



**ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS TÉCNICAS PARA LA RECUPERACIÓN DE
ETANO PROVENIENTE DE LA PLANTA DE CONDENSADOS DE UN CAMPO
DE GAS UBICADO EN COLOMBIA**

MARIA DE LOS ANGELES HERNANDEZ REYES

JEFREY ALEJANDRO CASTRO MORENO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA
2016**



**ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS TÉCNICAS PARA LA RECUPERACIÓN DE
ETANO PROVENIENTE DE LA PLANTA DE CONDENSADOS DE UN CAMPO
DE GAS UBICADO EN COLOMBIA**

MARIA DE LOS ANGELES HERNANDEZ REYES

JEFREY ALEJANDRO CASTRO MORENO

**Monografía presentada como requisito para optar por el título
ESPECIALISTA EN INGENIERIA DEL GAS**

Director

**NICOLAS SANTOS SANTOS
MAGISTER EN INGENIERIA DE HIDROCARBUROS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA
2016**

TABLA DE CONTENIDO

	Pg.
INTRODUCCIÓN	13
1. COMPORTAMIENTO TERMODINÁMICO DEL GAS NATURAL	14
1.1. GENERALIDADES DEL GAS NATURAL DEL POZO 1	14
1.2. SUSTANCIA PURA	16
1.3. MEZCLA DE DOS COMPONENTES	21
1.4. MEZCLA MULTICOMPONENTE	22
1.4.1. Ecuaciones de estado	22
2. PRETRATAMIENTO DEL GAS	25
2.1. ENDULZAMIENTO DEL GAS CON AMINAS	26
2.1.1. Condiciones de entrada	26
2.1.2. Diagrama de flujo	28
2.1.3. Condiciones de Salida	30
2.2. DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL CON GLICOL	31
2.2.1. Condiciones de entrada	31
2.2.2. Diagrama de flujo	34
2.2.3. Condiciones de Salida	35
3. RECOBRO DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL	37
3.1. JOULE THOMSON (J-T)	38
3.1.1. Descripción de proceso típico empleado con válvula J-T	39
3.2. PROCESOS CRIOGENICOS	41
3.2.1. Proceso convencional	42
3.2.2. Reciclo del gas de residuo (RR)	44
3.2.3. Proceso de gas subenfriado (GSP)	45
3.2.4. Proceso de reciclo del gas residual frío (CRR)	47
3.2.5. Proceso reflujo de retiro lateral (SDR)	48
3.2.6. Proceso de separación de vapor del gas residual (RSV)	49
3.3. REFRIGERACION MECANICA	50
3.4. REFRIGERACION MIXTOS	52
3.5. ELECCION DEL SISTEMA DE RECOBRO LGN	53
3.6. SIMULACION DE ESQUEMAS DE RECOBRO LGN	54
3.6.1. Simulación esquema Joule Thomson	56
3.6.2. Simulación TurboExpander	59
3.6.3. Simulación refrigeración mecánica	64
4. TORRES DE FRACCIONAMIENTO	68
4.1. SELECCIÓN PLATO DE ALIMENTACIÓN	73
4.2. DISEÑO ELEMENTOS INTERNOS DE LA COLUMNA	73

4.3. DEMETANIZADORA	74
4.4. DEETANIZADORA	75
4.5. ANÁLISIS CONDICIONES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DESTILACIÓN A PARTIR DE ANÁLISIS DE DIAGRAMAS T VS X,Y PARA SISTEMAS BINARIOS.....	75
4.6. DISEÑO TORRES DE FRACCIONAMIENTO:.....	79
4.6.1.Método Mc Cabe-Thiele	79
4.6.2.Método de Ponchon-Savarit	84
4.6.3.Ecuaciones MESH.....	85
5. PROCESO DE RECOBRO DE ETANO	89
5.1. CONDICIONES DE ENTRADA.....	90
5.2. DIAGRAMA DE FLUJO	92
5.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	93
5.4. DEMETANIZADORA	94
5.4.1.Condiciones de operación	95
5.4.2.Especificación de equipos antes de la torre (T-104)	96
5.4.3.Análisis de los resultados	98
5.5. DEETANIZADORA	101
5.5.1.Condiciones de operación	101
5.5.2.Especificación de equipos antes de la torre (T-105)	103
5.5.3.Análisis de los resultados	103
6. TECNOLOGÍAS OBTENCIÓN ETANO DE ALTA PUREZA.....	106
6.1. SEPARACIÓN CON MEMBRANAS:.....	107
6.2. TAMICES MOLECULARES	114
7. CONCLUSIONES.	118
8. RECOMENDACIONES.....	120
BIBLIOGRAFÍA.	121

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Columna Estratigráfica de la Cuenca de los Llanos Orientales	15
Figura 2. Diagrama de fases para los Yacimiento de petróleo volátil.	16
Figura 3. Diagrama P-T para una sustancia Pura.....	17
Figura 4. Curva de equilibrio Liquido-Vapor para el Metano.....	19
Figura 5. Curva de equilibrio Liquido-Vapor para el Etano	20
Figura 6. Diagrama de dos fases para mezcla de dos componentes	21
Figura 7. Especificación del gas natural en gasoductos	25
Figura 8. PFD planta de endulzamiento de gas.....	28
Figura 9. Propiedades de algunos glicoles y metanoles	33
Figura 10. PFD planta de deshidratación de gas.....	34
Figura 11. Esquema típico J-T.....	39
Figura 12. Esquema J-T refrigerado	40
Figura 13. Esquema convencional de una planta criogénica	42
Figura 14. Esquema tradicional TurboExpander.....	43
Figura 15. Esquema de proceso reciclo de gas residual RR	45
Figura 16. Esquema de proceso gas subenfriado GSP	46
Figura 17. Esquema proceso reciclo del gas residual frio CRR.....	48
Figura 18. Esquema de Proceso reflujo de retiro lateral SDR	49
Figura 19. Esquema de proceso separación de vapor del gas residual RSV	50
Figura 20. Trayectoria termodinámica recobro LGN.....	51
Figura 21. Esquema típico de refrigeración mecánica.....	52
Figura 22. Esquema simulación proceso J-T.....	58
Figura 23. Diagrama de simulación proceso TurboExpander	62
Figura 24. Esquema simulación proceso refrigeración mecánica.....	66
Figura 25. Diseño típico de una columna de destilación fraccionada.	69
Figura 26. Configuración típica tren de fraccionamiento en procesamiento de gas Natural.	70
Figura 27. Algunos tipos de platos usados en torres de destilación a nivel industrial.	74
Figura 28. Diagrama T vs x,y para mezcla binaria Metano-Etano	77
Figura 29. Diagrama T vs x,y para mezcla binaria Etano-Propano.....	77
Figura 30. Ilustración balance de materia entre dos platos de la columna.	80

Figura 31. Esquemas de las secciones de enriquecimiento (izquierda) y empobrecimiento (derecha) de una columna de destilación fraccionada.	81
Figura 32. Diagrama X vs Y que muestra el desarrollo del método McCabe-Thiele el número de etapas teóricas requeridas en una columna de destilación fraccionada para un sistema binario.	84
Figura 33. Representación gráfica análisis determinación número de etapas teóricas de una columna de fraccionamiento en la zona de enriquecimiento usando el método de Ponchon-Savarit.....	85
Figura 34. Representación de un plato teórico de una columna destilación multicomponente.....	86
Figura 35. Diagrama de flujo de proceso para la recuperación de etano.....	92
Figura 36. Envoltente de presión - Temperatura de la corriente GAS TRAT	95
Figura 37. Curva presión - Entalpia de la corriente GAS TRAT	96
Figura 38. Perfil de temperaturas en intercambiador GAS- GAS E-101	97
Figura 39. Perfil de Temperatura en el enfriador E-100.....	98
Figura 40. Perfil de composición torre T-105	99
Figura 41. Envoltente de presión - Temperatura de la corriente GAS TRAT	101
Figura 42. Curva presión - Entalpia de la corriente GAS TRAT	102
Figura 43. Perfil de composición en la torre T-104	103
Figura 44. Diagrama de un elemento de membrana de permeación enrollada en espiral.	110
Figura 45. Arreglo en serie unidades de separación por membranas apropiadas para mayores grados de purificación del gas.	112
Figura 46. Ejemplo montaje de módulo de separación por membranas FuelSep™ operando en una planta de tratamiento de gas natural en Texas.....	113
Figura 47. Ejemplo de la estructura cristalina de una zeolita ETS-10, se pueden apreciar poros intrínsecos del material con diámetro cercano a los 4,9 Å (0,49 nm), que permiten la fácil entrada y salida de las moléculas de etano pero retiene moléculas más grandes.	116
Figura 48. Ejemplo purificación de etano columnas de adsorción.	117

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Composición de entrada planta de endulzamiento	26
Tabla 2. Propiedades de la corriente de entrada GAS DE POZO.....	27
Tabla 3. Composición Gas Dulce GAS DE POZO 1	30
Tabla 4. Condiciones de proceso de Salida Gas Dulce, GAS DE POZO 1	31
Tabla 5. Composición GAS DE POZO 1 a planta de deshidratación.....	32
Tabla 6. Condiciones de proceso GAS DE POZO 1, a planta de deshidratación ..	32
Tabla 7. Composición Gas deshidratado GAS TRATADO	35
Tabla 8. Condiciones de proceso de Salida Gas deshidratado, GAS TRATADO..	36
Tabla 9. Criterios representativos de calidad para corrientes de etano	55
Tabla 11. Condiciones GAS TRAT 3 (gas de entrada) Vs ETANO (LGN salida)...	59
Tabla 12. Porcentaje de recobro Etano J-T	59
Tabla 13. Composición TurboExpander.....	60
Tabla 14. Condiciones TurboExpander.....	63
Tabla 15. Porcentaje de recobro TurboExpander	63
Tabla 16. Composición simulación refrigeración mecánica	64
Tabla 17. Condiciones simulación refrigeración mecánica	67
Tabla 18. Porcentaje de recobro simulación refrigeración mecánica.....	67
Tabla 19. Composición de entrada planta de Fraccionamiento	90
Tabla 20. Propiedades de la corriente de entrada GAS TRAT	91
Tabla 21. Parámetros típicos para fraccionadores de Gas	94
Tabla 22. Especificación de la turbina K-100	96
Tabla 23. Especificaciones intercambiador de calor GAS-GAS E-101	97
Tabla 24. Especificación enfriador E-100	98
Tabla 25. Balance de masa demetanizadora.....	99
Tabla 26. Condiciones de proceso para las corrientes de T-104.....	100
Tabla 27. Especificación válvula de control de presión de rocío VLV-100.....	103
Tabla 28. Balance de masa deetanizadora.....	104
Tabla 29. Condiciones de proceso para las corrientes de T-105.....	105
Tabla 30. Recobro de etano	105
Tabla 31. Velocidades de permeación de gases a través de membranas.....	110

RESUMEN

TÍTULO: ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS TÉCNICAS PARA LA RECUPERACIÓN DE ETANO PROVENIENTE DE LA PLANTA DE CONDENSADOS DE UN CAMPO DE GAS UBICADO EN COLOMBIA.*

AUTORES: MARÍA DE LOS ÁNGELES HERNÁNDEZ REYES, JEFREY ALEJANDRO CASTRO MORENO.**

PALABRAS CLAVES: Etano, Porcentaje de Recobro, Joule-Thomson, Turbo-expander, Refrigeración Mecánica, Torres de Fraccionamiento, GPSA, HYSYS.

DESCRIPCIÓN:

Los campos de gas en Colombia, presentan en su composición una alta concentración de etano, este componente se utiliza para cubrir la demanda de energía en la planta de tratamiento (consumo interno para motores de combustión) y en la reinyección en pozo. Este recurso energético puede tener un mayor valor agregado siempre y cuando se alcance mayores niveles de pureza para su comercialización. Por tal razón es importante identificar un sistema de separación de etano que permita recuperar el mayor volumen del mismo, permitiendo a la compañía operadora del campo la comercialización de estos excedentes.

Esta investigación tiene como objetivo principal a través del análisis de las simulaciones realizadas en el software HYSYS, la identificación de una alternativa técnica, que permita obtener un porcentaje mínimo de recobro de etano del 80%, con condiciones de pureza que cumplan con los parámetros establecidos por la GPSA. Antes de iniciar el análisis de las diferentes alternativas, se debe someter la corriente de proceso a un pretratamiento, con el fin de llegar a la especificación requerida de contenido de sulfuros y vapor de agua en el Gas. Posteriormente se desarrollaron cuatro escenarios diferentes para la recuperación de etano, en el primero se analizó la tecnología Joule Thomson, en el segundo la turbo-expander, en el tercero la refrigeración mecánica y el cuarto, plantea un tren de fraccionamiento con un proceso de pre acondicionamiento de los hidrocarburos, utilizando un turbo-expander y un cooler. Por medio de este último esquema se logró cumplir con el objetivo del porcentaje de recobro del 84,92% de etano y con una pureza del 98%.

*Monografía de Especialización.

**Facultad Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, Director Ing. Nicolás Santos.

ABSTRACT

TITLE: ANALYSIS OF THE ALTERNATIVES TECHNICALS FOR ETHANE RECOVER STEMMING FROM A CONDESATE PLANT FROM A GAS FIELD LOCATED IN COLOMBIA.*

AUTHORS: MARÍA DE LOS ÁNGELES HERNÁNDEZ REYES, JEFREY ALEJANDRO CASTRO MORENO.**

KEY WORDS: Ethane, Recover percentage, Joule-Thomson, Turbo-expander, Mechanical cooling, GPSA, HYSYS.

DESCRIPTION:

The gas fields in Colombia involve in their composition a high concentration of ethane, this component used for cover the energy demand into the treatment plant (fuel internal combustion engine) and reinjection into a well. This energy resource may have an added value if the ethane achieves higher levels of purity for their commercialization. This is the reason why is important to identify an ethane separation system to enable the recovery of a higher volume of this hydrocarbon, allowing to the operator company the commercialization that of excess.

The investigation has as main objective the analysis simulation made by HYSYS software, the identification of one technical alternative enable to achieve a minimum recovery percentage by 80%, with purity conditions that will comply with the requirements established by GPSA. Before starting the analysis of the different alternatives, the stream must be subject to a pretreatment, with the purpose of achieve the required specifications of sulphides and water. Subsequently will be developed four different phases for the ethane recovery, first to analyze Joule Thomson technology, second turbo-expander, third mechanical cooling, and finally an evaluation of fraction columns that design incorporate turbo-expander, cooler. Finally, with the fourth phase It will be achieved an 84, 92 percent of ethane recovery along with a purity of around 98 percent.

*Monografía de Especialización.

**Facultad Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, Director Ing. Nicolás Santos.

INTRODUCCIÓN

En el proceso de separación para obtener el gas de venta se están produciendo cantidades considerables de etano como subproducto, que no están siendo aprovechadas, pues están siendo quemadas, reinyectadas y utilizadas para la generación interna.

En la primera fase de procesamiento del gas natural, se realiza el endulzamiento del gas para reducir la presencia de corrosión en las tuberías, posteriormente se deshidrata el gas con el fin de evitar la formación de hidratos. A partir de este punto se inicia el proceso de obtención de etano donde el gas previamente tratado ingresa a una demetanizadora para eliminar los líquidos del Gas natural, obteniendo metano en la cima y etano, propano y pesados en la corriente de fondo. Finalmente dicha corriente de fondo ingresa a una deetanizadora para obtener en la cima etano gaseoso a las condiciones de recobro esperadas, y en fondo GLP.

La recuperación de líquidos del gas natural se realiza mediante diferentes procesos de separación, el objetivo de este documento es realizar un análisis de las alternativas que permitan recobrar etano, basados en la calidad del producto obtenido.

El primer capítulo inicia con una descripción general del campo de gas de donde proviene la corriente que se va a procesar, continua haciendo una revisión del comportamiento termodinámico del gas natural. El capítulo dos mediante el software de simulación de procesos ASPEN HYSYS, plantea un pre-tratamiento con el fin de llevar la corriente de gas a condiciones de gasoducto. En el capítulo tres y cuatro se realiza un análisis de las alternativas de recobro que permitan el 80% del recobro de etano y finalmente el capítulo cinco realiza una recopilación de las tecnologías de purificación, que permitan eliminar contaminantes de la corriente de etano procesado anteriormente, mediante la explicación de los conceptos y principios de funcionamiento.

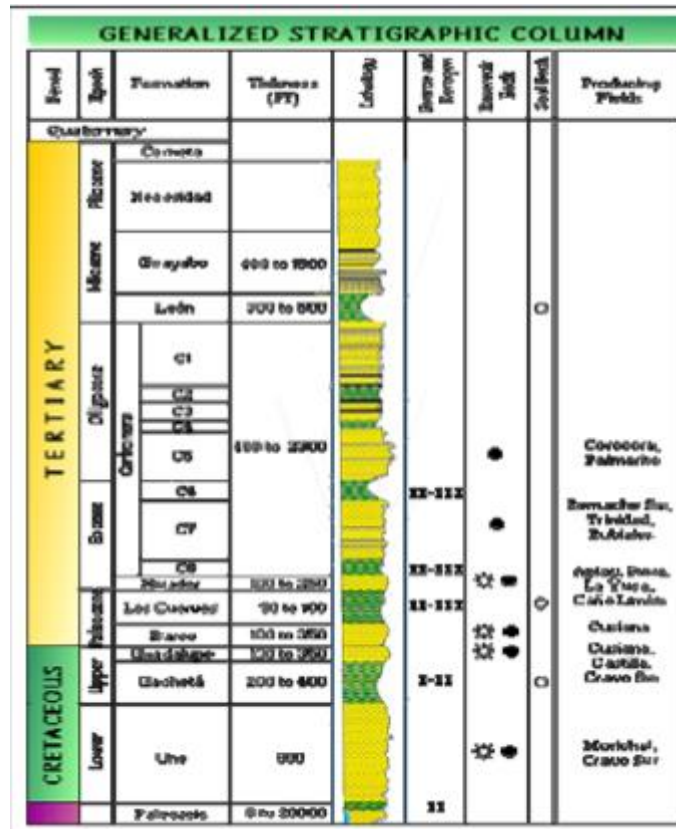
1. COMPORTAMIENTO TERMODINÁMICO DEL GAS NATURAL

El gas natural está constituido por una mezcla de hidrocarburos tales como el metano, etano, propano, butanos y fracciones de hidrocarburos más pesados, la proporción de éstos depende de la formación geológica y del pozo. Los componentes del gas que se condensan forman una mezcla líquida de hidrocarburos conocida como Líquidos de Gas Natural o LGN (NGL). Esta mezcla de líquidos contiene un número de hidrocarburos importantes que pueden posteriormente ser separados en productos individuales, tales como propano, gasolina y materias primas petroquímicas. La separación se produce en una planta de procesamiento de gas a través de métodos como la absorción, condensación, adsorción, entre otros.

1.1. GENERALIDADES DEL GAS NATURAL DEL POZO 1

El campo se encuentra ubicado en la cuenca de los llanos orientales cuya litología se muestra en la Figura 1. Las formaciones productoras son generadoras de petróleo, condensado y gas. El yacimiento es de Aceite volátil y su mecanismo de producción es por capa de gas la cual es reinyectada con el mismo gas de producción para mejorar la producción. Los fluidos del campo corresponden a una capa de gas condensado retrogrado asociado a una zona de petróleo en la parte superior de la estructura y aceite volátil en la parte inferior del yacimiento (yacimiento saturado).

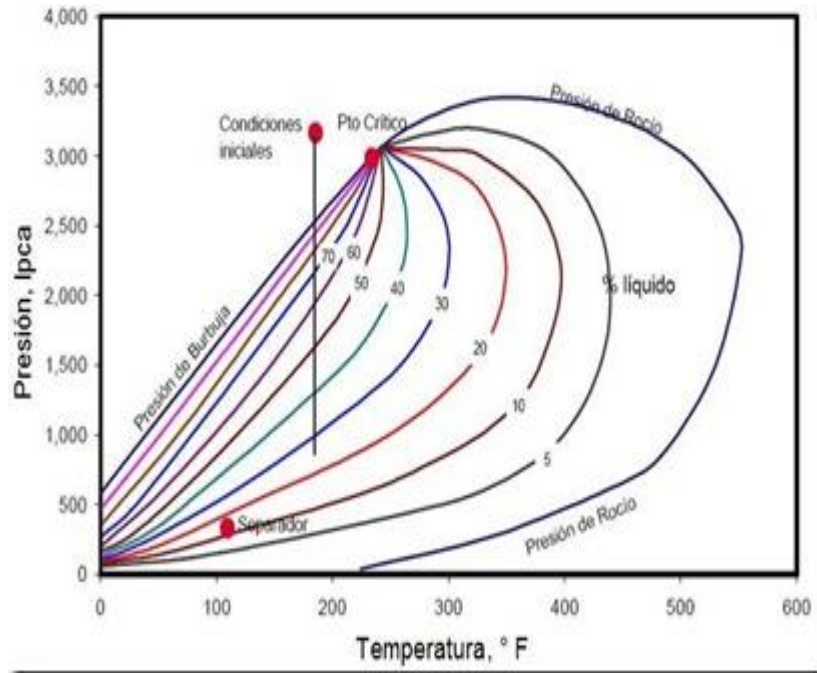
Figura 1. Columna Estratigráfica de la Cuenca de los Llanos Orientales



Fuente: ARIAS MARTINEZ, Heidy. Patronamiento de las tendencias direccionales en las formaciones en la cuenca de los llanos orientales. Bucaramanga. 2012, 149p.

El crudo volátil, es un fluido liviano que se presenta en estado líquido a condiciones de yacimiento debido a que la temperatura de éste se encuentra muy cercana a la temperatura crítica del fluido (Figura 2). El grado de merma del petróleo liviano en general alcanza un 40% o más con una caída de presión de tan solo 10 lpc por debajo de la presión de burbuja. La relación gas petróleo generalmente se encuentra en un rango de 2.000 a 3.000 PCN/BN, la gravedad del petróleo es usualmente de 40° API o mayor. Los petróleos volátiles tienen una composición que generalmente se caracteriza por tener de 12,5% a 20% mol de heptano plus, 35% o más de metanos por hexanos, y el remanente de etanos.

Figura 2. Diagrama de fases para los Yacimiento de petróleo volátil.



Fuente: ARIAS MARTINEZ, Heidy. Patronamiento de las tendencias direccionales en las formaciones en la cuenca de los llanos orientales. Bucaramanga. 2012, 149p.

De acuerdo con lo descrito anteriormente, se evidencia la alta producción de hidrocarburos gaseosos provenientes del yacimiento la cual es enviada al CPF para la respectiva separación de fases, el gas es enfriado para retirar los condensados y es deshidratado para evitar el congelamiento y lograr la calidad requerida para su reinyección, distribución interna y venta.

Una vez se obtiene la mezcla de hidrocarburos gaseosos en superficie, es necesario conocer las características y propiedades termodinámicas de dicho compuesto con el ánimo de evaluar los procesos necesarios que podrían emplearse para recuperar los HC's livianos de dicha corriente de proceso y obtener etano como producto final, lo cual es el propósito del presente trabajo.

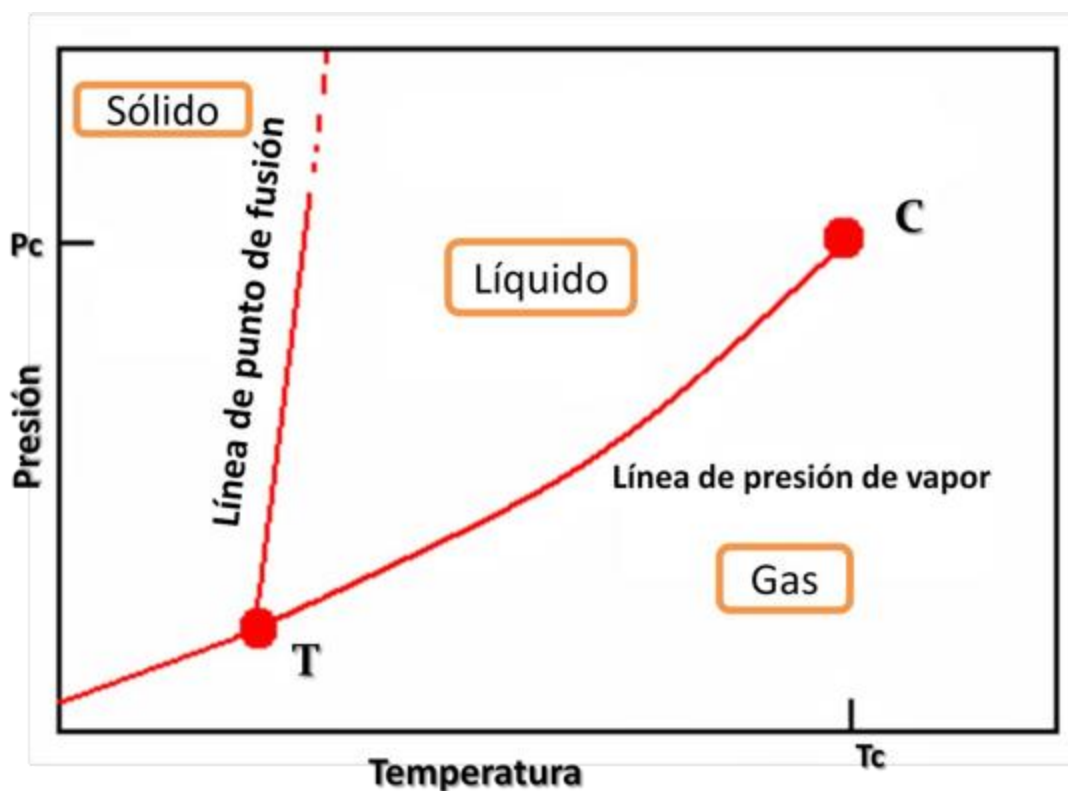
1.2. SUSTANCIA PURA

Para lograr lo anterior, es necesario establecer los conceptos de sustancia pura y mezcla para determinar a cuál de estos dos grupos el gas objeto de evaluación

pertenece y con base en eso, poderlo analizar. Una sustancia pura se caracteriza por tener una composición química no variable independiente del estado de la materia en la que se encuentre o los elementos químicos que la componen. Una mezcla en cambio, es la unión de dos o más componentes donde cada compuesto pose propiedades diferentes respecto a los demás. Es evidente que al hablar del gas natural, la definición que aplica es la de mezcla.

En la [¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.](#) se muestra el diagrama P-T de una sustancia pura el cual se denomina diagrama de fases debido a que dentro del mismo, las tres fases están separadas entre sí por tres líneas como se describe a continuación: la línea de sublimación separa las regiones sólida y de vapor, la línea de evaporación, separa la región de líquido y la de vapor y por último, la línea de fusión, separa las regiones sólida y líquida. Las tres líneas anteriormente mencionadas, convergen en un punto llamado punto triple. En dicho punto, coexisten las tres fases en equilibrio.

Figura 3. Diagrama P-T para una sustancia Pura

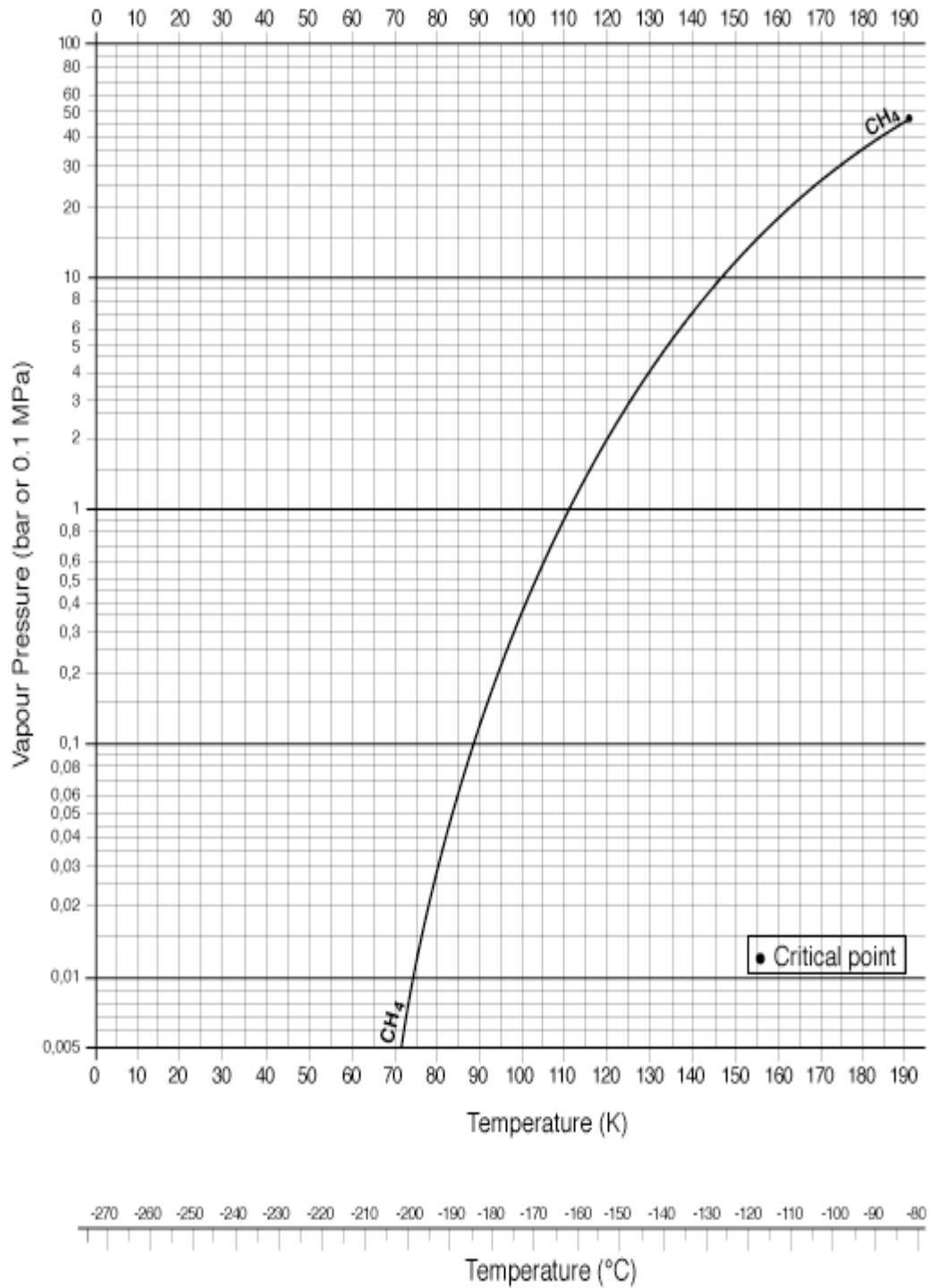


Fuente: Tomado de PEREZ Julio, PROPIEDADES FISICOQUIMICAS Y TERMODINAMICAS DEL GAS NATURAL. Conceptos Básicos de Comportamientos de Fases Capítulo 5. Figura 5.1.

