

**VIABILIDAD TÉCNICO-FINANCIERA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA
PLANTA DE ENDULZAMIENTO Y REFRIGERACIÓN DEL GAS PRODUCIDO
EN UN CAMPO COLOMBIANO**

**YILMER ALEXIS PALACIOS RODRÍGUEZ
JEFER SAHID CHÍA SANABRIA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2013

**VIABILIDAD TÉCNICO-FINANCIERA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA
PLANTA DE ENDULZAMIENTO Y REFRIGERACIÓN DEL GAS PRODUCIDO
EN UN CAMPO COLOMBIANO**

**YILMER ALEXIS PALACIOS RODRÍGUEZ
JEFER SAHID CHÍA SANABRIA**

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de
INGENIERO DE PETRÓLEOS**

**M.Sc. OLGA PATRICIA ORTIZ CANCINO
Directora**

**Ing. CARLOS EFRAIN ROA DUARTE
Co-director**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2013

Dedicado

Primeramente a ese ser que me ha regalado todo lo que tengo y lo que soy.

Gracias mi DIOS.

A mis seres queridos, mis padres Luis Miguel Chia y Janneth Sanabria, que con su esfuerzo y amor me han permitido forjarme un mejor futuro.

A mi hermano Miguel Angel Chia, que a pesar de las peleas, sé que cuento con una compañía y una responsabilidad.

Y por último sin menos importancia a mis familiares y amigos, que con sus pequeñas enseñanzas y experiencias aportaron para que todo esto fuera posible

Jeferson Sahid Chia Sanabria.

Dedico este proyecto de grado primero que todo a Dios que me ha dado la fortaleza y me ha regalado las herramientas necesarias para cumplir mis metas, me ha protegido de los que quieren mi mal y me ha permitido conocer muchas personas que quieren mi bien, gracias padre.

A mi papá Edwin Palacios Rojas, a mi mamá Elisabeth Rodríguez Hernández y a mi hermanita Yiffel Palacios Rodríguez, gracias por el apoyo incondicional y por todos los momentos de felicidad que me han brindado, nunca olviden que son mi motor, son mi sustento y son la causa de las buenas acciones que realizo, los amo mucho y estoy muy orgullosa de ustedes.

A mis abuelitos Blanca Ligia Hernández y Jorge Alberto Rodríguez, gracias por los buenos momentos, por los buenos consejos, por querer mi bien y por estar siempre para ayudarme, los amo mucho. Abuelita, gracias por mostrarme cual es el camino de vida.

A todos los amigos y amigas que han estado en mi vida y me han brindado su mano. A mis amigos de Sogamoso, a los amigos que conocí en Barbosa y Bucaramanga, muchas gracias, no pude encontrarme con gente más bacana, ¡espero que nuestros futuros estén llenos de victorias!

Yilmer Alexis Palacios Rodríguez

AGRADECIMIENTOS

A la ingeniera **Olga Patricia Ortíz Cancino**, por su guía, acompañamiento y consejos a lo largo del desarrollo del proyecto.

Al ingeniero **Carlos Efraín Roa Duarte** por brindarnos la oportunidad de trabajar en este proyecto y por la atención prestada.

Por último a la Universidad Industrial de Santander por acogernos en sus aulas y formarnos como excelentes profesionales.

TABLA DE CONTENIDO

	Pag.
INTRODUCCIÓN.....	24
1. GENERALIDADES.....	26
1.1 GAS NATURAL	26
1.1.1 Clasificación	27
1.1.2 Propiedades del gas natural.....	30
1.1.3 Usos y ventajas del gas natural.....	33
1.2 ESPECIFICACIONES DE CALIDAD.....	34
2. TECNOLOGÍAS PARA EL TRATAMIENTO Y PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL.....	35
2.1 DESHIDRATACIÓN.....	36
2.1.1 Absorción por trietilenglicol.....	38
2.1.2 Inyección química.....	40
2.1.3 Ventajas y desventajas	41
2.2 ENDULZAMIENTO	42
2.3 RECOBRO DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL (LGN).....	67
2.3.1 Refrigeración mecánica.....	69
2.3.2 Válvula de Joule Thomson	76
2.3.3 Turboexpander.....	79
2.4.1 Estabilización por fraccionamiento	83
3.1 DESCRIPCIÓN DEL CAMPO COLOMBIANO	91
3.2 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA APROPIADA EN EL ENDULZAMIENTO DEL GAS PRODUCIDO EN EL CAMPO COLOMBIANO ...	93

3.3	SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA APROPIADA EN EL RECOBRO DE LÍQUIDOS DEL GAS PRODUCIDO EN EL CAMPO COLOMBIANO.	97
4.	DISEÑO CONCEPTUAL DE LAS PLANTAS DE ENDULZAMIENTO Y REFRIGERACIÓN.....	101
4.1	CONFIGURACIÓN DE LAS PLANTAS.....	101
4.2	DISEÑO CONCEPTUAL DE LA ETAPA DE COMPRESIÓN.....	102
4.2.1	Etapas de compresión.....	103
4.2.2	Balance de materia en la etapa de compresión.....	105
4.2.3	Compresores usados en las etapas.	106
4.2.4	Energía en la etapa de compresión.....	108
4.3	DISEÑO CONCEPTUAL DE LA REFRIGERACIÓN MECÁNICA.	109
4.3.1	Temperatura de refrigeración y tasa de inhibidor	109
4.3.2	Configuración de la planta de refrigeración	113
4.4	DISEÑO CONCEPTUAL DE LA TORRE DE FRACCIONAMIENTO (ESTABILIZACIÓN).....	127
4.5	DISEÑO CONCEPTUAL DE LAS MEMBRANAS	135
5.	SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS EN HYSYS.....	142
5.1	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	142
5.1.1	Análisis de sensibilidad del proceso de compresión.....	142
5.1.2	Análisis de sensibilidad del proceso de refrigeración.....	143
5.1.3	Análisis de sensibilidad del proceso de estabilización.	148
5.1.4	Análisis de sensibilidad del endulzamiento con membranas	154
5.2	SIMULACIÓN DE LA PLANTA PROPUESTA EN HYSYS.....	157
5.3	EVALUACIÓN DE PARÁMETROS OPERACIONALES.....	159
5.3.1	Variación del flujo molar	159

6. VIABILIDAD FINANCIERA	163
6.1 CONDENSADOS PRODUCIDOS.....	163
6.1.1 Propiedades de la mezcla (condensado + crudo).....	163
6.1.2 Precio de la mezcla	164
6.1.3 Ganancias por la mezcla	164
6.2 GAS DE AUTOGENERACIÓN	164
6.3 FLUJO DE CAJA	165
6.3.1 El valor presente neto (VPN).....	165
6.3.2 La tasa interna de rentabilidad (TIR)	165
6.3.3 Periodo de restitución (Pay-back).....	166
CONCLUSIONES	169
RECOMENDACIONES.....	170
BIBLIOGRAFÍA.....	171
ANEXOS	175
ANEXO A. Compresión	176
ANEXO B. Estabilización	187
ANEXO C. Deshidratación.....	198

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Gráfico de viscosidad de algunos compuestos del gas natural en función de la temperatura.....	32
Figura 2. Configuración típica de las plantas de tratamiento y procesamiento de gas natural.....	35
Figura 3. Métodos más comunes para la deshidratación del gas natural.	37
Figura 4. Diagrama de flujo base para la deshidratación con TEG.	39
Figura 5. Tecnologías típicas usadas en el endulzamiento de gas natural.....	43
Figura 6. Diagrama de flujo típico de procesos en el endulzamiento con solvente químico regenerable.	45
Figura 7. Torre de platos.....	46
Figura 8. Separación por medio de membranas semipermeables.	54
Figura 9: Mecanismos de separación utilizados en la separación de gas.	56
Figura 10. Membranas según su material de construcción.	57
Figura 11. Pretratamiento máximo y mínimo para una planta de membranas.....	63
Figura 12. Módulo de membrana enrollada en forma de espiral (Spiral Wound)...	64
Figura 13. Módulo de membrana tipo fibras huecas.	65
Figura 14. Skid de membranas.	66
Figura 15. Procesos de separación con membranas de una y dos etapas.	67
Figura 16. Configuración de un proceso de refrigeración mecánica.....	71

Figura 17. Ciclo de refrigeración.....	71
Figura 18. Refrigeración con propano en tres etapas.	75
Figura 19. Envolvente de fase para una refrigeración con válvula J-T.	77
Figura 20. Esquema de la refrigeración por válvula Joule Thomson.	79
Figura 21. Esquema de la refrigeración criogénica o turboexpander.	81
Figura 22. Envolvente de fases para un proceso turboexpander.	82
Figura 23. Diagrama simplificado de una planta de fraccionamiento.	84
Figura 24. Esquema de fraccionamiento.....	85
Figura 25. Platos tipo bandeja.	87
Figura 26. Tipos de empaques.	88
Figura 27. Tipos de condensador.	89
Figura 28. Configuración de la planta de endulzamiento y refrigeración.	101
Figura 29. Presión de las etapas de compresión.	105
Figura 30. Cobertura de los compresores.....	107
Figura 31. Recobro de líquidos del gas del campo colombiano en función de la temperatura.	111
Figura 32. Configuración de la etapa de refrigeración propuesta.	114
Figura 33. Corrientes del intercambiador de calor previo al chiller.	115
Figura 34. Diagrama de flujo para el ciclo de regeneración.	117
Figura 35. Corrientes del intercambiador en la regeneración del etilenglicol.....	119
Figura 36. Ciclo de refrigeración típico propuesto.	123

Figura 37. Ciclo de refrigeración propuesto representado en el diagrama de Mollier.....	123
Figura 38. Selección del compresor del ciclo de refrigeración.	125
Figura 39. Diseño del depropanizador	129
Figura 40. Poder calorífico del gas de alimento.	135
Figura 41. Balance de masa en la etapa de membranas.	136
Figura 42. Área transversal de una fibra del módulo de membranas.	139
Figura 43. Potencia vs presión en las etapas de compresión.	142
Figura 44. Líquidos producidos en el separador vs presión de descarga en la etapa de compresión.	143
Figura 45. Porcentaje de recobro de C_{5+} en función de la temperatura de refrigeración.....	144
Figura 46. Potencia del compresor en el ciclo de refrigeración en función de la temperatura de refrigeración para distintos refrigerantes.....	145
Figura 47. Flujo másico requerido en el ciclo de refrigeración en función de la temperatura de refrigeración para distintos refrigerantes.....	145
Figura 48. Contenido de etilenglicol en fondo vs temperatura de operación.	147
Figura 49. Presión de operación vs contenido de etilenglicol en fondo.	148
Figura 50. Eficiencia de separación de los productos overhead vs temperatura de condensación.	150
Figura 51. Requerimientos energéticos del sistema vs temperatura del condensador.....	151
Figura 52. Requerimientos energéticos del sistema vs relación de reflujo.	152

Figura 53. Eficiencia de separación de productos overhead vs relación de reflujo.	153
Figura 54. Área de membrana requerida en función del porcentaje de dióxido en la corriente de residuo.	155
Figura 55. Área de membrana requerida en función de la caída de presión.	156
Figura 56. Área de membrana requerida en función del espesor de la membrana.	157
Figura 57: Planta propuesta modelada en HYSYS.	158
Figura 58. Producción de condensados en función del flujo molar del gas de alimento.	159
Figura 59. Flujo molar y contenido de dióxido de carbono del gas de regeneración en función del flujo molar del gas de alimento.	160
Figura 60. Potencia requerida en los compresores en función del flujo molar de alimento.	161
Figura 61. Calor requerido en los rehervidores en función del flujo molar del gas de alimento.	162
Figura 62. Rangos operacionales de los compresores comerciales.	177
Figura 63. Comparación de la relación existente entre la presión y el volumen en distintos procesos de compresión.	178
Figura 64. Comparación de la presión y el volumen en los procesos de compresión de etapas múltiples.	179
Figura 65. Relación de eficiencias.	182
Figura 66. Parámetros de la compresión de dos etapas con caída de presión en el enfriador.	184

Figura 67. Parámetros en la compresión de 3 etapas con caída de presión en los enfriadores.....	185
Figura 68. Grafica ampliada de presión de convergencia para el iso-butano.	190
Figura 69. Correlación de Erbar-Maddox: platos vs reflujo.....	195

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Composición típica del gas natural.	27
Tabla 2. Propiedades del gas natural.....	30
Tabla 3. Principales usos del gas natural.....	34
Tabla 4. Especificaciones del gas de venta.	34
Tabla 5. Ventajas y desventajas los procesos MEG Y TEG.....	42
Tabla 6. Principales características del endulzamiento por aminas.	44
Tabla 7. Rangos operativos de los procesos con aminas.	52
Tabla 8. Principales características del endulzamiento mediante el uso membranas.....	53
Tabla 9. Temperatura de transición vítrea de algunos polímeros.....	58
Tabla 10. Materiales y selectividades usuales para la separación de impurezas del gas natural en las membranas comerciales.	59
Tabla 11. Desempeño de membranas basadas en acetato de celulosa.	60
Tabla 12. Desempeño de las membranas basadas en poliimididas.....	61
Tabla 13. Desempeño de las membranas basadas en perfluoropolímeros.	62
Tabla 14. Características principales de la refrigeración mecánica.	70
Tabla 15. Pérdida de presión a través del ciclo de refrigeración.	75
Tabla 16. Parámetros de la refrigeración según el número de etapas.	75

Tabla 17. Características principales del proceso por expansión de válvula Joule Thomson. [1] [2] [3] [4].	76
Tabla 18. Características principales del proceso turboexpander.	80
Tabla 19. Condiciones del gas a la salida del separador general.	91
Tabla 20. Composición del gas base seca.	92
Tabla 21. Propiedades fisicoquímicas del gas de salida del separador general.	92
Tabla 22. Matriz de selección de las tecnologías más adecuadas para el endulzamiento del gas producido en el campo colombiano.	96
Tabla 23. Matriz de selección de las tecnologías más adecuadas para el recobro de líquidos del gas natural para en el Campo Colombiano.	100
Tabla 24. Balance de masa en las etapas de compresión.	106
Tabla 25. Parámetros de operación recomendados para los diferentes tipos de compresores.	107
Tabla 26. Parámetros de la corriente y la compresión para el cálculo de la potencia en los compresores.	108
Tabla 27. Tasa de glicol requerida en función de la temperatura.	110
Tabla 28. Composición de las corrientes después de la refrigeración del gas.	112
Tabla 29. Composición y poder calorífico del gas residual con y sin dióxido de carbono.	113
Tabla 30. Composiciones de las corrientes provenientes del separador trifásico.	116
Tabla 31. Composición y datos de entrada para la regeneración del etilenglicol.	118
Tabla 32. Composición de las corrientes a la salida de la torre.	121

Tabla 33. Condiciones de la corriente de entrada del compresor.....	125
Tabla 34. Condiciones de la corriente de propano en los distintos puntos del ciclo de refrigeración.....	127
Tabla 35. Composición y datos de entrada para la estabilización.	128
Tabla 36. Balance de masa de los componentes para la estabilización.....	129
Tabla 37. Cálculo de la presión del punto de rocío.	130
Tabla 38. Calculo de temperatura del punto de burbuja.....	131
Tabla 39. Datos para la mínima relación de reflujo.	132
Tabla 40. Resumen de las propiedades del skid de membranas.	140
Tabla 41. Composición de las corrientes de gas en la etapa de membranas.....	141
Tabla 42. Potencia requerida en los procesos para presiones y temperaturas que permitan recobrar 90% de C ₅₊	146
Tabla 43. Principales parámetros calculados en el diseño del depropanizador...	149
Tabla 44. Relación de la presión en el sistema de estabilización.....	154
Tabla 45. Propiedades de los fluidos.	163
Tabla 46. Tasas de retorno a diferentes periodos.	165
Tabla 47. Datos de producción y utilidades.	167
Tabla 48. Flujo de caja.	168
Tabla 49. Plantilla del balance de masa.....	188
Tabla 50. Condición para el tipo de condensador.	189
Tabla 51. Plantilla de datos para el cálculo de la presión de la torre.	190

Tabla 52. Plantilla de datos para la el cálculo de la temperatura del rehervidor. .	191
Tabla 53. Plantilla de datos para el cálculo de la mínima relación de reflujo.	194
Tabla 54. Propiedades de los inhibidores químicos.	199

RESUMEN

TITULO: VIABILIDAD TÉCNICO-FINANCIERA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA PLANTA DE ENDULZAMIENTO Y REFRIGERACIÓN DEL GAS PRODUCIDO EN UN CAMPO COLOMBIANO.¹

AUTORES:²

Yilmer Alexis Palacios Rodríguez
Jefer Sahid Chía Sanabria

PALABRAS CLAVES: Endulzamiento de gas, refrigeración de gas, viabilidad técnico-financiera, refrigeración mecánica, endulzamiento con membranas.

DESCRIPCIÓN:

La demanda de recursos energéticos en la industria es alta y costosa, por esto es de esperarse que dichos recursos deban ser aprovechados al máximo. Evidentemente la industria de los hidrocarburos no es la excepción; para realizar la exploración, la explotación y transporte se requieren procesos que demandan energía para llevarse a cabo con éxito.

En el campo tratado en este libro la producción de gas es baja y no existe la infraestructura para comercializarlo, por tal motivo, se ha decidió quemar el gas producido desperdiciando este recurso energético que podría servir para abastecer las necesidades energéticas del proyecto o bien para extraer condensados. Para poder aprovechar el gas producido, es necesario refrigerarlo y endulzarlo.

En este proyecto se seleccionó la refrigeración mecánica y el endulzamiento con membranas como las tecnologías más adecuadas para el gas tratado, luego se diseñó conceptualmente ambas plantas, este diseño conceptual comprende el dimensionamiento de algunos equipos, configuración de las plantas y sus condiciones de operación.

En base al diseño conceptual se realizó un modelo de simulación que permitió realizar un análisis de sensibilidad a varios parámetros y evaluar el comportamiento de las plantas bajo diferentes esquemas de producción, con el fin de optimizar el diseño propuesto inicialmente. Por último se realizó una evaluación financiera utilizando indicadores tales como el valor presente neto (VPN), la tasa interna de retorno (TIR) y el periodo de restitución.

Con la planta propuesta se pudo obtener aproximadamente una producción de gas de generación de 1,5 MMSCFD y una producción de condensados de 200 BLPD mostrando viabilidad técnica y financiera.

¹ Trabajo de grado

² Facultad de Ingenierías Físico-Químicas, Escuela De Ingeniería De Petróleos, Director M.Sc. Olga Patricia Ortiz Cancino. Co-director Carlos Efraín Roa Duarte.

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL AND FINANCIAL FEASIBILITY OF SWEETING AND REFRIGERATION PLANT IMPLEMENTATION FOR THE GAS PRODUCED IN A COLOMBIAN FIELD.³

AUTHORS:⁴

Yilmer Alexis Palacios Rodríguez
Jefer Sahid Chía Sanabria

KEYWORDS: Gas sweetening, gas refrigeration, technical-financial feasibility, mechanical refrigeration, membranes sweetening.

DESCRIPTION:

Demand for energy resources in the industry is high and expensive, therefore, it is expected that these resources should be maximized. Obviously the oil industry is not exception, exploration, exploitation and transport processes require energy to be carried out successfully.

In the field treated in this book, the production is low and there is no infrastructure to commercialize it, for that reason, it has decided to burn the gas produced wasting this energy resource that could be used for supply the project energy requirements or to extract condensates (NGL). To take advantage of the gas produced, it is necessary to refrigerate and sweeten.

In this project was selected mechanical refrigeration and membrane sweetening as the most appropriate technologies for treated gas, then, a conceptual design was made for both plants, this conceptual design includes the dimensioning of some equipment, plant configuration and operating conditions.

Based on the conceptual design, It was performed a simulation model that allowed to carried out a sensitivity study of various parameters and evaluate the performance of the plants under different schemes of production, in order to optimize the design proposed. Finally it was carried out a financial evaluation using indicators such as net present value (NPV), internal rate of return (IRR) and payback period.

With the proposed plant could be obtained a production about 1.5 MMSCFD of generation gas and 200 BLPD of condensates, showing technical and financial viability.

³ Degree project

⁴ Facultad de Ingenierías Físico-Químicas, Escuela De Ingeniería De Petróleos, Director M.Sc. Olga Patricia Ortiz Cancino. Co-director Carlos Efrain Roa Duarte.

INTRODUCCIÓN

La demanda de recursos energéticos en la industria es alta y costosa, por esto es de esperarse que dichos recursos deban ser aprovechados al máximo. Evidentemente la industria de los hidrocarburos no es la excepción.

En muchos proyectos de explotación de hidrocarburos donde la producción de gas es baja o no existe la infraestructura para comercializarlo se opta por quemar el gas producido desperdiciando este recurso energético que podría servir para abastecer las necesidades propias del campo y del cual se podrían extraer condensados los cuales son atractivos en el mercado. Sin embargo, para poder utilizar este gas primero se debe tratar, es por esto que es necesario proponer un sistema de tratamiento y procesamiento con el cual se pueda aprovechar al máximo dicho recurso.

Este documento realiza un estudio distribuido en seis capítulos con el propósito de determinar si es viable técnica y financieramente la implementación de una planta de gas de endulzamiento y refrigeración para un campo colombiano con el fin de transformar el gas a condiciones de uso para la autogeneración de energía y extracción de productos blancos permitiendo el máximo aprovechamiento del mismo y evitando el impacto de su combustión al medio ambiente.

El primer y segundo capítulo contiene toda la información teórica actualizada del gas natural más relevante. El primero resalta las generalidades y propiedades del gas natural, el segundo abarca las definiciones y características principales de las tecnologías de tratamiento y procesamiento del gas natural.

El tercer capítulo se enfoca en la selección de la tecnología más adecuada para el endulzamiento y la refrigeración del gas propio del Campo Colombiano. Dicha

selección se realiza teniendo en cuenta las condiciones del campo y los rangos de operación de las tecnologías.

El cuarto capítulo incluye la configuración propuesta para las plantas de endulzamiento y refrigeración, como también el diseño conceptual de cada uno de los sistemas empleados por las tecnologías seleccionadas en el capítulo anterior.

En el quinto capítulo muestran los resultados obtenidos a partir de las simulaciones realizadas por medio del software Aspen HYSYS. Primero se evalúan los diferentes parámetros de cada proceso por medio de un análisis de sensibilidad y partiendo de dicho análisis se obtiene la simulación de la planta propuesta bajo diferentes esquemas operacionales.

El sexto y último capítulo contiene un análisis o evaluación financiera de la planta propuesta con base en ciertas consideraciones operacionales y comerciales de experiencias en pasados proyectos.

1. GENERALIDADES

1.1 GAS NATURAL

Según la historia, el descubrimiento del gas natural data de tiempos antiguos señalando el medio oriente como la primera región donde dicho recurso energético era utilizado. A pesar que el único uso hasta ese momento era en las prácticas religiosas, a medida que pasaba el tiempo se iba posicionando como una futura fuente de energía.

Siguiendo el orden cronológico los chinos con el primer pozo perforado de gas natural, después los europeos con la comercialización disponible de acuerdo a la época a finales del siglo XVIII y por último en el occidente con los americanos y particularmente con la escasez de petróleo de los setenta, el gas natural comenzó a adquirir un importante grado de valor en el mundo.

El término “gas natural” podría reflejar en contexto general a todos los gases terrestres como el aire, emisiones volcánicas entre otros. Sin embargo el gas natural en el mundo es conocido como una mezcla de gases de hidrocarburos ligeros e impurezas con alto poder calorífico, el cual fue formado en el subsuelo hace centenares de miles de años por la degradación de la materia orgánica acumulada. La manera más común de encontrar el gas natural en los yacimientos es en estado asociado (cuando está mezclado con el crudo), pero también puede llegar a encontrarse libre o no asociado (yacimientos de solo gas).

El principal componente hidrocarburo que conforma al gas natural es el metano, que se encuentran en cantidades que fácilmente pueden superar el 95%. Otros constituyentes son los hidrocarburos parafínicos como el etano, propano y butanos que se encuentran en menor proporción.

Por otro lado, en los componentes no hidrocarburos que forman parte del gas natural están el dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, mercaptanos, que son llamados también gases ácidos por su habilidad para reaccionar con el agua presente en forma de vapor y a la misma vez son los más tenidos en cuenta debido a la generación de procesos corrosivos en los gasoductos y equipos de control. Aunque, no solo estos compuestos están presentes en el gas, también algunos componentes aromáticos, trazas de argón, hidrógeno, helio y mercurio pueden llegar a encontrarse. La tabla 1, muestra una composición típica de un gas natural sin refinar.

Tabla 1. Composición típica del gas natural.

Nombre	Formula	Volumen (%)
Metano	CH ₄	>85
Etano	C ₂ H ₆	3-8
Propano	C ₃ H ₈	1-2
Butano	C ₄ H ₁₀	<1
Pentano	C ₅ H ₁₂	<1
Dióxido de carbono	CO ₂	1-2
Ácido sulfhídrico	H ₂ S	<1
Nitrógeno	N ₂	1-5
Helio	He	<0.5

Fuente: MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006. Adaptada.

1.1.1 Clasificación

La composición del gas natural puede variar considerablemente de un punto a otro en un mismo yacimiento, incluso a medida que se está produciendo en cualquier campo dicha composición va cambiando con el tiempo, es por eso que a ciertos periodos es recomendable realizar operaciones de control a ciertos periodos para evitar problemas en los procesos.

Con lo anterior cabe resaltar que la composición del gas es única y no se puede generalizar para denotar alguna denominación o una clasificación definida. Sin embargo, los gases naturales comúnmente se pueden representar por su composición teniendo en cuenta su contenido de líquidos ya sea pobre o rico, o de acuerdo a su contenido de azufre en dulce o agrio⁵.

- **Contenido de líquidos:** Para cuantificar el contenido de líquidos de una mezcla de gas natural, se usa el término aceptado por la industria, *GPM* (galones de líquido recuperables por cada 1000 pies cúbicos estándar de gas). Para realizar el cálculo es necesario conocer la composición del gas y tener en cuenta las unidades que inicialmente son libra mol de componente por libra mol de gas las cuales son convertidas a galones por mil pies cúbicos estándar (*GPM*).

$$GPM_j = 0.3151 \frac{y_j M_j}{\gamma_{0j}} \frac{gal}{Mscf}$$

Dónde: γ_{0j} = es la gravedad específica del componente *i* líquido ,

a condiciones estándar.

M_j = Peso molecular del componente *i*.

y_j = Fracción molar del componente *i*⁶.

Cabe resaltar que el etano no se presenta en estado líquido a condiciones estándar de temperatura y presión, sin embargo el valor del *GPM* es aceptado por la industria como un valor hipotético. Por tal motivo, teóricamente el valor de los *GPM* calculados mediante la ecuación será mayor que el recuperado físicamente.

⁵ KIDNAY, Arthur J. y PARRISH, William R. Fundamentals of natural gas processing. Boca Raton, Florida, Taylor and Francis Group, 2006.

⁶ McCAIN, William D. Jr. The properties of petroleum fluids. Second edition. Tulsa, Oklahoma, Pennwell books, 1990.

Los hidrocarburos gaseosos más pesados son los productos que más valor comercial tienen, aun así no se pierde importancia con los compuestos livianos como el metano y el etano que son muy útiles para otras necesidades de consumo.

Según el contenido de líquidos, el gas natural puede ser:

Gas Rico: Gas que contiene una cantidad de compuestos más pesados que el etano, alrededor de 0.7 galones de propano por 1000 pies cúbicos de gas.

Gas Pobre: Gas que contiene poca cantidad de etano, propano y compuestos más pesados⁷.

- **Contenido de azufre:** Los compuestos de azufre son muy importantes localizarlos en el gas natural debido al gran impacto que generan por la corrosión. El sulfuro de hidrógeno, los mercaptanos y aunque no entre en este grupo, el dióxido de carbono son los gases más responsables de los efectos corrosivos sobre las tuberías y equipo utilizados en los procesos de tratamiento.

Comúnmente estos gases se le conocen como gases ácidos, debido a su interacción con el agua, la cual puede estar presente en el gas natural en forma de vapor. Por tal razón, es necesario referenciar muy bien dichos gases para su adecuado tratamiento.

Según el contenido de azufre, el gas natural se clasifica como:

Gas Dulce: Sin H₂S y CO₂.

Gas Agrio: Con H₂S y similares (compuestos con contenido de azufre).

Gas Ácido: Con contenido de H₂S, CO₂ y similares.

⁷ Pérez H. y Hernández W. Optimización de los procesos de fraccionamiento en la planta de gas del centro a partir del uso de la herramienta HYSYS. Bucaramanga, 2010, 24 p. Trabajo de grado. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos.

1.1.2 Propiedades del gas natural

Entre algunas de las propiedades físicas del gas natural se encuentra que es un gas inodoro, incoloro, insípido, sin forma y más ligero que el aire. Por ser inodoro se hace necesaria la adición de un odorante químico llamado thiol (mercaptano), el cual al reaccionar con el gas, genera un olor a huevos podridos que facilita su detección ante cualquier fuga. La tabla 2 indica otras propiedades con sus respectivos rangos de valores.

Tabla 2. Propiedades del gas natural.

Propiedades	Valor
Masa molar relativa	17-20
Contenido de carbono, % en peso	73.3
Contenido de hidrogeno, % en peso	23.9
Contenido de oxígeno, % en peso	0.4
Relación atómica hidrogeno/carbono	3.0-4.0
Densidad relativa, 15 °C	0.72-0.81
Punto de burbuja, °C	-162
Temperatura de ignición, °C	540-560
Numero de octanaje	120-130
Numero de metano	69-99
Estequiometria relación aire/combustible, peso	17.2
Límites de inflamabilidad del vapor, % en volumen	5-15
Límites de inflamabilidad	0.7-2.1
Valor más bajo de poder calorífico, MJ/kg	38-50
Estequiometria valor más bajo de poder calorífico, MJ/kg	2.75
Concentración de metano, % en volumen	80-99
Concentración de etano, % en volumen	2.7-4.6
Concentración de nitrógeno, % en volumen	0.1-15
Concentración de dióxido de carbono, % en volumen	1-5
Concentración de azufre, % en peso ppm	<5

Fuente: MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006. Adaptada.

A continuación, se discutirán las propiedades del gas que influyen en el flujo o la corriente del gas a través de la tubería, y principalmente su comportamiento con los cambios de volumen, presión y temperatura.

- **Densidad:** La cantidad de gas que puede ser almacenado por cierto volumen. Las unidades utilizadas en el sistema inglés son (lb/ft³) y en el sistema internacional es (Kg/m³).

$$\rho = \frac{m}{v}$$

- **Gravedad Específica:** La gravedad específica señala la comparación entre el peso del gas y el aire a una determinada temperatura. La siguiente ecuación muestra dicha relación pero en función de las densidades. Este valor es adimensional, por lo tanto es muy importante que las unidades de ambas densidades sean las mismas al igual que la temperatura de medición.

$$G = \frac{\rho_g}{\rho_{aire}}$$

- **Viscosidad:** Entre más alto sea el valor de viscosidad para un gas, más difícil será para este desplazarse, por consecuencia la caída de presión en la línea de transporte será mayor.

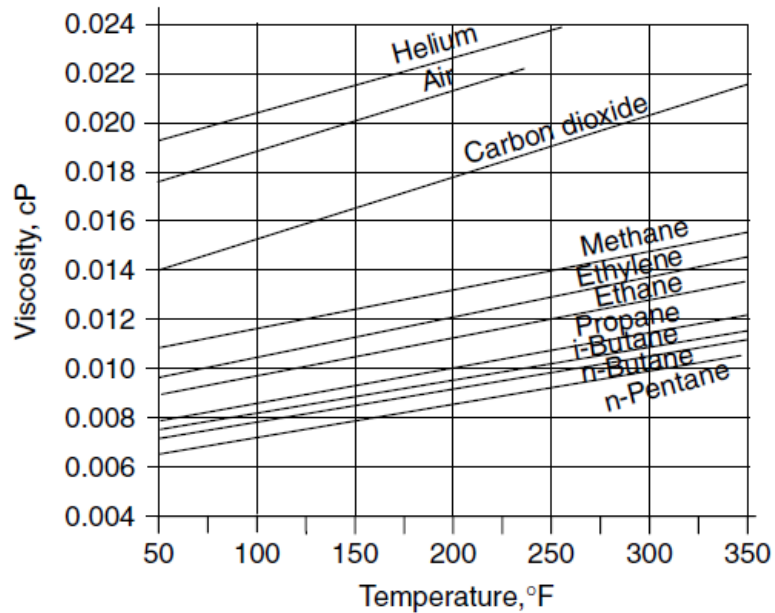
Para el agua, el valor de viscosidad es de 1cp (centipoise), en cambio la viscosidad promedio para un gas natural es aproximadamente de 0.0008 cp. El Poise es la unidad comúnmente utilizada en el sistema internacional para la viscosidad dinámica y en el sistema inglés es expresado por lb/ft-s.

La viscosidad del gas depende de la presión y la temperatura, pero a diferencia de los líquidos la viscosidad del gas aumenta con el incremento de la temperatura.

La figura 1 muestra la viscosidad de algunos compuestos del gas natural con relación a la temperatura.

- **Valor Calorífico:** El valor calorífico o poder calorífico es la cantidad de calor producido por una reacción química. Para una mezcla de gases el calor producido por la combustión a condiciones estándar generado cuando el agua que se encuentra en forma de vapor pasa a estado líquido se denomina valor calorífico bruto (HHV). Por otra parte, el valor calorífico neto (LHV), tiene en cuenta el calor producido a las mismas condiciones pero el agua de la combustión permanece en su estado original de vapor. Este valor maneja unidades de (Btu/scf).

Figura 1. Gráfico de viscosidad de algunos compuestos del gas natural en función de la temperatura.



Fuente: MENON, Shashi E. Gas pipeline hydraulics. Boca Raton, Florida, Taylor and Francis Group, 2006.

La industria siempre tiene en cuenta el valor calorífico bruto debido a que es el calor total de la combustión y el calor generado por la condensación del agua. La siguiente ecuación permite el cálculo del poder calorífico bruto de una mezcla de gases dependiendo de la fracción molar de cada componente.

$$H_m = \sum (y_i H_i)$$

Dónde: $H_m = \text{Poder calorífico bruto.}$

$H_i = \text{Poder calorífico bruto de cada componente.}$

- **Número de Wobbe:** Para mantener las mismas características de combustión sin importar el tipo de gas, es necesario evaluar el mantenimiento del mismo calor liberado en la combustión a una determinada caída de presión. Esto se logra midiendo el índice de Wobbe o como comúnmente se conoce como el número de Wobbe a través de una válvula de control, el cual relaciona el valor calorífico bruto sobre la raíz cuadrada de la gravedad específica. Para una mezcla de gases, se debe tener implícito tanto el valor calorífico de los componentes como la gravedad específica de estos. Las unidades del número de Wobbe son (Btu/scf) al igual que el valor calorífico.

$$WB = \frac{HHV}{\sqrt{\gamma_g}}$$

Dónde: $HHV = \text{Poder calorífico bruto o Poder calorífico mas alto.}$

$\gamma_g = \text{Gravedad específica.}$

1.1.3 Usos y ventajas del gas natural

El gas natural se utiliza como materia prima o como combustible en los sectores industrial, petroquímico, termoeléctrico, doméstico, comercial y de transporte terrestre. Sus principales usos por sector se muestran en la tabla 3.

A pesar de que el proceso y tratamiento del gas natural es muy complejo y costoso, se justifica aplicar estas tecnologías gracias a las grandes ventajas que ofrece dicho gas frente a otras fuentes de energía.

Tabla 3. Principales usos del gas natural.

	Sector domestico	Sector comercial	Sector industrial
Usos más comunes	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Cocina ➤ Agua caliente ➤ Calefacción domestica ➤ Aparatos biotérmicos ➤ Secado ➤ Chimeneas ➤ Sistema centralizado 	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Cogeneración ➤ Climatización de grandes espacios ➤ Transporte público (taxi-autobús) 	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Cogeneración ➤ Trigeneración ➤ Producción de vapor ➤ Calentamiento de hornos ➤ Fundición ➤ Oxicorte ➤ Secado y calentamiento ➤ Materia prima
Ventajas del gas	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Continuidad en el suministro ➤ Máximo aprovechamiento energético ➤ Consumo controlado y económico 	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Alto poder calorífico ➤ Los aparatos del gas natural son cómodos y económicos ➤ Su integración es sencilla en construcciones ➤ No requiere almacenamiento 	<ul style="list-style-type: none"> ➤ Respetuoso con el medio ambiente ➤ Evita almacenamientos ➤ Incrementa los rendimientos energéticos ➤ Posibilita la innovación en los procesos productivos ➤ Es limpio

Fuente: Usos y ventajas del gas natural. Saggas. <http://www.saggas.com/el-gas-natural/usos-y-ventajas-del-gas-natural/>. Adaptada.

1.2 ESPECIFICACIONES DE CALIDAD

Para transportar y comercializar el gas en Colombia se debe cumplir con ciertos requerimientos y condiciones que son expedidos por el Reglamento Único de transporte de gas natural (RUT), expedido por la Comisión Reguladora de Energía y Gas (CREG). En la tabla 4 se resumen los valores de las especificaciones del gas de venta.

Tabla 4. Especificaciones del gas de venta.

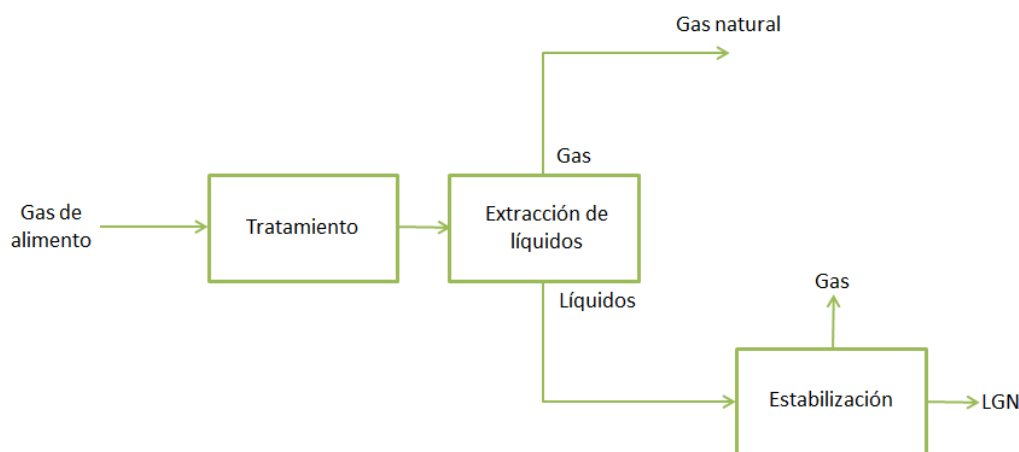
Especificaciones	Sistema internacional	Sistema inglés
Máximo poder calorífico bruto (GHV)	42.8 MJ/m ³	1.150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto (GHV)	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Contenido de líquido	Libre de líquidos	Libre de líquidos
Contenido máximo de H ₂ S	6 mg/ m ³	0.25 grano/100scf
Contenido máximo de azufre	23 mg/ m ³	1.0 grano/100scf
Contenido CO ₂ , máximo en % volumen	2%	2%
Contenido N ₂ , máximo en % volumen	3	3
Contenido de inertes máximo en % volumen	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.1%	0.1%
Contenido máximo de vapor de agua	97 mg/ m ³	6.0 Lb/Mscf
Temperatura de entrega máximo	49 °C	120 °C
Temperatura de entrega mínimo	7.2 °C	45 °C
Contenido máximo de polvos y material en suspensión	1.6 mg/ m ³	0.7 grano/100ft ³

Fuente: Calidad Del Gas Natural En Colombia. ECOPETROL S.A. [En línea]. Bogotá D.C, 2012. Disponible en web: <http://www.ecopetrol.com.co/contenido.aspx?catID=358&conID=42579>.

2. TECNOLOGÍAS PARA EL TRATAMIENTO Y PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

Este capítulo tratará las tecnologías usadas para transformar las características y condiciones del gas natural para venta y/o uso. Típicamente las plantas de tratamiento y procesamiento de gas natural se dividen en varias etapas descritas brevemente a continuación. La figura 2, muestra la configuración típica de las plantas.

Figura 2. Configuración típica de las plantas de tratamiento y procesamiento de gas natural.



Fuente: CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volume 1. (Adaptada).

- **Etapas de tratamiento:** En esta etapa se retiran contaminantes que puede contener el gas producido con el fin de evitar problemas operacionales aguas abajo. El tratamiento puede ser dividido en dos subetapas, una etapa de deshidratación, donde se retira agua, y una etapa de endulzamiento, donde se retira los componentes ácidos como ácido sulfhídrico, dióxido de carbono entre otros.
- **Etapas de extracción de líquidos:** Algunos gases tienen grandes contenidos de hidrocarburos pesados, los cuales pueden ser extraídos en fase líquida,

estos son llamados “líquidos del gas natural LGN” y son más atractivos en el mercado.

- **Etapa de estabilización:** El LGN generalmente está compuesto por C_{2+} y C_{3+} después de la etapa de extracción de líquidos, sin embargo, para transporte y condiciones de venta, el líquido debe contener compuestos de C_{5+} y en casos especiales donde el LGN transportado junto con aceite, debe contener compuestos de C_{4+} . En la etapa de estabilización se retiran los compuestos deseados.

Es importante mencionar que la configuración de las plantas depende de las necesidades de cada proyecto. A continuación, se describirán detalladamente las etapas y tecnologías potencialmente aplicables en el tratamiento y procesamiento del gas tratado en el presente proyecto.

2.1 DESHIDRATACIÓN

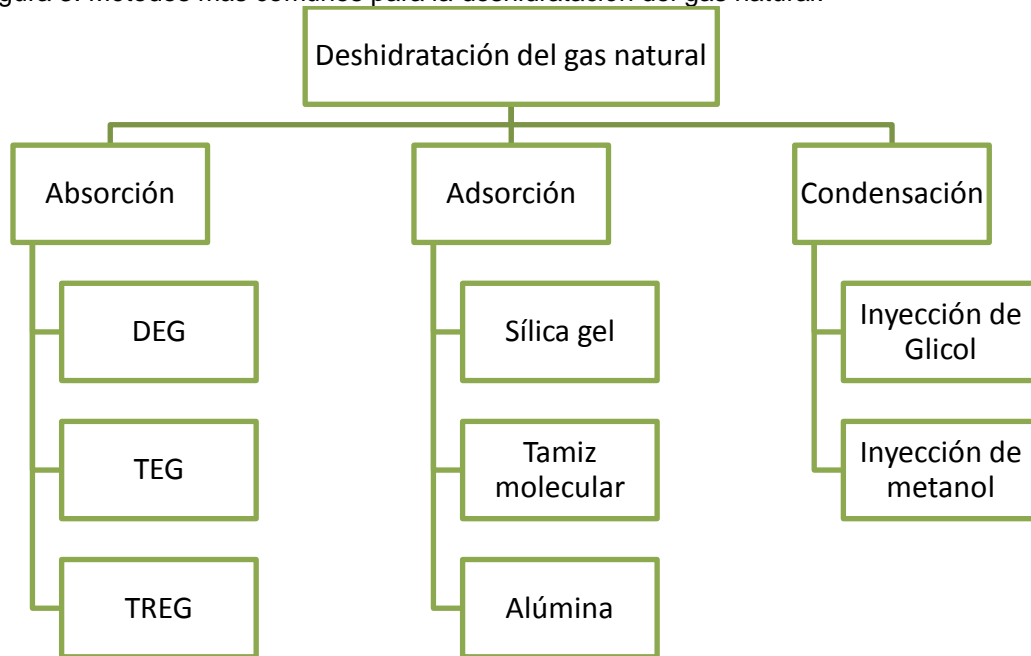
La deshidratación es el proceso en el cual se remueve agua que puede estar contenida en el gas natural y en sus líquidos (LGN). Se requiere para⁸:

- Prevenir la formación de hidratos y la condensación de agua en las facilidades de procesamiento y transporte.
- Cumplir con las condiciones de venta y/o uso.
- Prevenir la corrosión.
- Incrementar el poder calorífico del gas.

⁸ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Existen diversos métodos en la industria para deshidratar el gas natural, mostrados en la figura 3, sin embargo el más utilizado hasta ahora es el proceso convencional por absorción, más específicamente con trietilenglicol (TEG).

Figura 3. Métodos más comunes para la deshidratación del gas natural.



Fuente: Autores.

El proceso de absorción que utiliza desecantes líquidos (especialmente los glicoles), es el más común y efectivo de todos los métodos debido al uso del trietilenglicol cuya función es absorber físicamente el agua del gas. Más adelante se profundizará en este líquido en particular.

Por otro lado, los métodos del proceso de adsorción como lo son sílica gel, Tamiz molecular y alúmina son más costosos en relación a las unidades de glicol y sus usos son limitados a gases con alto contenido de H_2S o cuando no es necesario cumplir con el control del punto de rocío del agua⁹. Debido a algunas limitantes que tiene el proyecto en cuestión de costos, poca producción de gas, y características propias del fluido como por ejemplo la carencia de contaminantes

⁹ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

(azufres), estos métodos de deshidratación no son viables y por tanto no se profundizará en ellos.

Ya por último en la condensación, la molécula de agua se condensa por efecto de la refrigeración del gas, con el fin de prevenir la formación de hidratos se inyecta a la corriente de gas un inhibidor que puede ser comúnmente glicol o metanol. Este método es muy simple y económico si se tiene previsto la utilización de un proceso de refrigeración.

