

EVALUACIÓN DE DOS ALTERNATIVAS CON RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS
EN EL TRATAMIENTO DE GAS NATURAL CON RESPECTO AL MÉTODO JOULE
THOMSON

LAURA PAMELA BETANCUR VALBUENA
PAULA ANDREA LANCHEROS TORRES

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ D.C
2017

EVALUACIÓN DE DOS ALTERNATIVAS CON RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS
EN EL TRATAMIENTO DE GAS NATURAL CON RESPECTO AL MÉTODO JOULE
THOMSON

LAURA PAMELA BETANCUR VALBUENA
PAULA ANDREA LANCHEROS TORRES

Proyecto integral de grado para optar al título de:
INGENIERO QUÍMICO

Director:
CESAR AUGUSTO CORTEZ LANCHEROS
Ingeniero Mecánico

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD AMÉRICA
FACULTAD DE INGENIERÍAS
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ D.C
2017

Nota de aceptación

Diego Nicolás Rodríguez Serrano

David Triviño Rodríguez

Luis Hernán Vélez Agudelo

Bogotá, D.C. Agosto de 2017

DIRECTIVAS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

Dr. Jaime Posada Díaz

Vicerrector de Desarrollo y Recursos Humanos.

Dr. Luis Jaime Posada García-Peña

Vicerrectora Académica y de Posgrados.

Dra. Ana Josefa Herrera Vargas

Secretario General.

Dr. Juan Carlos Posada García Peña

Decano General de Facultad de Ingenierías

Ing. Julio Cesar Fuentes Arismendi

Director del Departamento de Ingeniería Química

Ing. Leonardo de Jesús Herrera Gutiérrez

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y los docentes no son responsables por las ideas y conceptos emitidos en el presente documento. Estos corresponden únicamente al autor.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	19
OBJETIVOS	20
1. GENERALIDADES	21
1.1 CCR INGENIEROS ASOCIADOS	21
1.2 GAS NATURAL	21
1.2.1 Definiciones	21
1.2.2 Producción y tratamiento	22
1.2.2.1 Endulzamiento	22
1.2.2.2 Deshidratación	23
1.2.3 Separación	24
1.2.4 Intercambiadores de calor	25
1.2.5 Gas Natural en Colombia	27
1.2.6 Especificaciones del gas natural	29
1.3 LIQUIDOS O CONDENSADOS DEL GAS NATURAL (LGN)	30
1.3.1 Definiciones y generalidades	30
1.3.2 Producción y tratamiento	30
1.3.3 Usos de los condensados del gas natural	31
1.3.4 Variables a estudiar en el proceso de extracción de condensados del gas natural	31
2. DIAGNOSTICO DE LAS ALTERNATIVAS PARA RECUPERAR CONDENSADOS EN EL TRATAMIENTO DE GAS NATURAL	33
2.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO PARA RECUPERAR LGN	33
2.2 ALTERNATIVA 1: EXPANSIÓN JOULE – THOMPSON.	35
2.2.1 Mecanismo de operación	35
2.2.2 Usos y aplicaciones	36
2.2.3 Característica de la válvula J-T	36
2.3 ALTERNATIVA 2: TURBO EXPANDER.	36
2.3.1.1 Recuperación alta de etano	38
2.3.2 Mecanismo de operación	38
2.3.2.1 Alta recuperación de propano	39
2.3.2.2 Recuperación media de etano	40
2.3.3 Usos y aplicaciones	41
2.4 ALTERNATIVA 3: REFRIGERACIÓN MECÁNICA	42
2.4.1 Mecanismo de operación	42
2.4.2 Características de la refrigeración mecánica	44
2.5 COMPARACIÓN CUALITATIVA DE LAS ALTERNATIVAS	44

3. GENERALIDADES DEL CAMPO: TRATAMIENTO DE GAS NATURAL	47
3.1 UBICACIÓN DEL CAMPO	47
3.1.1 Condiciones ambientales del campo	47
3.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE GAS	47
3.2.1 Información de la unidad	47
3.2.2 Descripción general del proceso	48
3.2.3 Composiciones de cada una de las unidades del proceso	49
3.2.4 Unidad de tratamiento de dew point	52
3.2.4.1 Pre-enfriamiento	52
3.2.4.2 Primer separador bifásico	52
3.2.4.3 Expansión Joule Thomson	52
3.2.4.4 Segundo separador bifásico	52
3.2.5 Sistema de Operación	52
3.2.6 Especificaciones de equipos	53
4. PROCESO DE SIMULACIÓN	55
4.1 SOFTWARE DE SIMULACIÓN ASPEN HYSYS V 8.4	55
4.2 ESPECIFICACIONES DE CORRIENTE Y CONDICIONES DE ENTRADA	56
4.3 MODELO TERMODINÁMICO	56
4.4 SIMULACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS PARA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS	58
4.4.1 Joule Thomson	59
4.4.1.1 Resultados de la simulación con Joule Thomson	62
4.4.2 Turbo-Expander	66
4.4.2.1 Resultados de la simulación con turbo expander	69
4.4.2.2 Análisis de sensibilidad	72
4.4.3 Refrigeración mecánica	74
4.4.3.1 Ciclo de refrigeración con propano	74
4.4.3.2 Resultados de la simulación con refrigeración mecánica	76
4.4.3.3 Análisis de sensibilidad	79
5. DISEÑO DE EQUIPOS	81
5.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE SEPARACIÓN	81
5.1.1 Dimensionamiento separador V- 201	85
5.2 BALANCE DE TRANSFERENCIA DE MASA DE UN SEPARADOR BIFÁSICO	88
5.2.1 Balance de transferencia de masa separador V-200	90
5.3 DIMENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR	96
5.3.1 Dimensionamiento Intercambiador de calor Gas/Gas E-200	99
6. COMPARACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS	104
6.1 ASPECTOS CUANTITATIVOS	104
6.1.1 Comparación de recuperación de LGN	104
6.1.2 Requerimientos industriales	105
6.2 ASPECTOS CUALITATIVOS	106

7. ANÁLISIS DE COSTOS	113
7.1 CAPEX (INVERSIÓN DE CAPITAL)	113
7.1.1 Gasto asociado a equipos	113
7.1.2 Gasto asociado con el medidor de dew point	114
7.1.3 Gastos asociados a la instrumentación, control y servicio eléctrico.	114
7.1.4 Gastos asociados a la nacionalización y transporte	114
7.1.5 Gastos asociados a la ingeniería y construcción	115
7.1.6 Costos totales de CAPEX	116
8. CONCLUSIONES	117
9. RECOMENDACIONES	118
BIBLIOGRAFÍA	119
ANEXOS	123

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Principales cifras en Colombia basadas en la demanda de gas natural.	27
Tabla 2. Suministros de gas natural por campo al año 2013.	28
Tabla 3. Especificaciones del gas natural para gas de venta.	29
Tabla 4. Composición promedio del gas de entrada.	49
Tabla 5. Composición del gas dulce.	49
Tabla 6. Composición del gas seco y dulce.	50
Tabla 7. Composición de gas a compresión.	51
Tabla 8. Composición final del tratamiento: condensados del gas.	51
Tabla 9. Resultados de los productos de la unidad de ajuste dew point con Joule Thomson en la planta de tratamiento de gas.	62
Tabla 10. Porcentaje de error entre las composiciones del gas a compresión.	63
Tabla 11. Porcentaje de error entre las composiciones de los condensados del gas.	63
Tabla 12. Resultados del balance general y de las composiciones en cada corriente.	64
Tabla 13. Resultados de la simulación con Turbo-Expander.	69
Tabla 14. Resultados de balance general de cada corriente.	70
Tabla 15. Resultados de la composición en cada una de las corrientes.	70
Tabla 16. Resultados obtenidos mediante el rango mínimo.	73
Tabla 17. Resultados obtenidos mediante el rango máximo.	73
Tabla 18. Resultados de la simulación con refrigeración mecánica.	76
Tabla 19. Resultados del balance general de cada corriente.	77
Tabla 20. Resultados de la composición en cada una de las corrientes.	77
Tabla 21. Resultados obtenidos mediante el rango mínimo.	79
Tabla 22. Resultados obtenidos mediante el rango máximo.	80
Tabla 23. Valores típicos de tiempos de retención en separadores gas –líquido	83
Tabla 24. Resultados de la iteración para encontrar C_D .	86
Tabla 25. Diámetro vs. Longitud para varios tiempos de retención.	88
Tabla 26. Composición de entrada al separador en fracción molar.	91
Tabla 27. Contantes de Antoine.	92
Tabla 28. Presiones de saturación para cada componente del gas, a partir de la ecuación de Antoine.	92
Tabla 29. Equilibrio para cada compuesto.	93
Tabla 30. Valores de $F(\psi)$ con la fracción vaporizada de 0.5.	93
Tabla 31. Valores de $F(\psi)$ con la fracción vaporizada de 0.8784.	94

Tabla 32. Resultados finales de las fracciones molares de cada componente en el separador V-200.	94
Tabla 33. Resultados de las fracciones molares en la fase líquida y vapor con aspen hysys	95
Tabla 34. Número de tubos y longitud para diferentes calibres.	102
Tabla 35. Número de tubos y longitud para diferentes velocidades.	102
Tabla 36. Resultados obtenidos en las simulaciones.	104
Tabla 37. Requerimientos energéticos	105
Tabla 38. Requerimientos de potencia.	106
Tabla 39. Valor de Clasificación para los Criterios de Evaluación.	109
Tabla 40. Rango de calificación Barriles por Día de LGN producidos.	109
Tabla 41. Rango de calificación de porcentaje de metano en la corriente de LGN	110
Tabla 42. Rango de calificación de la cantidad de gas de venta a la salida de la tecnología.	110
Tabla 43. Rango de calificación de requerimientos energéticos de las tecnologías.	110
Tabla 44. Rango de calificación de requerimientos de potencia en las tecnologías.	111
Tabla 45. Matriz de selección.	111
Tabla 46. Costos de equipos.	113
Tabla 47. Costo de sistema de medición de dew point.	114
Tabla 48. Costo de instrumentación, control y sistema eléctrico.	114
Tabla 49. Costos de transporte y nacionalización.	115
Tabla 50. Costo de ingeniería y construcción.	115
Tabla 51. Costo total de inversión.	116

LISTA DE CUADROS

	pág.
Cuadro 1. Datos generales de las tres tecnologías aplicadas la planta de tratamiento de gas.	44
Cuadro 2. Ventajas y desventajas de las tres tecnologías aplicadas la planta de tratamiento de gas.	45
Cuadro 3. Especificación de diseño de intercambiador de calor.	53
Cuadro 4. Especificación de diseño de la válvula Joule Thomson.	53
Cuadro 5. Especificación de diseño del primer separador bifásico.	53
Cuadro 6. Especificación de diseño del segundo separador bifásico.	54
Cuadro 7. Identificación por función del equipo.	59
Cuadro 8. Identificación de cada tecnología.	59
Cuadro 9. Criterios de los aspectos técnicos	107

LISTA DE ECUACIONES

	pág.
Ecuación 1. Porcentaje de error.	62
Ecuación 2. Fuerza de arrastre o de degrado.	81
Ecuación 3. Fuerza de gravedad o de boyanza.	81
Ecuación 4. Velocidad terminal de asentamiento.	82
Ecuación 5. Reynolds.	82
Ecuación 6. Coeficiente de arrastre.	82
Ecuación 7. Diámetro mínimo del separador.	84
Ecuación 8. Constante de Souders & Brown.	84
Ecuación 9. Altura del volumen del líquido	84
Ecuación 10. Longitud total del separador, respecto a h y d.	85
Ecuación 11. Volumen de un cilindro.	85
Ecuación 12. Balance molar total.	89
Ecuación 13. Balance molar por componente.	89
Ecuación 14. Termodinámica.	89
Ecuación 15. Ecuación Rachford-Rice	90
Ecuación 16. Fracción vaporizada.	90
Ecuación 17. Fracción molar en la fase líquida.	90
Ecuación 18. Fracción molar en la fase vapor.	90
Ecuación 19. Ecuación de Antoine.	91
Ecuación 20. Cálculo de DMLT.	97
Ecuación 21. Cálculo del Calor en el intercambiador.	97
Ecuación 22. Cálculo del área de transferencia de calor de un intercambiador.	98
Ecuación 23. Ecuación de continuidad para fluido caliente.	98
Ecuación 24. Ecuación de continuidad para fluido frío.	98
Ecuación 25. Área de flujo de un tubo.	98
Ecuación 26. Cálculo número de tubos.	99
Ecuación 27. Cálculo de la longitud de los tubos.	99

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Proceso de endulzamiento de gas natural.	23
Figura 2. Sistema de inyección típico de glicol (deshidratación)	23
Figura 3. Intercambiador de calor de doble tubo.	26
Figura 4. Intercambiador de calor tubos y coraza.	27
Figura 5. Tecnología joule Thomson para recuperar LGN.	35
Figura 6. Efecto joule Thomson estrangulamiento.	36
Figura 7. Diagrama del funcionamiento de un turbo-expander.	37
Figura 8. Diagrama de un turbo-expander en 3D.	37
Figura 9. Planta de producción de LGN con tubo-expander.	39
Figura 10. Proceso de alta recuperación de propano.	40
Figura 11. Proceso de recuperación media de etano.	41
Figura 12. Proceso de alta recuperación de etano.	38
Figura 13. Intercambiador de tubos y coraza.	42
Figura 14. Planta de producción de LGN con refrigeración mecánica.	43
Figura 15. Primeros pasos para seleccionar métodos a partir de las propiedades físicas.	57
Figura 16. Proceder para polar y componentes de no electrólito.	58
Figura 17. Simulación unidad de ajuste dew point con Joule Thomson	61
Figura 18. Simulación para recuperar condensados con la tecnología Turbo-Expander	68
Figura 19. Simulación para recuperar condensados con refrigeración mecánica.	75
Figura 20. Modelo de un separador vertical.	83
Figura 21. Diagrama de un separador bifásico con entradas y salidas.	89
Figura 22. Configuración AEM para intercambiador de tubos y coraza.	99

LISTA DE GRAFICAS

	pág.
Gráfica 1. Demanda de gas natural en Colombia.	28
Gráfica 2. Diagrama de fase.	31
Gráfica 3. Diagrama de Presión vs Temperatura de un gas. Los puntos A, B y C denotan el cricondentérmico, cricondenbárico, y punto crítico de la mezcla, respectivamente.	33
Gráfica 4. Diagrama de Presión vs Temperatura de la composición en el punto de A-B con ciclo completo de la tecnología Joule Thomson.	65
Gráfica 5. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de B a C.	65
Gráfica 6. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de C a D.	66
Gráfica 7. Diagrama de Presión vs Temperatura de la composición en el punto de A-B	71
Gráfica 8. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de B a C.	71
Gráfica 9. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de C a D.	72
Gráfica 10. Diagrama de Presión vs Temperatura de la composición en el punto de A-B	78
Gráfica 11. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de B a C.	78
Gráfica 12. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de C a D.	79
Gráfica 13. Diagrama de las fracciones molares en fase líquida, composición vs componentes.	95
Gráfica 14. Diagrama de las fracciones molares en fase vapor, composición vs componentes.	96

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo a. Datos maximos, medidos y minimos de la planta de tratamiento de gas	124
Anexo b. Cálculos de dimensionamiento de separadores verticales bifásicos: turbo-expander	126
Anexo c. Cálculos de dimensionamiento de separadores verticales bifásicos: refrigeración mecánica.	129
Anexo d. Calculos de dimensionamiento de intercambiadores de calor: turbo expander	132
Anexo e. Calculos de dimensionamiento de intercambiadores de calor: refrigeracion mecanica	135
Anexo f. Balance de transferencia de masa, separadores bifásicos: turbo expander.	140
Anexo g. Balance de masa separadores bifásicos: refrigeración mecánica.	147

ABREVIATURAS

BMOT	Business Management of Technology
CREG	Comisión reguladora de energía y gas
DEA	Dietanolamina
DEG	Dietilenglicol
EPC	Engineering, procurement and construction
GLP	Gas licuado del petróleo
GNC	Gas natural comprimido
HC	Hidrocarburos
IC	Intercambiador
JT	Joule Thomson
LGN	Líquidos del gas natural
LTS	Low temperature separation
MMSCFD	Millones de pies cúbicos estándar por día
PLC	Controladores lógicos programados
PR	Ecuación cubica de estado Peng-Robinson
RKS	Ecuación de estado Redlich-Kwong-Soave
RUT	Reglamento único de transporte
TEG	Trietilenglicol
TEMA	Tubular Exchanger Manufacturers Association
UD	Unidad
UDS	Unidades
UPME	La Unidad de Planeación Minero-Energética

GLOSARIO

BARRIL: una medida estándar para el aceite y para los productos del aceite. Un barril = 35 galones imperiales, 42 galones US, ó 159 litros.

CAMPO DE GAS: un campo o grupo de yacimientos de hidrocarburos que contienen gas natural y cantidades insignificantes de aceite.

CONDENSADO: se refiere a la mezcla de hidrocarburos relativamente ligeros que permanecen líquidos a temperatura y presión normales. A diferencia del aceite crudo, tienen poca o ninguna cantidad de hidrocarburos pesados de los que constituyen el combustible pesado.

ECUACIÓN DE ESTADO: describen con más exactitud el comportamiento de un gas.

GAS A VENTAS: gas crudo, después de ser procesado para remover LPG, condensado y dióxido de carbono. Gas a ventas consiste de metano y etano.

GAS AGRIO: gas con alto contenido de gases ácidos como el H_2S y CO_2 .

GAS DULCE: gas con bajo contenido de gases ácidos como el H_2S y CO_2 .

GAS IDEAL: se contempla como parte de los gases teóricos, por componerse de partículas puntuales que se mueven de modo aleatorio y a la vez no interactúan entre sí.

GLP: mezcla de gases donde destaca el propano y butano, que se encuentran presentes en el gas natural o disueltos en el petróleo.

GAS REAL: gas que posee un comportamiento termodinámico y por ende no puede seguir la ecuación de los gases ideales. Se consideran gases reales a presión elevada y temperatura baja.

GAS RICO: gas en el que predomina el metano, pero con una proporción relativamente alta de otros hidrocarburos. Muchos de estos hidrocarburos normalmente se separan como líquidos del gas natural.

HIDROCARBURO: cualquier compuesto o mezcla de compuestos, sólido, líquido o gas que contiene carbono e hidrógeno (ej: carbón, aceite crudo y gas natural).

POTENCIA: en los aparatos eléctricos, se define como la capacidad de los mismos para producir trabajo. También se define como la cantidad de trabajo realizado en la unidad de tiempo.

RESUMEN

El siguiente proyecto se enfocó en evaluar la recuperación de líquidos del gas natural a partir de dos tecnologías diferentes a la implementada por la empresa actualmente (Joule Thomson). Las dos tecnologías que se escogieron para el proyecto fueron “Turbo expander” y “Refrigeración mecánica”, tecnologías que son usadas en la industria de gas para recuperar los líquidos del gas natural (LGN) y ajustar la temperatura de gas a venta según las normas que exigen el reglamento único de transporte (RUT).

El proyecto se empieza con un diagnóstico de las tres alternativas respecto a su caracterización, a los productos, a las aplicaciones y a las ventajas y desventajas que tiene cada una de ellas dentro de la industria de gas, realizando una comparación y un análisis detallado.

Siguiente a esto a partir de las especificaciones y condiciones provenientes de la planta de tratamiento de gas, bases teóricas e información experimental de otras fuentes, se realizan las simulaciones con el programa de computador aspen Hysys 8.4, para así obtener resultados de la cantidad de líquidos que se recupera y las condiciones a las que se maneja la planta con cada una de las tecnologías. Para corroborar la información arrojada por el simulador se realizó los balances de transferencia de masa con Rachford-Rice en cada uno de los separadores que se encuentran en las simulaciones.

Para escoger la mejor alternativa se realizó un análisis cuantitativo y cualitativo, los cuales se basan principalmente de los resultados obtenidos por las simulaciones y por el diagnóstico realizado.

PALABRAS CLAVES: Gas natural, Joule Thomson, Refrigeración mecánica, Turbo expander, tratamiento de gas, simulación, líquidos del gas natural (LGN), Rachford-Rice.

INTRODUCCIÓN

CCR Ingenieros Asociados es una empresa colombiana de Ingeniería y Construcción que brinda soluciones integradas para la industria del Petróleo y gas en Colombia.

Este proyecto se centra en la recuperación de los líquidos del gas natural después del tratamiento del gas natural en donde se retira el agua y los componentes que pueden llegar a dañar los equipos, con el fin de venderlo a compañías con unidades de fraccionamiento donde se pueden obtener varios productos como lo son el LPG (Liquefied Petroleum Gas), gasolina natural, en la producción de etileno, entre otros.

A partir de las cromatografías de entrada y salida de cada uno de los procesos de tratamiento y las propiedades del gas en la tecnología de ajuste de Dew Point implementado por la empresa, se plantean dos tecnologías alternas buscando como resultado final un proceso que recupere una mayor cantidad de condensados que la que está operando actualmente.

Con los resultados que se obtienen de las simulaciones empleadas para cada una de las tecnologías en el simulador Aspen Hysys 8.4 y los datos cualitativos encontrados en la bibliografía, se selecciona la alternativa que al recuperar condensados se haga viable tanto su montaje como su puesta en marcha basándose además en el análisis de costos.

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Evaluar dos alternativas con recuperación de condensados en el tratamiento de gas natural con respecto al método Joule Thomson.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Diagnosticar el estado actual de tres alternativas implementadas en la industria para la recuperación de condensados en el tratamiento de gas natural.
- Determinar la cantidad de recuperación de condensados de las alternativas seleccionadas por medio de la simulación en estado estacionario del tratamiento de gas natural.
- Evaluar las alternativas cuantitativa y/o cualitativamente respecto a los criterios técnicos y ambientales para la recuperación de condensados en el tratamiento de gas natural.
- Analizar los costos de la alternativa seleccionada.

1. GENERALIDADES

1.1 CCR INGENIEROS ASOCIADOS

CCR ingenieros asociados ofrece un enfoque de soluciones integradas para llenar las necesidades de la industria colombiana de producción de petróleo y gas natural. Contribuye con experiencia técnica y operativa para brindar a los clientes los servicios de diseño, construcción, consultoría, ingeniería, mantenimiento y operación.

Donde realiza proyectos EPC y BMOT (*Engineering, procurement and construction*) lo que significa: ingeniería (Proceso del diseño del proyecto a realizar), procura (planificación y gestión para la correcta ejecución del proyecto, construcción (fase de ejecución del proyecto hasta su completa finalización), comisionamiento (pruebas de funcionamiento bajo condiciones simuladas), arranque (puesta en marcha de todas las instalaciones) y entrega llave en mano (cumplimiento con los requerimientos)¹.

1.2 GAS NATURAL

1.2.1 Definiciones. El gas natural es una mezcla de hidrocarburos parafínicos gaseosos que contiene una cantidad variable de impurezas que se produce junto con el petróleo (gas asociado) o también solo (gas no asociado).

Este está constituido generalmente por: metano (casi siempre es del 80% de la mezcla o más), etano, propano, butano, pentanos y en una menor proporción heptanos y hexanos. Las principales impurezas que presenta son: Sulfuro de hidrogeno, dióxido de carbono, helio y vapor de agua.²

En este momento el gas natural proporciona entre el 23 y 24% del total del suministro de energía a nivel mundial y según el informe de *International Energy Outlook 2016* presentado en mayo del 2016 por Información de Energía Estadounidense (EIA), que hace un estudio premonitorio hasta el 2040, **el gas natural crecerá un 1,9% al año por lo tanto será el de más rápido crecimiento.**

Por tener una gran cantidad de depósitos a nivel mundial muchos más que el “oil”, además de una fuerte producción y una gran ventaja la cual es que se quema de manera más limpia que la gasolina o el carbón, produciendo así niveles más bajos de subproductos potencialmente perjudiciales que son liberados en la atmósfera, el gas natural tendrá una fuerte posición competitiva. Sin embargo, ha sido el

¹ CCR ingenieros asociados. Servicios y productos. Sacado de la página de internet: <http://www.ccringenieros.com/servicios>. Acceso el 04 de abril de 2017.

² PINO MORALES, Fernando. Curso de gasotecnia. Universidad de Oriente. Venezuela. p. 8-9

combustible con las proyecciones más inexactas, con el error promedio más alto en: consumo, producción y precios; que los otros combustibles por su difícil extracción

1.2.2 Producción y tratamiento. El gas natural que es extraído de los yacimientos trae consigo hidrocarburos pesados o líquidos pero que en este caso están en estado gaseoso, cuando el porcentaje de estos es relativamente alto el gas es llamado “gas húmedo” y se somete a un debido tratamiento para extraerlos, pero cuando dicho porcentaje es bajo es llamado “gas seco” y no requiere ningún tratamiento posterior a menos que se necesiten cumplir ciertos parámetros de calidad.³

El gas llega a una temperatura y presión altas, así que se hace necesario bajarle la presión, respuesta a esto el gas presenta un enfriamiento, por ende, puede ser necesario que se caliente por medio de intercambiadores y así evitar formación de hidratos y ciertos problemas de condensación.⁴

Para llevar el gas a condiciones adecuadas tanto para el transporte como para la venta, se emplea un proceso que está basado en operaciones convencionales de separación. Se realiza una separación a alta presión donde se separa el gas del líquido (agua e hidrocarburos); el gas separado pasa luego a la siguiente fase que es el endulzamiento.

La separación es útil también para retirar todos los sólidos que se pueden haber formado en el transporte o las arenas que fueron arrastradas por el gas en el fondo del pozo.⁵

1.2.2.1 Endulzamiento. Es un proceso que se realiza cuando el gas contiene CO₂ y H₂S que al ser disueltos en agua forman una solución ácida (ver figura 1), condición que no se puede llevar a nivel doméstico o al comercial por regulaciones del Reglamento Único de Transporte de Gas Natural (RUT).

El endulzamiento consiste en realizar una absorción reactiva con una solución de amina saturada (entre 30% y 40% en masa) en agua, con el fin de retirar los compuestos que le dan acidez; lo más comúnmente usado por tener un buen rendimiento a costos no tan altos es la dietanolamina (DEA). Este proceso se lleva a cabo en una columna que es diseñada de acuerdo con el gas a endulzar.⁶

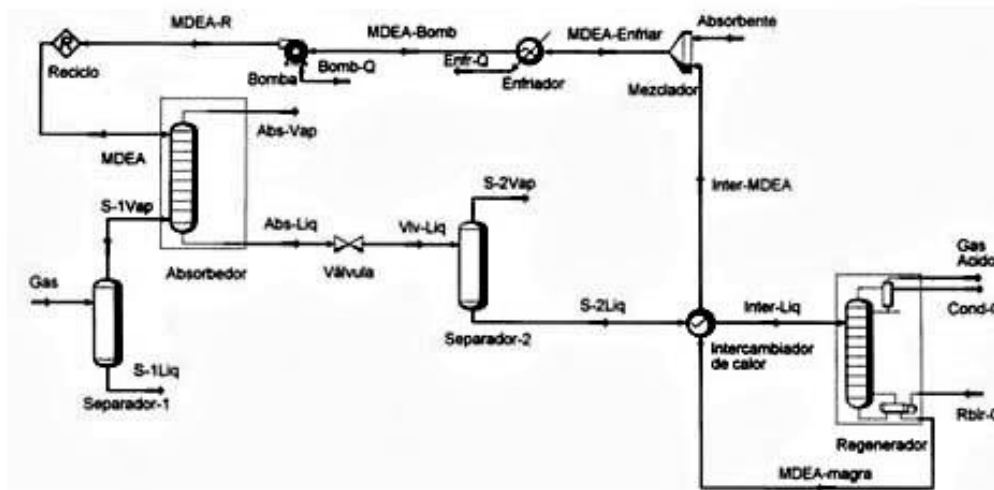
³ PINO MORALES, Fernando. Op., cit., p. 15

⁴ GUEVARA LUNA, Marco Andrés. Diseño De Un Equipo De Recuperación De Líquidos De Gas Natural Empleando CFD. 2015. p. 27.

⁵Ibid., p. 30

⁶ GUEVARA LUNA, Marco Andrés. Op., cit., p. 30.

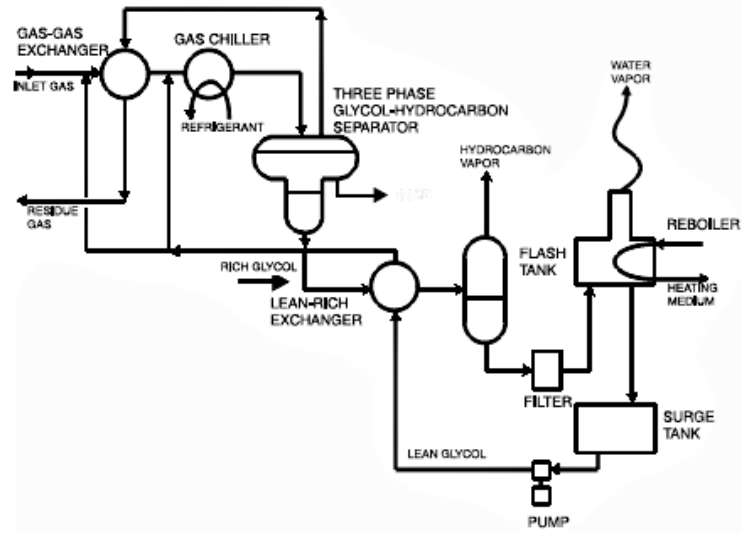
Figura 1. Proceso de endulzamiento de gas natural.



Fuente. Morales, G.V; Tirado, G.M; Cabrera, D.E. y L. Mercado. Simulación del Proceso de Endulzamiento de Gas Natural. Internet: http://www.scielo.cl/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0718-07642005000600006

1.2.2.2 Deshidratación. Esta operación se lleva a cabo porque la solución de amina que se utiliza lleva una gran cantidad de agua, para retirarla se hace uso de una columna de absorción, donde el gas entra en contacto con una solución de un agente desecante como el trietilenglicol (TEG) o dietilenglicol (DEG) siendo estos los más usados, con un porcentaje en peso del 98% con agua, utilizado por su fácil recuperación y gran estabilidad⁷.

Figura 2. Sistema de inyección típico de glicol (deshidratación)



Fuente:(Calvert, Farrar 2008)

⁷ GUEVARA LUNA, Marco Andrés. Op., cit., p. 31.

Entre los diferentes procesos físicos que se ven en el tratamiento de gas son la separación y la compresión, los cuales son fundamentales a la hora de obtener gas de venta y los sub productos del gas natural, estos se describen a continuación.

1.2.3 Separación. La separación es uno de los procesos principales que se lleva en todos los tratamientos de gas, ya que el gas que sale del pozo contiene una mezcla compleja de agua, hidrocarburos pesados, contaminantes y gas. Para que el gas quede a condiciones de normas RUT, pasa por diferentes procesos y tratamientos por medio de separadores que van removiendo y separando los diferentes compuestos del gas.

En el caso de obtener los líquidos del gas natural (LGN), pasa por diferentes tipos de separadores que pueden clasificarse de muchas maneras dependiendo del producto o resultado que se quiera obtener, haciendo separar los líquidos de los gases.

Los separadores se pueden clasificar de las siguientes maneras⁸:

- El número de fases que separa:
 - ✓ **Bifásico:** Separa líquido – gas, es el más común
 - ✓ **Trifásico:** Separa gas - petróleo – agua

- Según la forma geométrica:
 - ✓ **Cilíndrico:** Son los más comunes
 - ✓ **Esférico:** Bastante usados en campos de gas y cuando deben trabajar a altas presiones

- Según su posición. Se refiere a los cilíndricos:
 - ✓ **Verticales:** Se usan cuando la relación gas – crudo es baja y cuando hay producción de arena
 - ✓ **Horizontales:** Pueden ser de un cilindro o dos. Se usan cuando las relaciones gas/crudo son altas

- Según la presión de operación:
 - ✓ **Alta:** A presiones mayores de 300 psi
 - ✓ **Media:** A presiones entre 100 y 300 psi
 - ✓ **Baja:** A presiones menores de 100 psi

- Según su uso:
 - ✓ **De prueba:** Separa y mide
 - ✓ **Generales:** Únicamente separa

⁸ SANTOS, Nicolás. Proceso de separación gas –líquido y gas – líquido – líquido Capítulo 2. En: Especialización en ingeniería de gas. Escuela ingeniería de petróleos-UIS. Bucaramanga. p. 2-9.

Sin importar la forma y el tamaño los separadores bifásicos constan de 4 secciones donde cada una se encarga de una función diferente en la torre de separación. Estas son:

- **Sección primaria o de separación:** Es por donde entra el fluido al separador. En esta sección se controla la entrada de la corriente, disminuyendo la turbulencia y haciendo una “separación inicial del gas y el líquido que viene libres”.⁹
- **Sección secundaria o de las fuerzas gravitacionales:** Las gotas de líquido están bajo la influencia de la fuerza de gravedad. “La velocidad del gas debe ser menor a la velocidad crítica para que el movimiento de las gotas sea controlado por las fuerzas de gravedad. Sin embargo, cuando las velocidades están por encima de la crítica, las fuerzas dominantes son las originadas por el movimiento del gas”¹⁰.
- **Sección de acumulación de líquido:** Por diferencia de densidades y de peso, el gas trata de subir por la torre hasta la parte superior y el líquido cae, y este se acumula en la inferior, permaneciendo en estado de reposo mientras que el gas que todavía contiene el líquido se libere y suba.
- **Sección de extracción de neblina:** El gas que pasa por la sección de separación secundaria o de fuerza de gravedad pierde humedad dejando caer la mayoría de gotas líquidas, pero algunas son muy pequeñas lo que hace que el gas arrastre hasta la cima. La sección de extracción de neblina tiene como función retirar esas gotas mediante unos filtros, los cuales adsorben las gotas y las retienen hasta que tengan una cantidad de peso considerable para por sí mismo caer¹¹.

1.2.4 Intercambiadores de calor.¹² Son dispositivos que recuperan calor de una corriente que maneja una alta temperatura y lo transfieren a una corriente que entra al equipo a una temperatura menor, aprovechando la diferencia entre las mismas. Existen varios tipos de intercambiadores:

- Intercambiadores de doble tubo (tubos concéntricos).

⁹ DELGADO PADILLA, Jhonatan y JIMÉNEZ PADILLA, Emma Patricia. Diseños De Las Facilidades De Tratamiento De Gas Para Un Campo De Gas Seco En Colombia, Acorde a Los Estándares Del Reglamento Único De Transporte. Trabajo de grado ingeniero de petróleos. Bogotá d.c: Fundación Universidad América. Facultad de ingeniería. 2010. p. 44

¹⁰ MONTAGUTH ABREU, Kelly Karina y MONTILLA ODDY, Montieldhi. Desarrollo De Ingeniería Conceptual Para La Infraestructura De Superficie De Un Campo Costa Afuera. Trabajo de grado Ingeniero químico. Barcelona. Universidad de Oriente. Departamento de ingeniería química, 2011. p. 27

¹¹ DELGADO PADILLA, Jhonatan y JIMÉNEZ PADILLA, Emma Patricia. Op., cit., p. 44

¹² SALAZAR VALDEZ, Jose. Diseño de equipos de transferencia de calor. Universidad Autónoma de Nuevo Leon. 2001. p. 3-6.

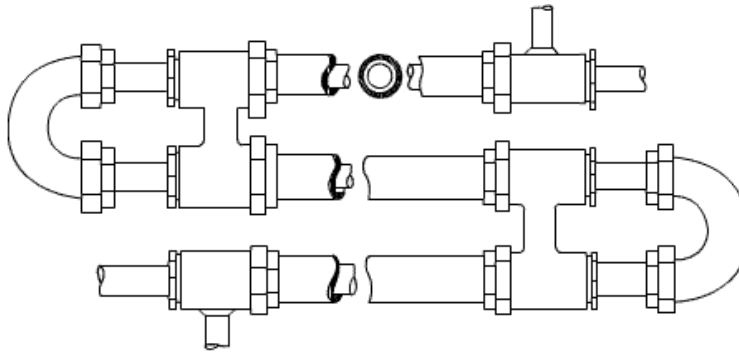
- Intercambiadores de tipo vapor.
- Intercambiadores de placa.
- Intercambiadores de espiral.
- Intercambiadores de coraza y tubos.
- Intercambiadores de rotatorios.

Pero los más nombrados y usados en la industria del *Gas & Oil* son los de doble tubo y los de coraza y tubos.

- **Intercambiadores de doble tubo.** Son los intercambiadores más sencillos que existen en la industria y consisten en dos tubos concéntricos donde hay solo un paso por la coraza y un paso por los tubos. Tienen una longitud máxima de 20 ft y se agrupan en “horquillas”.

Las ventajas que posee este tipo de intercambiador es que es de bajo costo a comparación de los demás, su limpieza es relativamente sencilla y no necesita de mantenimiento continuo, pero presenta una gran desventaja que es su gran tamaño.

Figura 3. Intercambiador de calor de doble tubo.



Fuente: Universidad Politécnica de Cataluña. Intercambiadores de calor. Página de internet:

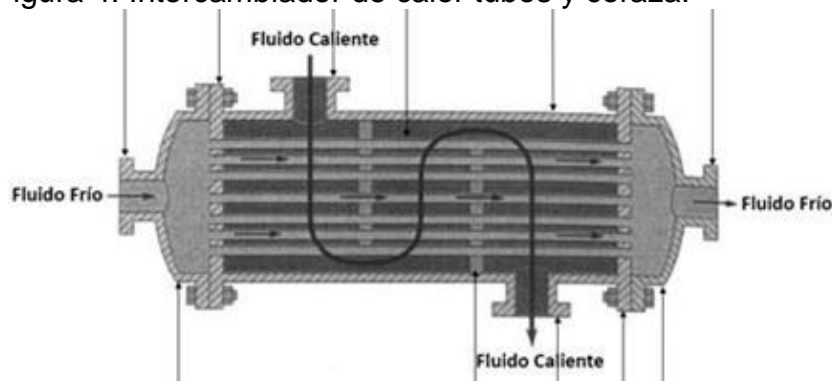
http://www.epsem.upc.edu/intercanviadorsdecalor/castella/tubs_concentrics.html.

- **Intercambiadores de tubos y coraza.** Son aquellos en los que varios tubos son distribuidos a lo largo de una coraza que tiene forma cilíndrica. Estos equipos se clasifican según el número de pasos por coraza y tubos, por ejemplo, un intercambiador 1-2 tiene un paso por la coraza y dos por los tubos.

Son usados generalmente porque al aumentar el número de pasos aumenta la velocidad del fluido lo que hace que exista una mejor transferencia de calor al aumentar de manera proporcional el coeficiente de convección. Las especificaciones de fabricación (materiales, configuraciones, conexiones, etc.)

para IC de tubos y coraza están normalizadas en los códigos de la *Tubular Exchanger Manufacturers Association* (TEMA).

Figura 4. Intercambiador de calor tubos y coraza.



Fuente: REYES, Maira, MOYA, Jorge. Application of the Mixed Ant Colony Method to the optimization of tube and shell heat exchangers. Universidad Central de Las Villas. Facultad de Ingeniería Mecánica. Villa Clara. Cuba

1.2.5 Gas Natural en Colombia. En cuanto al mercado mundial de gas natural según bp global y sus diferentes estadísticas año a año, se muestra un incremento constante tanto en consumo, como en ventas, pero hablando específicamente de Colombia esta se encuentra “inmiscuida en problemas relacionados con el aumento de la demanda interna de gas y la falta de una infraestructura suficiente para abastecer el mercado local de manera continua en algunas zonas y segmentos de usuarios, tales como el industrial y el de transporte.” Según Raúl Ávila, Profesor de la Facultad de Ciencias Económicas (FCE), Universidad Nacional de Colombia

Tabla 1. Principales cifras en Colombia basadas en la demanda de gas natural.

