

**OPTIMIZACIÓN DE LOS PROCESOS DE FRACCIONAMIENTO EN LA PLANTA DE
GAS DE EL CENTRO A PARTIR DEL USO DE LA HERRAMIENTA HYSYS**

**HENRY MAURICIO PEREZ PLATA
WATSON MARCELO HERNÁNDEZ TAMAYO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO – QUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA**

2010

**OPTIMIZACIÓN DE LOS PROCESOS DE FRACCIONAMIENTO EN LA PLANTA DE
GAS DE EL CENTRO A PARTIR DEL USO DE LA HERRAMIENTA HYSYS**

**HENRY MAURICIO PEREZ PLATA
WATSON MARCELO HERNÁNDEZ TAMAYO**

**MONOGRAFIA PARA OPTAR POR EL TITULO DE
ESPECIALISTA EN INGENIERIA DE GAS**

**DIRECTOR
ING. NICOLAS SANTOS SANTOS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO – QUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA**

2010

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan sus agradecimientos a:

A NICOLÁS SANTOS SANTOS, Ingeniero de Petróleos, Profesor de la Especialización de Ingeniería del Gas de la Escuela de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander.

A GABRIEL MERCADO, Ingeniero de Petróleos, Profesional del área de Proceso de la Planta de Gas El Centro de ECOPETROL S.A.

A ECOPETROL S.A. por facilitar la información con la cuál fue posible desarrollar la presente monografía.

DEDICATORIA

A Dios, por brindarme la dicha de la salud, bienestar físico y espiritual

A mi madre Lucila y a mi padre Marcos (Q.E.P.D). Es a ustedes a quien debo toda la persona que soy. Gracias por su guía y ejemplo durante todos los años de mi vida.

A mi hermano Emerson, por su lealtad, comprensión y paciencia

A mis amigos, por el apoyo brindado

Marcelo Hernández Tamayo

A Dios Todopoderoso.

A Dalgis Esther y Lourdes María, mis dos grandes amores.

A Briceida Plata, mi madre.

A Alejo Pérez, mi padre, que en paz descansa y Dios lo tenga en su Santa gloria.

Henry Mauricio Pérez

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	20
1.GENERALIDADES DE PLANTAS DE TRATAMIENTO Y PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL.	22
1.1. Gas Natural.	22
1.2 Tipos de Gas Natural.	24
1.3 Cadena Tecnológica del Gas Natural.	24
1.3.1 Operaciones de transformación.	27
1.4 Generalidades del Tratamiento y Procesamiento del Gas Natural.	30
1.4.1 Especificaciones de Calidad del Gas Natural.	31
1.4.2 Etapas de una Planta de Tratamiento y Procesamiento de Gas.	33
1.4.3 Equipos de proceso.	35
1.5 Proceso de Licuefacción (Control de Punto de Rocío de Hidrocarburos).	36
1.5.1 Etapas del proceso de licuefacción.	36
1.5.1.1 Endulzamiento del gas natural (Extracción de CO ₂ y H ₂ S.	37
1.5.2 Plantas de Absorción con Aceite Pobre.	39
1.5.3 Plantas de Refrigeración Mecánica.	41
1.5.3.1 Descripción del proceso de refrigeración mecánica.	42
1.5.3.2 Ciclo de refrigeración	44
1.6 Fraccionamiento de Gas Natural	48
1.6.1 Tipos de Fraccionadoras.	49
1.6.2 Principio de Destilación.	50
1.6.3 Parámetros Claves.	51
1.6.3.1 Presión de Operación.	51
1.6.3.2 Relación de reflujo y número de etapas.	52
2.DESCRIPCIÓN Y CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESO EL CENTRO DE ECOPETROL S.A.	55
2.1 Generalidades.	55
2.2 Sistema de Recolección y Compresión de Gas Planta de Proceso El Centro.	56

2.2.1 Recolección del Gas del Campo La Cira-Infantas hacia compresores K1/K2.	57
2.2.2 Recolección del Gas del Campo de Lisama.	58
2.2.3 Sistema de recolección y estabilización de gas rico de los campos de Opón.	59
2.2.4 Sistema de compresión de gas Planta de Proceso El Centro.	59
2.3 Procesamiento del Gas	62
2.3.1 Aceite Absorbente.	63
2.3.2 Absorbedor C-1.	67
2.3.2.1 Descripción de la torre.	67
2.3.2.2 Corriente de gas	68
2.3.2.3 Corriente del Aceite.	69
2.3.3 Desetanizador C-2.	71
2.3.3.1 Descripción de la torre (rectificación y absorción del gas).	71
2.3.3.2 Corriente de gas.	74
2.3.3.2.1 Corrientes de aceite.	74
2.3.3.2.2 Corrientes de aceite que ingresan a la torre C-2	74
2.3.3.2.3 Corrientes de aceite que salen de la torre C-2.	75
2.3.4 Torre de Destilación o Alambique C-3.	76
2.3.4.1 Descripción de operación de la torre.	77
2.3.4.1.1 Funcionamiento del alambique (reflujo frío y caliente).	78
2.3.4.1.2 Condiciones operacionales anormales.	80
2.3.4.2 Corriente de Vapor de Gasolina Cruda.	81
2.3.4.3 Corrientes de líquidos.	83
2.3.4.3.1 Reflujo.	85
2.3.4.3.2 Corriente de gasolina cruda.	86
2.3.5 Recuperación de propano (despropanizador C-4).	87
2.3.5.1 Sección del fondo (rehervidor).	88
2.3.5.2 Sección del tope.	89
2.3.5.3 Situaciones anormales.	91

2.3.6 Recuperación de butano (desbutanizador C-5).	92
2.3.6.1 Sección del Fondo.	93
2.3.6.2 Sección del Tope.	94
2.3.6.3 Situaciones Anormales.	96
2.3 Almacenamiento de Productos.	97
2.3.1 Almacenamiento Presurizado.	97
2.3.1.2 Tanques de almacenamiento de Butano, D-101A – 103A.	98
2.3.1.3 Tanque de Almacenamiento de los Condensados, D-106A.	99
2.3.1.4 Tanque de Almacenamiento D-416.	101
2.3.2 Almacenamiento Atmosférico, Tanques de Almacenamiento de Gasolina Natural, T-203/ T-204.	102
2.4 Horno	104
2.5 Calderas	105
2.6 Torre de Enfriamiento	106
2.6.1 Procedimiento de Operación	107
2.6.2 Adición de químico.	108
2.7 Intercambiadores	109
3. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE GAS EL CENTRO	111
3.1 Simulación de las Condiciones Actuales de la Planta	112
3.1.1 Simulación de las corrientes de gas rico	112
3.1.1.1 Gas Opón	113
3.1.1.1.1 Gas La Cira Infantas	114
3.1.1.1.2 Gas Campo Lisama:	115
3.1.2 Simulación de las corrientes de aceite pobre.	117
3.1.3 Simulación del sistema de compresión de gas.	118
3.1.4 Simulación del sistema de recolección del gas rico del campo opón	121
3.1.5 Simulación del absorbedor C1.	122
3.1.6 Simulación del desetanizador C2	126
3.1.7 Simulación del alambique C3.	129
3.1.7.1 Corriente de Reciclo	130

3.1.7.1.1 Corriente de Aceite Rico y vapor	130
3.1.7.1.2 Simulación de la Sección de Platos	132
3.1.8 Simulación de la despropanizadora C4.	133
3.1.9 Simulación de la desbutanizadora C5.	135
3.1.10 Productos del proceso según simulación en la condición actual	136
3.2 Simulación de la Planta de Tratamiento de Gas con Alimentos Fríos	137
3.2.1 Determinación de temperaturas óptimas.	137
3.2.2 Simulación de las alternativas de enfriamiento.	142
4. ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DE LAS ALTERNATIVAS DE MEJORA DEL PROCESO EN LA PLANTA DE GAS	144
4.1 Diseño del Sistema de Refrigeración	147
4.1.1 Intercambiador de Calor Gas – Gas.	148
4.1.2 Intercambiador de calor gas – gas de la corriente de alimento pre-enfriado a la torre C1.	151
4.1.3 Intercambiador de calor liquido – gas del aceite pobre.	154
4.1.4 Válvula Joule – Thompson	158
4.1.5 Compresor de propano.	159
4.1.6 Condensador.	160
4.2 DISEÑO DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN.	162
4.2.1 Simulación sistema de deshidratación.	171
4.2.2. Especificaciones Generales del Sistema de Deshidratación.	176
4.3 Análisis Económico de Mejoras Planta de Proceso El Centro.	178
4.3.1 Costos de compresión.	178
4.3.2 Costos de deshidratación.	180
4. CONCLUSIONES	185
BIBLIOGRAFÍA	187

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Cadena del gas natural	27
Figura 2. Esquema planta de procesamiento de gas	34
Figura 3. Diagrama de planta de endulzamiento de gas natural	38
Figura 4. Diagrama de planta deshidratación de gas natural	38
Figura 6. Esquema de una planta de refrigeración mecánica.	42
Figura 7. Diagrama presión- entalpía de un proceso de refrigeración	46
Figura 8. Sistema de refrigeración de una etapa	47
Figura 9. Diagrama de una torre de fraccionamiento	48
Figura 10. Relación entre relación de reflujo y número de etapas	53
Figura11. Diagrama del aceite absorbente	63
Figura12. Diagrama general planta proceso ELC	66
Figura13. Diagrama torre C1	67
Figura14. Diagrama torre C3	76
Figura15. Diagrama torre C4	87
Figura16. Diagrama torre C5	93
Figura17. Diagrama almacenamiento de propano	97
Figura18. Diagrama tanques de almacenamiento de gasolina	103
Figura 19. Corriente de opón especificada en Hysys	114
Figura 20. Corriente de gas lci especificada en Hysys	115
Figura 21. Corriente de gas lisama especificada en Hysys	117
Figura 22. Mezclador de gas de compresión	119
Figura 23. Condiciones, propiedades y composición de la corriente de alimento a los compresores	119
Figura 24. Tren de compresión	120
Figura 25. Condiciones, propiedades y composición de la corriente de comprimida	121
Figura 26. Sistema de recolección gas rico Opón	122

Figura 27. Condiciones, propiedades y composición de la corriente de alimento c1	123
Figura 28. Condiciones, propiedades y composición de la corriente de aceite pobre	124
Figura 29. Configuración de la simulación de la absorbedora	125
Figura 30. Absorbedor totalmente especificado	125
Figura 31. Configuración de la corriente de alimento a la torre C2	127
Figura 32. Condiciones, propiedades y composición de la corriente de aceite pobre tope de la torre C2	127
Figura 33. Configuración de la simulación de la absorbedora	128
Figura 34. Desetanizador C2 totalmente especificado	129
Figura 35. Configuración de la simulación de la corriente de reciclo y alimento a la torre C4	130
Figura 36. Condiciones, propiedades y composición de la corriente de reciclo	131
Figura 37. Condiciones de las corrientes del plato 11 y 12 de la torre C3	132
Figura 38. Configuración de la simulación del alambique	132
Figura 39. Alambique C3 totalmente especificado	133
Figura 40. Condiciones, propiedades y composición de la corriente de alimento a la despropanizadora	133
Figura 41. Configuración de la simulación de la torre despropanizadora	134
Figura 42. Despropanizadora C4 totalmente especificado	135
Figura 43. Configuración de la simulación de la torre desbutanizadora	135
Figura 44. Desbutanizadora C5 totalmente especificado	136
Figura 45. Configuración de la simulación para determinar las temperaturas óptimas	138
Figura 46. Definición de variables para iteración	138
Figura 47. Definición de tipos de variables	139
Figura 48. Rango de la variable independiente para la iteración	139
Figura 49. Tabla de resultados del proceso iterativo	140

Figura 50. Composición de propano en corriente tope y de fondo de C1 vs. Temperatura del gas rico con una temperatura de aceite pobre de 115 °F	140
Figura 51. Composición de propano en corriente tope y de fondo de C1 vs. Temperatura del gas rico con una temperatura de aceite pobre de 50 °F	141
Figura 52. Simulación del intercambiador de calor E-103	148
Figura 53. Especificaciones de casco y tubos del intercambiador E-103	149
Figura 54. Perfil de temperaturas del E-103	151
Figura 55. Simulación del intercambiador de calor E-105	152
Figura 56. Especificaciones de casco y tubos del intercambiador E-105	153
Figura 57. Perfil de temperaturas del E-105	154
Figura 58. Simulación del intercambiador de calor E-106	155
Figura 59. Especificaciones de casco y tubos del intercambiador E-106	156
Figura 60. Perfil de temperaturas del E-106	158
Figura 61. Simulación de la válvula Joule – Thompson VLV-100	159
Figura 62. Simulación del compresor recíprocante K-100	160
Figura 63. Simulación del condensador E-104	161
Figura 64. Configuración final del sistema de refrigeración mecánico con propano	162
Figura 65. Condiciones, propiedades y composición de la corriente de ingreso al sistema de deshidratación	163
Figura 66. Temperatura de rocío de la corriente de gas	165
Figura 67. Concentración de TEG	166
Figura 68. Eficiencia de la torre para $n = 1.5$	167
Figura 69. Eficiencia de la torre para $n = 1$	168
Figura 70. Eficiencia de la torre para $n = 2$	168
Figura 71. Configuración de la torre de contacto gas – TEG	171
Figura 72. Válvula VLV-100 totalmente especificada	172
Figura 73. Simulación del intercambiador de calor L/R HEX	172
Figura 74. Configuración para la simulación del regenerador de TEG	173
Figura 75. Simulación de la unidad regeneradora de glicol	173

Figura 76. Condiciones, propiedades y composición de la corriente de teg regenerada	174
Figura 77. Configuración para la simulación del mezclador MIX – 101	175
Figura 78. Configuración de la bomba P-100 para la simulación	175
Figura 79. Simulación del intercambiador de calor E-100	176
Figura 80. Configuración final de la unidad de deshidratación con TEG	177
Figura 81. Costo capital de deshidratación TEG en 1999	181
Figura 82. Flujo de caja del proyecto	183

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Usos del gas natural	23
Tabla 2 especificaciones del gas de venta.	32
Tabla 3. Condiciones de operación de equipos en planta de absorción	41
Tabla 4. Condiciones de entrada del gas proveniente del campo La Cira-Infantas	57
Tabla 5. Condiciones de operación línea de gas de Lisama	59
Tabla 6. Propiedades físicas del aceite pobre	112
Tabla 2. Composición de la corriente de Opón	113
Tabla 7. Composición de la corriente de La Cira Infantas	114
Tabla 8. Composición de la corriente del campo Lisama	115
Tabla 9. Composición de la corriente de aceite pobre	118
Tabla 10. Productos del proceso de las condiciones actuales	136
Tabla 11. Productos de proceso de los diferentes casos de estudio	143
Tabla 12. Balance de los productos del proceso para el caso I – caso II	144
Tabla 13. Balance de los productos del proceso para el caso I – caso III	145
Tabla 14. Balance de los productos del proceso para el caso I – caso IV	146
Tabla 15. Especificaciones del intercambiador de calor E-103	150
Tabla 16. Especificaciones del intercambiador de calor E-105	153
Tabla 17. Especificaciones del intercambiador de calor E-106	157
Tabla 18. Especificaciones del sistema de refrigeración mecánico	161
Tabla 19. Constantes K y C para empaques de torres	170
Tabla 20. Especificaciones de la unidad de deshidratación	177
Tabla 21. Distribución aproximada de costos por componentes de facilidades de procesamiento de gas	179
Tabla 22. Premisas y suposiciones para los datos de costo de capital	179
Tabla 23. Costo estimado de equipos para recuperación de productos	180
Tabla 24. Tiempo estimado de recuperación de la inversión	182

LISTA DE FOTOGRAFIAS

	Pág.
Fotografía 1. Calentador de JP Jet 1A enriquecido	104
fotografía 2. Vista exterior torre Marley	107

RESUMEN

TÍTULO: OPTIMIZACIÓN DE LOS PROCESOS DE FRACCIONAMIENTO EN LA PLANTA DE GAS DE EL CENTRO A PARTIR DEL USO DE LA HERRAMIENTA HYSYS*

AUTORES: HENRY MAURICIO PEREZ PLATA
WATSON MARCELO HERNÁNDEZ TAMAYO**

PALABRAS CLAVES: Planta Proceso, Hysys, Glicol, Refrigeración, Flujo de Caja

DESCRIPCIÓN: La Planta de Proceso de gas El Centro está localizada en el corregimiento El Centro, municipio de Barrancabermeja, departamento de Santander. Esta planta fue modificada en el año 1997 para ampliar su capacidad de tratamiento de 47 MMPCD a 100 MMPCD con el fin de poder cargar el gas que se esperaba produjera la asociación AMOCO-ECP en el campo Opón, no obstante, debido a fallas en el cálculo inicial de reservas recuperables la producción de gas del Campo Opón declinó desde los 47 MMPCD en el año 1997 a los 19 MMPCD en el mismo año.

Debido a la diferencia existente entre las condiciones de diseño y las actuales condiciones operativas de la Planta de Gas El Centro, ocasionada principalmente por la declinación temprana de producción del Campo Opón, las variables operacionales no son las óptimas para el proceso, generándose una baja eficiencia en la recuperación de productos blancos así como un alto consumo de fluido absorbente, adicionalmente la entrega de gas con un contenido de agua alrededor de la 45 lb de agua por MMSCF de gas vendido han averiado la integridad del tubo que conduce el gas desde la Planta de Proceso hacia la GRB.

En el presente estudio a partir de la simulación en el software Hysys se establecieron las alternativas posibles para maximizar el recobro de productos en las condiciones modeladas, buscando que los procesos fueran más eficientes, esto es, una mayor recuperación de productos blancos.

Se simularon los sistemas de Glicol y de Refrigeración, además, se realizó un análisis de flujo de caja para la opción a recomendar.

* Proyecto de Grado

** Facultad de Ciencias Físicoquímicas. Escuela Ingeniería de Petróleos. Nicolás Santos Santos

SUMMARY

TITLE: OPTIMIZATION OF FRACTIONATION PROCESS IN EL CENTRO GAS PROCESSING PLANT OUT OF THE USE OF THE TOOL HYSYS *

**AUTHORS: HENRY MAURICIO PEREZ PLATA
WATSON MARCELO HERNÁNDEZ TAMAYO****

KEY WORDS: Processing Plant, Hysys, Glicol, Refrigeration, Cash Flow

DESCRIPTION: El Centro gas processing plant is located in the village El Centro, Barrancabermeja's municipality, department of Santander. This plant was modified in the year 1997 to extend its capacity of treatment from 47 MMPCD to 100 MMPCD in order to be able to load the gas that was hoped the association AMOCO-ECP in the Opon field, nevertheless, due to faults in the initial calculation of recoverable reservoir of gas, the gas production of the Opon Field declined from 47 MMPCD in the year 1997 to 19 MMPCD in the same year.

Due to the existing difference between the designing conditions and the current operative conditions of the El Centro gas plant, caused principally by the early decline of production of the Opon Field, the operational variables are not the ideal ones for the process, a low efficiency being generated in the recovery of white products as well as a high consumption of absorbent fluid, additionally the gas delivery with a water content about 45 lb of water for MMSCF of sold gas have damaged the integrity of the pipe that leads the gas from the processing plant towards the GRB.

In the current study from the simulation in the Hysys software the possible alternatives were established to maximize the products recovery in the modeling conditions, seeking that the processes were more efficient, this is, a better recovery of white products.

The systems of Glycol and of Refrigeration were simulated; in addition, there was a cash flow analysis for recommended option.

* Project of Degree

** Faculty of Physicochemical Sciences. School of Petroleum Engineering. Nicolas Santos Santos.

INTRODUCCIÓN

La Planta de Proceso de gas El Centro está localizada en el corregimiento El Centro, municipio de Barrancabermeja, departamento de Santander. Esta planta fue modificada en el año 1997 para ampliar su capacidad de tratamiento de 47 MMPCD a 100 MMPCD con el fin de poder cargar el gas que se esperaba produjera la asociación AMOCO-ECP en el campo Opón, no obstante, debido a fallas en el cálculo inicial de reservas recuperables la producción de gas del Campo Opón declinó desde los 47 MMPCD en el año 1997 a los 19 MMPCD en el mismo año.

En el año 1997 se instaló la unidad de glicol para deshidratar el gas que entraría a la Planta de Proceso, esta instalación al iniciar operaciones presentó arrastre de aceite, por esto, el trietilen glicol usado en el proceso se contaminó ocasionando la suspensión del sistema de deshidratación. El sistema de deshidratación adquirido estaba montado sobre un patín (skid) compacto (al parecer estaba diseñado para operar off shore), lo cual dificultó la facilidad de operación del personal, pudiendo esto llegar a constituir un contratiempo en la maniobra de dicha facilidad.

Adicionalmente, se instalaron dos compresores de tornillo para mejorar el sistema de fraccionamiento, estos equipos al momento de la compra no se adquirieron como un paquete sino por partes y a la fecha no se les ha podido poner en marcha.

Debido a la diferencia existente entre las condiciones de diseño y las actuales condiciones operativas de la Planta de Gas El Centro, ocasionada principalmente por la declinación temprana de producción del Campo Opón, se tiene que las variables operacionales no son las óptimas para el proceso, generándose una baja eficiencia en la recuperación de productos blancos así como un alto consumo de fluido absorbente, adicionalmente la entrega de gas con un contenido de agua

alrededor de la 45 lb de agua por MMSCF de gas vendido han averiado la integridad del tubo que conduce el gas desde la Planta de Proceso hacia la GRB. De persistir la actual situación, se pueden llegar a ocasionar pérdidas económicas considerables en el proceso.

En el presente estudio a partir de la simulación en el software Hysys se establecieron las alternativas posibles para maximizar el recobro de productos en condiciones modeladas buscando una mejor eficiencia, esto es, una mayor recuperación de productos blancos los cuales se obtienen al separarlos del gas rico gracias a la diferencia de las propiedades física-químicas de los diferentes componentes, entre otras características están la densidad, punto de burbuja, punto de rocío, presión de vapor y presión de ebullición.

Dentro de las alternativas simuladas está el sistema de Glicol y el sistema de Refrigeración, finalmente, se realizó el análisis Costo/Beneficio para la opción recomendada.

1. GENERALIDADES DE PLANTAS DE TRATAMIENTO Y PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL

GAS NATURAL

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos livianos en estado gaseoso, que en su mayor parte está constituida por metano y etano y en menor proporción por propano, butanos, pentanos e hidrocarburos más pesados. Generalmente, esta mezcla contiene impurezas tales como vapor de agua, gas carbónico y nitrógeno. Otras veces puede contener impurezas como sulfuro de hidrógeno, mercaptanos y helio.

El gas natural se encuentra, al igual que el petróleo, en yacimientos en el subsuelo en uno de los siguientes estados:

- Asociado, cuando está mezclado con el crudo al ser extraído del yacimiento.
- Libre o no asociado, cuando se encuentra en un yacimiento, en el cual sólo contiene gas.

Por lo tanto, su composición, su gravedad específica, su peso molecular y su poder calorífico son diferentes en cada yacimiento. El rango de variación del poder calorífico normalmente está entre 900 y 1400 BTU/PC.

El gas natural se utiliza como materia prima o como combustible en los sectores industrial, petroquímico, termoeléctrico, doméstico, comercial y de transporte terrestre. Sus principales usos por sector son los siguientes:

Tabla 1. Usos del gas natural

Sector	Usos	
Industrial	<ul style="list-style-type: none"> - Refinerías de petróleo - Industria del vidrio - Minas de ferróníquel - Industria alimenticia - Hierro y acero 	<ul style="list-style-type: none"> - Pulpa y papel - Industria del cemento - Cerámica - Industria textil
Petroquímico	<ul style="list-style-type: none"> - Urea - Alcoholes - MTBE - Etileno - ETC 	<ul style="list-style-type: none"> - Nitrato de amonio - Aldehídos - Acetileno - Polietileno
Termoeléctrico	<ul style="list-style-type: none"> -Turbogeneradores - Calderas (turbinas a vapor) - Plantas de ciclo combinado 	<ul style="list-style-type: none"> - Plantas de ciclo "STIG" - Plantas de cogeneración - Plantas de trigeneración
Doméstico y comercial	<ul style="list-style-type: none"> - Cocinas - Secadoras de ropa - Refrigeración y acondicionamiento de aire 	<ul style="list-style-type: none"> -Calentadores de agua - Calefacción -Restaurantes - Hoteles
Transporte	<ul style="list-style-type: none"> - GNV (Gas Natural Vehicular comprimido en reemplazo de gasolina motor). 	

Fuente: www.metrex.com.co/contenidos/cast/contenido.php?tema=soporte&contenido=rednacional

El uso del gas natural como combustible en los anteriores sectores, sustituye energéticos como la electricidad, GLP, ACPM, queroseno, fuel oil, crudos pesados y carbón en el área industrial; y electricidad, GLP, queroseno en el sector doméstico y comercial; y gasolina y diesel en el transporte.¹

¹ www.ecopetrol.com.co

1.2 TIPOS DE GAS NATURAL

Debido a que el gas natural es una mezcla de varios compuestos y debido a que su composición difiere de un yacimiento a otro y que su presencia en el subsuelo puede darse acompañado de petróleo o libre, se definen varios tipos de gas natural a saber:

- *Gas Crudo*: Es aquel que sale del yacimiento, sin tratar ni procesar.
- *Gas Libre*: Es aquel que proviene de un yacimiento donde solo existe gas como hidrocarburo.
- *Gas Asociado*: Es aquel que proviene de un yacimiento donde simultáneamente se produce gas y crudo.
- *Gas Pobre*: Un gas que contiene muy poca cantidad de etano, propano y compuestos más pesados.
- *Gas Rico*: Gas que contiene una cantidad de compuestos más pesados que el etano, alrededor de 0.7 galones de propano por 1000 pies cúbicos de gas.
- *Gas Acido o Agrio*: Gas que contiene más de 16 ppm de H₂S o cantidades porcentuales altas (mayores a 6%) de CO₂.
- *Gas Dulce*: Gas que contiene menos de 16 ppm de H₂S o cantidades bajas de CO₂.

1.3 CADENA TECNOLÓGICA DEL GAS NATURAL

La industria del gas natural es un vasto sector, concentrado e intensivo en capital. Debido al estrecho lazo que existe entre la exploración y la producción del gas natural y del petróleo, las compañías petroleras son igualmente las principales empresas implicadas en el sector del gas natural. Sin embargo, el transporte y la distribución del gas se asemejan más al sector del transporte y distribución de electricidad.

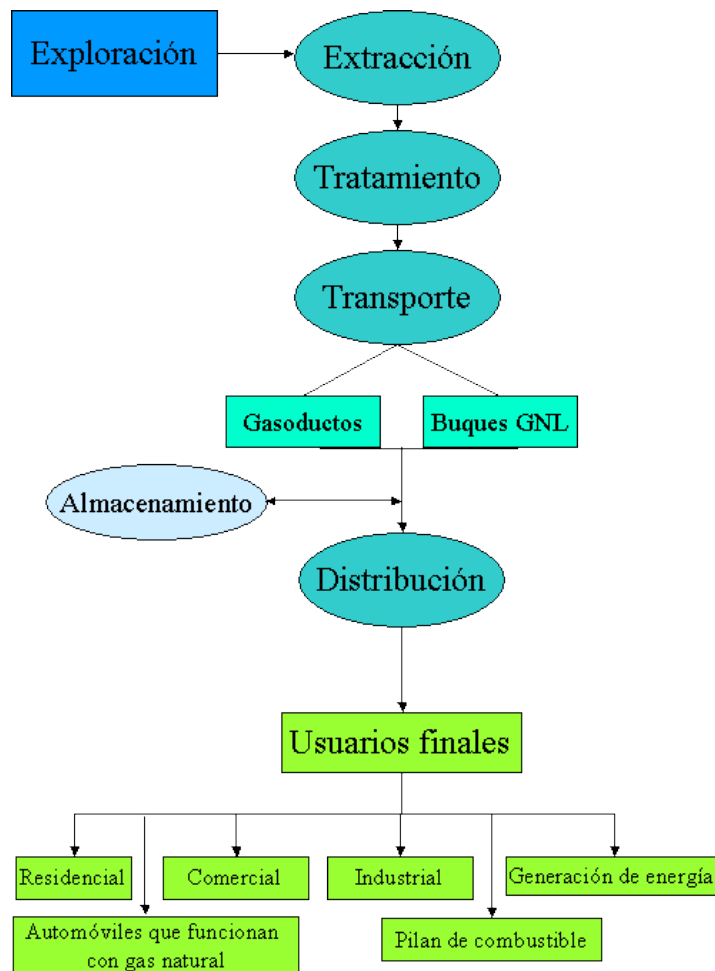
Tradicionalmente, en un mercado de gas natural fuertemente regulado, las compañías productoras, exploraban y producían el gas que luego era vendido a las empresas que se encargaban de los gasoductos para ser transportadas hasta las compañías locales de distribución. Esas compañías se encargaban a su vez de hacer llegar el gas natural a los consumidores finales. La industria estaba generalmente verticalmente integrada y el gas natural y los servicios de transporte se proporcionaban conjuntamente a los usuarios finales. La industria del gas natural era considerada como un monopolio natural, dominado por empresas del Estado. No obstante, la liberalización de los mercados de gas natural está cambiando esta situación en muchos países, en un proceso de separación de la oferta de gas natural de los servicios de transporte, ampliando las posibilidades de los consumidores. Las compañías de transporte o los gasoductos son cada día más independientes respecto a los productores o los distribuidores e incluso en algunos casos venden el gas directamente a grandes clientes.

La estructura del mercado del gas natural está experimentando mutaciones importantes como consecuencia de la liberalización. La industria está atravesando una fase fundamental de reestructuración asociada a una apertura de los mercados mundiales a las grandes empresas del sector (empresas de multienergía), para las cuales el gas natural jugará un papel primordial. Existe una intensa competencia entre las compañías para penetrar los mercados y controlar los recursos de explotación. La industria vive al ritmo de las fusiones y adquisiciones, reestructuraciones y reagrupamientos de empresas, con la creación de empresas de multiservicios públicos y negocios de servicios. Igualmente, algunas empresas de gas natural presentan un nuevo enfoque de extensión internacional de sus participaciones y actividades y se produce la entrada de nuevos agentes a través de fronteras y de sectores. Este proceso ha conducido a una reducción de la integración vertical y a una creciente integración horizontal en el sector de la energía.

En el mercado americano, el proceso de liberalización ya está bastante avanzado. De un mercado de precios estables y controlados, con contratos a largo plazo, se ha pasado hoy en día a un marco dinámico y fuertemente competitivo caracterizado por flexibilidad de precios, un mercado físico activo (spot) y una mayor utilización de los contratos a corto y medio plazo. Esto está produciendo un cambio fundamental en la manera en la que opera cada uno de los actores tradicionales de esta industria: productores, empresas de transporte o gasoductos, empresas estatales y usuarios industriales. Emergen nuevos actores intermediarios que se encargan de unir oferentes y demandantes de gas natural, como pueden ser los vendedores de gas natural (marketers).

Normalmente el suministro de gas natural a los clientes es efectuado por empresas locales de distribución (ELD), que pueden pertenecer ya sea a inversionistas privados ya sea a las municipalidades (sistemas públicos de gas). Durante mucho tiempo, estas últimas se beneficiaron de la exclusividad en la distribución del gas natural a determinadas áreas geográficas. Sin embargo, las reformas actuales están abriendo estas empresas a la competencia. A los usuarios finales se les permite comprar el gas directamente a los productores, gasoductos, vendedores o a otras empresas locales de distribución. Tienen igualmente la posibilidad de obtener diferentes contratos de almacenamiento u otros servicios y beneficiarse de la posibilidad de obtener descuentos si efectúan sus compras de manera conjunta con otros usuarios. La mayoría de los grandes usuarios de gas natural tienden a aprovisionarse directamente ante los productores o los vendedores (marketers), mientras que los clientes domésticos, comerciales e industriales prefieren utilizar las redes locales.

Figura 1. Cadena del gas natural



Fuente: www.unctad.org/infocomm/espanol/gas/cadena.htm

1.3.1 Operaciones de transformación. El proceso de producción del gas natural es simple y muy parecido al del petróleo. Primero, el gas natural se extrae por medio de perforaciones en pozos terrestres o en los océanos, después de transporta por gasoductos (por tierra) o buques (por mar) hasta la planta de depurado y transformación para ser conducido después hacia una red de gas o a las zonas de almacenamiento.

Exploración. La exploración es una etapa muy importante del proceso. En el transcurso de los primeros años de la industria del gas natural, cuando no se conocía muy bien el producto, los pozos se perforaban de manera intuitiva. Sin embargo, hoy en día, teniendo en cuenta los elevados costos de extracción, las compañías no pueden arriesgarse a hacer excavaciones en cualquier lugar. Los geólogos juegan un papel importante en la identificación de napas de gas. Para encontrar una zona donde es posible descubrir gas natural, analizan la composición del suelo y la comparan a las muestras sacadas de otras zonas donde ya se ha encontrado gas natural. Posteriormente llevan a cabo análisis específicos como el estudio de las formaciones de rocas a nivel del suelo donde se pudieron haber formado napas de gas natural. Las técnicas de prospección han evolucionado a lo largo de los años para proporcionar valiosas informaciones sobre la posible existencia de depósitos de gas natural. Cuanto más precisas sean las técnicas, mayor será la posibilidad de descubrir gas durante una perforación.

Extracción. El gas natural se extrae cavando un hueco en la roca. La perforación puede efectuarse en tierra o en mar. El equipamiento que se emplea depende de la localización de la napa de gas y de la naturaleza de la roca. Si es una formación poco profunda se puede utilizar perforación de cable. Mediante este sistema una broca de metal pesado sube y baja repetidamente en la superficie de la tierra. Para prospecciones a mayor profundidad, se necesitan plataformas de perforación rotativa. Este método es el más utilizado en la actualidad y consiste en una broca puntiaguda para perforar a través de las capas de tierra y roca.

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

Lo más común es que el gas natural esté bajo presión y salga de un pozo sin intervención externa. Sin embargo, a veces es necesario utilizar bombas u otros métodos más complicados para obtener el gas de la tierra. El método de elevación más difundido es el bombeo de barra.

Tratamiento. El tratamiento del gas natural implica el reagrupamiento, acondicionamiento y refinado del gas natural bruto con el fin de transformarlo en energía útil para las diferentes aplicaciones. Este proceso supone primero una extracción de los elementos líquidos del gas natural y después una separación entre los diferentes elementos que componen los líquidos.

Transporte y almacenamiento. Una vez tratado, el gas natural pasa a un sistema de transmisión para poder ser transportado hacia la zona donde será utilizado. El transporte puede ser por vía terrestre, a través de gasoductos que generalmente son de acero y miden entre 20 y 42 pulgadas de diámetro. Debido a que el gas natural se mueve a altas presiones, existen estaciones de compresión a lo largo de los gasoductos para mantener el nivel necesario de presión.

Comparado a otras fuentes de energía, el transporte de gas natural es muy eficiente si se considera la pequeña proporción de energía perdida entre el origen y el destino. Los gasoductos son uno de los métodos más seguros de distribución de energía pues el sistema es fijo y subterráneo.

El gas natural puede también ser transportado por mar en buques. En este caso, es transformado en gas natural licuado (GNL). El proceso de licuado permite retirar el oxígeno, el dióxido de carbono, los componentes de azufre y el agua. Los elementos principales de este proceso son una planta de licuado, barcos de transporte de baja temperatura y presurizados y terminales de regasificación.

Antes de llegar al consumidor, el gas natural puede ser almacenado en depósitos subterráneos para que la industria del gas pueda afrontar las variaciones estacionales de la demanda. Estos depósitos están generalmente situados cerca de los mercados consumidores de tal forma que las empresas de distribución de gas natural pueden responder a los picos de la demanda y proporcionar el gas a sus clientes continuamente y sin demora. Durante los períodos de poca actividad, las empresas de distribución pueden vender el gas natural en el mercado físico (spot).²

1.4 GENERALIDADES DEL TRATAMIENTO Y PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL.

El propósito del tratamiento y procesamiento del gas natural es asegurar que posea las especificaciones de calidad requeridas para poder ser comercializado, es decir, que cumpla con los requerimientos del Reglamento Único de Transporte de Gas Natural en Colombia (RUT).

El tratamiento del gas natural consiste en retirarle las impurezas, como son el agua, tanto en fase líquida como vapor (deshidratación), y los contaminantes ácidos, como son el H₂S y el CO₂ (endulzamiento).

El procesamiento o fraccionamiento de gas se hace cuando el gas es rico en hidrocarburos intermedios (GPM>1). Consiste en la obtención de líquidos a partir del gas natural, ya sea como productos puros como el propano, butano, pentano y componentes más pesados, o sus mezclas, como el GLP (gas licuado del petróleo). También se puede obtener etano líquido en el caso de plantas criogénicas (- 150°F).

² www.unctad.org/infocomm/espagnol/gas/cadena.htm

El tratamiento y el procesamiento de gas natural involucran el uso de plantas de gas, es decir, se utilizan equipos como torres contactoras, sistemas de regeneración, torres fraccionadoras, bombas, separadores, etc.

Por lo anterior, las facilidades para tratamiento y procesamiento tienen que ser diseñadas para convertir el gas de producción en gas de venta, de forma tal que cumpla con las especificaciones de calidad, y que dichas facilidades operen sin interrupción.³

1.4.1 Especificaciones de Calidad del Gas Natural. La calidad del gas natural para que pueda ser comercializado en Colombia está definida por el Reglamento Único de transporte de gas Natural, RUT. Este reglamento es expedido por la Comisión Reguladora de Energía y Gas, CREG, adscrita al Ministerio de Minas y Energía.

Este reglamento, define las especificaciones técnicas del gas natural, para que pueda ser transportado y consumido por los usuarios, salvaguardando la salud humana y la integridad de los gasoductos y equipos, en condiciones seguras.

Así por ejemplo, el RUT define el contenido máximo de 6 libras de agua por cada millón de pies cúbicos de gas natural, para evitar la formación de hidratos y de agua líquida dentro de los gasoductos y equipos de medición. Igualmente, define las condiciones del poder calorífico, que controla indirectamente el punto de rocío de hidrocarburos. Así como los contenidos máximos de CO₂ y H₂S. También especifica las temperaturas mínimas y máximas con la que puede ser entregado un gas por el productor al transportador.

³ Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas. Junio 2008. Pag. 5 – 7.

Las especificaciones de calidad definidas por el RUT para que un gas natural pueda ser comercializado (gas de venta) en Colombia se muestran en la Tabla 2.

Conociendo estas especificaciones y la tasa y composición requerida del gas de venta y del gas de producción entrando a la planta; se pueden diseñar los diferentes equipos para el tratamiento y procesamiento del gas y fijar las condiciones óptimas de operación.

Tabla 2 Especificaciones del gas de venta.

PROPIEDAD FISICA DEL GAS	VALOR
Temperatura máxima de rocío por hidrocarburo (Dew Point) a una presión de 800 psia.	15 °F (- 10 °C)
Máximo contenido permisible de (CO ₂). .	2 % Vol.
Máximo contenido permisible de (H ₂ S).	4 ppmv
Máximo contenido permisible de vapor de agua.	6 lb./MMscf
Temperatura máxima del gas a la salida.	120 °F
Presión de operación.	900 psig
Mínimo poder calorífico superior – HHV.	950 Btu/ft ³
Máximo poder calorífico superior – HHV.	1,150 Btu/ft ³
Libre de partículas, gomas, químicos de tratamiento y otros contaminantes de planta de proceso. Gas sin formación de hidrocarburos líquidos a las condiciones de operación.	

Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

1.4.2 Etapas de una Planta de Tratamiento y Procesamiento de Gas. El gas de producción tiene que ser tratado y procesado para cumplir con las especificaciones como gas de venta. El tratamiento mínimo para un gas de producción es la deshidratación; sin embargo, si la concentración de CO₂ y H₂S lo ameritan se debe hacer endulzamiento. El diagrama de bloques para su tratamiento y procesamiento pueden ser el mostrado en la figura 2.

- Separación inicial.
- Remoción de gas ácido (endulzamiento).
- Deshidratación (control de punto de rocío de agua).
- Control de punto de rocío por hidrocarburo (obtención de producto blanco).
- Fraccionamiento.

La Figura 2 es un diagrama de flujo de una planta de producción para el manejo de pozos con flujo de gas. El flujo de corriente de gas puede ameritar un calentamiento antes de la separación inicial, especialmente en climas fríos. En la cabeza de pozo y en las válvulas de control de flujo, ocurre una caída de presión y por tanto el gas se expande y su temperatura disminuye (efecto Joule Thompson). Si la temperatura es lo suficientemente baja, se podría presentar formación de hidratos de gas. Los líquidos son normalmente separados del gas para reducir el duty de los intercambiadores de calor, tanto en el calentamiento como en la refrigeración. Los intercambiadores de calor se utilizan para enfriar el gas y también para enfriar o calentar líquidos, como por ejemplo en la regeneración del glicol y las aminas, utilizados en la deshidratación y en el endulzamiento respectivamente.

En una instalación de gas, existe primero una separación, a alta presión, esto permite la estabilización del flujo de gas en el proceso aguas abajo, y la optimización de la energía calórica en todo el proceso. Con el tiempo en las

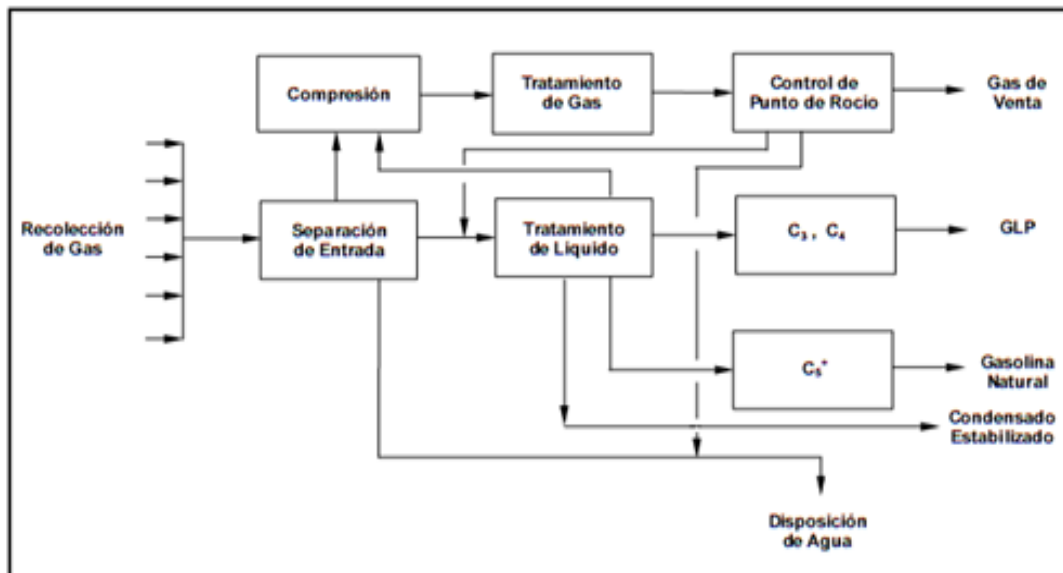
tuberías proveniente de los pozos puede disminuir la presión y se podría necesitar una etapa de compresión antes de seguir con el manejo del gas.

La primera etapa de separación es de tres fases determinada por la capacidad del gas, proporcionando el suficiente tiempo de retención del líquido. Lo fundamental es cumplir con las exigencias de transporte de gas especificadas en el RUT (Reglamento Único de Transporte) y se reconozca la necesidad de eliminar las impurezas del gas para la venta.

El líquido hidrocarburo que se separa debe ser estabilizado para recuperar la mayor cantidad posible de hidrocarburos líquidos.

Casi en su totalidad los pasos involucrados en el tratamiento de gas obedecen a procesos de naturaleza física, con excepción del proceso de remoción de gas ácido (endulzamiento) que involucra reacciones químicas.

Figura 2. Esquema Planta de Procesamiento de Gas



Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

Las especificaciones de los productos gaseosos y líquidos se alcanzan por separación de los compuestos, mediante cambios en las condiciones físicas de temperatura y presión a las cuales están expuestas los fluidos. El contacto con otros compuestos tales como glicol (utilizado en la deshidratación) y aceite de absorción (utilizado para la recuperación de producto blanco), afecta las solubilidades relativas de ciertos compuestos, logrando su separación de la corriente de gas principal. Mediante el contacto con compuestos sólidos como la sílica gel (utilizada en la deshidratación) o tamiz molecular (utilizada en deshidratación y endulzamiento), se pueden separar algunos compuestos de la corriente de gas (agua y CO₂) por el proceso de adsorción física. La destilación es el proceso usado para separar los hidrocarburos en las fracciones líquidas.⁴

1.4.3 Equipos de proceso. En las plantas de tratamiento y fraccionamiento de gas, los fluidos líquidos y gaseosos van de un equipo a otro, en los cuales se varía la temperatura y la presión bajo condiciones controladas. En este proceso se requieren los siguientes equipos:

- Separadores, torres contactoras y fraccionadoras.
- Sistemas para contacto gas/líquido tales como:
 - Plato
 - Empaque al azar
 - Empaque estructurado
- Intercambiadores de calor
- Bombas
- Compresores.
- Tuberías de interconexión.
- Válvulas y accesorios.

La fabricación e instalación de estos equipos y accesorios está gobernada por códigos y estándares que usualmente tienen relación con aspectos de seguridad así como con su desempeño.

⁴ SANTOS, Nicolás. DISEÑO Y OPERACIÓN DE UNIDADES DE TRATAMIENTO Y PROCESAMIENTO DE GAS. JUNIO 2008. Pag. 8 – 10.

1.5 PROCESO DE LICUEFACCIÓN (CONTROL DE PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBUROS)

El término “Procesamiento de gas natural” es usado para referirse a la separación o recuperación de etano, propano, butano y componentes más pesados de una corriente de gas natural. Ellos pueden ser fraccionados como un componente puro o pueden ser combinados y vendidos como una mezcla de líquidos, como es el caso del GLP, gases licuados del petróleo (mezcla de C₃ y C₄).

En muchas instancias las plantas de procesamiento de gas son instaladas porque es más económico extraer y vender los productos líquidos. Otro objetivo del procesamiento del gas natural es disminuir el poder calorífico y el punto de rocío de hidrocarburos al extraer los componentes más pesados. Si el gas es rico en componentes pesados, el gas no trabajará apropiadamente en quemadores que son diseñados para poderes caloríficos más bajos, igualmente si el gas posee un alto punto de rocío de hidrocarburos, éstos se pueden condensar en las líneas de transporte o en los equipos donde haya caída de presión.