Como se mencionó anteriormente, el gas natural es un sistema, multicomponente. En general las dos fases (líquido y vapor) de un sistema multicomponente no tienen la misma composición en cada fase. Esto es, la fracción molar de un componente difiere cuando este se encuentra en fases diferentes. De acuerdo con lo anterior, una vez se especifica para un sistema condiciones de presión y temperatura, la composición de equilibrio de cada fase puede determinarse a partir del diagrama de fases.

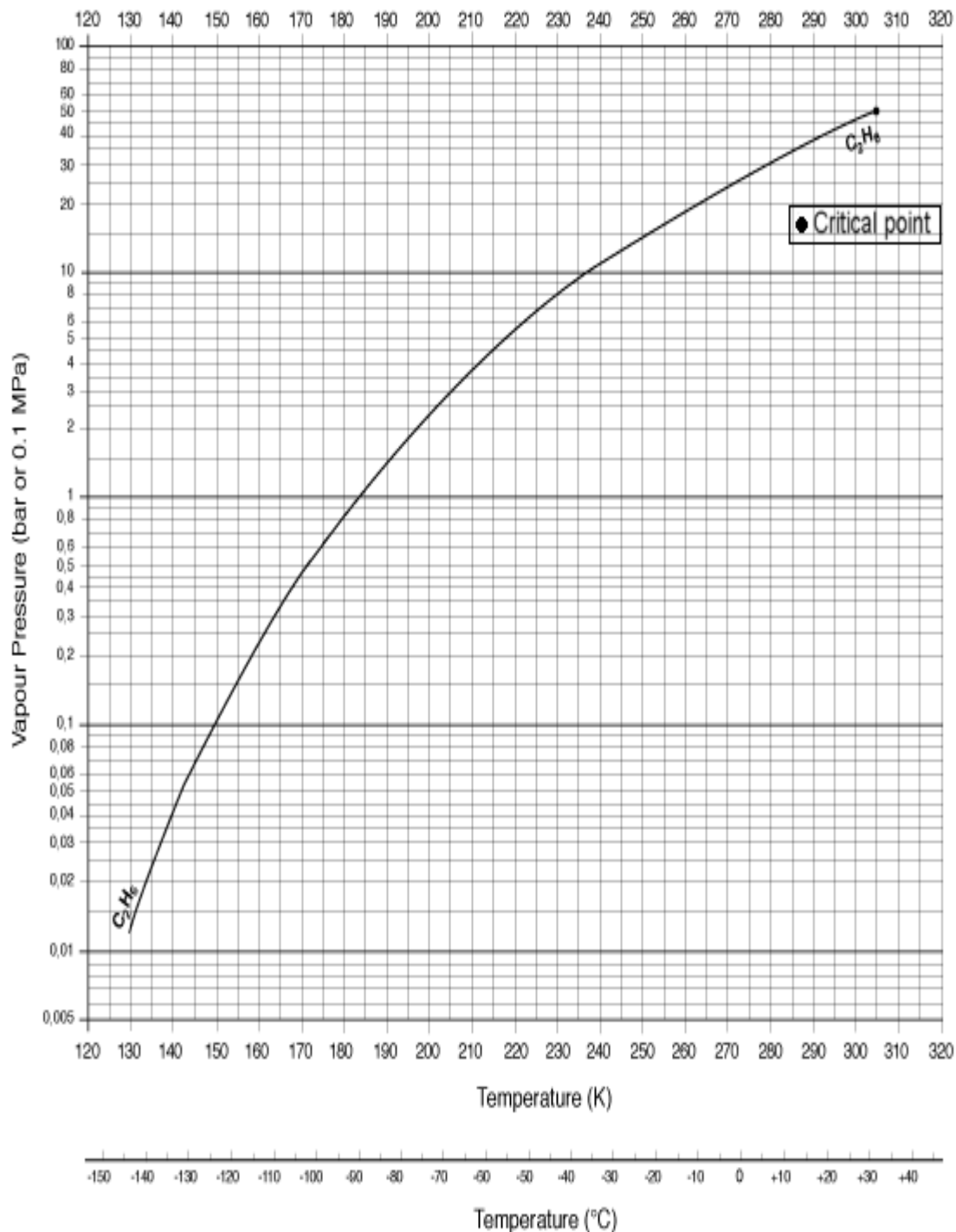
Debido a que el gas natural es una mezcla compleja, y que el objetivo final es la obtención de etano, es factible obtener una idea cercana de las condiciones de presión y temperatura necesarias para la separación a partir de los datos de saturación de los componentes etano y metano como se muestra a continuación:

Figura 4. Curva de equilibrio Liquido-Vapor para el Metano



Fuente: Fuente: AIR LIQUIDE. Gas Enciclopedia. (En Línea). 2015. Disponible en: <http://encyclopedia.airliquide.com/encyclopedia.asp?LanguageID=11&CountryID=19&Formula=&GasID=41&UNNumber=>

Figura 5. Curva de equilibrio Liquido-Vapor para el Etano



Fuente: AIR LIQUIDE. Gas Enciclopedia. (En Línea). 2015. Disponible en: <http://encyclopedia.airliquide.com/encyclopedia.asp?LanguageID=11&CountryID=19&Formula=&GasID=41&UNNumber=>

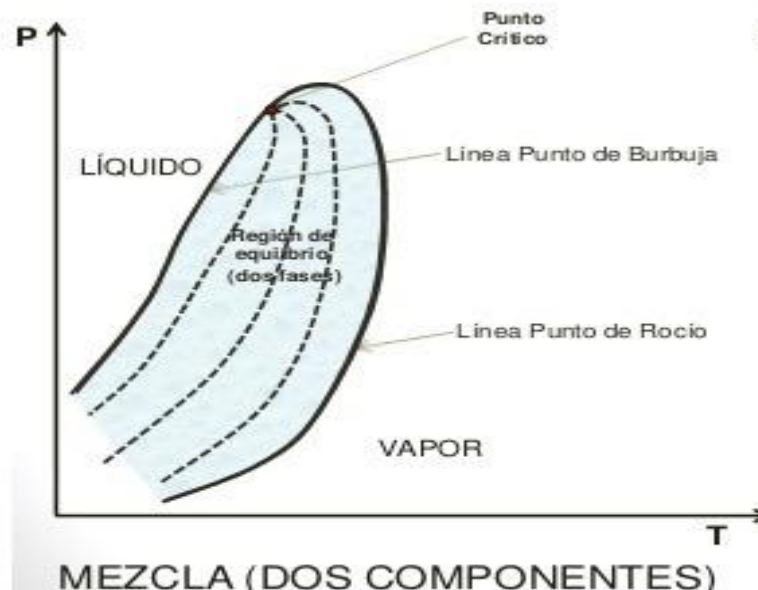
De acuerdo con la Figura 4 y Figura 5, es posible tener una idea de las condiciones de presión y temperatura que se requieren para que el proceso de separación se lleve a cabo y con los resultados esperados

Con el objetivo de aprovechar el alto contenido de etano de la corriente de gas a evaluar, es necesario determinar el contenido de hidrocarburos licuables de la misma; una de las especificaciones más comunes es la temperatura o punto de rocío máximo del hidrocarburo. El punto cricondentermico representa la mínima temperatura a la cual una mezcla de hidrocarburo puede estar completamente gaseosa sin importar la presión.

1.3. MEZCLA DE DOS COMPONENTES

Existen mezclas de dos componentes y mezclas multicomponentes. El comportamiento de una mezcla de dos componentes se observa en la curva de presión de vapor que en sí, es una región de 2 fases que coexisten (envolvente de saturación). La Figura 6 muestra la forma típica de un diagrama de dos fases para una mezcla de dos componentes.

Figura 6. Diagrama de dos fases para mezcla de dos componentes



Fuente: Fuente: BERMUDEZ, Gustavo. Ingeniería de Yacimientos. (En Línea). 4 de Octubre de 2009. Disponible en <http://ingenieriadeyacimientos2.blogspot.com.co/2009/10/introduccion.html>.

Este tipo de diagramas de dos fases es posible aplicarlo a sistemas que necesitan descripción del comportamiento de las fases especialmente en yacimientos en función de fluido que contienen así como también para realizar la clasificación de los hidrocarburos. Cada diagrama es específico para diferentes relaciones de mezclas de dos componentes el cual puede ser infinito.

1.4. MEZCLA MULTICOMPONENTE

El gas natural que es objeto de evaluación en el presente trabajo, debe evaluarse como mezcla multicomponente y determinar si bajo las condiciones de presión y temperatura a las que se encuentra, este se comporta como gas real o gas ideal. Cuando se trata de mezclas de gases reales, se hace necesario considerar el efecto del comportamiento no ideal en las propiedades de la mezcla tales como la entalpia y la entropía. Una forma de hacerlo es usar factores de compresibilidad en conjunto con las ecuaciones y cartas generalizadas. El factor de compresibilidad del gas nos va a dar una idea aterrizada sobre el tipo de gas que se está evaluando.

1.4.1. Ecuaciones de estado

Se va a considerar el cálculo de variaciones de las propiedades energéticas para el caso de gases y vapores con comportamiento real.

Existen tres formas de efectuar cálculos de propiedades que son:

- A partir de datos PVT
- A partir de ecuaciones de Estado
- A partir de correlaciones generalizadas

Para este caso, se va a hacer uso de las ecuaciones de estado. Una ecuación de estado es una expresión analítica que relaciona la presión P , la temperatura T y el volumen V ,. Una descripción apropiada de esta relación PVT para hidrocarburos reales es esencial para determinar el comportamiento de fase y volumétrico de los fluidos del yacimiento y en predecir el desempeño de las facilidades de separación en superficie.

Ecuación de Van der Waals¹:

$$P = \frac{RT}{V_M - b} - \frac{a}{V_M} \quad [1]$$

Donde

P= presión del sistema, psia

T= temperatura del sistema, °R

R= constante del gas, 10.73 psia-ft³/lbmol-°R

VM= volumen, ft³/lbmol

• **Ecuación de estado Redlich-Kwong²:**

$$P = \frac{RT}{V_M - b} - \frac{a}{V_M(V_M + b)T^{0.5}} \quad [2]$$

• **Ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong³:**

$$P = \frac{RT}{V_M - b} - \frac{a\alpha}{V_M(V_M + b)} \quad [3]$$

Donde:

$$\alpha = (1 + m(1 - T_r^{0.5}))^2$$

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2$$

Donde

Tr= temperatura reducida, T/Tc

Ω= factor acéntrico de la sustancia

- **Ecuación de estado de Peng-Robinson:** esta ecuación se logró llevando a cabo un estudio para evaluar el uso de la ecuación de Soave-Redlich-Kwong en la predicción del comportamiento de sistemas de hidrocarburos.

¹ PEREZ Julio, PROPIEDADES FISICOQUIMICAS Y TERMODINAMICAS DEL GAS NATURAL. Ecuaciones de Estado Capitulo 3; P.183

² Ibid., p.189

³ Ibid., p. 192

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a\alpha}{V(V + b) - b(V - b)} \quad [4]$$

Dónde:

$$\alpha = (1 + m(1 - T_r^{0.5}))^2$$

$$m = 0.3746 + 1.5423\omega - 0.2699\omega^2$$

La licuefacción del gas produce condensado el cual posteriormente es fraccionado para la obtención de etano y otros productos derivados que no son relevantes en este trabajo. La expansión del gas natural se realiza a través de turboexpansores, válvulas expansión y choques de producción. La expansión por medio del uso de válvulas, es un proceso isoentálpico.

2. PRETRATAMIENTO DEL GAS

El Gas producido en Pozo, es un Gas con alto contenido de H₂S, CO₂ y otros componentes ácidos que deben ser removidos del gas con el fin de evitar corrosión en las facilidades o liberación de componentes tóxicos no deseados en las reacciones de acuerdo a su uso. Adicional el Gas que se produce en pozo tiene una determinada humedad que debe ser disminuida con la remoción del agua antes de entrar a cualquier proceso de separación de hidrocarburo. En la Figura 7 se puede consultar la especificación para Gas Natural en gasoductos.

En el presente capítulo se encuentra la descripción y simulación del proceso con el fin de llegar a la especificación requerida de contenido de sulfuros y vapor de agua en el Gas.

Figura 7. Especificación del gas natural en gasoductos

	Minimum	Maximum
Major and Minor Components, mol%		
Methane	75	–
Ethane	–	10
Propane	–	5
Butanes	–	2
Pentanes and heavier	–	0.5
Nitrogen and other inerts	–	3-4
Carbon Dioxide	–	3-4
Trace Components		
Hydrogen sulfide	–	0.25-1.0 gr/100 scf
Mercaptan sulfur	–	0.25-1.0 gr/100 scf
Total sulfur	–	5-20 gr/100 scf
Water vapor	–	4.0-7.0 lb/mmcf
Oxygen	–	0.2-1.0 ppmv
Other Characteristics		
Heating value, Btu/scf-gross saturated	950	1150
Liquids: Free of liquid water and hydrocarbons at delivery temperature and pressure.		
Solids: Free of particulates in amounts deleterious to transmission and utilization equipment.		

Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION – GPSA; Fig. 2-4; P2-3

2.1. ENDULZAMIENTO DEL GAS CON AMINAS

El endulzamiento del Gas trata de la remoción de componentes ácidos como el H₂S. El proceso consiste principalmente en un proceso de absorción de la amina del H₂S. Este proceso se realiza en una torre de absorción poniendo en contracorriente la amina con el Gas, ingresando el Gas por la parte inferior de la torre y la amina líquida en la parte superior.

Para propósitos de simulación se usó el simulador ASPEN HYSYS en su versión 7.3 para efectuar los cálculos, el método termodinámico usado fue Amine PKG, debido a su alta capacidad de parámetros de interacción entre la amina y el GAS, simulando las reacciones de absorción.

2.1.1. Condiciones de entrada

Las condiciones de entrada al simulador es la corriente de entrada del Gas de Pozo.

Tabla 1. Composición de entrada planta de endulzamiento

Componente	Fracción Molar
(CO ₂)	0,0723
(Nitrógeno)	0,0054
(Metano)	0,7153
(Etano)	0,1113
(Propano)	0,0552
(i-Butano)	0,011
(n-Butano)	0,0152
(i-Pentano)	0,0035
(n-Pentano)	0,0028
(n-Hexano)	0,003
(H ₂ O)	0,0022
(H ₂ S)	0,0028
(C ₇₋₁₀ *)	***
(C ₁₁₋₁₄ *)	***
(C ₁₅₋₂₀ *)	***

Tabla 2. Propiedades de la corriente de entrada GAS DE POZO

Propiedad	Unidad	Valor
Fracción de Vapor		1
Temperatura	<i>F</i>	105
Presión	<i>Psia</i>	494,696
Flujo Molar	<i>lbmole/hr</i>	36894,377
Flujo Másico	<i>lb/hr</i>	847116,006
Flujo Volumétrico	<i>MMSCFD</i>	335,4
Flujo de Calor	<i>Btu/hr</i>	258913145

De acuerdo a las unidades especificadas de la Figura 7 (gr/100 ft³), el contenido de componentes sulfurados en la corriente es de 1141 gr/100 ft³, es decir que es necesario generar un tratamiento de endulzamiento.

Para el tratamiento de la corriente de entrada, la Amina seleccionada es la DEA, debido a su fácil acceso comercial y a su gran rendimiento en estas reacciones.

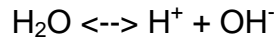
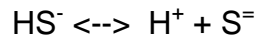
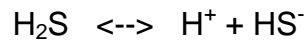
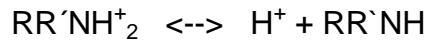
Un parámetro de diseño para utilizar la dietanolamina (DEA), es por cada 6,7 a 7,5 SCF de Gas utilizar un (1) Galón de Amina, sin embargo la DEA debe ser mezclada con agua con el fin de mejorar su eficiencia en la reacción, la concentración debe ser de 30% en peso de amina y 70% en peso de agua⁴.

La mezcla DEA/AGUA debe ser ingresada a la torre de absorción 10^oF mayor que la temperatura del Gas con el fin de evitar condensaciones en el Gas, y la torre trabaja a la presión de cabeza de pozo del Gas (494,696 psia).

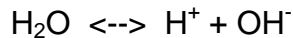
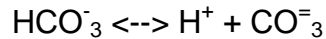
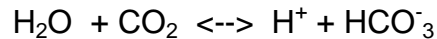
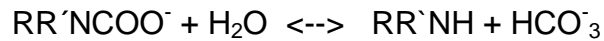
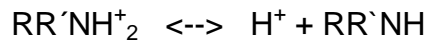
⁴ HERMES PEÑA, SOFTWARE ESPECIALIZADO PARA EL DISEÑO DE PLANTAS DE GAS, FIGURA 4, P 13

De acuerdo a la Figura 8, el proceso inicia con la absorción de componentes ácidos hacia la DEA, generando una reacción de generación de Sales (Acido + Base). Las reacciones que se generan en la torre de absorción son⁵:

- Para el H₂S



- Para el CO₂



En la parte superior de la Torre se tiene un Gas dulce pero hidratado, y en la parte inferior de la torre (T100) se tiene una amina rica por lo ácidos absorbidos. La amina es un componente toxico para el medio ambiente, además de ser muy costoso, por tal motivo es necesario recuperarla mediante un proceso de destilación.

Los ácidos producidos en las reacciones tienen un punto de ebullición más bajo que la amina. Este proceso se genera en la torre (T101) con las siguientes condiciones⁶:

⁵ Reacciones de absorción de ácidos con Amina, Consultado el 18 de Enero de 2016, Disponible en <http://www.geocities.ws/helidd/dospagendul.pdf>

⁶ HERMES PEÑA, SOFTWARE ESPECIALIZADO PARA EL DISEÑO DE PLANTAS DE GAS, Figura 4, P 13

Temperatura de cima = 179,6 °F

Presión en el condensador = 27,5 psia

Presión en el re hervidor = 31,5

En el proceso de destilación, la DEA pierde un gran contenido de agua que debe ser renovado con el fin de cumplir las especificaciones de entrada a la torre de absorción.

2.1.3. Condiciones de Salida

Finalmente después de pasar el gas por la torre de absorción, se tiene un Gas Dulce con condiciones que cumplen las especificaciones de la Figura 7.

Tabla 3. Composición Gas Dulce GAS DE POZO 1

Componente	Fracción Molar
(CO ₂)	0,000464
(Nitrógeno)	0,00586
(Metano)	0,771421
(Etano)	0,120247
(Propano)	0,059806
(i-Butano)	0,012009
(n-Butano)	0,016594
(i-Pentano)	0,003821
(n-Pentano)	0,003057
(n-Hexano)	0,003263
(H ₂ O)	0,003458
(H ₂ S)	0,000001
(C7-10*)	***
(C11-14*)	***
(C15-20*)	***

Tabla 4. Condiciones de proceso de Salida Gas Dulce, GAS DE POZO 1

Propiedad	Unidad	Valor
Fracción de Vapor	-	1
Temperatura	<i>F</i>	117,080732
Presión	<i>psia</i>	489,696
Flujo Molar	<i>lbmole/hr</i>	33780,5674
Flujo Másico	<i>lb/hr</i>	720058,015
Flujo de Calor	<i>Btu/hr</i>	249170856
Flujo Volumétrico	<i>MMSCFD</i>	307,065
Viscosidad	<i>cP</i>	0,011057

Pasando la composición de H₂S de acuerdo a las unidades de la Figura 7 donde se exige un máximo contenido de sulfuros de 5 – 20 gramos / 100 Ft³, después del proceso de endulzamiento se tiene una concentración de H₂S en el Gas Natural de 3,871 gramos de H₂S / 100 Ft³ de Gas.

2.2. DESHIDRATACIÓN DEL GAS NATURAL CON GLICOL

Debido a que después de la planta de endulzamiento, el Gas tiene un alto contenido de agua, es necesario someter el Gas a un proceso de Deshidratación, El proceso de deshidratación consiste en un proceso de absorción, poniendo el Glicol en contra corriente con el Gas con el fin de absorber el agua en forma de vapor contenido en el Gas.

Para propósitos de simulación se usó el simulador ASPEN HYSYS en su versión 7.3 para efectuar los cálculos, el método termodinámico usado fue PENG ROBINSON, debido a su alta capacidad de parámetros de interacción entre EL GLICOL y el AGUA, simulando las reacciones de absorción.

2.2.1. Condiciones de entrada

Las condiciones de entrada al simulador es la corriente de salida de la planta de Endulzamiento

Tabla 5. Composición GAS DE POZO 1 a planta de deshidratación

Componente	Fracción Molar
(CO ₂)	0,000464
(Nitrógeno)	0,00586
(Metano)	0,771421
(Etano)	0,120247
(Propano)	0,059806
(i-Butano)	0,012009
(n-Butano)	0,016594
(i-Pentano)	0,003821
(n-Pentano)	0,003057
(n-Hexano)	0,003263
(H ₂ O)	0,003458
(H ₂ S)	0,000001
(C ₇₋₁₀ *)	***
(C ₁₁₋₁₄ *)	***
(C ₁₅₋₂₀ *)	***

Tabla 6. Condiciones de proceso GAS DE POZO 1, a planta de deshidratación

Propiedad	Unidad	Valor
Fracción de Vapor	-	1
Temperatura	<i>F</i>	117,080732
Presión	<i>psia</i>	489,696
Flujo Molar	<i>lbmole/hr</i>	33780,5674
Flujo Másico	<i>lb/hr</i>	720058,015
Flujo de Calor	<i>Btu/hr</i>	249170856
Flujo Volumétrico	<i>MMSCFD</i>	307,065
Viscosidad	<i>cP</i>	0,011057

De acuerdo a las unidades especificadas de la Figura 7 (lb/MMCF), el contenido de vapor de agua es de 164,5 lb/MMCF, lo cual es necesario generar un tratamiento de deshidratación.

Uno de los Glicoles más usados industrialmente es el Trietilenglicol (TEG), y sus propiedades se pueden identificar en la Figura 9.

Figura 9. Propiedades de algunos glicoles y metanoles

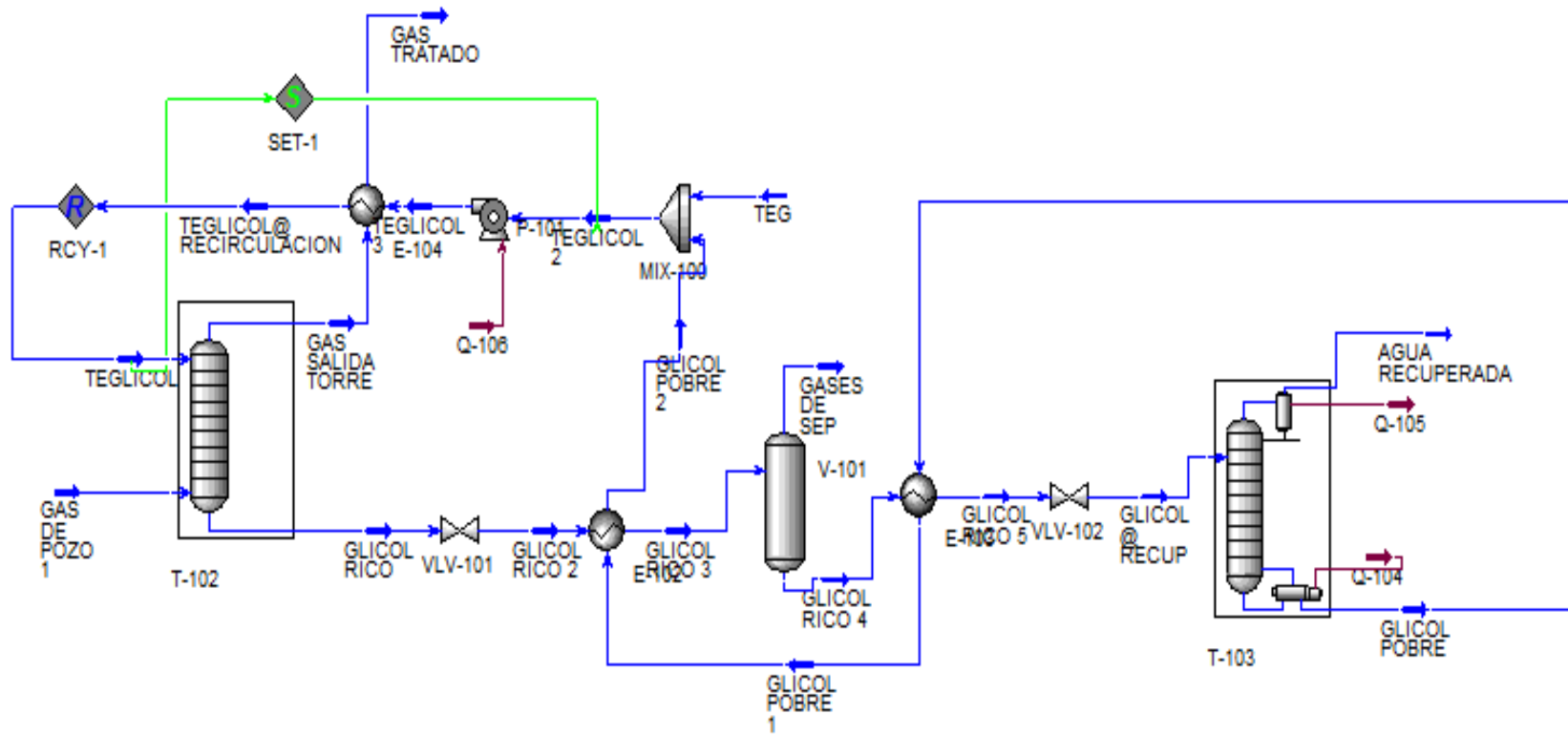
	Ethylene Glycol	Diethylene Glycol	Triethylene Glycol	Tetraethylene Glycol	Methanol
Formula	$C_2H_6O_2$	$C_4H_{10}O_3$	$C_6H_{14}O_5$	$C_8H_{18}O_5$	CH_3OH
Molecular weight	62.1	106.1	150.2	194.2	32.04
Boiling Point at 760 mm Hg. ° F	387.1	472.6	545.9	597.2	148.1
Boiling Point at 760 mm Hg. ° C	197.3	244.8	285.5	314	64.5
Vapor pressure at 77 °F (25°C)mm Hg	0.12	<0.01	<0.01	<0.01	120
Density (g/cc)at 77°F (25°C) (g/cc)at 140 °F (60°C)	1.110 1.085	1.113 1.088	1.119 1.092	1.120 1.092	0.790
Pounds per gallon at 77°F (25°C)	9.26	9.29	9.34	9.34	6.59
Freezing Point °F	8	17	19	22	-144
Pour Point, °F	-	-65	-73	-42	
Viscosity in centipoise at 77 °F (25°C) at 140 °F (60°C)	16.5 4.68	28.2 6.99	37.3 8.77	44.6 10.2	0.52
Surface Tension at 77°F (25°C) dynes/cm	1.430	1.446	1.454	1.457	0.328
Specific heat at 77°F (25°C) Btu/(lb °F)	0.58	0.55	0.53	0.52	0.60
Flash Point, °F (PMCC)	240	255	350	400	53.6
Fire Point, °F (C.O.C.)	245	290	330	375	

Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION – GPSA; Fig. 20-42; P 20-22 (Mod.).

El TEG debe ser ingresado a la torre de absorción 10 °F mayor que la temperatura del Gas con el fin de evitar condensaciones en el Gas, y la torre trabaja a la presión de cabeza de pozo del Gas (494,696 psia).

2.2.2. Diagrama de flujo

Figura 10. PFD planta de deshidratación de gas



El Glicol es un componente muy costoso en la industria y es posible recuperarlo mediante la destilación del agua removida, este proceso se realiza a presión baja con el fin de que la diferencia de puntos de ebullición entre el agua y el Glicol sea significativa, para la simulación se usó 15,7 Psia.

Después de pasar por la torre de destilación existe una pérdida de TEG, por lo tanto es necesario adicionar glicol con el fin de llevarlo a las condiciones de entrada de la torre de absorción.

2.2.3. Condiciones de Salida

Finalmente después de pasar el gas por la torre de absorción, se tiene un Gas deshidratado con condiciones que cumplen las especificaciones de la Figura 7.

Tabla 7. Composición Gas deshidratado GAS TRATADO

Componente	Fracción Molar
(CO ₂)	0,000464
(Nitrógeno)	0,005874
(Metano)	0,77387
(Etano)	0,120583
(Propano)	0,059949
(i-Butano)	0,012044
(n-Butano)	0,016641
(i-Pentano)	0,003832
(n-Pentano)	0,003065
(n-Hexano)	0,003273
(H ₂ O)	0,000403
(H ₂ S)	0,000001
(C ₇₋₁₀ *)	0
(C ₁₁₋₁₄ *)	0
(C ₁₅₋₂₀ *)	0
(DEA)	***
(TEGlycol)	0,000002

Tabla 8. Condiciones de proceso de Salida Gas deshidratado, GAS TRATADO

Propiedad	Unidad	Valor
Fracción de Vapor	-	1
Temperatura	<i>F</i>	122,584373
Presión	<i>psia</i>	485
Flujo Molar	<i>lbmol/hr</i>	33666,6615
Flujo Másico	<i>lb/hr</i>	717910,848
Flujo de Calor	<i>Btu/hr</i>	- 1154708899
Flujo Volumétrico	<i>MMSCFD</i>	306,030436
Viscosidad	<i>cP</i>	0,012714

Pasando la composición de vapor de agua de acuerdo a las unidades de la Figura 7, donde se exige un máximo contenido de vapor de agua de 4 a 7 Lb/MMCF, después del proceso de deshidratación se tiene una concentración de H₂O en el Gas Natural de 5,091 Lb/MMCF

3. RECOBRO DE LIQUIDOS DEL GAS NATURAL

El gas natural es sometido a diferentes procesos para remover los hidrocarburos que están presentes en la composición del mismo, estos hidrocarburos pesados se conocen comúnmente como líquidos del gas natural (LGN), etano, propano, butano y gasolina natural.