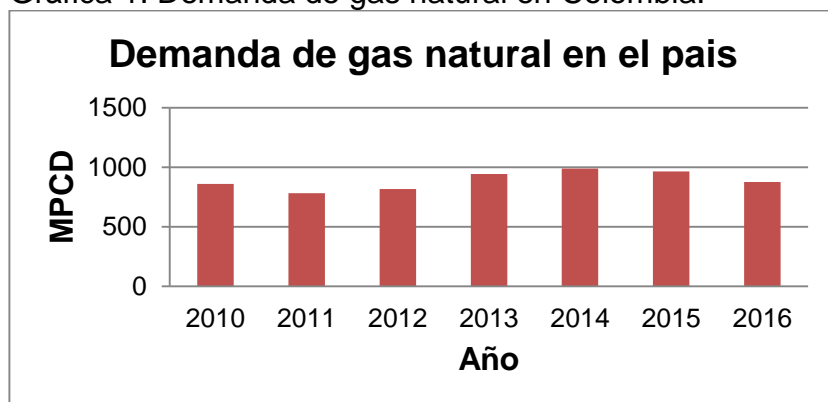
Demanda de Gas Natural - MPCD	2011	2012	2013	2014	2015	2016
Sectores No Eléctricos	569	596	659	690	652	632
Refinería	105	108	104	111	125	152
Petroquímico	12	19	22	22	17	13
Industrial	235	237	265	258	267	251
Doméstico	151	168	185	192	162	154
GNC	66	64	83	106	80	62
Sector Eléctrico	213	223	285	308	313	244
TOTAL, PAÍS	783	819	945	989	965	877

Fuente: Gas natural. Estadísticas. Sistema de información petróleo y gas colombiano. De la página de internet: <http://www.sipg.gov.co/Inicio/GasNatural/Estadisticas/Demanda/tabid/122/language/es-CO/Default.aspx>.¹³

¹³Principales Indicadores de Hidrocarburos, Gas Natural y Biocombustibles. [En línea]. Disponible en internet en

Según las principales cifras que se pueden observar en la Tabla 1 y la gráfica 1 existe un crecimiento de demanda anual desde el 2012 hasta el 2015 y una disminución en los años 2011 y 2016, que es prueba de lo citado anteriormente sobre la falta de infraestructura para abastecer cada uno de los sectores que requieren esta forma de combustible.

Gráfica 1. Demanda de gas natural en Colombia.



En la tabla 2 podemos ver el suministro de gas por campo al año 2013 (el más reciente) donde se puede ver que los campos Guajira, Cusiana y Cupiagua son los que más aportan, supliendo así la mayor parte de la demanda a nivel industrial y de uso domiciliario ¹⁴.

Tabla 2. Suministros de gas natural por campo al año 2013.

Campos	Promedio
Guajira	585,77
Cusiana	282,63
Cupiagua	105,09
Otros Interior	64,55
La Creciente	59,7
Pauto	44,44
Abanico	0,28
Otros Costa	15,22
Apiay	9,73
Ariana	1,98
Dina	2,21
Serafín	4,16
Toqui-Toqui	1,43
Total, Oferta Interna	6661,38

Fuente: Concentra en GBTU, Cálculos UPME en MMscfd

<http://www.sipg.gov.co/sipg/Home/SectorHidrocarburos/PrincipalesCifras/tabid/65/language/es-ES/Default.aspx>

¹⁴ Concentra en GBTU, Cálculos UPME en Mpcd. [En línea]. Disponible en internet en <http://www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=bY5xheCT2eY%3d&tabid=38&language=es-ES>

1.2.6 Especificaciones del gas natural. Las especificaciones del gas para venta en Colombia las establece la Comisión Reguladora de Energía y Gas (CREG), donde dice que, para poder distribuir, transportar o vender gas natural en Colombia es necesario cumplir con las especificaciones de la Tabla 3.

Tabla 3. Especificaciones del gas natural para gas de venta.

Especificaciones	Sistema Internacional	Sistema Inglés
Máximo poder calorífico bruto (GHV) (Nota 1)	42.8 MJ/m ³	1.150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto (GHV) (Nota 1)	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Contenido de Líquido (Nota 2)	Libre de líquidos	Libre de líquidos
Contenido total de H ₂ S máximo	6 mg/m ³	0.25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	23 mg/m ³	1.0 grano/100PCS
Contenido CO ₂ , máximo en % volumen	2%	2%
Contenido de N ₂ , máximo en % volumen	3	3
Contenido de inertes máximo en % volumen (Nota 3)	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.1%	0.1%
Contenido máximo de vapor de agua	97 mg/m ³	6.0 Lb/MPCS
Temperatura de entrega máximo	49 °C	120 °F
Temperatura de entrega mínimo	7.2 °C	45 °F
Contenido máximo de polvos y material en suspensión (Nota 4)	1.6 mg/m ³	0.7 grano/1000 pc

Fuente: Res. 054 de 2007. (2007). Comisión de Regulación de Energía y Gas. Min. De Minas y Energía

1.3 LIQUIDOS O CONDENSADOS DEL GAS NATURAL (LGN)

1.3.1 Definiciones y generalidades. Los líquidos de gas natural son los hidrocarburos ligeros que se disuelven en gas natural ya sea asociado o no asociado en un yacimiento. Compuestos por etano, propano, butano e isobuteno, pentano (C₅+) y condensado de gas, es decir, aquellas moléculas con 2 a 8 átomos de carbono (C₂H₆-C₈H₁₈)¹⁵.

Normalmente estos líquidos (condensados) del gas natural se extraen de un gas rico es decir un gas con una mayor cantidad de hidrocarburos licuables porque produce una mayor cantidad de productos, pero, a su vez también implica mayores servicios de refrigeración, superficies de intercambio térmico mayores y un mayor costo de capital para una eficiencia de recuperación dada.¹⁶

Para la recuperación del LGN se requieren generar cambios en las condiciones del gas y por consiguiente en el equilibrio de los componentes del mismo, para así lograr que unos se vaporicen y otros se condensen a medida que intentan obtener una nueva condición de equilibrio. La presión y la temperatura son las condiciones que con más frecuencia se varían.¹⁷

1.3.2 Producción y tratamiento. Luego de haber realizado los procesos necesarios anteriormente nombrados para tratar el gas natural, es decir cuando el gas ya se encuentra debidamente deshidratado y con cantidades insignificantes de compuestos ácidos que puedan formar hidratos o corrosión, se realizara una operación que consiste en disminuir el valor del punto de rocío (*dew point*) para retirar los componentes pesados del gas natural que son los mismos LGN

Es necesario que el gas se encuentre deshidratado pues este es sometido a temperaturas bajas donde al formar hidratos se obstruyen las tuberías y los equipos de proceso, además también debe estar endulzado para evitar la corrosión principalmente en las unidades de intercambio de calor.¹⁸

Existen tres métodos que son de los más usados que se evaluarán en este proyecto:

- Expansión Joule-Thomson
- Turboexpander
- Refrigeración mecánica

¹⁵ International Energy Agency. Resource & Supply Task Group. Dictionary of Energy, Natural Gas Liquids. 2014., p.13.

¹⁶ CALVERT, J. R. y FARRAR, R. A. An Engineering Data Book. 3rd ed. ed. GB: Palgrave Higher Ed M.U.A, 2008.

¹⁷ DIAZ J., Daicelys Belen y ROMERO B., Franklin. Estudio comparativo entre las condiciones de diseño y de operación actual del proceso extracción de hidrocarburos líquidos de la planta de extracción san Joaquín. Universidad de Oriente. 2009., p. 20-21.

¹⁸ GUEVARA LUNA, Marco Andrés. Op., cit. p. 31.

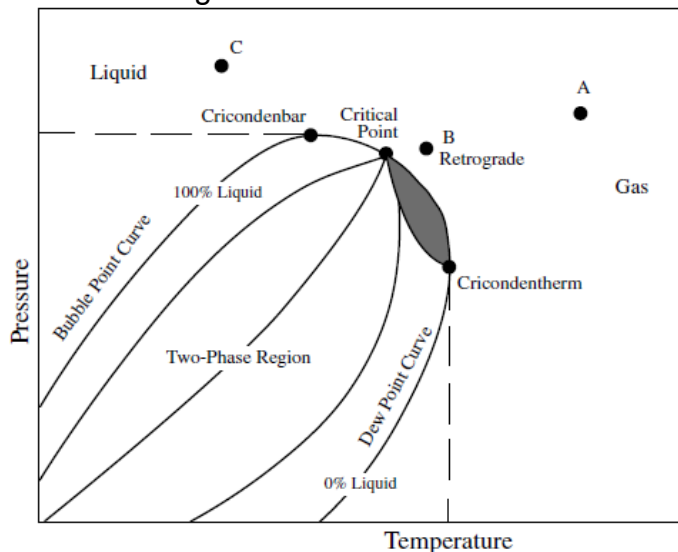
1.3.3 Usos de los condensados del gas natural. De los usos más reconocidos en la industria oil & gas está el Gas Licuado de Petróleo (GLP), que se obtiene de la separación de propano y butano del resto de los componentes del LGN, que es utilizado a nivel residencial, comercial, industrial y para el empleo como GLP vehicular.

Otro de los usos es la separación del etano para etileno y en general para gran parte de la industria petroquímica.

Un tercer uso es la gasolina natural para uso petroquímico como medio solvente y como una mezcla que aumenta la gravedad API de crudos medianos y pesados¹⁹, se suele exportar por medio de buques tanques hacia los mercados internacionales donde se la comercializa para uso petroquímico y en menor escala para formulación de gasolinas motor.²⁰

1.3.4 Variables a estudiar en el proceso de extracción de condensados del gas natural.²¹ Existen varios tipos de curvas y puntos que muestran propiedades del gas que, de al no tener en cuenta puede haber formaciones de productos indeseables, como lo son:

Gráfica 2. Diagrama de fase.



¹⁹ SANTILLANA, Jaime y SALINAS, Julia. Líquidos del Gas Natural. [Consultado en Feb 24,2017]. Disponible en: <http://ssecoconsulting.com/liquidos-del-gas-natural.html>

²⁰ RAMIREZ, Mariana. Usos de los líquidos del gas natural. [Consultado el Feb 24,2017]. Disponible en: <https://es.slideshare.net/energia/usos-de-los-liquidos-del-gas-natural>

²¹ XIULI WANG, Michael Economides. Advanced Natural Gas Engineering. 2009. Natural Gas Basics: Chapter 1., p. 9.

Fuente: XIULI WANG, Michael Economides. Advanced Natural Gas Engineering. 2009. Natural Gas Basics: Chapter 1., p. 9.

- La zona de condensación retrograda: Es un área donde la expansión de un gas produce fase líquida en condiciones isotérmicas²².
- Curva de punto de burbuja: curva en donde se separa la fase del líquido puro que en este caso vendría a ser el aceite, de la región de dos fases es decir, donde se encuentra el gas natural y el petróleo. Esto significa que, a una temperatura dada, cuando la presión disminuye por debajo de la curva del punto de burbuja, se emitirá gas de la fase líquida a la región bifásica.
- Curva de punto de rocío (Dew Point): curva que separa la fase donde se encuentra el gas puro de la región bifásica. Son los puntos de presión y temperatura conectados a los cuales la primera gota de líquido se forma fuera de la fase gaseosa.
- Punto crítico: el punto donde la curva de punto de burbuja se une con la curva de punto de rocío. A esa presión y temperatura dadas, las propiedades del gas son idénticas a las propiedades líquidas.
- Cricodentérmica: la temperatura más alta a la cual el líquido y el vapor pueden coexistir. Esto significa que la mezcla será gas independientemente de la presión cuando la temperatura sea mayor que la Cricodentérmica.
- Cricodenbárica: la presión más alta a la que un líquido y vapor pueden coexistir.

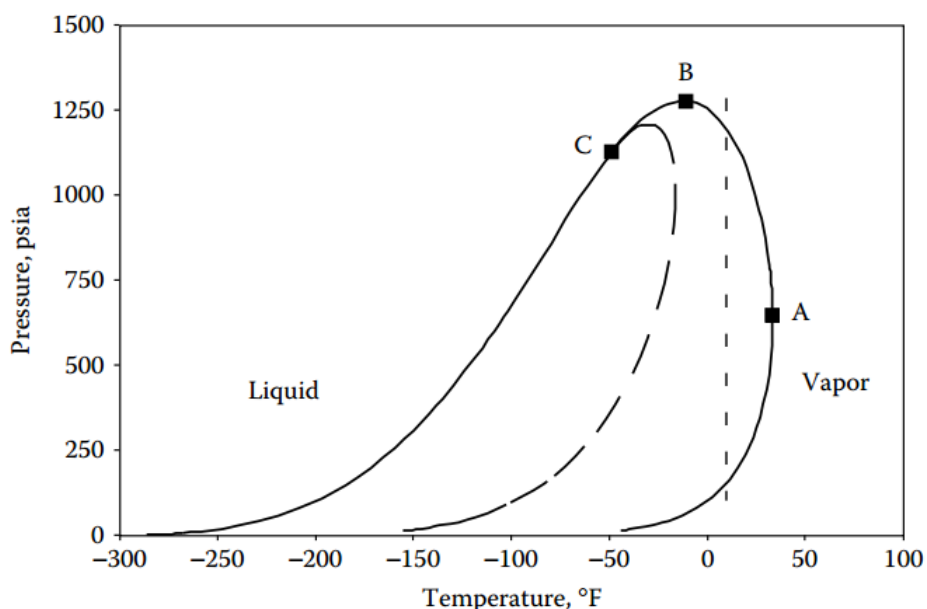
²² H. Abdelli; F. Colonna y E. Tunisia. v. Gas condensate recovery technologies in eni tunisia fields. March 2011. p. 2.

2. DIAGNOSTICO DE LAS ALTERNATIVAS PARA RECUPERAR CONDENSADOS EN EL TRATAMIENTO DE GAS NATURAL

2.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO PARA RECUPERAR LGN

Para comprender la recuperación de condensados del gas natural se debe entender el efecto de la condensación retrograda que se puede ver en la línea vertical punteada en un diagrama de presión vs temperatura (ver grafica 3), en este caso de un hipotético gas natural con un 85% de C_2 y 4,8% de C_3^+ donde fuera de la envoltura de la curva de punto de burbuja y la curva de punto de rocío será de una sola fase y a temperaturas y presiones dentro de la envoltura tendrá dos fases²³.

Gráfica 3. Diagrama de Presión vs Temperatura de un gas. Los puntos A, B y C denotan el cricondentérmico, cricondenbárico, y punto crítico de la mezcla, respectivamente.



Fuente: KIDNAY, Arthur y PARRISH, William. *Hydrocarbon Recovery* Chapter 7. En: *Fundamentals of natural gas processing*. ed. CRC Press Taylor & Francis Group. Florida, Boca ratón. 2006. P. 167

“La caída de la presión provoca que se forme una fase líquida (condensación retrógrada), la cual estará presente hasta que la presión esté por debajo de la envoltura. La curva discontinua dentro de la envoltura indica la presión y

²³ KIDNAY, Arthur y PARRISH, William. *Hydrocarbon Recovery* Chapter 7. En: *Fundamentals of natural gas processing*. ed. CRC Press Taylor & Francis Group. Florida, Boca raton. 2006. P. 166

temperatura de la mezcla cuando la calidad del vapor es del 95% en moles. Esta curva muestra el efecto del comportamiento de la fase de condensación de solo 5% en moles del vapor. El cricondentérmico de esta fase de vapor es aproximadamente 30 °C (50 °F) menor que la mezcla original²⁴ y depende del peso molecular de los componentes pesados, mientras que el cricondenbárico aumenta con el aumento del peso molecular.

Los LGN se han convertido en aspecto clave a la hora de realizar un proceso al gas natural. Existen 5 razones específicas para implementar el proceso de recuperación de condensados²⁵:

- Administrar la energía de yacimientos de alta presión y temperatura.
- Evitar al máximo la condensación de líquidos durante el transporte de gas en ductos.
- Alcanzar especificaciones del gas en los puntos de venta.
- Disminuir costos de operación y mantenimiento por concepto de instrumentos y de limpieza en ductos de transporte.
- Maximizar la recuperación de líquidos para su comercialización (aceite y/o condensados).

En cuanto a los procesos de extracción de LGN se encuentran varios, pero existen tres principales métodos que son utilizados en la industria para la recuperación de los líquidos del gas natural. Aunque no es tarea fácil escoger el mejor método, esto dependerá de la composición del gas, los objetivos de contenido de calentamiento de gas y las oportunidades de GLP o producto de etano²⁶. También es necesario tener en cuenta que cada método o tecnología tiene equipos y procesos diferentes²⁷.

En este trabajo específicamente se va a trabajar con tres procesos donde se lleva a cabo la refrigeración o enfriamiento del gas, lo cual produce que los hidrocarburos más pesados lleguen a condensarse ²⁸ estos procesos son:

- Expansión Joule – Thompson
- Turbo expansión o expansión criogénica
- Refrigeración externa o mecánica

²⁴ KIDNAY, Arthur y PARRISH, William. Hydrocarbon Recovery Chapter 7. En: Fundamentals of natural gas processing. ed. CRC Press Taylor & Francis Group. Florida, Boca raton. 2006. Op. cit., p. 167.

²⁵MONTAGUTH ABREU, Kelly Karina y MONTILLA ODDY. Op., cit., p. 49

²⁶Ibid., p. 126

²⁷ SOJUNG, Kim; KIIL, Nam y WOO YOUNG, Byun. Selection Study on Natural Gas Liquid Extraction Processes in Offshore Plants. En: Proceedings of the Twenty-fourth (2014) International Society of Offshore and Polar Engineers Conference. Busan, Korea, June 15-20, 2014.,. p. 599

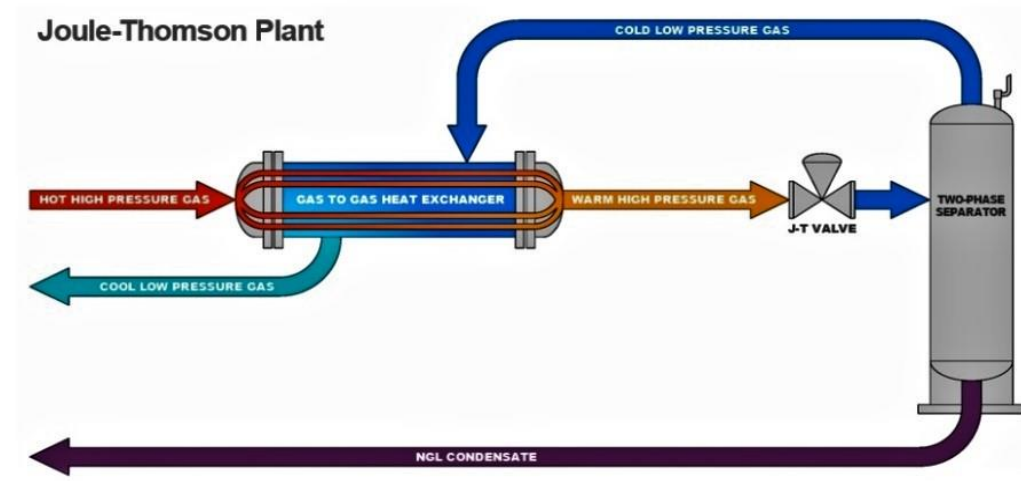
²⁸ MONTAGUTH ABREU, Kelly Karina y MONTILLA ODDY. Op. cit., p. 49

2.2 ALTERNATIVA 1: EXPANSIÓN JOULE – THOMPSON

La refrigeración del gas se puede lograr mediante la expansión del gas de alta a baja presión, esto se logra a través de la válvula de expansión o estrangulamiento²⁹. La expansión está dada en un proceso isoentálpico, ya que al bajar la presión también baja la temperatura y condensan los hidrocarburos pesados que se encuentran en el gas. La expansión Joule-Thomson es uno de los métodos prácticos y “más usados para extraer líquidos si se encuentra mucha presión “libre” disponible y si hay bajas tasas de gas”³⁰.

2.2.1 Mecanismo de operación. El gas seco que entra al proceso de recuperación de condensados después de un tratamiento de deshidratación, se encuentra a una alta presión; donde primero entra a un intercambiador de calor gas a gas sub-enfriándolo, el cual utiliza el líquido del separador de baja temperatura (LTS) para disminuir la temperatura del gas; posteriormente entra a la válvula de expansión, que es la llamada válvula JT. Esta expansión isoentálpica hace que al bajar la presión haya también una disminución de la temperatura, lo que genera que al entrar a la LTS³¹ se formen los condensados líquidos.

Figura 5. Tecnología joule Thomson para recuperar LGN.



Fuente: Joule Processing, Suite 2390, Houston, TX 77027 USA, de la página de internet: <http://www.jouleprocessing.com/products/processing/jt-plants>. (Acceso el 12 de febrero de 2016)

²⁹STEWART, Maurice I. Gas Processing Chapter 10. En: Surface Production Operations (Third Edition) Design of Gas-Handling Systems and Facilities Volume 2. Ed. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier. McLean, Virginia, USA. 2014. P. 551

³⁰ Ibid., p. 551

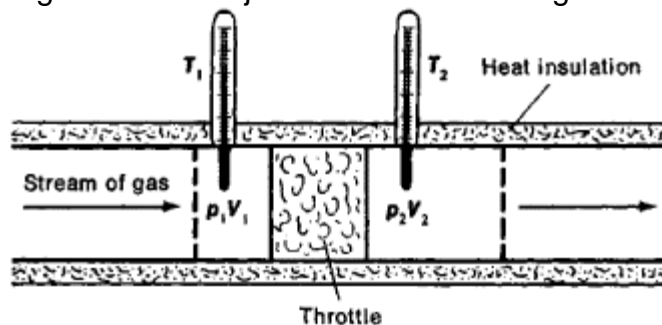
³¹MOKHATAB, Saeid, MAK, John Y., VALAPPIL Jaleel V. y WOOD, David A. Gas Conditioning and NGL Recovery Technologies Chapter 2. En: Handbook of Liquefied Natural Gas First edition. Ed. Gulf Professional Publishing. The Boulevard, Langford Lane, Oxford, Kidlington. 2014. p. 127

2.2.2 Usos y aplicaciones. La tecnología joule Thomson es una tecnología utilizada para los gases que necesitan disminuir la presión por medio de la refrigeración, lo que requiere de la válvula de expansión para causar este efecto. El proceso es muy usado en las industrias de gas para la recuperación de los líquidos y los licuados del gas natural.

Se usa en aplicaciones criogénicas, como lo son la producción de oxígeno líquido, nitrógeno y argón, incluso licuar helio si este se enfría primero por debajo de 40 K.³²

2.2.3 Característica de la válvula J-T. En la válvula se da un cambio de la presión y la temperatura. Al atravesar una membrana porosa la cual hace que la presión disminuya teniendo una presión final³³.

Figura 6. Efecto joule Thomson estrangulamiento.



Fuente: CASTELLANO, Gustavo. Efecto Joule-Thomson (estrangulamiento), 2014. Página de internet: <http://encyclopedia2.thefreedictionary.com/Joule-Thomson+Effect>

En este proceso se desprecia en la válvula el cambio de la energía cinética respecto a la energía interna y los cambios que se dan, es por el trabajo que se realiza sobre el sistema, ya que el recipiente donde se da el proceso está aislado térmicamente (esto se le llama proceso adiabático). Lo que se considera como un proceso entalpía constante.³⁴

2.3 ALTERNATIVA 2: TURBO EXPANDER

Este proceso fue creado y desarrollado en los años 60's en Texas, para la alta recuperación de líquidos (componentes pesados de los hidrocarburos), por medio

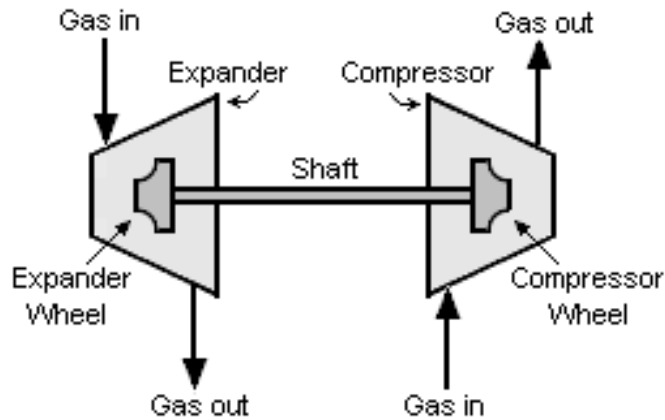
³² ATKINS, Peter. Physical Chemistry (6th ed.). New York: W.H. Freeman and Co. 1997. . ISBN 0-7167-2871-0. p. 930.

³³CASTELLANO, Gustavo. Efecto Joule-Thomson (estrangulamiento), 2014. Página de internet: <http://www.famaf.unc.edu.ar/~gcas/termo1/clases/node54.html> (Acceso el 12 de febrero de 2017)

³⁴MEISINGSET, Knut Kristian y PEDERSEN, Karen Schou. Joule-Thomson coefficients from well test analysis data. En: Society of Petroleum Engineers. 2016. SPE-181622-MS. p.2. Artículo de internet: <https://www.onepetro.org/conference-paper/SPE-181622-MS>

de la refrigeración. Donde la idea se basa en una máquina que tiene dos funciones en una, expande a partir de una turbina radial y comprime con el compresor centrífugo. La turbina de expansión es la unidad de potencia y el compresor es la unidad accionada³⁵.

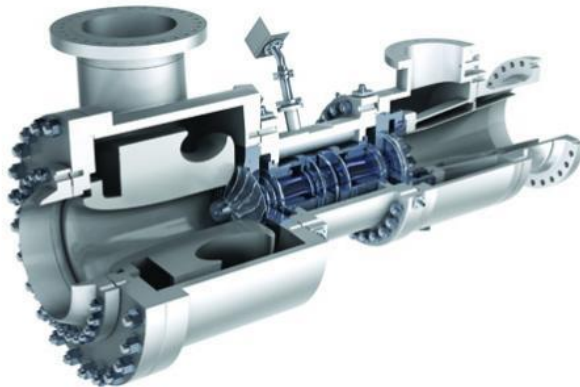
Figura 7. Diagrama del funcionamiento de un turbo-expander.



Fuente: Havayar industries. Turbo-expanders. Internet: <http://havayar.com/en/equipment/other-rotary/turbo-expanders>)

La turbina de expansión hace que el gas se expanda isotrópicamente eliminando la entalpía de la corriente de gas, lo que ocasiona el enfriamiento; también se usa la energía extraída para rodar el eje y hacer operar el compresor, que recomprime la corriente del gas residuo³⁶.

Figura 8. Diagrama de un turbo-expander en 3D.



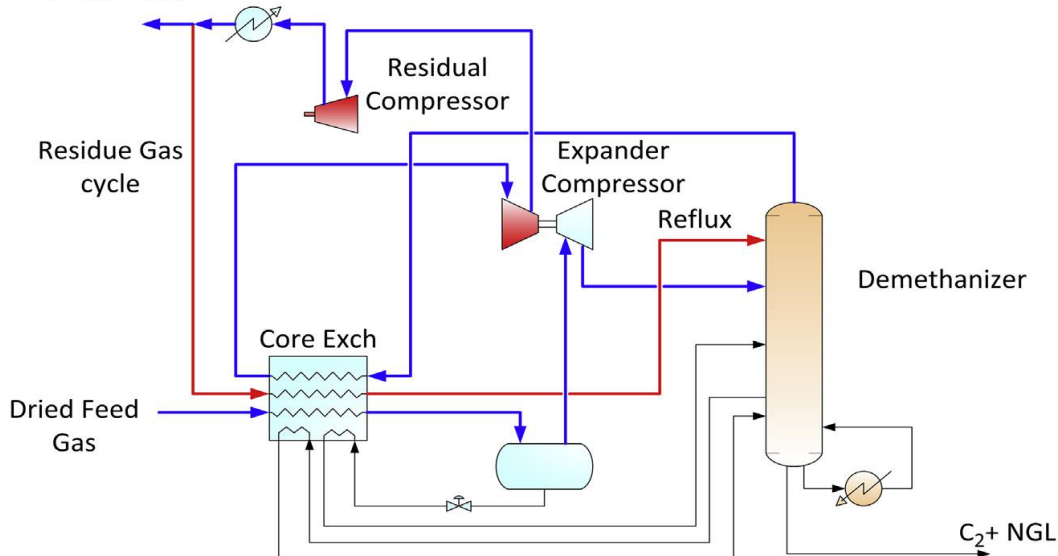
Fuente: GE oil & gas. Turbo expander – compressors. Internet: <https://www.geoilandgas.com/subsea-offshore/offshore-turbomachinery/turboexpander-compressors>

³⁵ MOKHATAB, Saeid, POE, William A. y MAK John. Op. Cit., p. 274

³⁶ Ibid., p. 275

2.3.1.1 Recuperación alta de etano. Si el resultado es obtener etano a un porcentaje mayor del 90% se requiere de una refrigeración más alta, esto se hace mediante la adición refrigeración mecánica con propano, lo que conlleva a que el expansor reduzca más la presión y por ende disminuya más la temperatura³⁷.

Figura 9. Proceso de alta recuperación de etano.
To LNG Plant



Fuente: MOKHATAB, Saeid, MAK, John Y., VALAPPIL Jaleel V. y WOOD, David A. Op. Cit., p 131

2.3.2 Mecanismo de operación. El gas que entra al proceso principalmente tiene que entrar como gas seco, lo que quiere decir que tuvo que tener un pre-tratamiento llamado deshidratación para que el gas tenga poco o nada de agua en su composición; esto para que no se formen hidratos al disminuir la temperatura en el turbo expander.³⁸

El gas previamente tratado entra a la unidad de recuperación de líquidos donde la primera fase entra el gas de alimentación a los intercambiadores de calor de gas - gas y gas - líquido para pre-enfriar, estos utilizan el gas de residuo y los líquidos recuperados que salen de la torre demetanizadora para hacer la correspondiente disminución de temperatura.³⁹

Este gas pre-enfriado entra a una torre de separación de dos fases donde se encarga de recuperar los primeros líquidos condensados y un gas seco, para así poder enviar al turbo-expander los gases y la parte media de la torre

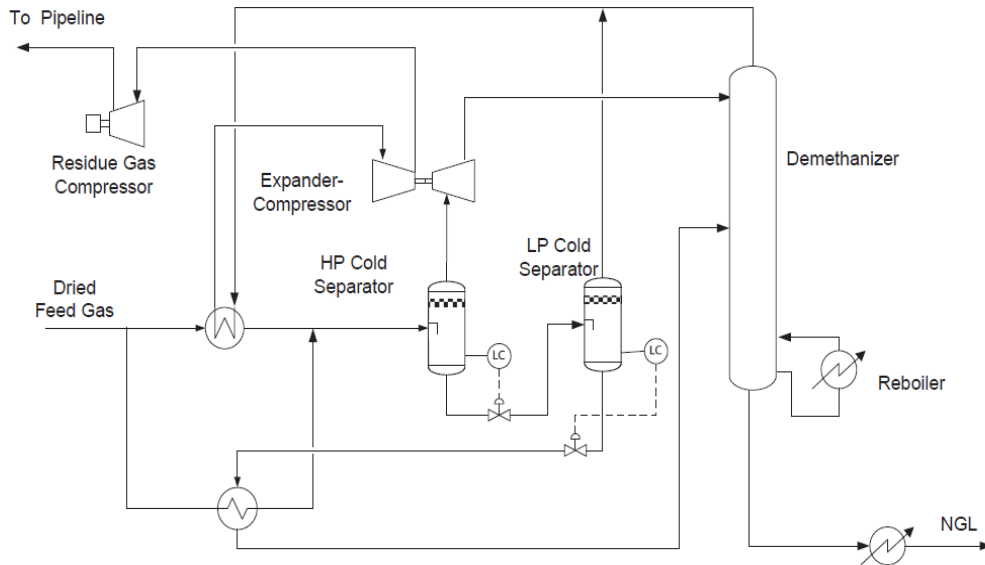
³⁷ MOKHATAB, Saeid, POE, William A. y MAK John. Op. Cit., p 130.

³⁸ STEWART, Maurice I. Op. Cit., p. 553

³⁹ CORREA SEGURA, Andrea Catalina y MIRANDA ARROYAVE, Lina Marcela. Propuesta de mejoramiento para aumentar la producción de GLP Y NGL en la planta de gas y GLP de operaciones cusiana de equion energia limited. Trabajo de grado ingeniero químico. Bogotá d.c, Fundación universidad de América. Facultad de ingenierías. 2015. P. 55

demetanizadora los líquidos condensados.

Figura 10. Planta de producción de LGN con tubo-expander.



Fuente: MOKHATAB, Saeid, POE, William A. y MAK John. Op. Cit., p. 275

En el turbo expander la energía quitada al gas por disminuir la presión se utiliza en el compresor, para comprimir ese gas. Para ese momento el gas, ya debe tener temperaturas aproximadamente a $-160\text{ }^{\circ}\text{F}$ ⁴⁰, que es la temperatura máxima que alcanza un turbo expander, esto depende de la composición y del flujo de entrada⁴¹. El gas frío que sale del turbo expander se encuentra a unas condiciones donde el etano está en mayor parte líquido, este alimenta la parte superior de la torre demetanizadora como reflujo para el intercambiador gas – gas. Se añade calor a la parte inferior de la torre, esto para asegurar que los líquidos de fondo tengan un contenido aceptable de metano⁴²

Existen varios tipos y maneras de montar un proceso con turbo expander, esto depende de la composición del gas, del producto que se quiere obtener y el porcentaje de recuperación de líquidos. A continuación, se muestran los diferentes procesos:

2.3.2.1 Alta recuperación de propano. Cuando se quiere alcanzar unos niveles elevados de recuperación de propano se puede mediante turbo expander. En este caso el gas de alimentación se enfría con el vapor que sale de la parte superior de la torre absorbadora y los fondos se envía a la deetanizadora o demetanizadora mediante una bomba. La deetanizadora en este caso funciona casi a las mismas

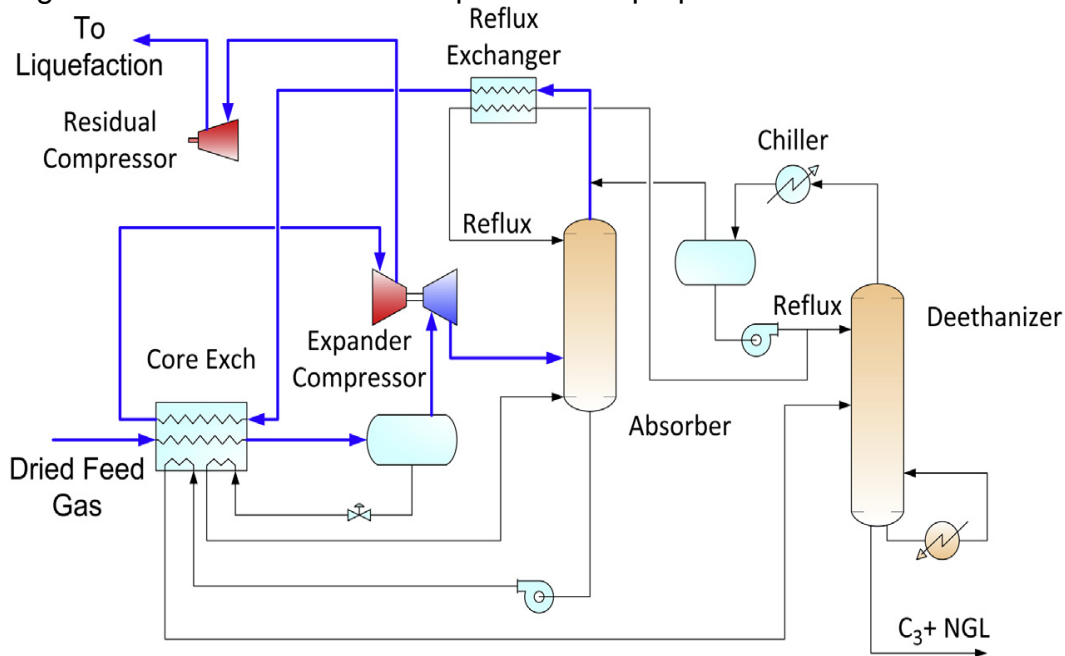
⁴⁰ STEWART, Maurice I. Op. Cit. p. 553

⁴¹ MOKHATAB, Saeid, MAK, John Y., VALAPPIL Jaleel V. y WOOD, David A. Op. Cit., p 129

⁴² MOKHATAB, Saeid, POE, William A. y MAK John. Op. Cit., p. 277

condiciones de presión que la torre de absorción. Para mejorar la recuperación de propano, la sobrecarga del deetanizador se condensa con refrigeración, produciendo un líquido rico en C2 que se refluye tanto al deetanizador como al absorbedor⁴³.

Figura 11. Proceso de alta recuperación de propano.



Fuente: MOKHATAB, Saeid, MAK, John Y., VALAPPIL Jaleel V. y WOOD, David A. Op. Cit., p 129

2.3.2.2 Recuperación media de etano. Para recuperación de etano entre el 70 y 80% se hace mediante el proceso sub-enfriado de gas (GSP). Como se muestra en la figura 11, el gas de alimentación se usa para la recircular lo que sale de los fondos del demetanizador. El gas que sale de la torre de separación se divide en dos: una que entra al turbo expander que es aproximadamente un 60% para generar la disminución de temperatura y el 40% restante se enfría y se sub-enfría con el demetanizador para así provocar un reflujo en estado líquido al demetanizador⁴⁴.

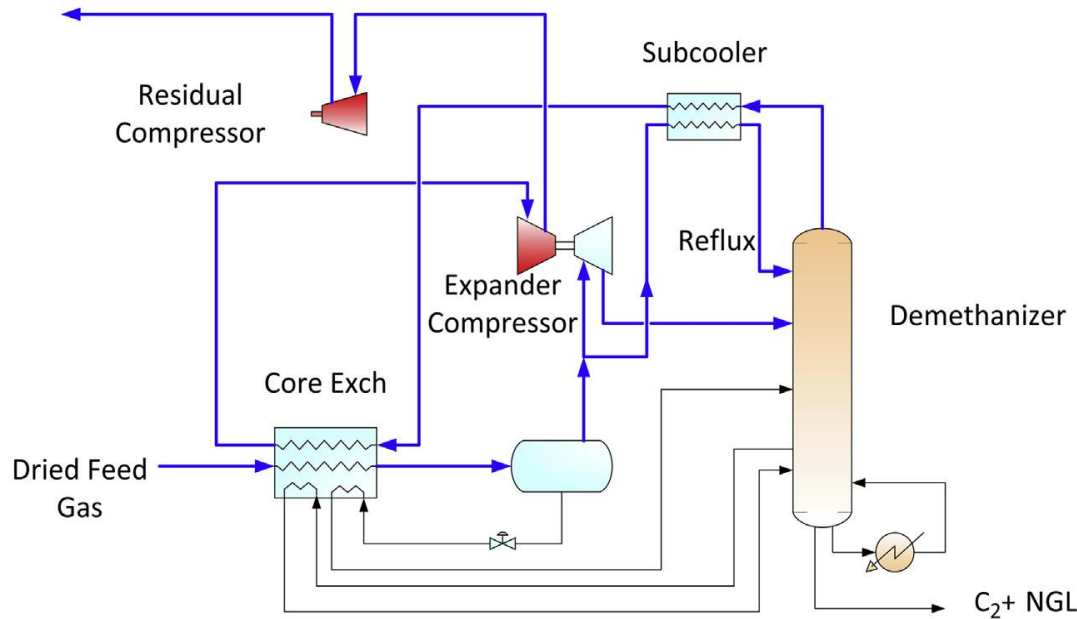
El demetanizador debe funcionar a una presión por debajo de la presión crítica, ya que si se hace una presión más elevada no se podría conseguir que el producto de etano no tenga más de 1 a 2% de metano⁴⁵.

