

Información Importante

La Universidad de La Sabana informa que el(los) autor(es) ha(n) autorizado a usuarios internos y externos de la institución a consultar el contenido de este documento a través del Catálogo en línea de la Biblioteca y el Repositorio Institucional en la página Web de la Biblioteca, así como en las redes de información del país y del exterior con las cuales tenga convenio la Universidad de La Sabana.

Se permite la consulta a los usuarios interesados en el contenido de este documento para todos los usos que tengan finalidad académica, nunca para usos comerciales, siempre y cuando mediante la correspondiente cita bibliográfica se le de crédito al documento y a su autor.

De conformidad con lo establecido en el artículo 30 de la Ley 23 de 1982 y el artículo 11 de la Decisión Andina 351 de 1993, La Universidad de La Sabana informa que los derechos sobre los documentos son propiedad de los autores y tienen sobre su obra, entre otros, los derechos morales a que hacen referencia los mencionados artículos.

BIBLIOTECA OCTAVIO ARIZMENDI POSADA
UNIVERSIDAD DE LA SABANA
Chía - Cundinamarca

DISEÑO Y OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO QUÍMICO DE UNA PLANTA DE GAS EXISTENTE PARA MEJORAR LA PRODUCCIÓN DE NAFTA

Adriana María Mesa Gómez



Universidad de La Sabana

Facultad de Ingeniería

Maestría en Diseño y Gestión de Procesos - Énfasis Procesos Químicos

Chía, Cundinamarca

2015

DISEÑO Y OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO QUÍMICO DE UNA PLANTA DE GAS EXISTENTE PARA MEJORAR LA PRODUCCIÓN DE NAFTA

Adriana María Mesa Gómez

Tesis de maestría presentada como requisito parcial para optar por el título de Magister en Diseño y Gestión de Procesos, énfasis en Procesos Químicos

Director

Manuel Fernando Valero Valdivieso., Doctor en Ingeniería Química.



Universidad de La Sabana

Facultad de Ingeniería

Maestría en Diseño y Gestión de Procesos - Énfasis Procesos Químicos

Chía, Cundinamarca

2015

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer a todas las personas que de alguna manera, directa e indirectamente, hicieron posible el desarrollo de este trabajo.

Primero deseo agradecer a mi director de Tesis, el Dr. Manuel Fernando Valero Valdivieso, por su apoyo y aportes siempre precisos, los cuales me permitieron desarrollar aspectos de mi formación en el área de investigación. Sé que la experiencia adquirida durante mi trabajo de grado bajo su tutoría ha enriquecido de manera inigualable mi formación profesional.

A los profesores de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de La Sabana, quienes han contribuido a mi formación académica.

A la Universidad de La Sabana por brindarme las herramientas y los espacios para llevar a cabo este proyecto de investigación y poder culminarlo de manera exitosa.

Finalmente, y no menos importante, quiero agradecer a mi familia Mesa Gómez por su apoyo constante e incondicional, a mi hijo Daniel Felipe por convertirse en el pilar de mi vida y mi motivación diaria. A Daniel, porque más que mi esposo es mi amigo, mi compañero y mi equipo de trabajo.

DEDICATORIA

*A mis padres, quienes me enseñaron el camino.
A mi hijo, quien me brindó la fuerza para seguirlo.
A Daniel por su constante apoyo y motivación para seguir adelante.*

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
1. ENTORNO DEL PROBLEMA	22
2. JUSTIFICACIÓN	23
3. OBJETIVOS	24
3.1. OBJETIVO GENERAL	24
3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	24
4. REVISIÓN DE ANTECEDENTES	25
5. MARCO TEÓRICO	34
6. DISEÑO METODOLÓGICO	40
6.1. TIPO DE ESTUDIO	40
6.2. HIPÓTESIS	40
6.3. VARIABLES	40
6.4. METODOLOGÍA	41
6.5. PROCEDIMIENTOS	42
7. CAPACIDAD DE TRATAMIENTO ACTUAL	43
7.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	43
7.2. DEFINICIÓN DE INDICADORES DE CAPACIDAD DEL PROCESO	48
7.2.1. Fracción de productos en la corriente de gas	48

7.2.2. Rendimiento de productos	49
7.2.3. Recuperación de productos	49
8. SIMULACIÓN DE LA PLANTA	50
8.1. MODELO TERMODINÁMICO	50
8.2. SIMULACIÓN Y ANÁLISIS	53
9. CAPACIDAD MÁXIMA DE RECOBRO DE NAFTA	61
9.1. ETAPA DE COMPRESIÓN	61
9.1.1. Análisis de sensibilidad: presión de entrada del gas	61
9.1.2. Cambios a nivel de infraestructura	65
9.1.3. Cambios operacionales	94
9.1.4. Resultados obtenidos	95
9.2. ETAPA DE ENFRIAMIENTO	97
9.2.1. Puesta en marcha del Air Cooler AC-004	97
9.2.2. Análisis de sensibilidad: Temperatura de operación de la corriente de entrada de la vasija fría V-005	97
9.2.3. Cambios a nivel de infraestructura	99
9.2.4. Cambios operacionales-	99
9.2.5. Resultados obtenidos	99
9.3. ETAPA DE SEPARACIÓN	102
9.3.1. Análisis de sensibilidad: Capacidad de Air Cooler AC-005	103
9.3.2. Cambios a nivel de infraestructura	106
9.3.3. Cambios operacionales	106
9.3.4. Análisis de sensibilidad: relación de reflujo torre estabilizadora T-002	107
9.3.5. Optimización torre estabilizadora T-002	112

9.3.6. Cambios a nivel de infraestructura	120
9.3.7. Cambios operacionales	121
9.3.8. Resultados obtenidos	121
10. INTEGRACIÓN DEL PROCESO	127
11. ANÁLISIS DE RESULTADOS	131
12. NOVEDAD CIENTÍFICA	135
13. CONCLUSIONES	137
14. RECOMENDACIONES PARA TRABAJO POSTERIOR	138
15. REFERENCIAS	139
ANEXOS	147

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Resumen de la búsqueda realizada	27
Tabla 2. Resultados de la búsqueda realizada	28
Tabla 3. Componentes del gas asociado a aceite combustible	34
Tabla 4. Variables por objetivos	40
Tabla 5. Resultado de cromatografía de gases para la caracterización por composición del gas de entrada (base seca)	53
Tabla 6. Condiciones de entrada del gas a la planta	54
Tabla 7. Composición del gas de entrada en base húmeda	54
Tabla 8. Condiciones de las principales corrientes de salida del proceso en las condiciones actuales de operación	55
Tabla 9. Composición de los productos de la planta en las condiciones actuales de operación (por simulación)	56
Tabla 10. Composición de Fuel Gas y GLP según promedio de reportes de cromatografías in situ	57
Tabla 11. Comparación de composiciones reales vs composiciones de simulación	57
Tabla 12. Balance de masa general de la planta de gas a condiciones actuales de operación	58
Tabla 13. Composición de la corriente de fondos del separador V-001	59
Tabla 14. Balance de masa de los compuestos clave definidos (i-Butano, n-Butano, i-Pentano, n-Pentano) bajo las actuales condiciones de operación de la planta	59
Tabla 15. Recuperación y rendimiento de productos en función a la presión de entrada del gas	62

Tabla 16. Composición de agua en la corriente de Nafta en función a la presión de entrada del gas	63
Tabla 17. Composición de agua en la corriente C2 en función a la presión de entrada del gas	64
Tabla 18. Composición salida de hidrocarburos pesados del separador trifásico en función de la presión de entrada del gas	67
Tabla 19. Flujos máxicos en la corriente de entrada al separador trifásico	68
Tabla 20. Tiempos de retención para aceites en separadores trifásicos	71
Tabla 21. Condiciones de proceso	71
Tabla 22. Propiedades de los fluidos	72
Tabla 23. Geometría del separador trifásico vertical V-100 A/B	77
Tabla 24. Datos de proceso de la bomba P-100 A/B	82
Tabla 25. Datos de proceso en la succión de la bomba P-100 A/B	83
Tabla 26. Datos de proceso en la descarga de la bomba P-100 A/B	88
Tabla 27. Especificaciones de la bomba P-100 A/B	94
Tabla 28. Composición de las corrientes de salida del separador trifásico vertical V-100 A/B	95
Tabla 29. Comparación de indicadores de proceso - etapa de compresión	96
Tabla 30. Comparación de indicadores de proceso Nafta - etapa de compresión	96
Tabla 31. Balance de masa general del proceso a varias temperaturas de operación del separador V-005	98
Tabla 32. Composición de la corriente de Nafta con variaciones en etapa de enfriamiento	98
Tabla 33. Composición de las corrientes de salida de la vasija fría V-005	100
Tabla 34. Comparación de indicadores de proceso - etapa de enfriamiento	101
Tabla 35. Comparación de indicadores de proceso Nafta - etapa de enfriamiento	102

Tabla 36. Balance de masa general del proceso a varias fracciones de vapor en la corriente de salida del AC-005	103
Tabla 37. Composición de la corriente de GLP en función de la fracción de vapor a la salida del AC-005	104
Tabla 38. Composición de la corriente de Nafta en función de la fracción de vapor a la salida del AC-005	105
Tabla 39. Indicadores de proceso - etapa de separación (AC-005)	107
Tabla 40. Indicadores de proceso Nafta - etapa de enfriamiento (AC-005)	107
Tabla 41. Recuperación y rendimiento de productos en función a la relación de reflujo de la torre T-002	108
Tabla 42. Composición de la corriente de GLP en función de la relación de reflujo de la T-002	109
Tabla 43. Composición de la corriente de Nafta en función de la relación de reflujo de la T-002	110
Tabla 44. Balance de masa general del proceso a varias relaciones de reflujo en la torre T-002	111
Tabla 45. Valores iniciales de variables de optimización	116
Tabla 46. Inicializaciones de optimización	116
Tabla 47. Valores óptimos de variables de optimización	117
Tabla 48. Composición de las corrientes de GLP y Nafta con variables de operación optimizadas en la T-002	118
Tabla 49. Comparación de indicadores de proceso – optimización T-002	119
Tabla 50. Comparación de indicadores de proceso Nafta – optimización T-002	119
Tabla 51. Especificaciones torre empacada T-002	120
Tabla 52. Variación del HETP en el empaque de la torre estabilizadora T-002	120
Tabla 53. Composición de las corrientes de GLP y Nafta con variables de T-002 optimizadas y empaque Pall ring metálico de 1" y HETP = 0.5 ft	122

Tabla 54. Geometría del separador trifásico horizontal V-200	123
Tabla 55. Composición de las corrientes de GLP, Nafta y fondo del separador V-200 con cambios en la etapa de separación y purificación de Nafta	124
Tabla 56. Comparación de indicadores de proceso – etapa de separación	125
Tabla 57. Comparación de indicadores de proceso Nafta – etapa de separación	125
Tabla 58. Resumen de resultados por etapa de proceso	127
Tabla 59. Balance de masa general del proceso integrado	127
Tabla 60. Composición de las corrientes de Fuel Gas, GLP y Nafta del proceso integrado	128
Tabla 61. Comparación de indicadores de proceso – proceso integrado	129
Tabla 62. Comparación de indicadores de proceso Nafta – proceso integrado	129
Tabla 63. Flujo volumétrico recuperado por etapa del proceso	133
Tabla 64. Flujo recuperado	134
Tabla 65. Hallazgos de literatura consultada	135

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Ranking de tipos de procesos químicos encontrados en la literatura	30
Figura 2. Tipos de fluidos involucrados en los procesos químicos encontrados en la literatura	31
Figura 3. Software de simulación de procesos usados en la literatura encontrada	32
Figura 4. Producción de artículos científicos en el tiempo	33
Figura 5. Diagrama de bloques del proceso de una planta de gas	35
Figura 6. Metodología general	41
Figura 7. Diagrama de flujo de proceso general de la planta de gas	43
Figura 8. Esquema de la etapa compresión del gas	45
Figura 9. Esquema de la etapa de enfriamiento del gas	46
Figura 10. Esquema del ciclo de refrigeración con propano	46
Figura 11. Esquema del subsistema de la torre de-etanizadora	47
Figura 12. Esquema del subsistema la torre estabilizadora	48
Figura 13. Árbol de decisión 1 para la selección de modelo termodinámico	50
Figura 14. Árbol de decisión 2 para la selección de modelo termodinámico	51
Figura 15. Porcentaje de recuperación de GLP y Nafta según la presión de entrada del gas	62
Figura 16. Contenido de agua en las corrientes de Nafta y C2 en función a la presión de entrada del Gas	64

Figura 17. Esquema de la etapa de recibo y acondicionamiento del gas con modificaciones	65
Figura 18. Esquema de un separador vertical de tres fases con control de nivel de interfase	69
Figura 19. Longitud costura - costura aproximada para un separador de tres fases	76
Figura 20. Relación esbeltez – diámetro del separador trifásico pre-dimensionado	77
Figura 21. Guía de selección de bombas	81
Figura 22. Curva de bomba centrífuga multietapas preseleccionada	93
Figura 23. Esquema de la etapa de enfriamiento con modificaciones	101
Figura 24. Porcentaje de recuperación de GLP y Nafta en función de la fracción de vapor en la corriente de salida del Air Cooler AC-005	103
Figura 25. Porcentaje de recuperación de GLP y Nafta en función la relación de reflujo en la T-002	109
Figura 26. Esquema del proceso de la T-002 a optimizar	113
Figura 27. Comparación de recuperación de Nafta respecto al HETP del empaque de la T-002	121
Figura 28. Esquema de la etapa de separación con modificaciones	123
Figura 29. Esquema de modificaciones para purificación de Nafta	124
Figura 30. Comparación porcentaje de recuperación de Nafta	131
Figura 31. Comparación porcentaje de rendimiento de Nafta	132
Figura 32. Comparación porcentaje molar (pureza) de productos recuperados	133
Figura 33. Comparación porcentaje de recuperación de productos	134

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO 1. Datos de entrada y tratamiento de datos	148
ANEXO 2. Especificaciones técnicas equipos de proceso	154
ANEXO 3. Diagramas de flujo simulación en Aspen HYSYS® - condición actual de la planta de gas	167
ANEXO 4. Dimensionamiento separador trifásico V-200	173
ANEXO 5. Diagramas de flujo simulación en Aspen HYSYS® - proceso optimizado de la planta de gas	184

GLOSARIO

Aguas abajo: se utiliza para indicar a los procesos posteriores al proceso de estudio y que de alguna manera se van a ver influenciados o "alimentados" por este.

Aguas arriba: se utiliza para indicar a los procesos que ocurren previos al proceso de estudio y que de alguna manera influyen en el o lo "alimentan".

Aspen HYSYS: Sistema integral de modelado de procesos utilizado por los principales productores mundiales de petróleo y gas, refinerías y empresas de ingeniería para optimizar el diseño de procesos y operaciones. Aspen HYSYS es un elemento central de AspenONE Aspen Tech que son aplicaciones de ingeniería. Cabe destacar que anteriormente se denominaba HYSYS y pertenecía a Hyprotech, pero en el año 2004 fue comprada por Aspen Tech y su denominación pasó a ser Aspen HYSYS.

Fuel gas: o gas combustible es un gas que en condiciones normales es gaseoso. Principalmente se compone de hidrocarburos (tales como etano, metano o propano), hidrógeno, monóxido de carbono, o mezclas de los mismos.

Gas natural: gas combustible que se encuentra en la naturaleza en reservas subterráneas en rocas porosas. Consiste en una mezcla de hidrocarburos, principalmente metano y otros más pesados.

GLP: es la mezcla de gases licuados presentes en el gas natural o disueltos en el petróleo. Los componentes del GLP, aunque a temperatura y presión ambientales son gases, son fáciles de licuar, de ahí su nombre. En la práctica, se puede decir que los GLP son una mezcla de propano y butano.

Líquidos de gas natural (NGLs): Es una mezcla de hidrocarburos más pesados que el metano (de mayor peso molecular) que se pueden extraer de forma líquida del gas natural. Estos líquidos son una valiosa fuente de componentes que pueden tener diversos usos en la industria petroquímica o como combustibles. En su composición predominan propano, butanos, pentanos y compuestos más pesados.

Nafta: Derivado del petróleo o del gas natural que generalmente se obtiene en las refinerías como parte del destilado. Se le conoce como gasolina natural y su composición va desde pentano hasta hidrocarburos más pesados.

NOMENCLATURA Y UNIDADES

A_D: Área seccional de la gota, ft²

API: Gravedad API del hidrocarburo

A_t: Área transversal de la línea, ft²

BPD: Barriles Por Día

BHP: Potencia al freno

C_D: Coeficiente de arrastre, adimensional

D: Diámetro elegido, in

d: Diámetro mínimo para llevar a cabo la separación de fases, in

D_{int}: Diámetro interno de la línea, ft

d_{mw}: Diámetro de partícula de agua a separar, μ

d_{mo}: Diámetro de partícula de hidrocarburo a separar, μ

ΔP: Pérdidas en la línea, psi

ΔP_D: Pérdidas variables a la descarga, psig

ΔP_{deq}: Pérdida de presión por equipos, psig

ΔP_{df}: Pérdida de presión por filtro, psig

ΔP_{dl}: Pérdida de presión por fricción, psig

ΔP_s: Pérdidas variables a la succión, psig

ΔP_{seq}: Pérdida de presión por equipos, psig

ΔP_{sf}: Pérdida de presión por filtro, psig

ΔP_{sl}: Pérdida de presión por fricción, psig

ρ : Densidad de la fase continua, lb/ft³

ρ_g : Densidad del gas, lb/ft³

ρ_o : Densidad del hidrocarburo, lb/ft³

ρ_w : Densidad del agua, lb/ft³

F_D : Fuerza de arrastre, lb_f

E: Rugosidad de la línea, ft

E_l : Eficiencia de la etapa n para la fase líquida

E_v : Eficiencia de la etapa n para la fase vapor

g: Gravedad, ft/s²

gpm: Galones Por Minuto

H_D : Cabeza estática a la descarga, ft

HETP: Height Equivalent to a Theoretical Plate

HHP: Potencia hidráulica

H_s : Cabeza estática en la succión, ft

$h_o + h_w$: Altura de fase aceitosa más altura de fase acuosa, in

$L_{\text{accesorios}}$: Longitud equivalente de accesorios, ft

L_{eq} : Longitud equivalente, ft

L_l : Longitud de la línea, ft

L_{ss} : Longitud de costura elegida, ft

MMSCFD: Millones de Pies Cúbicos Estándar Por Día

μ : Viscosidad de la fase continua, cP

μ_o : Viscosidad del hidrocarburo, cP

μ_g : Viscosidad del gas, cP

n: Número de etapa de la torre

N: número de monitoreos del compuesto analizado

NGL: Líquidos de Gas Natural

NLP: Nonlinear Programming – Programación no Lineal

P: Presión, psig

P_{atm}: Presión atmosférica, psia

P_c: Presión crítica, psig

P_{Den}: Presión en el punto de entrega, psig

P_{op}: Presión de operación, psig

P_{st}: Presión del tambor de succión, psig

P_{VTMOP}: Presión de vapor @ T_{MOP}, psig

P_{VTNOP}: Presión de vapor @ T_{NOP}, psig

Q: Capacidad, gpm

Q_G: Caudal de gas, MMSCFD

Q_L: Caudal de líquido, BPD

Q_M: Caudal de la mezcla, BPD

Q_o: Caudal de hidrocarburo, BPD

Q_w: Caudal de agua, BPD

R: Constante universal de los gases

SG: Gravedad específica @ T_{NOP}

SG_G: Gravedad específica del gas

SG_o: Gravedad específica del hidrocarburo

SG_w: Gravedad específica del agua

SQP: Sequential Quadratic Programming - Programación Cuadrática Secuencial

T: Temperatura, °F

T_c: Temperatura crítica, °F

T_{NOF}: Temperatura normal de operación, °F

T_{MOF}: Temperatura máxima de operación, °F

T_{op}: Temperatura de operación, °F

T_r: Temperatura reducida, °F

T_{ro}: Tiempo de retención de hidrocarburo, min

T_{rw}: Tiempo de retención de agua, min

ν : Viscosidad cinemática del fluido a transportar, lbm/ft-s

V_m: Volumen molar

V_i: Velocidad del fluido en la línea, ft/s

V_T: Velocidad terminal, ft/s

ω : Factor acéntrico

w_i: Flujo másico de la corriente i, lb/h

x_i: porcentaje molar del compuesto monitoreado en la fecha i

x_m: promedio de datos

x_n: Composición de la fase líquida en la etapa n

x_{n-1}: Composición de la fase líquida en la etapa n-1

y_n: Composición de la fase vapor en la etapa n

y_{eq}: Composición de la fase vapor considerando equilibrio

y_{n-1}: Composición de la fase vapor en la etapa n-1

Z: Factor de compresibilidad

ABREVIATURAS EQUIPOS DE PROCESO

V: Vessel - Recipiente

C: Compressor - Compresor

AC: Air Cooler - Aeroenfriador

HE: Heat Exchanger – Intercambiador de Calor

T: Tower - Torre

H: Heater - Calentador

P: Pump - Bomba

TK: Tank – Tanque de almacenamiento

RESUMEN

TÍTULO: DISEÑO Y OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO QUÍMICO DE UNA PLANTA DE GAS EXISTENTE PARA MEJORAR LA PRODUCCIÓN DE NAFTA¹

AUTORA: ADRIANA MARÍA MESA GÓMEZ²

PALABRAS CLAVES: Nafta, Gas, Optimización, Proceso Químico, Aspen HYSYS.

DESCRIPCIÓN:

El gas proveniente del subsuelo es procesado para remover los hidrocarburos líquidos más pesados de la corriente de gas. Estos hidrocarburos líquidos pesados, comúnmente referidos como Líquidos de Gas Natural (NGLs por sus siglas en inglés), incluyen etano, propano, butanos y gasolina natural (Nafta). En un proceso químico en el cual no se optimiza la recuperación de NGLs, se debe proporcionar un control riguroso del punto de rocío de los hidrocarburos en la corriente de gas, con el fin de evitar la formación insegura de una fase líquida durante su transporte. La Nafta tiene mayor valor comercial como producto separado que como parte de la corriente de gas natural, ya que actualmente es la principal materia prima en la producción de etileno, se usa como catalizador en la producción de gasolina de alto octanaje, se vende como combustible, es materia prima de refinerías y plantas petroquímicas, se usa como material de mezcla de gasolina y su principal función en las últimas décadas ha sido diluir crudo pesado disminuyendo su viscosidad para transportarlo por oleoductos y poliductos. Actualmente, las plantas de gas que están operativas en Colombia tienen una configuración que permite la recuperación de NGLs hasta el límite que exigen las especificaciones de venta del gas natural perdiendo contenidos de Nafta.

En este trabajo se realizó la evaluación de una planta de gas existente diseñada para procesar 3 MMSCFD de gas natural y se determinaron los rangos de operación adecuados en diferentes etapas de proceso (compresión, enfriamiento y separación), así como la modificación de algunos equipos operacionales existentes buscando maximizar la producción de Nafta, lo cual significa una mayor eficiencia en cada etapa del proceso y mayor rendimiento en la producción de Fuel Gas, GLP y Nafta. En primera instancia se llevó a cabo la simulación del proceso acorde con las condiciones operacionales actuales de la planta y las propiedades monitoreadas de los fluidos manejados; este procedimiento se llevó a cabo en el software de simulación comercial Aspen HYSYS® V7.3. Posteriormente se llevaron a cabo búsquedas unidimensionales mediante casos de sensibilidad en las etapas claves del proceso (compresión, enfriamiento y separación) y con esto se obtuvieron los parámetros adecuados en cada una de las etapas. Finalmente, se realizó una optimización (no económica) en la etapa de separación (torre estabilizadora) encontrando los valores óptimos de operación que permiten maximizar el rendimiento de la Nafta.

El aporte de este trabajo fue desarrollar y aplicar por primera vez un análisis de sensibilidad y una evaluación / optimización en las etapas de compresión (etapa inicial) y separación (etapa final) del proceso de una planta de tratamiento de gas, ya que todos los esfuerzos para la recuperación de NGLs se han centrado en las etapas intermedias del proceso.

¹ Tesis de Maestría.

² Facultad de Ingeniería. Postgrado en Ingeniería. Director: Manuel Fernando Valero Valdivieso, Doctor en Ingeniería Química.

1. ENTORNO DEL PROBLEMA

La planta de gas objeto de estudio actualmente tiene una alimentación de gas natural como materia prima de 1.5 MMSCFD de los cuales se producen 0.750 MMSCFD de Fuel Gas (como producto principal para generación eléctrica), 110 BPD de GLP y 40 BPD de Nafta (como subproductos)³. La empresa operadora actual de la planta desea comercializar la Nafta que se genera en el proceso y por tal razón tiene gran interés en maximizar su producción con el fin de recuperar la mayor parte de Nafta que ingresa como mezcla en el gas natural de entrada.

En el proceso químico que actualmente se lleva a cabo en la planta de gas, se separan los hidrocarburos líquidos de la corriente de gas mediante un proceso de refrigeración con propano que disminuye la temperatura del gas hasta 10°F, lo que permite la condensación de estas sustancias al alcanzar su punto de rocío. Este proceso de refrigeración es el más usado por ser un proceso convencional y a la vez práctico, sin embargo actualmente se han estudiado nuevas formas de recuperación de NGLs que incluyen procesos como la absorción de aceite pobre, adsorción con lecho sólido, separación mediante membranas y separación supersónica (Mokhatab & Poe, 2012). Todos estos procesos son una etapa intermedia del proceso principal que consta de una etapa inicial (compresión o acondicionamiento), etapas intermedias y una etapa final (separación). Teniendo en cuenta que los mecanismos de obtención de NGLs estudiados están centrados en una sola etapa del proceso general de tratamiento de gas, se plantea la posibilidad de realizar un análisis a las etapas inicial (compresión) y final (separación) para el aumentar el rendimiento de la recuperación de hidrocarburos líquidos pesados contenidos en el gas proveniente del subsuelo. Con este planteamiento se genera la incertidumbre de si con la configuración actual de la planta objeto de estudio se pudiese llegar a extraer la mayor cantidad de Nafta realizando ajustes en las variables de operación de estas etapas del proceso químico o por el contrario se deben realizar cambios en los equipos y algunas fases del proceso para lograr esta mejora. En este orden de ideas es importante saber ¿Cuáles son las condiciones de proceso más favorables de la planta de gas objeto de estudio que permiten maximizar la producción de Nafta y qué cambios infraestructurales se deben realizar para lograr estas condiciones?

³ Balance de masa planta de gas. Suministrada por la empresa operadora de la planta.

2. JUSTIFICACIÓN

El estudio de las modificaciones de la planta de gas objeto de estudio surge de la necesidad actual que tiene la empresa operadora de saber si es viable realizar las modificaciones necesarias en la locación para lograr maximizar la producción de Nafta y generar un valor agregado a este compuesto como subproducto. La satisfacción de esta necesidad conlleva un trabajo técnico e investigativo que involucra la aplicación de conocimientos en diferentes áreas como el diseño de procesos químicos, optimización de procesos químicos, tratamiento de datos, aplicación de software y herramientas de simulación, entre otros. Para lograr definir la vía óptima de obtención de Nafta a partir de un proceso químico ya existente, se deben tener en cuenta las tecnologías generadas después de su puesta en marcha lo cual exige un proceso de búsqueda de información importante para poder delimitar y definir el umbral del conocimiento en esta área, teniendo en cuenta que a esta planta no se le ha realizado un proceso de optimización ni modificación alguna después de su construcción (2011). Adicionalmente, con este trabajo de investigación se generarán nuevas perspectivas a futuro con respecto a los procesos químicos actuales con los que se realiza el tratamiento al gas proveniente del subsuelo ya que una optimización a la producción de un subproducto proporciona un proceso más efectivo, garantiza la producción del gas con menor cantidad de impurezas y vuelve a la Nafta un producto comercialmente atractivo.

3. OBJETIVOS

3.1. OBJETIVO GENERAL

Evaluar mediante un análisis de sensibilidad y una optimización la operación de las etapas de compresión, enfriamiento y separación de la planta de gas ubicada en Campo Gigante (Huila) para maximizar la producción de Nafta.

3.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Determinar las condiciones de proceso más favorables en las etapas de compresión, enfriamiento y separación para maximizar la producción de Nafta en la planta de gas.
2. Determinar los cambios a nivel de infraestructura en las etapas de compresión, enfriamiento y separación que mejoren la producción de Nafta en la planta de gas.
3. Realizar una integración del proceso con las condiciones operacionales y los cambios a nivel de infraestructura más favorables en las etapas de compresión, enfriamiento y separación que mejoran la producción de nafta en la planta de gas.

4. REVISIÓN DE ANTECEDENTES

La Nafta es un derivado del petróleo que se puede extraer de los yacimientos de crudo o gas. Está compuesta principalmente por una mezcla de hidrocarburos que contienen etano, propano, butano e hidrocarburos pesados (Bian, Xu, Li, & Qian, 2011). Es la materia prima más importante en la producción de etileno (Keyvanloo, Towfighi, Sadrameli, & Mohamadalizadeh, 2010), es usada como catalizador en la producción de gasolina de alto octanaje (Hou, Su, Hu, & Chu, 2006) y en las últimas décadas ha ganado mucho valor comercial por su uso como diluyente de crudos pesados.

Por otro lado, la recuperación de la Nafta contenida en el gas natural es una etapa fundamental en el proceso de purificación del gas comercial. El principio básico se centra en el control de las propiedades termodinámicas, principalmente presión y temperatura, de cada uno de los constituyentes que hacen parte de la materia prima que ingresa en la corriente de entrada del proceso. Así, un enfriamiento que reduzca la temperatura de dichos componentes a un estado igual o menor al punto de rocío permite su condensación inmediata (Mokhatab & Poe, 2012).

A lo largo de varios estudios se han explorado diferentes formas de realizar una separación eficiente entre los NGLs (GLP y Nafta) y el gas natural; opciones como la implementación de válvulas de expansión Joule Thomson, turboexpansión y refrigeración usando propano han sido estudiadas por separado, pero generalmente se usa la combinación entre las tres para mejorar la eficiencia del proceso (Mokhatab & Poe, 2012). El proceso de refrigeración es tal vez el más utilizado en el diseño del proceso químico que involucra condensación para separar la fase líquida de hidrocarburos pesados de la fase gaseosa de hidrocarburos livianos, por esta razón se ha profundizado en su investigación al punto que un análisis del proceso variando algunas condiciones en la etapa de refrigeración condujo a una reducción del 15.5% en el consumo energético y un aumento mayor al 1.45% en la recuperación de etano (Mehrpooya, Vatani, & Ali Mousavian, 2010). Sin embargo, investigaciones previas sobre la recuperación de NGLs a partir de aceites combustible mezclados en gas han reportado una recuperación del 62.6% mediante un proceso de recuperación de NGLs por refrigeración eléctrica y un 96.8% con un proceso de recuperación de NGLs con energía de Gas Natural Licuado criogénico (Bian, et al., 2011). Cabe resaltar que este último proceso, a pesar de obtener un rendimiento alto, presenta alta irreversibilidad en algunas etapas del proceso (Ghorbani, Salehi, Ghaemmaleki, Amidpour, & Hamedi, 2012) lo cual se traduce en pérdidas energéticas considerables. A pesar de esto, una investigación más reciente en la cual se involucraba una integración de los procesos de recuperación de NGLs y de producción de Gas Natural Licuado (LNG) reportó una eficiencia del proceso de licuefacción considerable (0.414 kWh/kg LNG) y una recuperación de etano (para gas de entrada con aproximadamente 75% de metano y 23% de hidrocarburos pesados) mayor a 93.3% adicionando al proceso convencional una

etapa más de refrigeración compuesta por cuatro intercambiadores de calor (Vatani, Mehrpooya, & Tirandazi, 2013); en este caso, se logró integrar dos procesos que proporcionan valor agregado al proceso general de tratamiento de gas obteniendo mejoras en la recuperación de NGLs.. Finalmente, el análisis tecno-económico de un proceso potencial de recuperación de NGLs variando las composiciones de la materia prima concluyó que para corrientes de materia prima rica en hidrocarburos pesados se requiere una mayor refrigeración que para corrientes de materia prima pobre y por ende los requerimientos energéticos son mayores (Getu, Mahadzir, Long, & Lee, 2013).

En temas de optimización, la optimización de procesos químicos es un procedimiento que permite realizar el diseño de un proceso de forma adecuada aprovechando al máximo los recursos involucrados. Los procesos de optimización frecuentemente necesitan ejecutarse en módulos de simulación para la obtención de información útil y precisa. Debido a que la interacción entre la simulación orientada a objetivos y los sistemas de optimización no interaccionan eficientemente para optimizaciones en tiempo real (debido a que las simulaciones modulares secuenciales presentan exigencias computacionales importantes para ser usadas en optimizaciones en tiempo real), (Gao, Chen, & He, 2006) propusieron en su estudio una arquitectura basada en multi-agentes teniendo en cuenta que en una optimización en tiempo real el módulo de simulación acepta la condición puesta al día de la operación del proceso y modifica la base de datos estándar integrada al módulo de simulación, sin embargo todos estos cambios deben pasar inmediatamente al paquete de optimización tan pronto como sea posible y por otro lado (Gao, et al., 2006). Para el caso de metodologías de optimización que involucren compuestos como la Nafta, se han aplicado diferentes métodos de optimización que permiten elaborar modelos matemáticos para describir una situación observada, pero además estos modelos han sido implementados en los software de simulación lo cual permite realizar una validación adecuada de los modelos matemáticos planteados. El uso de técnicas modernas de optimización como la Simulated Annealing (SA), Estrategias de Evolución (Ess), Algoritmos Genéticos (Gas) y otras, han venido reemplazando el uso de métodos tradicionales (Iranshahi, Bahmanpour, Paymooni, Rahimpour, & Shariati, 2011). Por ejemplo, el método de optimización EVOP, de diseño factorial, es considerado como multivariable secuencial ya que estudia el efecto que tienen varias variables simultáneamente (Alimahmoodi & Mulligan, 2011); el método de Evolución Diferencial (DE), técnica aprobada por la heurística y basada en algoritmos de optimización evolucionaria y métodos randómicos, es un método diferente y simple que se usa principalmente para minimizaciones de no linealidad, no diferenciales y multimodales que además involucran problemas de optimización con modelos matemáticos complejos (Iranshahi, Pourazadi, Paymooni, & Rahimpour, 2012; Rahimpour, Iranshahi, & Bahmanpour, 2010; Rahimpour, Iranshahi, Pourazadi, & Bahmanpour, 2012); y el método de Evolución Diferencial Modificado (MDE) es más eficiente que el DE porque su algoritmo reduce considerablemente memoria y esfuerzos computacionales en comparación con éste último (Iranshahi, et al., 2011).

Por otro lado, para conocer el avance de investigaciones en el tema de simulación de procesos químicos, se realizó una revisión bibliográfica enfatizando en la búsqueda de la literatura en las bases de datos Science direct y Proquest, en un periodo de tiempo del 2010 al 2013 utilizando como palabras claves: “simulation HYSYS”, “simulation Aspen Plus”, “Optimization NGL”. La búsqueda con las palabras claves adecuadas fue la mayor limitante en esta revisión ya que si bien existe gran cantidad de artículos científicos relacionados con simulación de procesos, la búsqueda se torna dispendiosa al involucrar compuestos específicos como hidrocarburos.

La metodología de revisión usada para realizar este documento consistió en:

- Escoger dos bases de datos para extraer de allí los artículos a analizar. En este caso se escogió Science Direct y Proquest.
- En cada base de datos, ingresar las palabras claves escogiendo la opción de búsqueda en “keywords” en cada artículo para discriminar los documentos que no apliquen al objetivo de la revisión. Las palabras claves usadas fueron:
Simulation HYSYS
Simulation Aspen Plus
Optimization NGL
- Acotar la búsqueda en un periodo de tiempo. En este caso la revisión corresponde a artículos publicados por revistas científicas a partir del 2010 hasta el 2013.

Una vez realizada la búsqueda se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 1. Resumen de la búsqueda realizada

Palabra clave	Base de datos		Artículos disponibles	Artículos no disponibles
	Science Direct	Proquest		
Simulation HYSYS	9	19	24	4
Simulation Aspen Plus	17	20	34	3
Optimization NGL	2	2	2	2
Total			60	9

De los 60 artículos disponibles tan solo 1 se repitió en las dos bases de datos consultadas y 2 se referenciaron como capítulos o apartes de libros. A continuación se presenta el análisis del contenido de los 57 artículos disponibles en las bases de datos consultadas.

En la Tabla 2 se puede observar una clasificación sobre el contenido de cada artículo discriminando por tipo de proceso estudiado, si el estudio involucra o no

NGL (Líquidos de Gas Natural), si dentro de del análisis se presenta una optimización del proceso y de ser así de qué tipo es (lineal o no lineal) y finalmente el tipo de documento.

Tabla 2. Resultados de la búsqueda realizada

Autor	Tipo de proceso		NGL	Optimización de proceso		Tipo de documento	
	Proceso químico	Otro		Si	Tipo	Art. científico	Art. informativo
Abdulrahman, R., et al., 2013	x		x	X	No lineal	x	
Adewale, A., et al., 2013	x					x	
Ahmed, A., et al., 2011	x					x	
Alejandro, D., et al., 2010	x			x	No lineal	x	
Ana-María, I., et al., 2010	x					x	
Bermúdez, J., et al., 2012	x					x	
Bing, L., et al., 2012	x					x	
Carlos, M., et al., 2012	x					x	
Chebbia, R., et al., 2010	x			x	No lineal	x	
Christipher, H., et al., 2011	x					x	
Damartzis, T., et al., 2012	x					x	
Davide, F., et al., 2011	x					x	
Deyong, C., et al., 2012	x					x	
Domenico, F., et al., 2011	x					x	
Dong-Ha, J., et al., 2013	x					x	
Erik, B., et al., 2012	x					x	
Fabio, R., et al., 2011	x					x	
Fanaei, M., et al., 2012	x					x	
Fonny, L., et al., 2012	x					x	
Gerald, O., 2013							x
Goh, H., et al., 2012	x					x	
Grace, P., et al., 2010	x					x	
Hanaâ, E., et al., 2012	x					x	
Hessam, V., et al., 2012	x					x	

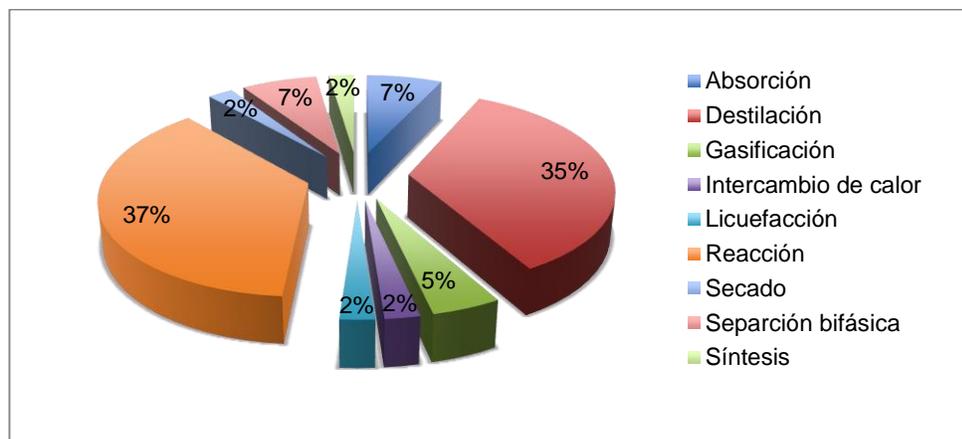
Autor	Tipo de proceso		NGL	Optimización de proceso		Tipo de documento	
	Proceso químico	Otro		Si	Tipo	Art. científico	Art. informativo
Hitesh, P., 2013							x
Huixiao, Z., et al., 2013	x					x	
Jignesh, P., et al., 2013							x
João, A., et al., 2012	x					x	
Joe, L., 2013							x
John, P., et al., 2012		Proceso biológico				x	
Laszló, Z., et al., 2011	x					x	
Leslie, J., et al., 2012	x					x	
Lewis, A., et al., 2010	x					x	
Manuel, G., et al., 2010	x					x	
Maria, A., et al., 2010		Manejo de información				x	
Mark, S., et al., 2013							x
Mehdi, T., et al., 2012	x					x	
Mehmet, O., et al., 2012	x					x	
Michel, S., et al., 2011		Análisis sociológico				x	
Min, Z., et al., 2011	x			x	No lineal	x	
Mostafa, N., et al., 2013	x					x	
Néstor, R., et al., 2011	x			x	Lineal	x	
Ouman, R., et al., 2010	x					x	
Petra, L., et al., 2011		Análisis de consecuencias ambientales				x	
Qiuying, L., et al., 2010	x					x	
Rahimpour, M., et al., 2010	x			x	No lineal	x	
Robiah, Y., et al., 2011	x					x	
Scott, J., 2013							x
Sekhvatjou, M., et al., 2011	x					x	
Tauqeer, A., et al., 2012	x					x	
Víctor, D., et al., 2012	x					x	

Autor	Tipo de proceso		NGL	Optimización de proceso		Tipo de documento	
	Proceso químico	Otro		Si	Tipo	Art. científico	Art. informativo
Xiaohui, P., et, al., 2013	x					x	
Yadollah, T., et, al., 2010	x					x	
Yadollah, T., et, al., 2013	x					x	
Young-Ju, J., et, al., 2010	x					x	
Yuanxiu, W., et, al., 2010		Proceso biológico				x	
Zhang, U., et, al., 2011	x			x	Lineal	x	

Dentro de la literatura encontrada, el 80,7% corresponde a análisis de procesos químicos, el 10,53% a artículos informativos en los cuales se hace una descripción general de algunas operaciones unitarias enfatizando en su uso y aplicación a nivel industrial, y finalmente el 8,77% presentan un análisis de otros tipos de procesos que van desde procesos biológicos hasta análisis sociológicos.

Como se puede apreciar en la Figura 5, dentro del 80,7% (46 artículos) se presenta un interés particular en el estudio de procesos de reacción y destilación. Esta tendencia sugiere que estas dos operaciones tienen un alto potencial a nivel investigativo ya que dentro de los procesos industriales son las etapas más críticas, por ejemplo a nivel de refinería la destilación es la operación unitaria que permite el fraccionamiento de los hidrocarburos pesados en compuestos livianos para volverlos comercialmente importantes, adicionalmente un proceso de reacción es el que permite la transformación de una o varias sustancias en otras de diferente naturaleza, es decir, el centro de muchas industrias químicas.

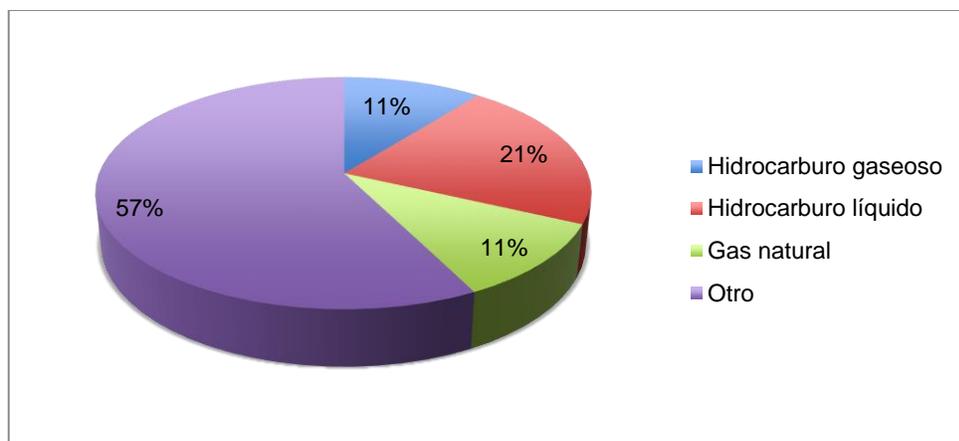
Figura 1. Ranking de tipos de procesos químicos encontrados en la literatura



Dentro del ranking de tipos de procesos estudiados siguen la absorción, separación bifásica, gasificación, síntesis, licuefacción, intercambio de calor y secado. Aunque estas operaciones presentan bajos porcentajes con respecto a la reacción y a la destilación, no son menos importantes. Esta tendencia se puede presentar debido a que los procesos de reacción y destilación presentan una complejidad mayor ya que su análisis conlleva reacciones químicas, balances de equilibrio y transferencia de masa y energía complejos y con potencial de investigación, mientras que los procesos restantes, en muchas ocasiones, se limitan a separaciones físicas de compuestos y su complejidad es mucho menor.

Adicionalmente, dentro de los 9 procesos químicos analizados en la literatura consultada, el 57% corresponde a procesos ajenos a la industria de los hidrocarburos, el 21% se refiere a hidrocarburos líquidos y finalmente el 22% a hidrocarburos gaseosos discriminando un 11% a gas natural en particular (ver Figura 2). Los hidrocarburos líquidos, en comparación con los gaseosos abarcan un mayor porcentaje de investigación debido a que industrialmente han tenido mayor utilidad. Con lo anterior se sugiere que existe una brecha amplia entre los hidrocarburos líquidos y los hidrocarburos gaseosos y esto se convierte en potencial de investigación ya que actualmente la gran oferta de hidrocarburos gaseosos permite generar nuevas alternativas energéticas para optimizar la producción de un campo petrolero. Dentro de los artículos que involucran gas natural, tan solo 1 reporta un análisis de recuperación de NGL (Líquidos de Gas Natural) optimizando el proceso mediante optimización no lineal, como se puede apreciar en la Tabla 2.

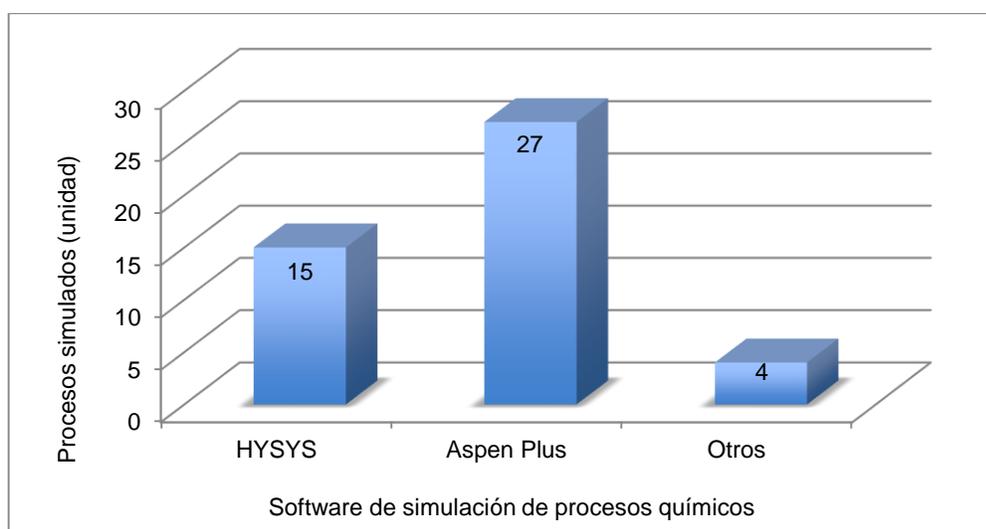
Figura 2. Tipos de fluidos involucrados en los procesos químicos encontrados en la literatura



En cuanto al uso de simuladores de procesos químicos, la Figura 3 especifica que Aspen Plus tiene mayor utilidad a la hora de hacer un análisis a nivel computacional ya que de los 57 artículos, en 27 se reporta el uso de esta herramienta mientras que

en 15 se utilizó HYSYS y en 4 se soportó el estudio con software como GAMS, MATLAB, CHEMPRO y CIMAPRO que, aunque no son específicamente para simular procesos, tienen herramientas computacionales sólidas para realizar optimización mediante modelos complejos, solución de ecuaciones diferenciales y en el caso de CIMAPRO elaboración de análisis de ciclo de vida de un proceso para predecir el impacto ambiental antes de ponerlo en marcha. Este resultado proporciona una oportunidad de análisis con el software HYSYS (que actualmente pertenece a Aspen Tech) con el fin de demostrar las fortalezas de este software que es muy usado en la industria de los hidrocarburos.

Figura 3. Software de simulación de procesos usados en la literatura encontrada

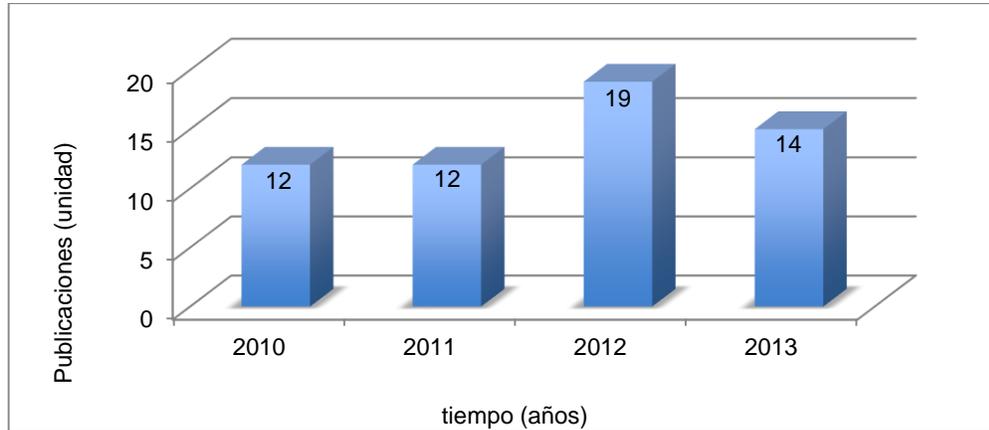


Finalmente, la tendencia presentada en la Figura 4 muestra que a pesar de que en el año 2012 la producción en investigación en temas de simulación de procesos químicos usando software HYSYS y Aspen Plus aumentó, el promedio de publicaciones se mantiene en el tiempo, es decir que existe gran potencial de investigación en este tema y más tomando los software como las herramientas que están reemplazando análisis de procesos a nivel de planta piloto optimizando de esta forma tiempo y recursos.

Con la presente revisión se observa que los estudios que involucran optimización de NGL son mínimos, aun cuando su implementación comprende la producción de gas natural con mayor pureza y el uso del NGL como materia prima de procesos químicos de gran escala e importancia. El único artículo en el que se presentó la optimización de recuperación de este compuesto se basó en un método de optimización no lineal restringida modelado a partir de la minimización de costos de venta de este producto. Dentro de una optimización se podría sugerir analizar el proceso desde un punto de vista más técnico utilizando como variables de salida

flujos volumétricos o porcentajes de recuperación del NGL, lo que implica un modelamiento matemático a partir de leyes de equilibrio en las etapas críticas del proceso, balances de masa, balances de energía y modelos termodinámicos que, a pesar de que también conllevan una optimización no lineal restringida, permiten estudiar el proceso a nivel académico y no a nivel comercial.

Figura 4. Producción de artículos científicos en el tiempo



Se concluye que a pesar de que el 80.7% del total de los artículos revisados con la metodología planteada para elaborar el documento de revisión corresponde a procesos químicos, tan solo 1 artículo se enfocó en la optimización de NLG (Líquidos de Gas Natural) dirigiendo este procedimiento a la maximización de utilidades en una planta de gas. Este resultado sugiere que el campo de investigación a nivel académico con respecto a las operaciones unitarias que conforman el proceso de recuperación de NGL en una planta de gas presenta grandes brechas entre un proceso técnicamente optimizado y el proceso actual que se implementa a nivel industrial.

