

**DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL REQUERIDA PARA EL
DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE GNL EN CHIRA, GHANA**

**CARLOS ANDRÉS LOSADA DELGADO
SANTIAGO EMILIO ROCHA MONTOYA**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BOGOTÁ D.C.**

2019

**DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL REQUERIDA PARA EL
DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE GNL EN CHIRA, GHANA**

**CARLOS ANDRÉS LOSADA DELGADO
SANTIAGO EMILIO ROCHA MONTOYA**

**Proyecto integral de Grado para optar el título de
INGENIERO DE PETRÓLEOS**

Orientador:

**Adriangela Romero Sánchez
Ingeniera de Petróleos**

**FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BOGOTÁ D.C.**

2019

NOTA DE ACEPTACIÓN

Adriángela Romero Sánchez

Firma Jurado 2

Firma Jurado 3

Bogotá D.C., febrero de 2019.

DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

Dr. JAIME POSADA DÍAZ

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos

Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA

Vicerrectora Académica y de Posgrado

Dra. ANA JOSEFA HERRERA VARGAS

Decano de Facultad de Ingeniería

Ing. JULIO CESAR FUENTES ARISMENDI

Director Programa de Ingeniería de Petróleos (E)

Ing. JULIO CESAR FUENTES ARISMENDI

Las directivas de la Fundación Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

AGRADECIMIENTOS CARLOS

A mis padres por su apoyo incondicional y su paciencia.

A Santiago por su complicidad y amistad.

A Diego Maradona, Marcelo Bielsa y LeBron James por inspirarme a ser mejor
cada día.

AGRADECIMIENTOS SANTIAGO

A mi mamá por siempre estar ahí que con su ternura y sinceridad que, aunque muchas veces ingenua, demuestra lo autentica que es y lo importante que esto en la vida.

A mi papá por siempre confiar en mí y apoyarme en todo lo que he necesitado, no solo durante la universidad sino durante toda mi vida.

Este trabajo es para ustedes dos.

A Carlos por su amistad, por sus aportes y por nunca hacer que este trabajo se tornara tedioso o aburrido.

A Rafael Nadal, por demostrarme que con persistencia se consiguen grandes logros.

AGRADECIMIENTOS

A la **Fundación Universidad de América** por brindarnos las herramientas necesarias para culminar nuestra carrera profesional, por su formación y por la posibilidad de hacernos mejores personas y finalmente, Ingenieros de Petróleos.

A la empresa **Cingecon S.A.S.** por permitirnos ser parte de este proyecto, que junto con sus directivos siempre demostraron disponibilidad para resolver cada una de las inquietudes.

Al ingeniero **Gustavo Adolfo Bonilla Melo**, director del presente Trabajo de Grado, por su disponibilidad, apoyo, dedicación y sobre todo por su amor al arte. Sin su aporte, este trabajo no podría haberse desarrollado.

Al ingeniero **John Fernández**, por su conocimiento y paciencia que fueron claves para el desarrollo del presente Trabajo de Grado.

A la ingeniera **Adriangela Romero Sánchez**, por su conocimiento, tiempo y cariño, que no solo aportó para nuestro Trabajo de Grado sino en nuestra formación como Ingenieros de Petróleos.

A Manu Ginóbili, por enseñarnos a vivir cada día como si fuera el último y a J.C. Osorio, por demostrarnos que las formas valen más que el resultado.

Y a todas las personas que de alguna u otra forma aportaron para el desarrollo del Trabajo de Grado.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	23
OBJETIVOS	24
1. GENERALIDADES DE GHANA Y SU MERCADO ENERGÉTICO	25
1.1 GENERALIDADES DE GHANA	25
1.1.1 Localización Geográfica	25
1.1.2 Regiones de Ghana	25
1.1.2.1 Brong Ahafo	26
1.1.2.2 Western	28
1.2 ECONOMÍA DE GHANA	28
1.2.1 Generalidades del mercado de hidrocarburos de Ghana	29
1.2.1 Descripción de la industria de gas en Ghana	30
2. FUNDAMENTACIÓN TEORICA DE LA LICUEFACCIÓN DE GAS NATURAL	31
2.1 GAS NATURAL LICUADO (GNL o LNG)	31
2.2 PROCESOS EN UNA PLANTA DE LICUEFACCIÓN DE GAS	32
2.2.1 Sistema de transferencia de custodia	33
2.2.2 Cromatografía del gas	33
2.2.3 Unidades de Pretratamiento	35
2.2.3.1 Proceso de deshidratación y secado del Gas Natural	35
2.2.3.2 Proceso de endulzamiento del Gas Natural	41
2.2.3.4 Procesos físicos	46
2.2.3.3 Proceso para remoción de mercurio	46
2.2.4 Unidades de licuefacción	47
2.2.4.1 Proceso de refrigeración en cascada	48
2.2.4.2 Proceso de mezcla de refrigerante	48
2.2.5. Almacenamiento y Cargue	54
3. CARACTERIZACIÓN DEL GAS A LICUAR	56
3.1 CROMATOGRAFÍA DEL GAS	56
3.1.1 Clasificación del gas natural	57
3.1.1.1 Clasificación según origen	57
3.1.1.2 Clasificación según composición	58
3.2 ANÁLISIS CROMATOGRAFÍA DEL GAS	58
4. DISEÑO DE LA PLANTA DE GAS NATURAL LICUADO	60

4.1 SELECCIÓN DE PROCESOS PARA LA LICUEFACCIÓN	60
4.1.1 Consideraciones generales	60
4.1.2 Principios de operación	60
4.1.3 Análisis con base en la cromatografía	61
4.1.3.1 Unidades de pretratamiento	61
4.1.3.2 Almacenamiento, entrega y cargue del gas natural licuado	63
4.1.3.3 Transporte	64
4.2 BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO	65
4.2.1 Normas de diseño y fabricación	65
4.2.2 Especificaciones técnicas	65
4.2.3 Criterios de diseño	66
4.2.4 Políticas de seguridad	67
4.2.4.1 Filosofía de control y apagado	67
4.2.4.2 Política de protección de sobrepresión	68
4.2.4.3 HSE	68
4.2.5 Sistemas de operación de los principales procesos	70
4.2.5.1 Recolector de gas húmedo	70
4.2.5.2 Deshidratación del gas	71
4.2.5.3 Decarburización del gas	71
4.2.6. Diseño mecánico	72
4.2.7 Códigos de diseño	73
4.3 SOFTWARE DE SIMULACIÓN ASPEN HYSYS 8.8	74
4.3.1 Algoritmo para la realización de la simulación en Aspen Hysys 8.8	75
4.3.2 Criterios base de la simulación	76
4.3.3 Creación del caso	77
4.3.4 Selección de los componentes para la simulación	77
4.3.5 Selección del paquete termodinámico	79
4.3.6 Ingreso de los datos iniciales	81
4.3.7 Unidad de saturación	83
4.3.8 Pretratamiento del gas	84
4.3.8.1 Decarburización	84
4.3.8.2 Deshidratación y secado del gas	87
4.3.8.3 Tratamiento inicial del gas para la remoción de hidrocarburos	89
4.3.9 Licuefacción del gas	91
4.3.9.1 Ciclo de refrigeración del nitrógeno	92
4.3.9.2 Preenfriamiento	99
4.3.9.3 Remoción de condensados	99
4.3.9.4 Licuefacción	105
4.3.9.5 Subenfriamiento	106
4.3.10 Almacenamiento	109
4.3.11 Análisis simulación en el software Hysys 8.8	111

4.4 SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS A USAR EN LA PLANTA DE GNL	112
4.4.1 Descripción de la propuesta seleccionada	113
4.4.1 Unidades de pretratamiento	115
4.4.2 Unidad de licuefacción	115
4.4.2.1 Sistema de Refrigeración de Nitrógeno	115
4.4.2.2 Descripción del Sistema de Generación de Nitrógeno	115
4.4.3 Condiciones de entrega del GNL	116
4.4.4 Descripción Técnica del Camión de Carga	116
5. EVALUACIÓN FINANCIERA	117
5.1 INVERSIÓN (CAPEX)	118
5.1.1 Equipos	118
5.1.2 Infraestructura, manejo del producto y otros	118
5.2 COSTOS	119
5.1.1 Costos Operacionales (OPEX)	119
5.1.2 Costos Materia Prima	119
5.4 IMPUESTOS	121
5.5 INGRESOS	121
5.6 INDICADOR FINANCIERO	122
6. CONCLUSIONES	124
7. RECOMENDACIONES	126
BIBLIOGRAFÍA	127
ANEXOS	130

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Mapa de la localización de Ghana en el continente africano	26
Figura 2. Mapa de localización de la región de Brongh Ahafo donde se ubica la Planta de GNL	27
Figura 3. Mapa de localización de la región Western	28
Figura 4. Esquema general de un Cromatógrafo de Gas	34
Figura 5. Esquema de una planta de deshidratación con glicol	36
Figura 6. Esquema general de un proceso de deshidratación por adsorción	37
Figura 7. Esquema general de un proceso de deshidratación por deliquesencia con CaCl ₂	39
Figura 8. Esquema de un proceso por refrigeración IFPEX-1 ®	40
Figura 9. Esquema general de un proceso de endulzamiento con solventes químicos	43
Figura 10. Esquema general de un lavado cáustico	44
Figura 11. Esquema general de un proceso con solventes físicos	45
Figura 12. Esquema proceso de enfriamiento por cascada de nueve etapas	49
Figura 13. Esquema general de un proceso con mezcla de refrigerante	50
Figura 14. Esquema de un proceso de enfriamiento previo con propano	50
Figura 15. Diagrama de flujo ideal para un ciclo de expansión BR	51
Figura 16. Ciclos BR con una sola expansión de nitrógeno	52
Figura 17. Ciclos BR con dos expansiones de nitrógeno	53
Figura 18. Ciclo de expansión híbrido de metano-nitrógeno	53
Figura 19. Comparación de diferentes ciclos BR para la licuefacción de GNL	54
Figura 20. Tipos de tanque	55
Figura 21. Procesos de la planta de licuefacción de gas	64
Figura 22. Algoritmo para la realización de la simulación	76
Figura 23. Creación caso nuevo Aspen Hysys 8.8	77
Figura 24. Agregar carpeta Component Lists	78
Figura 25. Selección componentes del gas	78
Figura 26. Cuadro de recomendación de Bob Seader	79
Figura 27. Selección carpeta Fluid Packages	81
Figura 28. Elección del paquete termodinámico para la simulación	81
Figura 29. Ingreso de los datos de la cromatografía en el simulador	82
Figura 30. Ingreso de los grados de libertad para la corriente inicial	83
Figura 31. Ingreso de la unidad de saturación	84
Figura 32. Separador de CO ₂ , "Unidad de decarburización"	85
Figura 33. Fracciones de separación para la decarburización del gas	86
Figura 34. Ingreso de los grados de libertad para la decarburización del gas	87

Figura 35. Fracciones de separación para la deshidratación y secado del gas	88
Figura 36. Ingreso de la temperatura final para el proceso de compresión	90
Figura 37. Corrientes de salida tras el enfriamiento previo a la licuefacción	91
Figura38. Intercambiadores de calor representando los procesos de preenfriamiento y licuefacción	92
Figura 39. Selección de las corrientes para la expansión	93
Figura 40. Ingreso de la presión de salida en la expansión del nitrógeno	93
Figura 41. Creación de la función reciclo	94
Figura 42. Proceso de expansión, función de reciclo y evaporación	95
Figura 43. Corriente de entrada al proceso multietapa de compresión	95
Figura 44. Primeras tres etapas de compresión	96
Figura 45. Etapas finales de la compresión multietapa	96
Figura 46. Corriente de salida de la compresión multietapa	97
Figura 47. Combinación del proceso multietapa	98
Figura 48. Ciclo de refrigeración del nitrógeno	98
Figura 49. Flujos de entrada y salida en el proceso de preenfriamiento	99
Figura 50. Mezcla de la corriente de gas preenfriado con metanol	100
Figura 51. Selección de las corrientes para la válvula JT	101
Figura 52. Condiciones de las corrientes en la válvula JT	101
Figura 53. Selección de las corrientes para la separación trifásica	102
Figura 54. Corrientes ligadas al separador trifásico	103
Figura 55. Ingreso de corrientes a la salida de la válvula JT	104
Figura 56. Selección de las corrientes para el separador bifásico	105
Figura 57. Flujos de entrada y salida en el proceso de licuefacción	106
Figura 58. Selección de las corrientes de entrada y salida de la unidad de licuefacción	106
Figura 59. Corrientes asociadas al subenfriamiento	107
Figura 60. Corrientes asociadas a la separación para comparación	108
Figura 61. Corrientes asociadas a la mezcla final	109
Figura 62. Selección de las corrientes ligadas al tanque	110
Figura 63. Corrientes asociadas al tanque de almacenamiento	110
Figura 64. Costo ciclo de vida para un proyecto a pequeña escala de GNL a 20 años	117

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Información meteorológica del lugar de construcción de la planta GNL	27
Tabla 2. Cromatografía del gas natural	57
Tabla 3. Especificaciones del Gas Natural Licuado	59
Tabla 4. Propuestas de diseño de equipos para la planta de GNL	114
Tabla 5. CAPEX equipos	118
Tabla 6. CAPEX inversión, manejo del producto y otros	119
Tabla 7. OPEX	119
Tabla 8. Precio Gas de compra (Materia prima)	120
Tabla 9. Costo del gas comprado	120
Tabla 10. Datos iniciales para el cálculo de los ingresos	121
Tabla 11. Ingresos diarios y anuales	122
Tabla 12. Flujo de Caja	123

LISTA DE ECUACIONES

	pág.
Ecuación 1. Reacción para la remoción de ácido sulfhídrico (H ₂ S)	42
Ecuación 2. Reacción para la remoción de dióxido de carbono (CO ₂)	42
Ecuación 3. Reacción general para el lavado cáustico	44
Ecuación 4. Reacción general endulzamiento con sales alcalinas	45
Ecuación 5. Energía disponible	120
Ecuación 6. Ingresos diarios	120
Ecuación 7. Ingreso anual	120
Ecuación 8. Energía disponible	121
Ecuación 9. Valor Presente Neto (VPN)	122

ANEXOS

Anexo A. Resultado final de la simulación

pág.
131

ABREVIATURAS

°	Grados
'	Minutos
”	Segundos
'	Pies
”	Pulgadas
#	Número
%	Porcentaje
°C	Grados Celsius (Escala de Temperatura)
°F	Grados Fahrenheit (Escala de Temperatura)
°R	Grados Rankine (Escala de Temperatura)
µm	Micrómetros
atm	Atmósferas
Bbls	Barriles
BOG	Boil-Off Gas
BOPD	Barriles de Aceite Por Día
BPD	Barriles Por Día
BTU	Unidad Térmica Británica (British Thermal Unit)
CAPEX	Gastos de Capital (Capital Expenditure)
CCR	Sala de Control Central
CSD	Circuit Switched Data
D	Día
DCS	Sistema de Control Distribuido (Distributed Control System)
DEG	Dietilenglicol
EG	Etilenglicol
ESD	Sistema de Apagado de Emergencia
ft	Pies
ft ³	Pies cúbicos
GNL	Gas Natural Licuado
GNPC	Ghana National Petroleum Company
h	Horas
HAZOP	Análisis Funcional de Operatividad (Hazard and Operability)
HHV	Poder Calorífico Superior (Higher Heating Value).
HSE	Seguridad, Salud Ocupacional y Medio Ambiente (Health, Security and Environment)
Hz	Hertz
IHM	Interfaz Hombre Máquina
ICSS	Integrales de Control de Seguridad de Sistemas
in	Pulgadas
km	Kilómetros
km/h	Kilómetros por hora
km ²	Kilómetros cuadrados
kV	Kilovoltio
lb	Libras

lbmol	Libra mol
LHV	Poder Calorífico Inferior (Lower Heating Value)
LPG	Gas Licuado de Petróleo
m3	Metros cúbicos
mbar	Milibar
MCA	Módulo Compresor de Aire
MCB	Módulo de Cold Box
mm	Milímetros
MMBTU	Millones de Unidades Térmicas Británicas (Million British Thermal Unit)
MMSCM	Millones de Metros Cúbicos Estándar (Million Metric Standard Cubic Meters)
MMSCF	Millones de Pies Cúbicos Estándar (Million Standard Cubic Feet)
MMSCFD	Millones de Pies Cúbicos Estándar por Día (Million Standard Cubic Feet per Day)
mph	Milla por hora
MTA	Módulo de Tratamiento de Aire
NE	Noreste
NW	Noroeste
OPEX	Gastos Operativos (Operative Expenditure)
OSHA	Administración de Seguridad y Salud Ocupacional (Occupational Safety and Health Administration)
PHA	Análisis de Riesgos de Procesos (Process Hazard Analysis)
PIB	Producto Interno Bruto
PLC	Controlador Lógico Programable (Programmable Logic Controller)
ppm	Partes Por Millón
ppmv	Partes Por Millón por Volumen
psia	Libra Fuerza por Pulgada Cuadrada Absoluta
PSS	Sistemas de Apagado de Procesos
scf	Pie Cúbico Estándar (Standard Cubic Foot)
SIMOPS	Operaciones simultaneas (Simultaneous Operations)
SIS	Sistema Integrado de Seguridad
TEG	Trietilenglicol
TEN	Tweneboa-Enyenra-Ntomme
UBC	Uniform Building Code
US\$	Dólares Americanos
VPN	Valor Presente Neto

GLOSARIO

ASPEN HYSYS: simulador de procesos químicos utilizado para diseños y modelamientos de procedimientos en estado estático y dinámico. Tiene aplicaciones de balances de materia y energía, transferencias de masa y calor, equilibrios de vapor-líquido.

BOIL-OFF GAS: porción del gas que se evapora de manera natural e inevitablemente cuando este se encuentra almacenado en recipientes presurizados o con aislamiento térmico.

BOMBA: dispositivo mecánico utilizado para transformar energía en un incremento de presión al fluido y desplazarlo. Existen diversos tipos de bombas, clasificadas tanto por el principio de su funcionamiento, como por el tipo de accionamiento.

CITY GATE: punto final del gasoducto virtual, donde es descargado el GNL.

COLD BOX: unidad de tratamiento en donde se da la transferencia de calor principal en una licuefacción, esto es criogenización del gas natural.

COMPRESOR: equipo encargado de incrementar la presión de cualquier tipo de fluido que sea compresible. Utilizado para sistemas de refrigeración y generación de energía eléctrica.

COMPRESOR BOOSTER: tipo de compresor empleado para elevar la presión final de un compresor primario. Trabaja con presiones superiores a la atmosférica.

CROMATOGRAFÍA: método físico que consiste en transportar el gas en una fase móvil con una fase estacionar para provocar una separación producto del reparto. El objetivo es analizar cualitativa y cuantitativamente los componentes de un gas.

DESHIDRATACIÓN: proceso mediante el agua es extraída del gas natural para cumplir con especificaciones requeridas. Los principales mecanismos usados son: absorción, adsorción, deliquesencia, expansión-refrigeración.

ENDULZAMIENTO: remoción de compuestos ácidos que estén presentes en una mezcla gaseosa, principalmente CO_2 y H_2S . Dentro de los mecanismos usados actualmente están los procesos con solventes químicos.

GAS DULCE HÚMEDO: gas Natural que tiene una baja proporción de componentes ácidos y que está saturado de agua.

GAS LICUADO DEL PETRÓLEO: es un gas con propano y butano como componentes principales. Usualmente se obtiene al licuar gas natural a presiones moderadas y temperaturas bajas.

GAS NATURAL: mezcla natural de hidrocarburos gaseosos en el que el componente principal es el metano, asimismo, posee etano, propano, butano y ciertos componentes pesados, dióxido de carbono, vapor de agua.

GAS NATURAL LICUADO: gas natural el cual se convierte en estado líquido al enfriado y comprimido a temperaturas inferiores a -260°F , este tratamiento se realiza para facilitar condiciones de almacenamiento y transporte.

GASODUCTO VIRTUAL: es el medio mediante el cual se transporta gas a destinos lejanos o lugares donde el acceso entre punto de producción y el punto de entrega sea complejo. El transporte se realiza por medio de buques metaneros, carrotanques o ferrocarriles y el gas se transporta en estado líquido.

INTERCAMBIADOR DE CALOR: dispositivo diseñado para transferir calor entre dos fluidos. Un fluido refrigerante a una temperatura criogénica es el encargado de enfriar el gas natural hasta que este alcance la temperatura de deseada. En procesos de licuefacción es común la utilización de dos intercambiadores de calor donde el primero se emplea con el objetivo de preenfriar el gas y el segundo intercambiador se usa para alcanzar la licuefacción.

LICUEFACCIÓN: cambio de estado de una sustancia cuando pasa de estado gaseoso a estado líquido producto de un incremento de presión o disminución de la temperatura.

PODER CALORÍFICO: cantidad de calor generado cuando un combustible hace combustión. Es la cantidad de energía desprendida por unidad de masa o volumen cuando se produce una reacción química de oxidación.

PREENFRIAMIENTO: proceso de disminución de la temperatura de un fluido mediante un refrigerante, previo a una licuefacción, se realiza para que el procedimiento final sea cumpla de manera eficiente.

REGASIFICACIÓN: fase final de la cadena del gas en la cual el gas natural licuado es regresado a su estado gaseoso. Se lleva a cabo en una planta regasificadora y funciona principalmente calentando el gas bajo presión en vaporizadores.

SEPARADOR: recipiente con aplicación principal de separar petróleo, gas y agua. Clasificados como bifásicos y trifásicos, los primeros separan gas y líquido y los segundos tratan agua, petróleo y gas. Hay separadores verticales y horizontales. La separación está dividida en cuatro principios: momentum, separación primaria, separación secundaria y sección de extracción de niebla.

STRANDED GAS: es el gas que económicamente no es viable debido a que los yacimientos de gas se encuentran en zonas alejadas a los puntos de consumo y las tecnologías actuales no permiten comercializarlo.

SUBENFRIAMIENTO: proceso mediante el cual se disminuye o se ajusta la temperatura de un líquido. Comúnmente, es un proceso utilizado para en sistemas de refrigeración.

TRANSFERENCIA DE CUSTODIA: unidad de entrada del gasoducto donde se contabiliza caudal, presión y temperatura del gas mediante medidores de flujo.

TURBOEXPANDER: es una turbina ya sea centrífuga o axial mediante la cual un gas de alta presión es expandido para posteriormente llevarlo a un compresor o a un generador. Es un proceso isentrópico, y posterior a la expansión es posible que una parte del gas se haya licuado.

VALOR PRESENTE NETO: método de evaluación financiera de proyectos a largo plazo que consiste en traer a valor presente la totalidad de los flujos del proyecto.

RESUMEN

TÍTULO: DESARROLLO DE LA INGENIERÍA CONCEPTUAL REQUERIDA PARA EL DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UNA PLANTA DE GNL EN CHIRA, GHANA.

El desarrollo de este proyecto tiene como objeto el desarrollo de la ingeniería conceptual para diseñar y construir una planta de GNL ubicada en Chira, Ghana. La empresa contratante desea transportar 12 MMSCFD a locaciones remotas en el país de Ghana, por medio del sistema de gasoducto actual no puede transportarse el gas y las limitaciones económicas no le permiten construir uno nuevo, por consiguiente, empleará un gasoducto virtual para llevar a cabo el plan. En consecuencia, necesita de una planta para licuar el gas natural y cuya ingeniería conceptual es desarrollada en el proyecto en cuestión.

En primer lugar, se hace una descripción general del país en donde se va a desarrollar el proyecto, su economía de hidrocarburos y la geografía de las regiones que se ven involucradas. Posteriormente, se hace una exposición sobre la licuefacción de gas natural, es decir, su funcionamiento habitual, los procesos y equipos que emplea y características de los procedimientos. Se procede a analizar el gas que se va a tratar, se utiliza los resultados cromatografía para caracterizar los componentes del gas natural.

El diseño de la planta de gas se efectúa a partir de la cromatografía, permitiendo elegir los procesos que se ajuste de acuerdo con los componentes que posee el gas. Se hace una especificación sobre el criterio que se utilizará en el diseño de la planta, incluyendo especificaciones técnicas, asimismo, se indican todo el marco normativo que debe tener el diseño para cumplir con los parámetros vigentes. La ingeniería conceptual de la planta se realiza con el software Aspen Hysys 8.8, simulando la totalidad del proceso y haciendo especial énfasis en el proceso de licuefacción. Se hace un estudio financiero sobre la viabilidad y sostenibilidad de una Planta de Gas Natural Licuado.

Palabras claves:

- Planta de gas natural licuado.
- Pretratamiento.
- Licuefacción de gas.
- Cold Box.
- Boil-Off gas.
- Ciclo de expansión del nitrógeno.

INTRODUCCIÓN

Teniendo en cuenta que los yacimientos de gas, comúnmente, se encuentran en lugares alejados a las zonas de consumo, el empleo de gasoductos virtuales se ha erigido como una opción para transportado a lugares de interés. La utilización de estos en comparación con otras alternativas se debe principalmente a que no se justifica económicamente la construcción de un gasoducto. Para transportar el gas por medio de un gasoducto virtual el gas natural debe estar licuado, es decir, en estado líquido.

En el país de Ghana, existe un gas que se desea comercializar, sin embargo, existen inconvenientes a la hora de establecer una ruta entre el punto de producción y el punto de entrega en la ciudad de Tarkwa. Por medio de la red de gasoductos actual no es posible transportar el gas, y la construcción de un gasoducto no es viable económicamente, además de que los 12 MMSCFD es una cantidad muy pequeña para trasladar por una red de tuberías. Las empresas involucradas toman la determinación de que para entregar el gas en el punto final se empleará un gasoducto virtual entre las ciudades de Chira y Tarkwa.

El presente proyecto desarrolla el diseño y la ingeniería conceptual de la Planta de Gas Natural Licuado mediante la cual se licuará el gas en cuestión y que estará ubicado en Chira. La Planta GNL se encuentra a conectada al gasoducto A que es el encargado de proporcionar los 12 MMSCFD y que a su salida entregará el gas en estado líquido para trasportarlo por medio de carrotanques.

El diseño general de la planta se basa en los componentes del gas, estos se obtienen por medio de una cromatografía y cuyos datos son proporcionados por la empresa contratante. Los equipos que se utilicen y los procesos que se le apliquen al gas están directamente ligados a estos componentes y sus propiedades y con el fin de obtener una licuefacción del gas idónea.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Desarrollar la ingeniería conceptual requerida para el diseño y construcción de una planta de GNL en Chira, Ghana.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Describir las generalidades del país en cuestión junto con su economía petrolera.
- Explicar el proceso de licuefacción del gas natural.
- Analizar cualitativa y cuantitativamente los componentes del gas a licuar.
- Seleccionar adecuadamente los procesos asociados a la licuefacción de gas.
- Escoger los equipos óptimos para la licuefacción del gas.
- Realizar simulación del proceso completo de Licuefacción de Gas Natural en la planta mediante el software Aspen Hysys 8.8.
- Analizar los resultados obtenidos con la simulación del proceso.
- Evaluar financieramente el diseño y construcción de una planta de Gas Natural Licuado mediante la metodología del indicador financiero Valor Presente Neto (VPN).

1. GENERALIDADES DE GHANA Y SU MERCADO ENERGÉTICO

En este capítulo se encuentra la reseña general de Ghana y su mercado energético, especialmente información acotada a las regiones a las cuales se involucra el proyecto.

1.1 GENERALIDADES DE GHANA

La República de Ghana es un país ubicado en África que cuenta con una población aproximada de 28 millones de habitantes, alrededor de dos tercios de la población practican el cristianismo. Tiene gran variedad de ambientes ecológicos y geográficos, siendo un país mayoritariamente ocupado por selva tropical¹.

Colonizado originalmente por varios países europeos a partir del siglo XV, fueron los británicos los que se apoderaron finalmente con la “Costa de Oro”. Posterior a la Segunda Guerra Mundial los movimientos nacionalistas promovieron ideas de liberación, logrando en 1957 la independencia.

Erigiéndose como un país totalmente democrático, ha logrado establecerse como una nación políticamente estable, asimismo, una economía creciente que le ha permitido establecerse como un líder en su zona.

1.1.1 Localización Geográfica. Ghana es un país ubicado en el Occidente de África, en el golfo de Guinea, unos grados al norte del Ecuador. Limita al oeste con Costa de Marfil, al norte con Burkina Faso, al este con Togo y al sur con el océano Atlántico. En la **Figura 1** se observa la localización del país en cuestión.

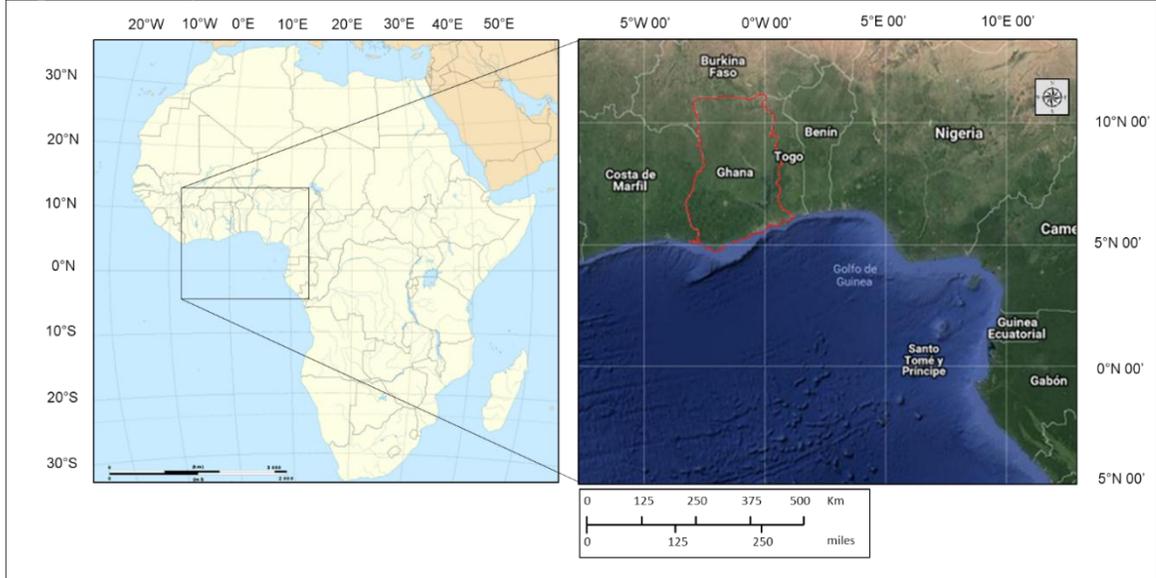
El terreno ghanés consiste mayoritariamente de relieves bajos, estando la mitad del territorio a alturas por debajo de los 200 metros por debajo del nivel del mar. Posee varias pequeñas montañas desérticas y su costa de línea máxime arenosa respaldada por territorios llanos. La mayoría de sus canales fluviales son navegables solo en embarcaciones pequeñas.

1.1.2 Regiones de Ghana. A continuación, se hace una descripción sobre las regiones que se ven beneficiadas en el desarrollo del proyecto. Siendo Brong Ahafo la región donde se encuentra Chira, la ciudad donde se va a construir la planta de GNL; y Western que es la región donde llegará el gasoducto virtual.

Las coordenadas de la ubicación de la planta en grados, minutos y segundos son: 7°23'17"N 2°11'13"O.

¹ GHANA STATISTICAL SERVICE. National Analytical Report. Accra: 2013. p. 104.

Figura 1. Mapa de la localización de Ghana en el continente africano.



Fuente: GOOGLE MAPS. [En línea]. Revisado en 28 de agosto de 2018. Disponible en <http://www.googlemaps.com/>. Modificado por autores.

1.1.2.1 Brong Ahafo. Esta región de alrededor de 40000 km² es la segunda de extensión más grande en el país, ubicando gran parte de la zona central de Ghana, está compuesto principalmente de zonas forestales y es reconocida como productora de cocoa y madera. De clima tropical y con temperaturas promedio de 24°C, el patrón de precipitación es de doble máxima. La vegetación se divide principalmente en bosques semidecíduos y en bosques de sabanas de Guinea, los cuales tienen una gran influencia en el desarrollo económico de la región. En los cultivos de alimentos destacan el maíz, plátano, ñame, arroz y tomate. Viven cerca de 2.300.000 personas y su capital y ciudad principal es Sunyani². La **Figura 2** muestra la localización de la región Brong Ahafo.

En la **Tabla 1** se muestra la información meteorológica del lugar en donde se desarrollará el proyecto.

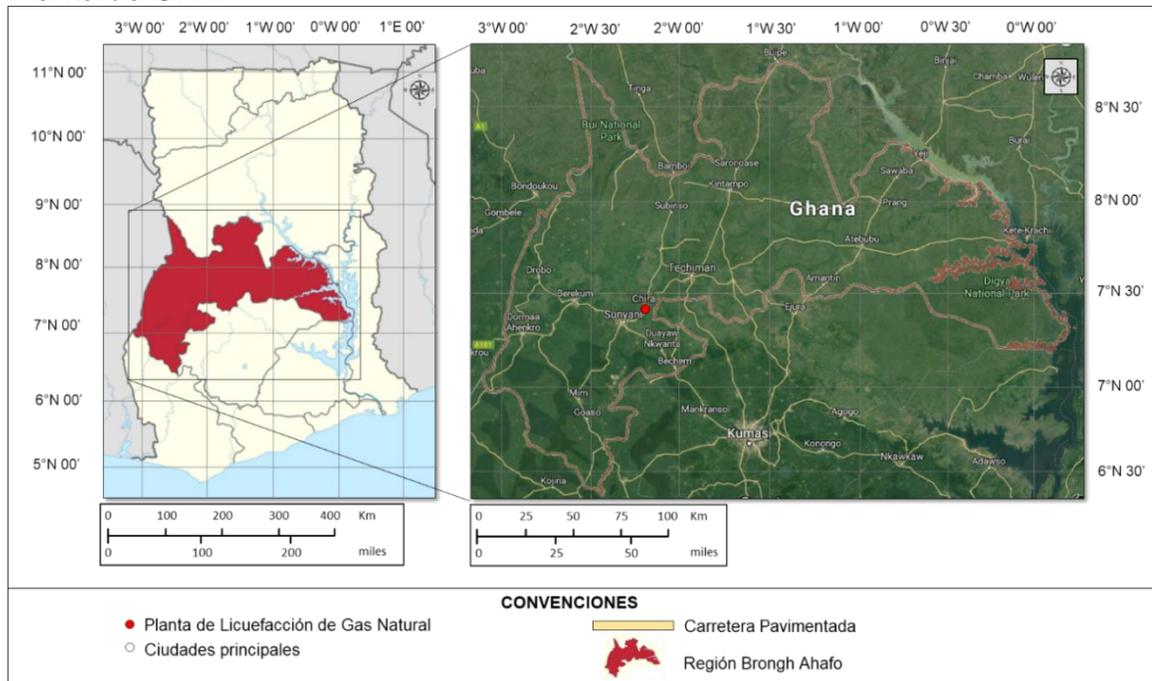
² GOVERNMENT OF GHANA. Brong Ahafo Region. [En línea]. Revisado en 1 de septiembre de 2018, Accra: Disponible en: <http://www.ghana.gov.gh/index.php/about-ghana/regions/brong-ahafo>.

Tabla 1. Información meteorológica del lugar de construcción de la planta GNL.

Item	Value
Elevation	50 ft above sea level
Barometric pressure	14.69 psia
Site temperature	Average: 80 °F
Rain	Annual average: 115.6 in
	Maximum / 24 h: 5.3 in
	Average rainy days / year: 156
	Average humidity: 82%
Sun	Maximum humidity /year: 91%
	Sunny hours/year: 1819
Cloud cover	Average cloud cover: 6 eighths
Wind velocity	Average velocity: 11.5 -18.4 mph
	Wind direction: NW and NE
	Design wind load: 60 mph
	Maximum wind velocity: 25.1 mph
Seismic	Maximum wind direction: NW
	UBC- Zone 4
	Peak ground acceleration g-0.46

Fuente: CINGECON. LNG Plant Design Basis: Bogotá: CINGECON S.A.S., 2017. p. 5.

Figura 2. Mapa de localización de la región de Brongh Ahafo donde se ubica la Planta de GNL.

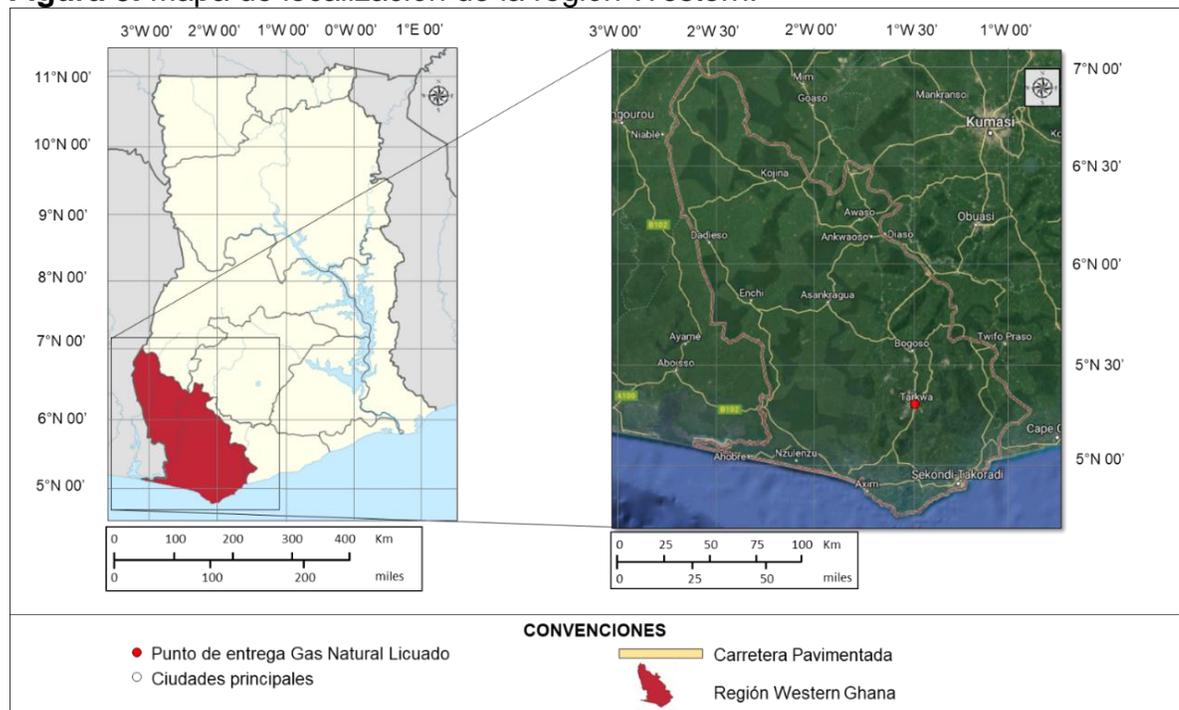


Fuente: GOOGLE MAPS. [En línea]. Revisado en 28 de agosto de 2018. Disponible en <http://www.googlemaps.com/>. Modificado por autores.