⁴³ MOKHATAB, Saeid, MAK, John Y., VALAPPIL Jaleel V. y WOOD, David A. Op. Cit., p. 129

⁴⁴ MOKHATAB, Saeid, MAK, John Y., VALAPPIL Jaleel V. y WOOD, David A. Op. Cit., p. 130.

⁴⁵ Ibid., p.130.

Figura 12. Proceso de recuperación media de etano.
To LNG Plant



Fuente: MOKHATAB, Saeid, MAK, John Y., VALAPPIL Jaleel V. y WOOD, David A. Op. Cit., p 130

2.3.3 Usos y aplicaciones. Los turbo-expansores se usan en planta criogénicos proporcionando refrigeración a baja temperatura. En la eficiencia es que se ven los resultados en las plantas para tratamiento de gas y para la refrigeración que produce⁴⁶. En las plantas donde más se utilizan turbo expansores, son en las de separación de aire a con baja presión (desde 5 bar) y en las plantas para recuperación de los condensados del gas natural (hasta 200 bar). Los de separación de aire tiene dos clases: “Que va desde pocos caballos de fuerza hasta unos 200 CV, donde la recuperación económica de la potencia es muy pequeña y lo que hacen es absorberla con un freno de aceite. Esta va desde los 100 CV y alcanza hasta unos 2000 CV”, donde se utiliza la potencia para generadores eléctricos o procesar los compresores de refuerzo⁴⁷.

Los turbos expansores de gas van desde unos 10 CV a 8000 o más CV. Donde en la mayoría de veces el compresor está unido directamente con el expansor. “La relación de expansión del gas tiene 2:1 a 4:1 y las eficiencias pueden darse entre un 84 a un 86%”⁴⁸. También se usan para la purificación de los gases como lo es el hidrogeno (H₂) o el helio (He), por el proceso de contaminantes.

⁴⁶BLOCH, Heinz P. y SOARES, Claire. Why and how Turboexpanders are Applied Chapter 1. En: Turboexpanders and Process Applications Ed. Gulf Professional Publishing. Butterworth-Heinemann. 2001. p. 3

⁴⁷ Ibid. p. 3

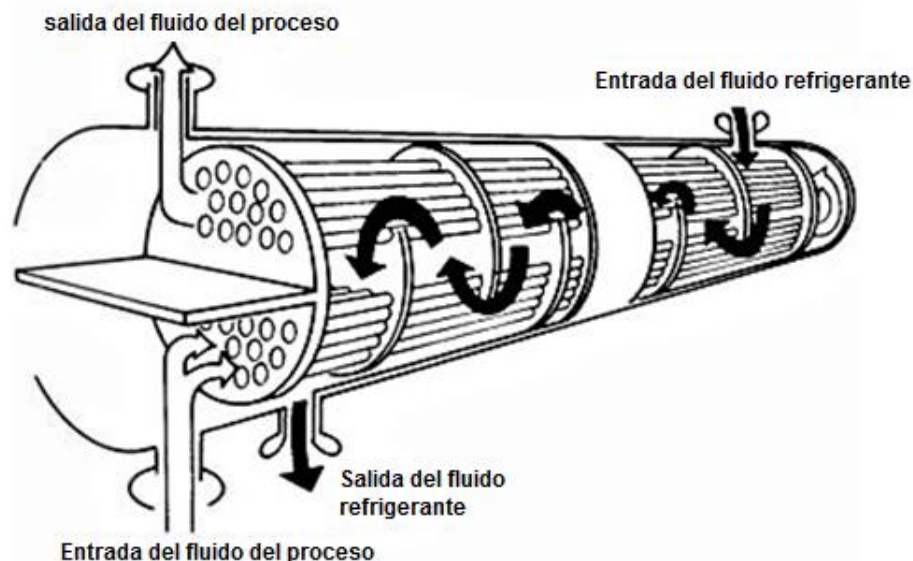
⁴⁸ Ibid. p. 4

2.4 ALTERNATIVA 3: REFRIGERACIÓN MECÁNICA

La refrigeración mecánica o refrigeración con propano es un proceso que se utiliza cuando el gas de la alimentación está a una condición de baja presión ($P < 300$ psia), lo que hace que el proceso no se pueda llevar a cabo con la válvula JT⁴⁹ que maneja presiones hasta de 1200 psia. Este proceso elimina el calor de una corriente usando como refrigerante PROPANO y tiene como función el cumplimiento de las especificaciones del punto de rocío dual, punto de rocío de los hidrocarburos y de aguas para residuos o gas de venta⁵⁰.

El proceso de refrigeración mecánica tiene especificaciones y equipos parecidos al proceso Joule Thomson, exceptuando que se le realiza la configuración de la unidad de refrigeración con propano. La válvula en el proceso Joule Thomson es la que se reemplaza en este proceso, utilizando un intercambiador de calor de tipo de carcasa y tubos (ver figura 13), con propano evaporándose en el lado de la carcasa y así poder disminuir la temperatura del gas que entra⁵¹. La temperatura mínima a la que debe llegar el gas dependerá del cumplimiento del punto de rocío; si esto no se cumple, puede que haya problemas económicos en el proceso de recuperación de GLP.

Figura 13. Intercambiador de tubos y coraza.



Fuente: José Luis Goyoaga ARA TT. Intercambiadores de calor. Internet: <http://www.aratt.es/IntercambiadoresCalor.php> (Acceso el 16 de febrero de 2017)

2.4.1 Mecanismo de operación Para empezar el proceso (ver figura 14) entra un

⁴⁹ MOKHATAB, Saeid, MAK, John Y., VALAPPIL Jaleel V. y WOOD, David A. Op. Cit., p.128

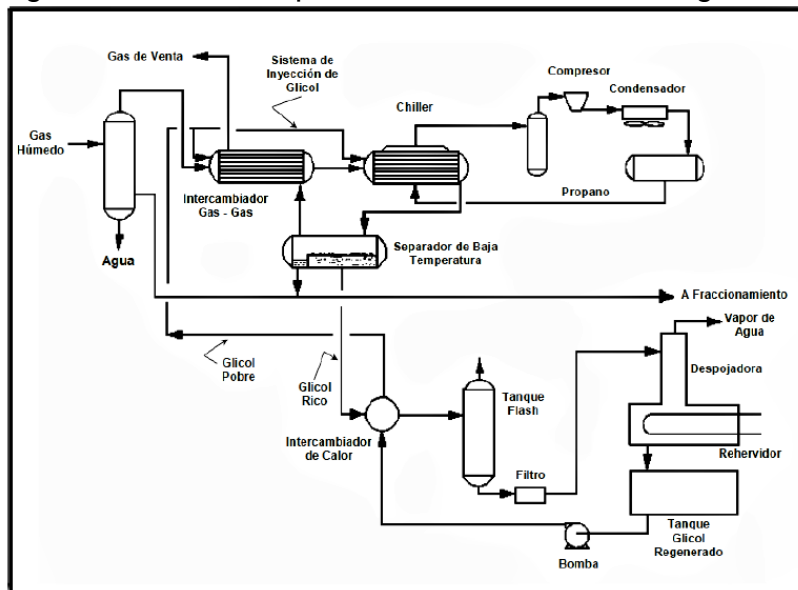
⁵⁰ STEWART, Maurice I. Op. Cit., p 548

⁵¹ MOKHATAB, Saeid, POE, William A. y MAK John. Op. Cit., p. 272

gas deshidratado anteriormente, a un intercambiador gas a gas el cual disminuye la temperatura lo suficiente para condensar lo que se necesita de GLP y LGN, entra a la unidad de refrigeración con propano (Intercambiador de calor de carcaza y tubos o *chiller*) el cual puede enfriar hasta una temperatura de $-40\text{ }^{\circ}\text{F}$ ⁵², donde el propano intercambia calor con el gas frío que entra, a una condición de temperatura de diseño frío. Ya que el gas que entra está saturado con vapor de agua y al disminuir la temperatura en la refrigeración, la cual puede llegar a ser por debajo de la temperatura de formación de hidratos, se debe establecer un proceso para inhibir los hidratos; en el cual se utiliza glicol como inhibidor de hidratos. Este glicol se añade a la corriente de gas que se enfría en dos puntos del proceso: en la entrada del intercambiador gas a gas y en la entrada del intercambiador de carcaza y tubos

53

Figura 14. Planta de producción de LGN con refrigeración mecánica.



Fuente: JARAMILLO SANCLEMENTE, Alonzo. Diseño y operación de unidades para procesamiento de gas y aplicaciones de simulación de procesos. Especialización ingeniero de gas y economía de procesos. Bucaramanga. Universidad industrial de Santander. Octubre 15-23 de 2002. p. 182.

En el enfriador el propano hierve a una temperatura muy baja que es controlada, eliminando el calor de la corriente de gas y así mismo condensa una fracción de gas. El glicol, gas frío y el condensado entran a un separador de baja temperatura. El condensado va a la unidad de fraccionamiento, el glicol rico se separa de los hidrocarburos y entra a un intercambiador de calor y el gas que está a una

⁵² JARAMILLO SANCLEMENTE, Alonzo. Diseño y operación de unidades para procesamiento de gas y aplicaciones de simulación de procesos. Especialización ingeniero de gas y economía de procesos. Bucaramanga. Universidad industrial de Santander. Octubre 15-23 de 2002. p. 182.

⁵³ STEWART, Maurice I. Op. Cit., p 550

temperatura muy baja el cual no alcanza a cumplir los puntos de rocío de hidrocarburos y agua, intercambia calor con el gas que entra al proceso de refrigeración. El glicol rico se regenera en un porcentaje de 75 a 80%, el porcentaje restante es agua, donde a partir de un tanque flash se fraccionan y se dirigen a la unidad de regenerado de glicol, donde ahí el agua se evapora en una despojadora y el glicol circula de nuevo para entrar al proceso⁵⁴.

2.4.2 Características de la refrigeración mecánica. Se divide en tres circuitos principales⁵⁵:

- El de gas natural: se remueve agua y se recupera los líquidos del gas a condiciones de venta.
- El de glicol: para la inhibición de hidratos
- Refrigerante con propano: donde se enfría el gas por medio del refrigerante.

2.5 COMPARACIÓN CUALITATIVA DE LAS ALTERNATIVAS

El siguiente diagnostico se basa en el análisis general de las tres alternativas tecnológicas usadas en el tratamiento de gas natural a partir de la información recolectada. En el cuadro 1 se encuentra las características típicas y producto/aplicaciones en el gas y en el cuadro 2 se describen las ventajas y desventajas que tiene cada una de las alternativas en los procesos.

Cuadro 1. Datos generales de las tres tecnologías aplicadas la planta de tratamiento de gas.

Tecnología	Producto/ Aplicación	Características
Joule Thomson	*Ajuste de <i>dew point</i> *Condiciones para condensados del gas natural *Gas a venta	*Enfriamiento del gas para lograr condensación de los compuestos pesados con una expansión aprovechando el efecto JT sobre el gas. *Requiere compresión para compensar la pérdida de presión en la expansión *Proporciona una reducción de temperatura de 20 a 50 ° F ⁵⁶ *Flujo entre 5 y 10 MMscfd ⁵⁷

⁵⁴ STEWART, Maurice I. Op. Cit., p.550.

⁵⁵ JARAMILLO SANCLEMENTE, Alonzo. Op. Cit., p. 181

⁵⁶ VALERUS. Gas Processing Valerus Presentation. 2014. p. 2

⁵⁷ Entrevista con Julio Cesar Vargas Saenz. Ingeniero químico, profesor universidad nacional de Colombia. Bogotá, 22 de marzo de 2017.

Cuadro 1. (Continuación)

Tecnología	Producto/ Aplicación	Características
Turbo Expander	*Gas natural *Líquidos del gas natural *Licuefacción del petróleo GAS - GLP	*Expansión mediante una turbina obteniendo generación de energía *Favorable a presiones altas de operación *Proporciona una reducción de temperatura de 120 a 200 ° F ⁵⁸ *Recupera hasta un 90% de C ₃ y un 100% de C ₄₊ ⁵⁹ *Flujos mayores de 100 MMscfd ⁶⁰
Refrigeración Mecánica	*Control de <i>dew point</i> *Líquidos del gas natural - LGN	*Uso de <i>chillers</i> para lograr el enfriamiento del gas y condensación de los pesados *La economía del enfriamiento depende de la rentabilidad de la recuperación de GLP *Proporciona una reducción de temperatura de 50 a 100 ° F con poca caída de presión ⁶¹ *Recupera hasta un 85% de C ₃ y un 94% de C ₄₊ ⁶² *Flujos entre 30 y 90 MMscfd ⁶³

Cuadro 2. Ventajas y desventajas de las tres tecnologías aplicadas la planta de tratamiento de gas.

Tecnología	Ventajas	Desventajas
Joule Thomson	*Proceso fácil de operar *Es un diseño simple y compacto *Bajo costo de capital *Bajo costo de mantenimiento	*Necesita de etapa de compresión al final del proceso *Proceso sensible a la composición, respecto al porcentaje de C ₂ ⁺

⁵⁸ VALERUS. Gas Processing Valerus Presentation. Op., Cit., p. 2

⁵⁹ STEWART, Maurice I. Op., Cit., p.555.

⁶⁰ Entrevista con Julio Cesar Vargas Saenz. Ingeniero químico, profesor universidad nacional de Colombia. Bogotá, 22 de marzo de 2017.

⁶¹ VALERUS. Gas Processing Valerus Presentation. Op., Cit., p. 2

⁶² STEWART, Maurice I. Op. Cit., p 550

⁶³ Entrevista con Julio Cesar Vargas Saenz. Ingeniero químico, profesor universidad nacional de Colombia. Bogotá, 22 de marzo de 2017.

Cuadro 2. (Continuación)

Tecnología	Ventajas	Desventajas
Turbo Expander	<ul style="list-style-type: none"> *Se pueden obtener muy bajas temperaturas (utilizada comúnmente en procesos criogénicos) *Unidad compacta requiere mínimo espacio de instalación * Tiene mayor recuperación de hidrocarburos líquidos por mayor enfriamiento en expansión isoentrópica. 	<ul style="list-style-type: none"> *Caída de presión significativa - Re compresión habitualmente requerida *Alto costo de inversión de capital *Problemas con el exceso de energía obtenida
Refrigeración Mecánica	<ul style="list-style-type: none"> *Proceso versátil: múltiples configuraciones posibles del ciclo de refrigeración *Bajos consumos de energía *Bajo costo de operación 	<ul style="list-style-type: none"> *Puede ocupar una gran área con equipos pesados *Mayores costos de insumos y mantenimiento *Sensible a la composición del gas de carga *Requiere de almacenamiento de refrigerante (potencialmente peligroso)

En relación a la información recolectada de las fuentes bibliográficas, se obtiene una breve descripción de cada una de las tecnologías, para así resaltar las características y las ventajas que tienen cada una y así poder escoger mediante fundamentos teóricos la mejor tecnología respecto a los resultados que se quieran llegar.

De los cuadros 1 y 2 se concluye que turbo expander es la tecnología con más eficiencia y con más recuperación de condensados respecto a las otras dos tecnologías, aunque con un alto costo de inversión; lo que lleva ser refrigeración mecánica una propuesta aceptable, ya que recupera un buen porcentaje de líquidos y la inversión no es tan alta a comparación de turbo expander.

3. GENERALIDADES DEL CAMPO: TRATAMIENTO DE GAS NATURAL

3.1 UBICACIÓN DEL CAMPO

El campo X está ubicado en el departamento de Casanare, en el municipio de Nunchía a una hora aproximada (40 km) del noreste de Yopal, este se especializa en la producción y el tratamiento de gas, donde está conformado principalmente por tres procesos: endulzamiento, deshidratación y ajuste de dew point (expansión Joule Thomson)⁶⁴.

3.1.1 Condiciones ambientales del campo⁶⁵

- **Temperatura.** La máxima temperatura promedio mensual registrada es de 30°C, mientras que la mínima temperatura promedio mensual 22 °C, y la temperatura media anual es de 26°C (temperatura ambiente); no se presentan grandes variaciones de temperatura a lo largo del año.

Los meses más calurosos están a principios de año, en tanto que los meses más fríos se presentan a mitad de año.

- **Humedad relativa.** La humedad relativa es mínima hacia el final de la época seca (enero a marzo), cuando la temperatura es máxima y la presión de saturación de vapor se halla en su máxima expresión, y la humedad relativa alcanza sus mayores valores en los meses de abril a agosto.

Los valores mínimos corresponden al 57% en el mes de enero y un valor máximo con el 96% en el mes de mayo.

- **Presión Barométrica.** El predio se ubica aproximadamente a unos 630 metros sobre el nivel del mar, con una presión de 975 milibares (0,959 atm)

3.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE GAS

3.2.1 Información de la unidad. Las condiciones del gas de alimentación a la “PLANTA DE TRATAMIENTO DE GAS” son las siguientes:

- Presión Mínima 1100 psig y Máxima 1200 psig. Promedio: 1150 Psig
- Temperatura Mínima 85°F y Máxima 110°F. Promedio: 97,5 °F.

⁶⁵ Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados. 2016.

- Flujo Normal 9.5 MMscfd de “gas rico” y Diseño 10 MMscfd de “gas rico” a condiciones estándares.

3.2.2 Descripción general del proceso. El gas proveniente del campo entra a un proceso de tratamiento de gas para acondicionarlo y retirar impurezas con el fin de dejarlo a condiciones RUT las cuales se encuentran en la tabla 4. El tratamiento consiste en tres fases, primero endulzar el gas agrio (gas con un porcentaje mayor de 2% de CO₂), esta fase radica en disminuir el contenido de CO₂ que tiene un porcentaje aproximado de 3,8%.

El endulzamiento se realiza con el fin de evitar corrosión en las líneas de flujo, succión de bombas e intercambiadores de calor y además reducir los costos que provienen de la compresión y compensar las exigencias ambientales. La planta de endulzamiento está conformada inicialmente por una torre contactadora (de platos) de intercambio gas-líquido, donde por la parte inferior entra el gas agrio y por la parte superior ingresa la amina pobre en este caso DEA (dietilamina). La amina pobre reacciona con el gas agrio el cual forma sales inestables que precipitan el fondo de la columna y lo que da como resultado una amina rica (alto contenido de CO₂).

La amina pasa a un proceso de regeneración donde por medio de altas temperaturas y bajas presiones se liberan los gases ácidos, utilizando como equipo una torre regeneradora, que al igual que la torre contactora es una torre de platos gas-líquido, con un condensador de productos de cabeza y un reboiler, utilizando una corriente de vapor de agua para despojar el CO₂.

La segunda fase consiste en el proceso de deshidratación, donde para seguir retirando impurezas se satura el gas de entrada con agua en un mixer, luego pasa a un proceso de separación que consiste en dos *scrubbers* en serie donde se separa la mayor cantidad de agua, siguiente a esto el gas húmedo entra a una torre absorbadora por la parte inferior, mientras que por la parte superior es alimentado el TEG (trietilenglicol) ocurriendo una transferencia de masa llamado proceso de difusión donde por las características higroscópicas del glicol forman una asociación intramolecular con el agua, plato a plato se retiene el gas que sale por la parte superior de la torre como gas seco, mientras que por la parte inferior en solución con agua sale el TEG rico.

El glicol rico entra a un proceso donde se descomprime y se precalienta para ser llevado a una torre que lo regenera en un 99% saliendo este por la parte inferior, luego es enfriado y después recirculado a la torre absorbadora.

Luego del proceso de deshidratación el gas se lleva a la parte de ajuste *dew point* y recuperación de condensados, en la tabla 6 se puede ver la composición del gas deshidratado y endulzado, listo para entrar a las diferentes tecnologías.

La tercera fase se encarga de ajustar la temperatura de *dew point* que consiste en el punto donde la temperatura y la presión coexisten para producir la condensación de los hidrocarburos más pesados por la parte inferior de la etapa de separación y

asi evitar que el gas de venta, que sale por la parte superior forme liquidos, los cuales no pueden existir para la etapa siguiente que es la de compresion.

3.2.3 Composiciones de cada una de las unidades del proceso. La empresa CCR ingenieros facilito la composición inicial y las composiciones finales de cada unidad, donde se puede observar el contenido de CO₂, N₂, H₂O e hidrocarburos en el gas. Se hace necesario aclarar que estas composiciones son un promedio reciente (año 2017) tomado por la empresa, por lo tanto, hay que hacer la aclaración de que dichas composiciones pueden variar por diferentes factores de humedad, temperatura, precipitación entre otros, que son importantes tener en cuenta al momento de determinar si el gas es rico o pobre en hidrocarburos pesados es decir su contenido de C₃₊, pues esto influye en la producción de LGN.⁶⁶

En la tabla 4 muestra la cromatografía promedio sacada del pozo, la cual es la alimentación a la unidad de endulzamiento que es el primer tratamiento que se le suministra al gas para obtener un gas dulce, donde se enfatiza que según las normas RUT, tiene que tener un porcentaje de 2% de CO₂ y 3% de N₂.

Tabla 4. Composición promedio del gas de entrada.

COMPUESTO	PM	%molar	%másico
N ₂	28,013	0,6324	0,7570862
CO ₂	44,01	3,7965	7,5132013
C ₁	16,043	75,014	54,204981
C ₂	30,07	10,093	15,02102
C ₃	44,097	5,7204	11,361601
i C ₄	58,124	1,0553	2,7490285
n C ₄	58,124	1,4976	3,9010023
i C ₅	72,151	0,4512	1,4624779
n C ₅	72,151	0,3532	1,1374828
C ₆	86,178	0,2844	1,0868983
C ₇	100,205	0,1276	0,541633
C ₈	114,231	0,0454	0,2058157
C ₉	128,258	0,0143	0,0577722

Fuente: Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados. Adaptado: autores.

En la tabla 5 muestra la composición con la que sale el gas desde la unidad de endulzamiento, ya con un porcentaje adecuado de CO₂ y N₂, entra a la siguiente unidad que es la de deshidratación la cual corresponde a bajar los niveles de H₂O del gas, para posteriormente evitar la formación de hidratos y obtener como resultado un gas seco.

Tabla 5. Composición del gas dulce.

⁶⁶ CORREA SEGURA, Andrea Catalina y MIRANDA ARROYAVE, Lina Marcela. Op. Cit. p. 62.

COMPUESTO	PM	%molar	%másico
N ₂	28,013	0,06	0,07923985
CO ₂	44,01	0,01	0,02067576
C ₁	16,043	78,10	58,8711184
C ₂	30,07	11,54	16,3023158
C ₃	44,097	5,96	12,3471115
i C ₄	58,124	1,17	3,20607825
n C ₄	58,124	1,56	4,24736862
i C ₅	72,151	0,48	1,62702287
n C ₅	72,151	0,36	1,22026715
C ₆	86,178	0,27	1,09312604
C ₇	100,205	0,11	0,51965468
C ₈	114,231	0,03	0,16156154
C ₉	128,258	0,00	0
H ₂ O	18	0,36	0,30445956

Fuente: Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados.
Adaptado: autores.

Luego del proceso de deshidratación el gas se lleva a la parte de ajuste *dew point* y recuperación de condensados, en la tabla 6 se puede ver la composición del gas deshidratado y endulzado, listo para entrar a las diferentes tecnologías.

Tabla 6. Composición del gas seco y dulce.

COMPUESTO	PM	%molar	%másico
N ₂	28,013	0,0676	0,0792399
CO ₂	44,01	0,0154	0,0206758
C ₁	16,043	78,3934	58,871118
C ₂	30,07	11,5863	16,302316
C ₃	44,097	5,9654	12,347112
i C ₄	58,124	1,1733	3,2060783
n C ₄	58,124	1,5642	4,2473686
i C ₅	72,151	0,4872	1,6270229
n C ₅	72,151	0,3686	1,2202672
C ₆	86,178	0,2694	1,093126
C ₇	100,205	0,1062	0,5196547
C ₈	114,231	0,0398	0,1615615
C ₉	128,258	0	0
H ₂ O	18	0,0367	0,3044596

Fuente: Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados.
Adaptado: autores.

El gas a compresión es el gas de salida del sistema, este gas posteriormente pasa a ser gas de venta o gas combustible, después de ser pasado por una unidad de compresión.

Tabla 7. Composición de gas a compresión.

COMPUESTO	PM	%molar	%másico
N ₂	28,013	0,0657	0,0391674
CO ₂	44,01	0,0112	0,0104898
C ₁	16,043	81,6711	27,883907
C ₂	30,07	10,9823	7,0279129
C ₃	44,097	4,9276	4,6242801
i C ₄	58,124	0,9245	1,1435682
n C ₄	58,124	1,1543	1,4278212
i C ₅	72,151	0,2176	0,3341188
n C ₅	72,151	0,1623	0,2492072
C ₆	86,178	0,0474	0,0869309
C ₇	100,205	0,0098	0,0208985
C ₈	114,231	0	0
C ₉	128,258	0	0
H ₂ O	18	0,0186	0,007125

Fuente: Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados.
Adaptado: autores.

Terminado el proceso de tratamiento de gas en el campo, se obtienen una composición final de líquidos de gas natural. En la tabla 8 se observa la composición final, la cual tiene un porcentaje significativo de C₁, lo que baja el porcentaje de recuperación de líquidos.

Tabla 8. Composición final del tratamiento: condensados del gas.

COMPUESTO	PM	%molar	%másico
N ₂	28,013	0,0101	0,0060212
CO ₂	44,01	0,0112	0,0104898
C ₁	16,043	22,7853	7,7792903
C ₂	30,07	15,1612	9,7021201
C ₃	44,097	20,9876	19,695702
i C ₄	58,124	7,0834	8,761872
n C ₄	58,124	14,0817	17,418479
i C ₅	72,151	6,1769	9,4844591
n C ₅	72,151	5,1143	7,8528662
C ₆	86,178	5,4398	9,9765179
C ₇	100,205	2,2389	4,7744542
C ₈	114,231	0,6989	1,6990207
C ₉	128,258	0	0
H ₂ O	18	0,2278	0,0872621

Fuente: Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados.
Adaptado: autores.

3.2.4 Unidad de tratamiento de *dew point*. El enfriamiento del gas y la recuperación de condensados se realiza con el fin de ajustar el punto de rocío (*dew point*) en el gas de venta, teniendo unas presiones que varían entre 572 y 612 psig y a una temperatura que oscila entre 33 y 42 °F.

El gas de entrada a la planta Joule Thomson proviene de los deshidratadores, los cuales descargan a una presión de 1180 psig y temperatura de 92-104 °F. Este proceso se realiza en cuatro etapas: Pre-enfriamiento, retiro de condensados, expansión Joule-Thomson y retiro de condensados.

3.2.4.1 Pre-enfriamiento. El gas seco proveniente de la unidad de deshidratación pasará por un sistema de enfriamiento mediante intercambio de calor con el gas tratado. Este proceso inicia mediante el uso de un intercambiador de tubos y coraza que tiene una capacidad de 15 MMscfd, en donde circulará por la coraza el gas a tratar con una presión de 1180 psi y una temperatura de 98 °F, saliendo a 1175 psi y 72 °F; y por los tubos entra el gas tratado proveniente del segundo separado bifásico como gas refrigerante a una presión de 592 psi y una temperatura de 32 °F y sale a 582 psi y 70 °F, para ser enviado al sistema de compresión.

3.2.4.2 Primer separador bifásico. Posteriormente, el gas pasará a través de un separador bifásico con una capacidad de 15 MMscfd, en donde se retirarán los primeros líquidos generados por el cambio de temperatura.

3.2.4.3 Expansión Joule Thomson. La unidad Joule Thomson realiza el control de punto de rocío del gas de venta, por expansión y enfriamiento de la corriente de gas de entrada (Efecto Joule Thomson), condensando los hidrocarburos pesados y el agua, que son posteriormente removidos como líquidos.

Para alcanzar el *dew point* establecido como requisito para el transporte del gas y con el fin de separar los condensables remanentes en el gas, se realiza una expansión del gas de 1175 psi y 72 °F a 592 psi y 37 °F mediante una válvula de Joule-Thomson con una capacidad de 12 MMscfd.

3.2.4.4 Segundo separador bifásico. El sistema de la válvula cuenta con un (1) separador bifásico con una capacidad de 15 MMscfd, que retirará los condensados generados en la expansión.

3.2.5 Sistema de Operación. Para la operación del sistema de *dew point* se lleva el control de la temperatura a la salida del pre-enfriador y el nivel de expansión en las válvulas Joule Thomson (JT).

El proceso se define estableciendo el nivel de expansión requerido en las válvulas JT, el cual en un principio deberá ser una diferencial de 583 psi. Es importante tener en cuenta el caudal a manejar por cada válvula con el fin de ajustar el porcentaje de apertura de la válvula y por ende la capacidad del flujo del gas de la válvula (Cg).

Luego de establecer la caída de presión se ajusta la temperatura del gas a la salida del pre-enfriador, lo cual se hace ajustando la cantidad de gas que pasa por el intercambiador mediante la válvula de *by pass* de este.

La planta está equipada con un medidor que determina el *dew point* del gas a la salida. El *dew point* se ajusta mediante el control de la temperatura a la salida del pre-enfriador.

3.2.6 Especificaciones de equipos. Más adelante para el desarrollo de la simulación es necesario identificar los equipos involucrados en las diferentes etapas del proceso, por esto en los siguientes cuadros se incluye el dimensionamiento de cada equipo.

Cuadro 3. Especificación de diseño de intercambiador de calor.

INTERCAMBIADOR DE CALOR	
TIPO	TUBOS Y GORAZA G/G
CAPACIDAD	15 MMscfd
No. PASOS EN LOS TUBOS	2
No. PASOS EN LA CORAZA	1
DIMENSIONES CORAZA	2 ft x 10 ft
DIAMETROS TUBOS	3/4 "
PRESION DE TUBOS/CORAZA	630 psig / 1220psig
TEMPERATRA ENTRADA TUBOS/CORAZA	30°F / 110°F
TEMPERATRA SALIDA TUBOS/CORAZA	80°F / 90°F
CARGA TERMICA	4,54 MMBtu/hr

Fuente: Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados.
Adaptado: autores.

Cuadro 4. Especificación de diseño de la válvula Joule Thomson.

VALVULA JOULE-THOMSON	
CAPACIDAD	12 MMscfd
ΔP	583 psi

Fuente: Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados.
Adaptado: autores.

Cuadro 5. Especificación de diseño del primer separador bifásico.

SEPARADOR BIFASICO	
CAPACIDAD	15 MMscfd
DIAMETRO	2,7 ft
LONGITUD	6 ft
PRESION DE OPERACIÓN	1215 psig
TEMPERATURA DE OPERACIÓN	100°F

Fuente: Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados.
Adaptado: autores.

Cuadro 6. Especificación de diseño del segundo separador bifásico.

SEPARADOR BIFASICO LTS	
CAPACIDAD	15 MMscfd
DIAMETRO	2,7 ft
LONGITUD	4 ft
PRESION DE OPERACIÓN	636 psig
TEMPERATURA DE OPERACIÓN	45°F

Fuente: Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados.
Adaptado: autores.

4. PROCESO DE SIMULACIÓN

La simulación representa el diseño de un proceso y de diferentes equipos, y el modelamiento es una combinación de los principios y matemáticas robustas que produce un modelo utilizable, el cual facilita el análisis y el comportamiento de un sistema, utilizando como herramienta un software de computadora⁶⁷. Se utiliza en la mayoría de industrias para la implantación de cualquier proceso; en este caso se utiliza la simulación y modelamiento para un proceso de tratamiento de gas natural.

Todos los modelos de simulación comparten varias características básicas⁶⁸:

- Representación del comportamiento termodinámico del material.
- Una representación del equipo que se encuentra en un proceso químico. planta
- Representación de conexiones de reacción química entre equipos para representar el flujo de material.

Para desarrollar la evaluación de alternativas con recuperación de condensados en el tratamiento de gas natural con respecto al método Joule Thomson, es necesario la herramienta de simulación para así demostrar la cantidad de condensados que salen de cada una de las tecnologías, como también se simulan las tecnologías con todos los parámetros necesarios y el dimensionamiento de la mayoría de los equipos. Se aclara que en la simulación del proceso implantado por la empresa en la unidad de *Dew Point* con válvula Joule Thomson, no se pueden modificar las condiciones iniciales, ni finales que corresponden a los datos dados por la empresa para simular esta tecnología y así poder hacer el análisis correspondiente a los resultados obtenidos por el simulador.

El software de computador que se utiliza en el siguiente trabajo de grado es: el simulador Aspen Hysys 8.4, ya que es uno de los softwares más utilizados y empleados en la industria de petróleo y gas.

4.1 SOFTWARE DE SIMULACIÓN ASPEN HYSYS V 8.4

Aspen Hysys es un programa desarrollado por AspenTech que es utilizado principalmente para el diseño de diferentes tipos de planta y la revisión de su funcionamiento, como también para modelar, planificar y optimizar procesos en la industria del crudo, procesamiento de gas, refinería y algunas industrias de separación de gases de aire.⁶⁹

⁶⁷ MOKHATAB, Saeid, POE, William A. y MAK John. Op. Cit., p. 272

⁶⁸ MOKHATAB, Saeid y POE, William. Process Modeling and Simulation chapter 2. En: Modeling, control, and optimization of natural gas processing plants. Ed. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier. 2017. P.73

⁶⁹ JARAMILLO, Alonso. Simulación de Procesos Usando Hysys: Aplicaciones en Gas Natural y Producción de crudo. Noviembre 2002

Este programa contiene una gran base de datos con paquetes de fluidos que manejan toda la información que está relacionada con los componentes, sus propiedades físicas, parámetros de interacción, reacciones, entre otros, que se pueden encontrar en una sola unidad llamada "Component List" permitiendo así el fácil ingreso a la hora de simular.

Existe otra parte del programa llamada "Simulation" en donde por medio de una interfaz gráfica y una paleta de modelos se pueden generar diagramas de procesos de flujo, que consiste básicamente en la introducción y especificación de datos, selección de equipos y operaciones necesarias para llevar a cabo la simulación. Aquí es donde el programa efectúa las operaciones necesarias para dar un estimado del sistema real del proceso con sus resultados.

4.2 ESPECIFICACIONES DE CORRIENTE Y CONDICIONES DE ENTRADA

Para empezar la simulación se requiere de las composiciones molares o másicas dadas, de las condiciones iniciales (presión y la temperatura) y el flujo molar. La composición de la tabla 6, es la composición utilizada para la entrada de la simulación y las condiciones a las que se maneja la simulación son las medidas que se muestran en el anexo A, teniendo una presión y temperatura inicial de 1180 psig y 98 °F, respectivamente. El flujo utilizado es de 9 MMscfd, teniendo en cuenta que entre el endulzamiento y la deshidratación se pierde un porcentaje del flujo inicial, estos datos fueron proporcionados por la empresa para facilitar el modelamiento del proceso desde la unidad de ajuste de *Dew Point*, mediante el simulador aspen HYSYS.

4.3 MODELO TERMODINÁMICO

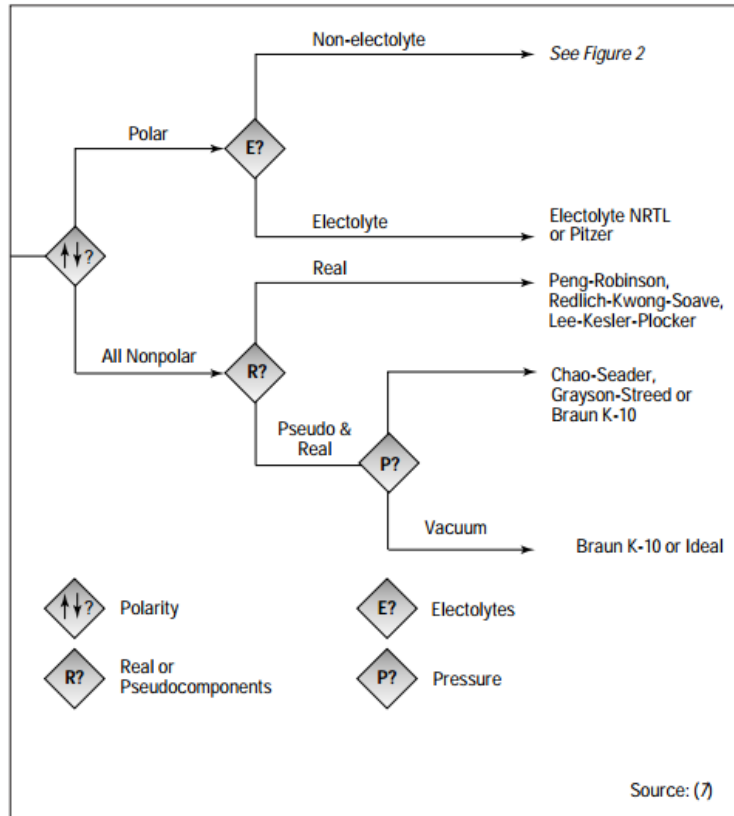
"Para escoger el modelo que más se ajusta a la mezcla del proceso la cual esta principalmente conformada por hidrocarburos livianos y pesados, agua y gases no condensables como lo es el N₂ y CO₂, se suelen emplear árboles de decisión como el enunciado en el artículo "*Don't Gamble With Physical Properties For Simulations*" de Eric C. Carlson"⁷⁰, en el siguiente árbol se puede contemplar cuál de los modelos funciona mejor para el proyecto.

Para empezar (ver figura 15) se requiere saber si la mezcla es polar y no polar, en este caso los compuestos que se tienen en la cromatografía del gas son principalmente hidrocarburos, estructuras formadas estrictamente de hidrogeno y carbono, insolubles en agua y lo cuales pertenecen al grupo de los alcanos, alquenos, alquinos y aromáticos, estos compuestos son no polares; pero al haber una pequeña cantidad de agua, se contempla como una mezcla polar, lo que lleva

⁷⁰ CORREA SEGURA, Andrea Catalina y MIRANDA ARROYAVE, Lina Marcela. Op. Cit. p. 76.

al segundo paso que es saber si contiene electrolitos o no contiene electrolitos. En el segundo paso se decide por no electrolitos, esto ya que no contienen iones libres y no necesita de someterse a un proceso de electrolisis.