La primera operación en una planta de procesamiento de gas es separar los componentes que pueden ser recuperados del gas en una corriente líquida (licuefacción o disminución del punto de rocío de hidrocarburos). Posteriormente se puede fraccionar esta corriente líquida en etano, propano, isobutano o butano normal y gas licuado del petróleo (GLP). Los productos del fraccionamiento del gas natural generalmente están definidos por su presión de vapor.

1.5.1 Etapas del proceso de licuefacción: Antes de fraccionar el gas natural hay que someterlo a su tratamiento, es decir a la remoción de los contaminantes más importantes del gas natural, los componentes ácidos (endulzamiento) y el agua (deshidratación).

1.5.1.1 Endulzamiento del gas natural (Extracción de CO₂ y H₂S): El proceso de endulzamiento de gas natural consiste en remover los contaminantes ácidos, H₂S (ácido sulfhídrico) y CO₂ (dióxido de carbono), de una corriente de gas recibido de los pozos productores. Este proceso consiste en la absorción selectiva de los contaminantes, mediante una solución acuosa a base de una formulación de amina, la cual circula en un circuito cerrado donde es regenerada para su continua utilización.

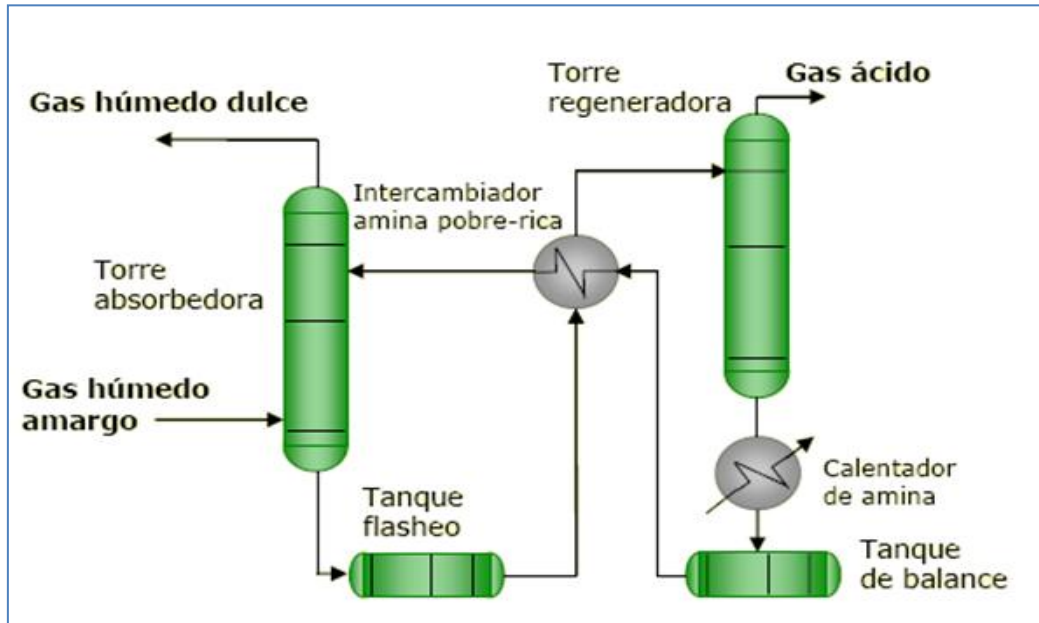
El gas sin contaminantes ácidos se denomina gas dulce, el cual es el producto principal que sirve para la carga de las fraccionadoras. Adicionalmente se obtiene una corriente compuesta por el H₂S (ácido sulfhídrico) y CO₂ (dióxido de carbono), la cual se llama gas ácido, subproducto que sirve para la carga en el proceso para la recuperación de azufre.

Posterior al endulzamiento, al gas se le extrae el agua mediante plantas de deshidratación que pueden operar con desecantes líquidos (glicol) o con desecantes sólidos en donde se pueden alcanzar valores bajos de hasta 1 ppm de agua, contenido que es necesario cuando se utiliza criogenia para remover los componentes pesados del gas natural (licuefacción).

En la figura 3 y 4 se puede observar una planta de endulzamiento que opera con amina y una planta de deshidratación que opera con glicol (TEG) respectivamente.⁵

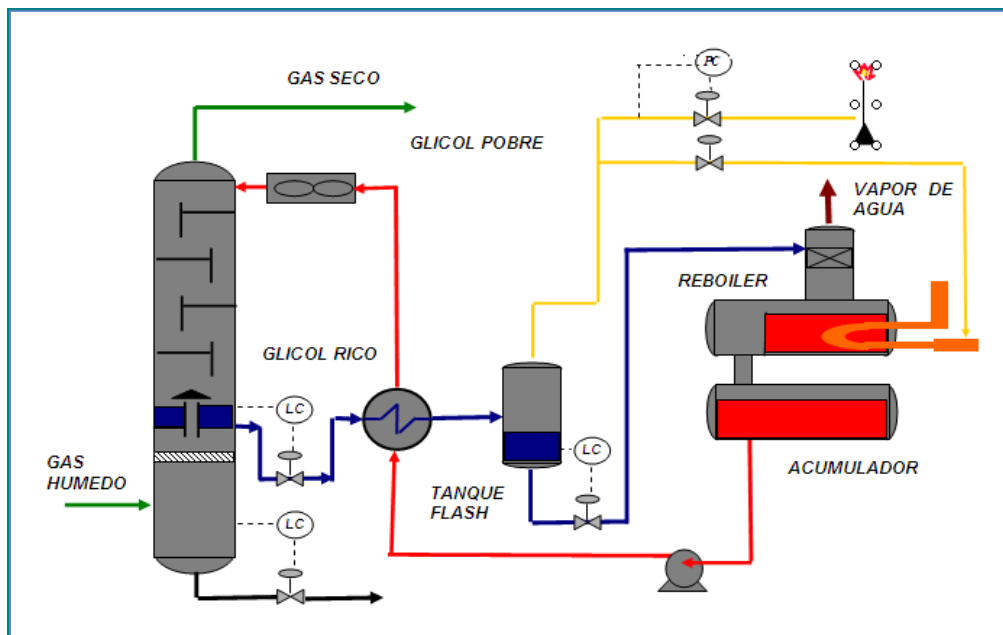
⁵ SANTOS, Nicolás. Diseño y Operación de Unidades de Tratamiento y Procesamiento de Gas. Julio 2008. Pag. 4 – 7.

Figura 3. Diagrama de Planta de Endulzamiento de Gas Natural



Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

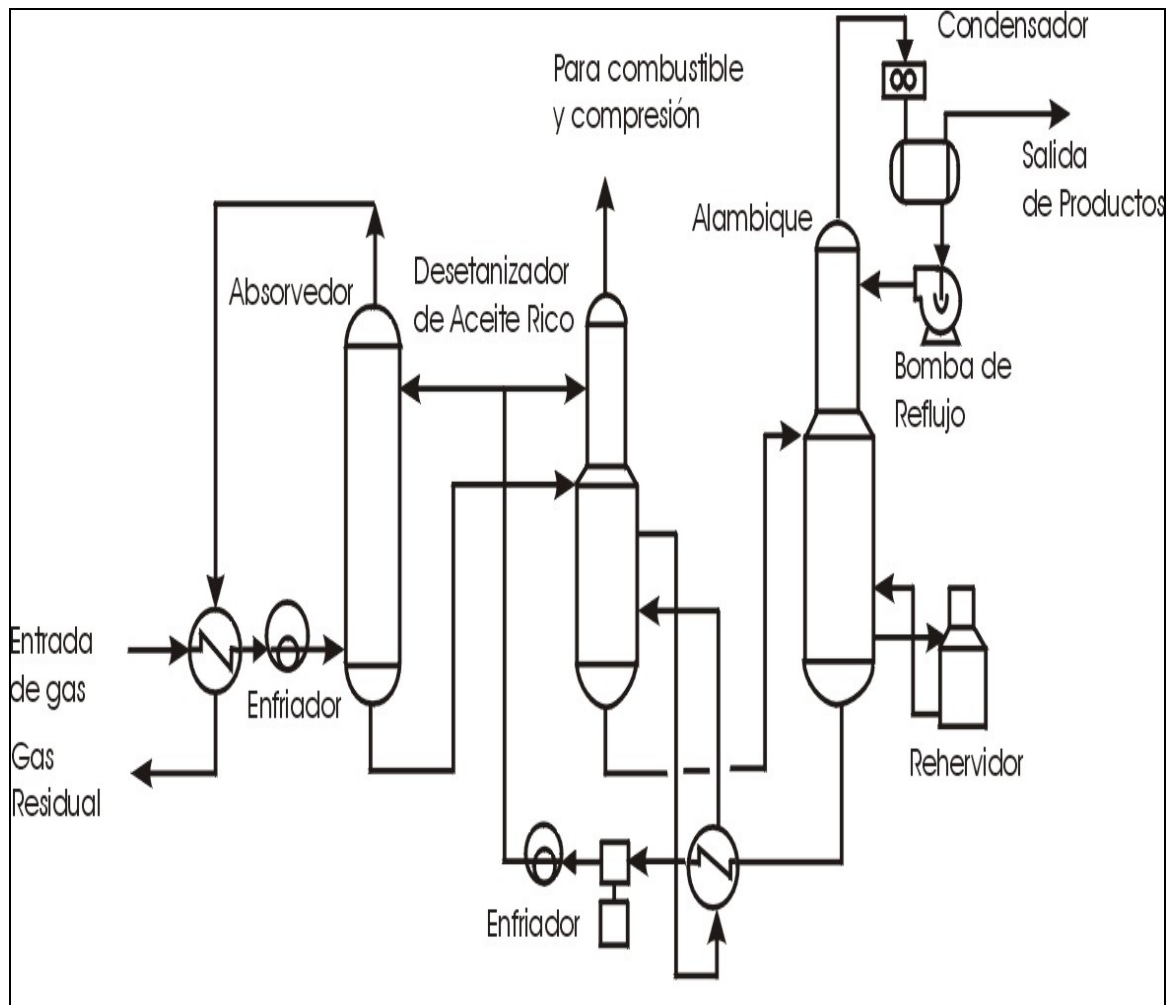
Figura 4. Diagrama de Planta Deshidratación de Gas Natural



Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

1.5.2 Plantas de Absorción con Aceite Pobre. En este proceso el gas de alimento es puesto en contacto con un aceite pobre para que absorba los componentes intermedios (C_3^+) y puedan ser pasados a líquidos (Figura 5). El fluido de absorción es un tipo de keroseno o Varsol (C_7^+).

Figura 5. Esquema de Planta de Absorción con Aceite Pobre



Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

Al entrar a la planta el gas de alimento necesita ser enfriado. Esto se debe a que entre más frío esté el gas al ingresar a la torre absorbedora más alto será el

porcentaje de hidrocarburos que absorbe el aceite en ella, este enfriamiento se realiza pasando el gas de alimento primero por un intercambiador de calor con el gas residual proveniente del tope de la absorbedora y luego por un cooler, en la torre absorbedora (esta torre puede ser una contactora de platos o empacada).

El aceite pobre entra por el tope de la torre contactora o absorbedora mientras el gas fluye hacia arriba en contra corriente con el aceite desde el fondo de la torre, intercambia calor con la corriente de aceite pobre y entra al tanque "flash", el cual opera alrededor de la mitad de la presión de la torre de absorción, allí ocurre una separación instantánea donde compuestos hidrocarburos livianos como metano y etano son liberados y se reenvían hacia la línea de gas residual o se utiliza como gas de instrumentación. Para la recuperación de propano y más pesados (C_3^+), la corriente de aceite rico que sale del tanque de flash entra a la torre desetanizadora de aceite rico (ROD) en la cual se separa el etano y metano que pudieran haber sido arrastrados por el aceite rico, para esto se le agrega calor por el fondo, además simultáneamente se provee un reflujo de aceite pobre (sin componentes del gas natural) que es inyectado en el tope de la ROD para controlar la cantidad de componentes intermedios C_{3+} que se hayan podido evaporar, el gas del tope de la ROD es usado como combustible dentro de la planta o se une a la corriente de gas residual.

El aceite rico (con componentes del gas natural) luego fluye hacia la torre de destilación (Still) donde es calentado por un rehervidor en el fondo a una temperatura suficientemente alta para separar los componentes intermedios (propano, butano, pentano) y otros líquidos del gas natural, mediante diferencia en sus puntos de ebullición, estos salen por el tope de la still mientras el aceite (ahora pobre) sale por el fondo y está listo para recircular de nuevo, aunque antes de entrar a la torre absorbedora debe pasar por un enfriador (cooler) que disminuye su temperatura para maximizar la absorción. Se debe tener en cuenta que la temperatura del rehervidor debe ser más baja que la temperatura de ebullición del

aceite pobre, y muy similar a la temperatura de ebullición de los productos de tope (C_{3+}). De esta manera por el tope de la torre destiladora sale una corriente gaseosa de C_{3+} que posteriormente pasa a un condensador, de donde sale una corriente líquida de C_{3+} hacia el tren de fraccionamiento. El aceite absorbente ya sin el C_{3+} fluye nuevamente hacia la torre contactora y el ciclo se repite.⁶

Las plantas de aceite absorbente ya no son tan populares como una vez lo fueron. Son muy difíciles de operar y no son muy eficientes. Los niveles típicos de recobro de líquidos con una planta de aceite absorbente son:

- Propano $C_3 = 80\%$
- Butano $C_4 = 90\%$
- Pentano $C_5^+ = 98\%$

Condiciones de operación de los equipos:

Tabla 3. Condiciones de Operación de Equipos en Planta de Absorción

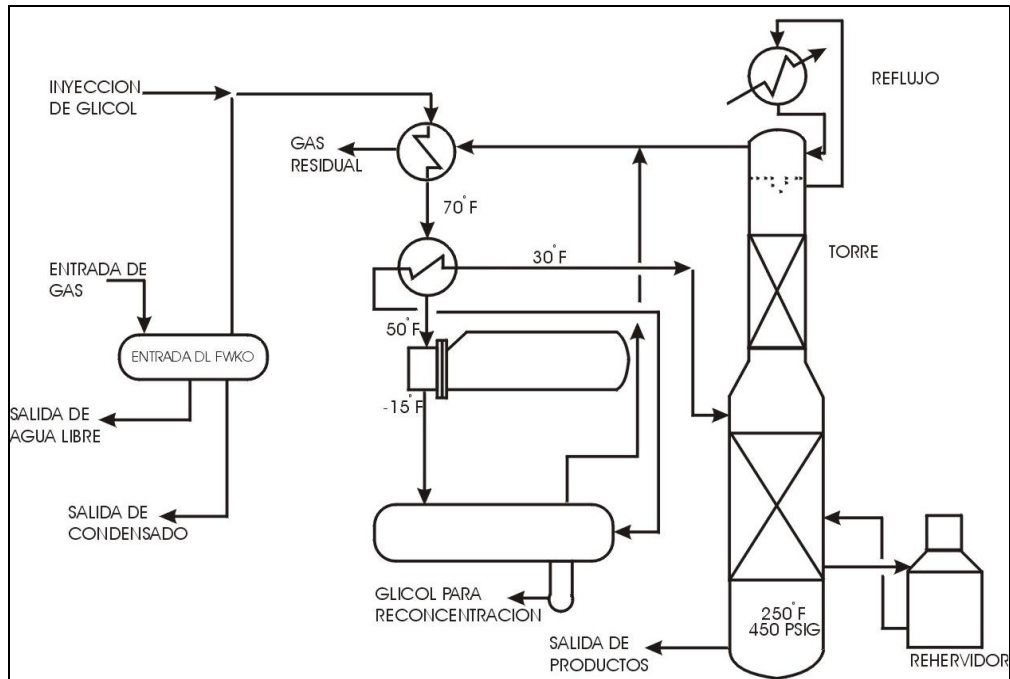
EQUIPO	Rango de Presión Psig	Rango de Temperatura °F
Torre absorbedora	300-1100	0-40
ROD	175-300	40-120
Still	85-160	220-300

Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

1.5.3 Plantas de Refrigeración Mecánica. En una planta de refrigeración el gas es enfriado a una temperatura bastante baja para condensar la corriente de gas natural. El freón o el propano son usados como refrigerantes. La figura 6 muestra el diagrama de flujo de una planta de refrigeración mecánica.

⁶ SANTOS, Nicolás. Diseño y Operación de Unidades de Tratamiento y Procesamiento de Gas. Julio 2008. Pag. 8 – 11.

Figura 6. Esquema de una Planta de Refrigeración Mecánica.



Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

Este proceso lleva al gas al estado líquido mediante una disminución de temperatura (temperatura de condensación del gas) para esto se necesita de la ayuda de unidades como intercambiadores de calor, un FWKO, un chiller, un separador frío, una torre, un rehervidor, y la presencia de un inhibidor como lo es el glicol para evitar la formación de hidratos. En el chiller se lleva a cabo el enfriamiento del gas por medio de la refrigeración mecánica.

1.5.3.1 Descripción del proceso de refrigeración mecánica: Antes que todo el agua libre y los condensados del gas alimento son separados en el FWKO (free water knock out o separador de agua libre), después de este importante paso el punto de rocío de agua del gas debe ser disminuido antes de ser enfriado para prevenir hidratos dentro del proceso, para esto se usa glicol que es inyectado al

gas después de salir del FWKO antes de empezar el enfriamiento, el propósito de este enfriamiento es condensar la fracción deseada de GLP y LGN. Primero se enfría el gas de alimento a la planta con un intercambiador de calor gas/gas, este gas frío proviene una parte del separador frío y otra parte de la torre fraccionadora o still, la temperatura del gas al salir del intercambiador es de alrededor de los 70 °F, después se enfría con un intercambiador calor aceite/gas, con el líquido hidrocarburo condensado en el separador frío.

Este aceite (C_{3+}) que proviene del separador frío fluye hacia la torre, la temperatura del gas al salir del intercambiador aceite/gas es de alrededor de los 50° F, y por último se enfría con un chiller para que el gas alcance los -15° F (o temperaturas menores) y esté listo para entrar al separador frío. El separador frío es un separador trifásico donde son separados el gas (C_1 , C_2) por el tope, el glicol rico por el fondo y los hidrocarburos líquidos por la parte intermedia son enviados a la torre e inyectados a ella pero sin antes ser calentados a 30 °F por el intercambiador de calor aceite/gas, a este líquido se le separan los componentes livianos C_1 , C_2 , que aun estaba contenidos en ella por el tope y los componentes intermedios salen como líquidos por el fondo. La composición del líquido de alimento a la torre se determina por el número de platos, presión de operación y cantidad de calor en el rehervidor.

Los niveles típicos de recobro de líquidos con el proceso de licuefacción por refrigeración mecánica son:

- Propano = 85%
- Butano = 94%
- Pentano += 98%

1.5.3.2 Ciclo de refrigeración: Utilizando el diagrama Presión-Entalpía (P-H), el ciclo de la refrigeración, se puede dividir en los siguientes pasos.

- Expansión
- Evaporación
- Condensación
- Condensación

El ciclo de refrigeración de vapor-condensación puede representarse por el flujo del proceso y P-H hacen el diagrama de mostrado en la Figura 7.

Etapas de expansión: El punto de partida en un ciclo de refrigeración es la disponibilidad de refrigerante líquido. El punto A en la Figura 7, representa el punto de burbuja de un líquido a su presión de saturación, P_A , y entalpía, h_{LA} . En la etapa de expansión, la presión y la temperatura son reducidas por el flasheo del líquido a través de una válvula de control, a una presión, P_B . La caída de la presión P_B , está determinada por la temperatura deseada del refrigerante, T_B (el punto B).

En el punto B, la entalpía del líquido saturado, es h_{LB} , mientras la entalpía correspondiente del vapor saturado, es h_{VB} . Entonces, la etapa de expansión (A-B), ocurre alrededor de la válvula de expansión y ninguna energía se ha intercambiado, considerándose el proceso como isoentálpico. Esto es, que la entalpía de la corriente en la salida de válvula, es la misma que la de la entrada, h_{LA} .

Etapas de evaporación: El vapor formado en el proceso de expansión (A-B), no proporciona refrigeración al proceso. El calor es absorbido del proceso, por la evaporación de la porción líquida del refrigerante. Como se muestra en la Figura 7, esto es a una temperatura constante, y la etapa es a presión constante (B-C). La

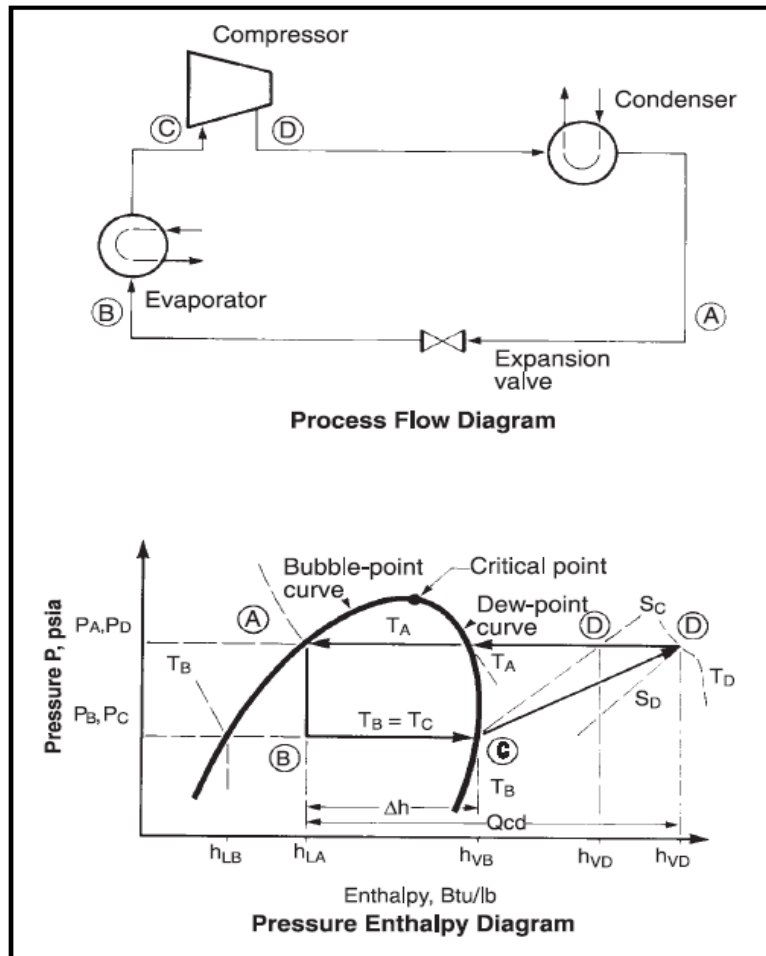
entalpía del vapor en el punto C, es h_{VB} . Físicamente, la evaporación tiene lugar en un intercambiador de calor llamado evaporador o chiller.

Etapas de compresión: Los vapores del refrigerante salen de chiller a la presión de saturación, P_C . La temperatura correspondiente, es igual a T_C a una entalpía de h_{VB} . La entropía en este punto, es S_C . Estos vapores son comprimidos isoentrópicamente a una presión P_A , a lo largo de la línea C- D` (Figura 7).

Etapas de condensación: El refrigerante sobrecalentado, sale del compresor a P_A y T_D (punto D en figura 1.6) y es enfriado casi a presión constante y a la temperatura del punto de rocío, T_A , y los vapores de refrigerante, se condensarán a temperatura constante. Durante el proceso de sobrecalentamiento y condensación, todo el trabajo y el calor adicionado al refrigerante durante las etapas de evaporación y compresión, deberá ser removido para que el ciclo sea completado, alcanzando el punto A o punto de inicio del ciclo sobre el diagrama P-H, como se muestra en la figura 7.

Figura 7. Diagrama Presión- Entalpía de un Proceso de Refrigeración

Process Flow Diagram and Pressure-Enthalpy Diagram



Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

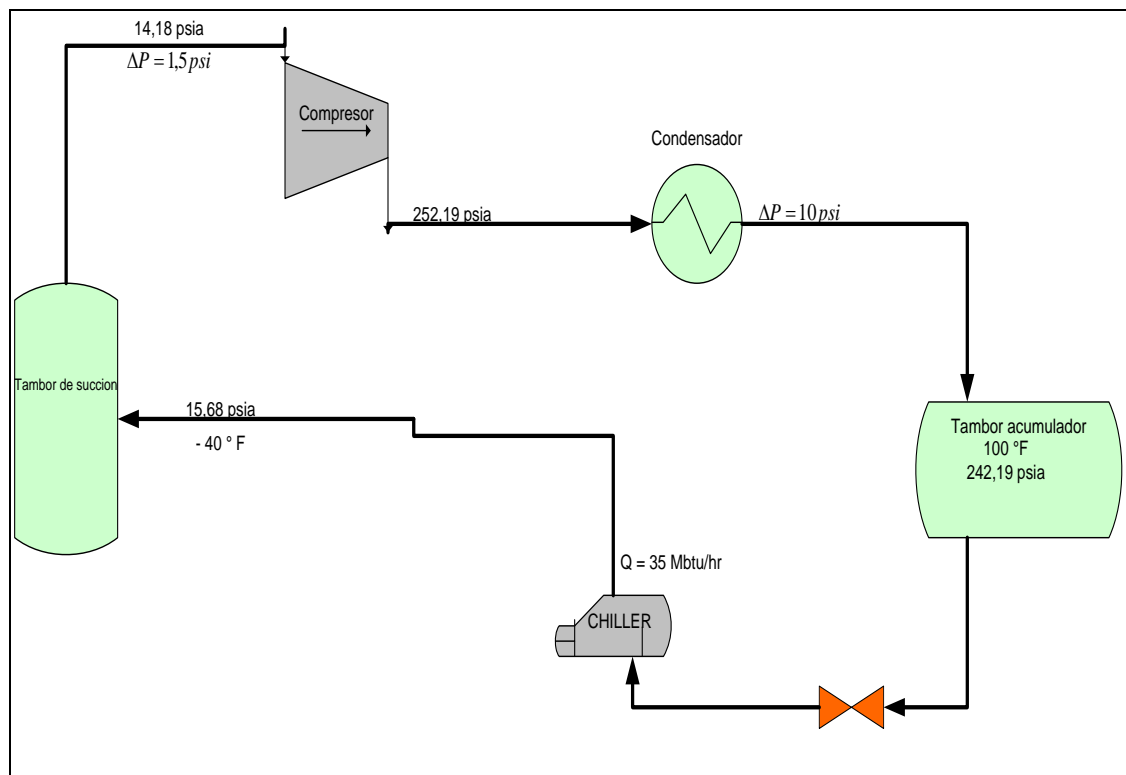
Caída de presión en un sistema de refrigeración: Algunos valores típicos para caídas de presión en un sistema de refrigeración, deberán ser consideradas:

- Condensadores 3.0 a 7.0 psi
- Perdidas en línea
 - Evaporador a compresor 0,1 a 1,5 psi
 - Compresor a condensador 1,0 a 2,0 psi
 - Compresor a tambor succión 0,5 a 1,0 psi

Etapas de refrigeración: Los sistemas de refrigeración, utilizan uno, dos tres o cuatro etapas de compresión, han sido operados con éxito en varios servicios. El número de niveles de refrigeración, generalmente dependen del número de etapas de compresión requeridas, las cargas de calor en las interetapas, economizadores y el tipo de compresión.

Sistema de refrigeración de una etapa. Un típico sistema de refrigeración de una etapa, se muestra en la figura 8, donde la data es para propano puro refrigerante. En la figura 8, se ilustra la aplicación de un proceso de un chiller de nivel sencillo y asociado con la curva de enfriamiento.⁷

Figura 8. Sistema de Refrigeración de una Etapa



Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

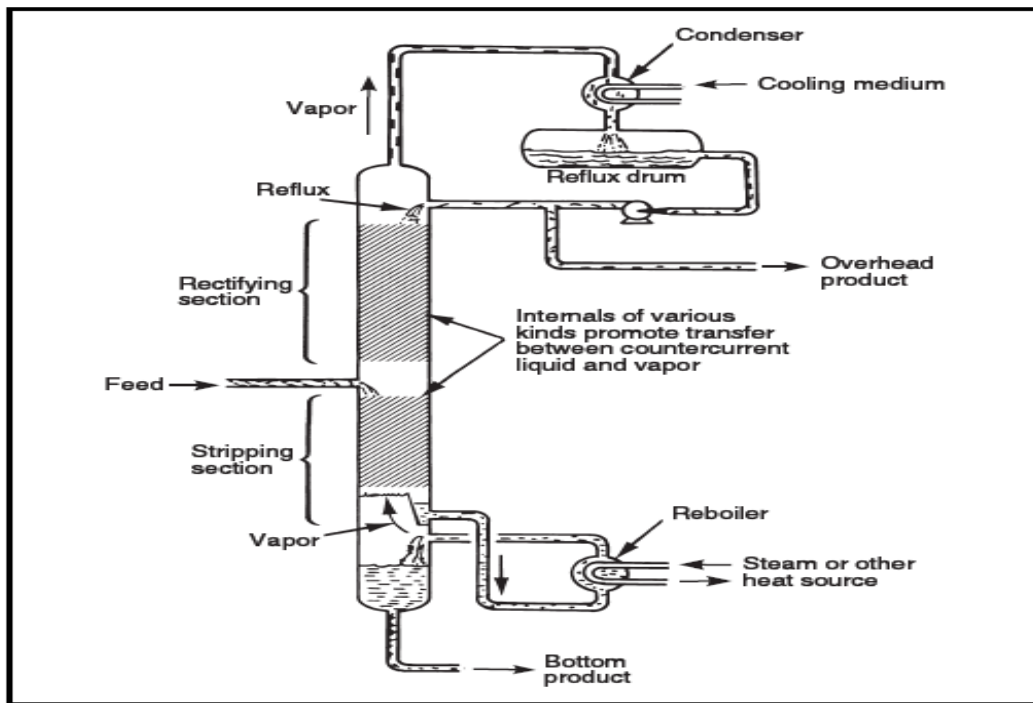
⁷ SANTOS, Nicolás. Diseño y Operación de Unidades de Tratamiento y Procesamiento de Gas. Julio 2008. Pag. 20 – 28.

1.6 FRACCIONAMIENTO DE GAS NATURAL

El fraccionamiento es un proceso mediante el cual el gas natural se separa en cada uno de sus componentes. La dificultad de una separación está directamente relacionada con la volatilidad relativa de los componentes y la pureza de los productos.

Todas las plantas de procesamiento de gas poseen como mínimo una torre fraccionadora para producir un producto líquido que cumpla con las especificaciones de venta.

Figura 9. Diagrama de una Torre de Fraccionamiento



Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

El esquema de una torre fraccionadora (figura 9) muestra los diversos componentes de una torre de fraccionamiento. El calor es introducido en el

rehervidor para producir una corriente de vapor. El vapor asciende a través de la columna contactando el líquido descendente. El vapor que sale por el tope de la columna entra a un condensador, en donde el calor es removido por algún tipo de medio enfriante. El líquido es retornado a la columna como reflujo para limitar las pérdidas de componentes pesados.

Las torres fraccionadoras pueden ser de platos o empacadas, para fomentar el contacto entre las corrientes de vapor y líquido en la columna. El contacto íntimo de las fases vapor y líquido es requerido para una separación eficiente.

El vapor que sale por el tope de la columna puede ser condensado en forma total o parcial. En un condensador total, todo el vapor es convertido a líquido y el reflujo retornado a la columna tiene la misma composición que el destilado o producto de tope. En un condensador parcial, solamente una porción del vapor que entra al condensador se convierte en líquido.

1.6.1 Tipos de Fraccionadoras. Tanto la cantidad como el tipo de fraccionadores que se requieren para el proceso dependen del número de productos deseados y de la composición del alimento.

Productos típicos de un proceso de fraccionamiento pueden ser:

- Producto desmetanizado (C_2^+)
- Producto desetanizado (C_3^+)
- Mezclas propano/etano (EP)
- Propano comercial
- Mezclas propano/butano(LPG)
- Butanos
- Mezclas butano/gasolina
- Gasolina natural

- Mezclas con una presión de vapor específica

1.6.2 Principio de Destilación. Este proceso de separación se basa en la volatilidad relativa de los compuestos a ser separados. La separación ocurre debido a que un componente se calienta hasta que pasa a la fase vapor y el otro componente permanece en la fase líquida. Cuando la mezcla no es de dos componentes sino multicomponente, la separación se selecciona entre dos componentes denominados claves, por ejemplo etano y propano. Se aplica calor hasta que todo el etano y los compuestos más livianos se vaporizan, mientras que a la presión y temperatura de operación el propano y los compuestos más pesados permanecen en la fase líquida. Entre mayor sea la diferencia en volatilidad de los dos compuestos claves seleccionados, más fácil será efectuar la separación. Por lo tanto, en el proceso de destilación se requiere que haya una diferencia en los puntos de ebullición a la presión de operación, y que los compuestos sean estables térmicamente para que no se descompongan.

El componente más pesado presente en el destilado o producto de tope se denomina “componente clave pesado” y el componente más liviano que permanece en la fase líquida de fondo se denomina “componente clave liviano”.

En la destilación todos los cálculos se ejecutan usando las etapas teóricas de equilibrio. Una columna de fraccionamiento puede ser considerada como una serie de equilibrios flash con dos corrientes de alimento y dos de producto. El vapor entra al flash desde la etapa inferior a alta temperatura y la corriente de líquido entra desde la etapa superior a baja temperatura. En esta etapa ocurre transferencia de calor y de masa de forma tal que las corrientes que salen estén en el punto de burbuja de líquido y en el punto de rocío de vapor, a la misma temperatura y presión.

1.6.3 Parámetros Claves. Dos importantes consideraciones que afectan el tamaño y costo de una columna de fraccionamiento son el grado de separación y la volatilidad relativa de cada componente.

El grado de separación o pureza del producto tiene un impacto directo en el tamaño de la columna. Para mayor pureza se requerirán más platos, más reflujo y diámetros.

1.6.3.1 Presión de Operación: Antes de cualquier cálculo de diseño, la presión de operación de la torre debe ser determinada. Una de las consideraciones primarias para el cálculo de la presión de operación es el medio de enfriamiento disponible para el condensador de reflujo. El producto de tope estará a condiciones de punto de burbuja para un producto líquido o a condiciones de punto de rocío para un producto vapor. La presión de punto de burbuja (o punto de rocío) es obtenida a partir de la temperatura del medio enfriante del condensador.

Los medios refrigerantes más usados son aire, agua y refrigerantes. Aire frío es normalmente el método menos costoso, con el aire se pueden alcanzar temperaturas de 115-125°F. Con agua fría, se obtienen temperaturas de 95-105°F, que corresponde a la temperatura ambiente. Para lograr temperaturas menores que 95°F se deben usar refrigerantes (refrigeración mecánica).

Generalmente es deseable operar a bajas presiones para maximizar la volatilidad relativa entre los componentes claves de separación. Sin embargo, si se requiere reducir presiones, un cambio a un método de enfriamiento más costoso no es una opción deseable.

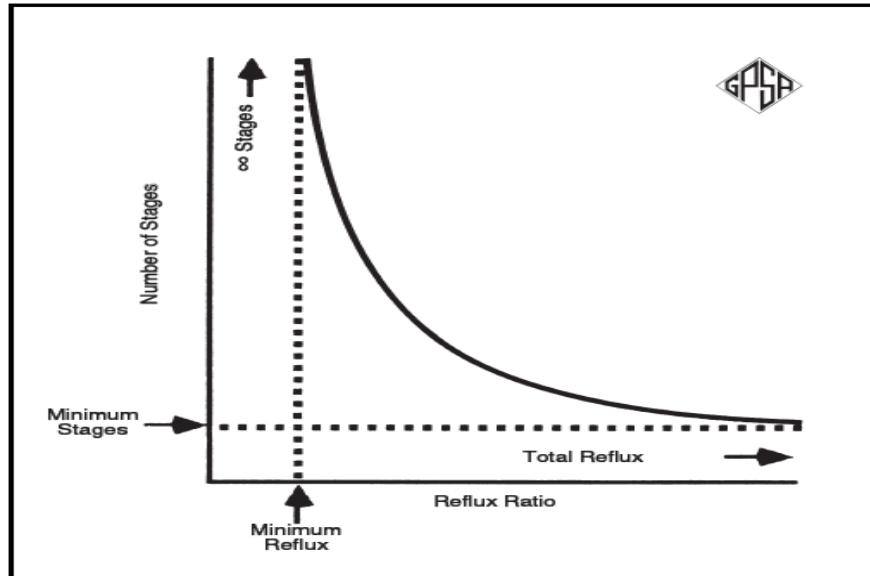
En muchos casos el producto de tope debe ser comprimido para ventas u otra unidad de proceso. En este caso una presión de operación más alta podría ser deseada para reducir la potencia de compresión.

Si una presión de operación es demasiado alta, la temperatura crítica de los productos de fondo podría ser excedida y la separación deseada no puede ser lograda. Adicionalmente, la presión no puede exceder la presión crítica de los productos de tope deseados.

La selección de un condensador parcial o total se fija según sea el producto de cima requerido. Para un producto líquido se utiliza un condensador total y para un producto vapor se utiliza un condensador parcial. Sin embargo, un producto final líquido puede ser producido en una torre como vapor y posteriormente ser enfriado o comprimido para producir el líquido deseado. Hay casos inclusive en los cuales la licuefacción aguas abajo es más económica. En muchos casos, el sistema de fraccionamiento con un condensador parcial es más económico y debe compararse contra el costo adicional de los equipos aguas abajo. Antes de cualquier comparación económica, el diseño de la columna debe hacerse para ambos tipos de condensador, con varias relaciones de reflujo y varias presiones de operación.

1.6.3.2 Relación de reflujo y número de etapas: La relación de reflujo está definida como la tasa molar del líquido de reflujo dividida por la tasa molar del producto de tope. La temperatura del rehervidor es una función directa de la relación de reflujo.

Figura 10. Relación entre relación de reflujo y número de etapas



Fuente: Santos, Nicolás. Diseño Y Operación De Unidades De Tratamiento Y Procesamiento De Gas

El duty del rehervidor es una función directa de la relación de reflujo, mientras se mantiene en la columna de fraccionamiento un balance total de materia y calor para una separación dada.

Una columna de fraccionamiento puede producir solamente una separación deseada entre los límites de reflujo mínimo y el mínimo número de etapas. Para mínimo reflujo se requiere un número infinito de etapas (Figura 10). Para reflujo total, se requiere un mínimo número de etapas. Ninguna de estas dos situaciones representa la operación real, pero son los extremos de la configuración de diseño posible. Para calcular ambos casos se han desarrollado métodos rigurosos; sin embargo, se requiere una solución por computador para ejecutar cálculos plato a plato. Para iniciar un diseño detallado, se hacen estimativos de la relación mínima de reflujo y el mínimo número de platos, usando métodos simples de análisis de componentes binarios claves.

Otros parámetros importantes que se deben tener en cuenta y que afectan el tamaño y costo de una columna de fraccionamiento son los siguientes:⁸

- Mínimo Número de Etapas
- Mínima Relación de Reflujo
- Número de Etapas de Equilibrio

⁸ SANTOS, Nicolás. Diseño y Operación de Unidades de Tratamiento y Procesamiento de Gas. Julio 2008. Capítulo 2.

2. DESCRIPCIÓN Y CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA PLANTA DE PROCESO EL CENTRO DE ECOPETROL S.A.

2.1 GENERALIDADES.

La Planta de Proceso de gas El Centro está localizada en el corregimiento El Centro, municipio de Barrancabermeja, departamento de Santander. La planta se encuentra ubicada al interior de la zona industrial, próxima al área de oficinas de ECOPETROL S.A.

La planta fue modificada en el año 1997 para ampliar su capacidad de tratamiento de 47 MMPCD a 100 MMPCD con el fin de poder cargar el gas que se esperaba produjera la asociación AMOCO-ECP en el campo Opón, sin embargo la producción declinó desde los 47 MMPCD en el año 1997 a los 19 MMPCD en el mismo año.

En el año 1997 se instaló la unidad de glicol para deshidratar el gas que entraría a la Planta de Proceso, esta instalación al iniciar operaciones presentó arrastre de aceite, por esto, el trietilen glicol usado en el proceso se contaminó ocasionando la suspensión del sistema de deshidratación.

En el mismo año, se instalaron dos compresores de tornillo para mejorar el sistema de fraccionamiento, estos equipos al momento de la compra no se adquirieron como un paquete sino por partes y hasta la fecha no se les ha podido poner en marcha.

El principal fin de la planta de procesos es la obtención de productos blancos (propano, butano y gasolina natural) a partir del gas natural rico que alimenta la planta y de gas seco tanto para el suministro de gas domiciliario en el área como para los procesos industriales de la Gerencia Complejo Barrancabermeja.

La separación de las fracciones que componen el GLP asociado al gas rico es posible gracias a la diferencia de las propiedades física-químicas de los diferentes componentes ya que estos tienen diferentes densidades, puntos de burbuja, punto de rocío, presión de vapor, presión de ebullición entre otras características, las cuales hacen factible su separación.

2.2 SISTEMA DE RECOLECCIÓN Y COMPRESIÓN DE GAS PLANTA DE PROCESO EL CENTRO.

El sistema de recolección del gas natural en El Centro, se basa en la succión por diferencia de presiones que aplican las máquinas K1 y K2 de la planta compresora a las líneas de recolección que van a las estaciones de recolección de crudo y a las redes que recogen el gas de anular de los pozos.

En la actualidad el campo La Cira Infantas cuenta con seis redes de recolección de gases de anulares con cobertura de 120 pozos. Adicionalmente, se adelanta la evaluación de una prueba piloto en el pozo C2043 para recolectar el gas del anular mediante un compresor acoplado a la unidad de bombeo mecánico; como complemento, se adelanta la instalación de tres compresores adicionales y pruebas de otras tecnologías para recolección de gas.

En las redes de recolección de gas actualmente instaladas el flujo pasa por un scrubber en el cual sale el gas por la parte superior y entra a la línea de succión para ser transportado hasta la planta compresora.

En la planta compresora se mantienen trabajando los compresores de gas necesarios, según el volumen de gas que entre, para que se ejerza sobre las líneas de recolección un vacío entre 4" y 6" de mercurio medido en la propia planta.

De acuerdo con la longitud y el diámetro de la línea de vacío que se haya calculado para cada subestación, el vacío en ella varía de 0" a 6" de mercurio.

Por encima de 10" Hg (mercurio) de vacío en la planta se corre el riesgo de arrastrar un poco de aceite junto con el gas que se desprende de los separadores de las subestaciones, especialmente si se halla cerca de la planta.

El sistema de recolección y distribución del gas que viene de los diferentes Campos Petroleros está dividido en 3 subsistemas que son:

- Recolección del Gas del Campo La Cira-Infantas hacia los compresores K-1/K-2
- Recolección del Gas del Campo de Lisama.
- Recolección y tratamiento del Gas del Campo de Opón ⁹

2.2.1 Recolección del Gas del Campo La Cira-Infantas hacia compresores K1/K2. Las líneas de gas que traen el gas desde La Cira-Infantas se empalman con en el colector de 14" para ser enviados hacia el Separador Sur. Esta línea tiene las siguientes condiciones normales de operación:

Tabla 4. Condiciones de entrada del gas proveniente del Campo La Cira-Infantas

Temperatura	90 °F	°F
Presión	-4 a 7	Inch Hg - Psig
Flujo Instantáneo	190	MPCEH
Flujo Acumulado	4	MMPCED

Fuente: Autor

⁹ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operaciones de la planta compresora de gas centro (Junio 2007), P. 8

Además, a esta corriente se le unen otras más para ser comprimidas por los compresores K1/K2, estas corrientes son:

- Vapor de tope de separador D-204
- Parte del gas de tope de la columna C-2
- Vapor de tope del tanque D-106
- Vapor de tope del separador D-203.

Todos estas corrientes son combinadas en el cabezal de 12" para ser enviados hacia la succión de los compresores K-1 y K-2, estos compresores son de tres etapas

En la primera etapa la presión de la mezcla de gases aumenta desde 12.5 psi hasta 170 psi, luego pasa a un filtro separador que elimina los posibles condensados formados por el proceso de compresión y que no deben entrar en la segunda etapa, posteriormente, la presión de la mezcla de corrientes de gas rico aumenta su presión hasta 530 psi, finalmente, pasa a otro filtro separador para retirar los compuestos condensados que se puedan condensar.

2.2.2 Recolección del Gas del Campo de Lisama. El gas procedente de los campos de Lisama llega al El Centro por medio del gasoducto de 8", es enviado directamente hacia el cabezal colector (araña).

Este gas es comprimido en Lisama a 650 psig por tres de los seis compresores reciprocantes de 3 etapas con capacidad de 3.5 MMPCED cada uno (Total 14 MMPCED).

Tabla 5. Condiciones de operación línea de gas de Lisama

Temperatura	90 °F	°F
Presión	580 - 750	Psig
Flujo Instantáneo	0.5	MMPCEH
Flujo Acumulado	10-Dic	MMPCED

Fuente: Autor

La corriente de gas de alta presión proveniente de los sistemas de compresión K1/K2 se combina con la corriente de gas de Lisama, y se hace pasar por el filtro FT-110 que termina de retirar cualquier traza de agua y demás productos condensados antes de ir al absorbedor C-1.

2.2.3 Sistema de recolección y estabilización de gas rico de los campos de Opón. El gasoducto que transporta el gas rico de las facilidades del Opón a la Planta de gas de El Centro, tiene un diámetro de 16” y una longitud aproximada de 75 km. Existen 7 válvulas shutdown (401-A, 401-B, 401-C, 401-D, 401-E, 401-F y 401-G) a lo largo de este gasoducto, las cuales se cerrarán si detectan condiciones anormales de presión alta (720 psig), presión baja (425 psig) o presión diferencial alta.

El Slug Catcher está diseñado para manejar baches hasta de 3.000 bbl antes que éstos lleguen al separador de entrada. La producción de Opón usualmente es una corriente de tres fases, contiene gas, condensado (hidrocarburos líquidos) y agua líquida. El Slug Catcher tiene dos salidas, una para el gas y la otra para el condensado y el agua; ambas se dirigen hacia el separador de entrada D-201.