Los beneficios que se pueden obtener al realizar la separación y recobro de cada uno de estos líquidos son:

- Control de punto de rocío.
- Plus económico debido a su valor comercial, ya que son fuente de materia prima para la industria petroquímica y las refinerías.

No es solo el valor agregado que pueda generar el recobro de los líquidos del gas natural (LGN), pues los procesos de recobro pueden servir además para garantizar las condiciones de entrega y seguridad del gas de ventas.

La remoción de los líquidos del gas natural toma un papel muy importante en los procesos de la planta, donde el recobro de los hidrocarburos también lleva el gas de venta a condiciones de transporte.⁷

En cuanto al recobro de etano, se pueden lograr altos porcentajes de recobro si se somete el gas a condiciones de temperatura criogénicas (se estima temperaturas criogénicas iguales o por debajo de los $-50\text{ }^{\circ}\text{F}$ ⁸).

Los métodos que comúnmente se utilizan para lograr altos niveles de recobro de etano son tres:

- Joule Thomson
- TurboExpander
- Refrigeración mecánica

⁷ MOKHATAB, Saeid; POE, William; SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington: ELSEVIER, 2006. p 365.

⁸ GPSA, Engineering Data Book, 12 edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004.p 16-10.

3.1. JOULE THOMSON (J-T)

El empleo de la válvula Joule Thomson (J-T) (o procesos LTS - Separación a baja temperatura), es un proceso que frecuentemente es usado en los procesos de recobro de LGN (líquidos del gas natural), y el mismo ofrece grandes beneficios. Ver Figura 1.

El proceso J-T se explica básicamente como el enfriamiento del gas como consecuencia de una caída brusca de presión, lo cual genera una expansión isoentálpica causando una caída de temperatura produciendo el enfriamiento necesario para la separación de los componentes que tiene la corriente de gas, para ser más claros la condensación de los hidrocarburos más pesados y el agua.⁹

Se debe subrayar que el proceso J-T termodinámicamente se debe considerar como un proceso adiabático, en cuanto a los procesos que implican Turboexpander (los cuales serán explicados más adelante) estos toman un camino isoentrópico¹⁰.

El proceso Joule-Thomson presenta mayores ventajas que el Turboexpander, siempre y cuando se encuentren bajo las siguientes condiciones¹¹.

- Bajas tasas de gas y porcentajes bajos de recobro de etano.
- El proceso puede ser diseñado sin equipos rotativos.
- Amplio rango de flujos.
- Diseño y operatividad sencilla.
- La corriente de gas tiene alta presión, o de lo contrario sería necesario una unidad de recompresión para llevar a condiciones de venta.
- Para el recobro de etano y propano es eficiente si el volumen del gas esta entre los rangos de 5-10 MSCFD¹².
- Rango de presión de cabeza de pozo (300-500 psia)¹³

⁹MOKHATAB, Saeid; POE, William; SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington: ELSEVIER, 2006. p 366..

¹⁰ GPSA, Engineering Data Book, 12 edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004.p 16-11.

¹¹ Ibid., p. 16-11.

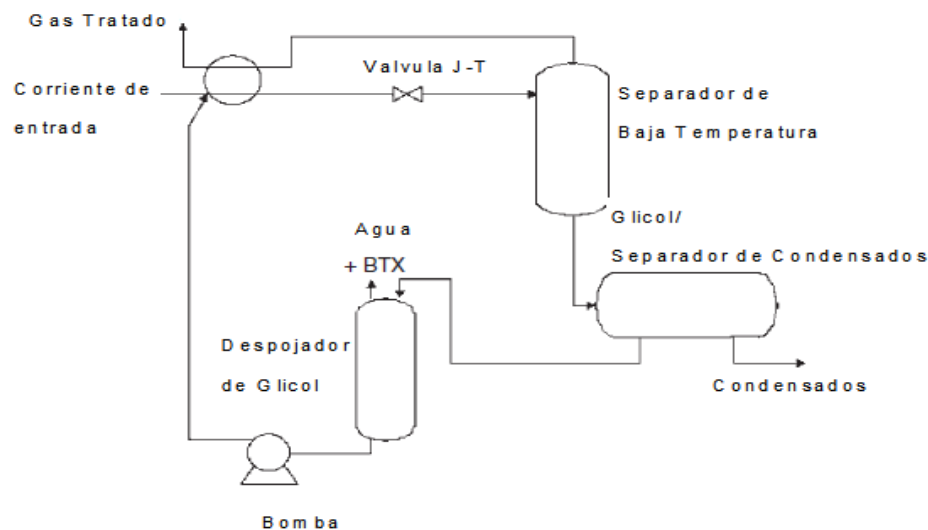
¹² MOKHATAB, Saeid; POE, William; SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing .Burlington: ELSEVIER, 2006. p 371.

¹³ CAMPBELL, Jhon.M. Technical assistance Service for the design, operation, and maintenance of gas plants. Oklahoma: Jhon M. Campbell&company.2003. P. 11.1.

3.1.1. Descripción de proceso típico empleado con válvula J-T

La corriente de gas de entrada es pre enfriada por el gas tratado al pasar por el intercambiador gas-gas, posteriormente es enfriado aún más por la válvula J-T cuando cruza a través de la misma debido a una expansión isoentálpica, cuyo resultado es la condensación de hidrocarburos pesados y del agua. Los líquidos condensados son removidos por uno o más separadores. seguidamente el gas es separado en el separador de baja temperatura, el cual sale a condiciones de venta, sin embargo como se enuncio anteriormente si la presión no se encuentra en condiciones se debe contar con una unidad de recompresión adicional la cual implica un gasto energético extra por sus requerimientos de potencia.

Figura 11. Esquema típico J-T



Fuente: MOKHATAB, POE, SPEIGHT, Handbook of natural gas transmission and processing; Gulf Professional Publishing, 2006; Capitulo 10. Modificada.

Una de las limitantes del proceso Joule Thomson es la formación de hidratos, por lo cual en condiciones óptimas el gas debe llegar deshidratado, pero si no sucede esto, se debe disponer de una unidad de inyección de glicol. En este esquema el glicol asociado con agua y el hidrocarburo condensado son calentados y separados en un separador de tres fases. Posteriormente el glicol es regenerado en una despojadora de glicol¹⁴.

¹⁴ MOKHATAB, Saeid; POE, William; SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing .Burlington: ELSEVIER, 2006. p 370.

3.2. PROCESOS CRIOGENICOS

El proceso que prima entre las facilidades de recobro de etano son las que aplican los procesos Turboexpander. Este tipo de plantas implican una alta inversión inicial lo cual contrasta con unos bajos costos de operación. En este tipo de esquemas el TurboExpander reemplaza la función que se puede obtener con la válvula J-T y el chiller.

Se debe resaltar que para que un proceso sea considerado como criogénico estos deben estar dentro de los parámetros de temperatura -120°F o más, estos procesos son los más indicados cuando se refiere a recobros altos de hidrocarburos pesados especialmente C_{2+} , la combinación de las diferentes alternativas de diseño de estos procesos, pueden incluso lograr con facilidad recobros mayores al 85% de etano¹⁶.

El corazón de una planta criogénica es el TurboExpander la cual funciona debido a la alta presión del gas a su entrada lo cual genera una rotación a través de un expansor, este emplea una condición termodinámica lo cual genera temperaturas extremadamente bajas (-120°F a -165°F), cuando el gas pasa a través de la turbina se genera una expansión debido a la caída de presión, lo que a su vez induce a que el gas baje su temperatura ostensiblemente, cuyo resultado es la condensación de hidrocarburos.

Comúnmente el expansor está vinculado a un compresor centrífugo, también se aprovecha esta condición para favorecer las condiciones de venta de este mismo gas. Este trabajo imparte un incremento de presión a la baja presión del gas esto sucede después de que se ha condensado y removido los líquidos del gas natural (LGN), este gas llamado gas residual que es casi 95% o más de metano este gas es enviado a una unidad de recompresión la cual lo lleva a una línea de ventas.

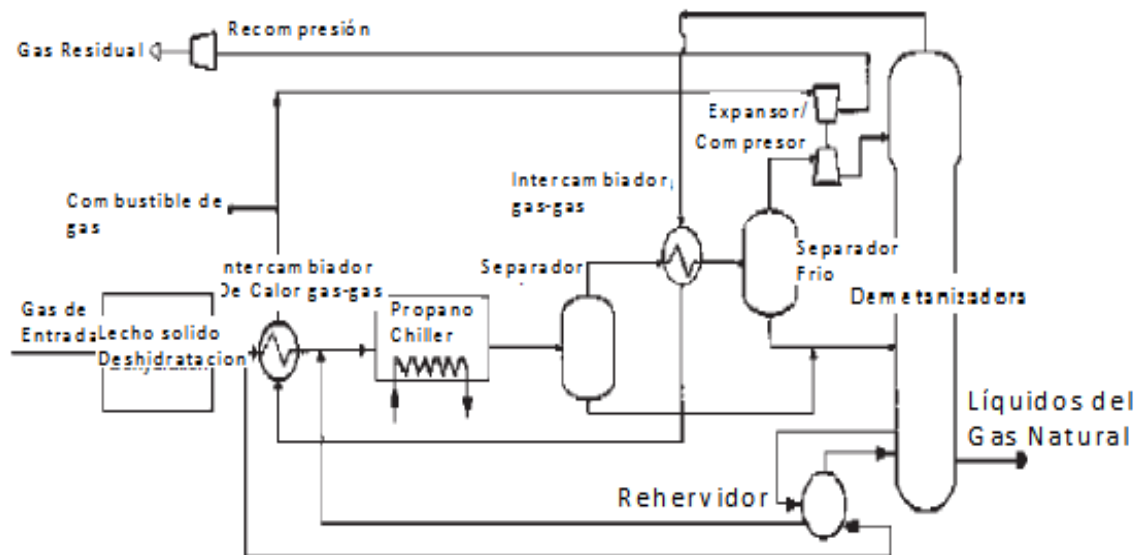
Debido de la expansión en el TurboExpander está más cerca a la condición isoentrópica, este reduce aún más la temperatura comparado con la expansión que se presenta en las válvulas J-T.

¹⁶ CAMPBELL, Jhon.M. Technical assistance Service for the design, operation, and maintenance of gas plants. Oklahoma: Jhon M. Campbell&company.2003. P. 12.1.

3.2.1. Proceso convencional

El esquema típico en donde se implementa TurboExpander se ilustra en la Figura 13, en donde primero el gas es calentado en el intercambiador de calor gas-gas, luego es enfriado en el chiller el cual usa como refrigerante propano. Los condensados de la corriente de gas son enviados al separador (ver Figura 13). El líquido que sale del separador es enviado al fondo de la demetanizadora, el gas que sale del separador es enfriado aún más en el intercambiador gas-gas y luego enviado al segundo separador frío. El gas que proviene del separador frío es expandido a través de la turbina, logrando una presión de entrada en la demetanizadora entre 100 a 450 psia¹⁷. A su vez el TurboExpander produce enfriamiento y condensación del gas y un trabajo que servirá para recomprimir el gas de ventas. Normalmente 10 al 15% de la corriente de gas de entrada es condensada en el separador frío el cual es operado en condiciones típicas en -30°F a -60°F. El expansor baja la presión de la corriente de gas de entrada la cual se estima que esta entre 600-900 psia, a la presión de entrada de la demetanizadora que esta como ya se había enunciado anteriormente entre 100-450 psia.

Figura 13. Esquema convencional de una planta criogénica



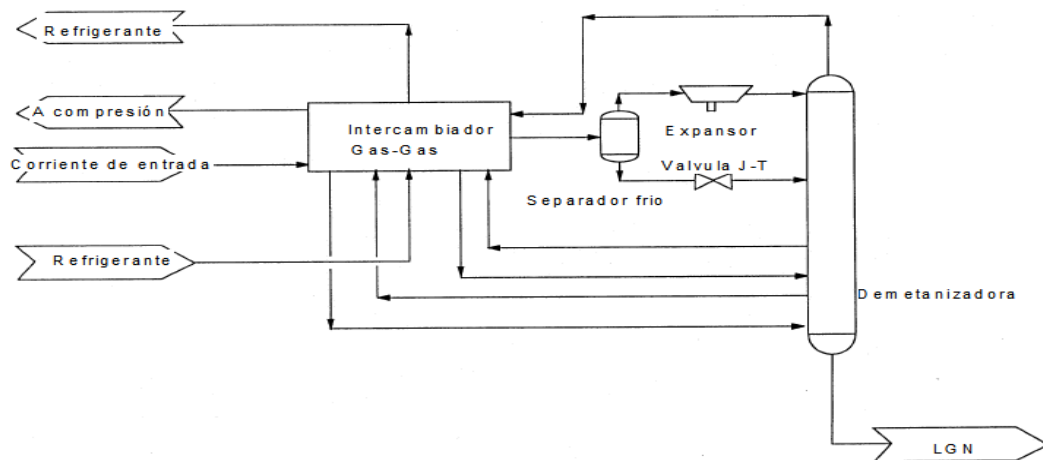
Fuente: MOKHATAB, POE, SPEIGHT, Handbook of natural gas transmission and processing; Gulf Professional Publishing, 2006; Capitulo 10. Modificada

¹⁷ MOKHATAB, Saeid; POE, William; SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing .Burlington: ELSEVIER, 2006. p 372.

La temperatura que usualmente se presenta en la entrada de la demetanizadora está entre -130°F a -150°F , la cual es suficiente para lograr la condensación de etano. Dentro de la demetanizadora se presenta separación entre el metano y los hidrocarburos más pesados que este, el metano y los demás componentes más livianos que el metano, como el nitrógeno salen en forma de vapor en la cima de la torre demetanizadora, mientras los componentes C_2 y C_{2+} se condensan en el fondo de la demetanizadora. Como los componentes que salen en el fondo de la columna demetanizadora están en dos fases, este se puede optimizar usándolos como reflujo en el fondo de la misma, en esta dependiendo de qué tan rica es la corriente de gas se puede fraccionar el fondo de la demetanizadora para así obtener productos puros como etano, butano, propano, y gasolina natural. Como el fondo de la columna por lo general se encuentra a temperatura ambiente, se utiliza un rehervidor el cual a su vez es calentado por la corriente de entrada, para así lograr una mejor separación de hidrocarburos, el recobro de etano cerca al 80% se puede lograr en un esquema como este. Finalmente el producto de salida del tope de la columna, intercambia calor con la corriente de entrada en el intercambiador de calor gas-gas, luego es recomprimido para llevarlo a condiciones de presión de venta.

También existen esquemas típicos en donde se incluye una válvula Joule Thomson la cual se instala en paralelo al TurboExpander, como se puede ver en la **Figura 14**, esta válvula es utilizada con el fin de operar volúmenes de caudales altos y en el evento que el TurboExpander se encuentre fuera de servicio.

Figura 14. Esquema tradicional TurboExpander



Fuente: GPSA, Engineering Data Book, 12 edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, capítulo 16. Modificada.

En este tipo de esquemas se presentan condiciones de temperatura y presión las cuales están cerca al punto crítico de operación haciéndola inestable. Otro problema es la presencia de dióxido de carbono CO_2 , que puede solidificarse bajo las temperaturas de operación de proceso¹⁸. Los puntos críticos en donde se puede presentar estos problemas son localizados a la salida del TurboExpander y en las primeras etapas de la demetanizadora.

Se han planteado diseños en los que se incluyen dos TurboExpander, lo cual logra mayor eficiencia ya que puede llegar a condiciones cercanas al punto crítico en el separador frío, pero así mismo se pueden presentar solidificaciones en la columna demetanizadora¹⁹.

Se han presentado diferentes diseños para lograr recobros de etano mayores al 80%, los cuales tienen la ventaja de manejar los problemas que se puedan presentar con la solidificación generados por problemas de congelamiento de CO_2 .

3.2.2. Reciclo del gas de residuo (RR)

Con el fin de incrementar el recobro de etano a niveles por encima del 80% (el cual se puede alcanzar con diseños convencionales), una fuente de reflujo se debe adicionar a la demetanizadora. Uno de los métodos está basado en la reutilización de una porción del gas de residuo, después de la recompresión y luego regresarlo a la cima de la columna demetanizadora. El proceso es muy parecido al diseño convencional a excepción de que una porción del gas residual regresa al intercambiador de calor de entrada como se puede ver en la Figura 15. Esquema de proceso reciclo de gas residual RR

En este punto la corriente de proceso se condensa totalmente y se encuentra a la misma presión de la línea del gas de residuo²⁰. La corriente es flasheada en la cima de la demetanizadora que genera reflujo, la corriente de salida del expansor es enviada a una de las bandejas más debajo de la cima de la columna, esto proporciona reflujo lo cual optimiza la eficiencia de recobro de etano.

El porcentaje de recobro está en función de la cantidad de reciclo que se plasme en el diseño.

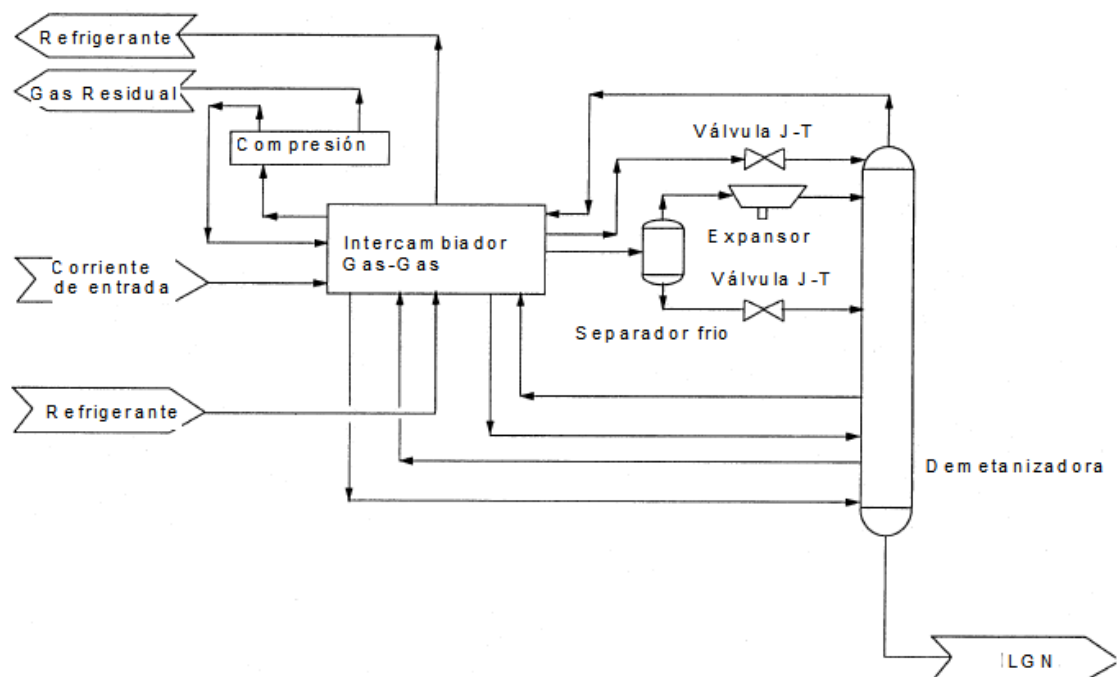
¹⁸ GPSA, Engineering Data Book, 12 edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004.p 16-12

¹⁹ Ibid.,p 16-12.

²⁰ SANTOS, Nicolás. Diseño y Operación de Unidades de Tratamiento y Procesamiento del Gas Natural. P 1-74

El reciclo del gas de residuo ha sido usado de forma exitosa en muchas facilidades. Este tipo de esquema es tolerante al CO_2 y el recobro puede ser ajustado por medio de la cantidad de reciclo utilizado. Este método puede ser utilizado para diferentes porcentajes de recobro de etano, una limitantes es la demanda de potencia adicional que se requiere en la compresión²¹.

Figura 15. Esquema de proceso reciclo de gas residual RR



Fuente: GPSA, Engineering Data Book, 12 edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, Capitulo 16. Modificada.

3.2.3. Proceso de gas subenfriado (GSP)

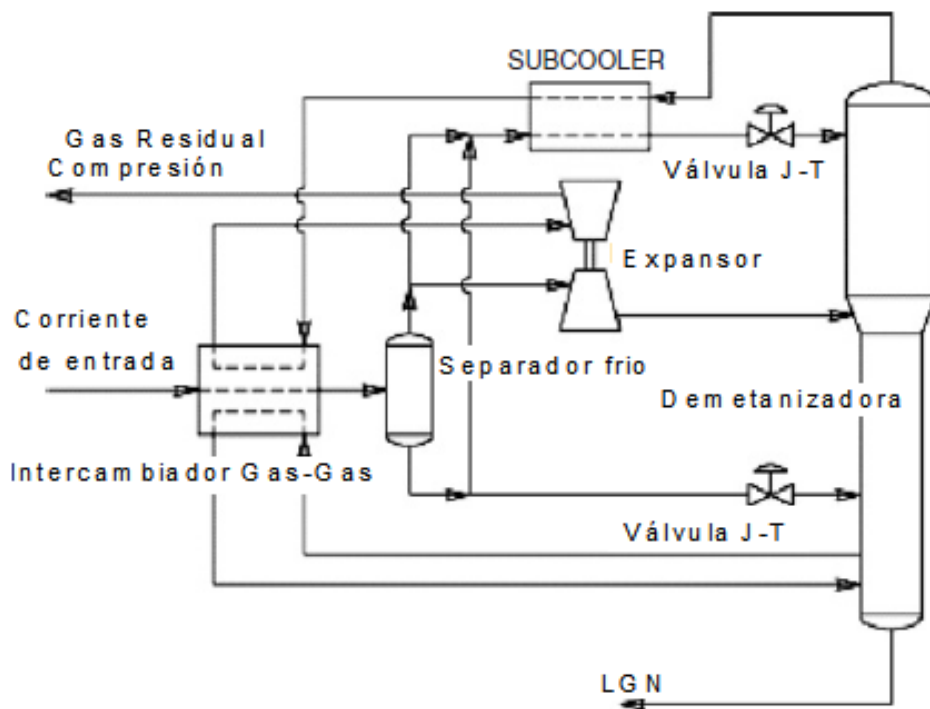
Este esquema fue desarrollado debido a que los esquemas tradicionales no superan el 80% de recobro de etano, por ende se desarrolló una modificación al diseño convencional insertando un reflujo en la demetanizadora. En este proceso una porción de gas proveniente del separador frio es enviada al intercambiador de calor en donde es condensado y sub enfriado con la corriente de cima. Esta corriente es flasheada en el tope de la columna demetanizadora suministrando reflujo a la misma torre como se puede apreciar

²¹ Ibid.,p 16-14.

en la Figura 16. La corriente del expansor es enviada por debajo de la cima de la demetanizadora, debido a la modificación el separador frío opera mucho más caliente y más lejos de las condiciones críticas de este separador. Adicionalmente la energía utilizada en la recompresión del gas residual es menor que los sistemas convencionales.

El diseño GSP tiene diferentes variantes, una de ellas consiste en tomar una fracción de líquido proveniente del separador frío acompañado del gas que sale del intercambiador de cima. Generalmente, esto puede ayudar a reducir la cantidad demandada de potencia para la recompresión. Además el proceso puede ser diseñado para que solo se use una porción de líquido del separador frío como reflujo. Esta modificación usualmente es utilizada para composiciones que tienen más de 3 GPM de etano. El proceso GSP es muy tolerante con el CO_2 , algunos diseños no requieren remover el total de CO_2 para lograr altos niveles de recobro de etano²².

Figura 16. Esquema de proceso gas subenfriado GSP



Fuente: MOKHATAB, POE, SPEIGHT, Handbook of natural gas transmission and processing; Gulf Professional Publishing, 2006; Capitulo 10. Modificada

²² MOKHATAB, Saeid; POE, William; SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing .Burlington: ELSEVIER, 2006. p 374.

Los niveles de CO_2 dependen de la composición del gas y la presión de operación del sistema, pero los niveles del 2% de CO_2 pueden ser tolerados por los diseños que implican GSP.

Un nuevo esquema de proceso ha sido desarrollado en el cual se combina RR y GSP. Este tipo de esquema está basado en tomar las mejores características de cada uno de estos esquemas de manera independiente para luego formar un solo esquema. La combinación puede resultar en un incremento del recobro de etano con respecto a la que se pueda obtener con GSP²³.

Desde los años ochenta, el método GSP ha sido el pionero en las plantas de LGN para el recobro de etano, todo tipo de investigaciones se han puesto en servicio para la mejora del GSP. Sin embargo se han desarrollado tecnologías en donde se pueden alcanzar niveles más altos de recobro de etano cerca al 99%²⁴.

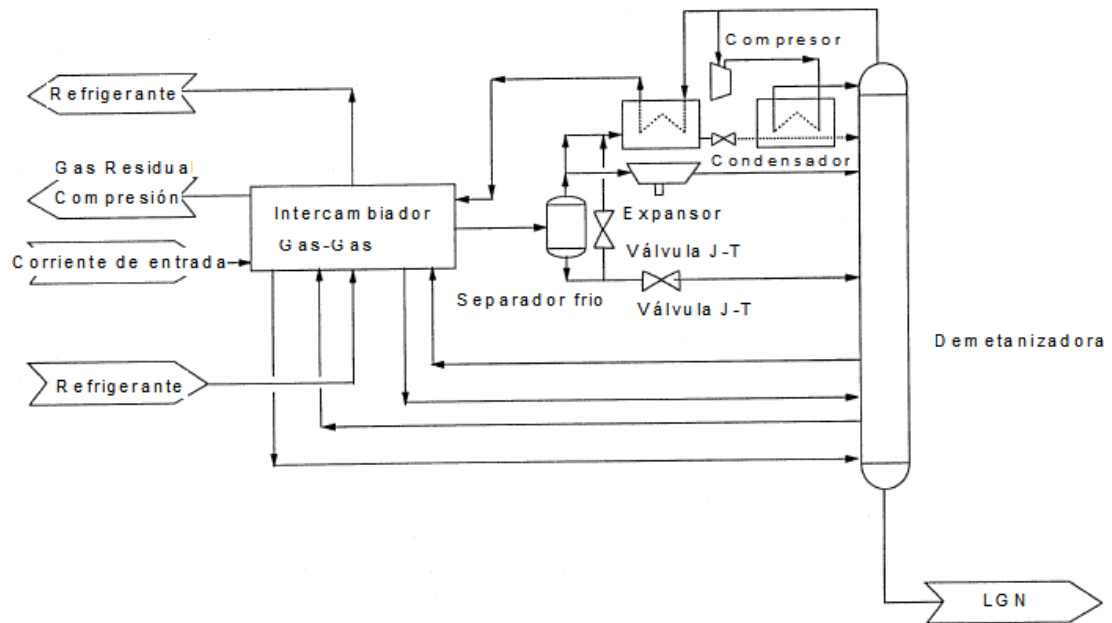
3.2.4. Proceso de reciclo del gas residual frio (CRR)

Este proceso es la modificación del GSP logra niveles de recobro de etano por encima del 98%. El flujo de proceso es similar al GSP excepto que un compresor booster ha sido adicionado al sistema, con el fin de tomar una fracción del gas residual y a su vez formar reflujo como se ilustra en la Figura 17 y así minimizar que una porción de C_2 y C_{2+} sean arrastrados en la corriente de metano. Este tipo de esquema es el más eficiente cuando se presentan presiones muy bajas (100-300 psia) a la entrada de la torre demetanizadora.

²³ GPSA, Engineering Data Book, 12 edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004.p 16-16.

²⁴ MOKHATAB, Saeid; POE, William; SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing .Burlington: ELSEVIER, 2006. p 375.

Figura 17. Esquema proceso reciclo del gas residual frio CRR



Fuente: GPSA, Engineering Data Book, 12 edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, capítulo 16. Modificada.

La comparación entre los procesos RR, GSP y GSP, puede concluir que el RR tiene una eficiencia cercana al 91% en cuanto al porcentaje de recobro de etano, incluso puede alcanzar mayor recobro con respecto al GSP, pero este tiene una gran demanda de potencia debido a la recompresión del residuo, lo cual implica mayores costos operacionales. Si se desea obtener recobros mayores al 90% sin grandes sacrificios por potencia demandada, el GSP es la mejor opción.

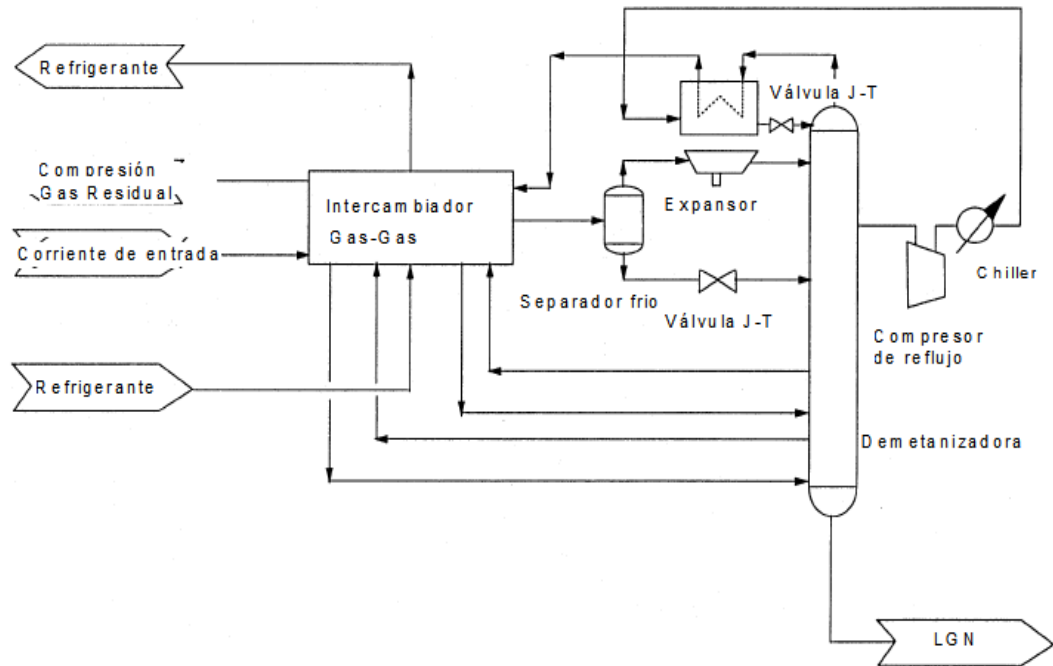
3.2.5. Proceso refluo de retiro lateral (SDR)

Este proceso es otra modificación del GSP, en este diseño una corriente es tomada de la demetinizadora, luego se recomprime y se condensa para proveer refluo, como se ilustra en la Figura 18. Este tipo de diseño es muy interesante en los casos que la corriente de gas residual contenga inertes como H₂ (dihidrogeno), los cuales pueden causar que la refrigeración sea ineficiente.