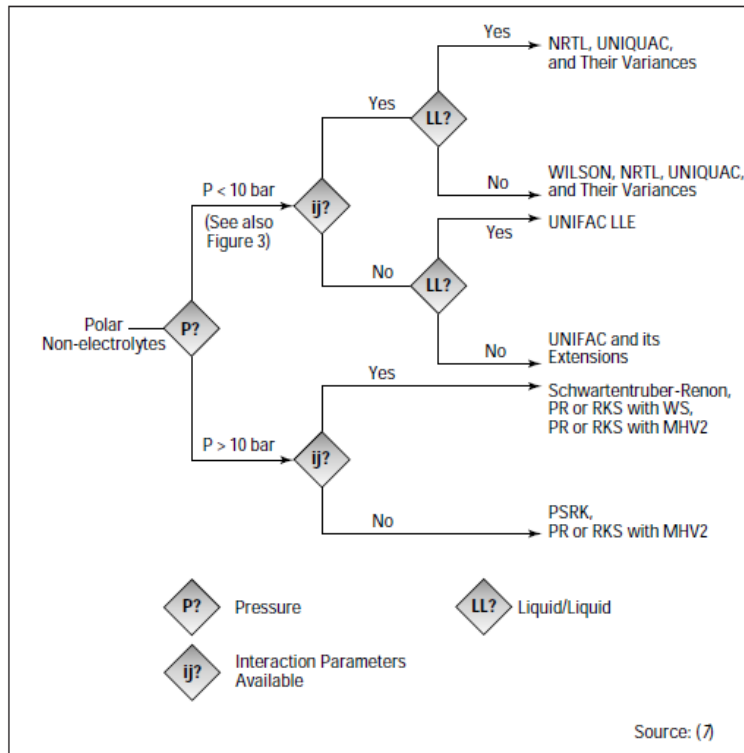
Figura 15. Primeros pasos para seleccionar métodos a partir de las propiedades físicas.



Fuente: CARLON, Eric. *Don't Gamble With Physical Properties For Simulations*. *CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS*. Octubre de 1996. P. 36.

Al saber que es una mezcla polar y que no contiene electrolitos, pasa al segundo árbol de decisión (ver figura 16). En el tercer paso se decide si tiene presiones mayores o menores a 10 bares, el sistema se maneja a una presión de 81 bares al inicio de la simulación, lo cual se escoge la corriente de $P > 10$. Por último se decide si hay interacción entre los paramento. Lo que lleva a decidir entre los siguientes modelos termodinámicos: Schwartentruber-Renon, PR or RKS con la regla de mezclado Wong-Sandler o PR or RKS con la regla de mezclado modified Huron-Vidal-2.

Figura 16. Proceder para polar y componentes de no electrólito.



Fuente: CARLON, Eric. *Don't Gamble With Physical Properties For Simulations*. *CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS*. Octubre de 1996. P. 38.

El modelo de Peng-Robinson es el más aceptado para la industria de petróleo y gas por lo que cuenta con más rangos operativos como lo es el de temperatura, que puede llegar de -60 °F hasta 1200 °F y las presiones pueden variar entre 0 y 5000 psi y también tiene mayor velocidad de tiempo en calcular⁷¹. Por esto mismo se escoge este método termodinámico para poder realizar la simulación, en este caso se aclara que no se escoge ninguna de las dos reglas de mezclado, ya que el simulador aspen Hysys utiliza la regla de mezclado del simulador.

4.4 SIMULACION DE LAS ALTERNATIVAS PARA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS

En las simulaciones que se muestran a continuación se debe aplicar un sistema de numeración de los equipos para su identificación. Todos los equipos deben identificarse con un código alfanumérico donde la parte descrita por letras identifica la función del equipo (ver cuadro 7) y la parte numérica que se divide en dos partes,

⁷¹ JEREZ HERREÑO, Lida Marisol y PEÑA LÓPEZ, Yeison Andrés. Op. Cit p. 76.

donde el primer número se refiere a la unidad del proceso (ver cuadro 8) y los dos últimos al número secuencial del equipo

Cuadro 7. Identificación por función del equipo.

LETRA	FUNCIÓN
E	Intercambiador de calor
K	Compresores y expansores
MIX	Mezclador
P	Bombas
T	Columnas
V	Separador bifásico
VLV	Válvulas

Cuadro 8. Identificación de cada tecnología.

Unidad	Descripción
1	Proceso de Recuperación de condensados por Efecto Joule – Thomson. Opción No. 1
2	Proceso de Recuperación de condensados por Turbo-expansión. Opción No. 2
3	Proceso de Recuperación de condensados por Refrigeración Mecánica. Opción No. 3

Un ejemplo de este puede ser el equipo E-101 donde: E significa que es un intercambiador de calor y 101 que es el primer intercambiador y pertenece al proceso Joule Thomson.

Para cada una de las simulaciones se tuvo en cuenta que la caída de presión de un fluido al pasar por un intercambiador de calor es de 5 psi.⁷²

4.4.1 Joule Thomson. Este proceso implementado por la empresa CCR ingenieros en el campo “X” tiene como función principal el control de punto de rocío (*Dew Point*) para evitar la formación de hidrocarburos líquidos en el gas de venta por medio de una expansión adiabática usando una válvula Joule Thomson, ya que para ser llevado a normas RUT normalmente el gas necesita ser pasado por una unidad de compresión a la cual no debe entrar ningún líquido.

Lo primero que se debe hacer para iniciar la simulación es especificar la lista de componentes, seguido a esto se define el paquete de fluidos, en este caso Peng Robinson como se explicó en la sección 4.3 de este documento, luego en el ambiente de simulación se añade una corriente (GAS SECO) la cual necesita que

⁷² Entrevista con Diana Carrillo. Ingeniera química con especialización en gas. Procesista de CCR ingenieros asociados. Bogotá, 14 de abril de 2017.

se le agreguen las composiciones de cada uno de los compuestos además de tres parámetros que son presión, temperatura y flujo.

Se agrega el primer equipo que es un intercambiador de coraza y tubos (E-100) con un intercambio gas-gas para el cual el primer parámetro que hay que colocar son las corrientes que entran y salen pero, como se sabe que en este paso se realiza un pre-enfriamiento utilizando la corriente de salida por el tope del segundo separador bifásico esta no se adiciona, por ende las corrientes que si se pueden agregar son la de entrada a la coraza que es la corriente a enfriar es decir el GAS SECO y la de salida a este que viene a ser el GAS PRE-ENFRIADO en el que hay que especificar la temperatura y la presión.

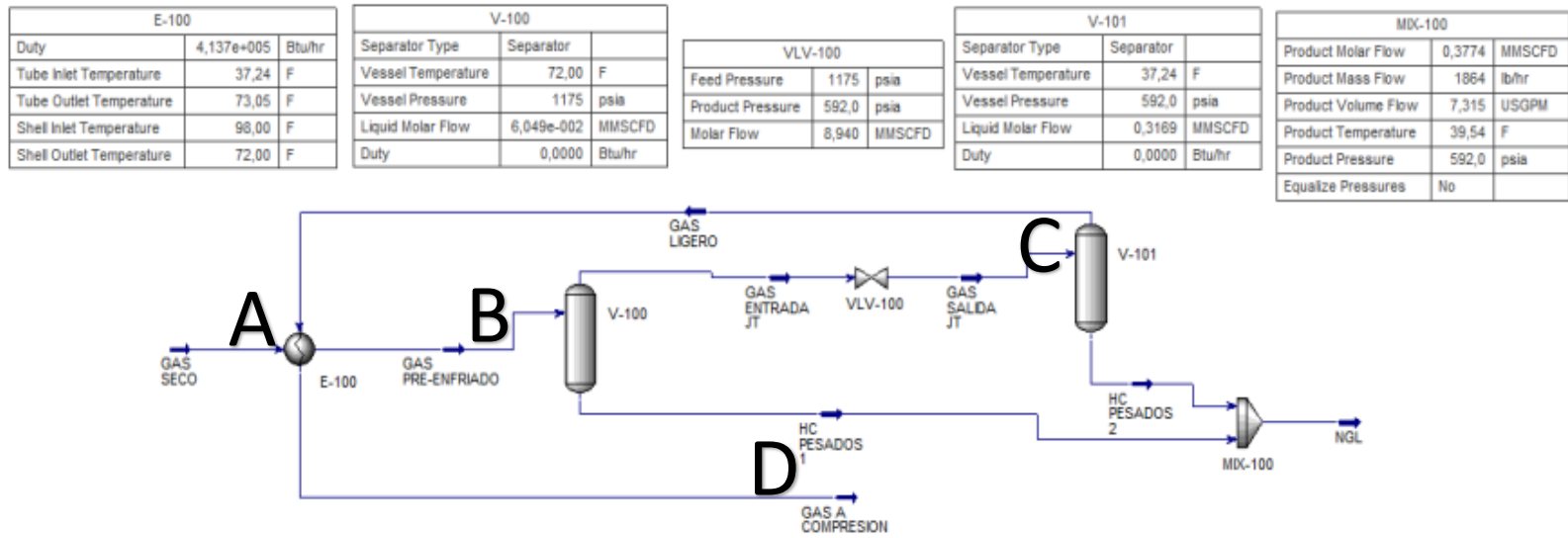
El siguiente equipo que se incluye en la simulación es el primer separador bifásico (V-100) al cual entra el GAS PRE-ENFRIADO y sale por el tope el GAS ENTRADA JT y por los fondos HC PESADOS 1, este corre sin necesidad de agregarle ningún parámetro.

La corriente GAS ENTRADA JT será alimentada a la válvula Joule Thomson (VLV-100) en la cual se especifica la caída de presión, de esta sale GAS SALIDA JT, para luego ingresar a el segundo separador bifásico (V-101) en donde por el tope sale GAS LIGERO y será recirculada al paso por los tubos del equipo E-101 intercambiando calor con el gas de entrada, la salida por este paso que es el GAS A COMPRESIÓN.

Los HC pesados que salen por los fondos del separador V-101, se mezclan con los HC pesados del separador V-100, lo que da como resultado la cantidad final de barriles por día de LGN en el proceso. La simulación se muestra en la figura 18, con cada una de las corrientes y equipos que se empleó en el proceso.

En el anexo A se encuentran los datos mínimos, medidos y máximos que fueron tomados en cuenta para la realización de esta simulación.

Figura 17. Simulación unidad de ajuste *dew point* con Joule Thomson



E-100		
Duty	4,137e+005	Btu/hr
Tube Inlet Temperature	37,24	F
Tube Outlet Temperature	73,05	F
Shell Inlet Temperature	98,00	F
Shell Outlet Temperature	72,00	F

V-100		
Separator Type	Separator	
Vessel Temperature	72,00	F
Vessel Pressure	1175	psia
Liquid Molar Flow	6,049e-002	MMSCFD
Duty	0,0000	Btu/hr

VLV-100		
Feed Pressure	1175	psia
Product Pressure	592,0	psia
Molar Flow	8,940	MMSCFD

V-101		
Separator Type	Separator	
Vessel Temperature	37,24	F
Vessel Pressure	592,0	psia
Liquid Molar Flow	0,3169	MMSCFD
Duty	0,0000	Btu/hr

MDX-100		
Product Molar Flow	0,3774	MMSCFD
Product Mass Flow	1864	lb/hr
Product Volume Flow	7,315	USGPM
Product Temperature	39,54	F
Product Pressure	592,0	psia
Equalize Pressures	No	

4.4.1.1 Resultados de la simulación con Joule Thomson. Se obtienen los resultados de la simulación a partir de los datos proporcionados por la empresa y las especificaciones de los equipos en el proceso. En la tabla 9 se muestran las composiciones, presiones, temperaturas y flujos de las corrientes de gas a compresión (posteriormente a gas de venta) y los condensados del gas (LGN).

Tabla 9. Resultados de los productos de la unidad de ajuste *dew point* con Joule Thomson en la planta de tratamiento de gas.

	Gas a compresión	LGN
Fracción vapor	1	0,05
Temperatura [F]	73,04	39,54
Presión [psia]	582	592
Flujo molar [MMSCFD]	8,62	-
Flujo másico [lb/hr]	19154,41	1864,23
Flujo volumétrico [BPD]	-	250,8
C₁ (% molar)	80,75%	24,45%
C₂ (% molar)	11,44%	14,89%
C₃ (% molar)	5,32%	20,80%
i C₄ (% molar)	0,89%	7,64%
n C₄ (% molar)	1,07%	12,70%
i C₅ (% molar)	0,23%	6,14%
n C₅ (% molar)	0,15%	5,18%
C₆ (% molar)	0,05%	5,06%
C₇ (% molar)	0,01%	2,21%
C₈ (% molar)	0,00%	0,70%
CO₂ (% molar)	0,01%	0,01%
N₂ (% molar)	0,06%	0,01%
H₂O (% molar)	0,02%	0,21%

Los resultados arrojados por la simulación son comparados con los datos de la composición dada por la empresa (datos reales), en este caso la composición del gas a compresión y el de los LGN que se encuentran en las tablas 7 y 8 respectivamente. A partir de la ecuación 1 se analiza el porcentaje de error entre los datos reales dados por la empresa vs los datos obtenidos por el simulador los cuales se muestran en las tablas 10 y 11.

Ecuación 1. Porcentaje de error.

$$e = \frac{|V_{Real} - V_{Aprox}|}{V_{Real}} \times 100\%$$

Tabla 10. Porcentaje de error entre las composiciones del gas a compresión.

	Datos reales	Datos simulador	% Error
N₂ (%molar)	0,0657	0,06	9%
CO₂ (%molar)	0,0112	0,01	11%
C₁ (%molar)	81,6711	80,75	1%
C₂ (%molar)	10,9823	11,44	4%
C₃ (%molar)	4,9276	5,32	8%
iC₄ (%molar)	0,9245	0,89	4%
nC₄ (%molar)	1,1543	1,07	7%
iC₅ (%molar)	0,2176	0,23	6%
nC₅ (%molar)	0,1623	0,15	8%
C₆ (%molar)	0,0474	0,05	5%
C₇ (%molar)	0,0098	0,01	2%
C₈ (%molar)	0	0	0%
C₉ (%molar)	0	0	0%
H₂O (%molar)	0,0186	0,02	8%

Tabla 11. Porcentaje de error entre las composiciones de los condensados del gas.

	Datos reales	Datos simulador	% Error
N₂ (%molar)	0,0101	0,01	1%
CO₂ (%molar)	0,0112	0,01	11%
C₁ (%molar)	22,7853	24,45	7%
C₂ (%molar)	15,1612	14,98	1%
C₃ (%molar)	20,9876	20,8	1%
iC₄ (%molar)	7,0834	7,64	8%
nC₄ (%molar)	14,0817	12,7	10%
iC₅ (%molar)	6,1769	6,14	1%
nC₅ (%molar)	5,1143	5,18	1%
C₆ (%molar)	5,4398	5,06	7%
C₇ (%molar)	2,2389	2,21	1%
C₈ (%molar)	0,6989	0,7	0%
C₉ (%molar)	0	0	0%
H₂O (%molar)	0,2278	0,21	8%

Respecto al porcentaje de error que se puede analizar que en las simulaciones no se tuvo en cuenta la instrumentación y control del proceso implementado, ya que se hizo como una simulación en estado estacionario y no en un estado dinámico, también se puede tener en cuenta que al momento de simulación no hay interacción alguna con las condiciones ambientales que hay entorno al sistema, lo que crea un porcentaje de error entre los datos del simulador y los reales.

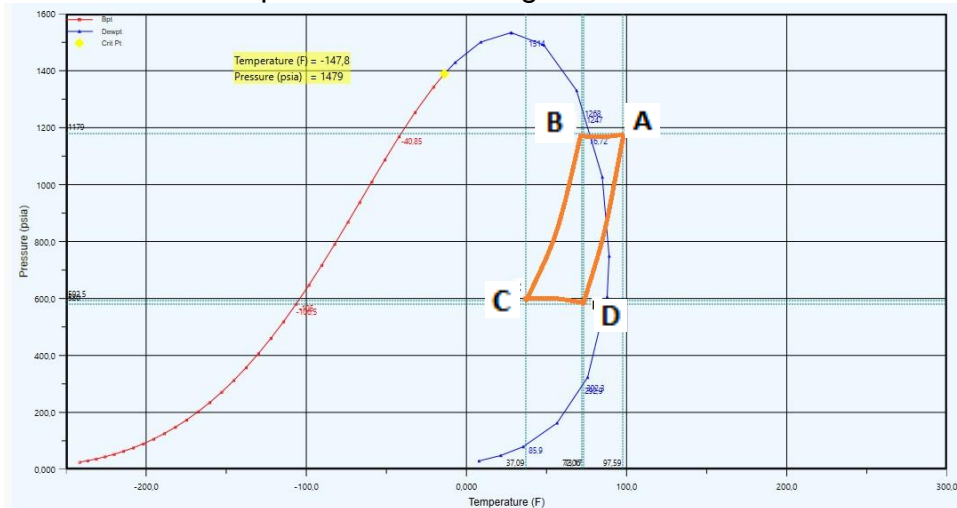
Tabla 12. Resultados del balance general y de las composiciones en cada corriente.

Material Streams										
		GAS SECO	GAS PRE-ENFRIADO	GAS ENTRADA JT	HC PESADOS 1	GAS SALIDA JT	GAS LIGERO	HC PESADOS 2	GAS A COMPRESION	NGL
Vapour Fraction		1,0000	0,9933	1,0000	0,0000	0,9645	1,0000	0,0000	1,0000	0,0475
Temperature	F	98,00	72,00	72,00	72,00	37,24	37,24	37,24	73,05	39,54
Pressure	psia	1180	1175	1175	1175	592,0	592,0	592,0	582,0	592,0
Molar Flow	MMSCFD	9,000	9,000	8,940	6,049e-002	8,940	8,623	0,3169	8,623	0,3774
Mass Flow	lb/hr	2,102e+004	2,102e+004	2,075e+004	270,7	2,075e+004	1,915e+004	1594	1,915e+004	1864
Liquid Volume Flow	USGPM	121,0	121,0	119,9	1,109	119,9	113,6	6,205	113,6	7,315
Heat Flow	Btu/hr	-3,496e+007	-3,537e+007	-3,504e+007	-3,396e+005	-3,504e+007	-3,309e+007	-1,947e+006	-3,267e+007	-2,287e+006

Compositions									
	GAS SECO	GAS PRE-ENFRIADO	GAS ENTRADA JT	HC PESADOS 1	GAS SALIDA JT	GAS LIGERO	HC PESADOS 2	GAS A COMPRESION	NGL
Comp Mole Frac (Methane)	0,7839	0,7839	0,7867	0,3708	0,7867	0,8075	0,2204	0,8075	0,2445
Comp Mole Frac (Ethane)	0,1158	0,1158	0,1156	0,1507	0,1156	0,1144	0,1485	0,1144	0,1489
Comp Mole Frac (Propane)	0,0597	0,0597	0,0590	0,1614	0,0590	0,0532	0,2168	0,0532	0,2080
Comp Mole Frac (i-Butane)	0,0117	0,0117	0,0114	0,0525	0,0114	0,0089	0,0810	0,0089	0,0764
Comp Mole Frac (n-Butane)	0,0156	0,0156	0,0151	0,0859	0,0151	0,0107	0,1349	0,0107	0,1270
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0,0048	0,0048	0,0045	0,0431	0,0045	0,0023	0,0649	0,0023	0,0614
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0,0036	0,0036	0,0034	0,0380	0,0034	0,0015	0,0545	0,0015	0,0518
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0,0026	0,0026	0,0023	0,0497	0,0023	0,0005	0,0508	0,0005	0,0506
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0,0010	0,0010	0,0008	0,0322	0,0008	0,0001	0,0202	0,0001	0,0221
Comp Mole Frac (n-Octane)	0,0003	0,0003	0,0002	0,0152	0,0002	0,0000	0,0054	0,0000	0,0070
Comp Mole Frac (CO2)	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0,0006	0,0006	0,0006	0,0001	0,0006	0,0006	0,0001	0,0006	0,0001
Comp Mole Frac (H2O)	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0002	0,0025	0,0002	0,0021

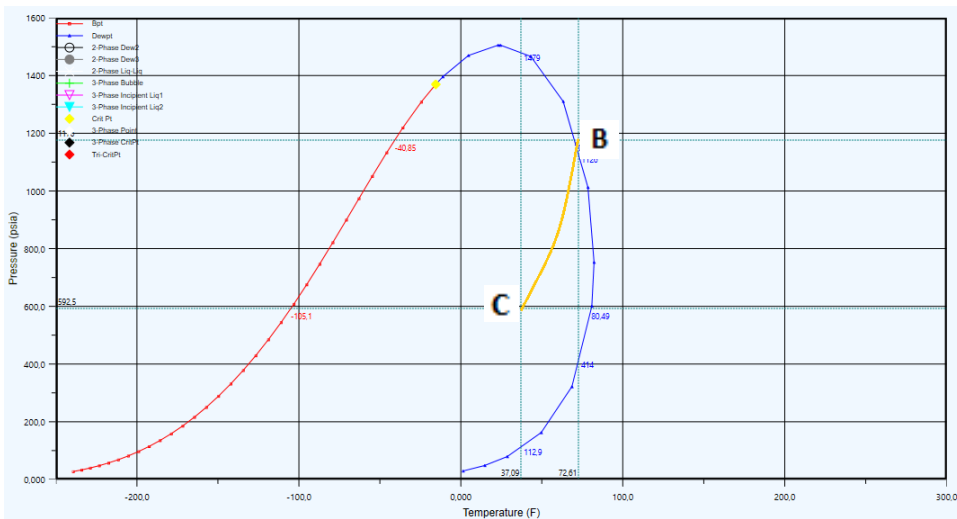
Las gráficas 4, 5 y 6 contienen el diagrama de P vs T de la composición del gas seco o gas de entrada a la unidad de *dew point*, composición del gas de salida JT o el gas después de la expansión y de la composición del gas a compresión, el cual es el gas al que se le ajusta la temperatura para posteriormente ser enviado a gas de venta. En las gráficas se muestra la curva de punto de rocío, la curva de punto de burbuja y el punto crítico del gas.

Gráfica 4. Diagrama de Presión vs Temperatura de la composición en el punto de A-B con ciclo completo de la tecnología Joule Thomson.



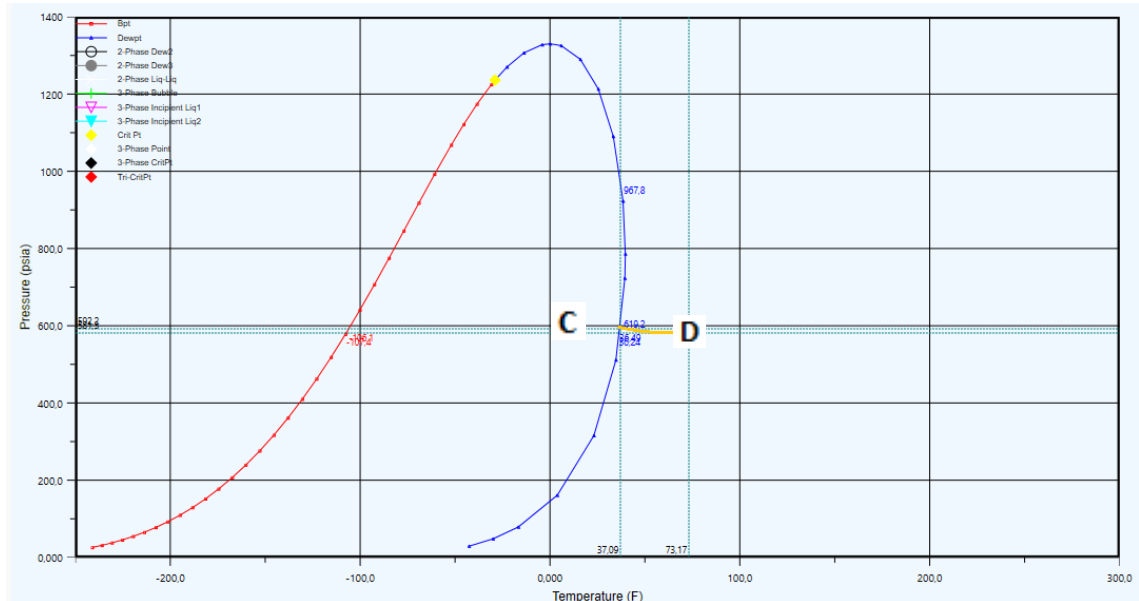
Fuente. Aspen Hysys 8.4, Envelope: Gas seco.

Gráfica 5. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de B a C.



Fuente. Aspen Hysys 8.4, Envelope: Gas salida JT.

Gráfica 6. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de C a D.



Fuente. Aspen Hysys 8.4, Envelope: Gas a compresión.

Para el análisis respectivo de las gráficas se debe tener en cuenta que en la gráfica 4 a la temperatura de 98°F y 1180 psia se encuentra en un estado completamente gaseoso, lo que requiere de una expansión para poder evitar toda clase de formación de líquidos en el gas de venta. Siguiendo a esto en la gráfica 5, el punto entre 37 °F y 592 psia, se encuentra dentro de la envolvente lo que quiere decir que un porcentaje de la composición se encuentra en fase gaseosa y otro porcentaje en fase líquida y por último en la gráfica 6 el punto ya se encuentra a una temperatura y una presión fuera de la envolvente, donde se evitara la formación de condensados del gas natural.

4.4.2 Turbo-Expander. El gas previamente deshidratado entra a la unidad de recuperación de condensados a una presión y temperatura de 1180 psi y 98°F.

En la primera fase del proceso el gas entra a un intercambiador de calor de tipo tubos y coraza (G/G) pre-enfriando a una temperatura de 70 °F y una presión de 1175 psi, usando como medio de enfriamiento la corriente 5 proveniente del tope del separador V-101. El gas pre-enfriado, entra al separador V-200 en donde por la parte de arriba los productos son enviados al expander (K-200) disminuyendo la presión en la corriente 4 de 1175 a 278 psia, como también la temperatura de 70 a -30 °F y por los fondos el líquido es pasado por dos válvulas en serie (VLV-200) que bajan la presión hasta 175 psia.

La corriente 4 enfriada, ingresa al segundo separador V-201, el cual separa el gas que se calienta hasta una temperatura de 19,98 °F en el intercambiador E-200 (G/G)

y los hidrocarburos líquidos se bombean a un tercer separador V-202 con una presión de descarga 703,6 psia, que a su vez le entra la corriente que sale de la válvula VLV-200.

Del tercer separador sale un gas que es mezclado posteriormente con el gas que viene del compresor a una temperatura de 104,5 °F y por los fondos se obtienen los hidrocarburos líquidos (LGN) que se calientan en un intercambiador de calor de tubos y coraza (G/L) desde una temperatura de -29,87 a 18 °F con una presión de 170 psia.

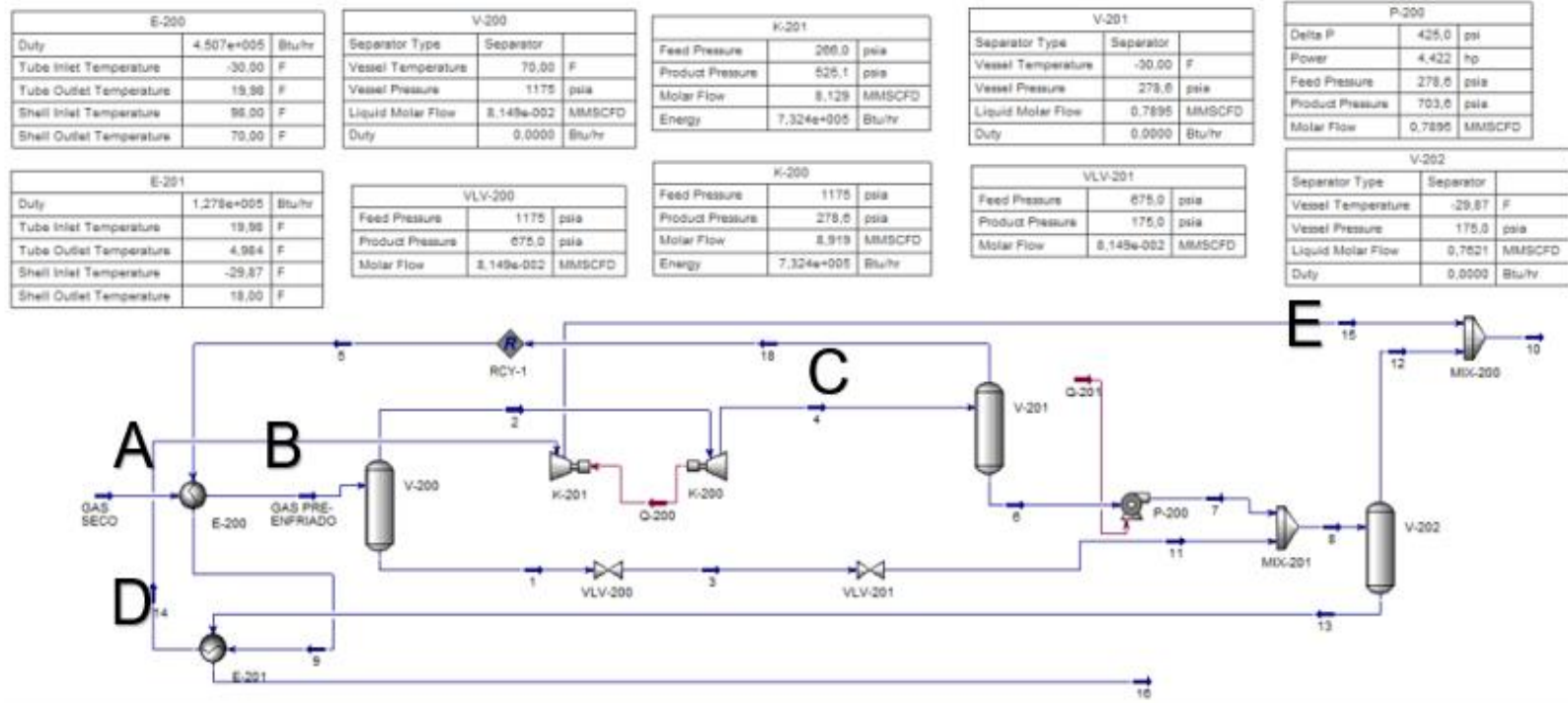
En el intercambiador E-201 ingresa la corriente 9 enfriándose hasta 4,98 °F, para luego ser llevado al equipo K-201 y aumentar su presión desde 266 a 525 psia.

Es importante aclarar que para correr la simulación en los intercambiadores de calor es necesario especificar las temperaturas de salida, así como también en el equipo Turbo-Expander se requiere simular los equipos por separado (Turbina y compresor), que luego por medio de una corriente de energía compartida trabajan en conjunto y así donde la energía quitada al gas por disminuir la presión se utiliza en el compresor⁷³.

En la figura 18 se muestra el diagrama obtenido por el simulador aspen hysys y en la tabla 13 los datos arrojados por el simulador.

⁷³ CORREA SEGURA, Andrea Catalina y MIRANDA ARROYAVE, Lina Marcela. Op. Cit. p. 86.

Figura 18. Simulación para recuperar condensados con la tecnología Turbo-Expander



Fuente. Aspen Hysys 8.4.

4.4.2.1 Resultados de la simulación con turbo expander. En la tabla 13 se muestran las composiciones, presiones, temperaturas y flujos de las corrientes de gas a compresión (posteriormente a gas de venta) y los condensados del gas (LGN) y en las tablas 14 y 15 se muestran los resultados arrojados por el simulador de todas las corrientes.

Tabla 13. Resultados de la simulación con Turbo-Expander.

	Gas a compresión	LGN
Fracción vapor	1	0,09
Temperatura [F]	79,17	18
Presión [psia]	175	170
Flujo molar [MMSCFD]	8,23	-
Flujo másico [lb/hr]	17080,36	3938,28
Flujo volumétrico [BPD]	-	525,1
C₁ (% molar)	84,77%	9,38%
C₂ (% molar)	10,91%	18,79%
C₃ (% molar)	3,51%	32,52%
i C₄ (% molar)	0,34%	10,09%
n C₄ (% molar)	0,32%	14,96%
i C₅ (% molar)	0,04%	5,28%
n C₅ (% molar)	0,02%	4,05%
C₆ (% molar)	0,00%	3,04%
C₇ (% molar)	0,00%	1,18%
C₈ (% molar)	0,00%	0,35%
CO₂ (% molar)	0,01%	0,01%
N₂ (% molar)	0,07%	0,00%
H₂O (% molar)	0,00%	0,33%

Esta alternativa a diferencia de la Joule Thomson requiere un número mayor de equipos, pero a su vez en cuanto a la recuperación de condensados se puede obtener una cantidad mayor de barriles por día (40% más) y con un porcentaje menor de metano (24% menos) y un porcentaje mayor de propano (12% más) en la composición, lo que mejora la calidad de los condensados y la cantidad de líquidos recuperados. La temperatura y presión final de proceso varían bastante, ya que el turbo-expander disminuye la presión como si fueran dos válvulas JT en serie, lo que al final hace que sea mucho más efectiva la recuperación de condensados, por la temperatura a la cual puede llegar (-160°F).

La composición final del gas a compresión contiene un 84% de metano lo que lo hace perfecto para gas combustible, ya que este producto está constituido principalmente por metano y con respecto a las condiciones finales, se sabe que este proceso necesita de unidad de compresión al final del tratamiento, ya que las pérdidas de presión son muy altas y al ser transportadas por tuberías o gasoductos no tendrán la suficiente presión para llegar al lugar de almacenaje o de distribución y la temperatura está a 79 °F, lo que está entre el rango para gas de venta según las normas RUT.

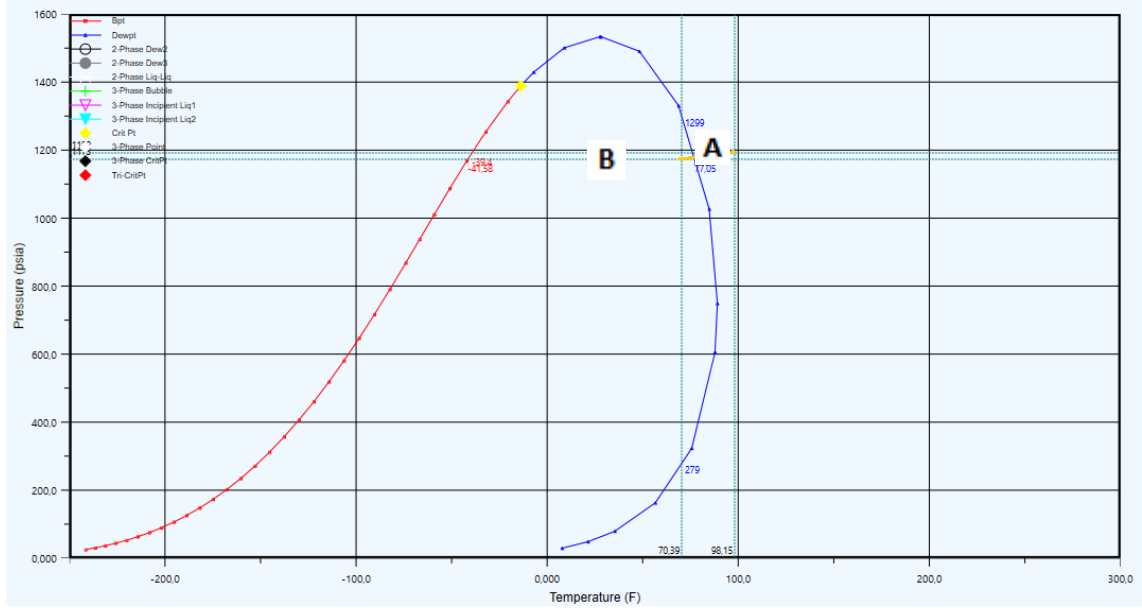
Tabla 14. Resultados de balance general de cada corriente.

Material Streams												
		GAS SECO	GAS PRE- ENFRIADO	1	2	3	4	18	6	7	9	
Vapour Fraction		1,0000	0,9909	0,0000	1,0000	0,2665	0,9115	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
Temperature	F	98,00	70,00	70,00	70,00	53,45	-30,00	-30,00	-30,00	-26,35	19,98	
Pressure	psia	1180	1175	1175	1175	675,0	278,6	278,6	278,6	703,6	272,0	
Molar Flow	MMSCFD	9,000	9,000	8,149e-002	8,919	8,149e-002	8,919	8,129	0,7895	0,7895	8,129	
Mass Flow	lb/hr	2,102e+004	2,102e+004	360,6	2,066e+004	360,6	2,066e+004	1,684e+004	3818	3818	1,684e+004	
Liquid Volume Flow	USGPM	121,0	121,0	1,486	119,5	1,486	119,5	104,2	15,27	15,27	104,2	
Heat Flow	Btu/hr	-3,496e+007	-3,541e+007	-4,549e+005	-3,496e+007	-4,549e+005	-3,569e+007	-3,083e+007	-4,859e+006	-4,848e+006	-3,038e+007	
		12	13	14	15	16	10	8	11	5		
Vapour Fraction		1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	0,0855	1,0000	0,1250	0,4895	1,0000		
Temperature	F	-29,87	-29,87	4,984	104,5	18,00	79,18	-29,87	16,15	-30,00		
Pressure	psia	175,0	175,0	266,0	525,1	170,0	175,0	175,0	175,0	278,6		
Molar Flow	MMSCFD	0,1089	0,7621	8,129	8,129	0,7621	8,238	0,8710	8,149e-002	8,129		
Mass Flow	lb/hr	240,0	3938	1,684e+004	1,684e+004	3938	1,708e+004	4178	360,6	1,684e+004		
Liquid Volume Flow	USGPM	1,447	15,31	104,2	104,2	15,31	105,6	16,76	1,486	104,2		
Heat Flow	Btu/hr	-4,180e+005	-4,885e+006	-3,051e+007	-2,977e+007	-4,757e+006	-3,019e+007	-5,303e+006	-4,549e+005	-3,083e+007		

Tabla 15. Resultados de la composición en cada una de las corrientes.