2.2.4 Sistema de compresión de gas Planta de Proceso El Centro. El gas proveniente de El Centro pasa primero por un sistema de separación de fases. Este sistema de pre-alimentación consta de un arreglo de tuberías denominado

„Slug Catcher.. La función de este equipo es la de retener los baches de líquidos para evitar que puedan dañar el separador de entrada. El líquido o slug se almacena y se distribuye en los compartimentos horizontales del Slug Catcher y se drena gradualmente.

Luego de pasar por el Slug Catcher, el gas rico pasa al separador de fases de entrada, el D-20. La presión de operación de este separador es de 518 psig y la temperatura es 69 °F.

El gas de entrada se separa en el D-201 en tres corrientes, una gaseosa que sale por el tope del separador y que pasa directamente al sistema de alimentación del C-1. La corriente líquida compuesta de hidrocarburos condensados que sale del separador de entrada D-201 se estabiliza al vaporizar algunos de sus componentes más ligeros. A continuación se describirá como se lleva a cabo la condensación y estabilización del condensado. El gas que se desprende en esta parte del proceso, es también enfriado a aproximadamente 100 °F antes de ser dirigido hacia los compresores K-1 y K-2 de El Centro.

La corriente de condensado que sale del separador de entrada D-201 se une a la línea del condensado de las bombas de los fondos del enfriador de vapor D-203, las bombas G-202A/B. La presión de esta corriente a la entrada del patín es de aproximadamente 500 psig y se reduce a un poco más de 10 psig.

El condensado sigue su camino hacia los calentadores de tubo y coraza E-201A/B donde la temperatura del fluido es elevada aproximadamente a 140 °F.

El condensado entra al tambor de flasheo D-202. Aquí se separa el agua que todavía queda en esta corriente, actualmente está compuesta por el agua que llega de Opón, la cual es almacenada en la bota del recipiente y después es

descargada en una línea de 2" hacia el Recipiente Desgasificador de Agua, D-20415.

El flujo de condensado sigue su camino hacia el enfriador del condensado, E-203, aquí la temperatura de entrada de la corriente es de aproximadamente 140 °F y será enfriada a aproximadamente 100 °F. El objetivo de enfriar el condensado es el de reducir la presión de vapor de tal forma que el producto pueda almacenarse en tanques.

La corriente de gas del tambor de flasheo D-201 se dirige hacia el enfriador de vapor del tambor de flasheo, E-202, donde es enfriada de 140 °F a aproximadamente 120 °F. El enfriamiento es necesario para minimizar la condensación en el cabezal de succión de los K1/K2.

El líquido que se condensó en el paso anterior es eliminado por el separador del enfriador del vapor, D-203. El D-203 separa las dos fases, gas y líquido.

El líquido es succionado por las G-202 A ó B y es enviado por una línea de reciclo hacia el D-202 pasando por el calentador del condensado, E-201A/B.

El gas que sale por el tope del separador D-203 pasa primero por un eliminador de neblinas, que le retira las posibles gotas que aún se podrían encontrar en la corriente de gas. Este gas es enviado hacia el sistema de recibo de gas rico de los compresores K1/K2, donde se le aumenta su presión y luego es enviado al proceso de absorción en la torre C-117.

Las líneas con los fondos de los D-201 y D-202 se unen en una línea para entrar en el recipiente desgasificador de agua, D-204. La temperatura de operación del D-204 es de 120 °F máximo. La presión de operación es de 5 psig.

En el D-204 el agua se separa del gas y del condensado. La corriente de agua sale del D-204 hacia la Planta de Deshidratación a través de las bombas G-203A/B.

El gas rico que sale por la parte superior del D-204 es enviado al sistema de recibo de gas para su posterior compresión en la estación compresora K1/K2 y ser aprovechado, junto con las demás corrientes de gas, en el absorbedor C-1.

En resumen, el sistema de recolección de gas suma las corrientes de gas provenientes de varios campos a la presión de superficie y los comprime a 700 psig para ser enviado a la planta de tratamiento, a excepción del gas de La Cira Infantas que se comprime en la planta a 530 psig para mezclarse con las corrientes de Opón y Lisama. La mezcla de gas proveniente del sistema de recolección entra al separador C 211 donde dicha corriente es separada en tres fracciones diferentes: gas, condensado y agua. Esta separación física de los fluidos se basa en la diferencia de densidades de los fluidos.

El gas que actualmente sale de la torre C2 es usado completamente como combustible con el objeto de evitar altas temperaturas en la succión de las máquinas compresoras debido a que estos gases son calientes y ocasionan problemas en las válvulas de descarga, sin embargo para efectos de la simulación se dejó la corriente de la C-2 en recirculación hacia los compresores K1/K2.

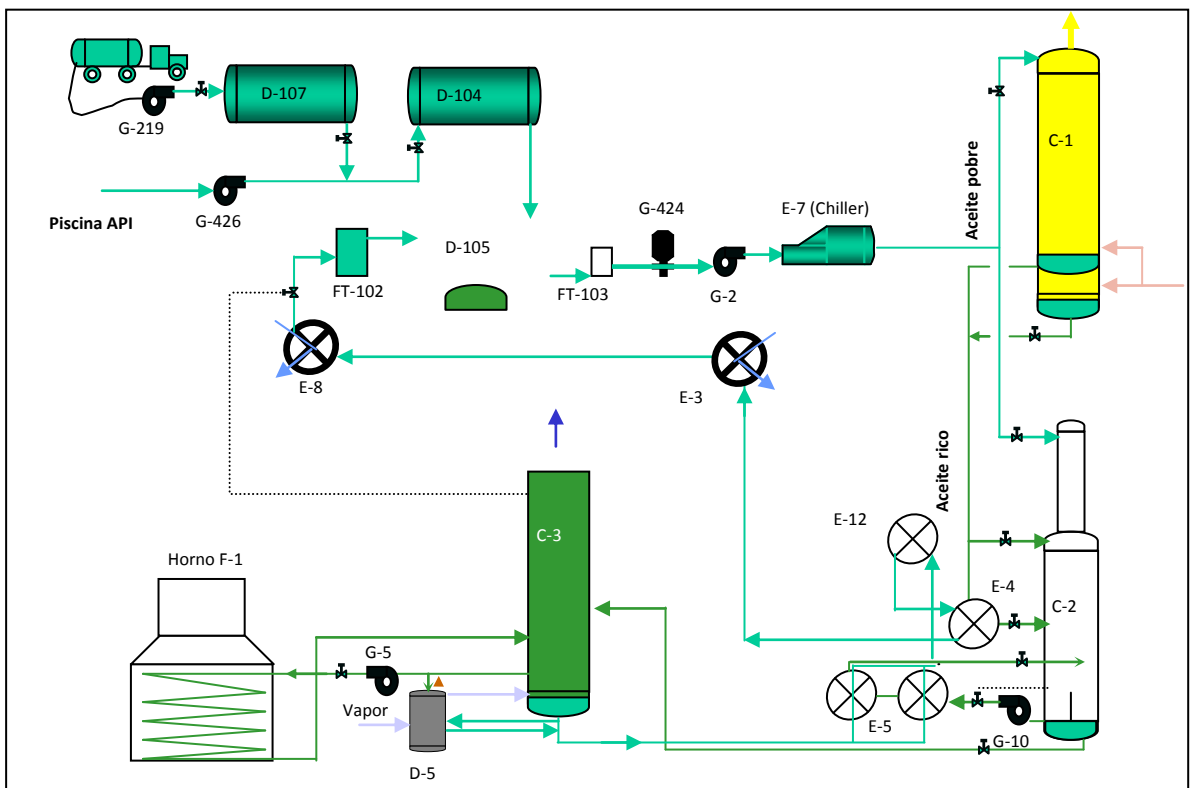
2.3 PROCESAMIENTO DEL GAS

El tratamiento que se le hace al gas en la planta de El Centro es el de absorción con aceite absorbente llamado también Turbosina o JP-1A, con el fin de retirarle los compuestos condensables. Luego se realiza el procesamiento que consiste en desetanizarlo, separar esos condensables llamados gasolina cruda o productos

blancos del aceite absorbente y luego fraccionarlos en Propano, Butano y Gasolina Natural.¹⁰

2.3.1 Aceite Absorbente. El aceite absorbente comprado a la Gerencia Refinería Barrancabermeja es transportado en carro tanques de 9000 galones de capacidad. Antes de transferir el producto (aceite pobre) hacia el tanque de almacenamiento D-107, debe tomarse una muestra para que sea analizada en el laboratorio de petróleos y obtener la aprobación para el trasiego del producto.

Figura11. Diagrama del aceite absorbente



Fuente: ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro

¹⁰ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 12.

El aceite puede ser enviado directamente hacia el tanque D-104 si el nivel de aceite es inferior al nivel normal, posteriormente, puede continuarse con el llenado del tanque D-107. El tanque D-107 es usado como tanque de reposición del aceite absorbente de las pérdidas de aceite presentes en el sistema.

En operación normal el D-104 recibe el aceite que es recuperado de la trampa API y si su nivel está por debajo de 2 pies es reajustado con aceite JP nuevo del D-107, esto garantiza que el D-105, que suministra el aceite para el proceso y está ubicado en un nivel inferior se mantenga lleno por gravedad en operación normal.

El tanque D-104 cuenta con un separador, el cual es usado para remover el agua que haya podido haber sido arrastrada desde la trampa API. El agua desde el separador es drenada hacia el cabezal de drenaje de baja presión.

El D-105 también es alimentado por la línea de 6" que viene con aceite pobre de los intercambiadores E-12 A/B, E-4 A/B y E-3A/B, después de realizar el ciclo completo, y es filtrado por el FT-102-200.¹¹ Esta línea de 6" tiene indicadores de presión local que no deben superar los 5 psig, también cuenta con un indicador de temperatura local que debe estar en 90-100 °F.

El aceite absorbente es succionado del tanque D-105 por las bombas booster G-424/424A y es descargado a 380 psig enviando el aceite hacia la succión de las bombas G-2/2A, donde la presión se incrementa hasta los 740 psig antes de entrar al chiller (enfriador) E-7. El chiller fue diseñado originalmente para disminuir la temperatura de la corriente de aceite pobre hasta aproximadamente 50 °F (actualmente este sistema está fuera de servicio), este equipo es fundamental para poder optimizar el proceso de fraccionamiento en la planta.

¹¹ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 13

El aceite es dividido en dos corrientes, una va hacia el tope de la C1 y la otra hacia el tope de la C2.

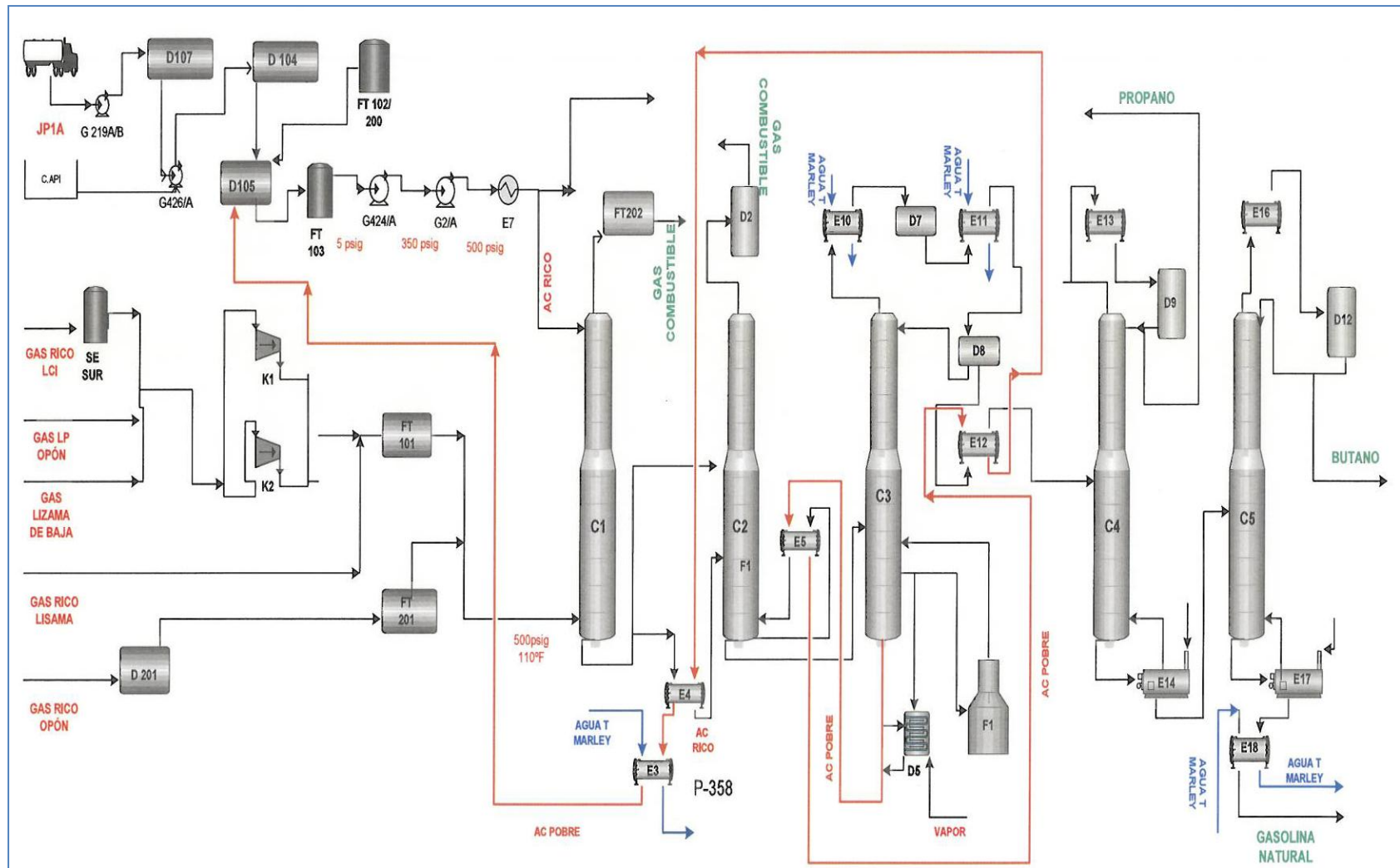
- Hacia la torre C-1, donde el FE-116 mide el flujo y por medio del FT-116 envía esa información hacia el FIC-116 para que controle por medio de la válvula FCV-116 el flujo en gpm o BPD. Esta línea también cuenta con el indicador de temperatura local TI-234 y con el PI-209 el cual le envía la información de la presión de esta línea al PIC-209 para que controle esa presión junto con la información que obtiene del nivel superior interno de la torre C- 1 (LSH-393) en 500-600 psig por medio de la válvula PCV-209 ubicada en la línea de desvío hacia los intercambiadores E-4 A/B aguas abajo de la FCV-1 16..
- Hacia la torre C-2, donde su flujo es controlado por la FCV-118 (PIC-118).

El aceite se envía hacia las torres C-1 y C-2 para ser usado como absorbente del C_3^+ presente en el gas rico. Una vez el aceite pobre ha despojado de los compuestos ricos al gas, este aceite se alinea hacia la torre C-3 para el despojo del C_3^+ con ayuda del Horno F-1

Al salir del fondo de la torre C-3 el aceite pobre pasa por los intercambiadores E-5 donde calienta la recirculación de la torre desetanizadora C-2, sigue a través de los E-12 para calentar la gasolina cruda que alimenta la torre C-4 y regresa a los E-4 para calentar la corriente de aceite rico que alimenta la torre C-2. Sale hacia los enfriadores E-3 y E-8 para enfriarse antes de regresar al tanque D-105.¹²

¹² ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 15.

Figura12. Diagrama general Planta Proceso ELC

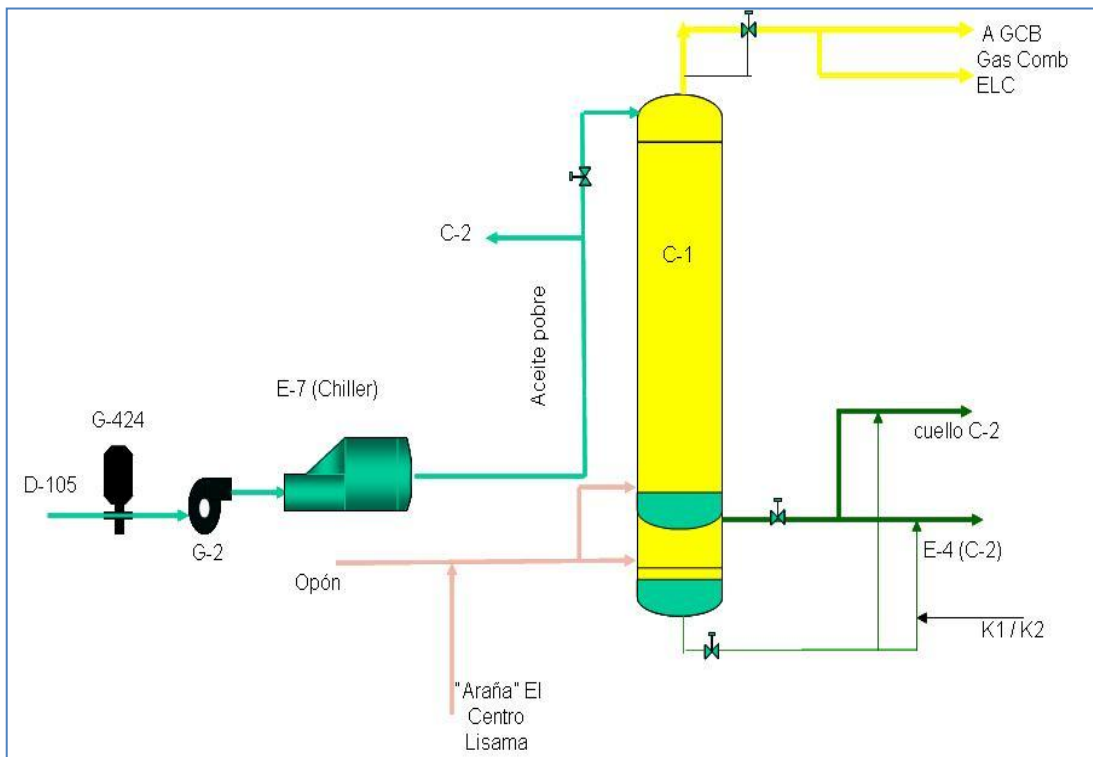


Fuente: Unidad de Disciplinas Profesionales, ICP

2.3.2 Absorbedor C-1. El absorbedor es una torre cilíndrica cuya función es la de separar los compuestos recuperables del gas natural. Estos productos son: propano, butanos y gasolina natural la cual es una mezcla de pentanos, hexanos e hidrocarburos más pesados.

2.3.2.1 Descripción de la torre. Esta torre tiene 80 pies de altura y 6 pies de diámetro, en su interior tiene una serie de 30 platos de burbujeo los cuales tienen como fin el de proporcionar una mejor superficie de contacto entre el líquido absorbente y el gas a absorber.

Figura13. Diagrama torre C-1



Fuente: ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro

En la torre absorbidora C-1 se efectúa la absorción del gas natural (gas rico) por un aceite de condiciones especiales; Aceite JP-1A de bajo peso molecular,

llamado aceite pobre. El aceite entra a la torre C-1 por el tope al plato N° 30 mientras que el gas rico entra por el fondo cerca al plato N°1. El gas rico comienza a ascender desde el plato N°1, pasando a través de los demás platos hasta llegar al plato N°. 30; éste gas a medida que va subiendo va empobreciéndose por ser absorbidos los compuestos recuperables, saliendo por el tope un gas el cual contiene metano y etano. Como el gas pobre arrastra algo de aceite, es pasado a través de un filtro separador F-202 con el fin de separar y recoger dicho aceite (JP-1A).

El aceite pobre efectúa el paso contrario al del gas natural, es decir, comienza a descender pasando de un plato al inmediatamente inferior por rebose. Este aceite a medida que va descendiendo absorbe los productos recuperables de gas natural, además de algo de metano y etano hasta al llegar al fondo del absorbedor, entonces es llamado aceite rico.¹³

El aceite rico que sale por el fondo de la C-1 entra como alimento para la columna desetanizadora, el gas pobre que sale por el tope del absorbedor C-1 pasa por el filtro separador de aceite F-202 y luego es entregado al sistema de distribución para ser usado entre otros como gas combustible en la Planta Compresora, Planta Deshidratadora El Centro, Planta de Inyección 5 y como gas combustible doméstico del corregimiento El Centro.

2.3.2.2 Corriente de gas. El gas rico proveniente de Opón es enviado hacia la torre absorbidora C-1 después de haber sido pasado por el separador y por el filtro de entrada D-201 y FT-201 respectivamente, esta línea debe tener una temperatura alrededor de los 90-110 °F, la presión debe estar en 496 – 503 psig.

¹³ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 16.

El gas rico proveniente de los campos de Lisama, el cual unido con el gas rico proveniente de la compresora El Centro (compresores K-1 y K-2), es pasado por el filtro de entrada FI-101 (MFE-257-2) antes de ser enviado hacia la torre C-1. La temperatura de esta línea debe estar cerca de los 90-120 °F.

La línea proveniente de gas Opón y la línea de gas Lisama-El Centro son combinadas antes de entrar a la torre C-1.

La presión del gas pobre saliendo por el tope del C-1 debe estar en 500 psig, esta información es enviada hacia el PIC-304 para controlar por medio de la PV-304 la presión del gas seco que sale hacia la tubería de 16" de despacho hacia la GCB. La temperatura de esta línea es medida por el TI-114 y debe estar en 95-130 °F.

La torre está protegida para el caso de sobre presión por las PSV-327 ó PSV-328 que disparan hacia la tea si la presión alcanza los 554 psig.¹⁴

2.3.2.3 Corriente del Aceite. La torre C-1 tiene el fondo dividido en dos secciones. El líquido que se acumula en el fondo es aceite rico, es decir el aceite absorbente más los productos blancos (C_3^+) absorbidos del gas natural. El nivel normal de líquido en la sección superior es de 2'-10" desde el fondo de la sección superior, cuando este nivel está por debajo ó por encima de este valor, la información es enviada por el LT-106 hacia el LIC-106 para regular a un nivel permitido a través de la válvula LCV-106 ubicada en la salida del líquido de esta sección de la torre.

Si el nivel de líquido continua incrementándose a pesar de este control y llega hasta el punto de ajuste del LSH-393 (3'-4"), este envía la información hacia el

¹⁴ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 17.

LAH-393 para que a través del PIC-209 controle la válvula PCV-209 y desvíe parte de la entrada de líquido a la torre, enviándolo directamente a la salida de la torre.

Para el caso contrario donde el nivel de líquido baje hasta el punto de ajuste del LSSL-394 (2'-0") este es alarmado por el LXLL-394 y si sigue bajando el nivel, la válvula SDV-329 cierra completamente la salida de líquido de esta sección.

La salida del líquido de la sección superior de la torre se divide en dos corrientes:

- Hacia el plato No. 16 o cuello de la torre desetanizadora C-2, donde el flujo es regulado en un valor promedio de 3000 BPD. La temperatura de esta línea debe ser de 100-130 °F.
- Hacia los intercambiadores de calor E-4A/B, donde el flujo va a ser controlado dependiendo de la información que reciba del controlador de nivel de la sección superior de la torre. La temperatura de esta línea debe ser de 90-100 °F.

En los E-4 A/B el líquido se calienta con aceite pobre que sale del fondo de la torre C-3 para entrar luego a la torre C-2 por el plato No. 9.

En la sección inferior el nivel de líquido del fondo de la torre debe estar en 2'-2" medido desde el fondo de esta sección. Cuando este nivel está por debajo ó por encima de este valor, la información es enviada por el LT-386 hacia el LIC-386 para que controle la situación a través de la válvula LV-386 ubicada en la salida del líquido de esta sección de la torre.

Para el caso donde el nivel de líquido baje hasta el punto de ajuste del LSSL-395 (1'-10") esto es alarmado por el LSSL-395 y por medio de la SDV-330 cierra completamente la salida de líquido de esta sección. El líquido de la sección inferior de la torre C-1 puede ser enviado hacia el plato No.16 de la torre C-2 (opción 1) ó

hacia el plato No.9 (opción 2) después de pasar por los intercambiadores E-4A/B.¹⁵

2.3.3 Desetanizador C-2. Tiene como fin separar el metano y el etano que hayan sido absorbidos por el aceite pobre en la columna absorbedora C-1, así como, absorber en el tope el propano y los hidrocarburos más pesados desprendidos en el fondo de la columna. El desetanizador es una torre cilíndrica dividida en dos secciones:

- La parte inferior denominada **sección rectificadora**, la cual tiene como función separar el metano y el etano que haya absorbido el aceite rico.
- La parte superior denominada **sección absorbedora** en donde se efectúa el mismo proceso que en la torre absorbedora recobrándose el propano y más pesados que se hayan desprendido en la parte rectificadora.

La sección inferior o rectificadora tiene seis (6) pies de diámetro, en su interior tiene una serie de 16 platos; la sección superior o absorbedora es de 2.5 pies de diámetro y tiene en su interior 24 platos, que le sirven para que haya un mejor contacto entre el gas y el líquido. La altura total de la C-2 es de 108 pies.

2.3.3.1 Descripción de la torre (rectificación y absorción del gas). El aceite rico que sale por el fondo de la torre absorbedora C-1 sirve de alimento a la torre desetanizadora C-2. Este aceite rico pasa por los intercambiadores E-4 donde eleva su temperatura a más de 150 °F por intercambio de calor con el aceite pobre proveniente del fondo de la torre C-3. El aceite rico entra por el plato 9 de la sección rectificadora, en este punto pueden ser agregados los condensados separados en las diferentes plantas compresoras y los almacenados en los

¹⁵ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 19.

tanques D-106 y D-416, actualmente estos condensados se están agregando a la gasolina cruda en el acumulador D-7.

La rectificación no es más que una destilación, la cual es un proceso de evaporación desarrollado con el propósito de separar en una mezcla de componentes, dos o más partes que tienen diferentes partes de ebullición. El principio de destilación y la habilidad para separar una sustancia de una mezcla de dos o más componentes se basa en el hecho de que cada hidrocarburo ebulle (hierve) o se vaporiza a cierta temperatura constante, lo cual es diferente para cualquier otro hidrocarburo.

Para evitar que el propano y otros HCs pesados se vaporicen por el tope, se agrega un flujo de aceite.¹⁶

El proceso de rectificación se efectúa por la evaporación parcial del líquido que entra a la torre y que pasa de una presión de 500 psi en la torre absorbidora C-1 a una presión de 155 psi en la torre desetanizadora C-2, además, por la elevación de la temperatura en la columna, para tal efecto, con las bombas GM-10 y GM-10A se saca un flujo por el plato No. 1 o flujo de circulación de fondo el cual pasa por los intercambiadores E-5 A/B/C/D donde se calienta con aceite pobre proveniente de la torre de destilación C-3.

El flujo de circulación que se saca por el plato No. 1 se lleva de una temperatura de 250 °F hasta los 400-435 °F, después de calentar esta corriente, el aceite retorna a la torre por la parte superior del plato No. 1.

Hay un flujo lateral que sale de la torre C-1 y entra al desetanizador por el plato No. 16 o cuello, a la misma temperatura que sale de la torre C-1 (90-108 °F). Esta

¹⁶ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 20.

diferencia de temperatura de las tres corrientes se debe al hecho de que el fondo de la columna debe estar más caliente que la parte media de la misma con el fin de aprovechar al máximo el calor que se desprende del fondo de la columna. Se utilizan dos flujos de circulación por dos causas:

- por la mencionada anteriormente en cuanto al aprovechamiento del calor.
- porque si fuera sólo un flujo se necesitarían mayores equipos para la circulación y el calentamiento del fluido.

Debido al aumento de temperatura del aceite rico en el fondo del desetanizador, se completa el desprendimiento de los compuestos más livianos, los cuales son el metano, el etano y también algo de propano.¹⁷

Para recuperar el propano e hidrocarburos más pesados que puedan desprenderse de la parte rectificadora se emplea la parte superior de la torre o sección absorbedora. En la sección absorbedora el gas que se desprende de la parte rectificadora circula de forma ascendente y en contracorriente con el aceite pobre que entra por el tope (plato No. 40) a la sección absorbedora a 100-130 °F, este aceite pobre absorbe el propano y algo de etano, los cuales salen por el fondo de la parte rectificadora junto con el resto del aceite rico sirviendo de alimento al alambique.

Debe resaltarse que el calor aplicado al aceite que entra a la sección rectificadora debe ser tal que únicamente desprendan metano y etano con el objeto de no arrastrar en la corriente de gas grandes cantidades de propano o componentes más pesados y de igual forma evitar el requerir cantidades mayores de aceite pobre por el tope de la sección absorbedora.

¹⁷ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 20.

El gas pobre que sale por la cima de la parte absorbadora pasa por el separador D-2, de allí a través de un regulador la presión se reduce a 60 psi, una parte de este gas pueda usarse en el sistema de gas combustible y otra parte se pueda utilizar como recirculación a las máquinas compresoras de El Centro y poder recuperar el propano que pueda llegar a tener.

2.3.3.2 Corriente de gas. Por el tope de la torre C-2 se obtiene una corriente de gas, básicamente metano y etano, a una temperatura de 100 - 135 °F. Este gas es enviado hacia el separador D-2, para luego ser enviado hacia el sistema de gas combustible o ser recirculado a los compresores.

En la línea de salida del separador D-2 se cuenta con un analizador, AT-104, el cuál envía la información de la composición (gravedad específica) del gas y si esta composición esta fuera de los parámetros operacionales, (> 0.85) la condición es alarmada. Además, se cuenta con el medidor de flujo FE-117, el cual a través del FT-117 envía esa información hacia el FI-117 y si este flujo es mayor a 3700 o menor a 1000 KPCED la condición es alarmada.

La torre C-2 y el separador D-2 están protegidos para el caso de sobre presión por las PSV-356 y PSV-133A que disparan hacia la tea si la presión sube hasta 195 y 180 psig respectivamente¹⁸.

2.3.3.2.1 Corrientes de aceite.

2.3.3.2.2 Corrientes de aceite que ingresan a la torre C-2

A continuación se describen las corrientes de aceite que ingresan a la torre C-2

¹⁸ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 22

- **Aceite pobre.** El FE-118 mide el flujo de aceite pobre entrando a la torre y por medio del FIC-118 controla la FCV-118 para mantener este flujo en 1800 - 2400 BPD (si el gas a tratar es de 22 MMPCED) de acuerdo a la gravedad específica del gas de salida (≤ 0.7). Como ya se anotó, el aceite pobre entra a la torre C-2 por el plato No. 40 (Tope de la sección absorbadora).
- **Aceite rico.** Desde la torre C-1 y condensado de la tercera etapa de los compresores K-1 y K-2 (actualmente cerrada). Esta corriente entra a la torre C-2 a través del plato No. 16 de acuerdo a lo descrito en la sección 2.4.3.1.
- Desde la torre C-1 que viene desde los intercambiadores E-4 A/B. Esta corriente entra a la torre C-2 a través del plato No.9 de acuerdo a lo descrito en la sección 2.3.3.1.

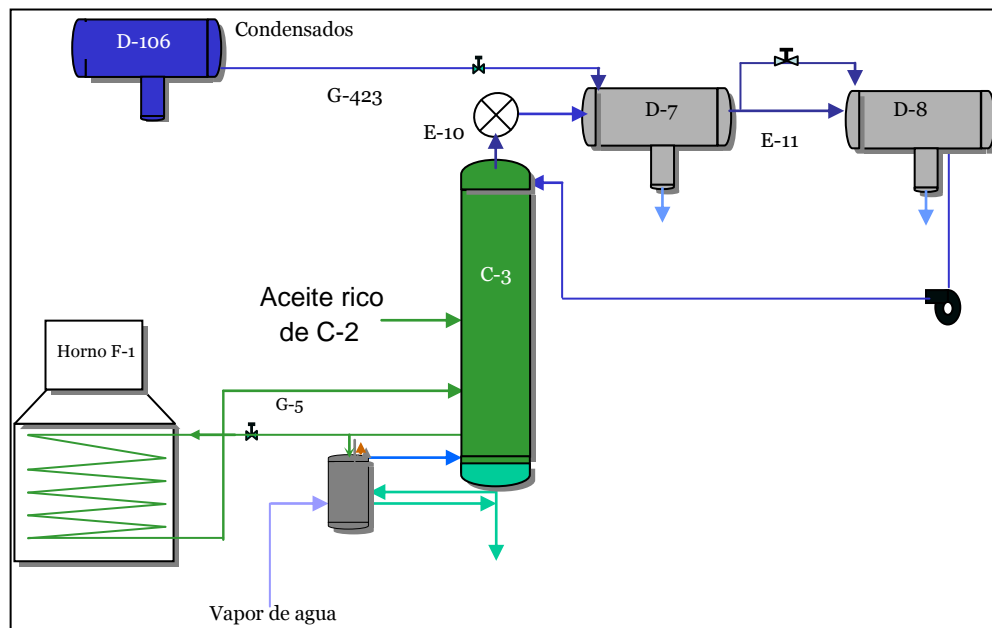
2.3.3.2.3 Corrientes de aceite que salen de la torre C-2. El fondo de la torre desetanizadora C-2 está dividido en dos secciones de las cuáles sale aceite, estas son:

- **Una sección que acumula el aceite rico para enviar a la torre C-3.** El nivel normal de líquido de esta sección es de 5'6". La temperatura de esta línea debe ser de 380-400 °F, existe una alarma que se activa si la temperatura baja de 350 °F o sube de 450 °F. Esta corriente es enviada directamente hacia el plato No. 13 del alambique C-3.
- **Una sección que acumula el aceite rico para la circulación de fondo.** El líquido que sale del fondo de esta sección es succionado por las bombas G-10/10A y es recirculado hacia la torre C-2 pasando primero por los intercambiadores E-5A/B/C/D los cuales le incrementan la temperatura desde 250 °F a 400-435 °F.

Esta corriente de recirculación es retornada directamente hacia la otra sección del plato No. 1 de la torre C-2 (diferente de donde se está succionando). A la entrada se encuentra un transmisor que envía información de temperatura y activa una alarma si la temperatura baja de 350 o sube de 450 °F.

2.3.4 Torre de Destilación o Alambique C-3. El alambique es una torre destiladora que tiene 61 pies de altura por 7.5 pies de diámetro y en su interior tiene un total de 22 platos. Su objetivo primordial es fraccionar el aceite rico en gasolina cruda y aceite pobre. Este aceite rico a ser fraccionado es el producto que sale del fondo del desetanizador C-2 y le entra al alambique por el plato número 13, aproximadamente la mitad de la torre para que sea separado por el tope la gasolina cruda y por el fondo el aceite pobre.¹⁹

Figura14. Diagrama torre C3



Fuente: ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro

¹⁹ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 25.

2.3.4.1 Descripción de operación de la torre. Para suministrarle calor al aceite rico y poderlo fraccionar en aceite pobre y gasolina cruda, de la torre C-3 se toma un flujo del plato No. 11 por intermedio de la bomba GM-5 o GM-5 A y se circula a través del horno para retornarlo a la torre a la altura del plato No. 12. Este aceite sufre un aumento de temperatura de 470 °F a 575 °F, por la acción del calor suministrado en el horno.

A la torre C-3 se le puede suministrar vapor de agua directamente o a través del recuperador de aceite D-5 o “reclamador”. Al reclamador llega vapor de agua por medio de dos líneas, una que entra por el fondo y otra por la parte media.

Por el tope del reclamador sale vapor de agua junto con aceite rico los cuales se mezclan y entran a la columna por el fondo. Del mismo modo se puede hacer un suministro directo a la columna por una tubería que se deriva (by-pass) antes de entrar al reclamador. El vapor utilizado es producido en las calderas pirotubulares B-1 ó B-2 y llega a la planta de proceso con una presión de 200-210 psi y una temperatura de 400 °F, a través de dos líneas de 6” conocidas como principal y auxiliar. Estas dos líneas se unen al entrar al salón de proceso.

El “reclamador” tiene 11 pies de altura y 3 pies de diámetro y en su interior lleva dos platos. El fin primordial del reclamador es eliminarle las impurezas al aceite absorbente, separarlas y luego drenarlas. Si no se eliminan las impurezas el aceite pierde su facilidad para absorber.²⁰

Al reclamador se le suministra aceite desde el plato No. 11 de la columna destiladora C-3 (alambique), una vez se le han retirado las impurezas al aceite este retorna junto con el vapor por el plato No. 1 del alambique. Además de los platos el reclamador tiene en su interior un serpentín por dentro del cual circula

²⁰ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 25.

aceite pobre que sale del fondo del alambique y cuyo objetivo es calentar el aceite rico que llega al reclamador ya que el aceite pobre sale del alambique a 510 °F.

La razón por la que se suministra vapor al alambique es la de disminuir la presión parcial de los componentes y de esta manera conseguir que dichos componentes (propano, butano e hidrocarburos más pesados o gasolina natural), se desprendan a una temperatura menor. Si no se utilizara vapor, se necesitaría una mayor temperatura del horno para lograr que los componentes mencionados entren en ebullición.

Del plato número 20 se saca el agua que en su ascenso por la columna se ha condensado al enfriarse el vapor, hacia el pequeño tanque deshidratador D-10, allí se drena el agua y de esta manera se elimina un factor que podría intervenir en el proceso y operación de la columna de destilación. Junto con el agua son arrastrados vapores de hidrocarburos, los cuales son agregados por diferencia de presión y de densidad al plato superior de la columna ²¹

2.3.4.1.1 Funcionamiento del alambique (reflujo frío y caliente). El alimento del alambique (torre C-3) proviene del desetanizador C-2 y entra a la columna por el plato número 13. Allí una fracción de la mezcla de la corriente de entrada se libera a vapor debido a la reducción de presión desde 155 psi a 100-105 psi, pasa al plato siguiente No. 14 y continúa ascendiendo hasta que finalmente las fracciones más livianas salen por el tope de la torre. Las fracciones que no se vaporizan descienden por la columna y su temperatura es aumentada por la acción del calor que le suministra mediante el horno y por el vapor que se le suministra directamente a la columna o por intermedio del reclamador como se anotó anteriormente; de esta forma se logra que se desprendan los vapores de su fracción liviana junto con algo de aceite (turbosina JP-A), el cual es condensado a

²¹ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 26.

medida que se sube hacia el tope de la torre por la acción del reflujo que le entra al alambique por el plato No. 22.

El reflujo se emplea con el fin de evitar que el aceite salga por la cima junto con los vapores de la gasolina cruda puesto que al enfriar el reflujo ascendente se condensan los hidrocarburos pesados que forman parte del aceite, los cuales regresan a través de los platos al fondo de la columna.

De este modo se controla el punto final de ebullición de la gasolina, ya que cuando está demasiado alto en la muestra que se toma del D-8 se debe a que contiene JP-A ó aceite absorbente, arrastrado del alambique. Este punto final se controla así: en caso de que sea demasiado alto, aumentando la cantidad de reflujo que se suministra a la columna y en caso contrario disminuyendo dicho reflujo. El punto final de la gasolina también se controla aumentando la cantidad de vapor suministrado a la columna cuando el punto final es bajo con el fin de que se desprendan más hidrocarburos pesados y disminuyendo en el caso contrario.

La gasolina cruda vaporizada sale por la cima del alambique a una temperatura de 240 °F y pasa por una serie de tres intercambiadores de calor (condensadores E10 A/B/C) en donde se licúa parcialmente pasando luego al tanque acumulador D-7 en el cual se le separa la mayor parte del agua que se haya condensado en el paso anterior. Del D-7 la gasolina cruda sigue a otra serie de tres intercambiadores de calor (E-11 A/B/C) en donde se acaba de condensar pasando luego a otro tanque acumulador, el D-8, donde se acumula y se termina de separar el agua.

De los tanques acumuladores D-7 y D-8 se toma por intermedio de la bomba GM-6 ó GM-6 A los reflujos llamados caliente en el primer caso y frio en el segundo. El uso del uno o del otro es indiferente en cuanto al control de la temperatura, del tope de la columna y del punto final de la gasolina. Sin embargo, se prefiere el

reflujo frío o sea del D-8, porque para idénticas condiciones de operación de la torre se necesita un menor volumen de reflujo ya que como está más frío, una menor cantidad remueve más calor del tope y produce una condensación más rápida de los hidrocarburos pesados. El reflujo caliente del D-7 se utilizó en la operación inicial de la planta y en la actualidad sólo se usa en arranque de planta cuando no ha sido posible almacenar previamente gasolina en el D-8.²²

Las condiciones óptimas de operación de esta torre son determinadas por la temperatura a que entra el aceite rico en la columna y por el punto final de la gasolina cruda a la salida de la misma.

En el primer caso porque de esta temperatura depende la que se le ha de suministrar al aceite con ayuda del horno y en el segundo por la cantidad de vapor que se le ha de suministrar para controlar la saturación y la calidad de los productos.

En la planta el aceite rico entra a la torre C-3 a una temperatura de 380-430°F; luego es calentado en el horno a una temperatura de 500-575 °F. La gasolina cruda sale por el tope a 240°F, mientras que el aceite pobre sale por el fondo a 510 °F. La columna destiladora de la torre C-3 opera a 100-105 psi, el flujo de vapor de agua está regulado por el punto final de la gasolina cruda.

2.3.4.1.2 Condiciones operacionales anormales. Las principales anomalías que pueden encontrarse en la operación de la columna destiladora son las siguientes:

- Que el punto final de ebullición de la gasolina esté alto, normalmente este valor se debe mantener alrededor de 330°F. Cuando este valor es superior significa

²² ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 26.

que aceite absorbedor está saliendo junto con la gasolina por el tope. Esto se corrige aumentando el reflujo de la columna con el fin de condensar los componentes pesados que lleva consigo dicha gasolina. También se corrige esta anomalía disminuyendo la cantidad de vapor que se le suministre a la columna.

- Que la saturación del aceite esté demasiado baja (por debajo de 0.1%) o demasiado alta (por encima del 4.0 %). Se denomina saturación del aceite a la cantidad de componentes de la gasolina que se encuentran en el aceite pobre que sale del alambique. Esta anomalía es la misma que la anterior se corrige con la de cantidad de vapor que se le agrega a la torre, por el hecho de que el punto final alto de la gasolina es una consecuencia directa de la saturación del aceite. En caso de estar demasiado alta la saturación, se aumenta la cantidad de vapor en el PIC-142 debido a que los componentes de la gasolina cruda se están quedando en el aceite. En el caso contrario, es decir, la saturación del aceite está demasiado baja, se corrige disminuyendo la cantidad de vapor que se le suministra a la torre, ya que en esta forma se consigue que la mayor cantidad de hidrocarburos pesados se queden en el aceite, aumentando su saturación.²³

2.3.4.2 Corriente de Vapor de Gasolina Cruda. Por el tope de la torre sale la línea de gasolina cruda o productos blancos en forma de vapor, la cual tiene un transmisor que indica la temperatura y alarma si la temperatura baja a 180 °F ó sube a 400 °F, la temperatura de esta línea debe ser de 235 °F. Además cuenta con una válvula de alivio (PSV-257) la cual dispara hacia tea si la presión alcanza los 120 psig.

²³ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 27.

La presión del tope de la torre debe estar en 103 psig y se controla mediante la válvula de control PCV-148 ubicada en la salida de vapor del separador del reflujo D-7

A la entrada de los condensadores E-10A/B están los indicadores de temperaturas locales que deben estar en 230 °F y a la salida en 100 °F. Aguas abajo de este tren de condensadores E-10A/B/C hay un indicador local de temperatura que debe estar en 100-110 °F, por medio del TT-224 se activa una alarma si llega hasta 130 °F.

Al separador de reflujo D-7 además de la corriente de salida de la torre C-3 llegan una conexión de ¼" para inyectar inhibidor de corrosión y una línea de 2" proveniente de la descarga de las bombas G-423/423A, esta línea de 2" lleva un flujo constante de 120-130 BPD de condensado desde el tanque D-106A.

Del separador de reflujo del alambique, D-7, sale una corriente por el tope que es enviada hacia los condensadores E-11A/B/C y esta línea tiene una conexión de ¼" para inyectar inhibidor de corrosión, la temperatura de esta línea (debe estar en 110-120 °F.), si la temperatura sube hasta 130 °F es activada una señal de alarma. Además cuenta con la válvula de alivio PSV- 197 que dispara hacia la tea si la presión alcanza los 120 psig.

El flujo de entrada hacia los condensadores puede ser desviado directamente hacia el D-8 por medio de la línea de bypass de 3" que tiene la PCV-148, la cual controla la presión del tope de la torre C-3 como fue explicado anteriormente.

La línea de gasolina cruda ubicada aguas abajo de los condensadores E-11 y alineada hacia el D-8 tiene el indicador de temperatura local que debe estar en 90 °F - 100 °F.

El gas o vapores que salen del D-8 son enviados hacia el sistema de recuperación de gas bajo el control de presión de la PCV-168, la cual está controlada para mantener una presión en el D-8 de 99 psi, se dará una señal de alarma si la presión sube a 105 psi o baja de 90 psi.

Este circuito está protegido para sobre presión por la válvula de alivio PSV-255 ubicada en el D-8, la cual dispara hacia la tea si la presión sube hasta 110 psi.

2.3.4.3 Corrientes de líquidos. Del plato No. 20 se saca agua del alambique al tanque deshidratador D-10. Esta agua se produce por la condensación del vapor de agua dentro de la columna. Los vapores de hidrocarburos que son arrastrados junto con el agua al deshidratador D-10 retornan al C-3 por el plato 21. El D-10 y sus líneas anexas no tienen ningún tipo de control ó sistema de medición.

Del plato No. 11 se saca una corriente de aceite de aproximadamente 17000-19600 BPD la cual es succionada por las bombas G-5/5A y se envía hacia el horno F-1 con el fin de realizar la transferencia de calor al aceite rico y poder fraccionarlo en aceite pobre y gasolina cruda.

De dicha línea de succión se deriva una línea de 1/2" que va hacia el "reclamador" D-5 con el fin de eliminarle las impurezas al aceite absorbente, separarlas y luego drenarlas para evitar que las impurezas ocasionen que el aceite pierda su facilidad para absorber. La temperatura y presión pueden ser observadas localmente, deben estar en 530 °F y 100 psi.

Por el fondo del D-5 entra una corriente de vapor de agua que viene del cabezal de distribución de 200 #. El fin de suministrarle vapor al alambique es el de disminuir la presión parcial de los componentes y conseguir que dichos componentes (propanos, butanos e hidrocarburos más pesados) se desprendan a una temperatura menor.

El flujo de vapor debe estar en un valor promedio de 48500 libras por día. En caso de ser necesario, este vapor también puede ser introducido en la parte media del D-5 o directamente hacia la torre C-3 conectándolo a la línea de salida del tope del reclamador. La temperatura de este vapor debe ser de 400 °F.