1.1.2.2 Western. Región ubicada al suroeste de Ghana, posee un área aproximada de 24.000 km², limita al oeste con Costa de Marfil y al sur con el Golfo de Guinea. Tres cuartas partes de su vegetación pertenecen a los bosques altos de Ghana, al norte, mientras que al sur de la región existe selva y humedales costeros. Goza de 40% de las reservas forestales del país y es la región del país más húmeda con 1.600 mm por año, teniendo picos de precipitación en mayo-julio y septiembre-octubre³.

Tarkwa, ciudad beneficiada por el proyecto, pertenece al Distrito Municipal Tarkwa-Nsuaem y su población de 35.000 personas aproximadamente. Es un eje de la minería de Ghana y en África, con importantes minas de oro como la Tarkwa Mine y Iduapriem Gold Mine, y la Nsuta Mine que destaca por la extracción de manganeso. La **Figura 3** muestra la localización de la región Western.

Figura 3. Mapa de localización de la región Western.



Fuente: GOOGLE MAPS. [En línea]. Revisado en 28 de agosto de 2018. Disponible en <http://www.googlemaps.com/>. Modificado por autores.

1.2 ECONOMÍA DE GHANA

Según el ranking de libertad económica Ghana se ubica en el puesto 122 del mundo y en el 19 de su región, destaca en aspectos como efectividad judicial, gasto del gobierno y salud fiscal, sin embargo, ítems como derecho de propiedad y

³ GOVERNMENT OF GHANA. Western Region. [En línea]. Revisado en 1 de septiembre de 2018. Accra: Disponible en: <http://www.ghana.gov.gh/index.php/about-ghana/regions/western>.

libertad laboral están deteriorados. El valor combinado de exportaciones e importaciones es cercano al 89% del PIB, con una tasa arancelaria del 10%.

Dentro de los tópicos frágiles de la economía se encuentran el débil estado de la ley y los derechos de propiedad, asimismo, la corrupción y el acceso a los recursos se presentan como problemas para áreas de desarrollo y de emprendimiento. Sumado a esto las restricciones laborales y el trabajo infantil provocan que la creación de empresa sea difícil. A pesar de eso, el sistema de recobro de impuestos es efectivo y saludable, permitiendo que la política de gasto del gobierno sea prominente⁴.

1.2.1 Generalidades del mercado de hidrocarburos de Ghana. En Ghana el mercado de hidrocarburos lo opera principalmente dos empresas del estado, Ghana National Petroleum Corporation que es el agente encargado dirigir la exploración, desarrollo, producción y provisión de petróleo en el país⁵ y Ghana Oil Company que se ocupa de distribuir y comercializar productos petroleros y servicios energéticos.⁶

Con producciones cercanas a los 170.000 BOPD el último año, Ghana tiene proyecciones para el 2020 de producir 240.000 Bbls; las reservas probadas actuales son de 660 millones de barriles y los principales proyectos de extracción de hidrocarburos se sitúan costa afuera siendo los Campos Tweneboa-Enyenra-Ntomme (TEN), Sankofa y Jubilee los mayores aportantes a la producción nacional. Para el año 2017 el aporte de estos tres campos a la producción nacional fue de: 32749975 Bbls el Campo Jubilee, 20.452.777 Bbls el Campo TEN y 5.455.512 Bbls el Sankofa.⁷

Este último ha sido el descubrimiento de mayor relevancia en el siglo actual, descubierto en 2007 por Kosmos Energy y puesto en producción y como operador por la empresa británica Tullow Oil a partir del 2010, actualmente tiene una producción de 78.000 BOPD. Las facilidades flotantes cuentan con capacidad para trabajar hasta con 120.000 BPD. Otras empresas involucradas en este campo son Kosmos, Anadarko, GNPC y PetroSA.⁸

⁴ MILLER, Terry; KIM, Anthony; ROBERTS, James. Economic Freedom. Washington: The Heritage Foundation, 2018. p. 198.

⁵ GNPC. About Us. [En línea]. Revisado el 30 de agosto de 2018: Disponible en: <http://www.gnpcghana.com/overview.html>.

⁶ GHANA OIL COMPANY LTD. Overview. [En línea]. Revisado el 30 de agosto de 2018: Disponible en: <http://goil.com.gh/>.

⁷ PIAC. Report on the Management of Petroleum Revenues for 2017. Accra: Public Interest and Accountable Committee, 2017. p. 30.

⁸ TULLOW OIL PLC. Jubilee Field. [En línea]. Revisado el 30 de agosto de 2018: Disponible en: <https://www.tulloil.com/operations/west-africa/ghana/jubilee-field>.

A 20 kilómetros al oeste del Campo Jubilee, también costa afuera, se encuentra el segundo Campo de mayor trascendencia en el país: el Campo TEN. Descubierta en 2009 por Tullow Oil, fue puesta en producción en el año 2016, con una instalación flotante con capacidad para 80.000 BPD. En el último año promedió 65.000 BOPD de producción bruta.⁹

1.2.1 Descripción de la industria de gas en Ghana. En el país de Ghana, la empresa estatal encargada del comercio del gas es Ghana National Gas Company que, además de responsabilizarse por la operación de infraestructura de gas, también se encarga de la comercializar, procesar y trasladar el gas natural a lo largo del país. Para el año 2016 logró una producción anual de 553,9 MMSCM.

Respecto a la producción de gas asociado en los tres Campos principales mencionados anteriormente: el Campo Jubilee produjo 42261 MMSCFD, el Campo TEN 26.818 MMSCFD y el Sakofa 7.214 MMSCFD. En este último se espera tener también producción de gas no asociado para los siguientes cursos.¹⁰

En cuanto a la infraestructura para transportar gas, se encuentra el West African Gas Pipeline, que sirve no solo a la industria ghanesa, sino a la de África subsahariana. Este gasoducto de 421 millas de largo, de las cuales 354 son costa afuera, beneficia a los países de Nigeria, Benin, Togo y Ghana, siendo Takoradi la estación de medición ghanesa y el último punto de la tubería. Las tuberías costa adentro y costa afuera tienen diámetros de 0,76 y 0,5 metros, respectivamente¹¹.

Actualmente se encuentra en construcción un gasoducto de 278 km de largo que conecta la ciudad de Aboadze en la región Western con Tema en la región Gran Accra, más específicamente desde el Volta River Authority (que es uno de los generadores de electricidad más importantes en Ghana) hasta Tema Power Enclave. Se estima que se puedan transportar 60 MMSCFD y la tubería tendrá un diámetro de 24 pulgadas¹².

⁹ TULLOW OIL PLC. TEN Field. [En línea]. Revisado el 30 de agosto de 2018: Disponible en: <https://www.tulloil.com/operations/west-africa/ghana/ten-field>.

¹⁰ PIAC, Op., cit., p. 40.

¹¹ HYDROCARBONS TECHNOLOGY. West African Gas Pipeline. Hydrocarbons Technology [En línea], revisado 15 de marzo de 2018. Disponible en: <https://www.hydrocarbons-technology.com/projects/west-african-gas-pipeline/>.

¹² DADZIE, Marlvín. Ghana Gas begins construction of Aboadze-Tema Pipeline [En línea], revisado 1 de septiembre de 2018. Disponible en: <http://ghananewsonline.com.gh/ghana-gas-begins-construction-of-aboadze-tema-pipeline/>.

2. FUNDAMENTACIÓN TEORICA DE LA LICUEFACCIÓN DE GAS NATURAL

A continuación, se hace una explicación sobre el concepto de gas natural licuado, su evolución y sus principales características. También se describen los procesos habituales que hacen parte de una planta de licuefacción de gas natural, su funcionamiento y los equipos que suelen utilizarse.

2.1 GAS NATURAL LICUADO (GNL o LNG)

“El origen del Gas Natural Licuado data del siglo 19, con el trabajo de Michael Faraday. A principios de 1820 con la licuefacción de los gases”¹³ Faraday logró licuar gases con altas temperaturas críticas, pero no pudo licuar gases como el hidrogeno, el oxígeno y el metano. Fue hasta 1878 que el científico Paul Cailletet logró licuar el metano al enfriar el gas a 44,6 °F a 180 atm y posteriormente Raoul Pierre Pictet desarrolló el proceso de enfriamiento en cascada para licuar el oxígeno. Al final del siglo 19 todos los gases habían sido licuados a excepción del helio que logró licuarse en 1908.¹⁴

El primer proceso a grande escala para licuar gas natural se desarrolló durante la Primera Guerra Mundial, cuando el gobierno de Estados Unidos usó GNL para extraer helio que sería usado por las fuerzas aéreas británicas. Dicho gas no fue almacenado, sino que fue inmediatamente regasificado y puesto de nuevo en el sistema de gasoductos. En 1915 Godfrey Cabot patentó un método para almacenar gases líquidos a temperaturas extremadamente bajas. El proceso consistía en una botella térmica que contenía un tanque interno frío y un tanque externo, estos dos tanques se encontraban aislados¹⁵.

En 1937 Lee Twomey recibió patentes por el proceso de licuefacción de gas a grandes escalas. En 1940 la East Ohio Gas Company construyó la primera planta de licuefacción de gas comercial, dicha planta operó de gran manera hasta 1944 cuando uno de los tanques falló y derramó gas en las comunidades vecinas causando que la planta fuera cerrada. Con el paso de los años y el avance de los materiales aislantes y los estudios en fluidos a bajas temperaturas la confianza en este proceso revivió¹⁶.

Actualmente el GNL maneja el 25% del transporte de gas natural a nivel mundial. El proceso para licuar el gas se realiza en facilidades localizadas costa dentro. Dicho proceso consiste en la refrigeración del gas en una planta de licuefacción que reduce el tamaño del gas en un factor de 610. Esta reducción vuelve el gas

¹³ BRITCHAM. LNG 50 – A celebration of the first commercial shipment of LNG. Singapore: BG Group, 2014. p. 9.

¹⁴ *Ibíd.*, p. 9.

¹⁵ *Ibíd.*, p. 10.

¹⁶ *Ibíd.*, p. 10.

práctico y fácil de manejar. Para poder crear una ruta de licuefacción de gas es necesario:

- Grandes reservas probadas de gas.
- Contratos a largo plazo de venta de gas de no menos a 20 años.
- Existencia de medios de transporte para llevar el GNL al comprador.
- Planta de regasificación en el city gate.

2.2 PROCESOS EN UNA PLANTA DE LICUEFACCIÓN DE GAS

La principal razón para licuar gas natural es la disminución de más de 600 veces en volumen que es producida en el cambio de fase gas-líquido. Adicionalmente, el gas líquido puede ser transportado en cantidades razonables, puede ser almacenado en tanques destinados para tal fin y puede ser transportado a largas distancias en donde no es viable la construcción de un gasoducto.¹⁷

Al ser el metano el principal componente del gas natural, la licuefacción del gas debe enfriar por completo el flujo de gas a temperaturas criogénicas, que para el caso están cercanas a -260°F que es la temperatura de licuefacción del metano. Como en todo proceso de licuefacción de un gas es necesario remover impurezas como el CO_2 , el agua y el mercurio, compuestos que podrán solidificarse en el proceso causando problemas en la tubería y en los equipos o que pueden provocar falsas mediciones. La unidad de licuefacción deberá remover a su vez, los compuestos más pesados de hidrocarburos como el benceno y el ciclohexano, componentes que también pueden solidificarse¹⁸.

Así pues, una planta de licuefacción de gas debe tener un sistema de transferencia de custodia en donde se contabilice caudal, presión y temperatura del gas que será tratado. Adicionalmente se debe instalar un filtro para el retiro de posibles partículas contenidas en el gas. Para finalizar la medición del gas de entrada este deberá pasar por un sistema de cromatografía para conocer la composición del gas.

Posteriormente el gas deberá pasar por unidades de pretratamiento, para deshidratar el gas (remover agua), endulzar el gas (remover H_2S y CO_2), remover mercurio e hidrocarburos pesados.

Una vez removidas las impurezas el gas podrá ser licuado por una unidad de enfriamiento en donde se da el cambio de fase gas-líquido. Seguido de un proceso

¹⁷ GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 16-23.

¹⁸ *Ibíd.*, p. 16-23.

de destilación para remover los componentes más pesados (C3+) y de ser necesario la remoción de LPG debe haber una unidad adicional de destilación para remover C4 y C5.

Finalmente, el gas deberá pasar por una unidad de enfriamiento para que posteriormente pueda ser almacenado en unidades que mantengan la temperatura mientras se carga el fluido a los tanques. Durante el proceso de cargue del GNL el líquido puede desprender componentes gaseosos, estos pueden ser tratados inmediatamente y ser ingresados al tanque o pueden ingresar de nuevo al sistema de enfriamiento y poder ser licuados nuevamente. Como fin del proceso se deben instalar al igual que a la entrada de la planta medidores de flujo y de condiciones de proceso para la transferencia de custodia.

Cabe resaltar que durante el proceso deben instalarse sistemas auxiliares como Compresores de aire, sistemas de seguridad y alivio y unidades de tratamiento de agua residual.

2.2.1 Sistema de transferencia de custodia. Esta es la unidad de entrada del gas que viene del gasoducto A. Es de vital importancia pues es la que rectifica la cantidad de gas mediante medidores de flujo. Da la primera medida de seguridad por medio de la medición de presión y temperatura del flujo.

Este sistema contiene los respectivos sensores para cuantificar las propiedades necesarias, a la salida del mismo se instalará un filtro que preferiblemente use el fenómeno de coalescencia para remover partículas menores a 10um que pueden causar daños en los equipos dentro de la planta de licuefacción.

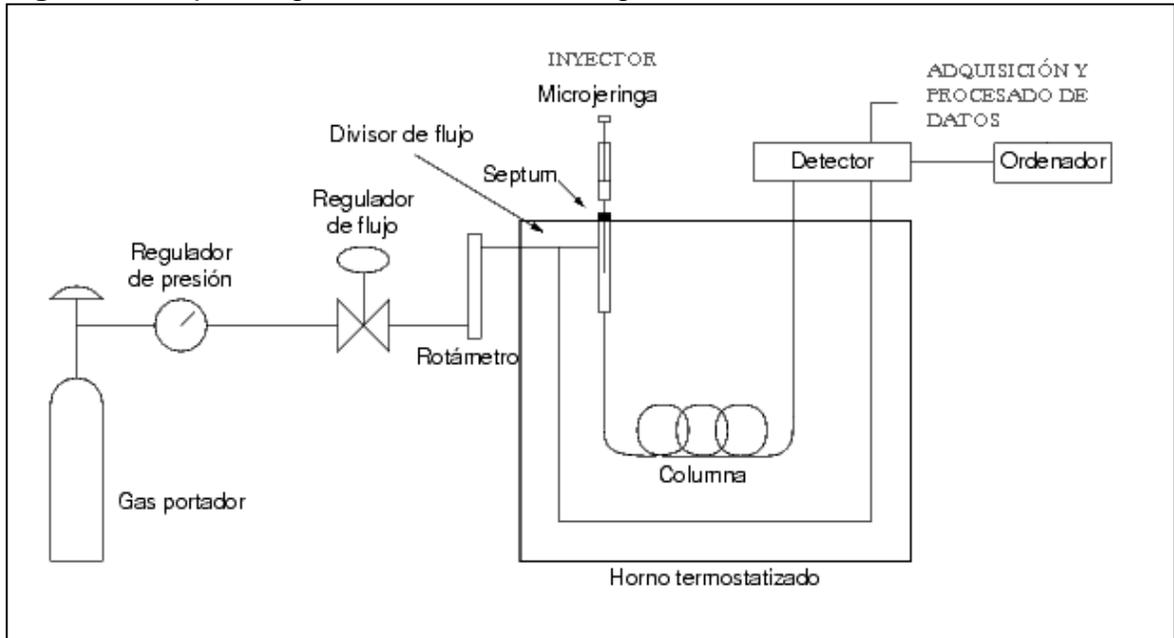
2.2.2 Cromatografía del gas. “La cromatografía de gases es una de las técnicas más usadas en análisis cualitativos y cuantitativos, para analitos fácilmente volátiles. En esta, los componentes de una muestra vaporizada se separan como consecuencia de su reparto entre una fase móvil gaseosa y otra fase estacionaria líquida o sólida mantenida en una columna”¹⁹. Normalmente la fase móvil es helio, argón, nitrógeno o hidrógeno. Dicha fase móvil tiene como objetivo transportar el gas a describir, es inerte y no afecta en los resultados de las medidas del cromatógrafo. El esquema general de funcionamiento de un cromatógrafo de gas se muestra en la **Figura 4**.

La muestra normalmente es calentada a 140°C, y durante todo el proceso dicha temperatura se debe mantener para evitar que los compuestos más pesados se licuen durante el proceso. Este método es conocido como método analítico, en donde se introduce la muestra, la misma se descompone a través de la columna, se detecta y se cuantifica. Existen numerosos tipos de cromatógrafos en la

¹⁹ LINDE. Gas Chromatography. The Linde Group [En línea]. Revisado 22 de abril de 2018. Disponible en: http://hiq.linde-gas.com/en/analytical_methods/gas_chromatography/index.html.

industria, pero cada uno se ajusta especialmente a la necesidad y dependen del tipo de gas a caracterizar, la cantidad de flujo, el presupuesto, entre otros²⁰.

Figura 4. Esquema general de un Cromatógrafo de Gas.



Fuente: Laboratorio de Investigación e Ingeniería Geoquímica Ambiental (LI2GA). Cromatografía de Gases. GoogleSites. Revisado 22 de abril de 2018. Disponible en: <https://sites.google.com/site/li2gaetsiminas/aplicaciones/cromatografia-de-gases>.

A la hora de realizar el proceso de cromatografía la parte más importante es la preparación e introducción de la muestra al equipo que debe mantener una temperatura constante y la velocidad de flujo del gas debe ser alta con el fin de tener resultados en tiempo real. Asimismo, se debe asegurar la limpieza del tubing de la muestra para evitar que se contamine con muestras anteriores. Se mezcla el gas a analizar con la fase móvil y entra en un horno termostático que mantiene la temperatura del proceso, allí se encuentra la columna en donde se separan los componentes que se desean estudiar del resto del flujo. Al igual que en el resto del proceso la temperatura juega un papel vital pues debe mantener la velocidad ideal con el fin que la columna logre captar la cantidad exacta de componente para poder ser leído.

Una vez separados los componentes en la columna estos saldrán del horno termostático y serán leídos por un detector que identifica componentes con una conductividad térmica distinta a la del gas portador. Los cambios en la conductividad eléctrica son interpretados por el sistema y generan picos que son proporcionales a la cantidad de cada componente²¹.

²⁰ GPSA, Op., cit., p. 3-31.

²¹Ibíd., p. 3-31.

2.2.3 Unidades de Pretratamiento. Antes de cualquier destino o tratamiento que deba tener el gas natural este deberá pasar por un proceso de “limpieza” con el fin principal de evitar futuros problemas que se centran en su mayoría en taponamientos por solidos a bajas temperaturas o la corrosión en altas temperaturas, sumado a esto los contaminantes del gas harán que el mismo pierda poder calorífico. Los procesos usados normalmente buscan reducir:

- Amoníaco (NH₃)
- Ácido sulfhídrico (H₂S)
- Ácido cianhídrico (HCN)
- Dióxido de carbono (CO₂)
- Sulfuro de carbonilo (COS)
- Sulfuro de carbono (CS₂)
- Mercaptanos (RSH)
- Nitrógeno (N₂)
- Agua (H₂O)
- Dióxido de sulfuro (SO₂)
- Mercurio
- Oxígeno²²

La remoción de esos componentes se da en procesos que se explicarán a continuación, cabe anotar que no todos los contaminantes mencionados serán tratados y explicados pues el gas a tratar en el estudio no contiene todos los contaminantes. La selección de los procesos adecuados dependerá de las regulaciones, la composición final del gas y por supuesto el caudal, la presión y la temperatura del mismo.

2.2.3.1 Proceso de deshidratación y secado del Gas Natural. La deshidratación es uno de los procesos más importantes en el momento de tratar gas natural, pues el contenido de agua genera corrosión, crea hidratos cuando la temperatura de este es baja y un alto contenido hará que el hidrocarburo pierda su poder calorífico que es la propiedad que le da valor comercial al bien. El contenido normalmente debe ser menor a 4-6 lb por cada millón de pies cúbicos de gas²³. Hay distintos métodos de deshidratación, la elección del proceso ideal dependerá de la composición inicial del gas.

- **Deshidratación por absorción.** Éste método consiste en el contacto entre un desecante líquido y un gas, la interacción tiene lugar en una torre empacada o de platos. En dicha torre, el desecante líquido absorbe el vapor de agua que contiene la corriente de gas. “Los glicoles son los desecantes líquidos más

²²Ibíd., p. 21-2.

²³ Ibíd., p. 20-9

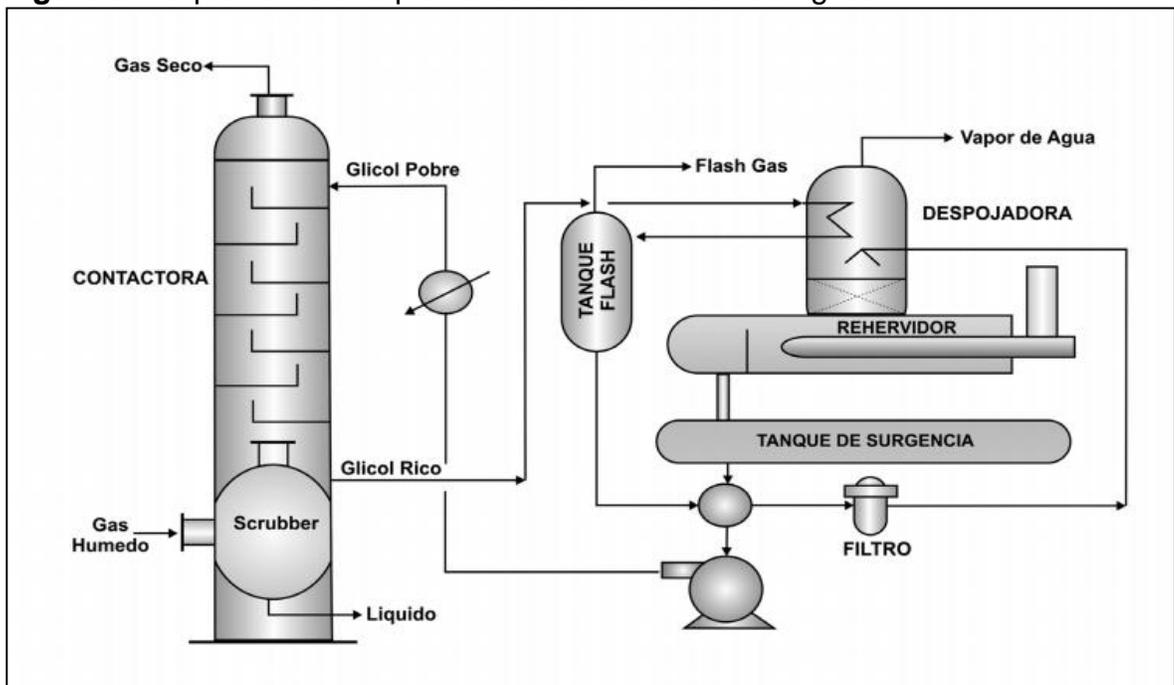
efectivos; los más usados para la deshidratación del gas natural son: etilenglicol, dietilenglicol, trietilenglicol (EG, DEG, TEG)²⁴.

Una planta de deshidratación por absorción contiene dos partes: la primera que se encarga del proceso de absorción; es favorecida por altas presiones y bajas temperaturas y la segunda en donde se regenera el absorbente (Glicol) que está contaminado con vapor de agua, esta zona se caracteriza por altas temperaturas y bajas presiones.

El glicol regenerado entra por la parte superior de la torre y va cayendo por los distintos niveles de platos hasta llegar al fondo de la torre, durante esta caída el gas húmedo va ascendiendo y al entrar en contacto con el glicol éste va absorbiendo el vapor de agua hasta que llega a la parte superior de la torre con contenidos bajos de agua. La **Figura 5** muestra el esquema de dicho proceso.

Éste método es el más usado en la industria pues es el que más desarrollo y estudios posee, sumado a la alta eficiencia que tiene para obtener las especificaciones de calidad requeridas.

Figura 5. Esquema de una planta de deshidratación con glicol.



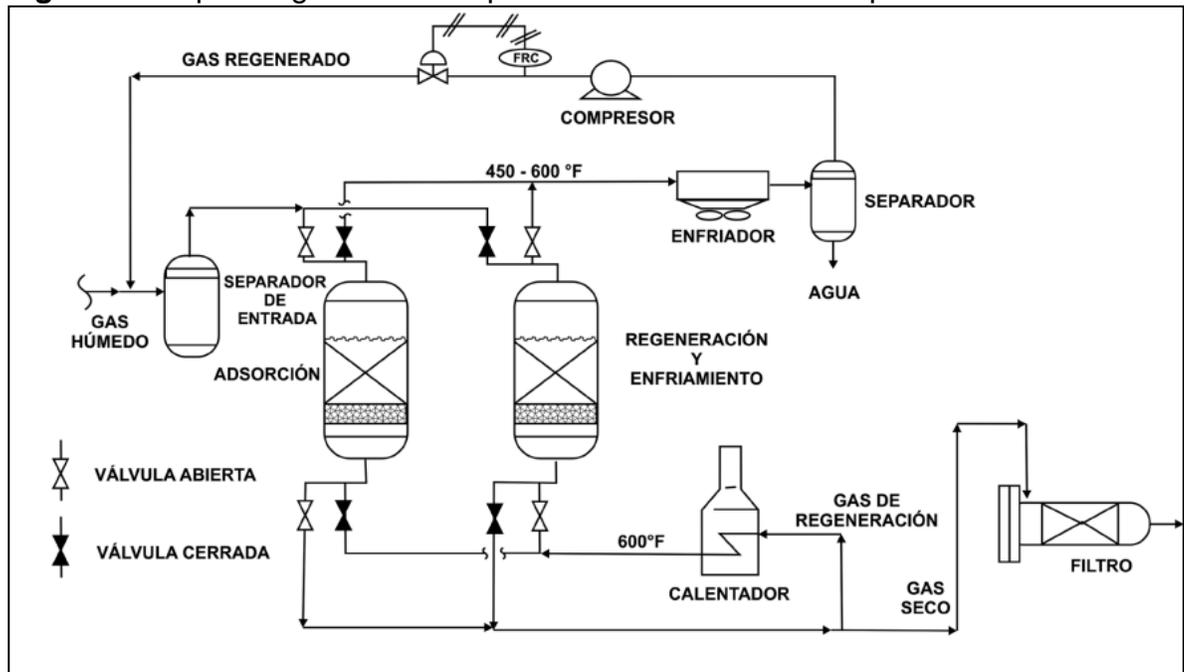
Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 20-34.

²⁴ RIBÓN, Helena Margarita; SANTOS SANTOS, Nicolás; ORTIZ CANCINO, Olga Patricia. MÉTODOS DE Métodos de Deshidratación de Gas Natural. Revista Fuentes, vol. 8, n. 2, 2011. ISSN 2145-8502. p. 56.

- Deshidratación por adsorción.** La deshidratación por adsorción utiliza como desecante un agente sólido, que gracias al fenómeno de adsorción adhiere el vapor de agua que la corriente de gas trae. “Los desecantes sólidos más usados son: gel de sílice, alúmina y tamiz molecular. Los desecantes deben tener afinidad por el agua, un área superficial por unidad de volumen grande, alta resistencia mecánica, resistencia a la abrasión, inerte químicamente, y tener costos razonables”²⁵. El esquema general del proceso es observado en la **Figura 6**.

Los tamices moleculares son los desecantes sólidos más usados, están compuestos por aluminosilicatos que poseen un alto grado de adsorción de agua. Los tamices moleculares se pueden seleccionar con el tamaño deseado para adsorber moléculas en específico dependiendo de su diámetro.

Figura 6. Esquema general de un proceso de deshidratación por adsorción.



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 20-40.

Normalmente antes de entrar en el proceso de adsorción el gas húmedo pasa por un separador que remueve sólidos y líquidos que este pueda contener. El gas entra en la adsorbedora en donde hace contacto con los tamices moleculares que separan el vapor de agua. De manera paralela a este proceso hay otra adsorbedora que se está regenerando, la regeneración puede realizarse con el mismo gas que se está deshidratando, los cambios de lecho

²⁵ *Ibíd.*, p. 58.

se dan cuando se saturan y dichos cambios están monitoreados por un controlador de tiempo.

La deshidratación por adsorción con tamices moleculares tiene la gran ventaja de poder limpiar el gas de componentes como el CO₂ y el H₂S.

- **Deshidratación por deliquesencia.** Éste método utiliza sales de metales alcalinotérreos para absorber el vapor de gas contenido en la corriente de gas, las sales tienen la propiedad de captar la humedad y a su vez irse disolviendo. Ejemplos de sustancias deliquescentes son: Cloruro de Calcio, Cloruro Férrico, Cloruro de Magnesio, Cloruro de Zinc, Carbonato de Potasio, Hidróxido de Potasio y el Hidróxido de Sodio. En la industria de gas, la más empleada en los sistemas de deshidratación es el Cloruro de Calcio (CaCl₂)²⁶.

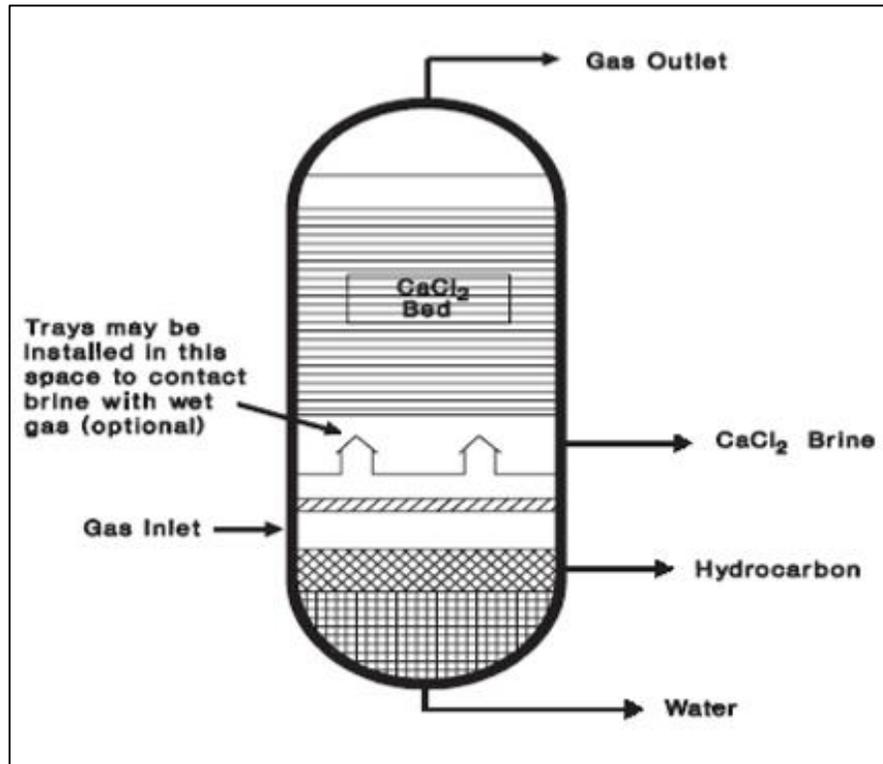
Cuando se usa Cloruro de Calcio (CaCl₂) como agente deliquescente se puede confundir como una adsorción con agentes sólidos pero este método combina una deshidratación por absorción y por adsorción. El proceso usa una torre que es alimentada por la parte inferior por el gas a tratar, a medida que el mismo asciende entra en contacto con un lecho de cloruro de calcio que adsorbe el vapor de gas, asimismo la sal se diluye y por acción de la gravedad cae al fondo de la torre en donde entra en contacto con una salmuera que por absorción separa el cloruro de calcio del agua. La torre evacúa el gas deshidratado por la parte superior, a su vez deja salir el remanente de salmuera y de agua por la parte inferior de la torre, tal como se observa en la **Figura 7**.

Este método posee la ventaja de ser más simple y económico a la hora de ser instalado, pero su eficiencia se ve afectada por la cantidad de vapor de agua a separar, la temperatura y la presión del flujo. Se deben tener precauciones con el tratamiento de la salmuera que es producida en el proceso²⁷.

²⁶ *Ibíd.*, p. 59.

²⁷ *Ibíd.*, p. 60.

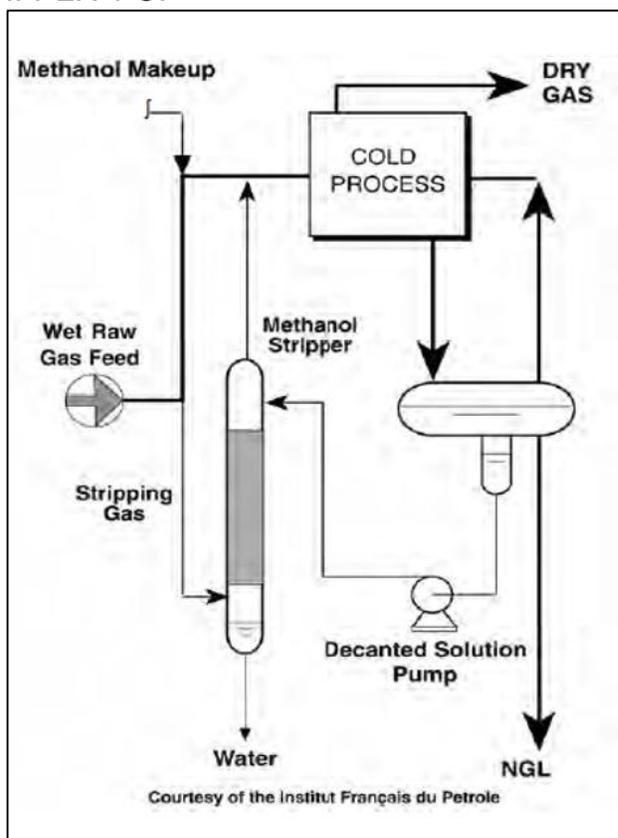
Figura 7. Esquema general de un proceso de deshidratación por deliquesencia con CaCl_2 .



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 20-44.

- **Deshidratación por expansión-refrigeración.** La deshidratación por expansión-refrigeración utiliza el efecto Joule-Thompson para enfriar mecánicamente el gas, en ocasiones usa inhibidores y en otras no. Al final del proceso se condensan los componentes más pesados de la mezcla y el gas sale con bajas concentraciones de gas e hidrocarburos pesados. Existe una variante al enfriamiento mecánico, la reducción de temperatura se realiza por medio del fenómeno de intercambio de calor. La mezcla de gas se combina una corriente en una caja fría en donde se condensan los compuestos más pesados de la mezcla, entre ellos el agua.

Figura 8. Esquema de un proceso por refrigeración IFPEX-1®.



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 20-44.

Uno de los procesos más usados es el IFPEX-1® (Desarrollado por el Instituto Francés de Petróleo) observado en la **Figura 8**, en donde la mezcla de gas es combinada con metanol con el fin de inhibir la condensación del gas natural, una vez inyectado el metanol la mezcla entra en una caja fría en donde se realiza el intercambio de calor. Por una corriente sale el gas seco, por otra los condensados que pasan a una sección de destilación en donde sale los condensados hidrocarburos, por otra corriente sale la mezcla de agua con metanol que en otra torre de destilación es separada el agua del metanol que es reingresado al proceso²⁸.

La deshidratación por expansión-refrigeración tiene la ventaja de no solo separar el agua sino también compuestos pesados que pueda tener la mezcla de gas.

²⁸ GPSA, Op., cit., p. 20-45.

- **Deshidratación por permeación de membranas.** Las membranas pueden ser usadas para separar componentes que estén disueltos en una corriente de gas, como los son el agua el CO₂ e hidrocarburos pesados. Las membranas tienen la capacidad de dejar penetrar ciertos componentes y retener otros, así pues, los componentes más pesados atraviesan la membrana y son removidos, mientras que el gas natural seco es retenido y sale a bajas presiones.

Este método tiene la ventaja de tener una alta remoción de compuestos como el CO₂ y H₂S, es por esto que son usados con mayor frecuencia a la hora de endulzar el gas. También se deben tener precauciones con la temperatura que debe ser siempre mayor a 20°F con el fin de evitar condensación en la membrana^{29 30}.

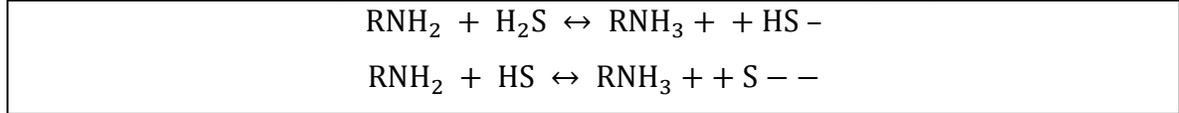
2.2.3.2 Proceso de endulzamiento del Gas Natural. El objetivo principal del endulzamiento del gas natural es la remoción de los compuestos ácidos que pueda contener la mezcla gaseosa, principalmente CO₂ y H₂S. Al igual que el proceso de deshidratación del gas, el proceso de endulzamiento contiene métodos químicos y físicos, en la actualidad los procesos más conocidos son los procesos con solventes químicos que usan aminas para la remoción de los ácidos que componen.