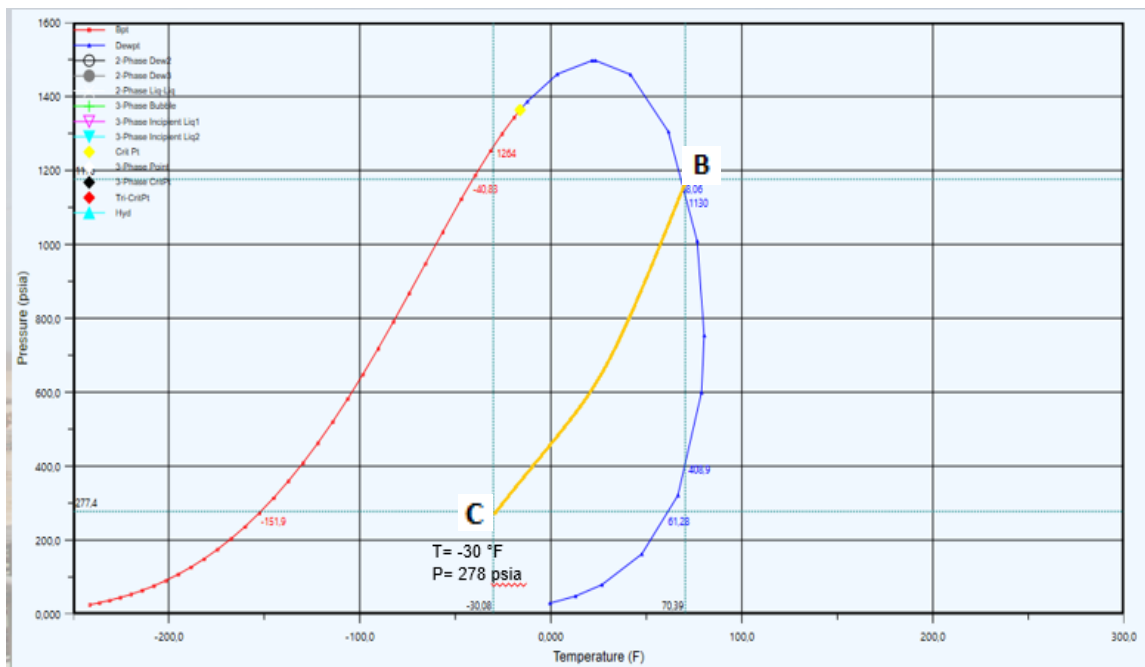
Compositions																			
	GAS SECO	GAS PRE- ENFRIADO	1	2	3	4	18	6	7	9	12	13	14	15	16	10	8	11	5
Comp Mole Frac (Methane)	0,7839	0,7839	0,3748	0,7876	0,3748	0,7876	0,8486	0,1600	0,1600	0,8486	0,7835	0,0938	0,8486	0,8486	0,0938	0,8477	0,1801	0,3748	0,8486
Comp Mole Frac (Ethane)	0,1158	0,1158	0,1521	0,1155	0,1521	0,1155	0,1085	0,1872	0,1872	0,1085	0,1562	0,1879	0,1085	0,1085	0,1879	0,1091	0,1840	0,1521	0,1085
Comp Mole Frac (Propane)	0,0597	0,0597	0,1623	0,0588	0,1623	0,0588	0,0349	0,3041	0,3041	0,0349	0,0499	0,3252	0,0349	0,0349	0,3252	0,0351	0,2908	0,1623	0,0349
Comp Mole Frac (i-Butane)	0,0117	0,0117	0,0525	0,0113	0,0525	0,0113	0,0034	0,0926	0,0926	0,0034	0,0047	0,1009	0,0034	0,0034	0,1009	0,0034	0,0889	0,0525	0,0034
Comp Mole Frac (n-Butane)	0,0156	0,0156	0,0857	0,0150	0,0857	0,0150	0,0032	0,1362	0,1362	0,0032	0,0044	0,1496	0,0032	0,0032	0,1496	0,0032	0,1315	0,0857	0,0032
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0,0048	0,0048	0,0426	0,0045	0,0426	0,0045	0,0004	0,0466	0,0466	0,0004	0,0005	0,0528	0,0004	0,0004	0,0528	0,0004	0,0462	0,0426	0,0004
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0,0036	0,0036	0,0375	0,0033	0,0375	0,0033	0,0002	0,0353	0,0353	0,0002	0,0002	0,0405	0,0002	0,0002	0,0405	0,0002	0,0355	0,0375	0,0002
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0,0026	0,0026	0,0481	0,0022	0,0481	0,0022	0,0000	0,0244	0,0244	0,0000	0,0000	0,0304	0,0000	0,0000	0,0304	0,0000	0,0266	0,0481	0,0000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0,0010	0,0010	0,0302	0,0007	0,0302	0,0007	0,0000	0,0083	0,0083	0,0000	0,0000	0,0118	0,0000	0,0000	0,0118	0,0000	0,0103	0,0302	0,0000
Comp Mole Frac (n-Octane)	0,0003	0,0003	0,0136	0,0002	0,0136	0,0002	0,0000	0,0020	0,0020	0,0000	0,0000	0,0035	0,0000	0,0000	0,0035	0,0000	0,0031	0,0136	0,0000
Comp Mole Frac (n-Nonane)																			
Comp Mole Frac (CO2)	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0,0006	0,0006	0,0001	0,0006	0,0001	0,0006	0,0007	0,0000	0,0000	0,0007	0,0003	0,0000	0,0007	0,0007	0,0000	0,0007	0,0000	0,0001	0,0007
Comp Mole Frac (H2O)	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003	0,0000	0,0032	0,0032	0,0000	0,0000	0,0033	0,0000	0,0000	0,0033	0,0000	0,0029	0,0003	0,0000

Gráfica 7. Diagrama de Presión vs Temperatura de la composición en el punto de A-B



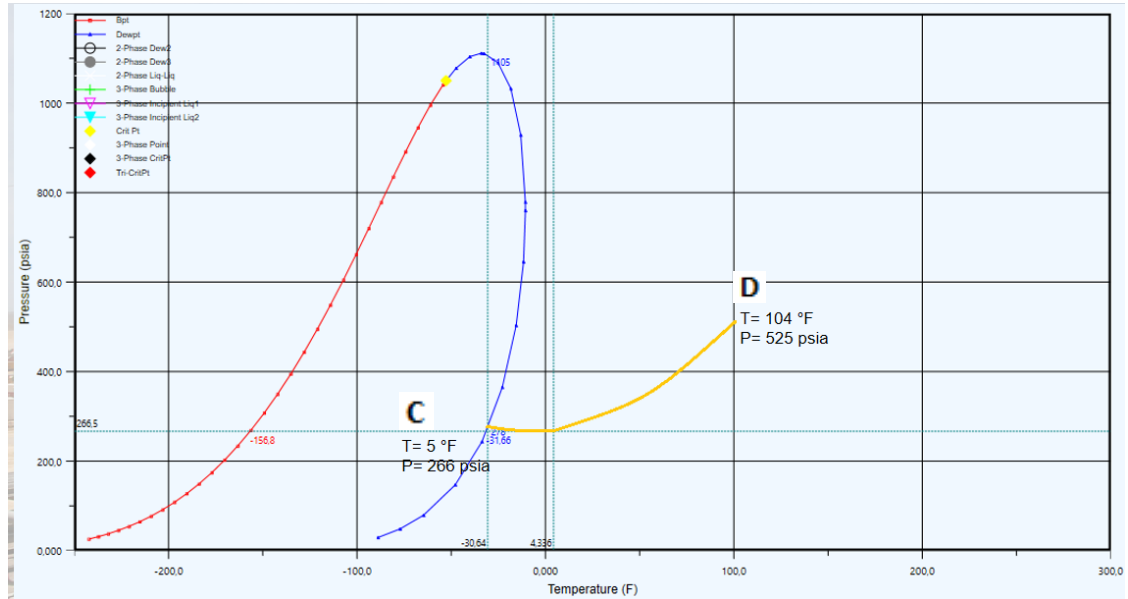
Fuente. Aspen Hysys 8.4, Envelope: Gas seco.

Gráfica 8. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de B a C.



Fuente. Aspen Hysys 8.4, Envelope: Gas salida JT.

Gráfica 9. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de C a D.



Fuente. Aspen Hysys 8.4, Envelope: Gas a compresión.

4.4.2.2 Análisis de sensibilidad. Se realizó con el fin de comparar resultados posibles al cambio de ciertas condiciones, usando como rangos el máximo y el mínimo encontrados en el campo (anexo A). Para esto se ingresaron en el simulador los cambios en las temperaturas, presiones y flujo observando en cuanto cambia a la salida de la tecnología la cantidad de condensados con sus respectivas composiciones molares.

En la Tabla 16 se pueden observar los resultados obtenidos para la tecnología turbo expande con el rango mínimo, es decir, a una temperatura de 92 °F, una presión de 1160 psig y un flujo de 8,5 MMscfd.

Y en la Tabla 17 se pueden observar los resultados obtenidos para la tecnología turbo expande con el rango máximo, es decir, a una temperatura de 104 °F, una presión de 1200 psig y un flujo de 9,5 MMscfd.

Tabla 16. Resultados obtenidos mediante el rango mínimo.

	LGN
Temperatura [°F]	8
Presión [psia]	150
Flujo másico [lb/hr]	3647
Flujo volumétrico [BPD]	483,3
C₁ (% molar)	8,238436415
C₂ (% molar)	18,43710138
C₃ (% molar)	32,90863125
i C₄ (% molar)	10,33738286
n C₄ (% molar)	15,37488314
i C₅ (% molar)	5,445107767
n C₅ (% molar)	4,185521691
C₆ (% molar)	3,139291126
C₇ (% molar)	1,217435282
C₈ (% molar)	0,365886677
N₂ (% molar)	0,005133278
H₂O (% molar)	0,000572004
CO₂ (% molar)	0,344617128

Tabla 17. Resultados obtenidos mediante el rango máximo.

	LGN
Temperatura [°F]	18
Presión [psia]	190
Flujo másico [lb/hr]	4236
Flujo volumétrico [BPD]	568,1
C₁ (% molar)	10,53184705
C₂ (% molar)	19,08170351
C₃ (% molar)	32,1388515
i C₄ (% molar)	9,858767194
n C₄ (% molar)	14,57550483
i C₅ (% molar)	5,121724834
n C₅ (% molar)	3,932024891
C₆ (% molar)	2,944279877
C₇ (% molar)	1,141624213
C₈ (% molar)	0,343114693
N₂ (% molar)	0,005727957
H₂O (% molar)	0,000854584
CO₂ (% molar)	0,323974863

Como se puede ver el flujo volumétrico aumenta o disminuye proporcionalmente con el flujo de entrada, pero para obtener una menor cantidad de metano en la corriente de salida de los condensados se requiere una menor temperatura de entrada, como se puede observar con el rango mínimo.

4.4.3 Refrigeración mecánica. El gas seco entra a la unidad de recuperación de condensados con una presión de 1180 psia y una temperatura de 98 °F.

En una primera etapa, el gas es pre-enfriado por un intercambiador de calor de tubos y coraza (G/G), el cual lo enfría hasta una temperatura de 75 °F, por medio de la corriente fría que viene desde el separador V-300. El gas a esta temperatura entra un intercambiador de tubos y coraza E-301 que se enfría por medio de propano hasta alcanzar una temperatura de 35 °F y una presión de 1170 psia, en este caso el control de la temperatura de enfriamiento depende del flujo de propano utilizado.

Este posteriormente entra a un separador LTS, donde por los fondos salen los líquidos del gas natural y por el tope sale la corriente fría a 35 °F.

Los líquidos entran a una válvula para disminuir la presión del gas, dejándolo a una presión de 570 psia y una temperatura de 8°F; los cuales entran a la segunda torre V-301, donde por el tope sale el gas a compresión que se mezcla con el gas caliente del intercambiador de calor E-300 y por el fondo salen los líquidos.

4.4.3.1 Ciclo de refrigeración con propano. Para llevar a cabo la refrigeración mecánica, es necesario de un ciclo cerrado con propano, conformado por una tapa de compresión, un condensador, una válvula y un intercambiador de calor.

Este proceso permite que ciertos componentes del gas pasen a estado líquido al disminuir la temperatura hasta la temperatura de condensación.

El propano enfría el gas al entrar al intercambiador E-301 como líquido a muy baja temperatura (-44°F) y saliendo del equipo como vapor saturado (-20°F) para luego ser pasado por un compresor que recupera el propano vaporizado aumentando la presión de 9 a 188 psia, para luego disminuir la temperatura se utiliza un enfriador con agua tratada como fluido de servicio que baja la temperatura del propano desde 244 a 70 °F, luego para llegar a la temperatura a la que se necesita el propano es pasado por una válvula (VLV-100) que al disminuir la presión de manera proporcional disminuye la temperatura.

Figura 19. Simulación para recuperar condensados con refrigeración mecánica.

E-300		
Duty	3,819e+005	Btu/hr
Tube Inlet Temperature	35,00	F
Tube Outlet Temperature	58,53	F
Shell Inlet Temperature	98,00	F
Shell Outlet Temperature	75,00	F

E-301		
Duty	8,473e+005	Btu/hr
Tube Inlet Temperature	75,00	F
Tube Outlet Temperature	35,00	F
Shell Inlet Temperature	-45,00	F
Shell Outlet Temperature	-19,24	F

V-300		
Separator Type	Separator	
Vessel Temperature	35,00	F
Vessel Pressure	1170	psia
Liquid Molar Flow	0,7615	MMSCFD
Duty	0,0000	Btu/hr

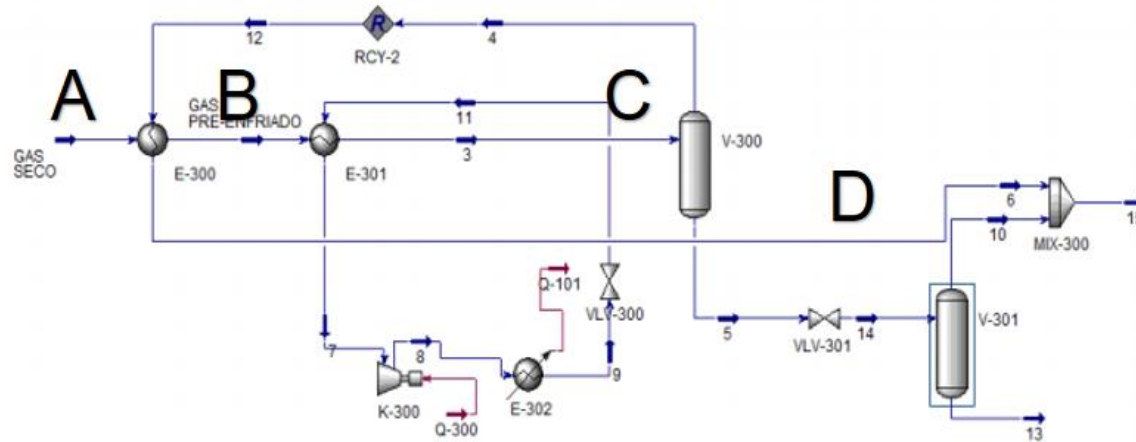
V-301		
Separator Type	Separator	
Vessel Temperature	8,344	F
Vessel Pressure	570,0	psia
Liquid Molar Flow	0,4972	MMSCFD
Duty	0,0000	Btu/hr

K-300		
Feed Pressure	9,000	psia
Product Pressure	180,0	psia
Molar Flow	1,400	MMSCFD
Energy	7,000e+005	Btu/hr

E-302		
DUTY	1,547e+006	Btu/hr
Feed Temperature	244,0	F
Product Temperature	69,88	F

VLV-300		
Feed Pressure	175,0	psia
Product Pressure	14,32	psia
Molar Flow	1,400	MMSCFD

VLV-301		
Feed Pressure	1170	psia
Product Pressure	570,0	psia
Molar Flow	0,7615	MMSCFD



Fuente. Aspen Hysys 8.4.

4.4.3.2 Resultados de la simulación con refrigeración mecánica. En la tabla 18 se muestran las composiciones, presiones, temperaturas y flujos de las corrientes de gas a compresión (posteriormente a gas de venta) y los condensados del gas (LGN). y en las tablas 19 y 20 se muestran los resultados arrojados por el simulador de todas las corrientes.

Tabla 18. Resultados de la simulación con refrigeración mecánica.

	Gas a compresión	LGN
Fracción vapor	1	0
Temperatura [F]	17,46	8,34
Presión [psia]	570	570
Flujo molar [MMSCFD]	8,53	-
Flujo másico [lb/hr]	18882,20	2136,64
Flujo volumétrico [BPD]	-	300,09
C₁ (% molar)	81,31%	24,95%
C₂ (% molar)	11,12%	19,90%
C₃ (% molar)	5,03%	23,11%
i C₄ (% molar)	0,85%	6,95%
n C₄ (% molar)	1,05%	10,79%
i C₅ (% molar)	0,26%	4,51%
n C₅ (% molar)	0,18%	3,70%
C₆ (% molar)	0,08%	3,46%
C₇ (% molar)	0,02%	1,56%
C₈ (% molar)	0,00%	0,51%
CO₂ (% molar)	0,01%	0,01%
N₂ (% molar)	0,07%	0,00%
H₂O (% molar)	0,01%	0,54%

En refrigeración mecánica aumentan los barriles por día, ya que el porcentaje de etano y propano aumentan un 5% y un 2,5% respectivamente en la composición, aunque la cantidad de metano aumenta un poco más (0,05%), no genera ningún problema a la hora de la recuperación de condensados, esto en relación con la Joule Thomson.

En cuanto las condiciones finales con las que sale el gas a compresión, el proceso cuenta con una válvula de regulación de presión al final, para aumentar la cantidad de líquidos del gas, es necesario de una unidad de compresión al final del tratamiento para que este no genere problemas a la hora de transportarse.

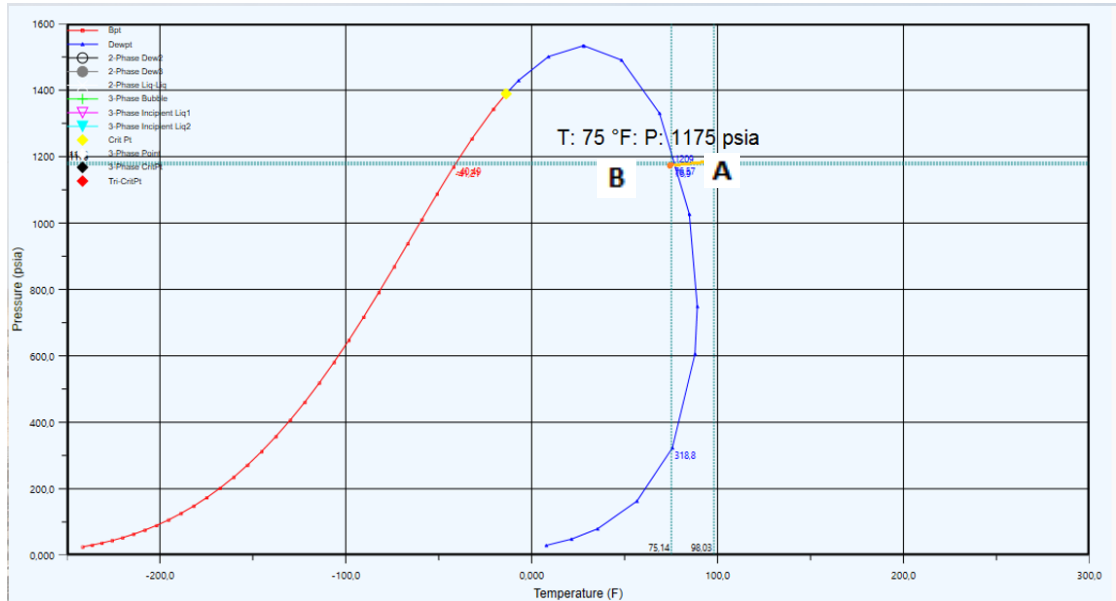
Tabla 19. Resultados del balance general de cada corriente.

		Material Streams									
		GAS SECO	GAS PRE-ENFRIADO	3	4	5	6	7	8		
Vapour Fraction		1,0000	0,9965	0,9205	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Temperature	F	98,00	75,00	35,00	35,00	35,00	58,53	-19,24	244,0		
Pressure	psia	1180	1175	1170	1170	1170	1165	9,000	180,0		
Molar Flow	MMSCFD	9,577	9,577	9,577	8,816	0,7615	8,816	1,400	1,400		
Mass Flow	lb/hr	2,237e+004	2,237e+004	2,237e+004	1,953e+004	2837	1,953e+004	6779	6779		
Liquid Volume Flow	USGPM	128,7	128,7	128,7	116,0	12,75	116,0	26,72	26,72		
Heat Flow	Btu/hr	-3,721e+007	-3,759e+007	-3,844e+007	-3,450e+007	-3,935e+006	-3,412e+007	-7,119e+006	-6,419e+006		
		9	11	12	10	13	14	15			
Vapour Fraction		0,0000	0,3675	1,0000	1,0000	0,0000	0,3470	0,9776			
Temperature	F	69,88	-45,00	35,00	8,344	8,344	8,344	17,46			
Pressure	psia	175,0	14,32	1170	570,0	570,0	570,0	570,0			
Molar Flow	MMSCFD	1,400	1,400	8,816	0,2643	0,4972	0,7615	9,080			
Mass Flow	lb/hr	6779	6779	1,953e+004	563,1	2274	2837	2,009e+004			
Liquid Volume Flow	USGPM	26,72	26,72	116,0	3,433	9,314	12,75	119,4			
Heat Flow	Btu/hr	-7,966e+006	-7,966e+006	-3,450e+007	-1,009e+006	-2,927e+006	-3,935e+006	-3,513e+007			

Tabla 20. Resultados de la composición en cada una de las corrientes.

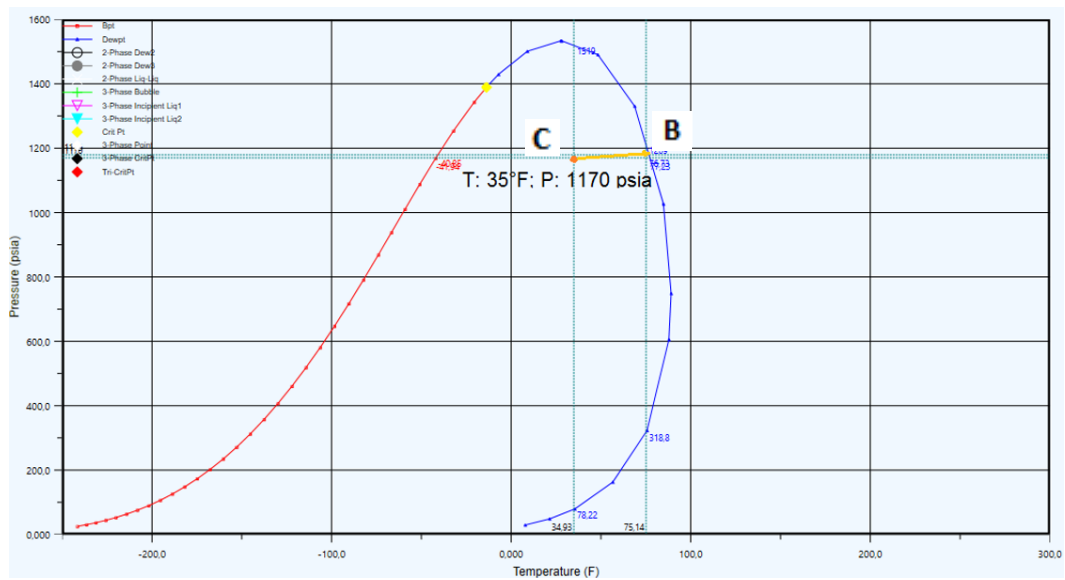
		Compositions														
		GAS SECO	GAS PRE-ENFRIADO	3	4	5	6	7	8	9	11	12	10	13	14	15
Comp Mole Frac (Methane)		0,7838	0,7838	0,7838	0,8126	0,4499	0,8126	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,8126	0,8270	0,2495	0,4499	0,8131
Comp Mole Frac (Ethane)		0,1158	0,1158	0,1158	0,1110	0,1716	0,1110	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1110	0,1200	0,1990	0,1716	0,1112
Comp Mole Frac (Propane)		0,0597	0,0597	0,0597	0,0506	0,1648	0,0506	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0506	0,0401	0,2311	0,1648	0,0503
Comp Mole Frac (i-Butane)		0,0117	0,0117	0,0117	0,0086	0,0472	0,0086	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0086	0,0050	0,0695	0,0472	0,0085
Comp Mole Frac (n-Butane)		0,0156	0,0156	0,0156	0,0107	0,0724	0,0107	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0107	0,0055	0,1079	0,0724	0,0105
Comp Mole Frac (i-Pentane)		0,0048	0,0048	0,0048	0,0026	0,0298	0,0026	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0026	0,0010	0,0451	0,0298	0,0026
Comp Mole Frac (n-Pentane)		0,0036	0,0036	0,0036	0,0018	0,0244	0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0018	0,0006	0,0370	0,0244	0,0018
Comp Mole Frac (n-Hexane)		0,0026	0,0026	0,0026	0,0009	0,0226	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009	0,0002	0,0346	0,0226	0,0008
Comp Mole Frac (n-Heptane)		0,0010	0,0010	0,0010	0,0002	0,0102	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0156	0,0102	0,0002
Comp Mole Frac (n-Octane)		0,0003	0,0003	0,0003	0,0000	0,0033	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0051	0,0033	0,0000
Comp Mole Frac (Nitrogen)		0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0002	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0004	0,0000	0,0002	0,0006
Comp Mole Frac (H2O)		0,0004	0,0004	0,0004	0,0001	0,0035	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001	0,0054	0,0035	0,0001
Comp Mole Frac (CO2)		0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001

Gráfica 10. Diagrama de Presión vs Temperatura de la composición en el punto de A-B



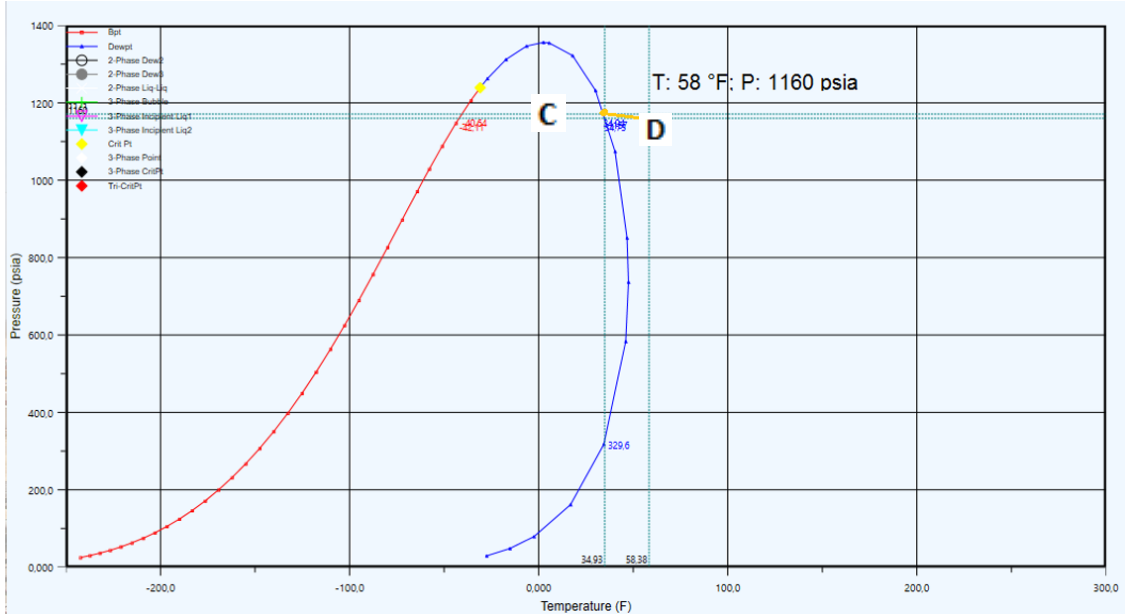
Fuente. Aspen Hysys 8.4, Envelope: Gas seco.

Gráfica 11. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de B a C.



Fuente. Aspen Hysys 8.4, Envelope: Gas salida JT.

Gráfica 12. Diagrama de presión vs temperatura de la composición en el cambio de C a D.



Fuente. Aspen Hysys 8.4, Envelope: Gas a compresión.

4.4.3.3 Análisis de sensibilidad. En la Tabla 21 se pueden observar los resultados obtenidos para la tecnología refrigeración mecánica con el rango mínimo, es decir, a una temperatura de 92 °F, una presión de 1160 psig y un flujo de 8,5 MMscfd.

Tabla 21. Resultados obtenidos mediante el rango mínimo.

LGN	
Temperatura [°F]	8,065111962
Presión [psia]	550
Flujo másico [lb/hr]	2043
Flujo volumétrico [BPD]	285,7
C₁ (% molar)	24,0789846
C₂ (% molar)	19,88011569
C₃ (% molar)	23,40812616
i C₄ (% molar)	7,086324529
n C₄ (% molar)	11,00993838
i C₅ (% molar)	4,60314885
n C₅ (% molar)	3,777826255
C₆ (% molar)	3,517266557
C₇ (% molar)	1,574585163
C₈ (% molar)	0,516216718
N₂ (% molar)	0,003840485
H₂O (% molar)	0,535443736
CO₂ (% molar)	0,008182863

Y en la Tabla 22 se pueden observar los resultados obtenidos para la tecnología refrigeración mecánica con el rango máximo, es decir, a una temperatura de 104 °F, una presión de 1200 psig y un flujo de 9,5 MMscfd.

Tabla 22. Resultados obtenidos mediante el rango máximo.

	LGN
Temperatura [°F]	8,60936382
Presión [psia]	590
Flujo másico [lb/hr]	2222
Flujo volumétrico [BPD]	313,4
C₁ (% molar)	25,81935731
C₂ (% molar)	19,91716174
C₃ (% molar)	22,80489819
i C₄ (% molar)	6,825591442
n C₄ (% molar)	10,58146907
i C₅ (% molar)	4,4152713
n C₅ (% molar)	3,627453296
C₆ (% molar)	3,402835467
C₇ (% molar)	1,539331506
C₈ (% molar)	0,509627324
N₂ (% molar)	0,00437119
H₂O (% molar)	0,544189558
CO₂ (% molar)	0,008442613

Al igual que con la tecnología turbo expander a mayor flujo mayor cantidad de barriles por día y a menor temperatura de entrada existe una menor cantidad en porcentaje de metano.

También se puede deducir a partir de los resultados que hasta el más mínimo cambio en las condiciones de entrada genera un cambio en la salida es decir en los productos.

5. DISEÑO DE EQUIPOS

El siguiente capítulo describe el dimensionamiento y los balances de los de separadores verticales bifásicos, como también el dimensionamiento de intercambiadores de calor; equipos que son necesarios en el tratamiento de gas y específicamente en la unidad de recuperación de condensados, ya que por medio de los separadores se obtienen los líquidos y con los intercambiadores de calor se hacen las debidas refrigeraciones para alcanzar la separación entre la fracción de vapor y la fracción de líquidos, respecto al flujo molar.

5.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS DE SEPARACIÓN

Para el tratamiento de gas natural y específicamente en la unidad de ajuste de *dew point* o de recuperación de condensados (LGN), normalmente se utilizan separadores bifásicos (gas-liquido) o trifásicos (gas-liquido-agua), y según la posición pueden ser verticales u horizontales. En este caso los más usados son los verticales ya que ocupan un área mucho más pequeña, son mejores con el manejo de sólidos, la caída de líquido (respecto a la gravedad) es más efectiva, mientras tanto los horizontales son utilizados cuando se manejan grandes volúmenes de gas y ofrecen mayor capacidad de líquido, esto es más conveniente cuando la separación es líquido-líquido.

- **Asentamiento:** En la sección de asentamiento gravitacional las gotas de líquido caerán como consecuencia de la fuerza gravedad F_G y la fuerza de arrastre F_D se opone a esta caída, debido a que las burbujas de gas ascienden. Lo que causa una relación de velocidad terminal de asentamiento V_T respecto a la fuerza de gravedad con la fuerza de arrastre⁷⁴.

Ecuación 2. Fuerza de arrastre o de dragado.

$$F_D = C_D \cdot A_d \cdot \rho_g \cdot \left(\frac{V_T^2}{2g} \right)$$

Dónde:

C_D : Coeficiente de arrastre o de dragado

A : Área de un corte seccional de la gota, pies²

ρ_g : Densidad del gas, lb/pie³

V_T : Velocidad terminal de asentamiento de la gota, pies/seg

g : Constante gravitacional, 32.2 libra masa. pie/seg²

Ecuación 3. Fuerza de gravedad o de boyanza.

⁷⁴ SANTOS, Nicolás. Op., cit., p. 2-41.

$$F_G = (\rho_l - \rho_g) \cdot \left(\frac{\pi \cdot D_M^3}{6} \right)$$

Dónde:

D_M : Diámetro de partícula, ft

ρ_l : Densidad del líquido, lb/ft³

ρ_g : Densidad del gas a la temperatura y presión en el separador, lb/ft³

Como se explicó anteriormente la velocidad de asentamiento se alcanza cuando $F_B = F_G$.

Ecuación 4. Velocidad terminal de asentamiento.

$$V_T = 0,0119 \cdot \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2}$$

d_m : Diámetro de partícula, micra

Ecuación 5. Reynolds.

$$Re = 0,0049 \cdot \frac{\rho_g \cdot d_m \cdot V_T}{\mu_g}$$

μ_g : Viscosidad del gas, cP

Ecuación 6. Coeficiente de arrastre.

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0,34$$

Con las ecuaciones 3, 4 y 5 se realiza un proceso iterativo para hallar el coeficiente de arrastre C_D y la velocidad terminal de asentamiento V_T .

$$V_T = 0,0204 \cdot \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \cdot d_m \right) \right]^{1/2}$$

1. Empezar con

$$Re = 0,0049 \cdot \frac{\rho_g \cdot d_m \cdot V_T}{\mu_g}$$

2. Calcular el

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0,34$$

3. A partir de Re , calcular C_D , utilizando

$$V_T = 0,01119 \cdot \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2}$$

4. Recalcular V_T con

5. Ir al paso 2 e iterar hasta que los datos del V_T se repitan.

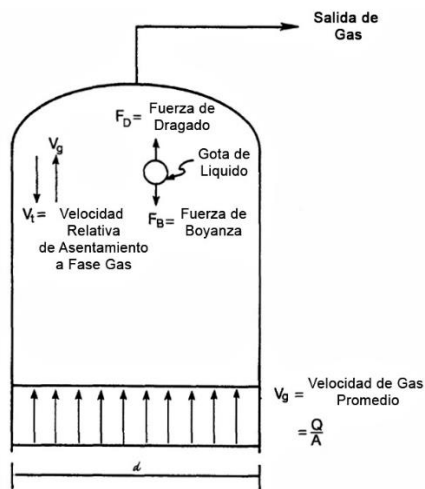
- **Tiempo de retención:** “Para asegurar que el líquido y el gas alcancen el equilibrio a la presión de separador se requiere de cierto almacenamiento de líquido. Esto se define como “tiempo de retención” o el tiempo promedio que una molécula de líquido sea retenida en el recipiente asumiendo flujo tapón”⁷⁵.

Tabla 23. Valores típicos de tiempos de retención en separadores gas – líquido

Application	Retention Time, minutes
Natural Gas – Condensate separation	2 – 4
Fractionator Feed Tank	10 – 15
Reflux Accumulator	5 – 10
Fractionation Column Sump	2
Amine Flash Tank	5 – 10
Refrigeration Surge Tank	5
Refrigeration Economizer	3
Heat Medium Oil Surge Tank	5 – 10

Fuente. SANTOS, Nicolás. Proceso de separación gas – líquido y gas – líquido – líquido Capítulo 2. p. 2-45.

Figura 20. Modelo de un separador vertical.



Fuente. SANTOS, Nicolás. Proceso de separación gas – líquido y gas – líquido – líquido. Capítulo 2. p. 2-49. Citado de: ARNOLD, Ken and STEWART, Maurice. Two-Phase Oil and Gas Separation Chapter 4. P 220.

⁷⁵ SANTOS, Nicolás. Op., cit., p. 2-44

En los separadores bifásicos verticales se debe mantener un diámetro mínimo para permitir que las gotas de líquido se separen del gas respecto a la caída vertical. “El tiempo de retención de líquidos especifica una combinación de diámetro y altura para el volumen del líquido”⁷⁶. En la figura 19 se muestra en detalle los factores relacionados en un separador vertical bifásico.

- **Capacidad del gas.**

Ecuación 7. Diámetro mínimo del separador.

$$d^2 = 5040 \cdot \frac{TZQ_g}{P} \cdot K$$

Dónde:

- d: Diámetro interno del separador, pulg
- T: Temperatura de operación, °R
- Z: Compresibilidad de gas
- Q_g: Tasa de flujo del gas, MMscfd
- P: Presión, psia
- K: Constante de Souders & Brown (adimensional)

La constante K se puede hallar mediante la siguiente ecuación.

Ecuación 8. Constante de Souders & Brown.

$$K = \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2}$$

- **Capacidad del líquido.**

Ecuación 9. Altura del volumen del líquido

$$d^2 \cdot h = \frac{t_r Q_l}{0,12}$$

Dónde:

- h: Altura del volumen de líquido, pulg.
- t_r: Tiempo de retención, min
- Q_l= Tasa de líquido, BPD

⁷⁶ ARNOLD, Ken and STEWART, Maurice. Two-Phase Oil and Gas Separation Chapter 4. En: Surface Production Operations third edition. Ed. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier. 2008. P. 219

- **Longitud de costura - costura.**

Ecuación 10. Longitud total del separador, respecto a h y d.

$$L_{ss} = \frac{h + 76}{12} \text{ Para diámetros } \leq 36 \text{ pulg}$$

$$L_{ss} = \frac{h + d + 40}{12} \text{ Para diámetros } > 36 \text{ pulg}$$

- **Razón de esbeltez:** Es la relación que hay entre la longitud y el diámetro, se halla mediante $(12L_{ss}/d)$, La cual debe ser entre 3 y 4.
- **Volumen:** El volumen total del separador se da a partir de la ecuación de volumen para un cilindro teniendo el diámetro y la altura.

Ecuación 11. Volumen de un cilindro.

$$V = h \cdot \pi \cdot r^2$$

Dónde:

V: Volumen de un cilindro, ft³

h: Altura del separador, ft

r: Radio del separador, ft

Para demostrar lo dicho anteriormente, se realiza el cálculo de dimensionamiento del primer separador bifásico (V-201), de la alternativa con turbo expander.

5.1.1 Dimensionamiento separador V- 201. Los datos que se muestran a continuación para dimensionar los separadores son los datos arrojados por el simulador Aspen Hysys necesarios para el desarrollo del diseño básico de un separador vertical bifásico, donde se hallan el diámetro, la altura y el volumen. Las ecuaciones fueron obtenidas del libro de: ARNOLD, Ken and STEWART, Maurice. "Surface Production Operations" third edition. p. 219 -231

Tasa flujo de gas: 8.916 MMscfd

Tasa flujo del líquido: 4096 BPD

Temperatura: -30 °F

Presión: 278.6 psia

Z: 0.8807

μ_{gas} : 0.00955 cP

ρ_{gas} : 1.294 lb/ft³

ρ_{liquido} : 35.56 lb/ft³

g: 32.2 ft/s²

d_m : 100 micra (si no se sabe el diámetro de la partícula de gas).

1. Calcular C_D y V_T con las ecuaciones 4, 5 y 6.

$$V_T = 0,0204 \cdot \left[\left(\frac{35,56 - 1,294}{1,294} \right) \cdot 100 \right]^{\frac{1}{2}} = 1,04977139 \text{ ft/s}$$

$$Re = 0,0049 \cdot \frac{1,294 \cdot 100 \cdot 1,04977139}{0,00955} = 69,6721165$$

$$C_D = \frac{24}{69,6721165} + \frac{3}{69,6721165^{1/2}} + 0,34 = 0,77058833$$

$$V_T = 0,0119 \cdot \left[\left(\frac{35,56 - 1,294}{1,294} \right) \frac{100}{0,77058833} \right]^{\frac{1}{2}} = 0,69759011 \text{ ft/s}$$

Este proceso se realiza hasta que el V_T se vuelve contante, en la tabla 24 se muestran los resultados.

Tabla 24. Resultados de la iteración para encontrar C_D .