El reclamador D-5 está protegido para sobre presión por la válvula PSV-258, la cual dispara a la tea si la presión alcanza 125 psig.

En la sección inferior del D-5 se encuentra el serpentín interior independiente (intercambiador E-9) por el cual circula internamente parte del aceite pobre que sale del fondo de la torre C-3 y es enviado hacia los intercambiadores E-5A/B/C/D para luego ser enviado hacia los intercambiadores E-12 A/B que precalientan el alimento a la torre despropanizadora C-4²⁴.

Esta línea tiene el indicador de temperatura local que debe estar en 510 °F y por medio del TT-142 envía esa información hacia el TIC-142, el cual informará al FIC-124 para que controle la salida de aceite rico hacia el horno F-1 por medio de la válvula de control FCV-124 ubicada sobre la línea de descarga de las bombas G-5/5A, también avisará con una alarma si la temperatura baja a 460 °F ó sube a 586 °F.

En el cabezal de salida de los intercambiadores E-5B/C/D esta el indicador de temperatura local el cual debe estar en 430 °F.

Esta salida normalmente va hacia los intercambiadores E-12A/B para luego ir hacia los intercambiadores E-4A/B y E-3A/B y hacia el D-105. Abajo de los intercambiadores E-12A/B está la válvula TCV-181 la cual dependiendo de la información de temperatura a la entrada de la torre C-4 la mantiene en 170 °F.

²⁴ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 30.

La descarga de estos intercambiadores es enviada hacia los E-4A/B para calentar la corriente de fondo de la torre C-1 que va hacia la torre C-2. El flujo de entrada hacia estos intercambiadores es controlado con la información de la temperatura leída en la línea de aceite hacia la torre C-2 y se mantiene esta temperatura en 133 °F.

El aceite pobre que sale de los E-4A/B es terminado de enfriar con agua de enfriamiento en los intercambiadores E-3A/B hasta 95 °F. A la entrada de estos intercambiadores esta línea debe estar cerca de los 100 psi y en 120 °F.

La descarga de estos intercambiadores tiene el PI-139 que debe estar por los 35 psi y tiene el LCV-119 que controla el nivel de líquido de la torre C-3 por medio de la información que recibe del LIC-119 y es enviada normalmente hacia el D-105.

El nivel de líquido en la sección media de la torre C-3 puede ser observado localmente a través del LG-161 y por medio del LT-161 esta información es enviada hacia el LI-161, el cual alarma por bajo o alto nivel

De igual forma el nivel de líquido en el fondo de la torre C-3 puede ser observado por el LG-118 localmente y por medio del LT-119 se envía esta información hacia el LIC-119, el cual controla la salida de líquido del fondo a través de la válvula LCV-119 ubicada aguas abajo de los intercambiadores E-3A/B. La presión de la torre C-3 es indicada localmente por el PI-143 y debe estar en 100 psig.²⁵

2.3.4.3.1 Reflujo. El líquido del D-7 (reflujo caliente) y/o el líquido del D-8 (reflujo frío) es succionado por las bombas G-6/6 A.

²⁵ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 31.

La presión de descarga de las bombas G-6/6A debe ser de 150 psi. La temperatura debe estar entre 90⁰F y 100⁰F y si ella sube a 140⁰F se mostrará una alarma en el cuarto de control.

El reflujo hacia el plato No.22 de la torre C-3 es regulado en 60 gpm o 2000 BPD (entre 2.0 y 2.5 veces la producción) por medio de la FCV-126.

2.3.4.3.2 Corriente de gasolina cruda. El nivel de líquido en el D-8 puede ser observado en el campo por el LG-188 y por medio del LT-128 esa información es enviada hacia el LIC-128 para que mantenga el nivel en 4'6" a través de la LCV-128 ubicada en la línea de descarga de las bombas G-7/7A. El LIC-128 también recibe la información del flujo circulando por esa línea por medio del FIC-130, el cual recibe la información del FT-130 para que controle el nivel dentro del D-8 y el flujo en la línea ya que si este flujo baja hasta 3 BPD, las bombas G-7/7A se pararán.

Las bombas G-7/7A succionan el líquido del D-8 para enviarlo hacia la torre despropanizadora C-4 pasando a través de los intercambiadores E-12A/B. En la línea de succión hay una conexión para inyectar inhibidor de corrosión.

En la línea de descarga de las bombas G-7/7A están los indicadores de presión local, esta presión debe estar en 470 psig. En la línea de descarga de la G-7 hay una conexión para enviar esta gasolina cruda hacia el D-106A a través del colector de condensados y del filtro FT-204 pero ella permanece cerrada.

El producto que sale por el tope del Alambique C-3 pasa al acumulador D-8, una vez enfriado y condensado es introducido como alimento a la torre C-4 a través del plato No. 19 a una temperatura de 170 °F. Las bombas GM-7 y GM-7A le dan la potencia para entrar a la torre.

Para lograr esta temperatura antes de entrar a la torre se usa un precalentador, el E-12A/B que con el calor proporcionado por el aceite pobre que sale del alambique la eleva de 100°F a 180-190 °F. Esta torre opera a una presión de 228 psi.²⁶

En la torre C-4 (despropanizadora) los platos operan en la misma forma que los del alambique C-3. En la torre C-4 por el tope de la columna sale propano y un poco de etano mientras que por el fondo sale una mezcla de butanos, pentanos e hidrocarburos un poco más pesados con algo de propano residual.

2.3.5.1 Sección del fondo (rehervidor). Para separar el propano remanente del producto de fondo se pasa esta corriente a través del rehervidor (E-14) donde es calentada con vapor de agua a una temperatura entre 260 °F y 285 °F, una vez desprendido el propano, este vuelve a entrar a la torre C-4 por el plato No. 1, mientras que los butanos, pentanos y más pesados son enviados hacia la torre desbutanizadora por simple diferencia de presiones debido a que la torre desbutanizadora opera a una presión de 80 psi.

El control de la temperatura del propano que entra a la torre por el plato No. 1 es controlado automáticamente por el TIC-191 y la válvula TCV-181 ubicada en la línea de entrada del vapor al rehervidor E-14, a 200 psi. Esta válvula abrirá o cerrará dependiendo si la temperatura medida por el TT-191 está más baja o más alta de 254-270 °F, según el punto de ajuste (set point).

²⁶ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 33

El flujo de vapor utilizado para este servicio puede ser observado por medio del FI-153 y la presión puede ser observada localmente en el PI-192.

Es importante mantener la temperatura del fondo de la torre entre 260-270 °F a la presión de 225-240 lb/pulg², ya que esa es la temperatura del “punto de burbuja” de la gasolina natural y el butano.

El “punto de burbuja” es la temperatura a la cual aparece la primera burbuja en el líquido antes de comenzar la ebullición. La razón de trabajar con la temperatura del “punto de burbuja” de la gasolina cruda es la de procurar que se desprenda todo el propano del fondo de la columna y la menor cantidad posible de butanos, para de esta forma obtener un producto más puro²⁷.

El nivel de butano y gasolina natural dentro del rehervidor E-14 es mantenido por la válvula de control en 1'-9". La descarga de esta válvula es enviada directamente hacia la torre desbutanizadora C-5. El nivel en el rehervidor E-14 puede ser observado localmente por el operador a través de un visor (LG-132).

2.3.5.2 Sección del tope. El propano que sale por el tope es enviado hacia los condensadores E-13A-200 y E-13B-200, luego sigue hacia el tanque acumulador de propano o reflujo D-9. La temperatura de esta línea que es igual o menor a la temperatura del tope de la torre C-4 debe estar entre 108-112 °F, la cual representa el punto de rocío del propano puro a la presión de la columna.

El “punto de rocío” es la temperatura a la cual un vapor comienza a condensarse a una determinada presión, en otras palabras, es la temperatura a la cual aparece la primera gota de producto condensado. La razón de trabajar a la temperatura del

²⁷ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 33 (Marzo 2006), P. 34

“punto de rocío” en el tope de la columna, es el que se condensen los butanos que lleve consigo el propano²⁸.

La presión de la columna es controlada por una válvula de control (PCV-173) ubicada en la línea que conecta directamente el producto de tope de la torre C-4 con el acumulador de propano D-9 (by pass de los E-13 A/B/C). Esta válvula abrirá o cerrará dependiendo de si la presión de la torre está por encima o por debajo de la presión de ajuste, la cual debe estar en condiciones normales en 200-210 lb/pulg², este sistema está protegido por la válvula de seguridad PSV-191 la cual dispara a la tea si la presión sube hasta 250 psig.

Los condensadores E-13A-200/13B-200 utilizan agua de enfriamiento para condensar el propano.

La temperatura del propano a la entrada y a la salida de los condensadores debe ser revisadas regularmente para verificar que los condensadores están trabajando adecuadamente y que no presentan problemas por posibles taponamientos.

El propano es acumulado en el D-9 de donde es succionado por la bomba G-8 o G-8A para ser enviado hacia la torre C-4 como reflujo. El flujo en esta línea de 3” es controlado por la válvula FCV-131 y por el FIC-131 el cual suministrará la cantidad de reflujo necesario de acuerdo con las condiciones de temperatura y presión de la columna.

El reflujo entra a la torre despropanizadora por el plato No. 32 tiene como fin asegurar la salida de propano puro y la de ayudar a mantener la temperatura del tope, este propano de recirculación entra a una temperatura menor para evitar por medio del enfriamiento que se aumente demasiado dicha temperatura y poder

²⁸ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 33 (Marzo 2006), P. 35.

condensar el butano que tiende a salir por el tope junto con el propano. En esta forma el tope de la columna sirve como sección rectificadora.²⁹

En el tope del acumulador de propano D-9 se encuentra instalada una válvula controladora la cual por medio del PIC-179 mantiene la presión en 228 psig, el exceso de presión se envía hacia el plato No. 8 de la torre C-2. Este exceso también puede ser enviado hacia la tea pero esta facilidad permanece normalmente cerrada y solamente es usada cuando se desea desfogar el equipo para sacarlo de operación.

El acumulador D-9 está protegido por la válvula de seguridad PSV-178 la cual dispara a la tea si la presión llega a 250 psig.

2.3.5.3 Situaciones anormales. En el despropanizador pueden presentarse las siguientes anomalías en la operación de la columna:

- Los butanos que acompañan a la gasolina natural salen junto con el propano por el tope de la columna. Esta anomalía es detectada en el análisis de la composición en volumen que se envía al laboratorio; también se detecta directamente con el valor de la presión de vapor que se determina en la planta, cuando esta tiene un valor por debajo de 195 psi ($P_{\text{vapor propano}} > P_{\text{vapor butano}}$). Cuando se presenta esta anomalía en la columna se corrige disminuyendo la temperatura de tope la cual debe tener un valor por encima de 108 °F. Esta temperatura de tope se corrige disminuyendo la temperatura en el fondo de la columna o aumentando la cantidad de reflujo; normalmente el reflujo se mantiene en un valor constante y la anomalía se corrige con la temperatura de fondo de la columna.

²⁹ ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 33 (Marzo 2006), P. 36.

- El propano acompaña los productos que salen por el fondo de la columna (butanos y gasolina natural); esta anomalía se determina por medio de la composición de los butanos que realiza el laboratorio y directamente en la planta por la presión de vapor del butano cuando este tiene un valor por encima de 47 psi. Esta anomalía se corrige aumentando la temperatura de fondo de la columna, manteniendo el valor de la temperatura de tope en 108 °F y una presión de la columna de 230 psi.
- Demasiado etano está entrando a la columna y sale por el tope junto con el propano. Esta anomalía se determina por intermedio del análisis de la composición en volumen que realiza el laboratorio, así como también por el valor de la presión de vapor del propano, cuando tienen un valor por encima de 210 lb/pulg². Cuando esta anomalía se presenta, la presión en la torre C-4 aumenta su valor por encima de 100 psi.
- El aumento en la cantidad de etano que acompaña el propano significa que la cantidad de aceite pobre que se le está suministrando a las columnas absorbidora y desetanizadora de acuerdo con la cantidad de gas que llega a la columna absorbidora es demasiado alta, por lo tanto esta anomalía se corrige disminuyendo dichas cantidades de aceite (para aumentar temperatura en las torres y permitir la evaporación del etano).

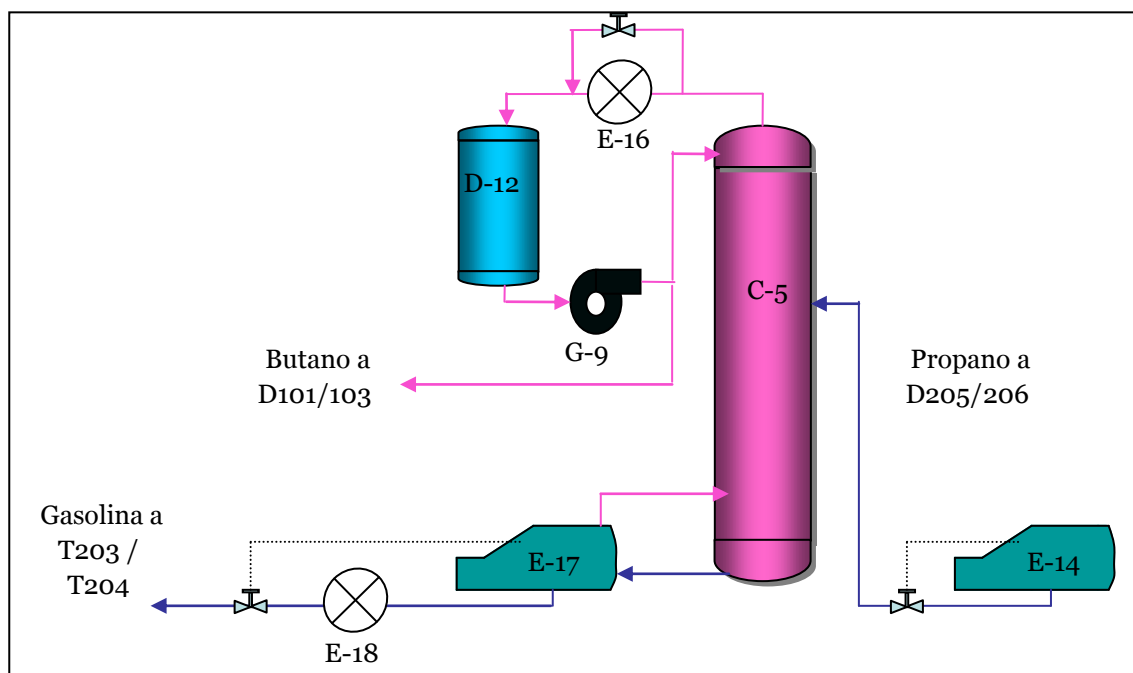
2.3.6 Recuperación de butano (desbutanizador C-5). El Desbutanizador es una torre de 72.5 pies de altura, 3 pies de diámetro que tiene 32 platos en su interior y tiene como objeto separar el isobutano i-C4 y el normal butano n-C4 de la gasolina natural.

El producto que sale del rehervidor E-14 previamente proveniente de la despropanizadora C-4 es introducido por diferencia de presión a la torre

desbutanizadora C-5 a través del plato No.16 a una temperatura entre 250-260 °F. La torre C-5 opera a una presión de 75-80 lb/pulg².

Los platos en la torre desbutanizadora C-5 trabajan en la misma forma que los de la despropanizadora C-4 y del alambique C-3. Por el tope de la columna sale la mezcla de isobutano y normal butano y por el fondo sale la gasolina

Figura16. Diagrama torre C5



Fuente: ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro

2.3.6.1 Sección del Fondo. Para separar el butano que está mezclado con la gasolina en el producto de fondo, se pasa este producto a través del rehervidor E-17, el cual es calentado con vapor de agua a 200 psi hasta una temperatura entre 245 °F y 255 °F desprendiéndose los butanos que entran nuevamente a la columna por el plato No. 1.

La temperatura del butano que entra a la torre por el plato No.1 es controlada automáticamente la válvula TV-413 ubicada en la línea de entrada del vapor a 200 psi al rehervidor E-17. Esta válvula abrirá o cerrará dependiendo si la temperatura medida por el TT-413 está más baja o más alta del set point (245-255 °F).

El flujo de vapor utilizado para este servicio puede ser observado por medio del FIC-370.

Es importante mantener la temperatura del fondo de la torre entre 245-255 °F a la presión de 80 lb/pulg², ya que esa es la temperatura del “punto de burbuja” de la gasolina natural. La razón de trabajar con la temperatura del “punto de burbuja” de la gasolina cruda es la de procurar que se desprenda todo el butano del fondo de la columna para de esta forma obtener un producto más puro.

La gasolina natural que sale del rehervidor es enviada a través de una línea de 3” hacia los enfriadores por agua E-18 A/B/C los cuales bajan la temperatura hasta 100 °F para poder enviar la gasolina hacia el almacenamiento.

El nivel de la gasolina natural dentro del rehervidor E-17 es mantenido en 1” -9” por la válvula de control LV-400 ubicada en la línea de salida de los enfriadores E-18A/B/C y por el LIC-400, la descarga de esta válvula es enviada directamente hacia los tanques de almacenamiento de gasolina natural T-203 o T-204. El nivel en el rehervidor E-17 puede ser observado a través del LG-388.

2.3.6.2 Sección del Tope. El butano que sale por el tope es enviado hacia los condensadores E-16A/B/C, para luego seguir hacia el tanque acumulador de butano o reflujo D-12. La temperatura de esta línea que asemeja la temperatura del tope de la torre C-5 debe estar entre 125-128 °F, la cual es el punto de rocío del butano a la presión de la columna (75 psi).

La razón de trabajar a la temperatura del “punto de rocío” del butano en el tope de la columna, es el que se condense la gasolina natural que lleve consigo el butano. La presión de la columna es controlada por medio del PIC-520 y la válvula de control PV-520, ubicada en la descarga de las bombas G-9/9A que envían el butano hacia el manifold y los tanques de almacenamiento D-101A y D-103A.

Esta válvula abrirá o cerrará dependiendo de si la presión que mide el PT-520 está por encima o por debajo de la presión de ajuste del PIC-520, el cual bajo condiciones normales está en 75 psi.³⁰

La temperatura de tope de la torre C-5 puede ser observada por el operador en el TT-422. Este sistema está protegido por la válvula de seguridad PSV-366 la cual dispara a la tea si la presión sube a 110 psi.

El butano es acumulado en el D-12, de donde es succionado por la bomba G-9 ó G-9A para ser enviado hacia:

- Los tanques de almacenamientos D-101A/ D-103A. La temperatura en esta línea alarmará si la temperatura sube hasta 120 °F.
- La torre C-5 como reflujo: El flujo en esta línea de 2” es controlado por la válvula FV-370 y por el FIC-370 el cual suministrara la cantidad de reflujo necesario, de acuerdo con las condiciones de temperatura y presión de la columna.

El reflujo le entra a la torre desbutanizadora por el plato No. 32 y tiene como fin asegurar al máximo la salida de butano puro ayudando a mantener la temperatura

³⁰ DERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 33 (Marzo 2006), P. 39.

del tope y evitando que el isopentano (componente más liviano de la gasolina) salga por el tope junto con el butano.

En el tope del acumulador de butano D-12 se encuentra la válvula de seguridad PSV-367 que dispara hacia la tea si la presión sube a 105 psig

2.3.6.3 Situaciones Anormales. En la columna desbutanizadora se pueden presentar las siguientes anomalías en su operación:

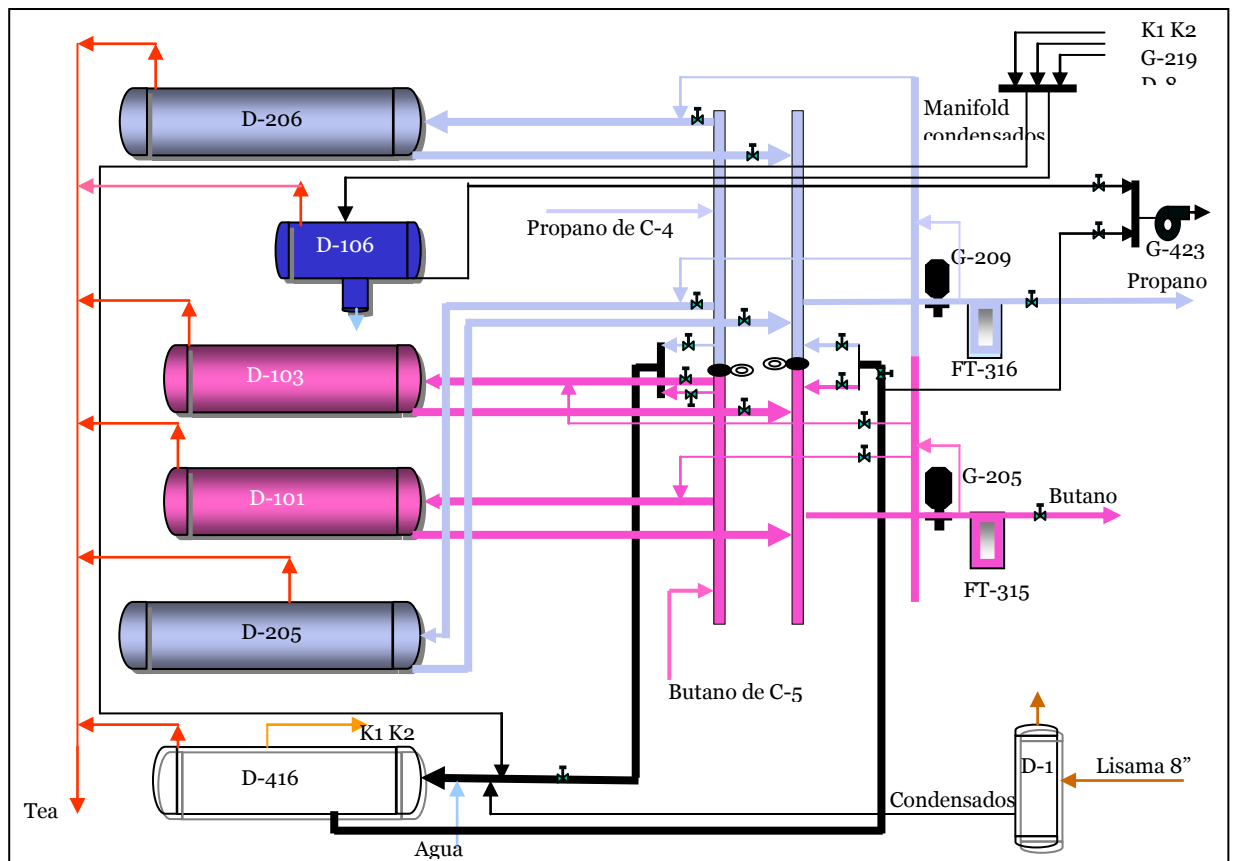
- Los butanos están saliendo por el fondo de la columna junto con la gasolina natural. Esta anomalía se detecta por el valor de presión de vapor de la gasolina cuando esta es mayor de 8.0 lb/pulg². Se corrige aumentando la temperatura de fondo de la columna o disminuyendo la cantidad de reflujo con el fin de aumentar la temperatura del tope de la columna y permitir en esta forma que salga por el tope mayor cantidad de butanos.
- El isopentano sale por el tope de la columna junto con los butanos. Esta anomalía se detecta por el análisis de la composición en volumen en el laboratorio, así como también, por el valor de la presión de vapor de los butanos, cuando esta es menor de 45 lb/pulg². Se corrige esta anomalía disminuyendo la temperatura del tope de la columna. Para disminuir esta temperatura de tope se sigue uno de los siguientes procedimientos:
 - Disminuyendo la temperatura de fondo de la columna.
 - Aumentando la cantidad de flujo de la columna. Normalmente se trabaja con la temperatura del fondo de la columna.

2.3 ALMACENAMIENTO DE PRODUCTOS.

2.3.1 Almacenamiento Presurizado. Esta sección está dividida en el almacenamiento presurizado del propano, butano y de los condensados de El Centro.

2.3.1.1 Tanques de Almacenamiento de Propano, D-205/D-206. Cada tanque tiene una línea de entrada y de salida de propano de 3". Estas líneas cuentan con válvulas solenoides, con ayuda de las cuáles se alinea el producto.

Figura17. Diagrama almacenamiento de propano



Fuente: ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro

En operación normal, un tanque se está llenando mientras que el otro puede estar fuera de servicio. Para efectos de mantener la presión, siempre se realiza la succión de bombeo hacia la GRB del mismo tanque que se está llenando. Estos tanques tienen un sistema de inyección de gas combustible (Make-Up) el cual es utilizado para mantener la presión en 175 psi y evitar la entrada de aire (oxígeno) que pueda formar una mezcla explosiva con los componentes internos del tanque. Los tanques de almacenamiento Propano (D-205/D-206) tienen una capacidad de 700 Bls y 500 Bls respectivamente.

Cuando la presión en estos tanques disminuye por debajo de 150 psig o sube por encima de 260 psi, se activará una alarma.

Si la presión aumenta hasta 280 psig las válvulas de seguridad dispararán hacia la tea el exceso de gas y este flujo será reportado por medio del FAH-313 para el D-205 y por el FAH-314 para el D-206.

Si durante la operación normal del tanque, la temperatura empieza a aumentar hasta alcanzar los 130 °F, la condición será detectada y será alarmada.

Si el nivel de líquido en estos tanques aumenta o disminuye hasta el nivel del punto de ajuste, la condición será alarmada.

El propano saldrá de estos tanques hacia el cabezal de succión de propano y se enviará hacia GRB a través de las bombas G-209A/B.

2.3.1.2 Tanques de almacenamiento de Butano, D-101A – 103A. Cada tanque tiene una línea de entrada y de salida de butano de 3". Estas líneas cuentan con válvulas solenoides, con ayuda de las cuáles se alinea el producto.

Al igual que los tanques de propano, en operación normal, un tanque se está llenando mientras que el otro puede estar fuera de servicio, adicionalmente, estos tanques tienen un sistema de inyección de gas combustible el cual es utilizado para mantener la presión en 50 psi y evitar la entrada de aire (oxígeno).

Los tanques de almacenamiento o Butano (D-101A/103A) tienen una capacidad de 255 Bls cada uno.

Cuando la presión en estos tanques sube por encima de 65 psi se activará una alarma.

El operador debe por medio de la línea del make-up de 2" (para presionarlo) o a través de la línea de 2" hacia el cabezal de recuperación de gas (para desfogarlo) tratar de nivelar esa presión en 50 psi.

Si la presión aumenta hasta 170 psig las válvulas de seguridad disparan hacia la tea el exceso de gas.

Si durante la operación normal del tanque, la temperatura empieza a aumentar hasta alcanzar los 110 °F, la condición será y se alarmará esta condición.

Si el nivel de líquido en estos tanques aumenta o disminuye hasta el nivel del punto de ajuste, la condición será alarmada.

2.3.1.3 Tanque de Almacenamiento de los Condensados, D-106A. Este tanque tiene una línea de entrada de condensados de 3" la cuál cuenta con el filtro para el condensado FT-204 y con una conexión que viene del manifold de suministro (GM-219).

En operación normal, este es el único tanque para recibir y distribuir el condensado de El Centro, pero si este tanque se llena o se requiere sacarlo de operación, el tanque D-416 puede ser utilizado para este servicio.

Este tanque tiene un sistema de inyección de gas combustible el cual es utilizado para mantener la presión entre 15 y 30 psi y para evitar la entrada de aire (oxígeno) que pueda formar una mezcla explosiva entre los componentes internos del tanque. Esta inyección de gas combustible también disminuye la condensación de agua dentro del tanque.

El tanque de almacenamiento de los condensados de El Centro (D-106A) tiene una capacidad de 238 Bls.

La presión en este tanque puede ser observada localmente por medio del PI-227 y por medio del PT-233 esta información es enviada hacia el PIC-233 para que mantenga por medio de la válvula de control PCV-233 estas presiones de operación dentro del tanque. La descarga de esta válvula de control es enviada hacia el sistema de recuperación de gas de producción (por vacío).

El operador por medio de la línea que viene del sistema del make-up de gas de 2" puede mantener la presión de operación de este tanque cuando se está vaciando y no se está recibiendo condensado en ese momento.

Si por alguna razón la presión sube hasta los 35 psi la válvula de alivio se abrirá, liberando el gas hacia la tea y evitando que el tanque se dañe por sobrepresión.

En la línea de salida de este tanque están las bombas G-423/423A que envían este condensado hacia el D-7 o separador del reflujo de la columna de destilación de la torre C-3 y un retorno hacia el cabezal colector de condensados para mantener el mínimo flujo de estas bombas circulando.

2.3.1.4 Tanque de Almacenamiento D-416. Debido a que este tanque puede ser usado para cualquier servicio entre propano, butano o condensados de El Centro o de Lisama se describe la operación de este tanque por separado.

Este tanque tiene una línea de entrada principal de producto de 3", la cual se convierte en 2" cerca del tanque.

Si el servicio del tanque es butano/propano, esta línea cuenta con una válvula solenoide XV-311, desde donde se determina, de acuerdo a los niveles en los tanques, cuál tanque está en servicio.

Esta línea de entrada al tanque (aguas abajo de la XV-311) tiene una conexión de 3" que viene del separador D-1 que recoge los líquidos que vienen del recibidor de raspadores de Lisama, también tiene otra conexión de 3" que viene del cabezal de los condensados de El Centro y una última conexión de 3" que viene del manifold de suministro de agua, la cual permanece para cualquiera de los servicios del tanque, normalmente cerrada.

Este tanque también tiene un sistema de inyección de gas combustible el cual es utilizado para mantener la presión de operación dependiendo del servicio que este prestando y para evitar la entrada de aire (oxígeno) que pueda formar una mezcla explosiva entre los componentes internos del tanque. Esta inyección de gas combustible también disminuye la condensación de agua dentro del tanque.

Este tanque de almacenamiento (D-416) tiene una capacidad de 714 Bls.

La presión en este tanque puede ser observada localmente por medio del PI-249 y por medio del PT-200 esta información es enviada hacia el PIC-200 para que mantenga por medio de la válvula de control PV-200 estas presiones de operación

dentro del tanque. La descarga de esta válvula de control es enviada hacia el sistema de recuperación de gas de producción (por vacío).

El operador por medio de la línea que viene del sistema del make-up de gas de 2" puede mantener la presión de operación dependiendo del servicio, cuando este tanque se esté vaciando y no se está recibiendo producto en ese momento.

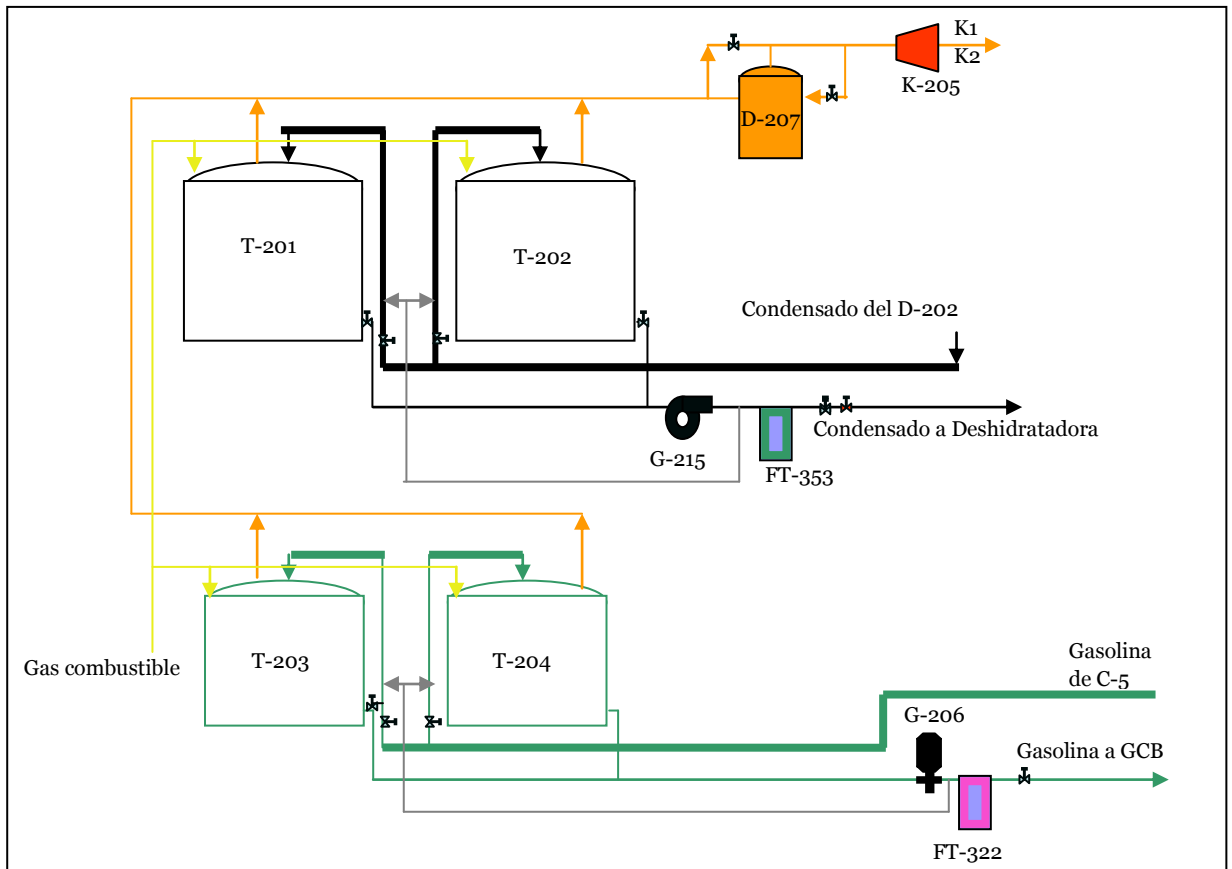
Si por alguna razón la presión sube hasta los 225 psi la válvula de alivio se abrirá liberando el gas hacia la tea y evitando que el tanque se dañe por sobre presión. Si durante la operación normal del tanque, la temperatura empieza a aumentar hasta alcanzar los 120 °F, la condición será detectada por el TI-231, el cual alarmará la condición.

2.3.2 Almacenamiento Atmosférico, Tanques de Almacenamiento de Gasolina Natural, T-203/ T-204. Cada tanque tiene una línea de entrada de gasolina natural de 4". Estas líneas cuentan con válvulas solenoides, desde donde se determina, de acuerdo a los niveles en los tanques, cuál tanque está en servicio.

En operación normal, un tanque se está llenando mientras que el otro está en reposo. Para enviar gasolina natural hacia GRB se succiona del mismo tanque que se está llenando por medio de las bombas G-206A/B. Estos tanques tienen un sistema de inyección de gas combustible el cual es utilizado para mantener la presión de estos tanques en 1-2 psi y para evitar la entrada de aire (oxígeno) que pueda formar una mezcla explosiva entre los componentes internos del tanque. Esta inyección de gas combustible también evita la condensación de agua dentro del tanque.

Los tanques de almacenamiento de gasolina (T-203/204) tienen una capacidad de 1000 Bls cada uno

Figura18. Diagrama tanques de almacenamiento de gasolina



Fuente: ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro

Cuando la presión en estos tanques disminuye a 1 psi, las PCV-327 y PCV-328 abrirán en el caso del T-203 y PCV-330 y PCV-331 en el caso del tanque T-204 para evitar que la presión baje de 0 psi. Estas válvulas son reguladores de presión con puntos de ajuste de 5 psi para las PCV-327 y 330 y 1 psig para las PCV-328 y 331. Se requieren estas dos etapas para poder reducir la presión de suministro del gas combustible desde 60 psi a 1 psi.

Cuando la presión aumenta a 2 psi, el regulador de contrapresión PCV-329 para el T-203 y PCV-332 para el T-204 se abrirá, liberando gas combustible a la

atmósfera. Si la presión aumenta a 1.9 psi o disminuye a 0.8 psig, la condición será alarmada por el PI-386.

Si la presión aumenta a 2.5 psi, la válvula de seguridad PSV-358 en el T-203 y PSV-359 en el T-204 comienza a abrirse. La salida total de estas válvulas estará completamente abierta si se llega a los 5 psi de presión de diseño del tanque. Si por el contrario, la presión cae a unos 0.865" WC de vacío, la PSV-358 abrirá, admitiendo aire y evitará que el tanque se colapse.

Si durante la operación normal del tanque, la temperatura empieza a aumentar hasta alcanzar los 115 °F, la condición será y la condición de alta temperatura será alarmada.

2.4 HORNO

El objeto del horno F-1 es dar energía calórica al aceite rico de la torre de destilación C-3 por medio del calor de combustión del gas combustible (gas pobre).

Fotografía 1. Calentador de JP Jet 1A enriquecido



Fuente: ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro

Intercambiador de calor compuesto por una disposición de serpentines de tubería de 6" A 53 Grado B Sch Std, por los cuales circula JP Jet 1 A, este es calentado como parte del proceso. El horno consta de un sistema de quemadores de gas, área de combustión, chimenea de humos y tuberías anexas, algunas de las cuales están aisladas térmicamente para evitar la difusión de energía calórica obtenida en el equipo.

El suministro de aire a los quemadores de premezcla puede ser controlado manualmente por medio de movimiento giratorio de los premezcladores que están debajo del horno, a un metro aproximadamente del suelo. La llama de color azul es un indicador de buena combustión y produce un mejor aumento de temperatura. La llama amarilla y muy alta indica mucha presión de gas combustible, combustión deficiente y no produce un buen manejo de temperatura, sino que deteriora el material del haz tubular por donde pasa el aceite dentro del horno.

Al horno llega una línea de 2" de vapor de agua que se usa para "purgar" el horno cuando va a ser puesto en marcha después de una parada. Como el vapor se condensa por la temperatura ambiente dentro de esta línea, debe ser drenado varias veces al día y siempre antes de una puesta en marcha. La "purga" del horno consiste en desplazar fuera del horno todos los gases combustibles presentes por medio del vapor y de esta manera evitar una explosión.³¹

2.5 CALDERAS

Las bombas de alimentación de agua a las calderas, G-210 A/B, están protegidas contra la sobre presión por una PSV y también cuentan con indicadores de presión a la succión y descarga.

³¹ DERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 33 (Marzo 2006), P. 56.

En operación normal una caldera está operando y la otra es de reserva. El operador debe purgar la caldera en intervalos regulares (purga intermitente), y debe verificar el flujo de la purga continua.

La producción de vapor se dirige a diversos equipos en la planta de proceso, ellos son:

- Torres de Secado del aire de instrumentos
- E-201A/B en el tren de condensados de Opón.
- Vapor para la parada de C-1, D-1, C-2, D-2, etc.
- Vapor para la parada del sistema del E-12
- Reclamador de Aceite Pobre, D-5
- Horno precalentador del Alambique, F-1
- Tambor separador de los descargas de los tanques, D-18
- Vapor para D-7, D-8 y C-3
- Rehervidor del despropanizador, E-14
- Reclamador D-5
- Rehervidor del desbutanizador E-17

2.6 TORRE DE ENFRIAMIENTO

La torre de enfriamiento, llamada Torre Marley, tiene dos secciones y en cada una de ellas hay un ventilador (CTF-1 y CTF-2) el cual se puede operar localmente o a través del DCS (HS-362B y HS-363B). La capacidad de la torre es de 14.000 galones de agua, el sistema también cuenta con 6 bombas que envían el agua de enfriamiento hacia las diferentes áreas y equipos de la planta de proceso El Centro. (G-406, G-401, G-404, G-407, G-408, G-409).

Fotografía 2. Vista exterior torre Marley



Fuente: ANDERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro

El sistema de agua de enfriamiento es un circuito cerrado, donde el agua se enfría, después se utiliza para enfriar algunos equipos y fluidos que circulan por los equipos y regresa a la torre Marley para ser enfriada y empezar nuevamente su ciclo.

2.6.1 Procedimiento de Operación

- El agua entra por la parte superior de la torre a una temperatura promedio de 115 °F.

- El aire es succionado por los ventiladores (ubicados cada uno en la parte superior de cada sección) y entra en contacto con la corriente de agua caliente, llevándose a cabo una transferencia de calor de unos 70 millones de BTU/hora, la cual baja la temperatura del agua a 90-95 °F.
- Posteriormente el agua se almacena en la piscina de la torre y es succionada por las 6 bombas a través de 3 colectores de 12" cada uno.

Las descargas de las 6 bombas se unen en un cabezal de 16", el cual mantiene una presión de entre 50-60 psi. El agua, en este punto, tiene una temperatura promedio de 95 °F. Este cabezal lleva el agua hacia el cabezal y sub-cabezal del suministro de agua de enfriamiento.

El flujo de agua continúa su camino a un flujo establecido de 4600 GPM. Si el flujo cae a 4500 GPM o sube por encima de los 6000 GPM, la condición será alarmada. El agua de retorno de los equipos posteriormente se recolecta en un sub-cabezal de 6", el cual se une al cabezal de retomo de agua de enfriamiento de 18".

Finalmente, el agua retorna a la torre Marley a través de una línea de 14".

2.6.2 Adición de químico. Con el fin de prevenir las incrustaciones y la corrosión en el equipo, se lleva un control sobre el pH, alcalinidad, cloruros, dureza, sólidos disueltos y hierro. También es necesario agregar algunos compuestos químicos que ayuden a controlar el crecimiento de microorganismos y algas.

El pH debe mantenerse en un valor promedio de 7.5, en caso de que suba o baje, la condición será alarmada. Con valores de pH mayores de 7.0 el poder incrustante de las sales en el agua aumenta y con valores menores de 7.0 se ayuda a la corrosión del equipo.

Durante el ciclo del agua de enfriamiento, existen pérdidas de agua debido a diferentes factores, entre ellos se encuentran la evaporación durante la transferencia en la torre Marley, fugas, purgas de agua de los equipos, etc., por lo que el nivel de agua en la piscina de la torre Marley baja y necesita ser restablecido. El nivel es restituido por el make-up o reposición de agua de enfriamiento. El flujo de make-up de agua entrando a la piscina es registrado por el FT-139, si se incrementa hasta los 79 GPM (2700 BPD) la condición será alarmada. El flujo de reposición es controlado manualmente, y debe ser aumentado cuando, por ejemplo, se aumenta el drenaje de la torre para disminuir la dureza del agua (concentración de iones que causan incrustaciones, especialmente carbonato de calcio y carbonato de magnesio)³².

2.7 INTERCAMBIADORES

Hay gran variedad de estos elementos los cuales son usados durante todo el proceso, ya sea para el enfriamiento o calentamiento del aceite y/o de los productos blancos, se utiliza como medio el agua la cual es suministrada de la torre de enfriamiento.

E 13 A/B “Condensadores No. 1 y 2 de Propano”

Intercambiador de calor compuesto por una vasija cilíndrica de 26” de diámetro, en su interior se encuentran dispuestos 372 tubos de admiralty de ¾” de diámetro por 240” de longitud. Por el intercambiador circulan dos fluidos diferentes, por el lado tubos, circula agua de refrigeración y por el lado carcasa circula propano que es enfriado como parte del proceso.

E 16 A/B/C “Condensadores No. 1, 2 y 3 de Butano”

³² DERSSON Deivis, Castrillón Andrade. Manual de operación de la planta de proceso de gas El Centro (Marzo 2006), P. 33 (Marzo 2006), P. 61.

Intercambiador de calor compuesto por una vasija cilíndrica de 23" de diámetro, en su interior se encuentran dispuestos 225 tubos de admiralty de $\frac{3}{4}$ " de diámetro por 240" de longitud. Por el intercambiador circulan dos fluidos diferentes, por el lado tubos, circula agua de refrigeración y por el lado carcasa circula butano que es enfriado como parte del proceso.

E 10 A/B/C "Enfriadores No.1, 2 y 3 de Reflujo Caliente"

Intercambiador de calor compuesto por una vasija cilíndrica de 24" de diámetro, en su interior se encuentran dispuestos 397 tubos de admiralty de $\frac{3}{4}$ " de diámetro por 120" de longitud. Por el intercambiador circulan dos fluidos diferentes, por el lado tubos, circula agua de refrigeración y por el lado carcasa circula gasolina cruda que es enfriada como parte del proceso.

E 11 A "Enfriador No. 1 de Reflujo Frío"

Intercambiador de calor compuesto por una vasija cilíndrica de 20" de diámetro, en su interior se encuentran dispuestos 212 tubos de admiralty de $\frac{3}{4}$ " de diámetro por 240" de longitud. Por el intercambiador circulan dos fluidos diferentes, por el lado tubos, circula agua de refrigeración y por el lado carcasa circulan vapores de gasolina cruda provenientes del tanque D 7 los cuales son condensados como parte del proceso.

3 SIMULACIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE GAS EL CENTRO

Para la simulación de los procesos realizados en la Planta de Gas El Centro se específicamente tres escenarios, uno con las condiciones actuales de proceso y los otros dos planteando las mejoras con la aplicación de la deshidratación del gas y el enfriamiento de las corrientes de entrada a la Torre C1, utilizando el sistema de refrigeración.

Para obtener datos confiables durante la simulación se utilizara el software HYSYS y de acuerdo a las características de los fluidos que se trabajaran, los cuales son hidrocarburos de pequeño y mediano peso molecular, se utilizará la ecuación de estado Peng-Robison con la que se obtienen resultados muy aproximados en la predicción de las propiedades termodinámicas de los compuestos con las características antes mencionadas.

Las corrientes que básicamente se deben especificar para la simulación del proceso en la Planta de Gas El Centro son: Gas Rico, la cual está compuesta por las corrientes de Gas provenientes de los Campos de Lisama, La Cira Infantas y Opón y la corriente de Aceite Pobre, el cual es un aceite de bajo peso molecular y se denomina JP – A1 el cual es un producto de ECOPETROL S.A. y está compuesto por una determinada mezcla de hidrocarburos, que cuando se somete a fraccionamiento continuo se encuentran resultados de cada uno de los compuestos que lo conforman (Tabla 6).