Teniendo en cuenta todo lo anterior, se estudiarán las técnicas más comunes y menos costosas como son el proceso de absorción con TEG y la inyección de un inhibidor (más específicamente el etilenglicol). Para más información acerca de las otras técnicas de deshidratación se recomienda ver la bibliografía referenciada.

2.1.1 Absorción por trietilenglicol

Como se mencionó anteriormente el trietilenglicol es el líquido de absorción más usado comercialmente; sin embargo, también se encuentran en el mercado el monoetilenglicol (MEG), dietilenglicol (DEG) y tetraetilenglicol (TREG). Algunas ventajas que tiene el trietilenglicol sobre los otros son¹⁰:

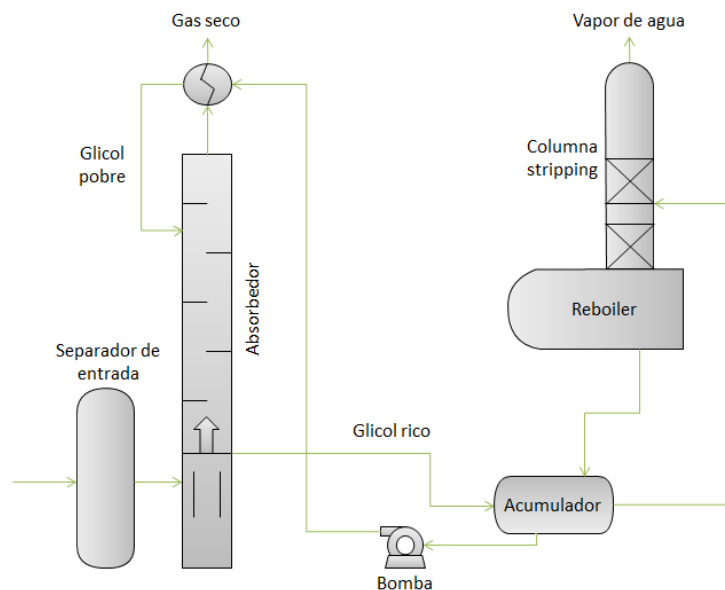
- El TEG es regenerado más fácilmente a una concentración de 98-99% en un stripper atmosférico debido a su alto punto de ebullición y temperatura de descomposición.
- Tiene una temperatura de descomposición teórica inicial de 404 °F, en cambio el dietilenglicol es solo de 328 °F.
- Las pérdidas de vaporización son más bajas que en relación a los otros fluidos.
- Los costos de capital y operación son más bajos.

¹⁰ MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006.

Otra gran ventaja del uso de TEG es su afinidad con gases agrios, aunque se deben tener en cuenta algunas precauciones en el diseño del tratamiento de la solución contaminada por los gases ácidos.

El principio de funcionamiento se resume primero con la corriente de gas entrando al separador para retirar la máxima cantidad de hidrocarburo líquido posible, ver figura 4, luego el gas se dirige a la torre contactora o absorbedor por el fondo, el cual hace contacto con el fluido disecante (TEG) que llega desde el tope en contracorriente para que el “glicol pobre” deshidrate el gas y se obtenga en la parte superior un gas seco y en la parte inferior un “glicol rico” (glicol+agua).

Figura 4. Diagrama de flujo base para la deshidratación con TEG.



Fuente: MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006. Adaptada.

Este gas seco debe cumplir con las especificaciones requeridas de venta si es el objetivo del proyecto. La diferencia con la inyección de un inhibidor que se explicará más adelante, es evitar el uso de un contactor debido a que la inyección del químico se hace directamente en la corriente antes de refrigerarlo.

El gas seco antes de ir a la línea de salida pasa a través de un intercambiador de calor gas/glicol para disminuir la temperatura del glicol pobre que es regenerado y así mejorar la capacidad de absorción húmeda y evitar las pérdidas de glicol.

El glicol húmedo o rico que sale en el fondo de la torre absorbidora fluye a través de una bobina en un acumulador, el cual es precalentado por el glicol pobre caliente que sale del rehervidor (reboiler). Ya estando el glicol en la columna de separación o stripping se dirige al fondo a través de los empaques del reboiler como lo muestra la figura 4.

El vapor generado debido al calentamiento realizado por el reboiler al glicol rico viaja a lo largo del stripping hasta el tope donde son venteados. Dicho vapor está compuesto de moléculas de agua y componentes orgánicos volátiles que deben ser monitoreados debido a las reglamentaciones ambientales.

Por otro lado, el glicol regenerado sale del reboiler y se dirige hacia el acumulador donde es pre-enfriado por el glicol rico, con esto se cumple el recirculado y la recuperación del glicol.

2.1.2 Inyección química

Aunque en la literatura este método se encuentre en los temas de prevención de hidratos, tiene relación directa con la deshidratación debido a que ambos objetivos se dirigen al mismo fin que es retirar el agua de la corriente de gas sin que se afecten los mecanismos de los procesos involucrados directa o indirectamente.

El metanol y el glicol son los químicos más comunes, aunque otros como el amoníaco han sido utilizados para bajar el punto de congelación del agua además de prevenir la formación de hidratos¹¹.

A diferencia del metanol, el glicol posee una presión de vapor un poco más baja que no permite con gran facilidad su evaporación. También es menos soluble en hidrocarburos líquidos. Pero la mayor diferencia en relación con el metanol es que puede ser recuperado y reusado para continuar con el tratamiento, lo que indica una reducción de costos en el proceso.

Tres tipos de glicoles pueden ser usados: etilenglicol (EG), dietilenglicol (DEG) y trietilenglicol (TEG), pero el más común es el etilenglicol debido a su más bajo costo, menor viscosidad y solubilidad en los hidrocarburos líquidos en relación con los otros dos. El DEG y TEG son más usados cuando las pérdidas por la vaporización son considerables.

El proceso de regeneración del glicol es el mismo a realizado por el absorbedor TEG, descrito anteriormente, sin el uso de un absorbedor.

2.1.3 Ventajas y desventajas

A continuación, en la tabla 5 se señalan las ventajas y desventajas que poseen los dos procesos más comunes en la deshidratación del gas natural (inyección de monoetilenglicol (MEG) o etilenglicol (EG) y la utilización de la absorción por (TEG).

¹¹ ABDEL-AAL, H.K. AGGOUR, Mohamed, and Fahim, M.A. Petroleum and gas field processing. New York, Marcel Dekker, 2003.

Tabla 5. Ventajas y desventajas los procesos MEG Y TEG.

	Ventajas	Desventajas
Inyección de MEG	<ul style="list-style-type: none"> • Proceso simple • Bajo costo de capital • Bajo mantenimiento y costos de operación • No depende de una concentración de glicol alta para reunir las especificaciones • Flexibilidad en la tasa de circulación • La regeneración puede ser hecha a baja temperatura 	<ul style="list-style-type: none"> • Depende completamente del proceso de refrigeración realizado • Absorbe algunos contaminantes que pueden salir a superficie • Requiere un buen duty en la refrigeración • Necesita el uso de calentador para mejorar la separación en la regeneración • Requiere el uso de un separador trifásico para recuperar el MEG
TEG	<ul style="list-style-type: none"> • Proceso simple • Costos moderados de capital y mantenimiento • Bajos costos de operación 	<ul style="list-style-type: none"> • La eficiencia del proceso depende fundamentalmente de la concentración de glicol • Absorbe algunos contaminantes que pueden salir a superficie • Para lograr una buena eficiencia de separación, la regeneración requiere de elevadas temperaturas • Requiere de una etapa adicional (torre contactora)

Fuente: MOKHATAB, Saied y MEYER, Peter. Technology selection for gas processing units. Presentado en la GPA conferencia de gas ácido en Europa. (Jul. 2011).

2.2 ENDULZAMIENTO

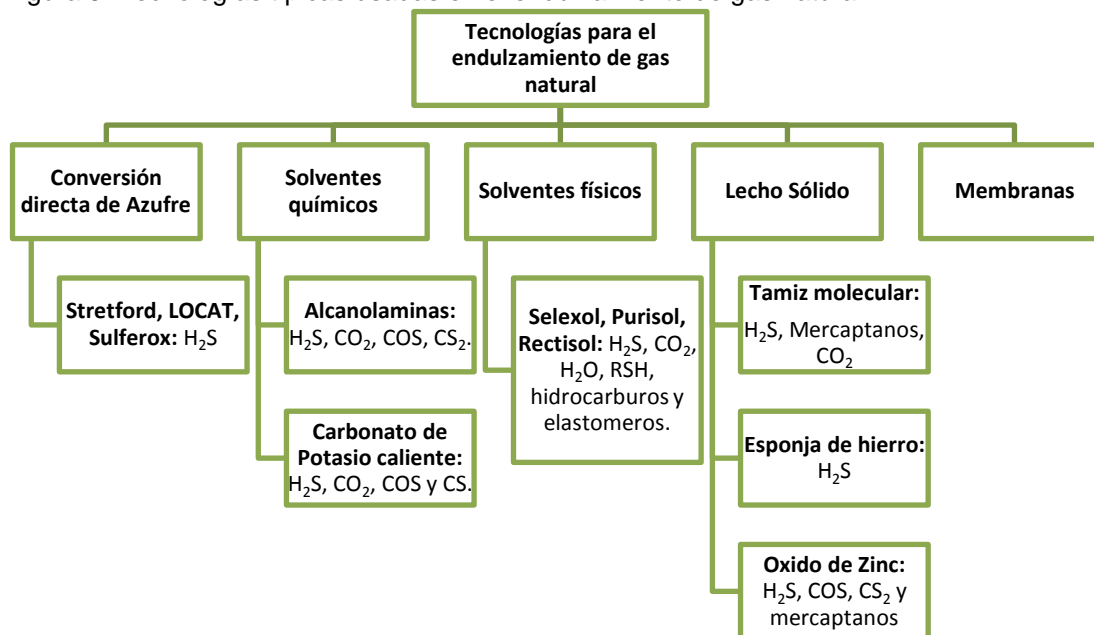
El gas natural está aparentemente compuesto por hidrocarburos, pero también puede contener grandes cantidades de gas ácido como el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono. Cuando el gas no tiene presencia de gases ácidos es llamado “gas dulce”; cuando contiene solamente H₂S y compuestos de azufre es llamado “gas agrio”; y finalmente cuando el gas contiene CO₂, H₂S y compuestos de azufre y carbono es llamado “gas ácido”¹².

La corrosividad, la toxicidad del H₂S, la caída del poder calorífico y las condiciones de venta del gas hace necesaria la extracción de los gases ácidos en el gas natural, la cual puede realizarse por gran variedad de tecnologías. Algunas

¹² MOKHATAB, Saied; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006

tecnologías pueden ser selectivas, es decir, no extraen todos los contaminantes o extraen preferencialmente algunos contaminantes en presencia de otros; la figura 5 menciona algunas tecnologías utilizadas en el endulzamiento de gas y los contaminantes extraídos por las mismas.

Figura 5. Tecnologías típicas usadas en el endulzamiento de gas natural.



Fuente: Autores.

El gas tratado en este proyecto de grado contiene 60% molar de dióxido de carbono y carece de otros contaminantes, por consiguiente, en este capítulo se tratarán a profundidad las tecnologías más destacadas utilizadas actualmente en la extracción de dióxido de carbono como lo son los solventes químicos (aminas) y las membranas.

2.2.1. Endulzamiento por solución acuosa de aminas

Los procesos con solventes químicos usan una solución acuosa que reacciona con los compuestos ácidos como el H₂S y CO₂, estas reacciones pueden ser reversibles y no reversibles. Los procesos con reacciones no reversibles

consumen constantemente solvente químico el cual debe ser desechado generando impacto ambiental. Por otro lado, se encuentran los solventes con reacción reversible los cuales pueden liberar los gases ácidos mediante el uso de presión y/o temperatura¹³.

Los solventes químicos comúnmente usados por su efectividad en la remoción de CO₂ en el gas natural son las alcanolaminas comúnmente conocidas como aminas. Las principales características del endulzamiento por aminas son mostradas en la tabla 6.

El proceso es basado en la capacidad de las soluciones acuosas de aminas de absorber H₂S y CO₂ mediante el contacto con el gas por medio de una reacción química reversible. La figura 6 muestra el diagrama de flujo de los procesos usados para un endulzamiento típico con aminas (solvente químico).

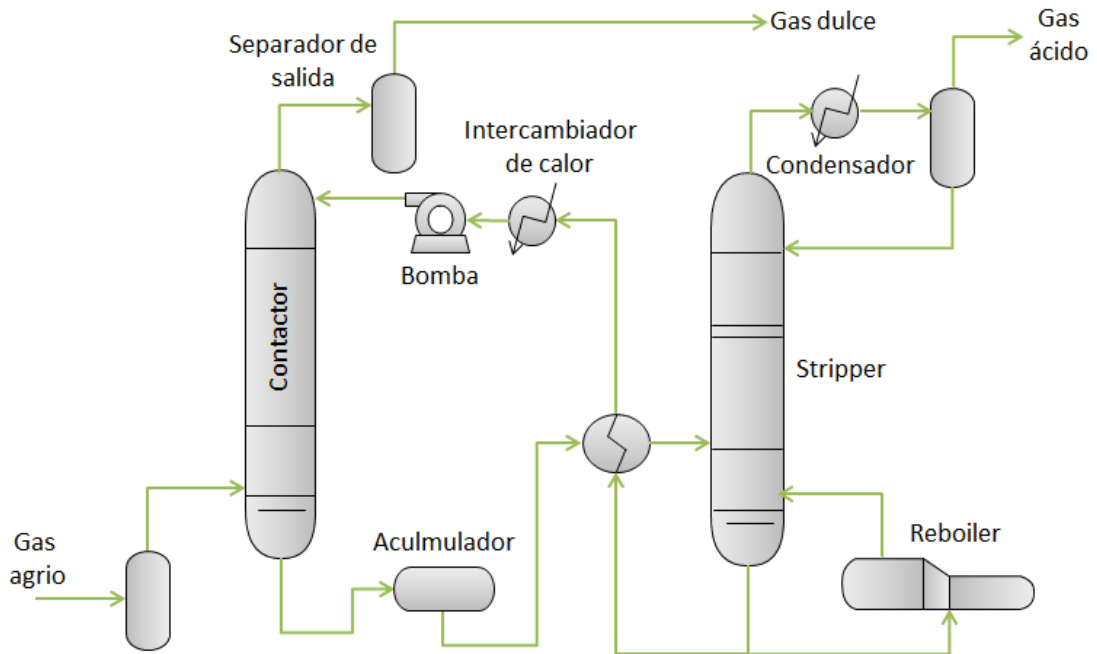
Tabla 6. Principales características del endulzamiento por aminas.

Ítem	Rango
Contenido de ácidos en la corriente de alimento	Hasta 70% V
Contenido de ácidos en la corriente de salida	Desde 2% V
Razón de flujo típica (MMSCFD)	Desde bajos hasta mayores de 10
Presión de operación (Psi)	Absorbedor: 72 a 1740 Regenerador: 22
Temperatura de operación (°F)	86 a 140 (Absorción)
Perdida de hidrocarburos típica	Menor a 1%
Complejidad de operación	Alta
CAPEX	Alto
OPEX	Medio
Equipo requerido típico	Contactador, Sistema de regeneración (Columna de regeneración, condensador, acumulador, bombas de reflujo, rehervidor), separador, intercambiador de calor, enfriador y bombas de circulación

Fuente: BERGEL, Marco y TIerno, Ignacio. Sweetening technologies, a look at the whole picture. Presentado en la WGC2009, 24th World gas Conference. Oct 2009.

¹³ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Figura 6. Diagrama de flujo típico de procesos en el endulzamiento con solvente químico regenerable.



Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2. Adaptada.

2.2.1.1 Descripción de los equipos involucrados típicamente en el endulzamiento con aminas¹⁴:

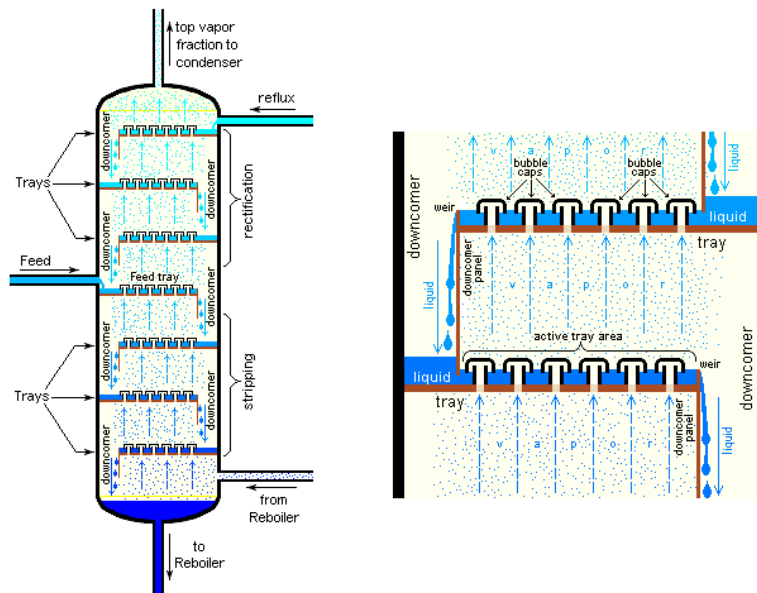
- **Separador de entrada (Inlet gas knockout):** El gas debe pasar a través de un separador antes de entrar al proceso, ya que puede contener hidrocarburos líquidos, salmueras, arenas, tratadores químicos, etc. que pueden causar problemas operacionales como alta velocidad de corrosión, aumento en las pérdidas de solvente y fallas en los equipos. Generalmente el separador está equipado con baffles que remueven una porción de los líquidos de gas y un extractor de niebla que retira el líquido remanente en el gas antes de salir.

¹⁴ Gas sweetening, technical article Dow [en línea]. 1008. Disponible en web: http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_0039/0901b803800391f8.pdf?filepath=gasteating/pdfs/noreg/170-01395.pdf&fromPage=GetDoc

- **Torre de Absorción (Absorber):** después de retirar los líquidos arrastrados por el gas en el separador, el gas ingresa al fondo del absorbedor en contraflujo a la amina pobre (amina sin componentes ácidos) que ingresa al absorbedor por la parte superior. Usualmente el absorbedor es una columna de platos aunque se pueden usar torres empacadas. En ambos casos el objetivo es proveer un contacto íntimo entre el gas de entrada y la amina para que las moléculas de CO_2 y de H_2S se transfieran de la fase gaseosa a la fase líquida. El gas pasa a través de los platos por medio de válvulas, perforaciones o casquetes de burbujeo instalados previamente en los platos los cuales permiten que el gas forme burbujas en la fase líquida, ver figura 7.

Usualmente en los sistemas de bajas presiones con monoetanolamina se instala un extractor de niebla, se realiza una lavado con agua en la parte superior del absorbedor (2 a 5 platos) y se instala un separador en la línea de salida del gas dulce con el fin de evitar pérdidas de solvente.

Figura 7. Torre de platos.



Fuente: http://en.wikipedia.org/wiki/Fractionating_column.

- **Separador de 3 fases (Flash drum):** En muchas unidades, la solución de amina rica (amina con componentes ácidos) es enviada desde el absorbedor hasta un separador de 3 fases donde se recuperan hidrocarburos que se condensan o pueden estar disueltos en la solución de amina. La presión de solución cae al entrar al separador permitiendo que los hidrocarburos livianos se separen de la amina acuosa, formando una capa de líquido no miscible que pueden ser separados por diferencia de densidades. La amina rica puede ser drenada en el fondo del separador.
- **Intercambiador de calor amina pobre/rica (Lean/rich heat exchanger):** La amina rica es precalentada antes de entrar la columna stripper. Debido a que la amina pobre debe ser enfriada antes de entrar al absorbedor se aprovecha el intercambio de calor entre ambas corrientes, lo cual reduce el calor requerido en el reboiler. Usualmente el intercambiador está hecho de acero inoxidable y es recomendado que la velocidad máxima de circulación sea de 3 a 3.5 pies/seg para evitar corrosión.
- **Regenerador (Stripper):** Igual que el absorbedor, el regenerador es también una columna de platos con aproximadamente 20 platos o una columna empacada con una altura equivalente a una columna de platos. Para minimizar las pérdidas de amina por evaporización se puede utilizar un lavado con agua en los platos superiores del regenerador (4 a 6 platos). La amina rica precalentada entra al regenerador cerca del tope de la columna y fluye en contracorriente con una corriente de vapor (H_2S y CO_2). El vapor de contracorriente es generado en el reboiler y sale por el tope de la columna hacía un condensador que recupera agua y aminas.

Otros sistemas de tratamiento con aminas pueden utilizar equipos adicionales como filtros de carbón activado para retirar material particulado o usar recuperadores (reclaimer) para purificar las soluciones de monoetanolamina que contienen ácidos fuertes; también es posible inyectar químicos para inhibir espumas formadas por la contaminación en la amina. El tipo de sistema de endulzamiento con aminas varía según las necesidades del proyecto.

2.2.1.2 Descripción de las alcanolaminas usadas comúnmente en el endulzamiento de gas¹⁵.

Las aminas son los solventes químicos más ampliamente utilizados en el endulzamiento de gas ya que pueden retirar CO₂ y H₂S, además pueden ser selectivas y regenerables. La primera amina utilizada comercialmente fue la trietanolamina (TEA), pero ahora se utilizan otras como la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA), diisopropanolamina (DIPA), diglicolamina (DGA) y la metildietanolamina (MDEA). Los procesos con aminas son particularmente aplicables cuando la presión parcial del gas es baja y/o los niveles de concentración requeridos de ácidos en el gas residual son bajos. Debido a que el contenido de agua de la solución (solución acuosa de aminas) minimiza la absorción de hidrocarburos, este proceso es adecuado para gases con alto contenidos de hidrocarburos pesados. Algunas aminas selectivas pueden ser usadas para remover H₂S en presencia de CO₂.

A continuación, se muestran las reacciones de equilibrio promedio y la velocidad de reacción cualitativa de los gases ácidos (H₂S y CO₂) con aminas primarias y secundarias.

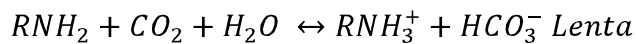
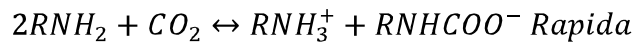
Reacción para remoción de H₂S

¹⁵ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.



Como se puede observar, las reacciones con H₂S son rápidas y sencillas. La reacción forma bisulfuro y sulfuro respectivamente.

Reacción para remoción de CO₂.



Respecto a las reacciones químicas con CO₂, las aminas primarias como MEA y DGA, y las secundarias como DEA y DIPA, difieren de las reacciones con aminas terciarias como TEA y MDEA. Cada amina se comporta diferente, por tal razón es importante conocer las propiedades de cada una de estas para obtener el resultado deseado. A continuación, se describirán las propiedades más importantes de las aminas.

- **Monoetanolamina:** La MEA es utilizada cuando las presiones del contactor son bajas y/o se requiere una remoción rigurosa de H₂S y CO₂. Puede lograr concentraciones de H₂S y CO₂ más bajas de 4 y 100 ppmv respectivamente a bajas y moderadas presiones. Además puede remover COS y CS₂. Sin embargo, estas reacciones no son reversibles, por esto se hace necesario el uso de un recuperador (reclaimer) el cual ayuda revertir las reacciones aunque no en su totalidad. El resultado es una pérdida de solución y un aumento de productos degradados en el sistema. La carga de gas ácido de la MEA esta tradicionalmente limitada a 0,3-0,4 mol gas ácido/mol de MEA y la concentración de la solución es usualmente limitada a 10-20% peso. Los inhibidores pueden fortalecer y aumentar la carga de la solución. Las pérdidas

de solución a través de la vaporización pueden ser altas debido a las altas presiones de vapor de la MEA, esto se puede evitar usando un lavado de agua.

- **Dietanolamina:** La DEA no puede tratar el gas hasta calidad de venta a tan bajas presiones como la MEA, sin embargo presenta varias ventajas respecto a esta. La carga de la DEA alcanza valores de 0,35-0,82 mol/mol, no presenta una cantidad significativa de productos no regenerables, forma compuestos regenerables con COS y CS₂ y la energía requerida para revertir las reacciones es menor.
- **Diglicolamina:** La DGA es capaz de remover no solo H₂S y CO₂, también puede remover COS y mercaptanos de las corrientes de líquido y gas además ha sido utilizada en el tratamiento de gas natural y de refinería debido a que puede reducir las concentraciones de gas ácido hasta 4ppm a presiones más bajas de 125 psi. La DGA tiene una mayor tendencia a absorber aromáticos, olefinas e hidrocarburos pesados. Por consiguiente, la unidad de tratamiento debe incluir una filtración por carbón activado. El proceso con DGA es similar al de MEA, solo que el proceso con DGA puede obtener mayores cargas por galón de amina usando soluciones de 50-60% de concentración en peso, la tasa de circulación es menor y el consumo de vapor del rehervidor es menor. Debido a la alta tasa de degradación, se requiere un recuperador.
- **Metildietanolamina:** La MDEA puede ser usada para remover selectivamente H₂S hasta condiciones de venta a moderadas y altas presiones. Si el incremento de CO₂ en la corriente de residuo afecta las especificaciones de venta o los procesos aguas abajo, se requiere un tratamiento adicional. Los beneficios de la remoción selectiva son la reducción del uso de aminas debido a la reducción de gas ácido removido, tamaño de unidad de regeneración menor y disminución de problemas en el recobro de sulfuros aguas abajo debido a las altas concentraciones de H₂S del gas residual. La selectividad se

debe a que la MDEA reacciona lentamente con el CO_2 , debido a que este tarda más tiempo en hidrolizarse, este efecto puede ser inhibido mediante el uso de un activador, a este proceso se le llama MDEA activado.

- **Trietanolamina:** La TEA muestra una selectividad por el H_2S sobre el CO_2 a bajas presiones. Fue la primera amina usada comercialmente para el endulzamiento de gas y fue remplazada por la MEA y la DEA debido a que no podía remover gases ácidos a especificaciones bajas.
- **Disopropanolamina:** La DIPA es una amina secundaria que muestra selectividad por el H_2S aunque no tan grande como las aminas terciarias.
- **Solvente formulados y mezcla de aminas:** Solventes formulados es el nombre que se le ha dado a la nueva familia de solventes basados en aminas. Su popularidad es debida a la reducción de los equipos y el ahorro de energía comparado con los procesos comunes de aminas. Todas las ventajas de la MDEA son válidas para los solventes formulados, aunque usualmente en mayor grado. La mayoría de solventes formulados son mejoras de la MDEA, por tal razón también son llamados solventes basados en MDEA. Cada solvente formulado es propiedad de un proveedor específico el cual ofrece el producto.

La tabla 7 muestra los rangos típicos de operación de los procesos con aminas.

Tabla 7. Rangos operativos de los procesos con aminas.

	MEA	DEA	DGA	MDEA	
Gas ácido recogido, scf/gal @ 100 °F, rango normal	3.1-4.3	6.7-7.5	4.7-7.3	3-7.5	
Gas ácido recogido, mols/mol de amina, rango normal	0.33-0.40	0.20-0.80	0.25-0.38	0.20-0.80	
Solución pobre gas ácido residual mol/mol de amina, rango normal	0.12±	0.01±	0.06±	0.005-0.01	
Solución rica carga de gas ácido mol/mol de amina, rango normal	0.45-0.52	0.21-0.81	0.35-0.44	0.20-0.81	
Concentración de la solución, % en peso, rango normal	15-25	30-40	50-60	40-50	
Carga de calor del reboiler aproximada, Btu/gal solución pobre	1000-1200	840-1000	1100-1300	800-900	
Haz de tubos del reboiler de vapor calentado, flujo de calor promedio, Q/A=Btu/hr-ft	9000-10000	6300-7400	9000-10000	6300-7400	
Tubos de fuego del reboiler de encendido directo, flujo de calor promedio, Q/A=Btu/hr-ft	8000-10000	6300-7400	8000-10000	6300-7400	
Recuperador, vapor calentado o tubos de fuego, flujo de calor promedio, Q/A=Btu/hr-ft	6-9	NA	6-8	NA	
Temperatura del reboiler, rango de operación normal, °F	225-260	230-260	250-270	230-270	
Calor de reacción; aproximado:	Btu/lb H ₂ S	610	720	674	690
	Btu/lb CO ₂	660	945	850	790

Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

2.2.2. Endulzamiento con membranas

El endulzamiento de gas natural está generalmente relacionado con el uso de aminas dado a su efectividad a la hora de remover grandes cantidades de gases ácidos, sin embargo, en la actualidad el uso de membranas en el endulzamiento se impone como una competencia fuerte gracias a los avances tecnológicos en las últimas décadas que permiten fabricar membranas más eficientes superando el tratamiento con aminas en costo, dimensión, facilidad de operación y disponibilidad en condiciones en las que el tratamiento con aminas no se puede aplicar¹⁶. Aunque la separación de gas por medio de membranas es una tecnología madura que cuenta con alrededor de 100 años de uso, en la industria

¹⁶ BAKER, Richard y LOKHANDWALA, Kaaeid. Natural gas processing with membranes: An overview. Membrane Technology and research. (Dec 2007).

del gas natural es relativamente nueva¹⁷, gran variedad de compañías ofrecen servicios de extracción de líquidos, remoción de H₂S y CO₂, siendo el último el más popular debido a la efectividad que tienen las membranas en la remoción de CO₂. La tabla 8 muestra las principales características del endulzamiento mediante el uso de membranas.

Tabla 8. Principales características del endulzamiento mediante el uso membranas.

Ítem	Rango
Contenido de ácidos en la corriente de alimento	Hasta 90% V
Contenido de ácidos en la corriente de salida	1% V
Razón de flujo típica (MMSCFD)	Desde muy bajas hasta mayores de 10
Presión de operación (psi)	392 – 1450
Temperatura de operación (°F)	< 140
Perdida de hidrocarburos	Una etapa: 10-15%, Dos etapas: 2%
Complejidad de operación	Baja
CAPEX	Medio
OPEX	Una etapa: bajo, Dos etapas: Medio
Equipo requerido típico	Pre tratamiento de entrada (depende del gas), Skid de membranas, Compresor y enfriadores de reciclo (Dos etapas)

Fuente: BERGEL, Marco y TIerno, Ignacio. Sweetening technologies, a look at the whole picture. Presentado en la WGC2009, 24th World gas Conference. Oct 2009.

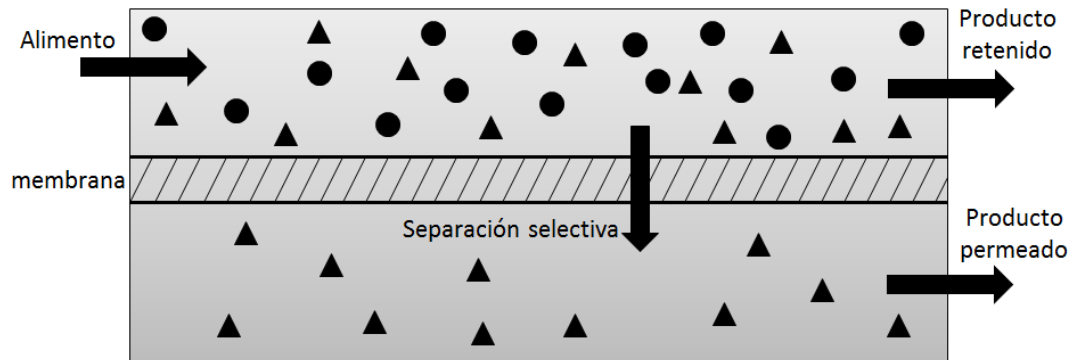
A continuación, se tratarán brevemente todos los temas relacionados al uso de membranas pero se profundizará en los aspectos relacionados al endulzamiento de gas natural.

2.2.2.1 Mecanismos de separación de las membranas permeables¹⁸.

¹⁷ BAKER, Richard. Future directions of membrane gas separation technology. Membrane Technology and research. (Dec 2001).

¹⁸ SHOLES, Colin y KENTISH, Sandra et al. Carbon dioxide separation through polymeric membrane systems for flue gas applications. Bentham Science Publishers Ltd. No. 1 (Oct 2007).

Figura 8. Separación por medio de membranas semipermeables.



Fuente: SHOLES, Colin y KENTISH, Sandra et al. Carbon dioxide separation through polymeric membrane systems for flue gas applications. Bentham Science Publishers Ltd. No. 1(Oct 2007). Adaptada.

La separación de gas natural se realiza selectivamente por medio de una membrana semipermeable, la cual permite el flujo preferencial de algunas sustancias y evita el paso de otras como lo muestra la figura 8. La corriente que pasa a través de la membrana es llamada “permeado” mientras que la que continúa es llamada “residuo”. Los mecanismos de separación en membranas pueden clasificarse como separación Knudson, tamiz molecular, difusión superficial, condensación capilar y solución-difusión siendo este último el utilizado en la separación de gas natural. A continuación, se describirá los mecanismos de separación:

- **Separación Knudson:** Se presenta cuando la rapidez de difusión depende de los choques de las moléculas del fluido con las paredes formadas por los poros, la selectividad está relacionada con el peso molecular de los componentes del fluido.
- **Tamiz molecular:** La separación depende del tamaño de las moléculas, los componentes pequeños se difundirán a través de la membrana más rápido que los componentes grandes.

- **Difusión superficial:** Los gases son adsorbidos y migran por medio de las paredes de los poros de la membrana, la selectividad depende de la interacción de los compuestos del gas con la superficie de poro de la membrana.
- **Condensación capilar:** El principio de separación es similar a la difusión superficial, la diferencia radica en que el gas a través de los poros se encuentra a una presión inferior al punto de rocío, permitiendo que el gas se condense parcialmente dentro de los poros. Los componentes condensados se difunden más rápido a través de la membrana causando una separación del gas condensado.
- **Solución-difusión:** Este mecanismo de separación se basa en la solubilidad de los gases en el material de la membrana y su difusión a través de esta, por consiguiente, la separación también depende de la interacción fisicoquímica de cada uno de los compuestos del gas con la membrana. Generalmente la separación en membranas poliméricas es gobernada por la solución-difusión. La siguiente expresión relaciona la permeabilidad P (flujo de un gas específico a través de la membrana), con la difusión (D) y la solución (S) de un gas en una membrana polimérica.

$$P = D \cdot S$$

El flujo de gas a través de una membrana de polímero densa por solución-difusión puede ser expresado por la siguiente ecuación¹⁹:

$$Q_i = \frac{P \cdot A \cdot \Delta p}{l}$$

¹⁹ BAKER, Richard y LOKHANDWALA, Kaaeid. Natural gas processing with membranes: An overview. Membrane Technology and research. (Dec 2007).

Dónde: $Q_i = \text{Flujo volumetrico molar} \frac{\text{cm}^3 \text{ STP}}{\text{s}}$

$P = \text{Permeabilidad} \frac{\text{cm}^3 \text{ STP} * \text{cm}}{\text{cm}^2 * \text{s} * \text{cmHg}}$

$A = \text{Area superficial de la membrana} \text{ cm}^2$

$l = \text{Espesor de la membrana} \text{ cm}$

$\Delta p = \text{Diferencia de presión de la corriente permeada}$

$\text{y de alimento} \text{ cmHg}$

La selectividad de una membrana es el parámetro que mejor mide la habilidad de separar un gas respecto a otro ya que relaciona la permeabilidad de los dos gases y puede ser escrita de la siguiente forma:

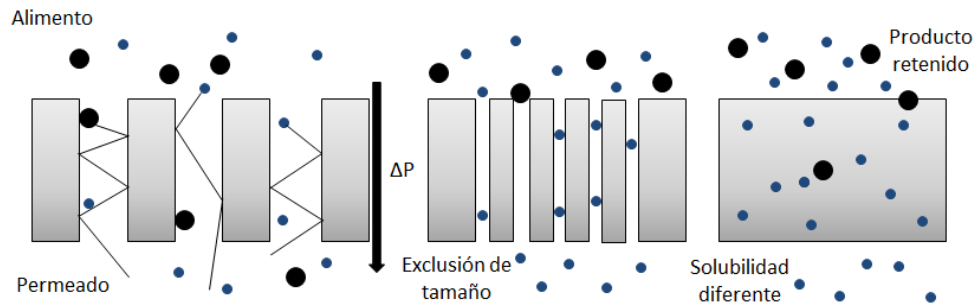
$$\alpha = \frac{P_i}{P_j}$$

Dónde: $\alpha = \text{Selectividad de la membrana}$

$P_i, P_j = \text{Permeabilidad de los dos gases a traves de la membrana}$

La figura 9 muestra los mecanismos típicos utilizados en la separación de gases, cabe resaltar que el endulzamiento de gas natural se realiza utilizando membranas poliméricas, por lo tanto, el mecanismo que gobierna la separación es solución-difusión.

Figura 9: Mecanismos de separación utilizados en la separación de gas.

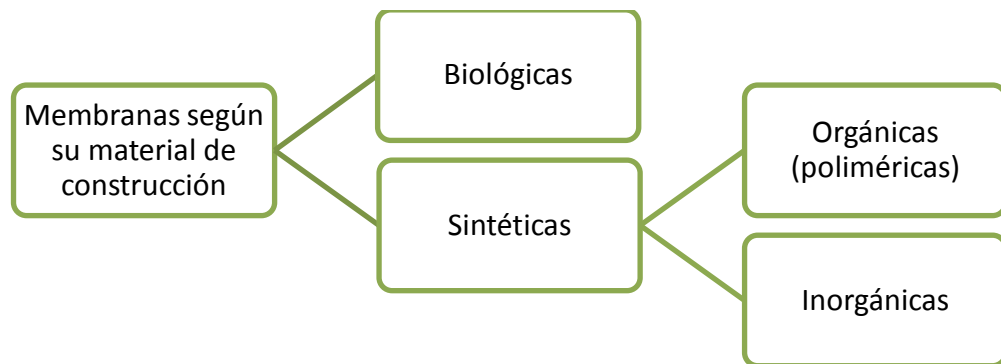


Fuente: SHOLES, Colin y KENTISH, Sandra et al. Carbon dioxide separation through polymeric membrane systems for flue gas applications. Bentham Science Publishers Ltd. No. 1 (Oct 2007). Adaptada.

2.2.2.2. Materiales utilizados en la separación de CO₂ del gas natural.

Las membranas pueden ser hechas con gran cantidad de materiales que son clasificados como biológicos y sintéticos. Las membranas biológicas son las utilizadas por los seres vivos para completar procesos biológicos, por ejemplo, las células están rodeadas de una membrana biológica que permite la entrada de sustancias requeridas y la protegen de sustancias perjudiciales. Las membranas biológicas difieren en gran medida a las membranas sintéticas en estructura y funcionalidad. Las membranas sintéticas a su vez se dividen en inorgánicas y orgánicas (polímeros)²⁰. La figura 10 muestra la clasificación de las membranas según su material de construcción.

Figura 10. Membranas según su material de construcción.



Fuente. Los autores.

Como se ha mencionado anteriormente las membranas orgánicas (poliméricas) son utilizadas en la separación de gas natural y en adición pueden ser clasificadas según el estado del polímero como vítreas o elásticas dependiendo de la temperatura de operación relativa a la temperatura de transición vítrea del polímero²¹ (temperatura a la cual el polímero cambia de estado). En cada estado

²⁰ MULDER, Marcel. Basic principles of membrane technology. second edition. Enschede, The Netherlands, Kluwer academic publishers, 1996.

²¹ SHOLES, Colin y KENTISH, Sandra et al. Carbon dioxide separation through polymeric membrane systems for flue gas applications. Bentham Science Publishers Ltd. No. 1(Oct 2007).

las propiedades mecánicas, químicas, térmicas y la permeabilidad difieren drásticamente²². La tabla 9 muestra la temperatura de transición vítrea de algunos polímeros.

Tabla 9. Temperatura de transición vítrea de algunos polímeros.

Polímero	Tg (°C)	Polímero	Tg (°C)
Polydimethylsiloxane	-123	Poly(vinyl alcohol)	85
Polyethylene	-120	Poly(phenylene sulfide)	85
Poly-(cis-1.4-butadiene)	-90	Poly(vinyl chloride)	87
Poly-(cis-1.4-methylbutadiene)	-73	Polystyrene	100
Natural rubber	-72	Polymethylmethacrylate	110
Butyl rubber	-65	polyacrylonitrile	120
Polychloroprene	-50	polytetrafluoroethylene	126
Poly(vinylidene fluoride)	-40	Polyetheretherketone	143
Poly-(cis-1.4-propylene)	-15	Polycarbonate	150
Poly(methylacrylate)	10	Polyvinyltrimethylsilane	170
Poly(vinyl acetate)	29	Polysulfone	190
Polymethylpentene	30	Polytrimethylsilylpropyne	200
Ethylcellulose	43	Poly-(ether imide)	210
Nylon-6 (alif. Polyamide)	50	Poly-(2.6-dimethylphenylene oxide)	210
Cellulose nitrate	53	Poly(ether sulfone)	230
Polyethyleneterephthalate	69	Polyimide (kapton)	300
Cellulose diacetate	80	Polyo Diazole (POD)	450

Fuente: MULDER, Marcel. Basic principles of membrane technology. second edition. Enschede, The Netherlands, Kluwer academic publishers, 1996.

En el estado vítreo la selectividad se basa generalmente en la solubilidad, mientras que en el estado elástico se basa generalmente en la difusión, por tal razón los polímeros en estado vítreo se utilizan para el retiro de dióxido de carbono mientras que los polímeros en estado elástico se utilizan para la separación de H₂S y recobro de líquidos del gas natural²³. Las fases de polímeros utilizadas para la remoción de otros contaminantes en el gas natural se pueden apreciar en la tabla 10.

²² MULDER, Marcel. Basic principles of membrane technology. second edition. Enschede, The Netherlands, Kluwer academic publishers, 1996.

²³ SHOLES, Colin y STEVENS, Geoff et al. Membrane gas separation applications in natural gas processing: Fuel. Elsevier Ltd. No. 96(Nov 2011).

Los polímeros utilizados comercialmente para la separación de CO₂ son el acetato de celulosa, poliimidas y perfluoro-polímeros²⁴.

Tabla 10. Materiales y selectividades usuales para la separación de impurezas del gas natural en las membranas comerciales.

Componente a ser permeado	Categoría del material de polímero preferido	Polímero típico usado	Selectividades típicas sobre metano (%)
CO ₂	vidrioso	Acetato de celulosa	10-20
H ₂ S	Elástico	Bloque co-polimero	20-30
N ₂	vidrioso	Perfluoropolimero	2-3
	Elástico	Caucho de silicona	0.3
Agua	Elástico o vidrioso	Muchos	>200
C ₃₊	Elástico	Caucho de silicona	5-20

Fuente: BAKER, Richard y LOKHANDWALA, Kaaeid. Natural gas processing with membranes: An overview. Membrane Technology and research. (Dec 2007). Adaptada.

Las membranas de acetato de celulosa generalmente están combinadas con diacetato de celulosa y/o triacetato de celulosa; constituyen el 80% del mercado de membranas en el procesamiento de gas natural y debido a su aceptación en la industria se han tomado como estándar en estudios de comparación. Estas se aplican generalmente en proyectos con altos contenidos de CO₂ y donde no hay suficiente espacio como los proyectos costa afuera, sin embargo, en proyectos grandes se estima que las membranas de acetato de celulosa solo son competitivas económicamente para concentraciones de CO₂ de 10-20 %mol además pueden ser empacadas en módulos tipo espiral y fibras huecas. Aunque estas membranas dominan el mercado hay problemas considerables que pueden ser preocupantes en su desempeño, la más significativa es su susceptibilidad a la plastificación producida por el CO₂ y los hidrocarburos, la cual puede afectar su eficiencia de separación, reduce su fuerza mecánica e incrementa su deterioro lo cual puede resultar en un falla en la membrana.

²⁴ SHOLES, Colin y STEVENS, Geoff et al. Membrane gas separation applications in natural gas processing: Fuel. Elsevier Ltd. No. 96(Nov 2011).

Para alcanzar un desempeño más estable, una cantidad considerable de investigaciones se han enfocado en desarrollar membranas derivadas del acetato de celulosa, algunos ejemplos y sus desempeños se muestran en la tabla 11. Las plantas que utilizan membranas de acetato de celulosa requieren un pre tratamiento debido a que la presencia de agua y algunos derivados de los hidrocarburos como la acetona pueden dañar la membrana. Sin embargo, el acetato de celulosa es resistente a los hidrocarburos aromáticos como el benceno y el Xileno²⁵.

Tabla 11. Desempeño de membranas basadas en acetato de celulosa.

	CO ₂ permeability (Barrer)	CH ₄ permeability (Barrer)	CO ₂ /CH ₄	Temp. (°C)	Press.
Cellulose acetate	6.0	0.21	29	35	27 kPa
CA+10% PEG200	4.9	1.1	4.3	35	27 kPa
CA+10% PEG600	5.7	0.83	6.9	35	27 kPa
CA+10% PEG2000	6.3	0.55	11	35	27 kPa
CA+10% PEG6000	6.2	0.25	25	35	27 kPa
CA+10% PEG20000	7.5	0.25	30	35	27 kPa
Ethyl cellulose	120	11	11	23	29.8 psi
Ethyl cellulose Si-(OC ₂ H ₅) ₄ 30 wt%	225	29	7.7	23	29.8 psi
Ethyl cellulose (CH ₃) ₂ -Si-(OC ₂ H ₅) ₂ 25 wt%	160	21	7.6	23	29.8 psi
Cellulose triacetate	13	0.37	36	23	29.8 psi
Cellulose triacetate silicone fluid (20 wt%)	31	0.95	32	23	29.8 psi
Cellulose triacetate (Cl) ₂ -Si-(CH ₃) ₂	45	1.8	25	23	29.8 psi
Cellulose triacetate glycerol monoacetate	2.4	0.076	32	20	50 psi

Fuente: SHOLES, Colin y STEVENS, Geoff et al. Membrane gas separation applications in natural gas processing: Fuel. Elsevier Ltd. No. 96(Nov 2011). Adaptada.