Vt	Re	C_D
1,04977139	69,6721165	0,77058833
0,69759011	46,298251	0,98797264
0,61608278	40,8887033	1,07369898
0,59097656	39,2224327	1,10486842
0,58258091	38,6652229	1,11589104
0,57969644	38,473784	1,11975174
0,57869623	38,4074014	1,12109945
0,57834829	38,3843092	1,12156936
0,57822712	38,3762672	1,12173314
0,57818491	38,3734655	1,12179022
0,5781702	38,3724892	1,12181011
0,57816507	38,3721491	1,12181704
0,57816329	38,3720305	1,12181946
0,57816267	38,3719892	1,1218203
0,57816245	38,3719748	1,12182059
0,57816237	38,3719698	1,12182069
0,57816235	38,3719681	1,12182073
0,57816234	38,3719675	1,12182074
0,57816234	38,3719673	1,12182074

2. Teniendo C_D y V_T , se procede hallar la fuerza de arrastre F_D y la fuerza de gravedad F_G con las ecuaciones 2 y 3. Para este caso el d_m debe estar en ft. $D_M = d_m \cdot 3.281 \times 10^{-6} = 3.28 \times 10^{-4}$ ft.

$$F_D = 1.12182 \cdot \left(\frac{\pi \cdot (3.28 \times 10^{-4})^2}{4} \right) \cdot 1.294 \cdot \left(\frac{0.578162^2}{2 \cdot 32.2} \right) = 6.37 \times 10^{-10}$$

$$F_G = (35.56 - 1.294) \cdot \left(\frac{\pi \cdot (3.28 \times 10^{-4})^3}{6} \right) = 6.33 \times 10^{-10}$$

3. Restricción de la capacidad del gas, que se halla con la ecuación 7. La temperatura tiene que estar en °R.

$$d^2 = 5040 \cdot \frac{429.67 \cdot 0.8807 \cdot 8.916}{1175278.6} \cdot \left[\left(\frac{35.56 - 1.294}{1.294} \right) \frac{100}{1.1218} \right]^{\frac{1}{2}} = 1256.35 \text{ in}^2$$

$$d = 35.44 \text{ in}$$

4. Restricción de la capacidad del líquido.

$$d^2 \cdot h = \frac{t_r Q_l}{0,12}$$

5. Computar varias combinaciones de d y h para varios tiempos de retención t_r . ver la tabla 21. En este caso se escogen 2 a 4 min, como lo muestra en la tabla 19, que son los tiempos de retención que se utilizan para gas natural – condensados.

Se escogen diámetros estandarizados para hallar la altura del separador.

6. Se halla la longitud de costura – costura a partir del d y h , como $d < 36$ in, se escoge la primera ecuación y se computa con cada h , como se ve en la tabla 25.

$$L_{ss} = \frac{h + 76}{12} \text{ Para diámetros } \leq 36 \text{ pulg}$$

7. Hallar la razón de esbeltez ($12L_{ss}/d$). Se escogen los valores que estén entre el rango 3 y 4. Ver tabla 25.

Tabla 25. Diámetro vs. Longitud para varios tiempos de retención.

tr (min)	D (in)	H (in)	Lss (ft)	12*Lss/d
4	24	237,04	26,09	13,04
	30	151,70	18,98	7,59
	36	105,35	15,11	5,04
	42	77,40	12,78	3,65
	48	59,26	11,27	2,82
3	24	177,78	21,15	10,57
	30	113,78	15,81	6,33
	36	79,01	12,92	4,31
	42	58,05	11,17	3,19
	48	44,44	10,04	2,51
2	24	118,52	16,21	8,10
	30	75,85	12,65	5,06
	36	52,67	10,72	3,57
	42	38,70	9,56	2,73
	48	29,63	8,80	2,20

8. Escoger el tamaño más razonable, con un diámetro mayor que el determinado por la capacidad del gas.

En este caso se escogen 4 min, ya que entre más tiempo de retención haya, más separación líquido – gas hay en la mezcla. Con un diámetro de 42 in (3.5 ft) y 13 ft de altura y una razón de esbeltez de 3.65.

9. Por último, se halla el volumen total del separador que se halla con la ecuación 11.

$$V = 13 \cdot \pi \cdot 1,75^2 = 125 \text{ ft}^3$$

Los cálculos de dimensionamiento de los otros separadores (Turbo expander: V-200 y V-202; Refrigeración mecánica: V-300 y V-301) se muestran en el anexo B y anexo C respectivamente.

5.2 BALANCE DE TRANSFERENCIA DE MASA DE UN SEPARADOR BIFÁSICO

Una aplicación importante de los métodos de convergencia consiste en resolver problemas de separación multicomponente de una sola etapa. El método de Rachford-Rice, es un método utilizado para cálculos de equilibrio instantáneo mediante iteración directa⁷⁷, lo que lleva a determinar la composición de la fase de vapor (y_i) y la fase líquida (x_i) en una mezcla multicomponente a partir de un flujo molar (F) que entra al separador. A continuación, se describen las ecuaciones, para realizar un balance de masa en un separador de una sola etapa (isotérmico).

⁷⁷ KING, Judson. Procesos de separación. Ed. Reverte. Barcelona. 2003. P. 573.

Ecuación 12. Balance molar total.

$$F = V + L$$

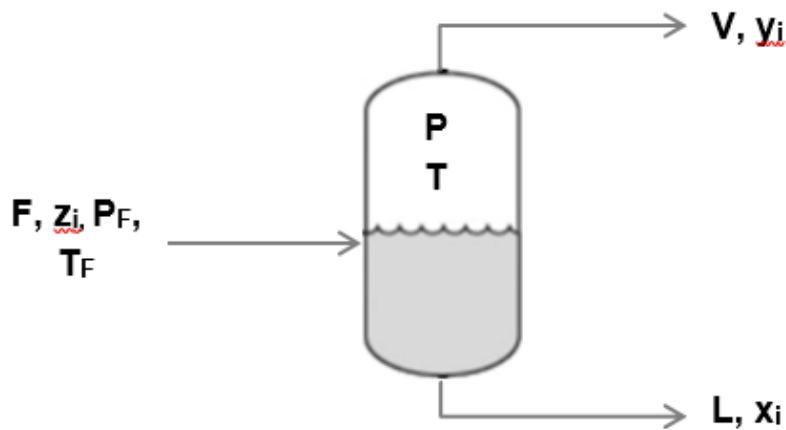
Dónde:

F: Flujo molar, kgmol/h

V: Vapor de la mezcla

L: Líquido de la mezcla

Figura 21. Diagrama de un separador bifásico con entradas y salidas.



z_i : Composición de entrada

P_F : Presión de entrada

T_F : Temperatura de entrada

P: Presión del separador

T: Temperatura del separador

y_i : Composición de salida en la fase vapor

x_i : Composición de salida en la fase líquida

Ecuación 13. Balance molar por componente.

$$F \cdot z_i = V \cdot y_i + L \cdot x_i$$

Respecto a la termodinámica del proceso, se tienen que las fugacidades en la fase vapor, es igual a la fugacidad en la fase líquida.

Ecuación 14. Termodinámica.

$$f_i^v = f_i^l$$

$$y_i \cdot \varphi_i^v \cdot P = x_i \cdot \gamma_i \cdot P^{Sat}$$

La ecuación 13 se utiliza principalmente para hallar el equilibrio K_i , el cual se utiliza en la ecuación de Rachford-Rice

$$K_i = \frac{x_i}{y_i}$$

Ecuación 15. Ecuación Rachford-Rice

$$f(\psi) = \sum_{i=1}^N \frac{z_i \cdot (1 - K_i)}{1 + \psi(K_i - 1)}$$

Para saber cuánto vapor (V) sale del flujo de entrada (F), se necesita de la fracción vaporizada (ψ)

Ecuación 16. Fracción vaporizada.

$$\psi = \frac{V}{F}$$

La fracción vaporizada está dada entre el rango de $0 < \psi < 1$, donde 0, significa que está en líquido saturado (punto de burbuja) y 1 significa que está como vapor saturado (punto de rocío). Si los datos están entre ese rango, quiere decir que hay una parte que está en fase vapor y la otra en fase líquida.

Ecuación 17. Fracción molar en la fase líquida.

$$x_i = \frac{z_i}{1 - \psi \cdot (K_i - 1)}$$

Ecuación 18. Fracción molar en la fase vapor.

$$y_i = K_i \cdot x_i$$

5.2.1 Balance de transferencia de masa separador V-200. A través del balance de masa en cada uno de los separadores con una sola etapa, en las simulaciones con turbo expander y refrigeración mecánica, es posible conocer el comportamiento y los resultados aproximados de la composición final para cada separador.

Se vale considerar que los cálculos realizados se hicieron a partir de que el sistema está:

- Estado estable
- Es Gas ideal y solución ideal
- Es Equilibrio líquido-vapor

Ya que tenemos presiones bastante altas y temperaturas bajas, tendría que considerarse como un gas real. Para el proyecto se sale del alcance realizar los cálculos números como si fuera gas real, para esto se necesita de hallar los coeficientes de actividad (γ) y los coeficientes de fugacidad (ϕ), lo que requiere de ecuaciones de estado, métodos termodinámicos y análisis de equilibrio de fases para realizar un buen aproximado de los datos. En el caso del simulador se utilizó como método termodinámico Peng-Robinson (PR) para hallar los resultados.

Para empezar con el balance se necesitan de las condiciones de entrada al separador, la composición y el flujo molar, estos datos son obtenidos a partir de balance general del proceso, el cual se obtuvo a través de simulador aspen Hysys.

F: 9 MMscfd / 448.3 kmol/h

T: 70 °F / 21,11°C

P: 1175 psia / 60762.66 mmHg

Tabla 26. Composición de entrada al separador en fracción molar.

Compuesto	z
metano	0,7839
etano	0,1158
propano	0,0597
i-butano	0,0117
n-butano	0,0156
i-pentano	0,0048
n-pentano	0,0036
n-hexano	0,0026
n-heptano	0,001
n-octano	0,0003

Las condiciones de presión y temperatura se encuentran mmHg y °C para resolver la ecuación de Antoine, con el objetivo de hallar la presión de saturación. Las constantes fueron obtenidas del libro de YAWS, Carl., handbook of thermodynamic and physical properties of chemical compounds.

Ecuación 19. Ecuación de Antoine.

$$\text{Log } P = A - \frac{B}{T + C}$$

Tabla 27. Contantes de Antoine.

Compuesto	Formula	A	B	C
metano	CH ₄	6,84566	435,621	271,361
etano	C ₂ H ₆	6,95335	699,106	260,264
propano	C ₃ H ₈	7,01887	889,864	257,084
i-butano	C ₄ H ₁₀	6,93388	953,92	247,077
n-butano	C ₄ H ₁₀	7,00961	1022,48	248,145
i-pentano	C ₅ H ₁₂	8,0139	2167,2	202,353
n-pentano	C ₅ H ₁₂	7,00877	1134,15	238,678
n-hexano	C ₆ H ₁₄	6,9895	1216,92	227,451
n-heptano	C ₇ H ₁₆	7,04605	1341,89	223,733
n-octano	C ₈ H ₁₈	7,14462	1498,96	225,874

Se hallan las presiones de cada componente, a una temperatura de 21,11 °C y posterior a esto se saca la presión de saturación. Las presiones son necesarias para halla K_i (ecuación 13).

Tabla 28. Presiones de saturación para cada componente del gas, a partir de la ecuación de Antoine.

Formula	Log P	P ^{sat} (mmHg)
CH ₄	5,35620976	227096,146
C ₂ H ₆	4,46873522	29426,2701
C ₃ H ₈	3,82015256	6609,25576
C ₄ H ₁₀	3,3769589	2382,09401
C ₄ H ₁₀	3,21216891	1629,92985
C ₅ H ₁₂	-1,68434982	0,02068475
C ₅ H ₁₂	2,64309491	439,637684
C ₆ H ₁₄	2,09363943	124,062185
C ₇ H ₁₆	1,56543589	36,7651119
C ₈ H ₁₈	1,0755629	11,9004366

A partir de las presiones se hallan K_i, como se dijo anteriormente esta fuera del alcance del proyecto realizar el procedimiento como gas real, lo que se toman como 1 los coeficientes de actividad y de fugacidad en la ecuación 14. Quedando simplificada como:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{p^{Sat}}{P}$$

Se hace este cálculo para cada compuesto y quedan los resultados de la siguiente manera.

Tabla 29. Equilibrio para cada compuesto.

Formula	Ki
CH ₄	3,737429302
C ₂ H ₆	0,484282125
C ₃ H ₈	0,108771666
C ₄ H ₁₀	0,039203254
C ₄ H ₁₀	0,026824531
C ₅ H ₁₂	3,40419E-07
C ₅ H ₁₂	0,007235326
C ₆ H ₁₄	0,00204175
C ₇ H ₁₆	0,000605061
C ₈ H ₁₈	0,000195851

Teniendo los K_i , se halla $F(\psi)$ de cada uno de los componentes con Rachfor-Rice (ecuación 15). Para empezar las iteraciones se inicia la fracción vaporizada (ψ) con un valor de 0.5, hasta encontrar el valor de ψ del sistema. A continuación, se muestran los resultados.

Tabla 30. Valores de $F(\psi)$ con la fracción vaporizada de 0.5.

Formula	F (ψ)
CH ₄	0,90592205
C ₂ H ₆	-0,08047005
C ₃ H ₈	-0,09597347
C ₄ H ₁₀	-0,0216345
C ₄ H ₁₀	-0,02956988
C ₅ H ₁₂	-0,00959999
C ₅ H ₁₂	-0,00709656
C ₆ H ₁₄	-0,00517881
C ₇ H ₁₆	-0,00199758
C ₈ H ₁₈	-0,00059977
SUMA	0,65380144

El resultado da una fracción vaporizada (ψ) de: 0.8785, es decir que de los 448.3 kmol/h el 87% se convierte en vapor y el 13% restante serán los que se convierten en líquidos. Con este valor se recalcula $f(\psi)$.

Tabla 31. Valores de F (ψ) con la fracción vaporizada de 0.8784.

Formula	F (ψ)
CH ₄	0,630238933
C ₂ H ₆	-0,10918997
C ₃ H ₈	-0,24513511
C ₄ H ₁₀	-0,0720909
C ₄ H ₁₀	-0,10465853
C ₅ H ₁₂	-0,03950858
C ₅ H ₁₂	-0,02795458
C ₆ H ₁₄	-0,02104613
C ₇ H ₁₆	-0,00819016
C ₈ H ₁₈	-0,00246532
SUMA	-3,5305E-07

Se hallan las moles totales que se encuentran en el líquido y en el vapor, con respecto al flujo mola. Ecuaciones 12 y 16.

$$V = 448.3 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 0.8785 = \mathbf{393.83 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}}$$

$$L = 448.3 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} - 393.83 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = \mathbf{54.46 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}}$$

Con las ecuaciones 17 y 18 se hallan las fracciones molares de cada componente en la fase líquida y vapor, se obtienen los siguientes resultados.

Tabla 32. Resultados finales de las fracciones molares de cada componente en el separador V-200.

Compuesto	xi	yi
metano	0,2302	0,8605
etano	0,2117	0,1025
propano	0,2751	0,0299
i-butano	0,0750	0,0029
n-butano	0,1075	0,0029
i-pentano	0,0395	0,0000
n-pentano	0,0282	0,0002
n-hexano	0,0211	0,0000
n-heptano	0,0082	0,0000
n-octano	0,0025	0,0000

Los resultados arrojados del simulador aspen Hysys se muestran a continuación.

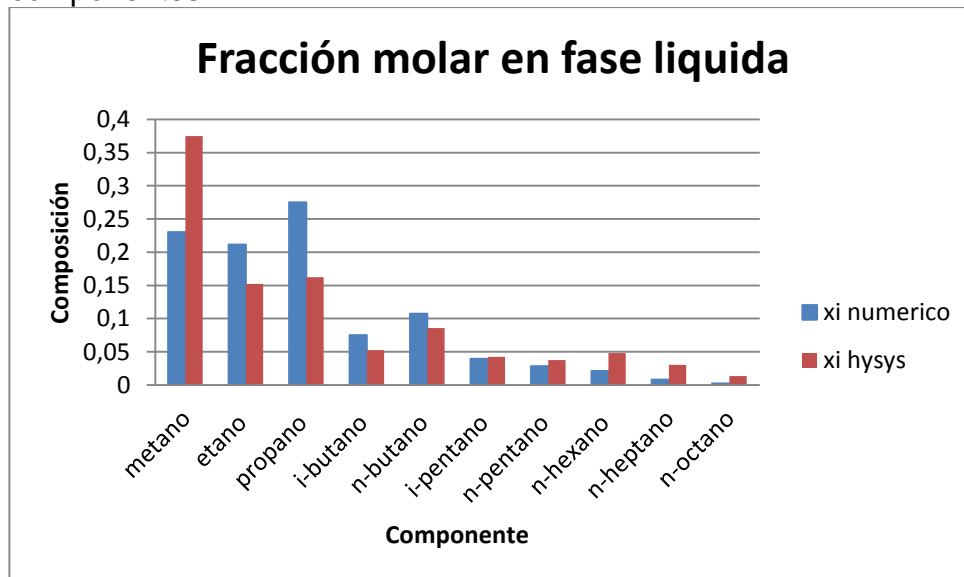
Tabla 33. Resultados de las fracciones molares en la fase líquida y vapor con aspen hysys

Compuesto	X_i	y_i
metano	0,3748	0,7876
etano	0,1521	0,1155
propano	0,1623	0,0588
i-butano	0,0525	0,0113
n-butano	0,0857	0,0150
i-pentano	0,0426	0,0045
n-pentano	0,0375	0,0033
n-hexano	0,0481	0,0022
n-heptano	0,0302	0,0007
n-octano	0,0136	0,0002

Respecto a lo anterior se puede analizar que los resultados no son parecidos puesto que el gas que se tiene no funciona como gas ideal, ya que las presiones a las que se maneja el proceso son bastantes elevadas, lo que ejercen una atracción mutua entre las moléculas, sin dejarlas mover con plena independencia.

Para este caso se necesita hallar los coeficientes de actividad y de fugacidad mediante las ecuaciones de estado y comparar con los resultados; para ver más detalladamente el comportamiento de los datos reales (Hysys) con respecto a los datos números (Rachford-Rice), se pueden ver en las siguientes gráficas.

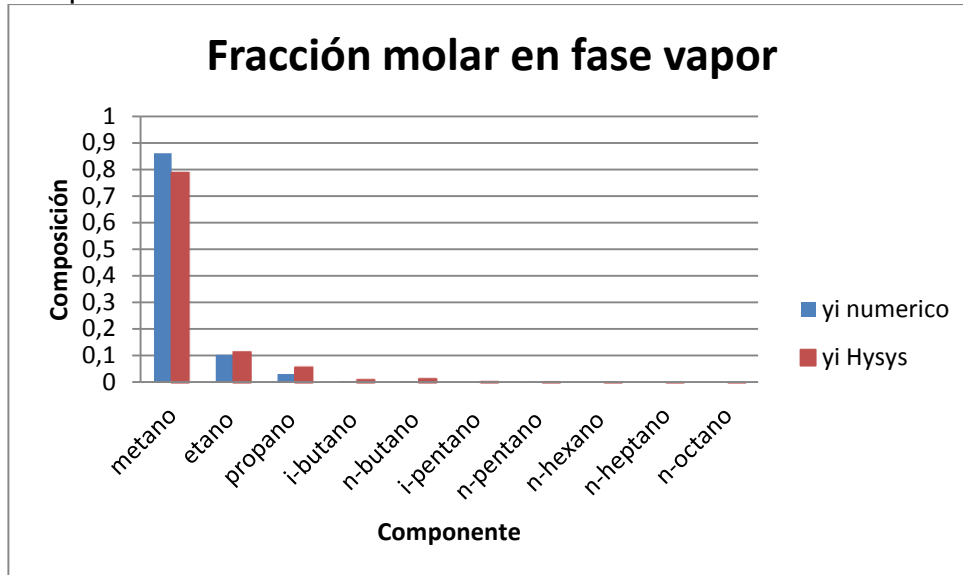
Gráfica 13. Diagrama de las fracciones molares en fase líquida, composición vs componentes.



Los datos no son completamente diferentes, el margen de error se encuentra entre el 15 y 20%; respecto a los últimos compuestos (i-C₅, n-C₅, C₆, C₇ y C₈), ya que estos

datos tienden a ser 0, por el poco porcentaje de composición que contienen. Para los primeros compuestos aumenta el margen de error, esto puede pasar respecto a que la fuerza de interacción entre las moléculas por la presión que hay en el sistema.

Gráfica 14. Diagrama de las fracciones molares en fase vapor, composición vs componentes.



Respecto a la fase vapor, se muestra un margen de error entre todos los compuestos mucho más pequeño, haciendo que la diferencia sea mínima entre los datos arrojados por hysys y los datos obtenidos a partir de Rachford-Rice, los datos con el porcentaje de error más alto se ven en los compuestos C₁ y C₃ con un porcentaje de 10% y 17%.

Los cálculos del balance de transferencia de masa de los otros separadores (turbo expander: V-201 y V-202; refrigeración mecánica: V-300 y V-301) se encuentran en el anexo F y anexo G.

5.3 DIMENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

En general para realizar el diseño de cualquier intercambiador se deben tener datos como lo son las temperaturas de entrada y salida de un fluido y del otro al menos una de las dos, las capacidades caloríficas de las dos corrientes y el flujo másico.

En este documento se realizará el diseño y dimensionamiento tomando en cuenta dos aspectos: el primero son los datos que se obtuvieron por medio de las simulaciones en hysys y el segundo es el diseño basado en teorías, métodos y datos teóricos que se adquieren a través de la bibliografía. El segundo aspecto se hará

como un método de validación para corroborar que los datos arrojados por el simulador sean confiables.

Teniendo en cuenta lo anterior y sabiendo que la tecnología Joule Thomson está completamente dimensionada se empezará por el diseño de intercambiadores en la tecnología Turbo Expander, donde al tener las temperaturas de entrada y de salida de los dos fluidos se procede a hallar la Diferencia de Temperatura Media Logarítmica (DMLT) necesaria para el cálculo del área del intercambiador. Para las ecuaciones planteadas más adelante se tomará en cuenta la siguiente nomenclatura:

Q: Calor transferido

Fluido Caliente:

T1: Temperatura de entrada

T2: Temperatura de salida

C: Capacidad calorífica

M: Flujo másico

ρ_c : Densidad

Fluido Frio:

t1: Temperatura de entrada

t2: Temperatura de salida

c: Capacidad calorífica

m: Flujo másico

ρ_f : Densidad

Ecuación 20. Cálculo de DMLT.

$$DMLT = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

Dónde:

$$\Delta T_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_1$$

Luego de esto se halla el calor de la siguiente manera:

Ecuación 21. Cálculo del Calor en el intercambiador.

$$Q = MC(T_1 - T_2) = mc(t_2 - t_1)$$

Otro requisito para el cálculo del área es el valor del coeficiente global de transferencia de calor (U), el cual en este caso se obtiene por medio de las simulaciones y se corrobora por medio de tablas en las cuales dependiendo los tipos de fluidos existen varios rangos dentro de los cuales debe estar.

El cálculo del área se realiza mediante la siguiente ecuación:

Ecuación 22. Calculo del área de transferencia de calor de un intercambiador.

$$A = \frac{Q}{U \cdot DMLT \cdot F_t}$$

Donde el termino F_t es un factor de corrección que se aplica para los intercambiadores de dos pasos por los tubos en adelante, para los intercambiadores 1-1 el F_t tiene un valor de 1.

Luego de hallar el área se procede a aplicar la ecuación de continuidad para el fluido que va a ser pasado por los tubos:

Ecuación 23. Ecuación de continuidad para fluido caliente.

$$M = \rho c \cdot v \cdot a$$

Ecuación 24. Ecuación de continuidad para fluido frio.

$$m = \rho f \cdot v \cdot a$$

Dónde:

v = velocidad del fluido.

a =área de flujo.

De esta ecuación se despeja el área, la velocidad se halla de acuerdo a ciertas ecuaciones que describen la velocidad máxima a la que el fluido puede ser pasado por los tubos tomando en cuenta su tipo, peso molecular, presión a la que entra y densidad.

Al tener un valor de área de flujo se puede hallar la longitud de los tubos mediante su diámetro interno y externo, para la industria del petróleo y del gas las tuberías más comúnmente usadas son las de acero⁷⁸ por ende en tablas de especificación de tuberías se busca de acuerdo al calibre o BWG y el diámetro externo, los diámetros más usados son 1, 5/8 y 3/4⁷⁹ teniendo esto y sabiendo que el área de un tubo es:

Ecuación 25. Área de flujo de un tubo.

$$a_t = \frac{\pi}{4} D_i^2$$

⁷⁸ PEREZ MORENO, Jairo Alexander. Verificación del diseño mecánico y análisis financiero de los intercambiadores de calor programados para la reposición del 2012 en la refinería Barrancabermeja de Ecopetrol. UIS., p. 29-31.

⁷⁹ CARRERO MANTILLA, Javier Ignacio. Equipos de transferencia de calor: una guía de estudio. Universidad Nacional de Colombia., p. 31.

Dónde:

Di= Diámetro interno.

Ecuación 26. Calculo número de tubos.

$$n = \frac{a}{at}$$

Ecuación 27. Calculo de la longitud de los tubos.

$$L = \frac{A}{\pi * Do * n}$$

Dónde:

L= Longitud de los tubos.

Do= Diámetro externo.

n= Numero de tubos.

Con estos dos últimos datos y la velocidad del fluido, se dimensiona el intercambiador de calor, de tal forma que los tres valores sean coherentes con intercambiadores ya existentes. Luego de esto se estandariza para que sea más fácil que se encuentren en el mercado.

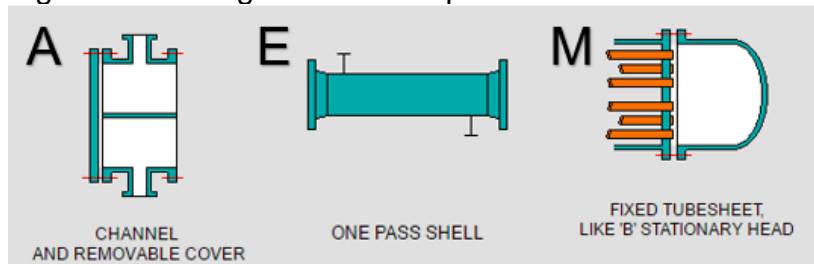
5.3.1 Dimensionamiento Intercambiador de calor Gas/Gas E-200: Se escogen los materiales de los tubos y la coraza de acuerdo a las normas ASTM donde:

Tubos: SA 179 Acero al carbón, para intercambiadores de calor y condensado; sin costura.

Coraza: SA 516 Placas de Acero al carbón para recipientes a presión de temperaturas de servicio baja y moderada.

Con una configuración según TEMA: AEM (Figura 23.)

Figura 22. Configuración AEM para intercambiador de tubos y coraza.



Los datos que se muestran a continuación se obtuvieron de la simulación de turbo expander en Aspen Hysys, necesarios para el desarrollo del diseño básico de un intercambiador. Las ecuaciones fueron tomadas del libro "Chemical Process Equipment Selection and Design." del año 1990 y escrito por S. M. Walas.

Fluido Caliente:

T1(°F): 98

T2(°F): 70

C (Btu/lbmol °F): 16,42

M (lbmol/h): 892,6

Pc (psia): 1180

ρ_c (lbmol/ft³): 0,2632

PM: 21,27

Fluido Frio:

t1 (°F): -30

t2 (°F): 19,98

c (Btu/lbmol °F): 9,93

m (lbmol/h): 988,2

Pf (psia): 278,6

ρ_f (lbmol/ft³): 6,86x10⁻²

Coeficiente global de transferencia de calor:

U (Btu/h ft² °F): 8,86

1. Calcular la Diferencia de Temperatura Media Logarítmica (DMLT) con la ecuación 20.

$$DMLT = \frac{(98 - 19,98) - (70 - (-30))}{\ln\left(\frac{98 - 19,98}{70 - (-30)}\right)} = 88,56 \text{ °F}$$

2. Calcular el calor con la ecuación 21.

$$Q = (988,2)(9,93)(19,98 - (-30)) = 490445,04 \text{ Btu/h}$$

3. Calcular el área de transferencia de calor total con la ecuación 22.

$$A = \frac{490445,04}{8,86 \cdot 88,56} = 625,085 \text{ ft}^2$$

En este paso cabe aclarar que el termino Ft no se toma en cuenta ya que para empezar el diseño se deben evaluar dos puntos, el primero es si el intercambiador es o no de tubos concéntricos para ello el valor del área debe ser menor a $0,93 \text{ ft}^2$ (10 m^2)⁸⁰, como en este caso no es así se procede a lo segundo que es escoger dentro de los intercambiadores de tubos y coraza cual es el más favorable empezando por el más simple que es el 1-1, es por esto que el valor del Ft ahora se toma como 1.

4. Calcular el área de flujo con la ecuación 23 o la ecuación 24.

Para poder calcular esta área se debe elegir que fluido es el que va ser pasado por los tubos, para este caso se elige el caliente ya que maneja una presión mucho mayor a la del frío, por ende, se usa la ecuación 23.

$$892,6 = 0,2632 * v * a$$

Para el cálculo de la velocidad se usó una ecuación tomada de la bibliografía⁸¹ en la cual dice que la velocidad máxima para el fluido que va por los tubos cuando es un gas seco es:

$$v \text{ max} = \frac{1800}{\sqrt{(PM)(P)}}$$

Dónde:

v max (ft/s) = Velocidad máxima

PM= Peso Molecular del fluido

P (psia)= Presión del fluido

$$v \text{ max} = \frac{1800}{\sqrt{(21,27)(1180)}} = 11,36 \frac{\text{ft}}{\text{s}} * \frac{3600\text{s}}{1\text{h}} = 40896 \frac{\text{ft}}{\text{h}}$$

$$a = \frac{892,6}{0,2632 * 40896} = 0,083 \text{ ft}^2$$

5. Hallar el área de flujo en un tubo con la ecuación 25.

Para hallar esta área se necesita tener el diámetro interno por lo cual se busca en las tablas de calibre y se varía entre los diámetros más usados empezando por 1" y el espesor más grueso es decir BWG= 8, donde:

⁸⁰ VELEZ, Hernán. Profesor Universidad de América.

⁸¹ SALAS ARAUJO, Carlos. Universidad de los Andes. Venezuela. Disponible en: <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>

$D_i = 0,056 \text{ ft}$
 $D_o = 0,0833 \text{ ft}$
 Espesor = 0,0273

$$a_t = \frac{\pi}{4} (0,056)^2 = 0,002448 \text{ ft}^2$$

6. Hallar el número de tubos con la ecuación 26.

$$n = \frac{0,083}{0,002448} = 33,87 \approx 34$$

7. Hallar la longitud de los tubos con la ecuación 27.

$$L = \frac{625,085}{\pi * 0,0833 * 34} = 70,52 \text{ ft}$$

Para hallar una longitud y un número de tubos razonable se varían los calibres de la tubería y las velocidades a las cuales pasara el fluido de la siguiente manera:

Tabla 34. Número de tubos y longitud para diferentes calibres.

	in	n	L
DO (do)	1	34	71
BWG	8		
DO (do)	1	29	85
BWG	10		
DO (do)	0,75	58	55
BWG	11		
DO (do)	0,75	66	49
BWG	10		

Se encontró como se puede ver en la tabla 34 que el calibre que más favorece tanto la longitud como el número de tubos es el de $\frac{3}{4}$ " con un BWG de 10.

Ya teniendo el calibre ahora se variará la velocidad para encontrar valores que favorezcan aún más el diseño.

Tabla 35. Numero de tubos y longitud para diferentes velocidades.

Vel (ft/h)	n	L
40896	66	49
30000	90	36
20000	134	24
10000	268	9

La velocidad que ayuda a tener un equilibrio entre el número de tubos y la longitud es de 20000 ft/h pero, para estandarizar la longitud y obtener un valor de 20 ft que es la encontrada en el mercado, se aumenta el número de tubos a 160.

Los cálculos de dimensionamiento de los otros intercambiadores de calor (turbo expander: E-201; refrigeración mecánica: E-300, E-301 y E-302) se encuentran en el anexo D y anexo F.

6. COMPARACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS

A partir de la información recolectada en los cuadros 1 y 2, la encontrada en fuentes bibliográficas, los datos obtenidos en las simulaciones y un amplio conocimiento respecto al tratamiento del gas natural, se evalúan los siguientes criterios cualitativos y cuantitativos en relación a las tres alternativas para recuperación de condensados.

6.1 ASPECTOS CUANTITATIVOS

6.1.1 Comparación de recuperación de LGN. Los líquidos obtenidos en la unidad de recuperación de condensados son los productos que son enviados a una planta de fraccionamiento para obtener sub-productos del gas (GLP, gasolina natural, etano, etc.) y el gas a compresión, es el gas que será enviado a gas de ventas para ser usado como gas combustible.

En la tabla 15 se puede apreciar los resultados arrojados de las simulaciones respecto al flujo molar y flujo volumétrico de los productos en las tres alternativas.

Tabla 36. Resultados obtenidos en las simulaciones.

ASPECTO	ALTERNATIVA TECNOLÓGICA		
	1	2	3
LGN (BPD)	250	525	300
Contenido de C ₁ (%) en la corriente de LGN	24,45	9,38	24,95
Gas Venta (MMSCFD)	8,623	8,238	8,533

Para este proyecto es muy importante enfatizar la cantidad de condensados que se obtienen de las tres simulaciones. Como se puede observar la alternativa 2 respecto a este punto de vista de los LGN, es mucho más atractiva que las otras dos, obteniendo casi 275 BPD de más, que los que se obtienen en la tecnología usada actualmente por la empresa en el tratamiento de gas y 225 BPD de más con relación a refrigeración mecánica. Esto se da principalmente por el concepto de diseño al dividir las corrientes de gas, donde una parte se expande y se enfría por medio de válvulas y la otra mitad también se expande y enfría a una temperatura inferior con un turbo-expansor, lo que lleva a recuperar un volumen mayor de hidrocarburos pesados (C³⁺); esto se puede evidenciar en la tabla 13 donde se encuentra los porcentajes de cada uno de los componentes por medio de Turbo-Expander.

En cuanto al gas a compresión, se evidencia que Joule Thomson contiene un 0,4% y un 0,1% de más que las otras dos tecnologías, esto sencillamente se da porque tecnología con Joule Thomson es utilizada más que todo para ajustar la temperatura del gas de venta (Mínima 45 °F, máxima 120 °F), lo que genera que en el proceso salga prácticamente todo el metano como gas y con un porcentaje de cada uno de

los componentes a la temperatura que exige el RUT, sin generar tantos líquidos como las otras dos tecnologías.

6.1.2 Requerimientos industriales. Para realizar una comparación detallada de las tres tecnologías, se necesita saber de los requerimientos de servicios industriales en la planta, como lo son:

- Requerimiento de energía.
- Requerimiento de potencia.

En cuanto a los cambios producidos en el sistema de refrigeración, se determinó la variación de la energía que se debe retirar en los intercambiadores de calor.

Tabla 37. Requerimientos energéticos

EQUIPO	ALTERNATIVA TECNOLÓGICA		
	1	2	3
Enfriador Gas-Gas (Btu/hr)	413.700	450.700	381.900
Enfriador 2 Gas-Gas (Btu/hr)	N/A	N/A	847.300
Enfriador Gas-Líquido(Btu/hr)	N/A	127.800	N/A
Enfriador ciclo de refrigeración (Btu/hr)	N/A	N/A	154.700
Energía total requerida (Btu/hr)	413.700	578.500	1.383.900

En los intercambiadores de calor (G/G) a la entrada al proceso prácticamente tienen la misma función, manejan el mismo flujo molar de 9 MMscfd e intercambian calor con las torres de separación LTS, pero se evidencia una pequeña diferencia entre las tres opciones, esto puede ser ya que de las torres LTS, la temperatura con la que sale no es la misma, en el caso de la opción 2 la temperatura con la que intercambia calor está a -30 °F lo que requiere de mucha más energía para intercambiar calor, mientras que en la opción 1 y opción 3 tienen una temperatura de 37 °F y 35 °F lo que hace que no requiera de tanta energía. Para el caso de la opción 3 aunque la temperatura es muy parecida a la opción 1 tiene una diferencia de 31.800 Btu/hr, esta diferencia se da ya que el enfriamiento desde la corriente de entrada a la corriente de salida del intercambiador es más pequeña que la opción 1, pasa de 98 °F a 75 °F.

Pero respecto al intercambiador de calor 2 (G/G) que solo lo tiene la opción 3, requiere de retirar más energía esto debido al flujo del gas utilizado como medio de enfriamiento (1.4 MMscfd) el cual es evidente que es mucho menor al flujo molar que entra en el proceso.

En la opción 3 se tiene el intercambiador (G/L), el cual no requiere de mucha energía esto ya que los flujos y las temperaturas que se tienen en el proceso, no tienen un cambio fuerte a la hora de intercambiar calor.

Como se observa la opción 3 respecto a los requerimientos energéticos, duplica la cantidad de energía que se retira del proceso, lo que no la hace factible ya que uno de los aspectos más importantes en un proceso es la optimización de energía. En la tabla 24 se evidencia las variaciones de energía en Btu/hr.

Para los requerimientos de potencia se basó en los caballos de fuerza (hp) que requieren los compresores y las bombas en las tecnologías. En la siguiente tabla se muestran las comparaciones en los requerimientos de potencia totales.

Tabla 38. Requerimientos de potencia.

EQUIPO	ALTERNATIVA TECNOLÓGICA		
	1	2	3
Compresor (hp)	N/A	287,8	275,1
Bomba (hp)	N/A	4,4	N/A
Potencia total requerida (hp)	N/A	292.2	275.1

En la opción 1 se sabe que no contiene en el proceso ningún requerimiento de potencia adicional, pero respecto a la caída de presión que se tiene 1175 a 592 psia, se necesita de una unidad de compresión al final para aumentar la presión al gas de venta, esta unidad está constituida por la empresa, pero por confidencialidad no se obtuvieron datos e información de esta unidad.

Para la opción 2 se necesita re comprimir por la caída de presión que genera la expansión de 1175 a 278 psia, igual que la joule Thomson, necesita de una unidad de compresión al final del proceso, ya que la empresa cuenta con esta unidad, puede ser implementada para esta opción y así poder aumentar la presión al gas de venta. Aunque el compresor aprovecha la potencia del expansor, por lo cual no hay tanto requerimiento de potencia, e requerimiento de potencia en esta opción es la más alta entre las tres opciones.

En la opción 3 el requerimiento de potencia se da a partir del compresor que se encuentra en el ciclo de refrigeración con propano, esto se da ya que la válvula que tiene el proceso realiza una caída de presión desde 175 a 14 psia dejando el propano sin presión para pasar al enfriador, lo que necesita de una compresión para aumentare esa presión desde 9 a 180 psia. Igual que las dos opciones anteriores respecto a la caída de presión que se da en la válvula V-201, necesita de una unidad de compresión para aumentar la presión del gas de venta.

6.2 ASPECTOS CUALITATIVOS

A continuación, se evalúa por medio de diferentes criterios las tecnologías de recuperación de condensados, realizando una matriz de selección, donde a cada una de las calificaciones dependiendo de la importancia se le asignara un valor.

La Tecnología con mayor puntaje será la que tenga un mayor número de ventajas y será la escogida en cuanto a los aspectos cualitativos.