- **Procesos con solventes químicos.** Por medio de reacciones químicas que pueden ser reversibles o irreversibles, se remueven los compuestos ácidos de la corriente de gas por medio de un material mezclado en la mezcla de solución. Las reacciones reversibles se dan a altas presiones y/o bajas temperaturas y se reversan a bajas presiones y/o altas temperaturas. Las reacciones irreversibles remueven el CO₂ y H₂S pero requieren de un tratamiento especial del material residual. En la **Figura 9** se observa el esquema general de un proceso de endulzamiento con solventes químicos.
- **Aminas.** Los procesos que involucran aminas para la remoción de componentes ácidos son ideales cuando la presión parcial del gas ácido es baja y se desean bajas concentraciones de ácido en el gas residual. Se pueden seleccionar aminas específicas para remover CO₂ y H₂S. A continuación, se muestran los equilibrios generales de la remoción ácida con aminas para ácido sulfhídrico y dióxido de carbono respectivamente:

²⁹ RIBÓN, Op., cit., p. 60.

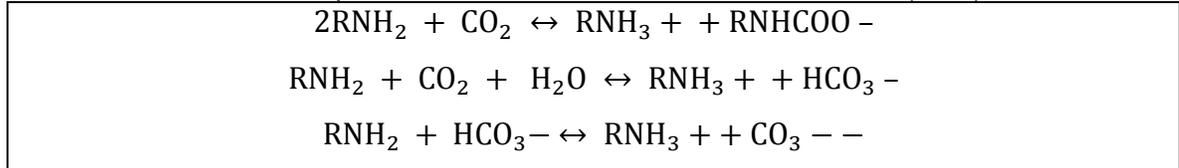
³⁰ GPSA, Op., cit., p. 20-45.

Ecuación 1. Reacción para la remoción de ácido sulfhídrico (H₂S).



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 21-6.

Ecuación 2. Reacción para la remoción de dióxido de carbono (CO₂).



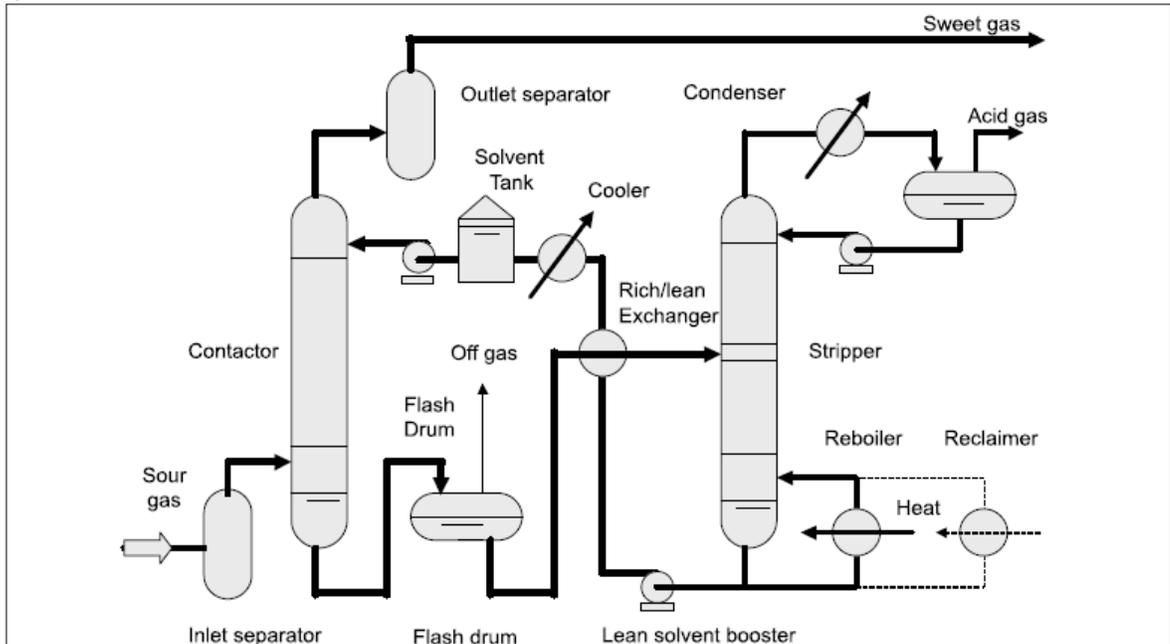
Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 21-6.

Las reacciones dependen del tipo de amina a usar, las aminas se dividen entre primarias, secundarias y terciarias y estas difieren por las moléculas de hidrogeno y nitrógeno que contengan. Las aminas terciarias al tener que usar varios equilibrios para remover los compuestos son más usadas para remover H₂S y cuando no es necesaria la remoción de altas cantidades de CO₂, de lo contrario se deberán usar aminas primarias o secundarias que poseen velocidades de reacción menores pero que son capaces de remover ambos componentes³¹.

El proceso general de remoción ácida con aminas recibe el gas en un contactor en donde se realizan las reacciones químicas con las aminas, a medida que el gas asciende más reacciones suceden y como consecuencia de la reacción se generan sales regenerables, el gas sale por la parte superior del contactor y pasa por un separador externo que elimina sustancias que este pueda traer. La amina rica en compuestos ácidos debe pasar por un tratamiento especial con el fin de ser reingresada al proceso.

³¹ GPSA, Op., cit., p. 21-6.

Figura 9. Esquema general de un proceso de endulzamiento con solventes químicos.



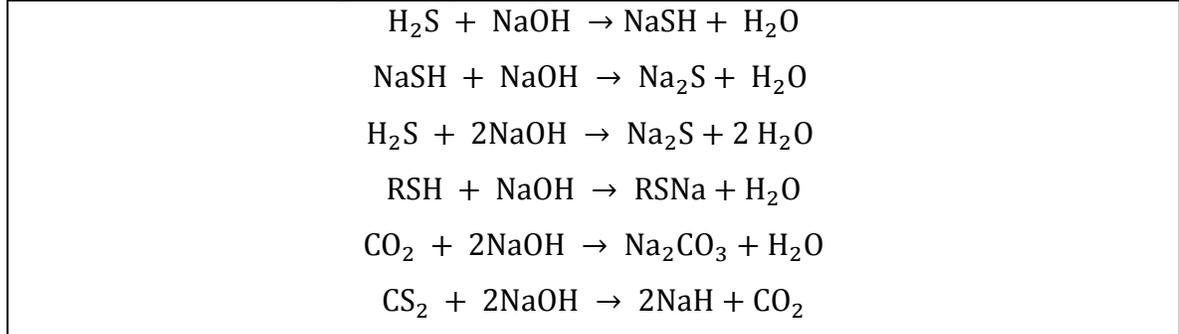
Fuente. GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 21-6.

- o **Lavado cáustico.** “Los sistemas de lavado cáusticos pueden ser usados para remover CS_2 , CO_2 y H_2S en mezclas de gas natural”³². Éste proceso usa distintos niveles de platos que contienen el material caustico, la cantidad de niveles dará el grado de remoción de ácidos para el gas natural, dependiendo de los compuestos removidos la corriente contaminada con los ácidos podrá ser tratada y regenerada o si la misma es desechada, tal como se observa en la **Figura 10**. Si contiene principalmente mercaptanos la corriente puede ser regenerada pero si contiene altos niveles de dióxido de carbono la corriente debe ser desechada. Cuando el gas contiene altas cantidades de CO_2 el lavado caustico es desechado pues remover el compuesto usa altas cantidades de material caustico.

Las reacciones generadas en el proceso son las siguientes:

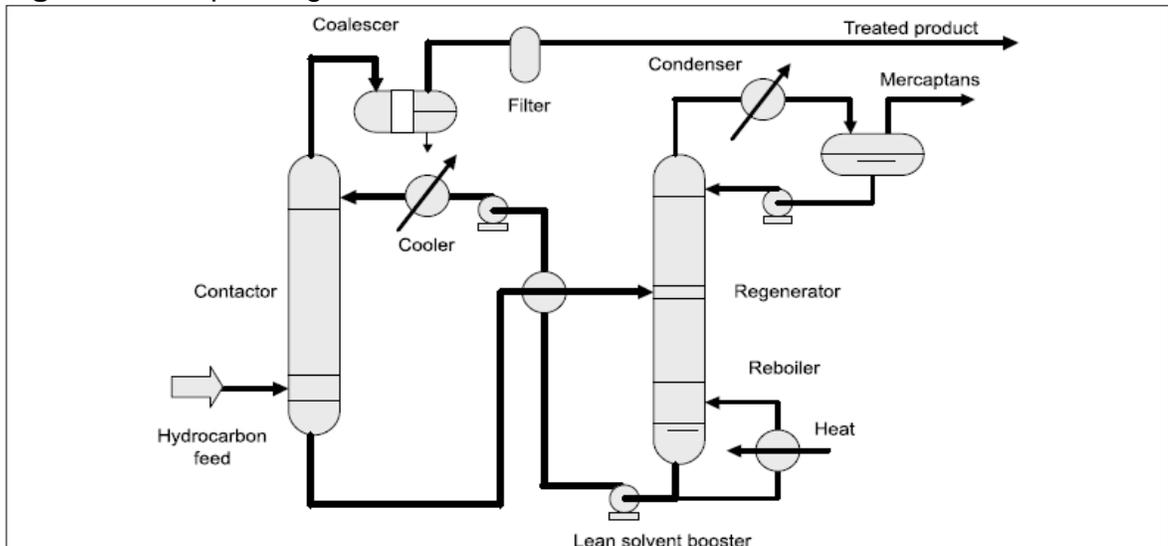
³² *Ibíd.*, p. 21-13.

Ecuación 3. Reacción general para el lavado cáustico.



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 21-13.

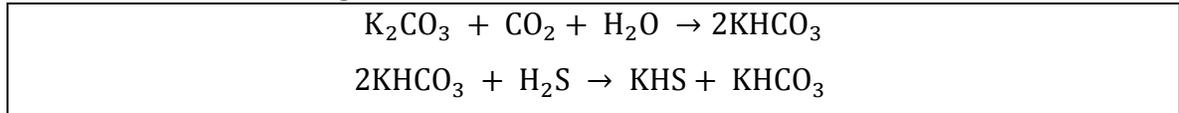
Figura 10. Esquema general de un lavado cáustico.



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 21-17.

- o **Sales alcalinas.** Una solución acuosa de carbonato de potasio combinado con altas temperaturas (entre 230° y 240°F) causa reacciones efectivas si se desea remover en altas concentraciones H₂S y CO₂. Si solo se tiene ácido sulfhídrico en la mezcla este proceso no es el recomendado. Si la concentración de dióxido de carbono es baja se debe realizar un proceso multietapa en donde la corriente regenerada deba ser tratada en múltiples ocasiones a altas temperaturas. Las reacciones generadas en la torre de contacto son:

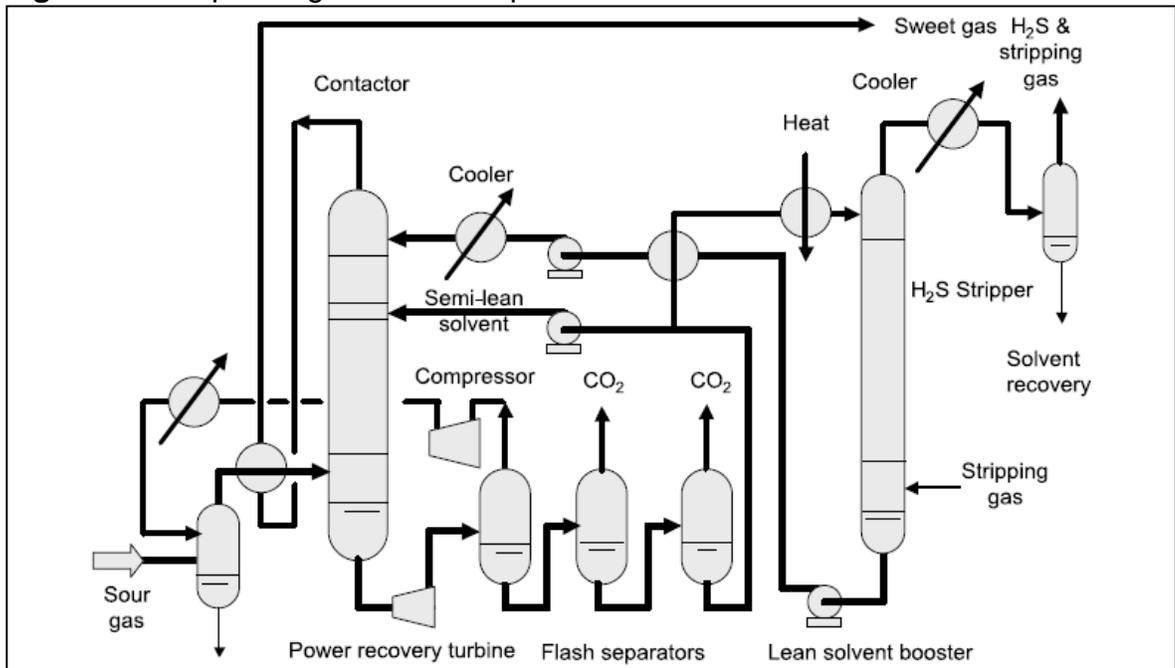
Ecuación 4. Reacción general endulzamiento con sales alcalinas.



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 21-18.

- **Procesos con solventes físicos.** Estos procesos usan la absorción física como mecanismo de remoción de ácidos y son usados con bastante frecuencia pues necesitan poca energía en la regeneración del solvente. Son usados cuando se desea alta remoción de ácidos especialmente de H₂S y cuando la concentración de hidrocarburos pesados en la mezcla también es baja.

Figura 11. Esquema general de un proceso con solventes físicos.



Fuente. GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 21-18.

El proceso en general es parecido al usado con solventes químicos, con la diferencia que en la torre de contacto no se dan reacciones químicas sino que por absorción los solventes remueven los compuesto ácidos que posteriormente deben ser tratados en la nueva mezcla para poder ser reingresados al sistema o en su defecto ser desechados según la regulación como se observa en la **Figura 11**.

Como desventaja sobre otros procesos, los solventes físicos pueden captar hidrocarburos a la hora de remover los ácidos lo que puede causar problemas en el sistema y hacer bajar el valor económico del gas natural³³.

- **Procesos con solventes híbridos.** Dentro de los procesos de endulzamiento de gas natural se destacan los procesos híbridos que contienen materiales que actúan con fenómenos de absorción y a su vez con reacciones químicas. Éste proceso es el de mayor estudio actualmente y se están desarrollando cantidades de nuevos compuestos para realizar el proceso. El material más usado es el Sulfinol®³⁴.

El Sulfinol® es una mezcla de Sulfolano (Solvente físico) y aminas (Solvente químico), la mezcla de estos solventes es especialmente usada cuando se necesita remover completamente los compuestos ácidos de la corriente de gas. La combinación con las distintas aminas se utiliza de la misma manera que en un proceso químico para seleccionar preferiblemente la remoción de H₂S o de CO₂.

Otro proceso híbrido es el de alta selección en donde se combinan aminas terciarias disueltas en solventes orgánicos y son altamente efectivos cuando se desea remover preferiblemente el ácido sulfhídrico. Asimismo, tienen tendencia a absorber compuestos orgánicos por tanto es necesario adicionar agua en el disolvente para evitar dicha remoción.

2.2.3.4 Procesos físicos. Como se mencionó en la descripción de procesos de deshidratación del gas natural, los subprocesos ya descritos como la expansión-reducción, la permeación por membranas y la deshidratación por adsorción también pueden ser usados como método de remoción ácida. Las variaciones del proceso son mínimas pero la selección de los componentes internos de los equipos varía si se requiere una deshidratación o un endulzamiento.

2.2.3.3 Proceso para remoción de mercurio. Como en todos los procesos de remoción en el gas natural existen numerosas técnicas, para la remoción de mercurio los procesos son más sencillos, los siguientes son ciertos productos usados para remover mercurio:

- **Calgon:** Consiste en remover el mercurio al entrar en contacto con carbones, los carbones absorben efectivamente el mercurio tanto orgánico como inorgánico. Si la corriente de gas contiene bajas cantidades de agua la remoción de mercurio será mayor. El carbón crea sulfuros de hidrógeno que son controlados por sus microestructuras.

³³ *Ibíd.*, p. 21-13.

³⁴ *Ibíd.*, p. 21-17.

- **Merespec™**: Usan platos compuestos para remover el mercurio elemental u orgánico de los hidrocarburos líquidos o gaseosos. Son efectivos para remover el mercurio a las concentraciones necesarias para realizar una licuefacción de gas.
- **Desorex**: Se basa en un carbón activado que contiene una capacidad reducida para absorber el mercurio. Por medio de adsorción química el carbón capta los compuestos de mercurio que están presentes en el gas natural³⁵.

2.2.3.4 Tratamiento de hidrocarburos pesados. Las temperaturas que se manejan para la licuefacción de gas natural son muy bajas, es por esto que la remoción de hidrocarburos pesados es importante debido a que a bajas temperaturas no solo se condensan, sino que se pueden solidificar causando problemas en equipos y tuberías. Los principales componentes que generan problemas en un proceso de licuefacción del gas natural son el ciclohexano y el benceno pues son los compuestos que poseen mayor temperatura de congelación.

Normalmente el ciclohexano no se encuentra en grandes cantidades junto con el gas natural. Sin embargo, el benceno si puede encontrarse asociado al gas natural producido que de tener una concentración igual o mayor a 1000ppm podrá generar problemas en los equipos. La relación de la concentración de los dos compuestos mencionados será el factor para determinar si es necesario o no instalar una unidad de remoción de hidrocarburos pesados³⁶.

Las unidades de tratamiento de compuestos pesados al igual que en la deshidratación del gas y en el endulzamiento, se componen de procesos de permeación por membranas y expansión-refrigeración. Sin embargo, las unidades de enfriamiento y licuefacción de gas natural llevan a cabo la mayoría de separación de los componentes más pesados de la corriente, como el propano y el butano que en muchas ocasiones son usadas para el mismo proceso o para la generación de energía en la planta.

2.2.4 Unidades de licuefacción. Como se ha mencionado anteriormente el principal componente del gas natural es el metano (C1), asimismo es el componente que posee la menor temperatura de condensación, la cual es -260°F, por tanto, el proceso de licuefacción busca llegar a esta temperatura para lograr la licuefacción.

En la industria se han desarrollado dos tipos de facilidades para licuar gas, la primera que es diseñada para licuar grandes caudales de gas y así mismo busca la eficiencia del proceso. Dichas plantas son a gran escala y la mayoría de los

³⁵ *Ibíd.*, p. 21-28-21-29.

³⁶ *Ibíd.*, p. 16-23.

procesos son autónomos. Es importante el almacenaje del gas líquido pues se manejan grandes caudales. Las plantas a menor escala son mucho más pequeñas que las anteriores y no buscan la mayor eficiencia termodinámica sino la eficiencia económica. Éste último tipo de plantas son las requeridas para este estudio³⁷. En toda licuefacción del gas, la corriente líquida del final del proceso debe ser tratada para recuperar combustible y ser bombeada a los tanques de almacenamiento.

Para obtener bajas temperaturas en la industria se usan 3 tipos de métodos mecánicos:

2.2.4.1 Proceso de refrigeración en cascada. El proceso consiste en un ciclo de cascada que usa tres sistemas de refrigeración: propano, etileno y metano. En cada sistema de refrigeración se pueden encontrar dos o tres niveles de presiones de evaporación con compresores multietapa. Además, los refrigerantes tienen de a ocho o nueve niveles de temperaturas. Con estos procesos el calor es removido de la corriente de gas en cada nivel, del nivel de metano pasa al de etileno y del etileno al de propano, cuando llega al propano el calor excedente es removido con agua o aire frío³⁸. Las etapas de refrigeración se pueden observar en la **Figura 12**. La eficiencia del proceso depende del nivel de etapas y ciclos de refrigeración.

2.2.4.2 Proceso de mezcla de refrigerante. El uso de una mezcla refrigerante es una mejora del proceso en cascada, el refrigerante es usado para que la curva de ebullición del refrigerante se acerque a la curva de condensación del gas, la cercanía de ambas curvas da la eficiencia del proceso. El proceso se compone de un sistema de refrigeración y una caja fría. En la caja fría se dan los intercambios de calor entre las dos corrientes mediante platos de aluminio. El refrigerante es condensado con aire o agua fría. En el intercambiador principal el refrigerante y el vapor a alta presión son combinados y condensados. La corriente condensada pasa por una válvula Joule-Thompson y el refrigerante produce la refrigeración para el gas y el refrigerante de alta presión. Durante este proceso se remueven los hidrocarburos pesados que son extraídos de la caja fría, los livianos (C3 y C4) se retornan al sistema y los pesados (C5+) son procesados³⁹ como se observa en la **Figura 13**.

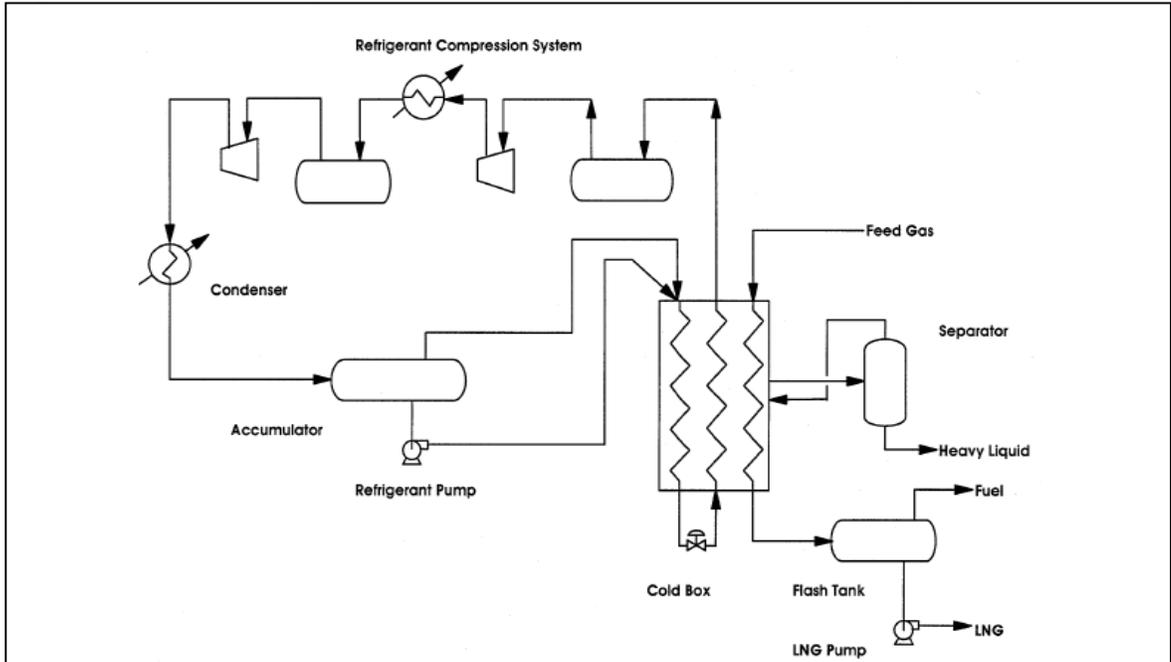
En la industria se encuentran distintas combinaciones de mezclas de refrigerantes, que varían al usar refrigerantes distintos en las etapas de pre-enfriamiento, de licuefacción y de subenfriamiento. Al cambiar el refrigerante para cada etapa aumenta la cantidad de equipos para tratar los mismos, a su vez aumenta el costo de inversión y de operación, pero la eficiencia del mismo aumenta significativamente. Estos procesos con distintos refrigerantes son recomendados

³⁷ *Ibíd.*, p. 16-20.

³⁸ *Ibíd.*, p. 16-20.

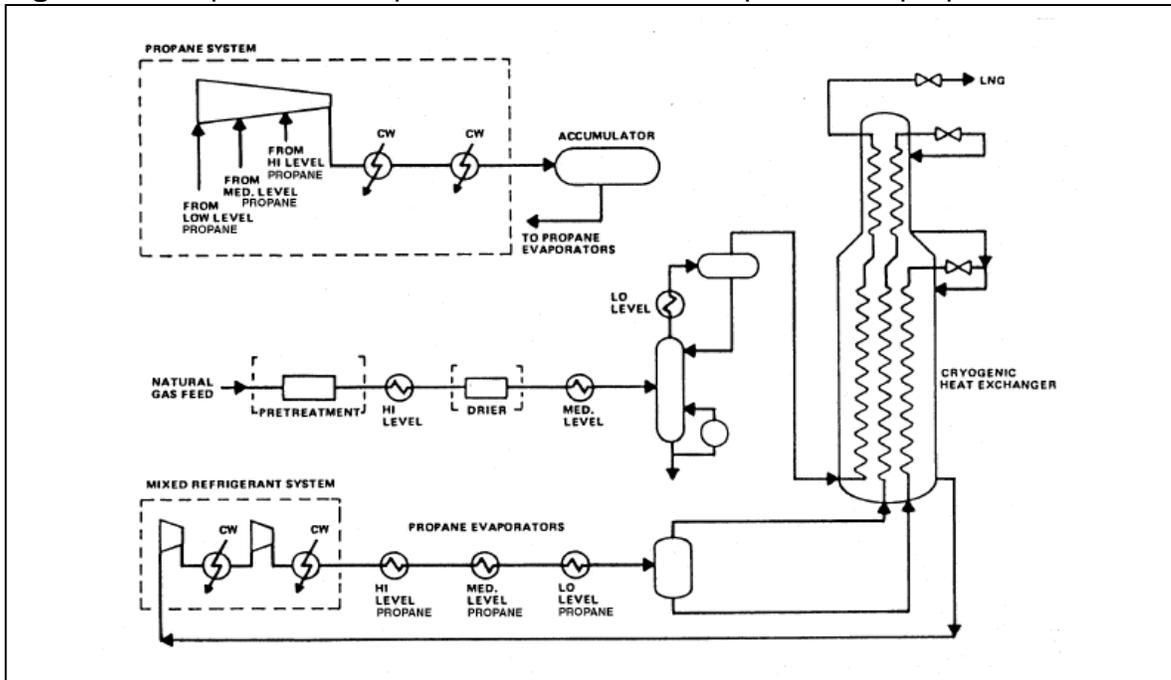
³⁹ *Ibíd.*, p. 16-21.

Figura 13. Esquema general de un proceso con mezcla de refrigerante.



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 16-22.

Figura 14. Esquema de un proceso de enfriamiento previo con propano.

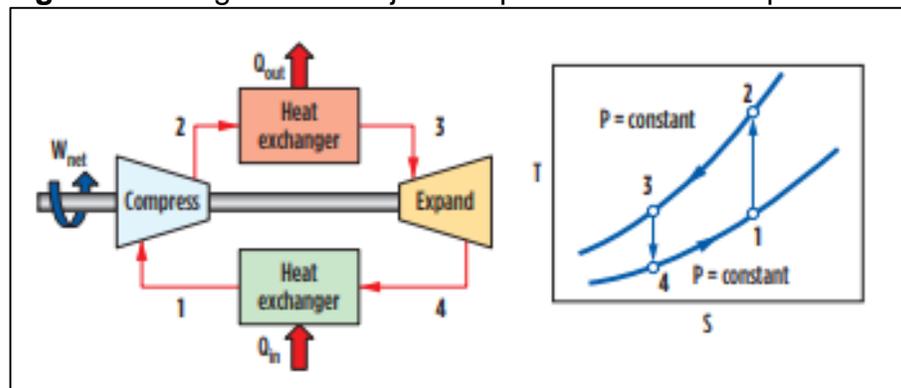


Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. p. 16-23.

2.2.4.4 Proceso de enfriamiento por ciclo de refrigeración en reversa Brayton. En el pasado el ciclo de refrigeración en reversa Brayton no era considerado para los procesos de licuefacción ya que poseía eficiencias muy bajas y no era atractivo para trabajar con altas tasa de licuefacción de gas, que eran las únicas que se usaban pues tasa medianas o pequeñas no eran rentables en su momento. Debido al aumento de producción de gas producto del fracking, las pequeñas plantas de licuefacción han tomado auge en la industria, causando que se retomem procesos que se adapten de mejor manera a una planta a pequeña escala. El ciclo de refrigeración inversa de Brayton, mejor conocido como de expansión de nitrógeno, con el paso del tiempo, ha tecnificado de mejor manera, incrementando su eficiencia y su aplicabilidad⁴¹.

El ciclo consiste en usar un fluido como refrigerante, dicho fluido es normalmente nitrógeno o metano que proporcionado del mismo gas a tratar. El diagrama de flujo ideal de este método consiste en comprimir isentrópicamente el gas caliente y a baja presión. Una vez comprimido el gas el mismo es enfriado a presión constante liberando calor al ambiente. Posteriormente el flujo enfriado se expande isentrópicamente y dicho trabajo es usado para producir el flujo refrigerante que es calentado mientras provee la refrigeración necesaria para licuar el gas natural⁴². La **Figura 15** muestra el proceso mencionado.

Figura 15. Diagrama de flujo ideal para un ciclo de expansión BR.



Fuente: ROBERTS, Mark; CHEN, Fei; SAYGI-ASLAN, Öznur. Brayton Refrigeration Cycles for Small-Scale LNG. Allentown: Air Products and Chemicals INC., 2015. p. 1.

Como los procesos reales no pueden ser medidos con los cálculos ideales es necesario evaluar qué tipo de refrigerante es el ideal para el proceso de licuefacción. El ciclo BR necesita evaluar 3 etapas de rangos de temperatura:

- Pre-enfriamiento: enfriamiento de la fase gaseosa de 25°C a -30°C.

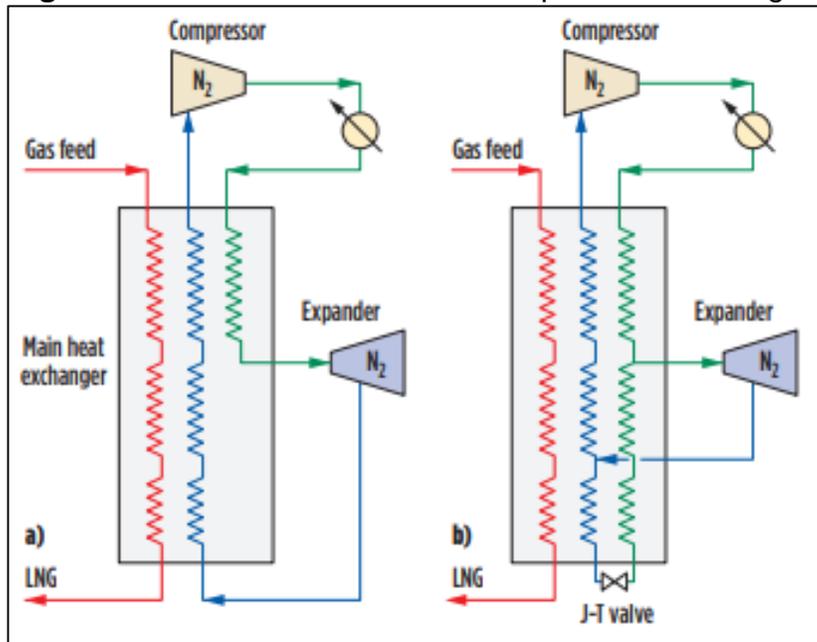
⁴¹ ROBERTS, Mark; CHEN, Fei; SAYGI-ASLAN, Öznur. Brayton Refrigeration Cycles for Small-Scale LNG. Allentown: Air Products and Chemicals INC., 2015. p. 1.

⁴² *Ibíd.*, p. 1.

- Licuefacción: cambio de estado de gas a líquido de -30°C a -120°C .
- Subenfriamiento: enfriamiento del gas natural licuado de -120°C a -150°C .

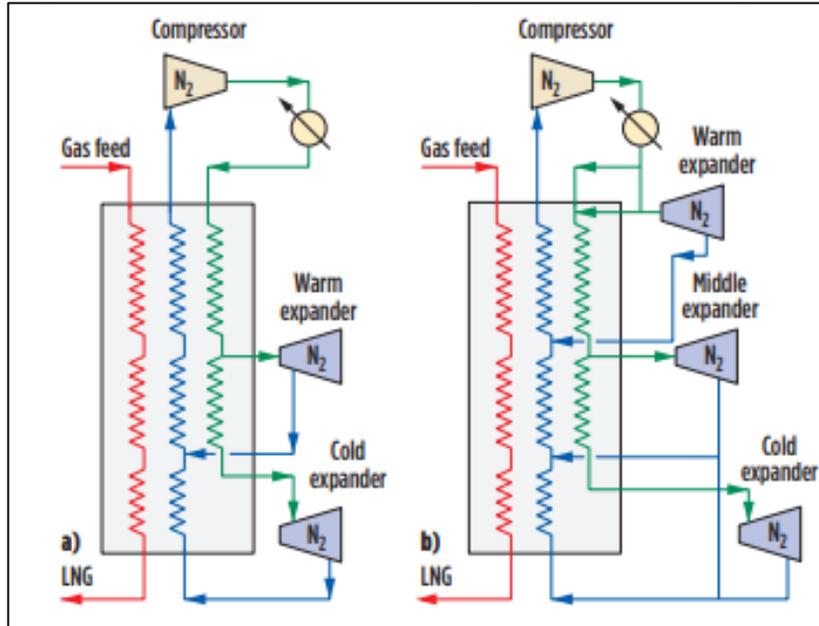
Los procesos del ciclo BR pueden ser de solo nitrógeno, de nitrógeno combinado con metano o de solo metano. A su vez, se puede usar solo una expansión durante todo el ciclo, con 2 expansiones durante el mismo, con 3 expansiones o con expansores flash. La **Figura 16, 17 y 18** muestran algunos de los procesos de BR mencionados.

Figura 16. Ciclos BR con una sola expansión de nitrógeno.



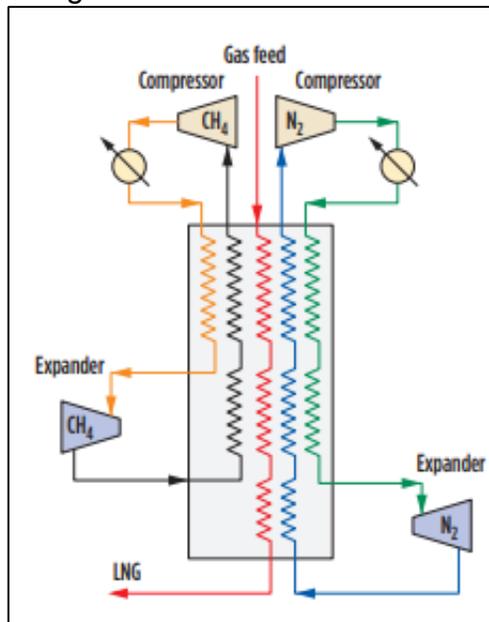
Fuente: ROBERTS, Mark; CHEN, Fei; SAYGI-ASLAN, Öznur. Brayton Refrigeration Cycles for Small-Scale LNG. Allentown: Air Products and Chemicals INC., 2015. p. 3.

Figura 17. Ciclos BR con dos expansiones de nitrógeno.



Fuente: ROBERTS, Mark; CHEN, Fei; SAYGI-ASLAN, Öznur. Brayton Refrigeration Cycles for Small-Scale LNG. Allentown: Air Products and Chemicals INC., 2015. p. 3.

Figura 18. Ciclo de expansión híbrido de metano-nitrógeno.



Fuente: ROBERTS, Mark; CHEN, Fei; SAYGI-ASLAN, Öznur. Brayton Refrigeration Cycles for Small-Scale LNG. Allentown: Air Products and Chemicals INC., 2015. p. 4.

La eficiencia de cada refrigerante en cada etapa se puede determinar en la **Figura 19**, en el cual se especifica el rendimiento de cada uno de los refrigerantes para cada etapa y las especificaciones de los mismos.

Figura 19. Comparación de diferentes ciclos BR para la licuefacción de GNL.

	Single-expander N ₂	Single-expander N ₂ with cold J-T valve	Two-expander N ₂	Three-expander N ₂	CH ₄ and N ₂ expander	CH ₄ expander and LNG flash
Precooling				N ₂ expander		
Liquefaction	N ₂ expander	N ₂ expander	N ₂ expander	N ₂ expander	CH ₄ expander	CH ₄ expander
Subcooling		N ₂ J-T	N ₂ expander	N ₂ expander	N ₂ expander	LNG multiple flash
Efficiency	★	★★	★★★	★★★★	★★★★	★★★★★
Equipment count	Lowest	Low	Medium	High	High	High
Equipment and piping size (same production basis)	Largest	Large	Large	Small	Small	Smallest
External refrigerant (N ₂) required	Yes	Yes	Yes	Yes	Yes	No

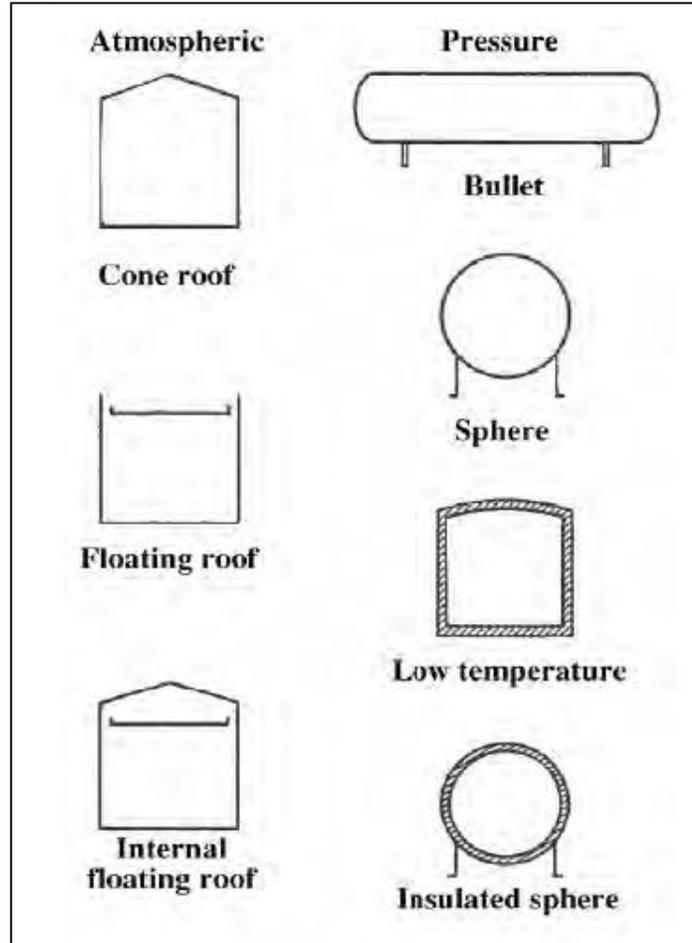
Fuente: ROBERTS, Mark; CHEN, Fei; SAYGI-ASLAN, Öznur. Brayton Refrigeration Cycles for Small-Scale LNG. Allentown: Air Products and Chemicals INC., 2015. p. 4.