Como en el esquema CRR, los equipos deben ser justificados debido a los incrementos de los costos²⁵.

²⁵ Ibid., p 16-16.

Figura 18. Esquema de Proceso reflujo de retiro lateral SDR



Fuente: GPSA, Engineering Data Book, 12 edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, capítulo 16. Modificada.

3.2.6. Proceso de separación de vapor del gas residual (RSV)

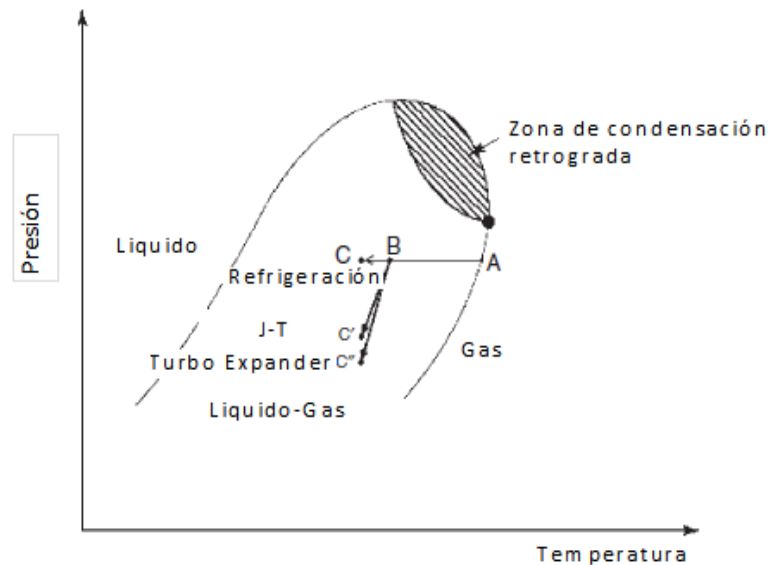
Es un método que implica reflujo tomando una fracción del gas residual, después de la etapa de la recompresión del mismo gas, el cual lo lleva al tope de la columna después de pasar por intercambiador subcooler, como se ilustra en la **Figura 19**, el proceso es muy similar al diseño GSP excepto que una fracción del gas residual es llevado de regreso al intercambiador de calor de entrada. En este punto, la corriente es totalmente condensada, la corriente es flasheada en el tope de la columna, para generar el reflujo. Como se ha visto en los casos anteriores el reflujo genera más refrigeración por ende mejorando los porcentajes del recobro de etano.

Este proceso es también tolerante con la presencia de CO₂, su única limitante es la cantidad de reflujo que se utilice y la demanda de potencia por la cantidad de unidades de compresión que se incluyan en el esquema²⁶.

²⁶ MOKHATAB, Saeid; POE, William; SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing .Burlington: ELSEVIER, 2006. p 375.

El refrigerante usualmente propano hierve y abandona el chiller como vapor saturado. El comportamiento termodinámico que toma el gas en un proceso de refrigeración mecánica como ilustra en la **Figura 20**. El trayecto entre A y B indica el paso por el intercambiador de calor gas-gas, el B y C el enfriamiento.

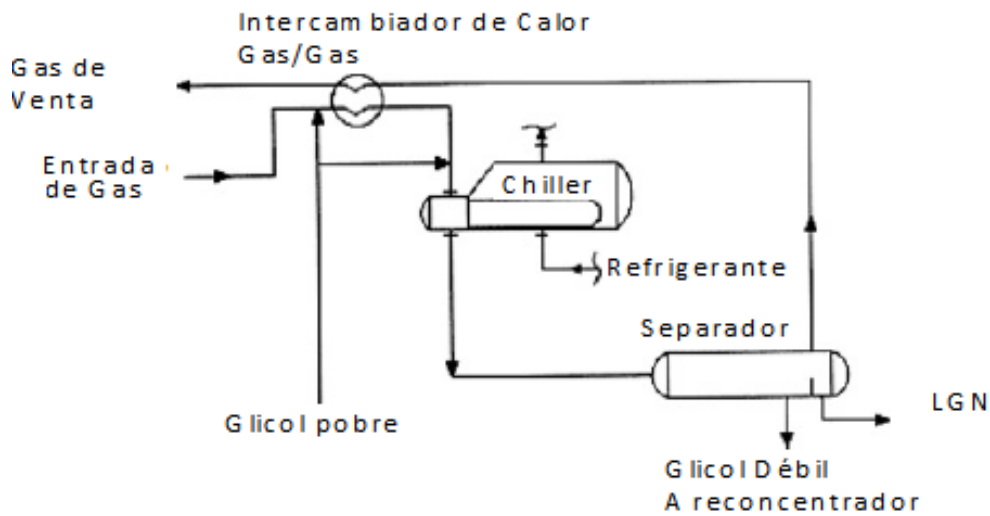
Figura 20. Trayectoria termodinámica recobro LGN



Fuente: MOKHATAB, POE, SPEIGHT, Handbook of natural gas transmission and processing; Gulf Professional Publishing, 2006; Capítulo 10. Modificada

Cuando el agua está presente en la composición del gas natural, se puede presentar formación de hidratos, lo cual es prevenido por un proceso de deshidratación o por medio de un inhibidor (glicol). Si la temperatura de proceso es relativamente baja, el gas se debe deshidratar antes de que el mismo llegue a la etapa de refrigeración. También existe la opción de inyectar corriente arriba del intercambiador de calor gas-gas un inhibidor, lo cual es una opción barata y práctica.

Figura 21. Esquema típico de refrigeración mecánica



Fuente: MOKHATAB, POE, SPEIGHT, Handbook of natural gas transmission and processing; Gulf Professional Publishing, 2006; Capítulo 10. Modificada.

En el caso del esquema de la Figura 21 el glicol es inyectado en la entrada del intercambiador de calor gas-gas y al mismo tiempo a la entrada del chiller para así evitar la formación de hidratos. Si se presenta congelación puede taponar los tubos, lo cual genera subidas de presión y minimiza la eficiencia del intercambiador de calor. El glicol que contiene agua, es separado en el separador frío, luego este es reconcentrado y recuperado. La refrigeración mecánica es usada cuando se espera un recobro de una alta cantidad de condensados (pero no se logran líquidos del gas natural de alta pureza). Este proceso es óptimo para la recuperación del 90% de gas licuado del petróleo, un simple ciclo de propano es capaz de suministrar refrigeración a temperaturas alrededor de -40°F . Existen varios esquemas de refrigeración mecánica, las variables de diseño dependen de la composición del gas, presión de proceso y la cantidad de GLP que se desea recuperar.

3.4. REFRIGERACION MIXTOS ²⁸

Es una interesante alternativa a los procesos que implican TurboExpander, procesos semejantes han sido utilizados para el recobro de GNL (gas natural licuado) y en menor proporción en procesos que tengan que ver con recobro

²⁸ GPSA, Engineering Data Book, 12 edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004.p 16-16.

LGN. Una de las características de este proceso supone que las temperaturas bajas pueden ser alcanzadas a través de una reducción en forma significativa de la presión del gas de entrada. El enfriamiento puede ser totalmente alcanzado con sistema de refrigeración mecánica o con la combinación de refrigeración y expansión. Si la compresión de entrada es contemplada para una planta Turbo Expander la combinación de los procesos puede ser una alternativa económica.

En los esquemas más comunes el gas de alimento es enfriado en el separador de baja temperatura donde el líquido es enviado a la demetanizadora como un proceso de expansión.

El vapor es separado y la mayoría del mismo es enviada a través del expansor que está localizado justo en la cima de la demetanizadora. Una porción de él es enfriado simultáneamente en el intercambiador de calor y enviado al tope de la columna como reflujo. Una alternativa puede ser que el TurboExpander sea eliminado y la totalidad de la corriente es enfriada en el intercambiador principal que alimenta la demetanizadora.

El gas residual, puede ser intercambiado con la corriente de gas de alimento en el intercambiador de calor. La refrigeración es suministrada por un simple sistema mixto de refrigeración y suministra la temperatura necesaria para lograr la condensación.

3.5. ELECCION DEL SISTEMA DE RECOBRO LGN²⁹

La elección del proceso indicado para lograr la recuperación de LGN depende de muchos factores. Las variables principales para la elección del proceso que cumpla con la relación costo-eficiencia para una determinada aplicación, incluye condiciones de entrada (presión del gas, composición y contaminantes), condiciones de venta (presión del gas residual, productos líquidos deseados, y equipos para el fraccionamiento de los líquidos), en condiciones más generales como, costos de operatividad, localización de la planta, factibilidad de instalación de equipos y estabilidad del mercado. Además para la composición del gas de entrada y la forma de operación, la característica técnica que cobra mayor importancia para cualquier proceso es la presión del gas de entrada y la tolerancia de la caída de presión. Los siguientes parámetros han sido sugeridos para la selección del proceso de recobro de LGN:

²⁹ MOKHATAB, Saeid; POE, William; SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing .Burlington: ELSEVIER, 2006. p 380.

- En el caso que se presente alta presión, la refrigeración con procesos J-T implica una inversión de capital baja. Pero si la diferencia de presión del gas de alimento y el gas tratado es insuficiente se debe incorporar una unidad de compresión.
- Cuando la presión del gas de alimento está cerca de la presión del gas tratado, dentro un amplio rango de caída de presión, el proceso más indicado en este caso es el proceso criogénico.
- Cuando la presión del gas de alimento es evidentemente baja para los parámetros de presión de la línea de transporte, es una buena opción en términos de costos la refrigeración mecánica con la adición de un sistema de compresión para remover los hidrocarburos pesados en lugar de la compresión que se pueda instalar en los procesos J-T. Ya que los sistemas de recompresión son lo bastantes costosos.

3.6. SIMULACION DE ESQUEMAS DE RECOBRO LGN

Se realizaron tres simulaciones para el recobro de etano en el software HYSYS V.7.3, las tres alternativas inicialmente seleccionadas para comparar cual alcanza mayor recobro de etano C_2 , fueron:

- Joule Thomson.
- TurboExpander.
- Refrigeración mecánica.

Se incluye un análisis de la calidad de etano tratado comparado con la tabla 10 la cual es extraída del GPSA capítulo 2 (ver Tabla 9), que caracteriza su grado de peso porcentual si es medio, normal o alto.

Tabla 9. Criterios representativos de calidad para corrientes de etano

	Weight Percent		
	Low	High	Common
High-Ethane Raw Streams			
Methane and Lighter	1.0	5.0	1.0
Ethane			
Propane	Remainder	Remainder	Remainder
Isobutane &Heavier			
Contaminant Maximuns:			
Hydrogen Sulfide	No.1 strip	50 ppmw	No.1 strip
Carbon Doioxide	100 ppmw	3,500 ppmw	500 ppmw
Sulfur	5 ppmw	200 ppmw	200 ppmw
Oxygen	300 ppmw	-	-
Moisture	75 ppmw	No free	No free
Ethane-Propane Mixes			
Methane and Lighter	0.6	1.0	0.6
Ethane	20	80	50
Propane	20	80	50
Isobutane &Heavier	0.2	4.5	4.5
Contaminant Maximuns:			
Hydrogen Sulfide	No.1 strip	No.1 strip	No.1 strip
Carbon Doioxide	500 ppmw	3,000 ppmw	500 ppmw
Sulfur	5 ppmw	143 ppmw	100 ppmw
Oxygen	500 ppmw	1,000 ppmw	1,000 ppmw
Moisture	10 ppmw	No free	50 ppmw
High-Purity Ethane			
Methane and Lighter	1.5	2.5	2.5
Ethane	90.0	96.0	90.0
Propane	6.0	15.0	6.0
Isobutane &Heavier	0.5	3.0	2.0
Contaminant Maximuns:			
Hydrogen Sulfide	6 ppmw	10 ppmw	10 ppmw
Carbon Doioxide	10 ppmw	5,000 ppmw	10 ppmw
Sulfur	5 ppmw	70 ppmw	50 ppmw
Oxygen	5 ppmw	5 ppmw	5 ppmw
Moisture	13 ppmw	No free	76 ppmw

Fuente: GPSA, Engineering Data Book, 12 edition, Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma, 2004, chapter 2. Mod.

3.6.1. Simulación esquema Joule Thomson

Se realizó una simulación en el software de simulación HYSYS V 7.3., con el propósito de obtener cual es el porcentaje de recobro de etano con un esquema que emplea procesos Joule Thomson (J-T). El esquema de simulación se ilustra en la Figura 22, en el desarrollo de este proceso se tuvieron en cuenta las siguientes variables, para cada una de las corrientes que intervienen en el sistema.

- Composición.
- Condiciones.
- Porcentaje de recobro.

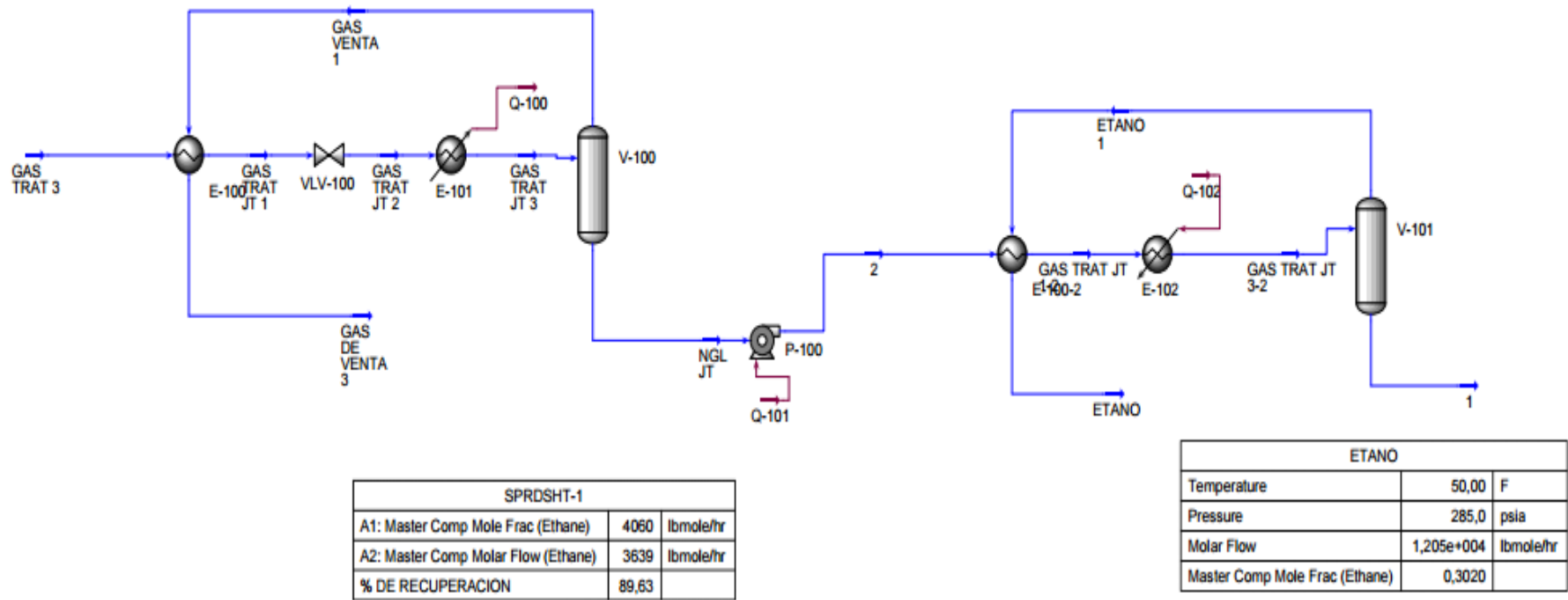
3.6.1.1. Composición simulación J-T

Durante la ejecución del esquema simulado J-T, se confrontaron dos corrientes con el fin de analizar el porcentaje de recobro y el criterio de calidad del etano, las corrientes estudiadas son: Entrada **GAS TRAT 2**, (ver esquema en la Figura 22), y la composición de salida **ETANO**.

Tabla 10. Composición de corrientes de GAS TRAT 3 (entrada) Vs ETANO (corriente de salida)

COMPONENTE	GAS TRAT 3 (Gas de entrada)	ETANO (LGN salida)
(CO ₂)	0,000464	0,000866
(Nitrogen)	0,005874	0,000453
(Methane)	0,77387	0,421058
(Ethane)	0,120583	0,30196
(Propane)	0,059949	0,166059
(i-Butane)	0,012044	0,0336
(n-Butane)	0,016641	0,046462
(i-Pentane)	0,003832	0,010704
(n-Pentane)	0,003065	0,008564
(n-Hexane)	0,003273	0,009145
(H ₂ O)	0,000403	0,001124
(H ₂ S)	0,000001	0,000002
(C7-10*)	0	0
(C11-14*)	0	0
(C15-20*)	0	0
(DEAmine)	***	***
(TEGlycol)	0,000002	0,000003

Figura 22. Esquema simulación proceso J-T



3.6.1.2. Condiciones simulación J-T

Las condiciones de entrada **GAS TRAT 3** Vs **ETANO** que es la corriente de salida, muestra una caída de temperatura de ΔT de 83,89 °F, y una caída de presión de ΔP 190 psi, como se puede apreciar en la **Tabla 11**.

Tabla 11. Condiciones GAS TRAT 3 (gas de entrada) Vs ETANO (LGN salida)

		Corrientes	
	UNIDAD	GAS TRAT 3	ETANO
Fracción de vapor		1	1
Temperatura	<i>F</i>	133,896036	50
Presión	<i>Psia</i>	475	285

3.6.1.3. Porcentaje de recobro de Etano simulación J-T

Después de realizar la simulación se evidencia un porcentaje de recobro de etano del 89,63% sin embargo la fracción molar de dicho compuesto en la corriente es de 0,30196, esto quiere decir que tenemos una alta recuperación de etano pero con una baja calidad, esto debido a que se tiene presencia principalmente de metano y propano en fracción molar 0,42 y 0,17 respectivamente.

Tabla 12. Porcentaje de recobro Etano J-T

FLUJO MASICO (lb/hr) GAS TRAT 3 (ENTRADA)	FLUJO MASICO (lb/hr) ETANO (SALIDA)	% De Recobro Etano
122071,95	109411,995	89,63

3.6.2. Simulación TurboExpander

Se realizó una simulación en el software de simulación HYSYS V 7.3., con el propósito de obtener cual es el porcentaje de recobro de etano con un esquema que emplea proceso TurboExpander. El esquema de simulación se ilustra en la **¡Error! La autoreferencia al marcador no es válida.**, en el

desarrollo de este proceso se tuvieron en cuenta c las siguientes variables para cada una de las corrientes que intervienen en el sistema.

- Composición.
- Condiciones.
- Porcentaje de recobro.

3.6.2.1. Composición TurboExpander

Durante la simulación TurboExpander, se confrontaron dos corrientes con el fin de analizar el porcentaje de recobro y los criterios de calidad del etano las corrientes estudiadas son: Entrada **GAS TRAT 2**, (ver esquema en la **¡Error! La autoreferencia al marcador no es válida.**), y la composición (salida) **ETANO**.

En la corriente de salida, el etano tiene una fracción molar de 0,359389, este valor representado en unidad fracción de masa (*mass fraction*) es de 0,3083 (ver Tabla 13), por lo que el peso porcentual es de 30,83%. A partir de lo anterior se puede considerar como un etano de baja pureza según la Tabla 9.

Tabla 13. Composición TurboExpander

COMPOSICION	CORRIENTES (Fracción molar)	
	GAS TRAT 2 (ENTRADA)	ETANO (SALIDA)
(CO2)	0,000976	0,001321
(Nitrogen)	0,005871	0,000131
(Methane)	0,773474	0,225401
(Ethane)	0,120522	0,359389
(Propane)	0,059918	0,272187
(i-Butane)	0,012037	0,049852
(n-Butane)	0,016632	0,064451
(i-Pentane)	0,00383	0,011488
(n-Pentane)	0,003064	0,00834
(n-Hexane)	0,003271	0,005292
(H2O)	0,000403	0,002145



(H2S)	0	0,000001
(C7-10*)	0	0
(C11-14*)	0	0
(C15-20*)	0	0
(DEAmine)	***	***
(TEGlycol)	0,000002	0,000003

3.6.2.2. Condiciones simulación TurboExpander

Las condiciones de entrada **GAS TRAT 2** Vs **ETANO** que es la corriente de salida, muestra una caída de temperatura de ΔT de 83,80 °F, y una caída de presión de ΔP 190 psi, como se puede apreciar en la Tabla 17.

Tabla 14. Condiciones TurboExpander

CONDICIONES	UNIDAD	CORRIENTES	
		GAS TRATADO 2 (ENTRADA)	ETANO (SALIDA)
Fracción de vapor		1	0,51767046
Temperatura	<i>F</i>	133,9258217	50
Presión	<i>psia</i>	475	285

3.6.2.3. Porcentaje de recobro de Etano Simulación TurboExpander

Después de realizar la simulación se evidencia un porcentaje de recobro de etano del 53,86% (ver Tabla 15), la fracción molar de dicho compuesto en la corriente es de 0,3594 esto quiere decir que tenemos un alto recobro de etano pero con una baja calidad, debido a que se tiene concentraciones principalmente de metano y propano en fracción molar 0,225 y 0,27 respectivamente.

Tabla 15. Porcentaje de recobro TurboExpander

FLUJO MASICO (lb/hr) GAS TRAT 2 (ENTRADA)	FLUJO MASICO (lb/hr) ETANO (SALIDA)	% De Recobro Etano
102252,583	65719,475	53,86

3.6.3. Simulación refrigeración mecánica

Se realizó una simulación en el software de simulación HYSYS V 7.3., con el propósito de obtener cual es el porcentaje de recobro de etano con un esquema que emplea proceso de refrigeración mecánica. El esquema de simulación se ilustra en la Figura 24, en el desarrollo de este proceso se tuvieron en cuenta con las siguientes variables para cada una de las corrientes que intervienen en el sistema.

- Composición.
- Condiciones.

Finalmente se plasman los resultados del porcentaje (%) de recobro de etano, y su composición de fracción molar para que se pueda conocer cuál es su clasificación de criterios relativos de calidad de las corrientes de etano.

3.6.3.1. Composición simulación refrigeración mecánica

La simulación realizada para la refrigeración mecánica, se compararon dos corrientes, con el fin de analizar los porcentajes de recobro y criterios de calidad del etano, las corrientes analizadas son: Entrada **GAS TRAT 2**, (ver Figura 24), y salida **ETANO** (corriente de salida).

En la corriente de salida, el etano posee una fracción molar de 0,223596, este valor representado en unidad de fracción de masa (*mass fraction*) es de 0,2537 (ver

Tabla 16), es decir que el peso porcentual es de 25,37%, por lo tanto se puede considerar como un etano de baja pureza según la Tabla 9.

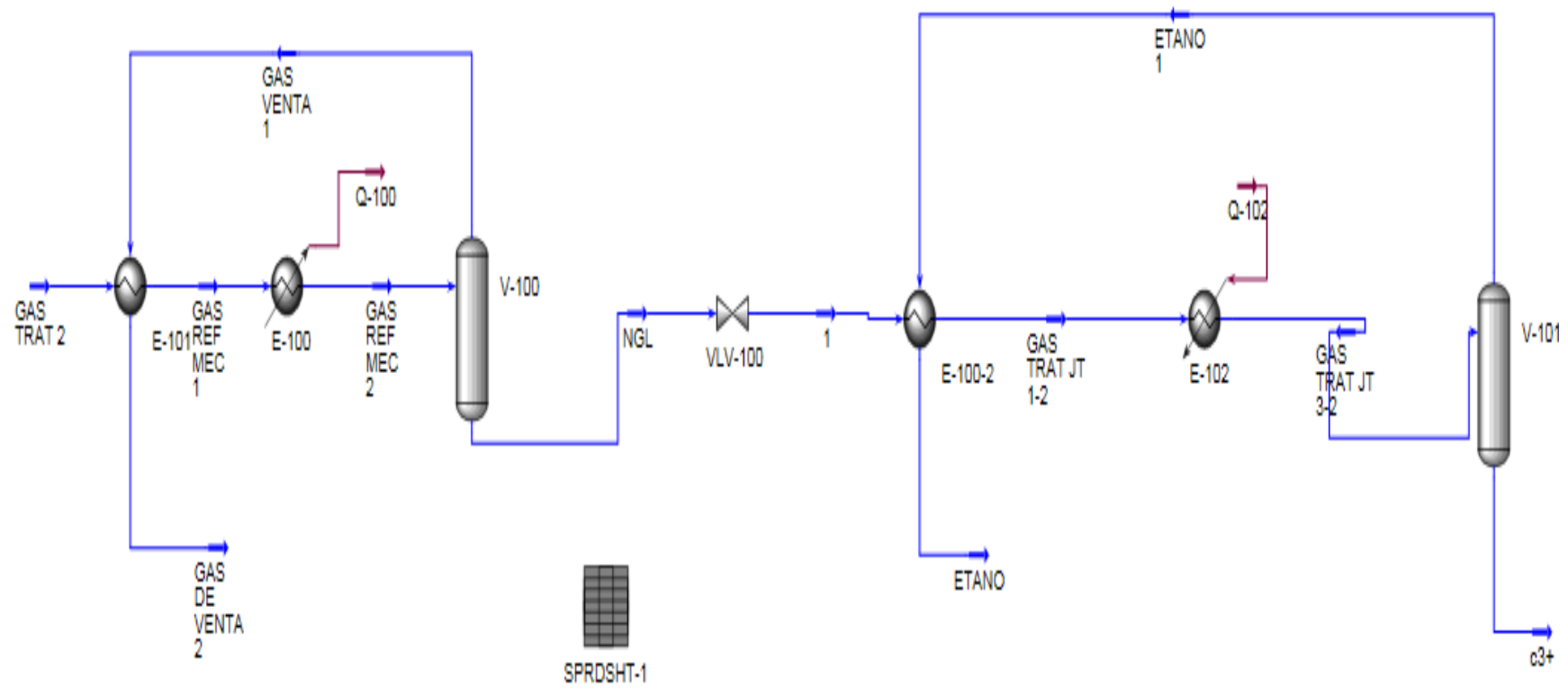
Tabla 16. Composición simulación refrigeración mecánica

COMPOSICION	CORRIENTES (Fracción molar)	
	GAS TRAT 2 (entrada)	ETANO (salida)
(CO2)	0,000976	0,000672
(Nitrogen)	0,005871	0,001348
(Methane)	0,773474	0,566677
(Ethane)	0,120522	0,223596



(Propane)	0,059918	0,126504
(i-Butane)	0,012037	0,025579
(n-Butane)	0,016632	0,035136
(i-Pentane)	0,00383	0,007788
(n-Pentane)	0,003064	0,006112
(n-Hexane)	0,003271	0,005698
(H2O)	0,000403	0,000887
(H2S)	0	0,000001
(C7-10*)	0	0
(C11-14*)	0	0
(C15-20*)	0	0
(DEAmine)	***	***
(TEGlycol)	0,000002	0,000001

Figura 24. Esquema simulación proceso refrigeración mecánica



3.6.3.2. Condiciones simulación refrigeración mecánica

Las condiciones de entrada **Gas Trat 2** Vs **ETANO** que es la corriente de salida, muestra una caída de temperatura de ΔT de 83,80 °F, y una caída de presión de ΔP 90 psi, como se puede apreciar en la Tabla 17.

Tabla 17. Condiciones simulación refrigeración mecánica

CONDICIONES	UNIDAD	Corrientes	
		GAS TRATADO 2 (entrada)	ETANO (salida)
Fracción de vapor		1	0,87510278
Temperatura	<i>F</i>	133,896036	50
Presión	<i>psia</i>	475	385

3.6.3.3. Porcentaje de recobro simulación refrigeración mecánica

Después de realizar la simulación se evidencia un porcentaje de recobro de etano del 83,76% (ver Tabla 18), la fracción molar de dicho compuesto en la corriente es de 0,3594 esto quiere decir que tenemos un alto recobro de etano pero con una baja calidad debido a que se tiene concentraciones principalmente de metano y propano en fracción molar 0,2236 y 0,126 respectivamente.