Las membranas de poliimididas muestran una alta permeabilidad para el CO₂ y buena selectividad respecto al CH₄. Son vistas como una alternativa al uso de acetato de celulosa debido a que poseen buena estabilidad térmica y química, además son fáciles de construir. Las poliimididas están formadas por dos sustancias, diamina y dianhídrido las cuales han sufrido policondensación,

²⁵ SHOLES, Colin y STEVENS, Geoff et al. Membrane gas separation applications in natural gas processing: Fuel. Elsevier Ltd. No. 96(Nov 2011).

variando la concentración de estas se puede obtener una gran variedad de poliimidas que presentan buenas propiedades como separadores de gas. Algunas poliimidas y sus desempeños son mostrados en la tabla 12. Las poliimidas generalmente son empacadas en el módulo de membrana como fibras huecas las cuales alcanzan tres veces más área que enrolladas en forma de espiral. Debido a sus altas permeabilidades para CO₂ y selectividad respecto al CH₄, las membranas con poliimidas respecto a las de acetato de celulosa requieren menor área y potencia de compresión, además reduce las pérdidas de hidrocarburo. Sin embargo, requieren un tratamiento más costoso para asegurar una vida útil más duradera. Las poliimidas son afectadas por amoniaco e hidrocarburos aromáticos a bajas concentraciones, además sufren de plastificación como el acetato de celulosa en presencia de CO₂²⁶.

Tabla 12. Desempeño de las membranas basadas en poliimidas.

	CO ₂ permeability (Barrer)	CH ₄ permeability (Barrer)	CO ₂ /CH ₄	Temp. (°C)	Press.
Matrimid 5218	6.5	0.19	34	35	10 bar
Matrimid 5218	5.39	0.15	36	35	2 bar
GFDA-TAPOB	7.4	0.098	75	25	1 bar
OFDA-TAPOB	0.63	0.0064	98	25	1 bar
PMDA-TAPOB	3.3	0.066	50	25	1 bar
GFDA-DATPA	23	0.68	34	35	10 bar
ODPA-IPDA	0.301	0.0064	47	35	10 bar
GFDA-GFpDA	63.9	1.5	39.9	35	10 bar
GFDA-GFmDA	5.1	0.08	63.8	35	10 bar
DAD- GFDA	381	15.24	25	25	300 psi
DAM- GFDA	691	48.7	14.2	25	300 psi
DDBT-BPDA	8.20	0.24	34.2	50	10 psi

Fuente: SHOLES, Colin y STEVENS, Geoff et al. Membrane gas separation applications in natural gas processing: Fuel. Elsevier Ltd. No. 96(Nov 2011). Adaptada.

Los perfluoropolímeros son altamente resistentes a ambientes químicos y térmicamente hostiles, además son particularmente resistentes a la plastificación por CO₂ e hidrocarburos, es por esto que son altamente atractivos para el procesamiento de gas natural. La razón de sus propiedades únicas es la alta

²⁶ SHOLES, Colin y STEVENS, Geoff et al. Membrane gas separation applications in natural gas processing: Fuel. Elsevier Ltd. No. 96(Nov 2011).

energía de los enlaces C-F (carbono-fluor) que existen subsecuentemente en los grupos del polímero. Sin embargo los perfluoropolímeros presentan bajas selectividades respecto a las poliimidadas lo cual podría generar altas pérdidas, además el material base para su construcción es altamente costoso. La tabla 13 muestra el desempeño de algunos perfluoropolímeros²⁷.

Tabla 13. Desempeño de las membranas basadas en perfluoropolímeros.

	CO ₂ permeability (Barrer)	CH ₄ permeability (Barrer)	CO ₂ /CH ₄	Temp. (°C)	Press. (bar)
Teflon AF2400	2200	390	5.7	35	27
Teflon AF1600	520	80	6.5	-	-
Hyflon AD80	150	12	13	-	-
Hyflon AD60	130	10	13	-	-
Cytop	35	2.0	18	-	-
Poly-(perfluoro(2-methylene-4-methyl-1.3-ioxolane)	67	2	33.5	25	7.8
Cyclic perfluorodimethylene-bis(perfluorovinyl ether)	8.2	0.21	39	-	-
PDD-CTFE	70.4	0.88	80	60	-
PDD-TFE-MA	18.6	0.69	27	60	-

Fuente: SHOLES, Colin y STEVENS, Geoff et al. Membrane gas separation applications in natural gas processing: Fuel. Elsevier Ltd. No. 96(Nov 2011). Adaptada.

2.2.2.3. Configuración de una planta de membranas para el endulzamiento de gas natural.

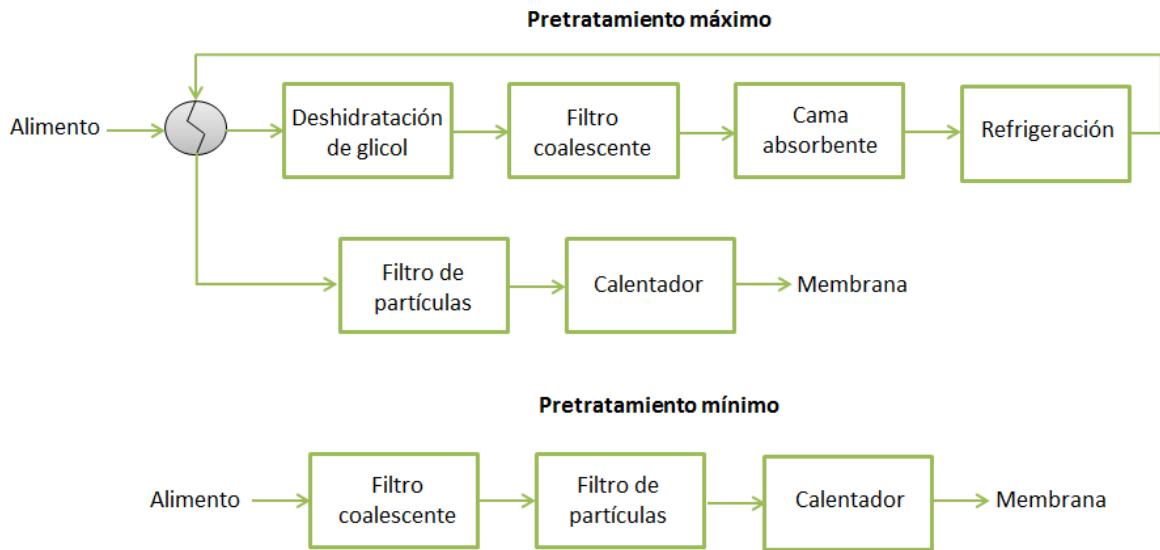
Al momento de definir la configuración de la planta de membranas, se deben tener en cuenta las propiedades del gas separado como también las necesidades del proyecto, ya que de estas dependerá el pretratamiento seleccionado para el gas antes de ser separado, el tipo de módulos requeridos en la planta y la cantidad de etapas de separación. A continuación, se tratarán los aspectos relacionados a la configuración de una planta de membranas.

²⁷ SHOLES, Colin y STEVENS, Geoff et al. Membrane gas separation applications in natural gas processing: Fuel. Elsevier Ltd. No. 96(Nov 2011).

- **Pretratamiento.**

El pretratamiento se realiza con el fin de controlar incrustaciones, plastificación y condensación de hidrocarburos en las membranas. Es importante ser cuidadoso con la condensación del gas ya que a medida que se retira el dióxido de carbono de la corriente de residuo, la concentración de hidrocarburos pesados aumenta, lo cual aumenta la temperatura de rocío del gas facilitando la aparición de hidrocarburos líquidos, por otro lado, el gas permeado es enfriado por el efecto Joule-Thomson debido al cambio de presión a través de la membrana. El tipo de pretratamiento dependerá del tipo de membrana a usar y la naturaleza del gas separado. La figura 11 muestra el máximo y el mínimo pretratamiento que se puede dar a una membrana.

Figura 11. Pretratamiento máximo y mínimo para una planta de membranas.



Fuente: BAKER, Richard y LOKHANDWALA, Kaaeid. Natural gas processing with membranes: An overview. Membrane Technology and research. (Dec 2007). Adaptada.

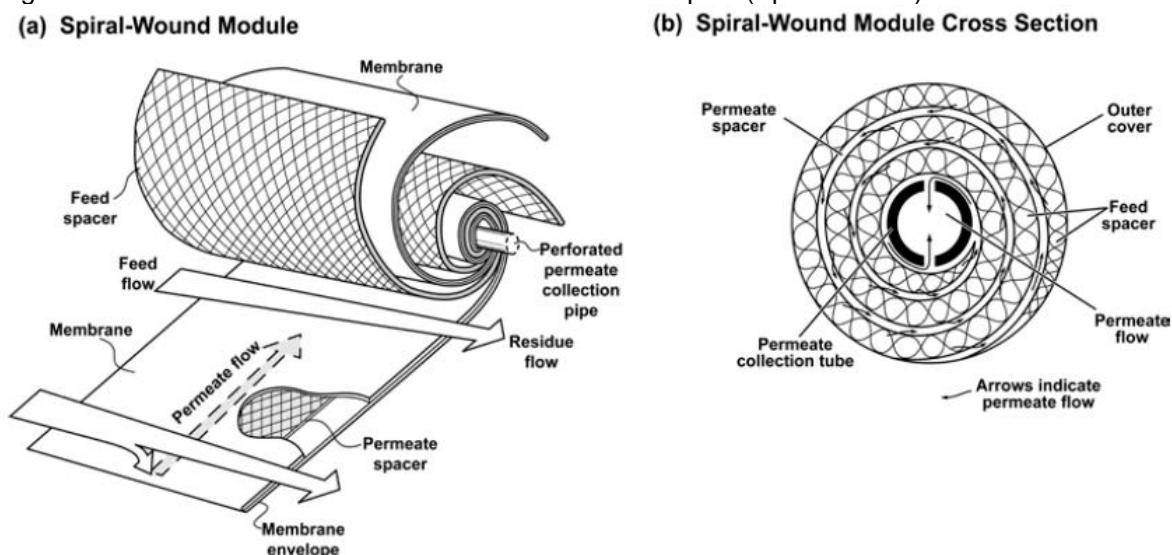
- **Módulos de membranas**

El módulo es la sección donde se encuentra empaquetada la membrana. Según el tipo de empaquetamiento, los módulos pueden tener varias clasificaciones, los tipos utilizados en la separación de CO₂ del gas natural son

“enrollado en forma de espiral” (spiral wound) y de “fibras huecas” (hollow fiber)²⁸.

Los módulos tipo “enrollado en forma de espiral” son construidos a partir de láminas espaciadoras que separan láminas de membrana, todas las láminas apiladas son enrolladas en forma de espiral alrededor de un tubo perforado, de ahí su nombre. La corriente de alimento pasa entre las láminas espaciadoras mientras se encuentra en contacto con la membrana la cual dejará fluir a través de ella el permeado hacia otra lámina espaciadora que permitirá que el permeado viaje radialmente hacia el tubo perforado²⁹ como lo muestra la figura 12.

Figura 12. Módulo de membrana enrollada en forma de espiral (Spiral Wound).



Fuente: BAKER, Richard. Future directions of membrane gas separation technology. Membrane Technology and research. (Dec 2001).

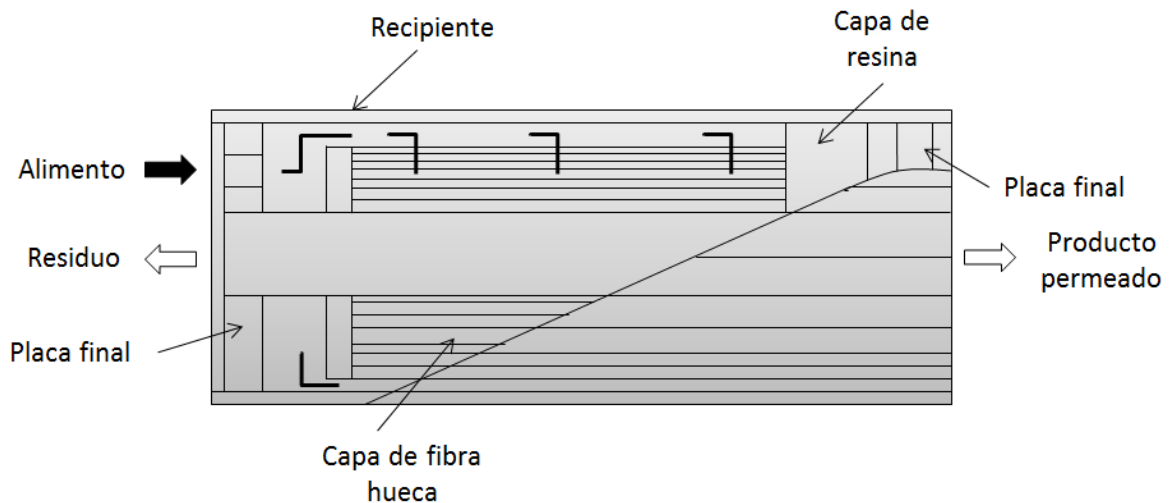
El módulo de fibras huecas es más eficiente en comparación al tipo enrollado en forma de espiral, ya que ofrece mayor área de membrana con menor cantidad de volumen convirtiéndose en el preferido cuando se requiere menor

²⁸ BAKER, Richard. Future directions of membrane gas separation technology. Membrane Technology and research. (Dec 2001).

²⁹ MULDER, Marcel. Basic principles of membrane technology. second edition. Enschede, The Netherlands, Kluwer academic publishers, 1996.

espacio, además es menos costoso. Sin embargo, cabe resaltar que los módulos de tipo enrollado en forma de espiral son llamativos a presiones por debajo de 435-870 psi debido a que sus membranas presentan mejor permeabilidad que en los módulos de fibras huecas³⁰. En el módulo de fibras huecas la membrana rodea pequeños capilares porosos de aproximadamente 50-500 μm de diámetro por donde ingresará la corriente de entrada, el permeado atravesará el capilar y fluirá por el casco del módulo, también es posible realizar el flujo de forma contraria. La figura 13 muestra un módulo de fibras huecas.

Figura 13. Módulo de membrana tipo fibras huecas.

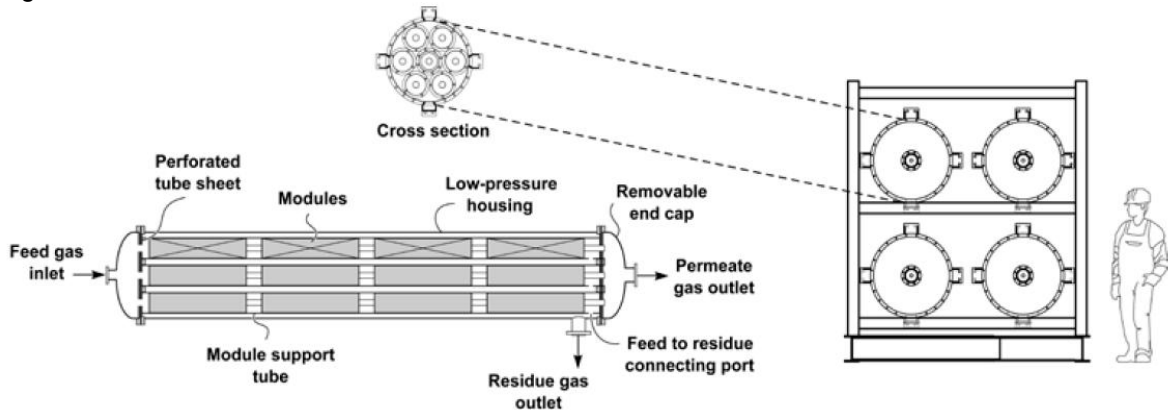


Fuente: BAKER, Richard. Future directions of membrane gas separation technology. Membrane Technology and research. (Dec 2001). Adaptada.

En las planta de gas natural se usan las membranas a gran escala, por esta razón son requeridos muchos módulos los cuales se conectan entre si dentro de un tubo de soporte. Los módulos pueden ser apilados en un “skid” como lo muestra la figura 14.

³⁰ BAKER, Richard. Future directions of membrane gas separation technology. Membrane Technology and research. (Dec 2001).

Figura 14. Skid de membranas.



Fuente: A Membrane Process to Capture CO₂ from Coal-Fired Power Plant Flue Gas. NETL publication. Disponible en web: <http://www.netl.doe.gov/publications/proceedings/09/CO2/pdfs/5312%20MTR%20membrane%20%28Merkel%29%20mar09.pdf>

- Etapas de separación por membranas

El diseño de un proceso de separación con membranas puede contener varias etapas, cada una de ellas con un sistema de membranas diferente. El número de etapas depende de los parámetros operativos de cada sistema de membranas como también de la configuración de estos.

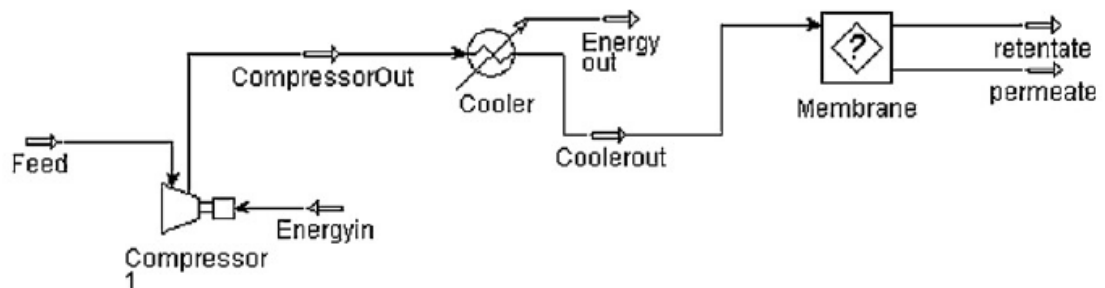
Para proyectos que requieren una pureza y recobro moderado, un proceso de una sola etapa sin reciclo suele ser suficiente, el cual es simple, no contiene equipo rotatorio y requiere un mínimo mantenimiento; sin embargo, económicamente es viable para proyectos donde se produzca menos de 1 MMSCFD. El diseño de un sistema de múltiples etapas se aplica a procesos en los cuales se requiere un recobro y/o una pureza más alta, como también para evitar pérdidas en el permeado.

Los procesos de múltiples etapas son más costosos debido a que se requiere un compresor para aumentar la presión de la corriente de alimento de la siguiente etapa, sin embargo en proyectos medianos y grandes este costo se justifica

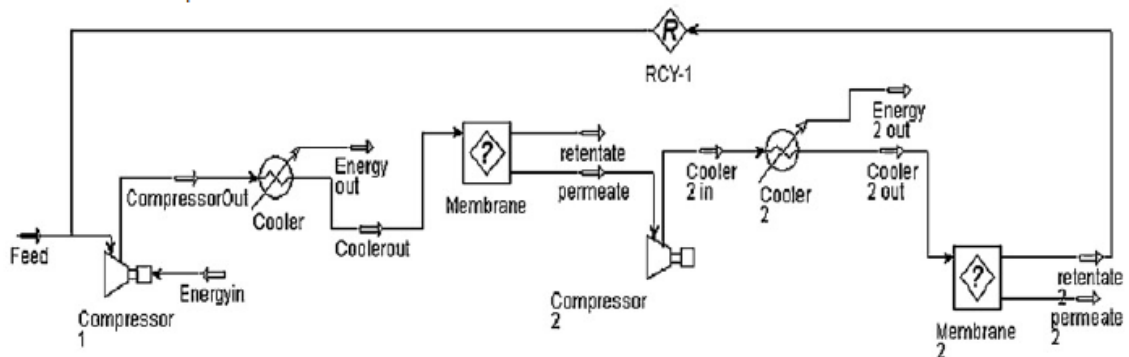
debido a la mejora de proceso de separación³¹. Algunas configuraciones de procesos con una y dos etapas se muestran en la figura 15.

Figura 15. Procesos de separación con membranas de una y dos etapas.

Proceso de una etapa



Proceso de dos etapas



Fuente: FAIZAN AHMAD, K.K.Lau y A.M. SHARIFF, Ghulam Murshid. Process simulation and optimal design of membrane separation system for CO₂ capture from natural gas: Computers and Chemical engineering. Elsevier Ltd. No. 36(Feb 2011).

2.3 RECOBRO DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL (LGN)

El recobro de hidrocarburos líquidos (LGN) consiste en extraer parte de los componentes del gas natural los cuales son atractivos en el mercado y tienen

³¹ BAKER, Richard y LOKHANDWALA, Kaaeid. Natural gas processing with membranes: An overview. Membrane Technology and research. (Dec 2007).

diferentes usos. A continuación, se describirán brevemente los productos del gas natural³²:

- **Etano (C₂):** es el más liviano y es usado como materia prima para la industria petroquímica, su recobro solo se justifica cuando hay un mercado petroquímico activo y es fácil de transportar.
- **Propano (C₃):** es vendido como materia prima para la industria petroquímica y como combustible en zonas donde otras fuentes de combustible no son competitivas. Frecuentemente es conocido como LPG y se vende mezclado con butano.
- **Butanos (iC₄ y nC₄):** El iso-butano es el producto más volátil y valioso de los butanos, su uso primario es como materia prima en refinerías en donde se producen componentes de mezcla de alto octanaje para la gasolina. Por otro lado, el normal-butano es usado como materia prima para la industria petroquímica. Cuando el normal-butano es usado como combustible, normalmente es mezclado con propano, aunque puede ser usado como componente puro. El uso más grande de los butanos es para controlar la presión de vapor y el octanaje de la gasolina.
- **Gasolina natural (C₅₊):** Se refiere a los pentanos y componentes más pesados del gas natural. Se usa principalmente como materia prima de refinería, aunque el mercado en la industria petroquímica está creciendo.

La extracción de líquidos del gas natural generalmente se realiza con el fin de llevar el gas a condiciones específicas debido a que el gas natural puede producir líquidos cuando es transportado. Por otro lado, se puede ampliar el precio de las corrientes de gas y líquidos producidos en el mercado. Usualmente la remoción de

³² CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volume 1.

C5+ es satisfactoria para tomar ventaja de los precios de vender como LGN puro que como componente del gas natural. Cuando se extraen líquidos del gas natural, el gas residual pierde poder calorífico, por lo tanto, su precio decrece, la diferencia de precios se le llama valor de contracción y es un parámetro importante en el estudio de viabilidad de extraer LGN³³.

Comercialmente, los procesos para extraer LGN pueden ser absorción, adsorción y refrigeración (condensación). Los procesos de absorción (aceite pobre) son antiguos e ineficientes mientras que los procesos de adsorción no manejan gases con altos contenidos de hidrocarburos pesados³⁴. Debido a que en este proyecto se maneja un gas con altos contenidos de hidrocarburos pesados y se requiere un proceso eficiente, solo se profundizará en los procesos de refrigeración, como lo son refrigeración mecánica, válvula de expansión Joule-Thomson y Turboexpander.

2.3.1 Refrigeración mecánica

El proceso de refrigeración mecánica es muy flexible en su aplicación para extraer LGN. Consiste en extraer el calor del gas mediante un enfriador, también llamado Chiller, el cual usa una corriente fría de refrigerante. El proceso puede ser usado para controlar el punto de rocío de hidrocarburos, cuando se requiere un recobro de líquidos modesto. Además puede ser usado para alto recobro de propano en el caso de gases muy ricos. El nivel de recobro está fuertemente relacionado con la presión y composición del gas de alimento; y la temperatura de enfriamiento. Usualmente, la refrigeración mecánica va acompañada de un sistema de inyección de glicol para evitar la formación de hidratos, pero la temperatura de refrigeración

³³ CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volume 1.

³⁴ MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006

se ve limitada por la viscosidad del glicol. La tabla 14 muestra las principales características de la refrigeración mecánica.

La refrigeración es típicamente realizada mediante un ciclo de refrigeración de propano, el cual está limitado a -40 °F. En orden de conseguir temperaturas menores de procesamiento, se puede considerar una deshidratación previa y/o usar sistemas alternativos de refrigeración³⁵. La figura 16 muestra la configuración de un sistema de enfriamiento en donde el gas de alimento es preenfriado por la corriente fría de gas proveniente del separador para aumentar la eficiencia del proceso, luego de pasar por el enfriador, el gas de alimento frío junto con los condensados, son enviados a un separador.

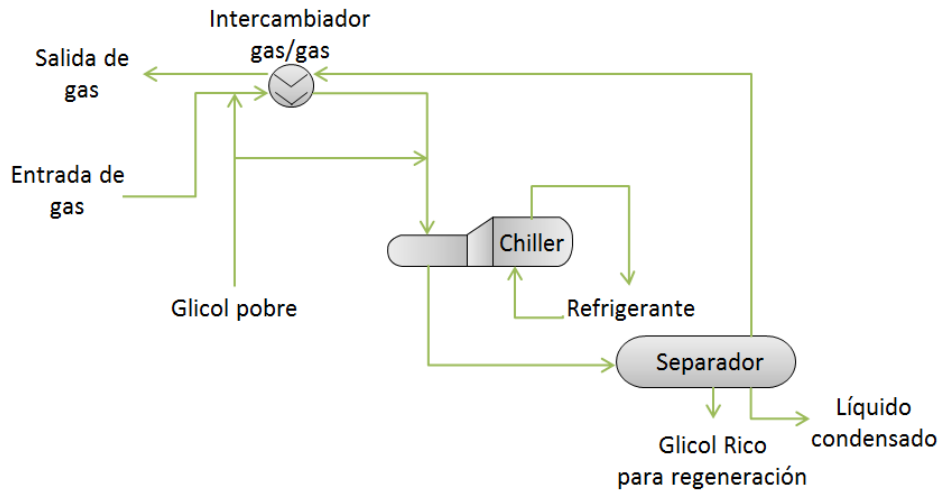
Tabla 14. Características principales de la refrigeración mecánica.

Ítem	Rango
Razón de flujo típica (MMSCFD) [1]	Cualquiera
Presión de operación (Psig) [1]	Cualquiera
Hidrocarburos del gas de alimento [1]	Gas pobre y rico
Recobro de LGN típicos (%) [1]	Etano: No aplica Propano: 20-40 % Butano: 50-70 % Gasolina: 70-90 %
Confiabilidad [1]	Alta
Mantenimiento [1]	Bajo
CAPEX [1]	Bajo
OPEX [1]	Bajo
Equipos y sustancias requeridos típicamente [2].	Intercambiadores de calor (Chiller, evaporador), compresor, válvula de expansión, refrigerante e inhibidor de hidratos.

Fuente: [1] HUEBEL, Robert y MALSAM, Michael. New NGL-recovery process provides viable alternative. Oil and gas journal, processing. sep 2012. [2] Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

³⁵ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Figura 16. Configuración de un proceso de refrigeración mecánica.

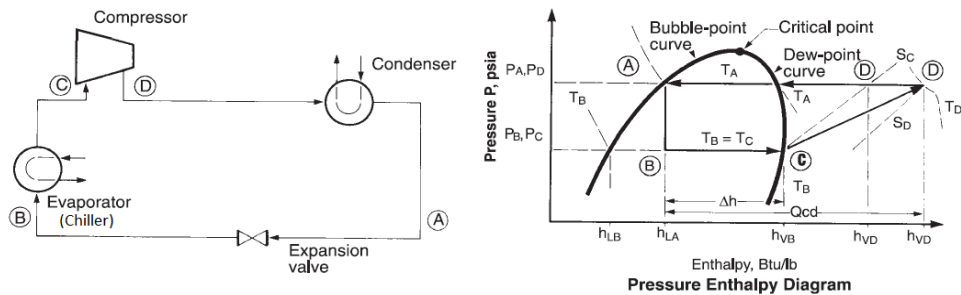


Fuente: MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006. Adaptada.

2.3.1.1 Ciclo de refrigeración³⁶

La figura 17 muestra un ciclo de refrigeración, el cual se basa en la compresión y expansión de un gas. La refrigeración mecánica se divide en 4 pasos: expansión, evaporación, compresión y condensación.

Figura 17. Ciclo de refrigeración.



Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

³⁶ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

- **Expansión:** La figura 17 muestra el diagrama de fases de un refrigerante, en función de la presión y la entalpía; el punto A representa el refrigerante líquido en un punto de burbuja, a una presión de saturación P_A , y una entalpía h_{LA} . En la expansión, la presión y la temperatura son reducidas mediante una válvula de control hasta una presión P_B . La presión P_B es determinada por la temperatura deseada del refrigerante T_B . En el punto B, el vapor y el líquido coexisten, la entalpía del líquido saturado es h_{LB} , mientras que la entalpía del vapor saturado correspondiente es h_{VB} . Si la expansión es realizada sin intercambios de energía, el proceso es considerado isoentálpico. De esta forma, la entalpía total a la salida de la válvula es la misma que a la entrada, h_{LA} . Con el fin de determinar la cantidad de vapor, se define X como la fracción de líquido a una presión dada P_B y una entalpía h_{LB} . La fracción de vapor formado durante la expansión con una entalpía de h_{VB} es (1-X). Las ecuaciones del balance de energía y de la fracción de líquido son:

$$X = \frac{h_{VB} - h_{LA}}{h_{VB} - h_{LB}} \quad 1 - X = \frac{h_{LA} - h_{LB}}{h_{VB} - h_{LB}}$$

- **Evaporación:** El vapor formado en el proceso de expansión (A-B) no provee refrigeración al proceso. El calor es absorbido del proceso por la evaporación de la porción de líquido del refrigerante. Como muestra la figura 17, la evaporación se realiza a temperatura y presión constante (B-C). La entalpía del vapor en el punto C es h_{VB} . Físicamente la evaporización toma lugar en el intercambiador de calor, referido anteriormente como enfriador o chiller. El proceso de refrigeración es provisto por el líquido frío X, y su efecto refrigerante puede ser definido como $X(h_{VB} - h_{LB})$, reemplazando en las ecuaciones anteriores el efecto puede definirse como:

$$Effect = h_{VB} - h_{LA}$$

La capacidad de refrigeración se refiere a la cantidad total de calor absorbido en el chiller por el proceso, generalmente expresado como “toneladas de refrigeración”, o Btu/unidad de tiempo. La tasa de flujo de refrigerante es dada como:

$$m = \frac{Q_{ref}}{(h_{VB} - h_{LA})}$$

- **Compresión:** el refrigerante en fase vapor abandona el chiller a una presión de saturación P_C con una temperatura correspondiente igual a T_C y una entalpía h_{VB} . La entropía en este punto es S_C . El vapor es comprimido isotrópicamente hasta la presión P_A a través de la línea C-D'. El trabajo isotrópico (ideal), W_i , para comprimir el refrigerante de P_B a P_A es dado por:

$$W_i = m(h'_{VD} - h_{VB})$$

La entalpía h'_{VD} es determinada por las propiedades del refrigerante a una presión P_A y una entropía S_C . Como los refrigerantes no son fluidos ideales y los compresores no operan idealmente, se ha definido compensar estas ineficiencias con un parámetro llamado “eficiencia isotrópica” η_i . El trabajo de compresión real puede ser calculado de la siguiente forma:

$$W = \frac{W_i}{\eta_i} = \frac{m(h'_{VD} - h_{VB})}{\eta_i} = m(h_{VD} - h_{VB})$$

La entalpía de descarga es dada por:

$$h_{VD} = \frac{(h'_{VD} - h_{VB})}{\eta_i} + h_{VB}$$

El trabajo de compresión puede ser expresado como:

$$GHP = \frac{W}{2544,4}$$

Dónde: $2544,4 = \frac{Btu}{h} = 1HP$

- **Condensación:** El refrigerante supercalentado que abandona el compresor a presiones de P_A y T_D (punto D), es enfriado aproximadamente a presión constante hasta la temperatura T_A , después de ingresar a la envolvente de dos fases, el vapor se condensa a temperatura constante. Durante el enfriamiento del vapor supercalentado y la condensación de mismo, todo el trabajo aplicado al refrigerante durante la evaporación y la compresión debe ser removido para completar el ciclo hasta el punto A (punto de inicio) en el diagrama P-h. Sumando la capacidad de refrigeración y la energía de compresión se puede calcular el cambio de energía en el condensador.

$$Q_{cd} = m[h_{VB} - h_{LA} + (h_{VD} - h_{VB})]$$

$$Q_{cd} = m h_{VD} - h_{LA}$$

La presión de condensación del refrigerante está en función del medio disponible de enfriamiento (aire, agua u otro refrigerante). El medio de enfriamiento es el disipador de calor del ciclo de refrigeración.

2.3.1.2 Caídas de presión a través del ciclo de refrigeración

Al momento de diseñar el ciclo de refrigeración, es necesario tener en cuenta las caídas de presión a través del sistema. La tabla 15 muestra algunos valores de caída de presión típicos.

Tabla 15. Pérdida de presión a través del ciclo de refrigeración.

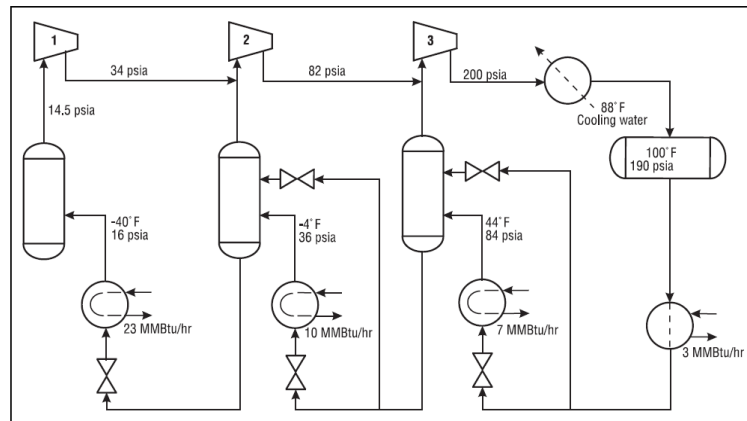
Condensador		3 a 7 psi
Líneas hidráulicas	Evaporador a compresor	0,1 a 1,5 psi
	Compresor a condensador	1 a 2 psi
	Condensador a receptor	0,5 a 1 psi

Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

2.3.1.3 Refrigeración por etapas

Con el fin de disminuir la potencia requerida, el ciclo de refrigeración puede realizarse en varias etapas. La figura 18 muestra una refrigeración de tres etapas y la tabla 16 muestra el resultado de realizar refrigeración con propano en una, dos y tres etapas.

Figura 18. Refrigeración con propano en tres etapas.



Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Tabla 16. Parámetros de la refrigeración según el número de etapas.

	Etapas		
	1	2	3
Capacidad de refrigeración [MMBtu/hr]	1,0	1,0	1,0
Temperatura de refrigeración [°F]	-40	-40	-40
Temperatura de condensación [°F]	100	100	100
Requerimientos de compresión [HP]	292	236	224
Reducción en los Hp	Base	19,2	23,3
Energía en el condensador [MMBtu/hr]	1,743	1,6	1,575
Cambio en la energía del condensador	Base	-8,2	-9,6

Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

2.3.2 Válvula de Joule Thomson

Como se mencionó anteriormente la válvula de Joule Thomson es uno de los diversos métodos utilizados para controlar el punto de rocío del hidrocarburo y extracción de líquidos del gas natural. Bajo el principio del efecto de expansión de Joule Thomson por medio de la válvula, se han desarrollado determinados procesos que han sido aplicados en muchos proyectos en el mundo, pero debido a las características particulares de este estudio, sólo se tratará el principio general con el proceso que comúnmente se conoce como sistema de separación a baja temperatura (por sus siglas en inglés LTS). La tabla 17 señala las principales características del proceso.

Tabla 17. Características principales del proceso por expansión de válvula Joule Thomson. [1] [2] [3] [4].

Ítem	Dato
Razón de flujo típica (MMSCFD)	5-10
Presión de operación (Psig)	Mayores a 1000
Recobro de LGN	Entre más diferencia de presión mejor la eficiencia de recobro
Confiabilidad	Alta
Mantenimiento	Bajo
CAPEX	Bajo
OPEX	Bajo
Equipos y sustancias requeridos típicamente	Intercambiadores de calor (Chiller, evaporador), compresor, válvula de expansión, separador o destilador

Fuente: [1] Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2. [2] MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006, [3] MOKHATAB, Saied y MEYER, Peter. Technology selection for gas processing units. Presentado en la GPA conferencia de gas ácido en Europa. (Jul. 2011). [4] <http://www.c-a-m.com/Forms/Product.aspx?prodid=6d378da3-2a91-4d4c-89d9-8da0029d18e0>

2.3.2.1 Refrigeración por válvula de expansión

La caída de presión a través de la válvula de choque es un proceso isoentálpico (a entalpía constante), en el cual la válvula opera con base en la primera ley de la

termodinámica. El proceso fue estudiado por Joule Thomson quien incluyó el coeficiente J-T, el cual toma valor negativo o positivo correspondiente al calentamiento o la refrigeración en la expansión respectivamente.

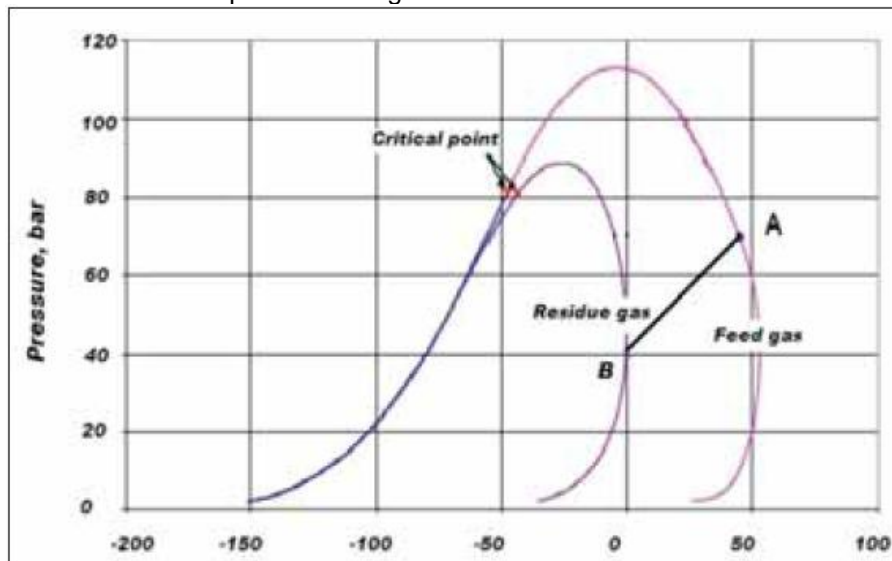
Los hidrocarburos livianos se refrigeran en expansión, desde presiones de alrededor de 586 bar (8500psi). El coeficiente J-T (μ), es descrito matemáticamente como:

$$\mu = \frac{\partial P}{\partial T}_H$$

Donde ∂T y ∂P son derivadas parciales de temperatura ($^{\circ}\text{C}$) y presión (bar) respectivamente, a entalpia constante H (kJ/kg).

El comportamiento puede ser descrito mejor en una envolvente de fases como se muestra en la figura 19. La línea A-B representa el proceso isoentálpico, causando una caída tanto de temperatura como de presión³⁷.

Figura 19. Envolvente de fase para una refrigeración con válvula J-T.



Fuente: JIBRIN, Abubakar Abbas y NASR, Ghasem. Dew point Control Technologies. Vol. 50, No. 4 (May. 2010).

³⁷ JIBRIN, Abubakar Abbas y NASR, Ghasem. Dew point Control Technologies. Vol. 50, No. 4(May. 2010).

2.3.2.2 Separación a baja temperatura (LTS).

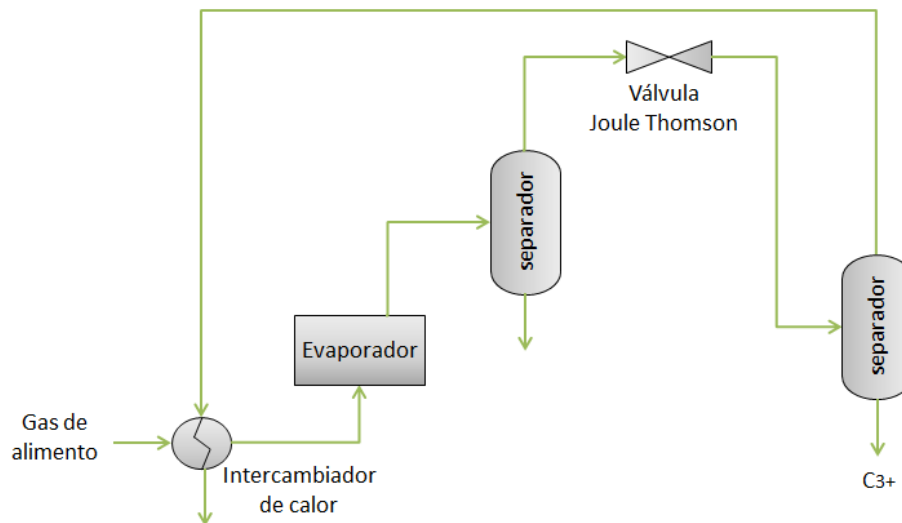
El sistema de refrigeración de expansión hace uso de la válvula Joule Thomson con el fin de reducir la temperatura del gas por medio de la reducción de la presión. Esta aplicación también se conoce como auto-refrigeración y debido a la extensa refrigeración (disminución de temperatura), puede presentarse formación de hidratos, por lo tanto es necesario el uso de inhibidores, tales como metanol o glicol el cual es inyectado a la corriente antes de pasar por la válvula.

El gas de entrada es preenfriado con la ayuda del intercambiador de calor gas/gas, cuya corriente de gas de baja temperatura es la tratada en el separador. Después se busca bajar más la temperatura con la expansión provocada por la válvula J-T, este cambio de temperatura depende principalmente de la caída de presión se ha generado, ver figura 20.

El gas al salir de la válvula J-T llega al separador de baja temperatura donde los condensados y el inhibidor caen al fondo para luego ser separados por controladores de nivel, posterior a esto los dos fluidos se tratan.

En contraparte el gas que sale del tope es generalmente re-comprimido debido a la caída de presión considerable para lograr las especificaciones requeridas o las condiciones que se quieran alcanzar en el proyecto. Este gas liberado tiene un punto de rocío de hidrocarburo igual a la temperatura y presión del separador.

Figura 20. Esquema de la refrigeración por válvula Joule Thomson.



Fuente: ALFYORV, Vadim; BAGIROV, lev; et al. Supersonic nozzle efficiently separates natural gas components. Oil and gas journal, processing. May 2005. Adaptada.

El esquema general del proceso en la figura 20 muestra la extracción de C_{3+} como pauta para referenciar la utilidad de este proceso en la recuperación de etano o más propano que el obtenido por la refrigeración mecánica. Como otras ventajas se resalta la simplicidad, los bajos costos y la fácil operación. Sin embargo el sistema LTS puede ser solo usado donde se disponga de una alta presión (por encima de 1000 psi), para realizar el procesamiento y separación deseada y se debe tener en cuenta la presión de entrega del gas separado que es considerablemente reducida.

2.3.3 Turboexpander

Cuando la presión del sistema no es lo suficientemente alta o elevar la presión de la corriente de entrada no es viable técnica ni económicamente, con estudios previos se puede considerar implementar otro proceso como el criogénico o planta turboexpander. Mientras en los dos procesos anteriores se utiliza un chiller

(refrigeración mecánica) y una válvula de expansión (válvula J-T), para este proceso el punto clave es una turbina de expansión.

Este método es usado por lo general para gases pobres y al igual que las demás tecnologías puede ser configurado de diferentes maneras e incluso con el objetivo de mejorar las eficiencias de recobro puede combinarse con la refrigeración mecánica o la válvula de Joule Thomson. A continuación, en la tabla 18, se muestran las características principales de operación a tener en cuenta para este proceso.

Mientras se expande el gas que entra, este suministra energía al eje de la turbina y se obtiene una reducción de la entalpía del gas. Esta disminución de la entalpía causa una mayor caída de la temperatura que la obtenida por el proceso de válvula Joule Thomson.

Tabla 18. Características principales del proceso turboexpander.

Ítem	Dato
Razón de flujo típica (MMSCFD)	Mayores a 50 [1]
Presión de operación (Psig)	Cualquiera [2]
Hidrocarburos del gas de alimento	Gas pobre y rico [2]
Recobro de LGN típicos (%)	Etano: 95 % [1] Propano: 99.9 % Butano: 100 % Gasolina: 100 %
Confiabilidad	Alta [1]
Mantenimiento	Medio[1]
CAPEX	Alto [1]
OPEX	Alto [1]
Equipos y sustancias requeridos típicamente	Intercambiadores de calor (Chiller, evaporador), compresor, Expansor, separadores.

Fuente: [1] HUEBEL, Robert y MALSAM, Michael. New NGL-recovery process provides viable alternative. Oil and gas journal, processing. sep 2012. [2] MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006.

