. *Industrial & engineering chemistry research*, 2013.

LINNHOFF, B et al., 1982. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy. IChemE, Rugby.

MICHOT, Michelle. Introducción al GNL. Center for Energy Economics. Universidad de Texas. 2003.

MITCHISON, Neil; PORTER, Sam. Guidelines on a major accident prevention policy and safety management system, as required by Council Directive 96/82/EC (SEVESO II). *European Commission, Joint Research Centre, Institute for Systems Informatics and Safety, Report EUR*, 1998.

MOKHATAB, Saeid, et al. *Handbook of liquefied natural gas*. Gulf Professional Publishing, 2013.

MOLLARD, Frederic. ROBERT, Carole. Floating LNG: The challenges of production systems and well fluid management. Technip. Paris, Francia. 2017.

MOTARD, R.L., SHACAM, M., ROSEN, E.M., 1975. Steady state chemical process simulation. AIChE.

MUÑOZ, Samuel. Ingeniería de Yacimientos. Universidad Industrial de Santander.

NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION, et al. *NFPA 59A: Standard for the Production, Storage, and Handling of Liquefied Natural Gas (LNG)*. National Fire Protection Association, 1996.

ORGANIZATION OF THE PETROLEUM EXPORTING COUNTRIES. World Oil Outlook 2040. Viena-Austria, 2018.

PARQUE NACIONAL NATURAL CORALES DE PROFUNDIDAD. [En Línea]. Disponible en <http://observatorioirsb.org/nuestras-islas/vision-integral/generalidades-de-los-archipelagos/areas-protegidas/>

PROMIGAS. Composición gas Guajira. [en línea]. 2019. Disponible en <http://www.promigas.com/Es/BEO/Paginas/ComposicionGasVigente.aspx>

QATAR PETROLEUM [En línea] 2018. <https://qp.com.qa/en/Pages/ConversionFactor.aspx>.

RAMIREZ, Victor. SANABRIA, David. South Caribbean Petroleum System, an Updated Overview. AAPG Annual Convention & Exhibition. Houston, Texas. Abril 2-5, 2017.

RANA, Mahendra D.; BERGSTEN, Victor E.; HARI, Yogeshwar. Limit Load Analysis of API 620 Tank Roof-Shell Junction. En *ASME 2002 Pressure Vessels and Piping Conference*. American Society of Mechanical Engineers, 2002.

RODRÍGUEZ SALAS, Iván Adolfo; SEVERICHE ORTEGÓN, Juan Sebastian. *Evaluación técnico-financiera del potencial de los proyectos de producción offshore en la cuenca Sinú-offshore del caribe colombiano y el dimensionamiento de volúmenes de hidrocarburos mínimos económicos*. 2017. Tesis de Licenciatura. Fundación Universidad de América.

THE OXFORD INSTITUTE FOR ENERGY STUDIES. Floating Liquefaction (FLNG): Potencial for wider Deployment. Paper NG 107.

UNIDAD DE PLANEACION MINERO ENERGETICA (UPME). Balance Gas Natural 2018-2027. Bogotá, 2018.

USAMA, M. N.; SHERINE, A.; SHUHAIMI, M. Technology review of natural gas liquefaction processes. *Journal of Applied Sciences*, 2011.

VALDERRAMA, Jose O. The state of the cubic equations of state. *Industrial & engineering chemistry research*, 2003.

VARGAS, C. A. Evaluating total yet-to-find hydrocarbon volume in Colombia. *Earth Sciences Research Journal*, 2012.

WON, Wangyun, et al. Current trends for the floating liquefied natural gas (FLNG) technologies. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 2014.

WOOD MACKENZIE. Global gas markets long-term Outlook 2018: LNG Supply. Estados Unidos. 2019.

WOOD MACKENZIE. Global gas markets long-term Outlook 2018: LNG Supply. Estados Unidos. 2019.

WOOD MACKENZIE. Upstream Data Tool.

YUMRUTAS, R., KUNDUZ, M., KANOGLU, M., 2002. Exergy analysis of vapor compression refrigeration systems.