2.2.5. Almacenamiento y Cargue. No por ser la última etapa de la planta deja de ser importante, el almacenaje es vital pues es el encargado de mantener las propiedades que se le han modificado al gas antes de ser ingresado al sistema de transporte.

Los tipos de tanque que se deben usar para contener el gas natural licuado más allá de la forma del mismo deben:

- Mantener la temperatura a -260°F
- Tratamiento de vapores que salen del gas natural licuado
- Usar un líquido para mantener la temperatura (Aire, agua, etc.)
- Tener en cuenta la presión del almacenaje.
- Usar material para recubrir las paredes y mantener temperatura.

Figura 20. Tipos de tanque.



Fuente: GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004.p. 6-5.

Muchos de los sistemas para mantener temperatura juegan con la presión para evitar aumentos de temperatura. Cabe destacar que siempre habrá liberación de vapor del líquido, no solo durante el almacenamiento sino también cuando el mismo se carga, este debe ser reingresado al sistema para ser tratado nuevamente o comprimido para poder ser bombeado a los carrotanques, este gas es llamado 'boil-off gas'⁴³. El tipo de tanque dependerá del volumen, presupuesto, condiciones de envío y la composición del producto, en la **Figura 20** se ven algunos de los distintos tipos de tanques.

La planta debe contar con una zona de cargue con los sistemas de medición pertinentes con el fin de tener presentes las condiciones de entrega de este.

⁴³ CINGECON. LNG Market Analysis: Bogotá: CINGECON S.A.S., 2017. p. 8.

3. CARACTERIZACIÓN DEL GAS A LICUAR

Para el diseño de la planta de GNL se debe hacer un análisis del gas que se va a tratar que permita definir qué componentes y en qué cantidad se encuentran. Dicha caracterización es importante no solo para saber que componentes se deben tratar sino para ahorrar costos a la hora de seleccionar los procesos adecuados para la planta.

Para la caracterización de este gas en particular el análisis dimensional se realiza a partir de la información que brinda la empresa contratante.

3.1 CROMATOGRAFÍA DEL GAS

Este es un gas no asociado proveniente de campos cercanos y dicha muestra proviene de un gasoducto cercano a Chira, Ghana. En la **Tabla 2** se presentan los resultados de la cromatografía.

Según las fracciones interpretadas de la **Tabla 2**, se puede concluir que el gas fue tratado previamente, pues el contenido de H₂S y CO₂ es bajo y cumple con parámetros estándares según la GPSA (Gas Processors Suppliers Association). Asimismo, el contenido de hidrocarburos pesados es bajo y el contenido de vapor es nulo, lo que lleva a la conclusión de que el gas es un gas no asociado y que seguramente fue tratado para tener dichos componentes en un bajo porcentaje.

Tabla 2. Cromatografía del gas natural.

Component	Symbol	Unit	Mole %	Weight %
Nitrogen	N2	Mole frac	0.3511	0.0261
Carbon Dioxide	CO2	Mole frac	1.4842	3,475
Hydrogen Sulfide	H2S	ppm	/	/
Methane	C1	Mole frac	83.5505	71.242
Ethane	C2	Mole frac	9.4568	15.117
Propane	C3	Mole frac	4.2079	9.842
i-Butane	i-C4	Mole frac	0.3147	0.097
n-Butane	n-C4	Mole frac	0.5332	0.165
i-Pentane	i-C5	Mole frac	0.0616	0.024
n-Pentane	n-C5	Mole frac	0.0400	0.015
Hexane	C6	Mole frac	/	/
Benzene	Benzene	Mole frac	/	/
Toluene	Toluene	Mole frac	/	/
Water Vapor	H2O	Mole frac	/	saturated
Mercury	Hg	Mole frac	/	/

Fuente: CINGECON. LNG Plant Design Basis: Bogotá: CINGECON S.A.S., 2017. p. 5.

3.1.1 Clasificación del gas natural. Existen diferentes tipos de clasificaciones para el gas natural pero generalmente es clasificado a partir de su origen y según su composición.

3.1.1.1 Clasificación según origen. El gas natural se clasifica por el tipo de yacimiento de donde es extraído.

- **Gas asociado:** Gas que es extraído junto con petróleo, que se deriva del mismo y a su vez contiene altos contenidos de hidrocarburos tales como el etano, propano, butano y naftas.

- **Gas no asociado:** Gas que se encuentra atrapado en yacimientos que no contienen petróleo líquido, por tanto su contenido de hidrocarburos tiende a tener bajos contenidos de componentes pesados y mayor cantidad de metano y etano.⁴⁴

3.1.1.2. Clasificación según composición. Debido a su composición el gas se puede clasificar a partir del contenido de hidrocarburos más pesados o de la presencia y la cantidad de contaminantes como el H₂S, CO₂, mercaptanos, sulfuros, entre otros.

- **Gas dulce:** Gas con contenido menor al 3% de dióxido de carbono (CO₂), cantidades menores a 4 ppm de sulfuro de hidrógeno (H₂S) y un contenido de máximo 7 lb de agua por cada millón de pies cúbicos en condiciones normales,
- **Gas ácido:** Gas con altos contenidos de dióxido de carbono (CO₂), sulfuro de hidrógeno (H₂S), y otros componentes ácidos como el COS, CS₂, mercaptaos, etc.
- **Gas húmedo:** Gas con altos contenidos de hidrocarburos más pesados que el metano, normalmente gas asociado. Los contenidos de metano son menores del 90%.
- **Gas seco:** Gas que contiene una cantidad mayor de metano y bajas cantidades de hidrocarburos pesados, del mismo modo el gas seco también puede ser nombrado a los gases con un bajo contenido de vapor de agua. El contenido de metano es mayor al 90%⁴⁵.

Con base en las clasificaciones nombradas anteriormente el gas a licuar puede ser categorizado como un gas no asociado, pues posee un alto contenido de metano y por debajo del 90% composicionales (83,55%), un contenido aceptable de metano (9,46%) y bajos contenidos de hidrocarburos más pesados. A su vez el análisis de la muestra no arroja contenido de sulfuro de hidrógeno (H₂S), contiene un 1,48% de dióxido de carbono (CO₂) y contiene agua saturado en el mismo, por lo que se puede clasificar como un *gas dulce húmedo*.

Al tener un gas dulce húmedo, los procesos de pretratamiento del mismo se ven simplificados, inicialmente por la ausencia de sulfuro de hidrógeno (H₂S) y de altos contenidos de hidrocarburos pesados.

3.2 ANÁLISIS CROMATOGRFÍA DEL GAS

El procedimiento del análisis composicional se basa en las especificaciones que el producto debe tener después de la licuefacción. Por lo tanto, los estándares

⁴⁴ GPSA, Op., cit., p. 2-4.

⁴⁵ MARTINEZ, M. Ingeniería del gas. Maracaibo: Ingenieros Consultores, S.R.L., 1994. p. 3.

establecidos orientan la dirección que debe tomar el diseño de la planta para cumplir con la norma (Tabla 3). A continuación, en la **Tabla 3** se muestran aquellos parámetros que debe cumplir el gas natural licuado.

Tabla 3. Especificaciones del Gas Natural Licuado.

COMPONENTS	LNG LIMITS
Hydrogen Sulfide	3 to 4 ppm
Total Sulfur	30 miligrams per normal cubic meter
Carbon Dioxide	50 ppm
Mercury	0.01 micrograms per normal cubic meter
Nitrogen	1 mol %
Water Vapor	1 ppmv
Inerts content (CO ₂ , N ₂ , O ₂)	N/A
Benzene	1 ppmv
Ethane	6 – 8 mol %
Propane	3 mol %
Butane and heavier	2 mol %
Pentane and Heavier	1 mol %
High Heating Value	~ 1050 BTU/ scf (Europe & USA) > 1100 BTU/ scf (East Asia)

Fuente: CINGECON. LNG Plant Design Basis: Bogotá: CINGECON S.A.S., 2017. p. 6.

La cromatografía del gas indica que el gas cumple con parámetros de nitrógeno al estar por debajo del 1% molar, así como con el H₂S el cual no está presente en el gas natural. Satisface también los parámetros de butano y pentano, siendo la suma de estos menor al 1% molar. Tampoco posee componentes de seis o más carbonos como lo son hexano, benceno o tolueno, a su vez, no hay contenido de mercurio.

Respecto a los parámetros que superan o que no cumplen con los requisitos establecidos se encuentra que el porcentaje molar de etano, con 9,45%, supera el 8% permitido. Del mismo modo, el propano al tener un 4,2% molar, supera el límite establecido de 3%. Por lo cual es necesario diseñar un proceso que asegure que dichos contenidos sean removidos para satisfacer las especificaciones del gas natural licuado y a su vez, prevenir problemas asociados a la formación de sólidos durante el proceso que pueden afectar los equipos de la planta.

4. DISEÑO DE LA PLANTA DE GAS NATURAL LICUADO

4.1 SELECCIÓN DE PROCESOS PARA LA LICUEFACCIÓN

A la hora de diseñar una planta de licuefacción de gas la selección de los procesos juega un papel vital, pues la correcta selección de los procesos no solo asegura la eficiencia de la planta de licuefacción, sino que, a su vez, reduce los gastos de inversión al no malgastar el capital en procesos innecesarios o poco eficientes.

4.1.1 Consideraciones generales. La empresa contratante suministra las consideraciones generales a tener en cuenta para el diseño de ingeniería de la planta de licuefacción de gas. Dichas consideraciones servirán de punto de partida para la selección de los procesos y posteriormente de los equipos necesarios en la planta.

- Vida Útil: La planta debe ser diseñada para ser usada sin inconvenientes por 20 años.
- Capacidad de la planta: La planta de GNL debe ser diseñada para operar con 12 MMSCFD de gas. El fluido producido durante el proceso debe ser estabilizado para poder ser almacenado y transportado.
- Especificaciones de producto: El producto debe ser únicamente gas natural licuado, se descarta la comercialización de hidrocarburos pesados que sean recuperados durante el proceso de licuefacción.

4.1.2 Principios de operación. Los siguientes principios son necesarios para la operación de la planta de licuefacción de gas y serán las premisas e implementos de control requeridos en el diseño de la misma. Dichos principios serán suministrados a las empresas encargadas del suministro de los equipos y no hacen parte del diseño conceptual de la planta de licuefacción de gas natural.

- El monitoreo del proceso se llevará a cabo desde una sala de control, que utiliza sistemas basados en CSD y PLC. El apagado general estará integrado con el sistema lógico.
- La información de estado relevante (posición de la válvula ESD, presiones del manifold y temperaturas) estará disponible para su visualización en la sala de control.
- La confiabilidad del sistema de apagado estará bajo los estándares internacionales de riesgo.
- El diseño del sistema debe ser coherente con las políticas operacionales para garantizar la seguridad adecuada contra altas presiones y evitar eventos de alivio en el manifold de la planta de GNL.

- Todos los paquetes deben estar instrumentados de acuerdo con una filosofía de dotación mínima y supervisión / monitoreo desde la sala de control.
- Otros aspectos de operación y mantenimiento deben ser consistentes con la práctica normal de la industria para tales instalaciones.

4.1.3 Análisis con base en la cromatografía. La composición del gas muestra a grandes rasgos los procesos que se deben incluir en el diseño de ingeniería de la planta de licuefacción de gas natural. Teniendo en cuenta las fracciones molares de los componentes se seleccionarán los procesos necesarios y los principios de funcionamiento de los mismos que sean afines al tratamiento de los componentes del gas a tratar.

4.1.3.1 Unidades de pretratamiento. Como fue investigado en el numeral 2.2.3. Las unidades de pretratamiento tienen como objetivo remover los componentes que puedan causar problemas en el proceso de licuefacción del gas natural. Cabe resaltar que el gas a tratar es *dulce húmedo*, lo que facilita el diseño de la planta pues esto reduce los procesos de pretratamiento del gas natural.

Dentro de los componentes nombrados en dicho numeral, la cromatografía que se realizó del gas a tratar arrojó coincidencias de contaminantes con dióxido de carbono (CO₂) y trazas de agua, a su vez hay presencia de propano, butano y etano.

A pesar de obtener cantidades bajas de ambos contaminantes y de algunos hidrocarburos más pesados, por regulación y requerimientos de la empresa contratante es necesario disponer de unidades para remover ambos componentes. Por consiguiente, la planta debe contener proceso de deshidratación y secado, proceso de endulzamiento y un proceso de remoción de hidrocarburos pesados.

- **Unidad de transferencia de custodia y filtrado:** Será el primer proceso en la planta de licuefacción, es necesario no solo medir las propiedades más relevantes, sino que incluye un filtro de coalescencia para remover sólidos y líquidos de manera física con el fin de evitar problemas más adelante en el sistema de licuefacción y sus unidades. Dicha unidad contendrá sensores de presión, temperatura y caudal necesarios para medir el gas recibido del Gasoducto A.
- **Unidad de endulzamiento:** Con base en la cromatografía no se encuentran componentes de H₂S por lo tanto es necesario la instalación de unidades de endulzamiento que sean favorables para la remoción de CO₂. Al tener una concentración de alrededor de 15000 ppm de CO₂ es necesaria la instalación

de dicha unidad pues la concentración está lejos de la permitida para la comercialización del gas natural licuado (<50 ppm).

Los procesos con mayor afinidad para la remoción de CO₂ son los procesos químicos, en especial los procesos con aminas primarias o secundarias, pues dichas reacciones que suceden en las torres de contacto son de bajas velocidades y son capaces de remover con mayor eficiencia el CO₂⁴⁶. De igual forma, al no contener otros contaminantes ácidos distintos al dióxido de carbono no es necesaria la implementación de aminas más complejas. A su vez los procesos son los más conocidos y desarrollados en la industria, lo que conlleva a que económicamente sean viables y que su disponibilidad sea alta.

- **Unidad de deshidratación y secado del gas:** La cromatografía no es capaz de leer la cantidad de agua asociada al gas, aunque el mismo se encuentra saturado con vapor de agua, que puede causar problemas (4-6 lb por cada millón de pies cúbicos), la recomendación de la empresa contratante es de tratar el gas para remoción de agua, no solo para evitar problemas sino también para aumentar la capacidad energética del mismo (HHV).

Para el tratamiento y remoción del agua del gas natural en la planta de licuefacción se deben usar procesos sencillos, pero a su vez efectivos. Según Kohl y Nielsen, los procesos en donde se encuentran composiciones con trazas de agua y altas concentraciones de CO₂, los procesos químicos son los recomendados⁴⁷, a su vez, como es necesaria la disminución de la temperatura a más de -40°C la bibliografía recomienda utilizar glicoles como absorbentes del agua. La remoción se realizará a temperatura ambiente por lo cual, cualquier sistema de remoción por glicoles podrá funcionar efectivamente para el proceso. Del mismo modo dichos procesos son los más investigados en la industria, los de mayor disponibilidad y a su vez los más económicos y eficientes. Para el desarrollo de la ingeniería conceptual se usará una unidad de deshidratación con glicol, la selección del glicol en específico se hace con base en criterios económicos y de disponibilidad. Dicho proceso será efectivo para eliminar las trazas de agua a 1 ppm.

- **Tratamiento inicial del gas para la remoción de hidrocarburos:** Pese a no tener altas cantidades de hidrocarburos más pesados que el Etano, es necesaria la remoción de dichas trazas, por lo cual, se debe analizar en la simulación en Hysys, el método de mayor eficiencia y viabilidad para remover

⁴⁶ KOHL, Arthur; Nielsen, Richard. Gas Purification. Houston: Gulf Publishing Company. 1997. Quinta Edición. p. 567.

⁴⁷ *Ibíd.*, p. 953.

los componentes de mayor peso molecular. La opción para remover dichos componentes puede ser una torre de destilación o algún proceso físico para lograr remover las trazas de dichos componentes. Para seleccionar el proceso ideal se debe sensibilizar con la simulación, los procesos que se ajusten de mejor manera al mismo, que, a su vez, puedan ser usados en la vida real y estén disponibles comercialmente.

- **Planta de licuefacción:** Es el proceso más importante en la cadena de licuefacción, el cual consiste en enfriar el gas natural a $-260\text{ }^{\circ}\text{F}$ que es la temperatura en la cual el metano se licua en una licuefacción mecánica. Se recomienda una licuefacción por ciclos de expansión y usar como refrigerante el nitrógeno para enfriar el gas. Esto debido a que la planta es de escala pequeña y el costo del mismo es bajo a comparación de los demás procesos que son recomendados para plantas a gran escala. El proceso de licuefacción incluye los siguientes pasos:

Licuefacción total del gas natural: El proceso ideal debido a la cantidad de gas a licuar y las características del gas debe ser un ciclo de refrigeración a la inversa, tal cual como es descrito en el numeral 2.2.4.4. En donde el ciclo de Brayton podrá enfriar el gas sin problemas a la temperatura necesaria. Para la selección del ciclo adecuado con el refrigerante ideal, se debe iniciar con una simulación del proceso más simple que se tiene para esta técnica, el cual será el ciclo con una expansión de nitrógeno, con base en los resultados obtenidos por esta simulación se analizará si es viable tanto técnica como comercialmente el uso de dicho método. De lo contrario se debe sensibilizar aumentando la cantidad de expansiones del nitrógeno y en último caso, combina el proceso de refrigeración con metano.

La eficiencia de la licuefacción se puede mejorar manteniendo una presión alta y la temperatura de salida caliente. Para el proceso de licuefacción se recomienda el uso de placas de aletas e intercambiadores en espiral, ya que permiten un acercamiento cercano a la temperatura y son compactos en comparación a los intercambiadores de carcasa y tubos.

- *End Flash section:* Esta sección no es requerida pues el contenido de nitrógeno es menor al 1%. Sin embargo, se recomienda que el gas natural licuado sea sub enfriado para evitar la generación de vapor que después tenga que ser recomprimido por el compresor boil off en el tanque.

4.1.3.2 Almacenamiento, entrega y cargue del gas natural licuado. El gas natural es bombeado de la salida del proceso de licuefacción de gas natural. El GNL debe ser almacenado a una presión cercana a la atmosférica en tanques que deben ser diseñados a una presión entre 180 y 270 mbar. La capacidad total del

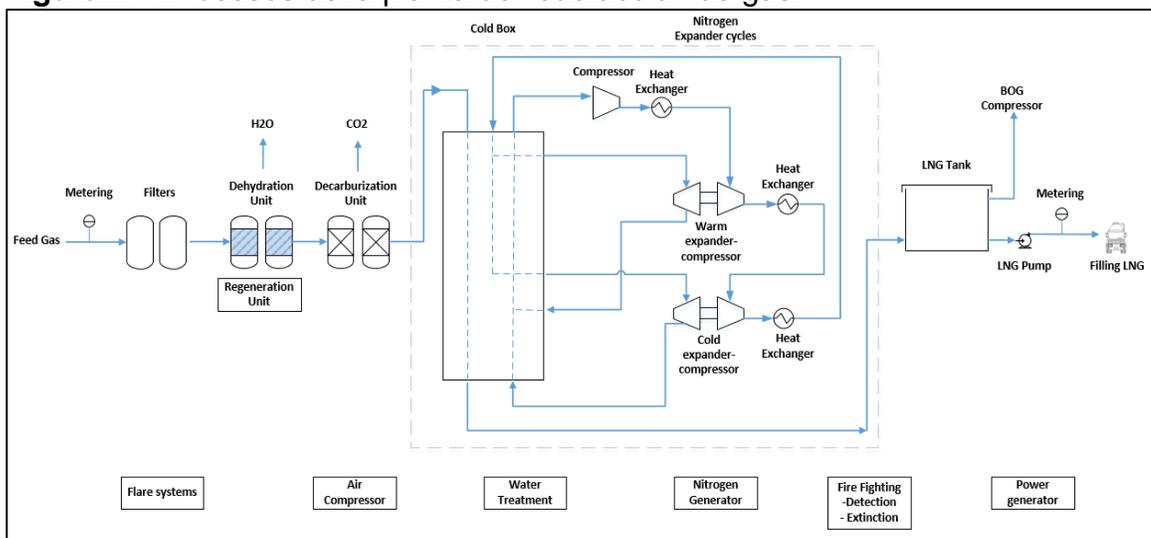
tanque debe ser de 10 días según recomendaciones de la empresa contratante, dicha capacidad equivale a un aproximado de 40000 barriles. La premisa principal para la selección del tanque será el menor contacto que tendrá el fluido con el mismo, pues al reducir la sección de contacto entre el tanque y el gas, se reduce la probabilidad de obtener pérdidas por evaporación generadas por el contacto en el mismo. Por esta razón el tanque que se debe utilizar en la planta debe ser un tanque esférico que asegura el menor contacto entre el líquido y las paredes del tanque.

El GNL debe ser bombeado del tanque de almacenamiento a los carrotanques por medio de una línea de carga y brazos de carga. El caudal de flujo debe ser diseñado para que el cargue a los carrontanques sea el menor posible y que vaya de la mano del tiempo de enfriamiento del material del tanque. A través de los brazos de carga el líquido será transferido a los carrotanques evitando movimiento del vehículo mientras se entrega el líquido⁴⁸.

4.1.3.3 Transporte. El transporte del bien debe ser contratado por la empresa contratante, ya bien sea la empresa compradora o la empresa vendedora del GNL. El transporte del gas natural licuado debe ser bajo una refrigeración constante con el fin de mantener durante todo el recorrido el estado líquido del bien.

A continuación, se muestran los procesos seleccionados y la secuencia de tratamiento que tendrá el gas.

Figura 21. Procesos de la planta de licuefacción de gas.



Fuente: CINGECON. LNG Plant Design Basis: Bogotá: CINGECON S.A.S., 2017. p. 6. Modificado por autores.

⁴⁸ CINGECON. LNG Plant Design Basis. Op., cit., p. 7.

4.2 BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO

Es de vital importancia a la hora del diseño de ingeniería de una planta de licuefacción de gas natural tener en cuenta las normas vigentes en la industria tanto para el diseño como para la construcción de la misma, a su vez no se debe dejar de lado las especificaciones técnicas, los criterios de diseño y los principios de operación de la misma. Algunos de los criterios son esenciales para la selección de los equipos adecuados en la planta y algunos otros serán las bases para construir la simulación en el software Aspen Hysys 8.8. A continuación se describen dichos criterios.

4.2.1 Normas de diseño y fabricación. Los siguientes serán los estándares que se aplicarán en el diseño, la fabricación e inspección de la planta de gas natural licuado. Es importante recalcar que las siguientes normas serán usadas para enviar a cotizar los equipos y que dichos equipos cumplan con los estándares mencionados, los mismos no serán usados con el fin de diseñar conceptualmente la planta de gas natural licuado.

- NFPA 59A “Norma para la producción, almacenamiento y manejo de gas natural licuado (GNL)”
- GB/T 20368-2012 “Producción, almacenamiento y manejo de gas natural licuado (GNL)”
- TSG-21-2016 “Reglamento de supervisión de tecnología de seguridad para recipientes a presión estacionarios”
- GB150-2011 “Tanques a presión”
- GB151-2014 “Intercambiadores de calor”
- GB713-2008 “Platos de acero para tanques a presión”
- GB 24511-2009 “Platos de acero inoxidable para equipos a presión”
- NB/T 47006-2009 “Intercambiadores de calor con aleta de aluminio”
- JB/T4730-2005 “Pruebas de presión no destructivas para los equipos”
- GB/T8163-2008 “Tuberías sin costura para el transporte de fluidos”
- SH/T 3074-2007 “Tanques a presión en la industria petroquímica”⁴⁹

4.2.2 Especificaciones técnicas. Las siguientes son las especificaciones técnicas base para el diseño de ingeniería de la planta de licuefacción de gas natural, que van desde las condiciones del sitio, los productos de la planta, hasta el tratamiento de residuos, entre otras.

- **Condiciones del sitio de construcción.** El proyecto se desarrollará en Chira, Ghana, en donde se tienen las siguientes condiciones

⁴⁹ *Ibíd.*, p. 8.

- Clima tropical.
- Temperatura promedio 86°F (29°C).
- Viento Sur-Oeste a 8 mph (13 km/h).
- Humedad del 82%.
- Energía disponible: 11 kV, 50Hz, 3 fases.
- Área disponible: 20000 m².
- **Gas de entrada.** Con base en este gas de entrada se realizará la simulación del proceso y es con el cual se realizaron las selecciones de los procesos y serán las bases para la posterior selección de equipos. Las siguientes son las características del gas de entrada:
 - Volumen máximo de entrada: 12,1 MMSCFD.
 - Presión: 50-100 bar. (no es necesaria la instalación de un compresor)
 - Temperatura: 80-120°F.
 - Composición del gas: **Tabla 2.**
- **Configuración.** Posteriormente se describirán las configuraciones necesarias para ciertos equipos de la planta:
 - Un Compresor al 100% de Mezcla de refrigerante cíclico centrífugo (11kV de motor eléctrico).
 - Una o dos cold boxes dependiendo de las dimensiones y las restricciones de acceso.
 - La planta de licuefacción de gas debe incluir equipo eléctrico para reducir el voltaje de la planta de 11kV hasta bajo-voltaje (LV).
 - El equipo de rotación de la planta debe tener una configuración de 2 x 100% o 3 x 50%.
- **Productos de la planta.** Como se ha mencionado anteriormente, el único producto final será gas natural licuado.
- **Requerimientos de almacenamiento.** El almacenamiento de gas natural licuado será provisto por la empresa contratante, sin embargo, se debe seleccionar tanques que mantengan presión mayor a la atmosférica.
- **Requerimientos de enfriamiento.** La planta debe usar un enfriamiento con agua, mediante el uso de torres de enfriamiento o enfriamiento seco.
- **Agua y aceite residual.** La planta debe ser diseñada para minimizar la producción de agua y aceite residual. Se deben proveer los volúmenes estimados para evaluar los requerimientos de una planta de tratamiento de agua/aceite.
- **Sistemas de fuego y gas.** Los fabricantes de los equipos deben incluir detectores de fuego y altas presiones de gas.

4.2.3 Criterios de diseño. El proyecto debe considerar los siguientes criterios para poder desarrollar la ingeniería conceptual:

- **Eficiencia.** La planta de GNL debe tener la mayor eficiencia posible mediante el ahorro de consumo de energía y la reducción en las pérdidas de gas.
- **Calidad de gas natural licuado.** El gas natural licuado que generará la planta de licuefacción de gas será usado para generación de energía. Por tanto el mismo debe cumplir con los estándares internacionales de calidad.
- **Inversión.** El diseño de la planta debe ser el más sencillo posible y debe reducir al máximo los procesos adicionales que no se deban necesitar, para reducir el tamaño de la inversión. Así mismo, los proveedores de los equipos deben proveer recomendaciones para reducir este mismo ítem.
- **Seguridad en la planta.** El diseño debe incorporar el análisis HAZOP para maximizar la seguridad operacional.

4.2.4 Políticas de seguridad. Como sistemas preventivos y de emergencia se deben especificar los procesos para apagar la planta y a su vez la explicación de esos mismos procesos, a continuación, se describe dichos procesos.

4.2.4.1 Filosofía de control y apagado. Por requerimiento de la empresa las facilidades deben contar con un sistema de monitoreo y control adecuado para los riesgos y necesidades operacionales que sean consistentes con la política de operación y mantenimiento.

- **Revisión general.** Se debe utilizar una red de Sistemas de Control Distribuido (DCS) / Controladores Lógico Programables (PLC) completa con estaciones de operador para el control y supervisión del proceso de licuefacción de la planta. El sistema basado en DCS/PLC permitirá la integración completa con otros sistemas de control. El Sistema de Control se configurará para proporcionar funciones de supervisión, control de todas las instalaciones o instrumentación fuera de pista y de todos los paquetes de la planta de GNL.

El DCS/PLC propuesto para la planta de GNL consta de una estación de operador y controles redundantes. El nuevo equipo de control se instalará en la subestación eléctrica de la planta y se instalará equipos de Interfaz Hombre Máquina (IHM) en la Sala de Control Central (CCR). Los controladores de los paquetes mecánicos se instalarán en el edificio de la subestación eléctrica y los controles remotos de este sistema se encontrarán cerca de cada paquete controlado.

El Sistema de Control de los Paquetes Mecánicos se integrará en el proceso de licuefacción mediante un enlace de control controlnet link. Todos los sistemas integrados a la planta de GNL serán monitoreados y controlados desde la CCR.

La confiabilidad de los sistemas de apagado y control son consistentes con los estándares de la industria acordes con el tipo de instalación⁵⁰.

- **Sistemas de Apagado de Emergencia (EDS) y Sistemas de Apagado de Procesos (PSS) con funciones Integrales de Control de Seguridad de Sistemas (ICSS).** Dichos sistemas serán integrados en un único sistema.

El sistema EDS de la planta de GNL será funcionalmente independiente de todos los demás sistemas. La configuración lógica de la ESD producirá todos los comandos de apagado de emergencia. Otros comandos del sistema EDS que puedan ser necesarios podrán ser instalados en el campo alrededor de la planta de GNL o desde los botones de mano del panel de control principal instalado en el CCR en la consola del operador. Todos los dispositivos de apagado del panel de control principal están cableados al sistema de ESD de la planta de GNL⁵¹.

4.2.4.2 Política de protección de sobrepresión. Se debe proporcionar un sistema de apagado automático para proteger contra cualquier peligro causado por la falla del sistema de control.

Los sistemas de control y apagado deben ser independientes en caso de algún tipo de falla. Todos los sistemas relacionados con la seguridad están diseñados para funcionar de manera segura. Todos los dispositivos del sistema de seguridad y apagado deberán someterse a pruebas periódicas para verificar el funcionamiento apropiado.

En todos los casos en donde haya un potencial de sobrepresión debido a fallas de los sistemas de control y apagado, el sistema de proceso afectado estará protegido por válvulas de alivio de presión (u otro dispositivo de alivio mecánico como un disco de ruptura) dimensionadas para manejar el escenario de máximo flujo.

Cuando un sistema de protección de sobrepresión no incluya un control independiente y cierre más alivio mecánico, se proporcionará una justificación basada en la evaluación cuantitativa del riesgo y estará sujeta a la aprobación del operador⁵².

4.2.4.3 HSE. La planta de GNL debe ser diseñada acorde con los estándares internacionales de seguridad, ambiente y salud (HSE). Se debe desarrollar un Plan de Ejecución de Seguridad (SEP) que identifique todas las revisiones de seguridad y/o riesgo requeridas junto con la definición de la fase del proyecto. El

⁵⁰ *Ibíd.*, p. 9.

⁵¹ *Ibíd.*, p. 8.

⁵² *Ibíd.*, p. 9.

plan de HSE se basará en el estándar internacional de seguridad de procesos/gestión de integridad⁵³. El plan incluye lo siguiente:

- Manejo de seguridad de activos que garantice la seguridad de las personas, los activos y el medio ambiente.
- Todos los asuntos legales, permisos y licencias relacionadas con el medio ambiente deben ser evaluadas antes de que se implemente la ingeniería preliminar.
- Evaluación de la seguridad del diseño. Con el fin de obtener la mayor seguridad en las instalaciones se debe hacer un análisis de la seguridad del diseño de la planta de GNL. Los siguientes ítems deben tenerse en cuenta para la construcción y operación de la planta de GNL:
 - Riesgos potenciales: evaluación de riesgos (incluida la identificación del equipo de seguridad crítica) y los sistemas de protección.
 - Ubicación/Sitio/Diseño: la ubicación del equipo debe evaluarse teniendo en cuenta las recomendaciones de espaciamiento de los equipos, el mantenimiento y las pautas de exposición del personal establecidas en las prácticas recomendadas para el diseño de la planta.
 - Análisis de peligros del proceso: un estudio formal de HAZOP debe realizarse como PHA.
 - Regulaciones: las cuestiones ambientales deben estar acotadas a las pautas establecidas en OSHA para los niveles de ruido permisibles. Las especificaciones de emisiones y niveles permisibles estarán basados en los permisos ambientales de Ghana.
 - Productos y subproductos residuales: desde el punto de vista ambiental, las emisiones de la planta deben evaluarse de acuerdo con las directrices y los permisos establecidos en la licencia de la planta de GNL. Los siguientes son la base del diseño para manejar los productos residuales:
 - Agua contaminada con petróleo: Los desechos de agua serán acumulados con un sistema de recolección cerrado y serán enviados a un recipiente de desechos. Dichos líquidos deben ser bombeados al tanque de alivio de líquidos para ser reprocesados.
 - Agua residual: No debe ser desechada directamente a fuentes de agua, primero debe ser tratada y procesada en la planta de tratamiento de agua.

⁵³ CANADIAN SOCIETY FOR CHEMICAL ENGINEERING. Process Safety Management Standard. Ottawa, 2012. p 3-28.

- Emisiones atmosféricas: El gas ácido recuperado será usado como combustible. Se utilizará un calentador a fuego directo para calentar las emisiones de CO₂ que deben ser incluidas en la licencia ambiental. Las emisiones de CO₂ deben estar en línea con la eficiencia del calentador y su objetivo.
- Reducción de riesgos – SIMOPS: El diseño debe considerar la adecuada ubicación de los equipos y la distribución requerida durante las operaciones, buscando la reducción en el impacto en la operación de la planta.
- Estrategias de control: Manipulación mínima durante la operación de la planta de GNL.
- Propiedades de los materiales: Al requerir sustancias tóxicas para el proceso de licuefacción y pretratamiento, las hojas de seguridad deben ser suministradas en todos los puntos donde se manipulará dichas sustancias. A su vez deben ser instaladas duchas de ojos, detectores de H₂S y detectores de gas.
- Plan de emergencia: Se debe diseñar un plan que se usará en caso de cualquier tipo de emergencia en la planta de GNL⁵⁴.

4.2.5 Sistemas de operación de los principales procesos. La planta de licuefacción de gas natural compromete diferentes procesos de los cuales, el proceso de deshidratación, de decarburización y de licuefacción serán los más relevantes. A continuación se muestran los criterios bases entregados por la empresa de cada proceso de la planta que serán usados en el diseño y la simulación de la misma. Cabe resaltar que los criterios a presentar son los necesarios para el diseño y la simulación del proceso, adicional a estos el diseño de la planta incluirá procesos de medición, filtrado y de almacenamiento y posterior cargue.

4.2.5.1 Recolector de gas húmedo. Éste cabezal recolecta el gas húmedo dirigiéndolo a la entrada de los procesos de pretratamiento para la licuefacción de gas.

- **Criterios para el diseño:** Los datos del gas de entrada, las capacidades de diseño, el material de construcción, la disponibilidad y el espaciamiento en el lugar de construcción son de vital importancia para el diseño del recolector de gas húmedo.
- **Datos del gas de entrada:**
 - Presión de entrada (operación normal): 1450 psia.
 - Temperatura de entrada (operación normal): 100,4 °F.
 - Máxima presión de entrada: 1450 psia (para el diseño de equipos).

⁵⁴ CINGECON. LNG Plant Design Basis. Op., cit., p. 11.

- Temperatura máxima de entrada: 200 °F (Para el diseño de equipos).
- **Material de construcción:** El material de construcción para éste componente deber ser el ideal para la vida útil de planta (20 años).
- **Especificaciones para la disponibilidad de espacio:** El recolector de gas húmedo es básicamente válvulas y tubería, por tanto no son necesarias especificaciones para la disponibilidad de espacio⁵⁵.

4.2.5.2 Deshidratación del gas. Como se ha discutido anteriormente, es de vital importancia la remoción de agua que pueda estar contenida en el gas, esto con el fin de evitar hidratos que tienen una alta probabilidad de formarse cuando se reduce drásticamente la temperatura del gas.

- **Criterios para el diseño:** Los datos del gas de entrada, las capacidades de diseño, el material de construcción, la disponibilidad y el espaciamiento en el lugar de construcción son de vital importancia para el diseño del equipo de deshidratación.
- **Datos del gas de entrada:**
 - Presión de entrada (operación normal): 1450 psia.
 - Temperatura de entrada (operación normal): 100,4 °F.
 - Máxima presión de entrada: 1450 psia (para el diseño de equipos).
 - Temperatura máxima de entrada: 200 °F (Para el diseño de equipos).
- **Material de construcción:** El material de construcción para éste componente deber ser el ideal para la vida útil de planta (20 años).
- **Especificaciones para la disponibilidad de espacio:**
 - Columnas: Sin espaciamiento.
 - Vessels: Sin espaciamiento.
 - Válvulas de control: Sin espaciamiento, solo bypass manual.
 - Intercambiador de calor: Sin espaciamiento.
 - Bombas: 2x100% o 3x50%⁵⁶.

4.2.5.3 Decarburización del gas. Normalmente esta unidad es llamada unidad de endulzamiento, pero para diseños propios de esta planta no es necesaria la remoción de H₂S, por tanto solo se removerá CO₂, por lo cual, la empresa contratante del proyecto sugiere llamar dicho proceso como decarburización del gas.