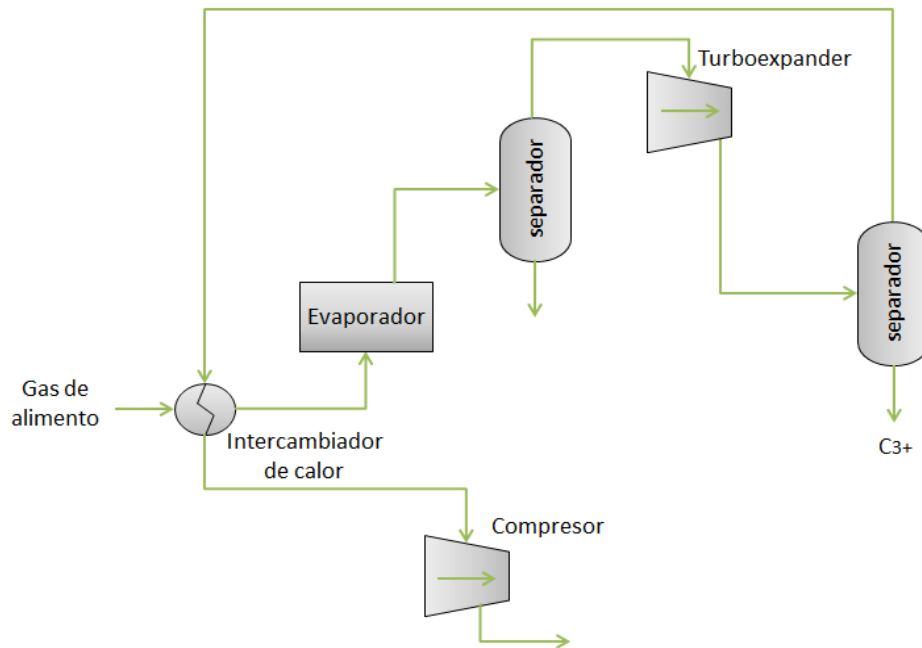
Aunque existen muchas variaciones en los diseños de las plantas de turboexpander, la mayoría tiene el mismo proceso básico. En la figura 21 se

observa un esquema general en el cual el gas de entrada es pre-enfriado con un intercambiador de calor gas-gas para luego bajar aún más la temperatura utilizando un evaporador o chiller con propano. La condensación parcial es enviada a una etapa primaria de separación donde se retiran algunos condensados y el gas se dirige a la turbina de expansión.

El gas se expande a través de la turbina de expansión a la presión del próximo separador, el cual varía de 100 a 450 psia³⁸ y la temperatura para lograr que el etano (en este caso), sea licuado en alrededor de -130 a -150 °F.

Actualmente las plantas turboexpander realizan un montaje del expansor unido a un compresor con el fin de aprovechar la energía perdida por el expansor al ser reusada por el compresor. Esto arroja resultados positivos en cuestión de eficiencias y costos de operación.

Figura 21. Esquema de la refrigeración criogénica o turboexpander.

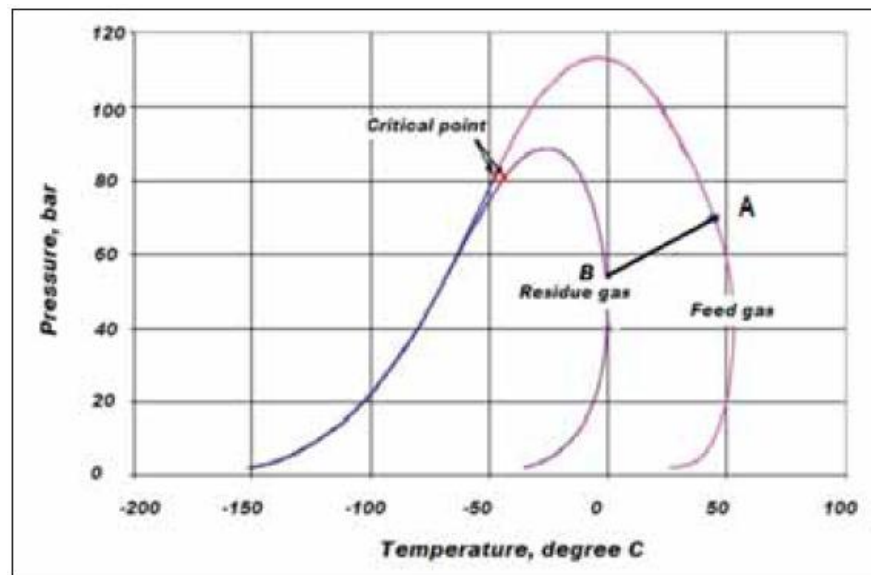


Fuente: ALFYORV, Vadim; BAGIROV, lev; et al. Supersonic nozzle efficiently separates natural gas components. Oil and gas journal, processing. May 2005. Adaptada.

³⁸ MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006

El principio del funcionamiento es la expansión isoentrópica del gas para lograr la condensación en la turbina por medio de la refrigeración, ver figura 22 línea A-B. El gas una vez sale del separador o destilador es comprimido después de preenfriar el gas de alimento y cuando se realiza el montaje del expansor con el compresor, este vuelve a ser re-comprimido.

Figura 22. Envolvente de fases para un proceso turboexpander.



Fuente: JIBRIN, Abubakar Abbas y NASR, Ghasem. Dew point Control Technologies. Vol. 50, No. 4 (May. 2010).

2.4. ESTABILIZACIÓN

Una vez los líquidos del gas natural han sido extraídos con el uso de las diferentes tecnologías mencionadas anteriormente, deben reunir especificaciones de venta las cuales pueden variar dependiendo del mercado o del método de transporte. Sin embargo, en algunos casos no es necesario reunir tales requerimientos debido a otros fines que se puedan establecer para estos.

Aunque algunos proyectos no dependen de aquellas especificaciones técnicas de venta, si es de suma importancia reunir características que garanticen seguridad

para el almacenamiento y transporte o simplemente para aumentar la producción de componentes intermedios y pesados. Por eso es necesario que estos líquidos pasen por una etapa de estabilización la cual permite retirar el mayor porcentaje de componentes volátiles tales como el metano, el etano y el propano que son susceptibles a vaporizarse en los tanques de almacenamiento, por tal razón la estabilización de los condensados debe cumplir con la especificación de una presión de vapor Reid no superior a 10 psi.

La estabilización puede ser realizada ya sea por vaporización flash o destilación (fraccionamiento). Sin embargo, cabe anotar que la vaporización flash como un método de estabilización es tecnología vieja y no se utiliza en plantas de gas modernas³⁹. De esta manera el enfoque será para la destilación, que es el método más popular en la industria.

2.4.1 Estabilización por fraccionamiento

La estabilización por fraccionamiento o destilación es muy común y eficiente para separar los componentes líquidos más ligeros y los componentes gaseosos más pesados de la corriente producida de condensados. Por lo general los componentes separados en la parte superior son los más volátiles: metano, etano y propano. Por el contrario los intermedios y más pesados: trazas de butanos, pentanos e hidrocarburos más pesados son retirados en la parte inferior de la torre (fraccionador).

Un fraccionador es un dispositivo usado para dividir un alimento de entrada en dos o más partes, por lo menos una de las cuales tendrá un control de composición o de presión de vapor⁴⁰. La realización de dicha división exitosamente se basa en principios físicos de propiedades de los fluidos operando a presión constante, determinadas temperaturas y un contacto vapor-liquido considerable.

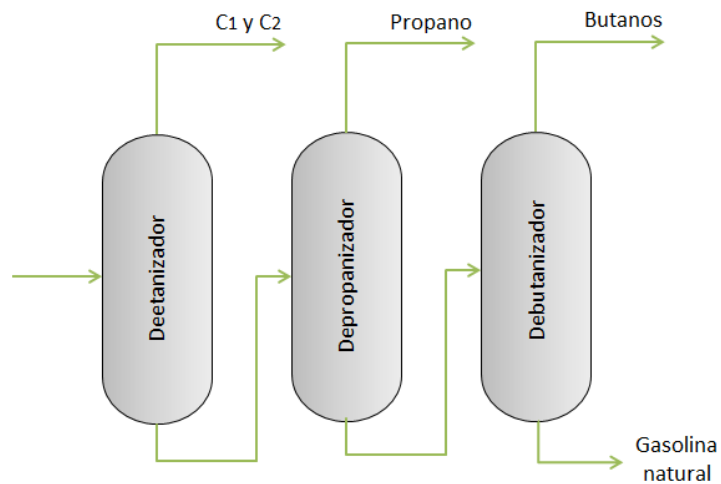
³⁹ MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006.

⁴⁰ Campbell pag. 275

2.4.1.1 Tipos de fraccionadores

Los fraccionadores se denominan según el producto producido en cabeza, como lo muestra la figura 23. Por ejemplo para un deetanizador se retira etano como producto de cabeza (overhead product), mientras el propano y productos más pesados como productos de fondo (bottoms o bottom product). De igual manera sucede para los otros dos fraccionadores.

Figura 23. Diagrama simplificado de una planta de fraccionamiento.



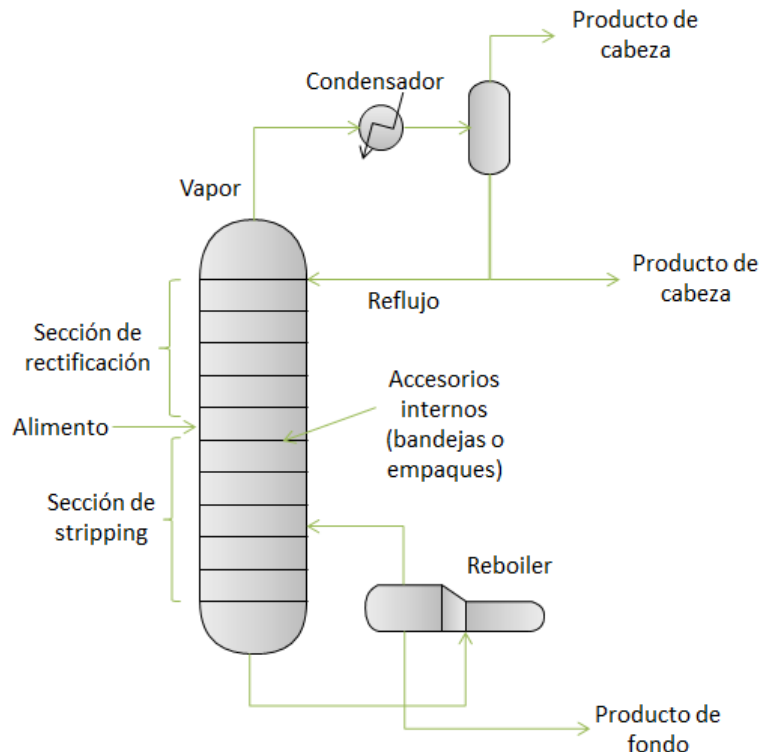
Fuente. CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volume 2. Adaptada.

Así como pueden existir plantas con más de una torre, también se encuentran plantas pequeñas con un solo fraccionador, el cual permite extraer un solo líquido en particular.

2.4.1.2 Principio de funcionamiento

En la figura 24, se visualizan los principales componentes de la torre destiladora que permiten establecer los parámetros iniciales de operación de acuerdo a lo que se desea producir. La corriente de alimento o el condensado proveniente del procesamiento del gas, entra a la torre la cual dispone en su interior de ciertos accesorios internos que facilitan la transferencia entre el líquido y el vapor en contracorriente. A medida que el líquido va cayendo dentro de la columna y avanza hacia el fondo, va perdiendo fracciones ligeras y aumentando fracciones pesadas. Antes de llegar a fondo, cierta cantidad de líquido pasa a través de un rehervidor (reboiler), que calienta el fluido, liberando vapores que a su vez avanzan hacia el tope de la torre en contracorriente con el condensado generando una mejor eficiencia del proceso.

Figura 24. Esquema de fraccionamiento.



Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Por otro lado el vapor que sube hacia el tope de la torre va despojando los componentes más pesados y se enriquece con las fracciones más livianas. Cuando al fin llega al tope de la torre puede ser retirado como producto simple que rara vez es contado como producto de venta reuniendo las especificaciones del mercado.

Otra manera de hacer más eficiente el proceso, es transformar la torre a una destiladora de reflujo. El reflujo es el condensado de componentes más pesados que se obtiene reduciendo la temperatura del vapor por medio de un condensador el cual es recirculado a la torre para aumentar la eficiencia del proceso.

2.4.1.3 Condiciones generales de diseño

- **La Torre**

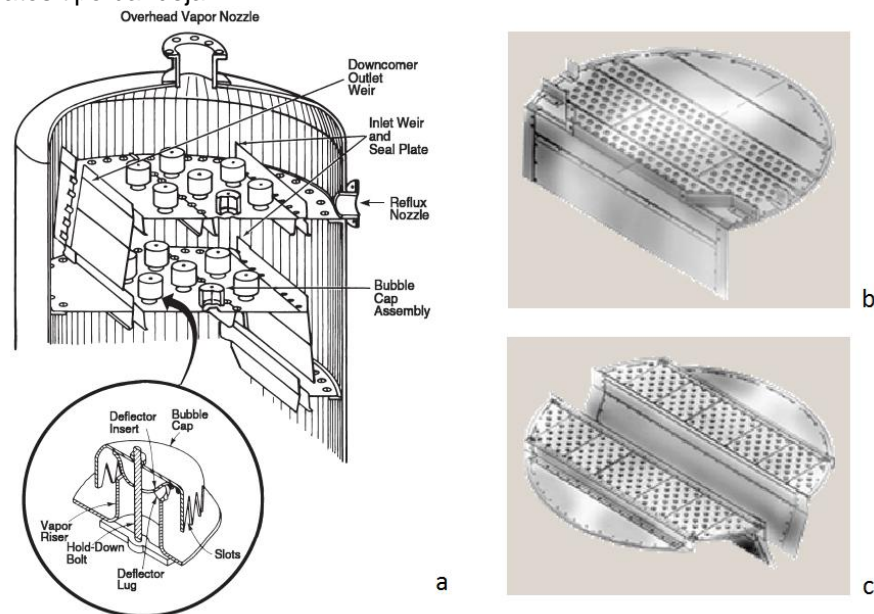
El destilador o fraccionador por si solo es un recipiente cilíndrico de forma vertical que permite la separación de dos fluidos por simple diferencia de densidades. Como se mencionó anteriormente, está compuesto de accesorios internos que ayudan a crear un mejor contacto entre el líquido y el vapor. El accesorio más importante a la hora de conseguir el mejor contacto entre las dos fases se determina a partir de las opciones del mercado. Por un lado se encuentran las torres tipo bandeja como lo son las bandejas burbujeadoras de campana, bandejas de válvula y bandejas tipo tamiz. Por otro lado, están las tipo empacetas las cuales son las más recientes y novedosas en la industria. A continuación se describirán los dos tipos de torre.

- **Tipo bandeja**

Hay muchos diseños para este tipo de columnas pero las más comunes y utilizadas por la industria han sido la tipo burbujeantes de campana. Sin embargo, debido a su eficiencia, amplio rango de operación, fácil

mantenimiento, bajo costo y aumento en la capacidad (para un diámetro dado), las bandejas de válvula y tamiz han reemplazado cada vez más las de tipo campana en muchas aplicaciones.

Figura 25. Platos tipo bandeja.



Fuente: a) Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2. b-c) Separation Products, Inc. Types Of Trays: [en línea]. [Texas. 23147, U.S.A]: 2004. Disponible en web: <http://www.amistco.com/>

La figura 25a, representa la parte superior de un fraccionador con dos bandejas de tipo burbujeantes de campana, las cuales permiten que el vapor ascienda hacia la superficie de la torre y contacte el fluido que por acción de la gravedad va cayendo de plato a plato a través de las bajantes (downcomers), situadas en los extremos.

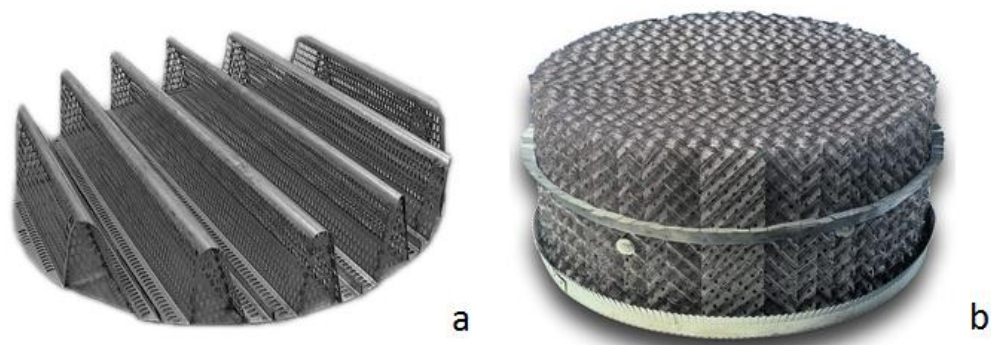
En la figura 25b y 25c están situados los otros dos tipos de bandejas, tamiz y válvula respectivamente. La bandeja tipo tamiz es más económica que la tipo válvula, pero esta a su vez es más eficiente, por el contrario la menos eficiente es la tipo campana, ya que la caída de presión es considerable. A pesar de eso, es recomendable para las columnas de deshidratación de glicol.

Teniendo en cuenta lo anterior, cabe resaltar que estas tecnologías siguen avanzando en búsqueda de nuevas soluciones para sus limitaciones o desventajas.

- **Tipo empaquetada:** Con las columnas empacadas, el contacto entre el vapor y el líquido es logrado a lo largo de la columna en lugar de un nivel específico⁴¹. Este tipo de columna ha empezado a tener gran aceptación en la industria. Entre las ventajas en relación a las tipo bandeja, está el manejo de bajas caídas de presión, más capacidad y bajo costo de capital. Aunque también puede sufrir de taponamientos y posibles problemas con la mala distribución de líquido.

Existen dos tipos generales de empaques (ver figura 26): empaque al azar (a), empaque estructurado (b). El primero maneja diferentes tipos de empaques en forma aleatoria a lo largo de la torre, con diferentes características. El segundo (estructurado), tiene más orden con una geometría específica en toda la torre. Y por último las rejillas que son un empaque con una estructura en forma de enrejado organizado que son muy poco utilizados en la industria.

Figura 26. Tipos de empaques.



Fuente: Process Tower Internals: [en línea]. [Texas, U.S.A]: 2013. Disponible en web: <http://www.amacs.com/>

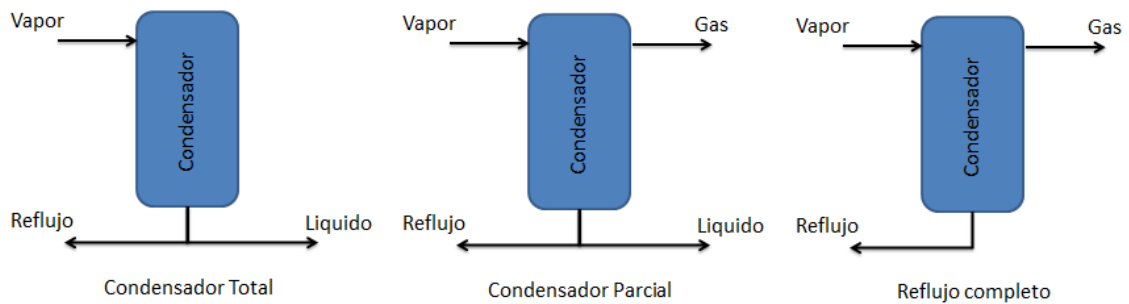
⁴¹ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Cabe resaltar que establecer el tipo de platos a utilizar no es tan importante como otros parámetros, debido a que son características más comerciales que operacionales. Por el contrario la ubicación del plato de alimento, el número de etapas (bandejas o empaques) y el diámetro de la torre, son parámetros indispensables debido a que dan un punto de partida para determinar la eficiencia del sistema.

- **Condensador:**

Puede establecerse de tres formas: total, parcial o de reflujo completo. Su selección depende de lo que se desea hacer con el vapor; si se condensa todo (total), si cierta fracción se condensa (parcial) o si todo el condensado que se produce se regresa a la columna (reflujo completo), ver figura 27.

Figura 27. Tipos de condensador.



Fuente: Autores.

El vapor entra al condensador en el cual se disminuye su temperatura por un medio refrigerante, que por lo general es aire por cuestiones de costos. El condensado producido es almacenado en un acumulador (reflux drum), para después ser circulado de nuevo a la torre o extraído. Si se desea una mejor separación de los dos componentes es necesario realizar el reflujo completo ya que se circulará todo el condensado hacia el fondo de la torre.

- **Rehervidor (reboiler):**

El líquido que viene desde el plato de entrada del alimento va al fondo por gravedad pero antes de salir, dicho condensado como producto de fondo o destilado, debe pasar por un rehervidor que eleva la temperatura y genera vapor el cual es recirculado a la unidad en el fondo de la columna.

Como en la mayoría de los equipos utilizados en la industria existen también variedad de rehervidores, por lo cual determinar el mejor, depende de las necesidades del proyecto y el costo. Por eso se debe contar con un estudio que determine los principales parámetros operacionales del equipo y se pueda solicitar el producto a las empresas de manera más específica.

3. SELECCIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS DE ENDULZAMIENTO Y REFRIGERACIÓN

Al principio de este capítulo se mencionarán las condiciones del campo y del gas producido en éste, ya que son la base fundamental en el proceso de selección de las tecnologías más adecuadas de endulzamiento y recobro de líquidos en el Campo Colombiano. La selección de las tecnologías se realizará mediante el uso de matrices que evalúan los rangos de operación según su importancia. A cada parámetro de selección se le dará un valor, según sea su importancia, y el desempeño de cada tecnología se calificará numéricamente, el valor de importancia y la calificación se multiplicarán, al final se sumarán los resultados de las multiplicaciones realizadas previamente, la tecnología que tenga un valor numérico mayor será la más apropiada.

3.1 DESCRIPCIÓN DEL CAMPO COLOMBIANO

El campo trabajado en el presente proyecto de grado produce principalmente aceite pero también produce gas, actualmente este gas no se comercializa debido a que la producción es de tan solo 4.5 MMSCFD, además no hay gasoducto para comercializarlo; por otro lado, el gas presenta cortes alrededor de 60% de CO₂ haciendo que el gas sea atípico. Sin embargo, el gas tiene potencial para la producción de condensados y puede ser utilizado para la generación de energía al mismo campo.

A continuación, se muestran las propiedades del gas en la salida del separador general del campo.

Tabla 19. Condiciones del gas a la salida del separador general.

Condiciones de flujo de gas de entrada	valor	Unidad
Temperatura	93	°F
Presión	40	psia
Caudal	4.5	MMSCFD

Fuente. Ecopetrol S.A.

Tabla 20. Composición del gas base seca.

Componente		%mol
Metano	C1	0,1641
Etano	C2	0,05
Propano	C3	0,0744
i-butano	iC4	0,0144
n-butano	nC4	0,0392
i-pentano	iC5	0,0116
n-pentano	nC5	0,0116
n-hexano	nC6	0,008
n-heptano	nC7	0,006
n-octano	nC8	0,0021
n-nonano	nC9	0,0009
n-decano	nC10	0,0002
Dióxido de carbono	CO ₂	0,6042
Nitrógeno	N ₂	0,0133

Fuente: Ecopetrol S.A.

Tabla 21. Propiedades fisicoquímicas del gas de salida del separador general.

Propiedades fisicoquímicas del gas	Valor	Unidad
IGHV Poder calorífico bruto (Ideal)	801.4	BTU/PC
RGHV Poder calorífico bruto (real)	816.1	BTU/PC
INHV Poder calorífico neto (Ideal)	731,5	BTU/PC
RNHV Poder calorífico neto (real)	744.9	BTU/PC
Densidad Ideal	0.1087	Lbm/PC
Densidad Real	0.1107	Lbm/PC
Gravedad específica Ideal	1.4083	Adimensional
100% licuefacción de propano	5.37	Galón/1000PC
Factor Z	0,982	Adimensional
Peso Molecular	40.84	Adimensional
Índice de Woobe	675.3	Adimensional
Contenido de agua	286.57	Lb/MMSCF

Fuente: Ecopetrol S.A.

3.2 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA APROPIADA EN EL ENDULZAMIENTO DEL GAS PRODUCIDO EN EL CAMPO COLOMBIANO

La condición más importante definida por los autores que debe cumplir las tecnologías obligatoriamente es la remoción de contenidos mayores de 60% mol de CO₂, por tal razón las siguientes tecnologías son descartadas antes de la evaluación por matriz⁴².

- Carbonato de Potasio caliente
- Solventes físicos
- Mezcla de solventes
- Absorción física
- Solventes no regenerativos

Las tecnologías que se evaluarán en la matriz de selección son las aminas y las membranas, debido a que pueden manejar concentraciones de entrada mayores de 60%.

Los valores de importancia son definidos de la siguiente forma: 100 poco importantes, 200 importantes y 300 muy importantes.

Los parámetros evaluados con su respectivo valor y la razón de su importancia son mencionados a continuación al igual que el valor de calificación de las tecnologías:

- **Contenido de CO₂ en el gas residual menor al 20%:** Debido a que los generadores no son exigentes en cuanto su operación con dióxido de carbono y que las tecnologías evaluadas pueden llegar a niveles de concentración muy bajas de gas ácido, este parámetro será clasificado como “poco importante”. (Valor= 100) (Calificación: No= 1, Si= 2)

⁴² Sweetening technologies – a look at the whole picture, Marco Bergel e Ignacio Tierno.

- **CAPEX:** Debido a que es un proyecto pequeño, es muy importante que se requieran los menores costos. (Valor= 300) (Calificación: Alto=1, Medio=2, Bajo=3).
- **OPEX:** Debido a que es un proyecto pequeño, es muy importante que se requieran los menores costos. (Valor= 300) (Calificación: Alto=1, Medio=2, Bajo=3).
- **Presiones requeridas:** Debido a que el campo requiere estaciones de compresión este parámetro es importante, las calificaciones de las tecnologías están basadas en los rangos de presión calculados a partir del número de estaciones requeridas con una relación de compresión de 4. (Valor= 200) (Calificación: 160-640psi=1, 40-160psi=2, menor de 40psi=3).
- **Temperatura requerida:** debido a que la temperatura está fuertemente relacionada con el consumo de energía, este parámetro será clasificado como importante. Las calificaciones de las tecnologías serán basadas en la temperatura del gas de salida del separador general. (Valor=200) (Calificación: mayor a 100°F=1, menor a 100°F= 2).
- **Área de construcción:** El campo tratado posee un área pequeña, se requiere disponer de la menor área posible, por esta razón el parámetro es clasificado como “importante”. (Valor= 200) (Calificación: alta o media= 1, baja=2).
- **Complejidad de operación:** No es un parámetro que afecte el desempeño del proceso, se clasifica como “poco importante” (Valor=100) (Calificación: alta=1, baja=2)

A continuación se definirá mediante la matriz de selección, la tecnología más adecuada en el endulzamiento del gas tratado en este proyecto de grado.

Tabla 22. Matriz de selección de las tecnologías más adecuadas para el endulzamiento del gas producido en el campo colombiano.

	Valor	Calificación	Aminas		Membranas	
			Dato	Calificación de la tecnología	Dato	Calificación de la tecnología
Contenido de CO ₂ en el gas residual menor del 20%	100	No= 1 Si= 2	Desde 2% hasta más bajas [1]	200	Desde 1% hasta más bajas [1]	200
Presión requerida	200	160-640psi= 1 40-160psi= 2 menor de 40psi=3	72-1740 psi [1]	400	392 – 1450 psi [1]	200
Temperatura requerida	200	Mayor a 100°F= 1 Menor a 100°F= 2	86 -140 °F [1]	400	< 140°F [1]	400
CAPEX	300	Alto=1, Medio=2 Bajo=3	Alto [1]	300	Medio [1]	600
OPEX	300	Alto=1 Medio=2 Bajo=3	Medio [1]	600	Bajo [1]	900
Complejidad de operación	100	Alta=1 Baja=2	Alta [1]	100	Baja [1]	200
Área de construcción	200	Alta o media= 1 baja= 2	Alta [2]	200	Baja [2]	400
Total				2200		2900

Fuente: [1] Sweetening technologies – a look at the whole picture, Marco Bergel, Ignacio Tierno,

[2] Natural Gas Processing with Membranes: An Overview.

Observaciones: Es importante aclarar que el tratamiento con aminas incrementa notablemente la cantidad de amina requerida y la dimensión de sus equipos en función de la concentración de dióxido de carbono, por consiguiente aumentarán el OPEX y el CAPEX. Por otro lado, las membranas pueden ser más eficientes trabajando con dos etapas, sin embargo su costo aumentará levemente.

La matriz de selección muestra que la tecnología más adecuada para endulzar el gas del campo colombiano es membranas con un puntaje de 3100 frente al tratamiento con aminas con un puntaje de 2200.

3.3 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA APROPIADA EN EL RECOBRO DE LÍQUIDOS DEL GAS PRODUCIDO EN EL CAMPO COLOMBIANO.

Debido a la necesidad del proyecto en lograr producir condensados que puedan ser llevados a la línea de producción del Campo Colombiano y buscar aprovechar el gas para la generación de energía en el mismo, se descartaron ciertas tecnologías que no cumplían con los objetivos propuestos o que por las características o las necesidades propias de operación no era viable su implementación. Entre estas están:

- Absorción por aceite pobre
- Tecnologías de Adsorción
- Membranas
- Twister

Los dos primeros procesos se descartaron anteriormente, ver capítulo 2. Las membranas a pesar que posee ventajas como: la simplicidad del proceso, buen manejo de las variables de flujo y composición, las eficiencias de recobro no son apreciables sobre todo para propano y componentes más pesados.

Por otro lado, la tecnología twister como técnica novedosa para la recuperación de condensados ha empezado a tomar cierto interés en la industria debido a los buenas eficiencias que genera en comparación con otras técnicas. Sin embargo, la falta de experiencias en campo por ser una tecnología relativamente nueva, la limitada información y su alto costo obliga a no tenerla en cuenta en esta preselección.

En vista de lo anterior las tecnologías preseleccionadas para la matriz son:

- Refrigeración mecánica
- Expansión por válvula de Joule Thomson
- Turboexpander

Los valores de importancia son definidos de la siguiente forma: 100 poco importantes, 200 importantes y 300 muy importantes.

Los parámetros evaluados con su respectivo valor y la razón de su importancia son mencionados a continuación al igual que el valor calificación de las tecnologías:

- **La tasa de gas de alimento de 4.5 MMSCFD:** Debido a que algunas tecnologías no trabajan a altas tasas y su eficiencia disminuye, este parámetro se estableció como “muy importante”. (Valor= 300) (Calificación: No= 1, Si= 2).
- **Presiones requeridas:** Al igual que el endulzamiento el sistema de refrigeración requiere la compresión del gas a la entrada. Las calificaciones de las tecnologías están basadas los rangos de presión calculados a partir del número de estaciones requeridas con una relación de compresión de 4. (Valor= 200) (Calificación: 640-2560=1, 160-640=2, 40-160psi= 3).
- **Eficiencia de recobro de C4+:** Es establecida como parámetro importante, porque considera la mejor opción para recuperar butanos e hidrocarburos más pesados que serán posteriormente mezclados con la producción del campo colombiano. (Valor= 200) (Calificación: baja=1, media =2, alta=3).
- **CAPEX:** Debido a que es un proyecto pequeño, es muy importante que se requieran los menores costos. (Valor= 300) (Calificación: Alto=1, Medio=2, Bajo=3).

- **OPEX:** Debido a que es un proyecto pequeño, es muy importante que se requieran los menores costos. (Valor= 300) (Calificación: Alto=1, Medio=2, Bajo=3).
- **Caídas de presiones:** es otro parámetro importante ya que presenta la mejor opción para evitar costos adicionales en algún proceso de re-compresión a la salida del sistema de refrigeración. (Valor= 200) (Calificación: altas=1, bajas=2).
- **Mantenimiento:** No es un parámetro que afecte el desempeño del proceso, se clasifica como “poco importante”. (Valor= 100) (Calificación: alto o medio=1, bajo=2).

En la tabla 23 se define mediante una matriz de selección, la tecnología más adecuada para el recobro de líquidos del gas tratado en este proyecto de grado.

Los resultados muestran que la tecnología más adecuada para el recobro de condensados en el campo colombiano es la refrigeración mecánica debido al puntaje obtenido (3800), frente a los (3400) de la válvula de expansión J-T y los (2400) de la tecnología turboexpander.

Tabla 23. Matriz de selección de las tecnologías más adecuadas para el recobro de líquidos del gas natural para en el Campo Colombiano.

	Valor	Calificación	Refrigeración Mecánica		Válvula J-T		Turboexpander	
			Dato	Calificación de la tecnología	Dato	Calificación de la tecnología	Dato	Clasificación de la tecnología
Maneja tasa de gas de alimento de 4.5MMSCFD	300	No=1 Si=2	Cualquiera [2]	600	Entre 5-10 MMSCFD [1]	600	>50MMSCFD [2]	300
Maneja presión de entrada entre	200	640-2560=1 160-640= 2 40-160psi= 3	Cualquiera [1]	600	<1000 psi [3]	200	Cualquiera [1]	600
Eficiencia de recobro C4+	200	Baja=1 Media=2 Alta=3	Media [2]	400	Media [1]	400	Alta [2]	600
CAPEX	300	Alto=1 Medio=2 Bajo=3	Bajo [2]	900	Bajo [1]	900	Alto [2]	300
OPEX	300	Alto=1 Medio=2 Bajo=3	Bajo [2]	900	Bajo [2]	900	Alto [2]	300
Caídas de presión	200	Altas=1 Bajas=2	Bajas [3]	400	Altas [3]	200	Bajas [3]	400
Mantenimiento	100	Alto o medio= 1 bajo= 2	Bajo [2]	200	Bajo [4]	200	Alto [2]	100
Total				4000		3400		2800

Fuente: [1] MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006
 [2] HUEBEL, Robert y MALSAM, Michael. New NGL-recovery process provides viable alternative. Oil and gas journal, processing. sep 2012.
 [3] Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.
 [4] MOKHATAB, Saied y MEYER, Peter. Technology selection for gas processing units. Presentado en la GPA conferencia de gas ácido en Europa. (Jul. 2011).

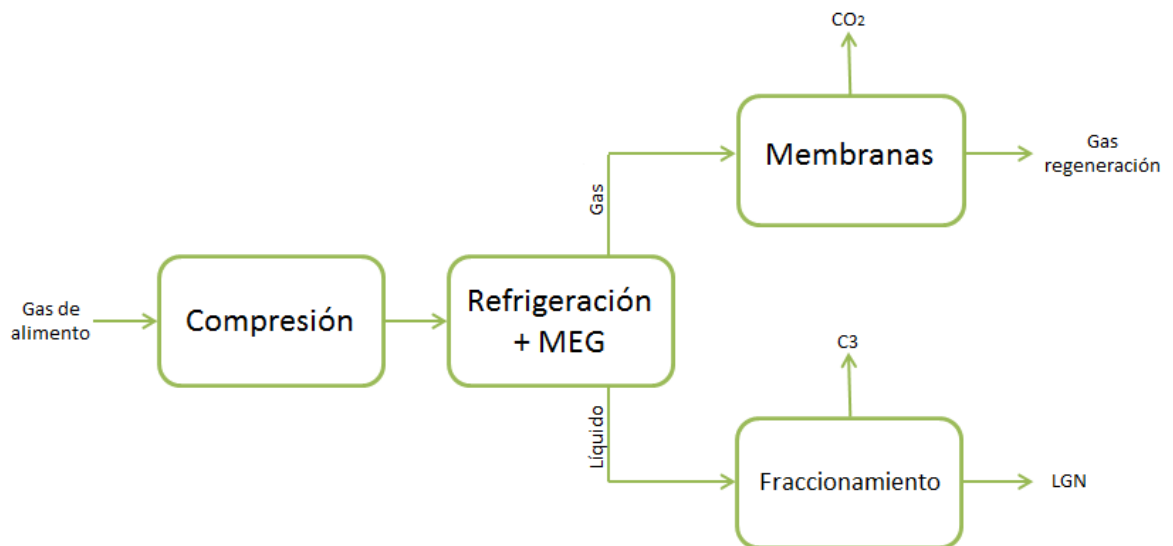
4. DISEÑO CONCEPTUAL DE LAS PLANTAS DE ENDULZAMIENTO Y REFRIGERACIÓN

4.1 CONFIGURACIÓN DE LAS PLANTAS

Como se mencionó en el capítulo 3, en la sección “descripción del campo colombiano”, el principal objetivo del proyecto es aprovechar el gas natural, el cual es quemado actualmente debido a que la baja producción de este no justifica su comercio. El proyecto propone aprovechar este gas mediante la extracción de líquidos (C_{4+}), los cuales serán mezclados y transportados por la línea de producción de crudo del campo. Por otro lado, el gas residual que contiene alto contenido de CO_2 será endulzado, con el fin de producir energía para el mismo campo.

La figura 28 muestra la configuración propuesta para las plantas de endulzamiento y refrigeración seleccionadas en el capítulo 3, la cual se describirá brevemente a continuación.

Figura 28. Configuración de la planta de endulzamiento y refrigeración.



Fuente: Autores.

- **Compresión:** La compresión del gas se hace necesaria debido a que los equipos aguas arriba requieren presión para un correcto funcionamiento.
- **Refrigeración:** Posterior a la compresión se encuentra la refrigeración del gas, esta etapa se posiciona previamente al endulzamiento debido a que el agua y los líquidos del gas pueden dañar la membrana. A la refrigeración se le implementa una inyección de etilenglicol para prevenir la formación de hidratos y retirar los excesos de agua ya que el gas posee 286,57 lb de agua por millón de pies cúbicos estándar.
- **Fraccionamiento:** Los líquidos recuperados se mezclarán con el aceite producido, por esto solo pueden estar compuestos de C₄₊. Para llevarlos a tal condición se utilizará una depropanizadora.
- **Membranas:** El gas residual proveniente de la refrigeración, libre de agua e hidrocarburos pesados es endulzado mediante el uso de membranas. El CO₂ es retirado, acondicionando el gas para la generación de energía.

En este capítulo se describirá el diseño conceptual de cada una de las etapas propuestas anteriormente.

4.2 DISEÑO CONCEPTUAL DE LA ETAPA DE COMPRESIÓN.

El primer paso al momento de diseñar la etapa de compresión, es determinar cuál es la presión de descarga requerida. Para esto es necesario conocer los valores mínimos de presión requeridos por los equipos aguas arriba para que funcionen

correctamente. Los siguientes son los equipos aguas arriba y los valores de operación recomendados para estos:

- Refrigeración Mecánica: Opera a cualquier presión⁴³.
- Regeneradora de Etilenglicol: Opera a presiones levemente mayores a la atmosférica (14,7) psia⁴⁴.
- Depropanizadora: La presión típica de operación está entre 200 y 300 psig⁴⁵.
- Membranas: Operan entre 392 y 1450 psia.⁴⁶

Las membranas requieren una presión mínima de 392 psia. Sin embargo, la presión de descarga será de 410 psia, con el fin de prevenir las pérdidas aguas abajo producidas por las líneas y equipos que se anteponen a las membranas.

4.2.1 Etapas de compresión

A continuación, se muestran los cálculos realizados para el diseño de las etapas de compresión. Para una descripción más detallada del cálculo del número de etapas y potencia requerida por los compresores diríjase al Anexo A.

El cálculo del número de etapas se basa en la relación de compresión que por razones de seguridad no debe excederse de 4 y en la temperatura de descarga que no pueden exceder de 275 °F.

⁴³ HUEBEL, Robert y MALSAM, Michael. New NGL-recovery process provides viable alternative. Oil and gas journal, processing. sep 2012.

⁴⁴ CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volume 2.

⁴⁵ MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006.

⁴⁶ BERGEL, Marco y TIerno, Ignacio. Sweetening technologies, a look at the whole picture. Presentado en la WGC2009, 24th World gas Conference. Oct 2009.

Los cálculos se realizaron asumiendo una caída de presión en los enfriadores de 3 psi⁴⁷, una temperatura de enfriamiento de 100°F y una eficiencia politrópica de 75%. Nota: la presión de descarga en las ecuaciones serán de 413 psia, para tener en cuenta la pérdida de presión del último enfriador.

- **Una etapa**

$$RC = \frac{Pd}{Ps} = \frac{413}{40} = 10,325$$

El valor de K aproximado de la corriente a la temperatura de succión (100°F) es de 1,2.

$$Td = Ts * RC^{\frac{K-1}{K}} = 100 + 460 * 10,325^{\frac{1,2-1}{1,2}} = 826,4 - 460 = 366,4^{\circ}F$$

Como se puede observar, la relación de compresión y la temperatura de descarga exceden los límites aconsejados de operación, por tal motivo es requerida una segunda etapa de compresión.

- **Dos etapas**

$$Pi = \frac{\Delta P}{2} + \sqrt{Ps * Pd} = \frac{3}{2} + \sqrt{40 * 413} = 130$$

$$RC = \frac{Pd}{Ps} = \frac{130}{40} = 3,25$$

$$Td = Ts * RC^{\frac{K-1}{K}} = 100 + 460 * 3,25^{\frac{1,2-1}{1,2}} = 681,5 - 460 = 221,5^{\circ}F$$

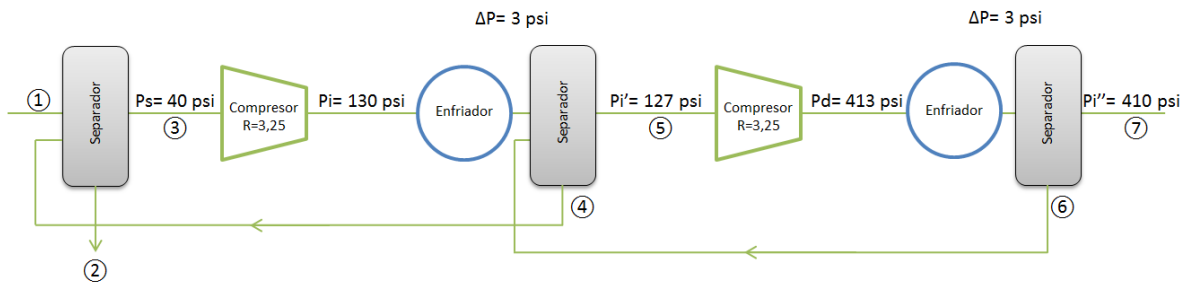
En el diseño de dos etapas la relación de compresión y la temperatura de descarga cumplen con los límites sugeridos.

⁴⁷ MOHITPOUR, M. GOLSHAN, H. MURRAY A. Pipeline design and construction, a practical approach. Second edition. Asme press, 2003.

4.2.2 Balance de materia en la etapa de compresión

La corriente a la salida de cada compresor puede presentar líquidos debido al aumento de presión y la disminución de temperatura ocasionada por los enfriadores. Por tal motivo, es necesario instalar separadores después de cada compresión y enfriamiento para evitar problemas operacionales en el siguiente compresor. Además se propone implementar reciclos entre las etapas de compresión, que van desde el separador aguas arriba hasta el separador aguas abajo como lo muestra la figura 29, con el fin de realizar un estabilización por vaporización a los líquidos separados en cada etapa.

Figura 29. Presión de las etapas de compresión.



Fuente: Autores.

Debido a la presencia de los separadores y los reciclos, la masa de gas que entra no es igual a la que sale. Usando gráficas de las proporciones de equilibrio K, se puede estimar las composiciones de la fase líquida y gaseosa provenientes del separador a distintas presiones y temperaturas. Sin embargo, están diseñadas para comportamientos ideales y están basadas en presiones de convergencia, por lo tanto sus resultados no son exactos; para mayor información acerca de las tablas de equilibrio dirijase al capítulo 25 del libro “GPSA-Engineering data book⁴⁸”. En este proyecto las concentraciones de las corrientes separadas se

⁴⁸ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004.

obtendrán por medio del simulador de procesos HYSYS. El flujo de masa a través de las etapas de compresión es mostrado en la tabla 24.

Tabla 24. Balance de masa en las etapas de compresión.

Componente	Corrientes [MMSCFD]						
	1	2	3	4	5	6	7
C1	0,7340	0,0002	0,7354	0,0016	0,7426	0,0089	0,7337
C2	0,2236	0,0003	0,2258	0,0025	0,2338	0,0106	0,2232
C3	0,3328	0,0019	0,3440	0,0131	0,3737	0,0433	0,3305
iC4	0,0644	0,0010	0,0701	0,0067	0,0804	0,0171	0,0632
nC4	0,1753	0,0041	0,1979	0,0267	0,2316	0,0609	0,1707
iC5	0,0519	0,0038	0,0708	0,0227	0,0829	0,0352	0,0477
nC5	0,0519	0,0057	0,0777	0,0315	0,0881	0,0423	0,0458
nC6	0,0358	0,0188	0,0760	0,0588	0,0553	0,0385	0,0167
nC7	0,0268	0,0253	0,0317	0,0303	0,0100	0,0084	0,0015
nC8	0,0094	0,0094	0,0037	0,0037	0,0004	0,0004	0,0000
nC9	0,0040	0,0040	0,0005	0,0005	0,0000	0,0000	0,0000
nC10	0,0009	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	2,7025	0,0018	2,7140	0,0133	2,7661	0,0660	2,7001
Nitrógeno	0,0595	0,0000	0,0595	0,0000	0,0598	0,0003	0,0595
Agua	0,0272	0,0132	0,0418	0,0280	0,0279	0,0141	0,0138
Total	4,5	0,0904	4,6489	0,2394	4,7527	0,3461	4,4066

Fuente. Autores.