Tabla 18. Porcentaje de recobro simulación refrigeración mecánica

FLUJO MASICO (lb/hr) GAS TRAT 2 (ENTRADA)	FLUJO MASICO (lb/hr) ETANO (SALIDA)	% De Recobro Etano
122072,95	102252,583	83,76

4. TORRES DE FRACCIONAMIENTO

La destilación fraccionada del gas natural, mejor conocida como fraccionamiento, tiene como objetivos principales producir un producto específico (etano, metano, propano, etc), esta separación aprovecha las diferencias de los puntos de ebullición de las sustancias que conforman la mezcla a purificar, en el diseño de los equipos de destilación o fraccionamiento se debe tener en cuenta la volatilidad relativa de los componentes, que determina la facilidad o dificultad con la cual un componente de la mezcla pasa a la fase de vapor con respecto a otro de los componentes de la mezcla con el fin de alcanzar el equilibrio líquido-vapor durante la operación de fraccionamiento; esta cantidad se determina calculando la relación de las volatilidades absolutas, la volatilidad absoluta es la relación entre la composición del componente en la fase vapor y la composición del mismo en la fase líquido, este término determina tendencia que tiene cada componente de la mezcla para estar en la fase de vapor. De esta manera como lo indica la ecuación [5], tenemos que la volatilidad relativa de un componente con respecto a otro se calcula de la siguiente manera:

$$\alpha_{ij} = \frac{V_i}{V_j} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} \quad [5]$$

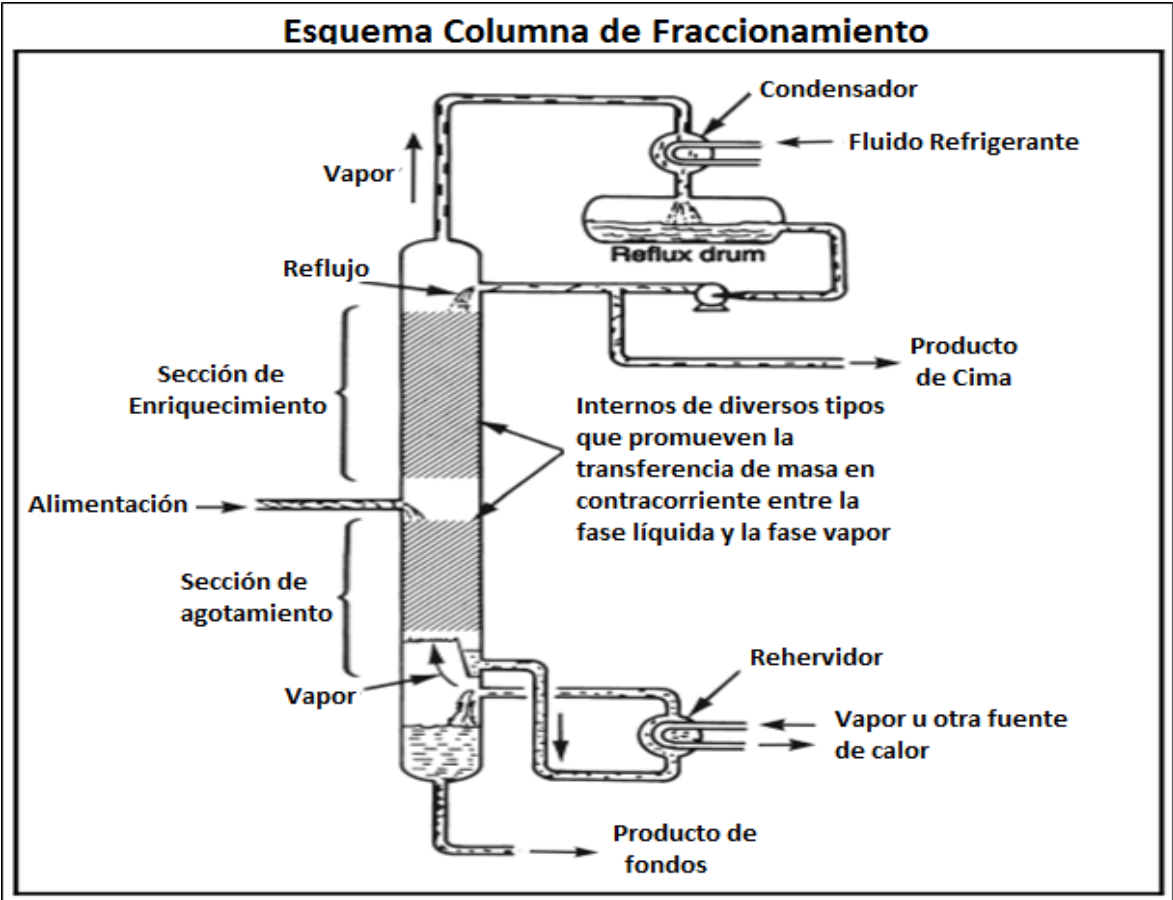
Donde y_i y x_i son las composiciones del componente i en la fase de vapor y en la fase líquida respectivamente, mientras que y_j y x_j son las composiciones del componente j en la fase vapor y en la fase líquida respectivamente. Determinar esta cantidad es importante para el diseño de torres de destilación, ya que, de acuerdo a la dificultad de separación de los componentes de la mezcla a purificar, se determina el tamaño de la torre y otros parámetros fundamentales en el diseño y operación de las unidades fraccionadoras como lo son la relación de reflujo, el calor alimentado al rehedidor, entre otras.³⁰

En la figura 25 se muestra de manera esquemática cómo funciona típicamente una torre de fraccionamiento, el calor es introducido por el rehedidor para producir vapor, luego el vapor se eleva a través de la columna realizando contacto con el líquido que desciende llevándose a cabo una transferencia de masa de los

³⁰ Robert E. Treybal, Operaciones de Transferencia de Masa, Segunda Edición, McGraw Hill, Capítulo 9. Destilación.

componentes más volátiles desde la fase líquida hacia la fase de vapor, luego el vapor sale por la cima de la columna y es enviado a un condensador donde le es removido el calor. El líquido es devuelto a la columna como reflujo, con el propósito de disminuir la pérdida de componentes pesados.

Figura 25. Diseño típico de una columna de destilación fraccionada.

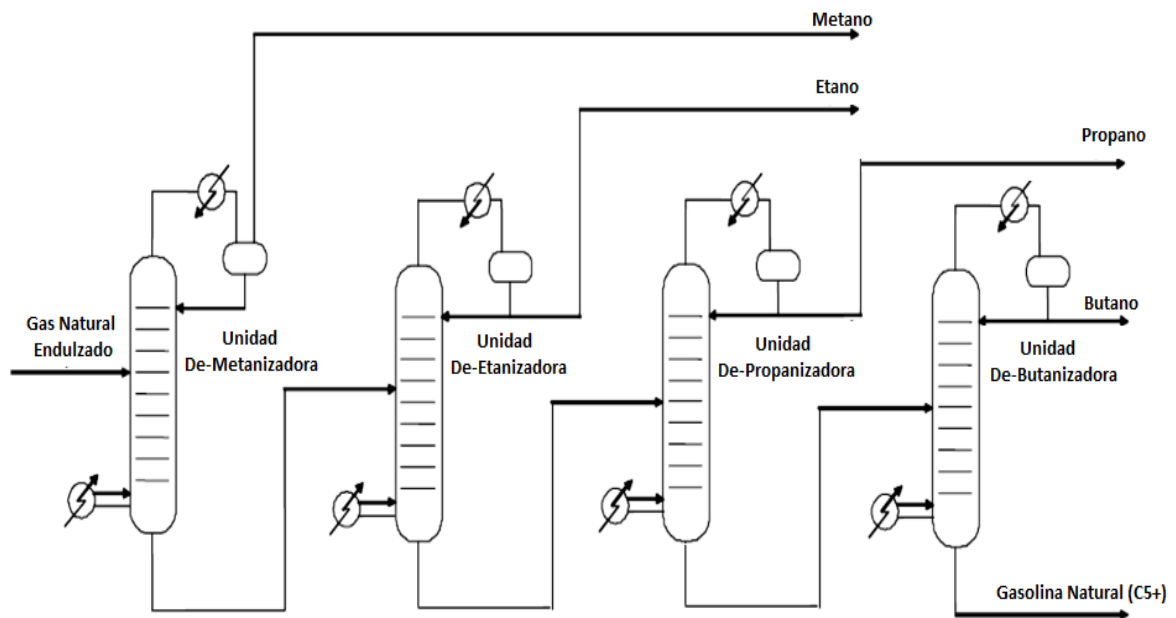


Fuente: Gas Processor Suppliers Association (GPSA), Engineering Databook, Twelfth edition, 2004, Section 19-Fractionation and Absorption, p. 19-2.

Para el caso específico de la obtención de etano a partir del gas natural, la configuración del proceso de fraccionamiento conlleva una unidad demetanizadora y una unidad deetanizadora con el fin de obtener en la corriente de cima de la segunda unidad fraccionadora el gas etano con un alto grado de pureza y en fondos una mezcla de propano con otros hidrocarburos más pesados; en una planta de tratamiento de gas natural típica también se instalan unidades

depropanizadoras y debutanizadoras, con el fin de recuperar y comercializar propano, butano y fracciones de hidrocarburos C_5+ denominada comúnmente como Gasolina Natural, en la Figura 26 se muestra el esquema de fraccionamiento típico; aunque teniendo en cuenta que el objetivo de este trabajo es recuperar etano, éstas dos últimas unidades no se tendrán en cuenta en el análisis llevado a cabo posteriormente.

Figura 26. Configuración típica tren de fraccionamiento en procesamiento de gas Natural.



Fuente: Norwegian University of Science and Technology, Department of Petroleum Engineering and Applied Geophysics, Fractionation of Natural Gas Liquids to produce LPG: <http://www.ipt.ntnu.no/~jsg/undervisning/naturgass/oppgaver/Oppgaver2011/11Ahmad.pdf>. Fecha de Consulta: 28 de diciembre de 2015, 8:00 pm

Para un proceso de separación exitoso se deben tener en cuenta las siguientes variables claves:

- Relación de reflujo (L_0/D): Es la razón entre la fracción de flujo de cima que es retornado a la columna en forma de líquido (L_0) con el fin de reducir la cantidad de residuos más pesados de la corriente de cima y el flujo de

destilado (D) que sale de la columna por cima. Entre mayor sea la relación de reflujo, menor será el número de etapas teóricas necesarias para obtener un grado de separación determinada del componente más volátil, pero aumentan las exigencias hidráulicas de la columna, haciendo necesario aumentar el diámetro y el consumo energético de la misma. De manera más específica, el cambiar la relación de reflujo implica las siguientes consideraciones en el diseño de la columna de fraccionamiento:

- A medida que se aumenta la relación de reflujo desde su valor mínimo posible, el número de platos requeridos disminuye, al principio de forma rápida, y después cada vez más lentamente, hasta alcanzar el valor mínimo del número de platos necesarios para condiciones de reflujo total. Ello implica que existe un valor óptimo de relación de reflujo, que se puede determinar por diferentes métodos como los procedimientos gráficos de Mc-Thiele y Ponchon-Savarit para sistemas binarios y métodos rigurosos como el algoritmo MESH para sistemas multicomponente usualmente usados por los simuladores para llevar a cabo un primer dimensionamiento de columnas de destilación fraccionada.
- Considerando que el área de la sección transversal de la columna es aproximadamente proporcional a la velocidad de flujo de vapor, al aumentar la relación de reflujo, aumentan los flujos internos de vapor (V) y de líquido (L), por lo cual para una determinada producción se requiere una mayor área de los platos.
- Si se aumenta demasiado el valor de la relación de reflujo, el aumento del diámetro de diseño de la columna requerida es mucho más rápido que la disminución del número de etapas requeridas, lo cual hace poco factible la implementación del diseño de la columna por problemas hidráulicos.
- Teniendo en cuenta que el costo total de una unidad de destilación fraccionada es aproximadamente proporcional al área total de los platos (producto entre el área de contacto de un plato y el número total de platos), los costes fijos disminuyen en un principio con el aumento del reflujo debido a que inicialmente la disminución del número de platos requeridos es más rápida que el aumento en el área requerida por plato, pero luego a partir de cierto valor de relación de reflujo, estos costes aumentan debido a que el

aumento del área del plato es más rápido que la disminución del número de platos requeridos; por esta razón se debe diseñar la torre con el valor de reflujo óptimo desde el punto de vista económico.

- Temperatura de la caldera en el fondo de la columna: Esta temperatura determina la cantidad de componente liviano que sale por fondos. Por lo general se usan aceites térmicos o vapor (la ventaja de usar vapor es que al incrementar la presión de operación la temperatura también se aumenta lo que a su vez provoca un crecimiento del gradiente de transferencia de calor). Es importante determinar un equilibrio entre el consumo de energía térmica respecto a la concentración deseada o permitida del componente liviano en la corriente de fondo.
- Presión de operación: Depende principalmente del fluido que se utilice como refrigerante en el condensador de la torre (que por lo general es agua o aire) y del equilibrio termodinámico de las sustancias a separar.

Si todos los componentes a separar son muy volátiles a condiciones normales ($T=25\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P=1\text{ atm}$), se requiere llevar a cabo la destilación a temperaturas más bajas, si las temperaturas requeridas para llevar a cabo la separación a presión atmosférica son demasiado bajas como es el caso de los gases livianos presentes en el gas natural (Metano, Etano, Propano y Butano), se suele aumentar la presión de operación de las columnas con el fin de aumentar la temperatura requerida para llevar a cabo el fraccionamiento, esto disminuye los requerimientos de refrigeración en las plantas y por ende los costos energéticos y operacionales. Cuando las temperaturas de ebullición de los componentes a condiciones normales son demasiado altas como sucede con los componentes presentes en un crudo pesado, se suele operar las columnas a vacío, esto con el fin de disminuir la temperatura de ebullición de los componentes, disminuyendo los requerimientos de calor en las unidades de fraccionamiento y por ende el gasto energético.

Se debe tener en cuenta que operar a alta presión o a vacío, requiere gastos energéticos por comprensión o generación de vacío, además también implican mayores costos fijos debidos al cambio del material y las consideraciones mecánicas adicionales requeridas en el diseño y la construcción de las columnas fraccionadoras, dichos gastos se deben analizar equilibrando con los ahorros en

generación de calor o refrigeración a la hora de seleccionar la de presión de operación.

Adicionalmente trabajar con vacío o alta presión conlleva un riesgo mayor en la operación, requiriéndose mayores medidas de seguridad y adecuación de sistemas de alta presión o vacío.

4.1. SELECCIÓN PLATO DE ALIMENTACIÓN

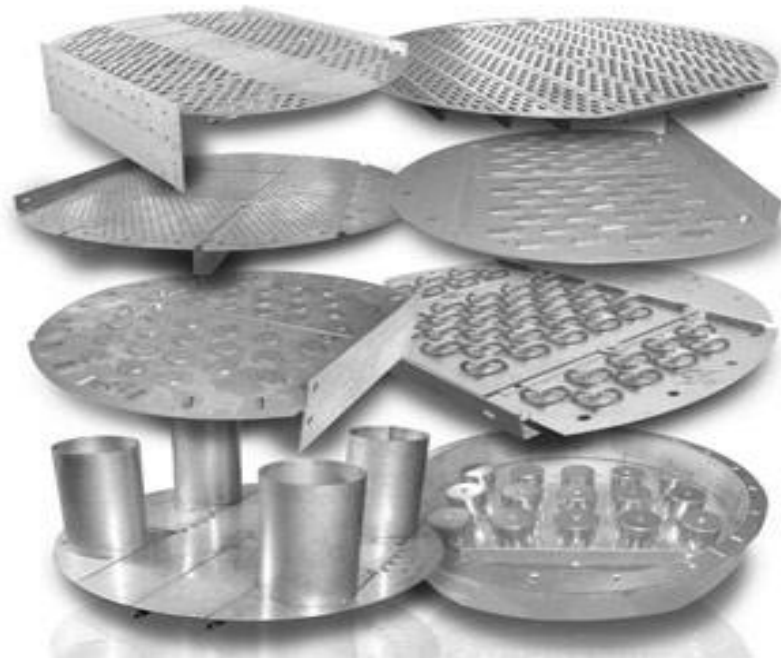
Otra variable fundamental en el diseño y operación de las unidades fraccionadoras es la selección del plato en donde se va a alimentar la corriente de mezcla a separar, ya que puede determinar el grado de pureza de la corriente de destilado; esta decisión influirá considerablemente en las condiciones de trabajo de la columna tales como el reflujo total, la relación de reflujo de operación, los requerimientos energéticos en el rehervidor y el condensador, entre otras.

4.2. DISEÑO ELEMENTOS INTERNOS DE LA COLUMNA

Con el fin de maximizar el área de contacto de los componentes entre la fase líquida y la fase de vapor en la torre fraccionadora, a lo largo del tiempo se han desarrollado diversos diseños de platos que además mejoran el desempeño hidráulico a ciertos valores de flujo de vapor y líquido, ayudando a prevenir problemas como en la operación de las columnas tales como el lloriqueo o la inundación; entre los tipos más comúnmente usados de platos están los perforados, los de balastro y los de circulación en flujo variantes; estos últimos presentan variaciones intrincadas en su geometría dependen de requerimientos hidráulicos tales como la caída de presión, la turbulencia de los flujos de líquido y vapor para favorecer el contacto entre las fases, entre otros; estos aspectos de operación influyen considerablemente en los costos de diseño, construcción y

operación de la columna; por lo que es fundamental una buena elección del tipo plato a usar.³¹

Figura 27. Algunos tipos de platos usados en torres de destilación a nivel industrial.



Fuente: Distillation Column and Tray, Ambani Metals, <http://www.ambanimetal.com/Distillation-Trays.htm>, Fecha de consulta: 8 de Enero de 2016, 1:00 pm.

4.3. DEMETANIZADORA

En esta unidad de destilación fraccionada se alimenta el gas natural proveniente de la sección de endulzamiento (remoción de CO₂ y H₂S), con el fin de remover el gas metano presente para su aprovechamiento como combustible en la misma planta y/o para comercialización, además de facilitar la recuperación en posteriores unidades de separación, de hidrocarburos de mayor valor agregado

³¹ Seader, Henley, Roper, Separation Process Principles, Third Edition, Ed. Wiley, Chapter 7. Distillation of Binary Mixtures and Chapter 10 Equilibrium-Based Methods for Multicomponent Absorption, Stripping, Distillation, and Extraction.

como etano, el propano y el butano que además de su uso como combustible se usan ampliamente en la industria de polímeros en la producción de poli-etileno, poli-propileno, entre otros. Esta unidad opera normalmente a una presión de 330 psia y temperaturas que oscilan entre los -150 °F y -100 °F.³²

4.4. DEETANIZADORA

Esta unidad de fraccionamiento tiene como objetivo separar de la corriente de fondos proveniente de la unidad Demetanizadora el etano de los demás hidrocarburos más pesados, propano, butano y gasolina natural (C₅+), usualmente trabaja a presiones cercanas a los 400 psia y temperatura que oscilan entre los 0 °F- 25°F. En las plantas de gas natural, los fondos que salen de esta columna suelen ser enviados hacia dos unidades adicionales de fraccionamiento, la depropanizadora y la debutanizadora, pero como el objetivo del presente trabajo es recuperar etano, no son importantes para llevar el análisis de separación que se discute posteriormente.³³

4.5. ANÁLISIS CONDICIONES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DESTILACIÓN A PARTIR DE ANÁLISIS DE DIAGRAMAS T VS X,Y PARA SISTEMAS BINARIOS

Uno de los análisis más importantes a realizar al momento de diseñar un sistema de destilación fraccionada, son los valores de Presión de operación, la temperatura de la corriente de destilado y los perfiles de Temperatura de trabajo a lo largo de la columna, dicha estudio depende de la naturaleza fisicoquímica de cada uno de los componentes que conforman la mezcla, una primera aproximación que se puede hacer para determinar estos valores consiste en observar el comportamiento termodinámico de cada uno de los componentes como sustancia pura haciendo especial énfasis en los componentes más ligeros de la mezcla a separar, que en el caso de la unidad demetanizadora es el metano

³² Norwegian University of Science and Technology, Department of Petroleum Engineering and Applied Geophysics, Fractionation of Natural Gas Liquids to produce LPG: <http://www.ipt.ntnu.no/~jsg/undervisning/naturgass/oppgaver/Oppgaver2011/11Ahmad.pdf>. Fecha de Consulta: 28 de diciembre de 2015, 8:00 pm

³³.Ibid., <http://www.ipt.ntnu.no/~jsg/undervisning/naturgass/oppgaver/Oppgaver2011/11Ahmad.pdf>

y en la unidad de-etanizadora es el etano, siendo de especial importancia para la destilación el punto de ebullición.

Debido que a condiciones de presión normales (14,7 psia) el metano y el etano tienen puntos de ebullición muy bajos (-260 °F y -128 °F respectivamente), en la industria de procesamiento de gas natural se suele aumentar la presión de trabajo de las unidades fraccionadoras para la remoción de metano y etano, con el fin de aumentar las temperaturas de ebullición de las sustancias puras y disminuir los costos energéticos por refrigeración en el condensador, que suelen ser más altos que los costos energéticos por compresión; además que los materiales requeridos para construir unidades fraccionadoras que sean capaces de operar a temperaturas tan bajas eleva aún más los costos. En la práctica, las unidades demetanizadoras suele trabajar a presiones cercanas a los 330 psia y las unidades deetanizadoras cerca de los 400 psia, en donde las temperaturas de ebullición del metano y etano son más altas.

Una vez se tenga una primera idea de los valores de presión y perfiles de temperatura deseados de operación en las unidades demetanizadoras y deetanizadoras, se determina un rango de posibles temperaturas más pequeño a la que se debería llevar a cabo la destilación fraccionada; para ello se recomienda determinar las temperaturas de burbuja (cuando se genera la primera burbuja al calentar la mezcla líquida) y las temperaturas de rocío (cuando se genera la primera gota de líquido al enfriar la mezcla en fase de vapor), que en el caso de sistemas binarios, permiten la elaboración de los diagramas T vs x,y. Teniendo en cuenta que las mezclas de gas alimentadas a las unidades demetanizadoras y deetanizadoras son mezclas multicomponente, para facilitar el análisis, se recomienda realizar inicialmente los diagramas T vs x,y de los sistemas binarios para los dos componentes que se encuentran en mayor cantidad en las mezclas alimentadas a cada unidad fraccionadora, que en el caso específico de la unidad demetanizadora son el metano y el etano, y en el caso de la unidad de-etanizadora son el etano y el propano.

La determinación de los puntos de burbuja y rocío de una mezcla para la elaboración de los diagramas T vs x,y requieren el planteamiento de los equilibrios líquido-vapor de los sistemas analizados, implementando un modelo de actividad o fugacidad dependiendo de las condiciones de trabajo y la naturaleza química de las sustancias que conforman las mezclas; en la práctica paquetes de Software de simulación como Aspen Properties que ya tienen programados dichos modelos,

permiten la rápida obtención de estas gráficas. A continuación se muestran los diagramas T vs x,y para los sistemas metano-etano y etano-propano a una presión de 335 psia y 400 psia respectivamente:

Figura 28. Diagrama T vs x,y para mezcla binaria Metano-Etano

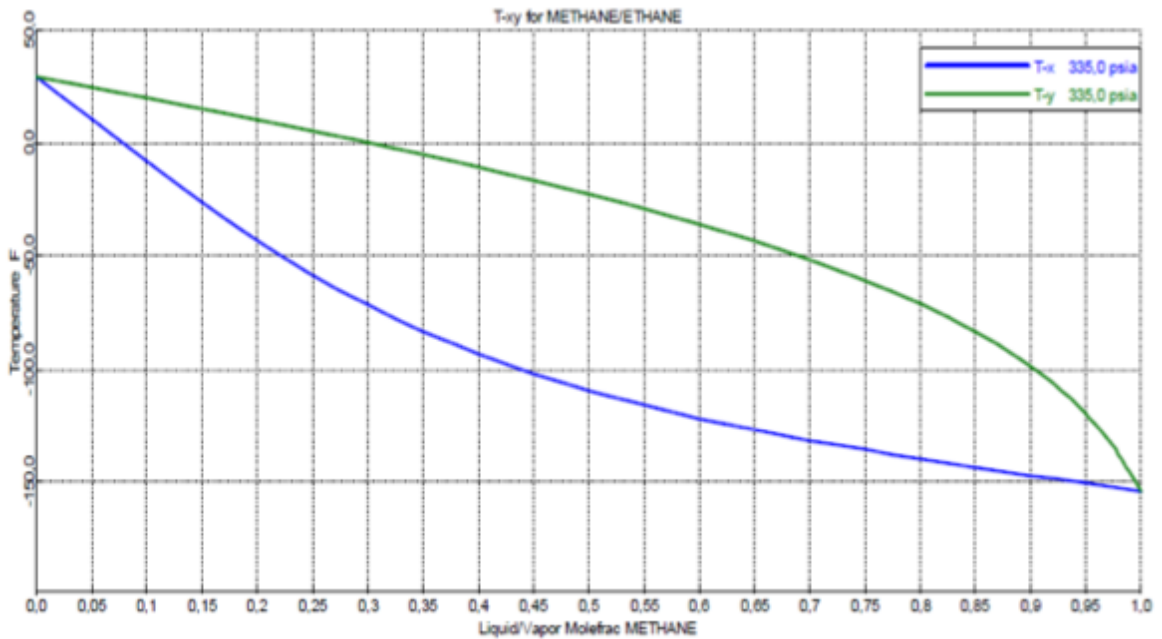
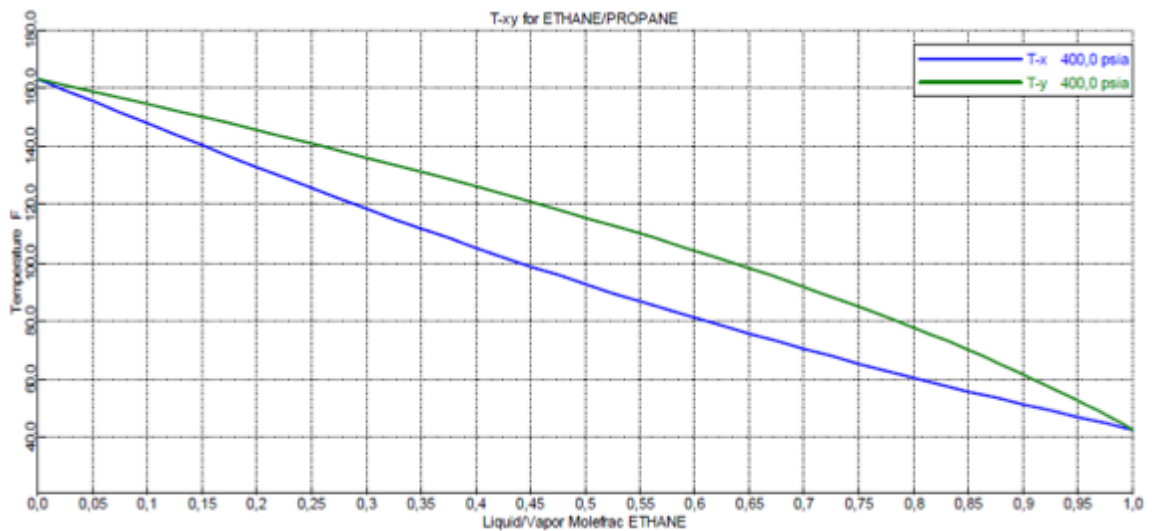


Figura 29. Diagrama T vs x,y para mezcla binaria Etano-Propano



En los anteriores diagramas las curvas verdes corresponden a las temperaturas de rocío a las presiones dadas para los sistemas binarios analizados en función de la composición del componente más volátil, mientras que la curva azul corresponde a las temperaturas de burbuja.

Teniendo en cuenta que deseamos que la corriente de destilado en las unidades fraccionadoras tenga la mayor composición posible, se recomienda que dichas corrientes tengan valores de temperatura iguales o por debajo del valor de la temperatura de rocío al valor de composición mínimo admisible en la corriente de destilado, pero por encima de la temperatura de ebullición de ambas sustancias, esto para evitar que una gran proporción del componente más pesado se vaporice y salga en la corriente de destilado por cima cuando las temperaturas son demasiado altas o que gran proporción del componente más ligero se condense en la fase de líquida y salga por la corriente de fondos de la columna fraccionadora cuando las temperaturas son demasiado bajas.

Para este trabajo en específico se desea que las corrientes de destilado que salen por cima en las unidades demetanizadora y deetanizadora tengan una composición mínima del 80% de metano y etano respectivamente. Observando los diagramas, el rango de temperaturas de estas corrientes durante la operación recomendados serían de $-150\text{ }^{\circ}\text{F}$ a $-80\text{ }^{\circ}\text{F}$ para la unidad demetanizadora y de $40\text{ }^{\circ}\text{F}$ a $70\text{ }^{\circ}\text{F}$ para la unidad deetanizadora. Para controlar la temperatura de la corriente de destilado, se deben controlar cuidadosamente los perfiles de temperatura a lo largo de la columna a valores deseados, para ello se deben tener en cuenta las temperaturas y los flujos de las corrientes que salen del rehervidor y del condensador, en el momento de dimensionar la columna de fraccionamiento.

Es importante considerar que en operación real, las mezclas alimentadas a estas unidades son multicomponente y contienen cantidades apreciables de compuestos más pesados como Butano, Pentano, Hexano, entre otros, que tienen influencia en la temperatura final de operación requeridas en estas unidades fraccionadoras para un porcentaje de purificación de componente ligero deseado; es por ello que se hace necesario simular el funcionamiento de estas unidades con las composiciones reales de las mezclas alimentadas, a los valores de presión de trabajo y temperatura determinados en este análisis previo; para ello se puede hacer uso de poderosas herramientas de Software tales como Aspen Plus o Hysys, que utilizan métodos más complejos y rigurosos para el análisis de la

operación de una unidad fraccionadora, procurando optimizar el porcentaje de pureza del metano y etano en las corriente de cima de las correspondientes unidades demetanizadora y deetanizadora.

4.6. DISEÑO TORRES DE FRACCIONAMIENTO:

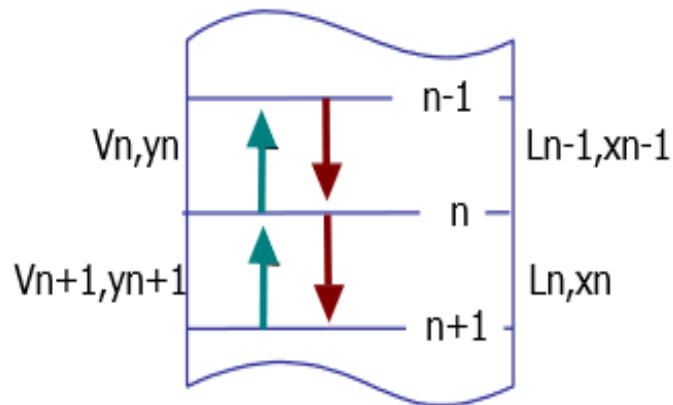
Existen múltiples procedimientos para el dimensionamiento de columnas de destilación fraccionada, antes de realizar un diseño detallado de los equipos, se deben determinar parámetros de operación fundamentales como la relación de reflujo, el número de platos teóricos requeridos en la columna, el plato donde se realizará la alimentación de la columna, los requerimientos energéticos, el diámetro de la columna, entre otros. Los procedimientos manuales más ampliamente usados son los métodos de McCabe-Thiel y Ponchon-Savarit, aplicables para sistemas binarios (mezclas con solo dos componentes), que sirven como una primera aproximación en el dimensionamiento de las torres de platos. Para cálculos mucho más rigurosos y aplicables para la separación de sistemas multicomponente, se emplean algoritmos de cálculo mucho más complejos como los Métodos MESH, usualmente implementados en el software de simulación como Aspen Plus y Hysys; a continuación, se hará una breve descripción de cada uno de ellos.