Finalmente, la planta de gas ubicada en Campo Gigante (Huila) tuvo la fase de ingeniería básica – detalle en el año 2010 y su construcción se llevó a cabo en los primeros meses del año 2011. La construcción de esta planta tuvo como objetivo principal la autogeneración de energía eléctrica para el Campo Gigante con lo cual su diseño se enfocó en la producción de Fuel Gas bajo especificaciones. Sin embargo, esta planta entró en funcionamiento en Julio del 2011 y en parada definitiva en Diciembre del mismo año ya que fue adquirida por una empresa con suficiente infraestructura para generación de energía y cuyo principal interés es comercializar Nafta y no la producción de Fuel Gas. Desde la construcción de la planta, a esta facilidad no se le han realizado cambios y su infraestructura corresponde a la presentada en los documentos de la Ingeniería básica – detalle disponible.

5. MARCO TEÓRICO

Nafta

La Nafta es un derivado del petróleo que generalmente se obtiene en las refinerías como parte del destilado. Sus propiedades físicas indican que posee una gravedad específica de 0.665 g/cm^3 , un punto de ebullición inicial de 60.7°C y un punto de ebullición final de 120.3°C (Keyvanloo, et al., 2010). La composición química de la Nafta varía dependiendo su origen, es decir que la composición de la Nafta recuperada de un campo petrolero no es igual a la recuperada en un campo diferente ya que las composiciones del petróleo varían de un campo a otro, y también difiere si la Nafta se extrae de petróleo o de gas. Para el caso de la Nafta extraída del gas proveniente del subsuelo, la composición varía dependiendo la composición inicial del gas; Una aproximación de los componentes del gas combustible se presenta a continuación:

Tabla 3. Componentes del gas asociado a aceite combustible

Componentes	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	<i>i</i> -C ₄ H ₁₀	<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	<i>i</i> -C ₅ H ₁₂	<i>n</i> -C ₅ H ₁₂	C ⁺ ₆	CO ₂	N ₂	H ₂ O	Total
% molar	79.6	8.6	4.1	0.6	1.2	0.4	0.6	2.2	1.6	0.5	0.15	100

Fuente: (Bian, et al., 2011)

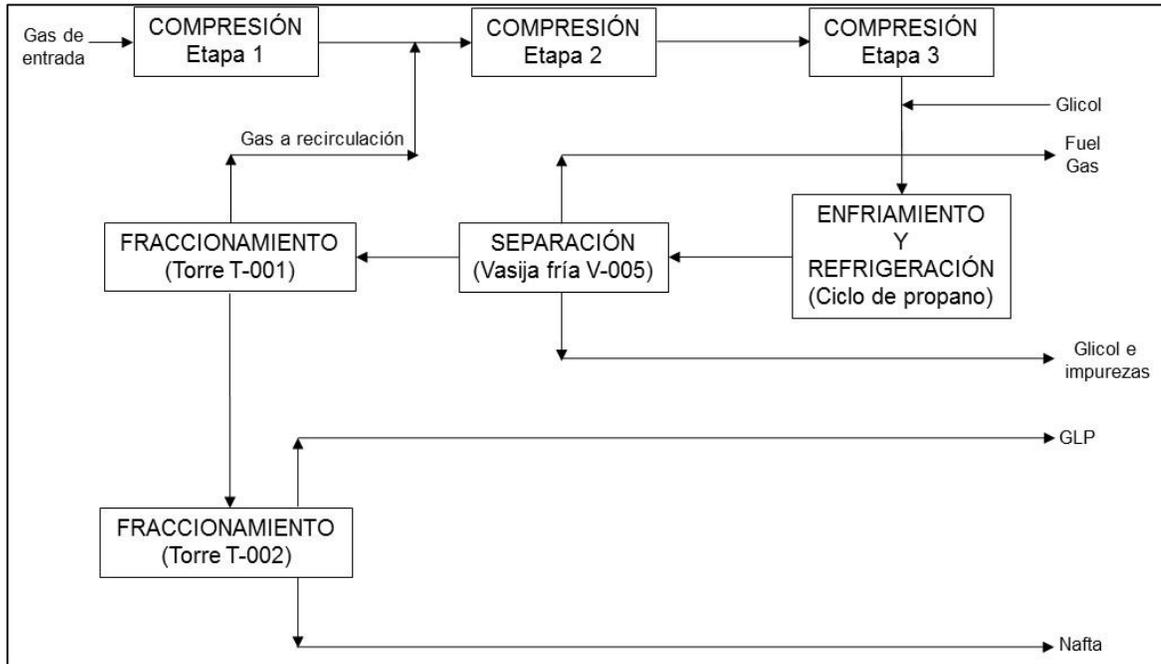
Como se puede apreciar en la Tabla 3, el metano (CH₄) y etano (C₂H₆) abarcan el 88.2% del total del gas, sustancias inorgánicas como dióxido de carbono (CO₂), nitrógeno (N₂) y agua (H₂O) suman el 2.25% del total, el GLP (compuesto por C₃H₈, *i*-C₄H₁₀ y *n*-C₄H₁₀) suma el 5.9% y por último, la mezcla de hidrocarburos de la cual está compuesta la Nafta corresponde al 3.2% del total del gas, lo cual quiere decir después de tratado el gas, éste tendría un 3.2% de Nafta recuperable en el alguna etapa del proceso.

Procesamiento de gas natural

El gas natural representa la fase vapor de los yacimientos de petróleo. Compuesto principalmente por metano, también puede contener cantidades significativas de otros hidrocarburos de mayor peso que van desde el etano hasta los dodecanos. Una vez extraído del yacimiento, el gas natural debe ser procesado antes de que pueda ser transportado y vendido como combustible. El objetivo principal del procesamiento es el enriquecimiento del gas en sus componentes más livianos

(metano, etano) mediante la eliminación de los hidrocarburos más pesados y la humedad, además de trazas de compuestos causantes de problemas de corrosión durante el transporte (gases ácidos : H₂S y CO₂).

Figura 5. Diagrama de bloques del proceso de una planta de gas



En la Figura 5 se presenta el diagrama de bloques del proceso que se lleva a cabo en una planta de gas. El objetivo del sistema representado en la Figura 5 es la eliminación de los hidrocarburos más pesados. Una forma indirecta de especificar la calidad del gas es mediante su punto de rocío de hidrocarburo, que representa, para una presión específica, la temperatura por encima de la cual no se producirá condensación parcial de la mezcla. Es decir, equivale a la temperatura mínima a la que es posible transportar el gas sin tener problemas de condensación en las líneas. Para una mezcla de hidrocarburos como el gas natural, entre más baja sea su temperatura de rocío, menor será su contenido de hidrocarburos pesados y mayor será su contenido en metano y etano (principalmente). La forma más simple de lograr la eliminación de los hidrocarburos más pesados en el gas natural implica una condensación parcial de la mezcla mediante enfriamiento. En esta condensación se genera una fase líquida rica en hidrocarburos pesados que posteriormente puede eliminarse mediante un separador de fases o recipiente “Flash”.

Básicamente el proceso químico ilustrado en la Figura 5 presenta las siguientes etapas y equipos:

- Recibo y acondicionamiento del gas (compresión).
 - V-001 A/B: separador bifásico vertical primera etapa de compresión
 - C-001 A/B: compresor gas de entrada
 - AC-001 A/B: aerofriador primera etapa de compresión
 - V-002 A/B: separador bifásico vertical segunda etapa de compresión
 - C-002 A/B: compresor segunda etapa de compresión
 - AC-002 A/B: aerofriador
 - V-003 A/B: separador bifásico vertical tercera etapa de compresión
 - C-003 A/B: compresor tercera etapa de compresión
 - AC-003 A/B: aerofriador tercera etapa de compresión
 - V-004: recipiente estabilizador

- Enfriamiento y refrigeración (ciclo de refrigeración con propano).
 - AC-004: aerofriador de gas
 - HE-001: intercambiador de calor gas/gas
 - HE-002: chiller de gas
 - HE-601: intercambiador de calor ciclo de propano
 - C-601 A/B: compresor propano gaseoso
 - V-601: separador de aceite ciclo de propano
 - AC-601: condensador ciclo de propano
 - V-602: recipiente estabilizador

- Separación.
 - V-005: separador de baja temperatura

- Fraccionamiento: subsistema de torre de-etanizadora (T-001).
 - HE-006: intercambiador de calor (nafta)
 - T-001: torre deetanizadora
 - HE-004: rehervidor torre deetanizadora

- Fraccionamiento: subsistema de torre estabilizadora (T-002).
 - HE-003: intercambiador de calor fondo torre estabilizadora
 - T-002: torre estabilizadora
 - HE-005: rehervidor torre estabilizadora
 - AC-005: condensador torre estabilizadora
 - V-006: recipiente estabilizador de reflujo torre estabilizadora
 - P-001 A/B: bomba de GLP

Las fases del proceso en las cuales se lleva a cabo la recuperación de Nafta corresponden al ciclo de refrigeración con propano, subsistema de torre de-etanizadora y subsistema de torre estabilizadora. Básicamente el objetivo principal de la integración de estas tres etapas consiste en condensar la mayor cantidad de hidrocarburos pesados llevándolos a un estado mayor de su punto de rocío (ciclo de refrigeración con propano), posteriormente fraccionar por medio de destilación los componentes de estos hidrocarburos para retirar la totalidad de hidrocarburo

liviano que quedó mediante una torre selectiva para etano (subsistema de torre de-etanizadora) y finalmente fraccionar los hidrocarburos pesados resultantes del fondo de la torre de-etanizadora en los productos deseados obteniendo así Nafta y el GLP (subsistema de torre estabilizadora) que finalmente son almacenados y distribuidos.

Simulación de procesos químicos

Los programas de diseño de procesos asistidos por computadora, normalmente conocidos como simuladores de proceso, son ampliamente utilizados en el diseño de procesos. Estos software están compuestos por bancos de datos, modelos de propiedades físicas y modelos de dimensionamiento y operación de equipos. Los extensos bancos de datos contienen información acerca de constantes y propiedades termo-físicas y de transporte para cientos de sustancias, equipos, medidas de beneficio, costo de operación y capital. Los simuladores contienen muchos modelos de reactores y operaciones unitarias que pueden ser usados para calcular los balances de materia y energía. Otros modelos calculan propiedades de mezcla, dimensionan equipos y realizan otros cálculos. Consecuentemente, los simuladores de proceso son usados para llevar a cabo muchos tipos de cálculos a lo largo del diseño de un proceso. Por esta razón los simuladores de proceso están reemplazando los experimentos a escala piloto en muchos casos y están jugando un rol complementario en muchos otros.

Existen cuatro simuladores que son principalmente usados en la industria petroquímica y son: Aspen Plus (Aspen Technology, Inc), Aspen HYSYS (Aspen Technology, Inc), PRO/II (Simulation Sciences, Inc), y CHEMCAD (ChemStations, Inc). Sin importar el simulador que se utilice, una vez comprendidos los principios, es relativamente sencillo cambiar de un simulador a otro (Seider, Seader, & Lewin).

Aspen Tech ha desarrollado muchos programas dentro del marco de la simulación de procesos químicos, entre ellos se destaca el paquete *Aspen Engineering Suite*, el cual básicamente está desarrollado para aplicaciones del campo de la ingeniería, en general. Entre los diversos programas de este paquete se encuentran programas como *Aspen Plus*, *Aspen Dynamics*, *Aspen Properties*, *Aspen OLI*, *Aspen Process Manual*, entre otros.

Aspen HYSYS (perteneciente a Aspen Tech) es un programa básicamente de simulación de procesos químicos, en el cual además de simulaciones de diagramas de flujo, se puede realizar: (1) estimación de propiedades de compuestos, (2) análisis de sensibilidad de variables de proceso, (3) obtener especificaciones de diseño de proceso, y, (4) síntesis y análisis de procesos químicos, entre otras tareas del diseño de procesos y equipos. La estructura de resolución matemática de Aspen HYSYS es de tipo simultáneo modular mientras que la estructura matemática de la

suite Aspen es secuencial modular, siendo esta la principal diferencia entre estas dos herramientas de simulación.

Optimización de procesos químicos

La optimización de procesos químicos necesita validar un modelo matemático en el cual se especifique una función objetivo para minimizar o maximizar su valor dependiendo de la necesidad. Por ejemplo, se puede especificar una función objetivo maximizando la rentabilidad del proceso o por el contrario si la función relaciona el área total de los intercambiadores de calor de un proceso esta debería minimizarse.

- **Función objetivo:** es la función que debe maximizarse o minimizarse. La función debe especificarse en la hoja de cálculo interna de la herramienta de simulación a implementar; esto permite definir funciones objetivo complejas sin ninguna restricción.
- **Variables primarias:** son las variables de la simulación que se manipulan para maximizar o minimizar la función objetivo. Se deben especificar los límites (superior e inferior) sobre los que se puede modificar dicha variable. Por ejemplo temperaturas, presiones y flujos (de materia o de energía).
- **Restricciones:** son expresiones matemáticas que limitan el área de búsqueda de las soluciones posibles. El método de optimización debe cumplir estas expresiones y al mismo tiempo maximizar o minimizar la función objetivo. Pueden ser ecuaciones o desigualdades.

Dentro de los software de simulación de procesos químicos existen hojas de cálculo que tienen características interesantes: se puede importar prácticamente cualquier valor de la simulación, realizar un cálculo con ella e importar valores a variables dentro de la simulación. Adicionalmente permite usar las operaciones matemáticas básicas para la construcción de las fórmulas que se necesiten. Los métodos de optimización incorporados en algunos software se enumeran a continuación:

- **Fletcher-Reeves:** este método no soporta restricciones. Es eficiente principalmente para minimizaciones.
- **Quasi-Newton:** este método es similar al Fletcher-Reeves sin embargo permite resolver problemas con o sin restricciones. Con este método se puede obtener el mínimo de una función objetivo y para esto se requiere la función objetivo y su gradiente, pero no la matriz Hessiana y por otro lado se pueden resolver funciones con restricciones simples en sus variables (Biegler, 2010).

- BOX: este método es una técnica de búsqueda secuencial que resuelve problemas con funciones objetivo no lineales, sujeto a restricciones de desigualdad no lineales ya que no soporta restricciones de igualdad. No utiliza derivadas en su metodología de cálculo. Generalmente, este método requiere un gran número de iteraciones para converger en la solución, sin embargo, si se aplica, es un método muy robusto.
- SQP: corresponde al método de programación cuadrática sucesiva, el cual resuelve problemas con restricciones de desigualdad e igualdad. Es considerado como el método más eficiente para minimizar funciones objetivo con restricciones lineales y no lineales, utiliza un punto inicial razonable y el número de variables primarias es pequeño. El procedimiento implementado está basado en las subrutinas de Harwell. Este método minimiza una aproximación cuadrática de la función lagrangiana sometida a aproximaciones lineales de las restricciones. La matriz de la segunda derivada de la función lagrangiana se calcula automáticamente. Finalmente, utiliza un procedimiento de búsqueda lineal utilizando la técnica "watchdog" (Chamberlain y Powell) para forzar la convergencia.
- Mixed: Este método trata de aprovechar las características de convergencia globales del método BOX y la eficiencia del método SQP. Comienza la minimización con el método BOX usando una tolerancia de convergencia baja. Una vez obtenida la convergencia, utiliza el método SQP para localizar la solución final tomando la tolerancia deseada. Este método solo soporta restricciones de desigualdad.

6. DISEÑO METODOLÓGICO

6.1. TIPO DE ESTUDIO

Teniendo en cuenta que con este proyecto de investigación se busca describir el proceso químico actual de una planta de gas, especificando y midiendo las variables de proceso y la relación e impacto que éstas tienen en la producción de cada una de las corrientes de salida, se cataloga la investigación como **descriptiva**.

Además, con el análisis de optimización y el diseño del proceso químico de la planta de gas, se espera evaluar la correlación entre diferentes variables y condiciones del proceso y cómo su manipulación puede llegar a explicar modificaciones en la planta para lograr dirigir el proceso hacia la obtención de un producto en particular. Este tipo de análisis formula una investigación de tipo **correlacional**.

6.2. HIPÓTESIS

Es posible obtener una producción de Nafta mayor a la producción actual generada en la Planta de Gas objeto de estudio, realizando una optimización y diseño del proceso químico actual.

6.3. VARIABLES

De acuerdo a los objetivos planteados para el trabajo de investigación, las variables que se van a tener en cuenta por objetivo se presentan en la Tabla 4 .

Tabla 4. Variables por objetivos

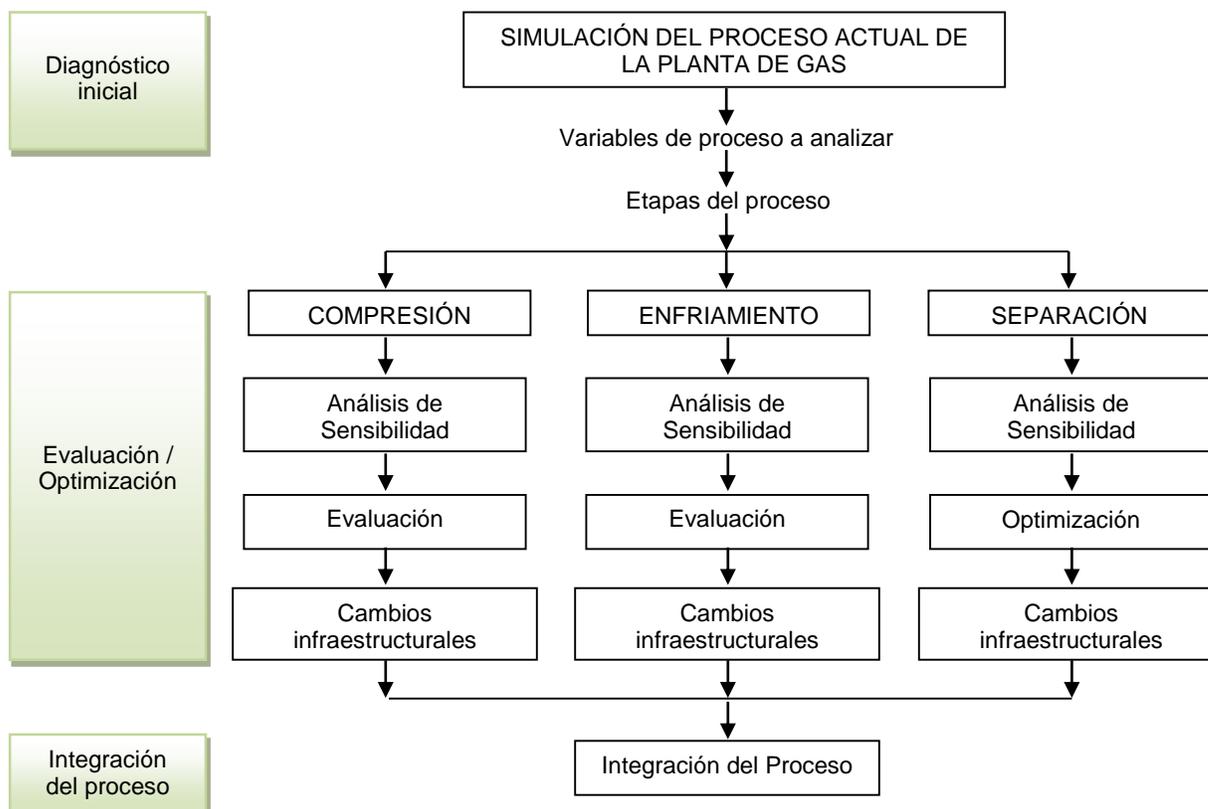
OBJETIVO GENERAL	OBJETIVO ESPECÍFICO	VARIABLE DEPENDIENTE	VARIABLE INDEPENDIENTE
Evaluar mediante un análisis de sensibilidad y una optimización la operación de las etapas de compresión, enfriamiento y separación de la planta de gas ubicada en Campo Gigante (Huila) para maximizar la producción de Nafta.	Determinar las condiciones de proceso más favorables en las etapas de compresión, enfriamiento y separación para maximizar la producción de Nafta en la planta de gas.	Variables de proceso a analizar.	Variables de simulación del software: 1. Presión de entrada del gas. 2. Puesta en marcha de Air Cooler AC-004. 3. Temperatura corriente de entrada a la V-005. 4. Capacidad AC-005. 5. Relación de reflujo en la T-002.

OBJETIVO GENERAL	OBJETIVO ESPECÍFICO	VARIABLE DEPENDIENTE	VARIABLE INDEPENDIENTE
Evaluar mediante un análisis de sensibilidad y una optimización la operación de las etapas de compresión, enfriamiento y separación de la planta de gas ubicada en Campo Gigante (Huila) para maximizar la producción de Nafta.	Determinar los cambios a nivel de infraestructura en las etapas de compresión, enfriamiento y separación que mejoren la producción de Nafta en la planta de gas.	Flujo de nafta recuperada.	Condiciones de proceso.
	Realizar una integración del proceso con las condiciones operacionales y los cambios a nivel de infraestructura más favorables en las etapas de compresión, enfriamiento y separación que mejoran la producción de nafta en la planta de gas.	Flujo de nafta recuperada.	Condiciones de proceso y especificaciones y configuración de equipos.

6.4. METODOLOGÍA

La metodología general para el trabajo de investigación se presenta en la Figura 6.

Figura 6. Metodología general



6.5. PROCEDIMIENTOS

Teniendo en cuenta que la metodología planteada para el desarrollo técnico del proyecto contempla 3 etapas, asimismo se segmentó el procedimiento por seguir:

1. Simulación del proceso químico actual de la planta de gas:
 - Simulación en software Aspen HYSYS® de la planta con las condiciones operacionales, equipos y configuración actual. Los resultados de las simulaciones serán corroborados con datos de producción reales de la planta, además la calidad de los componentes simulados se compararán con los fluidos reales de acuerdo a resultados de análisis cromatográficos realizados in situ en la planta para el Gas de entrada, Fuel Gas y GLP.

2. Evaluación del proceso químico con la infraestructura actual:
 - Análisis de sensibilidad en las variables operacionales críticas de las etapas de compresión, enfriamiento y separación de la planta de gas.
 - Evaluación de las variables operacionales críticas de las etapas de compresión, enfriamiento y separación que mostraron relevancia en el análisis de sensibilidad.
 - Optimización en la etapa de separación del proceso teniendo en cuenta que es la etapa final en la cual se obtiene la Nafta.
 - Cambios infraestructurales en las etapas de compresión, enfriamiento y separación acorde con la evaluación y optimización previa realizada.

3. Integración del proceso:
 - Integración de las tres etapas analizadas con los cambios operacionales e infraestructurales requeridos para maximizar la producción de Nafta.

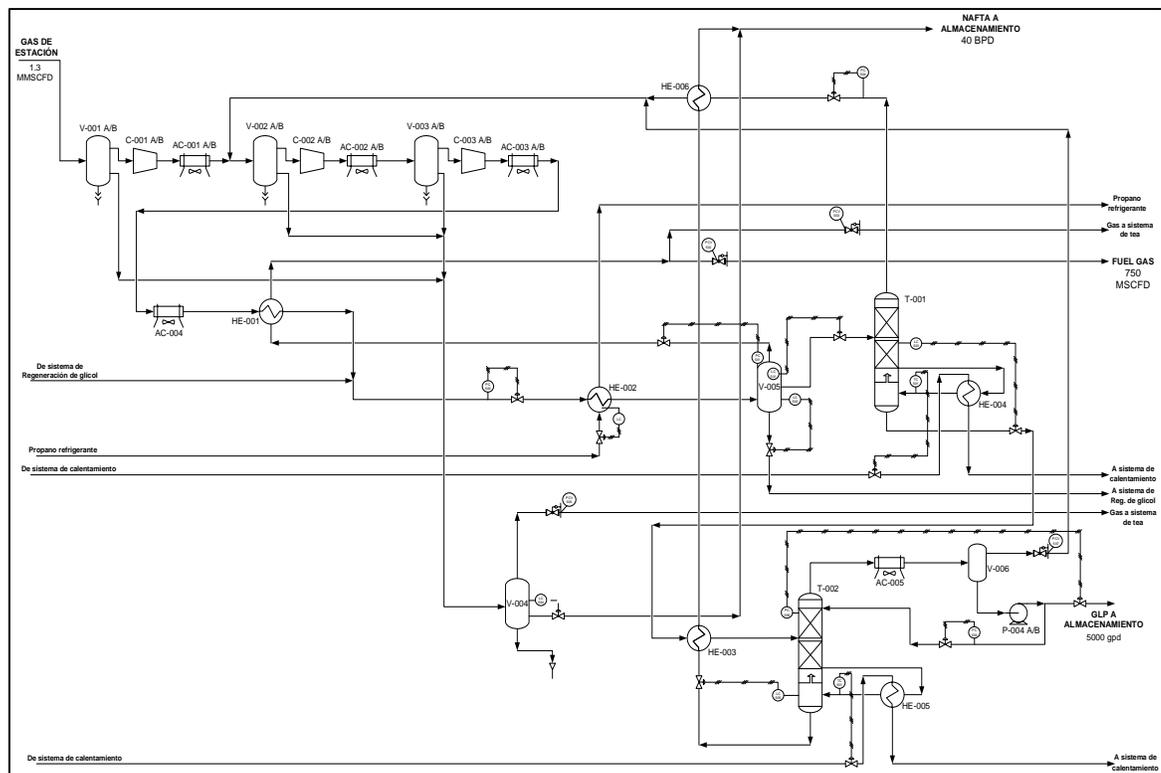
Estos tres procedimientos se realizarán utilizando la herramienta de simulación Aspen HYSYS® (La Universidad de La Sabana cuenta con la licencia de la V7.3).

7. CAPACIDAD DE TRATAMIENTO ACTUAL

7.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En la Planta de Gas objeto de estudio se procesa el gas proveniente de una estación de tratamiento de fluidos provenientes de pozos con el fin de producir Fuel Gas, GLP y Nafta después de un proceso de **compresión, enfriamiento y separación** como se muestra en la Figura 7.

Figura 7. Diagrama de flujo de proceso general de la planta de gas



A continuación se describen los equipos involucrados en el proceso presentado en la Figura 7.

- V-001 A/B: separador bifásico vertical primera etapa de compresión
- C-001 A/B: compresor gas de entrada
- AC-001 A/B: aeroenfriador primera etapa de compresión
- V-002 A/B: separador bifásico vertical segunda etapa de compresión
- C-002 A/B: compresor segunda etapa de compresión

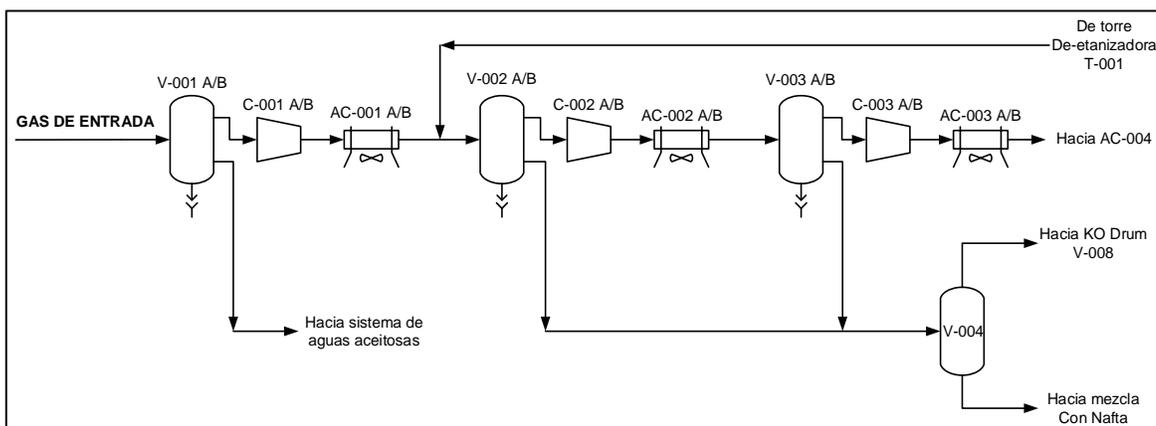
- AC-002 A/B: aerofriador
- V-003 A/B: separador bifásico vertical tercera etapa de compresión
- C-003 A/B: compresor tercera etapa de compresión
- AC-003 A/B: aerofriador tercera etapa de compresión
- V-004: recipiente estabilizador
- AC-004: aerofriador de gas
- HE-001: intercambiador de calor gas/gas
- HE-002: chiller de gas
- HE-601: intercambiador de calor ciclo de propano
- C-601 A/B: compresor propano gaseoso
- V-601: separador de aceite ciclo de propano
- AC-601: condensador ciclo de propano
- V-602: recipiente estabilizador
- V-005: separador de baja temperatura
- HE-006: intercambiador de calor (nafta)
- T-001: torre deetanizadora
- HE-004: rehervidor torre deetanizadora
- HE-003: intercambiador de calor fondo torre estabilizadora
- T-002: torre estabilizadora
- HE-005: rehervidor torre estabilizadora
- AC-005: condensador torre estabilizadora
- V-006: recipiente estabilizador de reflujo torre estabilizadora
- P-001 A/B: bomba de GLP

En la primera etapa del proceso (**compresión**) se recibe y acondiciona el gas, pasando por un separador bifásico (V-001 A/B) en el que se retira por fondos el contenido de líquido, para poder llevar a una primera etapa de compresión (C-001 A/B) únicamente el gas.

Después de la primera etapa de compresión del gas, éste se enfría (AC-001 A/B) y se mezcla con una corriente de recirculación proveniente de la primera columna de destilación (T-001). Seguidamente, se pasa por un segundo separador (V-002 A/B) en el que la corriente de gas se vuelve a comprimir (C-002 A/B) y enfriar (AC-002 A/B) para llevar a un tercer separador (V-003 A/B). El gas resultante se comprime (C-003 A/B) y enfría (AC-003 A/B) en una última etapa para culminar el subsistema de acondicionamiento del gas que se presenta en la Figura 8.

La capacidad de esta parte del proceso es de 3 MMSCFD en dos sistemas en paralelo (Spare), la mitad de la capacidad total para cada uno.

Figura 8. Esquema de la etapa compresión del gas

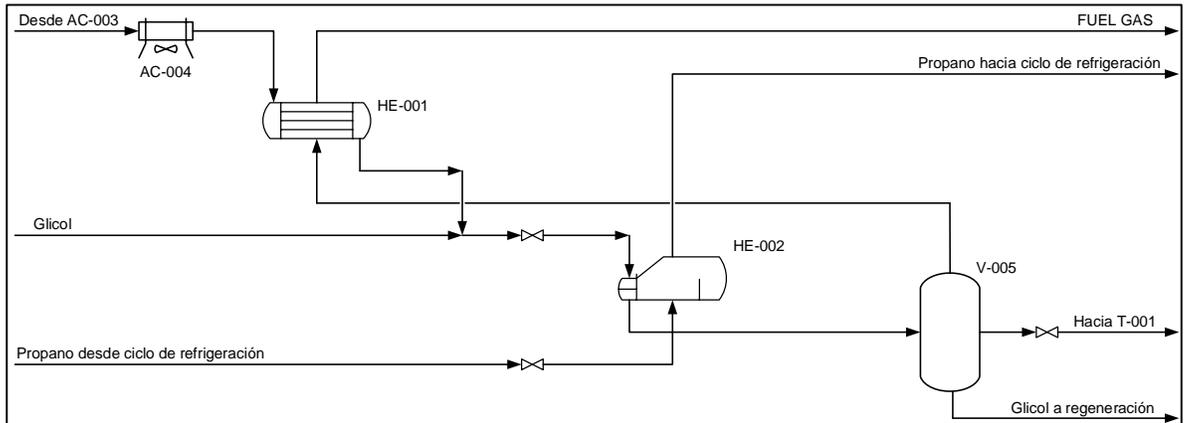


En la segunda etapa del proceso (**enfriamiento**), se reduce la temperatura del gas en un aerofriador y dos intercambiadores de calor, y se produce la primera etapa de separación de compuestos del gas.

El aerofriador AC-004 disminuye la temperatura de la corriente de salida de la etapa de compresión. La salida de este se lleva al primer intercambiador (HE-001) donde se aprovecha la baja temperatura lograda después de expandir la corriente de salida por cima del separador de tres fases (V-005 vasija fría), para reducir la temperatura del gas. Seguidamente, la corriente de gas es mezclada con glicol y conducida al segundo intercambiador (HE-002). En este intercambiador se emplea un ciclo de refrigeración con Propano para lograr una temperatura que permita una adecuada separación de los compuestos más volátiles en la vasija fría, sin arrastrar los compuestos requeridos para cumplir con las especificaciones de composición del GLP.

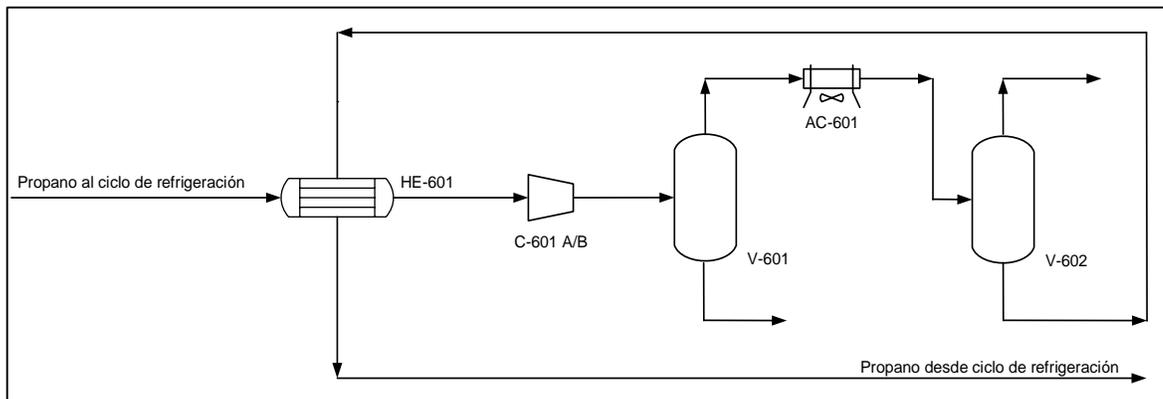
Adicionalmente, se logra en esta etapa de enfriamiento que la alimentación a la torre de-etanizadora (T-001) esté a una temperatura que permita una buena separación en la destilación. Por la corriente de fondos del separador trifásico (V-005) se tiene una corriente de glicol que arrastra la humedad del gas y se conduce a un horno (H-002) para la recuperación del glicol por calentamiento. En la corriente intermedia se tiene la alimentación de la columna de-etanizadora (T-001) y en la cima se logra la separación de los compuestos más volátiles, metano y etano (Fuel Gas) que son expandidos y calentados en el intercambiador (HE-001). Este subsistema se presenta en la Figura 9.

Figura 9. Esquema de la etapa de enfriamiento del gas



El ciclo de refrigeración con Propano (ver Figura 10) toma la corriente evaporada en el intercambiador (HE-002) para enfriar la corriente que será enviada al proceso y que entrará al intercambiador (HE-002) después de una expansión en una válvula Joule Thompson. Este intercambio de calor se hace en el equipo (HE-601) y en este se busca garantizar que la entrada al compresor (C-601 A/B) no tenga líquidos. Después de la etapa de compresión se conduce el gas a un separador de fases (V-601) donde el producto gaseoso se lleva a un aerofriador (AC-601) que condensa el Propano. Finalmente, se lleva la corriente de salida a un segundo separador (V-602) donde el producto líquido se lleva al intercambiador (HE-601) y finalmente al proceso.

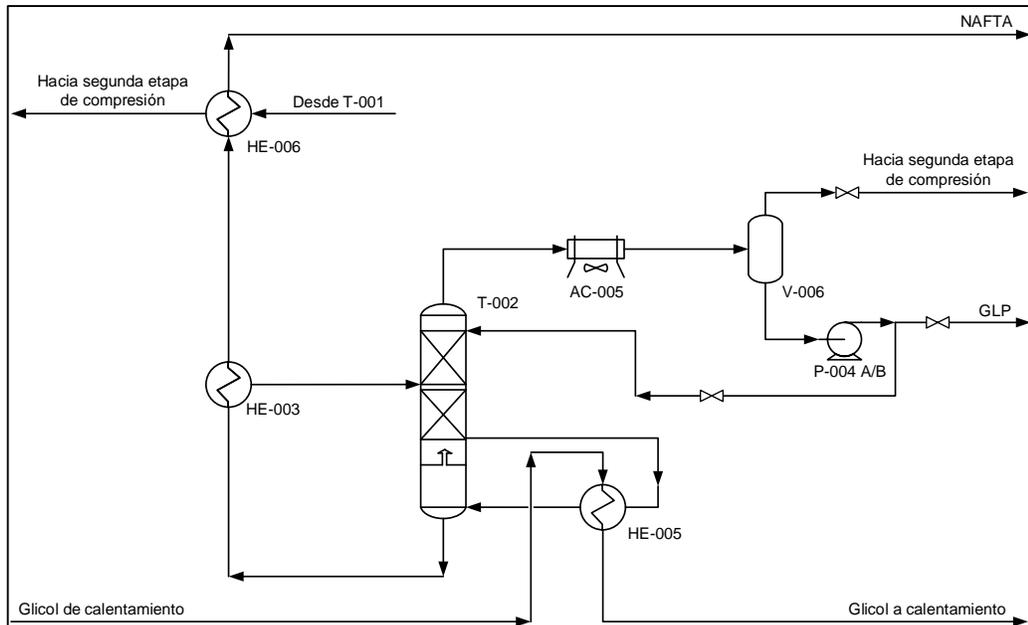
Figura 10. Esquema del ciclo de refrigeración con propano



La tercera etapa del proceso (**separación**) está compuesta por dos subsistemas. En el primer subsistema (Torre De-etanizadora) la corriente intermedia del separador de tres fases V-005 (vasija fría) pasa por una válvula que reduce la

corriente pasa por el intercambiador (HE-006) para bajar la temperatura, seguidamente hacer la mezcla con la corriente líquida del separador (V-004) y llevar el producto (Nafta) a tanques de almacenamiento (TK-008 A/B), que pueden descargar a cargadero por medio de las bombas P-008 A/B. En la Figura 12 se presenta esta etapa del proceso.

Figura 12. Esquema del subsistema la torre estabilizadora



7.2. DEFINICIÓN DE INDICADORES DE CAPACIDAD DEL PROCESO

Se definieron los siguientes parámetros para conocer la forma en la que está operando la planta actualmente, respecto a la producción de Fuel Gas, GLP y Nafta. Estos indicadores serán determinados tanto para las actuales condiciones de operación del proceso, como para cada una de las sugerencias planteadas más adelante para una mayor recuperación de Nafta.

7.2.1. Fracción de productos en la corriente de gas

De acuerdo a la composición del gas de entrada se definieron las siguientes fracciones de los productos obtenidos después del tratamiento en la planta:

- Fracción de Fuel Gas: se consideraron los compuestos más livianos presentes en el gas, así como la fracción de metano y etano.

$$x_{Fuel\ Gas} = x_{H_2} + x_{H_2S} + x_{CO_2} + x_{N_2} + x_{C_1} + x_{C_2} \quad (\text{Ec. 1})$$

- Fracción de GLP: en esta fracción se incluyeron las fracciones de propano, i-butano y n-butano.

$$x_{GLP} = x_{C_3} + x_{i-C_4} + x_{n-C_4} \quad (\text{Ec. 2})$$

- Fracción de Nafta: se asumió como la suma de las fracciones de los compuestos más pesados, desde i-pentano hasta dodecanos plus.

$$x_{Nafta} = x_{i-C_5} + x_{n-C_5} + x_{C_6} + x_{C_7+} + x_{C_{10+}} + x_{C_{12+}} \quad (\text{Ec. 3})$$

7.2.2. Rendimiento de productos

Con el fin de determinar la distribución de productos en la planta de gas, se definió el rendimiento de cada fracción antes mencionada de la siguiente manera:

$$Y_{Fuel\ Gas} (\%) = \frac{w_{Fuel\ Gas}}{w_{Gas\ de\ Entrada}} * 100 \quad (\text{Ec. 4})$$

$$Y_{GLP} (\%) = \frac{w_{GLP}}{w_{Gas\ de\ Entrada}} * 100 \quad (\text{Ec. 5})$$

$$Y_{Nafta} (\%) = \frac{w_{Nafta}}{w_{Gas\ de\ Entrada}} * 100 \quad (\text{Ec. 6})$$

7.2.3. Recuperación de productos

Para conocer la capacidad de la planta para la recuperación de cada una de las fracciones definidas, se establecieron las siguientes ecuaciones:

$$Recuperación\ Fuel\ Gas (\%) = \frac{w_{Fuel\ Gas}}{x_{Fuel\ Gas} * w_{Gas\ de\ Entrada}} * 100 \quad (\text{Ec. 7})$$

$$Recuperación\ GLP (\%) = \frac{w_{GLP}}{x_{GLP} * w_{Gas\ de\ Entrada}} * 100 \quad (\text{Ec. 8})$$

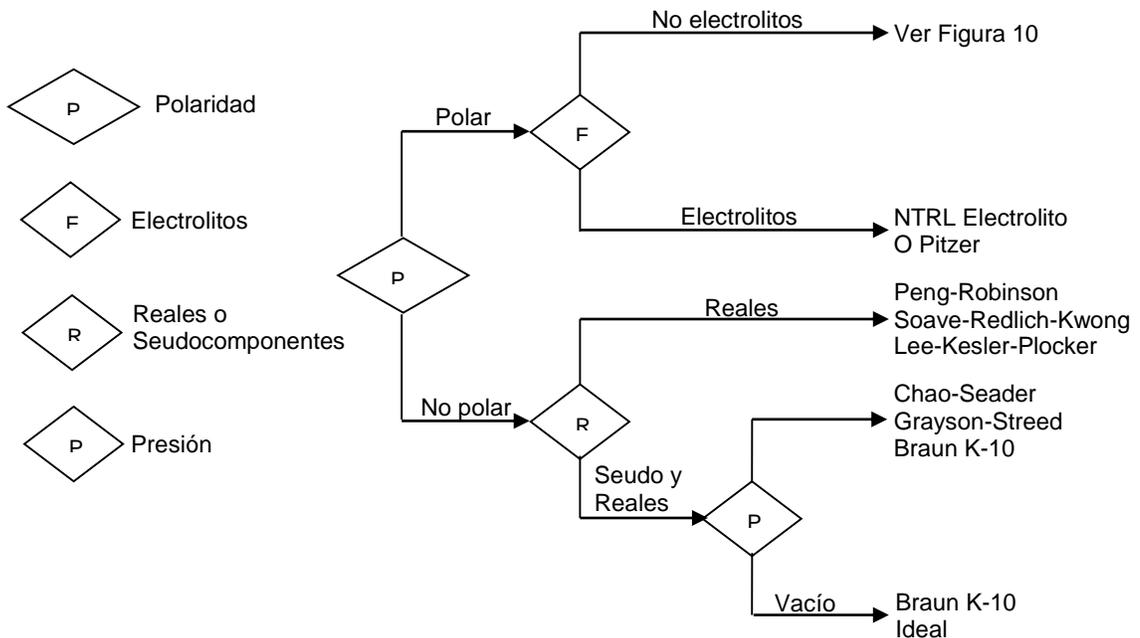
$$Recuperación\ Nafta (\%) = \frac{w_{Nafta}}{x_{Nafta} * w_{Gas\ de\ Entrada}} * 100 \quad (\text{Ec. 9})$$

8. SIMULACIÓN DE LA PLANTA

8.1. MODELO TERMODINÁMICO

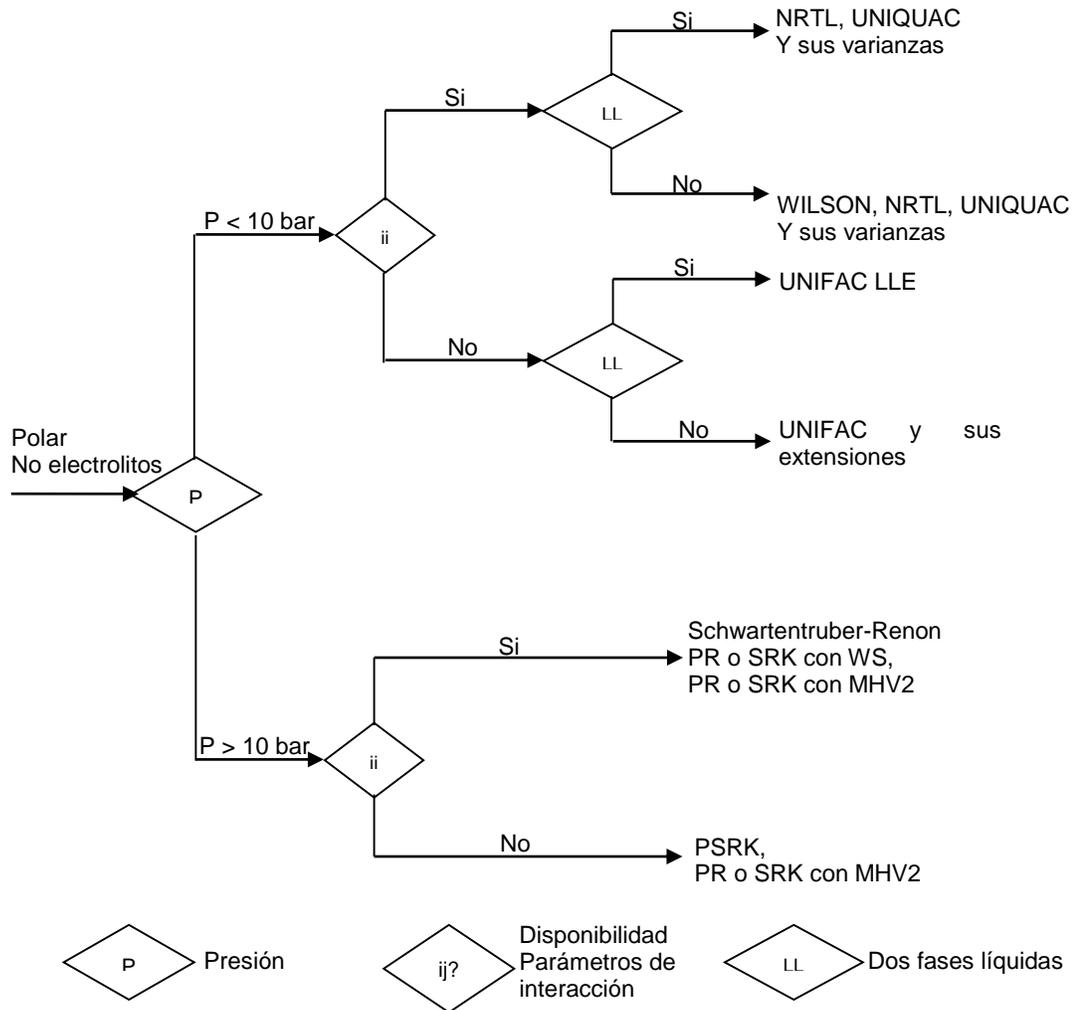
A los modelos termodinámicos comúnmente se les llaman “paquetes de propiedades” debido a que son un conjunto de ecuaciones que sirven para determinar las propiedades físicas de los componentes que se desean simular (Carlson, 1996). El método de selección de modelos termodinámicos más reconocido es el desarrollado por el ingeniero de Aspen Technology®, Eric Carlson, quien resume los parámetros de importancia para la selección en varios árboles de decisiones (Agarwal, Li, Santollani, Satyro, & Vieler, 2001). A continuación se presenta el árbol de decisión adaptado del que se encuentra en la literatura (Carlson, 1996).

Figura 13. Árbol de decisión 1 para la selección de modelo termodinámico



Fuente: adaptado de (Carlson, 1996)

Figura 14. Árbol de decisión 2 para la selección de modelo termodinámico



Fuente: adaptado de (Carlson, 1996)

En la simulación realizada se utilizó la herramienta Aspen HYSYS® usando el modelo termodinámico Peng-Robinson teniendo en cuenta que los compuestos por tratar en la planta de gas son No Polares y Reales (Carlson, 1996).

La ecuación de Peng-Robinson fue desarrollada en 1976 para cumplir los siguientes objetivos (Iván Gil, Javier Guevara, José García, & Alexander Leguizamón, 2011a):

- Los parámetros debían ser extrapolables con respecto al factor acéntrico y las propiedades críticas.
- El modelo debía ser razonablemente preciso cerca del punto crítico, particularmente para cálculos del factor de compresibilidad y la densidad líquida.

- Las reglas de mezclado no debían mezclar más que un parámetro sobre las interacciones binarias, que debían ser independientes de la presión, la temperatura y la composición.
- La ecuación debía ser aplicable a todos los cálculos de todas las propiedades de los fluidos en procesos que involucran el uso de gas natural.

Generalmente la ecuación de Peng-Robinson da unos resultados similares a la de Soave-Redlich-Kwong, aunque es mejor para predecir las densidades de muchos componentes en fase líquida, especialmente los apolares.

El modelo propiamente dicho se presenta a continuación:

$$P = \frac{R*T}{V_m - b} - \frac{a*\alpha}{V_m^2 + 2*a*b*V_m - b^2} \quad (\text{Ec. 10})$$

$$a = \frac{0.45724*R^2*T_c^2}{P_c} \quad (\text{Ec. 11})$$

$$b = \frac{0.07780*R*T_c}{P_c} \quad (\text{Ec. 12})$$

$$\alpha = [1 + (0.37464 + 1.54226 * \omega - 0.26992 * \omega^2)(1 - T_r^{0.5})]^2 \quad (\text{Ec. 13})$$

Las ventajas de usar este modelo en paquetes de simulación (Aspen Technology Inc, 2006) son:

- Es el modelo más desarrollado en Aspen HYSYS®.
- Amplia precisión en un amplio rango de temperatura y presión.
- Tratamiento especial para componentes clave.
- Amplia base de datos de parámetros binarios.

Adicionalmente, los factores a, b y α son similares a los planteados por Soave-Redlich-Kwong, pero corrigiendo las constantes para mejorar su precisión (Gil, et al., 2011a).

8.2. SIMULACIÓN Y ANÁLISIS

Para determinar la capacidad actual de tratamiento de la Planta de Gas, se realizó la simulación en el software Aspen HYSYS® con la información obtenida en una visita de campo y algunos de los parámetros de diseño especificados por la empresa operadora.

La composición del gas de entrada fue suministrada por la empresa operadora de la planta de gas la cual extrajo un promedio de los valores reportados en las cromatografías presentadas en los informes mensuales de producción de la planta, desde julio de 2011 hasta diciembre del mismo año (no fueron suministrados los reportes mensuales individuales). En el ANEXO 1 “Datos de entrada y tratamiento de datos” se presenta el resumen de la información suministrada por la empresa operadora de la planta de gas. Las condiciones de presión y temperatura de entrada se especificaron según información recolectada en campo.

A continuación se presenta el resumen de la caracterización del gas de entrada.