4.2.3 Compresores usados en las etapas.

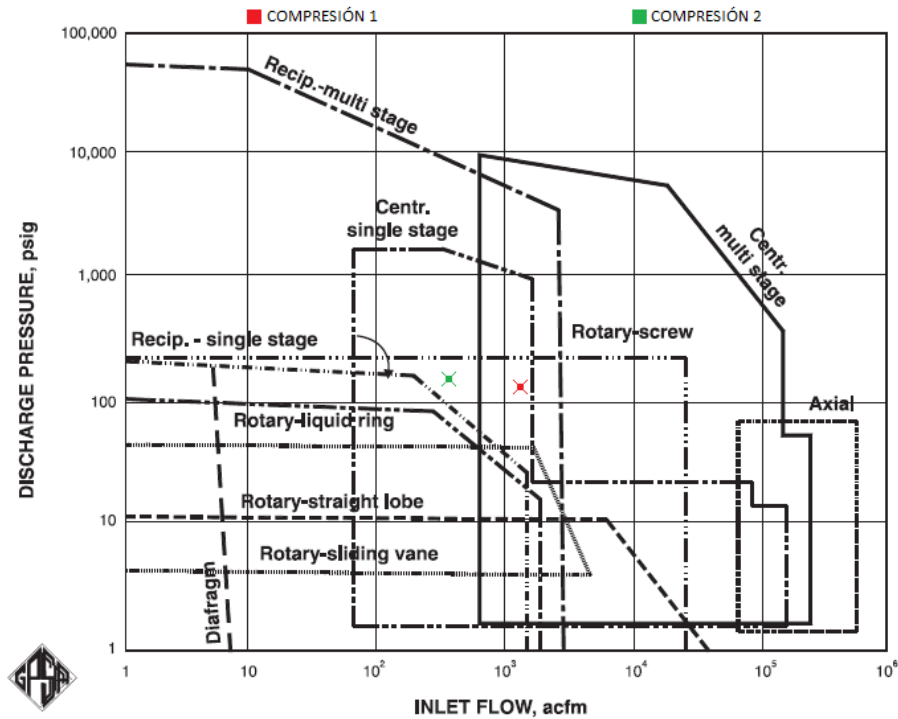
Para realizar una selección adecuada es necesario conocer el volumen del gas en las corrientes anteriores a los compresores. Los volúmenes de dichas corrientes son mostrados en la tabla 24. Por otro lado, la figura 30 muestra los rangos de operación recomendados para los diferentes tipos de compresores utilizados en el procesamiento de gas natural.

Tabla 25. Parámetros de operación recomendados para los diferentes tipos de compresores.

	Compresor 1	Compresor 2
Pd (psia)	130	143
Ps (psia)	40	127
T (R)	530	550
n (lbmol/min)	8,51	8,7
Z (adimensional)	0,98	0,94
V (cfm)	1185	380

Fuente. KIDNAY, Arthur J. y PARRISH, William R. Fundamentals of natural gas processing. Boca Raton, Florida, Taylor and Francis Group, 2006.

Figura 30. Cobertura de los compresores.



Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 1. (Adaptada).

De acuerdo a la figura 30, los compresores más adecuados son rotatorios de tornillo y centrífugos, descartando los compresores multietapas los cuales son más

complejos. Ambos tipos de compresores presentan eficiencias de 70-80%⁴⁹, por tal razón, es viable implementar cualquiera de los dos tipos de compresores.

4.2.4 Energía en la etapa de compresión.

Para realizar el balance de energía, es necesario determinar la potencia requerida por los compresores y las pérdidas de calor en los enfriadores. La potencia de los compresores se determinará mediante el uso de ecuaciones de potencia descritas en el anexo A. Las pérdidas de calor en los enfriadores se determinarán usando el simulador HYSYS debido a la complejidad de los cálculos de entalpía en sustancias no puras, como el gas natural. Sin embargo, hay varias aproximaciones que el diseñador puede considerar y están descritas en gran variedad de textos.

- Potencia requerida por los compresores:

Para el cálculo de potencia se asume una eficiencia isentrópica de 75%⁵⁰. Los datos de las corrientes y cálculos de potencia politrópica se muestran a continuación:

Tabla 26. Parámetros de la corriente y la compresión para el cálculo de la potencia en los compresores.

Parámetro	Compresor 1	Compresor 2
Temperatura, °R	530	550
Presión, psia	40	127
Flujo, MMSCFD	4,65	4,753
Factor de compresibilidad	0,98	0,94
Relación de compresión, RC	3,25	3,25
Eficiencia isentrópica η_i	0,75	0,75
Exponente isentrópico K	1,22	1,25
Eficiencia politrópica η_p	0,771	0,775
Exponente politrópico n	1,31	1,35

Fuente. Autores.

⁴⁹ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 1

⁵⁰ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 1

La potencia politrópica requerida en el compresor 1 es:

$$HP = 0,0857 * 530 * \frac{1,31}{1,31 - 1} * 0,98 * \frac{1}{0,771} * 3,25^{\frac{1,31-1}{1,31} - 1} * 4,65$$

$$HP = 365$$

La potencia politrópica requerida en el compresor 2 es:

$$HP = 0,0857 * 550 * \frac{1,35}{1,35 - 1} * 0,94 * \frac{1}{0,775} * 3,25^{\frac{1,35-1}{1,35} - 1} * 4,753$$

$$HP = 374,6$$

- **Calor retirado en los enfriadores:**

El flujo de calor a través de los enfriadores calculado por HYSYS es:

Primer enfriador: 846.400 Btu/h (332,6 HP).

Segundo enfriador: 1'361.000 Btu/h (534,8 HP)

4.3 DISEÑO CONCEPTUAL DE LA REFRIGERACIÓN MECÁNICA.

4.3.1 Temperatura de refrigeración y tasa de inhibidor

El primer paso del diseño de la refrigeración mecánica, es estimar la temperatura de enfriamiento, esta depende del nivel requerido de recobro y las propiedades finales del gas residual. Sin embargo, cuando el gas tiene presencia de agua, es importante predecir la temperatura de formación de hidratos la cual se puede determinar mediante el uso de HYSYS, que tiene mayor precisión ($\pm 2^\circ\text{F}$) que la

predicción basada en las tablas de constante de equilibrio vapor-sólido⁵¹. La temperatura de formación de hidratos a 410 psia es 50°F.

Para las temperaturas menores de 50°F, es necesario inyectar un inhibidor de hidratos. Se propone la inyección de glicol debido a su bajo costo, viscosidad y solubilidad en hidrocarburos líquidos, lo cual lo hace más eficiente⁵². La tabla 27 muestra las tasas requeridas de glicol para controlar hidratos a temperaturas menores a 50°F calculadas por la ecuación de Hammerschmidt y por HYSYS. La ecuación de Hammerschmidt no es precisa debido a que no toma en cuenta parámetros importantes de operación, por tal motivo, se recomienda el uso de simuladores para determinar la tasa de glicol requerida⁵³. Para más detalle acerca del cálculo de las tasas Hammerschmidt, diríjase al anexo C.

Tabla 27. Tasa de glicol requerida en función de la temperatura.

Temperatura (°F)	Tasa de glicol total (lb/día) por Hammerschmidt	Tasa de glicol en HYSYS (lb/día)
50	20,82	7,2
40	153,32	151,2
30	241,21	338,4
20	304,36	588
10	352,87	904,8
0	388,92	1324,8

Fuente: Autores.

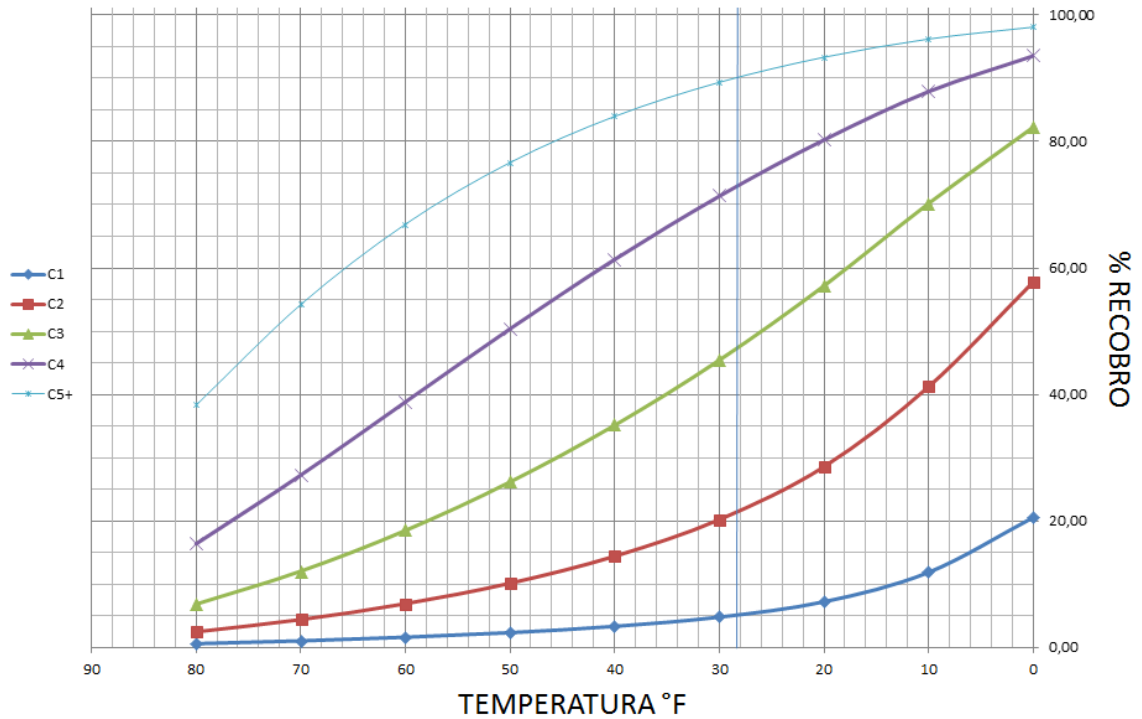
La figura 31 muestra el porcentaje molar de recobro obtenido de C₁, C₂, C₃, C₄ (iC₄ y nC₄) y C₅₊ en función de la temperatura de refrigeración. Los cálculos fueron obtenidos usando el simulador HYSYS.

⁵¹ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

⁵² Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

⁵³ MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006

Figura 31. Recobro de líquidos del gas del campo colombiano en función de la temperatura.



Fuente: Autores.

El porcentaje de recobro seleccionado debe tener en cuenta las propiedades del gas residual, ya que a mayor recobro, menor poder calorífico. El porcentaje de recobro seleccionado fue de 90 % de C₅₊ (T= 28°F) y su selección fue basada en los rangos operacionales consultados para la refrigeración mecánica⁵⁴ y la necesidad de recobrar principalmente gasolina natural. Se va a inhibir la formación de hidratos hasta 23 °F con el fin de mantener un rango de seguridad de 5 °F, para cumplir con este objetivo es necesario utilizar una tasa de glicol de 480 lb/día. La tabla 28 muestra las propiedades de las corrientes de condensado, líquido y gas después de la refrigeración a 28°F.

⁵⁴ HUEBEL, Robert y MALSAM, Michael. New NGL-recovery process provides viable alternative. Oil and gas journal, processing. sep 2012.

Tabla 28. Composición de las corrientes después de la refrigeración del gas.

Componente	Gas	Condensado	Agua
C1	0,1985	0,0428	0,0000
C2	0,0499	0,0544	0,0000
C3	0,0493	0,1774	0,0000
iC4	0,0057	0,0486	0,0000
nC4	0,0121	0,1443	0,0000
iC5	0,0017	0,0471	0,0000
nC5	0,0013	0,0466	0,0000
nC6	0,0002	0,0182	0,0000
nC7	0,0000	0,0017	0,0000
nC8	0,0000	0,0000	0,0000
nC9	0,0000	0,0000	0,0000
nC10	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,6644	0,4172	0,0628
Nitrógeno	0,0166	0,0013	0,0000
Agua	0,0003	0,0004	0,7893
Glicol	0,0000	0,0000	0,1479
Flujo Molar, MMSCFD	3,5049	0,8882	0,0158
Condiciones de la corriente general			
Presión, Psia	408		
Temperatura, °F	28		
Flujo Molar, MMSCFD	4,4089		

Fuente: Autores.

En la tabla 29, se muestra el poder calorífico del gas residual, con su contenido de dióxido de carbono, y en la ausencia de éste, con el fin de determinar el mínimo y el máximo poder calorífico posible para el gas residual.

Tabla 29. Composición y poder calorífico del gas residual con y sin dióxido de carbono.

Componente	Gas Residual	Gas residual sin CO ₂
C1	0,1985	0,5915
C2	0,0499	0,1487
C3	0,0493	0,1469
iC4	0,0057	0,0170
nC4	0,0121	0,0361
iC5	0,0017	0,0051
nC5	0,0013	0,0039
nC6	0,0002	0,0006
nC7	0,0000	0,0000
nC8	0,0000	0,0000
nC9	0,0000	0,0000
nC10	0,0000	0,0000
CO ₂	0,6644	0,0000
Nitrógeno	0,0166	0,0495
Agua	0,0003	0,0009
Glicol	0,0000	0,0000
Flujo Molar, MMSCFD	3,5049	1,1762
Poder calorífico del gas		
LHV, Btu/PC	441	1314,3
HHV, Btu/PC	483,8	1442,1

Fuente: Autores.

Como se puede apreciar en la tabla 29, el gas residual de la refrigeración podría cumplir con las necesidades energéticas posterior al endulzamiento.

4.3.2 Configuración de la planta de refrigeración

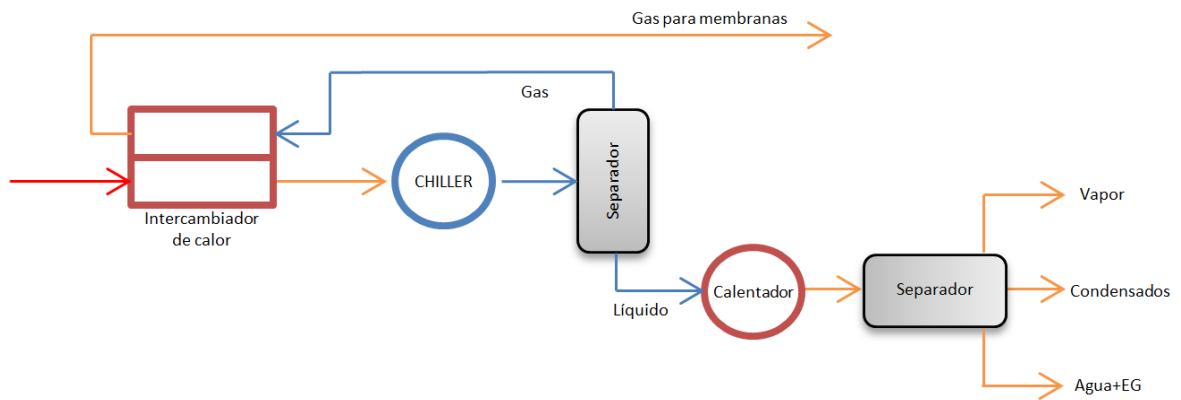
4.3.2.1 Intercambios de calor y separación

El flujo molar del gas proveniente de la corriente de separación después de la refrigeración mecánica es de 3,5 MMSCFD, lo cual corresponde al 79,5 % del gas original previo a la refrigeración. Este gas aguas abajo debe ser calentado para evitar la formación de condensados en la membrana. Debido a la gran cantidad de masa refrigerada y con el fin de ahorrar potencia en el calentamiento aguas abajo

y en el ciclo de refrigeración, el gas residual intercambiará calor con el gas original.

Por otro lado, la corriente de líquido (agua y condensados), después de la separación, será calentada y despresurizada para separar la corriente de agua, la de condensados y la de gases volátiles disueltos como el dióxido de carbono con mayor efectividad. La configuración propuesta es mostrada en la figura 32. A continuación, se mostrará en detalle la configuración del intercambiador de calor, chiller y calentador de LGN.

Figura 32. Configuración de la etapa de refrigeración propuesta.

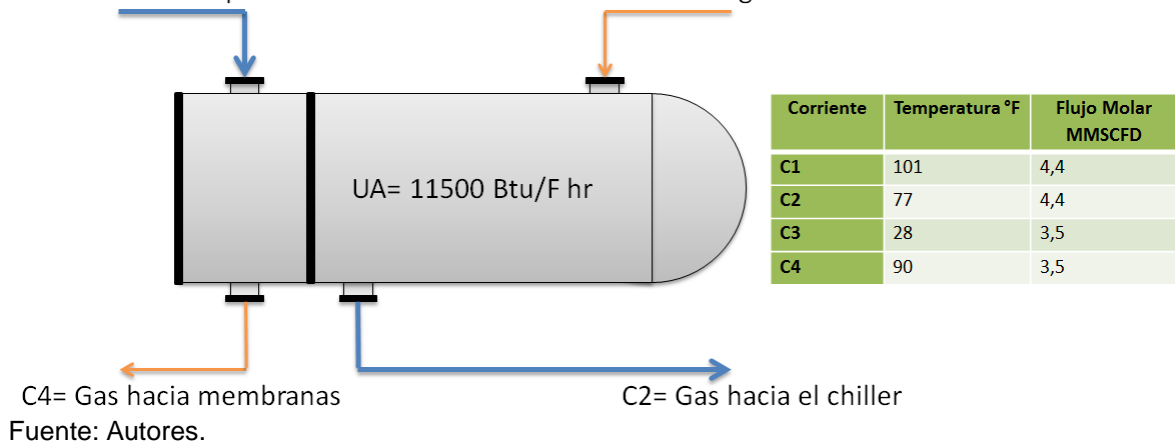


Fuente: Autores.

- Intercambiador de calor previo a la refrigeración

La caída de presión ocasionada por la membranas aguas abajo es aproximadamente de 300 psi, esta expansión ocasiona que el gas se enfríe haciendo posible la formación de condensados que pueden dañar la membrana, por esta razón es necesario realizar el precalentamiento con el intercambiador. Mediante el uso de HYSYS se define una temperatura de precalentamiento de 85°F con el fin de evitar daños en las membranas. Las condiciones de las corrientes en el intercambiador de calor son mostradas en la figura 33.

Figura 33. Corrientes del intercambiador de calor previo al chiller.
 C3= Gas del separador
 C1= Gas "Original"



El calor a través del intercambiador es de 292000 Btu/h y es hallado usando el simulador HYSYS. EL factor UA del intercambiador es calculado usando la temperatura media logarítmica LMTD como se muestra a continuación.

$$\begin{array}{r}
 101 \rightarrow 77 \\
 \hline
 90 \leftarrow 28 \\
 \hline
 11 \quad 49
 \end{array}$$

$$LMTD = \frac{49 - 11}{\ln \frac{49}{11}} = 25,44 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$UA = \frac{Q}{LMTD} = \frac{292000}{25,44} = 11500 \frac{BTU}{^\circ\text{F} * h}$$

Con la implementación del intercambiador del calor, el flujo de calor a través del chiller decrece un 27% pasando de 1 MMBtu/h a 0,73 MMBtu/h. Esta disminución se verá reflejada en el consumo de potencia del compresor y la masa de refrigerante requerida en el ciclo de refrigeración.

- **Chiller**

El flujo molar de la corriente proveniente del intercambiador es de 4,4 MMSCFD, y tiene una temperatura de 84°F, el flujo de calor a través del chiller requerido para enfriar el gas hasta 28°F es de 0,7245 MMBtu/h.

- Calentador de LGN posterior a la separación

La corriente de líquidos fría proveniente del separador trifásico es calentada cerca de la temperatura ambiente y despresurizada a 300 psia, con el fin de realizar una pre-estabilización, mejorando la liberación de CO₂ y componentes livianos. Además, al aumentar la temperatura de las corrientes de agua y condensado, se disminuye la potencia requerida por los rehervidores en la estabilización y regeneración de glicol. Las composiciones de las corrientes provenientes del separador trifásico se muestran en la tabla 30.

Tabla 30. Composiciones de las corrientes provenientes del separador trifásico.

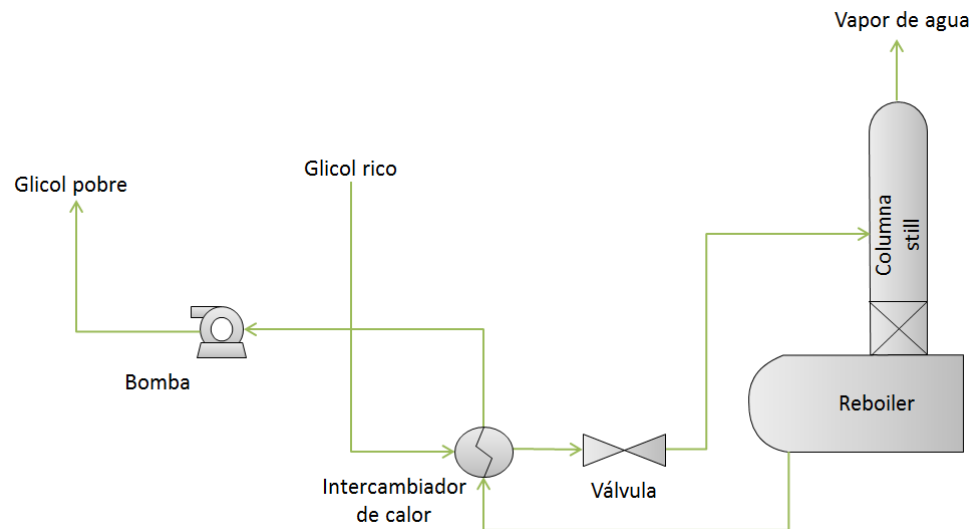
Componente	Gas	Condensado	Agua
C1	0,0727	0,0095	0,0000
C2	0,0683	0,0389	0,0000
C3	0,1331	0,2260	0,0000
iC4	0,0212	0,0789	0,0000
nC4	0,0496	0,2489	0,0000
iC5	0,0082	0,0900	0,0000
nC5	0,0065	0,0910	0,0000
nC6	0,0010	0,0372	0,0000
nC7	0,0000	0,0035	0,0000
nC8	0,0000	0,0001	0,0000
nC9	0,0000	0,0000	0,0000
nC10	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,6351	0,1753	0,0207
Nitrógeno	0,0023	0,0001	0,0000
Agua	0,0020	0,0007	0,8154
Glicol	0,0000	0,0000	0,1639
Flujo Molar, MMSCFD	0,4635	0,4219	0,0143
Condiciones de la corriente general			
Presión, Psia	300		
Temperatura, °F	28		
Flujo Molar, MMSCFD	0,8997		

Fuente: Autores.

4.3.2.2 Configuración de la planta de glicol.

A medida que la temperatura del gas va disminuyendo por el efecto de la refrigeración mecánica, el agua se condensa y mezcla con el glicol para prevenir la formación de hidratos. A continuación, se muestra el esquema general del ciclo del etilenglicol antes (inyección) y después (separación) de entrar al sistema de refrigeración mecánica en el campo colombiano.

Figura 34. Diagrama de flujo para el ciclo de regeneración.



Fuente: Autores.

El glicol rico (glicol+agua) aguas arriba del separador trifásico fluye a través de un intercambiador de calor “glicol-glicol”, el cual precalienta la solución con el fin de evitar más pérdidas de energía debido a su posterior paso por la válvula de expansión. La torre de regeneración trabaja a presiones cercanas a la atmosférica para facilitar la separación del agua en el glicol, por tal razón se hace necesario disminuir la presión de entrada.

A su paso por el regenerador; que está compuesto principalmente por la columna still o stripping y el reboiler, el agua absorbida es destilada del glicol en forma de vapor por el aumento de la temperatura a que es expuesta en el reboiler. El vapor de agua y otros contaminantes son retirados en el tope de la columna y el glicol deshidratado o “glicol pobre” se dirige hacia un intercambiador para ser preenfriado. Por último, el glicol es bombeado de nuevo a la línea para repetir el proceso.

La composición de la solución (glicol rico), del campo colombiano es:

Tabla 31. Composición y datos de entrada para la regeneración del etilenglicol.

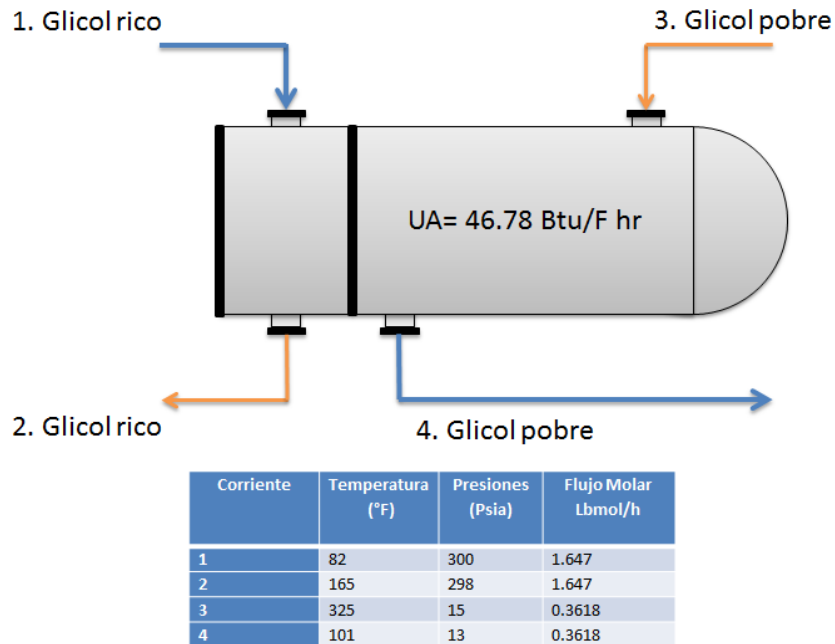
Componente	Fracción molar
Glicol	0.1946
H ₂ O	0.7812
CO ₂	0.0242
Total	1
Temperatura (°F)	82
Presión (psia)	300
Tasa de condensado (lbmol/h)	1.647

Fuente. Autores.

- **Intercambiador de calor glicol-glicol**

Con la ayuda del software HYSYS, se logra determinar la temperatura aproximada máxima de calentamiento del glicol rico que podría ofrecer el intercambiador de calor al ser expuesto térmicamente con el glicol pobre proveniente del rehervidor. A continuación, se muestra las temperaturas y presiones utilizadas para el sistema.

Figura 35. Corrientes del intercambiador en la regeneración del etilenglicol.



Fuente: Autores.

Los datos de entrada para la corriente de glicol pobre son sugeridos con base en la temperatura de calentamiento en el rehervidor (325°F) y la presión a la que se desea trabajar la torre (14.7 psia). La temperatura del reboiler fue establecida con respecto al punto límite al cual el glicol no se degrada (329°F).

Debido a que la composición de la solución proveniente de la torre (glicol pobre), no se ve afectada por la temperatura de entrada del glicol rico, se determinó un valor de 165°F para dicha temperatura con respecto a las otras tres temperaturas que intervienen en el intercambiador: la entrada de glicol rico con un valor de 82°F, la entrada del glicol pobre 325°F (temperatura del rehervidor) y la salida del glicol pobre a 101°F (cercana a la temperatura del gas a deshidratar, 93°F). Se asumen caídas de presión a través del intercambiador de 2 psia.

El cálculo teórico de la relación UA se muestra a continuación:

$$82 \rightarrow 165$$

$$101 \leftarrow 325$$

$$19 \quad 160$$

$$LMTD = \frac{160 - 19}{\ln \frac{160}{19}} = 66 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$UA = \frac{Q}{LMTD} = \frac{3123}{66} = 47.31 \frac{BTU}{^\circ\text{F} * h}$$

- **Válvula de expansión**

Con el fin de lograr que la presión de entrada a la torre para el glicol rico sea cercana a la presión atmosférica, se utiliza una válvula de expansión permitiendo una caída de 283 psi. Con esto la presión de corriente de entrada en la torre es de 15 psia.

- **Regenerador**

El sistema de regeneración debe satisfacer las siguientes funciones para lograr un proceso eficiente:

- Alcanzar una presión y temperatura óptima para la regeneración del etilenglicol.
- Regeneración del etilenglicol.
- Ajustar la temperatura y presión del etilenglicol para satisfacer las condiciones de entrada nuevamente en la corriente de gas.

La separación de los dos fluidos en el regenerador es relativamente fácil debido a la amplia diferencia en los puntos de ebullición que poseen. El glicol rico cae desde la parte superior de la columna still y se va calentando debido a la exposición con los vapores que se producen en el reboiler. El contacto es mejorado con la ayuda de los accesorios internos de la columna (empaques).

Es importante resaltar que la presión y temperatura en el rehervidor juegan un papel muy importante a la hora de deshidratar el etilenglicol. La tabla 32 resume las fracciones molares de los componentes obtenidos en la simulación.

Tabla 32. Composición de las corrientes a la salida de la torre.

Componentes	Fondo Fracción molar	Tope Fracción molar
CO ₂	0	0.0254
H ₂ O	0.1335	0.9702
Etilenglicol	0.8665	0.0044

Fuente: Autores.

En fondo el flujo molar que se obtuvo fue de 0.2911 lbmol/h, y para tope de 1.282 lbmol/h de vapor de agua y CO₂. Por consiguiente la recuperación del etilenglicol es de alrededor del 97 % con un gasto de energía (duty), en el reboiler de 25300 BTU/h.

- **Bomba**

La cantidad de potencia requerida por una bomba para llevar a cabo un determinado proceso se realiza con base en los principios termodinámicos, asumiendo procesos reversibles (isentrópico) y adiabáticos. El trabajo puede ser positivo o negativo dependiendo si gana o pierde energía por el fluido⁵⁵.

Una aplicación especial de bombas reciprocantes pequeñas en plantas de procesamiento de gas es la inyección de fluidos (por ejemplo: Metanol e inhibidores de corrosión) dentro de las corrientes⁵⁶. Para ese tipo de procesos se recomienda utilizar la bomba tipo émbolo.

Una aproximación de la potencia transmitida por el motor de la bomba puede ser:

⁵⁵ CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volume 2.

⁵⁶ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

$$kW = \frac{Aq P_2 - P_1}{E}$$

$$kW = \frac{4.35 \times 10^{-4} * 0.0367 * 410 - 13}{0.88} = 7.2 \times 10^{-3}$$

$$5.37 \times 10^{-3} \text{ HP}$$

La eficiencia de la bombas reciprocantes es de alrededor de 85-92%⁵⁷. En este diseño se asume una eficiencia de 88%. Para más información dirigirse al anexo C.

El diseño adecuado para un sistema de inyección de inhibidor es una tarea compleja que involucra una selección óptima del inhibidor, determinación de las tasas de inyección necesarias, dimensionamiento de la bomba y diámetros de tuberías. Por lo tanto, para estas etapas se debe usar un programa de simulación para flujo multifásico que permita calcular las variables necesarias en el diseño del sistema⁵⁸.

4.3.2.3 Ciclo de refrigeración

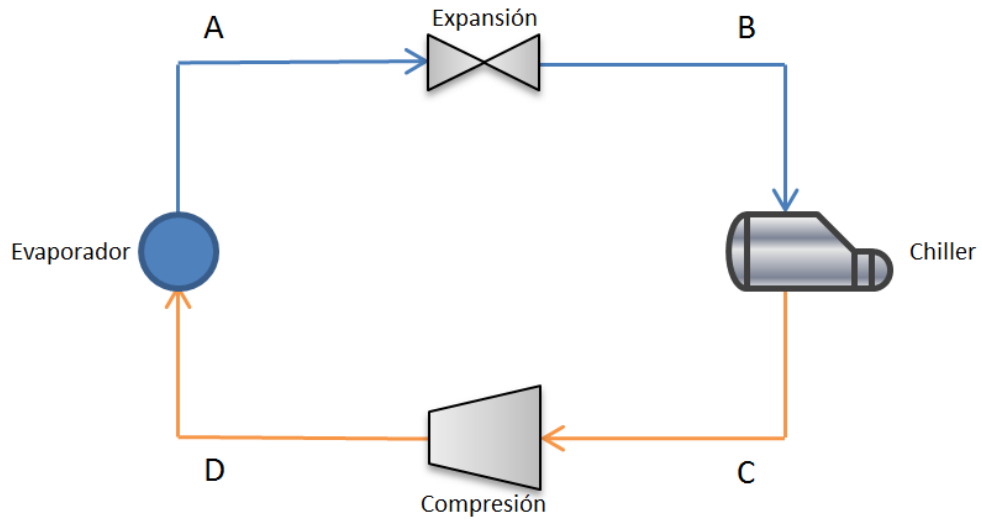
El propano es por mucho, el refrigerante más popular en el procesamiento de gas natural debido a su fácil acceso y su bajo precio. Por tales motivos, este será el refrigerante seleccionado para el ciclo de refrigeración en el diseño conceptual, sin embargo, en el análisis de sensibilidad del capítulo 5 se evaluará el desempeño de otros refrigerantes.

Debido a que se desea una planta de bajo presupuesto y la temperatura de refrigeración no es relativamente baja, se propone un ciclo típico de una etapa de refrigeración mostrada en la figura 36.

⁵⁷ CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volume 2.

⁵⁸ MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006

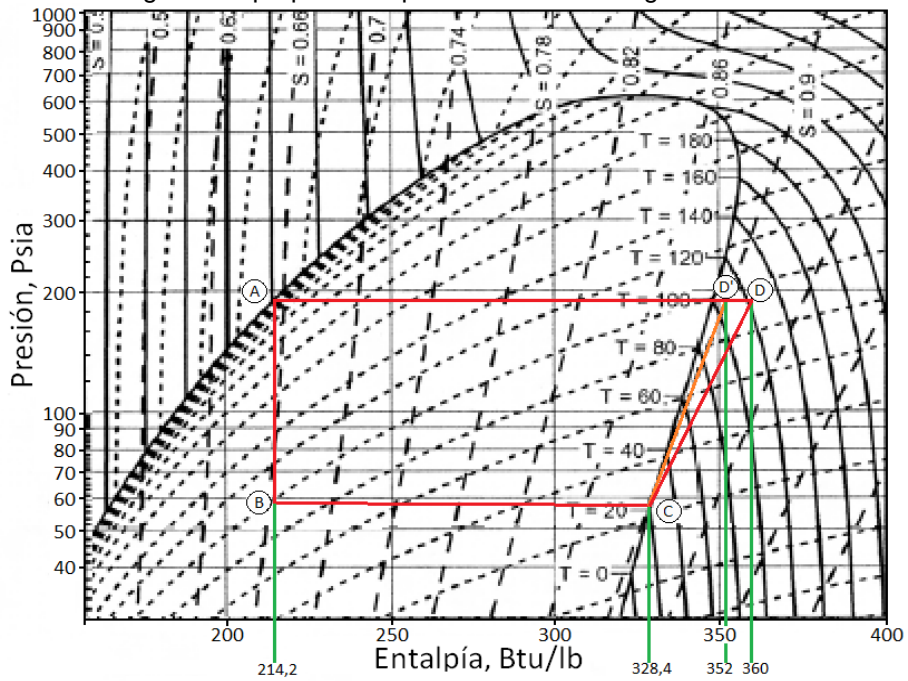
Figura 36. Ciclo de refrigeración típico propuesto.



Fuente: Autores.

Para predecir el comportamiento del propano es necesario utilizar un diagrama de Molliere (presión versus entalpía), el ciclo propuesto se muestra en la figura 37.

Figura 37. Ciclo de refrigeración propuesto representado en el diagrama de Molliere.



Fuente: Autores.

En el punto A, la temperatura es de 100°F definida por la temperatura de salida del evaporador⁵⁹, a esta temperatura la presión del propano debe ser de 189 psi para que se mantenga en fase líquida sobre la línea de burbuja.

La presión después de la expansión es determinada por los requerimientos del compresor y la temperatura deseada de refrigeración; debido a que la relación de compresión debe ser máximo 4 por cuestiones de seguridad, la presión mínima en B será:

$$P_B = \frac{P_A}{RC} = \frac{189}{4} \approx 48 \text{ psia}$$

La temperatura de refrigeración requerida es de 28°F, por lo tanto se define una temperatura de refrigerante en el punto B de 23°F (margen de seguridad de 5°F) para que el intercambio de calor sea posible. La presión en el punto B será de 58,7 psia, la cual cumple la condición de presión mínima.

Para calcular la temperatura en el punto C se usa nuevamente el diagrama de Mollier. La caída de presión a través del intercambiador es de 2 psi, por lo tanto la presión en el punto C es de 56,7 psia y la temperatura C es 21°F cuando el propano está en fase gaseosa sobre la línea de rocío. El Δh entre el punto B y C según el diagrama de Mollier es de 114,2 Btu/lb. Sabiendo que el flujo de calor a través del chiller es de 0,7245 MMBtu/hr (véase a la sección 4.3.2.1), la masa de refrigerante requerida es:

$$Q = \Delta h * m_{ref}$$

$$m_{ref} = \frac{Q}{\Delta h} = \frac{724500 \text{ Btu/hr}}{114,2 \text{ Btu/lb}} \approx 6344 \text{ lb/hr}$$

La selección del tipo de compresor a usar depende de las condiciones del propano en el punto C, la tabla 33 muestra dichas condiciones. Para tener en cuenta la

⁵⁹ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

pueden ofrecer una eficiencia isentrópica de 70-80%⁶⁰. Para el compresor del ciclo de refrigeración se asumirá una eficiencia isentrópica de 75%.

Mediante el diagrama de Mollier se determina la entalpía en el punto C (h_{VB}) y en el punto D' (h'_{VD}) el cual está ubicado en la línea isentrópica desde el punto C hasta la presión de descarga. Estos valores son:

$$h_{VB} \approx 328.4 \text{ Btu/lb}$$

$$h'_{VD} \approx 352 \text{ Btu/lb}$$

Usando las anteriores entalpías, se puede hallar la entalpía h_{VD} , y junto con la presión de descarga, ubicar el punto D.

$$h_{VD} = \frac{(h'_{VD} - h_{VB})}{\eta_i} + h_{VB} \approx \frac{352 - 328,4}{0,75} + 328,4 = 360 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$$

La potencia del compresor se puede hallar multiplicando la diferencia de entalpía del punto C al D por la masa de refrigerante.

$$Q_{comp} = m_{ref} * h_{VD} - h_{VB} \approx 6344 * (360 - 328,4) \approx 200474 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

$$HP = 79$$

La temperatura en el punto D es de 123°F, determinada por medio del diagrama de Mollier. Además se calcula la energía disipada en el evaporador con la diferencia de las entalpías del punto D y A, multiplicada por la masa, como se muestra a continuación.

$$Q_{eva} = m_{ref} * h_{VD} - h_{LA} \approx 6344 * (360 - 214) \approx 1046294 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}$$

$$HP = 364$$

⁶⁰ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 1

La tabla 34 muestra el resumen de las condiciones en cada uno de los puntos del ciclo de refrigeración.

Tabla 34. Condiciones de la corriente de propano en los distintos puntos del ciclo de refrigeración.

	T (°F)	P (psia)
A	100	189
B	23	58,7
C	21	56,7
D	125,1	191

Fuente: Autores.

En este punto del diseño, ya se tienen los datos suficientes para calcular el factor UA del chiller, este cálculo se muestra a continuación.

$$\begin{array}{r}
 84 \rightarrow 28 \\
 21 \leftarrow 23 \\
 \hline
 63 \quad 5
 \end{array}$$

$$LMTD = \frac{63 - 5}{\ln \frac{63}{5}} = 22,9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$UA = \frac{Q}{LMTD} = \frac{724500}{22,9} = 31637 \frac{BTU}{^\circ\text{F} * h}$$

4.4 DISEÑO CONCEPTUAL DE LA TORRE DE FRACCIONAMIENTO (ESTABILIZACIÓN).

Como se mencionó anteriormente, los condensados obtenidos del gas natural se desean mezclar con la producción de crudo del campo colombiano, por tal razón se propone implementar una torre depropanizadora que estabilice los LGN (C₄₊) para enriquecer la producción de crudo, ver figura 39.

Se propone utilizar un condensador de reflujo completo (full reflux), ya que no es necesario producir condensado en el tope. Las características del diseño del depropanizador y de sus mecanismos se desarrollan a continuación.

Como se muestra en la tabla 35, la composición del condensado y demás datos de entrada como presión y temperatura que se tendrán en cuenta para el diseño del fraccionador son:

Tabla 35. Composición y datos de entrada para la estabilización.

Componente	Fracción molar (<i>N</i>)
C ₁	0.0095
C ₂	0.0389
C ₃	0.2260
iC ₄	0.0789
nC ₄	0.2489
iC ₅	0.0900
nC ₅	0.0910
C ₆	0.0372
CO ₂	0.1753
Total	1
Temperatura (°F)	82.2
Presión (psia)	300
Tasa de condensado (MMSCFD)	0.42186769

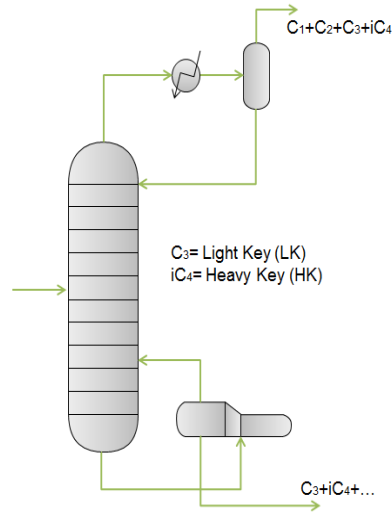
Fuente: Autores.

Los demás componentes como el heptano, octano, glicol y agua, no son tenidos en cuenta para el balance de masa debido a su mínima concentración en la corriente.

Primero que todo se deben establecer las especificaciones deseadas de los dos componentes “claves”. Se puede realizar por alguna de las tres formas descritas en el anexo B. Para tener en claro los procedimientos que se llevarán a cabo en este diseño es importante seguir las etapas propuestas por dicho anexo paso a paso. Las especificaciones de los compuestos claves que se desean obtener son:

Un recobro de 90% de propano en el producto de tope (destilado), con un porcentaje máximo de iso-butano del 1% en el mismo producto.

Figura 39. Diseño del depropanizador



Fuente: Autores.

Una vez se determinan las condiciones de salida del producto estabilizado, se procede a realizar el balance de masa para los productos de fondo y cabeza. La tabla 36 compila los valores obtenidos de cada componente en el producto de fondo y destilado de la torre.

Tabla 36. Balance de masa de los componentes para la estabilización.

Componente	Moles del alimento (Moles/h)	Destilados		Producto de fondo	
		Flujo molar (Moles/h)	Moles	Flujo molar (Moles/h)	Moles
C1	0.4415	0.4415	0.0222	0	0
C2	1.8098	1.8098	0.0910	0	0
C3	10.5136	9.4622	0.4757	1.0514	0.0398
iC4	3.6708	0.0227	0.0011	3.6480	0.1380
nC4	11.5784	0.0000	0	11.5784	0.4381
iC5	4.1872	0.0000	0	4.1872	0.1584
nC5	4.2337	0.0000	0	4.2337	0.1602
C6	1.7307	0.0000	0	1.7307	0.0655
CO ₂	8.1570	8.1570	0.4100	0	0
Total	46.3227	19.8933		26.4294	

Fuente: Autores.

El aire es el más práctico y menos costoso de los refrigerantes utilizados en la industria. Por esto, tomando la temperatura promedio de verano del Campo Colombiano (93°F), se establece una temperatura del condensador de aproximadamente 113°F.

En la etapa 4 del anexo se procede a calcular la presión mínima de operación de la columna. La tabla 37 resume los valores calculados para dicha presión.

Tabla 37. Cálculo de la presión del punto de rocío.

Pk=2000 psia					
Componentes del tope	Fracción molar N_i	P ₁ =200 psia		P ₂ =300 psia	
		K_i	N_i/K_i	K_i	N_i/K_i
C1	0.0222	10.0000	0.0022	0.8800	0.0252
C2	0.0910	2.1000	0.0433	1.8000	0.0506
C3	0.4757	0.6000	0.7928	0.5200	0.9148
iC4	0.0011	0.2500	0.0044	0.2100	0.0052
CO ₂	0.4100	4.5826	0.0895	1.2586	0.3258
Total			0.9323		1.3216

Fuente: Autores.

Para la primera temperatura estimada del condensador de 113°F, los cálculos revelaron que no se presentaba condensación, por tal motivo no es adecuado trabajar con dicha temperatura para el cálculo de la presión. A prueba y error, se logra estimar que la temperatura mínima adecuada para el condensador debe ser de aproximadamente 70°F.

Como se muestra en la tabla 37, por medio de las sumatorias se evidencia que hay condensación en el sistema a la temperatura de 70°F y la presión estimada de 300 psia. Teniendo en cuenta lo anterior, se logró calcular la presión del punto de rocío en 259 psia.

Asumiendo la presión de 259 psia en toda la torre, se procede ahora a calcular la temperatura del reboiler o punto de burbuja. Los cálculos obtenidos se resumen en la tabla 38.

Tabla 38. Calculo de temperatura del punto de burbuja.

Pk 2000 psia					
Componentes del fondo	Fracción molar N_i	$T_1=220\text{ °F}$		$T_2=240\text{ °F}$	
		K_i	$K_i * N_i$	K_i	$K_i * N_i$
C3	0.0398	2.2	0.0876	2.4	0.0955
iC4	0.1380	1.3	0.1794	1.5	0.2070
nC4	0.4381	1.1	0.4819	1.3	0.5695
iC5	0.1584	0.57	0.0903	0.7	0.1109
nC5	0.1602	0.48	0.0769	0.58	0.0929
C6	0.0655	0.24	0.0157	0.28	0.0183
Total			0.9318		1.0942

Fuente: Autores.

Basado en el procedimiento anterior, se determina una temperatura de reboiler de 228.4°F.