- **Criterios para el diseño:** Los datos del gas de entrada, las capacidades de diseño, el material de construcción, la disponibilidad y el espaciamiento en el lugar de construcción son de vital importancia para el diseño del equipo de deshidratación.
- **Datos del gas de entrada:**

⁵⁵ Ibíd., p. 12.

⁵⁶ Ibíd., p. 13.

- Presión de entrada (operación normal): 1450 psia.
- Temperatura de entrada (operación normal): 100,4 °F.
- Máxima presión de entrada: 1450 psia (para el diseño de equipos).
- Temperatura máxima de entrada: 200 °F (Para el diseño de equipos).
- **Material de construcción:** El material de construcción para éste componente deber ser el ideal para la vida útil de planta (20 años).
- **Especificaciones para la disponibilidad de espacio:**
 - Columnas: Sin espaciamiento.
 - Vessels: Sin espaciamiento.
 - Válvulas de control: Sin espaciamiento, solo bypass manual.
 - Intercambiador de calor: Sin espaciamiento.
 - Bombas: 2x100% o 3x50%⁵⁷.

4.2.6. Diseño mecánico. Las especificaciones mecánicas son necesarias para cumplir los estándares del país donde se desarrollará la planta, ya bien sea del dimensionamiento de los equipos o de las presiones de seguridad que se deban utilizar en los procesos de la misma.

- **Concepto de montaje sobre patines.** La empresa contratante del proyecto sugiere que los equipos para la planta sean montados sobre patines en la mayor medida. Al diseñar los equipos montados sobre patines se eliminan procesos de soldadura a la hora de montar los equipos, las unidades están completamente equipadas con válvulas, tuberías e instrumentos, generando un sistema operativo y más seguro.
- **Límites logísticos.** “Según las especificaciones de transporte de Ghana, los limites para los equipos son los siguientes: 12’5” (alto), 16’5” (ancho), 50’ (ancho) y un límite de 90 toneladas”⁵⁸.
- **Prueba hidrostática para tubería.** “Toda la tubería debe ser probada (prueba hidrostática) con 1.5 veces la presión de diseño del sistema”⁵⁹.
- **Prueba hidrostática para Vessels.** “Toda la tubería debe ser probada (prueba hidrostática) con 1.5 veces la presión de diseño del sistema”⁶⁰.
- **Válvulas.** “Deben ser instaladas para permitir la remoción de componentes que se repitan, para poder realizar mantenimiento de la planta sin tener que apagar la planta o drenar el sistema por completo”⁶¹.
- **Sistema de operación y ambiental.** “El sistema debe ser diseñado por completo conforme a la regulación OSHA. Las unidades deben incorporar

⁵⁷ Ibid., p. 24.

⁵⁸ Ibid., p. 24.

⁵⁹ Ibid., p. 24.

⁶⁰ Ibid., p. 24

⁶¹ Ibid., p. 25.

medidas de seguridad para garantizar un funcionamiento correcto y seguro en todo momento”⁶².

- **Manual de operaciones y entrenamiento.** “La propuesta de diseño debe incluir un manual de operación, procedimientos contra incendios, inspección y mantenimiento acorde con los procedimientos recomendados”⁶³.

4.2.7 Códigos de diseño. Los siguientes códigos de diseño deben ser incorporados al diseño mecánico del equipo.

- ANSI B31.3 “Process Piping”
- ANSI/AWS D1.1 “American Welding Society Structural Welding Code”
- ANSI C2 “National Electrical Safety Code (NEESC)”
- ANSI B73.1 “Specification for Horizontal, End Suction Centrifugal Pumps for Chemical Process”
- ASME/ANSI B16.5 “Steel Pipe Flanges and Flanged Fittings”
- ASME, Section II “Boiler and Pressure Vessel Code, Material Specification”
- SME, Section V “Non Destructive Examination”
- ASME “Section VIII American Society of Mechanical Engineers Specifications for Pressure Vessels”
- ASME, Section IX “Welding and Brazing Qualifications”
- API - SPEC 5L “Series - Steel Line Pipe”
- API RP 14E “Recommended Practice for Design and Installation Piping System”
- API RP 500 “Classification of Locations for Petroleum Facilities”
- API RP 520 “Sizing, selection and installation of pressure relieving devices in refineries”
- API RP 521 “Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems”
- API STD 526 “Flanged Steel Pressure Relief Valves”
- API STD 527 “Seat Tightness of Pressure Relief Valves”
- API RP 540 “Electrical Installations in Petroleum Processing Plants”
- API RP 556 “Fire Heaters & Steam Generators”
- API ST 560 “Fired Heaters for General Refinery Services”

⁶² *Ibid.*, p. 25.

⁶³ *Ibid.*, p. 26.

- API STD 610 “Centrifugal Pumps for Petroleum, Petrochemical and Natural Gas Industries”
- API STD 614 “Lubrication, Shaft-Sealing, and Control-Oil Systems for Special-Purpose Application”
- API STD 617 “Axial and Centrifugal Compressor and Expander-Compressor for Petroleum, Chemical and Gas Industry Services”
- API STD 650 “Welded Steel Tanks for Oil Storage”
- API STD 661 “Air Cooled Heat Exchangers for General Refinery Services”
- API STD 670 “Vibration, Axial-Position, and Bearing- Temperature Monitoring Systems”
- API STD 674 “Positive Displacement Pumps – Reciprocating”
- NACE ST MR0175-97 Standard Material Requirements – Sulphide Stress Cracking Resistant Metallic Materials for Oil field Equipment”
- ASTM E 125 “Magnetic Particle”
- ASTM E 709 “Dry Power Magnetic Particles”
- MSS-SP-6 “Std finishes for contact Faces of Pipe flanges”
- MSS-55 “Quality standards for Steel castings for valves, flanges”
- MSS-SP-75 “Specification for high test wrought butt-welding fittings”
- SSPC-SP-10 “Near white blast cleaning”
- EEMUA 182 “Specification for integral block and bleed manifolds”
- OSHA 29 CFR 1910, 301-399 Subpart S “Electrical General Industry Standards”
- OSHA 29 CFR 1926 “Safety and Health Regulations for Construction”
- NFPA 70 “National Electric Code (NEC)”
- NFPA 30 “Flammable Liquids Code, Chapters 1 and 3”
- TEMA “Tubular Exchanger Manufacturers Association”
- A.I.S.C “American Iron of Steel Construction”⁶⁴

4.3 SOFTWARE DE SIMULACIÓN ASPEN HYSYS 8.8

Para el desarrollo de la ingeniería conceptual de la Planta de GNL se utilizó el programa Aspen Hysys 8.8. Una herramienta para simular procesos químicos con capacidad para recrear procesos en estados estacionario, dinámico o transitorio y

⁶⁴ *Ibíd.*, p. 26.

con capacidad de hacer estimaciones de balances de materia y energía, propiedades físicas y equilibrios de líquido-vapor.

La virtud destacada para los usuarios es la simplicidad de uso del simulador debido a la sencilla interfaz que presenta, además, posee una base de datos amplia. Respecto a otros simuladores que utilizan modelos predictivos, este simulador utiliza datos experimentales para realizar correlaciones. Respecto a la base de datos mencionada el simulador posee: propiedades fisicoquímicas de sustancias puras, alrededor de 1500 componentes en todos los estados, propiedades de crudos experimentales, modelos de curvas de destilación, correlaciones particulares para fracciones livianas y pesadas. No obstante, a modo de desventaja, el simulador dispone de pocas aplicaciones para sólidos, asimismo, no posee una optimización extensa y requiere de una viscosidad ajustada de los fluidos para correr simulaciones correctas⁶⁵.

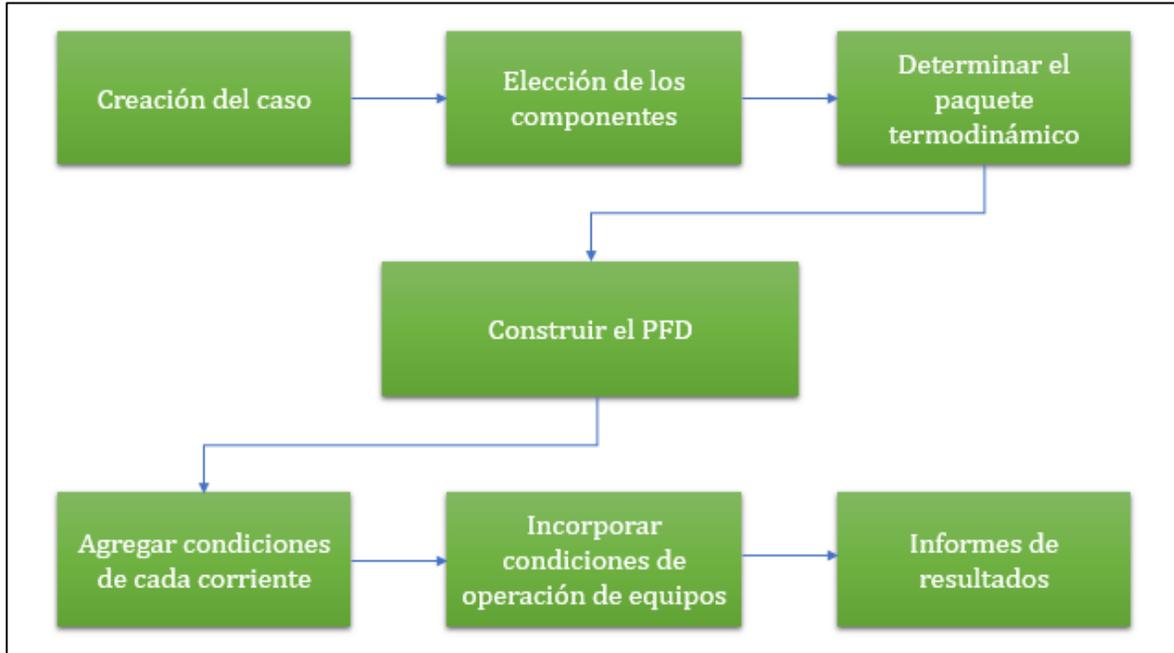
Aspen Hysys posibilita:

- Utilizar modelos termodinámicos, componentes y propiedades de paquete de fluidos corrientes.
- Simulaciones de unidades de procesos como: división, mezcla y fraccionamiento de corrientes, ciclos de refrigeración, separación de dos o más fases.
- Simulaciones de procesos con reciclo, ajuste de variables, manejo de columnas de destilación, entre otros.
- Simulaciones de reactores de conversión, de reactores de mezcla completa, reactores flujo pistón, reactores catalíticos heterogéneos.
- Realizar balances de materia y calor.

4.3.1 Algoritmo para la realización de la simulación en Aspen Hysys 8.8. El algoritmo presentado en la **Figura 22** es el procedimiento que se usará para el desarrollo de la simulación.

⁶⁵ MARTÍNEZ TRILLOS, Omar; PORRAS AMAYA, Romel Rolando. Simulación de Sistemas de Control en Procesos del Sector Oil & Gas a Través del Software Aspen Hysys y Conexión a Rockwell Automation con el Estándar de Comunicación OPC. Bogotá D.C.: Universidad Distrital Francisco José de Caldas. Facultad de Tecnología. Departamento de Ingeniería y Control, 2015. p. 28.

Figura 22. Algoritmo para la realización de la simulación.



Fuente: Soporte técnico Aspen Hysys. [Programa]. Modificado por autores.

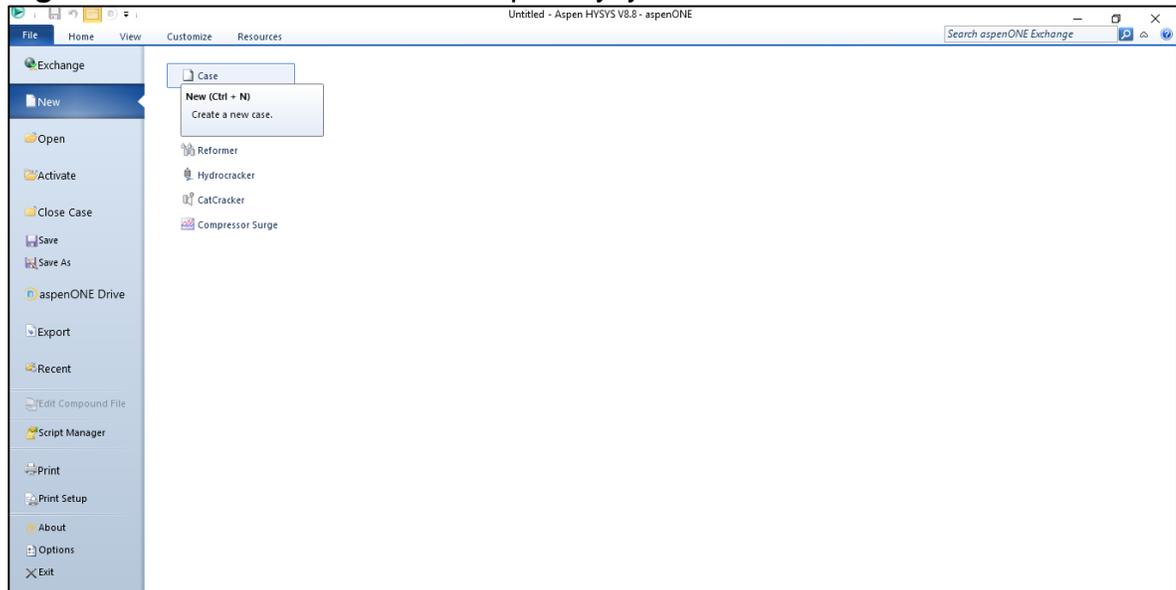
4.3.2 Criterios base de la simulación. Para realizar la simulación se debe conocer con anterioridad cierta información que será base para el desarrollo de la simulación. Se deben tener las siguientes premisas de simulación:

- Los datos de entrada para la simulación será la cromatografía otorgada por Cingecon S.A.S.
- El caudal a manejar será de 12MMSCFD de gas.
- En la simulación se asume una eficiencia de 100% para la separación liquido-gas.
- Las normas de diseño de los equipos son las nombradas en el numeral 4.2.7.
- La cromatografía no arroja cantidad de agua, por lo que será necesario saturar la corriente inicial con agua.
- El fin de la simulación es el desarrollo de la licuefacción del gas, por lo cuál es el parámetro desarrollado con mayor detalle.
- Los procesos de pretratamiento al ser procesos conocidos en la industria no deben ser explicados a detalle, por lo cual para el desarrollo de esta simulación solo se usaran separadores de componentes asumiendo la remoción total del componente en cuestión.
- Se debe tener en cuenta la separación inicial de hidrocarburos pesados.
- El ciclo de cerrado de refrigeración del nitrógeno debe ser ajustado al proceso adecuado para el proyecto.

- La recuperación de hidrocarburos de mayor peso molecular que el metano no serán objeto de estudio para la simulación.

4.3.3 Creación del caso. Para la creación de un caso en Aspen Hysys lo primero que se debe hacer después de ejecutar el programa es elegir el apartado “File”, se selecciona la opción “New” y se escoge la primera alternativa que es “Case”, Tal como lo exhibe la **Figura 23**.

Figura 23. Creación caso nuevo Aspen Hysys 8.8.



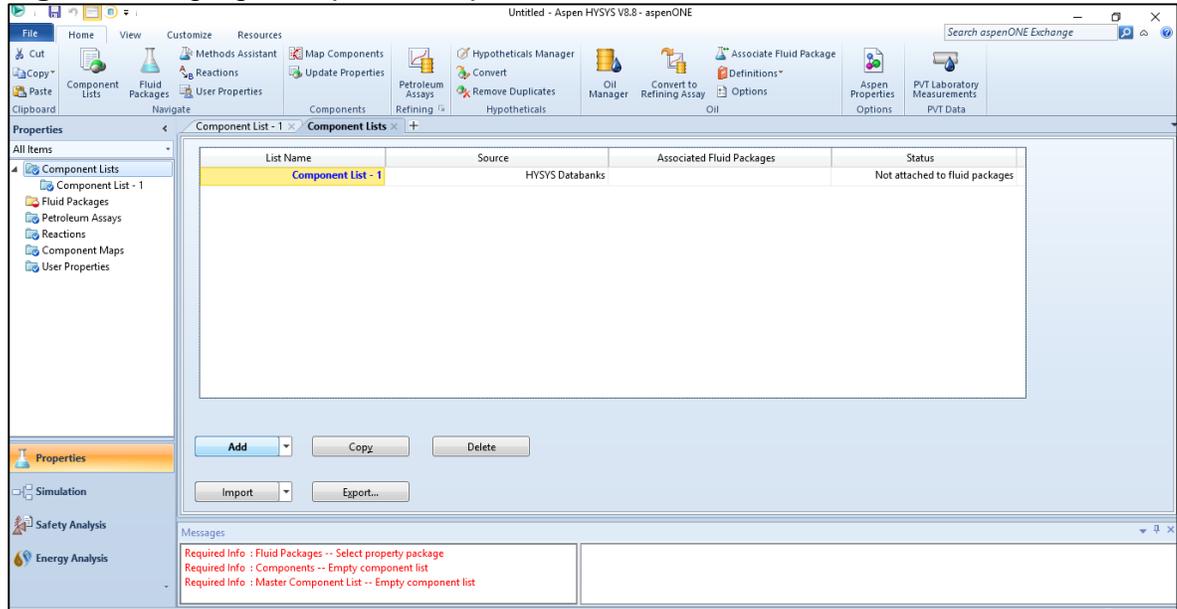
Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

4.3.4 Selección de los componentes para la simulación. La columna vertebral de la simulación depende del ingreso de los componentes a tratar, dichos componentes junto con la ecuación de estado adecuada para el desarrollo de la simulación aseguran los correctos cálculos del simulador de cada una de las propiedades termodinámicas de las corrientes y de los procesos que se realizarán en la simulación.

Una vez aparece en el programa las herramientas provistas para esbozar se debe completar la información faltante en relación con los componentes y los fluidos. Para este procedimiento, primeramente, se elige el ítem de “Component Lists” y se selecciona la alternativa “Add”, como en la **Figura 24 y 25**, que permite ver una extensa lista de posibles componentes de la corriente y de los cuales se deben elegir los que hacen parte del gas que se va a tratar; entonces, se seleccionan los componentes que se obtuvieron de la cromatografía del gas tal como se encuentra en el numeral 3.1. y se agregan a la lista con la opción de “Add”, como muestra la siguiente figura. Adicionalmente se debe incluir el metanol como componentes

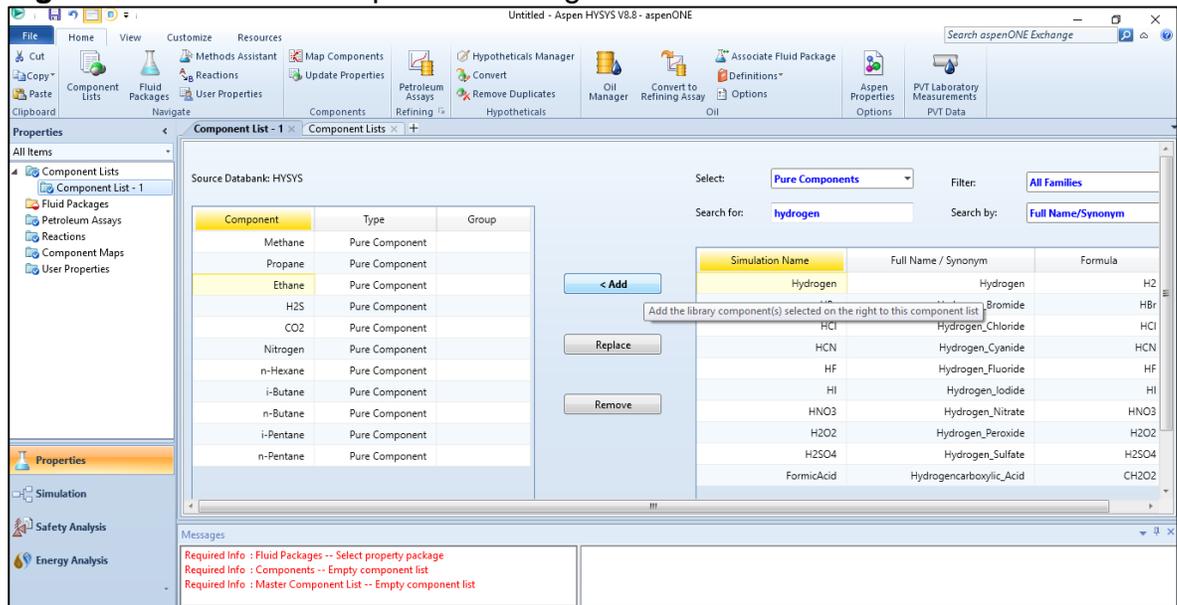
pues será parte del proceso al añadirse para la remoción de hidrocarburos más pesados.

Figura 24. Agregar carpeta Component Lists.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Figura 25. Selección componentes del gas.



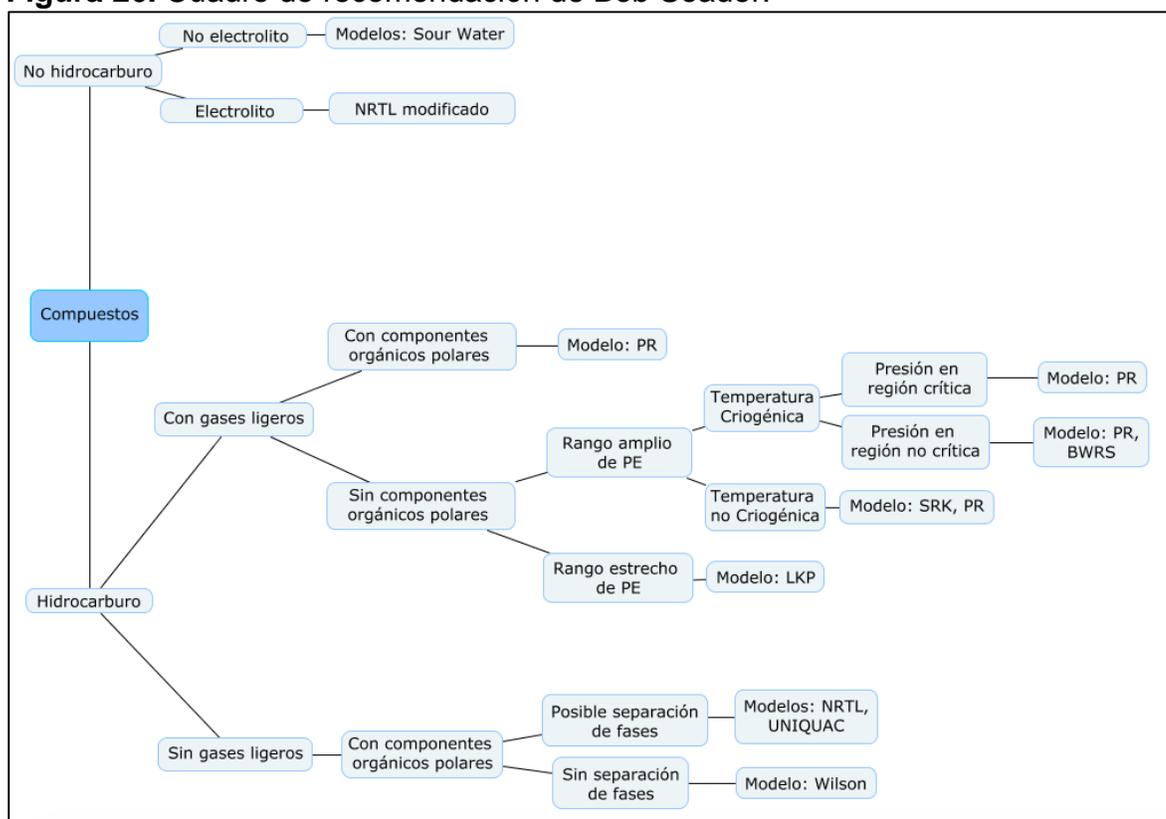
Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

4.3.5 Selección del paquete termodinámico. Junto con los componentes de la corriente de entrada la correcta selección del paquete termodinámico asegura una simulación correcta y confiable.

La decisión de trabajar con el paquete Peng-Robinson se debe a la recomendación de la empresa Cingecon, asimismo, es de común uso en la industria de hidrocarburos ya que, según la recomendación de Bob Seader⁶⁶ presenta un escenario en el que maneja cambios de presiones y temperaturas altos tanto para líquidos como para gases, como lo es en este caso.

A su vez, se tuvo en cuenta recomendaciones de fuentes literarias, para el caso se usó la recomendación de Bob Seader, en especial, el cuadro que este desarrolló mostrado en la **Figura 26**.

Figura 26. Cuadro de recomendación de Bob Seader.



Fuente: Universidad nacional autónoma de México. Simulación de procesos. [En línea]. Revisado en 29 septiembre 2018. Disponible en: http://amyd.quimica.unam.mx/pluginfile.php/8408/mod_resource/content/0/DP-4%20Simulaci%C3%B3n%20de%20Procesos.pdf. Modificado por autores.

⁶⁶ RING, Terry. How to choose the best property prediction method for simulation?. [En línea]. Revisado en 15 de noviembre de 2018. Disponible en: <https://sutherland.che.utah.edu/PropertySelection.pdf>.

En este caso, la selección del paquete guiada por el gráfico se direcciona a partir de los hidrocarburos con gases ligeros, siendo que el gas que se trata es un gas natural dulce húmedo, posteriormente, se elige el sentido que trabaja sin componentes orgánicos molares debido a que en el gas no hay presencia de agua y, finalmente, debido a que en el tratamiento no se pretende evaporar ningún componente, se ignora el siguiente parámetro, pasando a la distinción de temperaturas criogénicas que es la que, ulteriormente, está ligada al paquete Peng Robinson.

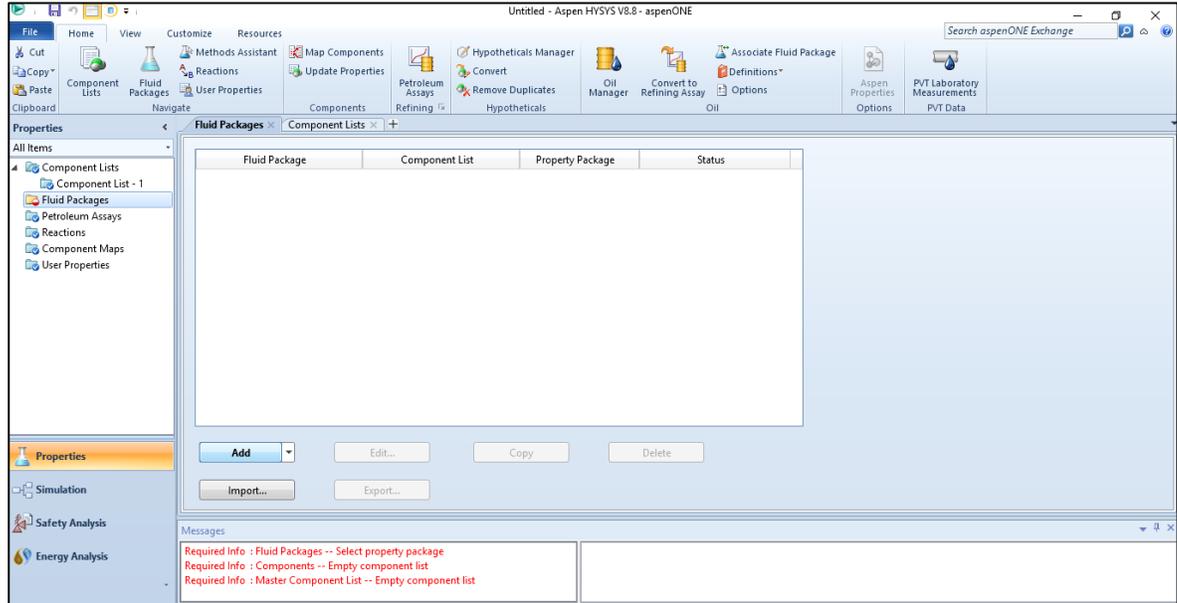
La ecuación de estado de Peng-Robinson fue resuelta con el propósito de obtener presiones de vapores y equilibrios líquido gas altamente ajustados, así como la posibilidad de trabajar con temperaturas bajas o criogénicas y que involucren preferencialmente a compuestos de hidrocarburos. Sin embargo, debe prestarse especial atención a los usos de la ecuación ya que está delimitada a sistemas de dos fases (líquido-vapor).

En cuanto a su aplicación en el programa se puede trabajar con sistemas de diferentes temperaturas, tanto con temperaturas criogénicas como con temperaturas elevadas. Del mismo modo, exhibe una aplicabilidad variada en cuanto a presiones se refiere. Existe la posibilidad de realizar cálculos flash en sistemas acuosos con contenidos de glicoles y en sistemas con contenido de hidrocarburos en fase líquida⁶⁷.

Una vez seleccionado el paquete apropiado para la simulación se debe escoger dicho paquete termodinámico en el cual va a secundarse el proyecto, en este caso se opta por la carpeta de “Fluid Packages” y se selecciona “Add”. Una vez aparece la subcarpeta con el listado de paquetes de fluidos se elige el paquete Peng Robinson como se puede detallar en la **Figura 27 y 28**.

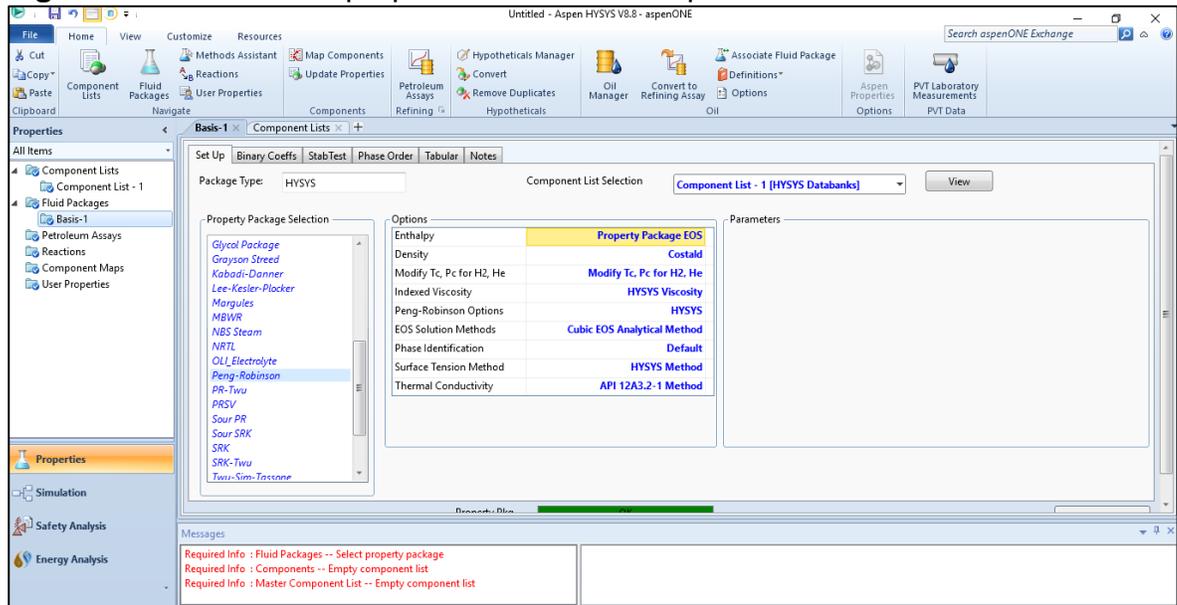
⁶⁷ CARRILLO, Naissa. Análisis de prefactibilidad técnica para la implementación de un sistema de procesamiento del gas de la estación Balcón. Bucaramanga, 2004. Trabajo de Grado (ingeniería de petróleos). Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías fisicoquímicas. Disponible en el catálogo en línea de la biblioteca de la Universidad Industrial de Santander: <http://repositorio.uis.edu.co/jspui/123456789/739/2/114329.pdf>

Figura 27. Selección carpeta Fluid Packages.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Figura 28. Elección del paquete termodinámico para la simulación.



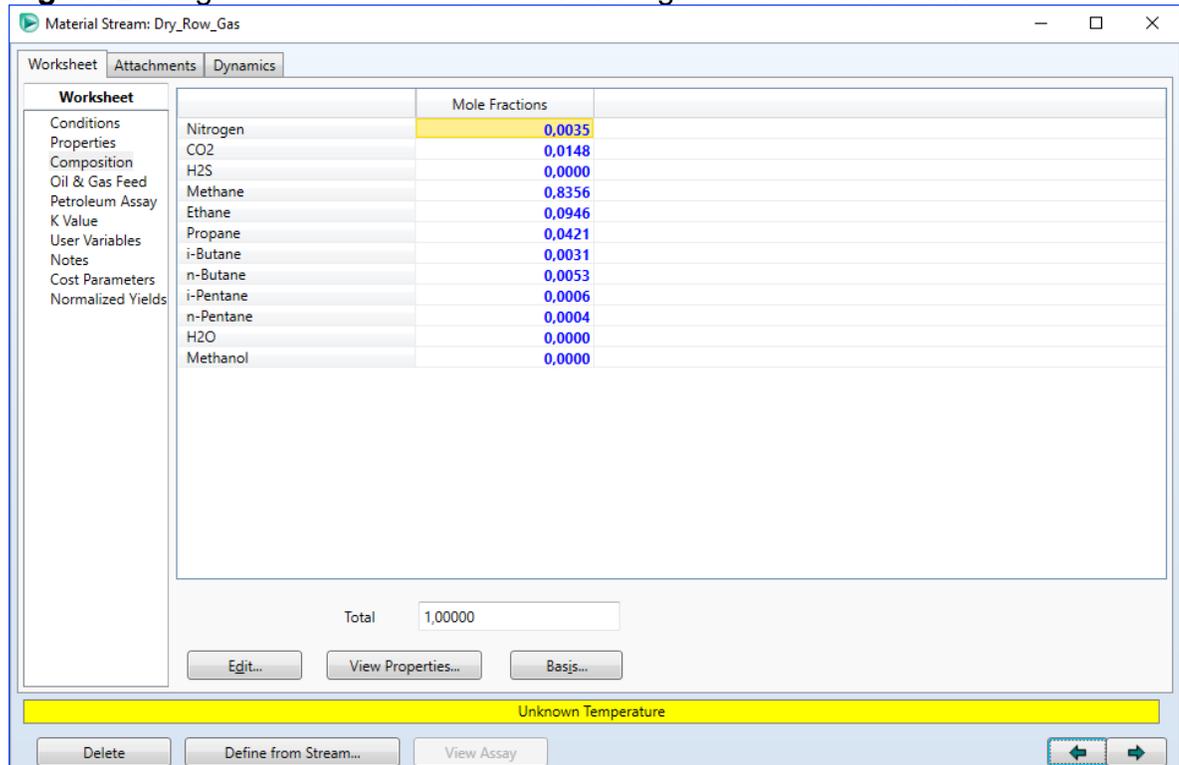
Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

El símbolo de verificación en la columna de la totalidad de ítems que view aparecen del lado izquierdo de la interfaz indica que ya se puede iniciar la simulación.

4.3.6 Ingreso de los datos iniciales. Una vez seleccionado el paquete termodinámico, se debe ingresar los datos de entrada para la simulación y las propiedades iniciales. En primera medida se debe ingresar la cromatografía, para

eso, se debe seleccionar una corriente de la paleta de edición del simulador e ingresar en la pestaña de componentes los datos de la cromatografía que fue entregada por Cingecon S.A.S. La **Figura 29** muestra cómo se ingresa la composición de la corriente.

Figura 29. Ingreso de los datos de la cromatografía en el simulador.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Una vez terminado el ingreso de la cromatografía se debe ingresar los parámetros iniciales de la corriente, dichos parámetros son llamados grados de libertad pues son los necesarios para conocer todas las propiedades físicas de la corriente, dichos parámetros fueron descritos en el numeral 4.2.5. Para ingresarlos, se debe ir a la pestaña de condiciones e ingresar la temperatura de operación (100,4°F), la presión de operación (1450 psig) y la rata de flujo que tendrá la planta (12,1 MMSCFD).

Seguidamente de la especificación de los grados de libertad de la corriente como se muestra en la **Figura 30**, el software de simulación calculará automáticamente el resto de propiedades termodinámicas gracias al paquete de ecuaciones termodinámico escogido. Así pues, se da por terminada la inicialización de la simulación.

Figura 30. Ingreso de los grados de libertad para la corriente inicial.