Cuadro 9. Criterios de los aspectos técnicos

Criterios	Clasificación (Puntuación)
<p>Factibilidad técnica: Hace referencia al cumplimiento del proceso en cuanto a normas y producto deseado</p>	<p>Mala: No cumple</p>
	<p>Regular: Cumple algunas de las especificaciones del producto</p>
	<p>Buena: Cumple las especificaciones del producto, pero requiere más esfuerzo</p>
<p>Acceso a la tecnología: Hace referencia a la facilidad de obtener ajustes o reparaciones con o sin la necesidad de ayuda especializada.</p>	<p>Excelente: Cumple con el producto tal y como lo requiere la industria y añade más propiedades</p>
	<p>Mala: Si presenta problemas solo se pueden solucionar por medio de una persona especializada.</p>
	<p>Regular: Requiere la intervención de una persona especializada.</p>
<p>Complejidad/Simplicidad: Hace referencia a la conexión entre equipos y la necesidad de experiencia para operarlos.</p>	<p>Buena: Necesita poca intervención por parte de la persona especializada.</p>
	<p>Excelente: No requiere ningún tipo de intervención de personas especializadas en el tema.</p>
	<p>Mala: El proceso es altamente complejo, alto número de equipos y de estos, dos o más no se tiene experiencia alguna.</p>
<p>Capacidades existentes de la Tecnología: Hace referencia a las capacidades existentes en el mercado para la tecnología</p>	<p>Regular: El proceso tiene un nivel de complejidad medio en cuanto a número de equipos y solo de un equipo no se tiene ningún tipo de experiencia.</p>
	<p>Buena: El proceso tiene un nivel de complejidad medio en cuanto a número de equipos, pero de todos se tiene algún tipo de experiencia.</p>
	<p>Excelente: El proceso es de baja complejidad en cuanto número de equipos y se tiene experiencia en cuanto al manejo de los equipos.</p>
<p>Interconexiones de las instalaciones con el proceso existente: Hace referencia a lo simple o difícil que será la conexión con el proceso que ya está implementado.</p>	<p>Mala: Solo para capacidades mayores a 100 MMSCFD</p>
	<p>Regular: Capacidades exactas de 35 o 100 MMSCFD</p>
	<p>Buena: Solo para capacidades pequeñas menores o iguales a 10 MMSCFD</p>
<p>Interconexiones de las instalaciones con el proceso existente: Hace referencia a lo simple o difícil que será la conexión con el proceso que ya está implementado.</p>	<p>Excelente: Se determina la capacidad dependiendo el proceso no tiene limitación alguna.</p>
	<p>Mala: Gran dificultad para realizar la conexión al proceso existente.</p>
	<p>Regular: Existe dificultad para realizar la conexión al proceso existente, pero se acopla.</p>
<p>Interconexiones de las instalaciones con el proceso existente: Hace referencia a lo simple o difícil que será la conexión con el proceso que ya está implementado.</p>	<p>Buena: Hay una baja dificultad para la conexión al proceso existente.</p>
	<p>Excelente: No hay dificultad alguna para la conexión al proceso ya implementado.</p>

Fuente. MORILLO Moraima. Diseño de planta de extracción de glp en un sistema existente de compresión y transmisión de gas asociado. La universidad del Zulia. Facultad de ingeniería. 2004. p. 45-48. Adaptado por los autores

Cuadro 9. (Continuación).

Criterios	Clasificación (Puntuación)
<p>Cantidad de Equipos: Hace referencia a los equipos necesarios para desarrollar la Tecnología y su viabilidad de acuerdo a estos.</p>	<p>Mala: El proyecto es inviable por la cantidad de equipos.</p> <p>Regular: El proyecto es viable, pero genera un gran impacto por la cantidad de equipos.</p> <p>Buena: El proyecto es viable y no genera gran impacto.</p> <p>Excelente: El número de equipos genera el mínimo impacto.</p>
<p>Flexibilidad al momento de operar: Hace referencia al conocimiento que deben tener los que operan el proceso al momento de presentarse una falla y generar una opción alterna.</p>	<p>Mala: El operador no puede generar una opción alterna.</p> <p>Regular: Es difícil para el operador generar una opción alterna por la complejidad del proceso.</p> <p>Buena: No es tan difícil para el operador generar cambios en el proceso.</p> <p>Excelente: El proceso no es complejo por ende es fácil generar una opción alterna.</p>
<p>Requerimientos de personal: Hace referencia a que tan especializado debe estar el personal para el proceso.</p>	<p>Mala: Alto nivel en conocimientos sobre el proceso.</p> <p>Regular: Nivel medio en conocimientos sobre el proceso.</p> <p>Buena: Requiere un nivel bajo en conocimientos sobre el proceso.</p> <p>Excelente: No requiere personal especializado en el proceso en específico.</p>
<p>Construcción: Hace referencia a la dificultad que requiere la Tecnología para ser instalada y su conexión con el proceso existente.</p>	<p>Mala: Representa la mayor dificultad en cuanto a instalación de equipos y es necesario parar completamente la producción de la planta.</p> <p>Regular: Representa gran dificultad en la instalación de equipos y es necesario realizar una parada parcial de la planta.</p> <p>Buena: Tiene un tiempo aceptable de instalación de equipos y solo afecta de manera leve la producción de la planta.</p> <p>Excelente: Representa la mayor facilidad en la instalación de equipos y no afecta la producción de la planta.</p>

Fuente. MORILLO Moraima. Diseño de planta de extracción de glp en un sistema existente de compresión y transmisión de gas asociado. La universidad del Zulia. Facultad de ingeniería. 2004. p. 45-48. Adaptado por los autores
A continuación, se indicarán las clasificaciones establecidas y el valor de cada una:

Tabla 39. Valor de Clasificación para los Criterios de Evaluación.

Clasificación	Valor
Excelente	25
Bueno	15
Regular	5
Malo	0

6.3 SELECCIÓN DE ALTERNATIVA

Según lo expuesto en el capítulo 2 y los análisis tanto cuantitativos como cualitativos, se realizó una matriz de selección comparando las tecnologías Turbo Expander y Refrigeración Mecánica, en donde se asignaron los valores mostrados en la tabla 36 a cada uno de los aspectos relevantes para la selección.

Para que todos los aspectos en la matriz fueran consistentes se tomaron los siguientes rangos:

- LGN (Barriles por Día)

El siguiente rango se determinó por medio de la máxima cantidad de líquidos condensables que se pueden extraer de acuerdo al flujo que se tiene de entrada y el mínimo que en este caso sería no recuperar condensados.

Tabla 40. Rango de calificación Barriles por Día de LGN producidos.

Calificación	BPD
Excelente	451-600
Bueno	301-450
Regular	151-300
Malo	0-150

- Contenido de metano en la corriente de LGN (%)

El siguiente rango se determinó tomando en cuenta que los líquidos del gas natural sin contenido de metano son los que mejor se venden en la industria y que el mayor porcentaje permitido según CCR Ingenieros es de cuarenta, siendo este el de menor calidad.

Tabla 41. Rango de calificación de porcentaje de metano en la corriente de LGN

Calificación	% de metano
Excelente	0-10
Bueno	11-20
Regular	21-30
Malo	31-40

- Gas de venta (MMSCFD)

El siguiente rango se determinó de acuerdo con el porcentaje que se puede obtener de gas de venta en un proceso de tratamiento de gas según un ingeniero de CCR Ingenieros que es del 97 al 98%, es decir de un flujo de 9 MMscfd la mayor cantidad que se puede recuperar es 8,8 MMscfd.

Tabla 42. Rango de calificación de la cantidad de gas de venta a la salida de la tecnología.

Calificación	MMSCFD
Excelente	6,1-8,8
Bueno	4,1-6
Regular	2,1-4
Malo	0-2

- Requerimientos energéticos (Btu/h)

El siguiente rango se determinó en base a las simulaciones y la tecnología con el mayor requerimiento es decir refrigeración mecánica con un valor de 1383900 Btu/h.

Tabla 43. Rango de calificación de requerimientos energéticos de las tecnologías.

Calificación	Btu/h
Excelente	0-350000
Bueno	350100-700000
Regular	700100-1000000
Malo	1000100-1400000

- Requerimientos de potencia (hp)

Este rango al igual que en el de requerimiento energético se determinó por medio de la tecnología que más potencia uso en el simulador, es decir turbo expande.

Tabla 44. Rango de calificación de requerimientos de potencia en las tecnologías.

Calificación	hp
Excelente	0-125
Bueno	126-250
Regular	251-375
Malo	376-500

En la siguiente matriz se establecieron porcentajes a cada uno de los aspectos dando mayor valor a los más importantes o significativos al momento de elegir la alternativa. Dichos porcentajes se escogieron con la ayuda de un comité conformado por empleados de CCR ingenieros asociados, donde evaluaron por medio de su experiencia cada uno de los ítems.

El valor real es la multiplicación entre el valor dado por la calificación y el porcentaje de importancia.

Tabla 45. Matriz de selección.

% Importancia	CRITERIOS DE EVALUACIÓN	Tecnología			
		2	Valor real	3	Valor real
		Valor calificación		Valor calificación	
8,00%	Factibilidad técnica	25	2	15	1,2
3,00%	Acceso a la tecnología	15	0,45	25	0,75
5,00%	Complejidad/Simplicidad	5	0,25	25	1,25
10,00%	Capacidades existentes de la Tecnología	25	1,5	5	1,5
8,00%	Cantidad de Equipos	5	0,4	15	1,2
4,00%	Flexibilidad al momento de operar	5	0,2	25	1
4,00%	Requerimientos de personal	15	0,6	25	1
8,00%	Construcción	5	0,4	15	1,2

Tabla 45. (Continuación)

% Importancia	CRITERIOS DE EVALUACIÓN	Tecnología			
		2		3	
		Valor calificación	Valor real	Valor calificación	Valor real
5,00%	Interconexiones de las instalaciones con el proceso existente	5	0,25	25	1,25
15,00%	GNL (BPD)	25	3,75	5	0,75
10,00%	Contenido de metano en la corriente de LGN (%)	25	2,5	5	0,5
10,00%	Gas Venta (MMSCFD)	25	2,5	25	2,5
6,00%	Requerimientos energéticos	15	0,9	0	0
4,00%	Requerimientos de potencia.	5	0,2	5	0,2
	TOTAL	190	16,9	225	13,3

Como se puede ver en la matriz la tecnología con el mayor puntaje es decir 16,9 es Turbo Expander incluyendo dentro de la operación los porcentajes de importancia.

En cuanto a recuperación de GNL la tecnología 2 es la que más recupera siendo este el ítem de mayor incidencia en la selección, además de su porcentaje de metano en esta corriente el cual es bajo a diferencia de las otras tecnologías. Otro aspecto que favorece la elección de la tecnología 2 es el de las capacidades existentes pues para la refrigeración mecánica solo existen 2 que son 35 o 100 MMSCFD, lo cual para el flujo de entrada que se tiene en este proyecto sería una pérdida de espacio y material.

7. ANÁLISIS DE COSTOS

Para la rentabilidad de la alternativa seleccionada; es muy importante tener en cuenta los costos que influyen⁸². Para esto es necesario conocer y analizar las inversiones de equipos e instalaciones (CAPEX). A partir de esto se realiza un análisis de costos respecto a la tecnología Turbo expander.

7.1 CAPEX (INVERSIÓN DE CAPITAL)

El CAPEX ya sea ingeniería conceptual, básica o de detalle es diferente en cada uno de los casos, por lo que en este proyecto se hace un análisis de costos para una ingeniería conceptual, lo que lleva a ser una estimación de costos aproximados a la unidad de recuperación de condensados (LGN).

7.1.1 Gasto asociado a equipos. Para iniciar es importante saber la capacidad, el dimensionamiento y la cantidad de equipos que conlleva esta tecnología. En la tabla 42 se muestran los costos de equipos, los cuales son calculados a partir de la capacidad que manejan y el dimensionamiento se propuso en el capítulo 5. Se aclara que el dimensionamiento de los equipos: bomba y turbo expander no se encuentran en este proyecto, por lo que se realizó una cotización a partir de la capacidad y de los caballos de fuerza (hp) que tienen cada uno.

Los valores asociados a cada equipo fueron aportados por la empresa VALERUS, por medio una cotización.

Tabla 46. Costos de equipos.

No.	Descripción	Cantidad	Precio unitario	TOTAL
Unidad de recuperación LGN				
Equipo				
1	Separadores bifásicos (V-200 , V-201, V-202)	3 uds	USD 200.000,0	USD 600.000,0
	Bomba (P-200)	1 ud	USD 100.000,0	USD 200.000,0
	Turbo-expander	1 ud	USD 1.000.000,0	USD 1.000.000,0
	Intercambiadores de calor (E-200, E-201)	2 uds	USD 200.000,0	USD 400.000,0
	Tanque de almacenamiento LGN	1 ud	USD 200.000,0	USD 200.000,0
				TOTAL

⁸² AMENDOLA, Luis; DEPOOL, Tibaire y CASTILLO, Maria. Impacto de los capex y opex en la gestión de activos. En: <https://es.linkedin.com/pulse/impacto-de-los-capex-y-opex-en-la-gesti%C3%B3n-activos-amendola>. Julio de 2016. Citado el 23 de mayo de 2017.

7.1.2 Gasto asociado con el medidor de dew point. El sistema de análisis en línea es un sistema utilizado en la industria del gas para analizar la cromatografía y las condiciones con las que sale el gas a venta.

El valor asociado con el sistema de análisis fue aportado por la empresa CCR ingenieros asociados.

Tabla 47. Costo de sistema de medición de dew point.

No.	Descripción	Cantidad	Precio unitario	TOTAL
On - Line Analisis System				
2	On - Line Analisis System	1 ud	USD 177.480,0	USD 177.480,0

7.1.3 Gastos asociados a la instrumentación, control y servicio eléctrico.

Este tiene como propósito fundamental el análisis, diseño y automatización de procesos, como también ofrece soluciones de optimización de procesos productivos con la capacidad garantizar la confiabilidad de los mismos. Entre los cuales se encuentran: sensores, medidores, PLC, válvulas de control, software de supervisión y control de procesos, entre otros.

El valor asociado con la instrumentación y control fue aportado por la empresa CCR ingenieros asociados.

Tabla 48. Costo de instrumentación, control y sistema eléctrico.

No.	Descripción	Cantidad	Precio unitario	TOTAL
Instrumentación, control y sistema eléctrico				
3	Instrumentación, control y sistema eléctrico	1 ud	USD 390.998,9	USD 390.998,9

7.1.4 Gastos asociados a la nacionalización y transporte. En este caso muchos de los equipos y materiales en el tratamiento de gas e hidrocarburos son importados para su uso, lo que lleva a tener en cuenta el transporte y la nacionalidad para la entrada al país.

El valor asociado con la nacionalización y transporte fue aportado por la empresa CCR ingenieros asociados.

Tabla 49. Costos de transporte y nacionalización.

No.	Descripción	Cantidad	Precio unitario	TOTAL
Nacionalización y Transporte				
4	Nacionalización y Transporte	GLOBAL	USD 593.695,8	USD 593.695,8

7.1.5 Gastos asociados a la ingeniería y construcción. Este punto es importante saber que, aunque los costos asociados son de ingeniería conceptual, se sabe que para la construcción e instalación de una planta de tratamiento de gas ya se debe tener toda la ingeniería de detalle, esto es un estimado para montar la unidad de recuperación de condensados, en una planta de tratamiento de gas.

El valor asociado con la ingeniería y construcción fue aportado por la empresa CCR ingenieros asociados.

Tabla 50. Costo de ingeniería y construcción.

No.	Descripción	Cantidad	Precio unitario	TOTAL
Ingeniería y construcción				
5	Ingeniería básica	GLOBAL	USD 237.068,0	USD 237.068,0
	Construcción e instalación	GLOBAL	USD 1.213.520,0	USD 1.213.520,0
	Ingeniería de detalle	GLOBAL	USD 198.000,0	USD 198.000,0
			TOTAL	USD 1.648.588,0

Entre la construcción e instalación están incluidos los siguientes aspectos:

- Soportes y estructuras de acero
- Trabajos civiles
- Mecánica y tuberías
- Obras eléctricas
- Trabajos de Instrumentación

7.1.6 Costos totales de CAPEX. El total de costos asociados a capital son:

Tabla 51. Costo total de inversión.

No.	Descripción		TOTAL
1	LGN unidad de recuperación	USD	2.400.000,0
2	On - Line Analisis System	USD	177.480,0
3	Instrumentación, control y sistema eléctrico	USD	390.998,9
4	Nacionalización y Transporte	USD	593.695,8
5	Ingeniería y construcción	USD	1.648.588,0
	TOTAL	USD	5.210.762,7

Ya que esto fue cotizado en dólares, se convierten a pesos colombianos estimando que para la fecha de 15 al 19 de mayo de 2017 el dólar estuvo cotizado en un precio promedio de \$2.885, lo que da como total **COP 15 millones**. Como se dijo antes esto es un valor estimado para los costos totales de capital, teniendo que lo anterior solo se realiza por una vez, ya que su estructura no cambiara.

8. CONCLUSIONES

- La tecnología con turbo-expander, es más eficiente en un 75% a la hora de recuperar condensados en el tratamiento del gas con características del campo x, con una cantidad de 525 BPD partiendo de los resultados obtenidos por el simulador aspen Hysys, puesto que genera una caída de presión alta por el uso de compresor y válvulas que a su vez disminuyen la temperatura a tal punto de generar mayor cantidad de líquidos que con la tecnología Joule Thomson.
- Según las simulaciones y los análisis de sensibilidad realizados la variación de condiciones iniciales presenta un cambio de producción de LGN y gas a compresión, siendo una variable importante la cantidad de hidrocarburos pesados en la composición, teniendo en cuenta que no es constante y depende del pozo de donde provenga el gas. Lo que conlleva a que, al generar un mínimo cambio en composición, presión o temperatura, se obtenga un mayor o un mínimo de recobro de LGN.
- Según lo visto en la industria actualmente la tecnología con mayor acogida por su recuperación de condensados y su bajo costo respecto a la tecnología turbo expander es refrigeración mecánica, pero, para el flujo del gas de entrada de este proyecto no es factible visto que las capacidades existentes en los equipos (skid) son adaptadas solo para 35 y 100 MMSCFD y la capacidad instalada de este proyecto es 10 MMSCFD, lo que significa una pérdida de espacio y material en los mismos.
- La tecnología con refrigeración mecánica no cumple con el aspecto de mayor relevancia el cual es recuperación de condensados, debido a que solo recupera 50 BPD más que la implementada actualmente, lo cual no se justifica ya que esta tecnología necesita de un ciclo de refrigeración que implica el uso de un fluido de servicio (propano), un compresor y un enfriador los cuales generarían un gasto adicional.
- En cuanto a demanda de energía la tecnología con refrigeración mecánica excede a Joule Thomson y Turbo Expander en un valor de 970.200 y 805.400 Btu/hr respectivamente, dado que utiliza un intercambiador gas-gas de más, que requiere un alto consumo de energía considerando que uno de los fluidos es un refrigerante por ende maneja temperaturas muy bajas en el orden de -45 a -19 °F a comparación del gas que entra a una temperatura de 75 °F y sale a 35°F, por esta razón su DMLT (86,92 °F) es alto respecto a los otros intercambiadores evaluados en este proyecto.
- Respecto a los costos de la tecnología seleccionada es decir turbo expander, se obtuvo una inversión aproximada en relación a los equipos, instrumentación y control, instalación, construcción y nacionalización y transporte con un valor de COP 15 millones

9. RECOMENDACIONES

- Realizar otra evaluación con respecto a otras tecnologías usadas en la industria para recuperar condensados, como lo son: Lean oil absorción, twister y/o membrana y comparar los resultados con las dos tecnologías propuestas en este proyecto.
- Respecto a la simulación se considera importante adquirir conocimientos empíricos dados por bibliografía o personas que trabajen o manejen el tema.
- Realizar los balances de transferencia de masa y energía de los separadores bifásicos que se encuentran en las simulaciones, haciendo los cálculos y los análisis como un gas real.
- Estudiar la generación de hidratos en las tecnologías con turbo expander y refrigeración mecánica, y determinar el sistema más apropiado para la eliminación y/o reducción de hidratos, en el proceso. Se pueden estudiar con varios casos como lo son: tamiz molecular, inyección de dietilenglicol y metanol.
- Realizar las simulaciones en estado dinámico, en donde se tengan en cuenta los cambios a nivel ambiental que puedan afectar el proceso creando variaciones en las condiciones de entrada y salida.
- Realizar la cromatografía de los gases a la entrada y salida de cada uno de los equipos en la tecnología ya implementada para tener una mayor precisión en los datos a simular.
- Realizar los costos de capital (CAPEX) para la tecnología con refrigeración mecánica y hacer una comparación de costos con la tecnología seleccionada.
- Realizar los costos de operación y mantenimiento (OPEX) para cada una de las alternativas, con información de la puesta en marcha del proyecto.

BIBLIOGRAFÍA

ABDELLI, H. y COLONNA, F. Gas condensate recovery technologies in eni tunisia fields. Italy, March 23-25, 2011. p. 2 Artículo internet: <https://www.onepetro.org/conference-paper/OMC-2011-017>.

AMENDOLA, Luis; DEPOOL, Tibaire y CASTILLO, Maria. Impacto de los capex y opex en la gestión de activos. En: <https://es.linkedin.com/pulse/impacto-de-los-capex-y-opex-en-la-gesti%C3%B3n-activos-amendola>. Julio de 2016. Citado el 23 de mayo de 2017.

ARNOLD, Ken and STEWART, Maurice. Two-Phase Oil and Gas Separation Chapter 4. En: Surface Production Operations third edition. Ed. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier. 2008. P. 219 -231

ATKINS, Peter (1997). Physical Chemistry (6th ed.). New York: W.H. Freeman and Co. p. 930. ISBN 0-7167-2871-0.

BLOCH, Heinz P. y SOARES, Claire. Why and how Turboexpanders are Applied Chapter 1. En: Turboexpanders and Process Applications Ed. Gulf Professional Publishing. Butterwoth-Heinemann. 2001. p. 1-3

CALVERT, J. R. y FARRAR, R. A. An Engineering Data Book. 3rd ed. ed. GB: Palgrave Higher Ed M.U.A, 2008.

CARRERO MANTILLA, Javier Ignacio. Equipos de transferencia de calor: una guía de estudio. Universidad Nacional de Colombia., p. 31.

CASTELLANO, Gustavo. Efecto Joule-Thomson (estrangulamiento), 2014. Página de internet: <http://www.famaf.unc.edu.ar/~gcas/termo1/clases/node54.html>

COMISIÓN DE REGULACIÓN DE ENERGÍA Y GAS. Reglamento único de transporte de Gas Natural - RUT. Resolución 1999 CREG & nbsp

Concentra en GBTU, Cálculos UPME en Mpcd. [En línea]. Disponible en internet en <http://www.sipg.gov.co/LinkClick.aspx?fileticket=bY5xheCT2eY%3d&tabid=38&language=es-ES>

CORREA SEGURA, Andrea Catalina y MIRANDA ARROYAVE, Lina Marcela. Propuesta de mejoramiento para aumentar la producción de GLP Y NGL en la planta de gas y GLP de operaciones cusiana de equion energía limited. Trabajo de grado ingeniero químico. Bogotá d.c, Fundación universidad de América. Facultad de ingenierías. 2015. P. 16-97

DELGADO PADILLA, Jhonatan y JIMÉNEZ PADILLA, Emma Patricia. Diseños De Las Facilidades De Tratamiento De Gas Para Un Campo De Gas Seco En Colombia, Acorde a Los Estándares Del Reglamento Único De Transporte. Trabajo

de grado ingeniero de petróleos. Bogotá d.c: Fundación Universidad América. Facultad de ingeniería. 2010. p. 27-58.

DÍAZ LOBO, José Andrés. Estudio, selección y diseño de la mejor alternativa tecnológica para el mejoramiento de la separación de hidrocarburos pesados del gas transportado a través del gasoducto floreña-Yopal. Proyecto de grado ingeniero de petróleos. Bucaramanga. Universidad industrial de Santander. Facultad de ingenierías fisicoquímicas 2009. p. 12-88.

DIAZ J., Daicelys Belen y ROMERO B., Franklin. Estudio comparativo entre las condiciones de diseño y de operación actual del proceso extracción de hidrocarburos líquidos de la planta de extracción san Joaquín. Universidad de Oriente. 2009., p. 20-21.

GAONA SAAVEDRA, Juliana. Evaluación De La Implementación De Una Planta De Tratamiento De Gas Con Una Capacidad De 1,5 MMSCFD En Campo Las Maracas Para Pacific Petroleum Energy, s.A. Trabajo de grado ingeniera química. Bogotá d.c Fundación Universidad América. Facultad de ingeniería, 2014. p. 25-51

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA): Engineering data book. twelfth edition. 2004. p.797

GIL CHAVES, Iván Darío, GUEVARA LÓPEZ, Javier Ricardo, GARCÍA ZAPATA, José Luis, LEGUIZAMÓN ROBAYO, Alexander y RODRÍGUEZ NIÑO, Gerardo. En: Process analysis and simulation in chemical engineering. Ed. Springer. 2016. p. 53-102

GUEVARA LUNA, Marco Andrés. Diseño De Un Equipo De Recuperación De Líquidos De Gas Natural Empleando CFD. 2015. p. 27.

H. Abdelli; F. Colonna y E. Tunisia. v. Gas condensate recovery technologies in eni tunisia fields. March 2011. p. 2.

INSTITUTO COLOMBIANO DE NORMAS TÉCNICAS Y CERTIFICACIÓN. Documentación. Presentación de tesis, trabajos de grado y otros trabajos de investigación. NTC 1486. Sexta actualización. Bogotá: El instituto, 2008.

-----, Referencias documentales para fuentes de informaciones electronicas. NTC 4490. Bogota: El instituto, 1998.

-----, Referencias bibliográficas. Contenido, forma y estructura. NTC 5613. Bogota: El instituto, 2008.

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. Resource & Supply Task Group. Dictionary of Energy, Natural Gas Liquids. 2014., p.13.

JARAMILLO SANCLEMENTE, Alonzo. Diseño y operación de unidades para procesamiento de gas y aplicaciones de simulación de procesos. Especialización ingeniero de gas y economía de procesos. Bucaramanga. Universidad industrial de Santander. Octubre 15-23 de 2002. P. 3-2, 5-31.

JEREZ HERREÑO, Lida Marisol y PEÑA LÓPEZ, Yeison Andrés. Alternativas De Acondicionamiento Del Gas Natural De Campo Escuela Colorado- Cec Como Gas De Venta. Trabajo de grado Ingeniero de petróleos. Bucaramanga. Universidad industrial de Santander, Facultada de ingenieras fisicoquímicas. 2012. p. 54-66

KIDNAY, Arthur y PARRISH, William. Fundamentals of natural gas processing. ed. CRC Press Taylor & Francis Group. Florida, Boca ratón. 2006. p. 166

MARTINES Enrique y LEONEL Lira. "Cálculo de la Temperatura de Punto de Rocío a Diferentes Valores de Presión". En: Centro Nacional De Metrología. Santiago de Querétaro, México, 22 al 24 de octubre de 2008.p. 1-5

MEISINGSET, Knut Kristian y PEDERSEN, Karen Schou. Joule-Thomson coefficients from well test analysis data. En: Society of Petroleum Engineers. 2016. SPE-181622-MS. p.2. Artículo de internet: <https://www.onepetro.org/conference-paper/SPE-181622-MS>

MOKHATAB, Saeid, MAK, John Y., VALAPPIL Jaleel V. y WOOD, David A. Gas Conditioning and NGL Recovery Technologies Chapter 2. En: Handbook of Liquefied Natural Gas First edition. Ed. Gulf Professional Publishin. The Boulevard, Langford Lane, Oxford, Kidlington. 2014. p. 125-132

MOKHATAB, Saeid y POE, William. Process Modeling and Simulation chapter 2. En: Modeling, control, and optimization of natural gas processing plants. Ed. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier. United States. 2017. p. 73.

MOKHATAB, Saeid, POE, William A. y MAK John. Natural Gas Liquids Recovery Chapter 8. En: Handbook of Natural Gas Transmission and Processing third edition. Ed. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier. 2015. p. 270-279

MONTAGUTH ABREU, Kelly Karina y MONTILLA ODDY, Montieldhi. Desarrollo De Ingeniería Conceptual Para La Infraestructura De Superficie De Un Campo Costa Afuera. Trabajo de grado Ingeniero químico. Barcelona. Universidad de Oriente. Departamento de ingeniería química, 2011. p. 1-69.

MORILLO Moraima. Diseño de planta de extracción de glp en un sistema existente de compresión y transmisión de gas asociado. Trabajo especial de grado, magíster scientiarium en ingeniería de gas. Maracaibo. La universidad del Zulia. Facultad de ingeniería. 2004. p. 41-78.

PEREZ MORENO, Jairo Alexander. Verificación del diseño mecánico y análisis financiero de los intercambiadores de calor programados para la reposición del 2012 en la refinería Barrancabermeja de Ecopetrol. UIS., p. 29-31.

PINO MORALES, Fernando. Curso de gasotecnia. Universidad de Oriente. Venezuela. p. 8-9

RAMIREZ, Mariana. Usos de los líquidos del gas natural. [Consultado el Feb 24,2017]. Disponible en: https://es.slideshare.net/energia/usos-de-los-liquidos-del-gas-natural

SALAS ARAUJO, Carlos. Universidad de los Andes. Venezuela. Disponible en: <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>

SALAZAR VALDEZ, Jose. Diseño de equipos de transferencia de calor. Universidad Autónoma de Nuevo Leon. 2001. p. 3-6.

SANTILLANA, Jaime y SALINAS, Julia. Líquidos del Gas Natural. [Consultado en Feb 24,2017]. Disponible en: http://ssecoconsulting.com/liquidos-del-gas-natural.html

SANTOS, Nicolás. Proceso de separación gas –líquido y gas – líquido – líquido Capítulo 2. En: Especialización en ingeniería de gas. Escuela ingeniería de petróleos-UIS. Bucaramanga. p. 5-54

SOJUNG, Kim; KIIL, Nam y WOO YOUNG, Byun. Selection Study on Natural Gas Liquid Extraction Processes in Offshore Plants. En: Proceedings of the Twenty-fourth (2014) International Society of Offshore and Polar Engineers Conference. Busan, Korea, June 15-20, 2014. p. 599 -600

STEWART, Maurice. Gas Processing Chapter 10. En: Surface Production Operations (Third Edition) Design of Gas-Handling Systems and Facilities Volume 2 . Ed. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier. McLean, Virginia, USA. 2014. p. 544-555

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO. Capítulo 3: separación de los fluidos producidos. En: apuntes manejo de la producción en superficie. Página de internet: http://www.ingenieria.unam.mx/~jagomez/materias/BAJAR_APUNTES.html

XIULI WANG, Michael Economides. Advanced Natural Gas Engineering. 2009. Natural Gas Basics: Chapter 1., p. 9.

ANEXOS

**ANEXO A.
DATOS MAXIMOS, MEDIDOS Y MINIMOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO
DE GAS**

PROPIEDADES DE CORRIENTES DE ENTRADA Y SALIDA A UNIDAD DE AJUSTE DE DEW POINT										
TRATAMIENTO DE CONDENSADOS										
No. De Corriente	-	1	2	3	4	5	6	7	8	9
FLUJO DEL GAS MAX.	MMscfd	9,5	9,5	9,4	9,4	9	9	-	-	-
FLUJO DEL GAS MED.	MMscfd	9	9	8,9	8,9	8,6	8,6	-	-	-
FLUJO DEL GAS MIN.	MMscfd	8,5	8,5	8,4	8,4	8	8	-	-	-
PRESION MAX.	psig	1200	1195	1195	612	612	601	1195	612	612
PRESION MED.	psig	1180	1175	1175	594	594	585	1175	594	594
PRESION MIN.	psig	1160	1155	1155	571	571	560	1155	571	571
TEMPERATURA MAX.	°F	104	75,1	75,1	42,5	42,5	78	76	42,5	45
TEMPERATURA MED.	°F	98	72	72	39,7	39,7	74,3	72	38,1	38,9
TEMPERATURA MIIN.	°F	92	68	68	32,68	32,68	67,8	68	32,68	36,35
FLUJO DEL LIQUIDO MAX.	BFPD	-	-	-	-	-	-	10,94	218,4	229,43
FLUJO DEL LIQUIDO MED.	BFPD	-	-	-	-	-	-	39,01	203,8	242,81
FLUJO DEL LIQUIDO MIN.	BFPD							71,75	193,4	265,15
DEW POINT MAX.	°F	-	77,8	75,99	86,09	41,76	41,53	-	-	-
DEW POINT MED.	°F	-	78,83	71,99	80,66	37,23	36,97	-	-	-
DEW POINT MIN.	°F	-	79,81	67,99	75,24	32,67	32,47	-	-	-
GRAVEDAD ESPECIFICA	-	0,3473	0,3473	0,3471	0,3471	0,3379	0,3379	0,4913	0,5162	0,5152
DENSIDAD MAX.	lb/ft3	5,577	6,265	6,266	3,056	2,843	2,472	27,8	32,98	31,07
DENSIDAD MED.	lb/ft3	5,664	6,257	6,194	2,963	2,755	2,42	27,72	33	26,75
DENSIDAD MIN.	lb/ft3	5,618	6,231	6,118	2,869	2,665	2,34	27,67	33,4	23,5
VISCOSIDAD	cP	0,0150	0,0150	0,0150	0,0118	0,0110	0,0123	0,0913	0,1321	0,1321

Fuente. Ingeniería básica de facilidades de producción, CCR ingenieros asociados. Listado de equipos – unidad de *dew point*

ANEXO B.
CÁLCULOS DE DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES VERTICALES
BIFÁSICOS: TURBO-EXPANDER

• **SEPARADOR V-200**

Tasa flujo de gas: 9 MMscfd

Tasa flujo del líquido: 2.87 BPD

Temperatura: 70 °F

Presión: 1175 psia

Z: 0.6996

μ_{Gas} : 0.01490 cP

ρ_{Gas} : 6.233 lb/ft³

$\rho_{\text{Líquido}}$: 27.56 lb/ft³

g: 32.2 ft/s²

d_m : 100 micra (si no se sabe el diámetro de la partícula de gas)

Tabla 1B. Diámetro vs. Longitud para varios tiempos de retención.

tr (min)	D (in)	H (in)	Lss (ft)	12*Lss/d
4	24	0,16665863	6,34722155	3,173610776
	30	0,10666152	6,34222179	2,536888717
	36	0,0740705	6,33950588	2,113168625
	42	0,05441914	6,33786826	1,810819503
	48	0,04166466	6,33680539	1,584201347
3	24	0,12499397	6,3437495	3,171874749
	30	0,07999614	6,33999968	2,535999871
	36	0,05555288	6,33796274	2,112654247
	42	0,04081436	6,33673453	1,81049558
	48	0,03124849	6,33593737	1,583984344
2	24	0,08332931	6,34027744	3,170138721
	30	0,05333076	6,33777756	2,535111025
	36	0,03703525	6,3364196	2,112139868
	42	0,02720957	6,3356008	1,810171656
	48	0,02083233	6,33506936	1,58376734

Igual que el anterior escogen 4 min como tiempo de retención. Con un diámetro de 24 in (2ft) y 6 ft de altura y una razón de esbeltez de 3.17 y con un volumen total de 18 ft³

• **SEPARADOR V-202**

Tasa flujo de gas: 0.871 MMscfd

Tasa flujo del líquido: 574.7 BPD

Temperatura: -29.87 °F

Presión: 175 psia

Z: 0.91622

μ_{Gas} : 0.00922 cP

ρ_{Gas} : 0.83106 lb/ft³

$\rho_{\text{Líquido}}$: 36.71408 lb/ft³

g: 32.2 ft/s²

d_m : 100 micra (si no se sabe el diámetro de la partícula de gas)

Tabla 2B. Diámetro vs. Longitud para varios tiempos de retención.

tr (min)	D (in)	H (in)	Lss (ft)	12*Lss/d
4	24	33,2581019	9,10484182	4,55242091
	30	21,2851852	8,10709877	3,24283951
	36	14,7813786	7,56511488	2,52170496
	42	10,8597884	7,2383157	2,0680902
	48	8,31452546	7,02621046	1,75655261
3	24	24,9435764	8,4119647	4,20598235
	30	15,9638889	7,66365741	3,06546296
	36	11,086034	7,2571695	2,4190565
	42	8,14484127	7,01207011	2,0034486
	48	6,2358941	6,85299117	1,71324779
2	24	16,6290509	7,71908758	3,85954379
	30	10,6425926	7,22021605	2,88808642
	36	7,3906893	6,94922411	2,31640804
	42	5,42989418	6,78582451	1,938807
	48	4,15726273	6,67977189	1,66994297

En este caso se escoge un menor tiempo de retención (3 min), ya que el gas ha pasado por dos separadores anteriores, haciendo disminuir el flujo del gas. Con un diámetro de 30 in (2.5ft) y 7 ft de altura y una razón de esbeltez de 3.06 y con un volumen total de 34 ft³.

ANEXO C.
CÁLCULOS DE DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES VERTICALES
BIFÁSICOS: REFRIGERACIÓN MECÁNICA.

Igual que los separadores verticales bifásicos para la tecnología Turbo-Expander, se realiza el mismo procedimiento y con las mismas ecuaciones para dimensionar los separadores que hacen parte en la refrigeración mecánica.

• **SEPARADOR V-300**

Tasa flujo de gas: 9.577 MMscfd

Tasa flujo del líquido: 4413 BPD

Temperatura: 35 °F

Presión: 1170 psia

Z: 0.646

μ_{Gas} : 0.0237cP

ρ_{Gas} : 6.88305 lb/ft³

$\rho_{\text{Líquido}}$: 25.2988 lb/ft³

g: 32.2 ft/s²

d_m : 100 micra (si no se sabe el diámetro de la partícula de gas)

Tabla 5C. Diámetro vs. Longitud para varios tiempos de retención.

tr (min)	D (in)	H (in)	Lss (ft)	12*Lss/d
4	24	255,381944	27,615162	13,807581
	30	163,444444	19,9537037	7,98148148
	36	113,503086	15,7919239	5,26397462
	42	83,3900227	13,2825019	3,79500054
	48	63,8454861	11,6537905	2,91344763
3	24	191,536458	22,2947049	11,1473524
	30	122,583333	16,5486111	6,61944444
	36	85,1273148	13,4272762	4,47575874
	42	62,542517	11,5452098	3,29863136
	48	47,8841146	10,3236762	2,58091905
2	24	127,690972	16,9742477	8,48712384
	30	81,7222222	13,1435185	5,25740741
	36	56,7515432	11,0626286	3,68754287
	42	41,6950113	9,80791761	2,80226217
	48	31,9227431	8,99356192	2,24839048

Para el primer separador con refrigeración mecánica se escoge un tiempo de retención de 4, con un diámetro de 42 in (3.5ft) y 13 ft de altura y una razón de esbeltez de 3.79y con un volumen total de 125 ft³.

• **SEPARADOR V-301**

Tasa flujo de gas: 0.7614MMscfd

Tasa flujo del líquido: 437 BPD

Temperatura: 8°F

Presión: 570 psia

Z: 0.7999

μ_{Gas} : 0.011 cP

ρ_{Gas} : 2.7562 lb/ft³

$\rho_{\text{Líquido}}$: 32.6339 lb/ft³

g: 32.2 ft/s²

d_m : 100 micra (si no se sabe el diámetro de la partícula de gas)

Tabla 6C. Diámetro vs. Longitud para varios tiempos de retención.

tr (min)	D (in)	H (in)	Lss (ft)	12*Lss/d
4	24	25,2893519	8,44077932	4,22038966
	30	16,1851852	7,68209877	3,07283951
	36	11,2397119	7,26997599	2,42332533
	42	8,25774754	7,02147896	2,00613685
	48	6,32233796	6,86019483	1,71504871
3	24	18,9670139	7,91391782	3,95695891
	30	12,1388889	7,34490741	2,93796296
	36	8,42978395	7,03581533	2,34527178
	42	6,19331066	6,84944255	1,95698359
	48	4,74175347	6,72847946	1,68211986
2	24	12,6446759	7,38705633	3,69352816
	30	8,09259259	7,00771605	2,80308642
	36	5,61985597	6,80165466	2,26721822
	42	4,12887377	6,67740615	1,90783033
	48	3,16116898	6,59676408	1,64919102

Para el segundo separador con refrigeración mecánica se escoge un tiempo de retención de 4, con un diámetro de 30 in (2.5ft) y 8 ft de altura y una razón de esbeltez de 3.07 y con un volumen total de 39 ft³.