Tabla 6. Propiedades Físicas del Aceite Pobre

Compuestos	Temperatura de ebullición (°F)	Peso Molecular	Densidad (lb/ft3)
NBP[1]272*	272,37	114,83	47,89
NBP[1]299*	298,71	123,50	48,49
NBP[1]323*	323,09	132,62	49,08
NBP[1]349*	349,25	141,14	49,58
NBP[1]378*	378,01	152,60	50,21
NBP[1]399*	398,84	160,13	50,60
NBP[1]428*	427,77	172,01	51,17
NBP[1]453*	452,98	182,83	51,65
NBP[1]479*	479,27	194,74	52,14
NBP[1]505*	505,14	205,24	52,55
NBP[1]528*	527,62	216,74	52,97
NBP[1]558*	557,94	227,38	53,34

Fuente: Laboratorio Petróleos, ECOPETROL S.A., El Centro

3.1 SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES ACTUALES DE LA PLANTA

3.1.1 Simulación de las corrientes de gas rico. Las corrientes de gas rico que llegan a la planta proveniente de los diferentes campos, están compuestas principalmente por los siguientes compontes:

- Oxígeno (O₂)
- Nitrógeno (N₂)
- Dióxido de Carbono (CO₂)
- Metano (CH₄)
- Etano (C₂H₆)

- Propano (C₃H₈)
- N-Butano (n-C₄H₁₀)
- I-Butano (i- C₄H₁₀)
- Pentano (C₅H₁₂)
- Hexano (C₆H₁₄)
- Agua (H₂O)

La composición molar de las diferentes corrientes se toma de los análisis cromatográficos que se le hacen a cada una de estas y están definidas de la siguiente manera:

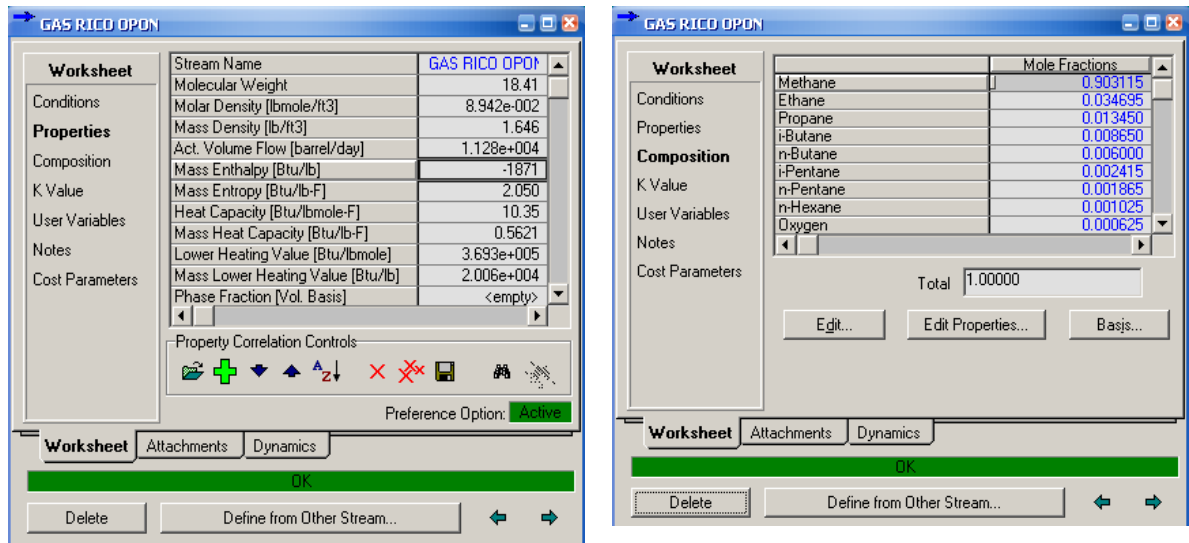
3.1.1.1 Gas Opón: Del Campo Opón actualmente están ingresando a la Planta de Proceso de El Centro una cantidad aproximada de 2.15 MMSCFD, a una presión de 512 psia. En la tabla siguiente se muestra la composición molar de esta corriente:

Tabla 2. Composición de la Corriente de Opón

TEMPERATURA	115	°F
PRESIÓN	512	Psia
COMPOSICIÓN MOLAR	Oxigeno	0.0006
	Nitrogeno	0.0142
	CO2	0.0140
	Methane	0.9031
	Ethane	0.0347
	Propane	0.0135
	n-Butane	0.0060
	i-Butane	0.0086
	i-Pentane	0.0024
	n-Pentane	0.0019
	n-Hexane	0.0010
FLUJO	384,32	Lbmol/hr

Fuente: Laboratorio Petróleos, ECOPETROL S.A., El Centro

Figura 19. Corriente de Opón especificada en Hysys



Fuente: Autor

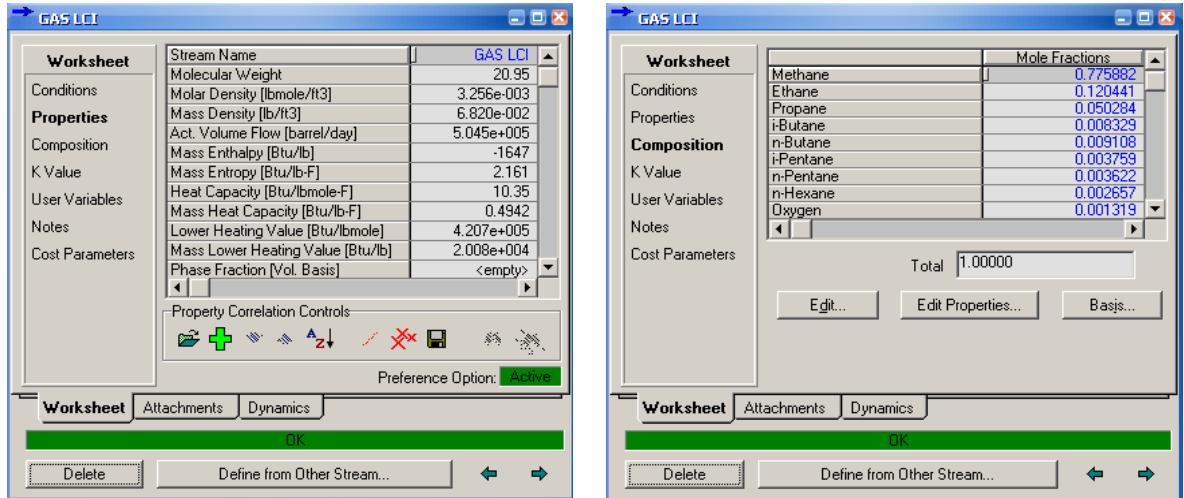
3.1.1.1.1 Gas La Cira Infantas: Del Campo de La Cira Infantas actualmente están ingresando a la Planta de Gas una corriente de gas de aproximadamente 3.5 MMSCFD, a una presión aproximada de 20 psia.

Tabla 7. Composición de la Corriente de La Cira Infantas

TEMPERATURA	115	°F
PRESIÓN	12.5	Psia
COMPOSICIÓN	Oxigeno	0.0006
	Nitrogeno	0.0086
	CO2	0.0085
	Methane	0.6911
	Ethane	0.1692
	Propane	0.0727
	n-Butane	0.0151
	i-Butane	0.0143
	i-Pentane	0.0072
	n-Pentane	0.0069
n-Hexane	0.0057	
FLUJO	384,3	Lbmol/hr

Fuente: Laboratorio Petróleos, ECOPETROL S.A., El Centro

Figura 20. Corriente de Gas LCI especificada en Hysys



Fuente: Autor

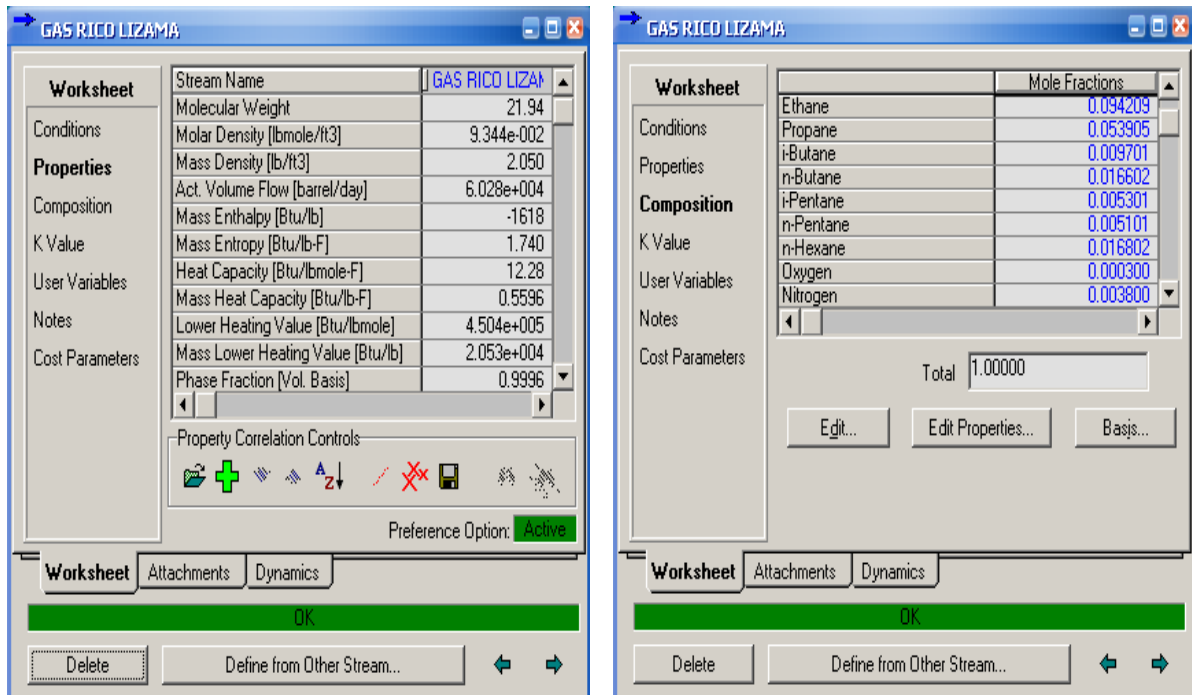
3.1.1.1.2 Gas Campo Lisama: Del Campo de Lisama actualmente están ingresando a la Planta de Gas una corriente de gas de aproximadamente 12 MMSCFD, a una presión aproximada de 512 psia.

Tabla 8. Composición de la Corriente del Campo Lisama

TEMPERATURA	115	°F
PRESIÓN	512	Psia
COMPOSICIÓN MOLAR	Oxigeno	0.0003
	Nitrogeno	0.0038
	CO2	0.0051
	Methane	0.7891
	Ethane	0.0942
	Propane	0.0539
	n-Butane	0.0166
	i-Butane	0.0097
	i-Pentane	0.0053
	n-Pentane	0.0051
	n-Hexane	0.0168
	H2O	0.0000
FLUJO	1318	Lbmol/hr

Fuente: Laboratorio Petróleos, ECOPETROL S.A., El Centro

Figura 21. Corriente de Gas Lisama especificada en Hysys



Fuente: Autor

3.1.2 Simulación de las corrientes de aceite pobre. Para la simulación se tienen dos corrientes de aceite pobre, una que ingresa por el plato # 32 de la absorbadora C1 y otra que ingresa por el plato # 40 de la desetanizadora C2, estas corrientes tienen las mismas propiedades y las cantidades varían de acuerdo a la cantidad de gas que se debe tratar, las propiedades físicas de la corriente son descritas en la Tabla Número1 y la composición molar se especifica en la siguiente tabla:

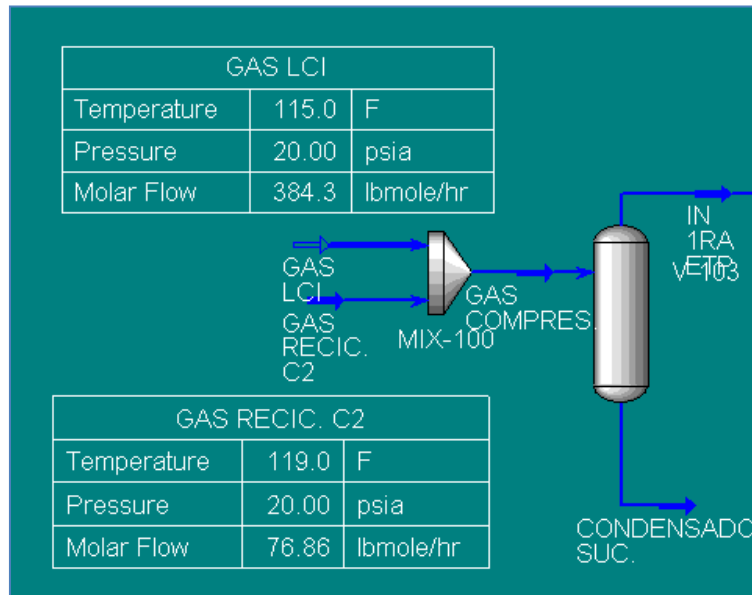
Tabla 9. Composición de la Corriente de Aceite Pobre

COMPUESTO	FRACCIÓN MOLAR
NBP[1]272*	0,001976
NBP[1]299*	0,02364
NBP[1]323*	0,114063
NBP[1]349*	0,090649
NBP[1]378*	0,216097
NBP[1]399*	0,126231
NBP[1]428*	0,114461
NBP[1]453*	0,111073
NBP[1]479*	0,109417
NBP[1]505*	0,038559
NBP[1]528*	0,032437
NBP[1]558*	0,016132

Fuente: Laboratorio Petróleos, ECOPETROL S.A., El Centro

3.1.3 Simulación del sistema de compresión de gas. La corriente de alimento a las maquinas compresoras K1/K2 proviene del campo La Cira Infantas y de una corriente de reciclo del tope de la torre desetanizadora C2, esta ultima corriente no es constante durante el proceso. Existe un cabezal al que le llegan las diferentes corrientes del campo y para el proceso de simulación se representara por el mezclador MIX-100 (Figura 22).

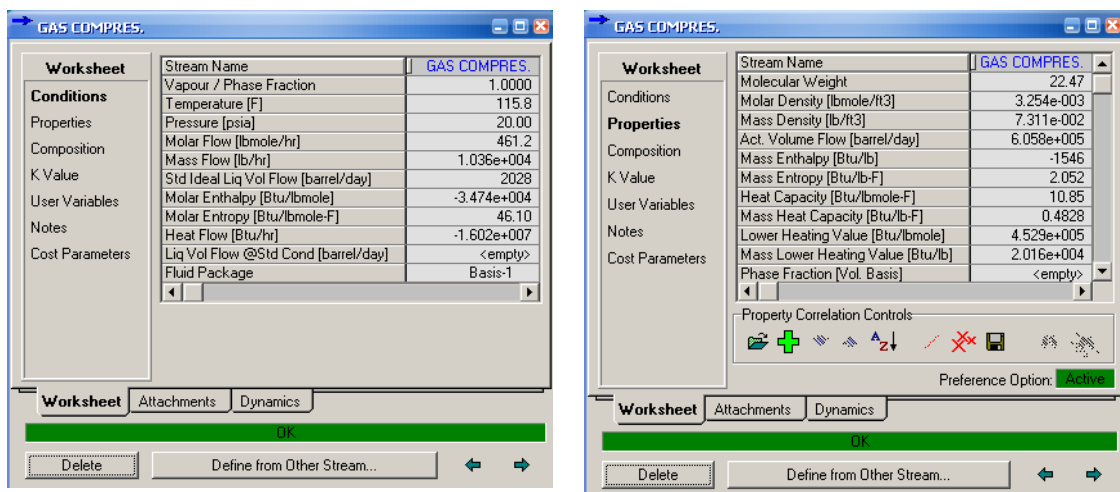
Figura 22. Mezclador de Gas de Compresión

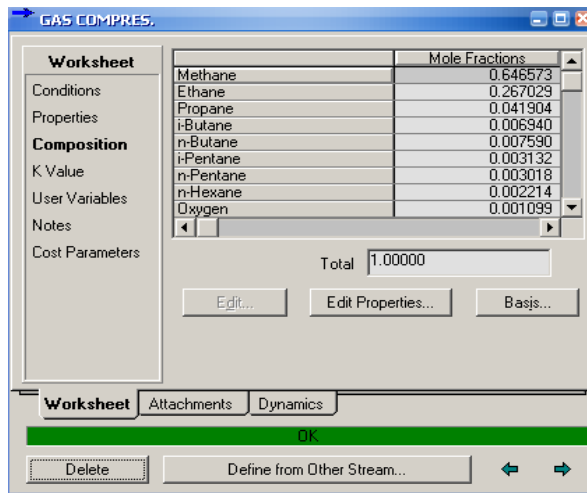


Fuente: Autor

Las condiciones, propiedades y composición de la corriente que sale del mezclador y alimentará el compresor de gas se muestra en la figura 23.

Figura 23. Condiciones, Propiedades y Composición de la Corriente de Alimento a los Compresores



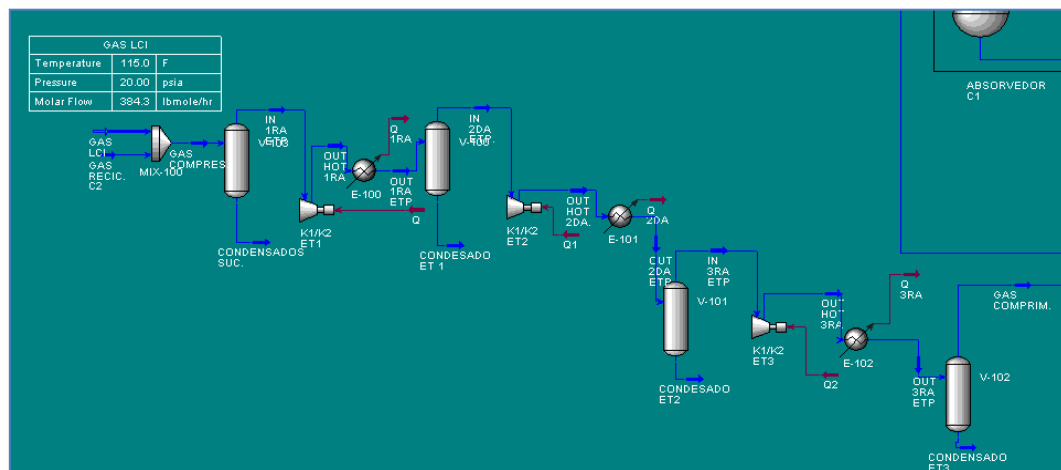


Fuente: Autor

El gas proveniente del mezclador ingresa al compresor de gas a una presión aproximada de 20 psia, estos compresores poseen 3 etapas de compresión y entre etapas el gas es enfriado por medio de intercambiadores de calor (Figura 24).

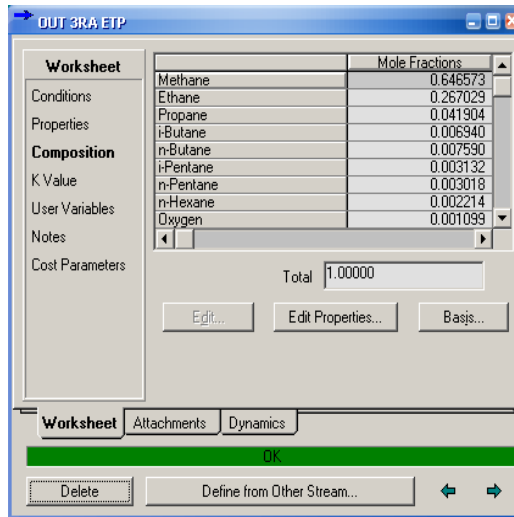
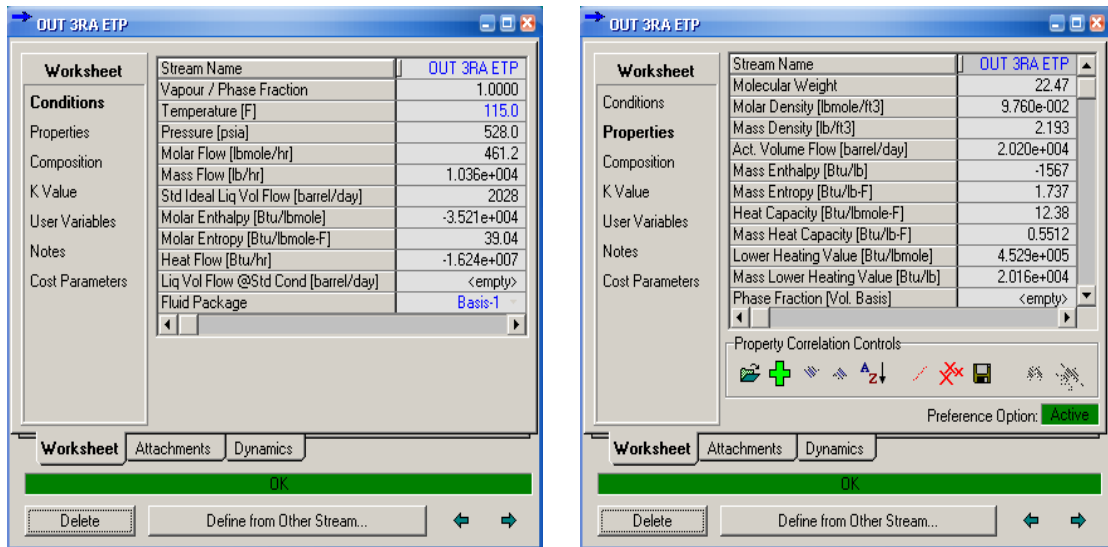
La presión final (3ra etapa) es de 528 psia y a una temperatura de 115 °F (Figura 25)

Figura 24. Tren de Compresión



Fuente: Autor

Figura 25. Condiciones, Propiedades y Composición de la Corriente de Comprimida

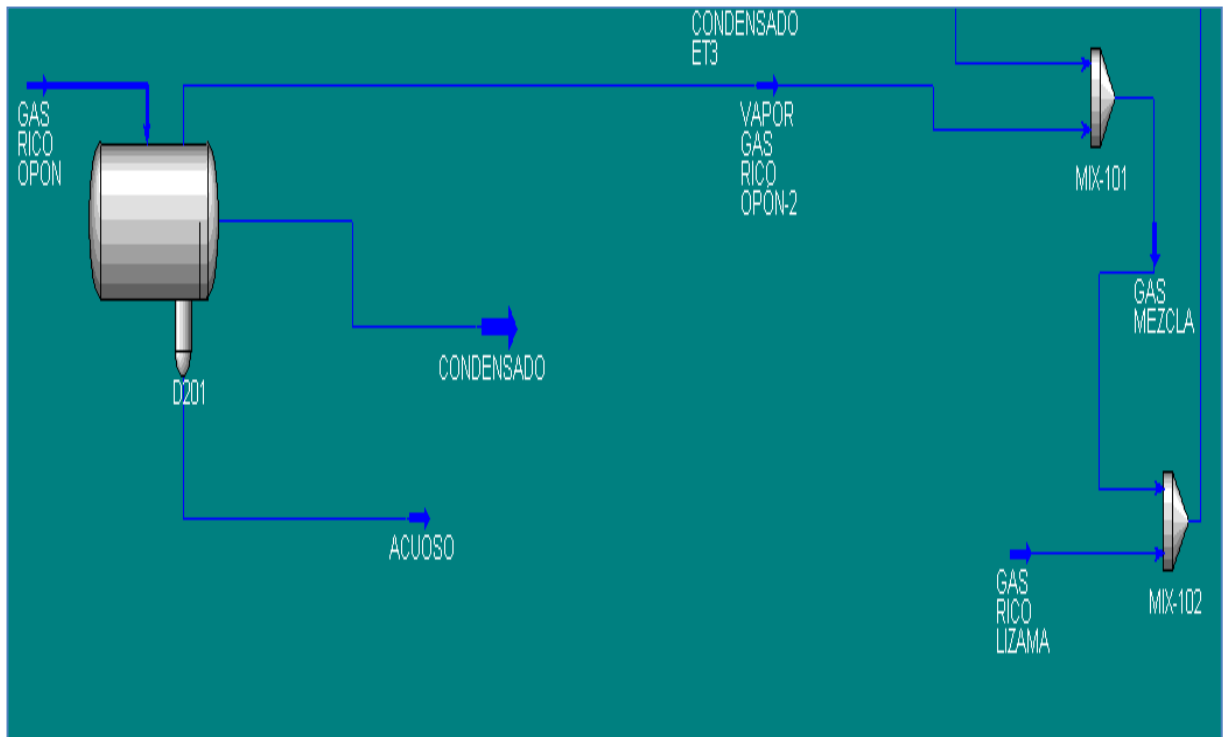


Fuente: Autor

3.1.4 Simulación del sistema de recolección del gas rico del campo opón. La corriente Gas de Opón entra al Separador de Fases D-201 (Figura 26), en la que se realiza la estabilización y separación de los condensados del Gas. Para el caso de la simulación el gas que sale del separador de fases se lleva a un cabezal en el

que se mezcla con el proveniente del tren de compresión MIX 101 (Figura 26), la corriente que sale de este mezclador (Gas Mezcla) ingresa al MIX 102 con la corriente proveniente del Campo Lisama, el gas que sale de este va ser el alimento del absorbedor C1.

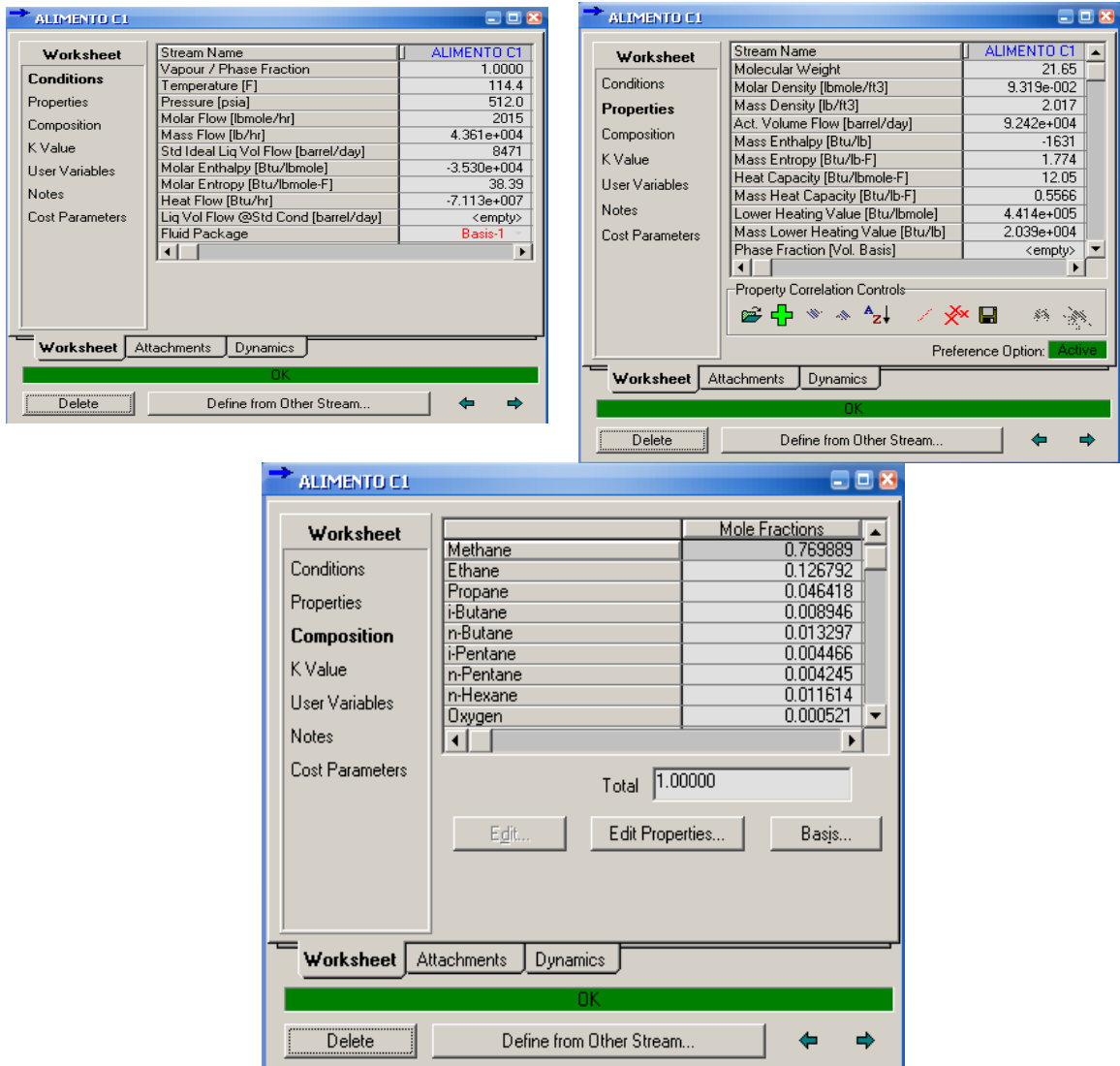
Figura 26. Sistema de Recolección Gas Rico Opón



Fuente: Autor

3.1.5 Simulación del absorbedor C1. La corriente de alimentación de Gas Rico que va hacia el fondo del Absorbedor C-1 está compuesta por dos corrientes, una proveniente del tope del Separador de Entrada D-201 y otra que viene del sistema de compresión. La otra corriente que alimenta el Absorbedor C-1 es la de Aceite Pobre que entra por el tope de la torre. Las condiciones de entrada de las corrientes de alimentación a la torre C-1 se presentan en las siguientes figuras.

Figura 27. Condiciones, Propiedades y Composición de la Corriente de Alimento C1



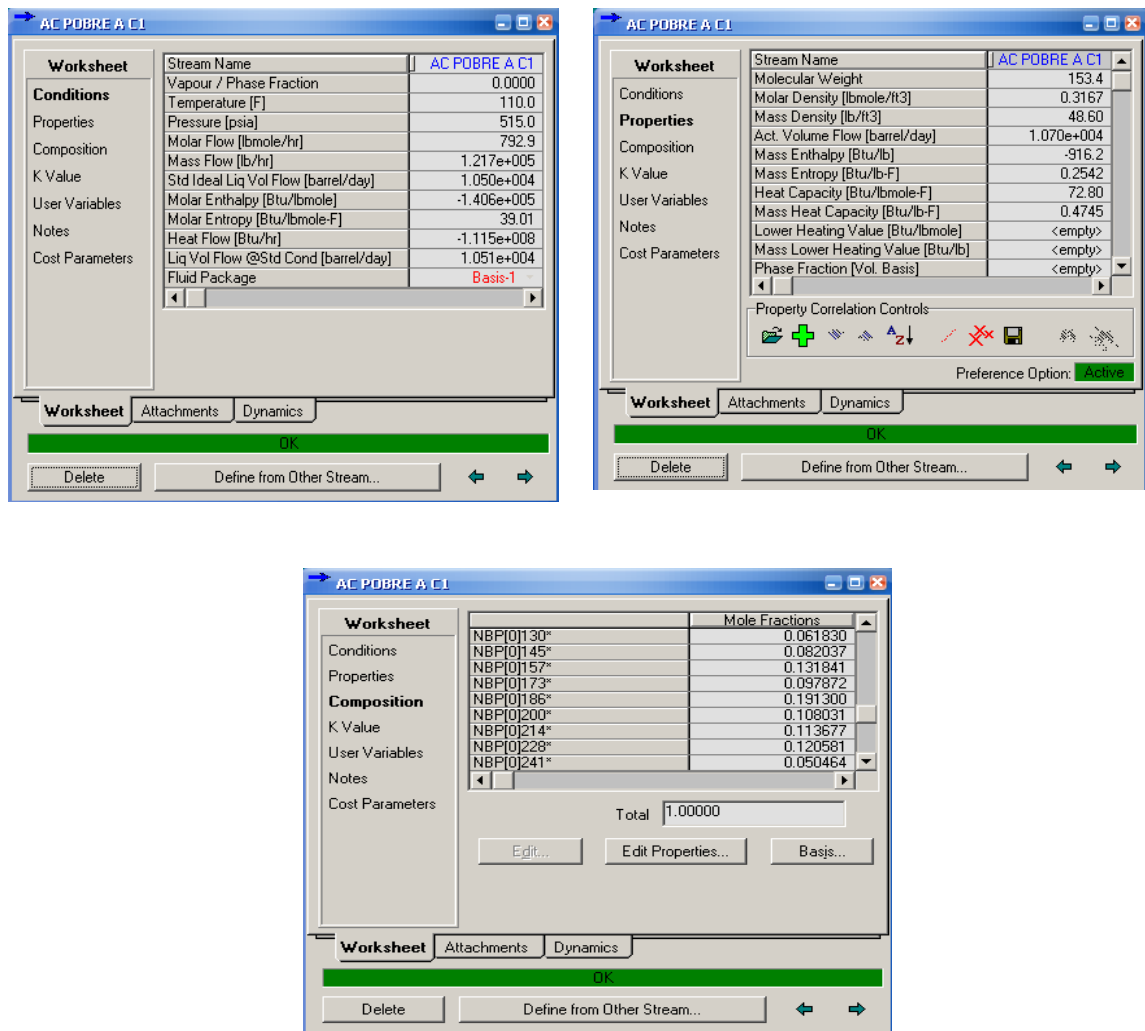
Fuente: Autor

La otra corriente que alimenta el Absorbedor C-1 es la de Aceite Pobre que entra por el tope de la torre. Esta corriente fue especificada anteriormente pero el flujo másico no es específico. El flujo másico de Aceite Pobre se calcula teniendo en cuenta los datos de diseño de la planta de El Centro los cuales son los siguientes: Flujo másico de Gas Rico a C-1: 233670 lb/h (equivalente a 100 MMPCD); Flujo

másico de Aceite Pobre a C-1: 239980 lb/h. El flujo actual de Gas Rico que se dirige hacia C-1 es de 43610 lb/h (18.35 MMSCFD), de acuerdo a lo que se observa en la figura anterior.

Para mantener la proporción de flujos de diseño se introduce una corriente de aceite pobre por el tope de la torre C1, guardando la proporción de la corriente de alimento de fondo, esta corriente se observa totalmente definida en la figura 28.

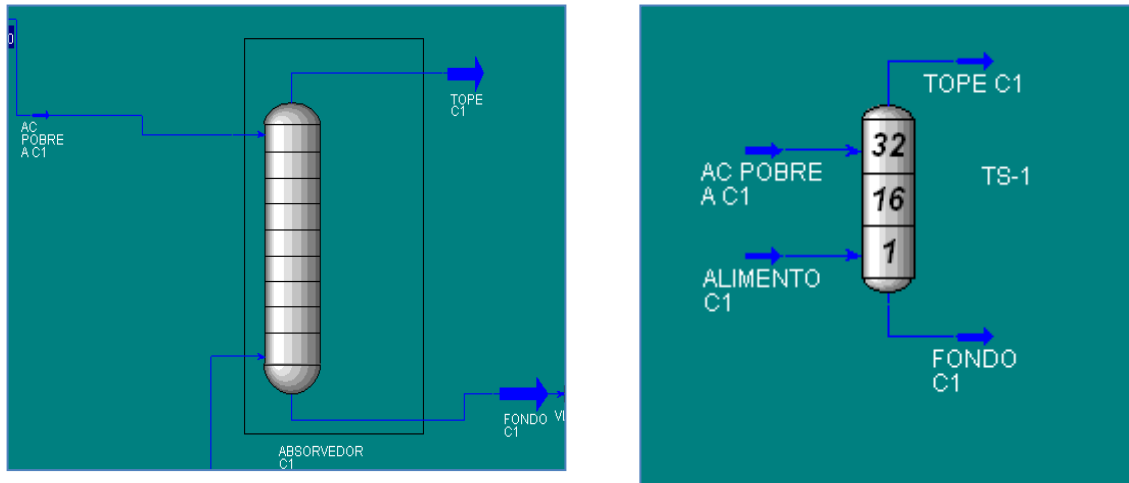
Figura 28. Condiciones, Propiedades y Composición de la Corriente de Aceite Pobre



Fuente: Autor

Con las corrientes y características de la torre totalmente especificadas, se ingresan al sistema (Figura 29 y Figura 30).

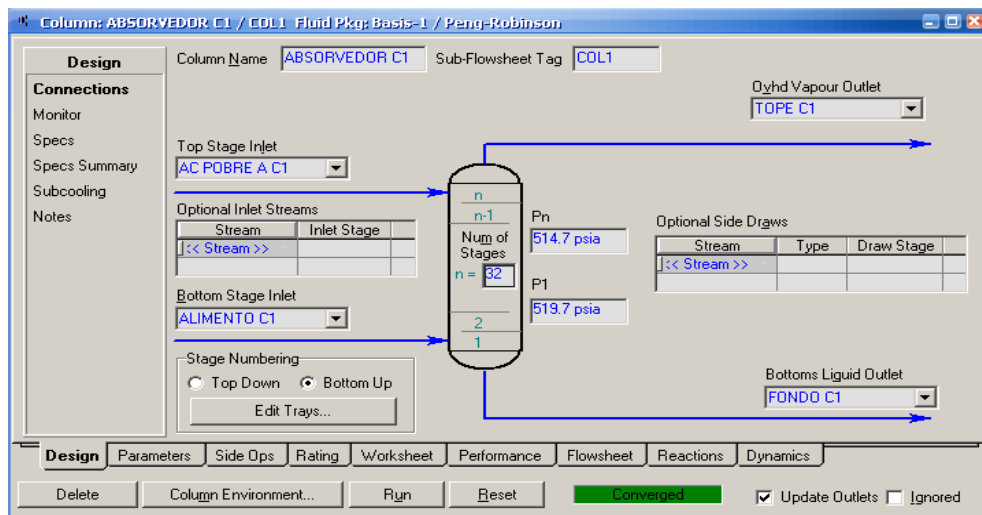
Figura 29. Configuración de la simulación de la Absorbedora

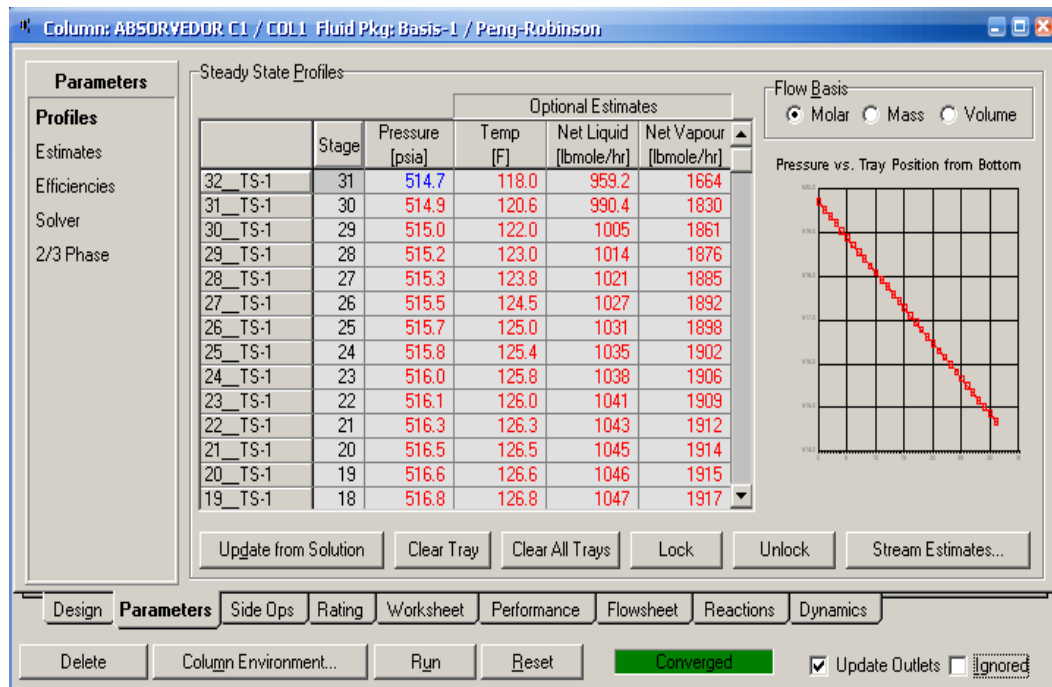


Fuente: Autor

Al introducir todas estas especificaciones, HYSYS soluciona inmediatamente la columna.

Figura 30. Absorbedor Totalmente Especificado



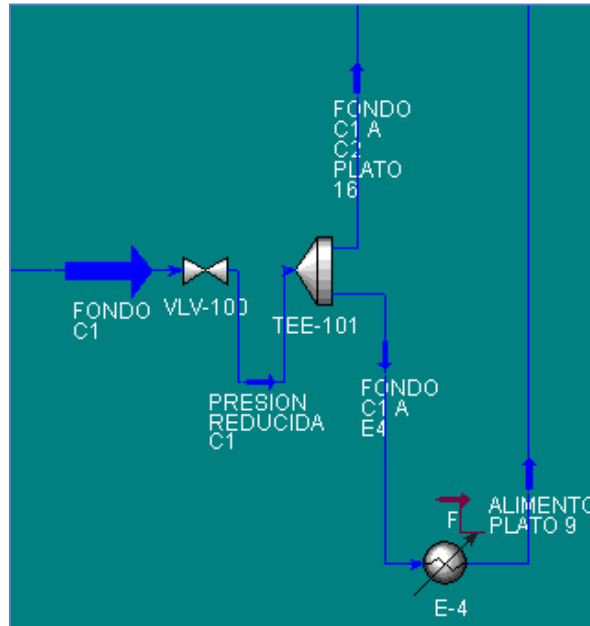


Fuente: Autor

La corriente que sale por el tope de la columna, denominada Tope C-1 es enviada a los filtros que retiran las trazas de condesados o Aceite Pobre que pudieron ser arrastrado por la corriente de gas.

3.1.6 Simulación del desetanizador C2. El Aceite Rico que proviene del fondo de la columna C-1 se divide en dos corrientes, una se alimenta por el plato 16 de la torre C-2, y la otra que pasa por un calentador antes de ser alimentada a la C-2 por el plato 9 (Figura 31). La otra corriente que entra a la Columna C-2 es la de Aceite Pobre que entra por el tope de la torre. Esta corriente tiene las mismas condiciones de composición, presión y temperatura que la corriente que entra por el tope de la torre C-1 (Figura 32)

Figura 31. Configuración de la Corriente de Alimento a la Torre C2



Fuente: Autor

Figura 32. Condiciones, Propiedades y Composición de la Corriente de Aceite Pobre Tope de la Torre C2

ACEITE POBRE A C2

Worksheet	Stream Name	ACEITE POBRE A
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000
Properties	Temperature [F]	110.0
Properties	Pressure [psia]	515.0
Composition	Molar Flow [lbmole/hr]	151.0
Composition	Mass Flow [lb/hr]	2.317e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	2000
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.406e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	39.01
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-2.123e+007
Cost Parameters	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	2001
Cost Parameters	Fluid Package	Basis-1

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

ACEITE POBRE A C2

Worksheet	Stream Name	ACEITE POBRE
Conditions	Molecular Weight	153.4
Properties	Molar Density [lbmole/ft3]	0.3167
Properties	Mass Density [lb/ft3]	48.60
Composition	Act. Volume Flow [barrel/day]	2038
Composition	Mass Enthalpy [Btu/lb]	-916.2
K Value	Mass Entropy [Btu/lb-F]	0.2542
User Variables	Heat Capacity [Btu/lbmole-F]	72.80
Notes	Mass Heat Capacity [Btu/lb-F]	0.4745
Cost Parameters	Lower Heating Value [Btu/lbmole]	<empty>
Cost Parameters	Mass Lower Heating Value [Btu/lb]	<empty>
Cost Parameters	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

ACEITE POBRE A C2

	Mass Flows
NBP[0]130*	1068.4
NBP[0]145*	1526.7
NBP[0]157*	2604.9
NBP[0]173*	2075.2
NBP[0]186*	4326.7
NBP[0]200*	2597.1
NBP[0]214*	2914.3
NBP[0]228*	3303.9
NBP[0]241*	1454.6

Total 23174.17806 lb/hr

Buttons: Edit..., Edit Properties..., Basjs...

Worksheet | Attachments | Dynamics

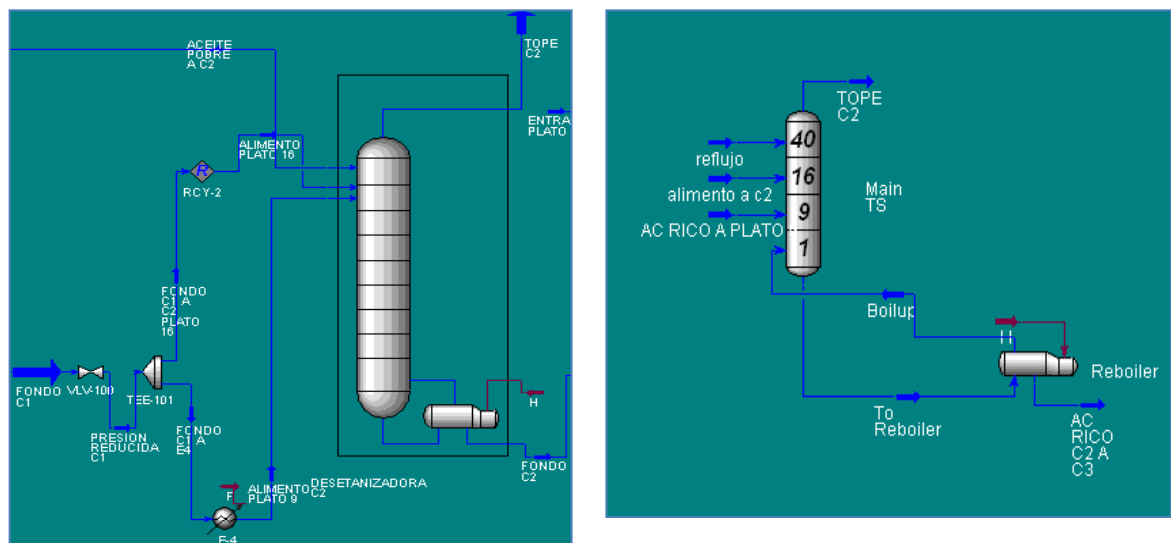
OK

Buttons: Delete, Define from Other Stream...

Fuente: Autor

Con las corrientes y características de la torre totalmente especificadas, se ingresan al sistema (Figura 33 y Figura 34).