Con los valores ya calculados de presión en la columna y temperatura en fondo, se puede obtener la volatilidad promedio y por ende calcular el mínimo número de platos (S_m).

$$S_m = \frac{\log S_F}{\log(\alpha_{avg})} = \frac{\log(1444)}{\log(2.05)} = 10 \text{ platos}$$

$$S_F = \frac{X_D}{X_B} \frac{X_B}{X_D} = \frac{9.46}{1.051} \frac{3.64}{0.022} = 1444$$

$$\alpha_{avg} = \frac{\alpha_{top} + \alpha_{bottom}}{2} = \frac{2.41 + 1.69}{2} = 2.05$$

$$\alpha_{top} = \frac{0.58}{0.24} = 2.41$$

$$\alpha_{bottom} = \frac{2.2}{1.3} = 1.69$$

La volatilidad relativa da un aproximado del grado de separación posible entre los componentes claves, entre más alto (α), mejor es la separación. Si $\alpha = 1$, no es posible separar por destilación y si $\alpha > 1$, sucede todo lo contrario.

Para el cálculo de la mínima relación de reflujo se tomó como condición térmica del alimento trabajar con el punto de burbuja. Por lo tanto:

$$1 - q = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i X_{Fi}}{\alpha_i - \theta} = 1 - 1 = 0$$

Con el punto de burbuja que es igual a 228.4°F y con la presión de la torre se determinan los valores K de todos componentes. La tabla 39 resume los cálculos realizados.

Tabla 39. Datos para la mínima relación de reflujo.

Comp.	Fracción molar (X_{Fi})	X_D	K a 228°F	α_i	$\frac{\alpha_i X_{Fi}}{\alpha_i - \theta} = 0$			$\frac{\alpha_i X_{Di}}{\alpha_i - \theta}$
					1.2	1.5	1.3	
C1	0.0095	0.0222	14.0000	10.7692	0.0107	0.0111	0.0108	0.0251
C2	0.0391	0.0910	5.8000	4.4615	0.0534	0.0589	0.0551	0.1263
C3	0.2270	0.4757	2.2000	1.6923	0.7802	1.9973	0.9791	1.8119
iC4	0.0792	0.0011	1.3000	1.0000	-0.3962	-0.1585	-0.2641	-0.0044
nC4	0.2499	0.0000	1.2000	0.9231	-0.8332	-0.3999	-0.6121	0.0000
iC5	0.0904	0.0000	0.6000	0.4615	-0.0565	-0.0402	-0.0498	0.0000
nC5	0.0914	0.0000	0.5300	0.4077	-0.0470	-0.0341	-0.0418	0.0000
C6	0.0374	0.0000	0.2400	0.1846	-0.0068	-0.0052	-0.0062	0.0000
CO ₂	0.1761	0.4100	9.0111	6.9316	0.2130	0.2247	0.2167	0.5000
Total					-0.2824	1.6540	0.2878	2.4589

Fuente: Autores.

Dada la condición que: $1 < \alpha_i < 1.69$, se estimaron dos valores de θ , 1.2 y 1.5. Al analizar los valores calculados de la sumatoria, se consideró estimar un tercer valor para θ aproximado al valor real para cumplir la condición de la sumatoria.

$$\theta \text{ verdadero} = 1.248$$

Se calcula la mínima relación de reflujo.

$$R_m + 1 = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i X_{Di}}{\alpha_i - \theta}$$

$$R_m = 2.4589 - 1 = 1.46$$

Y el reflujo real de operación será:

$$R = 1.3 * R_m = 1.3 * 1.46 = 1.89$$

Hallados los valores de (R_m y R), se procede a calcular el número de platos teóricos (S):

$$\frac{L_o}{V_1} = \frac{R}{R + 1} = \frac{1.89}{1.89 + 1} = 0.654$$

$$\frac{L_o}{V_1}_m = \frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{1.46}{1.46 + 1} = 0.593$$

Ahora se calcula la relación de (S_m/S)

$$\frac{S_m}{S} = 0.5$$

Entonces:

$$S = \frac{S_m}{0.5} = \frac{10}{0.5} = 20 \text{ platos}$$

El plato de alimento aunque no es fácil determinarlo es un parámetro importante, ya que de este depende que la torre no sufra una caída de temperatura brusca debido a la diferencia de temperatura de la corriente de alimento y de la torre. El cálculo del plato de alimento para la torre depropanizadora es el siguiente:

$$\log \frac{N}{M} = 0.206 \log \frac{B * X_{HKF}}{D * X_{LKF}} \frac{X_{LKB}}{X_{HKD}}^2$$

$$\log \frac{N}{M} = 0.206 \log \frac{26.43 * 0.079}{19.89 * 0.227} \frac{0.039}{0.0011}^2 = 0.566$$

$$\frac{N}{M} = 3.68$$

$$S = N + M = 20$$

En base a las dos últimas ecuaciones, se determina el plato de alimento.

$$N = 15.72 \approx 16 \text{ platos}$$

$$M = 4.27 \approx 4 \text{ platos}$$

Con la siguiente ecuación se puede tener un estimativo de la eficiencia del sistema en relación al número de platos teóricos y reales (S_r). Con la ayuda de la correlación de O'Connell, se logró estimar una eficiencia de 68% para el depropanizador usando bandeja de burbujas de campana las cuales cumplen con las características del condensado similares a las expuestas por el autor. Para más información remítase al anexo B.

$$E_o = \frac{\text{Numero de platos teóricos o ideales de la columna}}{\text{Numero de platos reales de la columna}}$$

$$E_o = \frac{S}{S_r} \rightarrow S_r = \frac{20}{0.68} = 29.4 \approx 30 \text{ platos}$$

Si se prevé utilizar el número de platos reales en cálculos posteriores, es importante tener en cuenta que la localización del plato de alimento cambia. Para este caso:

$$N = 23.58 \approx 24 \text{ platos}$$

$$M = 6.41 \approx 6 \text{ platos}$$

Otro dato como estimativo es el diámetro de la columna, que para dicha torre según O'Connell, puede ser de aproximadamente 54 pulgadas (4.5 pies). Sin embargo, el diámetro de la torre, la altura y demás dimensionamientos son

establecidos por el distribuidor de venta y son parámetros que ya no competen al diseñador.

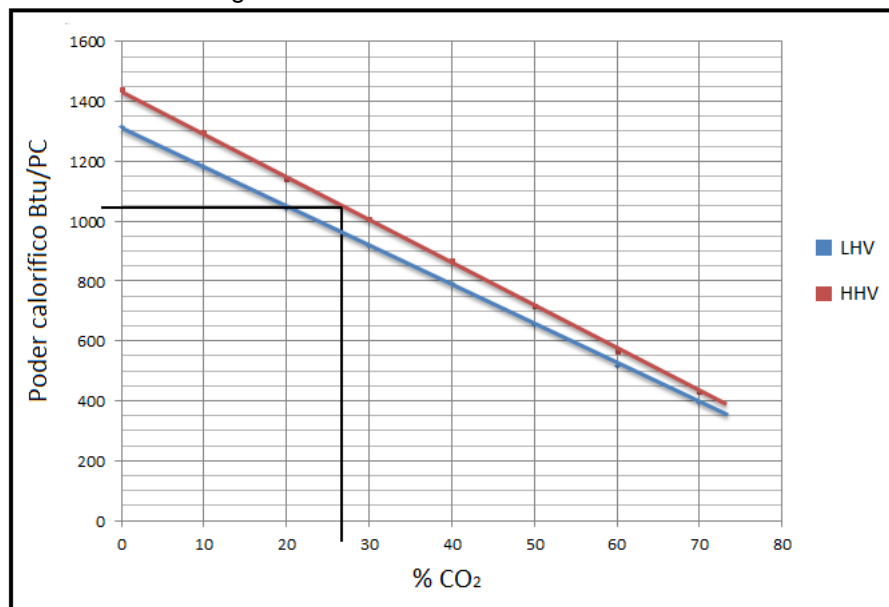
Mediante el uso del simulador de procesos HYSYS se determinó el flujo de energía del condensador y rehervidor, el duty del condensador con un valor de 356300 BTU/h y para el reboiler de 669200 BTU/h.

4.5 DISEÑO CONCEPTUAL DE LAS MEMBRANAS

Lo primero que se debe definir en el diseño, es el grado de endulzamiento, ya que de este dependerán las principales características del proceso.

Para definir el grado de endulzamiento, es necesario evaluar el poder calorífico en función del contenido de dióxido de carbono. La figura 40 muestra este comportamiento. La composición y las condiciones del gas de alimento pueden ser observadas en la tabla 30.

Figura 40. Poder calorífico del gas de alimento.



Fuente: Autores.

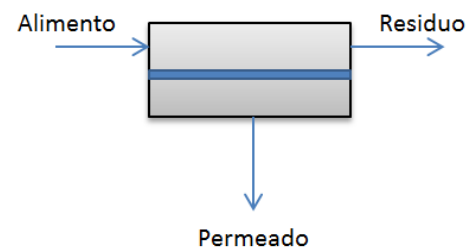
Las condiciones de entrega en cuanto poder calorífico bruto (HHV) generalmente se encuentran entre 950 y 1150 Btu/ft³, en este proyecto se definirá un HHV requerido de 1050 Btu/ft³. Como se puede observar en la anterior figura, la concentración de dióxido de carbono requerida es de 27 % para cumplir con el HHV requerido, este será el grado de endulzamiento establecido.

Una vez definido el grado de endulzamiento, se realizará el balance de masa a través de la membrana. Debido a que la permeabilidad y la selectividad de la membrana dependen de factores como la presión, la composición, la temperatura, el material de la membrana, entre otros; es difícil definir valores precisos de permeabilidad y selectividad de las membranas en la literatura, por tal motivo, para el diseño de la etapa de membranas se asumirá el uso de una membrana construida a partir de poliimida (Matrimida)⁶¹ ($P_{CO_2} = 6,5$ barreras, $S_{CO_2/CH_4} = 34$).

La figura 41 muestra el balance de masa realizado en función de las características de la membrana y el grado de endulzamiento requerido. Como las pérdidas de C₂₊, nitrógeno y agua a través de la membrana son insignificantes se asumen cero.

Figura 41. Balance de masa en la etapa de membranas.

Componente	Flujo Molar MMSCFD		
	Alimento	Residuo	Permeado
C1	0,6964	0,6400	0,0564
CO ₂	2,3347	0,4158	1,9190
Otros	0,4829	0,4829	0
Total	3,5140	1,5386	1,9754



Fuente: Autores.

Como se puede observar en el balance de masa, la fracción molar del dióxido de carbono en el residuo es de 27% y la relación de fracciones molares entre el

⁶¹ SHOLES, Colin y STEVENS, Geoff et al. Membrane gas separation applications in natural gas processing: Fuel. Elsevier Ltd. No. 96(Nov 2011).

dióxido de carbono y el metano en el permeado es de 34, cumpliendo con las condiciones de la permeación. Por otro lado, se puede observar que la pérdida a través de las membranas es de apenas 0,05644 MMSCFD, lo cual corresponde a un 8,2% del flujo original. Las bajas pérdidas y flujo de metano de alimento hacen inviable la implementación de una segunda etapa⁶².

- **Área de membrana requerida:**

El diseño conceptual realizado en este proyecto asume lo siguiente:

- La membrana no sufre efecto de plastificación.
- La membrana se encuentra en fase vidriosa (glassy).
- La composición y permeación es constante a través de la membrana.
- La membrana no se deforma a altas presiones.
- El efecto de permeabilización es independiente de la dirección de flujo de los fluidos.
- Las dimensiones de las fibras son constantes.

El área requerida por la membrana es hallada mediante el uso de la siguiente ecuación:

$$A = \frac{Q_i \cdot l}{P \cdot \Delta p}$$

Dónde: $Q_i =$ Flujo volumétrico molar cm^3 STP /s .

$P =$ Permeabilidad cm^3 STP cm/cm^2s cmHg .

$A =$ Area superficial de la membrana cm^2 .

$l =$ Espesor de la membrana cm .

$\Delta p =$ Diferencia de presión de la corriente permeada y de alimento $cmHg$.

⁶² BAKER, Richard y LOKHANDWALA, Kaaeid. Natural gas processing with membranes: An overview. Membrane Technology and research. (Dec 2007).

La membrana propuesta para la etapa de membranas puede tener un espesor entre 0,1 y 0,5 μm ⁶³. En este diseño se propone un espesor de 0,2 μm , además se propone bajar la presión a través del permeado de 404 psia a 40 psia. Usando los parámetros de permeación del dióxido de carbono y fijadas las condiciones, el área requerida por la membrana es:

$$A_{membrana} = \frac{(628922) * (2 * 10^{-5})}{6,5 * 10^{-10} * 1882 * 100^2}$$

$$A_{membrana} \approx 1028 \text{ m}^2$$

- **Diseño del módulo de membranas:**

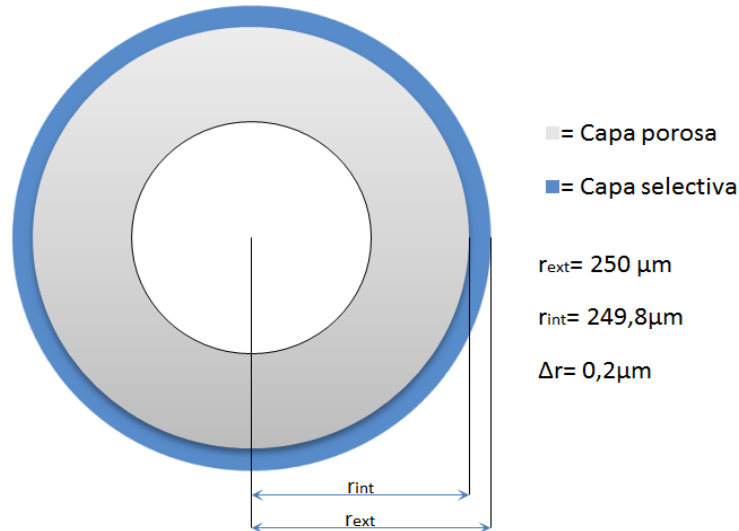
Debido a que ofrece grandes cantidades de área de membrana por unidad de volumen, el módulo de fibras huecas es el más aceptado en la industria del gas natural, dominando cerca del 80% del mercado. El tipo de módulo seleccionado en este diseño será el de fibras huecas.

La figura 42 muestra la geometría de una fibra de membrana. En la fibra pueden existir varias capas, pero según su función, pueden ser dos, una capa gruesa de material denso y poroso que le da resistencia mecánica y soporte a la fibra; y otra delgada fabricada a partir del polímero seleccionado, que permite la permeación a través del módulo. Cada fibra tiene un diámetro externo entre 50 y 500 μm ⁶⁴.

⁶³ BAKER, Richard. Future directions of membrane gas separation technology. Membrane Technology and research. (Dec 2001).

⁶⁴ BAKER, Richard. Future directions of membrane gas separation technology. Membrane Technology and research. (Dec 2001).

Figura 42. Área transversal de una fibra del módulo de membranas.



Fuente: Autores.

En el diseño de las fibras del módulo, se seleccionará un diámetro externo de $500 \mu m$, como el espesor de la membrana es de $0,2 \mu m$ (capa selectiva), el diámetro interno de la capa selectiva será $499,6 \mu m$. Para determinar el área de membrana por fibra, se define un flujo de gas de alimento por la parte interna de la fibra (el área será calculada a partir del diámetro interno de la capa selectiva), además se fijará una longitud de módulo (longitud de fibra) de $1 m$. El área de membrana por fibra es⁶⁵:

$$A_{fibra} = 2\pi r l = 2\pi 0,02498 \ 100 = 15,7 \text{ cm}^2$$

Para determinar la cantidad de fibras por módulo es necesario dividir el área transversal del módulo por el área transversal de la fibra, luego multiplicar por el porcentaje de espacio ocupado por las fibras en el módulo, que por lo general es de 25% ⁶⁶. Los módulos de fibras huecas son fabricados generalmente con diámetros de $5, 8, 12, 16$ y 30 ⁶⁷ pulgadas. En este diseño

⁶⁵ MADAENI, S.S. AMINNEJAD, M. and ZAHEDI, G. A mathematical method to study CO₂-CH₄ separation in a hollow fibre module. Indian Journal of Chemical Technology. (Jul 2010).

⁶⁶ BAKER, Richard. Membrane technology and applications. Second edition. England, Wiley, 2004.

⁶⁷ BAKER, Richard y LOKHANDWALA, Kaaeid. Natural gas processing with membranes: An overview. Membrane Technology and research. (Dec 2007).

se seleccionará un módulo de 8 pulgadas, la cantidad de fibras es calculada a continuación:

$$A_{transversal\ módulo} = \pi r^2 = 324,3\ cm^2$$

$$A_{transversal\ fibra} = \pi r^2 = 1,96035 * 10^{-3}\ cm^2$$

$$\#fibras = \frac{A_{transversal\ módulo}}{A_{transversal\ fibra}} * 0,25 = 41357\ fibras$$

El área de membrana ofrecida por cada módulo es:

$$A_{módulo} = A_{fibra} * \#fibras = 648269\ cm^2 = 64,93\ m^2$$

La cantidad de módulos requeridos es calculada a partir del área total requerida y el área ofrecida por cada módulo.

$$\#modulos = \frac{A_{membrana}}{A_{módulo}} = \frac{1028}{64,93} = 16\ modulos$$

La tabla 40 muestra el resumen de los requerimientos en el skid de membranas.

Tabla 40. Resumen de las propiedades del skid de membranas.

Skid de membranas		Módulo		Fibras	
Área requerida	1028 m ²	Diámetro	20,32 cm	Diámetro externo	500 µm
Número de módulos	16 módulos	Longitud	100 cm	Espesor C. selectiva	0,2 µm
Área por módulo	64,93 m ²	Numero de fibras	41357 fibras	Material C. selectiva	Poliimida (Matrimida)

Fuente: Autores.

- **Balance de energía a través de la etapa de membranas.**

Los cálculos de energía a través de la etapa de membranas se desarrollarán usando el simulador HYSYS. Las temperaturas de las corrientes de residuo y permeado, son gobernadas por la caída de presión en la corriente de permeado. Las condiciones incluidas las temperaturas de las corrientes son mostradas en la tabla 41.

Tabla 41. Composición de las corrientes de gas en la etapa de membranas.

Componente	Fracción Molar		
	Alimento	Residual	Permeado
C1	0,1982	0,4161	0,0286
C2	0,0499	0,1141	0,0000
C3	0,0495	0,1131	0,0000
iC4	0,0058	0,0132	0,0000
nC4	0,0122	0,0279	0,0000
iC5	0,0017	0,0039	0,0000
nC5	0,0013	0,0029	0,0000
nC6	0,0002	0,0004	0,0000
nC7	0,0000	0,0000	0,0000
nC8	0,0000	0,0000	0,0000
nC9	0,0000	0,0000	0,0000
nC10	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,6644	0,2700	0,9714
Nitrógeno	0,0166	0,0379	0,0000
Agua	0,0003	0,0006	0,0000
Temperatura °F	70	67	67
Presión Psia	404	399	40
Flujo Molar MMSCFD	3,5133	1,5379	1,9754

Fuente: Autores.

5. SIMULACIÓN DE LOS PROCESOS EN HYSYS.

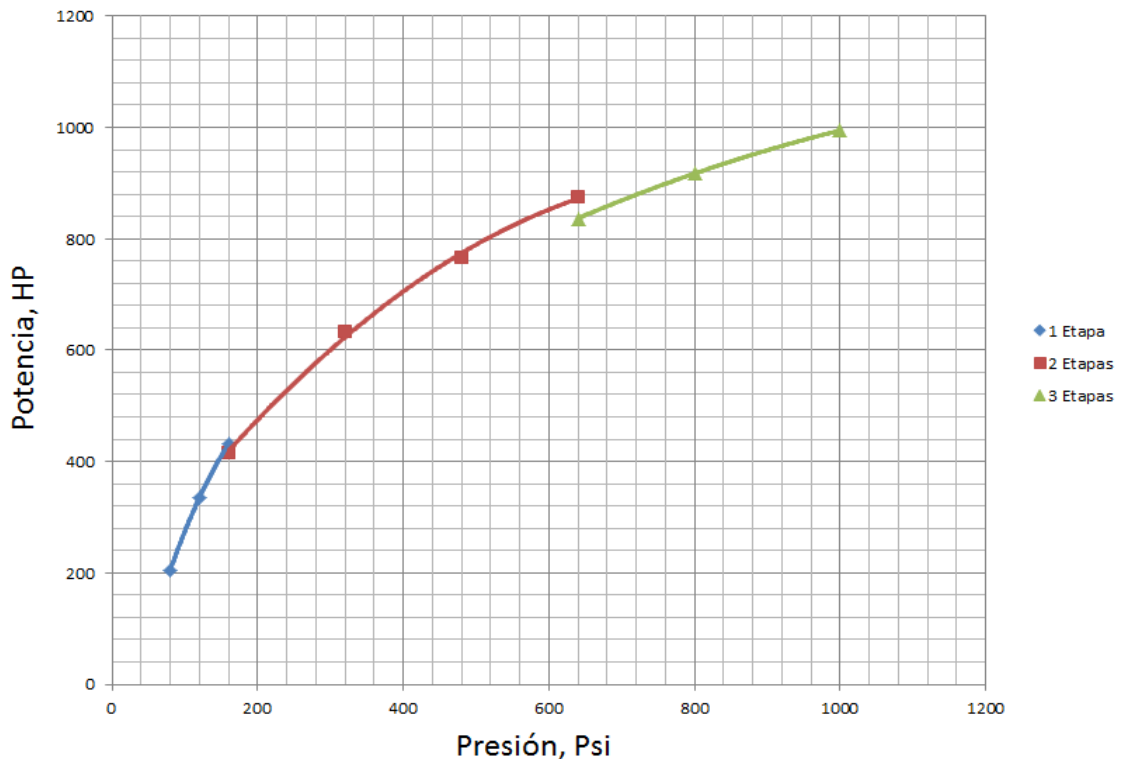
5.1 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Esta sección del capítulo se dedicará a observar el comportamiento de los distintos procesos relacionados con el endulzamiento y refrigeración del gas individualmente operando bajo distintos esquemas de operación. Los procesos simulados se basan en el diseño conceptual realizado en el capítulo 4.

5.1.1 Análisis de sensibilidad del proceso de compresión.

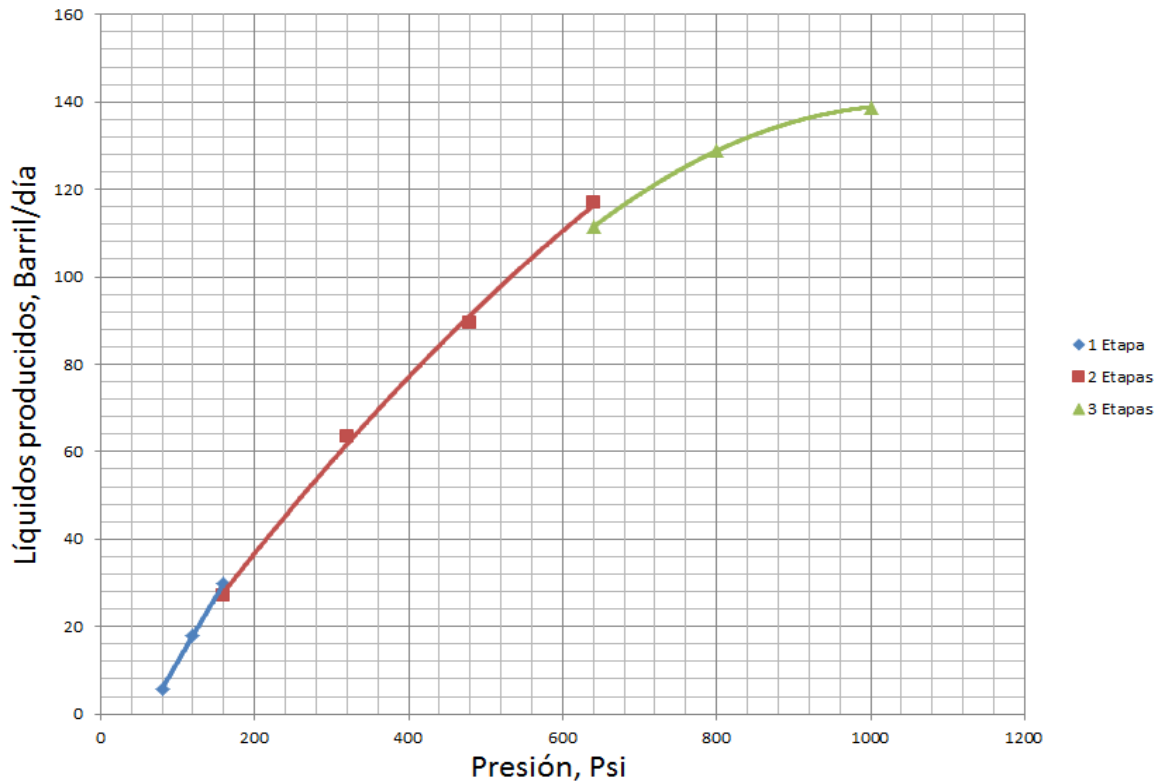
En este análisis se tendrá en cuenta que los compresores no excedan los límites en cuanto a relación de compresión y temperatura de descarga. Las figuras 43 y 44 muestran el consumo de potencia de los compresores y la producción de líquidos en los separadores en función de la presión de descarga respectivamente.

Figura 43. Potencia vs presión en las etapas de compresión.



Fuente: Autores.

Figura 44. Líquidos producidos en el separador vs presión de descarga en la etapa de compresión.



Fuente: Autores.

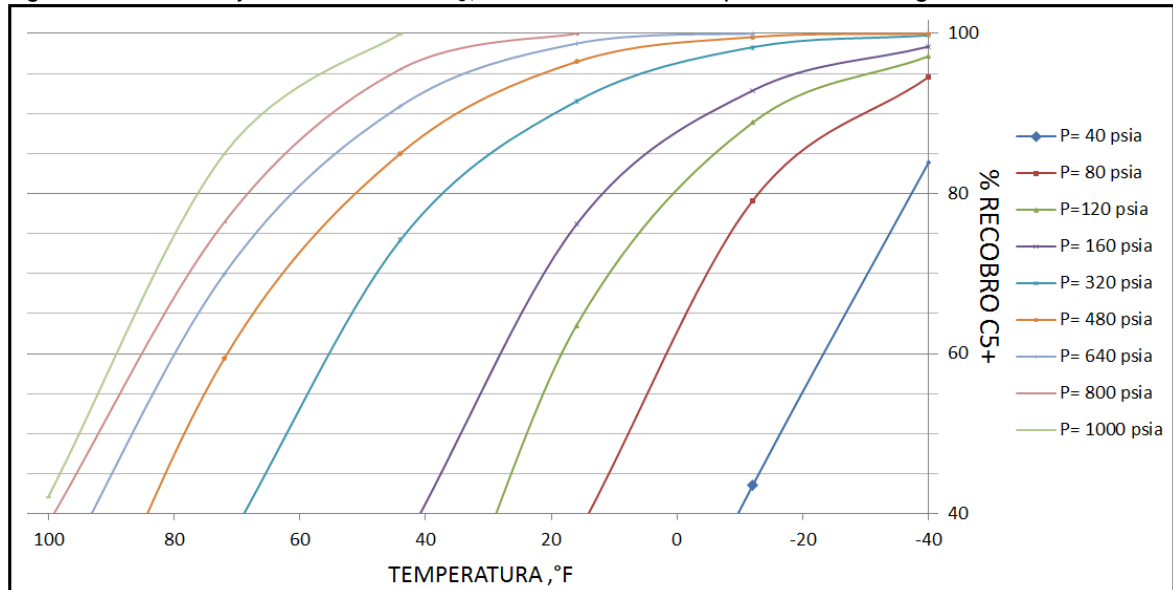
Como se puede apreciar en las figura 43, la relación potencia/presión mejora a partir de la segunda etapa de compresión; debido a que se requiere menos potencia para aumentar más la presión, la mejor relación potencia/presión se muestra en la compresión de 3 etapas. Sin embargo, los costos de inversión aumentan debido a que se requieren más equipos. Por otro lado, la relación líquidos/presión es mejor en la compresión de 1 y 2 etapas; en la etapa 3 la relación decrece.

5.1.2 Análisis de sensibilidad del proceso de refrigeración.

5.1.2.1 Temperatura y presión de refrigeración.

La figura 45 muestra el porcentaje de C_{5+} recobrado en función de la temperatura y la presión.

Figura 45. Porcentaje de recobro de C_{5+} en función de la temperatura de refrigeración.



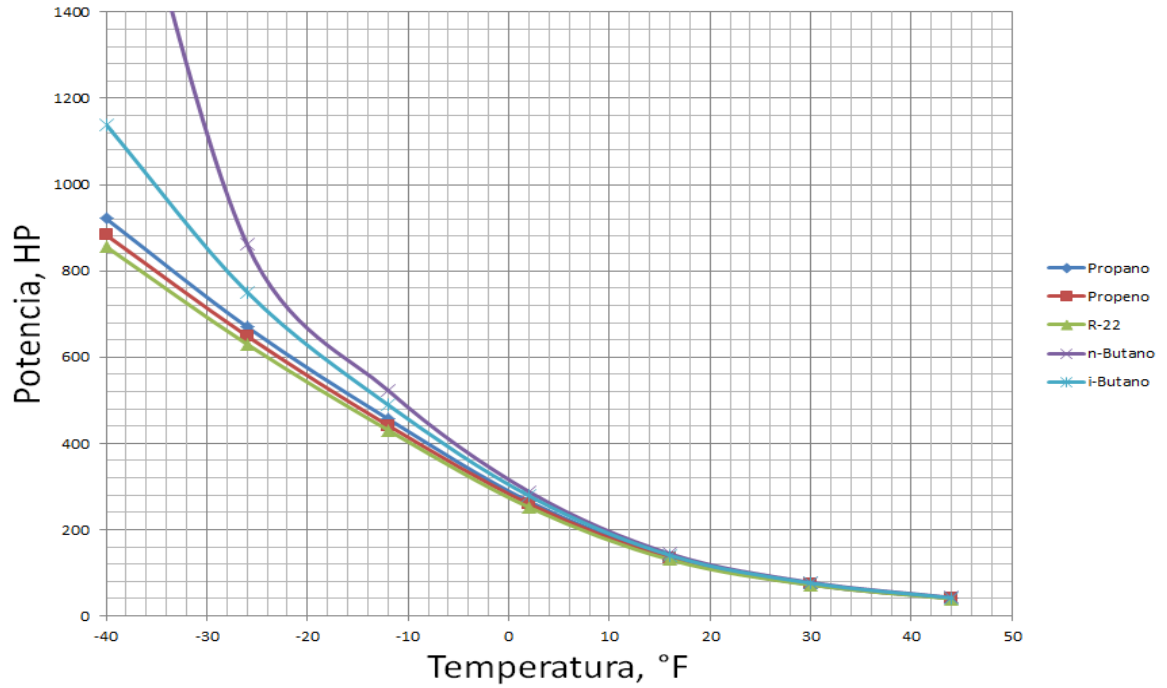
Fuente: Autores.

Como se puede observar en la anterior gráfica, a mayor presión, menor caída de temperatura es necesaria para condensar C_{5+} . Sin embargo, más adelante se realizará un análisis de sensibilidad donde se muestre la cantidad de potencia requerida en función de la caída de temperatura en el ciclo de refrigeración, para poder observar si es más viable disminuir temperatura o aumentar presión.

5.1.2.2 Análisis de sensibilidad en el ciclo de refrigeración.

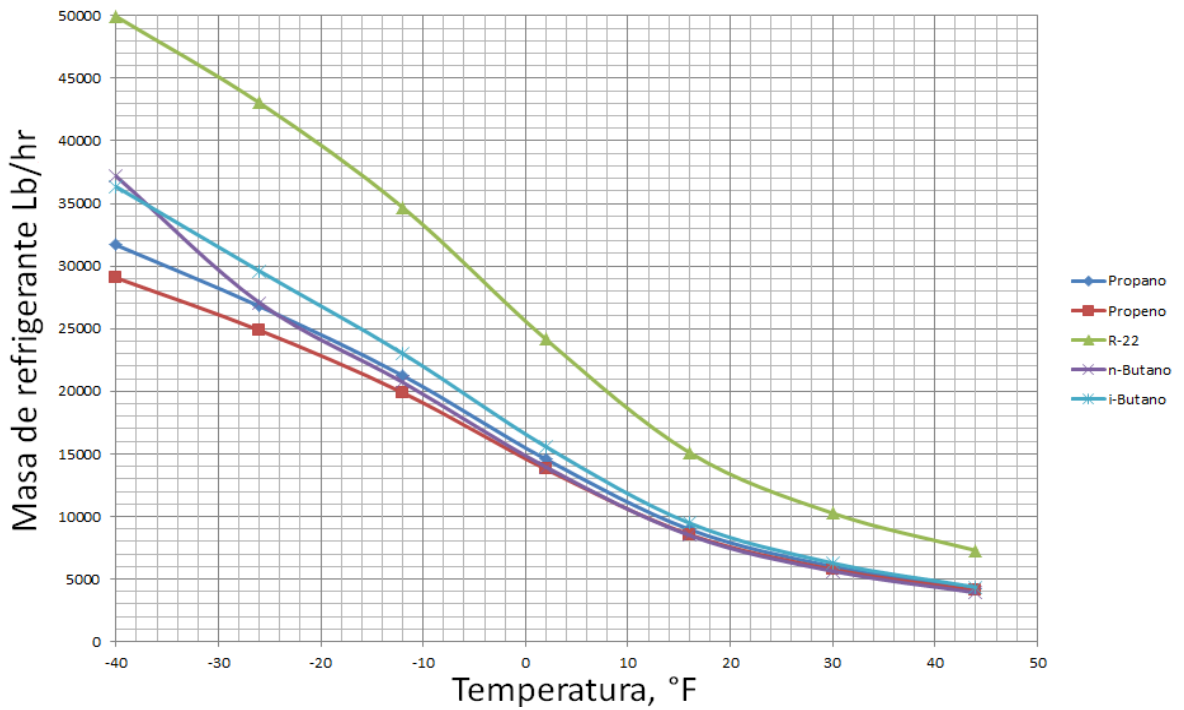
Las figuras 46 y 47 muestran el consumo de potencia en el compresor del ciclo de refrigeración y la masa del refrigerante, en función de la temperatura de refrigeración requerida y el tipo de refrigerante. Es importante mencionar que para este análisis de sensibilidad, la eficiencia politrópica del compresor es de 75% y se define una temperatura de refrigerante 5°F menor a la temperatura de refrigeración del gas con el fin de hacer el flujo de calor en el chiller más práctico.

Figura 46. Potencia del compresor en el ciclo de refrigeración en función de la temperatura de refrigeración para distintos refrigerantes.



Fuente: Autores.

Figura 47. Flujo másico requerido en el ciclo de refrigeración en función de la temperatura de refrigeración para distintos refrigerantes.



Fuente: Autores.

Como se puede apreciar en las figuras anteriores, los requerimientos de masa y potencia difieren en gran medida a bajas temperaturas mientras que a temperaturas relativamente altas los requerimientos son similares. La temperatura de refrigeración es 28°F, a esta temperatura, los otros refrigerantes no presentan una ventaja apreciable frente al propano, por tal motivo, el refrigerante usado será el mismo.

La tabla 42 muestra las condiciones a las cuales se obtiene un recobro del 90% de C₅₊ y las potencias requeridas para llevar el gas a estas condiciones, los datos son obtenidos por medio de los análisis de sensibilidad anteriormente mostrados.

Tabla 42. Potencia requerida en los procesos para presiones y temperaturas que permitan recobrar 90% de C₅₊.

Presión de descarga, psia	Temperatura, °F	HP etapa de compresión	HP ciclo de refrigeración	HP total
1000	66	994	35	1029
80	55	917	51	968
640	46	875	60	935
480	35	765	70	835
410	28	716	81	797
320	20	632	86	718
160	-5	431	117	548
120	-14	335	128	463
80	-30	205	163	368

Fuente: Autores.

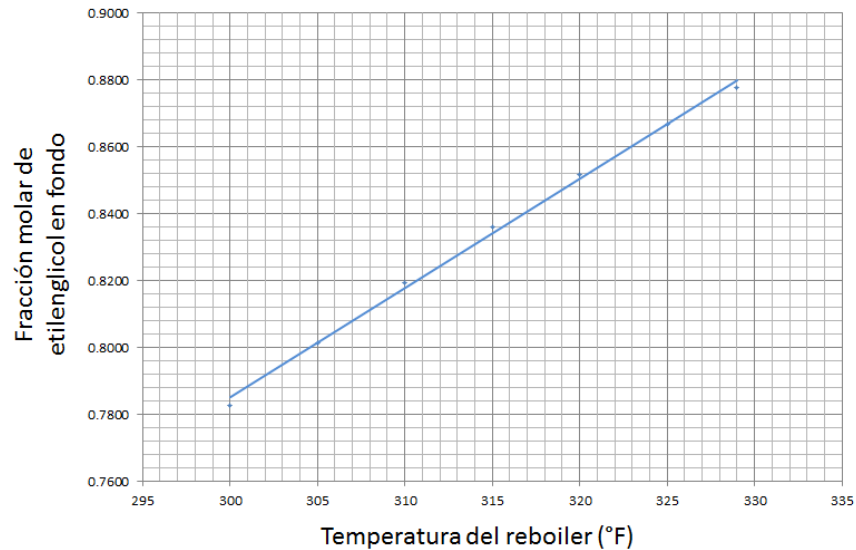
En la tabla anterior se puede observar que el menor consumo de energía se encuentra a menores presiones y temperaturas. No obstante, las membranas necesitan para su operación un mínimo de presión de 400 psia, para esto es necesario comprimir el gas a 410 psia para prevenir las caídas de presión aguas abajo.

5.1.2.3 Análisis de sensibilidad en el ciclo de glicol

- Temperatura del rehervidor

El regenerador de glicol debe trabajar con una temperatura máxima de calentamiento para el reboiler de 329 °F, con esto se asegura que el etilenglicol no se degrade. La figura 48 muestra el comportamiento del contenido de etilenglicol en fondo con relación a la temperatura del rehervidor.

Figura 48. Contenido de etilenglicol en fondo vs temperatura de operación.



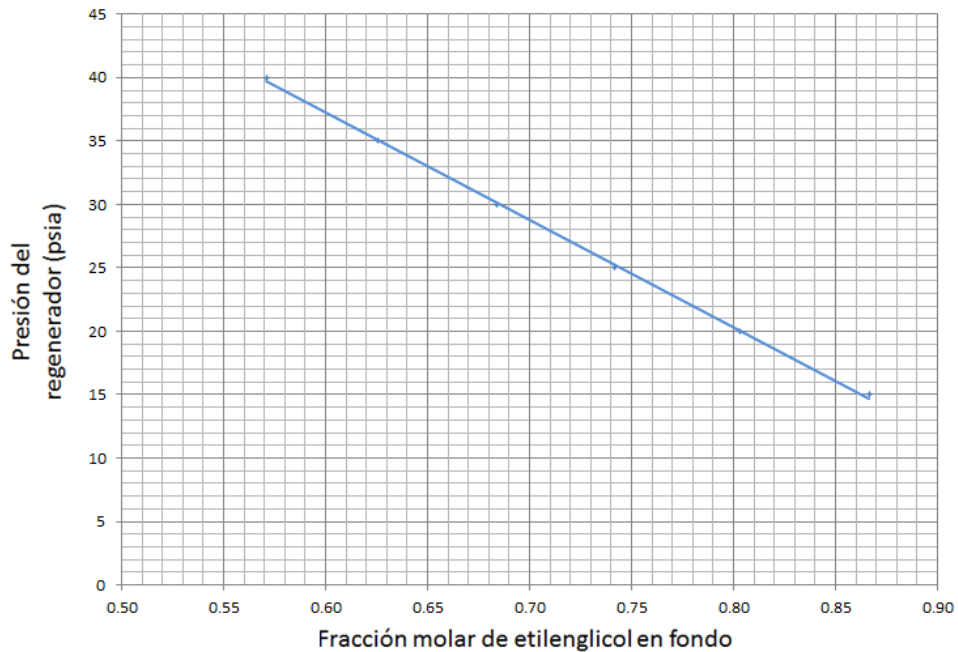
Fuente: Autores.

En fondo (glicol pobre), se puede obtener etilenglicol con una pureza de aproximadamente 88% molar. Sin embargo, por literatura es prudente trabajar con una temperatura de calentamiento no superior a 325 °F, lo que genera una recuperación de 86% molar.

- **Presión de la columna still**

A continuación, en la figura 49 se muestra el comportamiento de la fracción de etilenglicol pobre que puede obtenerse a determinadas presiones de operación.

Figura 49. Presión de operación vs contenido de etilenglicol en fondo.



Fuente: Autores.

A medida que la presión aumenta, la cantidad de etilenglicol regenerado disminuye, lo cual no es beneficioso para el proyecto. Por otra parte, si se desea aumentar la eficiencia en el sistema, la presión de operación no es un parámetro influyente en este caso, debido a que no es apto disminuir la presión a menos de 14.7 psia.

5.1.3 Análisis de sensibilidad del proceso de estabilización.

La tabla 43, señala los parámetros calculados en el capítulo anterior más importantes a la hora de evaluar la eficiencia del sistema.

Tabla 43. Principales parámetros calculados en el diseño del depropanizador.

Parámetros	Valor
Presión de alimento (psia)	300
Temperatura de alimento (°F)	82
Presión mínima de operación (psia)	259
Temperatura del condensador (°F)	70
Temperatura del reboiler (°F)	228
Relación de reflujo	1.89
Numero de platos reales	30
Plato de alimento	24 (sección de rectificación)

Fuente: Autores.

Teniendo en cuenta la diferencia de presión entre la torre y el alimento, debe considerarse una caída de presión que puede afectar el valor de la temperatura de entrada, lo cual genera cambios apreciables en los cálculos para los diversos parámetros que se deseen analizar. Por tal motivo, se establece una presión de 300 psia en toda la columna.

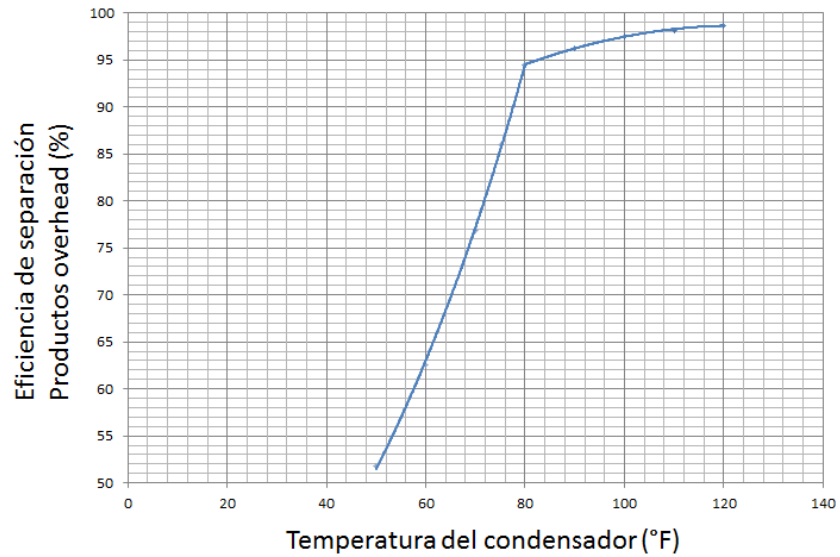
5.1.3.1 Relación de reflujo

La relación de reflujo de 1.89, establece que de los vapores de tope en la columna, 1 lbmol/h de los productos “overhead” (fase vapor), son retirados y 1.89 lbmol/h de condensados (reflujo), son recuperados e inyectados de nuevo a la torre. La figura 50, muestra la eficiencia de separación del sistema con relación a determinadas temperaturas de condensación. Parámetros como la presión, la relación de reflujo, el número de platos y el plato de alimento, permanecieron fijos.

La eficiencia de separación en los productos overhead o de tope arroja los mejores resultados a temperaturas mayores de 80 °F. Esto se cumple en gran medida a que el software satisface la condición del reflujo calculado y establecido previamente. Sin embargo, como se evidencia en la figura 51, los duties tanto del rehervidor como del condensador aumentan conforme la temperatura de condensación es más alta.

Conociendo de antemano por literatura⁶⁸ que el refrigerante más económico es el aire y cuya temperatura de funcionamiento oscila entre 115 y 125 °F, la temperatura de condensación debe estimarse entre rangos muy parecidos, de alrededor de 100 a 120 °F. Lo anterior permitirá nivelar en cierto modo los costos generados por los duties.

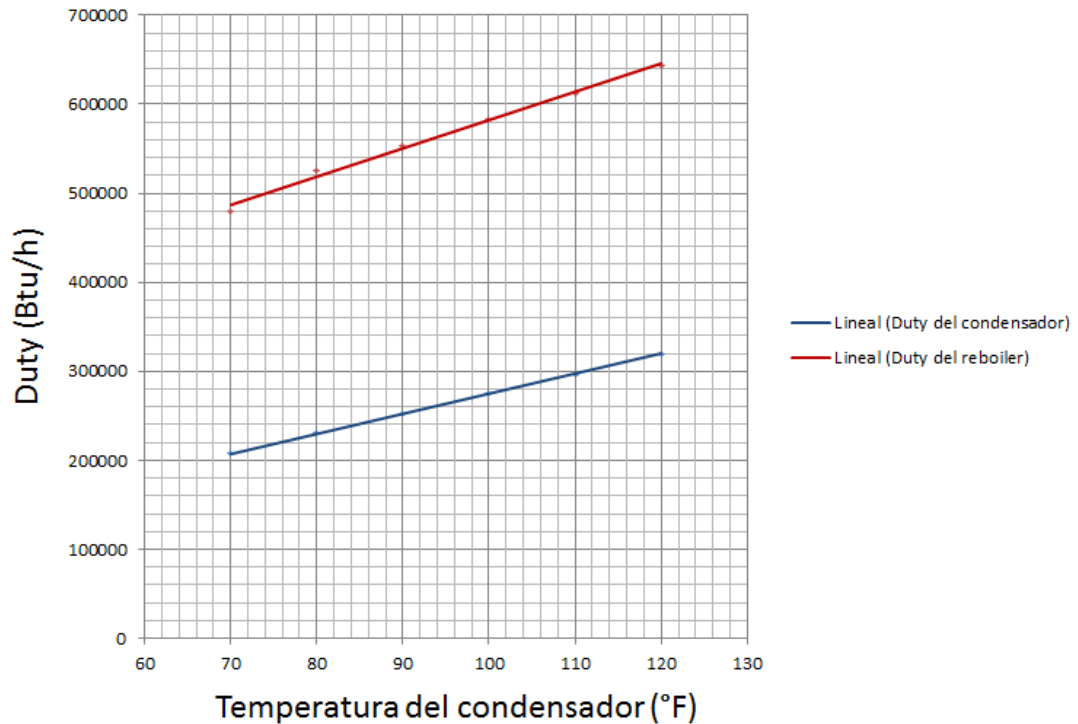
Figura 50. Eficiencia de separación de los productos overhead vs temperatura de condensación.