Worksheet	Stream Name	Dry_Row_Gas	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	100,4	100,4
Composition	Pressure [psig]	1450	1450
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	12,10	12,10
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	2,580e+004	2,580e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	5305	5305
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,606e+004	-3,606e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	34,96	34,96
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-4,791e+007	-4,791e+007
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	2,143e+006	2,143e+006
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

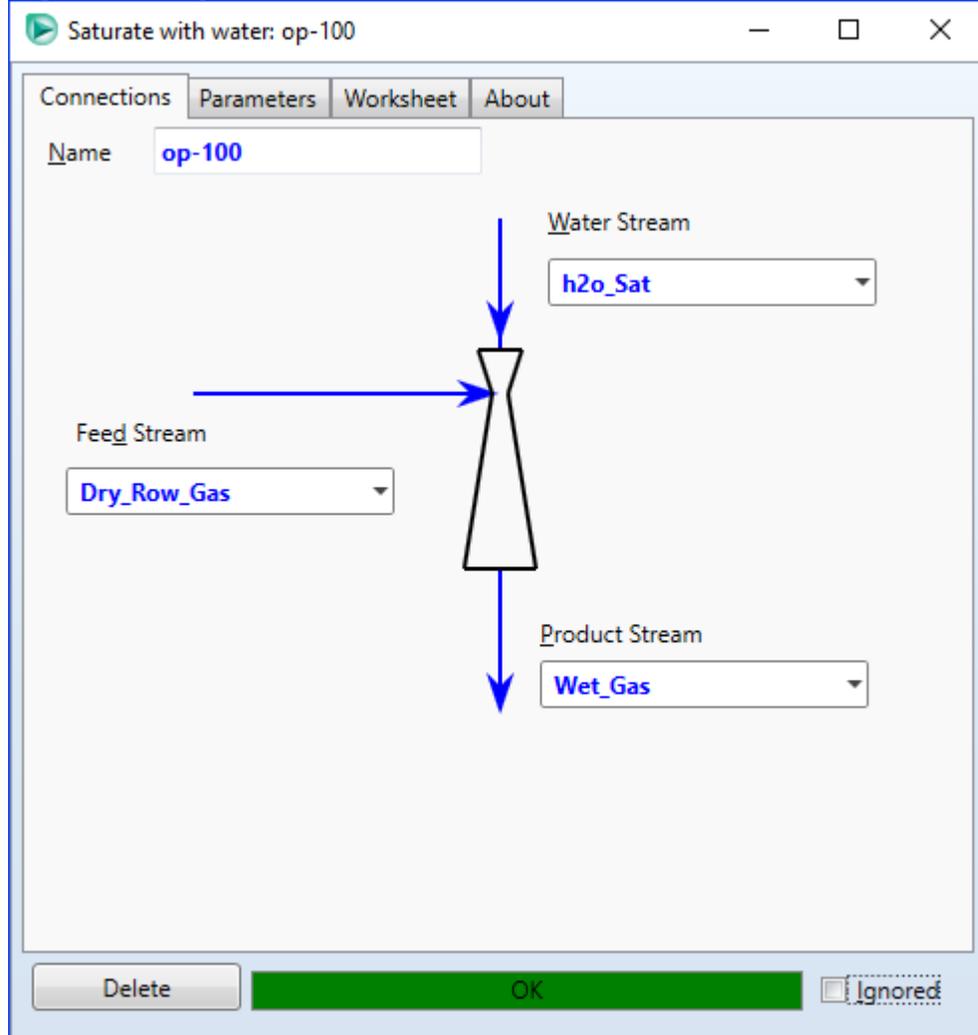
Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

4.3.7 Unidad de saturación. Para efectos de la simulación es necesario saturar la corriente inicial debido a que la cromatografía no arroja la cantidad necesaria de agua que tiene la corriente, pero si especifica que la misma está saturada con agua, por lo tanto, es necesario utilizar una unidad de saturación de agua para que el software calcule automáticamente la cantidad de agua necesaria para saturar el gas. Cabe resaltar que dicha unidad no será usada en la construcción real de la plata pues la corriente real ya posee la cantidad de agua que se le está ingresando en la simulación.

Para poder ingresar la unidad de saturación es necesario primero crear las corrientes que se verán involucradas en el proceso, esta premisa debe ser usada durante toda la simulación para que se puedan correr de manera correcta la simulación.

Una vez creada una corriente de entrada de agua saturada y una de salida para el gas húmedo, se puede ingresar la unidad de saturación al proceso. Se unen las corrientes ya creadas al equipo como se observa en **Figura 31** y el mismo calcula los resultados de la saturación de agua.

Figura 31. Ingreso de la unidad de saturación.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

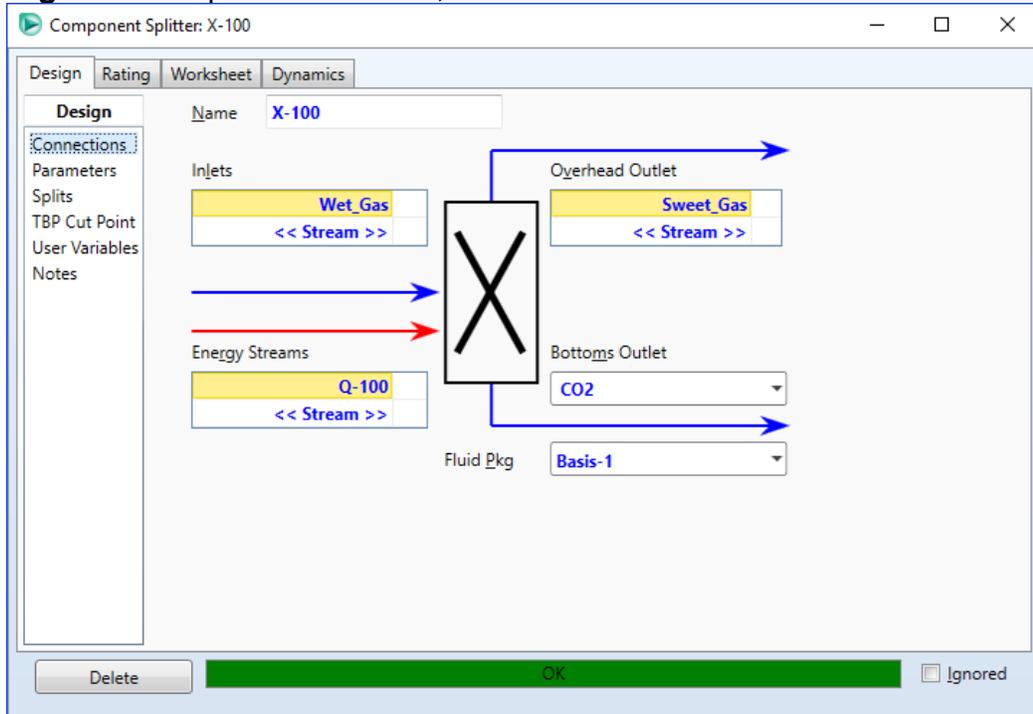
Así pues, el gas se encuentra saturado de agua y se asemeja al gas a tratar en el caso real. Con este gas se puede iniciar los procesos de pretratamiento del gas natural para su posterior licuefacción.

4.3.8 Pretratamiento del gas. Como fue mencionado anteriormente, la simulación de los procesos de pretratamiento se hará de forma simple, pues los mismos se han desarrollado de forma amplia en la industria y la cantidad de equipos disponibles para la misma son conocidos, por lo cual, para la remoción de los contaminantes del gas se utilizarán separadores de componentes que se encargarán de remover los componentes deseados para poder licuar el gas.

4.3.8.1 Decarburización. Como la cromatografía no arroja trazas de H_2S , solo es necesaria la remoción de CO_2 , en numerales anteriores se seleccionó el método

adecuado para la correcta remoción del contaminante. En Hysys el procedimiento es sencillo y se debe crear una corriente de salida llamada gas dulce, a su vez se debe crear la corriente de salida del contaminante que será el CO₂ removido. Muchos componentes necesitan una corriente de energía, como es para el caso, dicha componente también debe ser creada. Finalmente, se ingresa el separador de componentes de la paleta de edición y se unen las corrientes de la siguiente forma como se exhibe en la **Figura 32**.

Figura 32. Separador de CO₂, "Unidad de decarburización".



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Posterior a la selección de las corrientes ligadas a la unidad se debe seleccionar las fracciones de los componentes que se desean a la salida, por lo cual se debe ir a la pestaña de "Splits" y seleccionar las fracciones de salida iguales a 1 para todos los componentes excepto para el CO₂, el cual se removerá por completo, pues como fue mencionado en los numerales anteriores debe tener una composición menor a 50 ppm, para efectos prácticos de la simulación dicho componente se removerá por completo por lo que se debe ingresar 0 como fracción de separación en la corriente de gas dulce como se muestra en la **Figura 33**. Cabe resaltar que se debe colocar 0 también para el componente metanol, pues este será usado posteriormente en la simulación y no hace parte de este proceso.

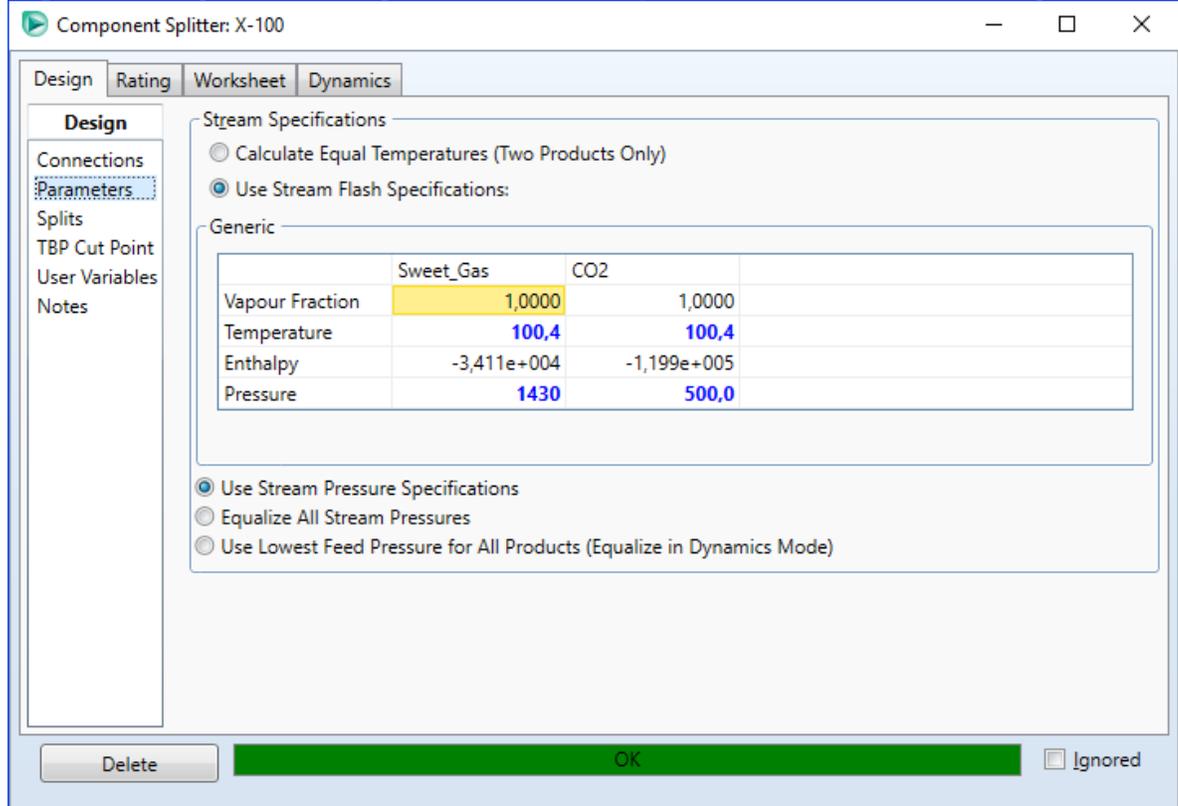
Figura 33. Fracciones de separación para la decarburización del gas.

Components	Basis	Type	Sweet_Gas	CO2
Nitrogen	Molar	FeedFrac. to Products	0,9900	1,000e-002
CO2	Molar	FeedFrac. to Products	0,0000	1,000
H2S	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
Methane	Molar	FeedFrac. to Products	0,9900	1,000e-002
Ethane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
Propane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
i-Butane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
n-Butane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
i-Pentane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
n-Pentane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
H2O	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
Methanol	Molar	FeedFrac. to Products	0,0000	1,000

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Para finalizar la creación de la unidad de decarburización es necesario ingresar los grados de libertad para el proceso, los cuales son la temperatura y la presión de las corrientes de salida. La temperatura será la misma que se ha trabajado durante el proceso y la presión del gas dulce se verá reducida debido al proceso que se ha realizado, la nueva presión de salida es de 1430 psig, la presión de la corriente removida de CO₂ no posee ninguna implicación en los cálculos, la presión a ingresar es de 500 psig en dado caso que la remoción del CO₂ fuera realizada por tamices moleculares en donde la presión de salida del componente removido se ve reducida. Aunque el proceso para la remoción de dióxido de carbono ya fue seleccionado mediante una torre de contacto por aminas se realiza este ajuste en dado caso de que la torre de contacto con aminas no esté disponible para la compra de los equipos. Éste proceso se puede observar en la **Figura 34.**

Figura 34. Ingreso de los grados de libertad para la decarburización del gas.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Una vez ingresados los grados de libertad el CO₂ queda removido en su totalidad generando como producto un gas dulce pero que aún posee agua saturada. Esta corriente debe ser deshidratada para poder iniciar el proceso de licuefacción.

4.3.8.2 Deshidratación y secado del gas. Al igual que en el proceso de decarburización para objetos de simulación se selecciona un proceso simple de remoción del agua mediante un separador de componentes. El proceso se realiza de similar manera que en la decarburización.

Se debe crear la corriente de salida del contaminante que será el agua removida. Al igual que la unidad de decarburización esta unidad necesita una corriente de energía, dicha componente también debe ser creada. Finalmente, se ingresa el separador de componentes de la paleta de edición y se unen las corrientes de la misma manera que para la unidad de decarburización con la diferencia en los nombres de las corrientes de salida que para el caso será de gas seco y H₂O.

Posterior a la selección de las corrientes ligadas a la unidad se debe seleccionar las fracciones de los componentes que se desean a la salida, por lo cual se debe ir a la pestaña de "Splits" y seleccionar las fracciones de salida iguales a 1 para todos los componentes excepto para el H₂O, el cual se removerá por completo,

pues como fue mencionado en los numerales anteriores debe tener una composición menor a 1 ppm, para efectos prácticos de la simulación dicho componente se removerá por completo por lo que se debe ingresar 0 como fracción de separación en la corriente de gas seco. Cabe resaltar que se debe colocar 0 también para el componente metanol, pues este será usado posteriormente en la simulación y no hace parte de este proceso. El proceso descrito se puede observar en la **Figura 35**.

Figura 35. Fracciones de separación para la deshidratación y secado del gas.

Components	Basis	Type	Dry_Gas	H2O
Nitrogen	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
CO2	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
H2S	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
Methane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
Ethane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
Propane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
i-Butane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
n-Butane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
i-Pentane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
n-Pentane	Molar	FeedFrac. to Products	1,000	0,0000
H2O	Molar	FeedFrac. to Products	1,000e-003	0,9990
Methanol	Molar	FeedFrac. to Products	0,0000	1,000

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Es necesario incluir un compresor antes del proceso de licuefacción con el fin de prevenir la solidificación de los componentes de mayor peso molecular como el pentano, etano, propano, butano, etc. Como fue mencionado anteriormente, este proceso de remoción físico fue la primera sensibilidad y fue satisfactoria, por lo cual, no es necesario incluir alguna torre de destilación antes del proceso que conllevaría a una mayor inversión en equipos.

Para finalizar la creación de la unidad de decarburización es necesario ingresar los grados de libertad para el proceso, los cuales son la temperatura y la presión de las corrientes de salida. La temperatura será la misma que se ha trabajado durante el proceso y la presión del gas dulce se verá reducida debido al proceso

que se ha realizado, la nueva presión de salida es de 1410 psig, la presión de la corriente removida de H₂O no posee ninguna implicación en los cálculos, la presión a ingresar es de 500 psig en dado caso que la remoción del H₂O fuera realizada por tamices moleculares en donde la presión de salida del componente removido se ve reducida. Aunque el proceso para la remoción de dióxido de carbono ya fue seleccionado mediante una torre de contacto por aminas se realiza este ajuste en dado caso de que la torre de contacto con aminas no esté disponible para la compra de los equipos. Dicho procedimiento se realiza de la misma manera que se realizó para la unidad de decarburización.

4.3.8.3 Tratamiento inicial del gas para la remoción de hidrocarburos. Al igual que los componentes removidos en las unidades anteriores, los hidrocarburos más pesados deben ser removidos hasta una cantidad definida por la regulación, para realizar dicha remoción se debe evaluar el proceso que arroje mayor eficiencia económica y que sea viable en la construcción de la planta. Para remover dichos componentes se puede utilizar un método físico en el cual se comprime la corriente y posterior al preenfriamiento. Este proceso es sencillo y es fácil de encontrar equipos para ser usados en la planta.

Cabe resaltar que es la primera sensibilización para poder remover dichos componentes, de no ser viable en cuestiones de practicidad se deberá evaluar el uso de una torre de destilación. A continuación, se realiza la evaluación de la instalación de un compresor y los resultados se verán reflejados en la posterior remoción de componentes mediante un inhibidor (Metanol).

Como en todos los procesos realizados en la simulación se debe crear una corriente de salida y una corriente de energía que alimentará el compresor. Se ingresa el compresor de paleta, que trabajan de 8-10 bar (110-145 psig), y se unen las corrientes ligadas a proceso. Para este proceso se recomienda utilizar un compresor de Reavell tipo pistón de alta presión.

Para éste caso se debe comprimir el gas a una presión que caliente la corriente a no más de 260°F con el fin de evitar problemas con la tubería y los equipos. Por tanto, los grados de libertad para éste proceso será la temperatura de salida (260°F). Una vez ingresada la temperatura se obtiene el gas comprimido a 3905 psig, presión necesaria para la posterior remoción de los componentes más pesados.

La **Figura 36** muestra los datos calculados para las corrientes involucradas en la compresión realizada.

Figura 36. Ingreso de la temperatura final para el proceso de compresión.

Name	Dry_Gas	15	Q-103
Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Temperature [F]	100,4	260,0	<empty>
Pressure [psig]	1410	3905	<empty>
Molar Flow [MMSCFD]	11,82	11,82	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	2,475e+004	2,475e+004	<empty>
LiqVol Flow [barrel/day]	5192	5192	<empty>
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,403e+004	-3,261e+004	<empty>
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	34,96	35,46	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	-4,416e+007	-4,232e+007	1,840e+006

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Posterior a la compresión, el gas se debe enfriar pues en el proceso de compresión el mismo aumenta drásticamente la temperatura, lo cual no es viable para la operación de las máquinas que puede llegar a afectar su vida útil, a su vez es necesario disminuir la temperatura de la corriente para que el trabajo de preenfriamiento en la cold box, no sea tan grande y logre operar de manera eficiente. Dicha temperatura se disminuye a la temperatura ambiente (86°F).

Se crea una corriente de salida que será la corriente que entrará a la cold box, y se liga dicha corriente a enfriador de calor que se trajo desde la paleta de edición. Finalmente se debe ingresar la temperatura final del proceso (86°F) como se muestra en la **Figura 37**, con este ingreso de datos se finaliza el proceso de pretratamiento.

Figura 37. Corrientes de salida tras el enfriamiento previo a la licuefacción.

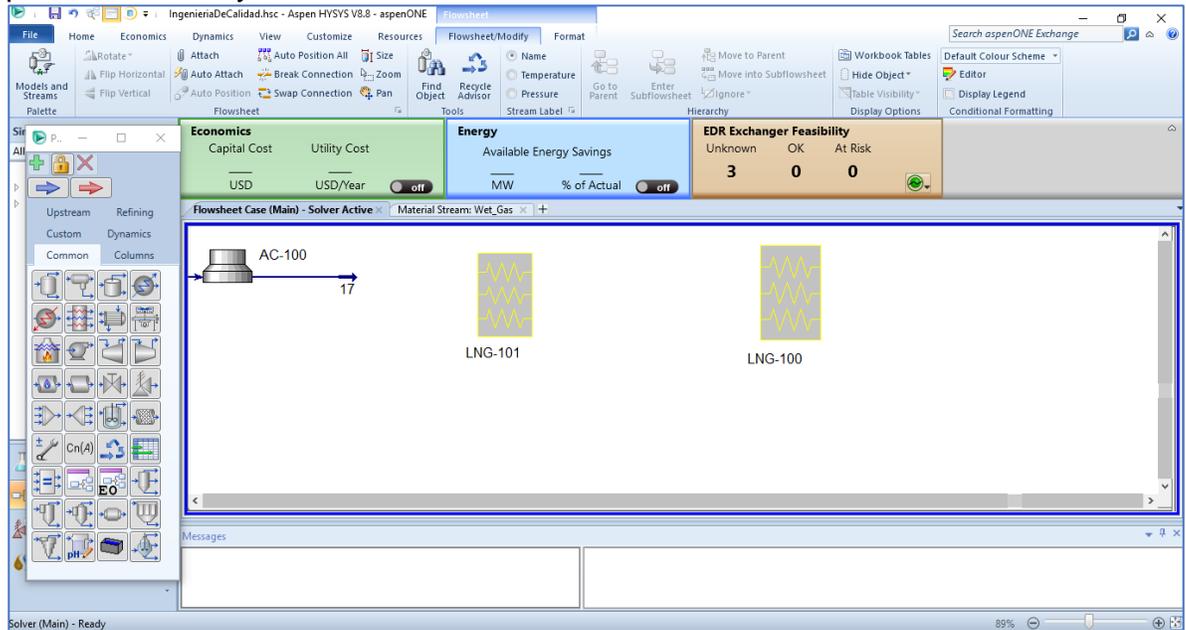
	15	17
Name		
Vapour	1,0000	1,0000
Temperature [F]	260,0	86,00
Pressure [psig]	3901	3893
Molar Flow [MMSCFD]	11,92	11,92
Mass Flow [lb/hr]	2,493e+004	2,493e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	5233	5233
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,260e+004	-3,515e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	35,46	31,39
Heat Flow [Btu/hr]	-4,267e+007	-4,602e+007

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

4.3.9 Licuefacción del gas. Éste proceso es por el cual se desarrolla la simulación, pues al ser simulado se podrá cotejar el resultado y obtener los equipos necesarios que serán usados en la planta. Para la realización del proceso es necesario entender que el principio de operación del proceso es el de un ciclo de refrigeración en reversa con el nitrógeno como refrigerante, de Brayton en reversa o más conocido como expansión del nitrógeno. Dicho proceso será el usado para enfriar el gas natural.

El proceso cuenta con un sistema de refrigeración del nitrógeno, un preenfriamiento a temperatura relativamente baja, una separación de condensados, una licuefacción a baja temperatura y un sub enfriamiento para el posterior almacenaje. Con fines prácticos se simula en primera medida el ciclo de refrigeración del nitrógeno, que debe ser cotejado para evaluar su viabilidad con los equipos disponibles en el mercado, variando la cantidad de etapas de expansión comenzando con una y de ser necesario sensibilizar con más etapas y en dado caso de no lograr la sensibilidad se debe evaluar el uso de un ciclo con un refrigerante combinado. En la **Figura 38** se observa los intercambiadores de calor LNG-101 y LNG-100 que harán los procesos de preenfriamiento y licuefacción respectivamente.

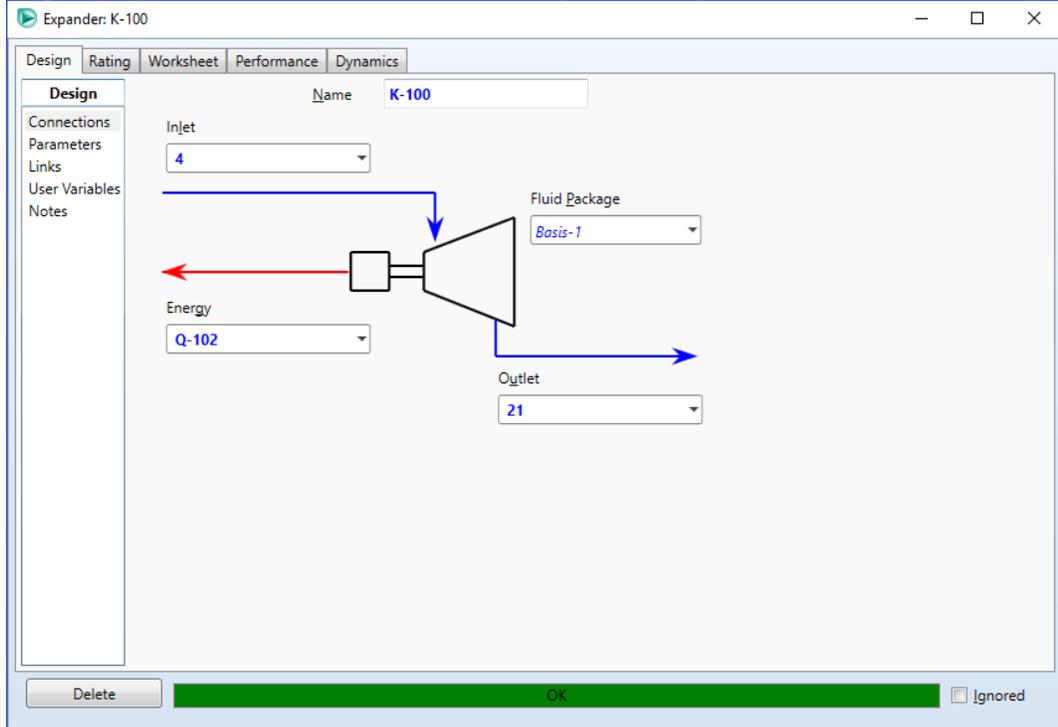
Figura38. Intercambiadores de calor representando los procesos de preenfriamiento y licuefacción.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

4.3.9.1 Ciclo de refrigeración del nitrógeno. El ciclo de refrigeración fue descrito en capítulos anteriores y con base en este se realiza la simulación. Todo ciclo de refrigeración comienza con una corriente de fluido que en este caso será nitrógeno a una temperatura moderada y altamente comprimido. Dicha corriente debe ser expandida con el fin de disminuir drásticamente la temperatura. Para realizar dicho proceso se deben crear las corrientes correspondientes para el caso e ingresar un expansor que representará un turboexpander que expandirá el gas y lo llevará a temperaturas muy bajas. Para que el simulador cree este ambiente, se le debe ingresar como grado de libertad la presión de salida que para el caso será de 5000 psig. Como consecuencia la temperatura del nitrógeno bajará hasta -315°F , temperatura ideal para ser usado como refrigerante en la licuefacción. En la **Figura 39** se muestra el ingreso de la expansión y en la **Figura 40** los resultados de la misma.

Figura 39. Selección de las corrientes para la expansión.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Figura 40. Ingreso de la presión de salida en la expansión del nitrógeno.

Name	4	21	Q-102
Vapour	1,0000	0,8679	<empty>
Temperature [F]	-20,52	-315,8	<empty>
Pressure [psig]	6988	5,000	<empty>
Molar Flow [MMSCFD]	29,00	29,00	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	8,920e+004	8,920e+004	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	7575	7575	<empty>
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1497	-3026	<empty>
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	20,00	23,54	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	-4,767e+006	-9,634e+006	4,867e+006

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Antes de continuar con el siguiente paso en el ciclo de refrigeración, es necesario especificarle al simulador que esto es un ciclo, por lo tanto se debe incluir una función reciclo, para que el simulador pueda iterar y encuentre convergencia en la recirculación del nitrógeno, en otras palabras, que el sistema entienda que debe retomar los datos anteriormente calculados, re usarlos para el siguiente proceso y poder realizar el ciclo sin inconvenientes. Cabe resaltar que esta función es solo para el simulador y no existe un componente en la vida real que haga este proceso. La **Figura 41** muestra el proceso de creación de la función reciclo.

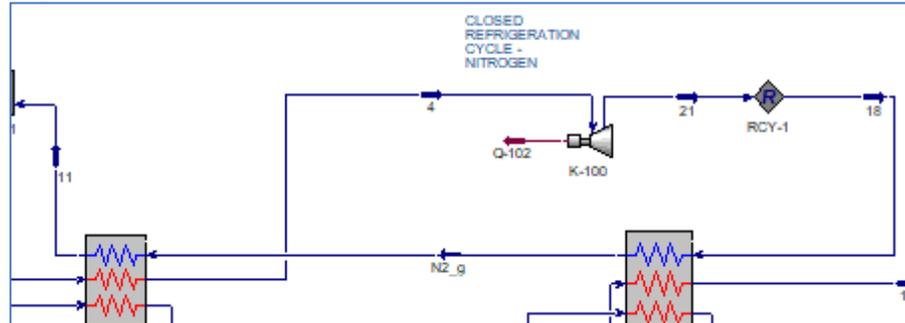
Figura 41. Creación de la función reciclo.

Name	21	18
Vapour	0,8679	0,8679
Temperature [F]	-315,8	-315,8
Pressure [psig]	5,000	5,000
Molar Flow [MMSCFD]	29,00	29,00
Mass Flow [lb/hr]	8,920e+004	8,920e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	7575	7575
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3026	-3025
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	23,54	23,54
Heat Flow [Btu/hr]	-9,634e+006	-9,634e+006

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Posterior a la creación de la función reciclo el nitrógeno entra primero a la unidad de licuefacción, en donde se aprovechará en mayor medida la baja temperatura que trae y así podrá licuar el gas que viene tras la remoción de los condensados. Éste proceso hará las veces de evaporador en el ciclo de refrigeración. Tras el intercambio de calor en la unidad de licuefacción la corriente de nitrógeno posee una baja temperatura que será usada para el preenfriamiento tanto del gas a licuar, como del nitrógeno que acaba de ser comprimido. En la **Figura 42** se observa el proceso descrito justo antes de entrar al paso de compresión del nitrógeno.

Figura 42. Proceso de expansión, función de reciclo y evaporación.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Posterior a la evaporación, el nitrógeno debe ser comprimido a altas temperaturas con el fin de poder ser expandido nuevamente para producir la disminución en temperatura. Para lograr esta compresión y por recomendaciones de la empresa, se debe usar una compresión multietapa con el fin de simular un proceso cercano al que pueden realizar los equipos disponibles en la industria. La corriente de entrada antes de la compresión multietapa contiene las propiedades descritas en la **Figura 43**.

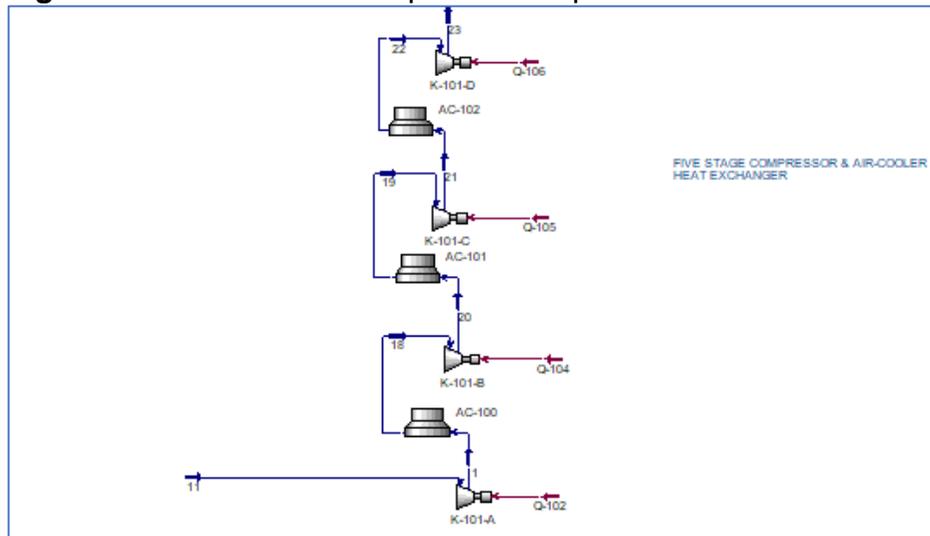
Figura 43. Corriente de entrada al proceso multietapa de compresión.

Worksheet	Stream Name	11	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Properties	Temperature [F]	85.00	85.00
Composition	Pressure [psig]	8.811e-009	8.811e-009
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	29.00	29.00
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	8.920e-004	8.920e-004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	7575	7575
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	52.46	52.46
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	35.47	35.47
Cool Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	1.671e-008	1.671e-008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	5.152e-006	148.5 lb/kgmole-C
	Fluid Package	Best-1	35.47 Btu/lbmole-F
	Utility Type		Calculated by: 11

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Se recomienda usar 5 etapas de compresión en donde al final de cada una, se enfríe el gas usando el mismo principio que se usó para el posterior enfriamiento del gas antes de entrar a la unidad de licuefacción. En la **Figura 44 y 45** se observa la compresión multietapa.

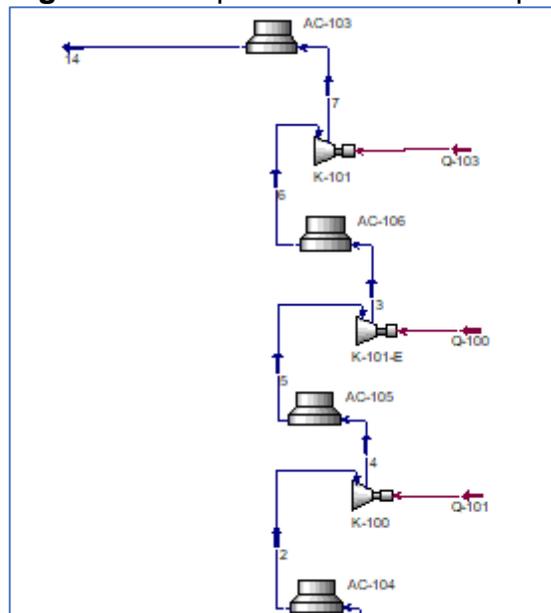
Figura 44. Primeras tres etapas de compresión.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Cabe resaltar que este proceso multietapa no es representado así en la realidad, se pueden conseguir compresores multietapa que realizan este proceso simulado normalmente de a 2 o 3 etapas.

Figura 45. Etapas finales de la compresión multietapa.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Tras la compresión multietapa se observa en la corriente de salida número 14 que la corriente sale a alta presión y temperatura ambiente como se exhibe en la **Figura 46**.

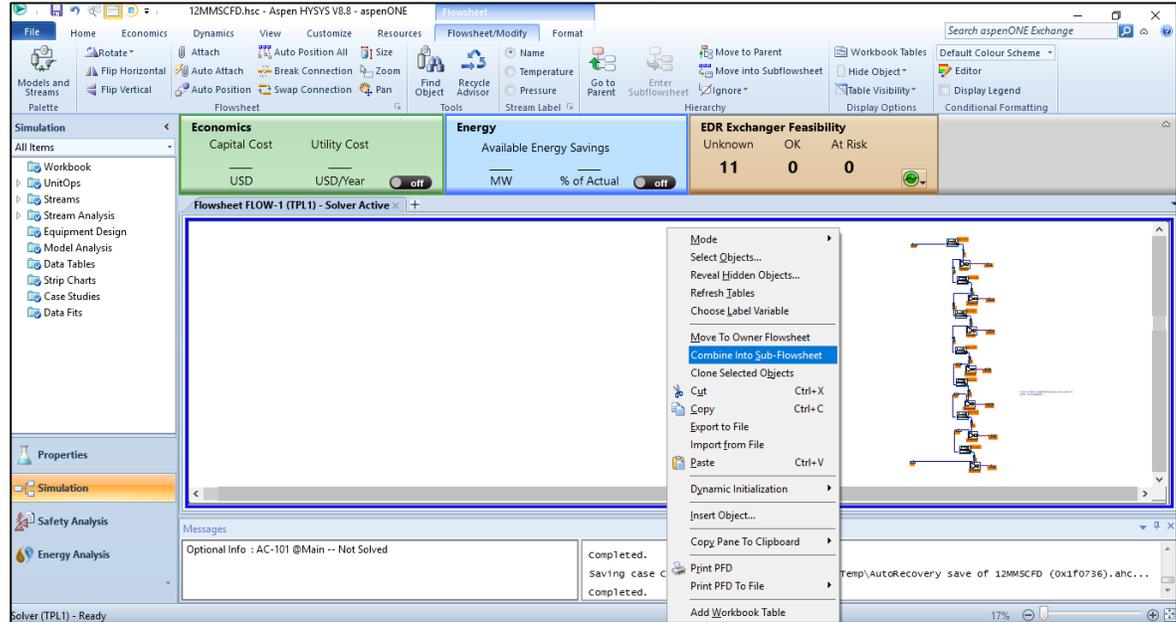
Figura 46. Corriente de salida de la compresión multietapa.

Worksheet	Stream Name	14	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	86,00	86,00
Composition	Pressure [psig]	6998	6998
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	29,00	29,00
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	8,920e+004	8,920e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	7575	7575
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-478,6	-478,6
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	22,07	22,07
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1,524e+006	-1,524e+006
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	5,153e+006	5,153e+006
	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Al ser un proceso aparte se puede crear en otro lugar de la simulación y se combina para ser representado de una forma más sencilla en la simulación. En la **Figura 47** se observa el proceso para combinar el proceso.

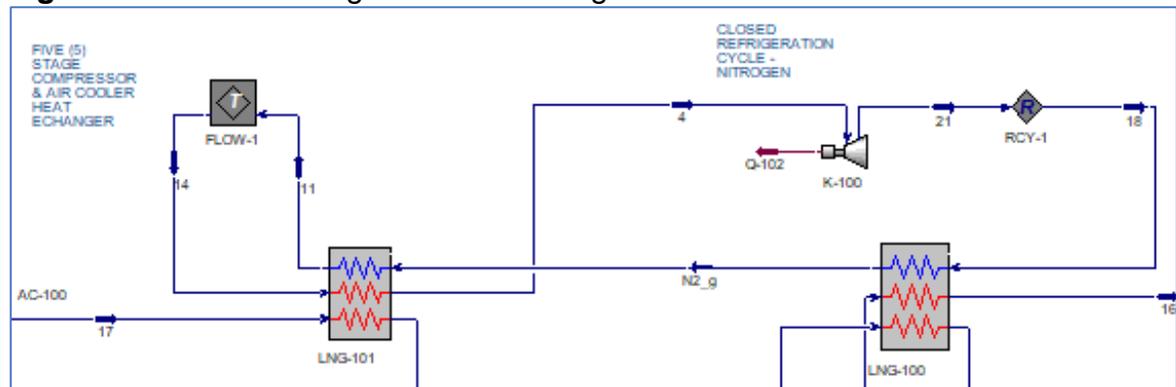
Figura 47. Combinación del proceso multietapa.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Seguidamente de la compresión realizada en el proceso multietapa se da inicio a la condensación en el ciclo de refrigeración, este proceso se da cuando la corriente de nitrógeno entra al intercambiador en contra de la dirección anterior a la que venía, esto con el fin de aprovechar el intercambio de calor y enfriar el flujo para poder ser expandido y repetir el ciclo. En la **Figura 48** se observa el ciclo de refrigeración completo representado en la simulación.

Figura 48. Ciclo de refrigeración del nitrógeno.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Una vez descrito y simulado el ciclo de refrigeración del nitrógeno se puede simular la licuefacción del gas natural. Cabe resaltar que ambos procesos deben ser simulados simultáneamente.