4.6.1. Método Mc Cabe-Thiele

Es un método gráfico desarrollado por McCabe y Thiele en 1925 para la determinación del número de etapas teóricas de una torre destilación fraccionada, es uno de los métodos más sencillos e ilustrativos para el análisis de destilación de una mezcla binaria. En este método se parte de un diagrama de composición del componente más volátil en la fase líquida (x) y la composición del componente más volátil en la fase gaseosa (y) en el equilibrio líquido-vapor, empleando el balance de materia en ciertas zonas de la columna, partiendo del supuesto de que debe haber una corriente equimolar (mismo número de moles del componente) a través de la columna, entre la entrada de alimentación al plato superior y la

entrada de alimentación al plato inferior, es decir que no se da acumulación dentro del equipo, como se puede observar en la Figura 30^{34, 35}:

Figura 30. Ilustración balance de materia entre dos platos de la columna.



Fuente: Universidad Nacional Experimental “FRANCISCO DE MIRANDA”, Área de Tecnología, Complejo Académico El Sabino: Método McCabe-Thiele-Destilación Fraccionada: <https://reaccionesunefm.files.wordpress.com/2009/10/destilacion3b3n-fraccionada.pdf>. Fecha de Consulta: 8 de enero de 2016, 3:00 pm

Donde V se refiere al flujo ascendente de vapor hacia la cima de la columna, mientras que L es el flujo de líquido que desciende hacia el fondo. Las corrientes de líquido y vapor entran a un plato, establecen su equilibrio y salen del mismo mientras atraviesan la columna.

Para la determinación del número de etapas teóricas de la columna se lleva a cabo el siguiente procedimiento:

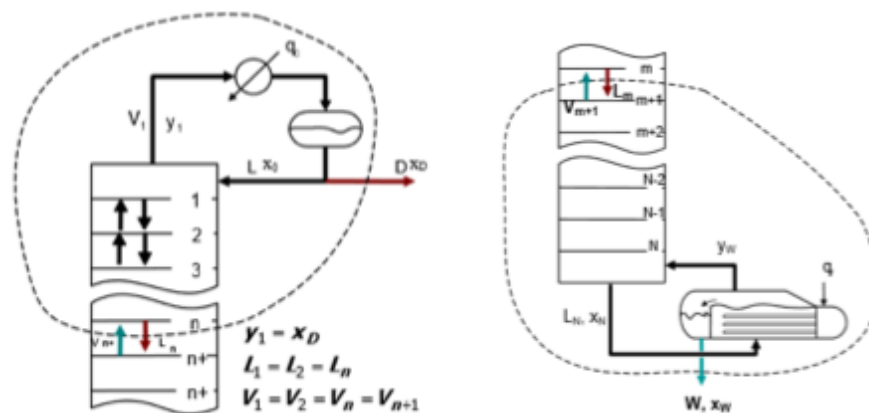
- En el diagrama x vs y para el equilibrio líquido-vapor del sistema a separar, trazamos la recta $y=x$ partiendo del origen.

³⁴ Robert E. Treybal, Operaciones de Transferencia de Masa, Segunda Edición, McGraw Hill, Capítulo 9. Destilación

³⁵ Universidad Nacional Experimental “FRANCISCO DE MIRANDA”, Área de Tecnología, Complejo Académico El Sabino: Método McCabe-Thiele-Destilación Fraccionada: <https://reaccionesunefm.files.wordpress.com/2009/10/destilacion3b3n-fraccionada.pdf>. Fecha de Consulta: 8 de enero de 2016, 3:00 pm

- Dividimos el análisis del balance de materia de la columna en dos secciones, una arriba del plato de alimentación que se conoce como *zona de enriquecimiento* debido a que el vapor aumenta su concentración desde el componente más volátil, la otra zona comprende del plato de alimentación hacia el fondo de la columna y se conoce mejor como zona de agotamiento, pues en esta sección el líquido disminuye su concentración en el componente más volátil de la mezcla; a continuación en la Figura 31 se visualiza un diagrama con ambas secciones:

Figura 31. Esquemas de las secciones de enriquecimiento (izquierda) y empobrecimiento (derecha) de una columna de destilación fraccionada.



Fuente: Universidad Nacional Experimental “FRANCISCO DE MIRANDA”, Área de Tecnología, Complejo Académico El Sabino: Método McCabe-Thiele-Destilación Fraccionada: <https://reaccionesunefm.files.wordpress.com/2009/10/destilacion3b3n-fraccionada.pdf>. Fecha de Consulta: 8 de enero de 2016, 3:00 pm

- Se construye las línea de operación de las zonas de enriquecimiento y empobrecimiento en el diagrama X vs Y, teniendo en cuenta las siguientes ecuaciones derivadas del balance de materia sobre el componente más volátil en cada una de estas zonas de la columna:

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad [6]$$

- La ecuación [6]³⁶ corresponde a la expresión de la línea de operación en la zona de enriquecimiento, en donde R es la relación de reflujo, x_n corresponde a la composición (expresada usualmente como fracción molar) del componente más volátil en la fase líquida en el plato n , y_{n+1} corresponde a la composición del componente más volátil en la fase de vapor y x_D corresponde a la fracción molar del componente más volátil en la corriente de destilado que sale por la cima de la columna.
- Se traza la línea q , que parte desde la recta $Y=X$ trazada en el diagrama X vs Y desde el valor de la composición de la alimentación hasta que intersecta con la línea operativa de la zona de enriquecimiento; la ecuación de esta línea que está determinada por el balance de energía de la columna expresado en la ecuación[7]³⁷:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1}$$

$$q = \frac{h_V - h_F}{h_V - h_L}$$

[7]

- En donde H_V corresponde a la entalpía de la corriente de alimentación en el punto de rocío, h_F corresponde a la entalpía de alimentación a las condiciones de entrada y h_L entalpía de alimentación al punto de burbuja. Dependiendo el valor de q , se puede determinar las condiciones termodinámicas del alimento: si $q>1$ el alimento es un líquido sub-enfriado, si $q=1$ es un líquido saturado, si $0<q<1$ es una mezcla, si $q=0$ es un vapor saturado y si $q<0$ es un vapor sobrecalentado.
- Se construye la línea de operación de la zona de agotamiento desde el valor de la composición del componente más volátil en el fondo hasta la intersección entre la línea q y la línea de operación en la zona de enriquecimiento.

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}}x_m - \frac{W * x_W}{V_{m+1}}$$

[8]

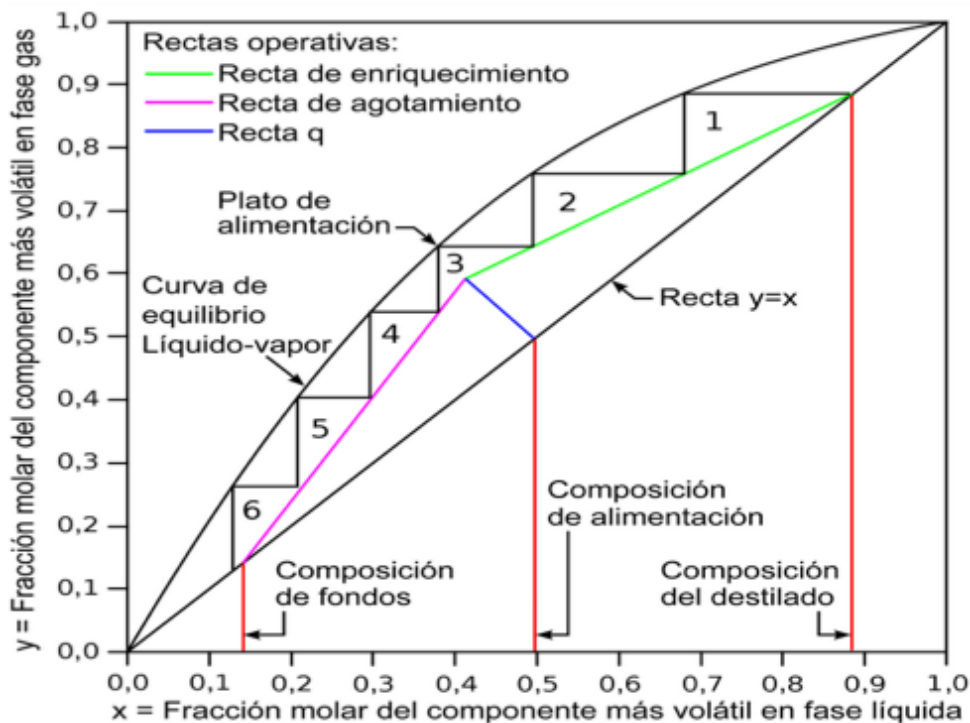
³⁶ Universidad Nacional Experimental "FRANCISCO DE MIRANDA", Área de Tecnología, Complejo Académico El Sabino: Método McCabe-Thiele-Destilación Fraccionada: <https://reaccionesunefm.files.wordpress.com/2009/10/destilacion3b3n-fraccionada.pdf>. Fecha de Consulta: 8 de enero de 2016, 3:00 pm

³⁷ Ibid., p. 4

- La ecuación [8]³⁸ corresponde a la expresión de la línea de operación en la zona de empobrecimiento donde L_m y V_{m+1} corresponden a los flujos de líquido en el plato m y de vapor en el plato $m+1$ respectivamente y se asumen que son constantes a lo largo de la columna bajo la suposición de flujo equimolar, x_m corresponde a la composición del componente más volátil en el plato m , W al flujo en la corriente de fondos que sale de la columna y x_w a la concentración del componente más volátil en la corriente W .
- La sección de la línea de enriquecimiento anterior al punto de intersección con la línea que no es tenida en cuenta en la determinación del número de etapas.
- Finalmente se determinan el número de etapas teóricas, trazando una línea horizontal partiendo del valor de composición deseada en el destilado en la línea de operación en la zona enriquecimiento hasta que interseque con la curva de equilibrio X vs Y , para luego trazar una línea vertical hasta intersectarse de nuevo con la línea de operación; este procedimiento se repite hasta llegar al valor de composición de la sustancia más volátil en la corriente de fondos; de esta manera obtenemos un diagrama como el que se muestra a continuación en la Figura 32.

³⁸ Ibid.,p. 3

Figura 32. Diagrama X vs Y que muestra el desarrollo del método McCabe-Thiele el número de etapas teóricas requeridas en una columna de destilación fraccionada para un sistema binario.



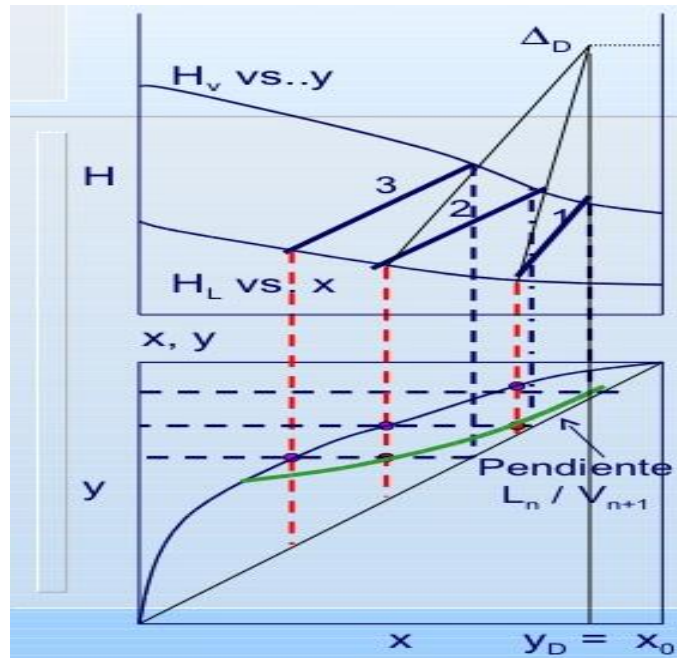
Fuente: Método McCabe-Thiel, Wikipedia, Enciclopedia Libre: https://es.wikipedia.org/wiki/M%C3%A9todo_de_McCabe-Thiele. Fecha de Consulta: 8 de Enero, 5:00 pm.

4.6.2. Método de Ponchon-Savarit:

Cuando el supuesto de un derrame equimolar dentro de una columna para separar una mezcla binaria no corresponde con la realidad del sistema binario que se pretende separar, las líneas de operación planteadas en el método McCabe-Thiele no serán rectas, dificultando la determinación del número de platos teóricos, relaciones de reflujo y plato de alimentación. Es por ello que para estos casos se tratan de resolver simultáneamente los balances de masa y energía (entalpía) teniendo en cuenta los datos de equilibrio líquido-vapor y los datos de entalpía en función de la concentración, pudiéndose construir líneas operativas mediante la metodología Ponchon-Savarit, un procedimiento gráfico más complejo que el planteado por McCabe y Thiele que emplea simultáneamente el diagrama x vs y y el diagrama H vs x,y (H=Entalpía del componente más volátil en la fase líquida y

la fase vapor durante el equilibrio), obteniendo de esta manera el siguiente diagrama (Figura 33) durante la determinación del número de etapas teóricas requeridas^{3,9}:

Figura 33. Representación gráfica análisis determinación número de etapas teóricas de una columna de fraccionamiento en la zona de enriquecimiento usando el método de Ponchon-Savarit.



Fuente: Presentación, Métodos para calcular parámetros de separación en sistemas binarios, María del Rosario Caicedo Realpe: <http://www.slideserve.com/patrick-leach/m-todo-de-ponchon-savarit-caracter-stica>. Fecha de Consulta: 8 de Enero de 2015, 7:00 pm.

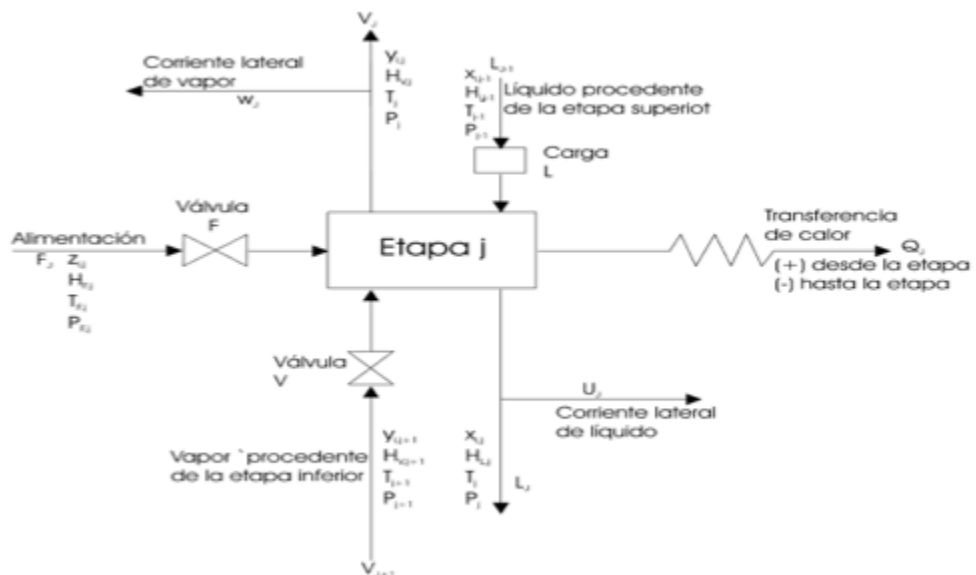
4.6.3. Ecuaciones MESH

Cuando se desean separar sistemas multicomponente, es decir mezclas con más de dos sustancias, los métodos gráficos mostrados anteriormente son difícilmente aplicables para el dimensionamiento de columnas destilación fraccionada, es por ello que se requieren la implementación de algoritmos numéricos que resuelvan simultáneamente los balances de materia y energía para cada uno de esos componentes y permitir así la determinación del valor requerido de número de

etapas, relación de reflujo, consumos energéticos en rehervidor y condensador, entre otras.^{39 40}

Uno de los métodos más usados en simulación de procesos es el algoritmo MESH (M = balance de materia, E = equilibrio de fases, S = sumatoria de fracciones molares o másicas y H = balance de energía), en donde se resuelven numéricamente y de manera simultánea el siguiente sistema de ecuaciones para la columna de destilación:

Figura 34. Representación de un plato teórico de una columna destilación multicomponente.



Fuente: Universidad de Alicante. Dpto. Ingeniería Química, Ampliación de Operaciones de Separación, Métodos Rigurosos para el cálculo de operaciones de separación de mezclas multicomponentes: <http://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/1890/1/AOSTEMA2.pdf>. Fecha de Consulta: 9 de Enero de 2016, 10:00 am.

³⁹ Seader, Henley, Roper, Separation Process Principles, Third Edition, Ed. Wiley, Chapter 7. Distillation of Binary Mixtures and Chapter 10 Equilibrium-Based Methods for Multicomponent Absorption, Stripping, Distillation, and Extraction.

⁴⁰ Universidad de Alicante. Dpto. Ingeniería Química, Ampliación de Operaciones de Separación, Métodos Rigurosos para el cálculo de operaciones de separación de mezclas multicomponentes: <http://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/1890/1/AOSTEMA2.pdf>. Fecha de Consulta: 9 de Enero de 2016, 10:00 am.

Haciendo un desarrollo cuidadoso de los balances de materia y energía para una etapa j y un componente i en una columna de destilación fraccionada como la que se muestra en la Figura 34, se obtienen el siguiente conjunto de ecuaciones a resolver:

a) Ecuaciones M: La ecuación [9]⁴¹ establece los balances de Materia por componente:

$$M_{ij} = L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} + F_jz_{ij} - (L_j + U_j)x_{ij} - (V_j + W_j)y_{ij} = 0 \quad [9]$$

b) Ecuaciones E: La ecuación [10]⁴² Ecuaciones de equilibrio de fases (Líquido-Vapor en el caso de la destilación) por componente:

$$E_{ij} = y_{ij} - K_{ij}x_{ij} = 0 \quad [10]$$

c) Ecuaciones S: Sumatoria de fracciones molares o másicas:

$$(S_y)_J = \sum_{i=1}^c y_{ij} - 1.0 = 0 \quad [11]$$

$$(S_x)_J = \sum_{i=1}^c x_{ij} - 1.0 = 0 \quad [12]$$

Donde la ecuación [11]⁴³ corresponde a las sumatoria de fracciones en la fase de vapor y la ecuación [12]⁴⁴ la sumatoria para las fracciones en la fase líquida.

d) Ecuaciones H: Balances de Energía (Entalpía) por etapa:

⁴¹ Ibid., p 93.

⁴² Ibid., p. 93

⁴³ Ibid., p. 95

⁴⁴ Ibid., p. 95

$$H_j = L_{j-1}h_{L_{j-1}} + V_{j+1}h_{V_{j+1}} + F_j h_{F_j} - (L_j + U_j)h_{L_j} - (V_j + W_j)h_{V_j} - Q_j = 0 \quad [13]$$

En la ecuación [13]⁴⁵ h son los valores de entalpía por unidad de masa o mol para una etapa determinada en la fase líquida (L) y en la fase de vapor (V) según corresponda.

⁴⁵ Ibid., p. 95

5. PROCESO DE RECOBRO DE ETANO

Los líquidos recuperados del gas natural NGL, forman una mezcla multicomponente la cual se separa en fracciones de compuestos individuales o mezclados, mediante una operación de fraccionamiento. Se le llama destilación al proceso mediante el cual se logra realizar la operación de fraccionamiento de una mezcla.

Para separar una corriente líquida de hidrocarburos en varias fracciones, se requiere una torre de destilación por fracción. De otra forma, si lo que se quiere es estabilizar la corriente del hidrocarburo condensado del gas, para recuperar las fracciones de pentano y más pesadas (C5+), se utiliza una torre estabilizadora en la cual se separan las fracciones de 5 hidrocarburos y más pesados, los cuales salen por el fondo y las fracciones de 4 hidrocarburos y más livianos (C4-) las cuales salen por la cima. Generalmente esta fracción de cima de butano y más livianos, se consume dentro de la misma planta como gas combustible. El producto de fondo se realiza como un condensado estabilizado, al cual se le controla en la torre la presión de vapor.

En un proceso de separación de líquidos, el número total de columnas de destilación depende de la composición del alimento y del número de productos a ser recuperado. En un sistema en el cual se recupera etano, LPG (mezcla de C3's y C4's) y el balance como C5+, se requiere un mínimo de tres columnas de destilación para las separaciones siguientes:

- Separar el metano de los hidrocarburos de dos y más carbonos.
- Separar el etano de los hidrocarburos de tres y más carbonos.
- Separar el LPG y los C5+.

En el presente capítulo se va a recuperar etano con una calidad de comercialización y un porcentaje de recobro del 80%.

Para realizar la simulación se utilizó el simulador de procesos ASPEN HYSYS en su versión 7.3, y como paquete termodinámico la ecuación de estado de Peng Robinson.

5.1. CONDICIONES DE ENTRADA

Con el fin de realizar la simulación fue necesario buscar e identificar las curvas isoentálpicas de los hidrocarburos puros para verificar que tienen diferencia en sus puntos de ebullición, (ver Figura 4 y Figura 5).

Las condiciones de entrada al simulador están dadas por la corriente de Salida del Gas Tratado por endulzamiento y Deshidratación. En la Tabla 19 se muestra la composición del gas con una fracción molar de 0,12 de etano que equivale a 4057,56 Lbmol/hr.

Tabla 19. Composición de entrada planta de Fraccionamiento

Componente	Fracción Molar	Flujo Molar (Lbmol /hr)
(CO ₂)	0,000976	32,8545501
(Nitrogen)	0,005871	197,649279
(Methane)	0,773474	26040,2874
(Ethane)	0,120522	4057,55735
(Propane)	0,059918	2017,24715
(i-Butane)	0,012037	405,256028
(n-Butane)	0,016632	559,958886
(i-Pentane)	0,00383	128,934491
(n-Pentane)	0,003064	103,144588
(n-Hexane)	0,003271	110,13588
(H ₂ O)	0,000403	13,5651925
(H ₂ S)	0	8,65E-03
(C ₇₋₁₀ *)	0	0
(C ₁₁₋₁₄ *)	0	0
(C ₁₅₋₂₀ *)	0	0
(DEAmine)	***	***
(TEGlycol)	0,000002	6,01E-02

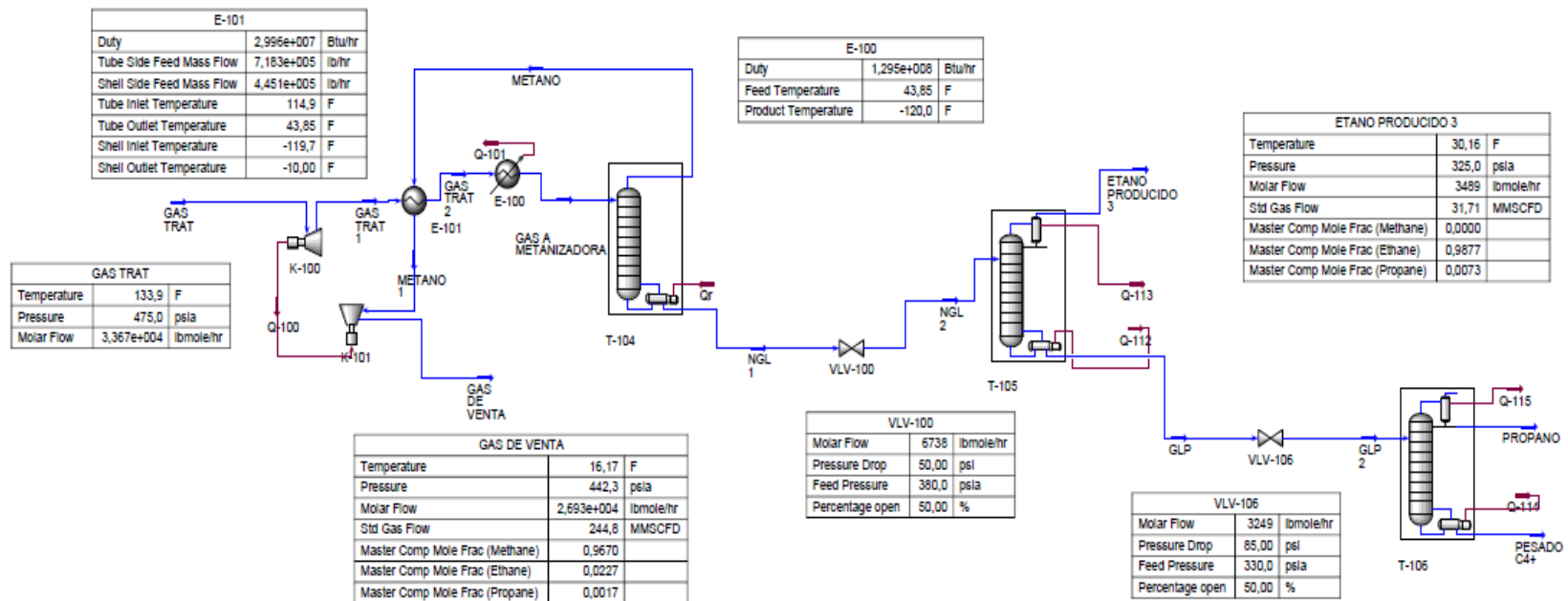
En la Tabla 20 se indican las condiciones de proceso de la corriente de entrada.

Tabla 20. Propiedades de la corriente de entrada GAS TRAT

Propiedad	Unidad	Valor
Fraccion de vapor		1
Temperatura	<i>F</i>	133,925822
Preison	<i>psia</i>	475
Flujo Molar	<i>lbmole/hr</i>	33666,6594
Flujo Masico	<i>lb/hr</i>	718301,151
Flujo de Gas	<i>MMSCFD</i>	306,030418
Flujo de Calor	<i>Btu/hr</i>	- 1152225851
Entalpia molar	<i>Btu/lbmole</i>	- 34224,1932
Factor Z		0,911424
Viscosidad	<i>cP</i>	0,012881
Densidad Masica	<i>lb/ft3</i>	1,745553
Cp/Cv		1,334626

5.2. DIAGRAMA DE FLUJO

Figura 35. Diagrama de flujo de proceso para la recuperación de etano



5.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso de fraccionamiento de Gas, no puede llevarse a cabo sin un pre acondicionamiento de los fluidos que ingresan a la torre de fraccionamiento. Este pre acondicionamiento está dado por los procesos de control de punto de rocío como son Joule Thomson, Turboexpander y refrigeración mecánica. En el presente capítulo se propone el diagrama de flujo de proceso (PFD) de la Figura 35. Diagrama de flujo de proceso para la recuperación de etano, utilizando como pre acondicionamiento de los hidrocarburos la unión de un Turbo expander y una refrigeración Mecánica. Después de este pre acondicionamiento el gas puede ingresar al tren de fraccionamiento.

El Gas Tratado previamente ingresa a una turbina (K-100) que expande el gas para bajar la presión y la temperatura, y continúa a un intercambiador Gas-Gas (E-101) que aprovecha la baja temperatura del Gas de salida de la Metanizadora para un pre enfriamiento del gas de proceso. No obstante es necesario generar una refrigeración con propano para llevar el Gas a punto de Rocío, esta refrigeración se puede lograr con un “Cooler” (E-100).

El Gas continúa hacia la primera torre de fraccionamiento. La demetanzadora (T-104) obtiene Gas Metano en la cima, y líquidos del Gas Natural en los fondos. El Gas Metano ingresa al intercambiador (E-101) y posteriormente comprime en el compresor (K-101) para llevarlo a especificaciones de venta. Los líquidos del Gas Natural es una corriente rica en etano, propano, butanos e hidrocarburos más pesados, que son enviados a la deetanizadora (T-105) con el fin de separar el etano.

La bomba (P-102) es la encargada de aumentar la presión de la corriente rica en etano para llevarla a condiciones de operación de la deetanizadora. En la deetanizadora (T-105) se obtiene etano en la cima y una corriente rica en propano, butanos e hidrocarburos más pesados, que comercialmente se conocen como GLP.

En la cima de la torre T-105 se tiene Etano con algunas trazas de Metano y Propano debido al arrastre de líquidos por los fenómenos de transporte. El Etano producido debe ser procesado con tecnologías de purificación de acuerdo a los requerimientos del cliente.

Existen condiciones de operación de las torres de fraccionamiento para la especificación y el diseño, en la Tabla 21 se puede tener una preselección del equipo.

Tabla 21. Parámetros típicos para fraccionadores de Gas

Equipo	Presión de operación (psig)	Número real de etapas	Relación de reflujo 1	Relación de reflujo 2	Eficiencia de etapas
Desmetanizadora	200 - 400	18-26	Top Feed	Top Feed	45 - 60
Desetanizadora	375 - 450	25-35	0.9 - 2.0	0.6 - 1.0	50 - 70
Despropanizadora	240 - 270	30-40	1.8 - 3.5	0.9 - 1.1	80 - 90
Desbutanizadora	70 - 90	25-35	1.2 - 1.5	0.8 - 0.9	85 - 95
Fraccionador de butanos	80 - 100	60-80	6.0 -14.0	3.0 - 3.5	90 - 110
Fraccionador de aceites	130 - 160	20-30	1.75 - 2.0	0.35 - 0.40	Sima 67 Fondos 50
Deetanizador de aceites	200 - 250	40	–	–	Sima 25-40
Estabilizador de condensados	100 - 400	16-24	Top Feed	Top Feed	Fondos 40-60 40-60
1. Relación de reflujo con respecto al producto de cabeza, mol / mol 2. Reflujo proporción relativa de alimentar, gal. / Gal.					

Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION – GPSA; Fig. 19-19; P 19-15

5.4. DEMETANIZADORA

El propósito de la torre demetanizadora es producir metano en la cima, este componente debe producirse con la menor cantidad de otro hidrocarburo debido a que está ligado a la calidad de venta. La primera especificación de la torre es que mínimo debe producir metano con el 96% molar, adicional la torre debe operar en condiciones de rocío para la cima y en condiciones de burbuja para los fondos.