Fuente: Autores.

⁶⁸ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Figura 51. Requerimientos energéticos del sistema vs temperatura del condensador.



Fuente: Autores.

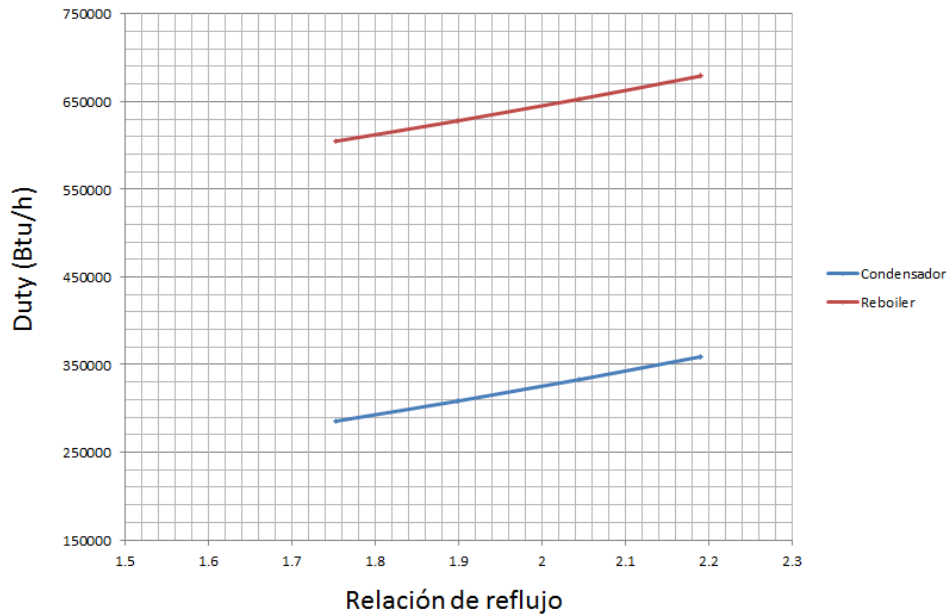
Es importante resaltar que contrario a lo que normalmente se prevé, que entre más baja la temperatura del condensador más energía requiere el condensador retirar, para este caso debido a que el simulador trabaja con un reflujo determinado y el proceso de solución es iterativo, se presentan mayores valores en los duties a altas temperaturas.

Entre el rango contemplado de selección, se estableció una temperatura de condensación de 115 °F, tomando como referencia la temperatura del ambiente (93 °F), y a que las eficiencias entre dichos valores fueron muy cercanas.

Según la literatura la mayoría de las columnas están diseñadas para operar entre 1.2 y 1.5 veces la mínima relación de reflujo. Este rango considera los costos de operación mínimos, teniendo presente que entre más reflujo mayor los duties de calor y refrigeración. La figura 52, representa el comportamiento de las diferentes

relaciones de reflujo en función de las energías demandadas por el rehervidor y el condensador, tomando como referencia la temperatura del condensador: 115 °F.

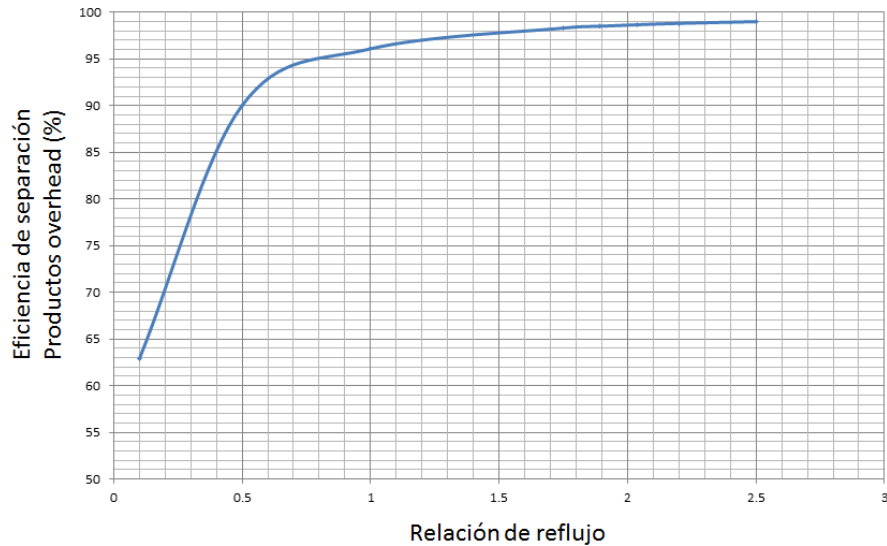
Figura 52. Requerimientos energéticos del sistema vs relación de reflujo.



Fuente: Autores.

A simple vista, la relación de reflujo más recomendada es cercana a 1.75, debido a los bajos requerimientos de energía que se presentan. No obstante, debe analizarse el comportamiento de la eficiencia de separación para dichas relaciones de reflujo, con el fin de estimar la más adecuada para el sistema. En la figura 53 se observa este comportamiento.

Figura 53. Eficiencia de separación de productos overhead vs relación de reflujo.



Fuente: Autores.

Según los datos obtenidos y reunidos en las figuras anteriores, se visualiza que para obtener una separación eficiente, debe contarse con una relación de reflujo mayor a 1 y con temperaturas de condensación superiores a 80 °F. Sin embargo, los gastos de energía por parte del calentamiento y la refrigeración serían más elevados.

La relación de reflujo que se estableció a una temperatura de condensación de 115 °F, fue de 1.7, la cual permite una eficiencia de separación mayor a la que se estimó en el balance de materia desarrollado en el capítulo anterior, 98%.

5.1.3.2 Presión de operación

Los rangos de operación para la presión de una torre depropanizadora oscilan entre 200 y 300 psia, por tal motivo se analiza el comportamiento de la presión en el sistema bajo ese parámetro sin la presencia de caídas de presión entre la corriente de alimento y la presión de la torre.

La tabla 44, resume los cambios para diferentes parámetros de la torre a medida que cambia la presión de la columna.

Tabla 44. Relación de la presión en el sistema de estabilización.

Parámetro evaluado	Presión de operación (psia)					
	200	220	240	260	280	300
Temperatura condensador (°F)	115	115	115	115	115	115
Relación de reflujo	1.7	1.7	1.7	1.7	1.7	1.7
Temperatura reboiler (°F)	246	251	257	263	268	274
Eficiencia de separación (%)	99.8	99.7	99.5	99.2	98.8	98.2
Duty del condensador (Btu/h)	384400	356700	333200	312600	294100	277300
Duty del reboiler (Btu/h)	688200	660700	639400	622300	608300	596400

Fuente: Autores.

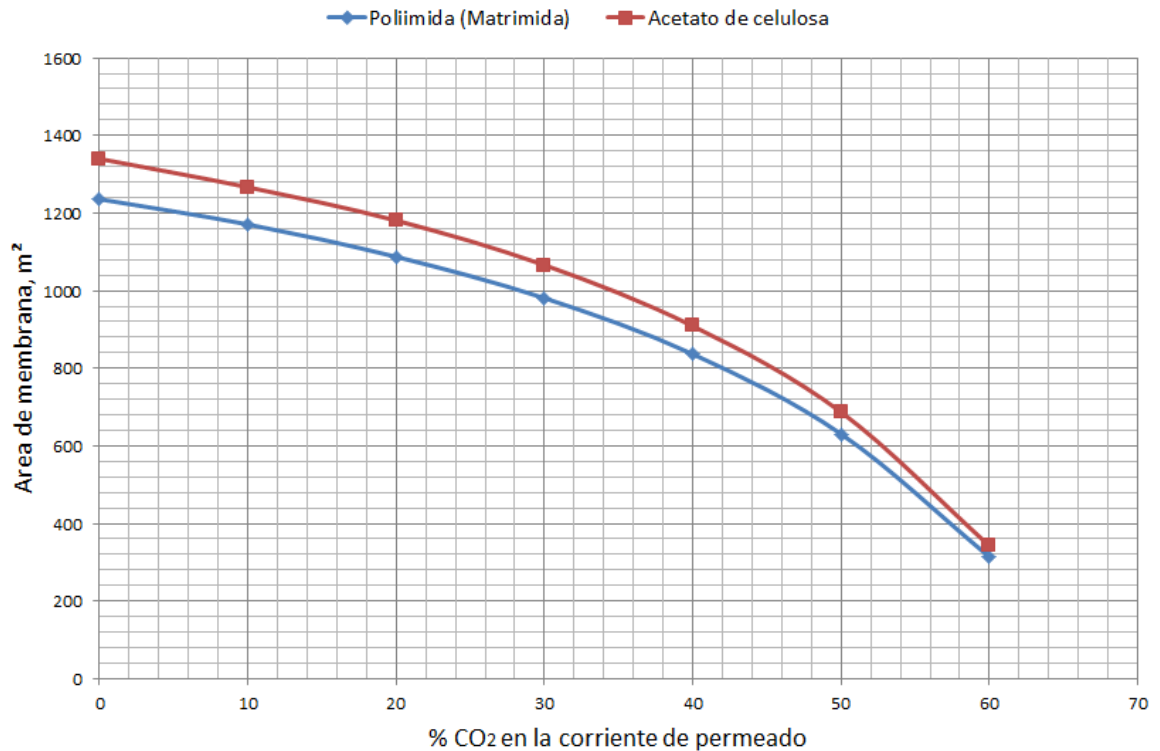
La diferencia en las eficiencias de separación para cada presión es casi nula, por eso no se justifica disminuir la presión de operación y aún más, cuando los duties que se presentan son más elevados.

5.1.4 Análisis de sensibilidad del endulzamiento con membranas

El análisis realizado a las membranas se enfocó principalmente al uso del área requerida y la diferencia de presión utilizada siendo estos parámetros más importantes a la hora de optimizar el proceso.

La figura 54 muestra el área de membrana requerida en función de la concentración de dióxido de carbono en la corriente residual para dos materiales, poliimida y acetato de celulosa. En los cálculos se manejaron caídas de presión de 364 psia y espesor de membranas de 0,2 μm .

Figura 54. Área de membrana requerida en función del porcentaje de dióxido en la corriente de residuo.

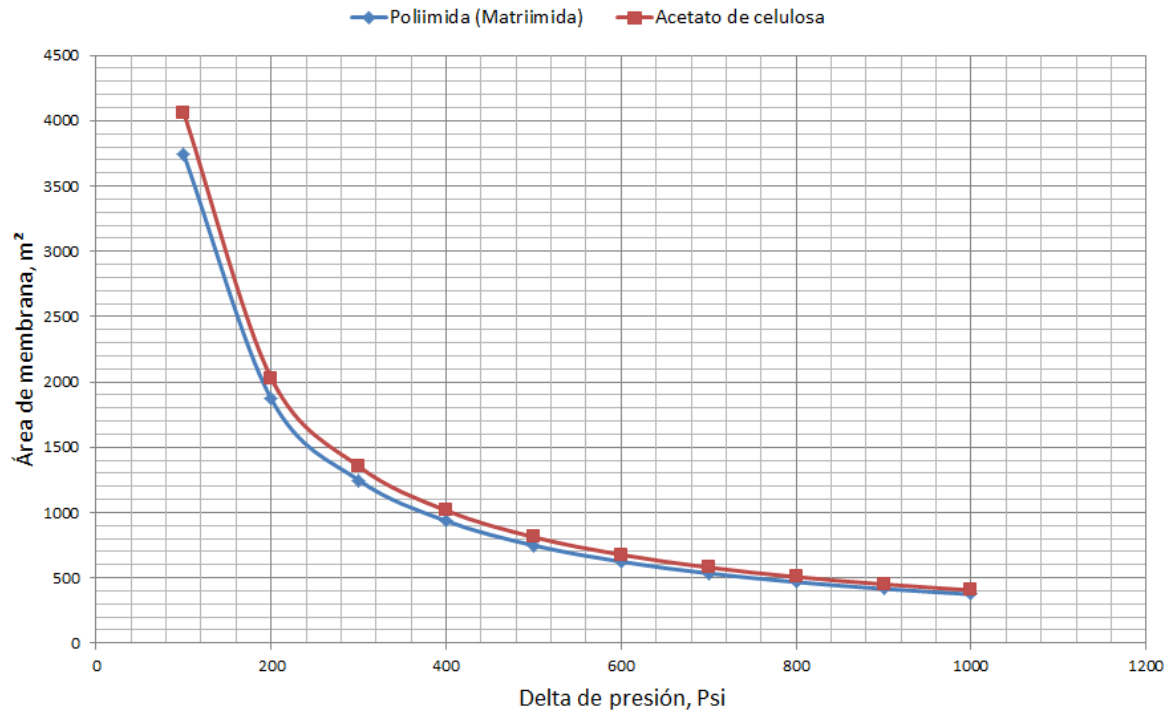


Fuente: Autores.

Como se puede apreciar en la figura anterior, la poliimida (Matrimida) debido a su mejor selectividad y permeabilidad ($S=34$, $P=6,5$) requiere menor cantidad de área que el acetato de celulosa ($S=29$, $P=6$). Las diferencias de área de membrana son más notorias en concentraciones de dióxido más bajas. También es de esperarse que la poliimida presente menores pérdidas de metano en el permeado.

La figura 55 muestra el área de membrana requerida en función la caída de presión a través de la membrana para poliimida y para acetato de celulosa. El espesor de la membrana usado en los cálculos es de $0,2 \mu\text{m}$ y la concentración de dióxido de carbono en la corriente de residuo es de 27% (requerida en el proyecto).

Figura 55. Área de membrana requerida en función de la caída de presión.

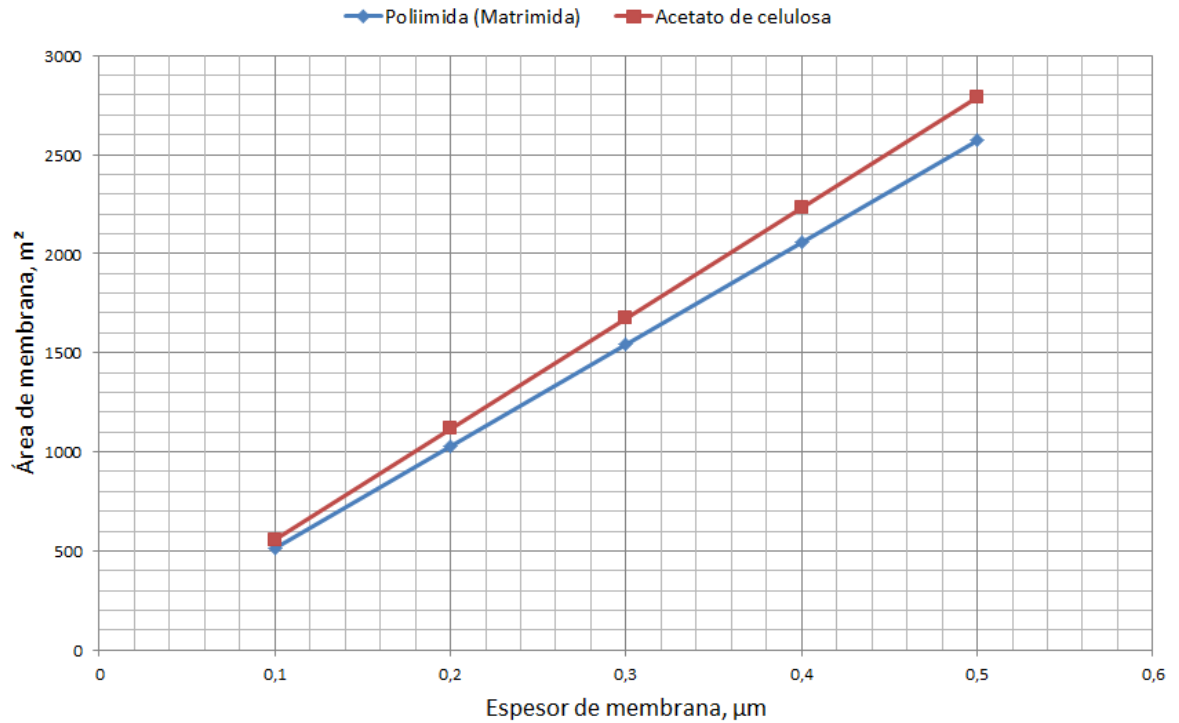


Fuente: Autores.

En la figura anterior se puede observar que el comportamiento de los datos es similar para ambos materiales, por otro lado, el requerimiento de área disminuye en gran medida hasta aproximadamente 400 psia.

La figura 56 muestra el área de membrana requerida en función del espesor de la membrana para políimida (Matriimida) y acetato de celulosa. Los cálculos fueron realizados definiendo una concentración de dióxido en la corriente de residuo de 27% y una caída de presión a través de la membrana de 364 psi.

Figura 56. Área de membrana requerida en función del espesor de la membrana.



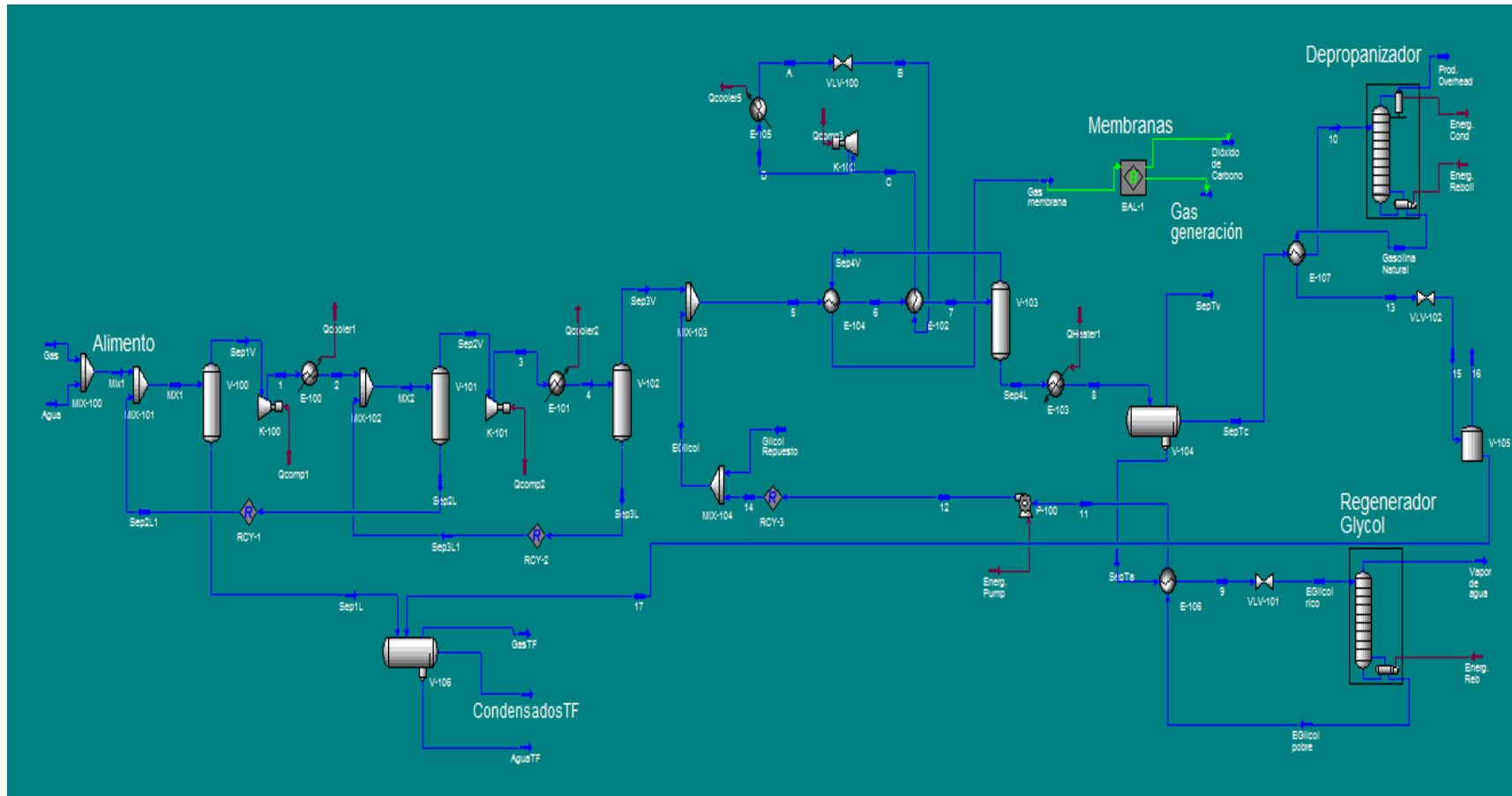
Fuente: Autores.

Como se puede observar en la anterior figura, el requerimiento de área de la membrana aumenta en gran medida a mayores espesores. Las diferencias entre los materiales son más notables a medida que se aumenta el espesor.

5.2 SIMULACIÓN DE LA PLANTA PROPUESTA EN HYSYS

Basados en el diseño conceptual de la planta y tomando en cuenta los resultados obtenidos en la evaluación de sensibilidad es posible plantear un modelo de simulación eficiente. La figura 57 muestra la planta propuesta para la refrigeración y endulzamiento del gas del Campo Colombiano.

Figura 57: Planta propuesta modelada en HYSYS.



Fuente: Autores.

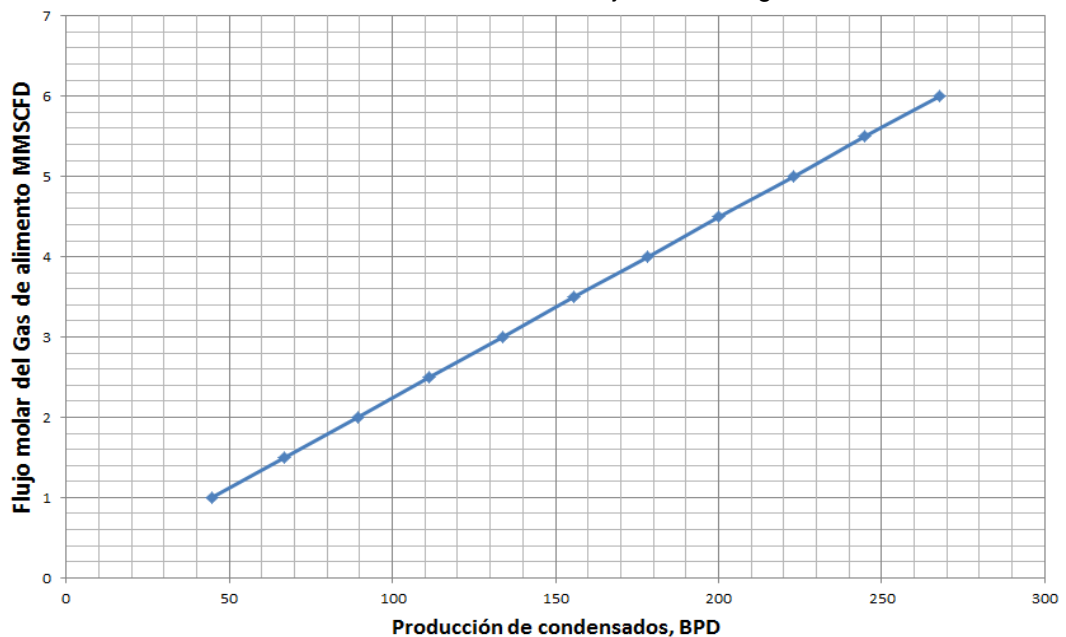
5.3 EVALUACIÓN DE PARÁMETROS OPERACIONALES

Debido a que las condiciones del gas de alimento pueden variar con el paso del tiempo, es necesario evaluar el comportamiento de la planta propuesta en función de estas. El principal parámetro que afectará el comportamiento de la planta a través del tiempo es el flujo molar de gas; la composición del gas de acuerdo a los informes obtenidos por la empresa, no ha variado significativamente a través de los años. Por otra parte, la presión y la temperatura del gas de alimento son fácilmente controlables. Por lo tanto, solo se evaluará el efecto de la variación del flujo molar.

5.3.1 Variación del flujo molar

Las siguientes figuras muestran el comportamiento de la producción de condensados y gas de regeneración.

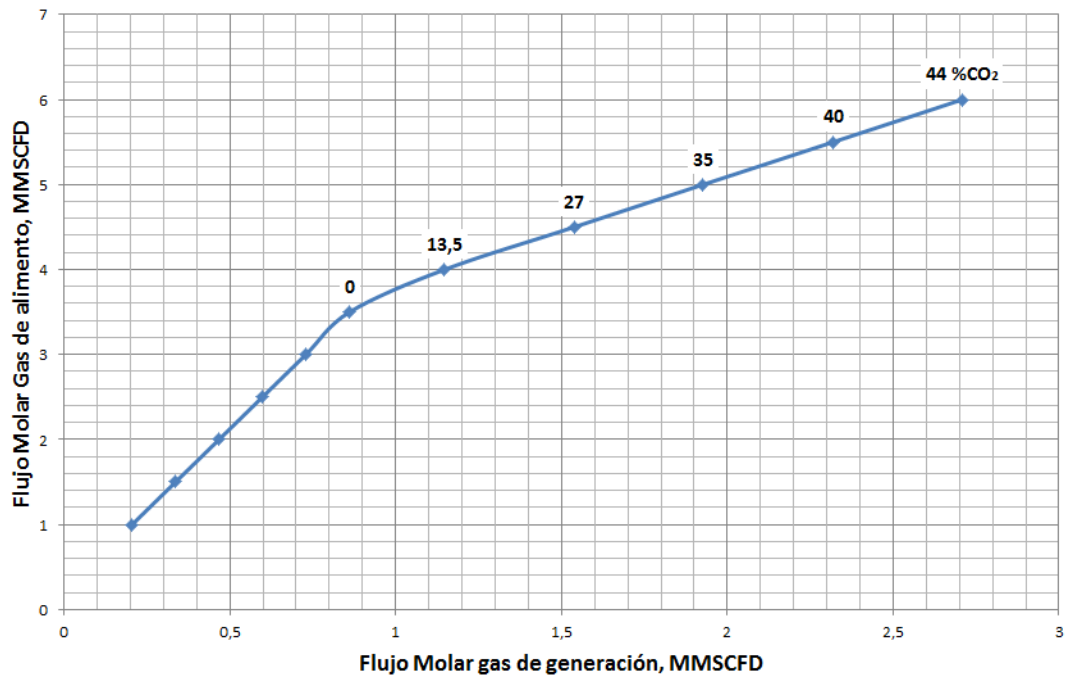
Figura 58. Producción de condensados en función del flujo molar del gas de alimento.



Fuente: Autores.

Como se observa en la figura 58, la producción de condensados es proporcional al gas de alimento, caso contrario al gas de regeneración producido que no tiene un comportamiento totalmente lineal (figura 59).

Figura 59. Flujo molar y contenido de dióxido de carbono del gas de regeneración en función del flujo molar del gas de alimento.



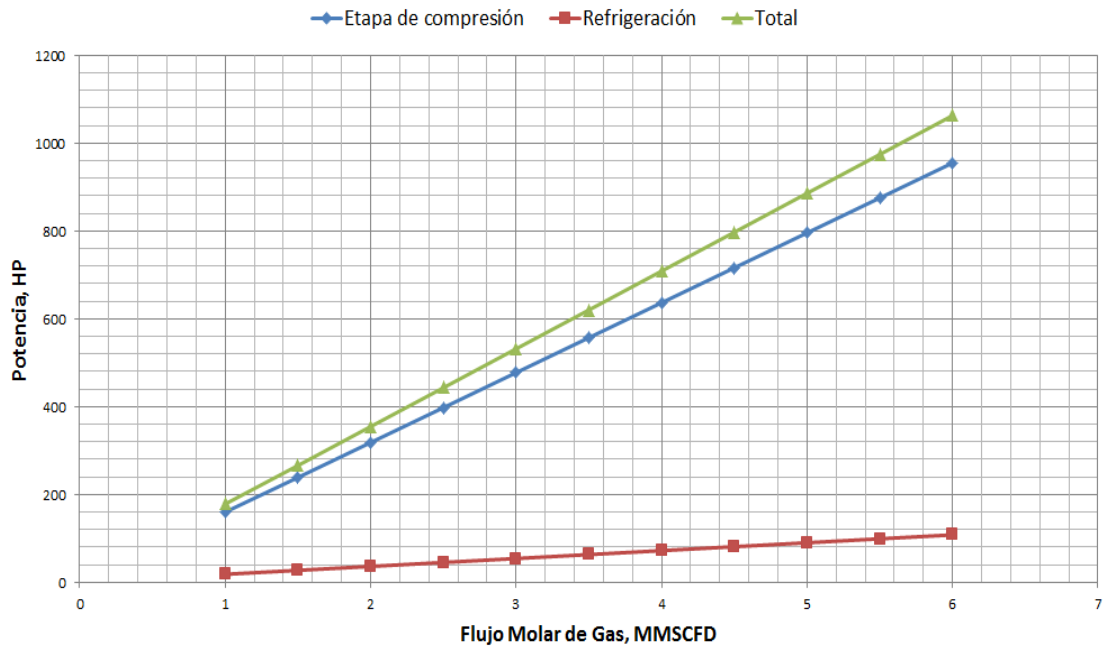
Fuente: Autores.

Es de esperarse que el flujo molar del gas de generación disminuya a medida de que el gas de alimento de la planta decrece; sin embargo, es importante resaltar que la concentración de dióxido de carbono también lo hace, esto se debe a que la cantidad de área de membrana dispuesta sigue permeando la misma cantidad de gas, de esta manera a menores tasas de gas de alimento, mayor será el recobro de dióxido de carbono en las membranas. Evidentemente esto podría afectar la calidad del gas de regeneración, por esto se hace necesario controlar el área de membrana dispuesta en el tratamiento en función de la tasa de gas de alimento. Por otra parte, como se puede apreciar en la anterior figura, a tasas menores de 3,5 MMSCFD la concentración de dióxido de carbono es 0%, este

resultado es ideal ya que las membranas no tienen la capacidad de permear el dióxido de carbono totalmente, también es importante mencionar que la permeación de CH₄ se mantendrá a pesar de que el CO₂ sea permeado totalmente.

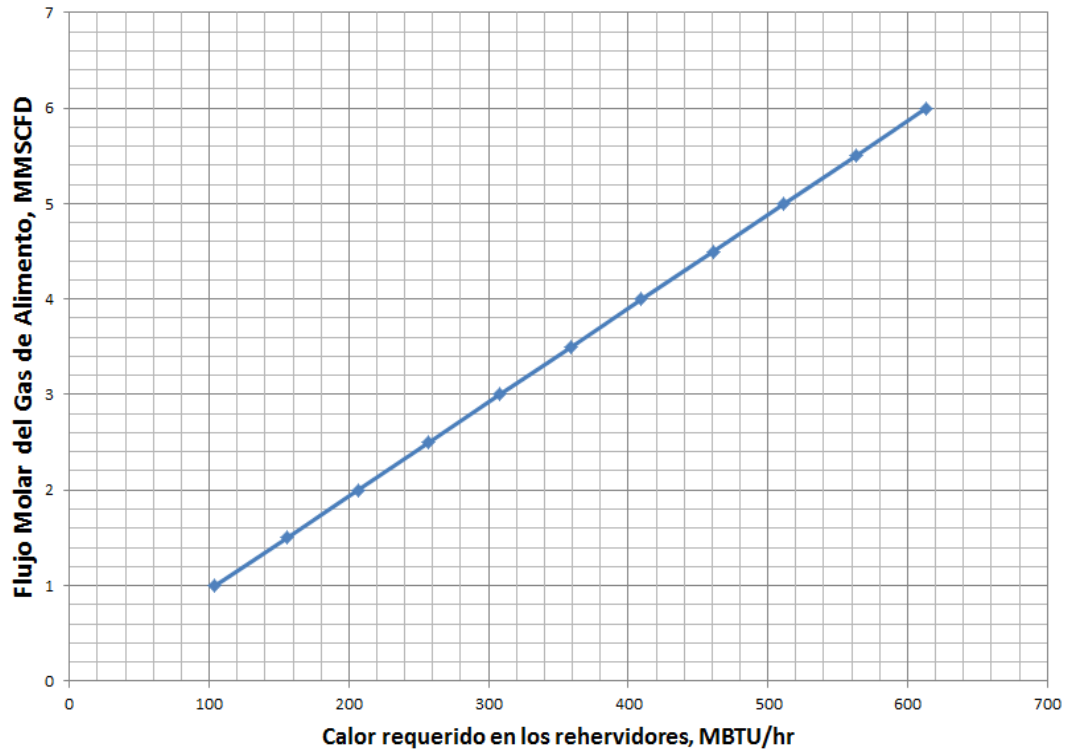
Las figuras 60 y 61 muestran la potencia requerida por los compresores (etapa de compresión y refrigeración) y el calor requerido en los rehervidores en función del flujo molar de gas de alimento. Debido a que el flujo de calor y la potencia están directamente en función de la masa, es de esperarse que el comportamiento sea lineal.

Figura 60. Potencia requerida en los compresores en función del flujo molar de alimento.



Fuente: Autores.

Figura 61. Calor requerido en los rehervidores en función del flujo molar del gas de alimento.



Fuente: Autores.

El análisis de sensibilidad realizado muestra que no es necesario realizar modificaciones a la estación de compresión, ya que el mejor escenario de operación se presenta cuando se realiza compresión en dos etapas, a la presión requerida. Por otro lado, la refrigeración con propano a (28°F) muestra resultados similares a los otros refrigerantes, por tal motivo no se hace necesario cambiar el refrigerante. En la planta de membranas es de esperarse que la poliimida sea más eficiente gracias a la permeabilidad y selectividad mostrada. No obstante, a medida que el campo disminuya la cantidad de gas producido, es necesario retirar módulos de membrana, con el fin de disminuir el área, ya que un área excesiva puede alterar las composiciones del gas de generación afectando directamente su poder calorífico.

6. VIABILIDAD FINANCIERA

Los datos de producción obtenidos por la simulación son:

- Producción de gas para autogeneración: 1.538 MMSCFD con un poder calorífico de 1050 BTU/ft³
- Producción de condensados para mezcla: 200 BOD con una densidad de 40,21 lb/ft³

Por otro lado, la producción de crudo en el campo colombiano es de aproximadamente 1877 Barriles por día con una gravedad API de 30.5. La tabla 47 recopila los datos de producción a través de un periodo de 10 años, estimando una caída en la producción del campo de 5% anual.

6.1 CONDENSADOS PRODUCIDOS

6.1.1 Propiedades de la mezcla (condensado + crudo)

A partir de los datos obtenidos por la simulación y por mediciones de campo, se procede a calcular la gravedad API de la mezcla, un factor determinante a la hora de analizar la implementación del proyecto, ver la tabla 45.

Tabla 45. Propiedades de los fluidos.

Propiedades de los fluidos			
	Condensado	Crudo	Mezcla
Densidad (lb/ft ³)	40.21	54.5	53.12
Gravedad especifica	-	0.873	0.851
Gravedad API	-	30.5	34.7

Fuente: Autores.

6.1.2 Precio de la mezcla

El cálculo del precio del barril para la mezcla se estima con base en la gravedad API, tomando como punto de referencia un precio de crudo WTI pesimista de 85 US\$/barril. Por lo tanto, el precio estipulado para el crudo es de 64.5 US\$/barril y para la mezcla de 74.5 US\$/barril.

6.1.3 Ganancias por la mezcla

La tabla 47 resume las ganancias netas en dólares anuales de la mezcla de crudo y condensado, teniendo en cuenta el pago de regalías estipulado en 20%.

Las ganancias anuales por el condensado obtenido en la planta propuesta son los principales datos a tener en cuenta para analizar la viabilidad del proyecto, en términos financieros.

6.2 GAS DE AUTOGENERACIÓN

Para determinar los beneficios económicos otorgados por el gas que se utilizará para satisfacer la demanda de energía del proyecto, se estableció la siguiente relación con respecto a estudios anteriores y experiencias de campo:

$$\text{precio de 1 MWh} = 50.21 \text{ US\$}$$

La tabla 47, representa la producción de energía que se puede generar a partir de la producción del gas, la demanda de energía en la planta y por último las utilidades en dólares de dicha producción. Cabe resaltar que para los cálculos de producción de energía, se estimó una eficiencia térmica del 30%.

6.3 FLUJO DE CAJA

La tabla 48 detalla el flujo de caja con sus diferentes entradas y salidas por periodos anuales. Las ganancias netas en el primer año por concepto de una posible venta de gas y condensados es de US\$ 12'111.462, el sueldo de los trabajadores se estima en US\$ 240.000 con un aumento anual de 3%.

Por otra parte, el estudio establece la implementación de una planta nueva cuyo costo es de alrededor de US\$ 23'000.000 y un mantenimiento de está en 10 % del valor total de la planta. Los gastos generales (overhead) están calculados en cerca de US\$ 357.000, con un incremento anual de 3%. Por último, la póliza y seguro son evaluados en US\$ 175000.

6.3.1 El valor presente neto (VPN)

Para el proyecto fue muy positivo debido a las ganancias extraordinarias generadas de US\$ 17'665.337. Este valor fue determinado con una tasa de oportunidad de 12% anual establecido como referencia de la empresa interesada.

6.3.2 La tasa interna de rentabilidad (TIR)

La tabla 46 señala las diferentes tasas obtenidas a diferentes periodos.

Tabla 46. Tasas de retorno a diferentes periodos.

Años	TIR (%)
10	16.85
5	8.73
3	-7.1
1	-65.5

Fuente: Autores.

A un periodo de 3 años aún no se ha pagado lo invertido y al cabo de 10 años se muestra que la inversión ha ganado un 16.85 % de interés, lo que demuestra lo positivo que puede llegar a ser el proyecto.

6.3.3 Periodo de restitución (Pay-back)

El periodo de restitución en el cual la empresa interesada va a recuperar la inversión se estima tres años y ocho meses.

Tabla 47. Datos de producción y utilidades.

Producciones anuales de crudo, condensado y gas para autogeneración										
	Año									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Gas (SCF)	561370000	533301500	506636425	481304604	457239374	434377405	412658535	392025608	372424327	353803111
Condensados (Barriles)	73000	69350	65882	62588	59459	56486	53662	50978	48429	46008
Crudo (Barriles)	685105	650850	618307	587391	558022	530121	503615	478434	454512	431787
Ganancias por año del condensado producido										
Crudo sin condensado (US\$)	35340456	33573434	31894762	30300024	28785023	27345771	25978483	24679559	23445581	22273302
Crudo con condensado (US\$)	45170928	42912382	40766763	38728425	36792003	34952403	33204783	31544544	29967317	28468951
Ganancia por condensado (US\$)	9830472	9338948	8428400	8006980	7606631	7226300	6864985	6521736	6195649	5885866
Ganancias por año del gas producido para autogeneración										
Energía producida (MWh)	51826	49234	46773	44434	42212	40101	38097	36192	34382	32663
Consumo de energía de la planta (MWh)	6397	6077	5773	5484	5210	4949	4702	4467	4243	4031
Energía para venta	45429	43157	40999	38949	37002	35152	33394	31724	30138	28631
Ganancia por energía (US\$)	2280990	2166940	2058593	1955663	1857880	1764986	1676737	1592900	1513255	1437592

Fuente: Autores.

Tabla 48. Flujo de caja.

Flujo de caja											
Entradas y salidas (US\$)	Año										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ganancias netas	0	1211146	11505888	10930594	10384064	9864861	9371618	8903037	8457885	8034991	7633241
Sueldo de 6 hombres	0	240000	247200	254616	262254	270122	278225	286572	295169	304024	313145
Costo de planta	23000000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Costos de mantenimiento	0	2300000	2369000	2250550	2138022	2031121	1929565	1833087	1741432	1654361	1571643
Gastos generales (overhead)	357000	367710	378741.	390103	401806	413860	426276	439064	452236	465804	479778
Seguro y póliza	175000	175000	175000	175000	175000	175000	175000	175000	175000	175000	175000
Total	-23357000	9028752	8335947	7860325	7406981	6974757	6562550	6169313	5794046	5435801	5093675
Total VPN	-2335700	8061386	6645366	5594824	4707270	3957665	3324792	2790684	2340118	1960205	1640027

Fuente: Autores.

CONCLUSIONES

1. El aprovechamiento del gas propuesto en este proyecto es técnica y financieramente viable, ya que permite obtener 200 barriles por día, que pueden mejorar la calidad y la tasa de crudo producido, además se producen cerca de 1,5 MMSCFD de gas de regeneración para la obtención de energía, obteniendo un VPN cercano a los 17 MMUSD, una TIR a diez años de 16% y un periodo de restitución de tres años y ocho meses.
2. La viabilidad financiera del proyecto mejora notablemente utilizando una planta remanufacturada obteniendo un VPN cercano a 37 MMUSD, una TIR a diez años de 73% y un periodo de restitución de un año y dos meses.
3. La extracción de dióxido de carbono mediante el uso de membranas se presenta como la mejor alternativa a la hora de tratar bajas producciones de gas, además son energéticamente eficientes cuando el tratamiento no es estricto. Por otro lado, la refrigeración mecánica se presenta como la mejor alternativa para proyectos que requieren consumos de energía bajos y se manejan a bajas tasas, además evita las caídas de presión a través del sistema haciendo la tecnología ideal para usar simultáneamente con membranas.

RECOMENDACIONES

1. Debido a que el área de membrana es constante y la producción de gas decrece con el tiempo, es necesario monitorear el poder calorífico del gas de regeneración ya que puede aumentar haciendo que el gas no cumpla las especificaciones de uso requeridas. Para solucionar este problema se hace necesario retirar módulos de membranas a través de la vida del proyecto.
2. Es importante realizar un diseño detallado de las membranas con una compañía especializada, ya que el diseño conceptual desarrollado en este proyecto no tiene en cuenta muchos factores como los efectos de plastificación, la fase del material, la deformación del material y el dimensionamiento inconstante de las fibras.
3. El GLP obtenido de la depropanización del LGN contiene altas trazas de dióxido de carbono, sin embargo se producen cerca de 120 barriles por día que pueden ser aprovechados, se recomienda realizar un estudio de viabilidad técnica y financiera del tratamiento y comercialización del mismo en las comunidades aledañas.

BIBLIOGRAFÍA

- MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006
- Usos y ventajas del gas natural. Saggas. <http://www.saggas.com/el-gas-natural/usos-y-ventajas-del-gas-natural/>
- Calidad Del Gas Natural En Colombia. ECOPETROL S.A. [En línea]. Bogotá D.C, 2012. Disponible en web:<http://www.ecopetrol.com.co/contenido.aspx?catID=358&conID=42579>
- CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volume 1.
- CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volume 2.
- Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 1.
- Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.
- MOKHATAB, Saied y MEYER, Peter. Technology selection for gas processing units. Presentado en la GPA conferencia de gas ácido en Europa. (Jul. 2011).
- ABDEL-AAL, H.K. AGGOUR, Mohamed, and Fahim, M.A. Petroleum and gas field processing. New York, Marcel Dekker, 2003.

- BERGEL, Marco y TIERNO, Ignacio. Sweetening technologies, a look at the whole picture. Presentado en la WGC2009, 24th World gas Conference. Oct 2009
- HUEBEL, Robert y MALSAM, Michael. New NGL-recovery process provides viable alternative. Oil and gas journal, processing. sep 2012.
- JIBRIN, Abubakar Abbas y NASR, Ghasem. Dew point Control Technologies. Vol. 50, No. 4(May. 2010).
- ALFYORV, Vadim; BAGIROV, lev; et al. Supersonic nozzle efficiently separates natural gas components. Oil and gas journal, processing. may 2005.
- Separation Products, Inc. Types Of Trays: [en línea]. [Texas. 23147, U.S.A]: 2004. Disponible en web: <http://www.amistco.com/>
- Process Tower Internals: [en línea]. [Texas, U.S.A]: 2013. Disponible en web: <http://www.amacs.com/>
- FAIZAN AHMAD, K.K.Lau y A.M. SHARIFF, Ghulam Murshid. Process simulation and optimal design of membrane separation system for CO2 capture from natural gas: Computers and Chemical engineering. Elsevier Ltd. No. 36(Feb 2011)
- SHOLES, Colin y STEVENS, Geoff et al. Membrane gas separation applications in natural gas processing: Fuel. Elsevier Ltd. No. 96(Nov 2011).

