

**PROPUESTA TÉCNICA DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO Y
TRANSFORMACIÓN DE GAS NATURAL LICUADO PARA LA ZONA SUR
OCCIDENTE DEL PAÍS**

ANGIE JULIETH PULGARIN MONTOYA

GLARIC LORENA RINCON FETECUA

Proyecto integral de grado para optar el título de:

INGENIERO DE PETRÓLEOS

Orientador

EDINSON ENRIQUE JIMENEZ BRACHO

Ingeniero de petróleos

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA

FACULTAD DE INGENIERÍAS

PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS

BOGOTÁ D.C

2021

NOTA DE ACEPTACIÓN

Firma del presidente de jurado

ADRIANGELA CHIQUINQUIRA ROMERO SANCHEZ

Firma del jurado

YATNIELAH ISBEL PIRELA ROPERO

Firma del jurado

Bogotá D.C., septiembre 2021

DIRECTIVOS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del Claustro

Dr. MARIO POSADA GARCÍA-PEÑA

Consejero Institucional

Dr. LUIS JAIME POSADA GARCÍA-PEÑA

Vicerrectora Académica y de Investigación

Dra. ALEXANDRA MEJIA GUZMAN

Vicerrector Administrativo y Financiero

Dr. RICARDO ALONSO PEÑARADA CASTRO

Secretario General

Dr. JOSE LUIS MACIAS RODRIGUEZ

Decano General Facultad de Ingenierías

Ing. JULIO CESAR FUENTES ARISMENDI

Director del Departamento de Ingeniería de Petróleos

Ing. JUAN CARLOS RODRIGUEZ ESPARZA

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

Estos corresponden únicamente a los autores.

DEDICATORIA

La propuesta realizada se la dedico inicialmente a Dios, quien me brindó la fortaleza y sabiduría para este proyecto. A mi mamá Yeny Liseth Montoya por brindarme el apoyo incondicional a lo largo de todo este proceso, por sus consejos para lograr ser una mejor persona, por demostrarme lo guerrera que es y simplemente por amarme tanto. A mi hija Annie por darme ese pequeño empujoncito para abrir los ojos de una gran realidad y sacar en mí las ganas de querer darle el mejor ejemplo. Finalmente, a mis angelitos en el cielo que nunca me dejan sola y me acompañan en cada paso que doy.

Angie Julieth Pulgarin Montoya

DEDICATORIA

Dedico este trabajo principalmente a Dios, por permitirme el haber llegado hasta este momento de mi formación profesional. A mi padre por su orientación, hizo de mí una mujer fuerte. A mi madre pese a nuestra distancia física, siento que está presente y aun cuando nos faltaron muchas cosas por vivir juntas, sé que este momento hubiera sido tan especial para ti como lo es para mí. A Daniel Morales ya que fue incondicional y me mantuvo soñando cuando quise rendirme. Finalmente, a la familia Peralta por darme ese último impulso y sus valiosos consejos.

Glaric Lorena Rincon Fetecua

AGRADECIMIENTOS

Agradecemos a la Fundación Universidad de América por brindarnos lo necesario para culminar nuestra carrera profesional, por formarnos a ser mejores personas y lo más deseable para nosotras ingenieras de Petróleos.

Al ingeniero Edinson Enrique Jiménez Bracho, director de nuestro trabajo de grado, por su dedicación, conocimiento, comprensión, apoyo y tiempo entregado a este proyecto.

Al ingeniero Juan Pablo Guerrero quien fue primordial en la búsqueda de datos de la cromatografía en la zona sur occidente del país.

Al ingeniero Juan Cely quien nos brindó su conocimiento a la hora de trabajar en el simulador.

Y a todos los demás quienes directa o indirectamente aportaron un granito para dar finalización al desarrollo de nuestro Trabajo de Grado y así mismo poder abrir las puertas a un nuevo camino como ingenieras de petróleo.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
RESUMEN	16
INTRODUCCIÓN	17
1. MARCO TEÓRICO	19
1.1. Gas natural	19
1.2. Separadores de gas natural	19
1.3. Deshidratación de gas	19
<i>1.3.1. Sistemas de deshidratación con glicol</i>	19
<i>1.3.2. Acondicionado con gel de sílice</i>	20
<i>1.3.3. Tamiz molecular</i>	20
1.4. Endulzamiento de gas natural	20
1.5. Gas natural licuado	20
1.6. Transporte de gas natural licuado	20
1.7. Almacenamiento del gas natural licuado	21
1.8. Proceso de licuefacción	21
1.9. Plantas de licuefacción de gas natural	22
1.10. Planta de regasificación on shore	22
1.11. Gasoducto	23
1.12. Haspen hysys	23
1.13. Torre contactora	23
1.14. Torre deshidratadora	24
1.15. Torre regeneradora	24
1.16. Intercambiadores de calor	24
1.17. Absorción	24