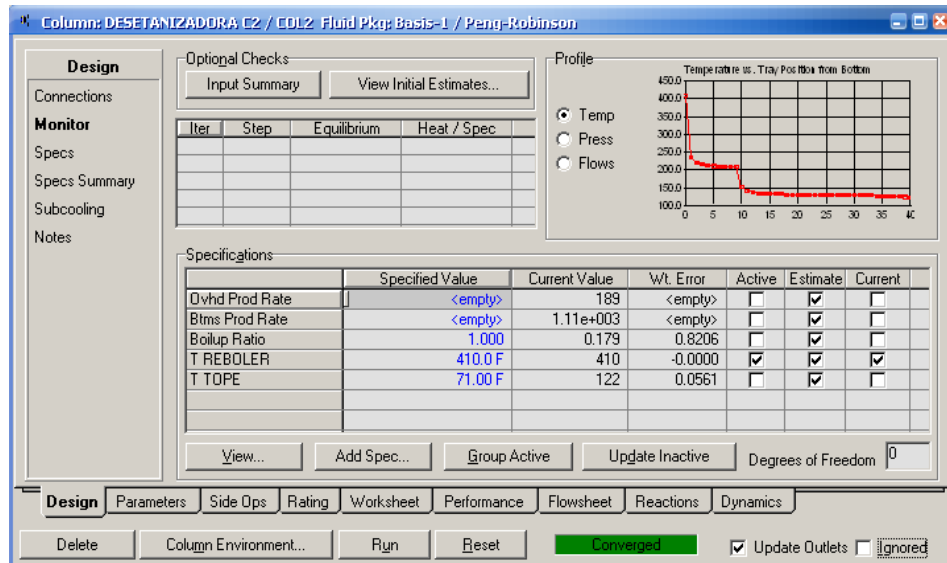
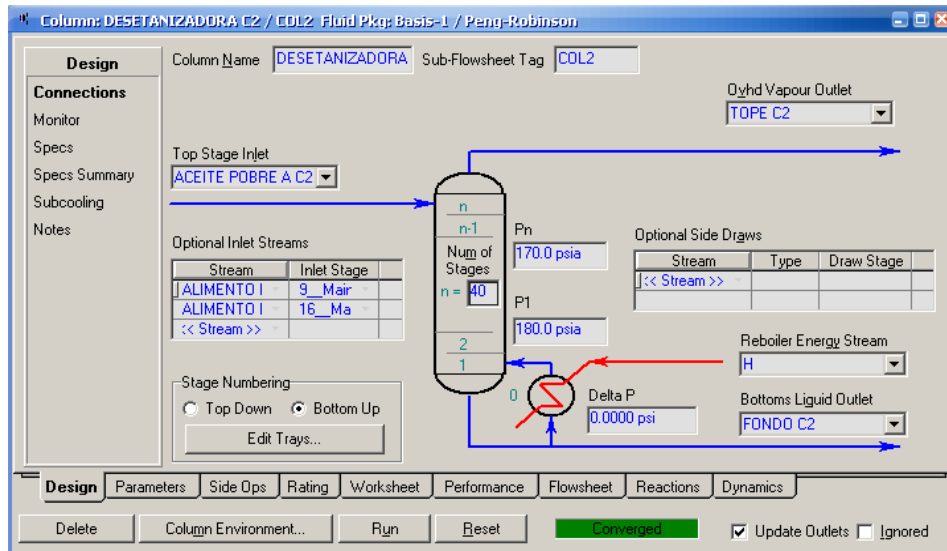
Figura 33. Configuración de la simulación de la Absorbedora



Fuente: Autor

Al introducir todas estas especificaciones, HYSYS soluciona inmediatamente la columna:

Figura 34. Desetanzadora C2 Totalmente Especificado



Fuente: Autor

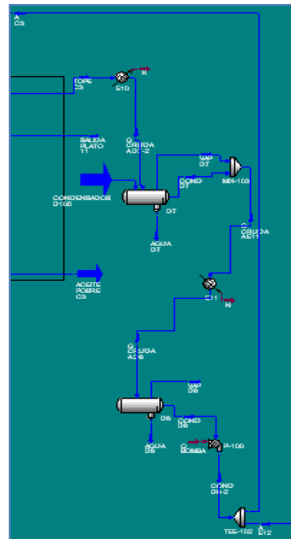
3.1.7 Simulación del alambique C3. La torre C3 para su óptimo funcionamiento requiere una corriente de reflujo de los productos de tope, los cuales vuelven a la

torre por el plato # 22 y los restantes productos servirán como alimento de la torre despropanizadora C4, a continuación se presenta la simulación de las diferentes corrientes;

3.1.7.1 Corriente de Reciclo: Es un porcentaje de la corriente de tope de la torre C3, ingresa a la torre por el plato # 22 después de haber pasado por algunos separadores e intercambiadores de calor. Su función es la de mejora la eficiencia durante la transferencia de masa que sucede en el alambique. En seguida se presenta la simulación de esta corriente (Figura 35).

3.1.7.1.1 Corriente de Aceite Rico y vapor: El sistema de inyección de vapor suministra vapor de alta presión mezclado con una fracción del Aceite Rico que es retirado desde el plato 11 de la columna, otra parte de la corriente es retirada por el plato 11 ingresa nuevamente a la torre por el plato # 12; en la Figura 37 se presenta las composiciones de estas corrientes.

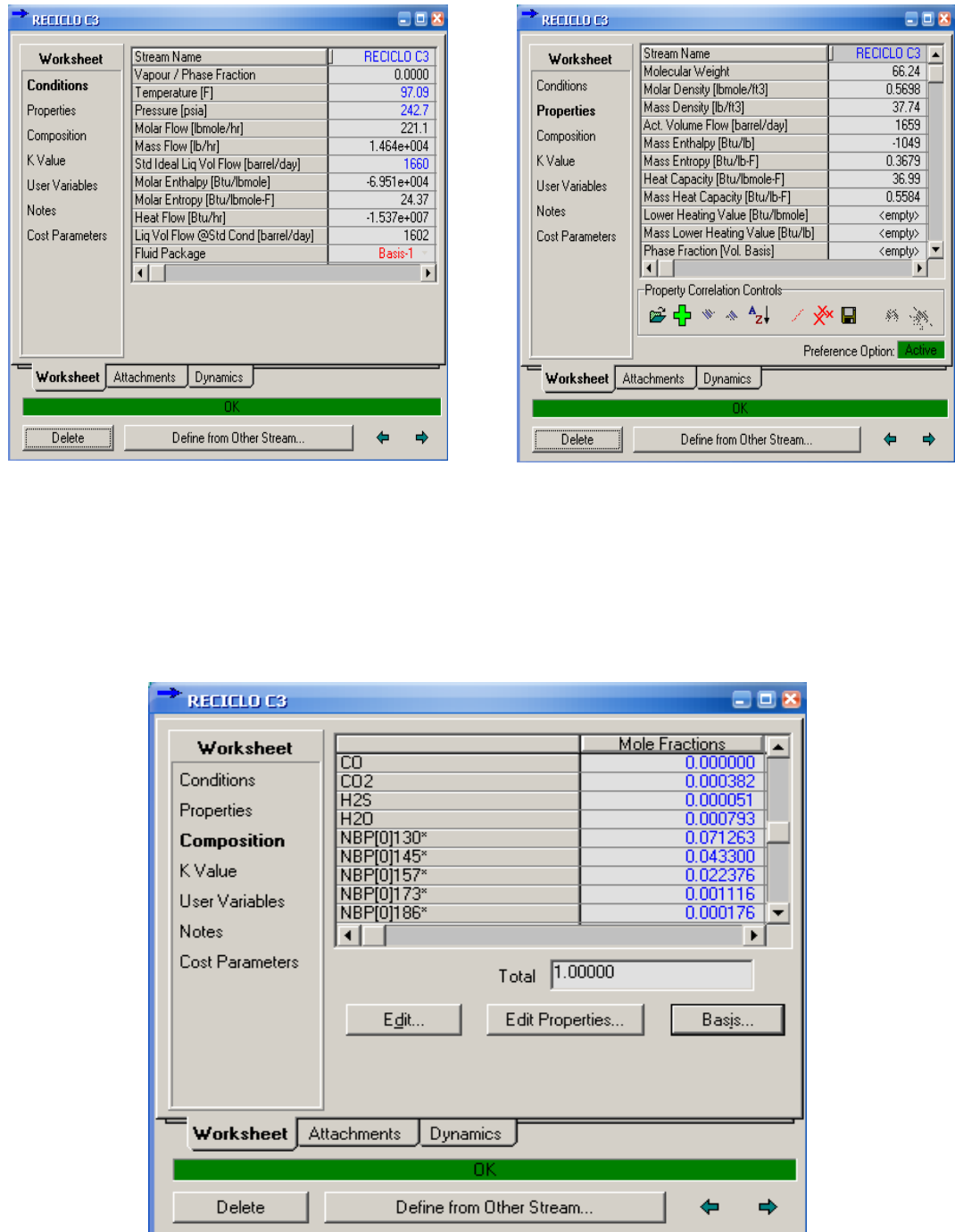
Figura 35. Configuración de la Simulación de la Corriente de Reciclo y Alimento a la Torre C4



Fuente: Autor

La Figura 36 presenta las condiciones, propiedades y composición de la corriente de reciclo de la torre C3.

Figura 36. Condiciones, Propiedades y Composición de la Corriente de Reciclo



Fuente: Autor

Figura 37. Condiciones de las Corrientes del Plato 11 y 12 de la Torre C3

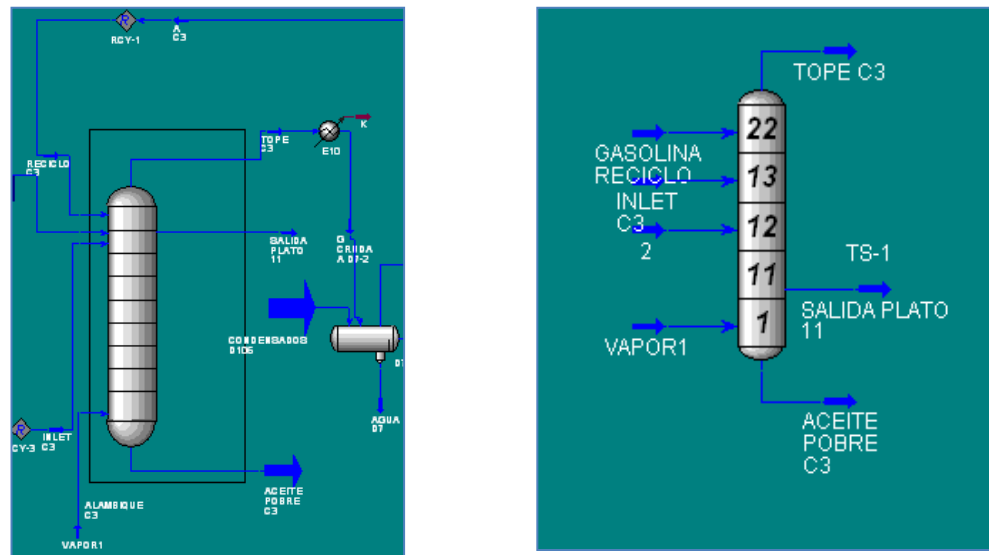
SALIDA PLATO 11	
Worksheet	Stream Name SALIDA PLATO 11
Conditions	Vapour / Phase Fraction 0.0000
Properties	Temperature [F] 480.8
Properties	Pressure [psia] 121.8
Composition	Molar Flow [lbmole/hr] 1257
K Value	Mass Flow [lb/hr] 1.846e+005
User Variables	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] 1.604e+004
Notes	Molar Enthalpy [Btu/lbmole] -1.037e+005
Cost Parameters	Molar Entropy [Btu/lbmole-F] 80.86
	Heat Flow [Btu/hr] -1.304e+008
	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day] 1.600e+004
	Fluid Package Basis-1

ENTRADA PLATO 12	
Worksheet	Stream Name ENTRADA PLATO 12
Conditions	Vapour / Phase Fraction 0.0000
Properties	Temperature [F] 540.0
Properties	Pressure [psia] 200.0
Composition	Molar Flow [lbmole/hr] 1277
K Value	Mass Flow [lb/hr] 1.841e+005
User Variables	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day] 1.606e+004
Notes	Molar Enthalpy [Btu/lbmole] -9.547e+004
Cost Parameters	Molar Entropy [Btu/lbmole-F] 86.18
	Heat Flow [Btu/hr] -1.219e+008
	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day] 1.600e+004
	Fluid Package Basis-1

Fuente: Autor

3.1.7.1.2 Simulación de la Sección de Platos: Con las corrientes de alimento, reflujo y salida definidas, se procede a realizar la simulación de la sección de platos del alambique C3, en la siguiente figura se presenta la configuración y especificaciones finales de la torre.

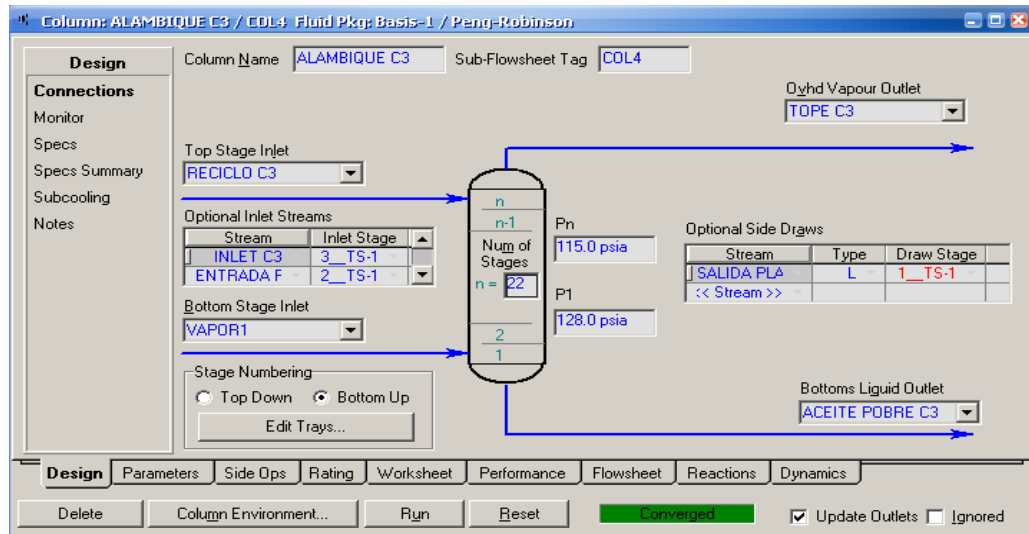
Figura 38. Configuración de la simulación del Alambique



Fuente: Autor

Al introducir todas estas especificaciones, HYSYS soluciona inmediatamente la columna:

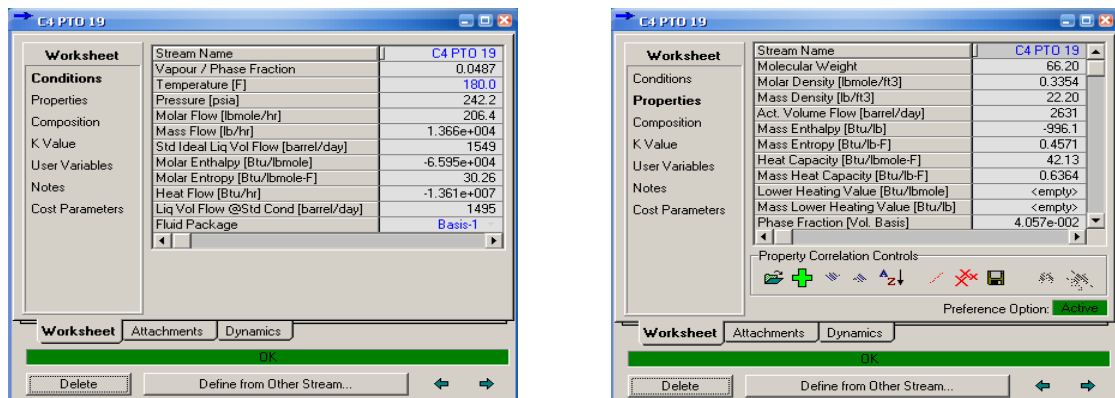
Figura 39. Alambique C3 Totalmente Especificado

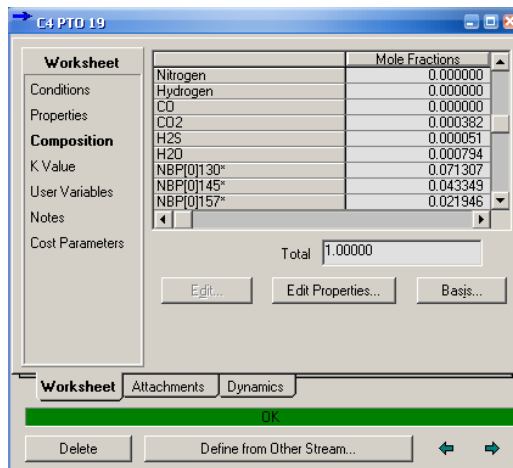


Fuente: Autor

3.1.8 Simulación de la despropanizadora C4. Una fracción de la corriente de tope de la torre C3, será el alimento de la despropanizadora C4; esta corriente se calienta en el intercambiador E12 e ingresa a la torre por el plato # 9. A continuación se presenta las condiciones, propiedades y composición de la corriente de alimento a la despropanizadora.

Figura 40. Condiciones, Propiedades y Composición de la Corriente de Alimento a la Despropanizadora

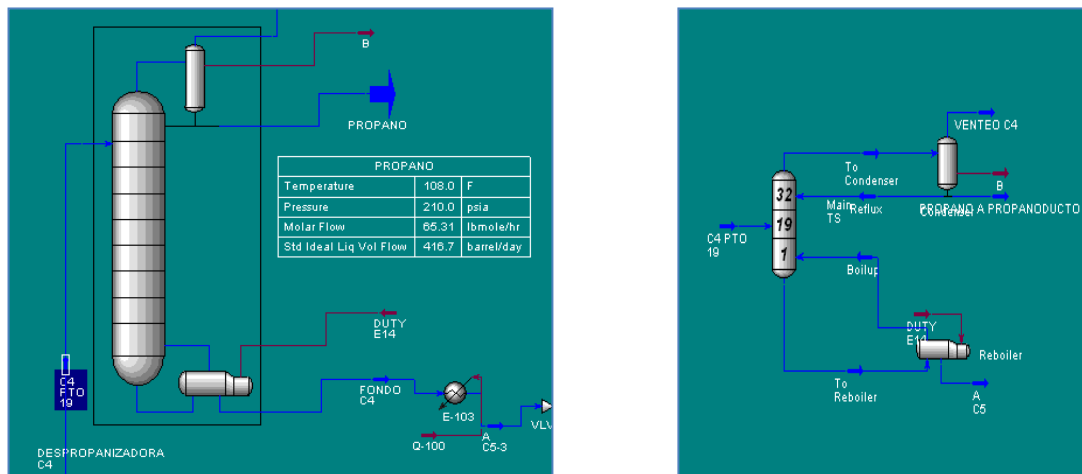




Fuente: Autor

Con las corrientes y características de la torre totalmente especificadas, se ingresan al sistema (Figura 41 y 42)

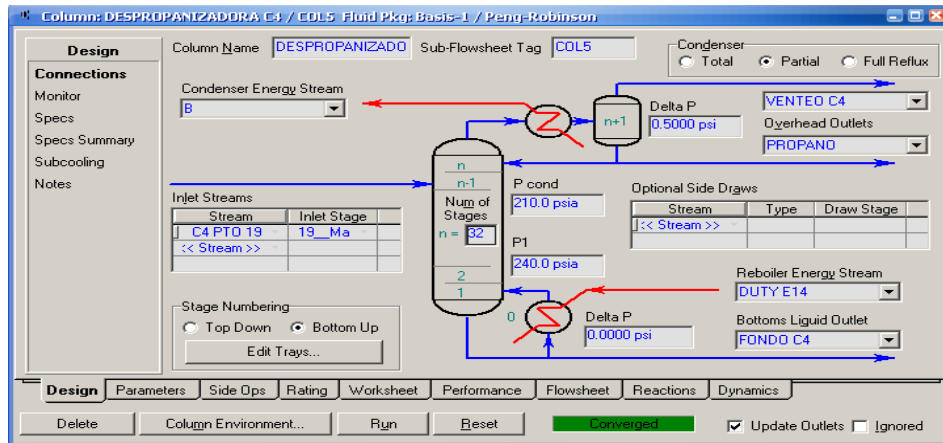
Figura 41. Configuración de la simulación de la Torre Despropanizadora



Fuente: Autor

Al introducir todas estas especificaciones, HYSYS soluciona inmediatamente la columna:

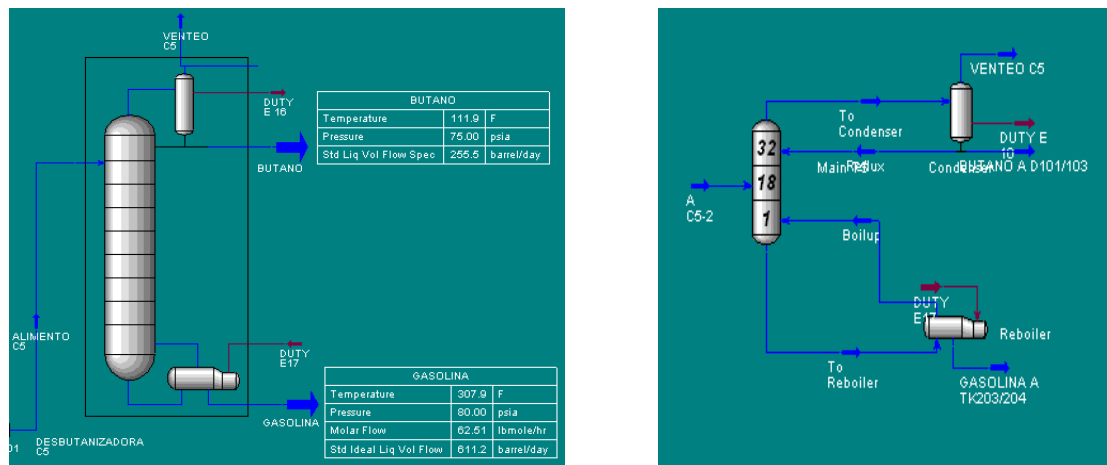
Figura 42. Despropanizadora C4 Totalmente Especificado



Fuente: Autor

3.1.9 Simulación de la desbutanizadora C5. La corriente de fondo del despropanizador C-4 pasa directamente como alimento de la columna C-5 por el plato 19. Se instala una columna de destilación completa; con las corrientes y configuración de la torre se obtiene la solución en Hysys (Figura 43 y 44).

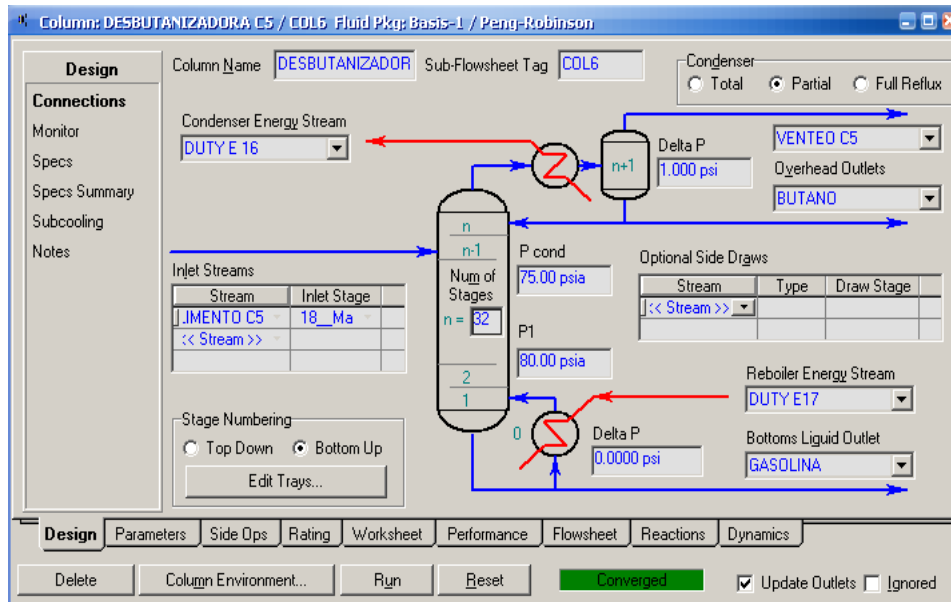
Figura 43. Configuración de la simulación de la Torre Desbutanizadora



Fuente: Autor

Al introducir todas estas especificaciones, HYSYS soluciona inmediatamente la columna:

Figura 44. Desbutanizadora C5 Totalmente Especificado



Fuente: Autor

3.1.10 Productos del proceso según simulación en la condición actual. De acuerdo a la simulación de las condiciones actuales de operación, se presentaran los productos del proceso.

Tabla 10. Productos del Proceso de las Condiciones Actuales

CASO DE ESTUDIO	TOPE C1 (Lbmol/Hr)	TOPE C2 (Lbmol/Hr)	PROPANO C4 (Lbmol/Hr)	BUTANO C5 (Lbmol/Hr)	GASOLINA FONDO C5 (Lbmol/Hr)
OPERACIÓN ACTUAL DE LA PLANTA	1669	184,5	34,5	36,42	62,15

Fuente: Autor

3.2 SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS CON ALIMENTOS FRÍOS

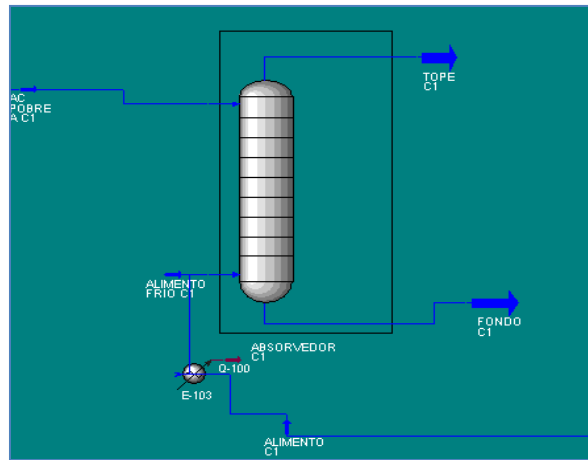
Una de las posibles formas para mejorar el proceso de recuperación de hidrocarburos sería bajar la temperatura de las corrientes de alimento que entran en la primera torre, la sección de Absorción C-1. El bajar la temperatura de la corriente de Aceite Pobre, de la corriente de Gas Rico o de ambas corrientes baja la presión de vapor de los hidrocarburos más pesados y así se absorbe una mayor cantidad de los mismos. Luego de esto, es de esperarse que si se absorbe una mayor cantidad de hidrocarburos valiosos por medio de Aceite Pobre, en las subsecuentes etapas de fraccionamiento (C-2, C-3, C4 y C-5) se aumente la producción de productos de alto valor comercial (Propano, butano, gasolina). Para lograrlo es primordial encontrar las condiciones de temperatura ideales en C-1 que aumenten la absorción de compuestos valiosos.

Se define como condiciones óptimas de operación en C-1 las condiciones para las cuales se maximice la recuperación de hidrocarburos valiosos por parte del Aceite Pobre. En condiciones ideales de operación, la corriente que sale por el tope de la torre C1 debe presentar la menor cantidad de aquellos hidrocarburos que sean más pesados que el metano. Es de esperarse que a las condiciones operacionales ideales en la corriente que sale por el fondo de la torre C-1, la composición del propano sea la mayor posible, lo que garantiza la absorción no solo del propano sino de los demás hidrocarburos más pesados que el propano.

3.2.1 Determinación de temperaturas óptimas. Para determinar las condiciones de temperatura optimas para la recuperación de los hidrocarburos pesados durante el procesamiento del gas en la planta, utilizaremos una de las herramientas de HYSYS denominas DATABOOK, la cual permite modificar el valor de diferentes variables y arroja el resultado de las variables dependientes de ésta. Para de la determinación de la temperatura óptima de alimento a la Torre C1, se

toma la siguiente configuración para modificar la variable de temperatura (Figura 45)

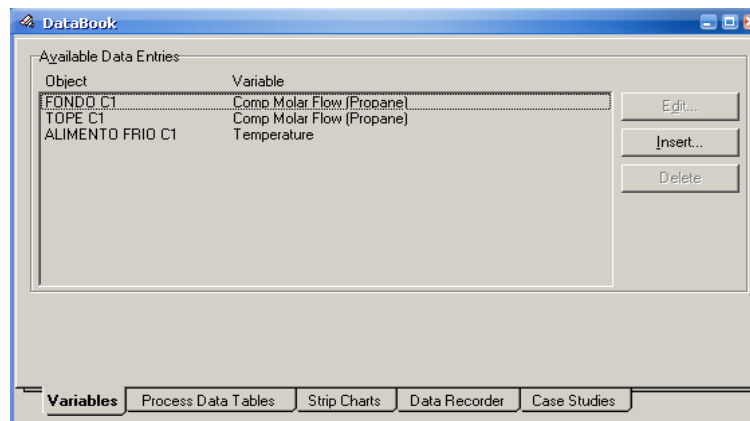
Figura 45. Configuración de la Simulación para determinar las Temperaturas Óptimas



Fuente: Autor

Para iniciar el proceso de iteración se deben definir las variables a visualizar (Figura 46).

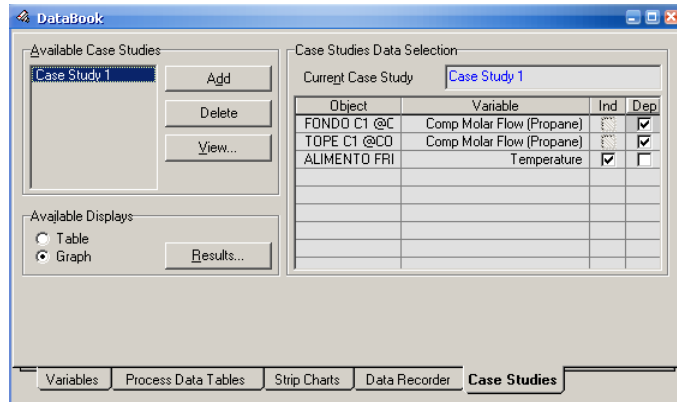
Figura 46. Definición de Variables para Iteración



Fuente: Autor

Para el presente caso se tomaran como variables la Temperatura de los alimentos a la Torre C1 y la composición molar del propano por las corrientes de tope y de fondo; a continuación se define cual variable es la independiente (Figura 47).

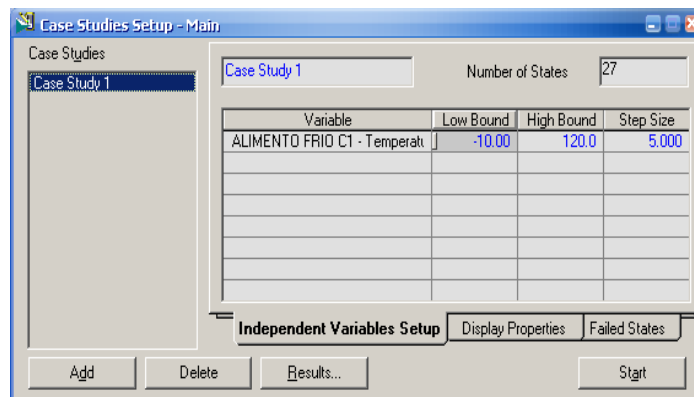
Figura 47. Definición de tipos de Variables



Fuente: Autor

Se especifica el rango para la iteración de la variable independiente (Figura 48).

Figura 48. Rango de la Variable Independiente para la Iteración



Fuente: Autor

Con esto ya establecido se procede a iniciar los procesos iterativos y se obtienen los siguientes resultados (Figura 49).

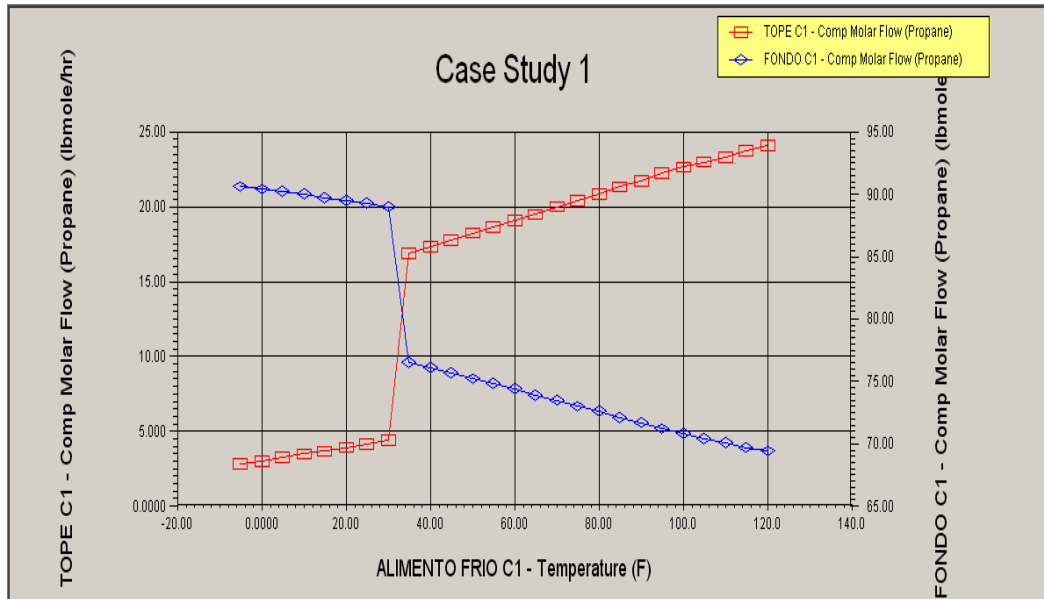
Figura 49. Tabla de Resultados del Proceso Iterativo

State	State 1	State 2	State 3
ALIMENTO FRIO C1 - Temperature [F]	-10.00	-5.000	0.0000
TOPE C1 - Comp Molar Flow (Propane) [lbm]	0.5716	0.6424	0.7122
FONDO C1 - Comp Molar Flow (Propane) [lb]	92.9574	92.8866	92.8167
State	State 4	State 5	State 6
ALIMENTO FRIO C1 - Temperature [F]	5.000	10.00	15.00
TOPE C1 - Comp Molar Flow (Propane) [lbm]	0.7866	0.8655	0.9491
FONDO C1 - Comp Molar Flow (Propane) [lb]	92.7424	92.6634	92.5799
State	State 7	State 8	State 9
ALIMENTO FRIO C1 - Temperature [F]	20.00	25.00	30.00
TOPE C1 - Comp Molar Flow (Propane) [lbm]	1.0373	1.1303	1.2280
FONDO C1 - Comp Molar Flow (Propane) [lb]	92.4916	92.3987	92.3010
State	State 10	State 11	State 12

Fuente: Autor

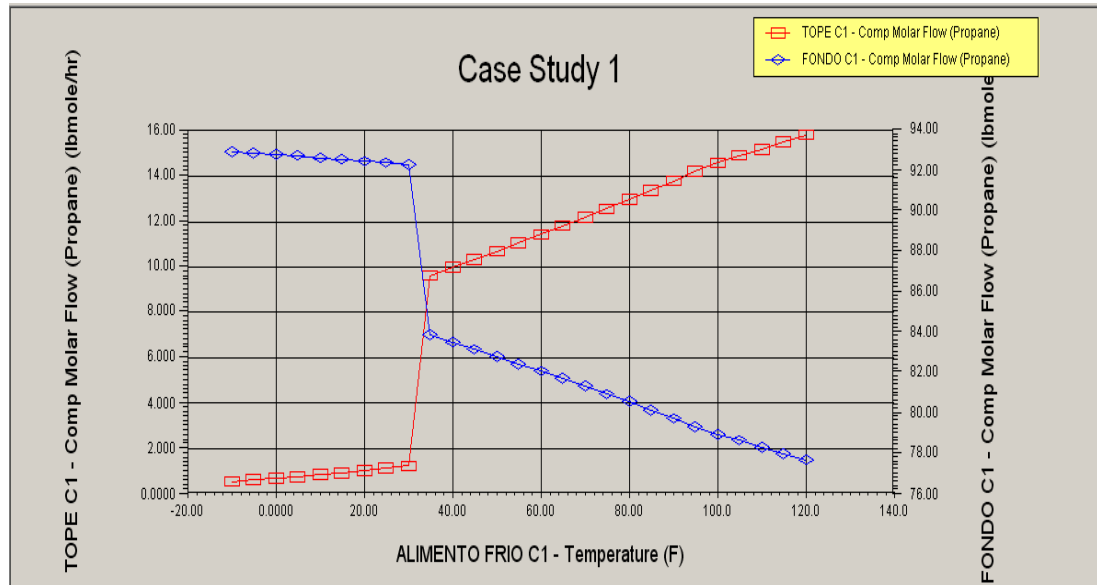
De los resultados obtenidos se tienen las siguientes gráficas con la temperatura del Aceite Rico de 115°F y 50°F respectivamente (Figura 50 y 51).

Figura 50. Composición de propano en Corriente Tope y de Fondo de C-1 Vs. Temperatura del Gas rico con una Temperatura de Aceite Pobre de 115 °F



Fuente: Autor

Figura 51. Composición de propano en Corriente Tope y de Fondo de C-1 Vs. Temperatura del Gas rico con una Temperatura de Aceite Pobre de 50 °F



Fuente: Autor

Analizando las curvas de las Figuras 50 y 51 se pueden sacar las siguientes conclusiones:

- Para una determinada temperatura de Gas de Alimento a la Torre C1, se obtendrá mayor concentración de Propano en la corriente de fondo mientras la temperatura del Aceite Pobre se encuentre a una menor temperatura.
- A una determinada temperatura del Aceite Pobre, la mayor concentración de propano en la corriente de fondo se obtiene cuando la corriente de alimento sea inferior a 30°F.
- La concentración de Propano de la corriente de fondo de la torre C1 no es tan sensible al cambio de temperatura del Aceite, es decir la variación de temperatura del aceite pobre desde 100°F a 50°F, a una temperatura dada de

Gas Rico, origina un cambio de concentración de Propano en la corriente de Fondo que no es muy significativo.

- La concentración de Propano por la corriente de tope de la Torre C1, se reduce notablemente con la disminución de la temperatura de la corriente de Gas Rico a la torre C1.

3.2.2 Simulación de las alternativas de enfriamiento. Con la información obtenida anteriormente se plantean los siguientes casos de estudio

- **Caso I**, simulación de la Planta con alimentos calientes
Temperatura de Gas Rico a la Torre C1: 115°F
Temperatura de Aceite Pobre: 115°F
- **Caso II**, simulación de la Planta con Aceite Pobre frio,
Temperatura del Gas Rico: 115°F
Temperatura del Aceite Pobre: 50°F
- **Caso III**, simulación de la Planta con Gas Rico frio,
Temperatura del Gas Rico: 10°F
Temperatura del Aceite Pobre: 115°F
- **Caso IV**, simulación de la Planta con corrientes frías,
Temperatura de Gas Rico: 10°F
Temperatura del Aceite Pobre: 50°F

Las corrientes que se tienen en cuenta para el estudio de estos casos, son las mismas que se encuentran consignadas en la Tabla 10:

- Tope C1

- Tope C2
- Propano C4
- Butano C5
- Gasolina Fondo C5

Con esta información se procede a ingresarla a la simulación de HYSYS, teniendo en cuenta en mantener constante la cantidad de Aceite Pobre y Gas Rico para cada uno de los casos. A continuación se presenta los resultados de cada uno de estos:

Tabla 11. Productos de Proceso de los diferentes Casos de Estudio

CASO DE ESTUDIO	TOPE C1 (Lbmol/Hr)	TOPE C2 (Lbmol/Hr)	PROPANO C4 (Lbmol/Hr)	BUTANO C5 (Lbmol/Hr)	GASOLINA FONDO C5 (Lbmol/Hr)
CASO I	1669	184,5	34,5	36,42	62,15
CASO II	1598	247,1	38,2	37,74	65,61
CASO III	1411	446,7	54,45	34,67	60,5
CASO IV	1295	557,2	68,6	36,31	62,35

Fuente: Autor

De los resultados de las simulaciones consignados en la tabla 11, se puede concluir que con menores temperaturas de alimento al proceso se aumenta la producción de productos pesados en el proceso.

Con los resultados arrojados por las simulaciones se muestra que es muy conveniente instalar sistemas de refrigeración que permitan disminuir la temperatura de las corriente para así aumentar la producción de propano, butano y demás hidrocarburos valiosos. En el siguiente capítulo se realizará un análisis de esta información para realizar la mejor selección de los casos anteriormente estudiados.

4. ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DE LAS ALTERNATIVAS DE MEJORA DEL PROCESO EN LA PLANTA DE GAS

Para seleccionar la alternativas más apropiada se tiene en cuenta los resultados obtenidos en el capítulo anterior con respecto a los cálculo del incremento en la producción de blancos de la planta de proceso, esto se hizo encontrando el valor incremental diario en flujo másico. Se determina el flujo volumétrico actual para cada uno de los productos y con estos valores de flujo volumétrico, se calculó el precio de venta de los excesos de acuerdo a los precios vigentes. En las siguientes tablas se presenta el análisis de cada uno de los casos.

Tabla 12. Balance de los Productos del Proceso para el Caso I – Caso II

CASO DE ESTUDIO	TOPE C1 (Lbmol/Hr)	TOPE C2 (Lbmol/Hr)	PROPANO TORRE C4 (Lbmol/Hr)	BUTANO TORRE C5 (Lbmol/Hr)	GASOLINA FONDO TORRE C5 (Lbmol/Hr)
CASO I	1,669	184.5	34.5	36.42	62.15
CASO II	1,598	247.1	38.2	37.74	65.61
CASO III	1,411	446.7	54.45	34.67	60.5
CASO IV	1,295	557.2	68.6	36.31	62.35
INCREMENTO ENTRE CASO II - CASO I	-71	62.6	3.7	1.32	3.46
UNIDADES DE CANTIDADES	FT3/DIA	FT3/DIA	GLS/DIA	GLS/DIA	GLS/DIA
CANTIDAD DE PRODUCTO AL DIA ACTUAL	15,100,000	1,680,000	9,256.8	10,701.6	25,494.0
CASO II	14,550,000	2,250,000	10,130.4	11,071.2	27,211.8
DIFERENCIA DE PRODUCTOS DIA	-550,000	570,000	873.6	369.6	1,717.8
UNIDADES DE VENTA	U\$/BTU	U\$/BTU	\$/GLS	\$/GLS	\$/GLS
FACTOR DE CONVERSIÓN	0.002664628	0.003759643	2,520.15	2,520.15	3,626.03
BALANCE DE LA DIFERENCIA DE PRODUCTOS DIA	-1,465.55	2,143.00	2,201,603.04	931,447.44	6,228,794.33
TRM	\$ 2,000.00				
BALANCE DIARIO	\$ 10,716,747.03				
BALANCE ANUAL	\$ 3,911,612,667.41				

Fuente precios: www.ecopetrol.com.co

Tabla 13. Balance de los Productos del Proceso para el Caso I – Caso III

CASO DE ESTUDIO	TOPE C1 (Lbmol/Hr)	TOPE C2 (Lbmol/Hr)	PROPANO TORRE C4 (Lbmol/Hr)	BUTANO TORRE C5 (Lbmol/Hr)	GASOLINA FONDO TORRE C5 (Lbmol/Hr)
CASO I	1,669	184.5	34.5	36.42	62.15
CASO II	1,598	247.1	38.2	37.74	65.61
CASO III	1,411	446.7	54.45	34.67	60.5
CASO IV	1,295	557.2	68.6	36.31	62.35
INCREMENTO ENTRE EL CASO III - CASO I	-258	262.2	19.95	-1.75	-1.65
UNIDADES DE CANTIDADES	FT3/DIA	FT3/DIA	GLS/DIA	GLS/DIA	GLS/DIA
CANTIDAD DE PRODUCTO AL DIA ACTUAL	15,100,000	1,680,000	9,248.4	10,701.6	25,494.0
CASO III	12,850,000	4,070,000	14,637.0	10,185.0	24,691.8
DIFERENCIA DE PRODUCTOS DIA	-2,250,000	2,390,000	5,388.6	-516.6	-802.2
UNIDADES DE VENTA	U\$S/BTU	U\$S/BTU	\$/GLS	\$/GLS	\$/GLS
FACTOR DE CONVERSIÓN	0.002664628	0.003759643	2520.15	2520.15	3626.03
BALANCE DE LA DIFERENCIA DE PRODUCTOS DIA	-5,995.41	8,985.55	13,580,080.29	-1,301,909.49	-2,908,801.27
TRM	\$ 2,000.00				
BALANCE DIARIO	\$ 15,349,637.07				
BALANCE ANUAL	\$ 5,602,617,532.01				

Fuente precios: www.ecopetrol.com.co

Tabla 14. Balance de los Productos del Proceso para el Caso I – Caso IV

CASO DE ESTUDIO	TOPE C1 (Lbmol/Hr)	TOPE C2 (Lbmol/Hr)	PROPANO TORRE C4 (Lbmol/Hr)	BUTANO TORRE C5 (Lbmol/Hr)	GASOLINA FONDO TORRE C5 (Lbmol/Hr)
CASO I	1,669	184.5	34.5	36.42	62.15
CASO II	1,598	247.1	38.2	37.74	65.61
CASO III	1,411	446.7	54.45	34.67	60.5
CASO IV	1,295	557.2	68.6	36.31	62.35
INCREMENTO ENTRE CASO IV - CASO I	-258	262.2	19.95	-1.75	-1.65
UNIDADES DE CANTIDADES					
	FT3/DIA	FT3/DIA	GLS/DIA	GLS/DIA	GLS/DIA
CANTIDAD DE PRODUCTO AL DIA ACTUAL	15,100,000	1,680,000	9,248.4	10,701.6	25,494.0
CASO IV	11,800,000	5,080,000	17,052.0	10,663.8	25,590.6
DIFERENCIA DE PRODUCTOS DIA	-3,300,000	3,400,000	7,803.6	-37.8	96.6
UNIDADES DE VENTA					
	U\$\$/BTU	U\$\$/BTU	\$/GLS	\$/GLS	\$/GLS
FACTOR DE CONVERSIÓN	0.002664628	0.003759643	2520.15	2520.15	3626.03
BALANCE DE LA DIFERENCIA DE PRODUCTOS DIA	-8,793.27	12,782.79	19,666,242.54	-95,261.67	350,274.50
TRM	\$ 2,000.00				
BALANCE DIARIO	\$ 27,900,282.97				
BALANCE ANUAL	\$ 10,183,603,283.32				

Fuente precios: www.ecopetrol.com.co

Del análisis de las tablas anteriores se determina que la propuesta más viable es la del Caso IV, en la que se enfría la corriente de Gas Rico y la de Aceite Pobre. En las siguientes secciones se realizara el análisis técnico para la implementación de esta propuesta.