Tabla 5. Resultado de cromatografía de gases para la caracterización por composición del gas de entrada (base seca)

	Compuesto	% Molar	% Másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	2.94	4.28
N ₂	Nitrógeno	1.41	1.31
C ₁	Metano	47.94	25.44
C ₂	Etano	20.64	20.52
C ₃	Propano	15.14	22.07
iC ₄	i-Butano	2.19	4.21
nC ₄	n-Butano	5.18	9.97
iC ₅	i-Pentano	1.36	3.23
nC ₅	n-Pentano	1.22	2.91
C ₆	Hexanos	0.85	2.38
C ₇	Heptanos	0.63	1.93
C ₈	Octanos	0.33	1.09
C ₉	Nonanos	0.10	0.37
C ₁₀	Decanos	0.04	0.18
C ₁₁	Undecanos	0.02	0.08
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.01	0.03

Propiedades Calculadas		Peso Molecular (g/mol)	Densidad (g/cm ³ a 60°F)
C ₇₊	Heptanos plus	98.7	0.7570
C ₁₀₊	Decanos plus	140.0	0.7834
C ₁₂₊	Dodecanos plus	161.0	0.8000
Propiedades del Gas			
Gravedad Específica del Gas		1.0488	(Aire=1 @ 14.73 psia y 60°F)
Peso Molecular Promedio		30.2400	g/mol
Densidad en condición de Gas Ideal		1.2782	Kg/m ³ @ 14.65 psia y 60°F
Poder Calorífico Superior		1676.8	BTU*ft ³ @ 14.65 psia y 60°F
Poder Calorífico Inferior		1533.0	BTU*ft ³ @ 14.65 psia y 60°F

Tabla 6. Condiciones de entrada del gas a la planta

Flujo (MMSCFD)	1.3
Temperatura (°F)	78
Presión (psig)	15

Para conocer la composición con base húmeda, se determinó el contenido de agua por medio de la correlación de McKetta y Wehe (1958) (Manning & Thomson, 1991a) a la condiciones de flujo, temperatura y presión.

Tabla 7. Composición del gas de entrada en base húmeda

Compuesto		% Molar	% Másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	2.45	3.81
N ₂	Nitrógeno	1.17	1.16
C ₁	Metano	39.88	22.67
C ₂	Etano	17.17	18.29
C ₃	Propano	12.59	19.68
iC ₄	i-Butano	1.82	3.75
nC ₄	n-Butano	4.31	8.87
iC ₅	i-Pentano	1.13	2.89
nC ₅	n-Pentano	1.01	2.59
C ₆	Hexanos	0.71	2.16
C ₇₊	Heptanos plus	0.88	3.08
C ₁₀₊	Decanos plus	0.05	0.25
C ₁₂₊	Dodecanos plus	0.01	0.05
H ₂ O	Agua	16.82	10.73

Para la simulación del proceso se consideraron los equipos reportados en Diagramas de Flujo de Proceso suministrados por el operador de la planta (presentados en el ANEXO 2 “Especificaciones Técnicas Equipos de Proceso”) y las condiciones de proceso reportadas en los balances operativos de la planta e información de una visita de campo. Según información de campo, se tuvieron que hacer algunas modificaciones al proceso descrito en los PI&Ds (Piping and Instrumentation Diagrams):

- a) El aerofriador AC-004 no está en funcionamiento en la actualidad, haciendo que el gas entre al intercambiador HE-001 aproximadamente 20°F por encima de la temperatura de diseño (105-110°F).
- b) El ciclo de refrigeración tiene una configuración diferente a la reportada en el P&ID del sistema de refrigeración con propano, en donde la salida caliente del intercambiador (HE-601) pasa directamente al compresor (C-601) y no al separador (V-601).

La simulación de la planta con las actuales condiciones de operación tuvo los resultados que se presentan en la Tabla 8, para los productos del proceso. Estos valores son muy cercanos a los valores reportados por los operadores para un flujo de gas de 1.3 MMSCFD:

Tabla 8. Condiciones de las principales corrientes de salida del proceso en las condiciones actuales de operación

Propiedad	Fuel Gas		GLP		Nafta	
	Real	Simulación	Real	Simulación	Real	Simulación
Flujo másico (lb/h)	-	2041	-	1138	-	413.7
Flujo Volumétrico de líquido a S.C. (BPD)	-	-	119	144.2	40	41.25
Flujo de Gas a S.C. (MMSCFD)	0.75	0.8239	-	-	-	-
Temperatura (°F)	70	74.1	-	123.3	-	80.4
Presión (psig)	78	78	155	180	-	91

Las diferencias en los flujos volumétricos de Fuel Gas y GLP, se debe a que un proceso simulado puede tener un margen de error del 10% al 20% con respecto al modelo real. En este caso, se obtuvieron los siguientes porcentajes de error para cada corriente:

$$\% \text{ Error} = \frac{|Valor_{real} - Valor_{simulado}|}{Valor_{real}} * 100 \quad (\text{Ec. 14})$$

$$\% \text{ Error Fuel Gas} = 9.85\%$$

$$\% \text{ Error GLP} = 21.18\%$$

$$\% \text{ Error Nafta} = 3.13\%$$

El mayor margen de error se presenta para el GLP, seguido del Fuel gas y finalmente la Nafta con la cual se obtuvo un porcentaje bajo. Adicional al margen de error estipulado para simulaciones, se deben tener en cuenta posibles pérdidas de materia durante la operación de la planta y las descargas de gas realizadas a la tea por eventuales sobrepresiones. Las principales pérdidas de materia en este tipo de procesos son consecuencia de la alta volatilidad de los compuestos manejados.

Por otro lado, las composiciones de las corrientes de productos obtenidas en la simulación (Tabla 9) se compararon con los valores reportados en la producción (Tabla 10). Estas composiciones se calcularon como el promedio de las cromatografías tomadas del 11 al 27 de diciembre de 2011, fecha en la cual la planta entró en parada. En el ANEXO 1 “Datos de entrada y tratamiento de datos” se presenta el análisis de tratamiento de datos realizado a las cromatografías de Fuel Gas y GLP en donde se identifica que todos los datos tomados para el análisis son representativos en la operación normal de la planta. En la Tabla 11 se muestra la comparación y el porcentaje de error obtenido. Se tuvo como resultado una buena representación de la composición del Fuel Gas, respecto al contenido de Metano y Etano. Para el GLP se tuvo igualmente una buena aproximación, aunque el contenido de Propano en la simulación es superior.

Tabla 9. Composición de los productos de la planta en las condiciones actuales de operación (por simulación)

Compuesto		Fuel Gas		GLP		Nafta	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	3.71	7.24	0.00	0.00	0.06	0.04
N ₂	Nitrógeno	1.84	2.29	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	62.87	44.69	0.00	0.00	0.21	0.05
C ₂	Etano	26.49	35.30	1.76	1.07	1.64	0.71
C ₃	Propano	4.31	8.43	60.62	53.85	2.43	1.54
iC ₄	i-Butano	0.26	0.66	10.06	11.78	0.94	0.79
nC ₄	n-Butano	0.43	1.11	23.91	27.99	4.55	3.81
iC ₅	i-Pentano	0.05	0.15	2.52	3.66	16.59	17.24
nC ₅	n-Pentano	0.03	0.10	1.11	1.62	19.36	20.13
C ₆	Hexanos	0.01	0.03	0.02	0.03	16.70	20.73
C ₇₊	Heptanos plus	0.00	0.01	0.00	0.00	20.48	29.12

Compuesto	Fuel Gas		GLP		Nafta	
	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
C ₁₀₊ Decanos plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.72	1.46
C ₁₂₊ Dodecanos plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.07	0.16
H ₂ O Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	16.24	4.22

Tabla 10. Composición de Fuel Gas y GLP según promedio de reportes de cromatografías in situ

Compuesto	Fuel Gas	GLP
	% Molar	% Molar
H ₂ Hidrógeno	0.00	0.00
H ₂ S Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00
CO ₂ Dióxido de Carbono	3.26	0.05
N ₂ Nitrógeno	1.16	0.00
C ₁ Metano	61.54	0.00
C ₂ Etano	23.70	5.80
C ₃ Propano	8.33	45.15
iC ₄ i-Butano	0.60	9.80
nC ₄ n-Butano	1.17	25.91
iC ₅ i-Pentano	0.15	6.67
nC ₅ n-Pentano	0.09	5.77
C ₆ Hexanos	0.00	0.85
C ₇₊ Heptanos plus	0.00	0.00
C ₁₀₊ Decanos plus	0.00	0.00
C ₁₂₊ Dodecanos plus	0.00	0.00

Tabla 11. Comparación de composiciones reales vs composiciones de simulación

Compuesto	Fuel Gas			GLP		
	Real	Simulación	Error	Real	Simulación	Error
	% molar	% molar	% error	% molar	% molar	% error
H ₂ Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ Dióxido de Carbono	3.26	3.71	13.94	0.05	0.00	99.94
N ₂ Nitrógeno	1.16	1.84	59.66	0.00	0.00	0.00
C ₁ Metano	61.54	62.87	2.15	0.00	0.00	0.00
C ₂ Etano	23.70	26.49	11.79	5.80	1.76	69.59
C ₃ Propano	8.33	4.31	48.21	45.15	60.62	34.25
iC ₄ i-Butano	0.60	0.26	57.63	9.80	10.06	2.58
nC ₄ n-Butano	1.17	0.43	63.20	25.91	23.91	7.72
iC ₅ i-Pentano	0.15	0.05	68.73	6.67	2.52	62.22

Compuesto	Fuel Gas			GLP		
	Real	Simulación	Error	Real	Simulación	Error
	% molar	% molar	% error	% molar	% molar	% error
nC ₅ n-Pentano	0.09	0.03	66.51	5.77	1.11	80.72
C ₆ Hexanos	0.00	0.01	0.00	0.85	0.02	97.79
C ₇₊ Heptanos plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₀₊ Decanos plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₂₊ Dodecanos plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Para conocer la distribución de productos en las corrientes de salida de la planta, se realizó un balance de masa haciendo énfasis en los compuestos: i-Butano y n-Butano (Compuestos claves livianos), i-Pentano y n-Pentano (Compuestos claves pesados), debido a que una correcta separación de estos compuestos llevaría a mayor recuperación de Nafta. En el balance de masa, las entradas al proceso están dadas por la corriente de gas de entrada a la planta y el Glicol empleado para la deshidratación del gas. Por otro lado, las salidas del proceso son las corrientes de Fuel Gas, GLP, Nafta, Glicol después de la deshidratación, los fondos del separador V-001 (Corriente C2) en la etapa de recibo y acondicionamiento, y la corriente gaseosa del separador bifásico V-004 (Corriente C45). En la Tabla 12 se presenta el balance general.

Tabla 12. Balance de masa general de la planta de gas a condiciones actuales de operación

Entradas	lb/h	Salidas	lb/h
Gas natural	4027.32	Fuel Gas	2041.5
Glicol	405.5	GLP	1138.3
		Nafta	413.7
		Glicol	428.3
		C2	408.4
		C45	2.8
Total	4432.9	Total	4432.9

En el balance general se observa que la corriente C2 tiene un valor importante, debido a que en este se separa la mayor parte del contenido de agua del gas. Sin embargo, en esta separación se tiene un arrastre de hidrocarburos pesados (2.21% en masa) que vienen en el gas como se muestra en la Tabla 13.

Tabla 13. Composición de la corriente de fondos del separador V-001

Compuesto		Fondos V-001	
		% Molar	% Másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.00	0.01
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.00	0.00
C ₂	Etano	0.00	0.01
C ₃	Propano	0.01	0.03
iC ₄	i-Butano	0.00	0.02
nC ₄	n-Butano	0.02	0.05
iC ₅	i-Pentano	0.01	0.04
nC ₅	n-Pentano	0.01	0.05
C ₆	Hexanos	0.03	0.15
C ₇₊	Heptanos plus	0.15	0.80
C ₁₀₊	Decanos plus	0.13	0.97
C ₁₂₊	Dodecanos plus	0.05	0.40
H ₂ O	Agua	99.57	97.46

En la Tabla 14 se presenta el balance de masa para los compuestos clave definidos.

Tabla 14. Balance de masa de los compuestos clave definidos (i-Butano, n-Butano, i-Pentano, n-Pentano) bajo las actuales condiciones de operación de la planta

Balance de masa i-Butano				Balance de masa n-Butano			
Entradas	lb/h	Salidas	lb/h	Entradas	lb/h	Salidas	lb/h
Gas	151.0	Fuel Gas	13.5	Gas	357.5	Fuel Gas	22.6
Glicol	0.0	GLP	134.0	Glicol	0.0	GLP	318.7
		Nafta	3.3			Nafta	15.8
		Glicol	0.0			Glicol	0.0
		Corriente C2	0.1			Corriente C2	0.2
		Corriente C45	0.1			Corriente C45	0.2
Total	151.0	Total	151.0	Total	357.5	Total	357.5
Balance de masa i-Pentano				Balance de masa n-Pentano			
Entradas	lb/h	Salidas	lb/h	Entradas	lb/h	Salidas	lb/h
Gas	116.3	Fuel Gas	3.1	Gas	103.99	Fuel Gas	2.0
Glicol	0.0	GLP	41.7	Glicol	0.00	GLP	18.4
		Nafta	71.3			Nafta	83.3

Balance de masa i-Pentano				Balance de masa n-Pentano			
Entradas	lb/h	Salidas	lb/h	Entradas	lb/h	Salidas	lb/h
		Glicol	0.0			Glicol	0.0
		Corriente C2	0.2			Corriente C2	0.2
		Corriente C45	0.1			Corriente C45	0.1
Total	116.3	Total	116.3	Total	104.0	Total	104.0

Se observa un contenido importante de i-Pentano en el GLP (35.9% en masa) y un 17.7% en masa de n-Pentano. Por estos valores, se puede tener una mayor recuperación de Nafta si se logra una adecuada separación de estos compuestos en el proceso. En el ANEXO 3 "Diagramas de Flujo Simulación en Aspen HYSYS® - Condición Actual de la Planta de Gas" se presentan las condiciones de las corrientes del proceso analizado.

9. CAPACIDAD MÁXIMA DE RECOBRO DE NAFTA

Después de conocer cada una de las etapas de la planta y realizar su simulación, se observó que por medio de un estudio de sensibilidad del proceso se pueden plantear recomendaciones con el fin de conocer qué modificaciones operacionales o de equipos se pueden hacer para obtener una recuperación mayor de Nafta. Es de resaltar que, según la composición del gas y la definición la fracción de Nafta presentadas en la Tabla 7, el máximo rendimiento de la planta para producir Nafta será 11.02% equivalente a 45.4 BPD.

A continuación se enuncia la evaluación por etapa de proceso realizada mediante simulación en Aspen HYSYS®, con el fin de determinar su efecto en la recuperación de Nafta:

- a) Etapa de Compresión
 - Presión de entrada del gas.
- b) Etapa de Enfriamiento
 - Puesta en marcha del Air Cooler AC-004.
 - Temperatura de la corriente de entrada y operación de la vasija fría V-005.
- c) Etapa de Separación
 - Capacidad del Air Cooler AC-005.
 - Relación de reflujo en la columna T-002. Como premisa inicial y dentro del análisis de cambios operacionales, se considera constante el número de etapas ideales de la columna de fraccionamiento T-002 quedando así un grado de libertad con el cual se realiza la variación en la relación de reflujo.

9.1. ETAPA DE COMPRESIÓN

9.1.1. Análisis de sensibilidad: presión de entrada del gas

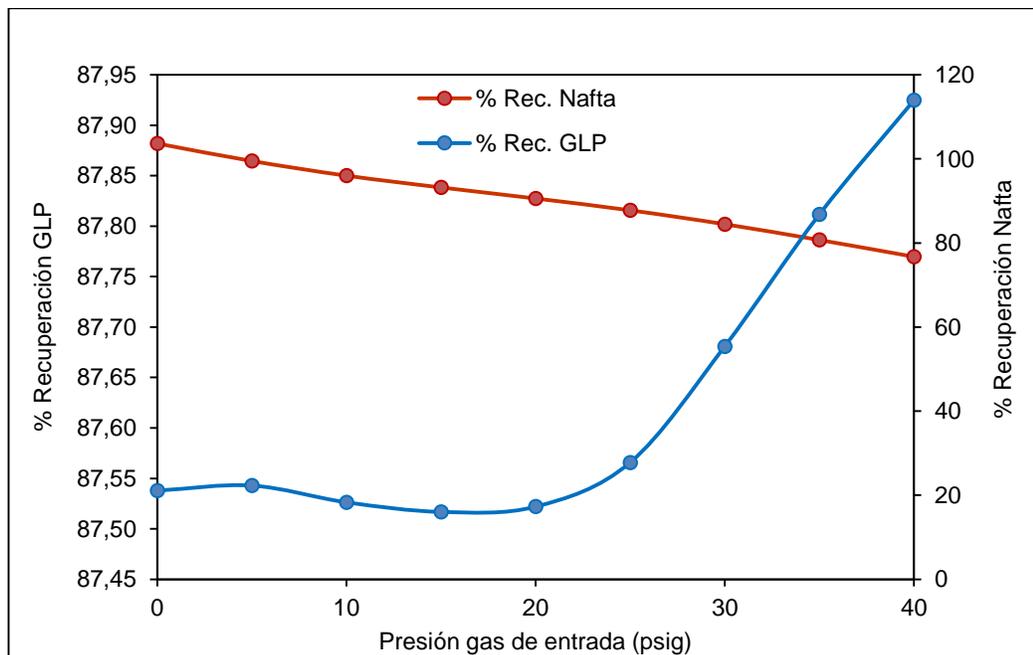
La condición de entrada del gas a la planta respecto a la presión, tiene un efecto sobre la separación que se lleva a cabo en el primer separador (V-001 A/B) de la etapa de compresión. A continuación se muestran los resultados de la simulación para un intervalo de presiones entre 5 a 40 psig.

Tabla 15. Recuperación y rendimiento de productos en función a la presión de entrada del gas

P (psig)	% Recup. Fuel Gas	% Recup. GLP	% Recup. Nafta	Y _{FUEL GAS}	Y _{GLP}	Y _{NAFTA}	Flujo másico Nafta (lb/h)
0	110.34	87.54	103.65	50.70	28.27	11.42	460.06
5	110.34	87.54	99.49	50.70	28.27	10.96	441.58
10	110.33	87.53	96.00	50.69	28.27	10.58	426.11
15	110.33	87.52	93.19	50.69	28.26	10.27	413.65
20	110.32	87.52	90.57	50.69	28.27	9.98	402.01
25	110.33	87.57	87.76	50.69	28.28	9.67	389.53
30	110.34	87.68	84.46	50.70	28.32	9.31	374.86
35	110.37	87.81	80.70	50.71	28.36	8.89	358.20
40	110.40	87.92	76.72	50.72	28.40	8.46	340.53

Se observa en la Tabla 15 que a una menor presión del gas de entrada, el flujo másico de Nafta al final del proceso es mayor aumentando el porcentaje de recuperación y el rendimiento del proceso hacia Nafta. En la Figura 15 se aprecia este comportamiento junto con la poca sensibilidad de la recuperación de GLP, respecto a la presión de entrada del gas. Esto evidencia que en la etapa de acondicionamiento del gas es donde tiene mayor efecto la presión y que en ésta se están arrastrando por fondos una cantidad de hidrocarburos pesados del gas de entrada.

Figura 15. Porcentaje de recuperación de GLP y Nafta según la presión de entrada del gas



No obstante, este aumento en el flujo másico de Nafta se debe a que en el separador bifásico (V-001 A/B) se pierde capacidad de retirar agua, incrementando el contenido de humedad en el producto. Este comportamiento se evidencia en el reporte de composición de Nafta a diferentes presiones presentado en la Tabla 16 y en la Figura 16.

Tabla 16. Composición de agua en la corriente de Nafta en función a la presión de entrada del gas

Compuesto		P = 5 psig		P = 15 psig		P = 25 psig		P = 35 psig	
		%	%	%	%	%	%	%	%
		molar	másico	molar	másico	molar	másico	molar	másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.06	0.04	0.06	0.04	0.06	0.03	0.04	0.02
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.21	0.05	0.21	0.05	0.19	0.04	0.14	0.03
C ₂	Etano	1.49	0.72	1.64	0.71	1.59	0.65	1.25	0.49
C ₃	Propano	2.14	1.51	2.43	1.54	2.43	1.46	1.93	1.11
iC ₄	i-Butano	0.82	0.76	0.94	0.79	0.98	0.77	0.86	0.65
nC ₄	n-Butano	3.90	3.61	4.55	3.81	4.87	3.84	4.74	3.59
iC ₅	i-Pentano	14.01	16.13	16.59	17.24	18.57	18.21	20.68	19.45
nC ₅	n-Pentano	16.39	18.87	19.36	20.13	21.65	21.24	24.16	22.72
C ₆	Hexanos	14.23	19.56	16.70	20.73	18.47	21.63	20.18	22.67
C ₇₊	Heptanos Plus	17.79	28.02	20.48	29.12	21.62	29.01	21.62	27.82
C ₁₀₊	Decanos Plus	1.01	2.25	0.72	1.46	0.42	0.80	0.24	0.44
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.20	0.50	0.07	0.16	0.03	0.07	0.01	0.03
H ₂ O	Agua	27.75	7.98	16.24	4.22	9.13	2.23	4.14	0.97

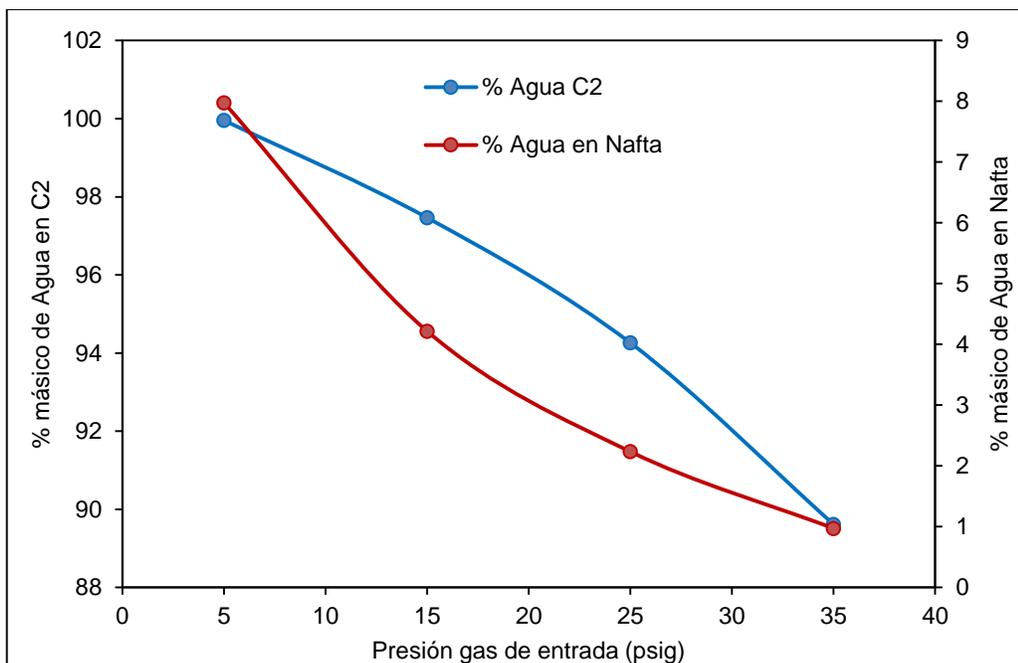
Por otro lado, la disminución en la cantidad de Nafta producida en el proceso al aumentar la presión se debe a que bajo este modo de operación, la cantidad de compuestos pesados en el gas que son arrastrados por los fondos del separador V-001 A/B aumenta, como se evidencia en la Tabla 17.

Los resultados de la simulación en las etapas de separación y compresión del gas de entrada, sugieren la inclusión de un equipo que permita separar de manera adecuada la Nafta y el agua, aumentando la cantidad de Nafta recuperada en el proceso. Igualmente, es necesario resaltar que el contenido de agua fue calculado según las características y condiciones de entrada del gas. Por esta razón se recomienda hacer la medición y seguimiento de esta variable durante el funcionamiento normal de la planta.

Tabla 17. Composición de agua en la corriente C2 en función a la presión de entrada del gas

Compuesto	P = 5 psig		P = 15 psig		P = 25 psig		P = 35 psig	
	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂ Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ Dióxido de Carbono	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.01	0.01	0.02
N ₂ Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁ Metano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01	0.02	0.01
C ₂ Etano	0.00	0.00	0.00	0.01	0.02	0.03	0.04	0.07
C ₃ Propano	0.00	0.00	0.01	0.03	0.05	0.11	0.12	0.27
iC ₄ i-Butano	0.00	0.00	0.00	0.02	0.02	0.05	0.04	0.13
nC ₄ n-Butano	0.00	0.00	0.02	0.05	0.06	0.18	0.15	0.44
iC ₅ i-Pentano	0.00	0.00	0.01	0.04	0.04	0.15	0.10	0.36
nC ₅ n-Pentano	0.00	0.00	0.01	0.05	0.05	0.18	0.12	0.43
C ₆ Hexanos	0.00	0.00	0.03	0.15	0.11	0.49	0.26	1.12
C ₇₊ Heptanos Plus	0.00	0.01	0.15	0.80	0.48	2.48	1.04	5.24
C ₁₀₊ Decanos Plus	0.00	0.02	0.13	0.97	0.21	1.59	0.26	1.83
C ₁₂₊ Dodecanos Plus	0.00	0.01	0.05	0.40	0.06	0.47	0.06	0.47
H ₂ O Agua	99.99	99.96	99.57	97.46	98.91	94.26	97.79	89.62

Figura 16. Contenido de agua en las corrientes de Nafta y C2 en función a la presión de entrada del Gas

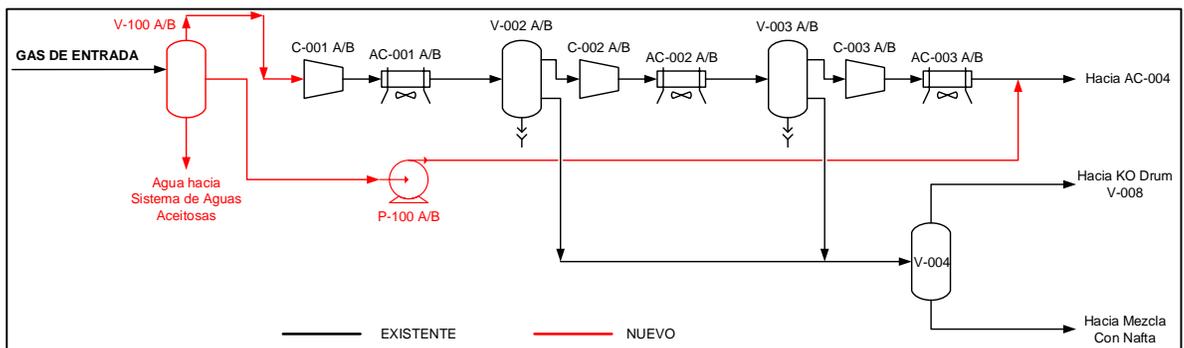


9.1.2. Cambios a nivel de infraestructura

Para mejorar la recuperación de Nafta en el proceso, se deben cambiar los separadores bifásicos V-001A/B por separadores trifásicos (V-100 A/B) que permitan separar adecuadamente el agua de los hidrocarburos pesados condensables presentes en la corriente de gas de entrada. Con la inclusión de este separador trifásico se tendrá una corriente de gas (hidrocarburos livianos) que será conectada a los compresores C-001 A/B para iniciar el tratamiento; adicionalmente se tendrán dos corrientes de líquido (una corriente de fondo por la que saldrá el agua y una corriente lateral por la que saldrán los hidrocarburos pesados condensables). La corriente de agua será enviada a drenajes de aguas aceitosas para su respectivo tratamiento mientras que la corriente líquida de hidrocarburos pesados será retornada al proceso mezclándola con la corriente que sale del sistema de compresión (corriente de salida de los AC-003 A/B que transporta mezcla de líquido y gas) para extraer de ella la máxima cantidad de Nafta en etapas posteriores.

La conexión de la corriente líquida de hidrocarburos pesados con la corriente de salida de los AC-003 exige la instalación de una bomba (P-100 A/B una en operación y otra de respaldo) que permita vencer al fluido proveniente del separador trifásico la presión generada por las tres etapas de compresión y que llega a 990 psig. Teniendo en cuenta que el flujo de la corriente de hidrocarburos pesados es mucho menor que el flujo de la corriente proveniente de los compresores, no es necesario instalar intercambiadores de calor para igualar las temperaturas y no alterar el proceso en la etapa de enfriamiento. En la Figura 17 se presenta la nueva configuración de equipos para la etapa de compresión.

Figura 17. Esquema de la etapa de recibo y acondicionamiento del gas con modificaciones



A continuación se presenta el diseño y dimensionamiento de los nuevos equipos involucrados en la etapa de compresión.

Separador Trifásico

La separación de las fases las corrientes de producción es conveniente porque:

- Es técnicamente más fácil y menos costoso procesar los hidrocarburos livianos (gas), hidrocarburos pesados y agua en forma separada (Manning & Thomson, 1991b). Aguas abajo del separador los equipos no pueden manejar mezclas gas – líquido, por ejemplo, las bombas requieren líquido libre de gas para evitar la cavitación, los compresores y equipos de deshidratación requieren gas libre de líquido. Las especificaciones de los productos tienen sus límites en las impurezas (Arnold & Stewart, 2008a).
- El agua de producción es generalmente corrosiva. Remover el agua permite tener menos costos de materiales de construcción aguas abajo del separador y reduce los daños por corrosión (Manning & Thomson, 1991b).
- Se requiere menos presión para mover las fases en forma separada. La separación de las fases permite que la presión aguas abajo del separador sea menor (Manning & Thomson, 1991b).

Parámetros de diseño:

- Presión de operación:

Los separadores pueden clasificarse como de baja, media y alta presión. Los separadores de baja presión usualmente operan en un rango entre 10 psig – 20 psig hasta 180 psig – 225 psig. Los separadores de media presión operan entre 230 psig – 250 psig hasta 600 psig – 700 psig. Los separadores de alta presión operan en el amplio rango de 750 psig – a 1500 psig (Fancha et al., 2007).

Teniendo en cuenta que con el análisis de sensibilidad presentado en el ítem 9.1.1 se logra mejorar la producción de Nafta con la disminución de la presión de operación, se realizó una segunda sensibilidad en el software Aspen HYSYS® reemplazando el separador bifásico por un separador trifásico y variando la presión de operación de 0 a 35 psig . Los resultados obtenidos muestran que la máxima separación de hidrocarburos en fase líquida se presenta como mínimo a 15 psig con la composición mostrada en la Tabla 18. Bajo este esquema, se calculó la presión de vapor de esta mezcla de hidrocarburos encontrándose en 15 psig, es decir que a presiones más bajas ya no se hace efectiva la separación de fases en el separador trifásico, obteniendo así una cantidad considerable de gas en la salida lateral del separador y causando cavitación en la bomba P-100 A/B.

Tabla 18. Composición salida de hidrocarburos pesados del separador trifásico en función de la presión de entrada del gas

Compuesto	P = 15 psig		P = 25 psig		P = 35 psig	
	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂ Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ Dióxido de Carbono	0.08	0.03	0.11	0.05	0.14	0.06
N ₂ Nitrógeno	0.00	0.00	0.01	0.00	0.01	0.00
C ₁ Metano	0.46	0.07	0.62	0.10	0.79	0.14
C ₂ Etano	1.16	0.32	1.58	0.47	2.00	0.65
C ₃ Propano	3.18	1.27	4.29	1.89	5.40	2.57
iC ₄ i-Butano	1.18	0.62	1.58	0.92	1.97	1.24
nC ₄ n-Butano	4.02	2.12	5.39	3.14	6.72	4.22
iC ₅ i-Pentano	2.70	1.77	3.57	2.58	4.40	3.43
nC ₅ n-Pentano	3.27	2.14	4.32	3.12	5.30	4.13
C ₆ Hexanos	7.58	5.93	9.81	8.47	11.61	10.82
C ₇₊ Heptanos Plus	35.42	31.72	43.82	43.32	47.35	50.52
C ₁₀₊ Decanos Plus	30.21	38.38	19.77	27.73	11.67	17.66
C ₁₂₊ Dodecanos Plus	10.70	15.63	5.07	8.18	2.61	4.54
H ₂ O Agua	0.05	0.01	0.05	0.01	0.05	0.01

Como se puede apreciar, en todos los casos evaluados el contenido de agua no pasa de 0.05% molar lo que sugiere que la separación entre la fase acuosa y la fase aceitosa se efectúa de manera adecuada bajo las presiones de operación analizadas en el equipo, sin embargo operando el separador trifásico a una presión de 15 psig se obtiene una mayor concentración de hidrocarburos pesados (mayores a i-pentano) en la corriente de la fase aceitosa, alcanzando un 89.86% molar frente a un 86.38% molar operando a 25 psig y a un 82.93% molar operando a 35 psig. Adicionalmente, se observa que la concentración de livianos (menores a i-pentano) aumenta con el aumento de la presión de operación del equipo lo que significa que a mayores presiones de operación la separación en el equipo es menos efectiva. A diferencia de la operación actual en la cual se involucra un separador bifásico (V-001), en este caso la separación entre la fase acuosa y la fase aceitosa a la misma presión de operación actual (15 psig) permite retornar la corriente de hidrocarburo pesado al proceso mientras que con el separador bifásico los hidrocarburos pesados arrastrados en la corriente de la fase acuosa no se recuperan ni se retornan al proceso.

Acorde con lo anterior, se establece la presión de operación del separador trifásico V-100 A/B (uno en operación y otro en spare) en 15 psig (presión actual de

operación del ducto de entrada a la planta de gas) clasificándose como un separador de baja presión.

- Tipo de separador:

Según la necesidad del proceso, se requiere un separador trifásico para separar la fase acuosa de la fase líquida compuesta de hidrocarburos pesados. Los separadores trifásicos pueden ser horizontales o verticales, siendo el horizontal el más utilizado, sin embargo los separadores trifásicos verticales se prefieren cuando la proporción de gas con respecto al líquido (liviano y pesado) es muy alta, es decir para proporciones de líquido de menos del 10 – 20% en peso en la corriente de entrada (Monnery & Svrcek, 1994).

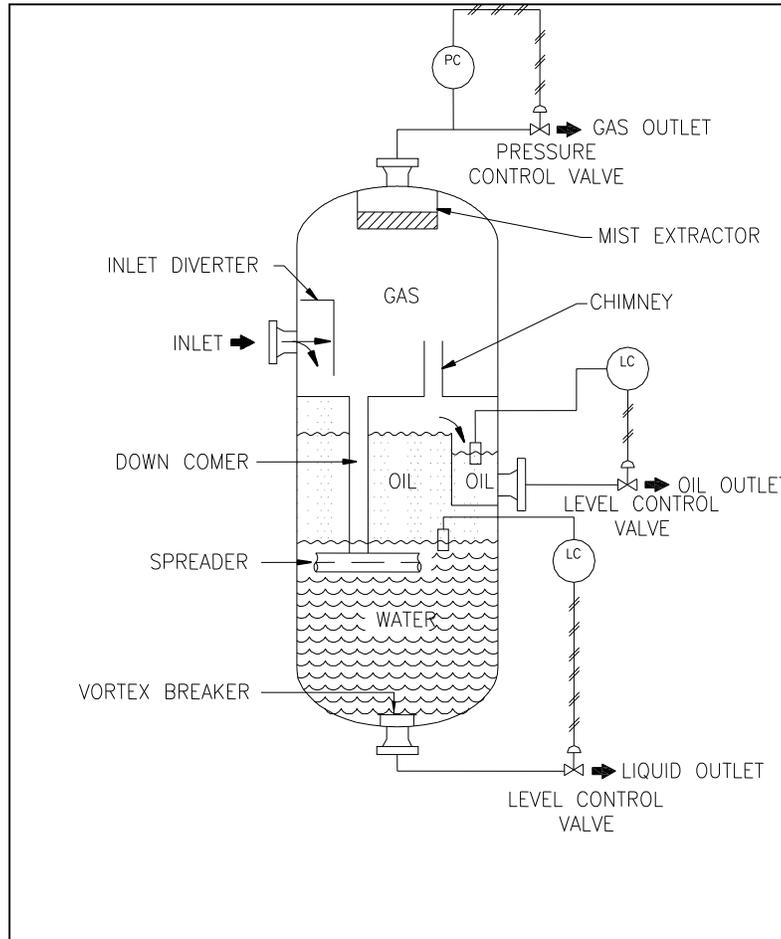
A continuación se presenta la proporción de fluido gaseoso, fluido líquido y agua en la corriente de entrada del separador:

Tabla 19. Flujos máxicos en la corriente de entrada al separador trifásico

Fase de fluido	Flujo máxico (lb/h)	Porcentaje (%)
Gas	4733.98	89.86
Líquido (Hidrocarburo)	13.51	0.26
Líquido (Agua)	520.70	9.88
Total	5268.20	100

Como se puede observar en la Tabla 19, la corriente gaseosa abarca un 89.86% del flujo máxico total, mientras que la corriente líquida abarca un total de 10.14% y por lo tanto el diseño del separador será de tipo trifásico vertical. En la Figura 18 se presenta un esquema típico de separador trifásico vertical.

Figura 18. Esquema de un separador vertical de tres fases con control de nivel de interfase



Fuente: (Arnold & Stewart, 2008b)

El desviador de entrada (inlet diverter) separa la corriente de gas y un bajante dirige la corriente de líquido por debajo de la interfase gas – líquido. Se requiere también una chimenea (chimney) para permitir el desprendimiento del gas atrapado en las fases líquidas (Arnold & Stewart, 2008b).

La salida del distribuidor (down comer) al final de la bajante está localizada justamente por debajo de la interfase agua – aceite para permitir una zona de lavado y promover la coalescencia de las gotas de agua. Las gotas de agua fluyen en contracorriente a la dirección del aceite y en forma similar a las gotas de aceite fluyen en contracorriente al flujo de agua (Arnold & Stewart, 2008b).

Se debe encontrar un diámetro mínimo del recipiente para permitir que las gotas de líquido se separen de la corriente de gas que asciende verticalmente. El recipiente

también debe tener un diámetro suficientemente amplio para permitir que las gotas de agua se separen de la fase aceitosa que tiene un movimiento ascendente, y permitir que las gotas de aceite se separen y salgan de la fase acuosa que tiene una dirección de flujo descendente (Arnold & Stewart, 2008b).

El tiempo de retención requerido para el líquido debe especificar una combinación de diámetro y una altura mínima del volumen del líquido. Se puede escoger cualquier diámetro que sea mayor al mínimo requerido para la capacidad del gas y para la separación de los líquidos (Arnold & Stewart, 2008b).

- Tamaño de las gotas de agua en aceite:

En ausencia de datos de laboratorio, se pueden dimensionar los separadores trifásicos asumiendo que las gotas de agua de un tamaño 500 micrones deben separarse de la fase hidrocarburo. Si se cumple este criterio se puede afirmar que la emulsión efluente del separador contiene menos del 10% de agua (Arnold & Stewart, 2008b).

- Tamaño de las gotas de aceite en agua:

En los casos en donde la viscosidad de la fase acuosa es más alta que la de la fase de hidrocarburo se tiene en cuenta la separación de gotas de aceite de 200 micrones de la fase acuosa (Arnold & Stewart, 2008b).

En este caso, la viscosidad del agua presente en la corriente de entrada es de 0.88 cP mientras que la viscosidad del hidrocarburo pesado es de 0.60 cP, por lo tanto se toma un tamaño de gotas de aceite de 200 micrones como lo sigue la literatura.

- Tiempo de retención:

En separadores de tres fases, el tiempo de retención está relacionado directamente con el volumen del recipiente, la cantidad de líquido a ser manejado y las gravedades específicas relativas del agua y el crudo (Arnold & Stewart, 2008b).

Para el aceite es común usar tiempos de retención entre 3 y 30 minutos dependiendo de la temperatura, tipo de hidrocarburo y demás condiciones que se pueden identificar con pruebas de botella. Si no hay datos de laboratorio disponibles se pueden usar las guías que se dan en la siguiente tabla:

Tabla 20. Tiempos de retención para aceites en separadores trifásicos

Gravedad del aceite	Tiempo (minutos)
Superior a 35°API	3 a 5
Inferior a 35°API	
100 + °F	5 a 10
80 + °F	10 a 20
60 + °F	20 a 30

Fuente: ("API Specification 12J, Specification for Oil and Gas Separators," 2009)

En la planta de gas, el hidrocarburo pesado presenta una gravedad API de 57.96 °API con lo cual se toma un tiempo de retención de la fase aceitosa de 3 minutos. Para el caso del agua es usual diseñar con tiempos de retención entre 3 y 30 minutos dependiendo de los datos de laboratorio y de campo. Si no hay datos de laboratorio se recomienda diseñar con tiempos de retención de 10 minutos para la fase acuosa (Arnold & Stewart, 2008b). Teniendo en cuenta que del agua presente en la corriente de entrada al separador trifásico no se tienen datos de laboratorio, se toma un tiempo de retención de la fase acuosa de 10 minutos.

Dimensionamiento del separador trifásico vertical:

- Condiciones de proceso:

A continuación se presentan las condiciones de proceso con las cuales operará el separador trifásico vertical.

Tabla 21. Condiciones de proceso

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Temperatura de operación	T_{op}	78	°F
		538	°R
Presión atmosférica	P_{atm}	14.7	psia
Presión de operación	P_{op}	15	psig
Diámetro de partícula de agua a separar	d_{mw}	500	μ
Diámetro de partícula de hidrocarburo a separar	d_{mo}	200	μ
Tiempo de retención de hidrocarburo	T_{ro}	3	min
Tiempo de retención de agua	T_{rw}	10	min
Caudal de gas	Q_G	1.44	MMSCFD

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Caudal de agua	Q _w	35.4	BPD
Caudal de hidrocarburo	Q _o	1.2	BPD
Caudal de líquido	Q _L	36.6	BPD
Caudal de la mezcla	Q _M	129042	BPD

- Propiedades de los fluidos:

A continuación se presentan las propiedades de los fluidos que ingresarán el separador trifásico vertical.

Tabla 22. Propiedades de los fluidos

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Gravedad específica del gas	SG _G	1.876	-
Factor de compresibilidad	Z	0.985	-
Gravedad específica del agua	SG _w	1.007	-
Gravedad API del hidrocarburo	API	57.95	°API
Viscosidad de la fase continua	μ	0.88	cP
Viscosidad del hidrocarburo	μ _o	0.60	cP
Viscosidad del gas	μ _G	0.0103	cP
Densidad del gas	ρ _G	0.157	lb/ft ³
Densidad del agua	ρ _w	62.86	lb/ft ³
Gravedad específica del hidrocarburo	SG _o	0.75	-
Densidad del hidrocarburo	ρ _o	46.51	lb/ft ³
Densidad de la mezcla	ρ	0.17	lb/ft ³

- Velocidad terminal de separación:

En la sección de sedimentación del separador, las gotas se separan a la velocidad terminal o de sedimentación, en la cual la gravedad ejerce una fuerza negativa a la flotación, que es igual a la fuerza de arrastre que le imprime la velocidad de la fase gaseosa. La fuerza de arrastre sobre una gota la determina la siguiente ecuación (Arnold & Stewart, 2008b):

$$F_D = C_D * A_D * \rho * \left(\frac{v_T^2}{2 * g} \right) \quad (\text{Ec. 15})$$

En las facilidades de producción reales la ley de Stokes no se aplica en forma estricta, en su lugar se aplica la siguiente ecuación, que es una fórmula más completa para el coeficiente de arrastre (Arnold & Stewart, 2008b).

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34 \quad (\text{Ec. 16})$$

En donde Re es el número de Reynolds especificado con la siguiente ecuación:

$$Re = 0.0049 * \frac{\rho_G * d_{mo} * V_T}{\mu_G} \quad (\text{Ec. 17})$$

Igualando la fuerza de arrastre con la fuerza de flotación (principio de Arquímedes) y usando las ecuaciones de C_D y Re , se obtiene la siguiente ecuación para la velocidad terminal en la separación gas – líquido (Arnold & Stewart, 2008b).

$$V_T = 0.0119 * \left[\left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right) * \frac{d_{mo}}{C_D} \right]^{1/2} \quad (\text{Ec. 18})$$

Para el diseño del separador trifásico vertical V-100 A/B, resolviendo las ecuaciones de V_T , Re y C_D de manera iterativa se obtuvieron los siguientes resultados:

$$\begin{aligned} V_T &= 2.33 \text{ ft/s} \\ Re &= 34.7 \\ C_D &= 1.54 \end{aligned}$$

- Restricción de capacidad del gas:

Igualando el tiempo de retención de gas con el tiempo requerido por las gotas para separarse y sedimentarse en la interfase gas - líquido, y teniendo en cuenta que para que las gotas caigan, deben tener una velocidad menor que la velocidad terminal, se puede derivar la siguiente ecuación (Arnold & Stewart, 2008b).

$$d^2 = 5040 * \left[\frac{T_{op} * Z * Q_G}{P_{op}} \right] * \left[\left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right) * \frac{C_D}{D_{mo}} \right]^{1/2} \quad (\text{Ec. 19})$$

En este caso el tamaño de gotas de hidrocarburo a separar es de 200 μ .

$$d^2 = 5040 * \left[\frac{(538^\circ R) * 0.985 * (1.44 \text{ MMSCFD})}{(15 + 14.7) \text{ psia}} \right] * \left[\left(\frac{0.157}{46.51 - 0.157} \right) \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * \frac{1.54}{200 \mu} \right]^{1/2}$$

$$d^2 = 658.8 \text{ in}^2$$

Bajo este esquema, se requiere un diámetro mínimo de **25.7 in** para lograr la separación las fases líquida y gaseosa.

- Separación de las gotas de agua de la fase aceite (hidrocarburo):

La siguiente ecuación se debe satisfacer (Arnold & Stewart, 2008b).

$$d^2 = 6690 * \frac{Q_o * \mu_o}{(SG_W - SG_o) * d_{mw}^2} \quad (\text{Ec. 20})$$

$$d^2 = 6690 * \frac{(1.2 \text{ BPD}) * (0.6 \text{ cP})}{(1.007 - 0.75) * (500 \mu)^2}$$

$$d^2 = 0.1 \text{ in}^2$$

Bajo este esquema, se requiere un diámetro mínimo de **0.3 in** para lograr la separación las fases líquida y gaseosa.

- Separación de las gotas de agua de la fase aceite (hidrocarburo):

La siguiente ecuación se debe satisfacer (Arnold & Stewart, 2008b).

$$d^2 = 6690 * \frac{Q_w * \mu_w}{(SG_W - SG_o) * d_{mo}^2} \quad (\text{Ec. 21})$$

$$d^2 = 6690 * \frac{(35.4 \text{ BPD}) * (0.88 \text{ cP})}{(1.007 - 0.75) * (200 \mu)^2}$$

$$d^2 = 19.9 \text{ in}^2$$

Bajo este esquema, se requiere un diámetro mínimo de **4.5 in** para lograr la separación las fases líquida y gaseosa.

Considerando los 3 diámetros mínimos para lograr una separación efectiva de las fases gas – aceite – agua, se escogió el mayor calculado como diámetro mínimo del separador trifásico vertical a instalar, que corresponde a **25.7 in.**

- Restricción del tiempo de retención:

La ecuación de restricción del tiempo de retención está dada por la siguiente ecuación (Arnold & Stewart, 2008b).

$$h_o + h_w = \frac{(Q_w)*(t_r)_w + (Q_o)*(t_r)_o}{0.12*d^2} \quad (\text{Ec. 22})$$

$$h_o + h_w = \frac{(35.4 \text{ BPD}) * (10 \text{ min}) + (1.2 \text{ BPD}) * (3 \text{ min})}{0.12 * (25.7 \text{ in})^2}$$

$$h_o + h_w = 4.5 \text{ in}$$

- Longitud costura - costura:

La ecuación de restricción del tiempo de retención está dada por la siguiente ecuación (Arnold & Stewart, 2008b).

$$L_{SS} = \frac{h_o + h_w + 76}{12} \quad (\text{aplica para diámetros menores a } 36 \text{ in}) \quad (\text{Ec. 23})$$

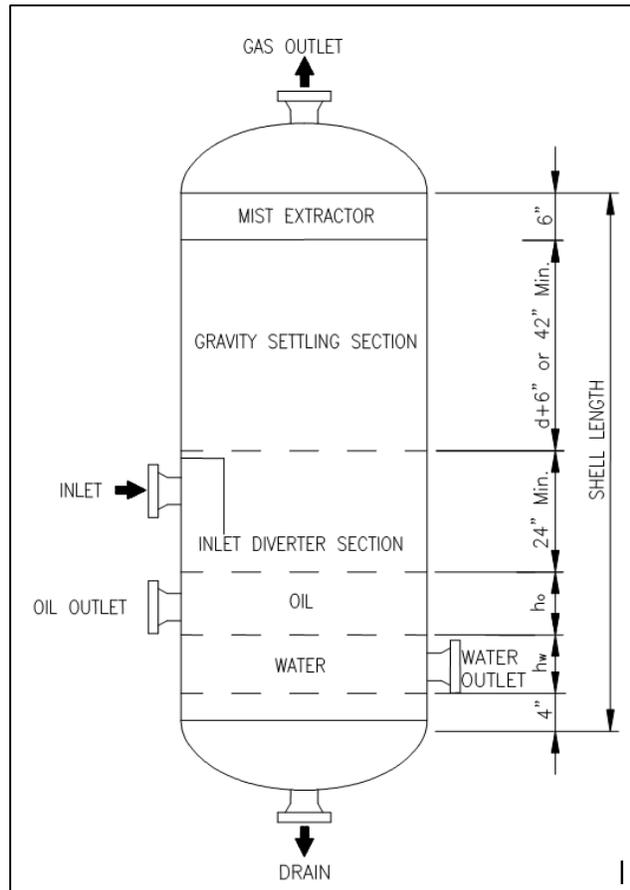
$$L_{SS} = \frac{(4.5 \text{ in}) + 76}{12}$$

$$L_{SS} = 6.7 \text{ ft}$$

Es decir que la longitud mínima entre costura y costura debe ser de **6.7 ft.**

A continuación se presenta un esquema de la longitud aproximada del recipiente para un separador trifásico vertical.