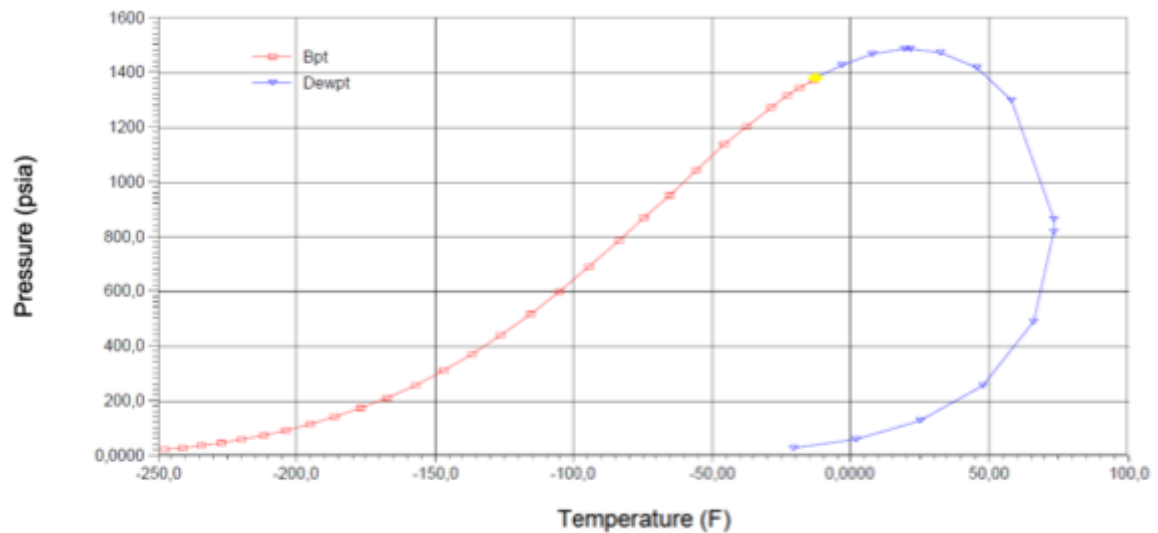
Antes de iniciar el diseño de la torre de demetanizadora (T-104) se tiene que conocer las condiciones de operación de la torre. Estas condiciones de operación se conocen por el análisis termodinámico de los fluidos.

5.4.1. Condiciones de operación

La presión de operación de una torre de destilación depende del fluido de refrigeración que se tenga disponible en la planta. Como la planta produce propano, este se puede llevar a condiciones que permitan enfriar la corriente GAS TRAT a -135°F .

En la Figura 36 se muestra la curva de rocío, curva de burbuja y punto crítico del gas con el fin de conocer la característica termodinámica del Gas.

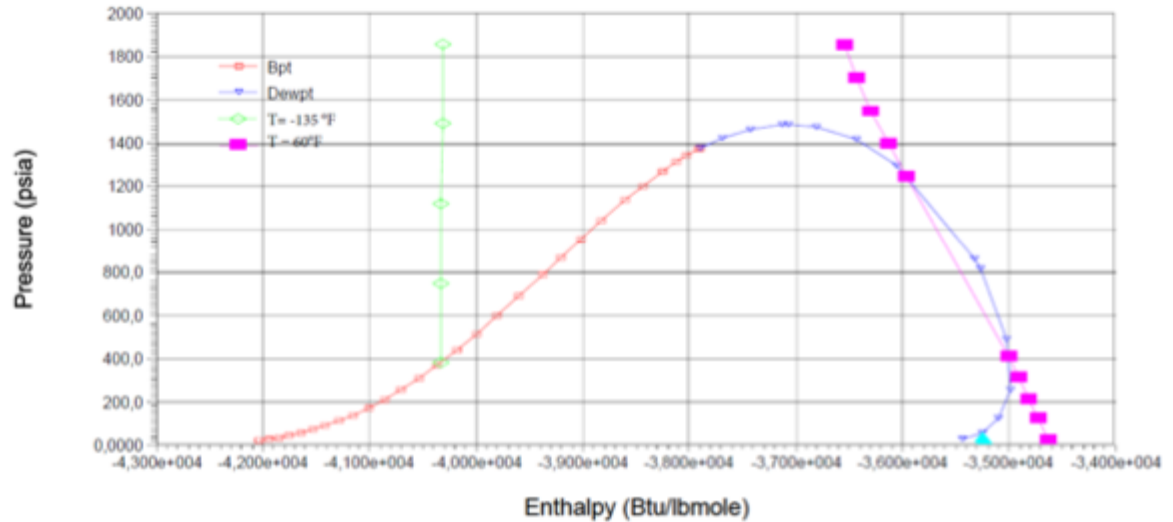
Figura 36. Envoltente de presión - Temperatura de la corriente GAS TRAT



Si se opera la torre demetanzadora en la cima en el punto de rocío, se garantiza que en la cima el fluido es gas y a partir de esa etapa se genera condensado a través de la torre, igualmente el rehervidor se opera en el punto de burbuja garantizando que en esta etapa se encuentre completamente líquido. A partir de la temperatura de refrigeración de -135°F se lee en la Figura 37 la presión de rocío con un valor de 375 psig, esta es la presión de operación de la torre en la cima.

Igualmente con una caída de presión que generalmente es de 5 psig se puede calcular la temperatura de burbuja a 380 psig con la Figura 37. El rehervidor estará operando a 60°F y una presión de 380 psig.

Figura 37. Curva presión - Entalpia de la corriente GAS TRAT



De acuerdo a la Tabla 21, se puede especificar el número de etapas, que para una torre que opera entre 200 y 400 Psig, es de 25 etapas.

5.4.2. Especificación de equipos antes de la torre (T-104)

Turbina (K-100)

La turbina se encarga de disminuir la presión y temperatura, igualmente genera energía que puede ser aprovechable.

Tabla 22. Especificación de la turbina K-100

k-100		
Potencia	2064,91382	Hp
Flujo volumétrico actual	6858,46925	ACFM
presión de entrada	475	Psia
presión de salida	390	Psia
Temperatura de salida	114,871286	°F

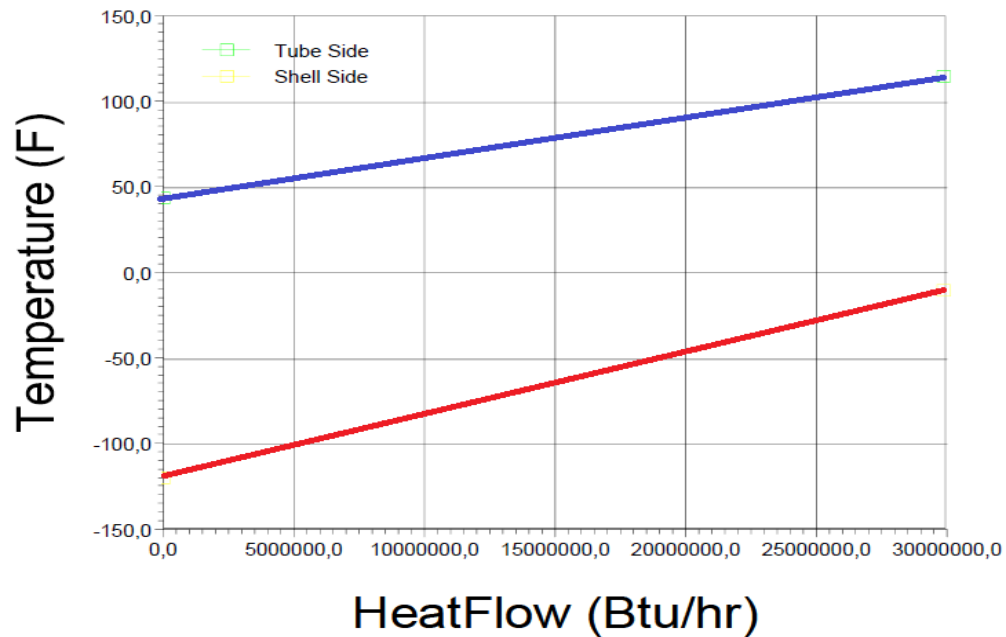
Intercambiador GAS –GAS (E-101)

EL intercambiador GAS-GAS aprovecha la baja temperatura del gas de venta para enfriar y mejorar la eficiencia energética del gas de entrada (GAS TRAT). La especificación del equipo se muestra en la Tabla 23 y en la Figura 38, se observa el perfil de temperaturas respecto al flujo de calor para la coraza y los tubos.

Tabla 23. Especificaciones intercambiador de calor GAS-GAS E-101

E-101		
Intercambio de calor	29959004,6	Btu/hr
flujo másico en los tubos	718301,151	lb/hr
flujo másico en la coraza	445087,335	lb/hr
temperatura de entrada en los tubos	114,871286	°F
temperatura de salida en los tubos	43,8496613	°F
temperatura de entrada en la coraza	-	°F
temperatura de salida en la coraza	-10	°F

Figura 38. Perfil de temperaturas en intercambiador GAS- GAS E-101



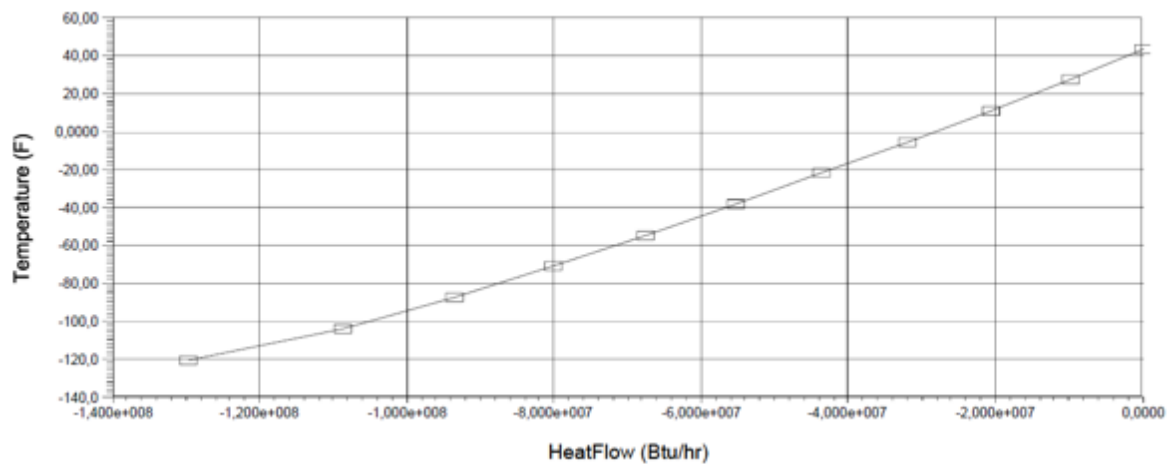
Enfriador (E-100)

El objetivo del enfriador es disminuir la temperatura del Gas hasta -135°F para el ingreso a la torre, un refrigerante comercial a usar es el propano.

Tabla 24. Especificación enfriador E-100

E-100	
Flujo de Calor retirado	129507385
Temperatura de entrada	43,8496613
Temperatura de salida	-120
Caída de presión	5

Figura 39. Perfil de Temperatura en el enfriador E-100

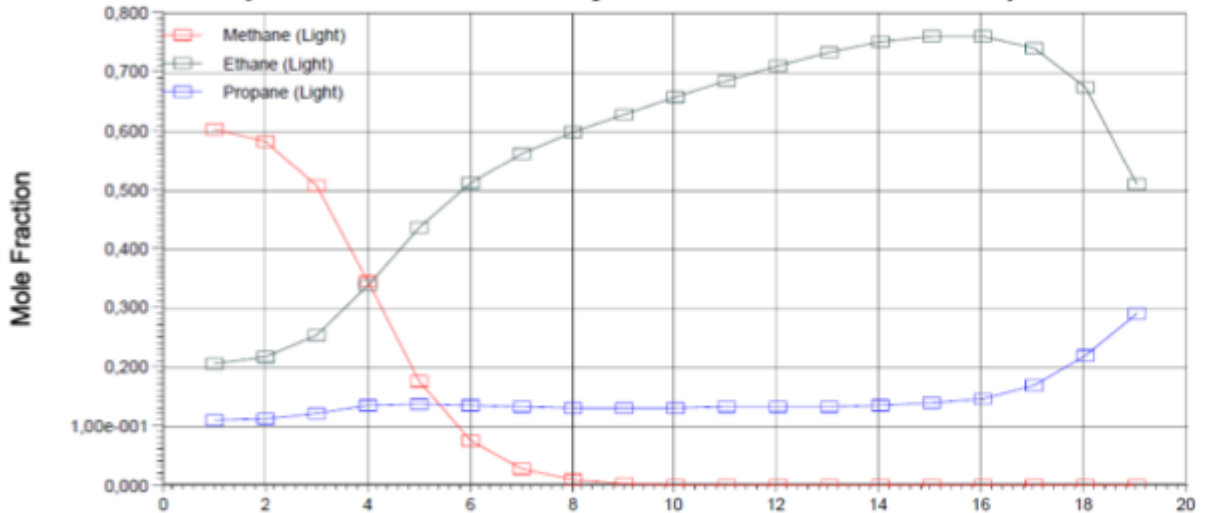


5.4.3. Análisis de los resultados

En la

Figura 40 se muestra el perfil de composiciones a través de las etapas de la torre demetanizadora para metano, etano y propano, donde la etapa 1 es la cima y la etapa 20 es el rehervidor.

Figura 40. Perfil de composición torre T-105



En la Tabla 25 se muestra el balance de materia y en la

Tabla **26** las condiciones de proceso en la torre demetanizadora, en este balance de materia se produce metano en la cima de la torre con una composición de 96,7% y solo un 2,27% de arrastre de etano. Mediante estos resultados se evidencia que la mayor parte de etano se está produciendo en los fondos con los líquidos del Gas Natural en la corriente NGL 1, a una composición de 51,14%.

Tabla 25. Balance de masa demetanizadora

COMPONENTE	CORRIENTE		
	GAS A METANIZADORA	METANO	NGL 1

	% Mol	Flujo Molar (lbmol/hr)	% Mol	Flujo Molar (lbmol/hr)	% Mol	Flujo Molar (lbmol/hr)
CO2	0,001	32,859	0,001	22,163	0,002	10,706
NITROGENO	0,006	197,657	0,007	197,659	0,000	0,000
METANO	0,773	26040,286	0,967	26040,287	0,000	0,000
ETANO	0,121	4057,573	0,023	611,530	0,511	3446,032
PROPANO	0,060	2017,239	0,002	46,075	0,293	1971,165
ISOBUTANO	0,012	405,246	0,000	2,397	0,060	402,860
N-BUTANO	0,017	559,944	0,000	1,912	0,083	558,063
ISIPENTANO	0,004	128,943	0,000	0,108	0,019	128,818
N-PENTANO	0,003	103,155	0,000	0,054	0,015	103,087
N-HEXANO	0,003	110,124	0,000	0,000	0,016	110,128
H2O	0,000	13,568	0,000	6,732	0,001	6,832
H2S	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,007
C7-10*	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C11-14*	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C15-20*	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TEGLICOL	0,000	0,067	0,000	0,054	0,000	0,000
TOTAL	1,000	33666,6594	1,000	26928,9703	1,000	6737,68919

Tabla 26. Condiciones de proceso para las corrientes de T-104

PROPIEDAD	Unidad	CORRIENTE		
		GAS A METANIZADORA	METANO	NGL 1
Fracción de vapor		0,463761	0,999747	0,000336
Temperatura	<i>F</i>	-120	119,686801	94,843954
Presión	<i>psia</i>	380	375	380
Flujo molar	<i>lbmole/hr</i>	33666,6594	26928,9703	6737,68919
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	718301,151	445087,335	273213,816
Flujo de calor	<i>Btu/hr</i>	-1316946278	925126182	330779620
Flujo	<i>MMSCFD</i>	306,030418	244,784726	61,245691

volumétrico				
Densidad Másica	<i>lb/ft3</i>	5,720118	2,308162	27,773885
Cp/Cv		1,239369	1,894819	1,065977

5.5. DEETANIZADORA

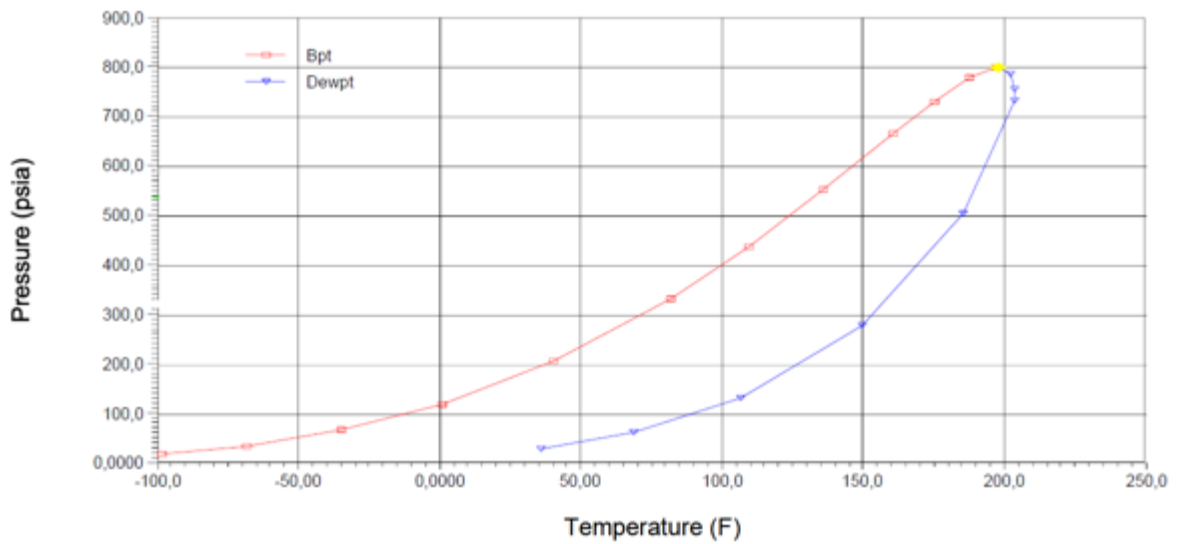
El propósito de la torre deetanizadora es producir etano en la cima, este componente es clave para determinar el porcentaje de recuperación como objetivo principal del presente proyecto. Se propone recuperar etano con el 96% molar, adicional la torre debe operar en condiciones de rocío en el condensador y en condiciones de burbuja para los fondos.

Antes de iniciar el diseño de la torre de deetanizadora (T-105) se tiene que conocer las condiciones de operación de la torre. Estas condiciones de operación se conocen por el análisis termodinámicos de los fluidos.

5.5.1. Condiciones de operación

La presión de operación de una torre de destilación es dependiente del fluido de refrigeración, para estas torres es recomendable utilizar agua como refrigerante. En la Figura 41 muestra la curva de rocío, curva de burbuja y punto crítico del gas con el fin de conocer la característica termodinámica del Gas.

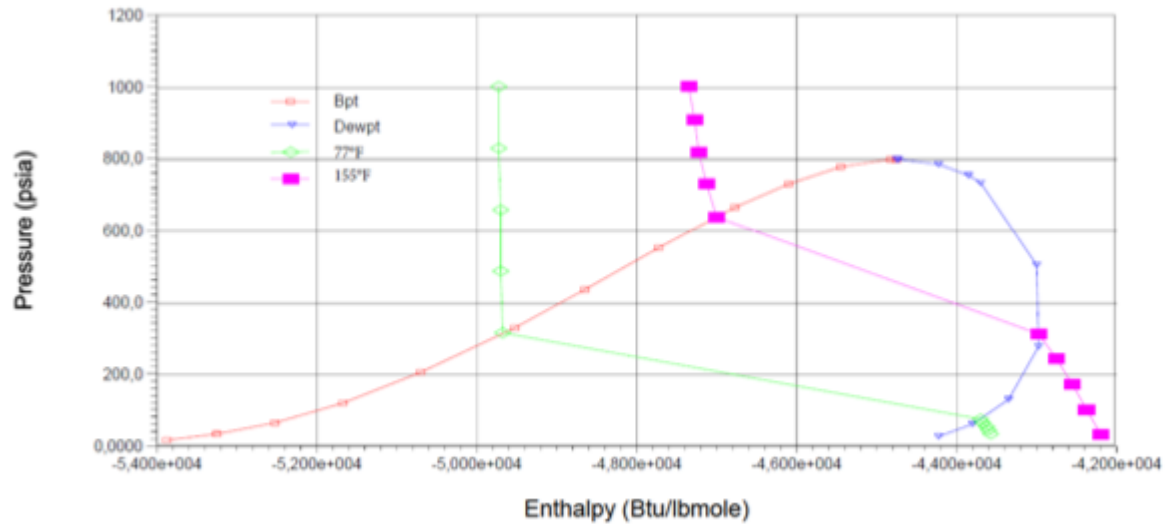
Figura 41. Envoltente de presión - Temperatura de la corriente GAS TRAT



Si se opera la torre deetanizadora en el condensador con el punto de rocío se garantiza que el fluido que sale de esta etapa es gas, igualmente el rehervidor se opera en el punto de burbuja garantizando que en esta etapa se encuentre completamente líquido. El agua a condiciones ambientales puede lograr enfriar a 77°F, a partir de la temperatura de refrigeración de 77 °F se lee en la Figura 37 la presión de rocío con un valor de 325 Psig, esta es la presión de operación de la torre una etapa antes del condensador.

Igualmente con una caída de presión que generalmente es de 5 Psig se puede calcular la temperatura de burbuja a 330 Psig con la Figura 42. El rehervidor estará operando a 155 °F y una presión de 330 Psig.

Figura 42. Curva presión - Entalpia de la corriente GAS TRAT



5.5.2. Especificación de equipos antes de la torre (T-105)

Válvula de control (VLV 100)

La función principal de la válvula es regular la presión, hasta la presión de rocío del fluido.

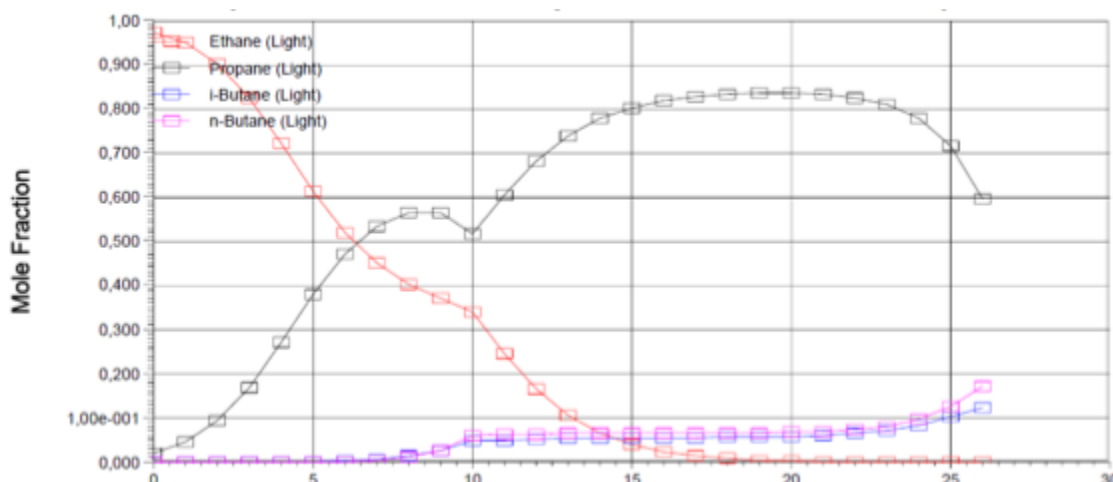
Tabla 27. Especificación válvula de control de presión de rocío VLV-100

VLV-100		
Flujo molar	6737,68919	lbmol/hr
Caída de presión	50	psi
Presión de entrada	380	psig
porcentaje de apertura	50	%

5.5.3. Análisis de los resultados

En la Figura 43 se muestra el perfil de composiciones a través de las etapas de la torre para etano, propano, donde la etapa 1 representa el condensador y la etapa 25 el rehervidor.

Figura 43. Perfil de composición en la torre T-104



En la Tabla 28 se muestra el balance de materia y las condiciones de proceso en la torre deetanizadora, en este balance de materia se produce etano en el condensador de la torre con una composición de 98,8%, esta corriente de salida tiene trazas de propano de 0,73%. Mediante estos resultados se evidencia que la mayor parte de etano se está produciendo en la salida de vapores del condensador.

Tabla 28. Balance de masa deetanizadora

COMPONENTE	CORRIENTE					
	NGL 2		ETANO PRODUCIDO 3		GLP	
	% Mol	Flujo Molar (lbmol/hr)	% Mol	Flujo Molar (lbmol/hr)	% Mol	Flujo Molar (lbmol/hr)
CO2	0,001589	10,706	0,00307	10,703	0	0,000
NITROGENO	0	0,000	0	0,000	0	0,000
METANO	0	0,000	0	0,000	0	0,000
ETANO	0,511456	3446,032	0,98769	3445,745	8,8E-05	0,286
PROPANO	0,292558	1971,165	0,00728	25,408	0,59888	1945,756
ISOBUTANO	0,059792	402,860	0	0,000	0,124	402,859
N-BUTANO	0,082827	558,063	0	0,000	0,17176	558,060
ISIPENTANO	0,019119	128,818	0	0,000	0,03965	128,816
N-PENTANO	0,0153	103,087	0	0,000	0,03173	103,091
N-HEXANO	0,016345	110,128	0	0,000	0,0339	110,125

H2O	0,001014	6,832	0,00196	6,831	0	0,000
H2S	0,000001	0,007	2E-06	0,007	0	0,000
C7-10*	0	0,000	0	0,000	0	0,000
C11-14*	0	0,000	0	0,000	0	0,000
C15-20*	0	0,000	0	0,000	0	0,000
TEGLICOL	0	0,000	0	0,000	0	0,000
TOTAL	1,000	6737,68919	1,000	3488,69747	1,000	3248,99172

Tabla 29. Condiciones de proceso para las corrientes de T-105

PROPIEDAD	Unidad	CORRIENTE		
		NGL 2	ETANO PRODUCIDO 3	GLP
Fracción de vapor		0,078075	0,998298	0
Temperatura	<i>F</i>	84,57875	30,159288	184,252803
Presión	<i>psia</i>	330	325	330
Flujo molar	<i>lbmole/hr</i>	6737,68919	3488,69747	3248,99172
Flujo másico	<i>lb/hr</i>	273213,816	105328,129	167885,687
Flujo de calor	<i>Btu/hr</i>	-	-134241838	-
Flujo volumétrico	<i>MMSCFD</i>	61,245691	31,71231	29,533381
Densidad Másica	<i>lb/ft3</i>	17,419407	2,673372	27,470553
Cp/Cv		1,044595	1,673952	1,047479

A partir de lo anterior, en la Tabla 30 **Tabla 17** se evidencia un porcentaje de recobro del 84,92%, este porcentaje indica que de 4058 lb mol de etano contenido en la 306 MMSCFD, se recuperan 3445,74 Lb mol de etano, esto equivale a 103613,25 Lb/hr que podría ser comercialmente rentable debido a su alta pureza.

Tabla 30. Recobro de etano

VARIABLE	VALOR	UNIDAD
Flujo de gas a la entrada de la planta	306,030	MMSCFD

Flujo molar de etano a la entrada de la planta	4057,557	lbmol/hr
Flujo molar de etano producido	3445,746	lbmol/hr
Porcentaje de recobro	84,922	%
Fracción molar de etano producido	0,988	

6. TECNOLOGÍAS OBTENCIÓN ETANO DE ALTA PUREZA.

En varios sectores de la industria se requieren hidrocarburos gaseosos con un alto grado de pureza para diversas aplicaciones; el etano puro se usa en síntesis de moléculas orgánicas de mayor valor agregado como el etileno para la producción de polímeros, se usa como refrigerante en aplicaciones criogénicas, también se utiliza ampliamente en el sector de Investigación y desarrollo para análisis instrumental (cromatografía y absorción atómica) y algunas veces como combustible; industrialmente se comercializa en porcentajes de pureza que oscilan

entre el 90%-99% ⁴⁶ ⁴⁷. Obtener etano con un grado de pureza tan alto no es industrialmente factible con los procesos convencionales de separación como la condensación por expansión súbita de gases y sistemas de destilación usados en la purificación de hidrocarburos gaseosos provenientes de yacimientos de gas natural, esto debido a los inmanejables costos energéticos y de diseño implicados. Es por ello que en los últimos 50 años, se han desarrollado diversas metodologías que permiten obtener etano gaseoso muy puro a costos manejables, siendo las tecnologías con membranas y tamices moleculares las más ampliamente usadas, a continuación se describen algunos detalles de cada una de estas tecnologías: ⁴⁸

6.1. SEPARACIÓN CON MEMBRANAS:

La tecnología por membranas, tal como se aplica a los gases, implica la separación de los componentes individuales sobre la base de la diferencia en sus tasas de permeación a través de una barrera de película fina de un material determinado, usualmente polimérico. La velocidad de permeación para cada componente se determina por las propiedades del mismo, las características de la membrana, y el diferencial de presión parcial del componente gaseoso a través de la misma. Puesto que la separación se basa en una diferencia en las velocidades de permeación, en vez de una barrera absoluta para un componente, el componente recuperado que fluye a través de la membrana (el permeado), nunca es 100% puro. Además, dado que se requiere una diferencia de presión parcial finita como la fuerza motriz en la separación, una parte del componente que impregna permanece en el gas residual, y la recuperación de 100% no es posible.

Como estos aspectos sugieren, el proceso es particularmente adecuado para las operaciones de mayor remoción, en lugar de la eliminación de trazas de impurezas de corrientes de gas. Cabe señalar, sin embargo, que estos mayores grados de purificación se pueden lograr utilizando los sistemas de membrana,

⁴⁶ The Linde Group, Gases Industriales Colombia, Etano: http://www.linde-gas.co/internet.lg.lg.col/en/images/SEGURIDADETANO144_76213.pdf. Fecha de consulta: 26 de diciembre de 2015, 11:00 am.

⁴⁷ Gas Processor Suppliers Association (GPSA), Engineering Databook, Twelfth edition, 2004, Section 2-Products specifications, pp 2-2.

⁴⁸ Kumar, S. "Natural Gas Engineering", Chap. 6, Gulf Publishing Company. Book Division, Houston, TX, USA, 1987.

mediante la implementación de múltiples etapas y sistemas de recirculación, o utilizando una combinación con otras tecnologías de purificación, obteniéndose productos con una pureza relativamente más alta, aunque ello implica un aumento sustancial en los costos de diseño, construcción y operación.

El producto de gas de residuo normalmente sale de la unidad a una presión cercana a la de la alimentación, mientras que el producto permeado, que debe pasar a través de la membrana, sale a una presión mucho más reducida. El producto principal (y/o el de más alta pureza) pueden ser o bien el permeado (por ejemplo, la producción de hidrógeno a partir de corrientes de gas diluidas) o el gas de residuo (por ejemplo, la purificación de gas natural por la eliminación de dióxido de carbono en exceso de alimentación de alta presión), y en el proceso se puede considerar ya sea la separación o purificación.