4.1 DISEÑO DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

Para diseñar el sistema de refrigeración que permita obtener las temperaturas deseadas se tendrá como caso base la simulación que arrojó los mejores resultados en la obtención de propano, es decir en el caso 4, y en la cual tanto la corriente de Gas Rico como la corriente de Aceite Pobre entran a la columna C-1 con bajas temperaturas. Para diseñar los equipos que conformarán el sistema de refrigeración se proponen 2 etapas subsecuentes de enfriamiento. La primera etapa consiste en pre-enfriar la corriente de Gas Rico por medio de un intercambiador de calor Gas-Gas, el cual utilizará como fluido frío el Gas Pobre que sale por el tope y que se encuentra a una temperatura baja. La segunda etapa de refrigeración consiste en utilizar un Chiller, el cual utiliza como fluido de enfriamiento Propano y que se somete a una adecuación previa por medio de un ciclo de compresión mecánica para que dicho Propano tenga las características térmicas deseadas que hagan que la corriente de Gas Rico baje su temperatura a 10 °F.

Para simular los equipos básicos de todo el sistema que se usa para disminuir la temperatura del Gas Rico y Aceite Pobre, se usará el software Hysys y se tomará como base la simulación realizada para encontrar las temperaturas óptimas de operación.

4.1.1 Intercambiador de Calor Gas – Gas. Este intercambiador es el encargado de pre-enfriar la corriente de Gas Rico, aprovechando las bajas temperaturas de la corriente de Tope C1.

Para la simulación en HYSYS se configura de la siguiente manera:

Nombre: E-103

Entrada por los tubos: Tope C1

Salida por los tubos: Tope C1 -2

Entrada por la coraza: Alimento C1

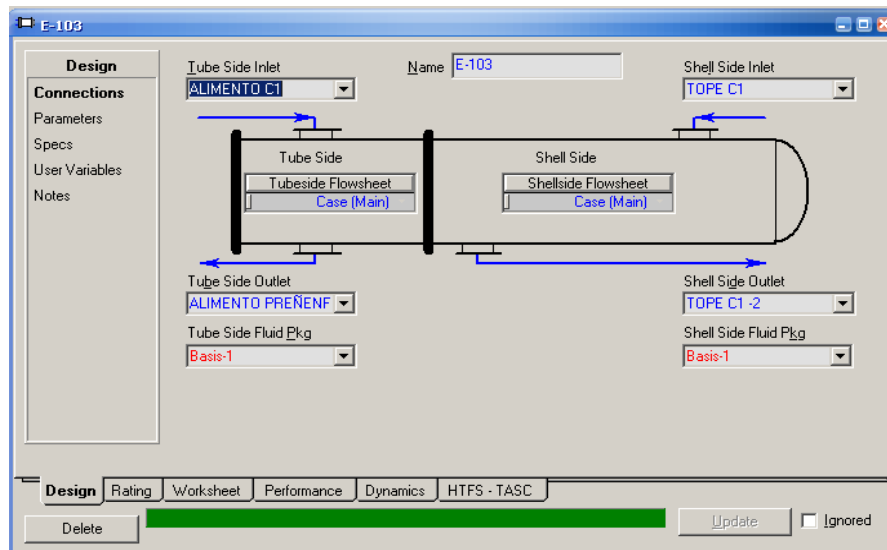
Salida por la coraza: Alimento Pre-enfriado

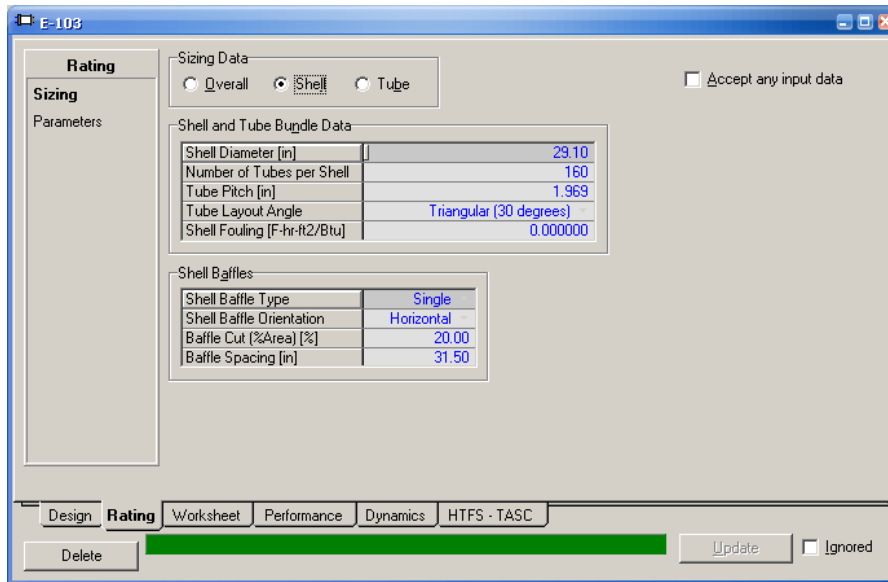
Caída de presión por los tubos: 4 psi

Caída de presión por la coraza: 2 psi

Con estas especificaciones el Intercambiador queda resuelto.

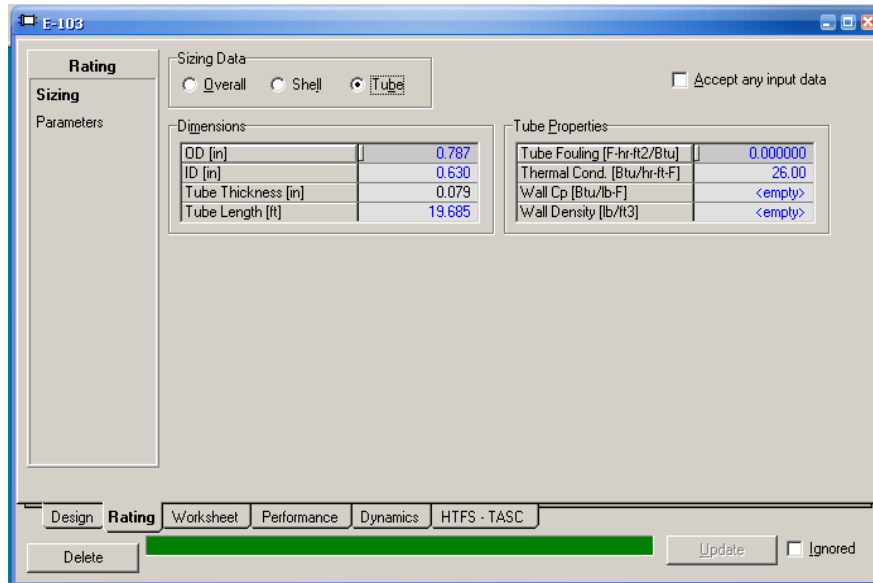
Figura 52. Simulación del Intercambiador de Calor E-103





Fuente: Autor

Figura 53. Especificaciones de Casco y Tubos del Intercambiador E-103



Fuente: Autor

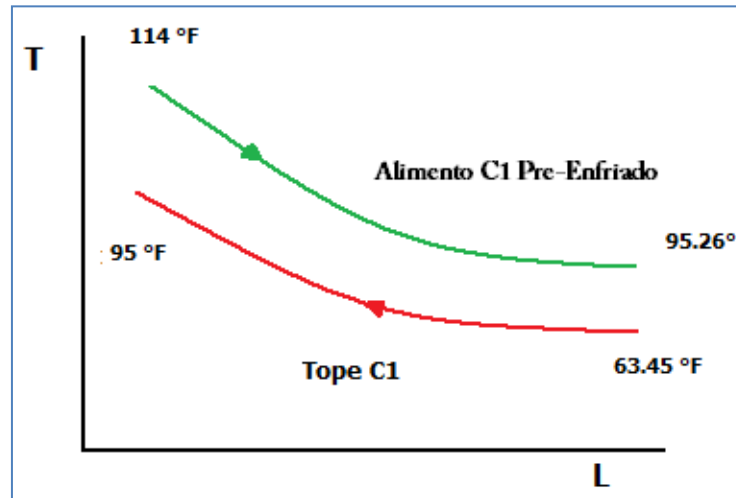
Tabla 15. Especificaciones del Intercambiador de Calor E-103

CASCO	Diámetro Interno del Casco (in)	29
	Espesor del Casco (in)	1.969
	Numero de Pasos	1
	Caída de Presión (psi)	2
	Distancia Entre Baffles (in)	31.5
TUBOS	Numero de Tubos	160
	Longitud de Tubo (ft)	20
	Numero de Pasos	2
	Diámetro Interno (in)	0.787
	Espesor del Tubo (in)	0.079
	Tipo de Arreglo	Tresbolillo
	Caída de Presión (psi)	4
GENERAL	TEMA Tipo	AEL
	Área de Transferencia (ft ²)	649.3
	Coeficiente Global de Trasferencia U (Btu/hr*ft ² *°F)	37.26
	Coeficiente Global de Trasferencia UA (Btu/hr*°F)	24190
	LMTD (°F)	20.32
	Duty (Btu/hr)	491600

Fuente: Autor

En la siguiente grafica se presenta el perfil de temperaturas del intercambiador de calor.

Figura 54. Perfil de Temperaturas del E-103



Fuente: Autor

4.1.2 Intercambiador de calor gas – gas de la corriente de alimento pre-enfriado a la torre C1. Este intercambiador hace parte del sistema de refrigeración mecánica y se encarga de enfriar la corriente pre-enfriada de alimento a la torre absorbidora C1, utilizando como medio enfriante el propano. Para la simulación en HYSYS se configura de la siguiente manera:

Nombre: E-105

Entrada por los tubos: 5

Salida por los tubos: 7

Entrada por la coraza: Alimento Pre-Enfriado

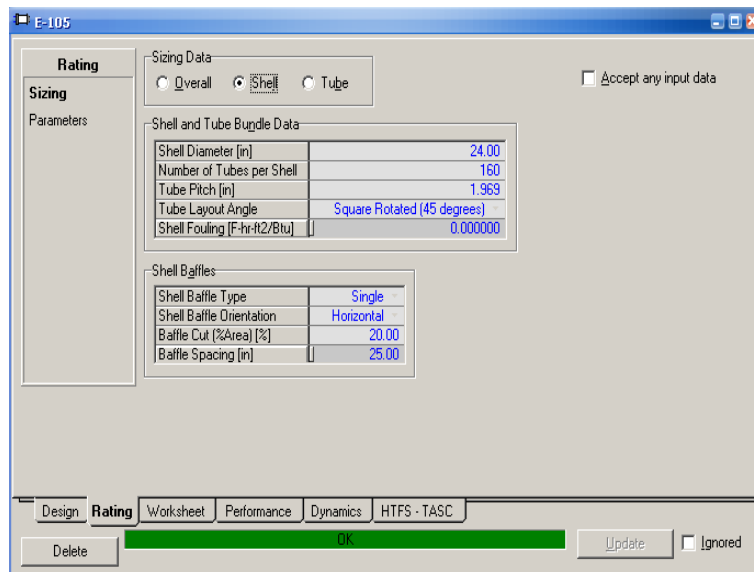
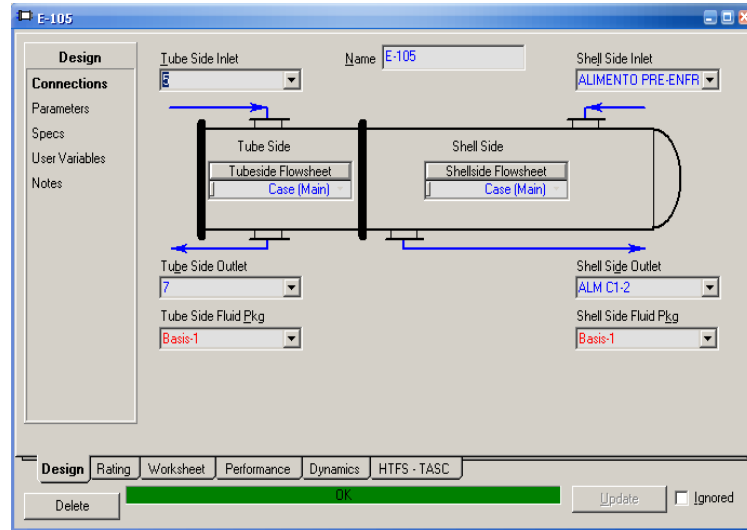
Salida por la coraza: ALM C1-2

Caída de presión por los tubos: 4 psi

Caída de presión por la coraza: 2 psi

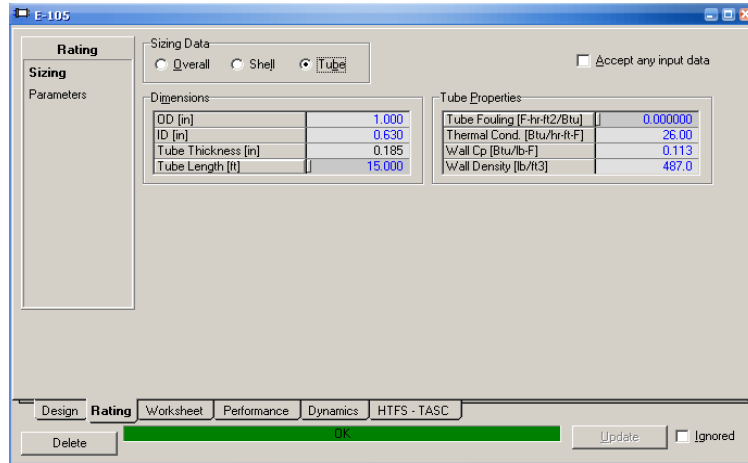
Con estas especificaciones el Intercambiador de queda resuelto

Figura 55. Simulación del Intercambiador de Calor E-105



Fuente: Autor

Figura 56. Especificaciones de Casco y Tubos del Intercambiador E-105



Fuente: Autor

En la siguiente tabla se describen las características más importantes del intercambiador E-105

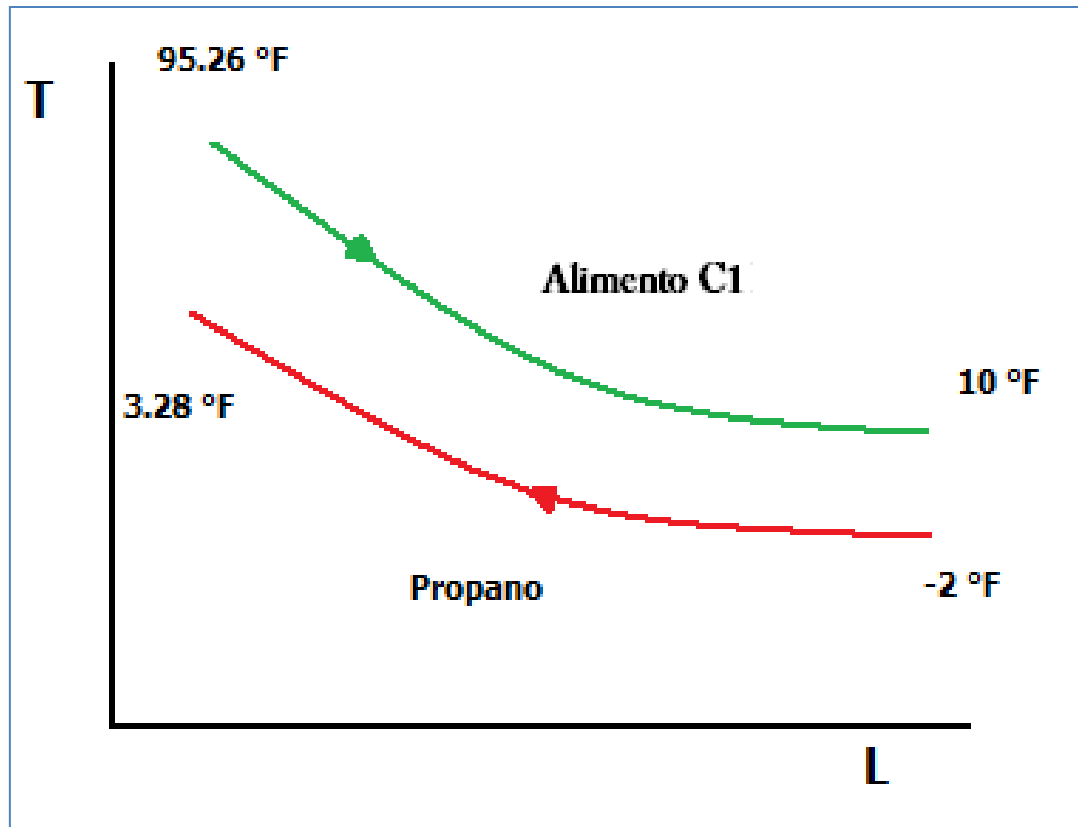
Tabla 16. Especificaciones del Intercambiador de Calor E-105

CASCO	Diámetro Interno del Casco (in)	24
	Espesor del Casco (in)	1.969
	Numero de Pasos	1
	Caída de Presión (psi)	2
	Distancia Entre Bafles (in)	25
TUBOS	Numero de Tubos	140
	Longitud de Tubo (ft)	15
	Numero de Pasos	2
	Diámetro Interno (in)	0.63
	Diámetro Externo (in)	1
GENERAL	Tipo de Arreglo	Tresbolillo
	Caída de Presión (psi)	4
	TEMA Tipo	AEL
	Área de Transferencia (ft ²)	549.8
	Coefficiente Global de Trasferencia U (Btu/hr*ft ² *°F)	157.8
	Coefficiente Global de Trasferencia UA (Btu/hr*°F)	86770
	LMTD (°F)	33.88
Duty (Btu/hr)	2940000	

Fuente: Autor

En la siguiente grafica se presenta el perfil de temperaturas del intercambiador de calor

Figura 57. Perfil de Temperaturas del E-105



Fuente: Autor

4.1.3 Intercambiador de calor liquido – gas del aceite pobre. Este intercambiador hace parte del sistema de refrigeración mecánica y se encarga de enfriar la corriente de Aceite Pobre que ingresa por el Tope de la Torre C1, utilizando como medio enfriante propano.

Para la simulación en HYSYS se configura de la siguiente manera:

Nombre: E-106

Entrada por los tubos: 6

Salida por los tubos: 8

Entrada por la coraza: Aceite Pobre

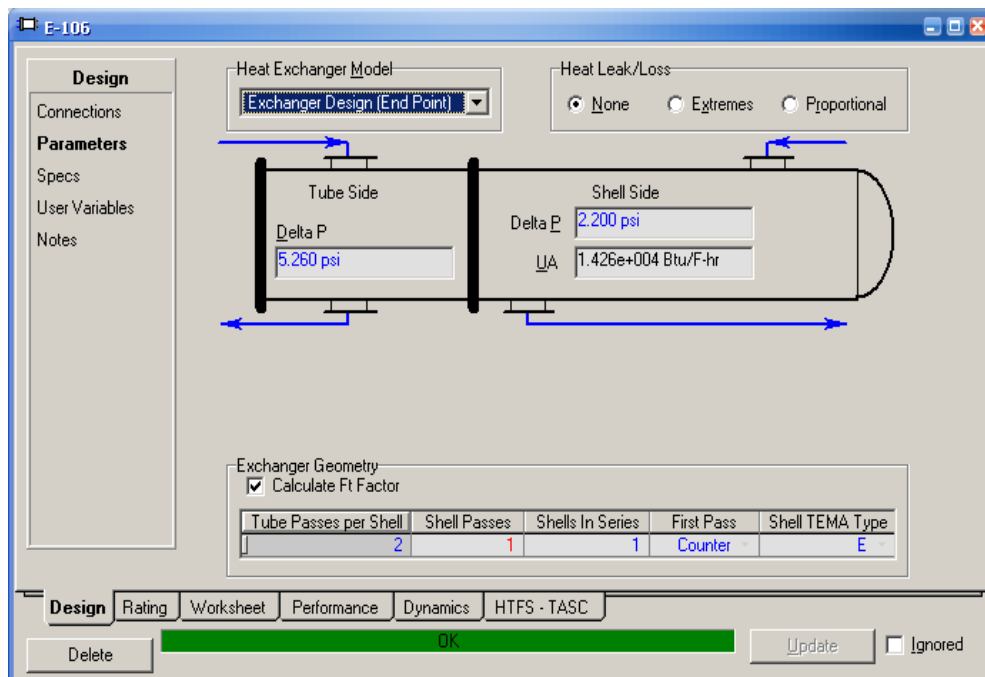
Salida por la coraza: Aceite -2

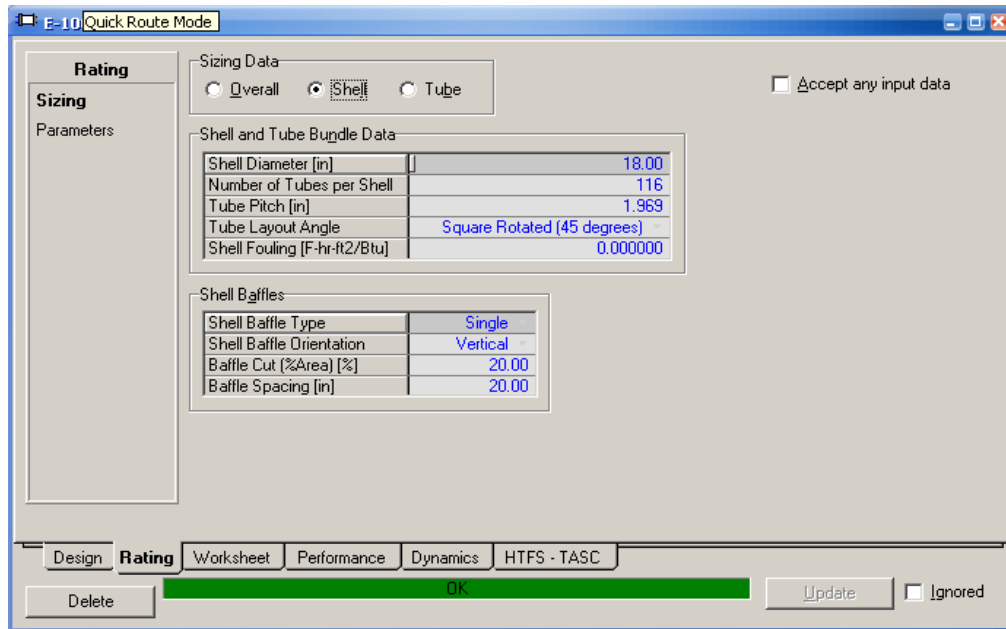
Caída de presión por los tubos: 5.26 psi

Caída de presión por la coraza: 2.2 psi

Con estas especificaciones el Intercambiador de queda resuelto

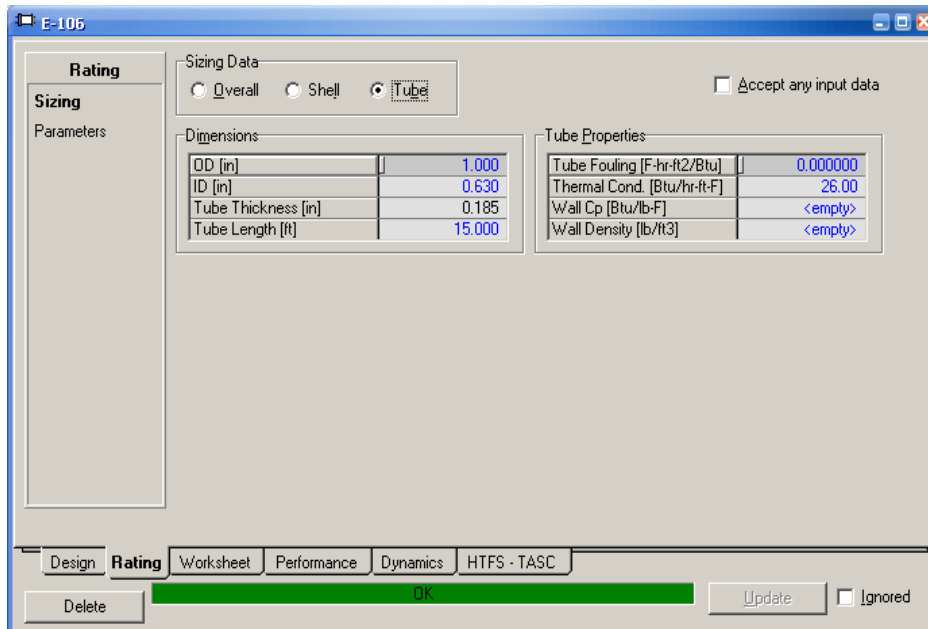
Figura 58. Simulación del Intercambiador de Calor E-106





Fuente: Autor

Figura 59. Especificaciones de Casco y Tubos del Intercambiador E-106



Fuente: Autor

En la siguiente tabla se describen las características más importantes del intercambiador E-106.

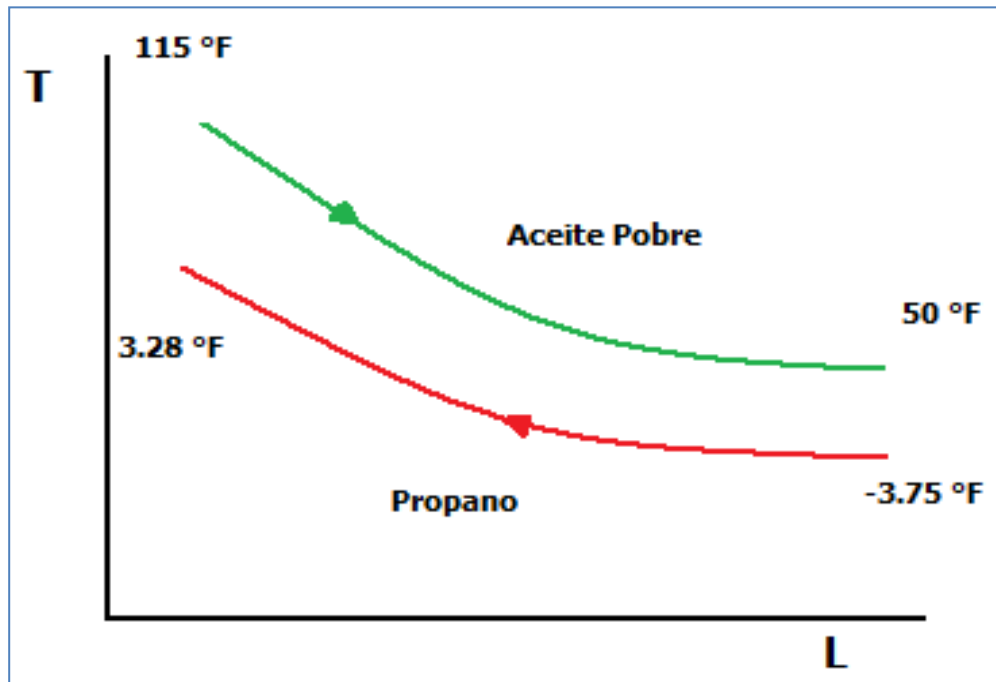
Tabla 17. Especificaciones del Intercambiador de Calor E-106

CASCO	Diámetro Interno del Casco (in)	18
	Espesor del Casco (in)	1.969
	Numero de Pasos	1
	Caída de Presión (psi)	2.2
	Distancia Entre Bafles (in)	20
TUBOS	Numero de Tubos	116
	Longitud de Tubo (ft)	15
	Numero de Pasos	2
	Diámetro Interno (in)	0.63
	Diámetro Externo (in)	1
	Tipo de Arreglo	Tresbolillo
	Caída de Presión (psi)	5.26
GENERAL	TEMA Tipo	AEL
	Área de Transferencia (ft ²)	455.5
	Coeficiente Global de Trasferencia U (Btu/hr*ft ² *°F)	31.31
	Coeficiente Global de Trasferencia UA (Btu/hr*°F)	14260
	LMTD (°F)	71.48
	Duty (Btu/hr)	1020000

Fuente: Autor

En la siguiente grafica se presenta el perfil de temperaturas del intercambiador de calor.

Figura 60. Perfil de Temperaturas del E-106



Fuente: Autor

4.1.4 Válvula Joule – Thompson, La válvula Joule – Thompson es la encargada de realizar la expansión isoentálpica a la cual es sometido el Propano en el ciclo de refrigeración.

Para la simulación en HYSYS se configura de la siguiente manera:

Equipo: Válvula

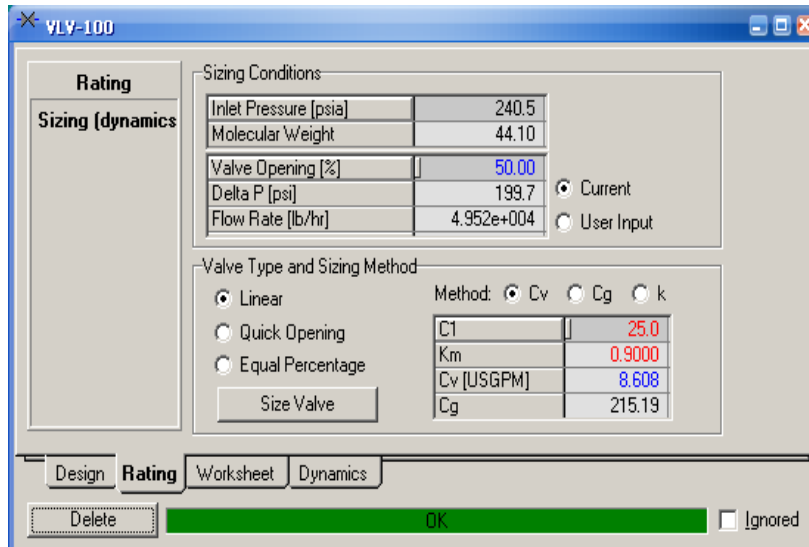
Nombre: VLV-100

Corriente de Entrada: 4

Corriente de Salida: 3

La figura siguiente nos presenta la simulación del componente

Figura 61. Simulación de la Válvula Joule – Thompson VLV-100



Fuente: Autor

La válvula Joule – Thompson genera una caída de presión al Propano 199.684 psi, lo cual reduce su temperatura a 3.282 °F, esta corriente es la que ingresa a los intercambiadores para realizar el enfriamiento de la corriente de Gas Rico y Aceite Pobre.

4.1.5 Compresor de propano. Para la simulación en HYSYS se configura de la siguiente manera:

Equipo: Compresor Reciprocante

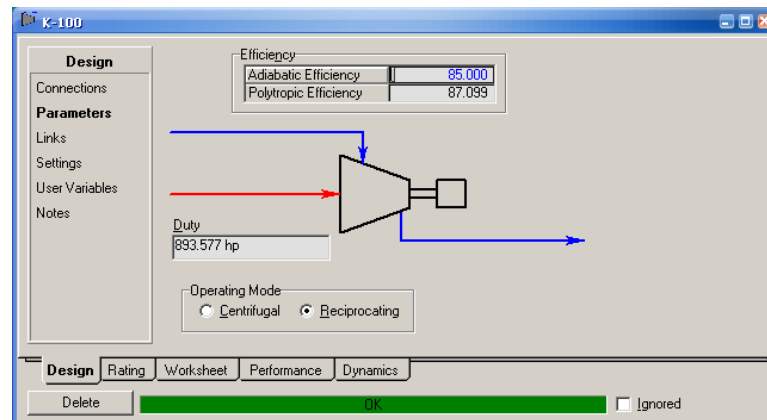
Nombre: K-100

Corriente de Entrada: 1

Corriente de Salida: 2

La figura siguiente nos presenta la simulación del componente.

Figura 62. Simulación del Compresor Reciprocante K-100



Fuente: Autor

La potencia requerida para comprimir la corriente de gas Propano que se utiliza en el sistema de refrigeración mecánica es de 893.56 hp, el propano es comprimido de 35.59 psia a 245.5 psia.

4.1.6 Condensador. Se instala un Cooler que hace las veces de condensador con las siguientes conexiones:

Equipo: Cooler

Nombre: E-104

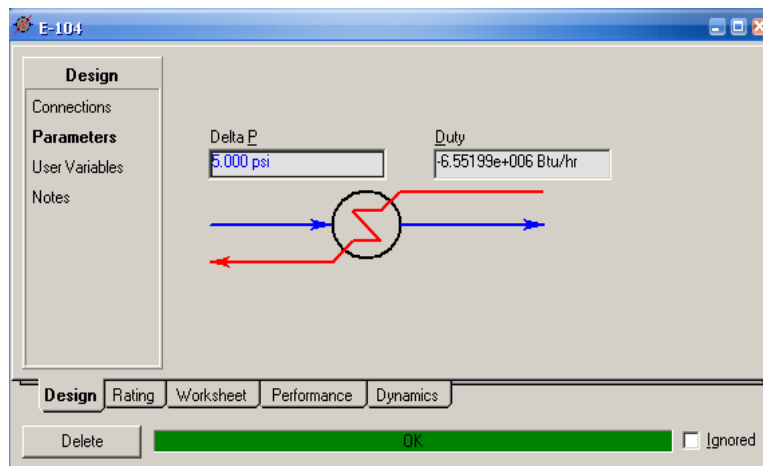
Corriente de entrada: 2

Corriente de salida: 4

Caída de presión: 5 psi

La siguiente figura nos presenta la simulación del componente.

Figura 63. Simulación del Condensador E-104



Fuente: Autor

El calor retirado al propano en el condensador es 6551990 Btu/hr.

A continuación se presenta las principales características del ciclo de refrigeración.

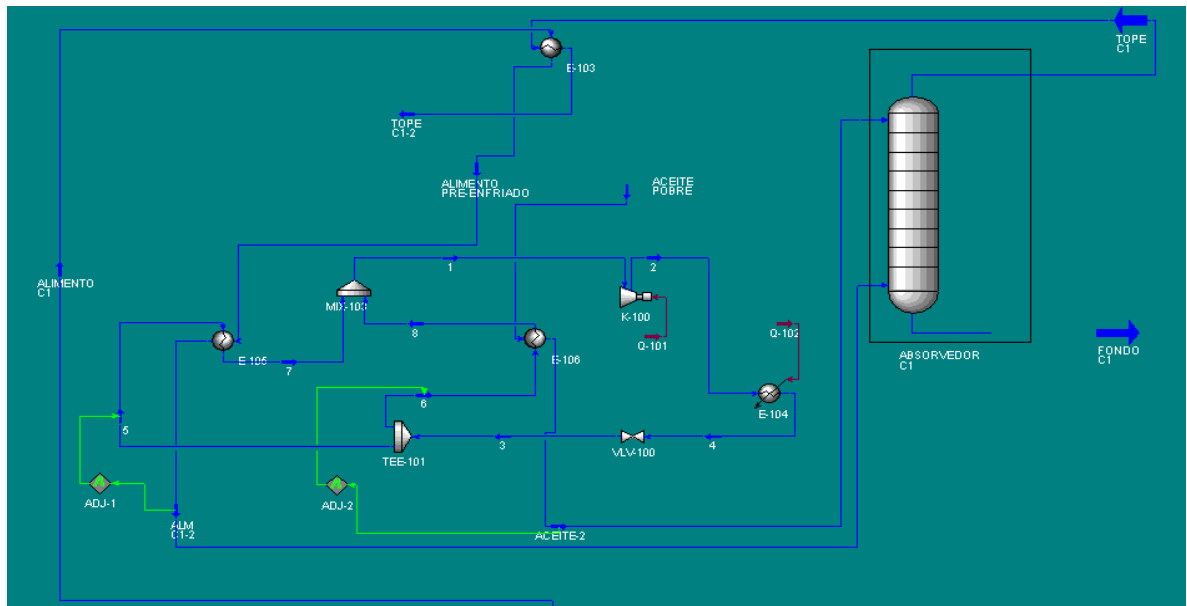
Tabla 18. Especificaciones del Sistema de Refrigeración Mecánico

GENERAL	Flujo de Propano	1123 lbmol/hr
CHILLER (EVAPORADOR)	Temperatura de Salida del Gas Rico	10 °F
	Temperatura de Salida del Aceite Pobre	50 °F
VALVULA JOULE - THOMSON	Caída de Presión	199.7 psi
	Fracción de Vapor Formada	0.484
COMPRESOR	Delta P	209.91 psia
	Potencia	893.6 hp
CONDENSADOR	Calor Retirado	6551990 Btu/hr

Fuente: Autor

La figura siguiente presenta la configuración final del Sistema de Refrigeración Mecánico con Propano.

Figura 64. Configuración Final del Sistema de Refrigeración Mecánico con Propano



Fuente: Autor

4.2 DISEÑO DEL SISTEMA DE DESHIDRATACIÓN

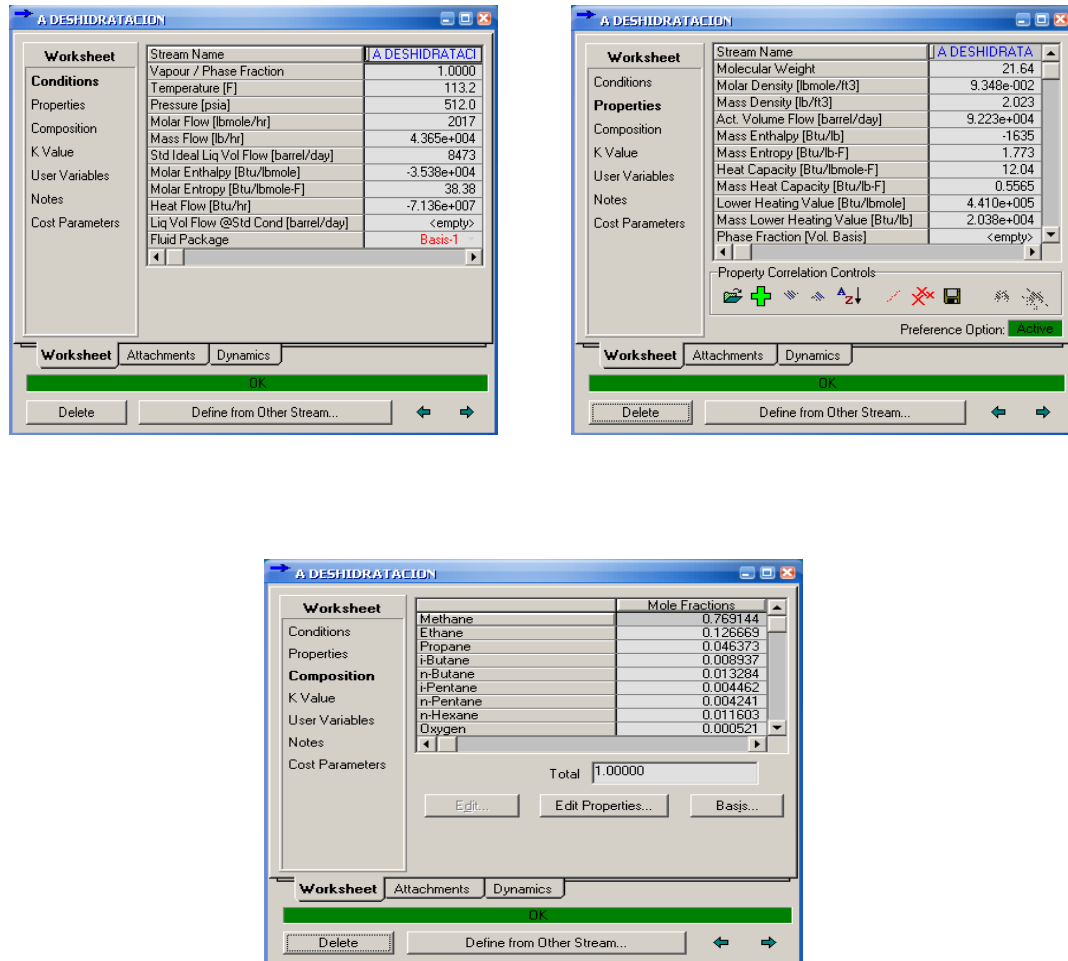
De acuerdo a las condiciones de las corrientes de entrada a la Planta de Proceso, se requiere deshidratar con TEG una corriente de gas húmedo de 18.37 MMPCSD a una temperatura de 113 °F y a una presión de 512 psia. Con este proceso de deshidratación se tiene como objetivo que la corriente contenga solamente 6 lbs H₂O/MMPCS.

Actualmente las corrientes provenientes del campo contienen en promedio las siguientes cantidades de agua:

- La Cira Infanta: 40 lbs/MMPCS
- Lisama : 45 lbs/MMPCS
- Opón : 76 lbs/MMPCS

Mediante Hysys obtenemos las Condiciones, Propiedades y Composición de la corriente de Gas al Sistema de Deshidratación (Figura 14)

Figura 65. Condiciones, Propiedades y Composición de la Corriente de Ingreso al Sistema de Deshidratación



Fuente: Autor

De la composición de la corriente se determina que existen 35.13 lbs H₂O/hrs, teniendo el flujo de la corriente se determina la cantidad de agua por MMSCF, obteniendo 46 lbs H₂O/MMSCF.

Para el diseño del Sistema de Deshidratación se utilizará la metodología descrita en la sección 20 de la GPSA – 2004.

- Calculo de la cantidad de Agua a Remover en la Torre.

$$W_r = \frac{(W_i - W_o) * G}{24}$$

Donde:

W_r = Agua a remover (lbs H₂O/hrs)

W_i = Agua en el gas de entrada (lbs H₂O/MMSCF)

W_o = Agua en el gas de salida (lbs H₂O/MMSCF)

G = Tasa de flujo de gas (MMSCFD)

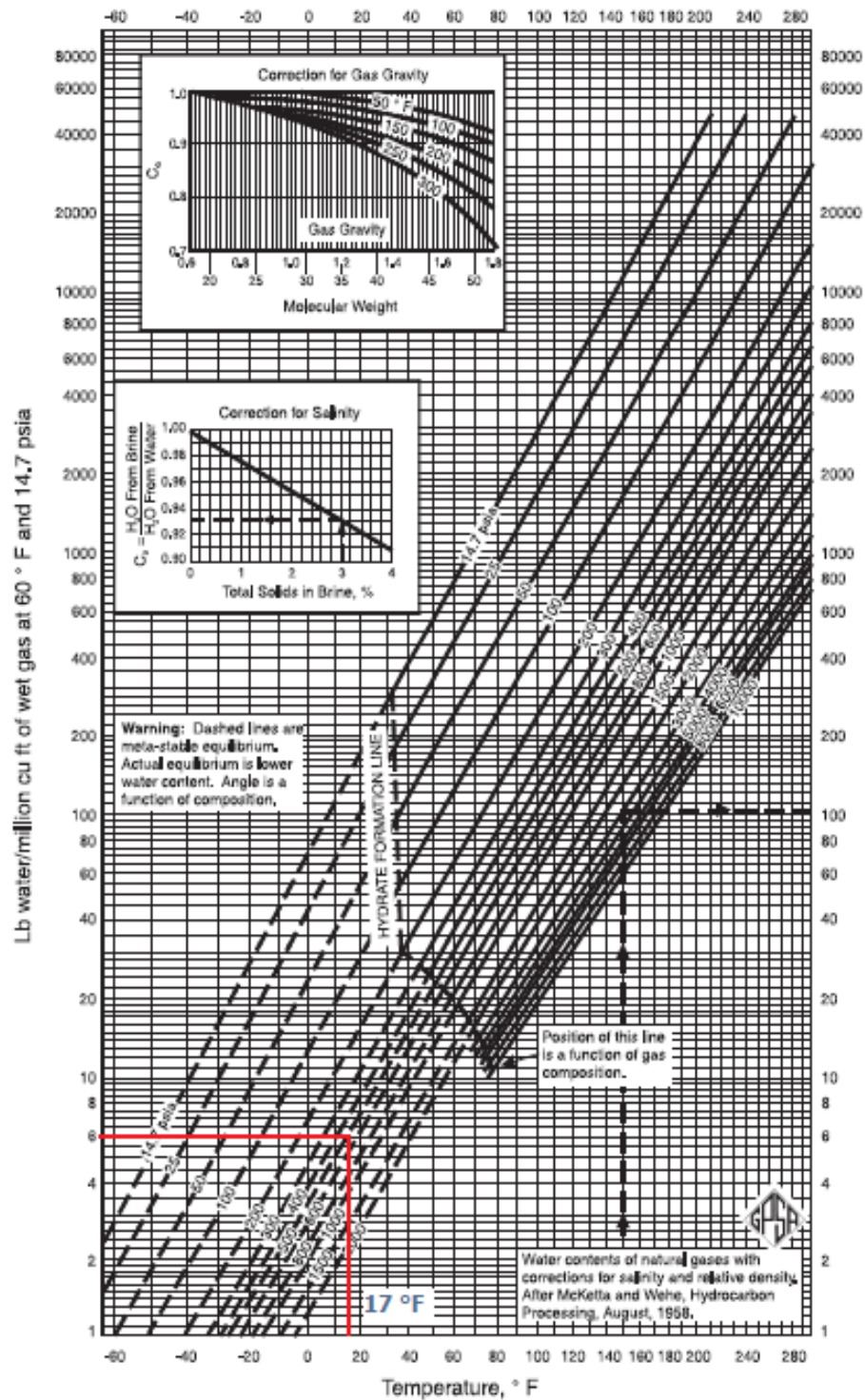
$$W_r = \frac{(46 - 6) * 18.37}{24}$$

$$W_r = 30.62 \text{ lbsH}_2\text{O/hr}$$

- Concentración de TEG

Para determinar la concentración de TEG, se requiere obtener la temperatura de rocío, para esto se utiliza la figura 66.