Figura 19. Longitud costura - costura aproximada para un separador de tres fases



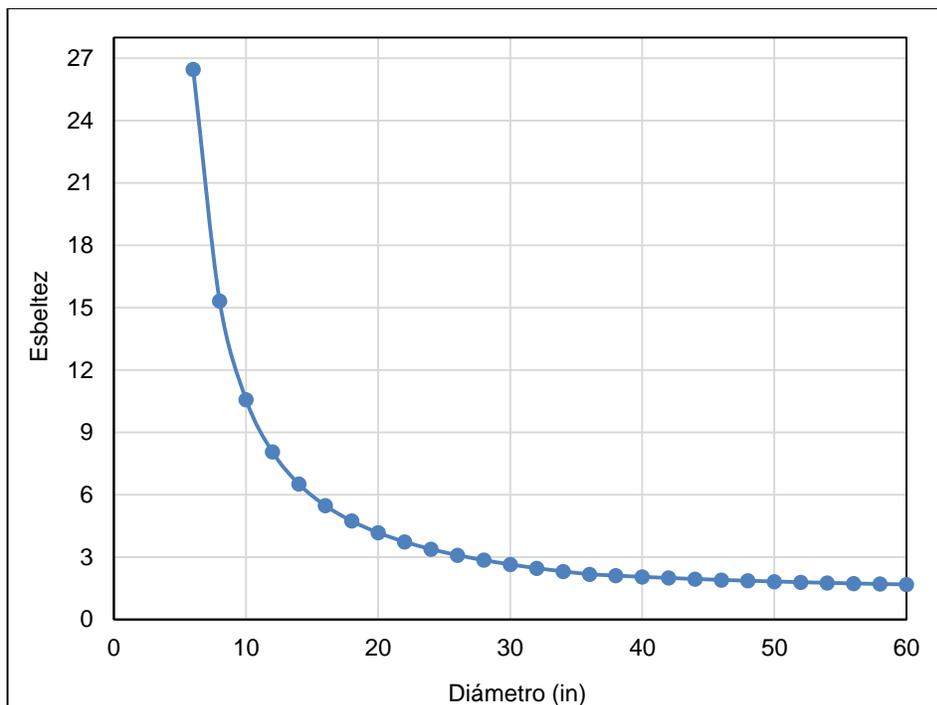
Fuente: (Arnold & Stewart, 2008b)

- Relación de esbeltez:

Como premisa de diseño se tiene que entre mayor sea la relación de esbeltez menor será su costo. En separadores verticales cuyo dimensionamiento esté dominado por la capacidad del líquido, es normal escoger relaciones de esbeltez (12 Lss/d) menores de 4, para mantener el nivel de líquido en un valor razonable. Son muy comunes los valores entre 1.5 y 3 (Arnold & Stewart, 2008b).

A partir del diámetro y de la ecuación de longitud costura – costura se construyó una gráfica con la cual se determinan los diámetros con los cuales se puede cumplir la esbeltez recomendada. A continuación se presenta esta gráfica.

Figura 20. Relación esbeltez – diámetro del separador trifásico pre-dimensionado



De la gráfica anterior se extrae que para cumplir con la esbeltez del recipiente se pueden escoger diámetros nominales de 30 a 40 in. En este caso se seleccionó un diámetro nominal de 30 in con una longitud de costura – costura de 7 ft, dimensiones con las cuales se obtiene una esbeltez de 2.8. A continuación se presenta un resumen de la geometría del recipiente diseñado.

Tabla 23. Geometría del separador trifásico vertical V-100 A/B

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Diámetro elegido	D	30	In
Longitud de costura elegida	L _{ss}	7	ft
Esbeltez	-	2.8	-
Altura total de líquido	h _o + h _w	3.3	in

Bomba de hidrocarburos pesados líquidos

Los tipos de bombas más comunes y usados en plantas de procesamiento de gas son las centrífugas y las de desplazamiento positivo. Actualmente se prefiere el uso de bombas centrífugas antes que el uso de bombas de desplazamiento positivo, en donde es posible usarlas, debido a que generalmente este tipo de bombas requiere un costo menor de inversión, menos mantenimiento y un espacio más reducido (GPSA, 2004).

- Bomba centrífuga

En una bomba centrífuga, la fuerza centrífuga se usa para transferir líquidos desde el área de baja presión en el ojo del impulsor hasta el área de alta presión en los extremos de los álabes del impulsor. El impulsor descarga el fluido hacia la voluta o difusor para convertir de esta manera la energía de velocidad en energía de presión. La doble voluta (no debe ser confundida con la doble succión) es algunas veces utilizada para balancear el empuje radial. Una bomba de doble voluta tiene un deflector adicional en la descarga del impulsor para distribuir el flujo (GPSA, 2004).

Las leyes de afinidad de las bombas definen las relaciones entre el flujo de la bomba, la cabeza, la potencia al freno, el diámetro del impulsor y la velocidad de una bomba que tenga la misma carcasa (GPSA, 2004).

Ventajas de la bomba centrífuga:

Entrega una cabeza casi constante.

No presenta pulsación en el flujo.

Capacidad variable sin variador de velocidad.

La mayoría maneja líquidos que contienen sólidos.

Pueden manejar líquidos no lubricantes.

Bajo mantenimiento.

Operación silenciosa.

Desventajas de la bomba centrífuga:

Inadecuadas para viscosidades altas (600 cP).

Las cabezas desarrolladas son limitadas.

Capacidad limitada con fluidos que contienen vapores disueltos.

Las eficiencias caen rápidamente cuando las ratas de flujo se alejan del pico de eficiencia.

- Bomba de desplazamiento positivo

Este tipo de bombas mueve un volumen fijo de fluido por recorrido/ciclo, “comprimiendo” el líquido y forzando el desplazamiento del líquido desde la succión hacia la descarga, que está a una mayor presión. La capacidad de la bomba se determina multiplicando el volumen efectivo de fluido desplazado por ciclo, por el número de ciclos por unidad de tiempo. El control de la bomba se debe realizar, ya sea cambiando la velocidad de la bomba, ajustando el volumen por cambio en la longitud del recorrido, o controlando la rata de flujo haciendo una derivación (bypass) que retorne a la succión. La descarga nunca debe ser restringida (GPSA, 2004).

Ventajas de la bomba de desplazamiento positivo:

Presenta un flujo constante ante una cabeza variable.

Maneja líquidos con alta viscosidad (de 70 a millones SSU).

Desarrolla cabezas altas.

Maneja vapores y gases en líquidos.

Requiere poco o ningún NPSH para tipos rotatorios.

Las bombas reciprocantes necesitan suficiente NPSHD para superar la cabeza de aceleración.

Eficiencias mayores que las bombas centrífugas.

Capaz de medir cantidades exactas de fluido, sirven como bombas dosificadoras.

Desventajas de la bomba de desplazamiento positivo:

Requiere de un controlador de velocidad o de un ajuste del recorrido para variar la capacidad de la bomba. Además tiene un retorno del exceso de flujo hacia el recipiente de succión de la bomba.

Presenta flujo pulsante: la rata de flujo cambia durante el ciclo de la bomba. Para evitar esto se pueden usar bombas dúplex o triplex, o amortiguadores de pulsaciones.

No maneja sólidos abrasivos en el líquido.

Requiere válvulas de alivio en la descarga.

No puede trabajar con válvula cerrada en la descarga.

Requiere una mayor cantidad de elementos para mantenimiento.

Costos de adquisición y de instalación altos.

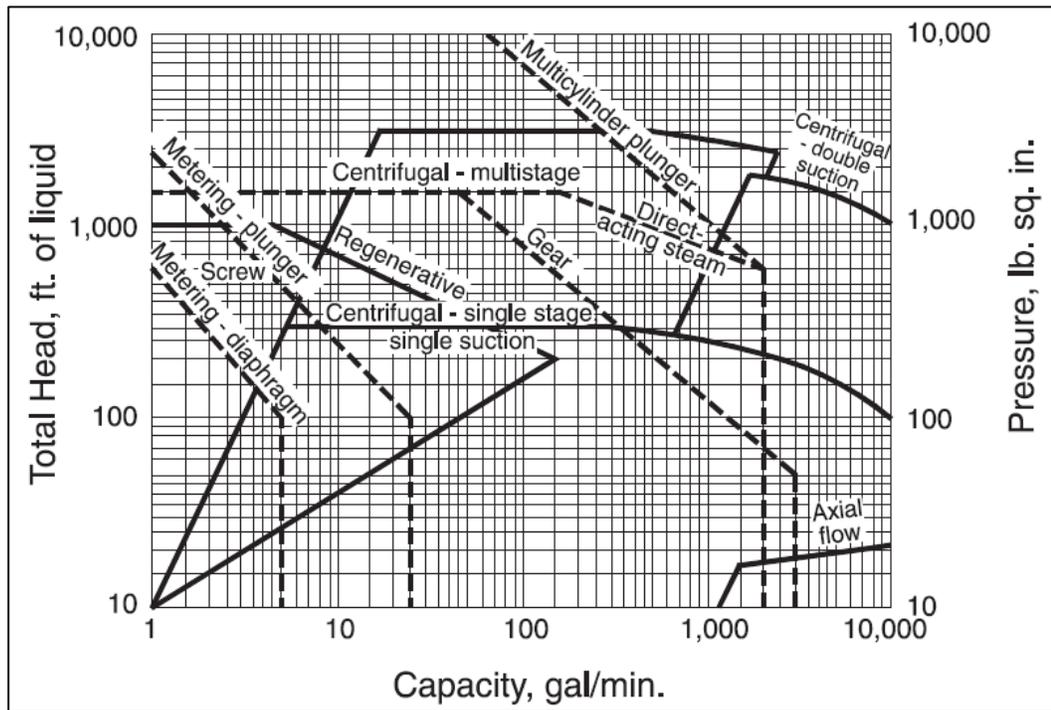
Parámetros de diseño:

- Selección de la bomba:

Los rangos de operación óptimos para varios tipos de bombas para fluidos se muestran en la Figura 21 (GPSA, 2004).

Teniendo en cuenta que la presión a la que se debe elevar el fluido proveniente de la corriente de hidrocarburo pesado del separador trifásico vertical V-100 A/B es de 1000 psig para lograr la mezcla entre esta corriente y la proveniente del AC-003 (990 psig), y que el flujo de hidrocarburo pesado del separador trifásico vertical V-100 A/B es de 1 gpm (se toma sobrediseño del 100% para el dimensionamiento de la bomba), se concluye que la bomba más adecuada para la operación es una bomba centrífuga multietapa.

Figura 21. Guía de selección de bombas



Fuente: (GPSA, 2004)

Las bombas centrífugas normalmente se ajustan a uno de dos estándares aceptados por la industria: API 610 – Centrifugal Pumps for Petroleum, Petrochemical and Natural Gas Industries y ANSI (ANSI B73.1 - Specification for Horizontal End Suction Centrifugal Pumps for Chemical Process y ANSI B73.2 - Specification for Vertical In-Line Centrifugal Pumps for Chemical Process). Sin embargo, la mayoría de las bombas usadas para servicios en refinería son fabricadas de acuerdo al API 610 ("ANSI/API Standard 610, *Centrifugal Pumps for Petroleum, Petrochemical and Natural Gas Industries*," 2010) y por lo tanto el dimensionamiento de la bomba se realizará bajo los lineamientos de este estándar.

Especificación de la bomba:

- Datos de proceso:

Los datos de proceso para el dimensionamiento de la bomba P-100 A/B (una en operación y otra de respaldo) son:

Tabla 24. Datos de proceso de la bomba P-100 A/B

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Temperatura normal de operación	T _{NOP}	78	°F
Temperatura máxima de operación	T _{MOP}	90	°F
Gravedad específica @ T _{NOP}	SG	0.740	-
Viscosidad @ T _{NOP}	μ	0.601	cP
Presión de vapor @ T _{NOP}	P _{VTNOP}	29.69	psia
Presión de vapor @ T _{MOP}	P _{VTMOP}	30.15	psia
Presión atmosférica	P _{atm}	14.7	psia
Capacidad	Q	2	gpm

- Cálculos del lado de succión:

La principal preocupación en el diseño del lado succión de la bomba es asegurar que haya suficiente cabeza positiva de succión (NPSH) disponible para la bomba. También deben tenerse en cuenta la altura en el recipiente de succión y la selección de la bomba.

La ecuación para la presión de succión, P_s, es la siguiente:

$$P_s = P_{st} + \frac{H_s * SG}{2.31} - (\Delta P_{seq} + \Delta P_{sl} + \Delta P_{sf}) \quad (\text{Ec. 24})$$

En donde:

P_{st} “Presión del tambor de succión”: es la presión del punto de ajuste del tambor de succión de la bomba.

H_s “Cabeza estática en la succión”: Es la presión hidrostática desde el nivel de líquido hasta la línea del centro de la boquilla de succión de la bomba. Para propósitos de diseño, los niveles de líquido a flujo máximo (rated) se asumen en la línea tangente de la salida lateral del recipiente vertical (separador trifásico vertical V-100 A/B). El nivel real del líquido en el separador trifásico vertical V-100 A/B generalmente no es utilizado para los cálculos requeridos de la cabeza de la bomba o NPSH excepto para proyectos de modernización. La línea del centro de la boquilla de la succión de la bomba está normalmente a una elevación de 2 a 3 pies de un grado basado en un pedestal de 12 pulgadas de espesor. Esta elevación es importante en el cálculo del NPSHD y no se debe omitir. Como un estimado inicial, se usa 2.5 pies para bombas con ratas de flujo menores a 300 gpm y 3 pies para bombas con ratas de flujo de 300 gpm o mayores.

ΔP “Pérdidas en la línea”: Para una bomba que maneja un fluido en su punto de burbuja y que afecta la altura de falda del recipiente de succión, se deben hacer esfuerzos durante el diseño inicial para tener la cantidad de accesorios más exacta posible, ya sea por investigación de trabajos similares previos o trabajando con el diseñador de la tubería. Para las caídas de presión a través del filtro (ΔP_{sf}) se debe usar 200 pies de longitud equivalente. (ΔP_{seq} : pérdida de presión por equipos instalados en la línea de succión, ΔP_{sl} : pérdida de presión por fricción en la línea de succión).

Seguridad: La práctica de diseño provee al menos 2 pies de margen entre el NPSH disponible y el requerido a flujo máximo.

De esta manera, se tienen los siguientes datos para el cálculo de la presión de succión:

Tabla 25. Datos de proceso en la succión de la bomba P-100 A/B

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Presión de tambor de succión	P_{st}	15	psig
Cabeza estática en la succión	H_s	10.2*	ft
Pérdida de presión por equipos	ΔP_{seq}	0**	psig
Pérdida de presión por fricción	ΔP_{sl}	0.05***	psig
Pérdida de presión por filtro	ΔP_{sf}	0.5	Psig

* Altura mínima de la fase de hidrocarburo pesado + 10 ft de la falda del recipiente

** No se considera la instalación de equipos en la línea de succión de la bomba

*** Cálculo de pérdida por fricción en la línea de succión

El cálculo de la pérdida de presión por fricción en la línea de succión se presenta a continuación:

El fluido manejado por la bomba presenta las siguientes propiedades: 58 °API, 46.51 lb/ft³, 0,6006 cP (0.0004 lbm/ft-s). El caudal máximo establecido es de 2 gpm. En este caso se escogió una tubería de diámetro nominal ½ in (0.840 in de diámetro exterior, 0.188 in de espesor y Schedule 160) con una rugosidad de 0.00015 ft y por lo tanto la relación entre la rugosidad y el diámetro interno (E/D) es:

$$\frac{E}{D_{int}} = \frac{0.00015 \text{ ft}}{(0.840 \text{ in} - 2 * 0.188 \text{ in}) / 12} \quad (\text{Ec. 25})$$

$$\frac{E}{D_{int}} = 0.00388$$

La velocidad (V_l) en la línea se establece como sigue:

$$V_l = \frac{Q}{A_t} \quad (\text{Ec. 26})$$

$$V_l = \frac{0.00013 \frac{ft^3}{s}}{\frac{\pi}{4} * \left(\frac{0.840 \text{ in} - 2 * 0.188 \text{ in}}{12} \right)^2}$$

$$V_l = 0.11 \frac{ft}{s}$$

Para saber el régimen de flujo en la línea se calcula el número de Reynolds como sigue:

$$Re = \frac{\rho * V_l * D_{int}}{\nu} \quad (\text{Ec. 27})$$

$$Re = \frac{46.5 \frac{lb}{ft^3} * 0.11 \frac{ft}{s} * \left(\frac{0.840 \text{ in} - 2 * 0.188 \text{ in}}{12} \right) ft}{0.0004 \frac{lbm}{ft - s}}$$

$$Re = 494.45 \text{ (régimen laminar)}$$

Para determinar el factor de fricción de Darcy-Weisbach en flujo laminar ($Re < 2000$) se utiliza la siguiente ecuación de Hagen-Poiseuille:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (\text{Ec. 28})$$

$$f = \frac{64}{494.45}$$

$$f = 0.1294$$

La línea de succión de la bomba se establece con una longitud aproximada (no se tienen isométricos de la planta) de 70 m (230 ft) y según la visita a campo se establece la instalación de dos codos de 90° (longitud equivalente: 30 ft), una válvula de bola para aislar la bomba en caso de mantenimiento (longitud equivalente: 3 ft),

dos tees para drenajes y venteos (longitud equivalente: 60 ft) y una válvula cheque (longitud equivalente: 100 ft). La longitud equivalente total tomando en cuenta la tubería y los accesorios descritos es:

$$L_{eq} = L_l + (f * L_{accesorios}) * D_{int} * \frac{1}{f} \quad (\text{Ec. 29})$$

$$L_{eq} = 230 \text{ ft} + (2 * (30 \text{ ft}) + 3 \text{ ft} + 2 * (60 \text{ ft}) + 100 \text{ ft}) * \frac{0.464}{12} \text{ ft}$$

$$L_{eq} = 241 \text{ ft}$$

La pérdida de presión por fricción por cada 100 pies de línea se establece como:

$$\frac{\Delta P}{100 \text{ ft}} = \frac{100 * f * \rho * V^2}{2 * 32.17 * 144 * D_{int}} \quad (\text{Ec. 30})$$

$$\frac{\Delta P}{100 \text{ ft}} = \frac{100 * 0.1294 * 46.5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * (0.11 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 * 32.17 * 144 * (\frac{0.464}{12}) \text{ ft}}$$

$$\frac{\Delta P}{100 \text{ ft}} = 0.021 \frac{\text{psi}}{100 \text{ ft}}$$

Finalmente, la pérdida de presión por fricción en la línea de succión de la bomba P100 A/B corresponde a:

$$\Delta P_{sl} = \frac{\Delta P}{100 \text{ ft}} * L_{eq} * \frac{1}{100} \quad (\text{Ec. 31})$$

$$\Delta P_{sl} = 0.021 \frac{\text{psi}}{100 \text{ ft}} * 241 \text{ ft} * \frac{1}{100}$$

$$\Delta P_{sl} = 0.05 \text{ psig}$$

En ese orden de ideas, la presión de succión de la bomba es:

$$P_s = 15 \text{ psig} + \frac{10.2 \text{ ft} * 0.740}{2.31} - (0 \text{ psig} + 0.5 \text{ psig} + 0.05 \text{ psig}) \quad (\text{Ec. 32})$$

$$P_s = 17.72 \text{ psig}$$

Para prevenir la entrada de vapor en la línea de succión de la bomba, las boquillas de entrada al recipiente deben localizarse lejos de la boquilla en la línea de succión de la bomba. Los filtros deben localizarse en la tubería de succión con el diámetro mayor o en el lado en el lado aguas debajo de la válvula de succión de la bomba.

La línea de succión se diseña típicamente para tener un tramo recto de 5 diámetros de tubería entre la brida de succión de la bomba y el primer codo, Tee, reducción, filtro permanente u otra obstrucción. El tramo recto debe ser del mismo diámetro de la línea que la boquilla de succión de la bomba ("API Recommended Practice 686, *Recommended Practice for Machinery Installation and Installation Design*," 2009).

- Cabeza de Succión Neta Positiva (NPSH):

La Cabeza de Succión Positiva Neta Disponible (NPSHD) es la atmosférica más la presión estática de la succión de la bomba, menos la presión de vapor, expresada en pies de líquido bombeado. El punto de referencia para NPSH es la línea central de la boquilla de la succión de la bomba. La cabeza de velocidad es típicamente más pequeña comparada a la presión estática y por lo general es despreciable. En un sistema de succión cerrado, el NPSHD puede incrementarse elevando el recipiente de succión o reduciendo las pérdidas por fricción de la tubería en la succión. La ecuación para calcular el NPSHD en bombas centrífugas es la siguiente.

$$NPSHD = \left[\frac{2.31 * (P_{atm} + P_s - P_{VTMOP})}{SG} \right] * \frac{1}{f} \quad (\text{Ec. 33})$$

f es el factor de diseño para el NPSH. En algunos casos es preferible usar un valor de f de 1 para asegurar un margen de diseño más grande de seguridad. El cálculo del NPSHD es como sigue:

$$NPSHD = \left[\frac{2.31 * (14.7 \text{ psia} + 17.3 \text{ psia} + 30.15 \text{ psia})}{0.740} \right] * \frac{1}{1}$$

$$NPSHD = 5.8 \text{ ft}$$

- Cálculos del lado de descarga:

Una bomba necesita dar suficiente presión de descarga para cubrir la diferencia de presión entre el punto de entrega y la fuente, las pérdidas variables, y la cabeza estática.

La ecuación para la presión de descarga, P_D , es la siguiente:

$$P_D = P_{Den} + \frac{H_D * SG}{2.31} + (\Delta P_{deq} + \Delta P_{dl} + \Delta P_{dv}) \quad (\text{Ec. 34})$$

En donde:

P_{Den} "Presión en el punto de entrega": en la definición de los circuitos de la bomba, el punto de entrega se establece usualmente como un punto de anclaje. Los recipientes, torres, u otros equipos tendrán presión constante sin importar las ratas de flujo de bombeo. La presión en este punto corresponde a la presión del punto de entrega.

H_D "Cabeza estática a la descarga": esta cabeza es la diferencia de presión hidrostática entre la descarga de la bomba y el punto de entrega para líneas completamente llenas de líquido. Si parte de un circuito contiene un flujo en mezcla de fases, la cabeza estática podría estar entre la descarga de la bomba y una elevación diferente a la de destino. En este caso se necesita analizar con cuidado el circuito para determinar la cabeza estática correcta para la bomba.

ΔP_D "Pérdidas variables a la descarga": se incluyen las pérdidas en equipos (ΔP_{Deq}), en líneas (ΔP_{Deq}), en elementos de flujo y en las válvulas de control, (ΔP_{Dvc}). Estas pérdidas son proporcionales al cuadrado de los flujos. La caída de presión permitida para un elemento de flujo es típicamente de 2 psi a flujo máximo (rated). Esto es razonable para una platina de orificio con un diferencial de presión disponible máximo de 100 pulgadas de agua (3.6 psi) a través de la platina, desde que se recobre cerca del 40% de esta caída de presión.

Seguridad: factor de contingencia que es normalmente 5 psi como mínimo, o 10% de las pérdidas friccionales dinámicas.

De esta manera, se tienen los siguientes datos para el cálculo de la presión de succión:

Tabla 26. Datos de proceso en la descarga de la bomba P-100 A/B

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Presión en el punto de entrega	P _{Den}	1000	psig
Cabeza estática a la descarga	H _b	1*	ft
Pérdida de presión por equipos	ΔP _{deq}	0**	psig
Pérdida de presión por fricción	ΔP _{df}	0.5***	psig
Pérdida de presión por filtro	ΔP _{df}	0****	Psig

* Altura de la tubería que ingresa al air cooler AC-004

** No se considera la instalación de equipos en la línea de succión de la bomba

*** Cálculo de pérdida por fricción en la línea de descarga

**** No se contempla la instalación de válvulas de control aguas abajo de la bomba

El cálculo de la pérdida de presión por fricción en la línea de descarga se presenta a continuación:

El fluido manejado por la bomba presenta las siguientes propiedades: 58 °API, 46.9 lb/ft³, 0,6061 cP (0.00041 lbm/ft-s). El caudal máximo establecido es de 2 gpm. En este caso se escogió una tubería de diámetro nominal ½ in (0.840 in de diámetro exterior, 0.188 in de espesor y Schedule 160) con una rugosidad de 0.00015 ft y por lo tanto la relación entre la rugosidad y el diámetro interno (E/D) se obtiene de la ecuación 25:

$$\frac{E}{D_{int}} = \frac{0.00015 \text{ ft}}{(0.840 \text{ in} - 2 * 0.188 \text{ in})/12}$$
$$\frac{E}{D_{int}} = 0.00388$$

La velocidad (V_l) en la línea se establece con la ecuación 26, como sigue:

$$V_l = \frac{Q}{A_t}$$
$$V_l = \frac{0.00013 \text{ ft}^3/\text{s}}{\frac{\pi}{4} * \left(\frac{0.840 \text{ in} - 2 * 0.188 \text{ in}}{12}\right)^2}$$
$$V_l = 0.11 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Para saber el régimen de flujo en la línea se calcula el número de Reynolds con la ecuación 27, como sigue:

$$Re = \frac{\rho * V_l * D_{int}}{v}$$

$$Re = \frac{46.9 \frac{lb}{ft^3} * 0.11 \frac{ft}{s} * \left(\frac{0.840 in - 2 * 0.188 in}{12} \right) ft}{0.00041 \frac{lbm}{ft - s}}$$

$$Re = 486.54 \text{ (régimen laminar)}$$

Para determinar el factor de fricción de Darcy-Weisbach en flujo laminar ($Re < 2000$) se utiliza la siguiente ecuación de Hagen-Poiseuille (Ec. 28):

$$f = \frac{64}{Re}$$

$$f = \frac{64}{486.54}$$

$$f = 0.1315$$

La línea de descarga de la bomba se establece con una longitud aproximada (no se tienen isométricos de la planta) de 70 m (230 ft) y según la visita a campo se establece la instalación de tres codos de 90° (longitud equivalente: 30 ft), una válvula de bola para aislar la bomba en caso de mantenimiento (longitud equivalente: 3 ft), dos tees para drenajes y venteos (longitud equivalente: 60 ft) y una válvula cheque (longitud equivalente: 100 ft). La longitud equivalente total tomando en cuenta la tubería y los accesorios descritos es (Ec. 29):

$$L_{eq} = L_l + (f * L_{accesorios}) * D_{int} * \frac{1}{f}$$

$$L_{eq} = 230 ft + (3 * (30ft) + 3 ft + 2 * (60 ft) + 100 ft) * \frac{0.464}{12} ft$$

$$L_{eq} = 242 ft$$

La pérdida de presión por fricción por cada 100 pies de línea se establece con la ecuación 30 como:

$$\frac{\Delta P}{100 \text{ ft}} = \frac{100 * f * \rho * Vl^2}{2 * 32.17 * 144 * D_{int}}$$

$$\frac{\Delta P}{100 \text{ ft}} = \frac{100 * 0.1315 * 46.9 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * (0.11 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 * 32.17 * 144 * (\frac{0.464}{12}) \text{ ft}}$$

$$\frac{\Delta P}{100 \text{ ft}} = 0.021 \frac{\text{psi}}{100 \text{ ft}}$$

Finalmente, la pérdida de presión por fricción en la línea de succión de la bomba P100 A/B corresponde a (Ec. 31):

$$\Delta P_{sl} = \frac{\Delta P}{100 \text{ ft}} * L_{eq} * \frac{1}{100}$$

$$\Delta P_{sl} = 0.021 \frac{\text{psi}}{100 \text{ ft}} * 242 \text{ ft} * \frac{1}{100}$$

$$\Delta P_{sl} = 0.05 \text{ psig}$$

Como se aprecia, las pérdidas de presión por fricción en las líneas de succión y de descarga son iguales y equivalentes a 0.05 psig. Esto se debe a que la configuración de tubería y accesorios tanto en la succión como en la descarga solo varía en un accesorio (un codo adicional de 90° en la línea de descarga) lo cual no marca una diferencia significativa en los cálculos. Adicionalmente, la variación en las propiedades del fluido (densidad y viscosidad) no presentan una variación importante a pesar de que el cambio de presión es alto.

En ese orden de ideas, la presión de descarga de la bomba es:

$$P_D = 1000 \text{ psig} + \frac{1 \text{ ft} * 0.740}{2.31} + (0 \text{ psig} + 0.5 \text{ psig} + 0.05 \text{ psig})$$

$$P_D = 1000.9 \text{ psig}$$

- Cálculos de cabeza y presión diferencial:

Para el cálculo de la presión diferencial se utiliza la siguiente ecuación.

$$\Delta P = P_D - P_S \quad (\text{Ec. 35})$$

$$\Delta P = 1000.9 \text{ psi} - 17.3 \text{ psi}$$

$$\Delta P = 983.6 \text{ psi}$$

Para el cálculo de la cabeza diferencial se utiliza la siguiente ecuación.

$$\Delta H = \frac{\Delta P * 2.31}{SG} \quad (\text{Ec. 36})$$

$$\Delta H = \frac{983.6 \text{ psi} * 2.31}{0.740}$$

$$\Delta H = 3070.4 \text{ ft}$$

- Cálculos de potencia hidráulica y potencia al freno:

La potencia hidráulica se calcula utilizando la siguiente ecuación, que relaciona el flujo de diseño de la bomba y la presión diferencial.

$$HHP = \frac{(gpm) * \Delta P}{1714} \quad (\text{Ec. 37})$$

$$HHP = \frac{2 \text{ gpm} * 983.6 \text{ psi}}{1714}$$

$$HHP = 1.2$$

Para la potencia al freno, BHP, se divide la potencia hidráulica entre la eficiencia de la bomba. Esta eficiencia incluye la eficiencia mecánica, la eficiencia volumétrica, y la eficiencia hidráulica. Para conocer la potencia al freno de la bomba, se realizó

una preselección tomando como referencia los productos ofrecidos por la empresa SIHI en la cual se encontraron los productos SIHImulti MSC que son una gama de bombas centrífugas multietapa diseñadas para la fiabilidad a largo plazo en el bombeo de líquidos a alta presión. Sus características proporcionan soluciones en aspectos como consumo de energía, rendimiento y fiabilidad. Otra característica de estos productos es su amplio rango de velocidades, que las convierten en una opción ideal para trabajar con variadores de frecuencia. Estas bombas cumplen con los requisitos técnicos de la ISO 5199.

Dentro de los productos ofrecidos por SIHI, se preseleccionó la bomba centrífuga multietapas con los siguientes datos técnicos:

Caudal: 100 m³/h

Altura: hasta 1050 m

Velocidad: máx. 2950 rpm

Temperatura: máx. 180°C

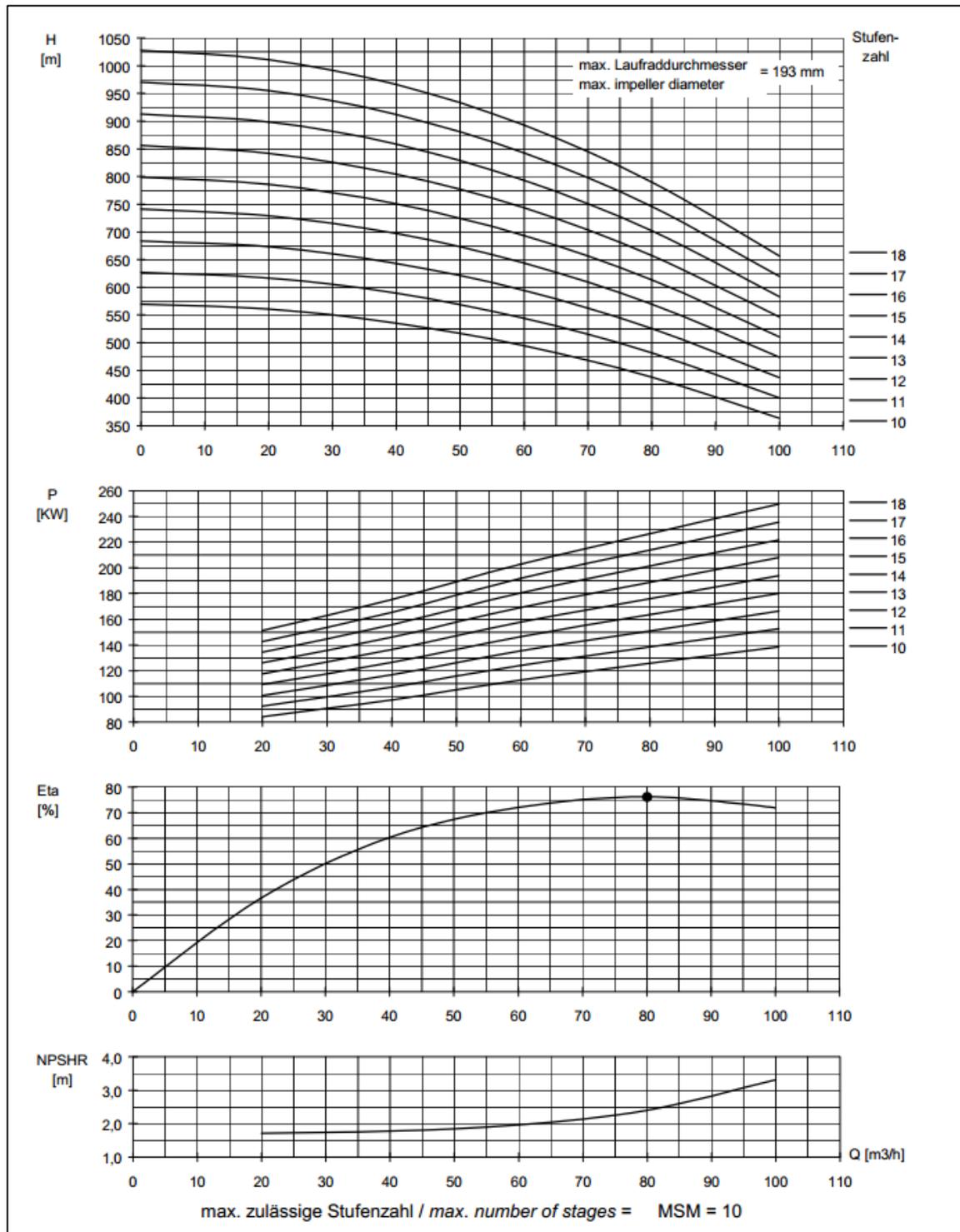
Presión nominal: hasta 100 bar

Cierre: empaquetadura, cierre mecánico

Materiales: fundición gris, acero inoxidable

La curva de la bomba se presenta a continuación:

Figura 22. Curva de bomba centrífuga multietapas preseleccionada



Fuente: file:///C:/Users/n/Downloads/SIHImulti%20Performance%2050Hz%20112013.pdf

Según la curva de la bomba preseleccionada y presentada en la Figura 22, para alcanzar la cabeza diferencial requerida de 3070.4 ft (936 m) se requiere un flujo máximo aproximado de 5 m³/h con lo cual se alcanza una eficiencia del 10%. Bajo este esquema, la potencia al freno de la bomba corresponde a:

$$BHP = \frac{HHP}{Eficiencia} \quad (Ec. 38)$$

$$BHP = \frac{1.2}{10\%}$$

$$BHP = 12$$

A continuación se presenta un resumen de la bomba diseñada.

Tabla 27. Especificaciones de la bomba P-100 A/B

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Presión de succión	P _s	17.72	psig
Presión de descarga	P _D	1000.9	psig
Presión diferencial	ΔP	983.6	psi
Cabeza diferencial	HD	3070.4	ft
NPSH disponible	NPSHD	5.8	ft
Potencia al freno estimada	-	12	BHP

9.1.3. Cambios operacionales

Bajo los cambios de infraestructura propuestos en esta etapa del proceso (compresión), se mantuvieron las condiciones de operación actuales de la planta y con éstas se logró realizar la separación efectiva de las fases gas – aceite – agua, como se presenta en el siguiente ítem. El hecho de no requerir cambios a nivel de condiciones operacionales en la planta simplifica el proceso debido a que no es necesario realizar el diagnóstico de válvulas de control e instrumentación asociada a esta etapa del proceso que conllevaría a una posible recalibración.

9.1.4. Resultados obtenidos

Con el reemplazo del separador bifásico existente V-001 A/B por el separador trifásico vertical nuevo V-100 A/B se logró la separación efectiva de las fases gas – aceite – agua. En la Tabla 28 se presenta la composición de cada una de las corrientes que salen del separador trifásico diseñado.

Tabla 28. Composición de las corrientes de salida del separador trifásico vertical V-100 A/B

Compuesto		Fase Gaseosa		Fase aceitosa		Fase acuosa	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	2.90	4.25	0.08	0.03	0.00	0.01
N ₂	Nitrógeno	1.39	1.29	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	47.22	25.23	0.46	0.07	0.00	0.00
C ₂	Etano	20.33	20.36	1.16	0.32	0.00	0.00
C ₃	Propano	14.91	21.89	3.18	1.27	0.00	0.00
iC ₄	i-Butano	2.15	4.17	1.18	0.62	0.00	0.00
nC ₄	n-Butano	5.10	9.87	4.02	2.12	0.00	0.00
iC ₅	i-Pentano	1.34	3.21	2.70	1.77	0.00	0.00
nC ₅	n-Pentano	1.19	2.87	3.27	2.14	0.00	0.00
C ₆	Hexanos	0.83	2.40	7.58	5.93	0.00	0.00
C ₇₊	Heptanos Plus	1.01	3.33	35.42	31.72	0.00	0.00
C ₁₀₊	Decanos Plus	0.04	0.17	30.21	38.38	0.00	0.00
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.00	0.02	10.70	15.63	0.00	0.00
H ₂ O	Agua	1.58	0.95	0.05	0.01	100.00	99.99

Las composiciones que presenta la Tabla 28 de cada fase de fluidos que sale del separador trifásico concluyen que con la separación trifásica se logra separar la fase acuosa de la fase aceitosa sin tener arrastre de hidrocarburos pesados en la corriente de agua que sale prácticamente sin trazas de hidrocarburo, es decir el 100% de la corriente de fondos del separador trifásico vertical es agua. Por otro lado, la corriente de gas que sale del separador es rica en hidrocarburos livianos (metano, etano y propano) con algunas trazas de hidrocarburos más pesados y un 1% en masa de agua. Finalmente, la corriente aceitosa que sale del separador es rica en hidrocarburos pesados (heptanos plus, decanos plus y dodecanos plus) con algunas trazas de hidrocarburos livianos y un 0.01% en masa de agua.

Es de resaltar que tanto la corriente de la fase gaseosa (que seguirá a las tres etapas de compresión) como la corriente de la fase aceitosa (que será bombeada hacia el final de la etapa de compresión) serán mezcladas en un punto previo a la etapa de enfriamiento para que continúen con el proceso y poder extraer de ellas la Nafta que transportan.

Con respecto al rendimiento y el porcentaje de recuperación de cada uno de los productos generados en la planta de gas, en la Tabla 29 se presenta una comparación de estos indicadores operando la planta con el separador bifásico actual (V-001 A/B) y operando la planta con el separador trifásico vertical diseñado (V-100 A/B).

Tabla 29. Comparación de indicadores de proceso - etapa de compresión

Indicadores	Separador bifásico existente (V-001 A/B)	Separador trifásico vertical diseñado (V-100 A/B)
Y Fuel Gas (%)	50.69	50.65
Y GLP (%)	28.26	28.13
Y Nafta (%)	10.27	10.70
% recuperación Fuel Gas	110.33	110.24
% recuperación GLP	87.52	87.09
% recuperación Nafta	93.20	97.10
Nafta Actual (BPD)	41.25	42.94

Sin embargo, estos indicadores presentan el cálculo tomando la composición final de cada corriente que contiene impurezas las cuales generan una alteración en los indicadores reales, estas impurezas corresponden a los componentes que no hacen parte del producto analizado, por ejemplo para el rendimiento de Fuel Gas, que se conforma de hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, metano y etano, las impurezas presentes en la corriente corresponden a propano, i-butano, n-butano y demás hidrocarburos pesados presentes en esta corriente; de la misma manera se presentan impurezas en las corrientes de GLP y Nafta. A continuación se presenta el porcentaje de recuperación y el rendimiento real de la Nafta (i-pentano, n-pentano, hexanos, heptanos plus, decanos plus, dodecanos plus) sin impurezas, es decir sin tener en cuenta el contenido de hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, metano, etano, propano, i-butano y n-butano.

Tabla 30. Comparación de indicadores de proceso Nafta - etapa de compresión

Indicadores	Separador bifásico existente (V-001 A/B)	Separador trifásico vertical diseñado (V-100 A/B)
Y Nafta (%)	9.12	9.51
% recuperación Nafta	82.79	86.29
Nafta Actual (BPD)	37.23	38.73

Con la adición del separador de tres fases, el rendimiento de Nafta pasó de 9.12% a 9.51% (el rendimiento máximo por composición del gas de entrada es de 11.02%) y el porcentaje de recuperación de la Nafta pasó de 82.79% a 86.29%, es decir se pasó de recuperar 37.23 BPD a recuperar 38.73 BPD de Nafta (la máxima recuperación por composición del gas de entrada es de 45.4 BPD).

Como resultado del análisis de esta primera etapa del proceso de la planta de gas objeto de estudio, se concluye que con la adición de un separador de tres fases que retire el agua de la corriente de gas de entrada en la etapa de compresión, se llega a una recuperación de 1.5 BPD de Nafta.

9.2. ETAPA DE ENFRIAMIENTO

9.2.1. Puesta en marcha del Air Cooler AC-004

Para analizar el efecto de la operación del intercambiador AC-004 en la recuperación de Nafta, se realizó la simulación de la planta de gas considerando las especificaciones de diseño para esta etapa del proceso. La adición de este equipo en el proceso llevo a una menor exigencia en el ciclo de refrigeración para lograr la temperatura de entrada de la V-005 que se analiza en el siguiente numeral. En resumen, esta modificación no llevó a una recuperación de Nafta ya que la producción se mantuvo en 41.25 BPD a condiciones estándar.

9.2.2. Análisis de sensibilidad: Temperatura de operación de la corriente de entrada de la vasija fría V-005

La temperatura en la entrada y operación de la vasija fría está controlada en la simulación por el intercambiador HE-002 que usa propano del ciclo de refrigeración. El diseño inicial de la planta de gas establece que la temperatura de operación de la vasija fría V-005 debe ser de 0°F, sin embargo, debido a problemas en la integridad de los tubos del air cooler AC-004, este equipo se encuentra fuera de servicio lo que obliga al sistema de refrigeración a enviar el fluido hacia la vasija fría V-005 a 10°F, es decir que la operación de este equipo está 10°F por encima de temperatura requerida.

Esta variable (temperatura de entrada de la V-005) influye en la eficiencia de la separación de livianos (Fuel Gas) en la vasija fría V-005. Por esta razón se hizo la simulación desde una temperatura de 0°F (operación ingeniería detallada) hasta 10°F (operación actual), con el fin de observar si con una operación más fría se

logra menor arrastre de hidrocarburos pesados en esta primera etapa de separación. Los resultados se presentan en la Tabla 31.

Tabla 31. Balance de masa general del proceso a varias temperaturas de operación del separador V-005

Entradas	lb/h	Salidas	T = 0°F	T = 2°F	T = 4°F	T = 6°F	T = 8°F	T = 10°F
			lb/h					
Gas	4027.3	Fuel Gas	1984.1	1994.3	2005.5	2017.1	2029.1	2041.4
Glicol	405.5	GLP	1197.3	1186.4	1175.2	1163.5	1151.2	1138.3
		Nafta	415.1	415.0	414.0	413.2	413.4	413.7
		Glicol	428.1	428.7	429.2	429.5	429.0	428.3
		Corriente C2	408.4	408.4	408.4	408.4	408.4	408.4
		Corriente C45	0.0	0.1	0.6	1.3	2.0	2.9
Total	4432.9	Total	4432.9	4432.9	4432.9	4432.9	4432.9	4432.9

Como se observa en los resultados, la variación de la temperatura de entrada y operación del separador V-005, no tiene un efecto considerable en la producción global de Nafta. Sí existe una influencia en la cantidad de Fuel Gas producido que es inversa a la de GLP, que lleva a pensar que el efecto de la temperatura solo es sobre el propano y butano que se pueda arrastrar en esta etapa. Sin embargo, observando los resultados de la composición de la corriente de Nafta (ver Tabla 32) con respecto a los cambios operacionales analizados (puesta en marcha del air cooler AC-004 y temperatura de operación de la vasija fría V-005 a 0°F), se concluye que con la disminución de la temperatura de operación de la vasija fría V-005, la calidad de la corriente de Nafta aumenta ya que la cantidad de GLP (propano, i-Butano y n-Butano) disminuye y la cantidad de i-Pentano y n-Pentano aumenta.

Tabla 32. Composición de la corriente de Nafta con variaciones en etapa de enfriamiento

Compuesto		Condición actual		AC-004 operando		V-005 a 0°F		AC-004 operando V-005 a 0°F	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
		H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.06	0.04	0.06	0.04	0.05	0.03	0.05	0.03
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.21	0.05	0.21	0.05	0.22	0.05	0.22	0.05
C ₂	Etano	1.64	0.71	1.64	0.71	1.19	0.51	1.19	0.51
C ₃	Propano	2.43	1.54	2.43	1.54	1.34	0.85	1.34	0.85
iC ₄	i-Butano	0.94	0.79	0.94	0.79	0.68	0.57	0.68	0.57

Compuesto		Condición actual		AC-004 operando		V-005 a 0°F		AC-004 operando V-005 a 0°F	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
nC ₄	n-Butano	4.55	3.81	4.55	3.81	4.06	3.40	4.06	3.40
iC ₅	i-Pentano	16.59	17.24	16.59	17.24	17.44	18.11	17.44	18.11
nC ₅	n-Pentano	19.36	20.13	19.36	20.13	19.85	20.62	19.85	20.62
C ₆	Hexanos	16.70	20.73	16.70	20.73	16.70	20.72	16.70	20.72
C ₇₊	Heptanos Plus	20.48	29.12	20.48	29.12	20.44	29.04	20.44	29.04
C ₁₀₊	Decanos Plus	0.72	1.46	0.72	1.46	0.72	1.45	0.72	1.45
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.07	0.16	0.07	0.16	0.07	0.16	0.07	0.16
H ₂ O	Agua	16.24	4.22	16.24	4.22	17.25	4.47	17.25	4.47

9.2.3. Cambios a nivel de infraestructura

Debido a que en el análisis de sensibilidad realizado a la vasija fría V-005 las modificaciones para la etapa de enfriamiento de la planta de gas analizada son de índole operacional, no se requieren cambios a nivel de infraestructura ya que el sistema de refrigeración con propano y la puesta en marcha del air cooler AC-004 permite llevar a cabo la condensación de los hidrocarburos pesados a una temperatura de operación de 0°F en la vasija fría V-005.

9.2.4. Cambios operacionales

A nivel operacional se requiere poner en marcha el Air Cooler AC-004 ya que, a pesar de que su operación no representa mejoría en la producción de Nafta, el ciclo de refrigeración con propano opera de manera óptima y se llega más fácil a la temperatura de operación sugerida para la vasija fría V-005 de 0°F, que fue la intención inicial del diseño de la planta de gas y bajo estas condiciones se mejora la calidad de la Nafta producida ya que se reduce el contenido de GLP en esta corriente y se aumenta el contenido de hidrocarburos pesados.

9.2.5. Resultados obtenidos

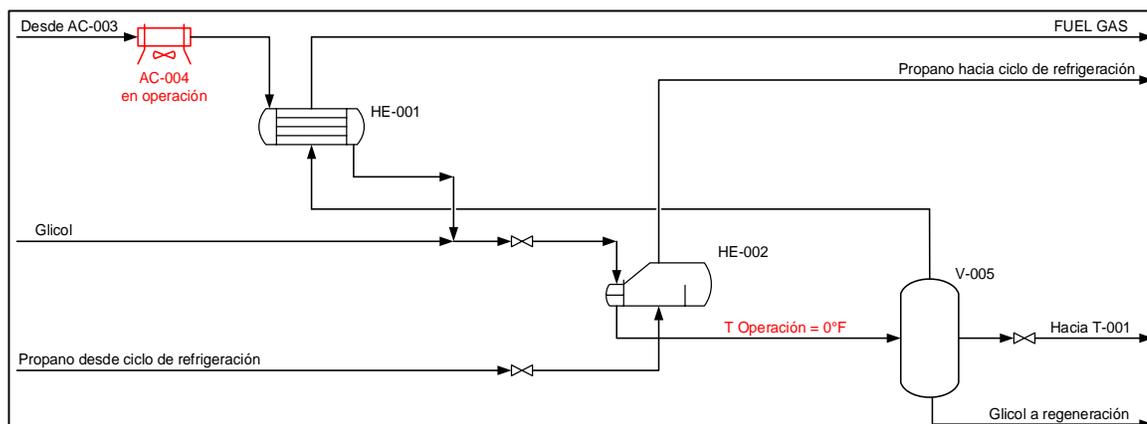
Bajo los cambios operacionales descritos, se presentan cambios en las composiciones de las corrientes de salida de la vasija fría V-005, como se presenta a continuación.

Tabla 33. Composición de las corrientes de salida de la vasija fría V-005

Compuesto		Fase Gaseosa		Fase aceitosa		Fase acuosa	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	3.74	7.41	2.82	3.59	2.02	1.57
N ₂	Nitrógeno	1.87	2.36	0.20	0.17	0.01	0.00
C ₁	Metano	63.71	46.00	20.38	9.46	0.01	0.00
C ₂	Etano	26.98	36.52	45.89	39.92	0.00	0.00
C ₃	Propano	3.17	6.28	18.32	23.38	0.00	0.00
iC ₄	i-Butano	0.18	0.46	2.43	4.09	0.00	0.00
nC ₄	n-Butano	0.29	0.77	5.67	9.53	0.00	0.00
iC ₅	i-Pentano	0.03	0.10	1.44	3.00	0.00	0.00
nC ₅	n-Pentano	0.02	0.07	1.27	2.65	0.00	0.00
C ₆	Hexanos	0.00	0.02	0.82	2.03	0.00	0.00
C ₇₊	Heptanos Plus	0.00	0.01	0.76	2.17	0.00	0.00
C ₁₀₊	Decanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	0.00
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Glicol	Glicol	0.00	0.00	0.00	0.00	86.38	94.74
H ₂ O	Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	11.59	3.69

La composición de la corriente acuosa de la vasija fría V-005 (corriente de fondo) no contiene hidrocarburos en su composición y la corriente gaseosa presenta unas trazas de i-Pentano (0.03% molar) y n-Pentano (0.02% molar) lo que quiere decir que la temperatura de operación fijada en 0°F para la vasija fría V-005 permite la condensación total de los hidrocarburos pesados de interés presentes en la corriente de entrada. Adicionalmente se observa que la corriente aceitosa presenta un alto porcentaje de Fuel Gas (66.27% molar) y de GLP (26.42% molar), productos que serán removidos en la etapa de separación analizada en el siguiente ítem del presente documento. Finalmente, tanto la corriente gaseosa como la corriente aceitosa carecen de presencia de agua en su composición por lo cual se afirma que en esta etapa del proceso se remueve toda el agua presente en la corriente de entrada de la vasija fría V-005. En la Figura 23 se presentan los cambios operacionales de los equipos para la etapa de enfriamiento.

Figura 23. Esquema de la etapa de enfriamiento con modificaciones



Con respecto al rendimiento y el porcentaje de recuperación de cada uno de los productos generados en la planta de gas, en la Tabla 34 se presenta una comparación de estos indicadores operando la planta bajo la condición actual y operando la planta con el air cooler V-004 en operación y con la vasija fría a 0°F.

Tabla 34. Comparación de indicadores de proceso - etapa de enfriamiento

Indicadores	Condición actual	AC-004 en operación / V-005 a 0°F
Y Fuel Gas (%)	50.69	49.27
Y GLP (%)	28.26	29.73
Y Nafta (%)	10.27	10.31
% recuperación Fuel Gas	110.33	107.22
% recuperación GLP	87.52	92.05
% recuperación Nafta	93.20	93.51
Nafta Actual (BPD)	41.25	41.25

Sin embargo, estos indicadores presentan el cálculo tomando la composición final de cada corriente que contiene impurezas las cuales generan una alteración en los indicadores reales. A continuación se presenta el porcentaje de recuperación y el rendimiento real de la Nafta (i-pentano, n-pentano, hexanos, heptanos plus, decanos plus, dodecanos plus) sin impurezas, es decir sin tener en cuenta el contenido de hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, metano, etano, propano, i-butano y n-butano.