4.3.9.2 Preenfriamiento. El gas a tratar debe ser preenfriado para poder remover los condensados que aún puede contener. Dicho enfriamiento se realiza para poder mezclar el gas con el metanol con el fin de aprovechar la presión que tiene y poder remover eficientemente las trazas de componentes pesados que se encuentran en la corriente, en la **Figura 49** se muestra la unidad de transferencia de calor que representa el proceso de preenfriamiento en donde entra el gas y el nitrógeno a temperatura ambiente, para realizar un intercambio de calor con el nitrógeno a baja temperatura.

Figura 49. Flujos de entrada y salida en el proceso de preenfriamiento.

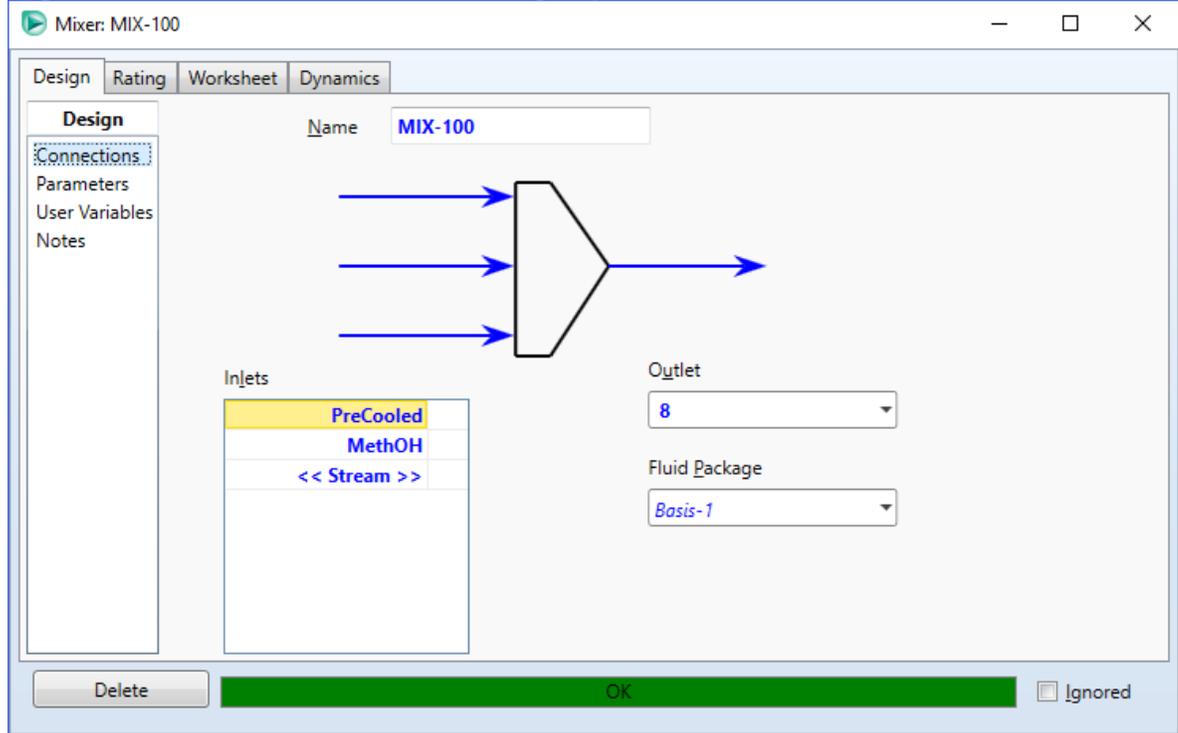
Inlet Streams	Outlet Streams	Pressure Drop	Hot/Cold	FlowSheet	Fluid Pkg
17	PreCooled	10,0000	Hot	Case (Main)	Basis
N2_g	11	2,5000	Cold	Case (Main)	Basis
14	4	10,0000	Hot	Case (Main)	Basis

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

A continuación se observan las temperaturas y las presiones en las corrientes que intercambian calor en la unidad de preenfriamiento. Se observa el aumento de temperatura en la corriente de refrigeración (Nitrógeno), la disminución en la temperatura en la corriente de nitrógeno comprimida y en la corriente de gas que ahora se encuentra preenfriada.

4.3.9.3 Remoción de condensados. Debido a la presión y a la temperatura que lleva el gas, es necesario el uso de metanol para prevenir la condensación de los componentes pesados que contiene la corriente de gas. En la simulación esto se realiza mediante un mezclador que unirá una corriente nueva con una composición de 100% metanol con la corriente preenfriada de gas. En la **Figura 50** se muestra el proceso en el software.

Figura 50. Mezcla de la corriente de gas preenfriado con metanol.

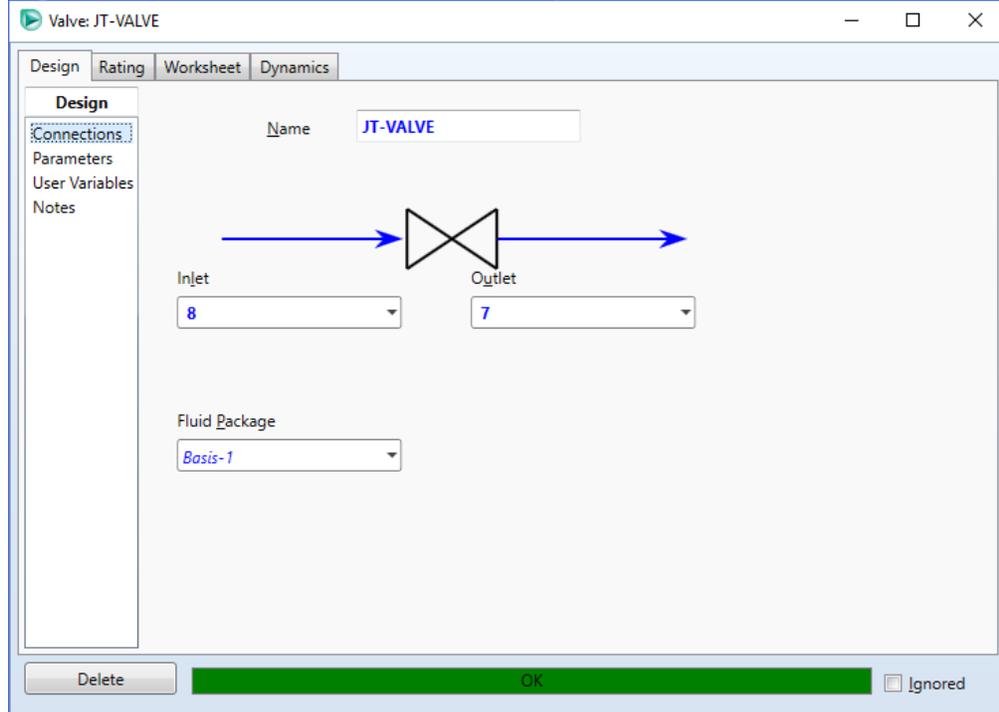


Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Una vez mezclada la corriente de gas con metanol se expande el gas con una válvula Joule Thompson (JT) con el fin de separar las corrientes de condensados y de gas, al estar mezclada con metanol se asegura que al expandir la corriente no se solidifiquen los componentes pesados de la mezcla pues la misma llega a temperaturas muy bajas.

Para crear el proceso se crean las corrientes necesarias para la válvula, se ligan a la misma, y se indica la presión que se desea al final de la expansión (100 psig). En la **Figura 51 y 52** se muestra la creación de la unidad, las corrientes de entrada y salida de la misma con sus parámetros y condiciones modificadas tras la expansión.

Figura 51. Selección de las corrientes para la válvula JT.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Figura 52. Condiciones de las corrientes en la válvula JT.

The screenshot shows the 'Valve: JT-VALVE' configuration window in the 'Worksheet' tab. A table displays the conditions for streams 8 and 7. The 'Name' column is highlighted in yellow.

	8	7
Vapour	0,0000	0,7024
Temperature [F]	-45,01	-176,9
Pressure [psig]	3887	100,0
Molar Flow [MMSCFD]	11,82	11,82
Mass Flow [lb/hr]	2,477e+004	2,477e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	5193	5193
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,722e+004	-3,722e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	27,13	30,28
Heat Flow [Btu/hr]	-4,833e+007	-4,833e+007

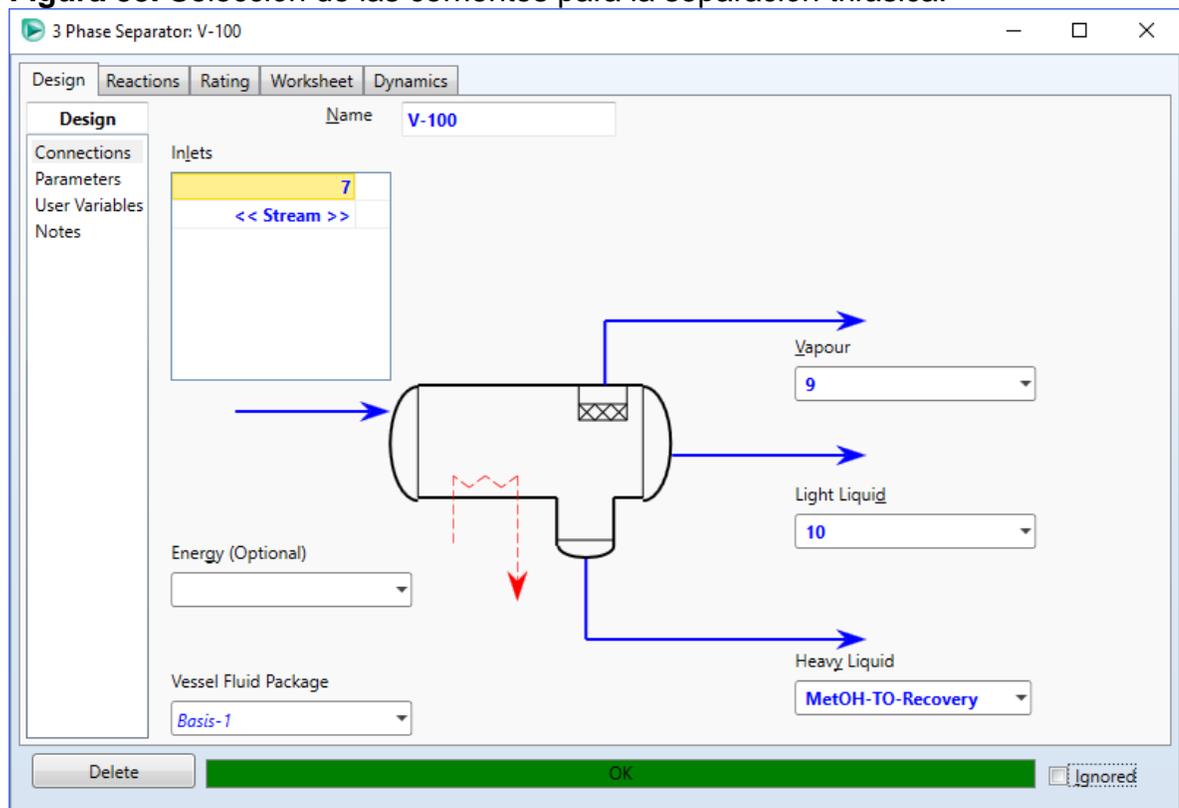
At the bottom, there are 'Delete', 'OK', and 'Ignored' buttons.

Fuente. Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Finalmente, tras la expansión los componentes se encuentran separados en la corriente pero es necesario darles tiempo de residencia con el fin de lograr la separación final, para esto, se utiliza un separador trifásico en el cuál se separará el gas del líquido y posteriormente por diferencia de densidades se separarán los condensados de la corriente original del metanol. El gas saldrá por el extractor de niebla en el cuál, se separarán por el fenómeno de coalescencia las ultimas trazas de condensado que pueda traer el gas.

Al igual que en las unidades anteriores, se deben crear las corrientes necesarias de salida y se ligan a la unidad correspondiente como se observa en la **Figura 53**.

Figura 53. Selección de las corrientes para la separación trifásica.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Las condiciones de las corrientes que salen del separador se muestran en la **Figura 54**. Cabe resaltar que se recupera en su totalidad el metanol.

Figura 54. Corrientes ligadas al separador trifásico.

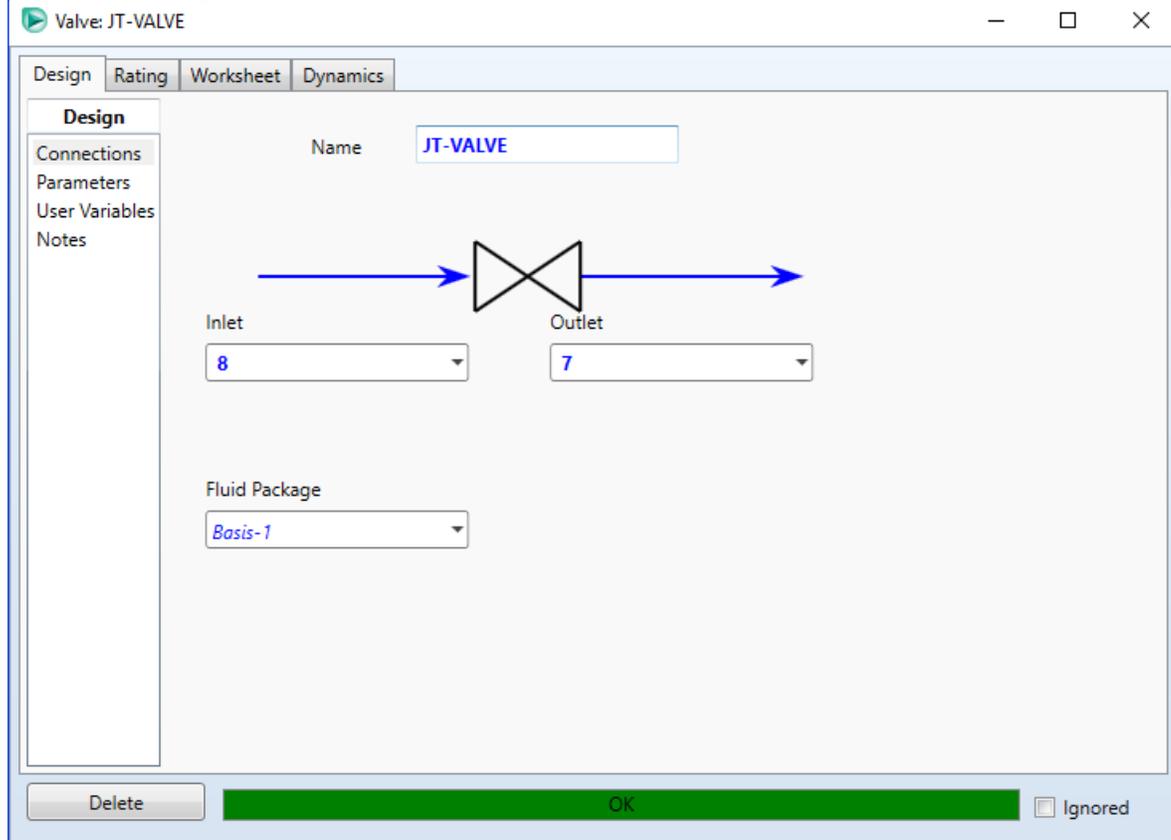
The screenshot shows the 'Worksheet' tab in Aspen Hysys for a '3 Phase Separator: V-100'. The table displays various process parameters for four streams: 7, 10, 9, and MetOH-TO-Reco. The 'Name' column is highlighted in yellow for stream 7.

Name	7	10	9	MetOH-TO-Reco
Vapour	0,7024	0,0000	1,0000	0,0000
Temperature [F]	-176,9	-176,9	-176,9	-176,9
Pressure [psig]	100,0	100,0	100,0	100,0
Molar Flow [MMSCFD]	11,82	3,519	8,305	3,913e-005
Mass Flow [lb/hr]	2,477e+004	9951	1,481e+004	0,1195
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	5193	1834	3359	9,872e-003
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,722e+004	-4,406e+004	-3,433e+004	-1,164e+005
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	30,28	20,72	34,33	-8,411
Heat Flow [Btu/hr]	-4,833e+007	-1,702e+007	-3,130e+007	-500,2

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

El gas de salida del separador, saldrá directamente a la unidad de licuefacción, mientras que los condensados deben ser expandidos de la misma manera que se hizo con la mezcla de gas con metanol. Se debe crear una corriente de salida, se ingresa la válvula JT, se ligan las corrientes asociadas a la unidad y se define la presión de salida necesaria para el proceso (10 psig) como se exhibe en la **Figura 55**.

Figura 55. Ingreso de corrientes a la salida de la válvula JT.

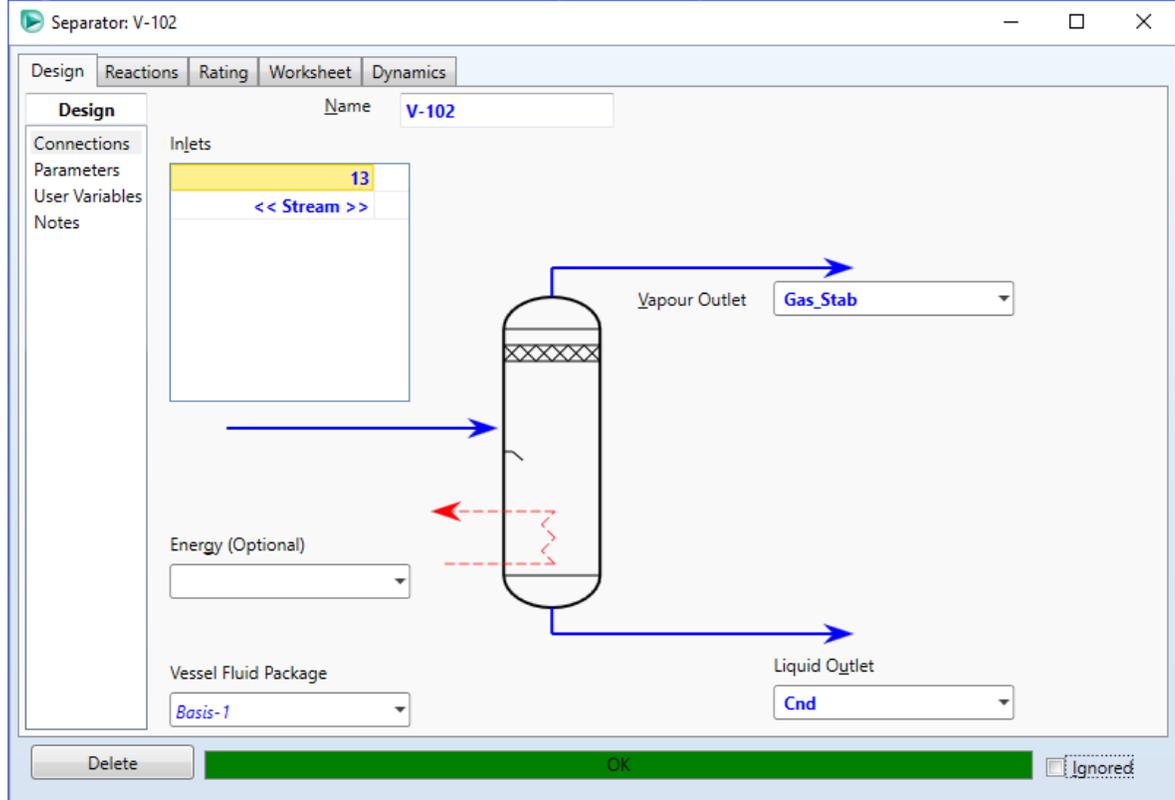


Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

A la salida del gas mediante el mismo principio usado en el proceso de separación trifásico anterior se ingresa un separador y con un tiempo de residencia por diferencia de densidades el gas saldrá por la parte superior del mismo y el condensado por la parte inferior. Al igual que en los procesos de toda la simulación tras crear las corrientes necesarias, se ligan las mismas y el recrea la separación de los componentes.

La corriente de gas sale directamente a la unidad de licuefacción y los condensados salen a disposición de venta como se observa en la **Figura 56**. Cabe resaltar que estos condensados no serán tenidos en cuenta para la comercialidad del proyecto pues el fin del mismo es licuar el gas natural. Así pues, se da por finalizada la remoción de los componentes mas pesados de la corriente de gas natural, que ya ha llegado en su totalidad a la unidad de licuefacción.

Figura 56. Selección de las corrientes para el separador bifásico.



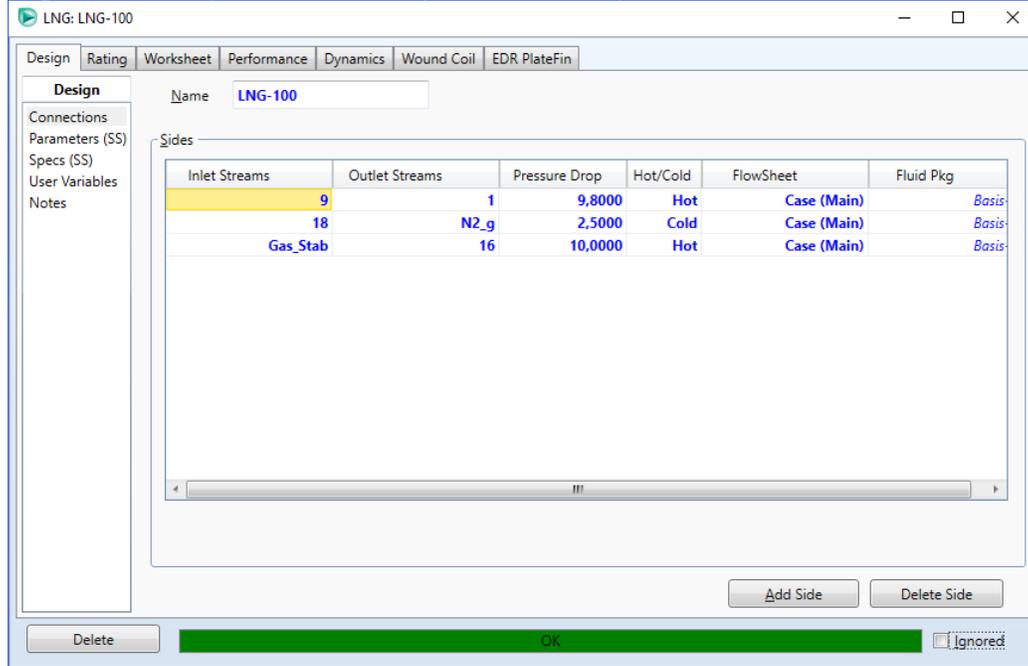
Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

4.3.9.4 Licuefacción. A este punto, las corrientes de gas de entrada contienen grandes cantidades de metano, algunas trazas de propano y ninguna fracción de compuestos más pesados, por lo cual se pueden licuar sin causar ningún inconveniente en los equipos y así también, cumplir con las especificaciones comerciales del gas natural licuado.

El gas entra al intercambiador de calor proveniente del separador trifásico y del separador bifásico respectivamente, ambas corrientes entran en contacto con el nitrógeno que se encuentra a -315°F . A continuación, se muestra el ingreso de las corrientes a la unidad intercambiadora de calor. Se debe tener en cuenta que el ciclo de refrigeración del nitrógeno va en contra del flujo del gas natural, aquí el nitrógeno ganará calor, pero aún podrá ser usado para el preenfriamiento.

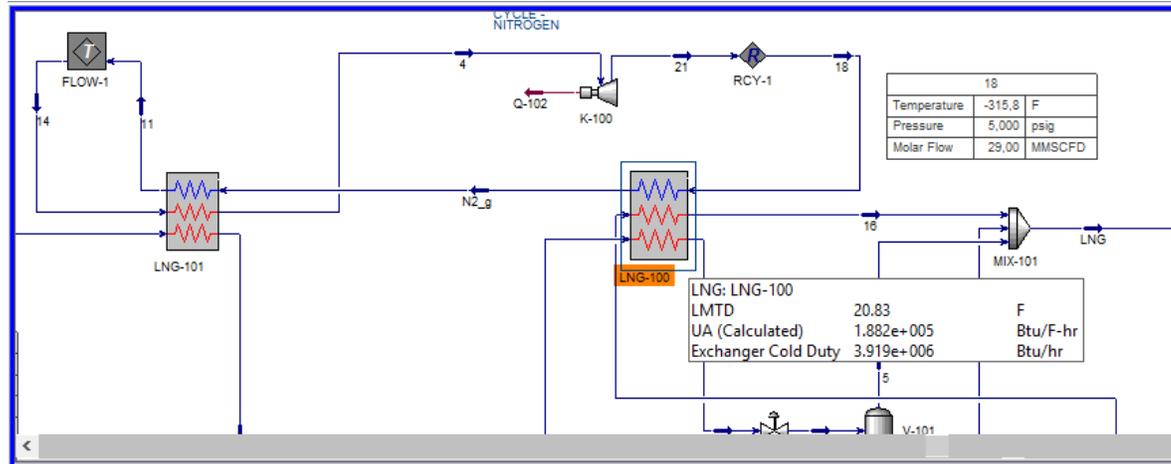
El gas sale del intercambiador de calor en estado líquido, la temperatura es cercana a -260°F , temperatura en la cual el metano se encuentra condensado. Así pues, termina la simulación de la unidad de licuefacción.

Figura 57. Flujos de entrada y salida en el proceso de licuefacción.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

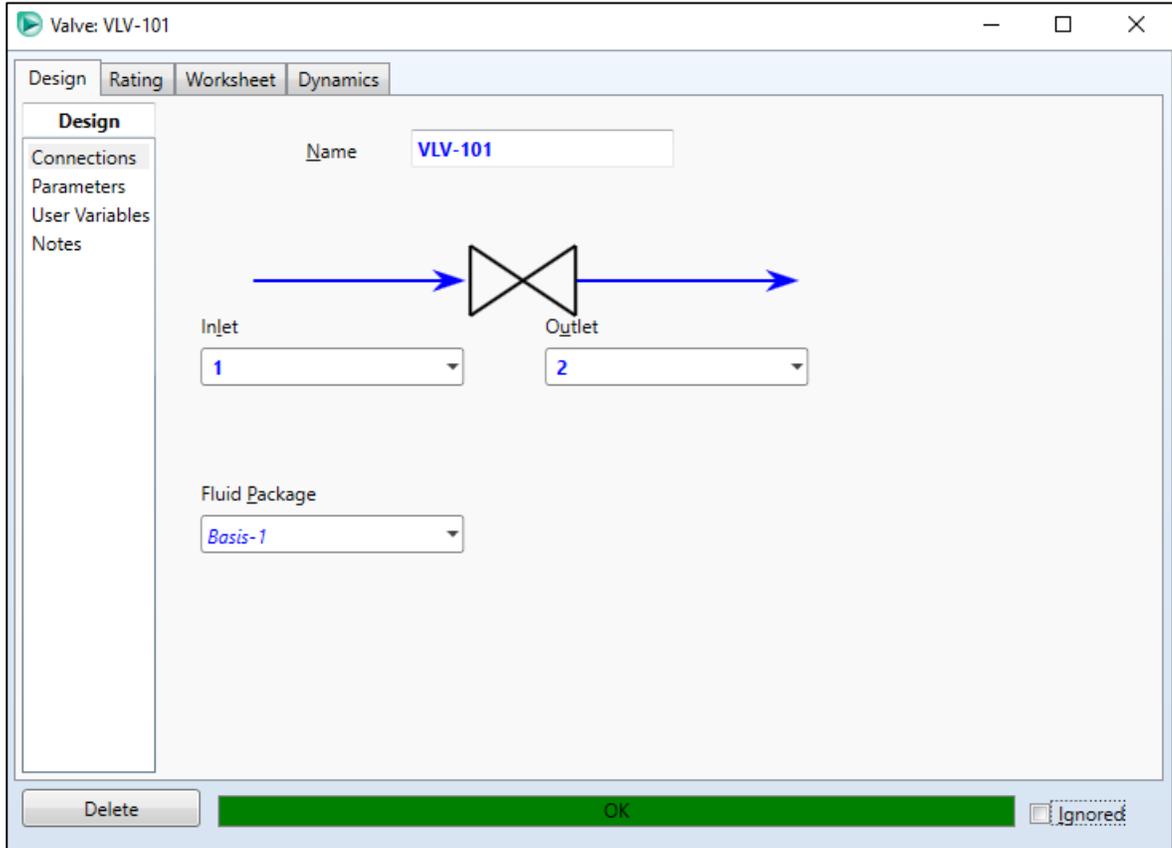
Figura 58. Selección de las corrientes de entrada y salida de la unidad de licuefacción.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

4.3.9.5 Subenfriamiento. Aunque la corriente de salida de la unidad de licuefacción ya se encuentra cercana a la temperatura necesaria para la venta y licuefacción, se debe subenfriar con el fin de asegurar que dicha temperatura se mantenga. El subenfriamiento se realiza mediante una válvula joule Thompson que se asegura de expandir el gas para llevarlo a -260°F , que es la temperatura de condensación del gas y en la cual, toda la corriente se mantendrá en estado líquido. Dicho proceso se observa en la **Figura 59**.

Figura 59. Corrientes asociadas al subenfriamiento.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Al expandir el gas, la temperatura baja a las condiciones ideales para la disposición del gas natural licuado.

Por recomendación de la empresa, se solicitó añadir una separación que solo será incluida en la simulación, pero no será usada en los equipos a adquirir para el proyecto. Dicha recomendación se usa para evaluar el gas que se perdería si se dispone una unidad de separación bifásica y este número, compararlo con el que saldría en el venteo del tanque.

Se crean las corrientes, se asocia al separador y se toma nota de la cantidad gaseosa que se obtiene. Para este caso es de 337MSCFD. En la **Figura 60** se muestran las corrientes asociadas al separador creado para la comparación.

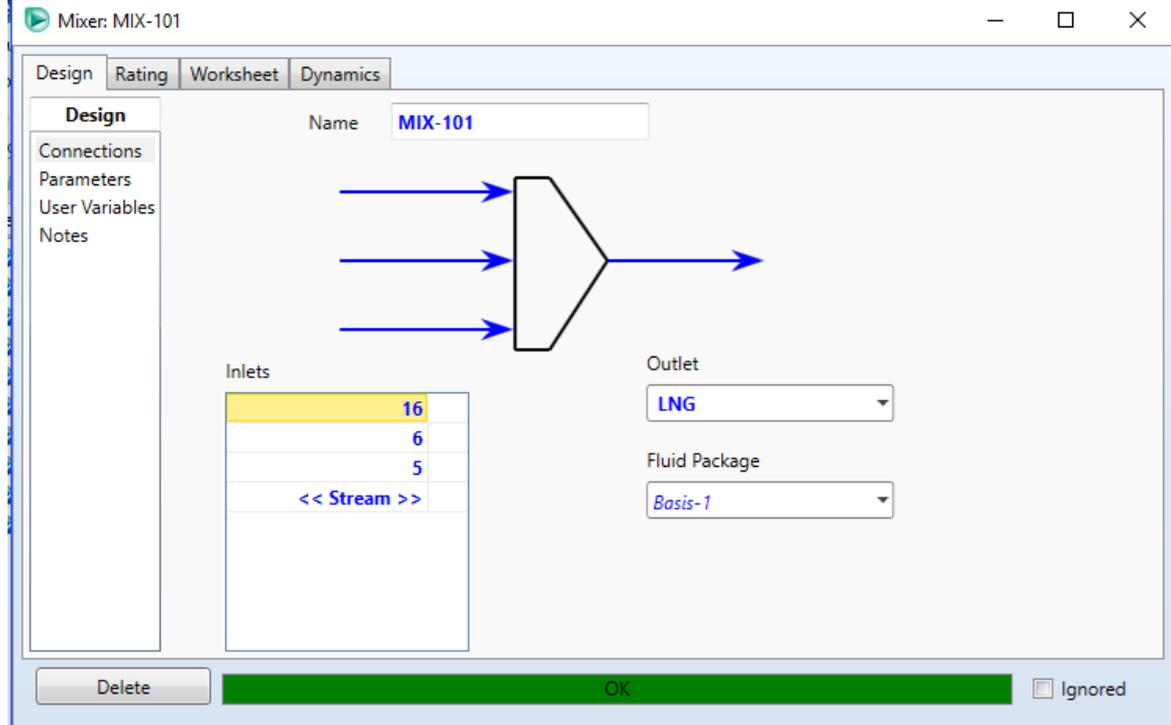
Figura 60. Corrientes asociadas a la separación para comparación.

Name	2	6	5
Vapour	0,0406	0,0000	1,0000
Temperature [F]	-260,0	-260,0	-260,0
Pressure [psig]	6,683e-008	6,683e-008	6,683e-008
Molar Flow [MMSCFD]	8,305	7,968	0,3370
Mass Flow [lb/hr]	1,481e+004	1,419e+004	621,1
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	3359	3227	132,8
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,828e+004	-3,850e+004	-3,294e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	18,97	18,26	35,81
Heat Flow [Btu/hr]	-3,490e+007	-3,368e+007	-1,219e+006

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Finalmente, se mezclan los componentes licuados mediante una unidad de mezcla, se crea una corriente de salida y se asocian dichas corrientes. Hasta este punto, la licuefacción ha terminado y la corriente de salida solo debe ser almacenada en el tanque para posteriormente poder ser comercializada. Se puede observar que la corriente de salida se encuentra a -260°F , una presión cercana a 0 psig, es decir presión atmosférica. A su vez, la producción de líquido antes de ser almacenada será de 3669 barriles por día. Una vez almacenado el líquido en el tanque, se esperarán pérdidas asociadas al BOG que debe ser quemado. En la **Figura 61** se observan las corrientes asociadas a la mezcla final.

Figura 61. Corrientes asociadas a la mezcla final.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

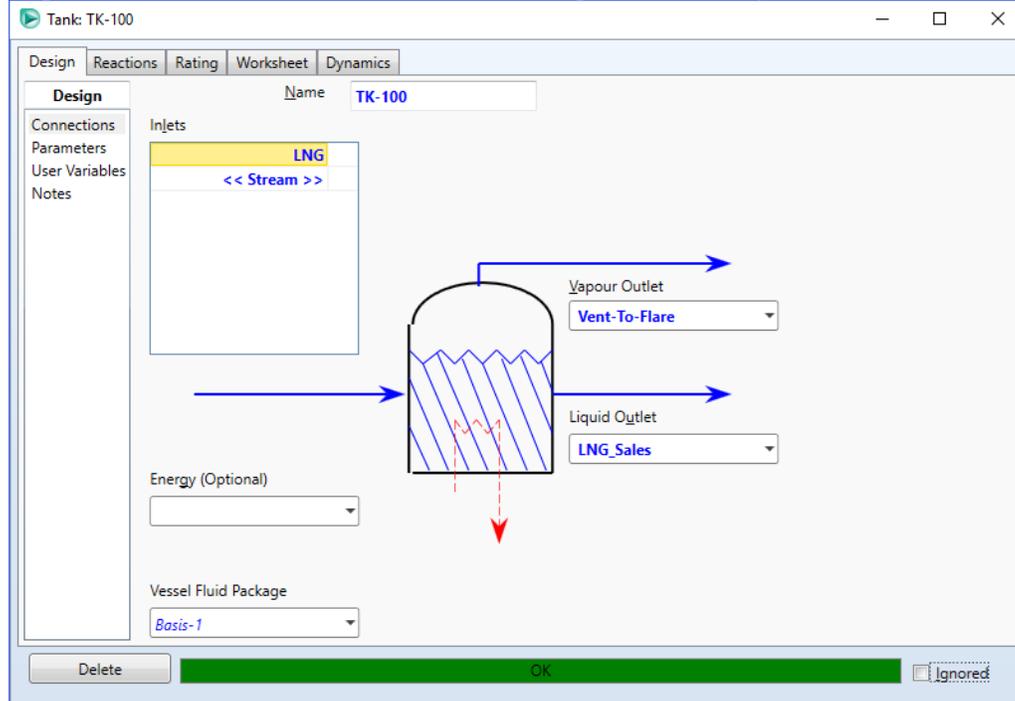
4.3.10 Almacenamiento. El proceso final de la simulación es la disposición en el tanque. Siempre que se licúa un gas, habrá una fracción del mismo que no se mantendrá líquida, a su vez habrá contacto con las paredes del tanque causando que el mismo gane calor, licuándose, es por eso que una porción del gas se debe extraer del tanque. Es por esto que se creó una separación teórica antes de la mezcla del gas natural licuado. El simulador calcula la fracción de gas que se perderá en el almacenamiento y este cálculo, se compara con el obtenido.

Para recrear este proceso en la simulación se debe crear las corrientes necesarias para el proceso, se incluye el tanque en la simulación y se asocian las corrientes al mismo, posteriormente el simulador calculará el gas que se pierde gracias al contacto del líquido con las paredes del tanque y el BOG.

En la figura **Figura 62** se muestra la selección de las corrientes asociadas al tanque y en la **Figura 63** las corrientes resultantes del proceso.

La cantidad de gas que no se logró licuar y que se perdió a causa del contacto con las paredes del tanque fue de 337,8MSCFD, cifra muy cercana a la simulada en el separador teórico. Lo que confirma que este gas estaba asociado al gas separado en el separador trifásico.

Figura 62. Selección de las corrientes ligadas al tanque.



Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

Figura 63. Corrientes asociadas al tanque de almacenamiento.

The screenshot shows the 'Worksheet' tab for Tank TK-100. The table below displays the following data:

	Name	LNG	LNG_Sales	Vent-To-Flare
Conditions	Vapour	0,0372	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	-260,0	-260,0	-260,0
Composition	Pressure [psig]	-6,371e-008	-6,371e-008	-6,371e-008
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	9,071	8,734	0,3378
	Mass Flow [lb/hr]	1,617e+004	1,555e+004	621,7
	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	3669	3536	133,2
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,829e+004	-3,850e+004	-3,299e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	18,91	18,26	35,81
	Heat Flow [Btu/hr]	-3,814e+007	-3,692e+007	-1,223e+006

At the bottom, there are 'Delete', 'OK', and 'Ignored' buttons.