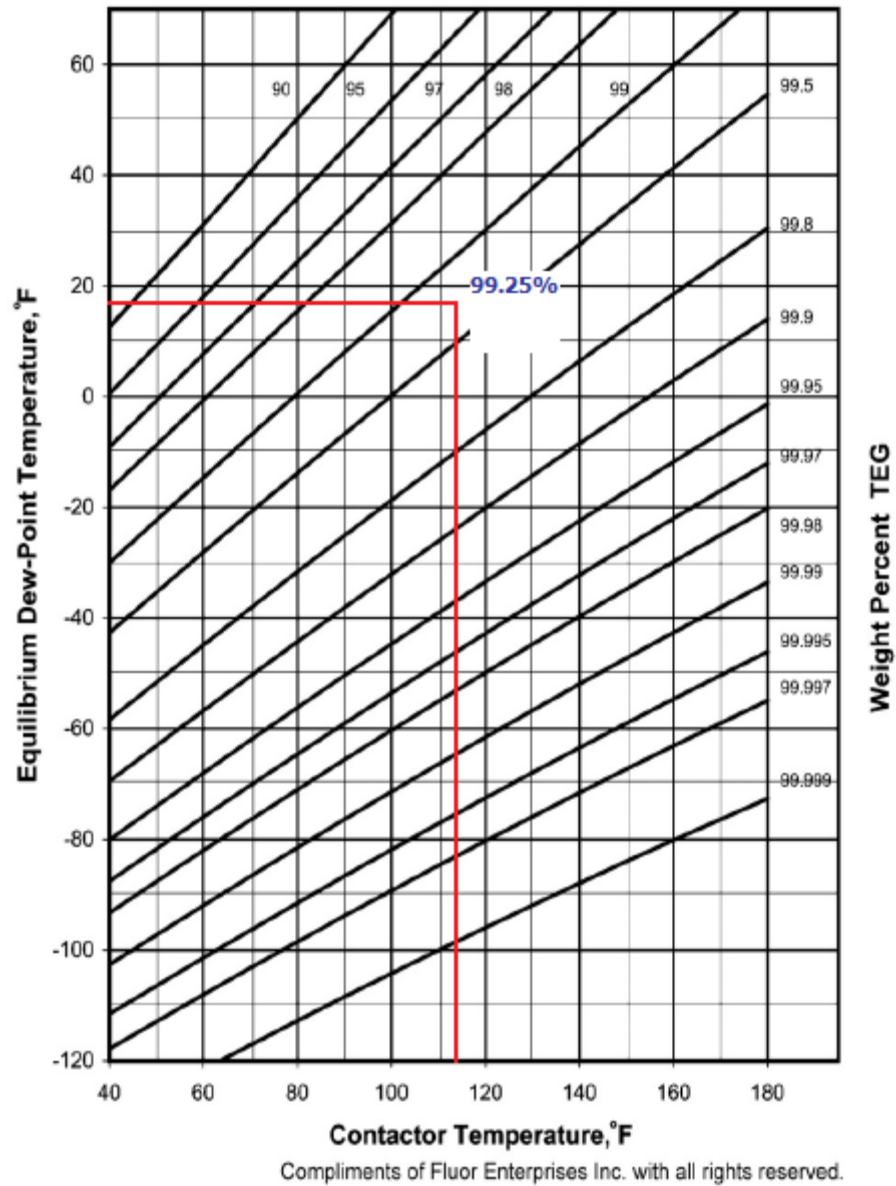
Figura 66. Temperatura de Rocío de la Corriente de Gas



Fuente: GPSA 2004, sección 20.

Con el dato leído y con la temperatura de operación de 113°F, en la figura 67 se determina la concentración de TEG a utilizar.

Figura 67. Concentración de TEG



Fuente: GPSA 2004, sección 20.

En la figura 67 se observa que la concentración de TEG que se debe utilizar debe ser del 99.25 %.

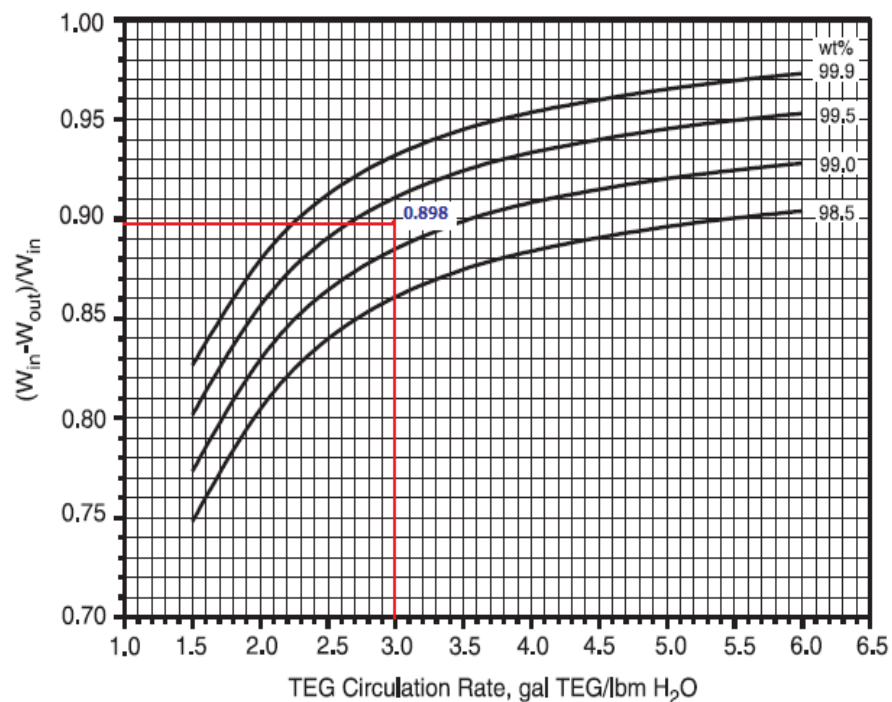
- Eficiencia Teórica de la torre

$$Ef_{rw} = \frac{W_{in} - W_{out}}{W_{in}} = \frac{46 - 6}{46} = 0.87$$

- Calculo de los Platos Teóricos

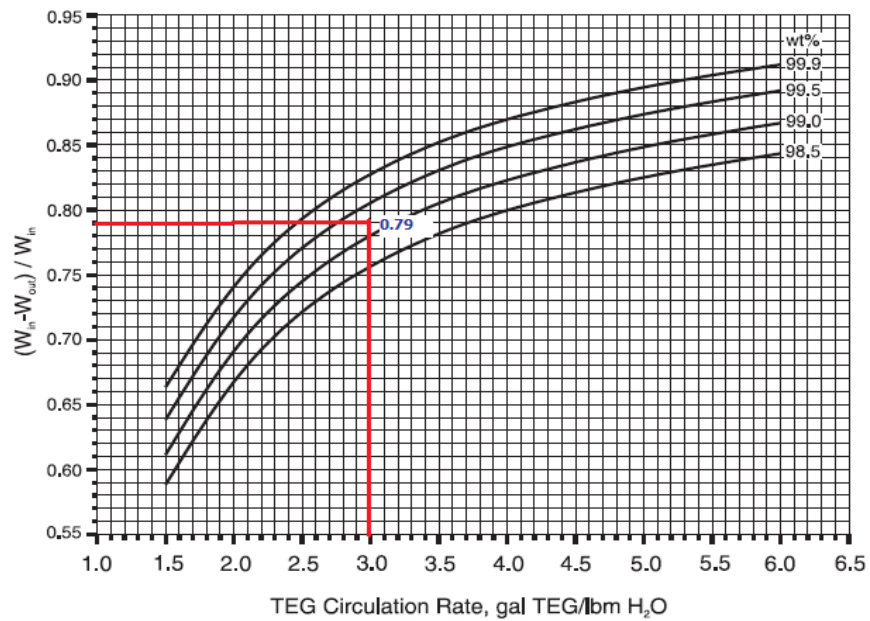
Se determina por las siguientes gráficas los platos teóricos que más se aproximen a la eficiencia calculada anteriormente y la tasa de de circulación de glicol/agua que se tomará será de 3 gal TEG/lb de agua a remover.

Figura 68. Eficiencia de la Torre para N = 1.5



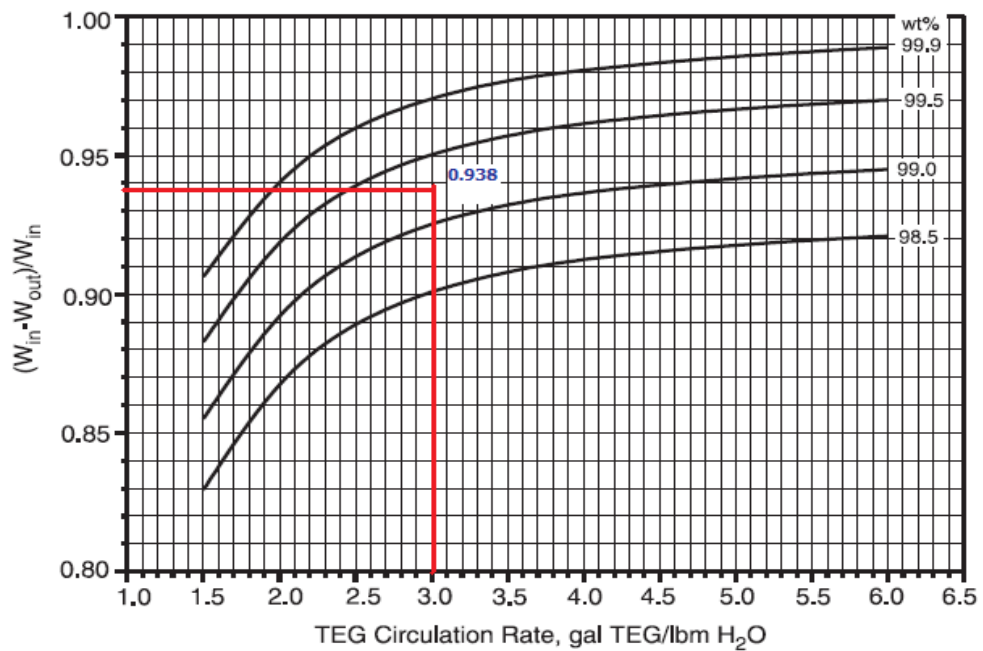
Fuente: GPSA 2004, sección 20.

Figura 69. Eficiencia de la Torre para N = 1



Fuente: GPSA 2004, sección 20.

Figura 70. Eficiencia de la Torre para N = 2



Fuente: GPSA 2004, sección 20.

Seleccionando de la gráfica para $N = 1.5$ (platos teóricos) y con una eficiencia del 0.898.

Teniendo en cuenta que la eficiencia de platos con cápsula de burbujeo es del 25%.

Platos Reales= $1.5/0.25$

#Platos Reales (N_r)= 6

A continuación se procede a determinar la tasa de circulación del TEG.

- Tasa de Circulación del TEG

$$Tasa_{TEG} = \frac{W_r * (TEG)}{60 \text{ min}}$$

$$Tasa_{TEG} = \frac{30.62 \left(\frac{lbH_2O}{hr} \right) * 3 \left(\frac{gal}{lbH_2O} \right)}{60 \text{ min}} = 1.52 \text{ gpm}_{TEG}$$

- Altura de la Torre

$$H_{torre} = (N_r - 1) * 2ft + 10ft$$

$$H_{torre} = (6 - 1) * 2ft + 10ft = 20ft$$

- Velocidad Permisible del Gas:

$$v = K \sqrt{\frac{\rho_{TEG} - \rho_{gas}}{\rho_{gas}}}$$

De la siguiente tabla se determina el valor de K.

Tabla 19. Constantes K y C para Empaques de Torres

Recommended Sizing Parameters for TEG Contactors

	K factor, ft/sec	C factor, ft/hr
Bubble Cap Trays		
20 inch spacing	0.14	504
24 inch spacing	0.16	576
30 inch spacing	0.17	612
Packing		
Structured	0.3 to 0.4*	1080-1440*
Random		
1 inch Pall rings	0.13 to 0.18	468-648
2 inch Pall rings	0.19 to 0.26	684-936
* Depending on packing density and vendor		

Fuente: GPSA 2004, sección 20.

$$v = 0.16 \sqrt{\frac{69.26 - 2.023}{2.023}} = 0.922 \text{ ft/seg}$$

- Diámetro de la Torre

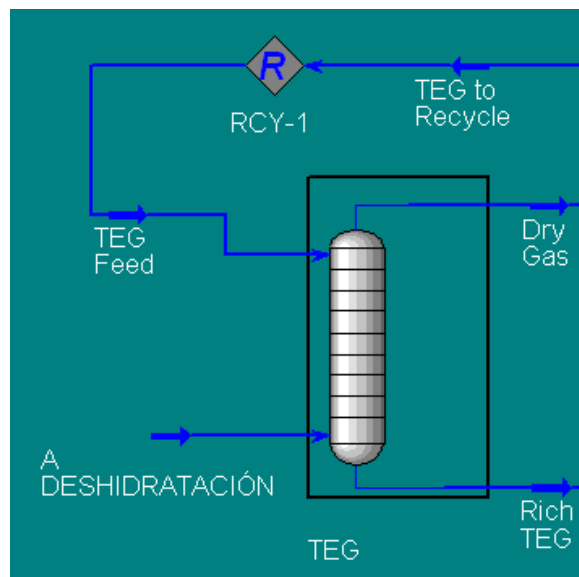
$$D = \sqrt{\frac{59.4 * Q_{gas} * Z * C}{P * v}}$$

$$D = \sqrt{\frac{59.4 * 18.37 * 0.8909 * 576}{512 * 0.922}} = 34.44 \text{ in} = 2.87 \text{ ft}$$

4.2.1 Simulación sistema de deshidratación. Los datos básicos para la simulación de los diferentes equipos se toman de los cálculos realizados en la sección anterior.

- **Torre de Contacto GAS – TEG.** Las corrientes provenientes del sistema de compresión ingresan a la torre de contacto Gas – TEG, la cual para la simulación se especifica de acuerdo a los cálculos de la sección anterior. En la figura siguiente se especifica la configuración de la torre de contacto.

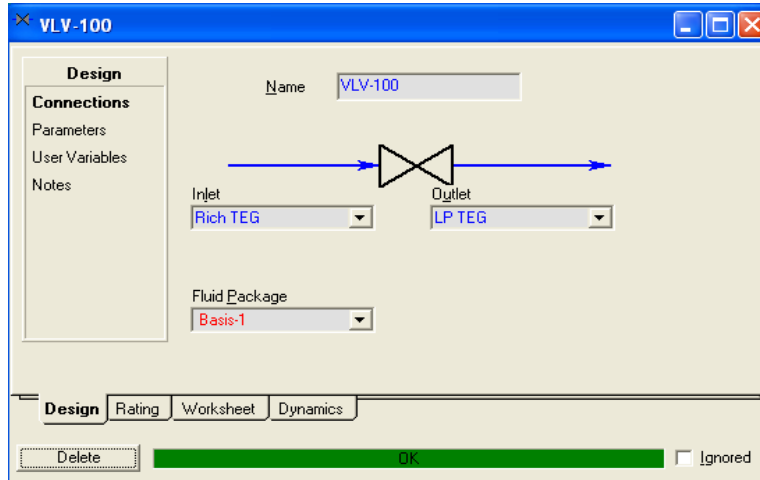
Figura 71. Configuración de la Torre de Contacto Gas – TEG



Fuente: Autor

- **Flasheo de la Corriente de TEG Rico.** La corriente de **RICH TEG** es flasheada a través de la válvula **VLV-100**, la reducción de presión es de aproximadamente 473 psi. La figura siguiente presenta la válvula totalmente especificada.

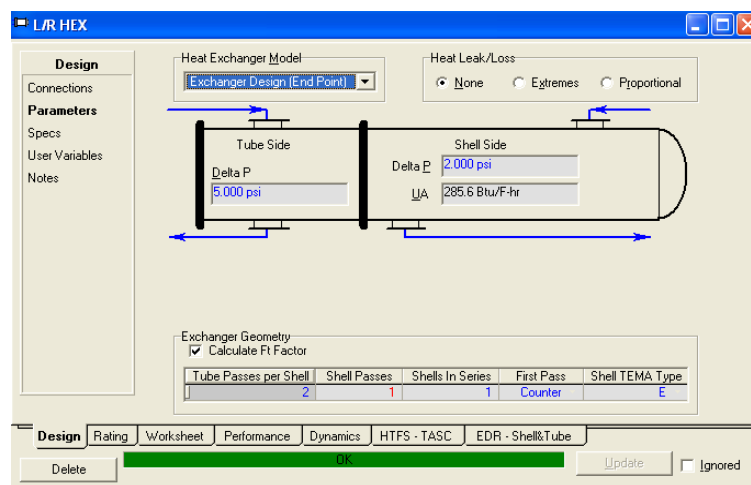
Figura 72. Válvula VLV-100 Totalmente Especificada



Fuente: Autor

- **Intercambiador de Calor L/R HEX.** Este intercambiador se encarga de calentar la corriente de Rich TEG que ingresará al regenerador, el intercambio de temperatura se realiza con la corriente que sale de este mismo equipo. La corriente de Rich TEG ingresa al intercambiador a una temperatura de 118 °F y sale a 250 °F. A continuación se presenta la simulación del componente.

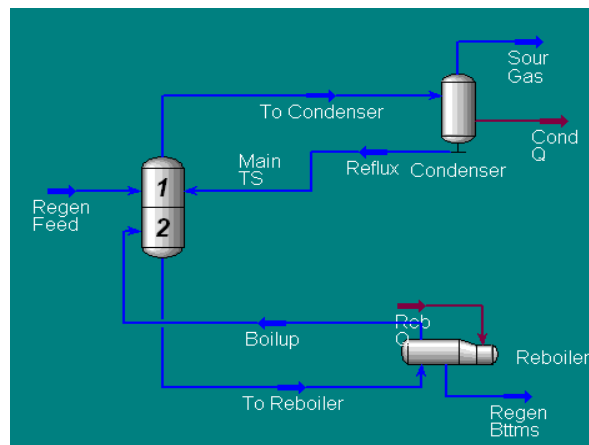
Figura 73. Simulación del Intercambiador de Calor L/R HEX



Fuente: Autor

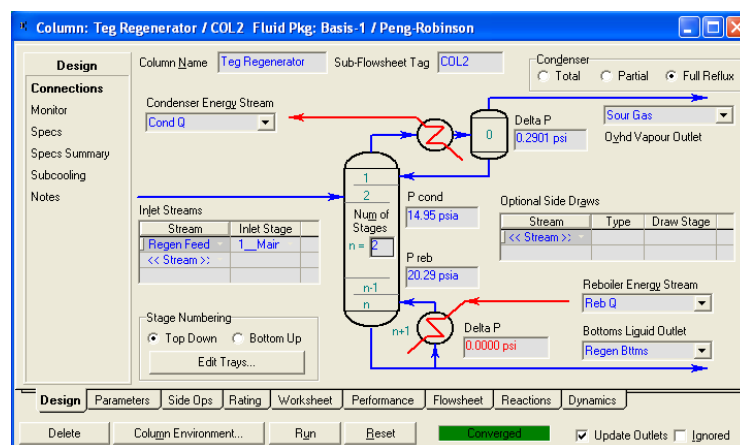
- **Unidad Regeneradora de Glicol – TEG.** La Unidad regeneradora de TEG se debe simular como una columna de destilación. Esta unidad consiste en un condensador, un rehervidor y una etapa ideal. Las siguientes figuras presentan la configuración del componente para la simulación

Figura 74. Configuración para la simulación del Regenerador de TEG



Fuente: Autor

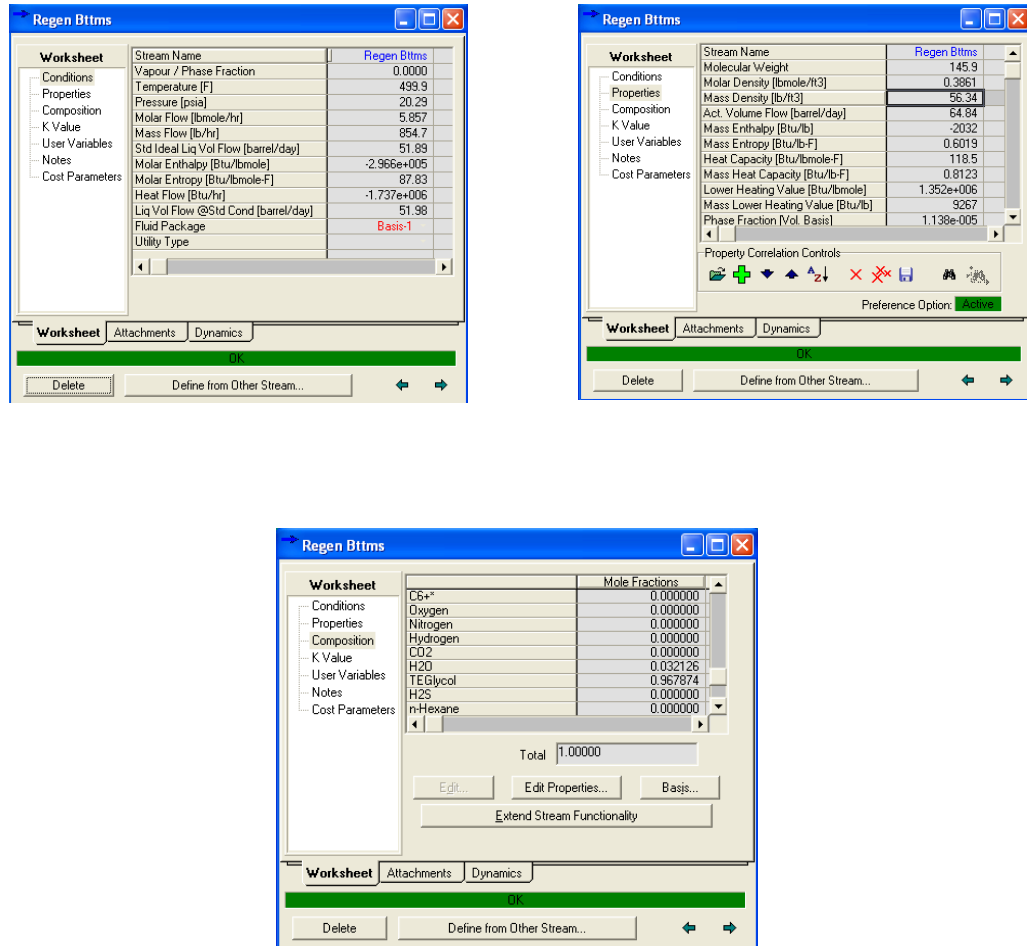
Figura 75. Simulación de la Unidad Regeneradora de Glicol



Fuente: Autor

Las condiciones, propiedades y composición de la corriente de TEG regenerada (Regen Bttms), se presenta a continuación.

Figura 76. Condiciones, Propiedades y Composición de la Corriente de TEG Regenerada

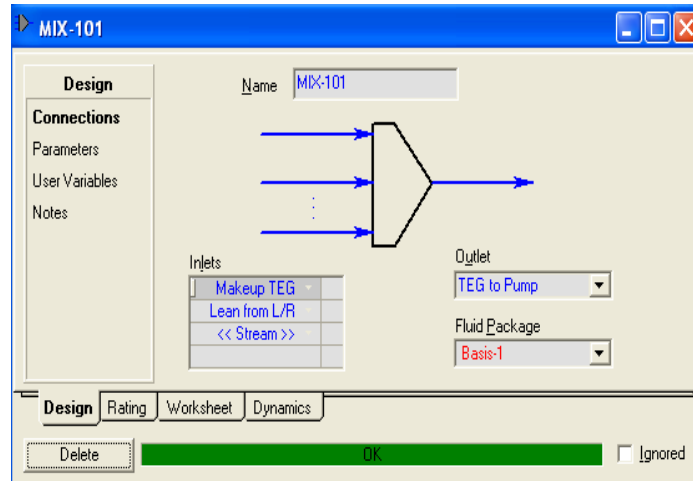


Fuente: Autor

- **Mezclador Mixer MIX – 101.** El TEG se pierde a lo largo del proceso en pequeñas cantidades, por lo cual se requiere de una corriente de restitución (**makeup**) para asegurar el sostenimiento del balance de materia. La cantidad

de TEG que se debe restituir para este caso es de 1.846 lbs/hr. A continuación se presenta la configuración del mezclador.

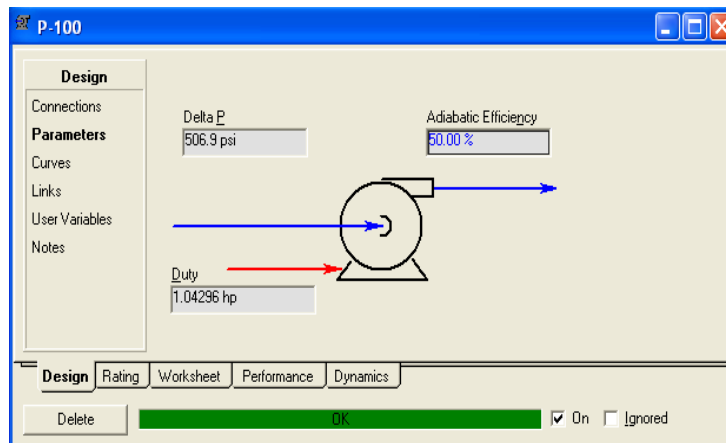
Figura 77. Configuración para la simulación del Mezclador MIX – 101



Fuente: Autor

- **Configuración de la Bomba.** Es necesario instalar una bomba para elevar la presión del TEG previo a su ingreso a la torre de contacto. Esta toma el TEG de 15.29 psia y lo descarga a 522.2 psia. A continuación se presenta la configuración de la bomba para la simulación.

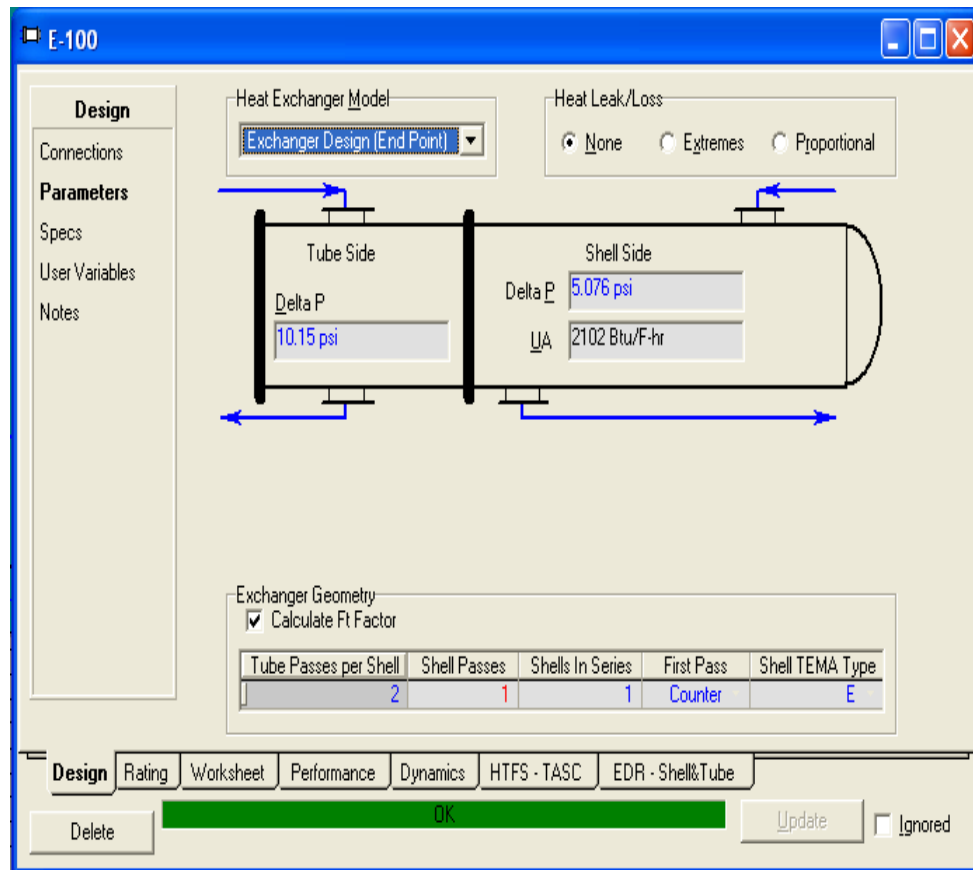
Figura 78. Configuración de la Bomba P-100 para la simulación



Fuente: Autor

- **Intercambiador de Calor TEG – Gas Seco.** Se debe adicionar un segundo intercambiador de calor para enfriar el TEG que retorna a la torre de contacto. La corriente de TEG ingresa al intercambiador a una temperatura de 391 °F y sale a 122 °F. A continuación se presenta la simulación del componente.

Figura 79. Simulación del Intercambiador de Calor E-100



Fuente: Autor

4.2.2. Especificaciones Generales del Sistema de Deshidratación. A continuación se presenta las principales características de la Unidad de Deshidratación con TEG:

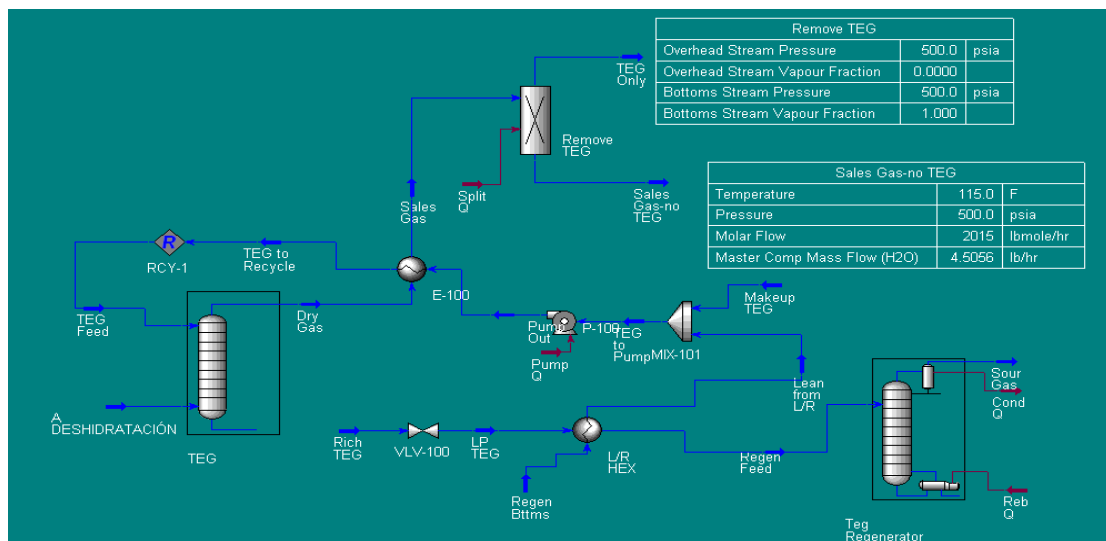
Tabla 20. Especificaciones de la Unidad de Deshidratación

GENERAL		Flujo de TEG	5.866 lbmol/hr
		Reposición de TEG	1.846 lbs/hr
INTERCAMBIADOR DE CALOR L/R HEX		Temperatura de Entrada de TEG	118 °F
		Temperatura de Salida del TEG	250 °F
INTERCAMBIADOR DE CALOR E - 100		Temperatura de Entrada de TEG	391 °F
		Temperatura de Salida de TEG	122 °F
VALVULA FLASHEO		Caída de Presión	473 psi
		Fracción de Vapor Formada	0.0184
BOMBA		Delta P	506.9 psi
		Potencia	1.05 hp
TORRE CONTACTO DE		Numero de Platos	2
		Altura de la Torre	20 ft
		Diámetro de la Torre	2.87 ft

Fuente: Autor

La figura siguiente presenta la configuración final de la Unidad de Deshidratación con TEG, para una corriente de 18.37 MMPCSD de gas.

Figura 80. Configuración Final de la Unidad de Deshidratación con TEG



Fuente: Autor

En la figura se observa la cantidad de agua en la corriente de Gas, la cual posee 4.5056 lb/hr y que corresponde a 5.89 MMSCF cumpliendo con las exigencias iniciales del diseño.

4.3 Análisis económico de mejoras Planta de Proceso El Centro.

4.3.1 Costos de compresión.

Tomando como regla de la mano derecha una relación entre costo-caballo de fuerza de 2000 US\$/hp, del cual el 50% de dicho valor corresponde al valor del equipo y el otro 50% al costo de la instalación, además, considerando los cálculos obtenidos del software HYSYS, donde el requerimiento de compresión para la optimización de la Planta Compresora ELC es de 893.6 hp (aprox. 900hp), se tiene:

$$\text{Costo (10}^6 \text{ US \$)} = 2000 (900\text{hp}) = 1.8 \text{ MM US\$}$$

Con un equipo actuando como principal y otro como relevo, se tiene que el costo de los equipos instalados en sitio es de 3.6 MM US \$.

De acuerdo al libro Fundamentos de Procesamiento del Gas Natural (Fundamentals of Natural Gas Processing) de los autores Arthur J. Kidnay y William R. Parrish, página 323, se pueden hacer las siguientes consideraciones:

Tabla 21. Distribución aproximada de costos por Componentes de Facilidades de Procesamiento de Gas

Aporte en Costos del componente	% del Costo Total	
	Recuperación de NGL	Deshidratación, Tratamiento de Aminas, Endulzamiento
Bombas, compresores, etc.	20%	20%
Motores y maquinaria eléctrica	5%	10%
Motores de combustión interna	15%	0%
Instrumentos	5%	5%
Intercambiadores de calor	10%	15%
Equipo misceláneo (promedio)	5%	5%
Materiales	15%	20%
Mano de obra	25%	25%

Fuente: Tannehill (2005)

Es importante tener en cuenta que la tabla 21 fue elaborada considerando las siguientes suposiciones:

Tabla 22. Premisas y suposiciones para los datos de Costo de Capital

Costo incluye	Costo excluye
Entrega del equipo en el golfo de México	Obras civiles de construcción de bases
Costos asociados directamente con el proceso	Costos no asociados directamente con el proceso
Arranque y operación durante dos meses	Entrenamiento y re-entrenamiento en sitio
Suministro inicial y mínimo de repuestos	Costos de alojamiento y oficina
Impuesto de ventas	Interés sobre inversión durante la construcción
Imprevistos del 10%	Costos de construcción y de anclajes
Aplica únicamente para facilidades nuevas	

Fuente: Tannehill (2000)

Para los equipos y labores asociados al sistema de compresión obtenido a partir de los cálculos de HYSYS tomando como base un único compresor para los sistemas asociados se obtienen los siguientes valores:

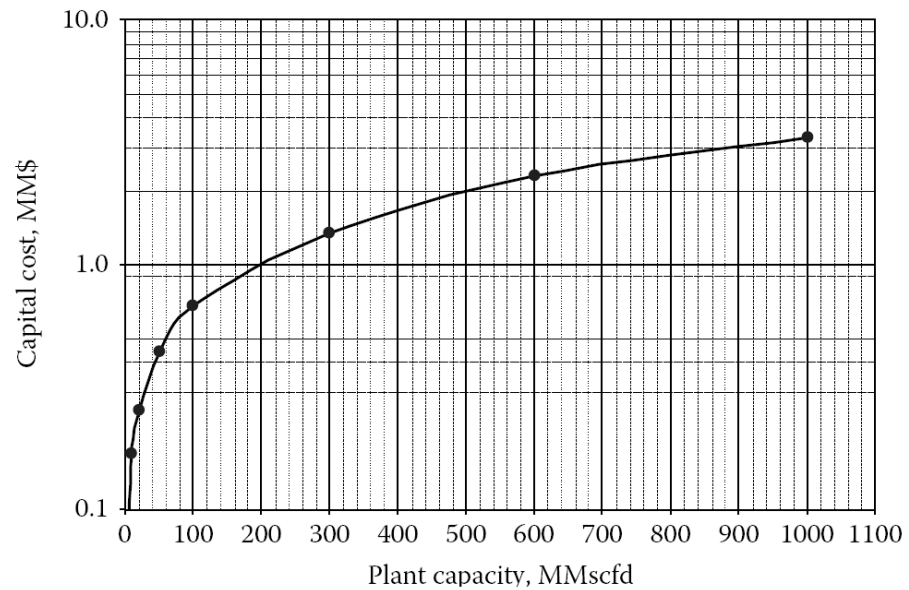
Tabla 23. Costo estimado de equipos para recuperación de productos

Equipo requerido	Recuperación de NGL	Unidades	Precio en US dólares
Bombas, compresores, etc.	20%	2	3,600,000
Motores y maquinaria eléctrica	5%	Global	900,000
Motores de combustión interna	Incluido en el Vlr. del compresor	-	
Instrumentos	5%	Global	450,000
Intercambiadores de calor	10%	Global	450,000
Equipo misceláneo (promedio)	5%	Global	450,000
Materiales	15%	Global	1,350,000
Mano de obra	25%	Global	2,250,000
		Subtotal	9,450,000

Fuente: Fundamentos de Procesamiento del Gas, KIDNAY Arthur J., Parrish William

4.3.2 Costos de deshidratación. Para plantas de procesamiento de gas natural puede considerarse para el análisis de costos referentes a la deshidratación de gas natural con Trietilen Glicol la gráfica 1, tomada del libro de Fundamentos de Procesamiento del Gas, de KIDNAY Arthur J., Parrish William donde se tiene:

Figura 81. Costo capital de Deshidratación TEG en 1999



Fuente: Fundamentos de Procesamiento del Gas, KIDNAY Arthur J., Parrish William

Para el flujo de 20 MMSCFD de la Planta de Proceso El Centro, se obtiene una lectura aproximada de 275 K US\$ de costo capital para la instalación de una nueva planta de glicol; a dólares de hoy esto arroja un valor 354 K US\$.

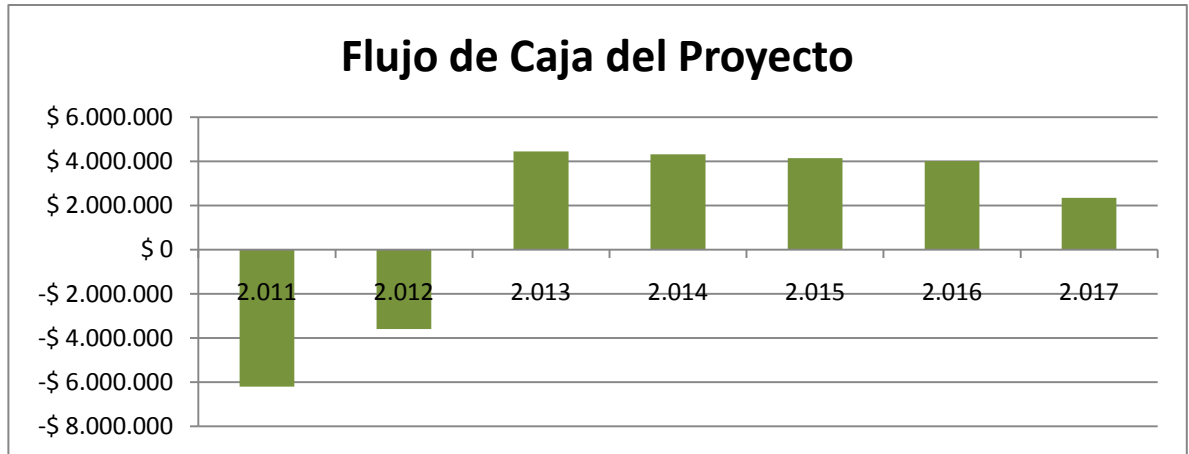
Tabla 24. Tiempo estimado de recuperación de la inversión

FORMATO COSTO DE CICLO DE VIDA DEL PROYECTO							
Descripción de la Inversión	2,011	2,012	2,013	2,014	2,015	2,016	2,017
	0	1	2	3	4	5	6
TRM	\$ 2,000	\$ 2,000	\$ 2,000	\$ 2,000	\$ 2,000	\$ 2,000	\$ 2,000
Precio gas (USD/MBTU)	4.5	4.5	4.5	4.5	4.5	4.5	4.5
GLP precio Refinería B/bermeja (\$ US/galón)	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3
TMR (Propia)	12.0%						
FASE DEL PROYECTO	0						
Inversiones en USD (por equipo)							
Suministro							
Bombas, compresores, etc.	-\$ 3,600,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Motores y maquinaria eléctrica	-\$ 900,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Instrumentos	-\$ 450,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Intercambiadores de calor	-\$ 450,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Equipo misceláneo (promedio)	-\$ 450,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Planta de glicol	-\$ 354,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Montaje							
Materiales	\$ 0	-\$ 1,350,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Mano de obra	\$ 0	-\$ 2,250,000	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0
Mantenimiento							
Mantenimiento anual	\$ 0	\$ 0	-\$ 220,200	-\$ 352,320	-\$ 528,480	-\$ 660,600	-\$ 132,120
Overhaul	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	\$ 0	-\$ 1,761,600
Ingresos	\$ 0	\$ 0	\$ 4,667,485	\$ 4,667,485	\$ 4,667,485	\$ 4,667,485	\$ 4,243,168
Flujo de Caja	-\$ 6,204,000	-\$ 3,600,000	\$ 4,447,285	\$ 4,315,165	\$ 4,139,005	\$ 4,006,885	\$ 2,349,448
VPN del proyecto	\$ 3,292,842						
TIR	23%						

Fuente: Autor

A continuación se grafica el Flujo de Caja de las inversiones a realizar.

Figura 82. Flujo de Caja del Proyecto



Fuente: Autor

Para el cálculo del Flujo de Caja se realizaron las siguientes suposiciones:

- Producción constante a los largo del ejercicio (no hay declinación ni incremento de la producción).
- No varían los precios del gas ni de los productos blancos.
- Para los mantenimientos se considera para cada año porcentajes de 5%, 8%, 12% y 15 % del valor de los equipos.
- Para los mantenimientos mayores (overhaul) de cada cinco años se considera un valor del 40% de los equipos y un mantenimiento adicional del 3%
- Para los mantenimientos anuales se consideró una pérdida de producción de un mes
- Para los mantenimientos mayores (overhaul) (cada 5 años) se estimó una pérdida de producción de dos meses.

El ejercicio de Flujo de Caja para el caso IV arroja un Valor Presente Neto mayor o igual a cero, lo cual indica que el proyecto es conveniente porque *genera un beneficio adicional al que generan las oportunidades convencionales de la empresa*³³. Adicionalmente se calculó la TIR obteniendo un valor del 23%, cifra que corresponde a la rentabilidad de los fondos que se encuentran invertidos en el proyecto y mayor a la propuesta como proyecto la cual está estimada en el 12%. Finalmente, se observa que el Flujo de Caja sería positivo a partir del segundo año de hecha la inversión.

³³ SERRANO Rodríguez Javier, Matemáticas financieras y Evaluación de Proyectos (Septiembre 2005), P. 60

4 CONCLUSIONES

- De los casos de estudio desarrollados buscando las alternativas de mejora en la eficiencia de recuperación de productos pesados en el tratamiento del Gas en la Planta de Proceso de El Centro, se estableció que la opción para una mayor recuperación de productos blancos corresponde a la de enfriar las corrientes de Gas Rico y Aceite Pobre que alimentan la Torre Absorbedora C1. Con la implementación de esta alternativa se obtendrían ganancias anuales adicionales de \$10.183.603.283 (pesos).
- Las temperaturas óptimas de enfriamiento del Gas Rico y Aceite Pobre se fijaron simulando un intervalo de temperaturas de estas corrientes de alimentación y determinando en qué temperatura se obtiene la menor cantidad de las fracciones de los productos más pesados por la corriente de tope de la Absorbedora C1. Bajo este criterio se fijo la temperatura del Gas Rico en 10 °F y del Aceite Pobre en 50°F.
- Para garantizar el enfriamiento de las corrientes de alimentación a la Torre Absorbedora C1, fue necesario diseñar un sistema de refrigeración mecánico, que utiliza como medio enfriante propano. Este sistema permite mantener las temperaturas óptimas para el enfriamiento.
- Las corrientes de Gas que ingresan a la Planta de Proceso presentan una cantidad significativa de agua, para mitigar esta condición se diseño una Unidad de Deshidratación con TEG. Con la planta modelada se obtuvo un producto con contenido de agua bajo condiciones RUT (agua < 6lbs/MMSCF). Adicionalmente, con el retiro del agua se espera que las variables del proceso sean más estables así como un mejor comportamiento en la integridad de los equipos que componen la Planta de Proceso.

- Respecto al análisis financiero efectuado, se concluye la viabilidad de ejecutar el proyecto de optimización de la Planta de Proceso al obtener un Valor Presente Neto positivo para el ejercicio de Flujo de Caja. La Tasa Interna de Retorno para el análisis realizado fue del 23%, valor mayor a la tasa propuesta para el proyecto, la cual fue estipulada en un 12%.
- La cantidad de aceite pobre que circula en el proceso corresponde a la cantidad exigida en el diseño de la planta y coincide con la cantidad teórica del utilizado en la simulación. Ejecutando las mejoras propuestas se espera una disminución en la cantidad de aceite de restitución ya que las pérdidas por arrastre disminuirán en el momento en que el proceso sea más estable.
- Al simular en Hysys las corrientes del proceso y los equipos usados, se obtienen resultados aproximados a las condiciones reales, siempre y cuando las estimaciones que se realicen sean lo más ajustadas posibles a la realidad. Para el presente trabajo los resultados obtenidos se consideran acertados comparados con los valores actuales de operación de la planta de proceso; en el presente caso se considera un porcentaje de error menor al 8% entre las condiciones actuales simuladas y las condiciones actuales de operación. Los errores son inducidos por la inestabilidad de los procesos reales.
- Para la ejecución del presente trabajo de monografía fue indispensable la aplicación de los conocimientos adquiridos en los cursos de Propiedades físico-químicas y termodinámicas del gas natural, Operaciones básicas de proceso, Transferencia de calor, Destilación y absorción, Diseño y Operación de unidades de tratamiento y Procesamiento de gas (separación, deshidratación), Diseño asistido por Computador, Compresión de Gas, Mantenimiento y Operación de compresores y Administración del Gas, por esto, los conocimientos adquiridos durante el curso de la especialización fueron fortalecidos en el desarrollo de la presente monografía.

BIBLIOGRAFÍA

- Arthur J. Kidnay and William R. Parrish, Fundamentals of Natural Gas Processing (2006)
- Comisión Reguladora de Energía y Gas, Resolución 054 de 2007, Ministerio de Minas y Energía, República de Colombia.
- Deivis Andersson, Castrillón Andrade. Manual de operaciones de la Planta de Proceso del Gas de El Centro (Marzo 2006).
- ENGINEERING DATA BOOK, Gas Processors Suppliers Association - GPSA, 2004
- Ken Arnold and Maurice Stewart, Surface Production Operations, Design of Gas-Handling Systems and Facilities, Volumen 2, Second Edition.
- Latorre Chacón Ramón Leonardo, Mantenimiento y Operación de Compresores (Octubre 2008)
- Latorre Chacón Ramón Leonardo, Compresión de Gas (Septiembre 2008)
- Peña Velásquez Hermes, Diseño y Operación de Unidades de Procesamiento de Gas – Diseño Asistido por computador (Agosto 2008)
- SANTOS, Nicolás. DISEÑO Y OPERACIÓN DE UNIDADES DE TRATAMIENTO Y PROCESAMIENTO DE GAS (Julio 2008).
- SANTOS, Nicolás. Operaciones Básicas de Procesos, Transferencia e intercambiadores de calos (Mayo 2009).

- Santos Santos, Nicolás. Tecnología del Gas Natural.
- Serrano Rodríguez Javier, Matemáticas financieras y Evaluación de Proyectos (Septiembre 2005)
- www.ecopetrol.com.co
- www.unctad.org/infocomm/espagnol/gas/cadena.htm
- www.gas-training.com/demos