Tabla 35. Comparación de indicadores de proceso Nafta - etapa de enfriamiento

Indicadores	Condición actual	AC-004 en operación / V-005 a 0°F
Y Nafta (%)	9.12	9.29
% recuperación Nafta	82.79	84.27
Nafta Actual (BPD)	37.23	37.94

Con los cambios operacionales propuestos, el rendimiento de Nafta pasó de 9.12% a 9.29% (el rendimiento máximo por composición del gas de entrada es de 11.02%) y el porcentaje de recuperación de la Nafta pasó de 82.79% a 84.27%, es decir se pasó de recuperar 37.23 BPD a recuperar 37.94 BPD de Nafta (la máxima recuperación por composición del gas de entrada es de 45.4 BPD).

Como resultado del análisis de esta segunda etapa del proceso de la planta de gas objeto de estudio, se concluye que con la puesta en marcha del air cooler AC-004 y con la operación de la vasija fría V-005 a 0°F, se llega a una recuperación de 0.71 BPD de Nafta.

9.3. ETAPA DE SEPARACIÓN

Por medio un análisis de las diferentes operaciones del proceso, se observó que uno de los principales equipos en la recuperación de Nafta es la torre estabilizadora T-002. En ella se lleva a cabo la separación de hidrocarburos para dar como resultado una corriente rica en propano y butanos (GLP), y una corriente de compuestos más pesados con una distribución preferencial hacia pentanos, hexanos y heptanos (Nafta). Por esta razón, es conveniente observar qué variables operacionales afectan el rendimiento de este equipo.

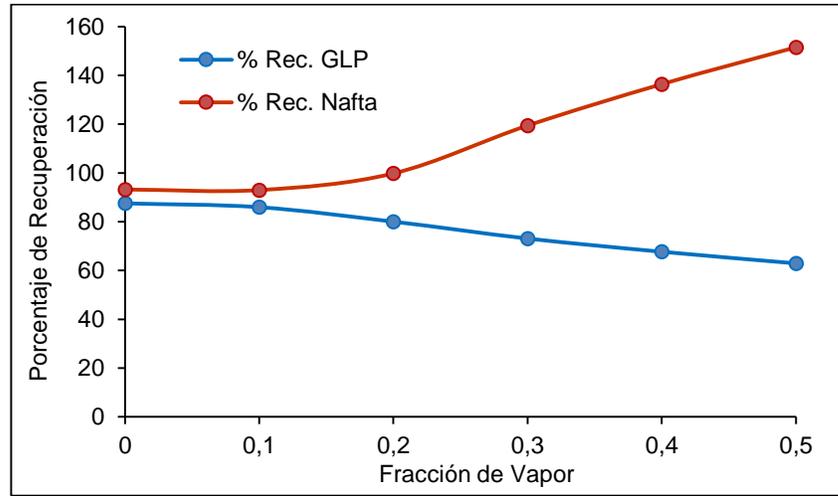
Dentro de las principales variables de afectación se encuentran:

- a) la fracción de líquido de la corriente saliente de la torre que es recuperada, y la fracción de gases que son enviados como reciclo a la segunda etapa de compresión (Capacidad del Air Cooler AC – 005).
- b) la relación de líquidos separados de la corriente de cima que son apartados como producto (GLP) contra la cantidad recirculada a la torre (Relación de Reflujo).

9.3.1. Análisis de sensibilidad: Capacidad de Air Cooler AC-005

La Figura 24 presenta el comportamiento de la recuperación de Nafta respecto a la fracción de vapor en la corriente de salida del Air Cooler AC-005.

Figura 24. Porcentaje de recuperación de GLP y Nafta en función de la fracción de vapor en la corriente de salida del Air Cooler AC-005



En la Tabla 36 se muestra el balance general de las corrientes de entrada y salida del proceso respecto a la misma variable.

Tabla 36. Balance de masa general del proceso a varias fracciones de vapor en la corriente de salida del AC-005

Entradas	lb/h	Salidas	f = 0	f = 0.1	f = 0.2	f = 0.3	f = 0.4	f = 0.5
			lb/h					
Gas	4027.3	Fuel Gas	2041.4	2063.6	2118.0	2121.2	2115.4	2108.7
Glicol	405.5	GLP	1138.3	1117.8	1040.4	950.7	880.1	818.4
		Nafta	413.6	412.6	443.0	530.2	605.4	672.4
		Glicol	428.3	429.5	423.0	422.5	423.6	424.9
		Corriente C2	408.4	408.4	408.4	408.4	408.4	408.4
		Corriente C45	2.8	1.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Total	4432.9	Total	4432.9	4432.9	4432.9	4432.9	4432.9	4432.9

Según los resultados presentados en la Figura 24 y en la Tabla 36, la recuperación de Nafta aumenta si se aumenta la fracción de vapor de la corriente de salida del air cooler AC-005, sin embargo se debe verificar con qué calidad está saliendo la Nafta de la planta de gas bajo fracciones de vapor mayores a 0 en esta corriente de fluido. A continuación se presentan las composiciones de GLP y Nafta con la variación propuesta.

Tabla 37. Composición de la corriente de GLP en función de la fracción de vapor a la salida del AC-005

Compuesto		f = 0		f = 0.1		f = 0.2	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₂	Etano	1.76	1.07	0.26	0.16	0.01	0.00
C ₃	Propano	60.62	53.85	60.96	53.74	54.44	46.78
iC ₄	i-Butano	10.06	11.78	10.42	12.11	11.81	13.37
nC ₄	n-Butano	23.91	27.99	24.70	28.70	27.83	31.51
iC ₅	i-Pentano	2.52	3.66	2.51	3.62	3.90	5.49
nC ₅	n-Pentano	1.11	1.62	1.14	1.64	1.98	2.78
C ₆	Hexanos	0.02	0.03	0.02	0.04	0.04	0.06
C ₇₊	Heptanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₀₊	Decanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Compuesto		f = 0.3		f = 0.4		f = 0.5	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₂	Etano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₃	Propano	48.94	41.24	44.93	37.36	41.52	34.15
iC ₄	i-Butano	13.00	14.44	13.93	15.27	14.73	15.96
nC ₄	n-Butano	30.47	33.84	32.57	35.70	34.39	37.28
iC ₅	i-Pentano	4.86	6.70	5.38	7.32	5.78	7.78

Compuesto	f = 0.3		f = 0.4		f = 0.5	
	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
nC ₅ n-Pentano	2.68	3.69	3.10	4.22	3.45	4.64
C ₆ Hexanos	0.06	0.09	0.08	0.13	0.12	0.19
C ₇₊ Heptanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₀₊ Decanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₂₊ Dodecanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Tabla 38. Composición de la corriente de Nafta en función de la fracción de vapor a la salida del AC-005

Compuesto	f = 0		f = 0.1		f = 0.2	
	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂ Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ Dióxido de Carbono	0.06	0.04	0.05	0.03	0.14	0.10
N ₂ Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁ Metano	0.21	0.05	0.19	0.04	0.52	0.13
C ₂ Etano	1.64	0.71	1.33	0.57	4.38	2.09
C ₃ Propano	2.43	1.54	2.08	1.31	12.41	8.68
iC ₄ i-Butano	0.94	0.79	0.84	0.70	1.39	1.28
nC ₄ n-Butano	4.55	3.81	4.62	3.82	4.99	4.60
iC ₅ i-Pentano	16.59	17.24	17.25	17.71	11.46	13.12
nC ₅ n-Pentano	19.36	20.13	19.76	20.28	14.64	16.76
C ₆ Hexanos	16.70	20.73	16.96	20.80	14.19	19.40
C ₇₊ Heptanos Plus	20.48	29.12	20.80	29.20	17.39	27.23
C ₁₀₊ Decanos Plus	0.72	1.46	0.73	1.46	0.61	1.36
C ₁₂₊ Dodecanos Plus	0.07	0.16	0.07	0.16	0.06	0.15
H ₂ O Agua	16.24	4.22	15.30	3.92	17.81	5.09

Compuesto	f = 0.3		f = 0.4		f = 0.5	
	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂ Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ Dióxido de Carbono	0.23	0.17	0.26	0.21	0.28	0.23
N ₂ Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁ Metano	0.76	0.21	0.86	0.25	0.92	0.27
C ₂ Etano	7.93	4.14	9.56	5.21	10.50	5.85
C ₃ Propano	27.11	20.76	34.63	27.65	39.09	31.95
iC ₄ i-Butano	1.79	1.81	2.02	2.13	2.29	2.47

Compuesto	f = 0.3		f = 0.4		f = 0.5	
	% molar	% másico	% molar	% molar	% másico	% másico
nC ₄ n-Butano	5.60	5.65	6.00	6.31	6.54	7.05
iC ₅ i-Pentano	7.83	9.81	6.49	8.48	5.79	7.75
nC ₅ n-Pentano	10.30	12.90	8.40	10.97	7.29	9.75
C ₆ Hexanos	10.81	16.18	9.06	14.13	7.93	12.66
C ₇₊ Heptanos Plus	13.28	22.76	11.16	19.93	9.81	17.94
C ₁₀₊ Decanos Plus	0.47	1.14	0.39	1.00	0.35	0.90
C ₁₂₊ Dodecanos Plus	0.04	0.12	0.04	0.11	0.03	0.10
H ₂ O Agua	13.84	4.33	11.11	3.62	9.16	3.06

Analizando la variación de la composición de Nafta con respecto a la fracción de vapor de la corriente de salida del air cooler AC-005 se puede afirmar que la composición de este producto se ve modificada por la presencia de compuestos más livianos que el iso-Pentano. Con respecto a la corriente de GLP, a pesar de que la composición de butanos aumenta con el aumento de la fracción de vapor de la corriente de salida del air cooler AC-005, pasa lo contrario con el propano, que disminuye su concentración notablemente. Esta disminución de propano en la corriente de GLP es la que aumenta el flujo másico de la corriente de Nafta y por lo tanto esta condición modifica la calidad de la Nafta que se desea recuperar.

9.3.2. Cambios a nivel de infraestructura

Acorde con los resultados del análisis de sensibilidad realizado a este subsistema de la etapa de separación de la planta de gas, no se requieren cambios a nivel de infraestructura debido a que bajo la condición actual de la planta se está recuperando la máxima cantidad de Nafta con el air cooler AC-005 instalado.

9.3.3. Cambios operacionales

La condición actual de la planta de gas es operar con una fracción de vapor de 0 en la corriente de salida del air cooler AC-005. Acorde con el análisis de sensibilidad de este sistema, no se requieren cambios operacionales ya que un aumento en esta fracción generaría un aumento en el flujo de la corriente de Nafta pero con pérdida de calidad de la misma por la presencia de compuestos más livianos que el i-pentano.

Con respecto al rendimiento y el porcentaje de recuperación de cada uno de los productos generados en la planta de gas, en la Tabla 39 se presentan estos indicadores que son los mismos que se obtienen bajo la operación actual.

Tabla 39. Indicadores de proceso - etapa de separación (AC-005)

Indicadores	Condición actual
Y Fuel Gas (%)	50.69
Y GLP (%)	28.26
Y Nafta (%)	10.27
% recuperación Fuel Gas	110.33
% recuperación GLP	87.52
% recuperación Nafta	93.20
Nafta Actual (BPD)	41.25

Sin embargo, estos indicadores presentan el cálculo tomando la composición final de cada corriente que contiene impurezas las cuales generan una alteración en los indicadores reales. A continuación se presenta el porcentaje de recuperación y el rendimiento real de la Nafta (i-pentano, n-pentano, hexanos, heptanos plus, decanos plus, dodecanos plus) sin impurezas, es decir sin tener en cuenta el contenido de hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, metano, etano, propano, i-butano y n-butano., que para este caso son los mismos que se obtienen con las condiciones actuales de la planta.

Tabla 40. Indicadores de proceso Nafta - etapa de enfriamiento (AC-005)

Indicadores	Condición actual
Y Nafta (%)	9.12
% recuperación Nafta	82.79
Nafta Actual (BPD)	37.23

Como resultado del análisis de esta tercera etapa del proceso (subsistema de enfriamiento en la cima de torre T-002) de la planta de gas objeto de estudio, se concluye que con no se requieren cambios operacionales.

9.3.4. Análisis de sensibilidad: relación de reflujo torre estabilizadora T-002

La relación de reflujo de la columna T-002 se estableció de la siguiente manera:

$$R = \frac{\text{Flujo volúmetrico GLP}}{\text{Flujo volumétrico salida sepeador V-006}} \quad (\text{Ec. 39})$$

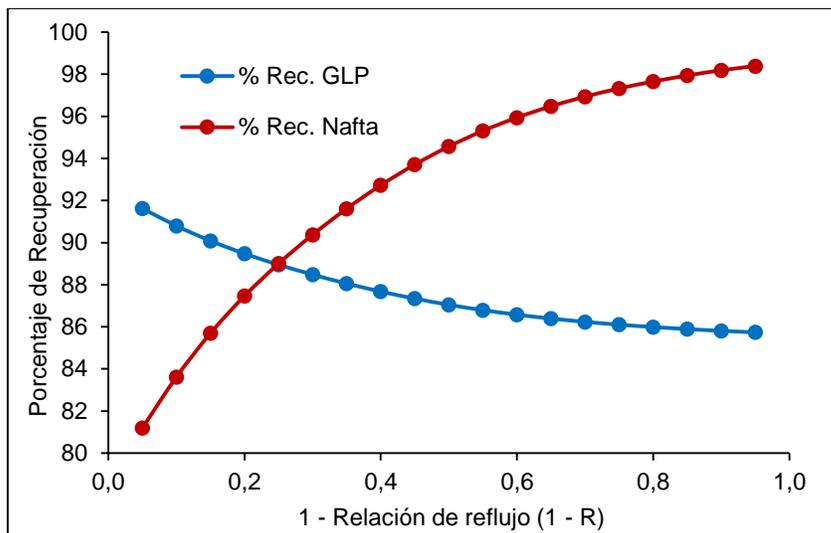
Los resultados de la simulación para relaciones de reflujo entre 0.05 y 0.95 se presentan en la Tabla 41.

Tabla 41. Recuperación y rendimiento de productos en función a la relación de reflujo de la torre T-002

(1 - R)	% Recup. Fuel Gas	% Recup. GLP	% Recup. Nafta	Y _{FUEL GAS}	Y _{GLP}	Y _{NAFTA}
0.95	110.32	85.74	98.39	50.69	27.69	10.84
0.90	110.32	85.81	98.19	50.69	27.71	10.82
0.85	110.32	85.89	97.94	50.69	27.74	10.79
0.80	110.32	85.99	97.65	50.69	27.77	10.76
0.75	110.32	86.10	97.33	50.69	27.81	10.73
0.70	110.32	86.24	96.94	50.69	27.85	10.68
0.65	110.32	86.39	96.48	50.69	27.90	10.63
0.60	110.32	86.58	95.94	50.69	27.96	10.57
0.55	110.32	86.79	95.31	50.69	28.03	10.50
0.50	110.33	87.05	94.57	50.69	28.11	10.42
0.45	110.33	87.34	93.71	50.69	28.21	10.33
0.40	110.33	87.68	92.73	50.69	28.32	10.22
0.35	110.33	88.06	91.61	50.69	28.44	10.10
0.30	110.33	88.48	90.38	50.69	28.58	9.96
0.25	110.33	88.95	89.00	50.69	28.73	9.81
0.20	110.33	89.48	87.47	50.69	28.90	9.64
0.15	110.33	90.09	85.69	50.69	29.09	9.44
0.10	110.33	90.80	83.62	50.69	29.32	9.22
0.05	110.33	91.63	81.19	50.69	29.59	8.95

Como se observa en la Tabla 41 y en la Figura 25, a pesar que si un mayor volumen es recirculado a la columna de destilación aumenta el rendimiento de Nafta (menor relación de reflujo), se produce que la torre no pueda separar de forma adecuada los compuestos claves definidos, aumentando el contenido de i-Butano y n-Butano en el producto de Nafta.

Figura 25. Porcentaje de recuperación de GLP y Nafta en función la relación de reflujo en la T-002



En la Tabla 42 y Tabla 43 se presentan las composiciones de GLP y Nafta para cada una de las relaciones de reflujo estudiadas. Se observa que el aumento de la concentración de propano y butanos es inferior al caso de la fracción de vapor a la salida del AC-005. Con una disminución en la relación de reflujo se produce un aumento en la cantidad de Nafta producida sin afectar considerablemente la calidad de la Nafta producida. Con el fin de verificar estos valores, es necesario realizar un análisis cromatográfico de la corriente de Nafta.

Tabla 42. Composición de la corriente de GLP en función de la relación de reflujo de la T-002

Compuesto	(1 - R) = 0.1		(1 - R) = 0.3		(1 - R) = 0.5	
	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂ Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ Dióxido de Carbono	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂ Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁ Metano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₂ Etano	1.73	1.03	1.75	1.06	1.77	1.07
C ₃ Propano	59.20	51.91	60.19	53.26	60.83	54.14
iC ₄ i-Butano	9.78	11.30	9.97	11.62	10.10	11.85
nC ₄ n-Butano	23.03	26.62	23.58	27.51	24.08	28.25
iC ₅ i-Pentano	3.46	4.97	2.90	4.20	2.30	3.35
nC ₅ n-Pentano	2.35	3.37	1.56	2.25	0.91	1.32
C ₆ Hexanos	0.41	0.71	0.05	0.09	0.01	0.02

Compuesto		(1 - R) = 0.1		(1 - R) = 0.3		(1 - R) = 0.5	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
C ₇₊	Heptanos Plus	0.04	0.08	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₀₊	Decanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Compuesto		(1 - R) = 0.7		(1 - R) = 0.9		(1 - R) = 0.95	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₂	Etano	1.78	1.08	1.79	1.09	1.79	1.09
C ₃	Propano	61.20	54.65	61.39	54.92	61.43	54.96
iC ₄	i-Butano	10.18	11.99	10.23	12.06	10.24	12.07
nC ₄	n-Butano	24.38	28.70	24.55	28.94	24.58	28.99
iC ₅	i-Pentano	1.86	2.72	1.61	2.35	1.56	2.28
nC ₅	n-Pentano	0.59	0.86	0.44	0.64	0.41	0.60
C ₆	Hexanos	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₇₊	Heptanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₀₊	Decanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Tabla 43. Composición de la corriente de Nafta en función de la relación de reflujo de la T-002

Compuesto		(1 - R) = 0.1		(1 - R) = 0.3		(1 - R) = 0.5	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.07	0.04	0.06	0.04	0.06	0.04
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.24	0.06	0.22	0.05	0.21	0.05
C ₂	Etano	1.80	0.79	1.69	0.73	1.62	0.70
C ₃	Propano	2.67	1.71	2.50	1.59	2.40	1.52
iC ₄	i-Butano	1.23	1.04	1.05	0.88	0.89	0.74
nC ₄	n-Butano	6.40	5.42	5.31	4.46	4.17	3.48
iC ₅	i-Pentano	13.92	14.63	15.46	16.12	17.23	17.89

Compuesto		(1 - R) = 0.1		(1 - R) = 0.3		(1 - R) = 0.5	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
nC ₅	n-Pentano	15.85	16.67	18.11	18.87	19.90	20.66
C ₆	Hexanos	16.68	20.95	17.03	21.21	16.51	20.47
C ₇₊	Heptanos Plus	22.38	32.19	21.05	30.02	20.21	28.70
C ₁₀₊	Decanos Plus	0.80	1.62	0.74	1.50	0.71	1.44
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.08	0.18	0.07	0.17	0.07	0.16
H ₂ O	Agua	17.90	4.70	16.70	4.35	16.03	4.16

Compuesto		(1 - R) = 0.7		(1 - R) = 0.9		(1 - R) = 0.95	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.06	0.04	0.06	0.04	0.06	0.04
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.20	0.05	0.20	0.05	0.20	0.05
C ₂	Etano	1.59	0.69	1.57	0.68	1.57	0.68
C ₃	Propano	2.35	1.48	2.32	1.47	2.31	1.46
iC ₄	i-Butano	0.80	0.66	0.75	0.62	0.74	0.61
nC ₄	n-Butano	3.49	2.91	3.13	2.61	3.07	2.56
iC ₅	i-Pentano	18.51	19.17	19.24	19.91	19.37	20.04
nC ₅	n-Pentano	20.65	21.39	20.96	21.69	21.01	21.74
C ₆	Hexanos	16.17	20.00	15.99	19.76	15.96	19.72
C ₇₊	Heptanos Plus	19.76	28.00	19.53	27.64	19.49	27.58
C ₁₀₊	Decanos Plus	0.70	1.40	0.69	1.38	0.69	1.38
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.07	0.15	0.07	0.15	0.07	0.15
H ₂ O	Agua	15.67	4.05	15.49	4.00	15.46	3.99

En la Tabla 44 se presenta el balance de masa de las corrientes de entrada y salida del proceso, en función de la relación de reflujo.

Tabla 44. Balance de masa general del proceso a varias relaciones de reflujo en la torre T-002

Entradas	lb/h	Salidas	(1 - R) =					
			0.1	0.3	0.5	0.7	0.9	0.95
Gas	4027.3	Fuel Gas	2041.5	2041.5	2041.4	2041.4	2041.4	2041.4
Glicol	405.5	GLP	1181.0	1150.9	1132.3	1121.8	1116.2	1115.2
		Nafta	371.1	401.1	419.7	430.3	435.8	436.7
		Glicol	428.3	428.3	428.3	428.3	428.3	428.3

Entradas	lb/h	Salidas	$(1 - R) =$					
			0.1	0.3	0.5	0.7	0.9	0.95
			lb/h					
		Corriente C2	408.4	408.4	408.4	408.4	408.4	408.4
		Corriente C45	2.5	2.7	2.8	2.8	2.9	2.9
Total	4432.9	Total	4432.9	4432.9	4432.9	4432.9	4432.9	4432.9

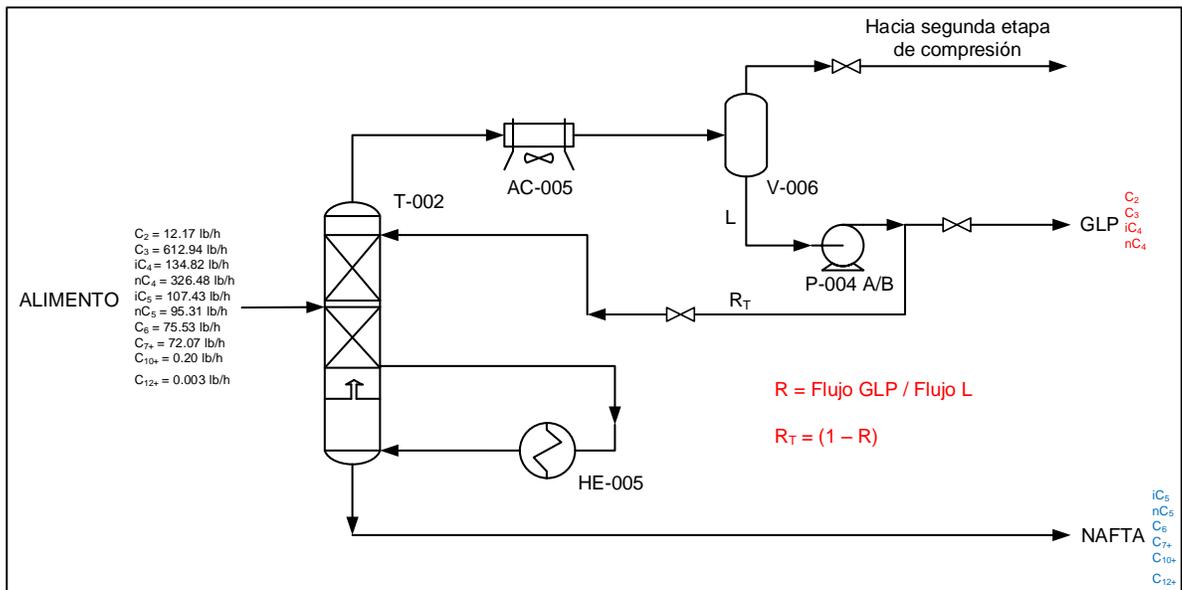
9.3.5. Optimización torre estabilizadora T-002

Modelo de optimización:

Acorde con los resultados del análisis de sensibilidad realizado al reflujo de la torre estabilizadora T-002 se definió que a mayor flujo de líquido recirculado a la torre, mayor es la eficiencia de Nafta al final del proceso, sin embargo, para conocer los valores de relación de reflujo y flujos de cima (GLP) y fondo (Nafta) que maximicen la producción de Nafta, es necesario realizar una optimización en la torre.

En la Figura 26 se presenta el esquema resumido del sistema a optimizar. La alimentación de la torre está compuesta por etano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano, heptanos plus, decanos plus y dodecanos plus. El objetivo de la optimización es maximizar la concentración de i-pentano, n-pentano, heptanos plus, decanos plus y dodecanos plus en la corriente de fondo (Nafta) y la concentración de etano, propano, i-butano, n-butano en la corriente de tope (GLP), o en otras palabras, minimizar la concentración de etano, propano, i-butano, n-butano en la corriente de fondo (Nafta) y la concentración de i-pentano, n-pentano, heptanos plus, decanos plus y dodecanos plus en la corriente de tope (GLP) que para el caso, ambas funciones representan el mismo escenario.

Figura 26. Esquema del proceso de la T-002 a optimizar



Los flujos de alimentación de cada compuesto en la torre estabilizadora T-002 permiten establecer un intervalo máximo de recuperación de GLP y Nafta en las corrientes de tope y fondo, respectivamente. Así, la máxima recuperación de Nafta que se podría lograr sería de 347.55 lb/h y la máxima recuperación de GLP que se podría lograr sería de 1086.41 lb/h (incluyendo flujo de etano) para una alimentación de 1433.96 lb/h. Por otro lado, para delimitar los flujos mínimos de cada corriente en el modelo de optimización se estableció como flujo mínimo el alcanzado por la relación de reflujo mayor ($R = 0.95$ y $(1 - R) = 0.05$), que es la condición en la cual la recuperación de Nafta disminuye. Así, la mínima recuperación de Nafta que se espera es de 229.66 lb/h y la mínima recuperación de GLP que se espera es de 1073.49 lb/h.

Una vez observada la tendencia y el efecto que tiene la variable a manipular (relación de reflujo) en el módulo de simulación, así como los flujos máximos y mínimos de tope (GLP) y fondo (Nafta) de la torre estabilizadora T-002, se definió el modelo de optimización que se presenta a continuación.

$$\text{Minimizar (FLUJO} = \text{NAFTA}_{C_2+C_3+iC_4+nC_4} + \text{GLP}_{iC_5+nC_5+C_6+C_{7+}+C_{10+}+C_{12+}}) \text{ lb/h}$$

Sujeto a:

$$0.05 \leq (1 - R) \leq 1 \text{ (restricción por relación de reflujo)}$$

$$0.7 \leq \frac{GLP \left(\frac{lb}{h}\right)}{ALIMENTO \left(\frac{lb}{h}\right)} \leq 0.8 \text{ (Restricción por flujo de GLP)}$$

$$0.1 \leq \frac{NAFTA \left(\frac{lb}{h}\right)}{ALIMENTO \left(\frac{lb}{h}\right)} \leq 0.3 \text{ (Restricción por flujo de Nafta)}$$

Tipo de optimización:

En la mayoría de procesos químicos que involucran operaciones unitarias, los modelos que describen estas operaciones suelen ser altamente no lineales ya que involucran equilibrios químicos, equilibrios de fases, fenómenos de transporte, etc. A este tipo de modelos se les denomina “problemas de programación no lineal” (NLP – Nonlinear Programming) (Iván Gil, Javier Guevara, José García, & Alexander Leguizamón, 2011b).

La optimización de la torre estabilizadora T-002 existente en la planta de gas requiere una optimización NLP ya que involucra modelos de equilibrio para cada etapa de la torre. Las ecuaciones de equilibrio que se emplean en este tipo de simulaciones parten del concepto de eficiencia de Murphree. La eficiencia de Murphree se establece como el cociente de la diferencia de las composiciones de dos etapas sucesivas y la diferencia de las composiciones bajo consideraciones de equilibrio (Shi & Qian, 2011), tanto para fase vapor como para fase líquido, como sigue:

$$E_V = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_{eq} - y_{n-1}} * 100 \text{ (fase vapor)} \quad (\text{Ec. 40})$$

$$E_l = \frac{x_n - x_{n-1}}{x - x_{n-1}} * 100 \text{ (fase líquido)} \quad (\text{Ec. 41})$$

Método de optimización:

El tipo de simulación realizada en este trabajo es en estado estable y por ende el modelo de optimización no considera parámetros dinámicos.

De acuerdo al modelo de optimización establecido para la torre estabilizadora T-002 se definió que el método de optimización adecuado es el SQP (Secuencial Quadratic

Programming – Programación Cuadrática Secuencial) ya que es considerado uno de los métodos más eficientes para minimización de problemas lineales y no lineales y además permite restricciones de igualdad y desigualdad.

La programación cuadrática secuencial se califica como una extensión del método Cuasi-Newton. Un problema de Programación Cuadrática (QP) es un caso especial de programación no lineal, donde la función objetivo es cuadrática y las restricciones no lineales. Tanto la aproximación cuadrática de la función objetivo como la lineal de las restricciones se basan en la expansión de las series de Taylor. Por otro lado, el método de Programación Cuadrática Secuencial (SQP) es la linealización sucesiva de las restricciones no lineales, considerando una función cuadrática no lineal. Resolviendo el problema secuencialmente se llega a la convergencia (Thomas, Himmelblau, & Lasdon, 2001).

Matemáticamente se puede expresar como:

$$\text{Minimizar } F(x)$$

$$\text{s. a. } g(x) = b$$

Donde $F(x)$ es una función no lineal, x contiene los n parámetros de diseño sujetos a m restricciones no lineales de igualdad y desigualdad (Gil, et al., 2011b).

El método SQP, a cada paso, aproxima localmente la función f no lineal a una función q cuadrática con restricciones no lineales. Para encontrar el mínimo de una función de este tipo con restricciones lineales se utiliza el método del conjunto activo, el cual resuelve subproblemas cuadráticos con restricciones de igualdad que tienen solución analítica. Una vez encontrado el mínimo de esta función cuadrática aproximada con restricciones linealizadas, se aproximan de nuevo a la función y las restricciones en torno al nuevo punto y se da un nuevo paso. Así, se continúa hasta que se cumple algún criterio de parada (Gil, et al., 2011b).

Una de las grandes ventajas de los simuladores de procesos, como Aspen HYSYS®, yace en la posibilidad de integrar la optimización con el diseño del proceso. Debido a la implementación de potentes métodos numéricos, el simulador Aspen HYSYS® permite resolver problemas amplios y con una gran cantidad de variables. No obstante, parte de dichas variables se encuentran tras los cálculos de cada operación, de forma que los problemas rara vez cuentan con más de cien grados de libertad. Entre las muchas ventajas que ofrece la optimización integrada a la simulación de proceso se encuentra la posibilidad de llevar a cabo análisis sobre las diferentes variables de una manera más intuitiva y eficiente (Gil, et al., 2011b).

Resultados:

Como parámetros iniciales de entrada al modelo de optimización planteado se tomaron los flujos y relación de reflujo que presenta la planta con las condiciones actuales de operación y que se resumen en la Tabla 45.

Tabla 45. Valores iniciales de variables de optimización

Variable	Valor	Abreviatura	Unidad
Relación de reflujo	0.5770	R	-
1 – Relación de reflujo	0.4230	1 - R	-
Flujo entrada a T-002	1434.29	ALIMENTO	lb/h
Flujo GLP tope T-002	1077.86	GLP	lb/h
Flujo Nafta fondo T-002	367.47	NAFTA	lb/h

Con el fin de garantizar una solución óptima al modelo, se realizaron varias inicializaciones del reflujo y los resultados se presentan a continuación:

Tabla 46. Inicializaciones de optimización

Inicialización	Valor subóptimo	Valor de otras variables
1 – R = 0.6	1 – R = 0.9032	R = 0.0968 Flujo GLP tope T-002 = 1117 lb/h Flujo Nafta fondo T-002 = 317.2 lb/h Función objetivo = 36.9505 lb/h
1 – R = 0.7	1 – R = 0.9113	R = 0.0887 Flujo GLP tope T-002 = 1117 lb/h Flujo Nafta fondo T-002 = 317.4 lb/h Función objetivo = 36.7189 lb/h
1 – R = 0.8	1 – R = 0.9055	R = 0.0945 Flujo GLP tope T-002 = 1117 lb/h Flujo Nafta fondo T-002 = 317.3 lb/h Función objetivo: 36.8832 lb/h
1 – R = 0.9	1 – R = 0.9151	R = 0.0849 Flujo GLP tope T-002 = 1116 lb/h Flujo Nafta fondo T-002 = 317.5 lb/h Función objetivo = 36.6121 lb/h
1 – R = 0.9151	1 – R = 0.9249	R = 0.0751 Flujo GLP tope T-002 = 1116 lb/h Flujo Nafta fondo T-002 = 318.3 lb/h Función objetivo = 36.3194 lb/h
1 – R = 0.9249	1 – R = 0.9339	R = 0.0661 Flujo GLP tope T-002 = 1115 lb/h Flujo Nafta fondo T-002 = 318.5 lb/h Función objetivo = 36.1010 lb/h
1 – R = 0.9339	1 – R = 0.9596	R = 0.0404 Flujo GLP tope T-002 = 1117.25 lb/h Flujo Nafta fondo T-002 = 318.92 lb/h Función objetivo = 35.4636 lb/h

El valor óptimo se obtuvo en $1 - R = 0.9596$. En este punto se estabilizó el valor de la función objetivo.

Los resultados de la optimización al modelo de tipo programación no lineal y resuelto bajo el método SQP arrojaron que los valores óptimos para maximizar la producción de Nafta en la planta de gas corresponden a los presentados en la Tabla 47.

Tabla 47. Valores óptimos de variables de optimización

Variable	Valor	Abreviatura	Unidad
Relación de reflujo	0.0404	R	-
1 – Relación de reflujo	0.9596	1 - R	-
Flujo entrada a T-002	1433.96	ALIMENTO	lb/h
Flujo GLP tope T-002	1117.25	GLP	lb/h
Flujo Nafta fondo T-002	318.92	NAFTA	lb/h

El valor final de la función objetivo se obtuvo en:

$$FLUJO = (NAFTA_{C_2+C_3+iC_4+nC_4} + GLP_{iC_5+nC_5+C_6+C_7++C_{10++C_{12+}}}) \text{ lb/h}$$

$$FLUJO = (3.40 + 32.06) \text{ lb/h}$$

$$FLUJO = 35.46 \text{ lb/h}$$

En donde los flujos mínimos obtenidos de etano, propano, i-butano y n-butano en la corriente de Nafta corresponden a:

$$C_2 = 0.0000 \text{ lb/h}$$

$$C_3 = 0.0038 \text{ lb/h}$$

$$iC_4 = 0.1892 \text{ lb/h}$$

$$nC_4 = 3.2036 \text{ lb/h}$$

y los flujos mínimos de i-pentano, n-pentano, hexano, heptanos plus, decanos plus y dodecanos plus en la corriente de GLP corresponden a:

$$iC_5 = 25.3855 \text{ lb/h}$$

$$nC_5 = 6.6697 \text{ lb/h}$$

$$C_6 = 0.0117 \text{ lb/h}$$

$$C_{7+} = 0.0002 \text{ lb/h}$$

C₁₀₊ = 0.0000 lb/h

C₁₂₊ = 0.0000 lb/h

Bajo estas condiciones óptimas de operación en la torre estabilizadora T-002, la concentración de compuestos pesados (mayores a i-pentano) en la corriente de GLP al final del proceso disminuyó con respecto a la concentración actual (ver Tabla 9) en un 46%, es decir que la concentración de estos compuestos se minimizó al 1.96% molar aumentando la concentración de GLP (propano, n-butano, i-butano) a un 98.04%. En el caso de la corriente de Nafta al final del proceso, la concentración de compuestos livianos (menores a i-pentano) disminuyó con respecto a la concentración actual (ver Tabla 9) en un 19.9%, es decir que la concentración de estos compuestos se minimizó al 7.94% molar aumentando la concentración de Nafta (i-pentano, n-pentano, hexano, heptanos plus, decanos plus, dodecanos plus) a un 76.6%, el restante 15.46% de esta corriente corresponde al agua presente en el gas que sale del proceso en esta corriente. Las composiciones de las corrientes de GLP y Nafta se presentan en la Tabla 48.

Tabla 48. Composición de las corrientes de GLP y Nafta con variables de operación optimizadas en la T-002

Compuesto		Corriente de GLP		Corriente de Nafta	
		% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.00	0.00	0.06	0.04
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.00	0.00	0.20	0.05
C ₂	Etano	1.79	1.09	1.57	0.68
C ₃	Propano	61.43	54.97	2.31	1.46
iC ₄	i-Butano	10.24	12.07	0.74	0.61
nC ₄	n-Butano	24.58	28.99	3.06	2.55
iC ₅	i-Pentano	1.55	2.27	19.39	20.06
nC ₅	n-Pentano	0.41	0.60	21.02	21.74
C ₆	Hexanos	0.00	0.00	15.95	19.71
C ₇₊	Heptanos Plus	0.00	0.00	19.49	27.57
C ₁₀₊	Decanos Plus	0.00	0.00	0.69	1.38
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.00	0.00	0.07	0.15
H ₂ O	Agua	0.00	0.00	15.46	3.99

Con respecto al rendimiento y el porcentaje de recuperación de cada uno de los productos generados en la planta de gas, en la Tabla 49 se presenta una

comparación de estos indicadores operando la planta bajo la condición actual y operando la planta bajo las condiciones óptimas de la torre estabilizadora T-002.

Tabla 49. Comparación de indicadores de proceso – optimización T-002

Indicadores	Condición actual	T-002 optimizada
Y Fuel Gas (%)	50.69	50.69
Y GLP (%)	28.26	27.72
Y Nafta (%)	10.27	10.85
% recuperación Fuel Gas	110.33	110.32
% recuperación GLP	87.52	85.83
% recuperación Nafta	93.20	98.42
Nafta Actual (BPD)	41.25	44.65

Sin embargo, estos indicadores presentan el cálculo tomando la composición final de cada corriente que contiene impurezas las cuales generan una alteración en los indicadores reales. A continuación se presenta el porcentaje de recuperación y el rendimiento real de la Nafta (i-pentano, n-pentano, hexanos, heptanos plus, decanos plus, dodecanos plus) sin impurezas, es decir sin tener en cuenta el contenido de hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, metano, etano, propano, i-butano y n-butano.

Tabla 50. Comparación de indicadores de proceso Nafta – optimización T-002

Indicadores	Condición actual	T-002 optimizada
Y Nafta (%)	9.12	9.83
% recuperación Nafta	82.79	89.19
Nafta Actual (BPD)	37.23	40.33

Con el cambio en el reflujo de la torre estabilizadora T-002, el rendimiento de Nafta pasó de 9.12% a 9.83% (el rendimiento máximo por composición del gas de entrada es de 11.02%) y el porcentaje de recuperación de la Nafta pasó de 82.79% a 89.19%, es decir se pasó de recuperar 37.23 BPD a recuperar 40.33 BPD de Nafta (la máxima recuperación por composición del gas de entrada es de 45.4 BPD) y por lo tanto la recuperación es de 3.1 BPD de Nafta.

9.3.6. Cambios a nivel de infraestructura

El equipo que es más sensible para la recuperación de Nafta es la torre T-002 en donde se separa del GLP. Este equipo se simuló con un empaque Pall Ring metálico de 1 pulgada en el interior de la columna, con una HETP = 1.5 ft (Height Equivalent to a Theoretical Plate), que es la especificación presentada en los documentos de la ingeniería básica – detalle suministrada para la presente investigación. A continuación se presentan las especificaciones de la torre estabilizadora T-002.

Tabla 51. Especificaciones torre empacada T-002

Servicio	Estabilización
Dimensiones	18 in OD – 30 ft+6 in S/S
Empaque	Pall Ring
Tipo	Torre empacada

Tomando como referencia las prácticas de diseño emitidas por EXXON Mobile Versión 4.0, que especifican lo siguiente para torres empacadas:

- Para torres de diámetros pequeños (menores a 3 ft (36 inch)) se recomienda usar “random packing” y “Sulzer cartridge trays”.
- Normalmente los empaques estructurados no son recomendados para aplicaciones de destilación por encima de 100 psia.

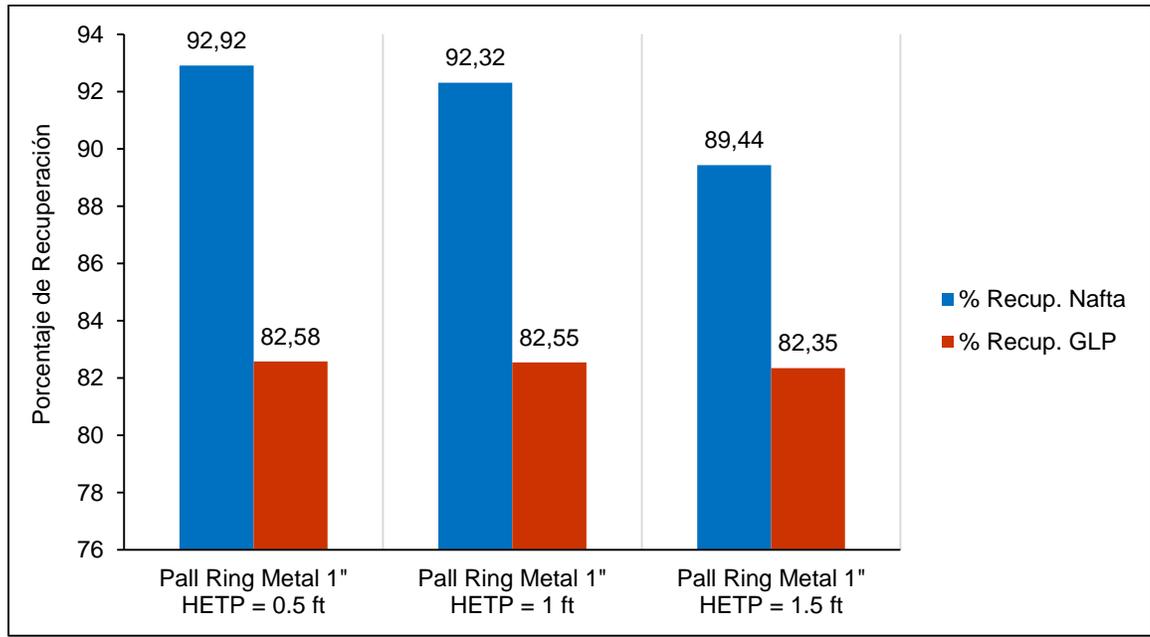
Una vez optimizado el sistema de la torre, se modificó el empaque con el fin de mejorar la eficiencia de separación en la torre estabilizadora T-002 y lograr una mejor recuperación de Nafta. Aprovechando que la torre empacada actualmente presenta un “random packing” (empaque al azar) tipo Pall Ring metálico de 1” (HETP = 1.5 ft), la sensibilidad del empaque se realizó variando el HETP sin modificar el tipo de empaque. A continuación se presentan las variaciones realizadas en la torre estabilizadora T-002 con respecto a la HETP del empaque.

Tabla 52. Variación del HETP en el empaque de la torre estabilizadora T-002

Empaque	HETP (ft)	Etapas teóricas en la T-002
Pall Ring metálico de 1”	1.5 (actual)	11 etapas + 1 reboiler
	1	16 etapas + 1 reboiler
	0.5	34 etapas + 1 reboiler

En la Figura 27 se presentan los resultados de la sensibilidad del cambio de HETP en el empaque de la torre estabilizadora T-002.

Figura 27. Comparación de recuperación de Nafta respecto al HETP del empaque de la T-002



Con una disminución en el HETP del empaque en la torre se mejora el porcentaje de recuperación de Nafta al final del proceso logrando un 92.9% con un empaque Pall ring metálico de 1" (HETP = 0.5 ft).

9.3.7. Cambios operacionales

Acorde con los resultados de la optimización de la torre estabilizadora T-002, la relación de reflujo en la torre se debe modificar a $R = 0.0404$ ($1 - R = 0.9596$) para lograr minimizar el contenido de hidrocarburos pesados en la corriente de GLP y el contenido de hidrocarburos livianos en la corriente de Nafta.

9.3.8. Resultados obtenidos

Con los cambios operacionales y de infraestructura propuestos y para confirmar la mejora en la eficiencia de la separación en la torre estabilizadora T-002, a

continuación se presentan las composiciones de las corrientes de GLP y Nafta al final del proceso.

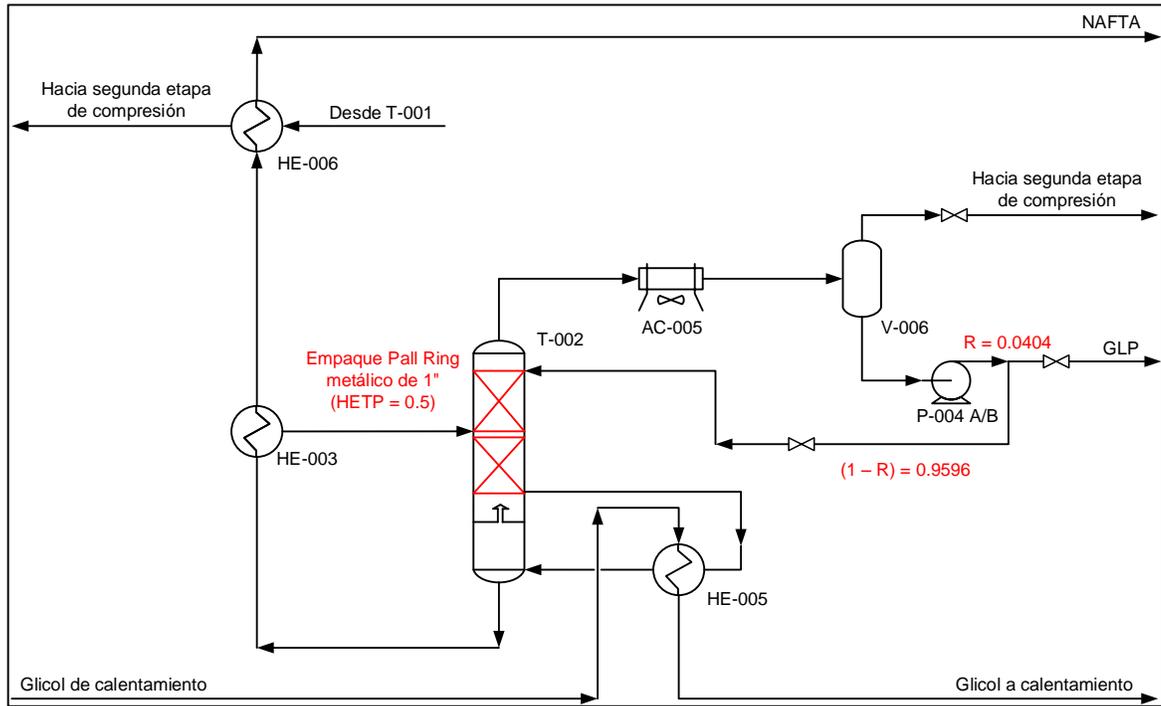
Tabla 53. Composición de las corrientes de GLP y Nafta con variables de T-002 optimizadas y empaque Pall ring metálico de 1" y HETP = 0.5 ft

Compuesto		Corriente de GLP		Corriente de Nafta	
		% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.00	0.00	0.06	0.04
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.00	0.00	0.19	0.04
C ₂	Etano	1.80	1.10	1.53	0.66
C ₃	Propano	61.90	55.63	2.26	1.42
iC ₄	i-Butano	10.33	12.24	0.67	0.56
nC ₄	n-Butano	25.01	29.63	2.13	1.77
iC ₅	i-Pentano	0.93	1.37	21.08	21.74
nC ₅	n-Pentano	0.02	0.03	21.81	22.50
C ₆	Hexanos	0.00	0.00	15.53	19.14
C ₇₊	Heptanos Plus	0.00	0.00	18.96	26.76
C ₁₀₊	Decanos Plus	0.00	0.00	0.67	1.34
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.00	0.00	0.06	0.15
H ₂ O	Agua	0.00	0.00	15.04	3.88

Como se puede observar con respecto a las concentraciones de productos alcanzadas con la optimización de la torre T-002 (ver Tabla 48), con el cambio en el HETP del empaque se logra una concentración del 99% molar en la corriente de GLP (propano, n-butano, i-butano) y una concentración del 78% molar en la corriente de Nafta (i-pentano, n-pentano, hexano, heptanos plus, decanos plus, dodecanos plus) resaltando que esta corriente presenta un 15% molar de agua.

En la Figura 28 se presentan los cambios operacionales y de infraestructura para la etapa de separación.

Figura 28. Esquema de la etapa de separación con modificaciones



Teniendo en cuenta que dentro de la corriente final de Nafta la humedad representa el 15% de la concentración molar del producto y que esta humedad proviene de la etapa de compresión (salida de fondo de los depuradores de gas de compresores V-002 A/B y V-003 A/B que posteriormente ingresan a al recipiente estabilizador bifásico V-004), se propone cambiar el recipiente estabilizador bifásico V-004 por un separador trifásico en el cual se logre la separación de las fases acuosa y aceitosa permitiendo así una mayor purificación en la corriente final de Nafta.

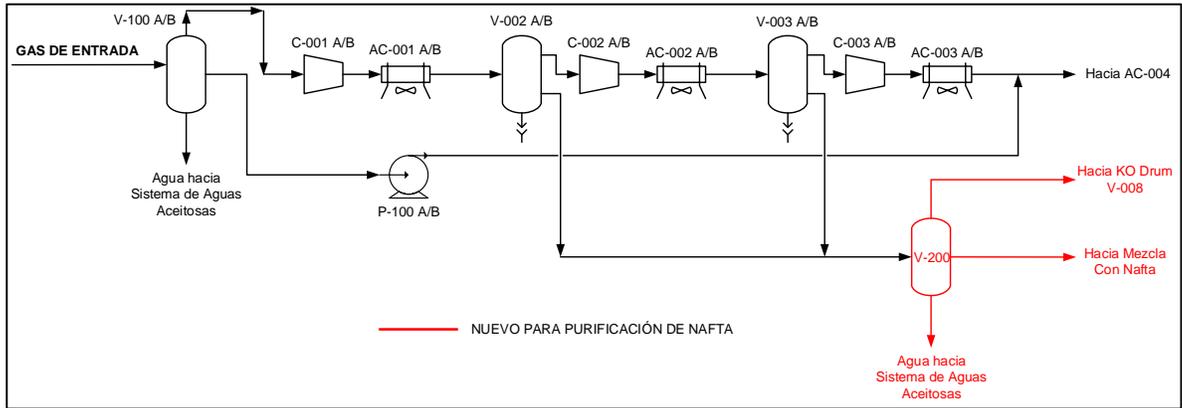
A continuación se presenta la geometría del nuevo separador trifásico horizontal propuesto (el detalle del dimensionamiento se puede ver en el ANEXO 4 “Dimensionamiento Separador Trifásico V-200”).