La separación y purificación de gases por permeación de la membrana tiene muchas ventajas, incluyendo:

- Baja inversión de capital.
- Facilidad de operación: el proceso puede ser operado sin supervisión.
- Gran eficiencia en cuanto a material y espacio requeridos para su construcción.
- Fácil de escalar, sin embargo, es poco rentable a muy grandes escalas.
- Mínima infraestructura física requerida, fácil de instalar.
- No contiene partes móviles.
- Gran confiabilidad y alta versatilidad de diseño sin requerir gran complejidad.
- Bajo impacto ambiental.
- Los equipos son fácilmente actualizables con los últimos desarrollos en separación de membranas.

Entre las desventajas que tiene esta tecnología de separación están:

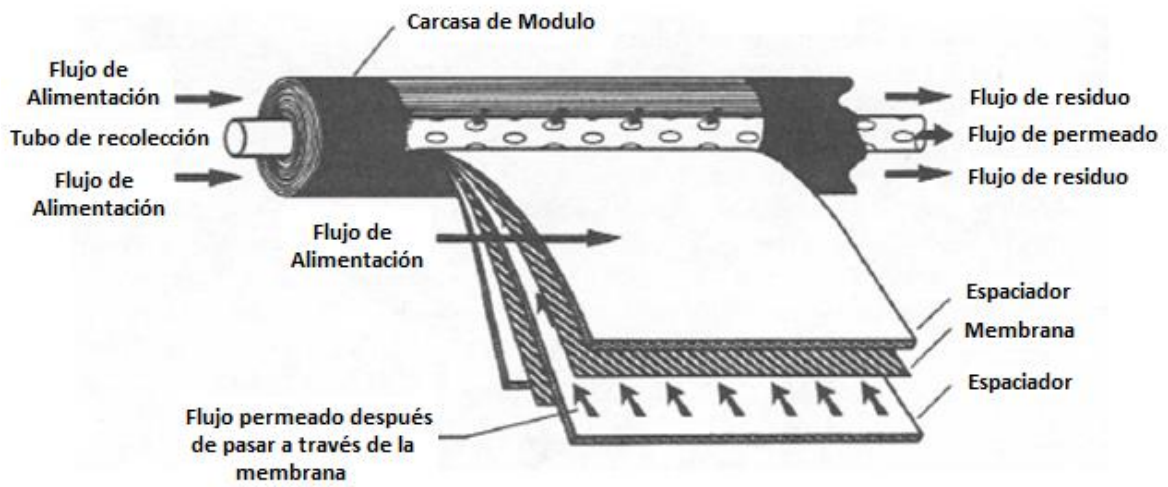
- Se requiere una alimentación limpia. Las partículas y en la mayoría de los casos los líquidos arrastrados, deben ser removidos. Se requiere una etapa de filtración previa para eliminar material particulado de diámetro mayor a 1 micrón preferiblemente.

- Debido a la naturaleza modular de su diseño, su escalamiento a muy grandes dimensiones reduce apreciablemente los márgenes de rentabilidad debido a los costos operacionales adicionales.
- Dado que en la separación de gases por membranas, se requiere presión como fuerza motriz del proceso, puede haber un requerimiento de energía considerable para la compresión de gas.

La tecnología de separación de gases por membranas se empezó a usar a escalas industriales desde la década de los 50, con el desarrollo de procesos de gran importancia como lo son la separación de oxígeno del aire y la recuperación de helio desde las reservas de gas natural. Actualmente se utilizan en muchos otros procesos incluyendo la remoción de CO_2 y H_2S de diferentes corrientes de gas natural durante su procesamiento y también en la recuperación de fracciones de GNL (Gas Natural Liquid) para su aprovechamiento como combustible. Otra aplicación importante que encuentra esta tecnología es la purificación de fracciones de ligeras de gas natural tales como Metano, Etano y Propano provenientes de las unidades fraccionadoras (Demetanizadoras, Deetanizadoras y Depropanizadoras) para su posterior comercialización. Los equipos de separación por membranas suelen ser módulos que constan de una serie de cartuchos cilíndricos apropiadamente dispuestos, que están compuestos por varias capas de membrana, el flujo de gas a purificar pasa a través del cilindro de manera axial para luego atravesar las capas de membrana; en la Figura 44 se muestra una representación de los módulos de membranas usualmente usados en la industria⁴⁹:

⁴⁹ Campbell, J.M. "Gas Conditioning and Processing", chaps. 20, John M. Campbell and Co. International. Petroleum Institute Ltd., Norman, Okla., USA, 1968, 2nd Edition.

Figura 44. Diagrama de un elemento de membrana de permeación enrollada en espiral.



Fuente: Fournié, F. J. C. "Permeation Membranes can Efficiently Replace Conventional Gas Treatment Processes", JPT 06/87, Pag. 707 – 712.

Se observa que el flujo de gas entra a través del montaje por una tubería concéntrica, la cual se encuentra perforada en el interior del cartucho cilíndrico, permitiendo la salida de la corriente de gas a través de las diferentes capas de membrana. La separación de los distintos componentes del gas se da por las diferencias de velocidad de permeación a través de dichas membranas, la cual depende de la naturaleza química de las sustancias tratadas y el material que compone la membrana; en general entre más pequeña sean las moléculas que entran al sistema, mayor será la velocidad de permeación. A continuación en la Tabla 31 se muestran algunos ejemplos de velocidades de permeación relativas para algunos gases sobre algunas de las membranas más usualmente usadas en la industria:

Tabla 31. Velocidades de permeación de gases a través de membranas.

Membrana	Velocidad Relativa de Permeación. *									
	H ₂	N ₂	O ₂	CH ₄	CO ₂	H ₂ O	He	H ₂ S	CO	C ₂ H ₆
Polisulfona	13	0,2	1	0,22	6					

Acetato de celulosa	12	0,18	1	0,2	6	100	15	10	0,3	0,1
Poliamida	9	0,05	0,5	0,05						
Membranas DOW®	136	8	32		93					
Membranas Permea®	22	0,4	2,3	0,4	9					
PDMS **	649	281	604							

Notas:

* Las velocidades de permeación son relativas, basadas sobre 1 para oxígeno en membranas de polisulfona y acetato de celulosa.

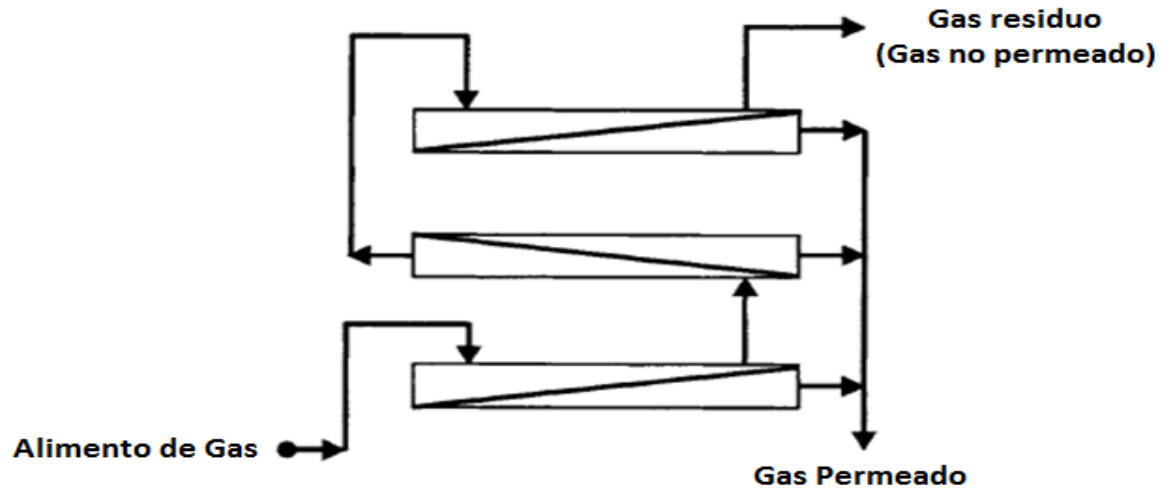
** PDMS= poly(dimetil siloxano): goma de silicona.

Fuente: Arthur L. Kohl and Richard B. Nielsen. "Gas Purification", chap. 15, Gulf Publishing Company, 5th Edition, Houston, TX, USA, 1997.

Para la purificación de etano, se debe tener en cuenta que en las plantas de procesamiento de gas natural, las corrientes de etano provenientes de las unidades de-etanizadoras suelen tener una pureza de máximo el 80% de este hidrocarburo; si se emplea la tecnología de purificación por membranas, se debe seleccionar módulos con membranas que permitan una alta velocidad de permeación hacia el etano que se encuentra en gran exceso, mientras que para las otras fracciones de gas compuestas principalmente de hidrocarburos C_3^+ y trazas de otros componentes tales como sulfuro de hidrógeno (H_2S), dióxido de carbono (CO_2), Helio (He) y vapor de agua deben tener una menor velocidad de permeación en dicha membrana, de manera tal que queden retenidos en los cartuchos durante la separación, permitiendo obtener un etano más puro. En la industria, empresas como Membrane Technology and Research (MTR), ofrecen soluciones para la purificación de las fracciones más ligeras de hidrocarburos en el gas natural tales como la tecnología FUELSEP^{TM50}, cuyas membranas tienen una alta velocidad de permeación para el etano y retienen muy bien fracciones de hidrocarburos C_3^+ , además ayuda a separar otras impurezas tales como H_2S , CO_2 y N_2 que reducen considerablemente la calidad del gas; de acuerdo al grado de

purificación requerido, se puede requerir el uso de varios módulos de separadores por membranas en serie para garantizar una mayor retención de contaminantes, tal y como se muestra en el siguiente diagrama:

Figura 45. Arreglo en serie unidades de separación por membranas apropiadas para mayores grados de purificación del gas.



Fuente: Arthur L. Kohl and Richard B. Nielsen. "Gas Purification", chap. 15, Gulf Publishing Company, 5th Edition, Houston, TX, USA, 1997

Figura 46. Ejemplo montaje de módulo de separación por membranas FuelSep™ operando en una planta de tratamiento de gas natural en Texas.



Fuente: Membrane Technology & Research, FUEL GAS CONDITIONING: FuelSep™ (REMOVE H₂S, C₃+, CO₂, N₂, H₂O): http://www.mtrinc.com/fuel_gas_conditioning.html. Fecha de consulta: 9 de enero de 2016, 9:00 am.

Como se puede apreciar en las

Figura 45 y Figura 46, la mezcla gaseosa sometida a separación se alimenta al primer módulo, parte del gas permeado el cual es altamente puro en el componente deseado, en este caso el etano, sale directamente a almacenamiento a otras unidades de purificación dependiendo del producto requerida en el mercado; buena parte de mezcla gaseosa se acumula debido a las diferencias de velocidad permeación como gas residuo, por lo que no todo el etano sería recuperado en la primera unidad; este gas residuo, dependiendo del diseño del módulo de membranas, aún puede tener cantidades apreciables de gas etano, por lo que se alimenta a una segunda y una tercera unidad de separación con el fin de recuperar la mayor cantidad del componente posible, aumentando así los beneficios económicos.

6.2. TAMICES MOLECULARES

Otra alternativa existente para la purificación de gases, es el uso de tamices moleculares, materiales que poseen una estructura cristalina y de poros muy bien definida, la cual permite la separación de los diversos componentes de mezclas de gases teniendo en cuenta las diferencias de tamaño molecular y aprovechando el fenómeno de adsorción, que es no es más que la capacidad que tiene una sustancia para adherirse sobre una superficie sólida. Existen muchos materiales que pueden usarse en separación de gases disponiéndolos en recipientes de lecho fijo, a través de los cuales pasa la corriente de gas a purificar a unas condiciones dadas; en la industria los más usados son los Carbones Activados, las Zeolitas, las alúminas y silicas mesoporosas.⁵¹

Esta tecnología ha tenido un gran uso en la purificación de gases debido a los bajos costos de diseño y operación de estos equipos de separación, constituyéndose como elementos fundamentales en el diseño de plantas de procesamiento de gas natural, complementando la función de otras unidades de separación como las fraccionadoras y los módulos de separación por membranas. Una de las grandes ventajas de la separación por tamices moleculares, es que dependiendo de la fuerza de adsorción del material, se puede retener con mayor eficiencia ciertas moléculas de una corriente tratada en comparación de la tecnología con membranas, esta propiedad hace que su uso sea apropiado para la remoción de trazas de contaminantes para la obtención de gases con muy altos grados de pureza.

En el caso de la obtención de gas etano con una pureza mayor al 90%, se recomienda complementar el uso de fraccionadoras y módulos de membranas con torres de adsorción que empleen un tamiz molecular capaz de retener moléculas de hidrocarburos iguales o más grandes que el propano, pero que permita el libre paso del etano, por lo tanto se requiere una material cuya estructura de poros tenga un diámetro promedio mayor al diámetro cinético de la molécula del etano (C_2H_6), que es de aproximadamente $4,44 \text{ \AA}$ ($\text{\AA}=1 \times 10^{-10} \text{ m}$). Una de las grandes

⁵¹ M. Attarakih, M. Abu-Khader, Tahani Saieq & Hans-Jörg Bart, "ETHANE PRODUCTION PLANT FOR BETTER ENERGY INTEGRATION AND COST REDUCTION IN JORDAN", Journal of Chemical Technology and Metallurgy, vol. 48, issue 3, 2013, pp 265-276.

ventajas de realizar la purificación de etano usando tamices moleculares, es que se puede llevar a cabo a condiciones de presión y temperatura muy cercanas al ambiente, reduciendo ostensiblemente los costos energéticos en la implementación a escala industrial. En la práctica se ha usado carbón activado pero tiene la desventaja de que el grado de recuperación no es tan alto, también se ha empleado alúmina y silica mesoporosa; y más recientemente se han usado materiales tales como la zeolita ETS-10 o la zeolita 13X para la purificación de etano, ya que su estructura mejora considerablemente la retención de estos hidrocarburos C_3^+ , normalmente a estos materiales se les añaden deliberadamente cationes univalentes como el ion sodio (Na^+) por ejemplo y divalentes como el ión (Ca^+), para cambiar la fuerza de adsorción de estos materiales hacia ciertas moléculas, de acuerdo a las necesidades de separación.

⁵² ⁵³ ⁵⁴ ⁵⁵

Las zeolitas son aluminio-silicatos, que debido a su organización cristalina entre los átomos de oxígeno, aluminio y silicio tienen propiedades características como una estructura de poros de tamaño nanométrico con una geometría y tamaño muy bien definidas, que solo permite el ingreso a su estructura de moléculas gaseosas de un rango tamaño determinado; otra propiedad de las zeolitas es que poseen cargas eléctricas en su superficie que se compensan con iones como Na^+ , K^+ , H^+ , confiriéndole a estos materiales una alta capacidad de adsorción e intercambio iónico, ayudando a retener ciertas moléculas de hidrocarburo; estas propiedades permiten que las zeolitas puedan ser usadas para separar componentes en una mezcla, por eso a este tipo de materiales se les conoce comúnmente como tamices moleculares.

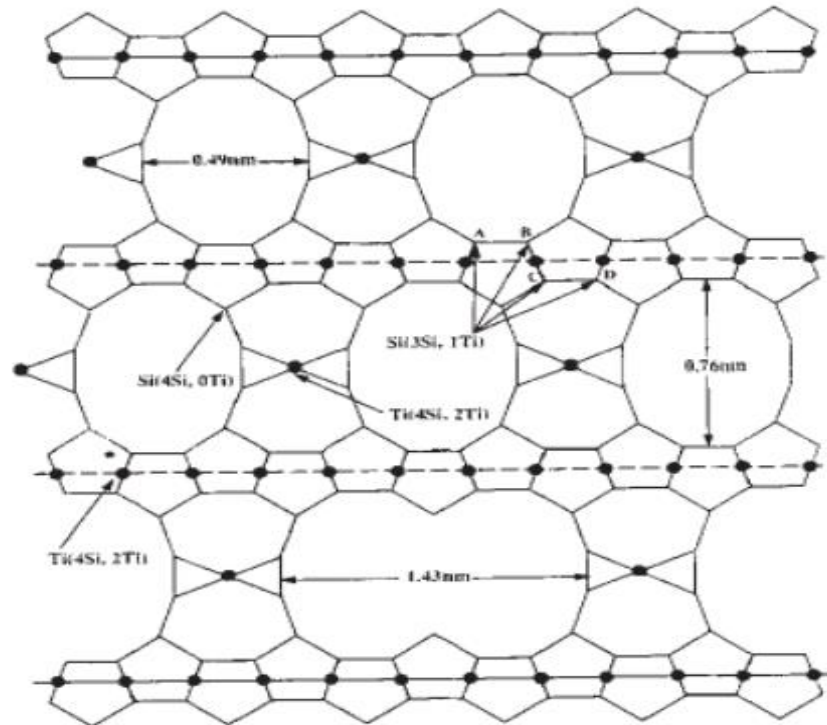
⁵² Thesis document for Graduate Studies in Master Science, Adsorptive separation of C_2H_6 and H_2S from CH_4 by Nicholas Brooks Kenneth Magnowski, University of Alberta, 2014, Edmonton, Alberta, Canada.

⁵³ Howe, R.F., et al., 2005, Effects of Ion Exchange on the Structure of ETS-10. *Chemical Materials* 18, 928-933.

⁵⁴ Zhu, L., Seff, K., 2009. Reinvestigation of the Crystal Structure of Dehydrated Sodium Zeolite X. *Journal of Physical Chemistry B* 013, 9512-9518.

⁵⁵ Pitman, R.N., et al., 1998. Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery. Presented at the 77th Annual Convention of the GPA, 1-13

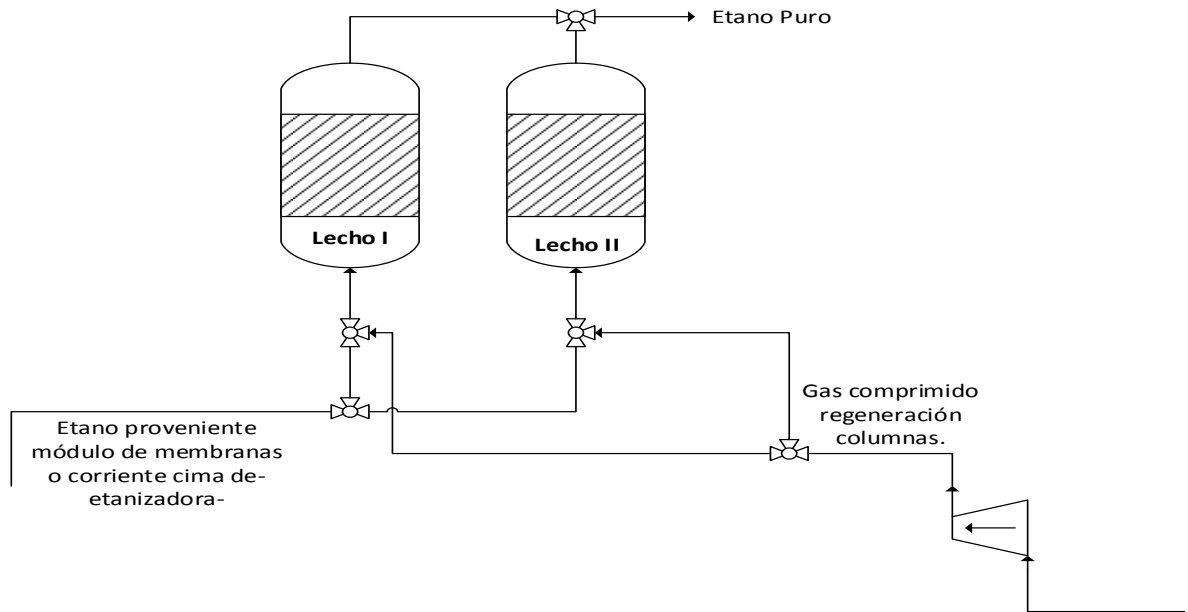
Figura 47. Ejemplo de la estructura cristalina de una zeolita ETS-10, se pueden apreciar poros intrínsecos del material con diámetro cercano a los 4,9 Å (0,49 nm), que permiten la fácil entrada y salida de las moléculas de etano pero retiene moléculas más grandes.



Fuente: Zhu, L., Seff, K., 2009. Reinvestigation of the Crystal Structure of Dehydrated Sodium Zeolite X. Journal of Physical Chemistry B 013, 9512-9518.

En la industria de procesamiento de gas natural, se suele complementar la operación de las unidades fraccionadoras con la instalación de una unidad de adsorción recirculando las corrientes de cima que salen de dichas torres de destilación, empleando diseños como los que se muestran a continuación:

Figura 48. Ejemplo purificación de etano columnas de adsorción.



Fuente:CO2 CRC, Adsorption Technologies,
http://www.co2crc.com.au/research/demo_precomb_adsorption.html. Fecha de consulta: 11 de enero de 2016, 12:00 am

Como se puede observar en la Figura 48, en cualquier montaje de separación por adsorción se requiere la instalación de dos columnas, aunque solo se opera una mientras la otra se encuentra en proceso de regeneración, esta regeneración del lecho de adsorbente debe hacerse periódicamente para cada columna, debido a que el tamiz molecular usado se satura con los gases que va reteniendo durante el proceso de purificación. Normalmente este proceso de regeneración se lleva a cabo desorbiendo los gases del material al pasar una corriente que puede ser de aire seco en el caso de la purificación de etano y calentando el lecho para favorecer el proceso de desorción. La alternación entre una columna de adsorción y otra, se lleva a cabo accionando válvulas de tres vías que cierran y abren las líneas de tuberías que se requieran en el momento para operar con un lecho de adsorbente y regenerar el otro. Para el diseño de columnas de lecho fijo adsorbentes, es fundamental la elección del material adsorbente a utilizar, ya que su capacidad de adsorción de los componentes que se desean retirar y la cantidad de contaminantes a remover de la corriente, determinarán el tamaño de las columnas de adsorción y por ende su costo de diseño y operación.

7. CONCLUSIONES.

Después de realizar la simulación del proceso propuesto se obtuvo un recobro de etano por encima del 80% con características de calidad muy altas, debido a la eficiencia que tiene cada una de las torres de destilación en los procesos de fraccionamiento.

En los procesos simulados J-T, TurboExpander, Refrigeración Mecánica, se obtienen recobros por encima del 50% e incluso cercanos al 80%, pero debido a la ineficiencia de los equipos de separación comparados con las torres de destilación utilizados en el proceso propuesto, la calidad del etano es muy baja, ya que en los esquemas citados anteriormente se utilizaron flash tank para la separación de componentes.

Dada la elevada complejidad de la resolución de las ecuaciones MESH, se suelen emplear métodos numéricos para su resolución por computador, este tipo de procedimientos son los que llevan a cabo los Software de simulación de procesos para el dimensionamiento de columnas de fraccionamiento.

A partir de las condiciones termodinámicas se logró identificar que la mejor forma de operar las torres de fraccionamiento fue en el punto de rocío y punto de burbuja para el rehervidor y condensador respectivamente.

Si se desea obtener Etano con un muy alto grado de pureza, las tecnologías de separación por membranas y adsorción con tamices moleculares son las mejores opciones para complementar la función llevada a cabo por los trenes fraccionadores y equipos de refrigeración por expansión, debido a sus bajos costos de diseño y operación, además de ser operaciones de separación muy versátiles que permiten variadas configuraciones con el fin de obtener mayores grados de purificación.

La tecnología por membranas permite obtener etano y otros gases con grados de pureza más altos de los que se podrían obtener con unidades de destilación convencionales, pero debido al principio de separación bajo el que trabaja, no es posible alcanzar grados de pureza del permeado muy cercanos al 100%, al menos con un solo módulo.

La tecnología de adsorción con tamices moleculares, por la naturaleza de su funcionamiento, permite obtener grados de pureza más altos que con las unidades

de separación por membranas al retener por adsorción los gases contaminantes de la corriente a tratar, aunque tiene la desventaja de que se requieren grandes cantidades de material adsorbente a medida que la cantidad de gases contaminantes aumenta en la corriente a purificar, haciendo que esta tecnología sea más apropiada para la remoción de trazas.

8. RECOMENDACIONES

Evaluar parámetros de diseño de la torre de destilación, como diámetro, número de etapas y reflujo, para la identificación de costos de operación o capital (OPEX, CAPEX).

Desarrollar un estudio que identifique cual son las alternativas de transporte de etano, considerando variables como distancia, forma, condiciones y costos de transporte.

Se debe realizar un estudio que analice las alternativas de optimización de energía del proceso propuesto.

Realizar un estudio alternativo que refleje el impacto económico que tendría la instalación y operación de cada uno de los esquemas propuestos

Llevar a cabo un estudio de mercado, el cual arroje cuales son los parámetros de calidad del etano que la industria demanda y el tipo de industria. Con el fin de analizar cuál es grado de costo beneficio que se obtiene al comercializar etano.

Instalar varios módulos de membranas en serie o complementar con otra técnica de separación con el fin de mejorar el grado de purificación del etano.

Diseñar y Construir una segunda columna de adsorción, con el fin de que opere mientras se regenera la primera.

BIBLIOGRAFÍA.

AIR LIQUIDE. Gas Enciclopedia. (En Línea). 2015. Disponible en: <http://encyclopedia.airliquide.com/encyclopedia.asp?LanguageID=11&CountryID=19&Formula=&GasID=41&UNNumber.> (s.f.).

ARIAS MARTINEZ, Heidy. Patronamiento de las tendencias direccionales en las formaciones en la cuenca de los llanos orientales. Bucaramanga. 2012, 149p. . (s.f.).

Arthur L. Kohl and Richard B. Nielsen. “Gas Purification”, chap. 15, Gulf Publishing Company, 5th Edition, Houston, TX, USA, 1997. (s.f.).

BERMUDEZ, Gustavo. Ingeniería de Yacimientos. (En Línea). 4 de Octubre de 2009. Disponible en <http://ingenieriadeyacimientos2.blogspot.com.co/2009/10/introduccion.html>. (s.f.).

CAMPBELL, Jhon.M. Technical assistance Service for the design, operation, and maintenance of gas plants. Oklahoma: Jhon M. Campbell&company.2003. (s.f.).

CO2 CRC, Adsorption Technologies, http://www.co2crc.com.au/research/demo_precomb_adsorption.html. Fecha de consulta: 11 de enero de 2016, 12:00 am. (s.f.).

Distillation Column and Tray, Ambani Metals, <http://www.ambanimetal.com/Distillation-Trays.htm>, Fecha de consulta: 8 de Enero de 2016, 1:00 pm. (s.f.).

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION – GPSA. (s.f.).

HERMES PEÑA, SOFTWARE ESPECIALIZADO PARA EL DISEÑO DE PLANTAS DE GAS, FIGURA 4, P 13. (s.f.).

Howe, R.F., et al., 2005, Effects of Ion Exchange on the Structure of ETS-10. Chemical Materials 18, 928-933. (s.f.).

Kumar, S. “Natural Gas Engineering”, Chap. 6, Gulf Publishing Company. Book kih, M. Abu-Khader, Tahani Saieq & Hans-Jörg Bart, “ETHANE PRODUCTION PLANT FOR BETTER ENERGY INTEGRATION AND COST REDUCTION IN

JORDAN”, Journal of Chemical Technology and Metallurgy, vol. 48, issue 3, 2013, pp 265-276. (s.f.).

Método McCabe-Thiel, Wikipedia, Enciclopedia Libre: https://es.wikipedia.org/wiki/M%C3%A9todo_de_McCabe-Thiele. Fecha de Consulta: 8 de Enero, 5:00 pm. (s.f.).

MOKHATAB, Saeid; POE, William; SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington: ELSEVIER, 2006. . (s.f.).

Norwegian University of Science and Technology, Department of Petroleum Engineering and Applied Geophysics, Fractionation of Natural Gas Liquids to produce LPG: <http://www.ipt.ntnu.no/~jsg/undervisning/naturgass/oppgaver/Oppgaver2011/11Ahmad.pdf>. Fecha de. (s.f.).

PEREZ Julio, PROPIEDADES FISICOQUIMICAS Y TERMODINAMICAS DEL GAS NATURAL. Conceptos Básicos de Comportamientos de Fases Capitulo 5. Figura 5.1. (s.f.).

Pitman, R.N., et al., 1998. Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery. Presented at the 77th Annual Convention of the GPA, 1-13. (s.f.).

Presentación, Métodos para calcular parámetros de separación en sistemas binarios, Maria del Rosario Caicedo Realpe: <http://www.slideserve.com/patrick-leach/m-todo-de-ponchon-savarit-caracter-stica>. Fecha de Consulta: 8 de Enero de 2015, 7:00 pm. (s.f.).

Reacciones de absorción de ácidos con Amina, Consultado el 18 de Enero de 2016, Disponible en <http://www.geocities.ws/helidd/dospagendul.pdf>. (s.f.).

Robert E. Treybal, Operaciones de Transferencia de Masa, Segunda Edición, McGraw Hill, Capítulo 9. Destilación. (s.f.).

SANTOS, Nicolas. Diseño y Operación de Unidades de Tratamiento y Procesamiento del Ga Natural. (s.f.).

Seader, Henley, Roper, Separation Process Principles, Third Edition, Ed. Wiley, Chapter 7. Distillation of Binary Mixtures and Chapter 10 Equilibrium-Based Methods for Multicomponent Absorption, Stripping, Distillation, and Extraction. (s.f.).

The Linde Group, Gases Industriales Colombia, Etano: http://www.linde-gas.co/internet.lg.lg.col/en/images/SEGURIDADETANO144_76213.pdf. Fecha de consulta: 26 de diciembre de 2015, 11:00 am. (s.f.).

Thesis document for Graduate Studies in Master Science, Adsorptive separation of C₂H₆ and H₂S from CH₄ by Nicholas Brooks Kenneth Magnowski, University of Alberta, 2014, Edmonton, Alberta, Canada. (s.f.).

Universidad de Alicante. Dpto. Ingeniería Química, Ampliación de Operaciones de Separación, Métodos Rigurosos para el cálculo de operaciones de separación de mezclas multicomponentes: <http://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/1890/1/AOSTEMA2.pdf>. Fecha de C. (s.f.).

Universidad Nacional Experimental "FRANCISCO DE MIRANDA", Área de Tecnología, Complejo Académico El Sabino: Método McCabe-Thiele-Destilación Fraccionada: <https://reaccionesunefm.files.wordpress.com/2009/10/destilacic3b3n-fraccionada.pdf>. Fecha de Consult. (s.f.).

Zhu, L., Seff, K., 2009. Reinvestigation of the Crystal Structure of Dehydrated Sodium Zeolite X. Journal of Physical Chemistry B 013, 9512-9518. (s.f.).