**ANEXO D.
CALCULOS DE DIMENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR:
TURBO EXPANDER**

Se escogen los materiales de los tubos y la coraza de acuerdo a las normas ASTM donde:

Tubos: SA 179 Acero al carbón, para intercambiadores de calor y condensado; sin costura

Coraza: SA 516 Placas de Acero al carbón para recipientes a presión de temperaturas de servicio baja y moderada.

Con una configuración según TEMA: AEM

Los datos que se muestran a continuación se obtuvieron de la simulación de turbo expander en Aspen Hysys, necesarios para el desarrollo del diseño básico de un intercambiador. Las ecuaciones fueron tomadas del libro "*Chemical Process Equipment Selection and Design*." del año 1990 y escrito por S. M. Walas.

- **INTERCAMBIADOR GAS/LIQUIDO E-201**

Fluido Caliente:

T1(°F): 19,98

T2(°F): 4,984

C (Btu/lbmol °F): 9,9

M (lbmol/h): 892,6

Pc (psia): 272

ρ_c (lbmol/ft³): $5,72 \times 10^{-2}$

PM:18,87

Fluido Frio:

t1 (°F): -29,87

t2 (°F): 18

c (Btu/lbmol °F): 25,98

m (lbmol/h): 83,68

Pf (psia):175

ρ_f (lbmol/ft³): $7,81 \times 10^{-1}$

U(Btu/h ft² °F): 17,09

Q(Btu/h): 132515,75

DMLT: 11,46

A (ft²): 676,49

v max(ft/h): 90449

Tabla 1D. Numero de tubos y longitud para diferentes calibres IC E-201.

	in	n	L
DO (do)	1	127	21
BWG	8		
DO (do)	1	107	25
BWG	10		
DO (do)	0,75	245	15
BWG	10		
DO (do)	0,75	218	16
BWG	11		

Se escoge un diámetro de $\frac{3}{4}$ y un BWG de 11 ya que tiene un número de tubos razonable y una longitud que es permitida.

Tabla 2D. Numero de tubos y longitud para diferentes velocidades.

Vel (ft/h)	n	L
50000	219	16
60000	183	19
70000	157	23
90000	121	29

Al variar las velocidades encontramos que el aumento favorece la longitud y disminuye el número de tubos pero, si se toma una longitud muy grande el valor del intercambiador aumentara, por esto se tomó una velocidad de 60000 ft/h.

ANEXO E.
CALCULOS DE DIMENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR:
REFRIGERACION MECANICA

Se escogen los materiales de los tubos y la coraza de acuerdo a las normas ASTM donde:

Tubos: SA 179 Acero al carbón, para intercambiadores de calor y condensado; sin costura

Coraza: SA 516 Placas de Acero al carbón para recipientes a presión de temperaturas de servicio baja y moderada.

Con una configuración según TEMA: AEM

- **INTERCAMBIADOR E-300**

Fluido Caliente:

T1(°F): 98

T2(°F): 75

C (Btu/lbmol °F): 16,19

M (lbmol/h): 1052

Pc (psia): 1180

ρ_c (lbmol/ft³): 0,2632

PM:21,27

Fluido Frio:

t1 (°F): 35

t2 (°F): 58,53

c (Btu/lbmol °F): 17,71

m (lbmol/h): 968

Pf (psia):1170

ρ_f (lbmol/ft³): 3,41x10⁻¹

U(Btu/h ft² °F): 14,81

Q(Btu/h): 403381

DMLT: 39,73

A (ft²): 685,48

v max(ft/h): 40902,54

Tabla 1E. Numero de tubos y longitud para diferentes calibres IC E-201.

	in	n	L
DO (do)	1	164	16
BWG	8		
DO (do)	1	137	20
BWG	10		
DO (do)	0,75	315	12
BWG	10		
DO (do)	0,75	281	13
BWG	11		

Se escoge un diámetro de $\frac{3}{4}$ y un BWG de 11 ya que tiene un numero de tubos razonable y una longitud que es permitida.

Tabla 2E. Numero de tubos y longitud para diferentes velocidades.

Vel (ft/h)	n	L
10000	282	13
20000	141	25
30000	93	38
40000	70	50

Se escoge una velocidad de 20000ft/h porque existe un equilibrio entre el número de tubos y su longitud lo cual hace que encontrarlo en el mercado sea más fácil.

• **INTERCAMBIADOR E-301**

Fluido Caliente:

T1(°F): 75

T2(°F): 35

C (Btu/lbmol °F): 16,19

M (lbmol/h): 1052

Pc (psia): 1175

ρ_c (lbmol/ft³): 0,3

PM:44,10

Fluido Frio:

t1 (°F): -45

t2 (°F): -19,24

c (Btu/lbmol °F): 20,02

m (lbmol/h): 153,7

Pf (psia):14,32
 pf (lbmol/ft³): 8,99x10⁻³

U(Btu/h ft² °F): 15,01
 Q(Btu/h): 681275,2
 DMLT: 86,92
 A (ft²): 522,1481
 v max(ft/h): 72730

Tabla 3E. Numero de tubos y longitud para diferentes calibres IC E-301.

	in	n	L
DO (do)	1	143	14
BWG	8		
DO (do)	1	120	17
BWG	10		
DO (do)	0,75	277	10
BWG	10		
DO (do)	0,75	247	11
BWG	11		

Se escoge un diámetro de ¾ y un BWG de 11 ya que tiene un numero de tubos razonable y una longitud que es permitida.

Tabla 4E. Numero de tubos y longitud para diferentes velocidades.

Vel (ft/h)	n	L
10000	276	13
20000	139	20
30000	93	29
40000	70	39

Se escoge una velocidad de 20000ft/h porque existe un equilibrio entre el número de tubos y su longitud lo cual hace que encontrarlo en el mercado sea más fácil.

• **ENFRIADOR PROPANO E-302**

Fluido Caliente:
 T1(°F): 244
 T2(°F): 69,88
 C (Btu/lbmol °F): 23,12
 M (lbmol/h): 153,7
 Pc (psia): 180

ρ_c (lbmol/ft³): 0,7337
 PM:44,10

Fluido Frio:

t1 (°F): 45
 t2 (°F): 196,48
 c (Btu/lbmol °F): 18,6
 m (lbmol/h): 219,6
 Pf (psia):20
 ρ_f (lbmol/ft³): 3,54

U(Btu/h ft² °F): 50
 Q(Btu/h): 618743,08
 DMLT: 34,988
 A (ft²): 353,69
 v max(ft/h): 72730,98

Tabla 5E. Numero de tubos y longitud para diferentes calibres IC E-302.

	in	n	L
DO (do)	1	2	790
BWG	8		
DO (do)	1	2	942
BWG	10		
DO (do)	0,75	4	545
BWG	10		
DO (do)	0,75	3	610
BWG	11		

Se escoge un diámetro de 1" y un BWG de 8 ya que al variar la velocidad se puede aumentar el número de tubos y disminuir la longitud considerablemente.

Tabla 6E. Numero de tubos y longitud para diferentes velocidades.

Vel (ft/h)	n	L
50000	3	610
70000	2	1105
20000	5	316
700	123	11

Se escoge una velocidad de 700ft/h pues el comportamiento de la tabla 6G muestra que al disminuirla hay un aumento en el número de tubos y disminución en la longitud que es lo que se busca.

**ANEXO F.
BALANCE DE TRANSFERENCIA DE MASA, SEPARADORES BIFÁSICOS:
TURBO EXPANDER.**

Para estos balances las constantes de Antoine vienen siendo las mismas para cada uno de los separadores, ya que los componentes no cambian, solo cambia su porcentaje molar. Las composiciones y las condiciones iniciales son tomadas a partir del balance de masa general del proceso.

• **SEPARADOR V-201**

F: 8.919 MMscfd / 444.2 kmol/h

T: -30 °F / -34°C

P: 278.6 psia / 14.409 mmHg

Tabla 1F. Composición de entrada al segundo separador.

Compuesto	z
metano	0,7876
etano	0,01155
propano	0,0588
i-butano	0,0113
n-butano	0,015
i-pentano	0,0045
n-pentano	0,0033
n-hexano	0,0022
n-heptano	0,0007
n-octano	0,0002

Tabla 2F. Datos de presiones, Equilibrio y Rachford-Rice

Formula	Log P	P ^{sat} (mmHg)	Ki	F (ψ)
CH ₄	5,0103922	102421,752	7,10831488	0,73264984
C ₂ H ₆	3,86356992	7304,15398	0,50692578	-0,01034203
C ₃ H ₈	3,02995103	1071,39848	0,07435762	-0,34784633
C ₄ H ₁₀	2,45700075	286,418291	0,01987812	-0,10367866
C ₄ H ₁₀	2,23490127	171,751791	0,01191999	-0,14884922
C ₅ H ₁₂	-4,85905148	1,3834E-05	9,6011E-10	-0,05072747
C ₅ H ₁₂	1,46762733	29,351299	0,00203705	-0,03636342
C ₆ H ₁₄	0,69891479	4,99936433	0,00034697	-0,02470344
C ₇ H ₁₆	-0,0264677	0,94087581	6,5299E-05	-0,00788513
C ₈ H ₁₈	-0,6675901	0,21498586	1,4921E-05	-0,00225418
				-3,4597E-08

La fracción vaporizada (ψ) para este caso fue de 0.9112

La fracción molar del líquido y del vapor es:

$$V = 444.2 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 0.9112 = 404.75 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$L = 444.2 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} - 404.75 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = 39.404 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Las fracciones molares por componente son:

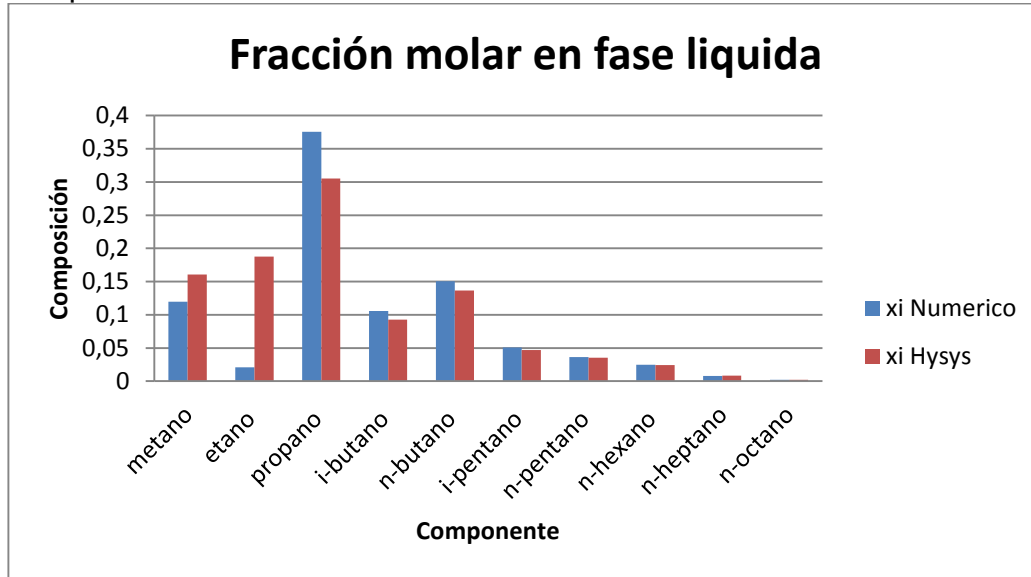
Tabla 3F. Fracciones molares por componente método numérico.

Compuesto	xi	yi
metano	0,1199	0,8526
etano	0,0210	0,0106
propano	0,3758	0,0279
i-butano	0,1058	0,0021
n-butano	0,1506	0,0018
i-pentano	0,0507	0,0000
n-pentano	0,0364	0,0001
n-hexano	0,0247	0,0000
n-heptano	0,0079	0,0000
n-octano	0,0023	0,0000

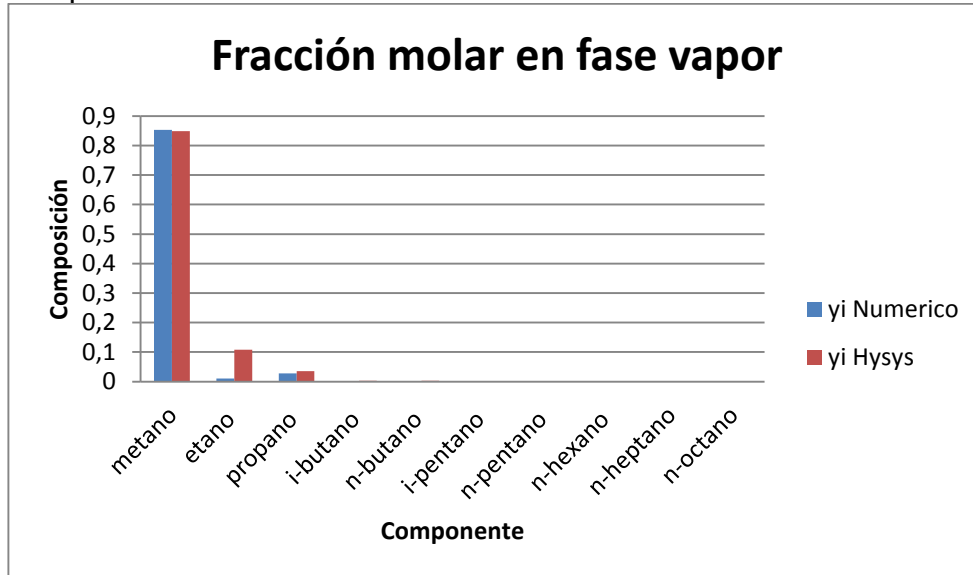
Tabla 4F. Fracciones molares por componente Simulador aspen Hysys.

Compuesto	xi	yi
metano	0,16048	0,84860
etano	0,18784	0,10850
propano	0,30506	0,03494
i-butano	0,09295	0,00343
n-butano	0,13663	0,00318
i-pentano	0,04676	0,00036
n-pentano	0,03541	0,00018
n-hexano	0,02445	0,00003
n-heptano	0,00828	0,00000
n-octano	0,00202	0,00000

Grafica 1F. Diagrama de las fracciones molares en fase liquida, composiciones vs componentes.



Grafica 2F. Diagrama de las fracciones molares en fase vapor, composición vs componentes.



Respecto a este caso el margen de error disminuye notablemente, aunque todavía con un porcentaje de error entre los primeros compuestos mucho más alto en la fase liquida, que en la fase vapor, como se analizó anteriormente esto se debe a que no hay precisión a la hora de hacer los cálculos como gas ideal.

• **SEPARADOR V-202**

F: 0,871 MMscfd / 43.38kmol/h

T: -29.87 °F / -34°C

P: 175 psia / 9.053 mmHg

Tabla 5H. Composición de entrada al tercer separador.

compuesto	z
metano	0,1801
etano	0,184
propano	0,2908
i-butano	0,0889
n-butano	0,1315
i-pentano	0,0462
n-pentano	0,0355
n-hexano	0,0266
n-heptano	0,0103
n-octano	0,0031

Tabla 6F. Datos de presiones, Equilibrio y Rachford-Rice

Formula	Log P	Psat(mmHg)	Ki	F (ψ)
CH ₄	5,0103922	102421,752	11,3132335	0,7275027
C ₂ H ₆	3,86356992	7304,15398	0,80679737	-0,03661461
C ₃ H ₈	3,02995103	1071,39848	0,11834382	-0,29563885
C ₄ H ₁₀	2,45700075	286,418291	0,031637	-0,10078517
C ₄ H ₁₀	2,23490127	171,751791	0,01897124	-0,15136835
C ₅ H ₁₂	-4,85905148	1,3834E-05	1,5281E-09	-0,05439111
C ₅ H ₁₂	1,46762733	29,351299	0,00324207	-0,0416346
C ₆ H ₁₄	0,69891479	4,99936433	0,00055222	-0,03129573
C ₇ H ₁₆	-0,0264677	0,94087581	0,00010393	-0,01212467
C ₈ H ₁₈	-0,6675901	0,21498586	2,3747E-05	-0,00364952
				8,5898E-08

La fracción vaporizada (ψ) para este caso fue de 0.1505

La fracción molar del líquido y del vapor es:

$$V = 43.38 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 0.1505 = 6.5328 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$L = 43.38 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} - 6.5328 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = 36.8471 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Las fracciones molares por componente son:

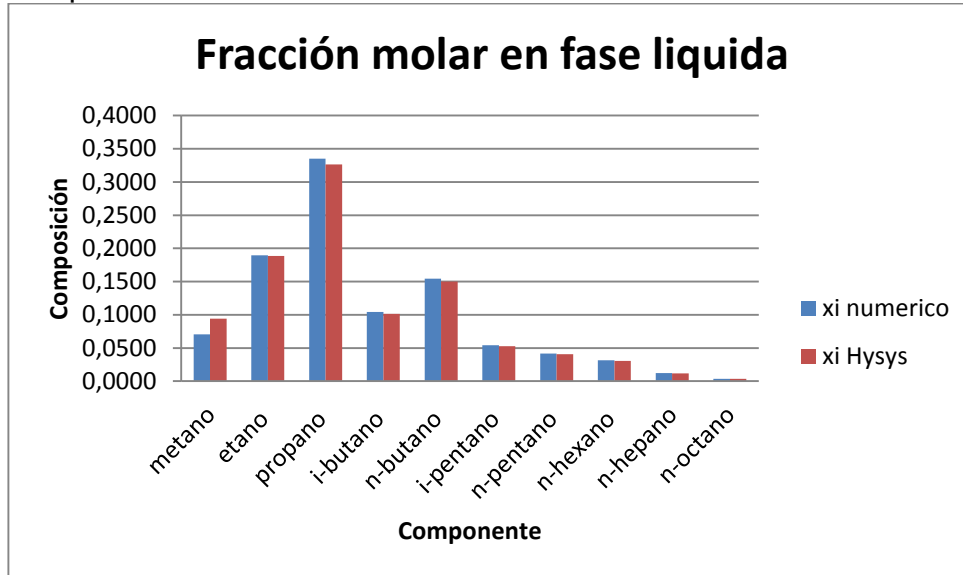
Tabla 7F. Fracciones molares por componente método numérico.

Compuesto	xi	yi
metano	0,0705	0,7980
etano	0,1895	0,1529
propano	0,3353	0,0397
i-butano	0,1041	0,0033
n-butano	0,1543	0,0029
i-pentano	0,0544	0,0000
n-pentano	0,0418	0,0001
n-hexano	0,0313	0,0000
n-heptano	0,0121	0,0000
n-octano	0,0036	0,0000

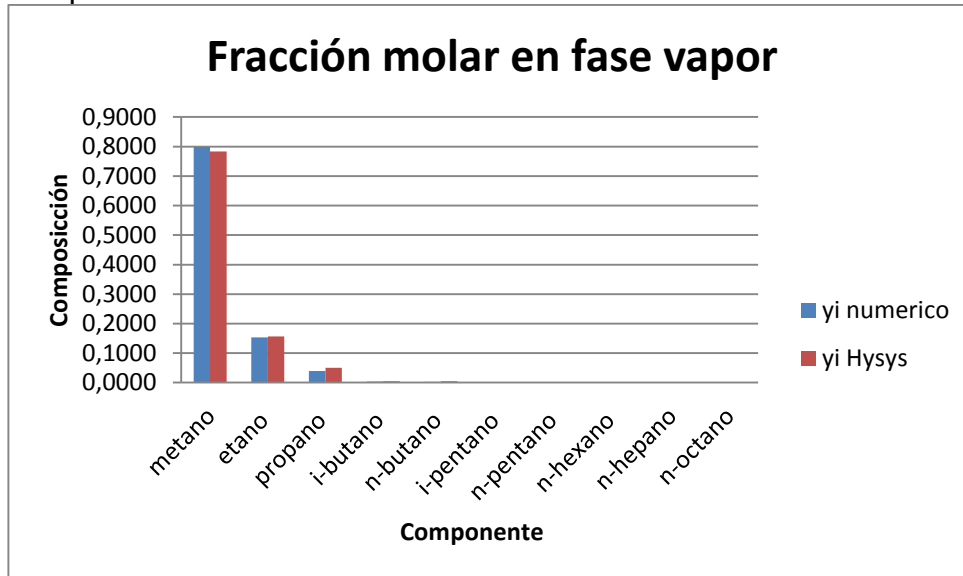
Tabla 8F. Fracciones molares por componente Simulador aspen Hysys.

Compuesto	xi	yi
metano	0,0941	0,7835
etano	0,1885	0,1562
propano	0,3263	0,0499
i-butano	0,1013	0,0047
n-butano	0,1501	0,0044
i-pentano	0,0530	0,0005
n-pentano	0,0407	0,0002
n-hexano	0,0305	0,0000
n-heptano	0,0118	0,0000
n-octano	0,0036	0,0000

Grafica 3F. Diagrama de las fracciones molares en fase liquida, composición vs componentes.



Grafica 4F. Diagrama de las fracciones molares en fase vapor, composición vs componentes.



Para el último se evidencia que el comportamiento entre las dos fases es muy parecido, ya que las presiones a la que se maneja el sistema son bajas y las temperaturas también, esto se puede interpretar a que el gas alcanza a ser un gas ideal, aunque sabiendo que no lo es. Por eso los resultados obtenidos son más parecidos que en las anteriores gráficas.

**ANEXO G.
BALANCE DE MASA SEPARADORES BIFÁSICOS: REFRIGERACIÓN
MECÁNICA.**

- **SEPARADOR V-301**

F: 9.577MMscfd / 477 kmol/h

T: 35 °F / 1.667°C

P: 1170 psia / 60507.64mmHg

Tabla 1G. Composición de entrada al segundo separador.

compuesto	z
metano	0,7838
etano	0,1158
propano	0,0597
i-butano	0,0117
n-butano	0,0156
i-pentano	0,0048
n-pentano	0,0036
n-hexano	0,0026
n-heptano	0,0010
n-octano	0,0003

Tabla 2G. Datos de presiones, Equilibrio y Rachford-Rice

Formula	Log P	Psat(mmHg)	Ki	F (ψ)
CH ₄	5,25014232	177886,227	2,939896965	0,593729992
C ₂ H ₆	4,28430357	19244,3644	0,318048504	-0,17499253
C ₃ H ₈	3,57979537	3800,103	0,062803689	-0,227537
C ₄ H ₁₀	3,09893323	1255,83686	0,020755013	-0,05402722
C ₄ H ₁₀	2,91661207	825,300419	0,013639607	-0,07457306
C ₅ H ₁₂	-2,60858799	0,0024627	4,07007E-08	-0,02456969
C ₅ H ₁₂	2,28992833	194,952287	0,003221945	-0,01812735
C ₆ H ₁₄	1,6781757	47,6623777	0,000787708	-0,0132551
C ₇ H ₁₆	1,09267822	12,3787906	0,000204582	-0,00511333
C ₈ H ₁₈	0,55697206	3,60555446	5,95884E-05	-0,00153514
				-4,2691E-07

La fracción vaporizada (ψ) para este caso fue de 0.8046

La fracción molar del líquido y del vapor es:

$$V = 477 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 0.8046 = 383.812 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$L = 477 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} - 383.812 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = 93.1879 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Las fracciones molares por componente son:

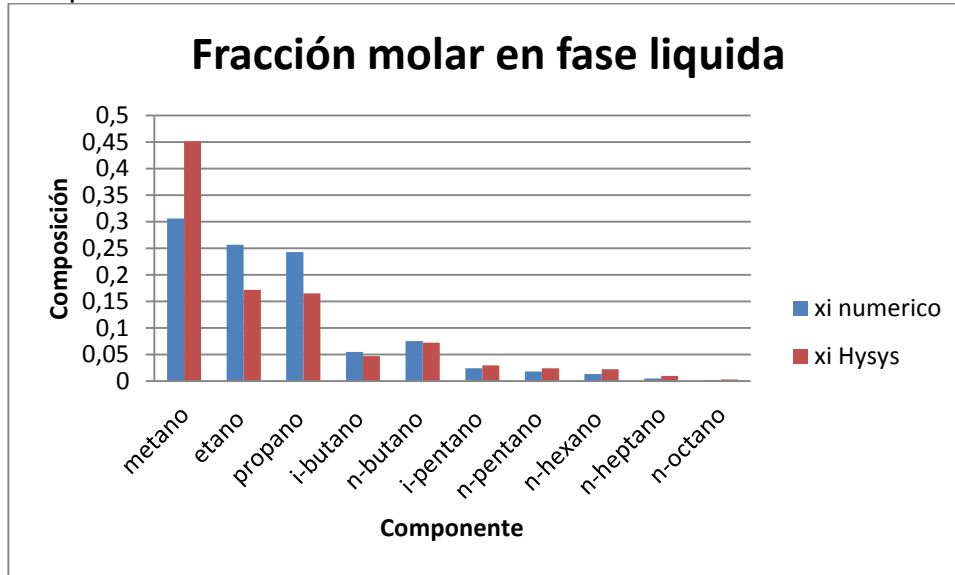
Tabla 3G. Fracciones molares por componente método numérico.

Compuesto	xi	yi
metano	0,3061	0,8998
etano	0,2566	0,0816
propano	0,2428	0,0152
i-butano	0,0552	0,0011
n-butano	0,0756	0,0010
i-pentano	0,0246	0,0000
n-pentano	0,0182	0,0001
n-hexano	0,0133	0,0000
n-heptano	0,0051	0,0000
n-octano	0,0015	0,0000

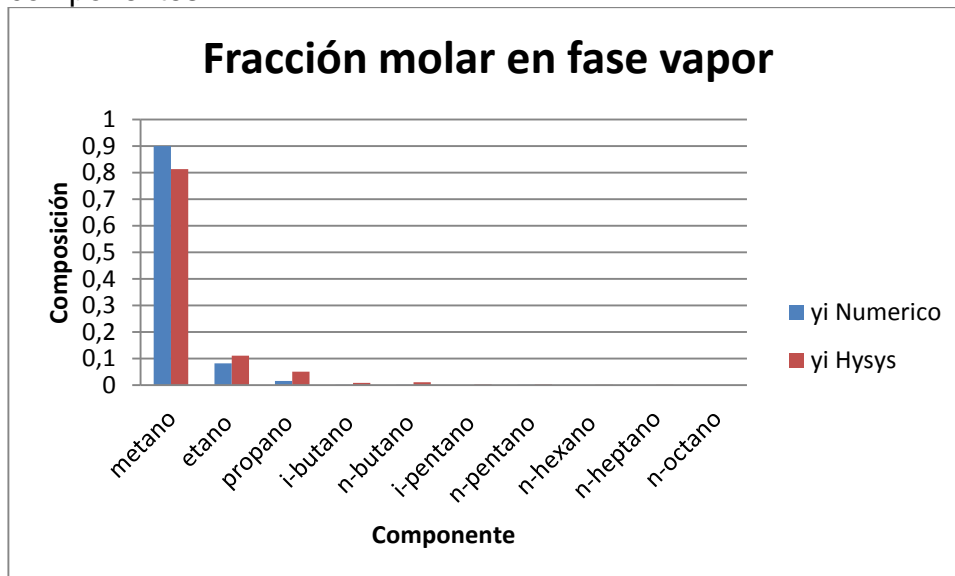
Tabla 4G. Fracciones molares por componente Simulador aspen Hysys.

Compuesto	xi	yi
metano	0,4515	0,8126
etano	0,1722	0,1110
propano	0,1654	0,0506
i-butano	0,0473	0,0086
n-butano	0,0726	0,0107
i-pentano	0,0299	0,0026
n-pentano	0,0245	0,0018
n-hexano	0,0227	0,0009
n-heptano	0,0102	0,0002
n-octano	0,0034	0,0000

Grafica 1G. Diagrama de las fracciones molares en fase liquida, composición vs componentes.



Grafica 2G. Diagrama de las fracciones molares en fase vapor, composición vs componentes.



- **SEPARADOR V-301**

F: 0,7615 MMscfd / 37.93 kmol/h

T: 8.344 °F / -13°C

P: 570 psia / 29477.5 mmHg

Tabla 5G. Composición de entrada al segundo separador.

compuesto	z
metano	0,4499
etano	0,1716
propano	0,1648
i-butano	0,0472
n-butano	0,0724
i-pentano	0,0298
n-pentano	0,0244
n-hexano	0,0226
n-heptano	0,0102
n-octano	0,0033

Tabla 6G. Datos de presiones, Equilibrio y Rachford-Rice

Formula	Log P	Psat(mmHg)	Ki	F (ψ)
CH ₄	5,15956574	144399,516	4,898635083	0,694569456
C ₂ H ₆	4,1259833	13365,4412	0,453411625	-0,11931796
C ₃ H ₈	3,37314148	2361,24733	0,080103378	-0,23683734
C ₄ H ₁₀	2,8586398	722,170595	0,024499045	-0,0744051
C ₄ H ₁₀	2,66131427	458,473531	0,015553338	-0,11590452
C ₅ H ₁₂	-3,43139001	0,00037035	1,25638E-08	-0,04890978
C ₅ H ₁₂	1,98324691	96,215914	0,003264046	-0,03982714
C ₆ H ₁₄	1,314917	20,6498545	0,000700529	-0,03716265
C ₇ H ₁₆	0,67832401	4,76786571	0,000161746	-0,01670505
C ₈ H ₁₈	0,10308369	1,26789618	4,30123E-05	-0,00550001
				-8,9139E-08

La fracción vaporizada (ψ) para este caso fue de 0.3912

La fracción molar del líquido y del vapor es:

$$V = 37.93 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 0.3912 = \mathbf{14.8412} \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$L = 37.93 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} - 14.8412 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = \mathbf{23.0887} \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Las fracciones molares por componente son:

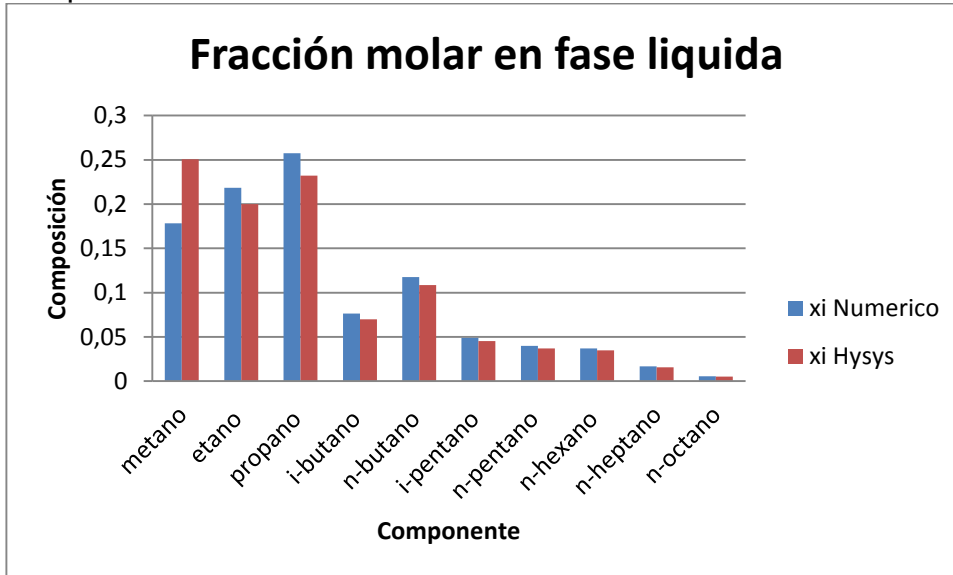
Tabla 7G. Fracciones molares por componente método numérico.

Compuesto	xi	yi
metano	0,1782	0,8727
etano	0,2183	0,0990
propano	0,2575	0,0206
i-butano	0,0763	0,0019
n-butano	0,1177	0,0018
i-pentano	0,0489	0,0000
n-pentano	0,0400	0,0001
n-hexano	0,0372	0,0000
n-heptano	0,0167	0,0000
n-octano	0,0055	0,0000

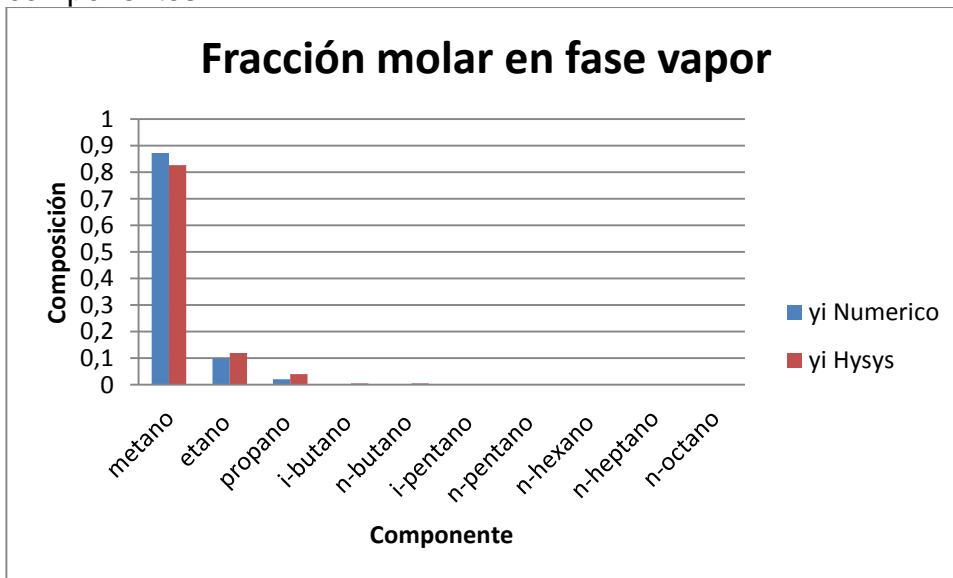
Tabla 8G. Fracciones molares por componente Simulador aspen Hysys.


Compuesto	xi	yi
metano	0,2508	0,8270
etano	0,2001	0,1200
propano	0,2323	0,0401
i-butano	0,0699	0,0050
n-butano	0,1085	0,0055
i-pentano	0,0453	0,0010
n-pentano	0,0372	0,0006
n-hexano	0,0348	0,0002
n-heptano	0,0156	0,0000
n-octano	0,0052	0,0000

Grafica 3G. Diagrama de las fracciones molares en fase liquida, composición vs componentes.



Grafica 4G. Diagrama de las fracciones molares en fase vapor, composición vs componentes.



 Fundación Universidad de América	FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA	Código:
	PROCESO: GESTIÓN DE BIBLIOTECA	Versión 0
	Autorización para Publicación en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres	Julio - 2016


AUTORIZACIÓN PARA PUBLICACIÓN EN EL REPOSITORIO DIGITAL INSTITUCIONAL LUMIERES




Nosotras Laura Pamela Betancur Valbuena y Paula Andrea Lancheros Torres en calidad de titulares de la obra EVALUACIÓN DE DOS ALTERNATIVAS CON RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS EN EL TRATAMIENTO DE GAS NATURAL CON RESPECTO AL MÉTODO JOULE THOMSON, elaborada en el año 2016, autorizamos al **Sistema de Bibliotecas de la Fundación Universidad América** para que incluya una copia, indexe y divulgue en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres, la obra mencionada con el fin de facilitar los procesos de visibilidad e impacto de la misma, conforme a los derechos patrimoniales que nos corresponden y que incluyen: la reproducción, comunicación pública, distribución al público, transformación, en conformidad con la normatividad vigente sobre derechos de autor y derechos conexos (Ley 23 de 1982, Ley 44 de 1993, Decisión Andina 351 de 1993, entre otras).

Al respecto como Autores manifestamos conocer que:

- La autorización es de carácter no exclusiva y limitada, esto implica que la licencia tiene una vigencia, que no es perpetua y que el autor puede publicar o difundir su obra en cualquier otro medio, así como llevar a cabo cualquier tipo de acción sobre el documento.
- La autorización tendrá una vigencia de cinco años a partir del momento de la inclusión de la obra en el repositorio, prorrogable indefinidamente por el tiempo de duración de los derechos patrimoniales del autor y podrá darse por terminada una vez el autor lo manifieste por escrito a la institución, con la salvedad de que la obra es difundida globalmente y cosechada por diferentes buscadores y/o repositorios en Internet, lo que no garantiza que la obra pueda ser retirada de manera inmediata de otros sistemas de información en los que se haya indexado, diferentes al Repositorio Digital Institucional – Lumieres de la Fundación Universidad América.
- La autorización de publicación comprende el formato original de la obra y todos los demás que se requiera, para su publicación en el repositorio. Igualmente, la autorización permite a la institución el cambio de soporte de la obra con fines de preservación (impreso, electrónico, digital, Internet, intranet, o cualquier otro formato conocido o por conocer).
- La autorización es gratuita y se renuncia a recibir cualquier remuneración por los usos de la obra, de acuerdo con la licencia establecida en esta autorización.
- Al firmar esta autorización, se manifiesta que la obra es original y no existe en ella ninguna violación a los derechos de autor de terceros. En caso de que el trabajo haya sido financiado por terceros, el o los autores asumen la responsabilidad del cumplimiento de los acuerdos establecidos sobre los derechos patrimoniales de la obra.
- Frente a cualquier reclamación por terceros, el o los autores serán los responsables. En ningún caso la responsabilidad será asumida por la Fundación Universidad de América.
- Con la autorización, la Universidad puede difundir la obra en índices, buscadores y otros sistemas de información que favorezcan su visibilidad.

Conforme a las condiciones anteriormente expuestas, como autores establecemos las siguientes condiciones de uso de nuestra obra de acuerdo con la **licencia Creative Commons** que se señala a continuación:

	FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA	Código:
	PROCESO: GESTIÓN DE BIBLIOTECA	Versión 0
	Autorización para Publicación en el Repositorio Digital Institucional – Lumieres	Julio - 2016

	Atribución- no comercial- sin derivar: permite distribuir, sin fines comerciales, sin obras derivadas, con reconocimiento del autor.	<input type="checkbox"/>
	Atribución – no comercial: permite distribuir, crear obras derivadas, sin fines comerciales con reconocimiento del autor.	<input checked="" type="checkbox"/>
	Atribución – no comercial – compartir igual: permite distribuir, modificar, crear obras derivadas, sin fines económicos, siempre y cuando las obras derivadas estén licenciadas de la misma forma.	<input type="checkbox"/>

Licencias completas: http://co.creativecommons.org/?page_id=13

Siempre y cuando se haga alusión de alguna parte o nota del trabajo, se debe tener en cuenta la correspondiente citación bibliográfica para darle crédito al trabajo y a sus autores.

De igual forma como autores autorizamos la consulta de los medios físicos del presente trabajo de grado así:


AUTORIZAMOS	SI	NO
La consulta física (sólo en las instalaciones de la Biblioteca) del CD-ROM y/o Impreso	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
La reproducción por cualquier formato conocido o por conocer para efectos de preservación	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

Información Confidencial: este Trabajo de Grado contiene información privilegiada, estratégica o secreta o se ha pedido su confidencialidad por parte del tercero, sobre quien se desarrolló la investigación. En caso afirmativo expresamente indicaremos, en carta adjunta, tal situación con el fin de que se respete la restricción de acceso.	SI	NO
	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

Para constancia se firma el presente documento en (la ciudad), a los 17 días del mes de Agosto del año 2017.

LOS AUTORES:

Autor 1

Nombres	Apellidos
Laura Pamela	Betancur Valbuena
Documento de identificación No	Firma
1010211734	

Autor 2

Nombres	Apellidos
Paula Andrea	Lancheros Torres
Documento de identificación No	Firma
1032453459	

Nota: Incluya un apartado (copie y pegue el cuadro anterior), para los datos y la firma de cada uno de los autores de la obra.