Tabla 54. Geometría del separador trifásico horizontal V-200

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Diámetro elegido	D	26	In
Longitud de costura elegida	L _{ss}	6.5	ft
Esbeltez	-	3.0	-
Altura total de líquido	h _o + h _w	0.8	in

En la Figura 29 se presenta el cambio a nivel de infraestructura en la planta para mejorar la pureza de la corriente final de Nafta.

Figura 29. Esquema de modificaciones para purificación de Nafta



Bajo este escenario de purificación, el contenido de agua en la corriente de Nafta bajó hasta una concentración de 0.02% molar y la concentración de n-pentano, i-pentano, hexano, heptanos plus, decanos plus y dodecanos plus aumentó a un 91.9% molar, como se puede apreciar en la Tabla 55.

Tabla 55. Composición de las corrientes de GLP, Nafta y fondo del separador V-200 con cambios en la etapa de separación y purificación de Nafta

Compuesto		Corriente GLP		Corriente Nafta		Corriente Agua	
		% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.00	0.00	0.07	0.04	0.01	0.02
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.00	0.00	0.23	0.05	0.00	0.00
C ₂	Etano	1.80	1.10	1.80	0.68	0.00	0.00
C ₃	Propano	61.90	55.63	2.66	1.48	0.00	0.00
iC ₄	i-Butano	10.33	12.24	0.79	0.58	0.00	0.00
nC ₄	n-Butano	25.01	29.63	2.51	1.84	0.00	0.00
iC ₅	i-Pentano	0.93	1.37	24.80	22.62	0.00	0.00
nC ₅	n-Pentano	0.02	0.03	25.67	23.41	0.00	0.00
C ₆	Hexanos	0.00	0.00	18.28	19.91	0.00	0.00
C ₇₊	Heptanos Plus	0.00	0.00	22.32	27.84	0.00	0.00

Compuesto	Corriente GLP		Corriente Nafta		Corriente Agua	
	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
C ₁₀₊ Decanos Plus	0.00	0.00	0.79	1.39	0.00	0.00
C ₁₂₊ Dodecanos Plus	0.00	0.00	0.08	0.15	0.00	0.00
H ₂ O Agua	0.00	0.00	0.02	0.00	99.99	99.97

Con respecto al rendimiento y el porcentaje de recuperación de cada uno de los productos generados en la planta de gas, en la Tabla 56 se presenta una comparación de estos indicadores operando la planta bajo la condición actual y operando la planta bajo las condiciones óptimas de la torre estabilizadora T-002, modificando el lecho empacado por empaques “random packing” tipo Pall ring metálico de 1” (HETP = 0.5 ft) y reemplazando el estabilizador V-004 por el separador trifásico horizontal V-200 propuesto.

Tabla 56. Comparación de indicadores de proceso – etapa de separación

Indicadores	Condición actual	Cambios en separación y purificación
Y Fuel Gas (%)	50.69	50.69
Y GLP (%)	28.26	27.36
Y Nafta (%)	10.27	10.74
% recuperación Fuel Gas	110.33	110.32
% recuperación GLP	87.52	84.71
% recuperación Nafta	93.20	97.48
Nafta Actual (BPD)	41.25	44.88

Sin embargo, estos indicadores presentan el cálculo tomando la composición final de cada corriente que contiene impurezas las cuales generan una alteración en los indicadores reales. A continuación se presenta el porcentaje de recuperación y el rendimiento real de la Nafta (i-pentano, n-pentano, hexanos, heptanos plus, decanos plus, dodecanos plus) sin impurezas, es decir sin tener en cuenta el contenido de hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, metano, etano, propano, i-butano y n-butano.

Tabla 57. Comparación de indicadores de proceso Nafta – etapa de separación

Indicadores	Condición actual	Cambios en separación y purificación
Y Nafta (%)	9.12	10.24
% recuperación Nafta	82.79	92.92
Nafta Actual (BPD)	37.23	42.14

Con el cambio en el reflujo de la torre estabilizadora T-002, el cambio en el empaque del lecho (Pall ring metálico de 1" HETP = 0.5 ft) y la instalación del separador trifásico horizontal V-200, el rendimiento de Nafta pasó de 9.12% a 10.24% (el rendimiento máximo por composición del gas de entrada es de 11.02%) y el porcentaje de recuperación de la Nafta pasó de 82.79% a 92.92%, es decir se pasó de recuperar 37.23 BPD a recuperar 42.14 BPD de Nafta (la máxima recuperación por composición del gas de entrada es de 45.4 BPD) y por lo tanto la recuperación es de 4.91 BPD de Nafta.

10. INTEGRACIÓN DEL PROCESO

Una vez realizado el análisis de sensibilidad en las etapas de compresión, enfriamiento y separación y la optimización en la etapa de separación, se realizó la integración del proceso con los cambios operacionales y de infraestructura recomendados y resumidos en la Tabla 58.

Tabla 58. Resumen de resultados por etapa de proceso

Etapa	Cambio operacional	Cambio infraestructura
Compresión	No aplica	1. Cambio de separador bifásico vertical (V-001 A/B) por separador trifásico vertical (V-100 A/B) 2. Instalación de bomba de hidrocarburos pesados líquidos (P-100 A/B)
Enfriamiento	1. Puesta en marcha de Air Cooler AC-004. 2. Operar la vasija fría V-005 a una temperatura de 0°F.	No aplica
Separación	1. Operar el reflujo de la torre en R = 0.0404 (1 - R = 0.9596).	1. Cambio de empaques de la torre estabilizadora T-002 de Pall ring metálico de 1" (HETP = 1.5 ft) a Pall ring metálico de 1" (HETP = 0.5 ft) 2. Cambio de estabilizador (V-004) por separador trifásico horizontal (V-200)

Con estas modificaciones operacionales y de infraestructura, el proceso de la planta de gas objeto de estudio presenta un aumento de calidad en los productos y subproductos de la planta. A continuación se presenta el balance de masa general del proceso integrado.

Tabla 59. Balance de masa general del proceso integrado

Entradas	lb/h	Salidas	lb/h
Gas natural	4027.32	Fuel Gas	1982.3
Glicol	405.5	GLP	1152.1
		Nafta	453.8

Entradas	lb/h	Salidas	lb/h
		Glicol	428.5
		Fondo V-100 A/B	398.1
		Tope V-200 (C45)	0.0
		Fondo V-200	18.1
Total	4432.9	Total	4432.9

La concentración de las corrientes de Fuel Gas, GLP y Nafta se presenta en la Tabla 60. Como se puede observar, se alcanzó un 96.31% de concentración molar de compuestos livianos (hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, metano, etano) en la corriente de Fuel Gas, el restante 3.69% molar corresponde a trazas de hidrocarburos más pesados arrastrados en la corriente de tope de la vasija fría V-005. Por otro lado, se alcanzó un 98.39% de concentración molar de propano, i-butano y n-butano en la corriente de GLP, el restante 1.61% molar corresponde a trazas de etano del tope de la torre estabilizadora T-002. Finalmente, se alcanzó un 94.76% de concentración molar de i-pentano, n-pentano, hexano, heptanos plus, decanos plus, dodecanos plus en la corriente de Nafta, un 5.23% molar en esta corriente corresponde a trazas de hidrocarburos más livianos que el i-pentano del sistema de compresión (gases en fondo de las vasijas V-002 A/B y V-003 A/B que se van disueltos en la fase líquida de estos recipientes) y el restante 0.01% molar corresponde a la humedad que quedó en el proceso después de realizada la purificación en el separador trifásico V-200.

Tabla 60. Composición de las corrientes de Fuel Gas, GLP y Nafta del proceso integrado

Compuesto	Corriente de Fuel Gas		Corriente de GLP		Corriente de Nafta	
	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
H ₂ Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ S Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ Dióxido de Carbono	3.74	7.41	0.00	0.00	0.05	0.03
N ₂ Nitrógeno	1.87	2.36	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₁ Metano	63.75	46.05	0.00	0.00	0.22	0.04
C ₂ Etano	26.95	36.49	1.61	1.00	1.16	0.44
C ₃ Propano	3.16	6.26	63.77	57.71	1.28	0.70
iC ₄ i-Butano	0.18	0.46	10.22	12.19	0.39	0.28
nC ₄ n-Butano	0.29	0.77	24.40	29.10	2.13	1.54
iC ₅ i-Pentano	0.03	0.10	0.00	0.00	28.03	25.19
nC ₅ n-Pentano	0.02	0.07	0.00	0.00	25.17	22.62
C ₆ Hexanos	0.00	0.02	0.00	0.00	17.85	19.16
C ₇₊ Heptanos Plus	0.00	0.01	0.00	0.00	22.20	27.29
C ₁₀₊ Decanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	1.26	2.20

Compuesto	Corriente de Fuel Gas		Corriente de GLP		Corriente de Nafta	
	% molar	% másico	% molar	% másico	% molar	% másico
C ₁₂₊ Dodecanos Plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.25	0.50
H ₂ O Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00
% de Fuel Gas	96.31	92.31	1.61	1.00	1.43	0.51
% de GLP	3.63	7.50	98.39	99.00	3.80	2.53
% de Nafta	0.06	0.20	0.00	0.00	94.76	96.96
% de Agua	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00

Con respecto al rendimiento y el porcentaje de recuperación de cada uno de los productos generados en la planta de gas, en la Tabla 61 se presenta una comparación de estos indicadores operando la planta con los cambios operacionales y de infraestructura especificados en la Tabla 58.

Tabla 61. Comparación de indicadores de proceso – proceso integrado

Indicadores	Condición actual	Proceso integrado
Y Fuel Gas (%)	50.69	49.22
Y GLP (%)	28.26	28.61
Y Nafta (%)	10.27	11.27
% recuperación Fuel Gas	110.33	107.13
% recuperación GLP	87.52	88.57
% recuperación Nafta	93.20	102.23
Nafta Actual (BPD)	41.25	46.81

Sin embargo, estos indicadores presentan el cálculo tomando la composición final de cada corriente que contiene impurezas las cuales generan una alteración en los indicadores reales. A continuación se presenta el porcentaje de recuperación y el rendimiento real de la Nafta (i-pentano, n-pentano, hexanos, heptanos plus, decanos plus, dodecanos plus) sin impurezas, es decir sin tener en cuenta el contenido de hidrógeno, dióxido de carbono, nitrógeno, metano, etano, propano, i-butano y n-butano.

Tabla 62. Comparación de indicadores de proceso Nafta – proceso integrado

Indicadores	Condición actual	Proceso integrado
Y Nafta (%)	9.12	10.92
% recuperación Nafta	82.79	99.13
Nafta Actual (BPD)	37.23	44.96

Con las modificaciones operacionales y de infraestructura propuestas, el rendimiento de Nafta pasó de 9.12% a 10.92% (el rendimiento máximo por composición del gas de entrada es de 11.02%) y el porcentaje de recuperación de la Nafta pasó de 82.79% a 99.13%, es decir se pasó de recuperar 37.23 BPD a recuperar 44.96 BPD de Nafta (la máxima recuperación por composición del gas de entrada es de 45.4 BPD) y por lo tanto la máxima recuperación con el análisis realizado es de 7.73 BPD de Nafta de 8.17 BPD posibles. Los 0.44 BPD que no se recuperan en la corriente de Nafta salen por el tope de la vasija fría V-005 y posteriormente por la corriente de Fuel Gas, esto se presenta porque a la temperatura de operación especificada para esta vasija fría (0°F) quedan trazas de hidrocarburos pesados (mayores a i-pentano) que son arrastrados por el gas que sale en el tope de esta vasija fría.

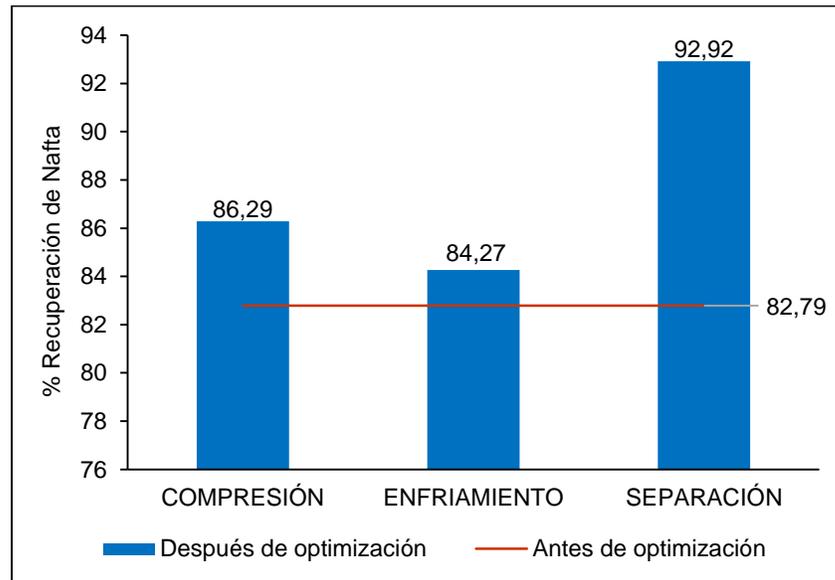
En el ANEXO 5 “Diagramas de Flujo Simulación en Aspen HYSYS® - proceso optimizado de la Planta de Gas” se presentan las condiciones de las corrientes del proceso optimizado.

11. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los resultados de la evaluación por etapas permitieron determinar cuál etapa del proceso es más susceptible para lograr una mejora en la producción de Nafta. Como se puede observar en la Figura 30, la etapa más sensible a la recuperación de Nafta es la etapa de separación en donde se logró recuperar un 92.92% molar de la Nafta presente en la corriente de gas que ingresa a la planta. Por otro lado, la etapa menos susceptible a la recuperación de Nafta fue la etapa de enfriamiento ya que desde la ingeniería básica - detalle de la planta, esta etapa fue diseñada para condensar la mayor cantidad de hidrocarburos pesados presentes en la corriente que ingresa a la vasija fría V-005.

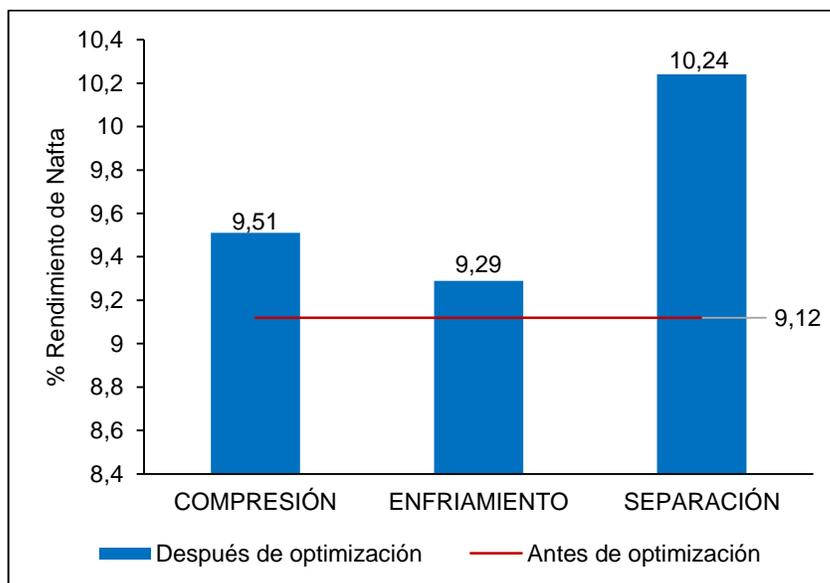
El análisis de sensibilidad y optimización realizado a la planta de gas objeto de estudio permitió realizar una comparación entre la operación actual de la planta (antes de la optimización) y la operación de la planta con el proceso optimizado. Actualmente operando la planta bajo las condiciones actuales se alcanza una recuperación máxima del 82.79% de Nafta, sin embargo realizando las modificaciones planteadas para la etapa de compresión se aumenta la recuperación a un 86.29%. Por otro lado, solo modificando la etapa de enfriamiento se logra aumentar la recuperación en un 84.27% y finalmente solo modificando la etapa de separación se alcanza hasta un 92.92% de recuperación.

Figura 30. Comparación porcentaje de recuperación de Nafta



El indicador de rendimiento de Nafta (presentado en la Figura 31) frente a la optimización realizada indica que, de acuerdo al análisis de sensibilidad y optimización aplicada en cada una de las etapas, el máximo rendimiento de Nafta se alcanza en la etapa de separación. Actualmente, el máximo rendimiento de Nafta obtenido en la planta es de 9.12%, sin embargo modificando cada una de las etapas analizadas se podría alcanzar un rendimiento del 10.24% (de 11.02% posibles) solo aplicando las modificaciones recomendadas en la etapa de separación. No obstante, las etapas de compresión y enfriamiento también presentan un alza en este indicador y, aunque no tienen tanto peso como se presenta en la etapa de separación, permiten maximizar la producción de Nafta al final del proceso que es el objetivo final del análisis.

Figura 31. Comparación porcentaje de rendimiento de Nafta



En resumen, bajo el resultado de los indicadores de proceso evaluados para la Nafta, que es el producto de interés a maximizar, las tres etapas evaluadas (compresión, enfriamiento y separación) presentaron una mejora en la producción de Nafta aunque no todas en la misma proporción. La etapa de separación presenta la mayor susceptibilidad ya que es precisamente en esta etapa a donde llega la mezcla de hidrocarburos pesados (mayores a propano) con el fin de separar en la torre estabilizadora T-002 la Nafta del GLP.

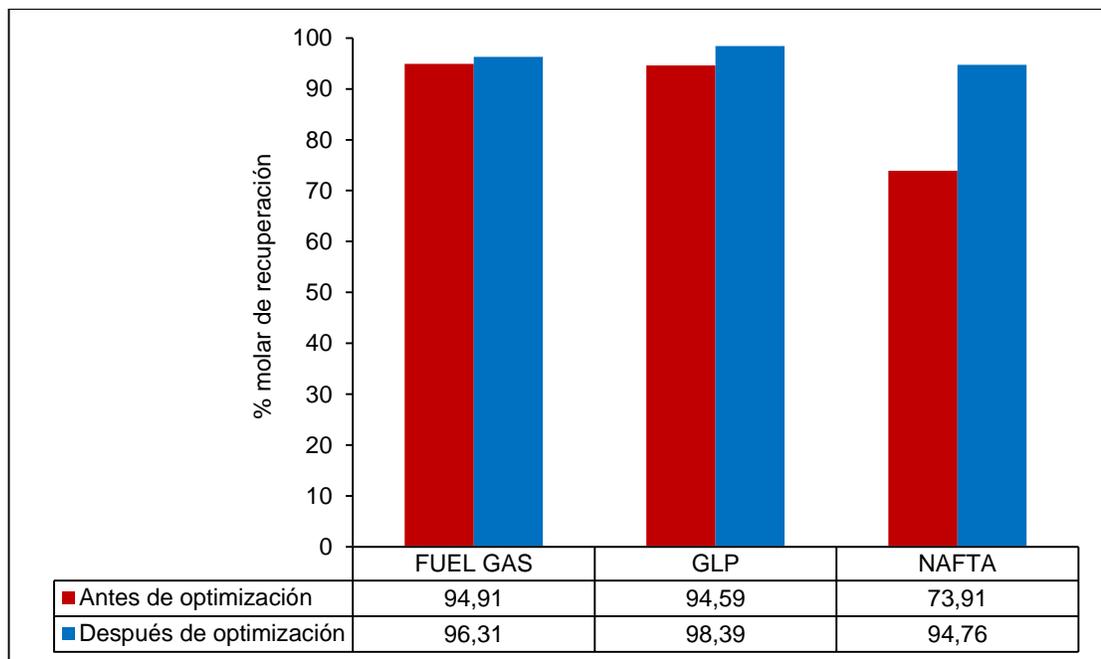
En la Tabla 63 se presenta el flujo volumétrico recuperado por cada etapa del proceso. La suma de los flujos volumétricos recuperados por etapa sugiere que al final del proceso se puede alcanzar una recuperación de 7.12 BPD de 8.17 BPD posibles.

Tabla 63. Flujo volumétrico recuperado por etapa del proceso

Etapa	Flujo de Nafta inicial	Flujo de Nafta final	Flujo de Nafta recuperado
	BPD	BPD	BPD
COMPRESIÓN	37.23	38.73	1.5
ENFRIAMIENTO	37.23	37.94	0.71
SEPARACIÓN	37.23	42.14	4.91
Total			7.12

La integración del proceso con el análisis y optimización realizada en cada una de las etapas mejora la recuperación de Nafta con respecto a la operación actual. En la Figura 32 se presenta el porcentaje de recuperación molar (pureza de cada producto) de cada uno de los productos de la planta (Fuel Gas, GLP y Nafta). Como se puede observar, la optimización realizada no solo maximiza la producción de Nafta sino que además mejora la calidad de Fuel Gas y GLP. Para el caso del Fuel Gas el aumento en la calidad del producto fue de 1.4% molar, para el caso del GLP el aumento en la calidad del producto fue de 3.8% molar y finalmente el aumento en la calidad de la Nafta fue de 20.85% molar con respecto a la producción que se obtiene actualmente bajo las condiciones operacionales actuales de la planta de gas.

Figura 32. Comparación porcentaje molar (pureza) de productos recuperados

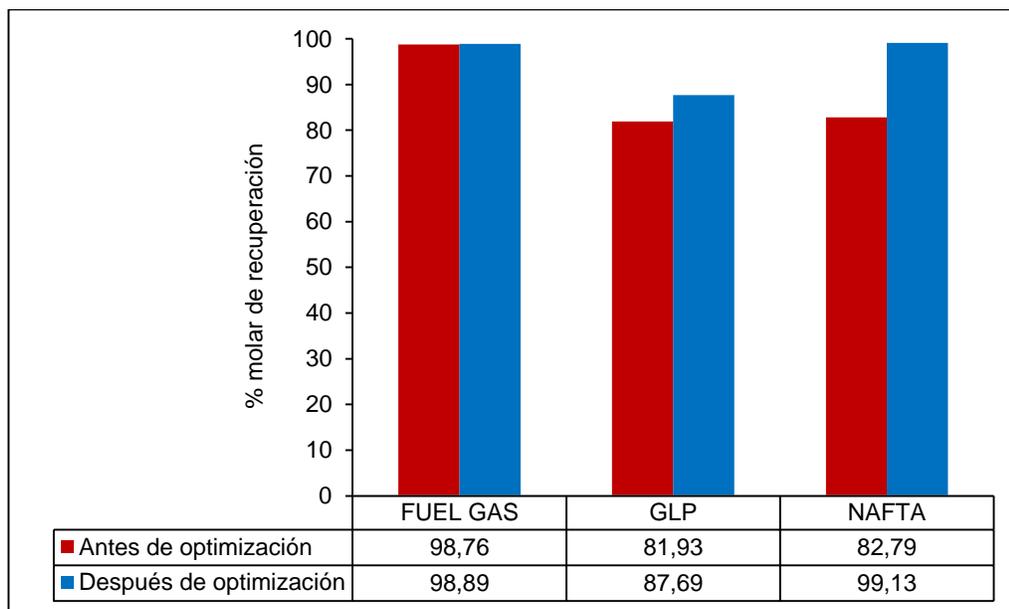


Este resultado en la mejora de la calidad de cada producto significa que con la optimización realizada se logró aumentar la eficiencia en cada etapa del proceso y el rendimiento en la producción de Fuel Gas, GLP y Nafta, como se puede apreciar en la Tabla 64 y en la Figura 33.

Tabla 64. Flujo recuperado

Etapa	Antes de optimización	Después de optimización	Flujo recuperado	Flujo recuperado
	lb/h	lb/h	lb/h	BPD
Fuel Gas	1827.45	1829.81	2.36	-
GLP	1065.69	1140.59	74.90	9.74
Nafta	367.47	439.98	72.50	7.73

Figura 33. Comparación porcentaje de recuperación de productos



El aumento en la recuperación de flujo al final del proceso tanto en Fuel Gas (2.36 lb/h) como en GLP (74.90 lb/h) representa la sinergia que existe entre las etapas del proceso ya que con la optimización realizada con el objeto de maximizar la producción de Nafta, se logra de alguna manera maximizar también la producción de estos dos productos lo que significa una mayor eficiencia en todas las etapas evaluadas. Adicionalmente, la recuperación de Nafta analizando los flujos volumétricos por etapa sugería una recuperación máxima de 7.12 BPD pero integrando el proceso se aumentó la producción hasta un máximo de 7.73 BPD de 8.17 BPD posibles lo que ratifica la mejora en la eficiencia del proceso en general.

12. NOVEDAD CIENTÍFICA

Acorde con la revisión de antecedentes presentada en el ítem 4 del presente documento, los esfuerzos por maximizar la producción de NGLs disueltos en gas se han centrado en etapas intermedias del proceso general y no en las etapas primarias y finales. A continuación se presenta un resumen de los hallazgos encontrados en la literatura consultada entre los años 2010 y 2014.

Tabla 65. Hallazgos de literatura consultada

Hallazgo	Etapas del proceso	Autor
Implementación de válvulas Joule Thomson, turboexpansión y refrigeración son los procesos convencionales más usados. Se usa la combinación entre éstos para mejorar la eficiencia.	Intermedia	(Mokhatab & Poe, 2012)
Un estudio variando condiciones en la etapa de refrigeración (que es la más usada) condujo a una reducción del 15.5% en el consumo energético y un aumento mayor al 1.45% en la recuperación de etano.	Intermedia	(Mehrpooya, et al., 2010)
Recuperación del 62.6% NGLs mediante un proceso de recuperación por refrigeración eléctrica y un 96.8% con un proceso de recuperación con energía de gas natural licuado criogénico.	Intermedia	(Bian, et al., 2011)
El proceso de recuperación de NGLs con gas natural licuado criogénico, a pesar de obtener rendimientos altos, presenta alta irreversibilidad en algunas etapas del proceso y esto se traduce en pérdidas energéticas considerables.	Intermedia	(Ghorbani, et al., 2012)
Una integración del proceso de recuperación de NGLs con gas licuado criogénico y el proceso convencional de refrigeración reportó una eficiencia mayor al 93.3% sin embargo el consumo energético fue alto con lo cual se sugirió que la energía necesaria para recuperar NGLs a partir de gas licuado criogénico es directamente proporcional a la eficiencia del proceso.	Intermedia	(Vatani, et al., 2013)

Hallazgo	Etapas del proceso	Autor
Un análisis tecno-económico de un proceso potencial de recuperación de NGLs variando las composiciones de la materia prima concluyó que para corrientes de materia prima rica en hidrocarburos pesados se requiere mayor refrigeración que para corrientes de materia prima pobre y por ende los requerimientos energéticos son mayores.	Intermedia	(Getu, et al., 2013)

La presente investigación se centró en evaluar las etapas inicial (compresión y final (separación) del proceso de una planta de gas teniendo en cuenta que el proceso intermedio existente está diseñado con la combinación de una válvula Joule-Thomson y un sistema de refrigeración con propano como lo reportó (Mokhatab & Poe, 2012). Este enfoque permitió optimizar e integrar todas las etapas del proceso de una planta de gas para maximizar la producción de Nafta, sin embargo con este proceso de optimización centrado hacia un producto en particular se generó la mejora en la pureza y producción de todos los productos de la planta (Fuel Gas, GLP y Nafta).

El aporte principal de esta investigación es la integración de la optimización de las tres etapas del proceso de una planta de gas y cómo su implementación mejora la eficiencia del proceso alcanzando la recuperación del producto deseado (Nafta) en más de un 95% y para los demás productos (Fuel Gas y GLP) en más de un 85%.

13. CONCLUSIONES

Este trabajo permitió realizar una evaluación del estado actual de una planta de gas usando un simulador comercial (Aspen HYSYS® V7.3) llegando a un margen de error del 21.18% (para el caso del GLP) con respecto a los datos reportados por la operación de la planta (Con respecto al Fuel Gas el error fue del 9.85% y con respecto a la Nafta el error fue del 3.13%). A partir de los resultados obtenidos se logró realizar un análisis de optimización para maximizar la recuperación de un subproducto (Nafta) sin interferir la planta, lo que brinda una herramienta en toma de decisiones y propone bases de análisis para su utilización en otras plantas de gas.

A nivel operacional, para maximizar la producción de Nafta es necesario poner en marcha el Air Cooler AC-004, operar la vasija fría V-005 a una temperatura de 0°F (cambios operacionales en la etapa de enfriamiento) y operar el reflujo de tope de la torre estabilizadora T-002 en 0.0494 (cambio operacional en la etapa de separación). En la etapa de compresión no se requieren cambios operacionales.

A nivel de infraestructura, para maximizar la producción de Nafta es necesario cambiar el separador bifásico vertical V-001 A/B por un separador trifásico vertical V-100 A/B con la geometría presentada en la Tabla 23, Instalar una bomba de hidrocarburos pesados P-100 A/B para retornar al proceso los hidrocarburos separados en el nuevo separador trifásico vertical V-100 A/B (cambios operacionales en la etapa de compresión), cambiar el lecho empacado de la torre estabilizadora T-002 por empaques Pall Ring metálicos de 1" (HETP 0.5 ft) y cambiar el recipiente estabilizador V-004 por un separador trifásico horizontal V-200 con la geometría presentada en la Tabla 54. En la etapa de separación no se requieren cambios a nivel de infraestructura.

Mediante la integración de los cambios operacionales y de infraestructura obtenidos de la evaluación realizada a las etapas de compresión y enfriamiento y la optimización realizada a la etapa de separación se alcanzó una recuperación máxima de Nafta del 99.14% (actualmente se recupera el 82.79%) con un rendimiento de 10.92% (el rendimiento actual es de 9.12%) de 11.02% posible, con lo cual se aprueba la hipótesis planteada.

El diseño y optimización del proceso para maximizar la producción de Nafta permitió la mejora en la calidad y producción del Fuel Gas (96.36% de pureza y 98.89% de recuperación) y el GLP (98.39% de pureza y 87.69% de recuperación).

14. RECOMENDACIONES PARA TRABAJO POSTERIOR

El desarrollo de este trabajo se enfocó en realizar una optimización centrada en la maximización de producción de un producto en particular (Nafta) realizando modificaciones operacionales y a nivel de infraestructura y definiendo indicadores de producción que involucran netamente masa; así, se sugiere que el trabajo posterior esté orientado hacia el análisis energético que permita evaluar el consumo de energía que requieren los cambios propuestos y así mismo una evaluación tecno-económica en pro de conocer la factibilidad de los resultados de la optimización involucrando consumo energético.

15. REFERENCIAS

- Abdulrahman, R., Sebastine, I., 2013. Natural gas sweetening process simulation and optimization: A case study of Khurmala field in Iraqi Kurdistan region. *Journal of Natural Gas Science and Engineering* 14, 116-120.
- Adewale, A., Mohammad, R., Abu, Z., 2013. Evaluation of amine-blend solvent systems for CO₂ post-combustion capture applications. *Energy Procedia* 37, 211 – 218.
- Ahmed, A., Raafat, A., Valentin, N., Omar, A., 2011. Process design of waste gas treatment from Emirates Gold Refinery. *Clean Techn Environ Policy* 13, 447–457.
- Agarwal, R., Li, Y.-K., Santollani, O., Satyro, M., & Vieler, A. (2001). Undercovering the Realities of Simulation. Part I.: *Chemical Engineering Progress*.
- Alejandro, D., Virginia, P., Patricia, H., Nélide, B, 2010. Systematic generation of a CAPE-OPEN compliant simulation module from GAMS and FORTRAN models. *Chemical engineering research and design* 88, 421–429.
- Alimahmoodi, M., & Mulligan, C. N. (2011). Optimization of the anaerobic treatment of a waste stream from an enhanced oil recovery process. *Bioresource Technology*, 102(2), 690-696.
- Ana-Maria, I., Francois, H., Jean-Pierre, B., Denis, A., 2010. Physicochemical modelling of the classical steelmaking route for life cycle inventory analysis. *Int J Life Cycle Assess* 15, 304–310.
- ANSI/API Standard 610, *Centrifugal Pumps for Petroleum, Petrochemical and Natural Gas Industries*. (2010). (Eleventh ed.).
- API Recommended Practice 686, *Recommended Practice for Machinery Installation and Installation Design*. (2009). (Second ed.).
- API Specification 12J, *Specification for Oil and Gas Separators*. (2009). (Eighth ed.).
- Arnold, K., & Stewart, M. (2008a). Chapter 3 - Basic Principles. In K. Arnold & M. Stewart (Eds.), *Surface Production Operations (Third Edition)* (pp. 61-149). Burlington: Gulf Professional Publishing.
- Arnold, K., & Stewart, M. (2008b). Chapter 5 - Three-Phase Oil and Water Separation. In K. Arnold & M. Stewart (Eds.), *Surface Production Operations (Third Edition)* (pp. 244-315). Burlington: Gulf Professional Publishing.

- Aspen Technology Inc. (2006). Aspen HYSYS Property Packages: Aspen Process Engineering Webinar.
- Bermúdez, J., Arenillas, A., Méndez, J., 2012. Equilibrium prediction of CO₂ reforming of coke oven gas: Suitability for methanol production. *Chemical Engineering Science* 82, 95–103.
- Bian, H., Xu, W., Li, X., & Qian, Y. (2011). A Novel Process for Natural Gas Liquids Recovery from Oil Field Associated Gas with Liquefied Natural Gas Cryogenic Energy Utilization. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 19(3), 452-461.
- Biegler, L. (2010). *Nonlinear Programming: Concepts, Algorithms, and Applications to Chemical Processes*. United States of America: MOS-SIAM Series on Optimization.
- Bing, L., Xue-min, Y., Wen-li, S., Wei-gang, L., 2012. Process simulation of formation and emission of NO and N₂O during coal decoupling combustion in a circulating fluidized bed combustor using Aspen Plus. *Chemical Engineering Science* 71, 375–391.
- Carlos, M., García, S., Sandra M., Gómez, R., Nívea, S., Celso L., de Camargo, C., Theo, G., Kieckbusch, C., Regina, M., 2012. Measurements of normal boiling points of fatty acid ethyl esters and triacylglycerols by thermogravimetric analysis. *Fuel* 92, 158–161.
- Carlson, E. (1996). *Don't Gamble with Physical Properties for Simulations: Chemical Engineering Progress*.
- Chebbia, R., Al-Amoodib, N., Abdel, N., Husseinia, G., Al, M., 2010. Optimum ethane recovery in conventional turboexpander process. *Chemical engineering research and design* 3, 326-333.
- Christopher, H., Pawan, A., Richard, Z., Adam, C., 2011. The design and experimental evaluation of a scaffolded software environment to improve engineering students' disciplinary problem-solving skills. *Journal of engineering education* 3, 174-203.
- Damartzis, T., Michailos, S., Zabaniotou, A., 2012. Energetic assessment of a combined heat and power integrated biomass gasification–internal combustion engine system by using Aspen Plus®. *Fuel Processing Technology* 95, 37–44.

- Davide, F., Douglas, S., 2011. Simulation and energy consumption analysis of a propane plus recovery plant from natural gas. *Fuel Processing Technology* 92, 656–662.
- Deyong, C., Shaohua, L., Wenguang, Y., Jia, J., Nan, Z., 2012. Application of Numerical Simulation on Biomass Gasification. *Energy Procedia* 17, 49 – 54.
- Domenico, F., Walter, W., Anton, F., Mattias, L., Guido, Z., Krzysztof, U., Mariusz, M., 2011. Effects of feedstocks on the process integration of biohydrogen production. *Clean Techn Environ Policy* 13, 547–558.
- Dong-Ha, J., Hyung-Taek, Kim., Chan, L., Su-Hyun, K., 2013. Kinetic analysis of catalytic coal gasification process in fixed bed condition using Aspen Plus. *International journal of hydrogen energy* 38, 6021-6026.
- Erik, B., Mohit, R., Maureen, E., 2012. Life-Cycle Assessment for the Production of Bioethanol from Willow Biomass Crops via Biochemical Conversion. *Forest Products Journal* 62.
- Fabio, R., Antonio, J., 2011. Computer simulation applied to studying continuous spirit distillation and product quality control. *Food Control* 69, 1592-1603.
- Fanaei, M., Dehghani, H., Nadi, I., 2012. Comparing and controlling of three batch distillation column configurations for separating tertiary zeotropic mixtures. *Scientia Iranica* 19, 1672-1681.
- Fancha, J., Mitchel, R., Arnold, K., Clegg, J., Holstein, E., & Warner Jr, H. (2007). Chapter 2 - Oil and Gas Separators. In Lake, L (Ed.), *Petroleum Engineering Handbook* (Vol. 3, pp. 13 - 59). USA: Society of Petroleum Engineers.
- Fonny, L., Vishnu, P., Mark, T., Moses, O., Daniel, Ch., Nancy, C., Kaman, I., 2012. Extractive distillation for CO₂-ethane azeotrope separation. *Chemical Engineering and Processing* 52, 155–161.
- Gao, X., Chen, B., & He, X. (2006). An agent-oriented architecture for modeling and optimization of naphtha pyrolysis process. In W. M. a. C. Pantelides (Ed.), *Computer Aided Chemical Engineering* (Vol. Volume 21, pp. 475-481): Elsevier.
- Gerald, O., 2013. Focus on engineering software. *Chemical Engineering* 118, 29.
- Getu, M., Mahadzir, S., Long, N. V. D., & Lee, M. (2013). Techno-economic analysis of potential natural gas liquid (NGL) recovery processes under variations of feed compositions. *Chemical Engineering Research and Design*, 91(7), 1272-1283.

- Ghorbani, B., Salehi, G. R., Ghaemmaleki, H., Amidpour, M., & Hamed, M. H. (2012). Simulation and optimization of refrigeration cycle in NGL recovery plants with exergy-pinch analysis. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 7(0), 35-43.
- Gil, I., Guevara, J., García, J., & Leguizamón, A. (2011a). Análisis y simulación de Procesos en Ingeniería Química (pp. 107 - 164). Bogotá D.C.: Universidad Nacional de Colombia.
- Gil, I., Guevara, J., García, J., & Leguizamón, A. (2011b). Análisis y Simulación de Procesos en Ingeniería Química (pp. 439 - 450). Bogotá D.C.: Universidad Nacional de Colombia.
- Goh, H., Salmiaton, A., Abdullah, N., Idris, A., 2012. Process simulation two-stage evaporation and crystallization systems for Bis(2-hydroxyethyl) terephthalate recovery. *Journal of Applied Sciences* 12, 1547-1555.
- GPSA. (2004). Section 12 - Pumps and Hydraulic Turbines. *Engineering Data Book* (Twelfth ed., Vol. I & II, pp. 12-11 - 12-20). Tulsa, Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association.
- Grace, P., Ahmed, N., Mahmoud, M., Vladimir, M., 2010. Design and analysis of biodiesel production from algae grown through carbon sequestration. *Clean Techn Environ Policy* 12, 239–254.
- Hanaâ, E., Chakib, B., François, W., 2012. Production of synthetic gasoline and diesel fuel from dry reforming of methane. *Energy Procedia* 29, 156 – 165.
- Hessam, V., Mazda, B., Ali, E., Ali, L., 2012. Dynamic behavior of coke drum process safety valves during blocked outlet condition in the refinery delayed coking unit. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries* 25, 336-343.
- Hitesh, P., 2013. Vapor depressurization: concept and implementation. *Chemical Engineering* 120, 43.
- Hou, W., Su, H., Hu, Y., & Chu, J. (2006). Modeling, Simulation and Optimization of a Whole Industrial Catalytic Naphtha Reforming Process on Aspen Plus Platform. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 14(5), 584-591.
- Huixiao, Z., Nalladurai, K., Vance, M., 2013. Aspen Plus simulation of biomass integrated gasification combined cycle systems at corn ethanol plants. *Biomass and bioenergy* 56, 197-210.

- Iranshahi, D., Bahmanpour, A. M., Paymooni, K., Rahimpour, M. R., & Shariati, A. (2011). Simultaneous hydrogen and aromatics enhancement by obtaining optimum temperature profile and hydrogen removal in naphtha reforming process; a novel theoretical study. *International Journal of Hydrogen Energy*, 36(14), 8316-8326.
- Iranshahi, D., Pourazadi, E., Paymooni, K., & Rahimpour, M. R. (2012). Utilizing DE optimization approach to boost hydrogen and octane number in a novel radial-flow assisted membrane naphtha reactor. *Chemical Engineering Science*, 68(1), 236-249.
- Jignesh, P., Viral, D.; Dipak, M., 2013. Absorber Optimization: Employing Process Simulation Software. *Chemical Engineering* 120, 46.
- João, A., Vitor, M., Henrique, A., Matos, F., 2012. Modeling of existing cooling towers in ASPEN PLUS using an equilibrium stage method. *Energy Conversion and Management* 64, 473–481.
- Joe, L., 2013. Advanced features in easier-to-use formats allow chemical engineers to take advantage of process modeling solutions for organization-wide optimization. *Chemical Engineering* 120, 18.
- John, P., Carlos, C., Ramon, G., 2012. Analysis of the Production Process of Optically Pure D-Lactic Acid from Raw Glycerol Using Engineered Escherichia coli Strains. *Appl Biochem Biotechnol* 166, 680–699.
- Keyvanloo, K., Towfighi, J., Sadrameli, S. M., & Mohamadalizadeh, A. (2010). Investigating the effect of key factors, their interactions and optimization of naphtha steam cracking by statistical design of experiments. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 87(2), 224-230.
- Laszló, Z., Miklós, B., Sándor, N., Ferenc, S., 2011. Analysing divided wall columns. *Clean Techn Environ Policy* 13, 633–636.
- Leslie, J., Pierre-Yves, P., Caroline, S., 2012. Life cycle assessment (LCA) applied to the process industry: a review. *Int J Life Cycle Assess* 7, 1028–1041.
- Lewis, A., Khodabocus, F., Dhokun, M., 2010. Thermodynamic simulation and evaluation of sugar refinery evaporators using a steady state modelling approach. *Applied Thermal Engineering* 30, 2180-2186.
- Manning, F. S., & Thomson, R. E. (1991a). *Oilfield Processing*, vol. 1, Natural Gas. Tulsa, Oklahoma: Pennwell Publishing Company.

- Manning, F. S., & Thomson, R. E. (1991b). *Oilfield Processing*, vol. 2, Crude Oil. Tulsa, Oklahoma: Pennwell Publishing Company.
- Manuel, G., Alberto, G., José, S., Jesús, A., José, P., 2010. Prediction of normalized biodiesel properties by simulation of multiple feedstock blends. *Bioresource Technology* 101, 4431–4439.
- Maria, A., Esther, Ch., Susan, S., 2010. Evaluation of integrated hydrogen systems: IEA Task 18. *International journal of hydrogen energy* 35, 10031-10037.
- Mark, S., Silvan, L., William, F., 2013. The direct integration method: a best practice for relief valve sizing. *Chemical Engineering* 120, 54.
- Mehdi, T., Morteza, S., Mohsen, D., Ahmad, M., 2012. Investigating energy consumption and quality of rough rice drying process using a grain heat pump dryer. *Australian Journal of Crop Science* 6(4), 592-597.
- Mehmet, O., Marc, R., 2012. Efficiency comparison of various design schemes for copper–chlorine (Cu–Cl) hydrogen production processes using Aspen Plus software. *Energy Conversion and Management* 63, 70–86.
- Mehrpooya, M., Vatani, A., & Ali Mousavian, S. M. (2010). Introducing a novel integrated NGL recovery process configuration (with a self-refrigeration system (open–closed cycle)) with minimum energy requirement. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 49(4), 376-388.
- Michel, S., Pierre, D., 2011. Response of saprophagous wood-boring beetles (Coleoptera: Cerambycidae) to severe habitat loss due to logging in an aspen-dominated boreal landscape. *Landscape Ecol* 26, 573–586.
- Min, Z., Yanzhong, L., Shanxiu, S., 2011. Analysis and optimization of two-column cryogenic process for argon recovery from hydrogen-depleted ammonia purge gas. *Chemical engineering research and design* 89, 863–878.
- Mokhatab, S., & Poe, W. A. (2012). Chapter 10 - Natural Gas Liquids Recovery. In S. Mokhatab & W. A. Poe (Eds.), *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing (Second Edition)* (pp. 353-391). Boston: Gulf Professional Publishing.
- Monnery, W., & Svrcek, W. (1994). Successfully Specify Three-Phase Separators (pp. 29 - 40): *Chemical Engineering Progress*.
- Mostafa, N., Ashraf, M., Wael, A., 2013. Production of mono-, di-, and triglycerides from waste fatty acids through esterification with glycerol. *Advances in Bioscience and Biotechnology* 4, 900-907.

- Nestor, R., Sergio, M., Nicolas, S., 2011. Optimization of post-combustion CO₂ process using DEA–MDEA mixtures. *Chemical engineering research and design* 89, 1763–1773.
- Ouman, R., Jinwook, L., Rosendahl, H., Kim, T., 2010. A performance analysis of integrated solid oxide fuel cell and heat recovery steam generator for IGFC system. *Front. Energy Power Eng. China* 4(3), 402–413.
- Petra, L., Chris, K., Joachim, R., Felicitas, S., 2010. Potentials and impacts of short-rotation coppice plantation with aspen in Eastern Germany under conditions of climate change. *Reg Environ Change* 10, 83–94.
- Qiuying, L., Li, W., Yonglin, J., 2010. Liquefaction and impurity separation of oxygen-bearing coal-bed methane. *Front. Energy Power Eng. China* 4(3), 319–325.
- Rahimpour, M. R., Iranshahi, D., & Bahmanpour, A. M. (2010). Dynamic optimization of a multi-stage spherical, radial flow reactor for the naphtha reforming process in the presence of catalyst deactivation using differential evolution (DE) method. *International Journal of Hydrogen Energy*, 35(14), 7498-7511.
- Rahimpour, M. R., Iranshahi, D., Pourazadi, E., & Bahmanpour, A. M. (2012). Boosting the gasoline octane number in thermally coupled naphtha reforming heat exchanger reactor using de optimization technique. *Fuel*, 97(0), 109-118.
- Rahimpour, M., Seifi, M., Paymooni, K., Shariati, A., Raeissi, S., 2013. Enhancement in NGL production and improvement in water dew point temperature by optimization of slug catchers' pressures in water dew point adjustment unit. *Journal of Natural Gas Science and Engineering* 88, 779–787.
- Scott, J., 2013. Focus on software. *Chemical Engineering* 120, 26.
- Seider, W., Seader, J., & Lewin, D. *Product and Process Design Principles* (2a ed.). New York: Wiley.
- Sekhvatjou, M., Hosseini, A., Karbassi, A., Daemolzeckr, E., 2011. Minimization of air pollutants emissions by process improvement of catalytic reforming unit in an Iranian old refinery. *Clean Techn Environ Policy* 13, 743–749.
- Shi, X., & Qian, F. (2011). A Multi-Agent Immune Network Algorithm and Its Application to Murphree Efficiency Determination for the Distillation Column. *Journal of Bionic Engineering*, 8(2), 181-190.

- Tauqeer, A., Moinuddin, G., Salman, N., Zeeshan, R., 2012. Simulation study of producing NH_4HCO_3 from the flue gas of brick kiln - and environmental friendly approach. *Sci.Int* 24, 435-441.
- Thomas, E., Himmelblau, D., & Lasdon, L. (2001). Optimization of Chemical Processes (pp. 284): McGraw-Hill chemical engineering series.
- Vatani, A., Mehrpooya, M., & Tirandazi, B. (2013). A novel process configuration for co-production of NGL and LNG with low energy requirement. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 63(0), 16-24.
- Victor, D., Kaj, T., Willy, J., Davide, B., Gianluca, V., Ennio, M., 2012. Comparison of two electrolyte models for the carbon capture with aqueous ammonia. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 8, 61–72.
- Xiaohui, P., Boshu, H., Linbo, Y., Chaojun, W., Weining, S., Jingge, S., 2013. Process simulation of oxy-fuel combustion for a 300 MW pulverized coal-fired power plant using Aspen Plus. *Energy Conversion and Management* 76, 581–587.
- Yadollah, T., Seyyed, H., 2013. From laboratory experiments to simulation studies of methanol dehydration to produce dimethyl ether reaction—Part II: Simulation and cost estimation. *Chemical Engineering and Processing* 73, 151–157.
- Yadollah, T., Seyyed, H., 2013. A novel application of reactive absorption to break the CO_2 –ethane azeotrope with low energy requirement. *Energy Conversion and Management* 75, 407–417.
- Young-Ju, J., Moon, B., In-Ho, K., 2010. L-Ribose from L-arabinose by epimerization and its purification by 3-zone simulated moving bed chromatography. *Bioprocess Biosyst Eng* 33, 87–95.
- Yuanxiu, W., Xiaoyan, S., Biyue, T., Bo, Z., Li-an, X., Minren, H., 2010. A genetic linkage map of *Populus adenopoda* Maxim. 3 *P. alba* L. hybrid based on SSR and SRAP markers. *Euphytica* 173, 193–205.
- Zhang, U., Shen-Xue, C., Shuai, S., Yu, C., Su-Ling, L., Shu-Shen, Z., 2011. Aspen Plus-based simulation of a cement calciner and optimization analysis of air pollutants emission. *Lean Techn Environ Policy* 13, 459–468.