- SHOLES, Colin y KENTISH, Sandra et al. Carbon dioxide separation through polymeric membrane systems for flue gas applications. Bentham Science Publishers Ltd. No. 1 (Oct 2007).
- BAKER, Richard y LOKHANDWALA, Kaaeid. Natural gas processing with membranes: An overview. Membrane Technology and research. (Dec 2007).
- BAKER, Richard. Future directions of membrane gas separation technology. Membrane Technology and research. (Dec 2001).
- MULDER, Marcel. Basic principles of membrane technology. second edition. Enschede, The Netherlands, Kluwer academic publishers, 1996.
- KIDNAY, Arthur J. y PARRISH, William R. Fundamentals of natural gas processing. Boca Raton, Florida, Taylor and Francis Group, 2006.
- McCAIN, William D. Jr. The properties of petroleum fluids. Second edition. Tulsa, Oklahoma, Pennwell books, 1990.
- MENON, Shashi E. Gas pipeline hydraulics. Boca Raton, Florida, Taylor and Francis Group, 2006.
- Gas sweetening, technical article Dow [en línea]. 1008. Disponible en web: http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_0039/0901b803800391f8.pdf?filepath=gastreating/pdfs/noreg/170-01395.pdf&fromPage=GetDoc
- A Membrane Process to Capture CO₂ from Coal-Fired Power Plant Flue Gas. NETL publication. Disponible en web:

<http://www.netl.doe.gov/publications/proceedings/09/CO2/pdfs/5312%20MT%20membrane%20%28Merkel%29%20mar09.pdf>

- CARROLL, John. Natural gas hydrates; a guide for engineers. Second edition. USA, Gulf Professional Publishing, 2009.
- SALUNKE, Dadasaheb. An O'Connell type correlation for prediction of overall efficiency of valve tray columns.

ANEXOS

ANEXO A. Compresión

La compresión se refiere al aumento de energía que se logra en un fluido gaseoso por medio de un trabajo efectuado sobre él, dando como resultado un aumento de presión y en algunos casos en un aumento de temperatura. La compresión de gas se realiza comúnmente para:

- Efectuar extracción desde los equipos de producción.
- Transportar gas a través de gasoductos o redes de bombeo.
- Almacenaje, cuando el mismo se efectúa a alta presión.

Tipos de compresores

Los compresores usados en la transmisión natural de gas se pueden clasificar en dos categorías:

- Desplazamiento positivo
- Dinámicos

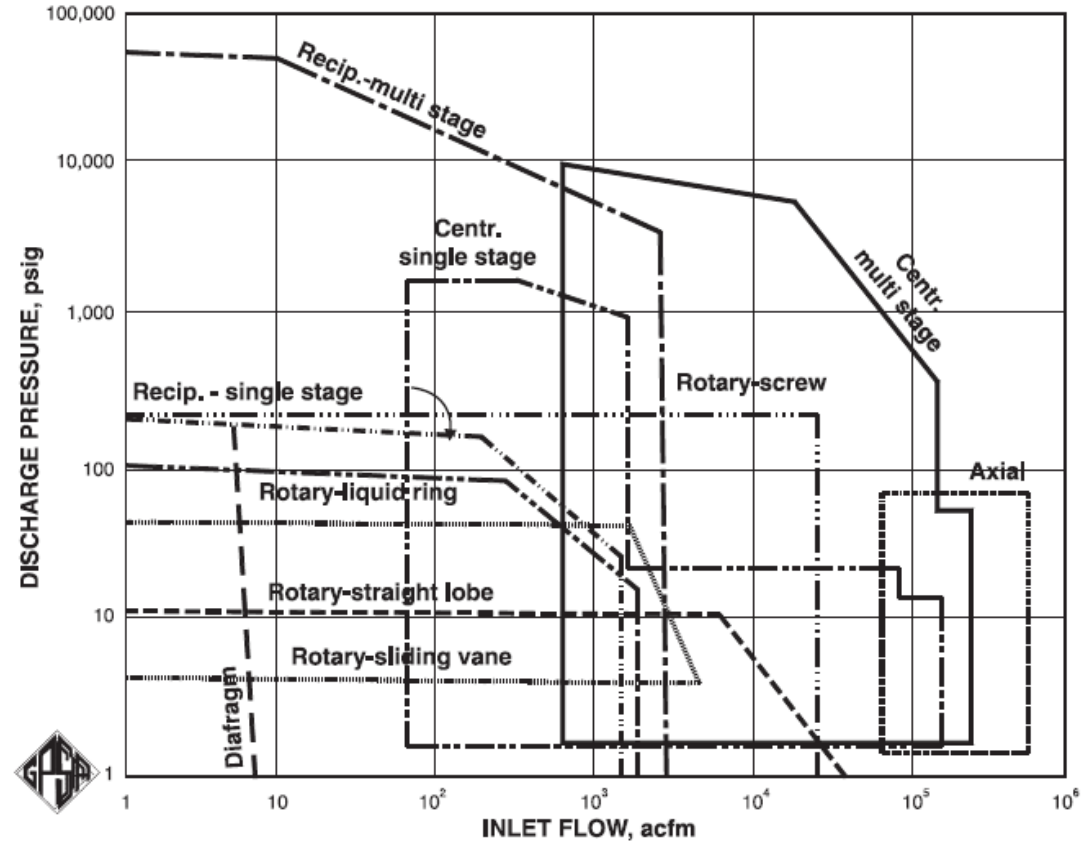
Los compresores de desplazamiento positivo o también llamado de flujo intermitente atrapan una cantidad de gas dentro de un compartimiento de volumen fijo. Por la reducción de este volumen se incrementa la presión. Los compresores de desplazamiento positivo se dividen en reciprocantes y rotatorios. Los reciprocantes usan pistones para reducir el volumen mientras los rotatorios reducen el volumen mediante el uso de álabes.

Los compresores dinámicos o también llamados de flujo continuo, utilizan las fuerzas inerciales para elevar la presión del gas (incrementa la velocidad del gas y convierte esta energía en presión). Los compresores dinámicos se pueden dividir en centrífugos (radiales) y en axiales. Los compresores centrífugos usan aspas que aplican fuerza centrífuga al gas aumentando la velocidad tangencial del gas.

Los compresores axiales utilizan un rotor giratorio que transfiere energía al gas mientras se comprime. En los compresores axiales el gas fluye paralelo al eje.

La figura 62 muestra los rangos operacionales de distinto tipo de compresores en función del volumen actual de succión y la presión de descarga requerida.

Figura 62. Rangos operacionales de los compresores comerciales.



Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 1.

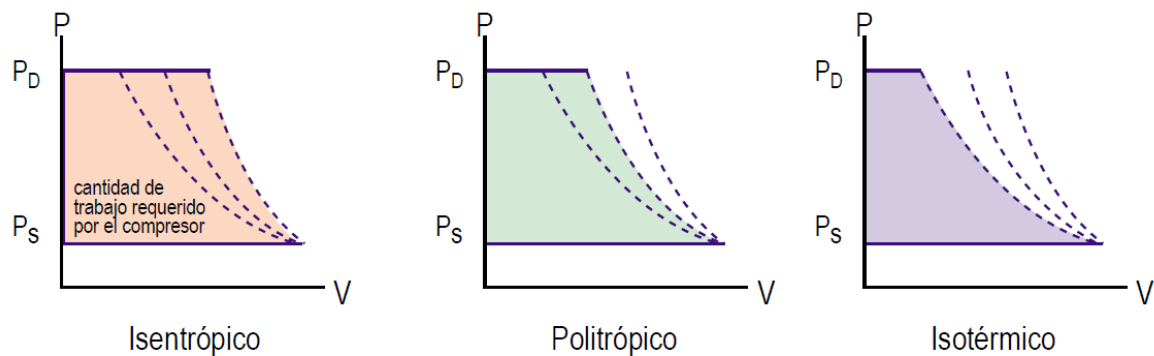
Relaciones termodinámicas

La presión, el volumen y la temperatura se encuentran muy relacionados entre sí en cualquier gas. Al comprimir un gas, su temperatura aumenta mientras que su volumen disminuye. Por consiguiente, con frecuencia es necesario enfriar el gas entre las etapas de compresión utilizando un enfriador el cual es un tipo de

intercambiador de calor que utiliza aire o agua para eliminar el calor del gas entre las etapas de compresión⁶⁹.

En la mayoría de los compresores de gas, la cámara de compresión se enfría con agua, la cual se bombea a través del sistema refrigerante del compresor. Este método de enfriamiento se denomina camisa refrigerada por agua. Si se comprime un gas sin enfriarlo, el proceso se denomina isentrópico. Un compresor que no utiliza enfriamiento no será completamente isentrópico, ya que algo de calor se irradiará desde la superficie del compresor. Si se comprime un gas con un enfriamiento perfecto que garantiza una temperatura constante durante toda la compresión, el proceso se llama isotérmico. La compresión isotérmica sólo existe en teoría, en la realidad los procesos de compresión pueden clasificarse como politrópicos los cuales se ubican entre los isentrópicos y los isotérmicos.

Figura 63. Comparación de la relación existente entre la presión y el volumen en distintos procesos de compresión.

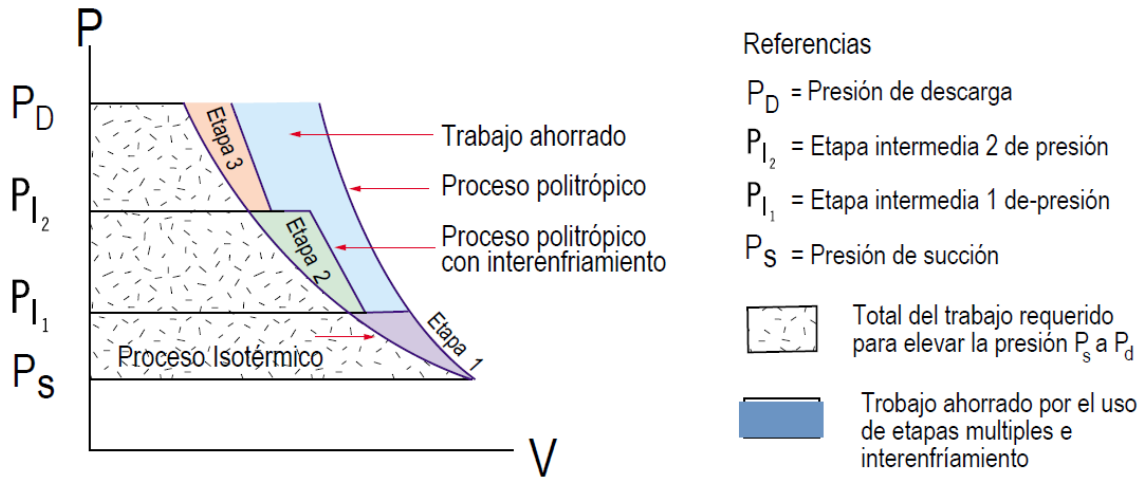


Fuente: Compresión de gas natural, programa de entrenamiento para controladores de gas natural, Enbridge Technology inc. Abril 2000. Adaptada.

Si un compresor tiene varias etapas de compresión, con enfriamiento entre ellas, la compresión se realizará siguiendo el proceso politrópico por etapas que se aproxima al proceso isotérmico en los puntos de enfriamiento.

⁶⁹ Compresión de gas natural, programa de entrenamiento para controladores de gas natural, Enbridge Technology inc. Abril 2000

Figura 64. Comparación de la presión y el volumen en los procesos de compresión de etapas múltiples.



Fuente: Compresión de gas natural, programa de entrenamiento para controladores de gas natural, Enbridge Technology inc. Abril 2000. Adaptada.

El trabajo que se requiere para comprimir el gas es el producto de la presión y el volumen. Una compresión isotérmica es la que menos trabajo requiere. Sin embargo, es imposible construir un compresor que utilice el proceso isotérmico, por lo tanto, se usa el método de enfriamiento. El enfriamiento reduce considerablemente el trabajo. Los compresores reales (a diferencia de los teóricos) tienen una temperatura de descarga mayor que la temperatura de succión.

Cálculo de potencia en compresores adiabáticos y politrópicos

A continuación, solo se presentan las ecuaciones para el cálculo de potencias. No obstante, hay gran cantidad de autores que profundizan en temas relacionados al cálculo de potencia.

- Potencia de los compresores adiabáticos

$$HP = 0,0857 * T_1 * \frac{K}{K-1} * Z_x * \frac{1}{\eta_a} * \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1$$

Donde: $HP = \text{Potencia adiabatica requerida}, \frac{HP}{MMSCFD}$.

$K = \text{Exponent de gas adiabatico.}$

$T_1 = \text{Temperatura de succión, } ^\circ R.$

$P_{1-2} = \text{Presion de succión y descarga respectivamente, psia.}$

$Z_x = \text{Factor de compresibilidad de succión o promedio entre el factor de compresión de succión y de descarga.}$

$\eta_a = \text{Eficiencia adiabatica.}$

- Potencia de los compresores politrópicos

$$HP = 0,0857 * T_1 * \frac{n}{n-1} * Z_x * \frac{1}{\eta_p} * \frac{P_2^{\frac{n-1}{n}}}{P_1} - 1$$

Donde: $HP = \text{Potencia adiabatica requerida}, \frac{HP}{MMSCFD}$.

$T_1 = \text{Temperatura de succión, } ^\circ R.$

$Z_x = \text{Factor de compresibilidad de succión o promedio entre el factor de compresión de succión y de descarga.}$

$\eta_p = \text{Eficiencia politropica.}$

La potencia en compresores politrópicos también puede ser calculada en función del exponente de gas adiabático K .

$$HP = 0,0857 * T_1 * \frac{K}{K-1} * Z_x * \frac{P_2^{\frac{n-1}{n}}}{P_1} - 1$$

- Relaciones entre los exponentes y las eficiencias en compresión politrópica y adiabática.

La eficiencia adiabática η_a es definida como la relación entre el trabajo adiabático y el trabajo real requerido por un compresor. η_a puede ser hallada usando las siguientes ecuaciones:

$$\eta_a = \frac{\text{Trabajo adiabático}}{\text{Trabajo real}}$$

$$\eta_a = \frac{T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1}{T_2 - T_1}$$

Dónde: $T_{1,2} =$ Temperatura de succión y descarga respectivamente, °R.
 $P_{1,2} =$ Presión de succión y descarga respectivamente, psia.
 $K =$ Exponente de gas adiabático isentropico .

La siguiente ecuación permite obtener el valor de exponente de gas adiabático K en función de las capacidades caloríficas del gas comprimido, estos valores pueden ser calculados mediante el uso de gráficas y tablas.

$$K = \frac{C_p}{C_v}$$

Dónde: $K =$ Exponente de gas adiabático (isentropico).
 $C_p =$ Capacidad calorífica a presión constante.
 $C_v =$ Capacidad calorífica a volumen constante.

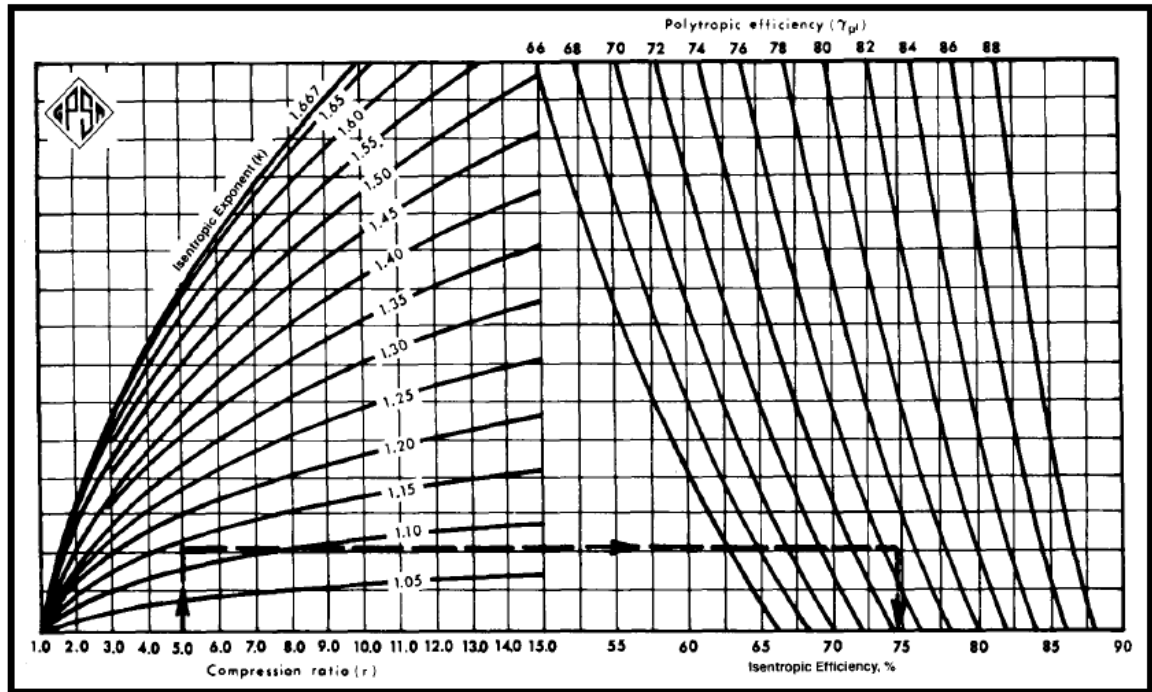
La siguiente ecuación relaciona los exponentes con la eficiencia politrópica.

$$\eta_p * \frac{n - 1}{n} = \frac{K - 1}{K}$$

Dónde: $\eta_p =$ Eficiencia politrópica.
 $n =$ Exponente de gas politrópico.
 $K =$ Exponente de gas adiabático isentropico .

La figura 65 relaciona el exponente isentrópico, las eficiencias y la relación de compresión.

Figura 65. Relación de eficiencias.



Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 1.

- Temperatura de descarga

El cambio de temperatura en la compresión politrópica puede ser representada por la siguiente ecuación:

$$\frac{T_2}{T_1} = \frac{P_2}{P_1}^{\frac{n}{n-1}}$$

Dónde: $T_{1,2}$ = Temperatura de succión y descarga respectivamente, °R.

$P_{1,2}$ = Presión de succión y descarga respectivamente, psia.

n = Exponente de gas politropico.

El cambio de temperatura en la compresión isentrópica puede ser representada por la ecuación anterior cambiando el exponente politrópico por el isentrópico (adiabático).

- Etapas de compresión

Las limitaciones en las relaciones de compresión y temperaturas de los compresores a veces obligan a los diseñadores a usar varias etapas de compresión para obtener la presión requerida, los fabricantes recomiendan por razones de seguridad relaciones de compresión menores de 4⁷⁰. Usualmente, estas relaciones se encuentran entre 1,2 y 2,0. Por otro lado, la temperatura recomendada de operación del compresor debe ser de 300°F a 350°F cuando el gas no contiene oxígeno y cuando hay pequeñas cantidades de oxígeno 250°F a 275°F. A mayor número de etapas menor será la relación de compresión, además se pueden instalar enfriadores en la salida de cada compresor haciendo que el proceso de compresión se asemeje más a la compresión isotérmica la cual consume menos potencia. Una mayor cantidad de etapas también aumentarán los costos capitales.

Es conveniente que los compresores de todas las etapas trabajen con la misma relación de compresión CR de esta forma se minimiza la potencia requerida por el proceso de compresión. Es posible determinar la relación de compresión por medio de la siguiente ecuación:

$$CR = \frac{Pd}{Ps}^{\frac{1}{n}}$$

Donde: $CR = \text{Relación de compresión.}$

$Pd = \text{Presión de descarga, psia.}$

⁷⁰ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 1.

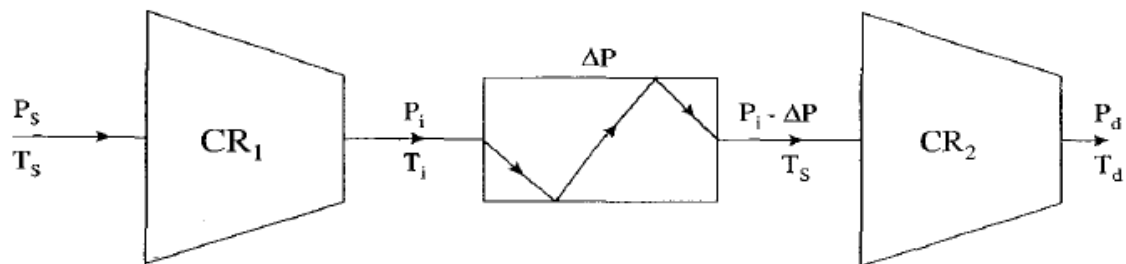
$P_s =$ Presión de succión, psia.

$n =$ Numero de etapas.

Para el caso anterior se asume que no hay caída de presión en los enfriadores de gas sin embargo, si hay una caída de presión ΔP a través de los enfriadores se necesita evaluar el impacto de la caída de presión en todo el sistema.

La figura 66 muestra las respectivas variables manejadas en un sistema de compresión de dos etapas con caída de presión en los enfriadores.

Figura 66. Parámetros de la compresión de dos etapas con caída de presión en el enfriador.



Fuente: MOHITPOUR, M. GOLSHAN, H. MURRAY A. Pipeline design and construction, a practical approach. Second edition. Asme press, 2003.

Mediante el uso de la siguiente ecuación se puede determinar la presión de descarga del primer compresor P_i con el fin de obtener la relación de compresión CR .

$$P_i = \frac{\Delta P}{2} + \sqrt{P_s * P_d}$$

Donde: $P_i =$ Presión de descarga del primer compresor, psia.

$\Delta P =$ Caída de presión en el enfriador, psia.

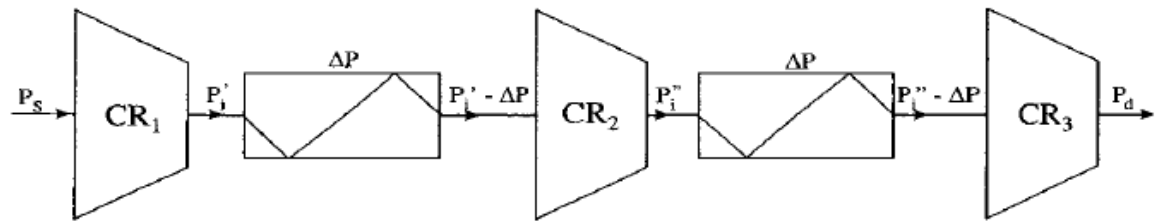
$P_s =$ Presión de succión, psia.

$P_d =$ Presión de descarga, psia.

Conociendo el valor de P_i se procede a calcular la relación de compresión del primer compresor el cual va a ser la misma para todos los compresores permitiéndonos determinar las presiones en todas las etapas del sistema.

En el caso de un sistema de compresión de 3 etapas se debe realizar un procedimiento similar. La figura 67 muestra las respectivas variables manejadas en un sistema de compresión de 3 etapas con caída de presión en los enfriadores.

Figura 67. Parámetros en la compresión de 3 etapas con caída de presión en los enfriadores.



Fuente: MOHITPOUR, M. GOLSHAN, H. MURRAY A. Pipeline design and construction, a practical approach. Second edition. Asme press, 2003.

Para un menor consumo de energía, CR debe ser igual en todos los compresores por lo tanto se debe cumplir la siguiente ecuación.

$$\frac{P_i'}{P_s} = \frac{P_i''}{P_i' - \Delta P} = \frac{P_d}{P_i'' - \Delta P}$$

- Donde:
- P_i' = presión de descarga del primer compresor, psia.
 - P_i'' = presión de descarga del segundo compresor, psia.
 - ΔP = caída de presión en el enfriador, psia.
 - P_s = presión de succión, psia.
 - P_d = Presión de descarga, psia.

La presión de descarga del primer compresor P_i puede ser obtenida como sigue, con el fin de obtener la relación de compresión CR .

$$P_i'^3 - (\Delta P * P_i'^2) - (P_s * \Delta P * P_i') - (P_s^2 * P_d) = 0$$

Donde: $P'_i =$ presión de descarga del primer compresor, psia.

$\Delta P =$ caída de presión en el enfriador, psia.

$P_s =$ presión de succión, psia.

$P_d =$ Presión de descarga, psia.

La ecuación anterior puede ser solucionada mediante el uso de métodos iterativos o gráficos. Cuando P'_i es obtenido, P''_i puede ser obtenido fácilmente usando las *CR*.

Es importante resaltar que en compresores en series, los enfriadores deben presentar la menor caída de presión posible para minimizar la caída de presión total dentro del sistema. Las caídas de presión a través de los enfriadores generalmente esta entre 1 y 5 psi⁷¹.

⁷¹ MOHITPOUR, M. GOLSHAN, H. MURRAY A. Pipeline design and construction, a practical approach. Second edition. Asme press, 2003

ANEXO B. Estabilización

El diseño del fraccionador está basado en el siguiente procedimiento propuesto en el libro “Gas conditioning and processing, vol. 2” de John M. Campbell. A continuación, se exponen los datos mínimos requeridos y los parámetros de diseño calculados.

Datos requeridos	Parámetros obtenidos
<ul style="list-style-type: none">• Composición de entrada• Tasa de alimento• Temperatura y presión de entrada	<ul style="list-style-type: none">• Presión de la torre• Temperatura del condensador• Temperatura del rehevador• Número de platos reales• Relación de reflujo• Plato de alimento• Eficiencia de la columna• Diámetro de la columna• Duty del condensador y rehevador

Las etapas para determinar el diseño de una torre fraccionadora son:

1. Establecer las especificaciones de separación de los componentes keys “claves”.

Existen tres formas de indicar las especificaciones para los componentes keys que se desean obtener:

- Especificar el recobro de los dos componentes.
 - Especificar la composición de los dos componentes.
 - Especificar la composición y el recobro de un componente.
2. Realizar la división del producto basado en el alimento y las necesidades del producto deseado.

Establecidas las condiciones deseadas para los componentes claves, se elabora el balance de masa para los productos de fondo y los destilados.

Tabla 49. Plantilla del balance de masa.

Componente	Moles del alimento (Moles/h)	Destilados		Producto de fondo	
		Flujo molar (Moles/h)	Moles	Flujo molar (Moles/h)	Moles
C1					
C2					
C3					

Fuente: Autores.

3. Suponer una temperatura de condensación razonable para el producto del tope de la torre.

La temperatura del tope de la columna depende de la presión de operación de la columna, la cual a su vez está ligada al medio refrigerante disponible. La mayoría de las columnas usan agua o aire como refrigerante. Para el aire que es el más usado se toma la temperatura ambiente de verano con un límite de 20 °F, lo que aproxima a utilizar una temperatura del proceso de alrededor de 115 a 125 °F⁷².

4. Con la temperatura de condensación, determinar la presión del punto de burbuja para el producto líquido destilado en caso de establecer una condensación total o el cálculo de la presión del punto de rocío si el producto destilado es un vapor, para una condensación parcial o de reflujo completo.

⁷² Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Se deben tener en cuenta las siguientes condiciones:

Tabla 50. Condición para el tipo de condensador.

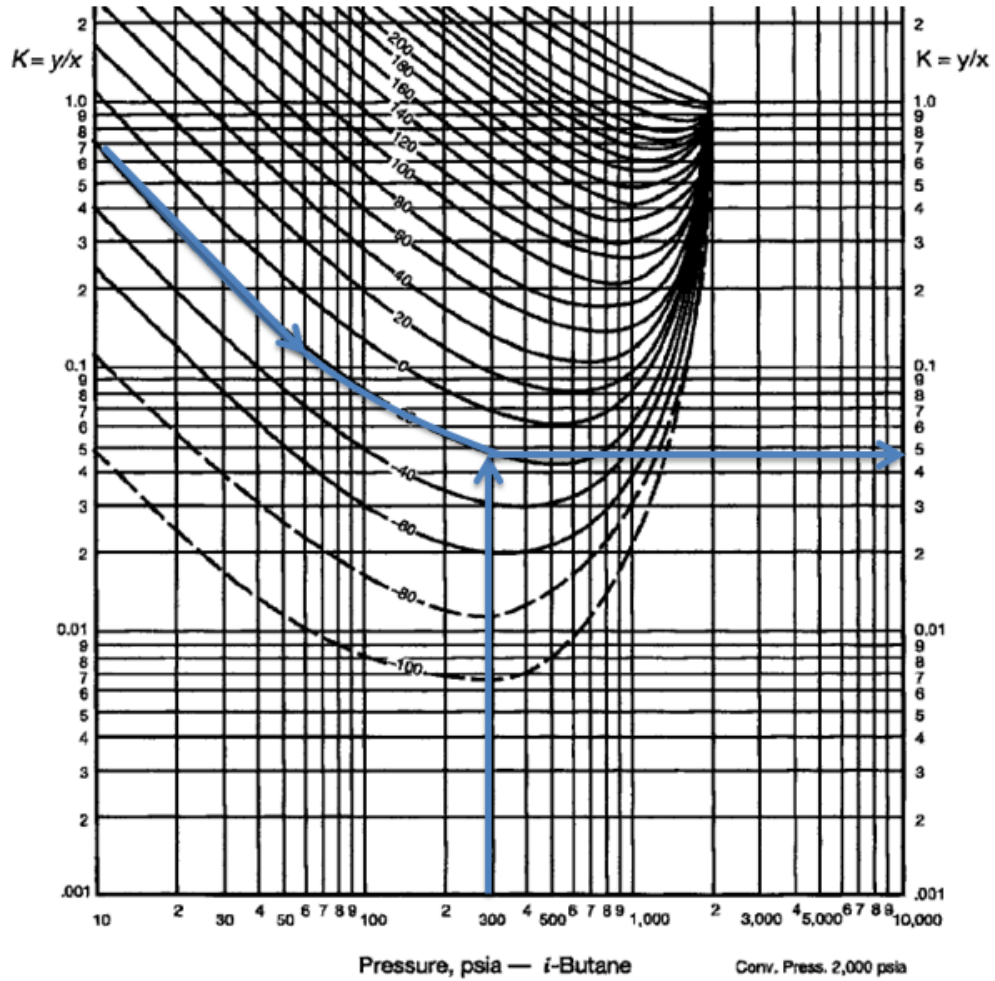
Condición	Descripción
$k_i * N_i = 1.0$	Se utiliza para un condensador total donde se calcula la presión llevando acabo el cálculo del punto de burbuja en un producto líquido destilado.
$N_i / K_i = 1.0$	Se utiliza para un condensador parcial o de reflujo completo donde se calcula la presión llevando acabo el cálculo del punto de rocío en un producto de vapor destilado.

Fuente: Autores.

Según el libro "Surface Production Operation", Vol 1. Tercera edición de Ken Arnold y Maurice Stewart, En la mayoría de las aplicaciones de yacimientos de petróleo la presión de convergencia esta por los rangos de 2000 y 3000 psia, excepto para muy bajas presiones. Se recomienda utilizar una presión de convergencia (Pk) de 2000 psia sino es necesario tener una gran precisión en los datos, de lo contrario la presión de convergencia debe ser calculada.

Para determinar los valores de equilibrio de cada componente en el tope (k_i), se utilizan las gráficas de presión de convergencia (2000 psia), con la ayuda de las presiones estimadas, ya sea en el punto de burbuja o de rocío y con la temperatura del condensador. La figura 68 indica el modo de lectura en una de las gráficas logarítmicas de presión de convergencia para el componente iso-butano.

Figura 68. Grafica ampliada de presión de convergencia para el iso-butano.



Fuente: Engineering data book. Edición 1957. Adaptada.

En la tabla 51 se compilarán los cálculos realizados para dos presiones estimadas P_1 y P_2 .

Tabla 51. Plantilla de datos para el cálculo de la presión de la torre.

Componentes del tope	Fracción molar N_i	Pk (psia)			
		P_1 (psia)		P_2 (psia)	
		k_i	N_i/K_i o $k_i * N_i$	k_i	N_i/K_i o $k_i * N_i$
C1					
C2					
Total					

Fuente: Autores.

Nota: Si hay presencia de CO₂ se utiliza la siguiente ecuación:

$$K_{CO_2} = \overline{K_{C_1} * K_{C_2}}$$

Dónde: K_{C_1} = Valor de equilibrio K para el componente C₁.

K_{C_2} = Valor de equilibrio K para el componente C₂.

Si $k_i * N_i$ y N_i/K_i son mayores que 1.0, el sistema está en región de dos fases.

Si $k_i * N_i$ es menor que 1.0, el sistema es todo líquido. Si N_i/K_i es menor que 1.0, el sistema es todo vapor⁷³.

Con la sumatorias de alguna de las dos condiciones establecidas en la tabla 47 de cada presión estimada, se realiza una interpolación para calcular la nueva presión cuando el valor sea de 1 y se ajusta a condiciones de operación.

5. Asumir la presión constante en toda la columna y calcular la temperatura del punto de burbuja de los productos de fondo (temperatura del rehervidor).

Se realiza el mismo procedimiento de la etapa anterior, pero ahora en lugar de estimar presiones se estiman dos temperaturas del punto de burbuja (T₁ y T₂), y se calculan los valores de equilibrio para los compuestos de fondo. A continuación, se muestra la tabla 52 que recopila los cálculos realizados.

Tabla 52. Plantilla de datos para la el cálculo de la temperatura del rehervidor.

		Pk (psia)			
Componentes del fondo	Fracción molar N_i	T ₁ (°F)		T ₂ (°F)	
		k_i	$k_i * N_i$	k_i	$k_i * N_i$
C4					
C5					
Total					

Fuente: Autores.

⁷³ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Con la presión de la torre calculada en la etapa anterior y las temperaturas estimadas se leen los valores de los valores de equilibrio en las gráficas de presión de convergencia. Luego, determinar la temperatura de fondo (rehervidor), por interpolación cuando la condición sea de 1.

6. Calcular el mínimo número de platos y la mínima tasa de reflujo necesaria para producir los productos deseados.

El mínimo número de platos (S_m), para un sistema multicomponente puede ser calculado por la ecuación de Fenske⁷⁴.

$$S_m = \frac{\log S_F}{\log(\alpha_{avg})}$$

Donde: $S_F = \text{Factor de separación.}$

$\alpha_{avg} = \text{Volatilidad relativa promedio.}$

El factor de separación depende del flujo molar de los dos componentes claves (LK y HK), que hay en el tope y fondo de la torre mostrados en la tabla 49. La siguiente ecuación sirve para calcular dicho factor.

$$S_F = \frac{X_D}{X_B} \frac{X_B}{X_D}$$

LK HK

Donde: $X_D = \text{Porcentaje en moles del componente destilado.}$

$X_B = \text{Porcentaje en moles del componente en el fondo.}$

La volatilidad relativa promedio se calcula con la siguiente ecuación:

$$\alpha_{avg} = \frac{\alpha_{top} + \alpha_{bottom}}{2}$$

⁷⁴ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Teniendo en cuenta que $\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}}$, entonces:

α_{top} = A condiciones de presión de la torre y temperatura en el tope.

α_{bottom} = A condiciones de presión de la torre y temperatura de fondo.

α_{avg} = Es la volatilidad relativa promedio de los componentes claves.

Para calcular la mínima relación de reflujo, el método más común usado para sistemas multicomponente es el método Underwood. Lo primero es evaluar θ (constante de reflujo mínimo Underwood), a prueba y error mediante la siguiente ecuación:

$$1 - q = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i X_{Fi}}{\alpha_i - \theta}$$

Donde:

q = Condición térmica del alimento $q = 1.0$, Punto de burbuja del líquido.
 $q = 0$, Punto de rocío del vapor.

α_i = Volatilidad relativa de cada componente $\alpha_i = \frac{K_i}{K_{HK}}$

X_{Fi} = porcentaje en moles de cada componente.

Teniendo en cuenta que el correcto valor de θ debe comprenderse entre los valores α de los componentes claves, se estiman dos o tres valores para θ entre ese rango, los cuales permiten hallar el θ verdadero que cumpla con la anterior ecuación mediante una interpolación.

Una vez θ es determinado, la mínima relación de reflujo (R_m), se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$R_m + 1 = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i X_{Di}}{\alpha_i - \theta}$$

Donde: X_{Di} = Fracción molar del componente i en el tope.

θ = Constante de reflujo mínimo Underwood verdadera.

Si se conoce la mínima relación de reflujo se puede calcular la tasa mínima de reflujo (L_m), y de paso la tasa de vapor saliendo de la columna, para esto la siguiente ecuación puede ser útil ecuación⁷⁵.

$$L_m + D = R_m + 1 = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i X_{Di}}{\alpha_i - \theta}$$

Donde: D = Tasa del destilado $\frac{\text{moles}}{\text{unid.tiempo}}$

La tabla 53 resume todos los cálculos realizados para obtener la mínima relación de reflujo.

Tabla 53. Plantilla de datos para el cálculo de la mínima relación de reflujo.

Componente	Fracción molar (X_{Fi})	X_D	K a T_b	α_i	$1 - q = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_i X_{Fi}}{\alpha_i - \theta}$			$\frac{\alpha_i X_{Di}}{\alpha_i - \theta}$
					θ_1	θ_2	θ_3	
C1								
C2								
total								

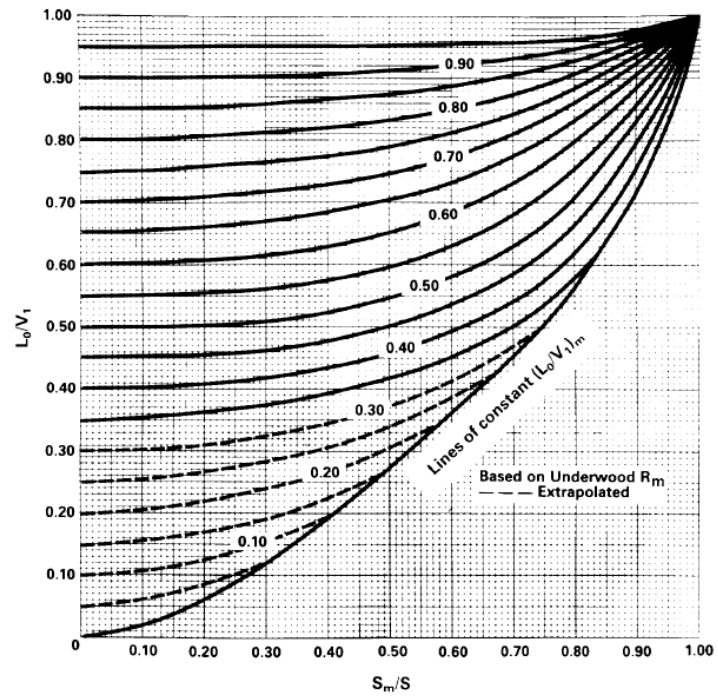
Fuente: Autores.

7. Calcular el número de platos teóricos

Utilizando la correlación desarrollada por Erbar y Maddox en la figura 69, se calcula la relación del número de platos mínimos/número de platos teóricos (S_m/S), con la relación de reflujo mínimo (R_m), y el reflujo de operación real (R).

⁷⁵ CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volume 2.

Figura 69. Correlación de Erbar-Maddox: platos vs reflujo.



Fuente: Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Las siguientes ecuaciones relacionan los reflujo (R_m y R), con la correlación de Erbar y Maddox:

$$\frac{L_o}{V_1} = \frac{R}{R + 1}$$

$$\frac{L_o}{V_1} = \frac{R_m}{R_m + 1}$$

Donde: $L_o = \text{Tasa del reflujo liquido} \frac{\text{moles}}{\text{Unid.tiempo}}$

$V_1 = \text{Tasa de vapor dejando el ultimo plato de la torre} \frac{\text{moles}}{\text{Unid.tiempo}}$

Nota: Como regla del dedo gordo el valor del reflujo real se estima de 1.2 a 1.3 veces la relación mínima de reflujo.

8. Determinar el plato de alimento

No hay una manera exacta de calcular el plato de alimento. Hay varias técnicas, las cuales estiman la localización del plato de alimento. Una práctica correlación empírica es la propuesta por Kirkbride, 1944⁷⁶.

$$\log \frac{N}{M} = 0.206 \log \frac{B * X_{HK_F}}{D * X_{LK_F}} \frac{X_{LK_B}}{X_{HK_D}}^2$$

Donde: $B =$ Tasa de flujo molar de productos que se van a fondo.

$D =$ Tasa de flujo molar de productos que se van a tope.

$X_{HK_F} =$ Composición del componente HK a la entrada de la torre.

$X_{LK_F} =$ Composición del componente LK a la entrada de la torre.

$X_{LK_B} =$ Composición del componente LK en los bottoms.

$X_{HK_D} =$ Composición del componente HK en los destilados.

$N =$ Numero de platos teoricas en la seccion de rectificación.

$M =$ Numero de platos teoricos en la seccion de stripping.

9. Calcular el número de platos reales

Con la siguiente ecuación se calcula el número de platos reales teniendo en cuenta la eficiencia general de la columna (E_o), calculada mediante la correlación de O'Connell para columnas de fraccionamiento.

$$E_o = \frac{\text{Numero de platos teoricos o ideales de la columna}}{\text{Numero de platos reales de la columna}}$$

⁷⁶ MOKHATAB, Saeid; POE, William y SPEIGHT, James. Handbook of natural gas transmission and processing. Burlington, Elsevier, 2006

Las correlaciones y los datos usados son copilados en una tabla de la tesis “An O’Connell type correlation for prediction of overall efficiency of valvule tray columns” por Dadasaheb Baburao Salunke, para más información remítase a las referencias bibliográficas. En dicha tabla también se logra establecer un dato aproximado del diámetro de la columna de destilación.

ANEXO C. Deshidratación

La cantidad de inhibidor químico requerida para tratar el agua con el fin de bajar la temperatura de formación de hidratos puede ser calculada por la ecuación de Hammerschmidt⁷⁷:

$$\Delta T = \frac{KW}{M(100 - W)}$$

Donde: ΔT = Es la temperatura de la depresión de formación de hidratos °C

W = Es el porcentaje en peso del inhibidor en la fase acuosa.

K = Constante que depende del tipo del inhibidor.

M = Masa molar del inhibidor $\frac{g}{mol}$.

La fórmula anterior está limitada para concentraciones de etilenglicol y metanol de 30% en peso. Anteriormente el valor de K era constante pero a medida del tiempo se ha presentado varios valores para mejorar la precisión en la ecuación.

La tabla 54 representa los valores de M Y K para varias referencias, el valor de 2222 para el EG dado en la GPSA Engineering Data Book, el cual recomienda para todos los glicoles, es demasiado grande. Las que arroja las mejores predicciones son las obtenidas usando el valor original⁷⁸.

⁷⁷ ABDEL-AAL, H.K. AGGOUR, Mohamed, and Fahim, M.A. Petroleum and gas field processing. New York, Marcel Dekker, 2003.

⁷⁸ CARROLL, John. Natural gas hydrates; a guide for engineers. Second edition. USA, Gulf Professional Publishing, 2009.

Tabla 54. Propiedades de los inhibidores químicos.

	Masa molar	Original	Ref. 1	Ref. 2	Ref. 3
	M	K	K	K	K
Metano	32.04	1297	1297	1297	1297
Etilenglicol	62.07	1297	2222	1222	1500
Dietilenglicol	106.10	1297	2222	2427	2222
Trietilenglicol	150.17	1297	2222	2472	3000

Ref.1: Fu (1998) GPSA Engineering Data Book.

Ref.2: Arnold and Stewart.

Ref.3: Pedersen et al. Nota: los valores de K son para trabajarlos con grados Fahrenheit, no Celsius.

Fuente: CARROLL, John. Natural gas hydrates; a guide for engineers. Second edition. USA, Gulf Professional Publishing, 2009.

La diferencia de temperatura (ΔT), es comprendida entre la temperatura de formación de hidratos y la temperatura del gas alcanzada por la refrigeración, ambas a la presión de flujo. La cantidad de glicol por lo general se da en unidades de (lb/día), sin embargo, con la formula anterior solo se calcula el porcentaje en peso del inhibidor (W).

La cantidad de inhibidor que se inyecta no solo debe ser suficiente para la prevención de hidratos en la fase de agua, sino también para proporcionar el equilibrio de la fase vapor y algunos condensados con que sea soluble.

Para calcular la cantidad de glicol contenido en solución con el condensado de hidrocarburo, es necesario conocer previamente la tasa de condensado producida después del proceso de refrigeración a una determinada temperatura de enfriamiento. La solubilidad del glicol en la fase hidrocarburo líquido es extremadamente pequeña. Una solubilidad de 0.3 lb por 1000 galones de NGL se recomienda usar para propósitos de diseño⁷⁹.

Por otro lado, la solubilidad del glicol con el vapor de agua no es muy significativa, por ese motivo las pérdidas de glicol en la vaporización son generalmente ignoradas para cálculos.

Calculo de la potencia requerida por la bomba

⁷⁹ Engineering data book. Twelfth edition. Tulsa Oklahoma, Gas processors suppliers association series, 2004. Volume 2.

Comúnmente se utiliza el término “horsepower” como unidad para señalar el trabajo realizado por un motor de combustión, pero para motores eléctricos el kilowatt es la unidad de referencia. Para calcular la potencia de la bomba se utiliza la siguiente ecuación:

$$kW = \frac{Aq P_2 - P_1}{E}$$

Dónde: $A = \text{Constante.}$

$q = \text{Tasa de flujo. (gpm)}$

$P_2 = \text{Presion de salida de la bomba (psia).}$

$P_1 = \text{Presion de entrada de la bomba (psia).}$

$E = \text{Eficiencia termodinamica.}$

El valor de la constante A , es de 4.35×10^{-4} . Por otro lado, la eficiencia termodinámica depende del tipo de bomba⁸⁰.

La conversión a horsepower para motores de combustión es:

$$1 \text{ horsepower} = 0.746 \text{ kW}$$

⁸⁰ CAMPBELL, John M. Gas conditioning and processing. Seventh edition. Norman Oklahoma, Campbell petroleum series, 1992. Volumen 2.