Fuente: Aspen Hysys. [Programa]. Versión 8.8.

4.3.11 Análisis simulación en el software Hysys 8.8. El objetivo de la simulación es de representar los procesos que serán usados en la planta de licuefacción, dichos procesos simulados deben ser ajustados a los equipos que se encuentran en la industria y deben ser la base de partida para la selección de la propuesta de suministro de equipos que se ajuste de mejor manera a la simulación realizada.

- Inicialmente, la simulación debía representar con exactitud el proceso de licuefacción y determinar el ciclo en reversa de Brayton que mejor se ajuste a la composición a licuar. Como se observó en la simulación, con una expansión en el ciclo de expansión del nitrógeno se cumplen los parámetros mínimos para poder licuar el gas natural, por lo tanto, se deben buscar equipos que se ajusten a este proceso. Siendo así, el diseño más sencillo disminuirá la inversión puesto que se necesitaría de menos equipos.
- La compresión inicial que se realiza antes de la licuefacción cumple con procesos reales, por lo cual no es necesario ni realizar más ciclos de compresión y mucho menos es necesaria la instalación de una torre de destilación que logre remover los componentes pesados que pueda tener el gas a tratar.
- El Boff-Oil gas proviene de la corriente de gas separada en el separador trifásico, dichos componentes no pudieron ser licuados en el proceso y será los componentes quemados a la salida del tanque de almacenamiento del líquido obtenido.
- El preenfriamiento, la licuefacción y el subenfriamiento en conjunto son los procesos realizados en la cold box. El producto de la cold box cumple con los parámetros de licuefacción de gas natural, entregando el líquido a -260°F.
- El proceso de simulación arroja una producción de 3536 barriles de gas natural licuado por día.
- La eficiencia total del proceso es de 97,64%. Para obtener este valor se aplica la siguiente ecuación, en la que se suman los flujos molares de todas las corrientes de salida derivadas del gas, es decir, las del GNL y los condensados, y este valor se divide en el flujo molar inicial del proceso.

Ecuación 5. Eficiencia total del proceso.

$$\begin{aligned}
 & \text{Eficiencia (\%)} \\
 & = \frac{(LNG\ Sales + Vent\ To\ Flare + Condensates + Vent\ To\ Flare)(MMSCFD)}{Wet\ Gas\ (MMSFCD)} \\
 & \times 100\%
 \end{aligned}$$

Fuente: elaboración propia.

Tabla 3. Datos para resolver la eficiencia total del proceso

GNL (MMSCFD)	8,734
VENT TO FLARE GNL (MMSCFD)	0,3378
CONDENSADOS (MMSCFD)	2,752
VENT TO FLARE CONDENSADOS (MMSCFD)	0,000006348
WET GAS (MMSCFD)	12,11

Fuente: elaboración propia.

La simulación será la base para seleccionar los equipos que se puedan conseguir en la industria, dichos equipos deben cumplir con los procesos simulados o en su defecto, que se acerquen al proceso y los resultados ya simulados.

En el Anexo A, se puede observar el resultado final de la simulación de la planta de licuefacción de GNL en Chirá, Ghana.

4.4 SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS A USAR EN LA PLANTA DE GNL

Con base en el análisis de los procesos seleccionados anteriormente, a los criterios base de diseño que solicita la empresa contratante y mediante la experiencia en proyectos anteriores que tiene CINGECON S.A.S. Se solicitan propuestas a empresas con alta experiencia en la industria con el fin de obtener los valores tanto de los equipos como de la instalación de los mismos.

Se reciben 4 propuestas, de las cuales se debe escoger la que más convenga no solo económicamente, sino que, también, esté acorde con los procesos, los criterios base de diseño y la simulación realizada. En la Tabla 4 se resumen los procesos incluidos en las propuestas y el costo de los equipos nombrados en la misma.

Se puede observar que los equipos ofrecidos por la propuesta 1 y 2 son similares, pero tienen una alta variación en cuanto al costo de los mismos, por tanto, la opción 2 es descartada. La opción 4 solo incluye los equipos para la licuefacción, pero no tiene los equipos de pretratamiento que son de vital importancia para el proyecto. Lo que nos deja como candidatas las propuestas 1 y 3. Como se ha mencionado en los numerales anteriores, la planta de GNL solo debe producir como producto final gas natural licuado sin ser necesaria la separación de compuestos adicionales, la propuesta 1 ofrece equipos de destilación y tanques para los distintos condensados que no serán necesarios en la planta. Por ende, con base en la experiencia de CINGECON S.A.S. y a la relación que tienen las propuestas con los procesos realmente necesarios, se escoge la opción 3, pues cumple con los procesos seleccionados anteriormente y muestra una gran experiencia, conocimiento y respaldo.

4.4.1 Descripción de la propuesta seleccionada. El diseño presentado es un sistema de licuefacción modular montado sobre patines diseñado para licuar GNL para producción. La facilidad entera se divide en tres secciones principales: Pretratamiento, Licuefacción de gas natural y Licuefacción de gas nitrógeno (ciclo de refrigeración de circuito cerrado).

El sistema de Pretratamiento removerá el CO₂, la humedad y otras impurezas del gas de alimentación para prevenir el daño a equipos downstream por parte de componentes corrosivos, así como la remoción de impurezas que puedan congelarse en la unidad de licuefacción. Este gas de alimentación limpio y seco fluye dentro de la cold box al aparte de gas natural donde es enfriado y condensado para entrega y donde la fuente de frío es provista por gas nitrógeno de un sistema de refrigeración de circuito cerrado. El ciclo de refrigeración ofrece simplicidad, seguridad mejorada al usar un gas como el nitrógeno que es inerte con el medio ambiente, de alta confiabilidad y facilidad de operación. Del mismo modo, el ciclo de nitrógeno también posibilita tener cierta flexibilidad al momento de manejar cambios de carga, cambios en la composición del gas de alimentación, y cualquier necesidad temporal en caso de apagar por completo la planta y ser reiniciada rápidamente.

Tabla 4. Propuestas de diseño de equipos para la planta de GNL.

	Opción 1	Opción 2	Opción 3	Opción 4
Pretratamiento	Filtro/Equipo de coalescencia, Contactor de aminas, Torre de deshidratación	Filtro/Equipo de coalescencia, Contactor de aminas, Torre de deshidratación	Sistema de deshidratación por aminas, Deshidratación por lechos absorbentes	No incluye
Unidad de licuefacción	Cold Box Separación de pesados Separador MRC Compresor MRC	Cold Box Separación de pesados Separador MRC Compresor MRC	Compresor de reciclaje de nitrógeno, Cold Box, Turboexpander, Compresor Booster Enfriadores de aire directo	Diseño de proceso de licuefacción - AP-N™ (refrigerante N2) Compresor/expansor de nitrógeno y equipo asociado
Unidad de destilación	Deetanizadora Torre LPG	Deetanizadora Torre LPG	No es requerido	No es requerido
Tanque de almacenamiento	Etano, propano, pentano, nitrógeno líquido, LPG, tanque de gasolina natural	Etano, propano, pentano, nitrógeno líquido, LPG, tanque de gasolina natural	No incluye	No incluye
Sistemas auxiliares	DSC, SIS, generador de nitrógeno y sistema de instrumentación de aire, sistema de llama, tratamiento de agua residual, sistema anti-incendios	DSC, SIS, generador de nitrógeno y sistema de instrumentación de aire, sistema de llama, tratamiento de agua residual, sistema anti-incendios	Módulo de compresión de aire, sistema en patines para carga a los tanques, generador de nitrógeno	No incluye
Precio	\$23.481.100	\$56.590.000	\$16.840.000	\$11.000.000

Fuente: elaboración propia.

4.4.1 Unidades de pretratamiento. El gas de alimentación entra a un sistema de aminas para reducir el CO₂ a <50 ppmv y un conjunto de adsorbentes con glicol que reduce el agua a <1 ppmv.

4.4.2 Unidad de licuefacción. El gas de alimentación de la sección de pretratamiento en el intercambiador de calor principal de la cold box es enfriado y condensado a GNL a temperaturas pre-enfriadas por el nitrógeno. Posteriormente, el GNL es transferido al área de almacenamiento donde la presión se reduce justo antes de la entrada al tanque.

4.4.2.1 Sistema de Refrigeración de Nitrógeno. La refrigeración a bajas temperaturas en el intercambiador de calor principal del cold box es proporcionada por el sistema de refrigeración de nitrógeno (Ciclo de expansión del nitrógeno), el cual incorpora un compresor de nitrógeno reciclado y dos turboexpanders. Primeramente, el nitrógeno es comprimido a través de un compresor centrífugo y, posteriormente, comprimido por dos compresores booster directamente montados sobre los ejes de expansión. Estos compresores booster utilizan energía disponible de la expansión cercana a la isentropía que es altamente eficiente, esto ocurre en los turboexpanders y produce las bajas temperatura requeridas para cada punto en el proceso. Después de cada etapa de compresión el nitrógeno es enfriado por los enfriadores de aire fin-fan (intercambiadores de calor) y una parte caliente del intercambiador de calor principal es alimentado con el gas nitrógeno a alta presión. Todas las corrientes que son expandidas en expansores lo hacen a temperaturas criogénicas y, después, todas estas corrientes expandidas de gas nitrógeno enfriado, son enviadas de vuelta al intercambiador de calor principal, donde enfrían y licuan el gas rico en metano. Por último, el nitrógeno prosigue a través del intercambiador de calor principal y retorna a la succión del compresor de reciclaje.

4.4.2.2 Descripción del Sistema de Generación de Nitrógeno. El diseño de la planta de GNL está configurado para una instalación rápida y simple un mantenimiento fácil; también está diseñada para instalarse al aire libre y sobre una base de concreto, sin necesidad de un recinto cerrado ahorrándole a la empresa tiempo y dinero.

El generador de nitrógeno consiste en tres módulos: Módulo Compresor de Aire (MCA) que provee aire de proceso, Módulo de Tratamiento de Aire (MTA) que purifica aire comprimido y el Módulo de Cold Box (MCB) que almacena el equipo de destilación. La red troncal que interconecta el cableado y la tubería es suministrada por el MTA, que a su vez es equipada con puertas de acceso y paneles de servicios removibles. La planta de GNL tendrá conexiones mínimas para la energía eléctrica suministrada por el cliente, que estará conectada a las terminales del MTA y al compresor.

El diseño modular de la planta de GNL permite reubicarla fácilmente cuando exista la necesidad en el futuro.

Del mismo modo, se dimensiona para producir gas nitrógeno más que suficiente para compensar todas las pérdidas de nitrógeno en la licuefacción. Dentro de las futuras vertientes que pueden desarrollarse en la planta, está la posibilidad de modificar el exceso de gas nitrógeno en nitrógeno líquido y del que igualmente se necesita para operar la planta. Si se produjera un exceso de nitrógeno líquido, podría almacenarse en la locación mientras se le da un uso práctico, ya sea para purgar otros sistemas o para cualquier otra necesidad.

4.4.3 Condiciones de entrega del GNL. El producto GNL será subenfriado y para minimizar el boil off gas en el tanque de almacenamiento de GNL. Además, el condensador de gas natural (control automático o manual por operador) ajustará la temperatura de producto GNL subenfriado para condensar cualquier boil off gas acumulado de las fugas de la planta de calor (condiciones ambiente, vapor del sistema de carga, etc.). Esto permitirá a la planta controlar la presión del tanque de almacenamiento de GNL mediante el cambio de presiones de saturación subenfriadas y, por consiguiente, minimizando el uso del compresor de boil off gas.

Se debe tener en cuenta que el nivel de subenfriamiento seleccionado para el producto GNL tiene cierto impacto en el consumo de poder de la planta. Evidentemente, a menor temperatura de producto seleccionada, mayor será el poder requerido, no obstante, menor será el potencial de generar flash-gas en el tanque de almacenamiento.

4.4.4 Descripción Técnica del Camión de Carga. Se aplica un patín de carga de dos compartimentos y cuyo diseño debe estar personalizado para cumplir con los requisitos operativos específicos del usuario, con las últimas dotaciones de seguridad y de tecnología de comunicación de procesamiento de datos para asegurar una carga segura y eficiente. El equipamiento consiste en una válvula de deslizamiento, que contiene la instrumentación y la válvula necesaria para la operación de carga, dos brazos de carga multipropósitos y una estación de monitoreo. Si se desea, se pueden utilizar bombas de carga de GNL.

El sistema tiene incorporado características de seguridad para prevenir que las operaciones de carga inicien a menos que se cumplan ciertas condiciones de seguridad y también debe asegurarse que el sistema deje escapar la mínima porción de gas a la atmósfera. Asimismo, a través de todo el proceso de carga, el conductor puede vigilar toda la operación mediante el monitor de control.

5. EVALUACIÓN FINANCIERA

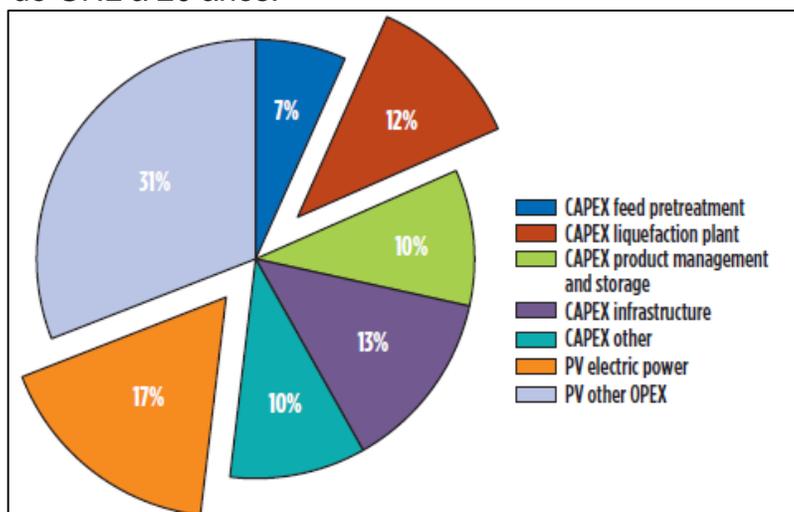
Para evaluar el proyecto es necesario realizar un análisis financiero con el fin de determinar el grado de viabilidad del mismo. Como ya fue explicado, el proyecto se realizará en Chira, Ghana. La planta de licuefacción debe cumplir con los requisitos mínimos para que el gas sea transportado y finalmente, regasificado y ser usado como fuente de energía.

Para la realización de la evaluación financiera es necesario conocer la energía que estará disponible para la venta, los costos de inversión y los costos operativos de la instalación de la planta de licuefacción, los impuestos que son cobrados a empresas extranjeras en Ghana y finalmente el precio de venta del GNL.

Como la planta de licuefacción debe tener una vida útil de 20 años, la evaluación financiera se realizará con una proyección a 20 años (desde 2019 hasta el 2039), a su vez, el contrato de compra y de venta del gas está estipulado a 20 años con una tarifa estampilla, la cual mantiene el precio constante durante el tiempo que estipula el contrato.

La proyección de los costos de construcción, operación y demás factores que deben ser evaluados para el análisis financiero estarán basados en proyectos similares. La planta a desarrollar puede ser catalogada como una planta a pequeña escala, ya que su producción está entre 50.000 y 500.000 galones de líquido producido (la producción estimada será de aproximadamente 149.000 galones de líquido), por lo cual se toman los siguientes datos para la realización del análisis financiero.

Figura 64. Costo de ciclo de vida para un proyecto a pequeña escala de GNL a 20 años.



Fuente: PAK, Joseph. Nitrogen expansion cycle enhances flexibility of small-scale LNG. En: Rev. Gas Processing Industry. July 2013. 8 p.

Con base en la información de la **Figura 64**, se puede empezar a realizar el análisis financiero para el proyecto.

5.1 INVERSIÓN (CAPEX).

Los costos de la inversión se basan en la inversión en los equipos para el proceso, el costo de la infraestructura y otros costos asociados a mano de obra, instalación de los equipos y demás.

Cabe resaltar que los equipos escogidos para el diseño de la planta son montados en patines, todo esto con el fin de disminuir los costos de instalación de los mismos y facilitar a su vez su desplazamiento.

5.1.1 Equipos. El costo de la inversión de los equipos de pretratamiento, de licuefacción y de manejo y almacenaje se conocen por medio de las cotizaciones realizadas que ya fueron descritas en el numeral 4.3.1., en la siguiente figura se observan dichos precios más la inversión del tanque de almacenamiento que no está incluida en el precio de la cotización seleccionada.

Tabla 5. CAPEX equipos.	
EQUIPOS DE LICUEFACCIÓN, PRETRATAMIENTO Y MANEJO DEL GAS	\$ 16,840,000
TANQUES	\$ 7,680,000
EQUIPOS	\$ 24,520,000
% CICLO DE VIDA DEL PROYECTO	22%

Fuente: elaboración propia.

La **Tabla 5** muestra el costo total de la inversión en equipos, que representa el 22% de la vida útil del proyecto, este porcentaje servirá para atribuir al resto de la inversión del proyecto al igual que en los costos de las operaciones del mismo. Los equipos en su totalidad en esta parte de la inversión.

5.1.2 Infraestructura, manejo del producto y otros. La parte restante de la inversión está ligada a la instalación de los equipos, el personal encargado el mismo y al sitio donde los mismos deben ser organizados, a su vez, en este ítem se incluye la mano de obra para la construcción, adecuación del terreno, instalación de los equipos, la logística y demás ítems adicionales ligados a la puesta en marcha del proyecto. Cabe resaltar que para efectos logísticos y de construcción la empresa contratante del diseño de la planta estará encargada de todo lo relacionado a la contratación de personal capacitado para la construcción e instalación de los equipos que serán usados en la planta de licuefacción de gas natural. En la **Tabla 6** se observan los costos de inversión para la infraestructura y otros costos de inversión.

Tabla 6. CAPEX inversión, manejo del producto y otros.

INFRAESTRUCTURA	\$ 14,489,091
MANEJO DEL PRODUCTO	\$ 7,801,818
OTROS	\$ 11,145,455
TOTAL	\$ 22,290,909
% CICLO DE VIDA DEL PROYECTO	30%

Fuente: elaboración propia.

Finalmente se suman ambos cálculos para obtener la inversión total del proyecto. Dicha suma e inversión total (CAPEX): para el proyecto será de US\$ 57'956,364. Suma que se encuentra por debajo de la suma límite presupuestada por la empresa contratante que fue de US\$ 100'000,000.

5.2 COSTOS

La materia prima para el proyecto será el gas comprado que viene del Gasoducto A. Dicho gasoducto es comprado mediante un contrato estampilla en el cual el precio es constante durante los 20 años del proyecto. A su vez los demás costos son producto de los costos operacionales.

5.1.1 Costos Operacionales (OPEX). Los costos operacionales para la planta de licuefacción de gas natural en Chirano, Ghana dependen principalmente de la operación de los equipos, en mayor porcentaje del consumo de energía eléctrica de los equipos y la planta en general. Estos costos serán constantes para cada año en el que será evaluado el proyecto. La **Tabla 7** muestra la división de los costos operacionales y su porcentaje en el costo de la vida útil del proyecto.

Tabla 7. OPEX.	
ENERGÍA ELÉCTRICA	\$ 18,947,273
OTROS OPEX	\$ 34,550,909
TOTAL OPEX	\$ 53,498,182
% CICLO DE VIDA DEL PROYECTO	48%

Fuente: elaboración propia.

Cabe resaltar que el mayor ahorro para el proyecto se da en la selección de un proceso de expansión de nitrógeno, el cual ofrece una disminución en la necesidad de contratar personal especializado para operar los equipos de la unidad de licuefacción pues como fue descrito anteriormente, dichos procesos son de uso sencillo.

El costo operacional anual a usar en el flujo de caja es de \$ 53'498.182.

5.1.2 Costos Materia Prima. El gas a tratar proviene del Gasoducto A. Dicho gas es comprado mediante un contrato tipo estampilla en donde se mantiene el precio y el suministro constante durante los 20 años del proyecto, el precio negociado

para el gas fue de 2,5 US\$/MMBTU. Para realizar el cálculo del costo de la materia prima se usa el LHV calculado en la simulación del proceso y se utilizan las propiedades que el mismo calcula con el fin de obtener el costo por unidad de poder calorífico. A continuación, se observan las ecuaciones necesarias para el cálculo del poder calorífico disponible.

Ecuación 5. Energía disponible.

$$Energía\ disponible\ \left(\frac{MMBTU}{Día}\right) = \frac{LHV\ \left(\frac{BTU}{Lb\ mol}\right) * Flujo\ másico\ \left(\frac{Lb}{hr}\right) * 24h}{1000000\ \left(\frac{BTU}{MMBTU}\right)}$$

Fuente: elaboración propia.

Tabla 8. Precio Gas de compra (Materia prima).

GAS COMPRADO (US\$/MMBTU)	\$	2.5
LHV (BTU/LB)		20316.815
FLUJO MASICO (LB/HR)		25797.24
ENERGIA DISPONIBLE (MMBTU/DIA)		12578.82606

Fuente: elaboración propia.

Una vez calculada la energía disponible es posible realizar el cálculo del ingreso diario.

Ecuación 6. Ingresos diarios.

$$Ingresos\ diarios\ \left(\frac{US\$}{Día}\right) = Energía\ disponible\ \left(\frac{MMBTU}{Día}\right) * Precio\ de\ venta\ \left(\frac{US\$}{MMBTU}\right)$$

Fuente: elaboración propia.

Finalmente, se calcula la producción anual en base los 365 días que tiene un año. Los resultados de dichos cálculos se muestran en la siguiente tabla.

Ecuación 7. Ingreso anual.

$$Ingreso\ anual\ \left(\frac{US\$}{Año}\right) = Producción\ diaria\ \left(\frac{US\$}{Día}\right) * 365\ \left(\frac{Días}{Año}\right)$$

Fuente: elaboración propia.

Tabla 9. Costo del gas comprado.

COSTO GAS A LICUAR DIARIO (US\$)	\$	31,447
COSTO GAS A LICUAR ANUAL (US\$)	\$	11,478,178.78

Fuente: elaboración propia.

Así pues, quedan calculado los ingresos anuales que serán usados en el flujo de caja para poder realizar la evaluación financiera mediante el indicador de Valor Presente Neto.

5.4 IMPUESTOS

Según la guía de impuestos para las operaciones de petróleo y gas en Ghana⁶⁸, a partir de la producción comercial de la planta, los impuestos serán cobrados sobre un **35%** de la utilidad bruta, sin ningún cambio durante la duración del proyecto. Dicha guía también especifica las deducciones posibles como lo serían en el caso de flujos de caja negativos, regalías (que no aplican para el caso), préstamos, gastos en el cierre de la planta, etc. A su vez especifica las deducciones que no pueden ser tenidas en cuenta, para el caso en cuestión cabe resaltar que no se pueden usar depreciaciones para ser restadas antes de la utilidad bruta.

5.5 INGRESOS

Los ingresos del proyecto se realizarán basados en los resultados de la simulación. Para calcular los ingresos es necesario conocer la producción de líquido diario, el poder calorífico el mismo (LHV) y el precio de venta contratado por cada MMBTU. Todos estos datos son necesarios para calcular el ingreso diario y a su vez, el ingreso anual.

Para calcular la producción diaria se deben hacer distintas conversiones observadas en la **Ecuación 4** con el fin de obtener el poder calorífico del líquido a vender. Con base en la producción diaria se podrá calcular el ingreso anual.

Ecuación 8. Energía disponible.

$$\begin{aligned}
 & \text{Energía disponible} \left(\frac{\text{MMBTU}}{\text{Día}} \right) \\
 &= \frac{\text{LHV} \left(\frac{\text{BTU}}{\text{Lb mol}} \right) * \rho_L \left(\frac{\text{Lb mol}}{\text{ft}^3} \right) * \text{Producción diaria} \left(\frac{\text{ft}^3}{\text{Día}} \right)}{1000000 \left(\frac{\text{BTU}}{\text{MMBTU}} \right)}
 \end{aligned}$$

Fuente: elaboración propia.

Tabla 10. Datos iniciales para el cálculo de los ingresos.

LHV (BTU/lbmol)		346966.7695
DENSIDAD (lbmol/ft3)		1.649
PRODUCCIÓN (B/D)		3536
PRODUCCIÓN (ft3/D)		19854.64
ENERGIA DISPONIBLE (MMBTU/D)		11359.7966
PRECIO DE VENTA (US\$/MMBTU)	\$	9.5

Fuente: elaboración propia.

⁶⁸ PWC. Tax Guide for Petroleum Operations in Ghana. Accra: Price Waterhouse Cooper, 2017. p. 8.

Una vez calculada la energía disponible es posible realizar el cálculo del ingreso diario.

Cabe resaltar, que el precio de venta fue estipulado mediante un contrato tipo estampilla que fue firmado entre la empresa contratante para el proyecto de la planta de licuefacción de gas con los encargados de regasificar el gas y de convertir el bien en energía eléctrica. Finalmente, se calcula la producción anual en base los 365 días que tiene un año. Los resultados de dichos cálculos se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 11. Ingresos diarios y anuales.

INGRESOS DIARIOS (US\$)	\$	107,918
INGRESOS ANUALES (US\$)	\$	39,390,094.70

Fuente: elaboración propia.

Así pues, quedan calculado los ingresos anuales que serán usados en el flujo de caja para poder realizar la evaluación financiera mediante el indicador de Valor Presente Neto.

5.6 INDICADOR FINANCIERO

Como fue planteado desde el inicio del proyecto el indicador financiero que se usará es el de Valor Presente Neto, el cual, se calcula de la siguiente manera:

Ecuación 9. Valor Presente Neto (VPN).

$$VPN = \sum_{n=1}^p \left[\frac{INGRESOS_n - EGRESOS_n}{(1 + TIO)^n} \right] - INVERSIÓN$$

Fuente: SEMECO, Karina Lucía, Conceptos Básicos de Evaluaciones Financieras, Caracas, 2007. p. 8.

Donde:

p= Horizonte económico.

n= Periodo.

TIO= Tasa de interés de oportunidad.

Con base en la **Tabla 12**, que desde el año 1 hasta el año 20 posee los mismos valores para el flujo de caja neto se realiza el análisis financiero. Cabe resaltar que para el proyecto la tasa de interés de oportunidad es del 17%, la cual fue suministrada por la empresa soporte.

Tabla 12. Flujo de Caja.

AÑO	0	1	2	3	20
INGRESOS		\$ 39,390,095	\$ 39,390,095	\$ 39,390,095	\$ 39,390,095
COSTOS		-\$ 2,674,909	-\$ 2,674,909	-\$ 2,674,909	-\$ 2,674,909
COSTO GAS COMPRA UAI		-\$ 11,478,179	-\$ 11,478,179	-\$ 11,478,179	-\$ 11,478,179
IMPUESTOS (35%)		\$ 25,237,007	\$ 25,237,007	\$ 25,237,007	\$ 25,237,007
UTILIDAD NETA		\$ 8,832,952	\$ 8,832,952	\$ 8,832,952	\$ 8,832,952
INVERSIÓN	-\$ 57,956,364	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
FLUJO DE CAJA NETO	-\$ 57,956,364	\$ 16,404,054	\$ 16,404,054	\$ 16,404,054	\$ 16,404,054

Fuente: elaboración propia.

Finalmente, se aplica la ecuación del VPN, que arroja un valor de US\$ 38'361.838, lo que implica que el proyecto recupera la inversión inicial y además de esto genera ganancias. Por lo cual, el proyecto es económicamente viable.

6. CONCLUSIONES

- La licuefacción de gas natural se presenta como alternativa para el transporte de gas a locaciones lejanas de los puntos de producción. Los gasoductos virtuales son una opción recomendada para casos en los que la construcción de un gasoducto no es viable, esto se ve reflejado en el aumento en la comercialidad del mismo en donde su valor aumenta en un 380% por unidad de energía.
- El gas natural que se trata durante el proyecto es clasificado como un gas dulce húmedo para estándares de comercialización de gas natural. A la hora de clasificarlo como un gas natural licuado debe clasificarse de nuevo como un gas ácido y húmedo, pues los estándares de licuefacción no toleran trazas de CO₂, agua, ni hidrocarburos más pesados que el propano, sin embargo, la remoción de dichos componentes asegura un efectivo tratamiento del gas para ser licuado como se refleja en la simulación en el programa Aspen Hysys 8.8.
- La cromatografía arroja una concentración aproximada de 15000 ppm de CO₂, por lo que se debe utilizar una torre de contacto con aminas primarias o secundarias para la remoción del contenido de dicho contaminante. Como la corriente no contiene otros contaminantes ácidos distintos al dióxido de carbono no es necesaria la implementación de aminas más complejas.
- La planta debe poseer unos equipos torre de contacto con glicol, pues el gas está saturado con vapor de agua. Como la temperatura necesaria para la licuefacción es menor a -40°F y una remoción con glicol asegura una correcta remoción del contenido de agua será el proceso ideal para deshidratar. Al igual que la torre de contacto por aminas, la torre de contacto con glicol está incluida en la propuesta seleccionada.
- Para la remoción de compuestos más pesados es recomendable el uso de procesos físicos (Compresión) con la combinación de procesos químicos (uso de metanol como inhibidor de formación de partículas sólidas) para el gas que se trata en el proyecto, los componentes más pesados que el metano pasan de tener una fracción molar de 14,6% en el gas de compra a tener una fracción de 1,23% en el gas natural licuado para venta, cumpliendo con los estándares de venta.

- El proceso que se acomoda de manera técnica y económica para la licuefacción del gas natural es ciclo de refrigeración inversa de Brayton o mejor conocido como de expansión de nitrógeno pues el proceso simulado es capaz de licuar el gas a la temperatura deseada (-260°F) de forma eficiente mediante los procesos de preenfriamiento, licuefacción y subenfriamiento que se llevan a cabo en la cold box sin ser necesaria la adición de etapas adicionales.
- Es importante la correcta selección del tanque de almacenamiento con el fin de evitar el contacto del gas natural licuado con el recipiente, pues dicho contacto genera la evaporación del mismo. Se recomienda el uso de tanques esféricos que minimizan el área de contacto, la simulación refleja que la pérdida de gas que se da en el tanque es debido al Boil-Off gas y no al contacto del fluido con las paredes del tanque pues la unidad de destilación teórica separa la misma cantidad aproximada de gas que el gas que se quema a la salida del tanque.
- La relación de los procesos seleccionados y posteriormente simulados es alta con las ofertas recibidas, pues las mismas cumplen a cabalidad con los parámetros simulados, en especial en el proceso de licuefacción en donde se encuentra una mínima variación al incluir un ciclo adicional de expansión en el ciclo de refrigeración de nitrógeno, sin embargo dicho proceso adicional en el equipo se debe a la ausencia de equipos que posean solo un ciclo de expansión y no a problemas técnicos para poder licuar el gas natural.
- Económicamente, el proyecto es viable, pues ofrece un Valor Presente Neto de US\$ 38'361.838, que asegura la recuperación de la inversión y adicionalmente genera ganancias para la empresa que contrata el proyecto.

7. RECOMENDACIONES

- Realizar estudio de ingeniería técnico para la generación de energía de toda la planta, a fin de establecer la forma de conectar la transmisión eléctrica entre el sistema nacional y la ubicación del campo. Se debe tener en cuenta el recorrido de las redes, el voltaje de la transmisión y los equipos por disponer.
- Desarrollar el diseño e ingeniería conceptual de una planta regasificadora de gas en el city gate para la regasificación del GNL que se está comercializando. Aprovechar el proyecto en curso para favorecer la ejecución de del diseño, sobretodo, las condiciones y propiedades del GNL en el camión de carga.
- Elaborar plan de emergencia para asegurar la integridad de la planta. Capacidad de respuesta para imprevistos, capacitación para personal activo dentro de la planta, es decir, conocimiento sobre los equipos y sobre la operación de ellos.
- El análisis realizado con la simulación en Aspen Hysys se ejecutó para evaluar la totalidad de la planta en términos técnicos, es decir, evaluando propiedades del gas y volúmenes de fluidos tratados. Aspen Hysys cuenta con un amplio rango de funcionalidades como los es en términos energéticos y financieros de los cuales también deben ser tenidos en cuenta en la ejecución de proyectos futuros.

BIBLIOGRAFÍA

AIR PRODUCTS. Innovations in Natural Gas Liquefaction Technology for Future LNG Plants and Floating LNG Facilities. Seoul: International Gas Union Research Conference, 2011. 15p.

ASPEN HYSYS. [Programa]. Versión 8.8.

BRITCHAM. LNG 50 – A celebration of the first commercial shipment of LNG. Singapore: BG Group, 2014. 24p.

CANADIAN SOCIETY FOR CHEMICAL ENGINEERING. Process Safety Management Standard. Ottawa, 2012. 28p.

CARRILLO, Naissa. Análisis de prefactibilidad técnica para la implementación de un sistema de procesamiento del gas de la estación Balcón. Bucaramanga, 2004. Trabajo de Grado (ingeniería de petróleos). Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías fisicoquímicas. Disponible en el catálogo en línea de la biblioteca de la Universidad Industrial de Santander: <http://repositorio.uis.edu.co/jspui/123456789/739/2/114329.pdf>

CINGECON. LNG Market Analysis: Bogotá: CINGECON S.A.S., 2017. 21p.

_____. LNG Plant Design Basis: Bogotá: CINGECON S.A.S., 2017. 34p.

DADZIE, Marlvín. Ghana Gas begins construction of Aboadze-Tema Pipeline [En línea], revisado 1 de septiembre de 2018. Disponible en: <http://ghananewsonline.com.gh/ghana-gas-begins-construction-of-aboadze-tema-pipeline/>.

GHANA OIL COMPANY LTD. Overview. [En línea]. Revisado el 30 de agosto de 2018: Disponible en: <http://goil.com.gh/>.

GHANA STATISTICAL SERVICE. National Analytical Report. Accra: 2013. 409 p.

GNPC. About Us. [En línea]. Revisado el 30 de agosto de 2018: Disponible en: <http://www.gnpcghana.com/overview.html>.

GOOGLE MAPS. [En línea]. Revisado en 28 de agosto de 2018. Disponible en <http://www.googlemaps.com/>.

GOVERNMENT OF GHANA. Brong Ahafo Region. [En línea]. Revisado en 1 de septiembre de 2018., Accra: Disponible en: <http://www.ghana.gov.gh/index.php/about-ghana/regions/brong-ahafo>.

_____. Western Region. [En línea]. Revisado en 1 de septiembre de 2018. Accra: Disponible en: <http://www.ghana.gov.gh/index.php/about-ghana/regions/western>.

GPSA. Engineering Data Book. Tulsa: Gas Processors Suppliers Association: Edición 12, 2004. 821p.

HYDROCARBONS TECHNOLOGY. West African Gas Pipeline. Hydrocarbons Technology [En línea], revisado 15 de marzo de 2018. Disponible en: <https://www.hydrocarbons-technology.com/projects/west-african-gas-pipeline/>.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Compendio de normas para trabajos escritos. NTC-1486-6166. Bogotá D.C.: El instituto, 2018. ISBN 9789588585673 153p.

KOHL, Arthur; Nielsen, Richard. Gas Purification. Houston: Gulf Publishing Company. 1997. Quinta Edición. 1398p.

LINDE. Gas Chromatography. The Linde Group [En línea]. Revisado 22 de abril de 2018. Disponible en: http://hiq.linde-gas.com/en/analytical_methods/gas_chromatography/index.html.

MARTINEZ, M. Ingeniería del gas. Maracaibo: Ingenieros Consultores, S.R.L., 1994. 272p.

MARTÍNEZ TRILLOS, Omar; PORRAS AMAYA, Romel Rolando. Simulación de Sistemas de Control en Procesos del Sector Oil & Gas a Través del Software Aspen Hysys y Conexión a Rockwell Automation con el Estándar de Comunicación OPC. Bogotá D.C.: Universidad Distrital Francisco José de Caldas. Facultad de Tecnología. Departamento de Ingeniería y Control, 2015. 168p.

MILLER, Terry; KIM, Anthony; ROBERTS, James. Economic Freedom. Washington: The Heritage Foundation, 2018. 470p.

PAK, Joseph. Nitrogen expansion cycle enhances flexibility of small-scale LNG. En: Rev. Gas Processing Industry. July 2013. 8p.

PIAC. Report on the Management of Petroleum Revenues for 2017. Accra: Public Interest and Accountable Committee, 2017. 113p.

PWC. Tax Guide for Petroleum Operations in Ghana. Accra: Price Waterhouse Cooper, 2017. 56p.

RIBÓN, Helena Margarita; SANTOS SANTOS, Nicolás; ORTIZ CANCINO, Olga Patricia. Métodos de Deshidratación de Gas Natural. Revista Fuentes, vol. 8, n. 2, 2011. ISSN 2145-8502. 71p.

RING, Terry. How to choose the best property prediction method for simulation?. [En línea]. Revisado en 15 de noviembre de 2018. Disponible en: <https://sutherland.che.utah.edu/PropertySelection.pdf>.

ROBERTS, Mark; CHEN, Fei; SAYGI-ASLAN, Öznur. Brayton Refrigeration Cycles for Small-Scale LNG. Allentown: Air Products and Chemicals INC., 2015. 5 p.

SEMECO, Karina Lucia, Conceptos Básicos de Evaluaciones Financieras, Caracas, 2007. 156p.

TULLOW OIL PLC. Jubilee Field. [En línea]. Revisado el 30 de agosto de 2018: Disponible en: <https://www.tulloil.com/operations/west-africa/ghana/jubilee-field>.

_____. TEN Field. [En línea]. Revisado el 30 de agosto de 2018: Disponible en: <https://www.tulloil.com/operations/west-africa/ghana/ten-field>.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO. Simulación de procesos. [En línea]. Revisado en 29 septiembre 2018. Disponible en: http://amyd.quimica.unam.mx/pluginfile.php/8408/mod_resource/content/0/DP-4%20Simulaci%C3%B3n%20de%20Procesos.pdf. Modificado por autores.

ANEXOS

ANEXO A
RESULTADO FINAL DE LA SIMULACIÓN