ANEXOS

ANEXO 1. Datos de entrada y tratamiento de datos

Datos de entrada del gas que ingresa a la planta de gas

Compositional Analysis of GIGANTE				
Component		Mole %	Weight %	
H ₂	Hydrogen	0,00		0,00
H ₂ S	Hydrogen Sulphide	0,00		0,00
CO ₂	Carbon Dioxide	2,94		4,28
N ₂	Nitrogen	1,41		1,31
C ₁	Methane	47,94		25,44
C ₂	Ethane	20,64		20,52
C ₃	Propane	15,14		22,07
iC ₄	i-Butane	2,19		4,21
nC ₄	n-Butane	5,18		9,97
iC ₅	i-Pentane	1,36		3,23
nC ₅	n-Pentane	1,22		2,91
C ₆	Hexanes	0,85		2,38
C ₇	Heptanes	0,63		1,93
C ₈	Octanes	0,33		1,09
C ₉	Nonanes	0,10		0,37
C ₁₀	Decanes	0,04		0,18
C ₁₁	Undecanes	0,02		0,08
C ₁₂₊	Dodecanes plus	0,01		0,03
Totals :		100,0000		100,0000
Note: 0.00 means less than 0.005.				
Calculated Residue Properties		Mole Weight	Density	
		(g mol ⁻¹)	(g cm ⁻³ at 60°F)	
C ₇₊	Heptanes plus	98,7		0,7570
C ₁₀₊	Decanes plus	140,0		0,7834
C ₁₂₊	Dodecanes plus	161,0		0,8000
Calculated Whole Gas Properties				
Gas Gravity		1,0488	(Air=1 @ 14.73 psia & 60°F)	
Whole Sample Mole Weight		30,240	g mol ⁻¹	
Ideal Gas Density		1,2782	kg m ⁻³ @ 14.65psia, 60°F	
Ideal Gross Calorific Value		1676,8	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F	
Ideal Net Calorific Value		1533,0	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F	
Pseudo Critical Press.		658,10	psia	
Pseudo Critical Temp.		494,10	Rankine	
Gas Compressibility Factor, Z		0,99234	@ 14.65 psia & 60°F	
GPM (C2+)		13,74		
GPM (C3+)		8,25		
Additional Information				
Real Gross Calorific Value		1689,7	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F	
Real Net Calorific Value		1544,9	BTU.ft-3 @ 14.65psia, 60°F	

Tratamiento de datos cromatografías de Fuel Gas y GLP

Las cromatografías de los productos monitoreados de la planta de gas (Fuel Gas y GLP) fueron tomadas los días 11, 12, 13, 14, 15, 16, 22, 23, 25, 26 y 27 de Noviembre del 2011 y corresponden a las siguientes:

Tabla 1-1. Cromatografías Fuel Gas

Comp.	Fecha (día de Noviembre de 2011)										
	11	12	13	14	15	16	22	23	25	26	27
Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Sulfuro de hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dióxido de carbono	3.54	3.46	3.57	3.58	3.81	3.44	3.71	3.65	3.67	3.39	0.00
Nitrógeno	1.16	1.16	1.29	1.16	1.15	1.04	1.11	1.11	1.17	1.21	1.15
Metano	60.06	60.78	63.88	63.38	63.22	59.98	60.88	60.06	62.15	60.65	61.93
Etano	24.86	25.98	21.92	23.02	23.17	24.36	24.43	23.53	23.05	21.58	24.76
Propano	8.46	7.31	7.43	7.35	7.12	8.65	8.21	9.24	8.07	10.09	9.69
i-Butano	0.58	0.43	0.55	0.49	0.46	0.70	0.54	0.70	0.57	0.89	0.74
n-Butano	1.09	0.79	1.08	0.90	0.88	1.42	1.00	1.38	1.08	1.79	1.43
i-Pentano	0.15	0.09	0.16	0.10	0.10	0.22	0.12	0.19	0.13	0.23	0.18
n-Pentano	0.11	0.00	0.12	0.00	0.08	0.18	0.00	0.14	0.10	0.17	0.13
Hexanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Heptanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Octanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nonanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Decanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Undecanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dodecanos plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

*Los valores corresponden a porcentaje molar

Tabla 1-2. Cromatografías GLP

Comp.	Fecha (día de Noviembre de 2011)										
	11	12	13	14	15	16	22	23	25	26	27
Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Sulfuro de hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dióxido de carbono	0.00	0.00	0.06	0.00	0.00	0.09	0.00	0.00	0.27	0.00	0.10
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Metano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Etano	5.49	7.39	5.19	6.24	6.32	2.70	5.06	4.04	7.33	7.40	6.65
Propano	41.07	45.46	60.89	43.46	45.62	45.96	49.46	44.50	47.29	31.05	41.94
i-Butano	9.02	9.00	9.99	9.23	9.45	10.19	10.52	11.42	9.71	9.04	10.28
n-Butano	25.07	23.66	20.54	24.94	24.86	27.36	26.63	29.96	25.02	28.72	28.25

Comp.	Fecha (día de Noviembre de 2011)										
	11	12	13	14	15	16	22	23	25	26	27
i-Pentano	8.72	6.84	1.99	7.71	6.81	7.14	4.76	5.60	5.52	11.50	6.73
n-Pentano	8.47	6.26	1.33	7.10	6.01	5.95	3.57	4.18	4.44	10.68	5.47
Hexanos	2.17	1.39	0.00	1.31	0.93	0.61	0.00	0.31	0.41	1.62	0.58
Heptanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Octanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nonanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Decanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Undecanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dodecanos plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

*Los valores corresponden a porcentaje molar

El tratamiento de datos de las cromatografías presentadas en las Tablas 1-1 y 1-2 correspondió a establecer un intervalo de confianza del 95% y descartar puntos que no fueran estadísticamente significativos, es decir, con desviaciones importantes en la operación normal de la planta, que pueden ser causadas por múltiples factores de operación o manipulación de instrumentos en la planta. Para el análisis de datos se usaron las siguientes ecuaciones:

Media: promedio de los datos tomados en las cromatografías para cada compuesto de cada uno de los productos.

$$x_m = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{N} \quad \text{Ec. 1-1}$$

Varianza: medida de dispersión de los datos monitoreados (porcentaje molar) de cada compuesto en cada una de las corrientes de productos.

$$s_N^2 = \left(\frac{1}{N} \sum_{i=1}^n x_i^2 \right) - x_m^2 \quad \text{Ec. 1-2}$$

Desviación estándar: variación esperada de los datos monitoreados (porcentaje molar) de cada compuesto en cada una de las corrientes de productos, con respecto a la media aritmética. Es la medida del grado de dispersión de los datos con respecto al valor promedio.

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^n (x_i - x_m)^2} \quad \text{Ec. 1-3}$$

Límite inferior: valor mínimo aceptable dentro del intervalo de confianza del 95%

$$\text{Límite inferior} = x_m - 1.96 \frac{\sigma}{\sqrt{N}} \quad \text{Ec. 1-4}$$

Límite superior: valor máximo aceptable dentro del intervalo de confianza del 95%

$$\text{Límite superior} = x_m + 1.96 \frac{\sigma}{\sqrt{N}} \quad \text{Ec. 1-5}$$

A continuación se presentan los resultados del análisis de datos para el Fuel Gas:

Tabla 1-3. Resultados tratamiento de datos Fuel Gas

Compuesto	Media	Varianza	Desviación Estándar	Límite Inferior 95%	Límite Superior 95%
Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Sulfuro de hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dióxido de carbono	3.26	1.18	1.09	2.61	3.90
Nitrógeno	1.16	0.00	0.06	1.12	1.19
Metano	61.54	2.08	1.44	60.69	62.40
Etano	23.70	1.75	1.32	22.91	24.48
Propano	8.33	1.03	1.01	7.73	8.93
i-Butano	0.60	0.02	0.14	0.52	0.69
n-Butano	1.17	0.09	0.30	0.99	1.35
i-Pentano	0.15	0.00	0.05	0.12	0.18
n-Pentano	0.09	0.00	0.07	0.05	0.13
Hexanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Heptanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Octanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nonanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Decanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Undecanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dodecanos plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Como se observa en la Tabla 1-3, los datos de las medias (promedios) para cada compuesto de la corriente de Fuel Gas de la planta de gas están en el intervalo de confianza establecido (dentro del límite superior e inferior) y por lo tanto, dentro de las fechas de las cromatografías analizadas, no se presentan datos anormales a la operación de la planta.

A continuación se presentan los resultados del análisis de datos para el GLP:

Tabla 1-4. Resultados tratamiento de datos GLP

Compuesto	Media	Varianza	Desviación Estándar	Límite Inferior 95%	Límite Superior 95%
Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Sulfuro de hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dióxido de carbono	0.05	0.01	0.08	0.00	0.10

Compuesto	Media	Varianza	Desviación Estándar	Límite Inferior 95%	Límite Superior 95%
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Metano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Etano	5.80	2.23	1.49	4.92	6.68
Propano	45.15	50.09	7.08	40.97	49.34
i-Butano	9.80	0.58	0.76	9.35	10.26
n-Butano	25.91	6.98	2.64	24.35	27.47
i-Pentano	6.67	5.69	2.39	5.26	8.08
n-Pentano	5.77	6.24	2.50	4.29	7.25
Hexanos	0.85	0.49	0.70	0.43	1.26
Heptanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Octanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nonanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Decanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Undecanos	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Dodecanos plus	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Como se observa en la Tabla 1-4, los datos de las medias (promedios) para cada compuesto de la corriente de GLP de la planta de gas están en el intervalo de confianza establecido (dentro del límite superior e inferior) y por lo tanto, dentro de las fechas de las cromatografías analizadas, no se presentan datos anormales a la operación de la planta.

ANEXO 2. Especificaciones técnicas equipos de proceso

TAG	C-001 A/B
SERVICIO	Compresor Gas de Entrada
CAPACIDAD	1.7 MMSCFD @ 114 psig
TIPO	Reciprocante
MOTOR	300 HP combustión a gas

TAG	V-001 A/B
SERVICIO	Depurador de gas del compresor
CAPACIDAD	-
TIPO	Bifásico vertical
DISEÑO	MAWP 600 psig @ 200°F

TAG	AC-001 A/B
SERVICIO	Aeroenfriador de compresor
CAPACIDAD	0.1 MMBTU/h
TIPO	Aeroenfriador
MOTOR	MAWP 600 psig @ 350°F

TAG	C-002 A/B
SERVICIO	Compresor Gas de Entrada
CAPACIDAD	1.7 MMSCFD @ 360 psig
TIPO	Reciprocante
DISEÑO	-

TAG	V-002 A/B
SERVICIO	Depurador de gas del compresor
CAPACIDAD	-
TIPO	Bifásico vertical
MOTOR	MAWP 600 psig @ 200°F

TAG	AC-002 A/B
SERVICIO	Aeroenfriador de compresor
CAPACIDAD	0.199 MMBTU/h
TIPO	Aeroenfriador
DISEÑO	MAWP 1284 psig @ 350°F

TAG	C-003 A/B
SERVICIO	Compresor Gas de Entrada
CAPACIDAD	1.7 MMSCFD @ 610 psig
TIPO	Reciprocante
MOTOR	-

TAG	V-001 A/B
SERVICIO	Depurador de gas del compresor
CAPACIDAD	-
TIPO	Bifásico vertical
DISEÑO	MAWP 900 psig @ 200°F

TAG	AC-003 A/B
SERVICIO	Aeroenfriador de compresor
CAPACIDAD	0.265 MMBTU/h
TIPO	Aeroenfriador
MOTOR	MAWP 1440 psig @ 350°F

TAG	AC-004
SERVICIO	Aeroenfriador de gas
CAPACIDAD	0.824 MMBTU/h
TIPO	Aeroenfriador
DISEÑO	MAWP 1440 psig @ 350°F

TAG	HE-001
SERVICIO	Intercambiador de calor gas/gas
DUTY	0.22 MMBTU/h
DISEÑO	Carcaza: MAWP 1440 psig @ 150°F Tubos: MAWP 1140 psig @ 150°F
TAMAÑO	21" OD x 40'

TAG	HE-002
SERVICIO	Chiller de gas
CAPACIDAD	0.64 MMBTU/h
DISEÑO	Carcaza: 250 psig @ 125°F Tubos: MAWP 1140 psig @ 150°F
TAMAÑO	30" OD x 14'

TAG	V-005
SERVICIO	Separador de baja temperatura
TAMAÑO	30" ID x 7'-6" S/S
TIPO	Trifásico vertical
DISEÑO	MAWP 1440 psig @ -120/180°F

TAG	T-001
SERVICIO	Torre deetanizadora
TAMAÑO	18" OD x 30'-6" S/S
EMPAQUE	Pall ring
TIPO	Torre empacada

TAG	V-004
SERVICIO	Recipiente estabilizador
TAMAÑO	16" x 5'
TIPO	Vertical
DISEÑO	-

TAG	T-002
SERVICIO	Torre estabilizadora
TAMAÑO	18" OD x 30'-6" S/S
EMPAQUE	Pall ring
TIPO	Torre empacada

TAG	V-006
SERVICIO	Recipiente estabilizador de reflujo
TAMAÑO	24" OD x 7'-6" S/S
TIPO	Vertical
DISEÑO	MAWP 250 psig @ -20/150°F

TAG	P-001 A/B
SERVICIO	Bomba de GLP
DISEÑO	20 gpm @ 200 psig
TIPO	Centrífuga
MOTOR	1 HP eléctrico

TAG	HE-003
SERVICIO	Intercambiador fondo T-002
TAMAÑO	56 tubos de 1" Carcaza OD: 10 3/4" L: 19' 8 3/4"
DISEÑO	195 psig @ 400°F
CAPACIDAD	0.109 MMBTU/h

TAG	HE-004
SERVICIO	Rehervidor T-001
TAMAÑO	212 tubos de 1" Carcaza OD 2' x 20'-9"
DISEÑO	300 psig @ 500°F
CAPACIDAD	1.1 MMBTU/h

TAG	HE-005
SERVICIO	Rehervidor T-002
TAMAÑO	32 tubos de 1" Carcaza OD 12.39" x 19'-2"
DISEÑO	200 psig @ 500°F
CAPACIDAD	0.762 MMBTU/h

TAG	HE-006
SERVICIO	Intercambiador calor Nafta
TAMAÑO	tubos de 3/4"
DISEÑO	Carcaza: 300 psig @ 150°F Tubos: 1440 psig @ 150°F
CAPACIDAD	0.04 MMBTU/h

TAG	AC-005
SERVICIO	Condensador T-002
CAPACIDAD	0.739 MMBTU/h
DISEÑO	MAWP 300 psig @ 250°F
TIPO	Aeroenfriador

Equipos del ciclo de propano

TAG	HE-601
SERVICIO	Intercambiador de calor
TAMAÑO	-
DISEÑO	Carcaza: 250 psig @ 150°F Tubos: 300 psig @ 150 psig
CAPACIDAD	0.027 MMBTU/h

TAG	V-601
SERVICIO	Separador de aceite
TAMAÑO	-
DISEÑO	-
CAPACIDAD	-

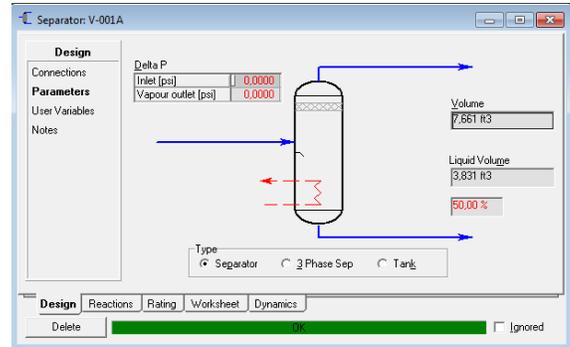
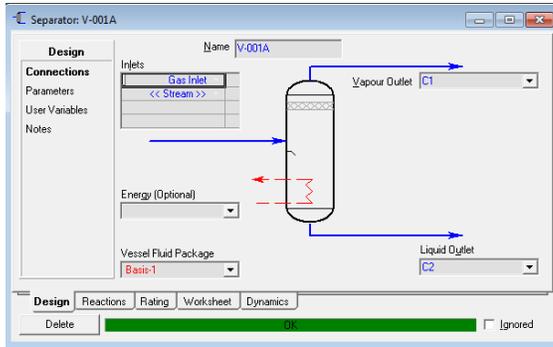
TAG	C-601 A/B
SERVICIO	Compresor propano gaseoso
TAMAÑO	-
CAPACIDAD	0.4 MMSCFD
MOTOR	125 HP

TAG	AC-601
SERVICIO	Condensador
TAMAÑO	-
DISEÑO	MAWP 1440 psig @ 310°F
TIPO	Aeroenfriador

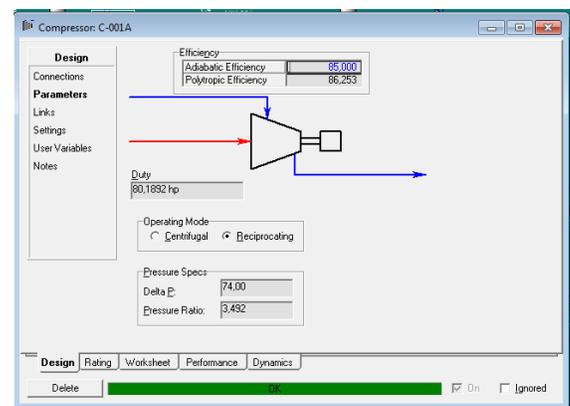
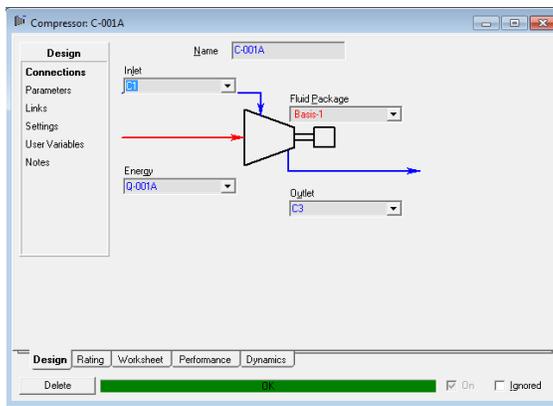
TAG	V-602
SERVICIO	Economizador
TAMAÑO	30' OD x 12' S/S
DISEÑO	300 psig @ -20/150°F
TIPO	Horizontal

Especificación de equipos requeridos en la simulación

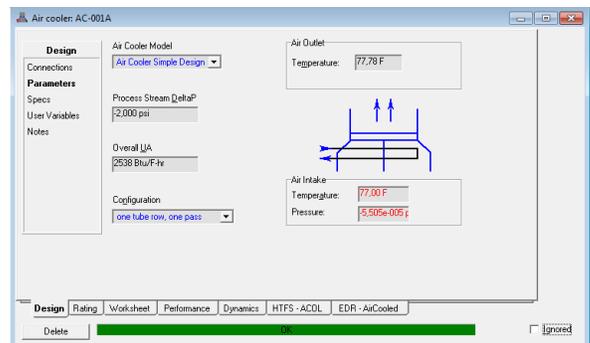
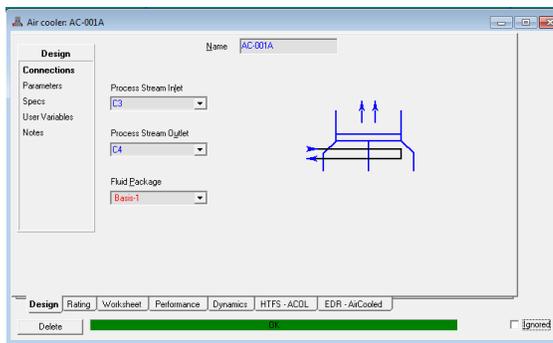
V-001 A/B



C-001 A/B



AC-001 A/B



V-002 A/B

Separator: V-002A

Name: V-002A

Design

Connections: Inlets: C5; Vapour Outlet: C6; Liquid Outlet: C7

Parameters: << Stream >>

User Variables: Energy (Optional)

Vessel Fluid Package: Basis-1

Buttons: Design, Reactions, Rating, Worksheet, Dynamics; Delete, On, Ignored

Separator: V-002A

Design

Parameters: Delta P: Inlet [psi] 0.0000, Vapour outlet [psi] 0.0000

User Variables: Volume, Liquid Volume: 50.00 %

Type: Separator, 2 Phase Sep, Tank

Buttons: Design, Reactions, Rating, Worksheet, Dynamics; Delete, On, Ignored

C-002 A/B

Compressor: C-002A

Name: C-002A

Design

Connections: Inlet: B5; Fluid Package: Basis-1; Outlet: C8

Parameters: Energy: Q-002A

Buttons: Design, Rating, Worksheet, Performance, Dynamics; Delete, On, Ignored

Compressor: C-002A

Design

Parameters: Efficiency: Adiabatic Efficiency 85.1000, Polytropic Efficiency 85.932

Operating Mode: Centrifugal, Reciprocating

Pressure Specs: Delta P: 147.0, Pressure Ratio: 2.391

Duty: 77.9736 hp

Buttons: Design, Rating, Worksheet, Performance, Dynamics; Delete, On, Ignored

AC-002 A/B

Air cooler: AC-002A

Name: AC-002A

Design

Connections: Process Stream Inlet: C8; Process Stream Outlet: C9

Fluid Package: Basis-1

Buttons: Design, Rating, Worksheet, Performance, Dynamics, HTFS-ACDL, EDR-AirCooled; Delete, On, Ignored

Air cooler: AC-002A

Design

Air Cooler Model: Air Cooler Simple Design

Air Outlet Temperature: 77.84 F

Process Stream DeltaP: 2.000 psi

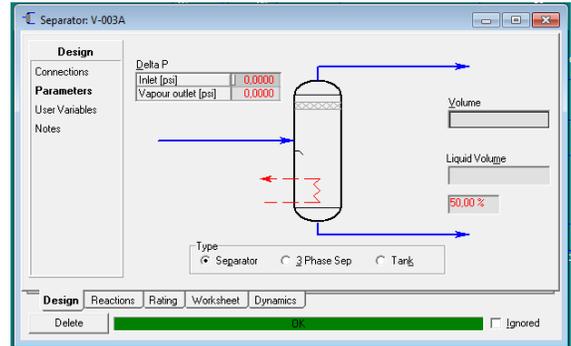
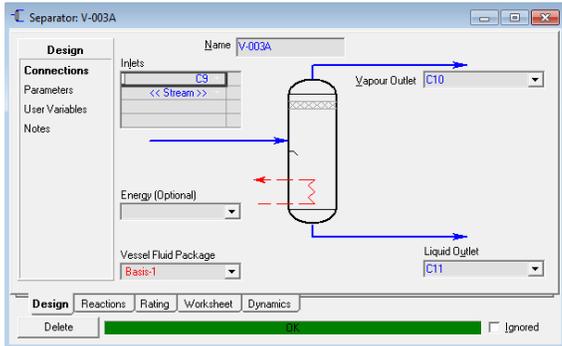
Overall UUA: 5107 Btu/F-hr

Configuration: one tube row, one pass

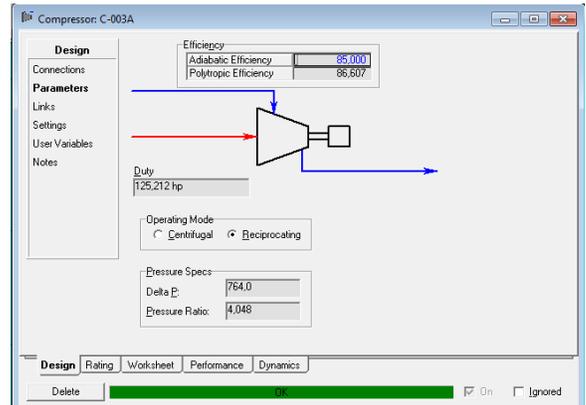
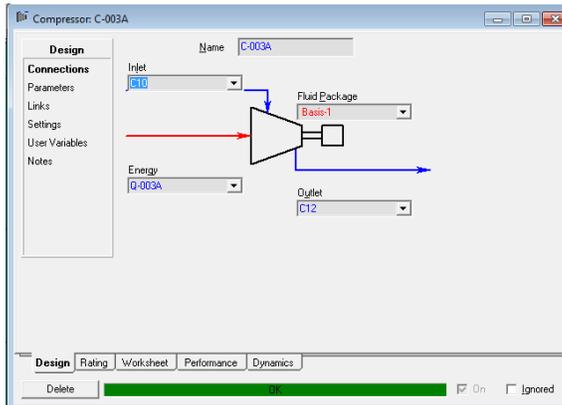
Air Inlet Temperature: 77.80 F, Pressure: 5.510e+005

Buttons: Design, Rating, Worksheet, Performance, Dynamics, HTFS-ACDL, EDR-AirCooled; Delete, On, Ignored

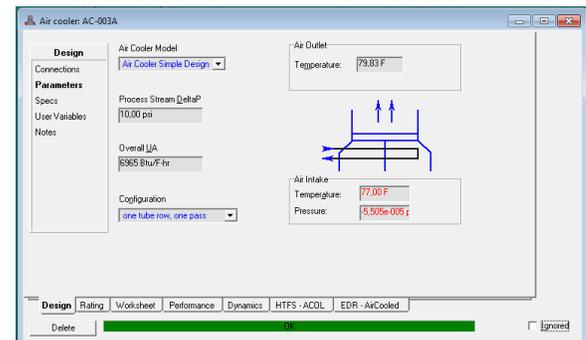
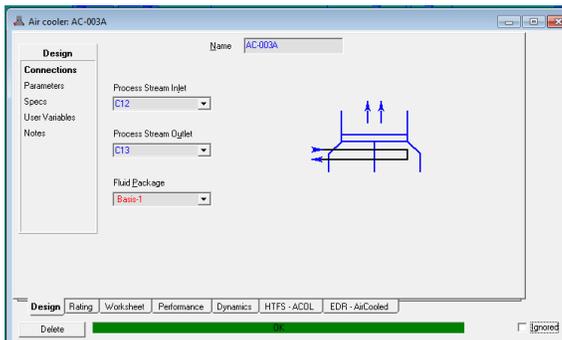
V-003 A/B



C-003 A/B



AC-003 A/B



HE-001

Heat Exchanger: HE-001

Design

Tube Side Inlet: C20
Shell Side Inlet: C13

Tube Side Outlet: C21
Shell Side Outlet: C15

Tube Side Fluid Pkg: Basis-1
Shell Side Fluid Pkg: Basis-1

Buttons: Design, Rating, Worksheet, Performance, Dynamics, HTFS - TASC, EDR - Shell&Tube, Delete, Update, Ignored

Heat Exchanger: HE-001

Parameters

Heat Exchanger Model: Exchanger Design (End Point)
Heat Leak/Loss: None

Delta P: 5,000 psi
Delta P UA: 1630 Btu/F-hr

Tube Passes per Shell	Shell Passes	Shells In Series	First Pass	Shell TEMA Type
1	1	1	Counter	E

Buttons: Design, Rating, Worksheet, Performance, Dynamics, HTFS - TASC, EDR - Shell&Tube, Delete, Update, Ignored

HE-002

Heat Exchanger: HE-002

Design

Tube Side Inlet: C18
Shell Side Inlet: C47

Tube Side Outlet: C19
Shell Side Outlet: Propane to Ref. System

Tube Side Fluid Pkg: Basis-1
Shell Side Fluid Pkg: Basis-1

Buttons: Design, Rating, Worksheet, Performance, Dynamics, HTFS - TASC, EDR - Shell&Tube, Delete, Update, Ignored

Heat Exchanger: HE-002

Parameters

Heat Exchanger Model: Exchanger Design (End Point)
Heat Leak/Loss: None

Delta P: 5,000 psi
Delta P UA: 1,520w+004 Btu/F-hr

Tube Passes per Shell	Shell Passes	Shells In Series	First Pass	Shell TEMA Type
2	1	1	Counter	E

Buttons: Design, Rating, Worksheet, Performance, Dynamics, HTFS - TASC, EDR - Shell&Tube, Delete, Update, Ignored

V-005

3 Phase Separator: V-005

Design

Inlets: C19

Outputs: Vapour (C20-2), Light Liquid (C22), Heavy Liquid (C24 - Glycol)

Vessel Fluid Package: Basis-1

Buttons: Design, Reactions, Rating, Worksheet, Dynamics, Delete, Update, Ignored

3 Phase Separator: V-005

Parameters

Delta P: Inlet (psi) 0.0000, Vapour outlet (psi) 0.0000

Volume: 50.00 %

Type: Separator, 3 Phase Sep, Tank

Buttons: Design, Reactions, Rating, Worksheet, Dynamics, Delete, Update, Ignored

T-001

Column Name: T-001, Sub-Flowsheet Tag: COL1

Design Parameters:

- Top Stage Inlet: C25
- Bottoms Liquid Outlet: C30-2
- Delta P: 0.0000 psi
- Reboiler Energy Stream: Q-Reb T-001

Steady State Profiles

Estimates	Stage	Pressure [psig]	Temp [F]	Net Liquid [lbmole/hr]	Net Vapour [lbmole/hr]	
1	T-501	0	235.0	19.67	76.05	57.81
2	T-501	1	236.0	40.37	80.00	49.42
3	T-501	2	237.0	49.54	82.44	54.17
4	T-501	3	238.0	56.40	82.45	55.81
5	T-501	4	239.0	65.16	81.98	55.62
6	T-501	5	240.0	77.24	81.76	55.36
7	T-501	6	241.0	91.93	82.31	55.13
8	T-501	7	242.0	107.1	83.63	55.68
9	T-501	8	243.0	120.7	85.14	57.00
10	T-501	9	244.0	132.6	85.92	56.51
11	T-501	10	245.0	145.2	84.13	59.29
Reboiler		11	245.0	167.0	26.63	57.50

HE-006

Heat Exchanger Model: HE-006

Design Parameters:

- Tube Side Inlet: C41
- Shell Side Inlet: C26
- Tube Side Outlet: C42
- Shell Side Outlet: C27
- Tube Side Fluid Plug: Basis-1
- Shell Side Fluid Plug: Basis-1

Heat Exchanger Model: HE-006

Design Parameters:

- Delta P: 0.0000 psi
- Delta P: 5.0000 psi
- UA: 173.4 Btu/F-hr

Tube Passes per Shell	Shell Passes	Shells in Series	First Pass	Shell TEMA Type
2	1	1	Counter	E

HE-003

Heat Exchanger Model: HE-003

Design Parameters:

- Tube Side Inlet: C40
- Shell Side Inlet: C31
- Tube Side Outlet: C41
- Shell Side Outlet: C32
- Tube Side Fluid Plug: Basis-1
- Shell Side Fluid Plug: Basis-1

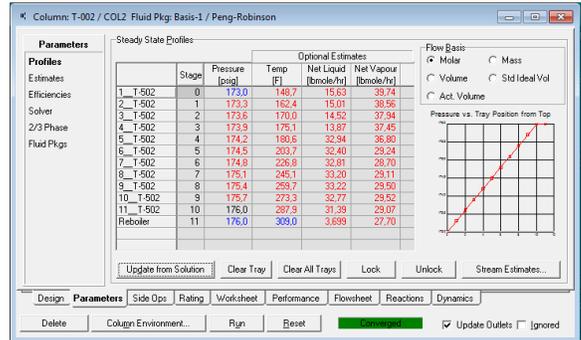
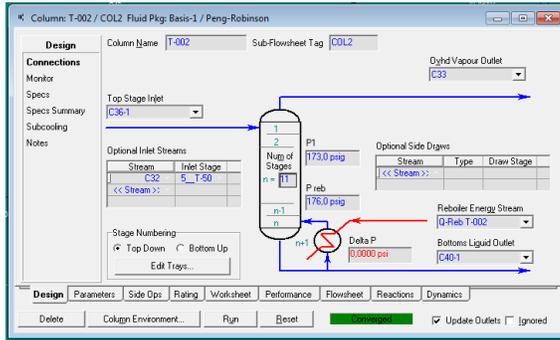
Heat Exchanger Model: HE-003

Design Parameters:

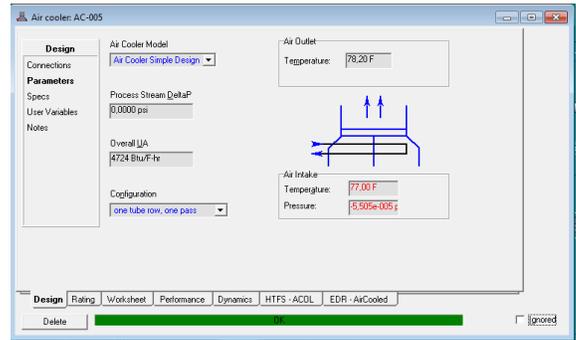
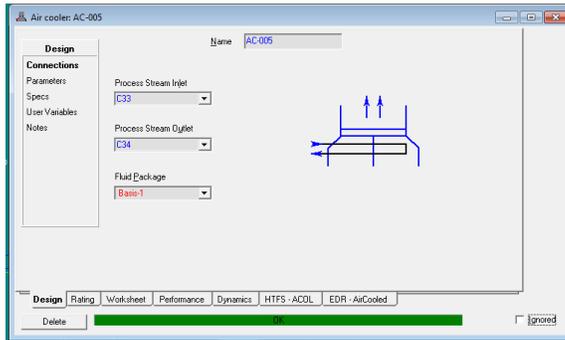
- Delta P: 0.0000 psi
- Delta P: 1.0000 psi
- UA: 424.2 Btu/F-hr

Tube Passes per Shell	Shell Passes	Shells in Series	First Pass	Shell TEMA Type
2	1	1	Counter	E

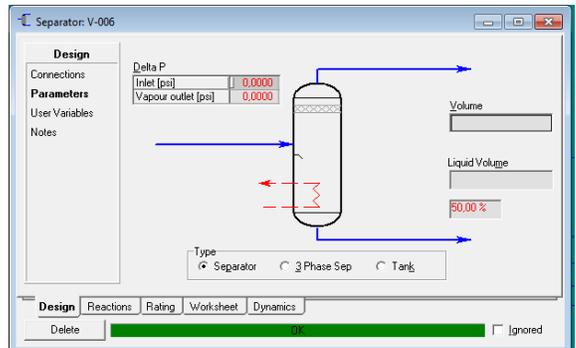
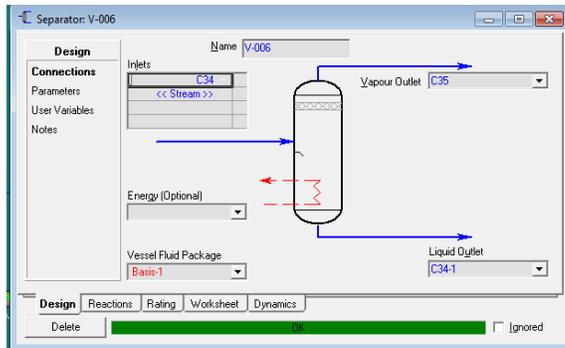
T-002



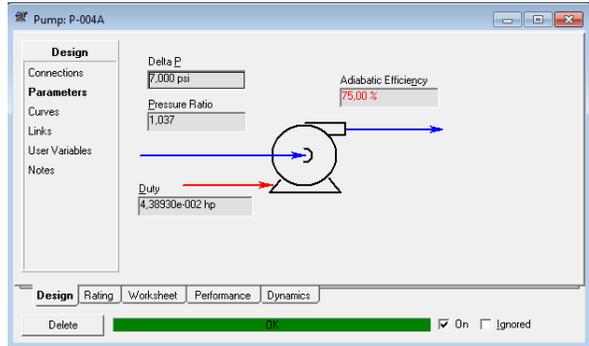
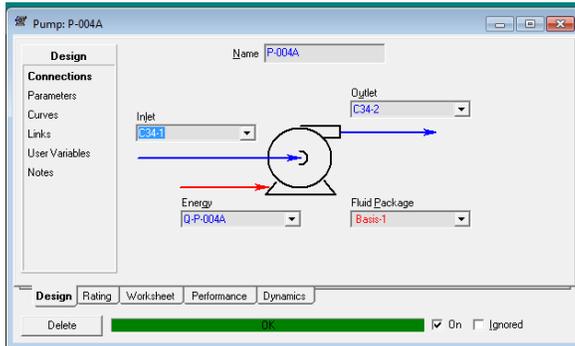
AC-005



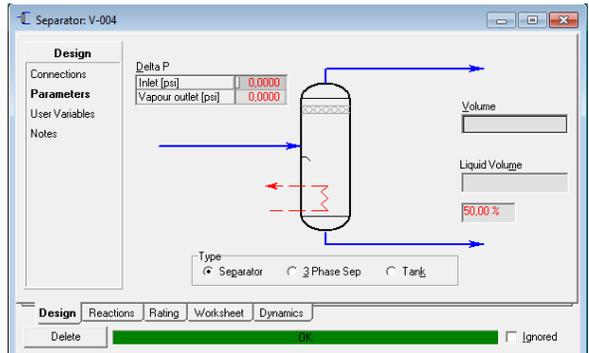
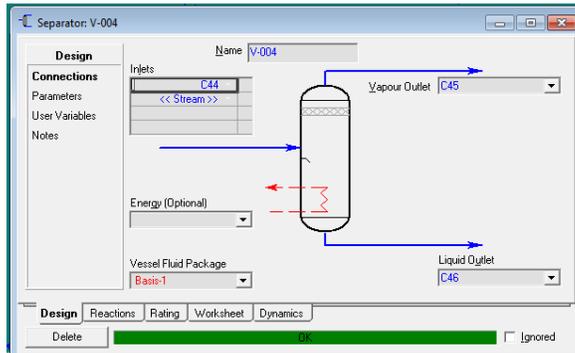
V-006



P-001 A/B

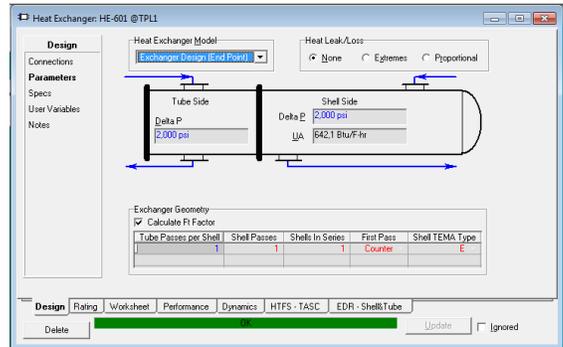
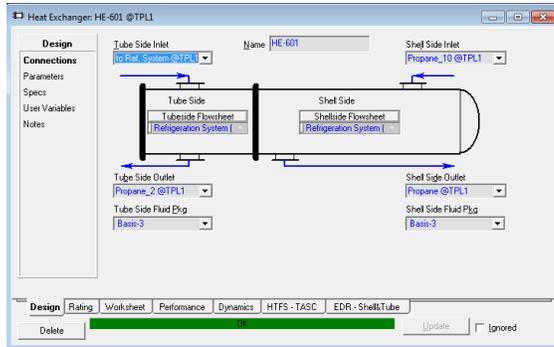


V-004

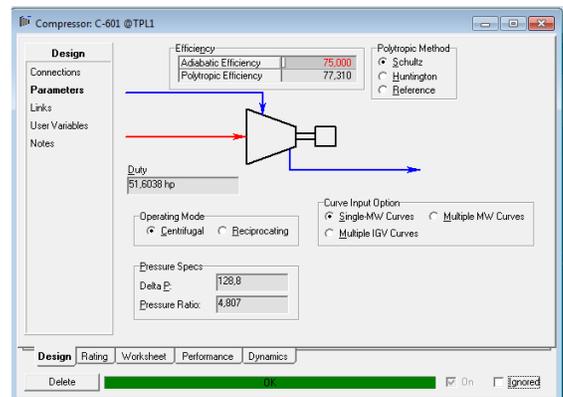
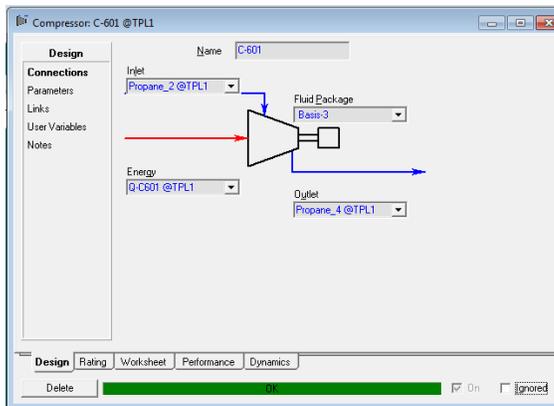


Ciclo de Propano

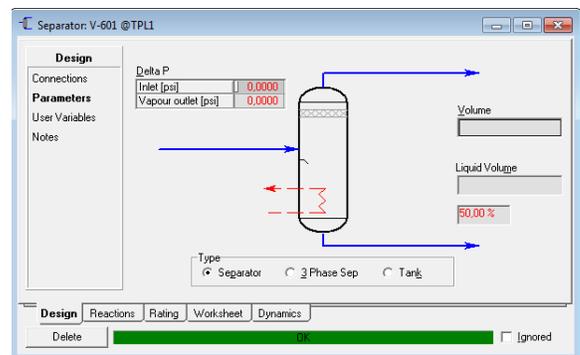
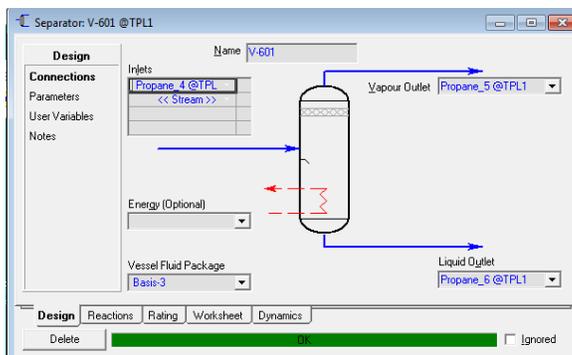
HE-601



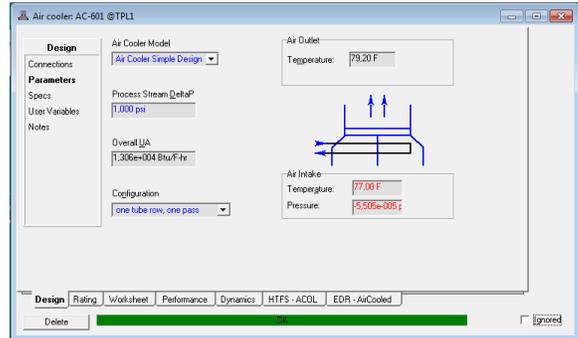
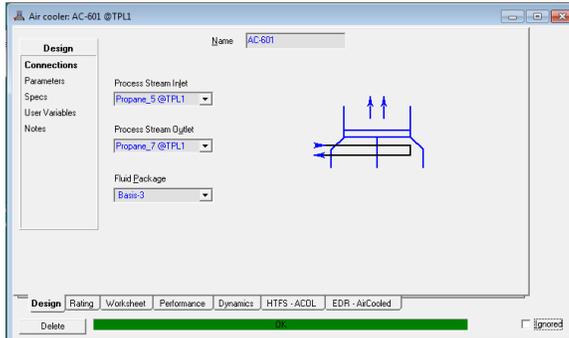
C-601



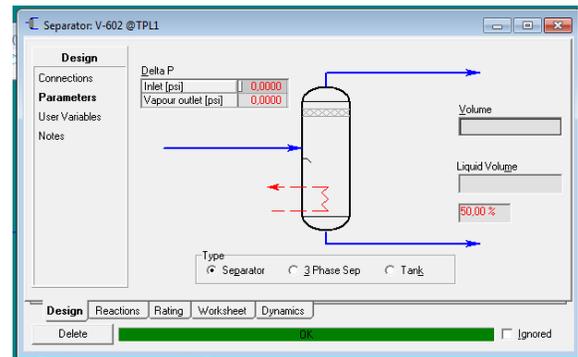
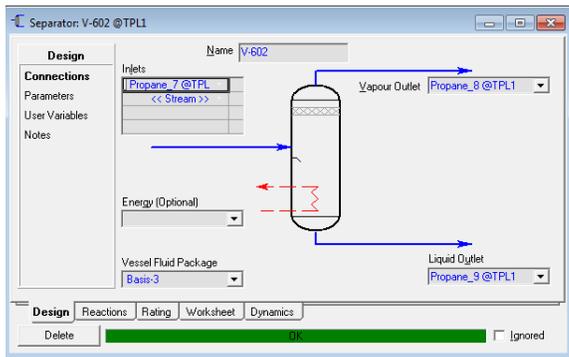
V-601



AC-601



V-602



ANEXO 3. Diagramas de flujo simulación en Aspen HYSYS® - condición actual de la planta de gas

Figura 3-1. Diagrama de Flujo de Proceso de la simulación de Aspen HYSYS® de la Planta de Gas con el proceso actual

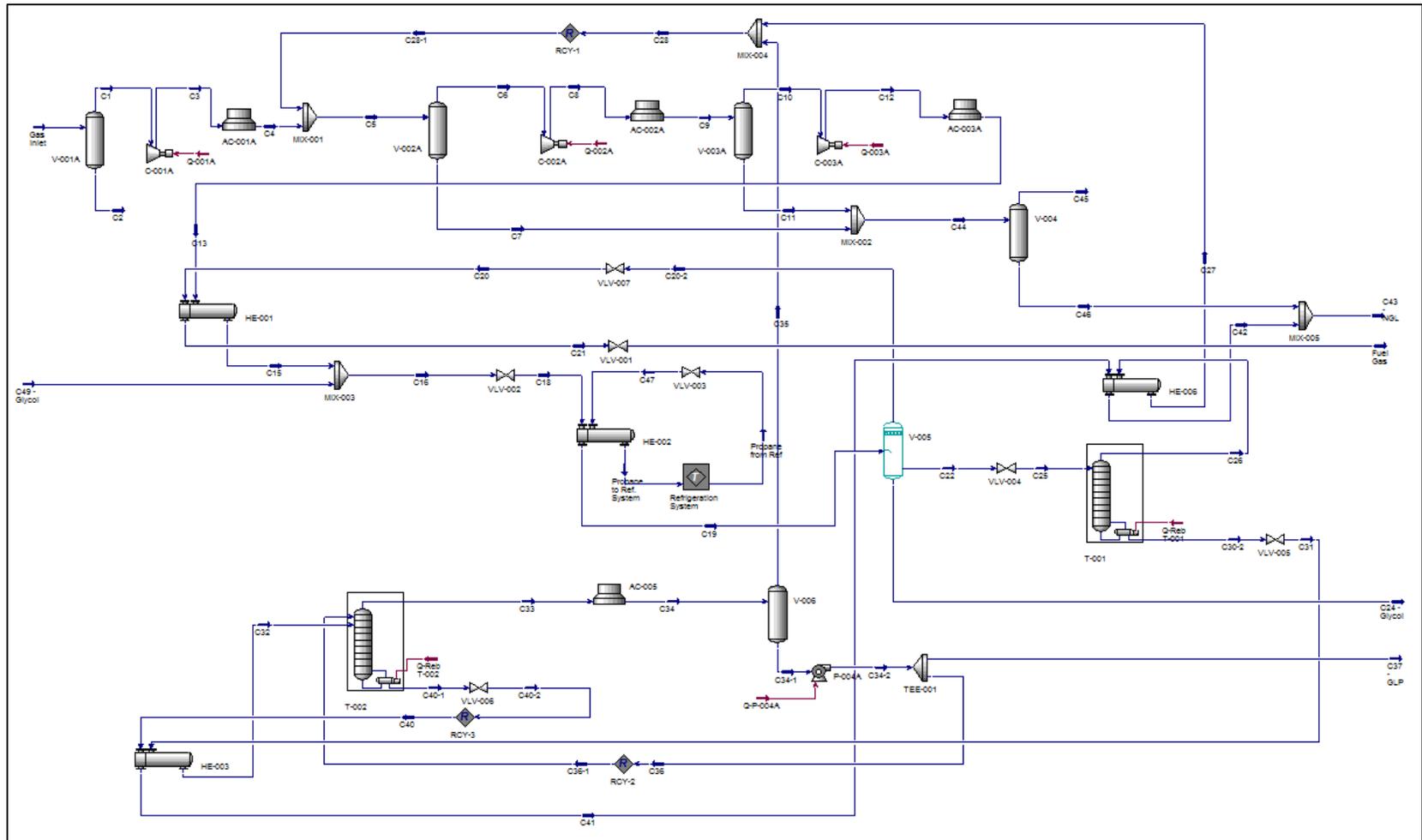


Tabla 3-2. Condiciones de proceso para cada corriente de la Planta de Gas en la simulación en Aspen HYSYS® a las condiciones actuales de operación

Material Streams												
		Gas Inlet	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10
Vapour Fraction		0.8445	1.0000	0.0000	1.0000	0.9943	0.9918	1.0000	0.0000	1.0000	0.9950	1.0000
Temperature	F	78.00	78.00	78.00	205.8	110.0	86.64	86.64	86.64	181.2	110.0	110.0
Pressure	psig	15.00	15.00	15.00	89.00	91.00	91.00	91.00	91.00	238.0	236.0	236.0
Molar Flow	lbmole/hr	142.7	120.5	22.19	120.5	120.5	178.3	176.9	1.456	176.9	176.9	176.0
Mass Flow	lb/hr	4027	3619	408.4	3619	3619	5252	5186	65.55	5186	5186	5131
Liquid Volume Flow	barrel/day	609.9	581.6	28.26	581.6	581.6	879.0	872.9	6.095	872.9	872.9	867.0
Std Gas Flow	MMSCFD	1.297	1.095	0.2017	1.095	1.095	1.621	1.608	1.323e-002	1.608	1.608	1.600
		C11	C12	C13	C15	C20-2	C21	C49 - Glycol	C18	C19	Propane to Ref. System	C22
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	0.8307	0.6969	1.0000	1.0000	0.0000	0.7762	0.4957	1.0000	0.0000
Temperature	F	110.0	278.2	110.0	91.52	10.00	80.00	275.0	65.64	10.00	9.000	10.00
Pressure	psig	236.0	1000	990.0	980.0	495.0	145.0	980.0	500.0	495.0	21.15	495.0
Molar Flow	lbmole/hr	0.8893	176.0	176.0	176.0	90.46	90.46	6.534	182.5	182.5	62.75	84.44
Mass Flow	lb/hr	54.87	5131	5131	5131	2041	2041	405.5	5537	5537	2767	3067
Liquid Volume Flow	barrel/day	5.888	867.0	867.0	867.0	391.8	391.8	25.00	892.0	892.0	374.0	473.6
Std Gas Flow	MMSCFD	8.084e-003	1.600	1.600	1.600	0.8223	0.8223	5.939e-002	1.659	1.659	0.5704	0.7676
		C24 - Glycol	C25	C26	C30-2	C47	C31	C44	C45	C46	C32	C33
Vapour Fraction		0.0000	0.1826	0.9975	0.0000	0.2550	0.1446	0.0358	1.0000	0.0000	0.2855	0.9683
Temperature	F	10.00	-13.55	19.67	167.0	-2.000	144.4	91.55	91.55	91.55	149.8	148.7
Pressure	psig	495.0	250.0	235.0	245.0	22.15	178.0	91.00	91.00	91.00	177.0	173.0
Molar Flow	lbmole/hr	7.606	84.44	57.81	26.63	62.75	26.63	2.345	8.397e-002	2.261	26.63	39.74
Mass Flow	lb/hr	428.3	3067	1633	1434	2767	1434	120.4	2.751	117.7	1434	1973
Liquid Volume Flow	barrel/day	26.65	473.6	297.4	176.2	374.0	176.2	11.98	0.4448	11.54	176.2	252.2
Std Gas Flow	MMSCFD	6.914e-002	0.7676	0.5255	0.2421	0.5704	0.2421	2.132e-002	7.633e-004	2.055e-002	0.2421	0.3613
		C40-1	C34	C35	C34-1	C41	C42	C27	C28	C28-1	C43 - NGL	C34-2
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature	F	309.1	123.2	123.2	123.2	165.0	75.00	36.79	27.90	27.90	80.35	123.3
Pressure	psig	176.0	173.0	173.0	173.0	176.0	176.0	230.0	173.0	173.0	91.00	180.0
Molar Flow	lbmole/hr	3.699	39.74	0.0000	39.74	3.699	3.699	57.81	57.81	57.81	5.960	39.74
Mass Flow	lb/hr	296.0	1973	0.0000	1973	296.0	296.0	1633	1633	1633	413.7	1973
Liquid Volume Flow	barrel/day	30.62	252.2	0.0000	252.2	30.62	30.62	297.4	297.4	297.4	42.16	252.2
Std Gas Flow	MMSCFD	3.362e-002	0.3613	0.0000	0.3613	3.362e-002	3.362e-002	0.5255	0.5255	0.5255	5.418e-002	0.3613
		C37 - GLP	C36	C36-1	C16	Propane from Ref	C40	C20	Fuel Gas	C40-2		
Vapour Fraction		0.0000	0.0000	0.0000	0.7298	0.0000	0.0000	0.9974	1.0000	0.0000		
Temperature	F	123.3	123.3	123.3	99.56	70.00	309.1	-33.87	74.08	309.1		
Pressure	psig	180.0	180.0	180.0	980.0	145.0	176.0	150.0	78.00	176.0		
Molar Flow	lbmole/hr	22.93	16.81	16.81	182.5	62.75	3.699	90.46	90.46	3.699		
Mass Flow	lb/hr	1138	834.5	834.5	5537	2767	296.0	2041	2041	296.0		
Liquid Volume Flow	barrel/day	145.5	106.7	106.7	892.0	374.0	30.62	391.8	391.8	30.62		
Std Gas Flow	MMSCFD	0.2084	0.1528	0.1528	1.659	0.5704	3.362e-002	0.8223	0.8223	3.362e-002		

Figura 3-3. Diagrama de Flujo de Proceso en la simulación de Aspen HYSYS® del Ciclo de Refrigeración con Propano a las condiciones actuales de operación

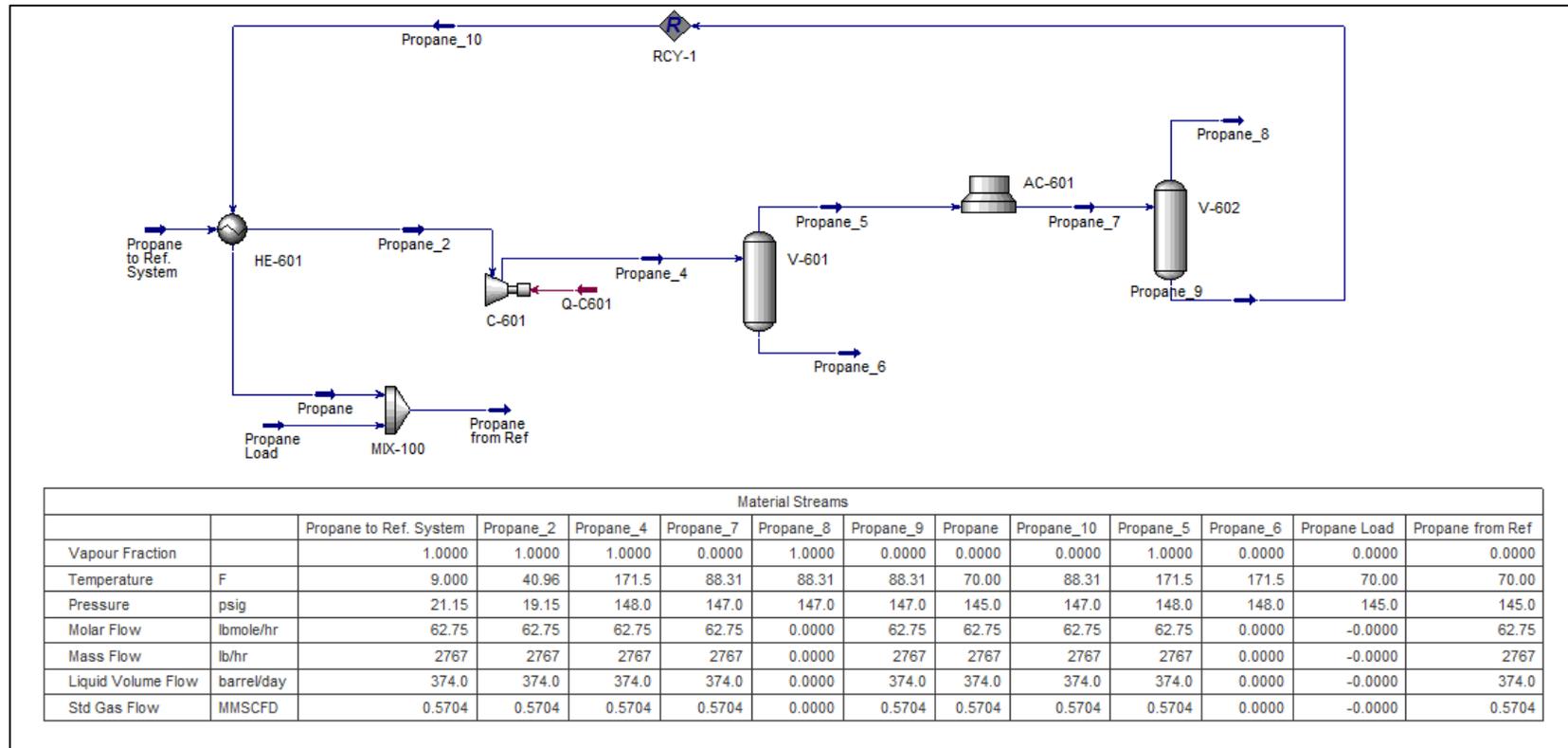


Figura 3-4. Diagrama de Flujo de Proceso de la simulación de Aspen HYSYS® de la Torre De-etanizadora (T-001) a las condiciones actuales de operación

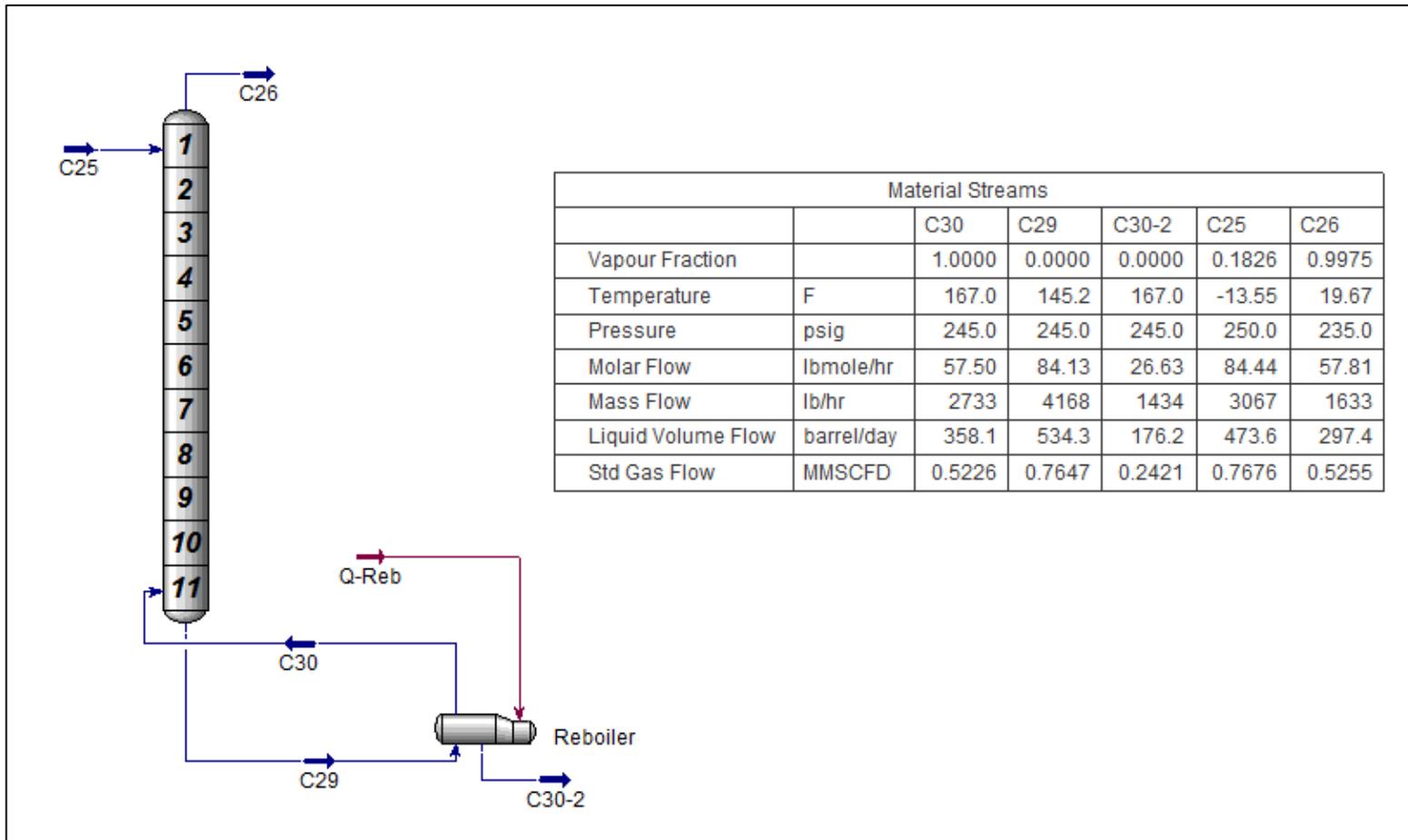
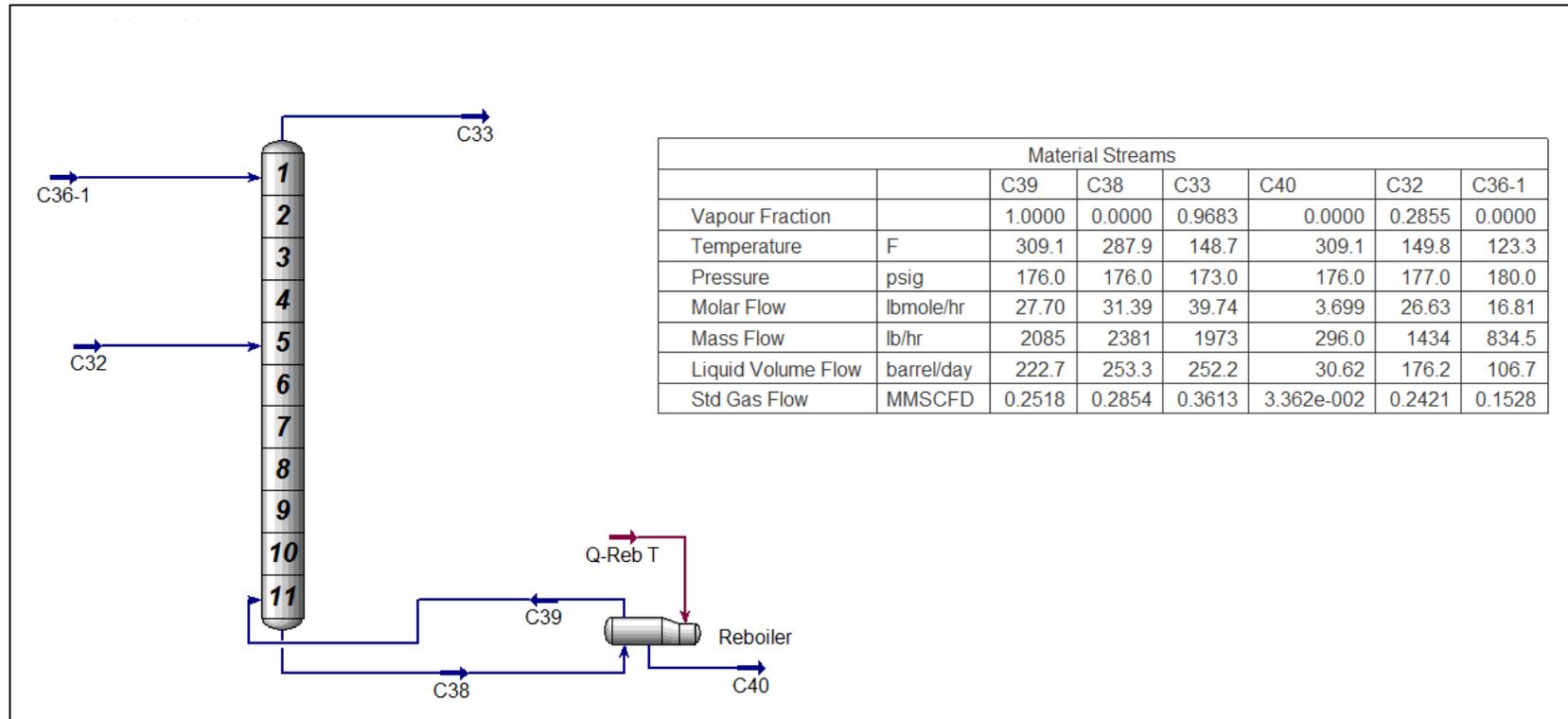


Figura 3-5. Diagrama de Flujo de Proceso de la simulación de Aspen HYSYS® de la Torre Estabilizadora (T-002) a las condiciones actuales de operación



ANEXO 4. Dimensionamiento separador trifásico V-200

Separador Trifásico

Parámetros de diseño:

- Presión de operación:

Los separadores pueden clasificarse como de baja, media y alta presión. Los separadores de baja presión usualmente operan en un rango entre 10 psig – 20 psig hasta 180 psig – 225 psig. Los separadores de media presión operan entre 230 psig – 250 psig hasta 600 psig – 700 psig. Los separadores de alta presión operan en el amplio rango de 750 psig – a 1500 psig (Fancha, et al., 2007).

Teniendo en cuenta que la corriente de entrada al separador proviene de las etapas de compresión dos y tres (salida V-002 A/B y V-003 A/B), la presión de operación establecida para este equipo es la presión actual que corresponde a 91 psig clasificándose como un separador de baja presión.

Tabla 4-1. Composición salida de hidrocarburos pesados del separador trifásico

Compuesto	P = 91 psig		
	% molar	% másico	
H ₂	Hidrógeno	0.00	0.00
H ₂ S	Sulfuro de Hidrógeno	0.00	0.00
CO ₂	Dióxido de Carbono	0.28	0.16
N ₂	Nitrógeno	0.00	0.00
C ₁	Metano	0.95	0.20
C ₂	Etano	7.58	2.94
C ₃	Propano	11.18	6.37
iC ₄	i-Butano	3.31	2.49
nC ₄	n-Butano	10.56	7.93
iC ₅	i-Pentano	5.94	5.54
nC ₅	n-Pentano	6.78	6.32
C ₆	Hexanos	12.15	13.53
C ₇₊	Heptanos Plus	37.69	48.07
C ₁₀₊	Decanos Plus	3.20	5.79
C ₁₂₊	Dodecanos Plus	0.31	0.66
H ₂ O	Agua	0.00	0.00

- Tipo de separador:

Según la necesidad del proceso, se requiere un separador trifásico para separar la fase acuosa de la fase líquida compuesto de hidrocarburos pesados. Los separadores trifásicos pueden ser horizontales o verticales, siendo el horizontal el más utilizado, sin embargo los separadores trifásicos verticales se prefieren cuando la proporción de gas con respecto al líquido (liviano y pesado) es muy alta, es decir para proporciones de líquido de menos del 10 – 20% en peso en la corriente de entrada (Monnery & Svrcek, 1994).

A continuación se presenta la proporción de fluido gaseoso, fluido líquido y agua en la corriente de entrada del separador:

Tabla 4-2. Flujos másicos en la corriente de entrada al separador trifásico

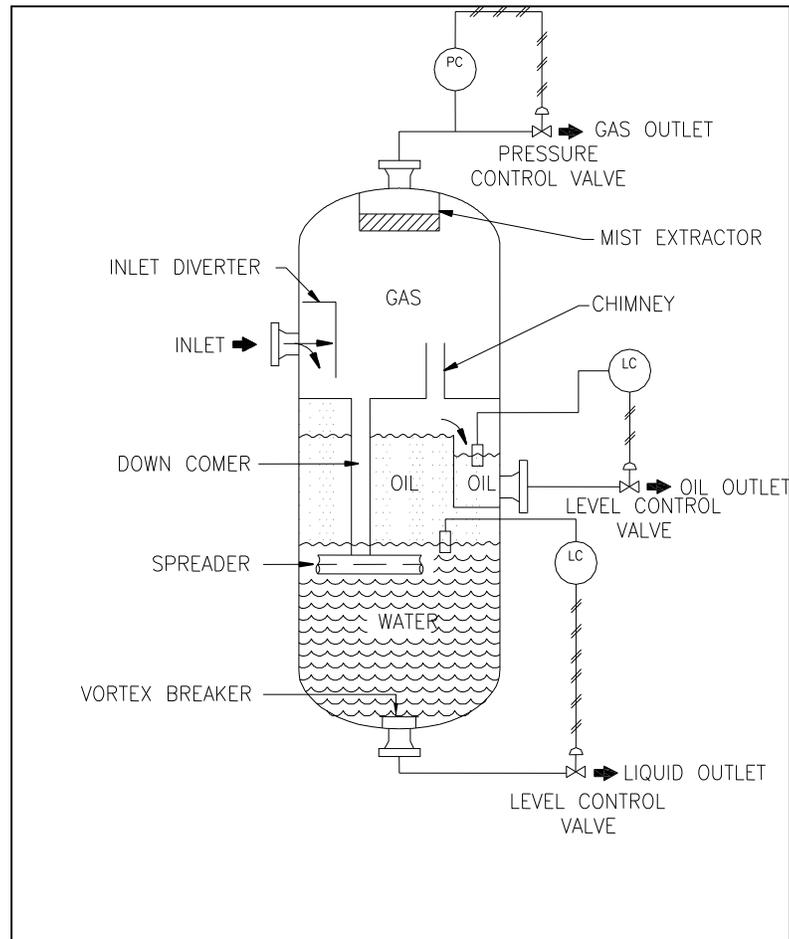
Fase de fluido	Flujo másico (lb/h)	Porcentaje (%)
Gas	3618.93	96.84
Líquido (Hidrocarburo)	100.67	2.69
Líquido (Agua)	17.43	0.47
Total	3737.03	100.00

Para el dimensionamiento del separador trifásico se tuvo en cuenta el escenario en el cual todo el flujo de gas proveniente de las etapas dos y tres de compresión pudiera direccionarse hacia el nuevo separador trifásico por alguna falla eventual en los compresores que generen un bloqueo y obliguen al fluido a tomar esta dirección, por esta razón, la proporción de gas en este equipo es mayor que la proporción de líquido.

Como se puede observar en la Tabla 4-2, la corriente gaseosa abarca un 96.84% del flujo másico total, mientras que la corriente líquida abarca un total de 3.16% y por lo tanto el diseño del separador será de tipo trifásico vertical.

En la Figura 4-1 se presenta un esquema típico de separador trifásico vertical.

Figura 4-1. Esquema de un separador horizontal de tres fases con control de nivel de interfase



Fuente: (Arnold & Stewart, 2008b)

El desviador de entrada (inlet diverter) separa la corriente de gas y un bajante dirige la corriente de líquido por debajo de la interfase gas – líquido. Se requiere también una chimenea (chimney) para permitir el desprendimiento del gas atrapado en las fases líquidas (Arnold & Stewart, 2008b).

La salida del distribuidor (down comer) al final de la bajante está localizada justamente por debajo de la interfase agua – aceite para permitir una zona de lavado y promover la coalescencia de las gotas de agua. Las gotas de agua fluyen en contracorriente a la dirección del aceite y en forma similar a las gotas de aceite fluyen en contracorriente al flujo de agua (Arnold & Stewart, 2008b).

Se debe encontrar un diámetro mínimo del recipiente para permitir que las gotas de líquido se separen de la corriente de gas que asciende verticalmente. El recipiente también debe tener un diámetro suficientemente amplio para permitir que las gotas

de agua se separen de la fase aceitosa que tiene un movimiento ascendente, y permitir que las gotas de aceite se separen y salgan de la fase acuosa que tiene una dirección de flujo descendente (Arnold & Stewart, 2008b).

El tiempo de retención requerido para el líquido debe especificar una combinación de diámetro y una altura mínima del volumen del líquido. Se puede escoger cualquier diámetro que sea mayor al mínimo requerido para la capacidad del gas y para la separación de los líquidos (Arnold & Stewart, 2008b).

- Tamaño de las gotas de agua en aceite:

En ausencia de datos de laboratorio, se pueden dimensionar los separadores trifásicos asumiendo que las gotas de agua de un tamaño 500 micrones deben separarse de la fase hidrocarburo. Si se cumple este criterio se puede afirmar que la emulsión efluente del separador contiene menos del 10% de agua (Arnold & Stewart, 2008b).

- Tamaño de las gotas de aceite en agua:

En los casos en donde la viscosidad de la fase acuosa es más alta que la de la fase de hidrocarburo se tiene en cuenta la separación de gotas de aceite de 200 micrones de la fase acuosa (Arnold & Stewart, 2008b).

En este caso, la viscosidad del agua presente en la corriente de entrada es de 0.74 cP mientras que la viscosidad del hidrocarburo pesado es de 0.26 cP, por lo tanto se toma un tamaño de gotas de aceite de 200 micrones como lo sugiere la literatura.

- Tiempo de retención:

En separadores de tres fases, el tiempo de retención está relacionado directamente con el volumen del recipiente, la cantidad de líquido a ser manejado y las gravedades específicas relativas del agua y el crudo (Arnold & Stewart, 2008b).

Para el aceite es común usar tiempos de retención entre 3 y 30 minutos dependiendo de la temperatura, tipo de hidrocarburo y demás condiciones que se pueden identificar con pruebas de botella. Si no hay datos de laboratorio disponibles se pueden usar las guías que se dan en la siguiente tabla:

Tabla 4-3. Tiempos de retención para aceites en separadores trifásicos

Gravedad del aceite	Tiempo (minutos)
Superior a 35°API	3 a 5
Inferior a 35°API	
100 + °F	5 a 10
80 + °F	10 a 20
60 + °F	20 a 30

Fuente: ("API Specification 12J, Specification for Oil and Gas Separators," 2009)

En la planta de gas, el hidrocarburo pesado que sale de las etapas de compresión dos y tres (fondo de V-002 A/B y V-003 A/B) presenta una gravedad API de 71.20 °API con lo cual se toma un tiempo de retención de la fase aceitosa de 5 minutos.

Para el caso del agua es usual diseñar con tiempos de retención entre 3 y 30 minutos dependiendo de los datos de laboratorio y de campo. Si no hay datos de laboratorio se recomienda diseñar con tiempos de retención de 10 minutos para la fase acuosa (Arnold & Stewart, 2008b). Teniendo en cuenta que del agua presente en la corriente de entrada al separador trifásico no se tienen datos de laboratorio, se toma un tiempo de retención de la fase acuosa de 10 minutos.

Dimensionamiento del separador trifásico vertical:

- Condiciones de proceso:

A continuación se presentan las condiciones de proceso con las cuales operará el separador trifásico vertical.

Tabla 4-4. Condiciones de proceso

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Temperatura de operación	T_{op}	92	°F
		552	°R
Presión atmosférica	P_{atm}	14.7	psia
Presión de operación	P_{op}	91	psig
Diámetro de partícula de agua a separar	d_{mw}	500	μ
Diámetro de partícula de hidrocarburo a separar	d_{mo}	200	μ
Tiempo de retención de hidrocarburo	T_{ro}	5	min
Tiempo de retención de agua	T_{rw}	10	min

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Caudal de gas	Q _G	1.098	MMSCFD
Caudal de agua	Q _w	1.19	BPD
Caudal de hidrocarburo	Q _o	10.41	BPD
Caudal de líquido	Q _L	11.60	BPD
Caudal de la mezcla	Q _M	31.85	BPD

- Propiedades de los fluidos:

A continuación se presentan las propiedades de los fluidos que ingresarán el separador trifásico vertical.

Tabla 4-5. Propiedades de los fluidos

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Gravedad específica del gas	SG _G	7.487	-
Factor de compresibilidad	Z	0.94	-
Gravedad específica del agua	SG _w	1.002	-
Gravedad API del hidrocarburo	API	71.20	°API
Viscosidad de la fase continua	μ	0.74	cP
Viscosidad del hidrocarburo	μ _o	0.26	cP
Viscosidad del gas	μ _G	0.01	cP
Densidad del gas	ρ _G	0.63	lb/ft ³
Densidad del agua	ρ _w	62.51	lb/ft ³
Gravedad específica del hidrocarburo	SG _o	0.66	-
Densidad del hidrocarburo	ρ _o	46.51	lb/ft ³
Densidad de la mezcla	ρ	16.25	lb/ft ³

- Velocidad terminal de separación:

En la sección de sedimentación del separador, las gotas se separan a la velocidad terminal o de sedimentación, en la cual la gravedad ejerce una fuerza negativa a la flotación, que es igual a la fuerza de arrastre que le imprime la velocidad de la fase gaseosa. La fuerza de arrastre sobre una gota la determina la siguiente ecuación (Arnold & Stewart, 2008b):

$$F_D = C_D * A_D * \rho * \left(\frac{v_T^2}{2 * g} \right) \quad (\text{Ec. 4-1})$$

En las facilidades de producción reales la ley de Stokes no se aplica en forma estricta, en su lugar se aplica la siguiente ecuación, que es una fórmula más completa para el coeficiente de arrastre (Arnold & Stewart, 2008b).

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34 \quad (\text{Ec. 4-2})$$

En donde Re es el número de Reynolds especificado con la siguiente ecuación:

$$Re = 0.0049 * \frac{\rho_G * d_{mo} * V_T}{\mu_G} \quad (\text{Ec. 4-3})$$

Igualando la fuerza de arrastre con la fuerza de flotación (principio de Arquímedes) y usando las ecuaciones de C_D y Re , se obtiene la siguiente ecuación para la velocidad terminal en la separación gas – líquido (Arnold & Stewart, 2008b).

$$V_T = 0.0119 * \left[\left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right) * \frac{d_{mo}}{C_D} \right]^{1/2} \quad (\text{Ec. 4-4})$$

Para el diseño del separador trifásico horizontal V-200, resolviendo las ecuaciones de V_T , Re y C_D de manera iterativa se obtuvieron los siguientes resultados:

$$\begin{aligned} V_T &= 1.49 \text{ ft/s} \\ Re &= 89.5 \\ C_D &= 0.93 \end{aligned}$$

- Restricción de capacidad del gas:

Igualando el tiempo de retención de gas con el tiempo requerido por las gotas para separarse y sedimentarse en la interfase gas - líquido, y teniendo en cuenta que para que las gotas caigan, deben tener una velocidad menor que la velocidad terminal, se puede derivar la siguiente ecuación (Arnold & Stewart, 2008b).

$$d^2 = 5040 * \left[\frac{T_{op} * Z * Q_G}{P_{op}} \right] * \left[\left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right) * \frac{C_D}{D_{mo}} \right]^{1/2} \quad (\text{Ec. 4-5})$$

En este caso el tamaño de gotas de hidrocarburo a separar es de 200 μ .

$$d^2 = 5040 * \left[\frac{(552^\circ R) * 0.938 * (1.098 \text{ MMSCFD})}{(91 + 14.7) \text{ psia}} \right] * \left[\left(\frac{0.626}{46.51 - 0.626} \right) \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * \frac{0.93}{200 \mu} \right]^{1/2}$$

$$d^2 = 215.8 \text{ in}^2$$

Bajo este esquema, se requiere un diámetro mínimo de **14.7 in** para lograr la separación las fases líquida y gaseosa.

- Separación de las gotas de agua de la fase aceite (hidrocarburo):

La siguiente ecuación se debe satisfacer (Arnold & Stewart, 2008b).

$$d^2 = 6690 * \frac{Q_o * \mu_o}{(SG_W - SG_o) * d_{mw}^2} \quad (\text{Ec. 4-6})$$

$$d^2 = 6690 * \frac{(10.41 \text{ BPD}) * (0.26 \text{ cP})}{(1.002 - 0.66) * (500 \mu)^2}$$

$$d^2 = 0.2 \text{ in}^2$$

Bajo este esquema, se requiere un diámetro mínimo de **0.5 in** para lograr la separación las fases líquida y gaseosa.

- Separación de las gotas de agua de la fase aceite (hidrocarburo):

La siguiente ecuación se debe satisfacer (Arnold & Stewart, 2008b).

$$d^2 = 6690 * \frac{Q_w * \mu_w}{(SG_W - SG_o) * d_{mo}^2} \quad (\text{Ec. 4-7})$$

$$d^2 = 6690 * \frac{(1.19 \text{ BPD}) * (0.74 \text{ cP})}{(1.002 - 0.66) * (200 \mu)^2}$$

$$d^2 = 0.4 \text{ in}^2$$

Bajo este esquema, se requiere un diámetro mínimo de **0.7 in** para lograr la separación las fases líquida y gaseosa.

Considerando los 3 diámetros mínimos para lograr una separación efectiva de las fases gas – aceite – agua, se escogió el mayor calculado como diámetro mínimo del separador trifásico vertical a instalar, que corresponde a **14.7 in**.

- Restricción del tiempo de retención:

La ecuación de restricción del tiempo de retención está dada por la siguiente ecuación (Arnold & Stewart, 2008b).

$$h_o + h_w = \frac{(Q_w)*(t_r)_w + (Q_o)*(t_r)_o}{0.12*d^2} \quad (\text{Ec. 4-8})$$

$$h_o + h_w = \frac{(1.19 \text{ BPD}) * (10 \text{ min}) + (10.41 \text{ BPD}) * (5 \text{ min})}{0.12 * (14.7 \text{ in})^2}$$

$$h_o + h_w = 2.5 \text{ in}$$

- Longitud costura - costura:

La ecuación de restricción del tiempo de retención está dada por la siguiente ecuación (Arnold & Stewart, 2008b).

$$L_{SS} = \frac{h_o + h_w + 76}{12} \quad (\text{aplica para diámetros menores a } 36 \text{ in}) \quad (\text{Ec. 4-9})$$

$$L_{SS} = \frac{(2.5 \text{ in}) + 76}{12}$$

$$L_{SS} = 6.5 \text{ ft}$$

Es decir que la longitud mínima entre costura y costura debe ser de **6.5 ft**.

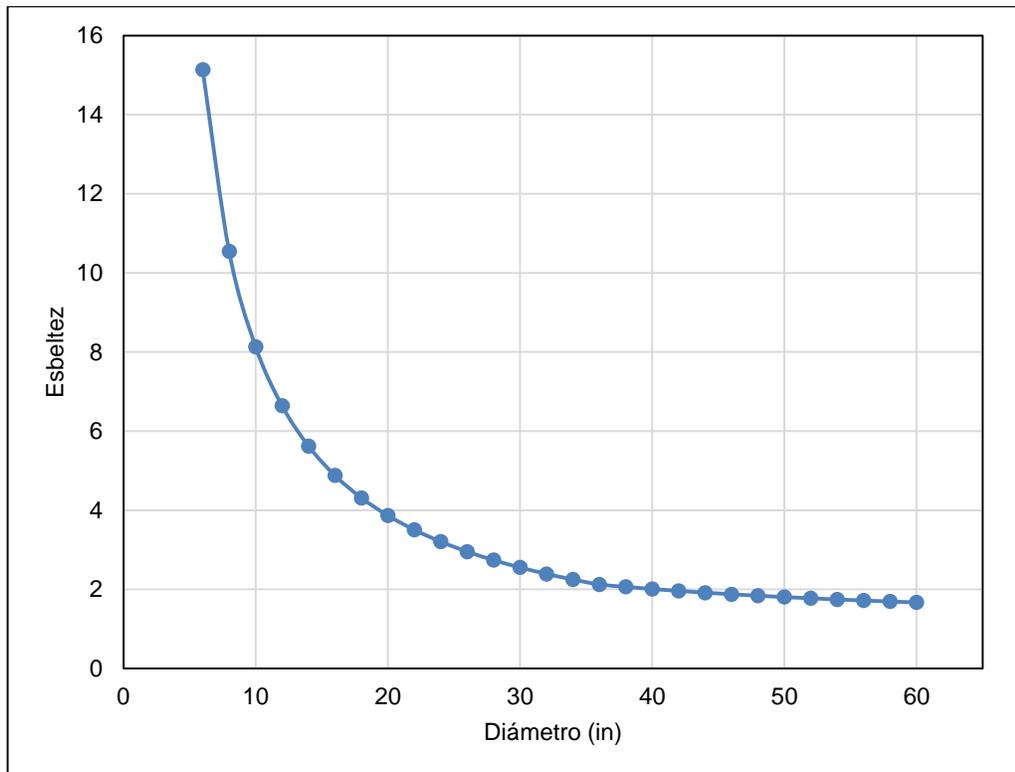
- Relación de esbeltez:

Como premisa de diseño se tiene que entre mayor sea la relación de esbeltez menor será su costo. En separadores verticales cuyo dimensionamiento esté dominado por la capacidad del líquido, es normal escoger relaciones de esbeltez ($12 L_{ss}/d$) menores de 4, para mantener el nivel de líquido en un valor razonable. Son muy comunes los valores entre 1.5 y 3 (Arnold & Stewart, 2008b).

A partir del diámetro y de la ecuación de longitud costura – costura se construyó una gráfica con la cual se determinan los diámetros con los cuales se puede cumplir la esbeltez recomendada. En la Figura 3-2 se presenta esta gráfica.

De la Figura 4-2 se extrae que para cumplir con la esbeltez del recipiente se pueden escoger diámetros nominales de 26 a 60 in. En este caso se seleccionó un diámetro nominal de 26 in con una longitud de costura – costura de 6.5 ft, dimensiones con las cuales se obtiene una esbeltez de 3.

Figura 4-2. Relación esbeltez – diámetro del separador trifásico pre-dimensionado



A continuación se presenta un resumen de la geometría del recipiente diseñado.

Tabla 4-6. Geometría del separador trifásico vertical V-200

Parámetro	Abreviatura	Valor	Unidad
Diámetro elegido	D	26	In
Longitud de costura elegida	L_{ss}	6.5	ft
Esbeltez	-	3.0	-
Altura total de líquido	$h_o + h_w$	0.8	in

ANEXO 5. Diagramas de flujo simulación en Aspen HYSYS® - proceso optimizado de la planta de gas

Figura 5-1. Diagrama de Flujo de Proceso de la simulación de Aspen HYSYS® de la Planta de Gas con el proceso optimizado

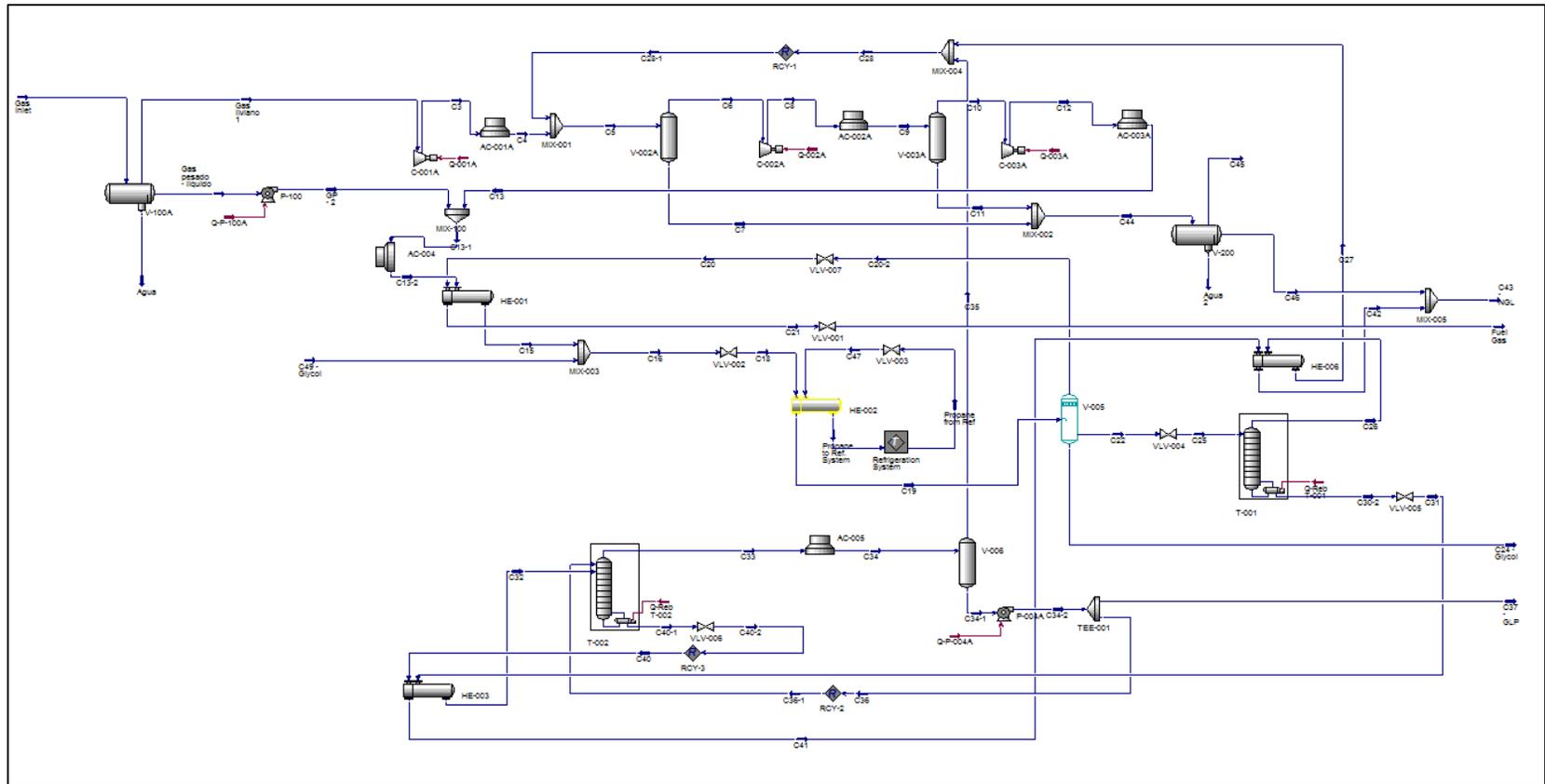


Tabla 5-2. Condiciones de proceso para cada corriente de la Planta de Gas en la simulación en Aspen HYSYS® a las condiciones actuales de operación

		Material Streams												
		Gas Inlet	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	
Vapour Fraction		0.8445	1.0000	0.9943	0.9907		1.0000	0.0000		1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.8619
Temperature	F	78.00	205.8	110.0	77.82		77.82	77.82		173.0	110.0	110.0	110.0	279.1
Pressure	psig	15.00	89.00	91.00	91.00		91.00	91.00		238.0	238.0	238.0	238.0	1000
Molar Flow	lbmole/hr	142.7	120.5	120.5	201.7		199.8	1.888		199.8	199.8	199.8	0.0000	199.8
Mass Flow	lb/hr	4027	3619	3619	5879		5792	87.80		5792	5792	5792	0.0000	5792
Liquid Volume Flow	barrel/day	609.9	581.6	581.6	988.4		990.1	8.280		990.1	990.1	990.1	0.0000	990.1
Std Gas Flow	MMSCFD	1.297	1.095	1.095	1.833		1.818	1.898e-002		1.818	1.818	1.818	0.0000	1.818
		C15	C20-2	C21	C49 - Glycol	C18	C19	Propane to Ref. System	C22	C24 - Glycol	C25	C26	C30-2	
Vapour Fraction		0.4558	1.0000	1.0000	0.0000		0.6480	0.4324		1.0000	0.0000	0.1883	0.9974	
Temperature	F	63.32	0.0000	80.00	275.0		38.82	0.0000		9.000	0.0000	0.0000	-24.83	
Pressure	psig	980.0	495.0	145.0	980.0		500.0	495.0		21.15	495.0	250.0	235.0	
Molar Flow	lbmole/hr	199.9	89.25	89.25	6.534		208.4	208.4		48.88	109.6	7.588	109.6	
Mass Flow	lb/hr	5802	1982	1982	405.5		6208	6208		2154	3797	428.5	3797	
Liquid Volume Flow	barrel/day	991.1	384.3	384.3	25.00		1018	1018		291.1	805.1	26.88	805.1	
Std Gas Flow	MMSCFD	1.817	0.8113	0.8113	5.939e-002		1.878	1.878		0.4441	0.9981	6.898e-002	0.9981	
		C47	C31	C44	C45	C46	C32	C33	C40-1	C34	C35	C34-1	C41	
Vapour Fraction		0.2550	0.1449	0.0000	1.0000		0.0000	0.3151		0.9237	0.0000	1.0000	0.0000	
Temperature	F	-2.000	144.3	77.82	77.82		77.82	151.0		138.5	309.1	120.0	120.0	
Pressure	psig	22.15	178.0	91.00	91.00		91.00	177.0		173.0	178.0	173.0	173.0	
Molar Flow	lbmole/hr	48.88	28.43	1.888	0.0000		0.8613	28.43		585.2	4.791	585.2	0.0000	
Mass Flow	lb/hr	2154	1538	87.80	0.0000		69.48	1538		2.852e+004	384.3	2.852e+004	0.0000	
Liquid Volume Flow	barrel/day	291.1	188.3	8.280	0.0000		7.035	188.3		3677	39.78	3677	0.0000	
Std Gas Flow	MMSCFD	0.4441	0.2585	1.898e-002	0.0000		7.829e-003	0.2585		5.320	4.355e-002	5.320	0.0000	
		C42	C27	C28	C28-1	C43 - NGL	C34-2	C37 - GLP	C38	C38-1	C16	Propane from Ref	C40	
Vapour Fraction		0.0000	1.0000	1.0000	1.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.0000	0.5101	0.0000	
Temperature	F	75.00	27.22	18.04	18.04		75.79	120.2		120.2	120.2	120.2	70.85	
Pressure	psig	176.0	230.0	173.0	173.0		91.00	180.0		180.0	180.0	180.0	980.0	
Molar Flow	lbmole/hr	4.791	81.14	81.14	81.14		5.852	585.2		23.84	561.6	561.6	208.4	
Mass Flow	lb/hr	384.3	2261	2261	2261		453.8	2.852e+004		1152	2.738e+004	2.738e+004	6208	
Liquid Volume Flow	barrel/day	39.78	418.8	418.8	418.8		46.81	3677		148.5	3528	3528	1018	
Std Gas Flow	MMSCFD	4.355e-002	0.7378	0.7378	0.7378		5.138e-002	5.320		0.2149	5.105	5.105	1.878	
		C20	Fuel Gas	C40-2	DryGas	Water to Sat	1	3	4	5	Dry Gas - 1	Water to Sat - 1	Gas wet	
Vapour Fraction		0.9986	1.0000	0.0000	0.9987		0.0000	0.8373		0.9987	0.0000	1.0000	0.9987	
Temperature	F	-44.84	74.19	309.1	72.44		72.44	62.92		72.00	100.0	113.6	72.44	
Pressure	psig	150.0	78.00	178.0	15.00		15.00	15.00		15.00	10.00	10.00	15.00	
Molar Flow	lbmole/hr	89.25	89.25	4.791	329.5		68.61	398.1		142.7	6.449	138.3	329.5	
Mass Flow	lb/hr	1982	1982	384.3	9979		1200	1.118e+004		4308	529.0	3777	9979	
Liquid Volume Flow	barrel/day	384.3	384.3	39.78	1611		82.33	1693		892.9	54.10	638.8	1611	
Std Gas Flow	MMSCFD	0.8113	0.8113	4.355e-002	2.995		0.8055	3.601		1.297	5.882e-002	1.239	2.995	
		Gas Light	Gas Heavy	Water	Gas liviano 1	Gas pesado - liquido	Agua	GP - 2	C13-1	diseño sep	PV liq sep	C13-2	Agua 2	
Vapour Fraction		1.0000	0.0000	0.0000	1.0000		0.0000	0.0000		0.0000	0.8589	0.8445	0.0000	
Temperature	F	61.46	61.46	61.46	78.00		78.00	78.00		78.00	110.2	78.00	78.00	
Pressure	psig	15.00	15.00	15.00	15.00		15.00	15.00		1000	990.0	15.00	15.00	
Molar Flow	lbmole/hr	331.4	1.115	0.0000	120.5		9.375e-002	22.09		9.375e-002	199.9	188.7	9.375e-002	
Mass Flow	lb/hr	9925	107.5	0.0000	3619		10.33	398.1		10.33	5802	5288	10.33	
Liquid Volume Flow	barrel/day	1604	10.17	0.0000	581.6		0.9481	27.31		0.9481	991.1	797.8	0.9481	
Std Gas Flow	MMSCFD	3.012	1.013e-002	0.0000	1.095		8.522e-004	0.2008		8.522e-004	1.817	1.897	8.522e-004	

Figura 5-3. Diagrama de Flujo de Proceso en la simulación de Aspen HYSYS® del Ciclo de Refrigeración con Propano a las condiciones óptimas de operación

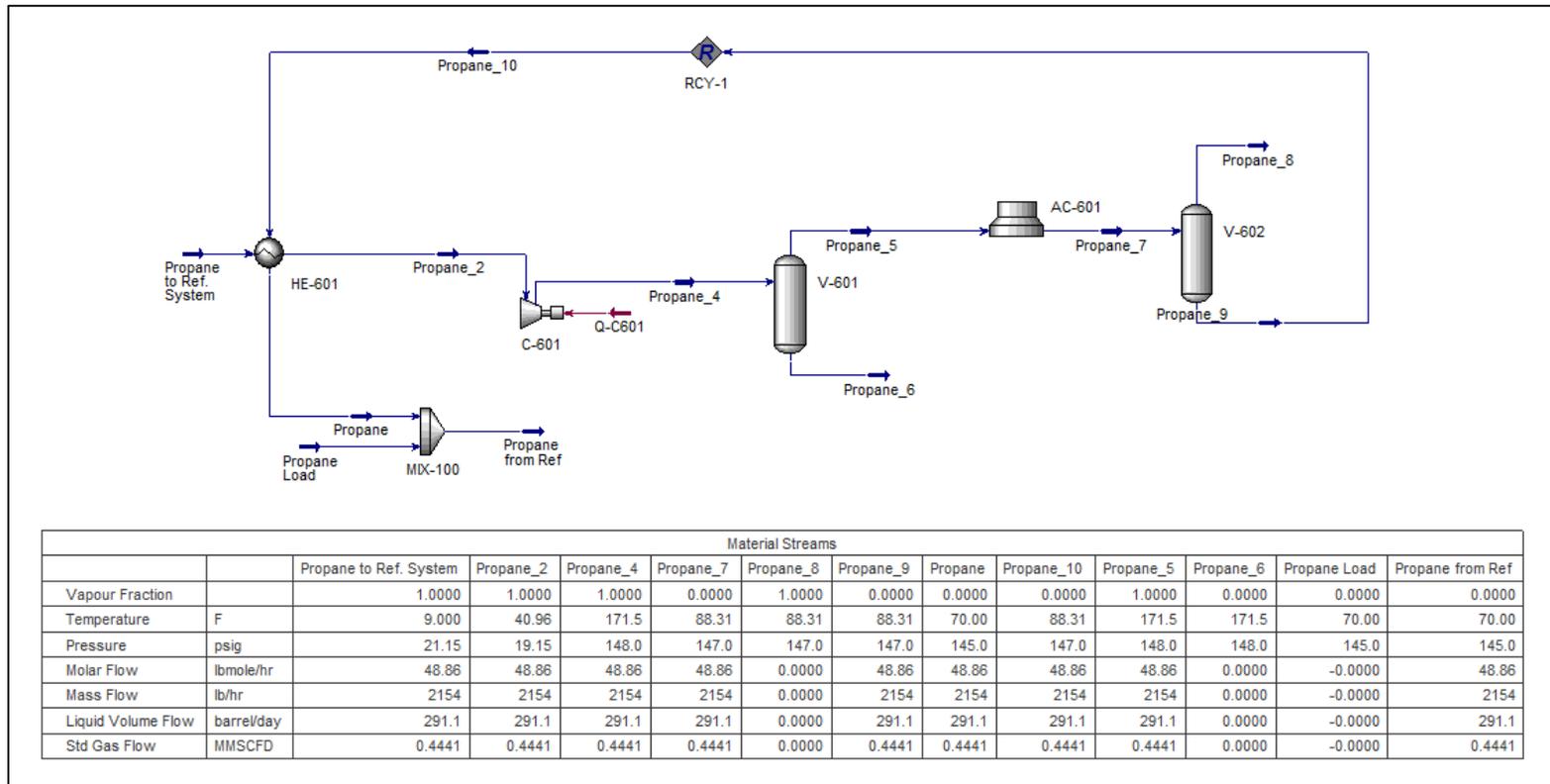


Figura 5-4. Diagrama de Flujo de Proceso de la simulación de Aspen HYSYS® de la Torre De-etanizadora (T-001) a las condiciones óptimas de operación

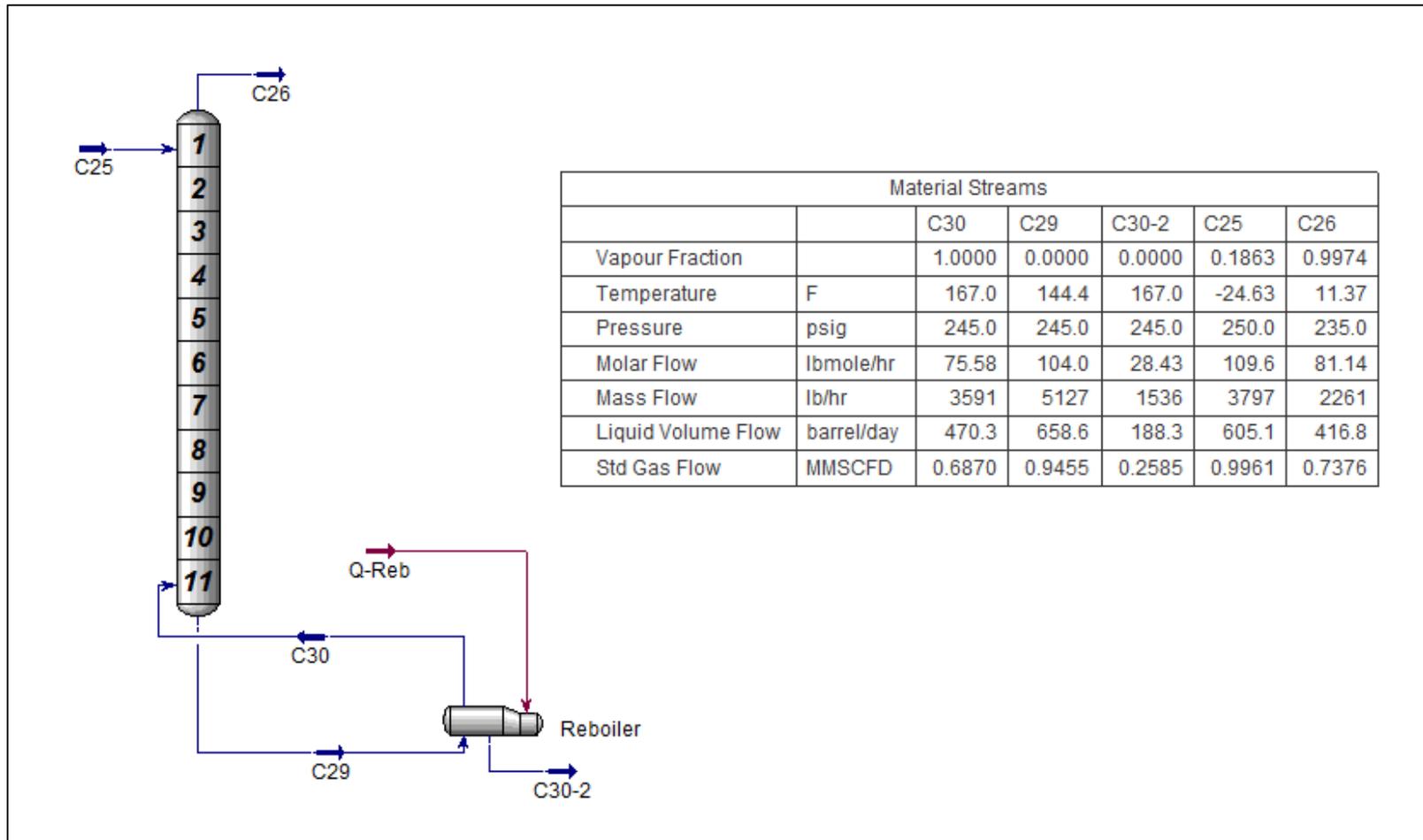


Figura 5-5. Diagrama de Flujo de Proceso de la simulación de Aspen HYSYS® de la Torre Estabilizadora (T-002) a las condiciones óptimas de operación