1.18. Compresor	24
1.19. Amina	25
1.20. Gas ácido	25
1.21. Expansión adiabática	25
1.22. Adsorbente	25
1.23. Cromatografía	25
1.24. Factor de compresibilidad	25
1.25. Cricondenbar	25
1.26. Cricodentherm	26
1.27. Presión crítica	26
1.28. Temperatura crítica	26
1.29. Planta criogénica	26
1.30. Desecante	26
1.31. Desulfuración	26
1.32. Destilación	26
1.33. Gas seco	26
1.34. Turbina de expansión	27
1.35. Separador de campo	27
1.36. Fraccionamiento	27
1.37. Constante de gas (R)	27
1.38. Procesamiento de gas	27
1.39. Planta de procesamiento de gas	27
1.40. Efecto de Joule-Thomson	27
1.41. Gas LP (gas licuado de petróleo)	27
1.42. LGN (líquidos de gas natural)	28

1.43. Reciclar	28
1.44. Gas rico	28
1.45. Splitter	28
1.46. Dulce	28
1.47. Gas dulce	28
1.48. Gas húmedo	28
1.49. Contenido sulfuroso	28
1.50. Refrigeración	29
1.51. Deshidratación	29
1.52. Stripping de gas	30
1.53. Procesos químicos solventes	30
1.54. Monoetanolamina	31
1.55. Dietanolamina	31
1.56. Procesos con disolventes físicos	32
1.57. Filtración de solución	32
2. METODOLOGÍA Y DATOS	34
2.1. Caracterizar las propiedades fisicoquímicas del gas natural producido en la zona sur occidental del país.	35
2.2. Describir las condiciones regulatorias para la construcción de una planta de tratamiento de gas natural según el MME y UPME.	36
2.3. Simular una planta de tratamiento de gas según el tipo de gas encontrado en los yacimientos del sur occidente de país.	39
2.3.1. <i>Simulación aspen hysys v.9</i>	40
2.3.2. <i>Acid gas-liquid treating</i>	43
2.3.3. <i>Glycol package</i>	44
2.3.4. <i>Peng-Robinson</i>	45

2.3.5. <i>Datos de entrada</i>	46
2.3.6. <i>Calentamiento del gas</i>	51
2.3.7. <i>Endulzamiento del gas</i>	51
2.3.8. <i>Remoción de Nitrógeno (N₂)</i>	54
2.3.9. <i>Composición del gas dulce</i>	62
2.3.10. <i>Deshidratación del gas</i>	63
2.3.11. <i>Recuperación del glicol</i>	67
2.3.12. <i>Compresión y Enfriamiento del gas</i>	70
2.3.13. <i>Composición del gas natural licuado</i>	72
3. ANÁLISIS Y RESULTADOS	78
4. CONCLUSIONES	83
BIBLIOGRAFIA	85
ANEXOS	88

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. <i>Diagrama de flujo metodología.</i>	34
Figura 2. <i>Diagrama de flujo de tratamiento y transformación de gas</i>	39
Figura 3. <i>Nuevo caso Aspen Hysys V.9</i>	40
Figura 4. <i>Crear lista de componentes.</i>	41
Figura 5. <i>Adición de componentes del gas.</i>	42
Figura 6. <i>Selección carpeta Fluid Packages.</i>	43
Figura 7. <i>Selección de los paquetes termodinámicos para la simulación.</i>	44
Figura 8. <i>Entorno de simulación.</i>	47
Figura 9. <i>Ingreso de los grados de libertad para la corriente inicial.</i>	48
Figura 10. <i>Ingreso de los datos de la cromatografía en el simulador.</i>	49
Figura 11. <i>Ingreso del gas a la unidad del separador</i>	50
Figura 12. <i>Calentador para la eliminación total de fase líquida.</i>	51
Figura 13. <i>Torre Contactora del endulzamiento del gas.</i>	52
Figura 14. <i>Separador de N₂</i>	54
Figura 15. <i>Composición del gas luego de la remoción del N₂.</i>	55
Figura 16. <i>Válvula de la amina a flash.</i>	56
Figura 17. <i>Enfriador de la solución amina.</i>	57
Figura 18. <i>Tanque flash.</i>	58
Figura 19. <i>Intercambiador de calor R.A.</i>	59
Figura 20. <i>Regenerador de amina.</i>	60
Figura 21. <i>Mezclador de amina.</i>	60
Figura 22. <i>Enfriador de amina.</i>	61
Figura 23. <i>Reciclo amina.</i>	62

<i>Figura 24. Tabla de composición de gas endulzado.</i>	62
<i>Figura 25. Separador a torre de absorción.</i>	64
<i>Figura 26. Torre de absorción.</i>	65
<i>Figura 27. Regenerador de Glicol.</i>	67
<i>Figura 28. Intercambiador de calor para el TEG.</i>	68
<i>Figura 29. Mezclador TEG.</i>	68
<i>Figura 30. Cooler TEG.</i>	69
<i>Figura 31. Reciclo TEG</i>	70
<i>Figura 32. Compresión del gas.</i>	71
<i>Figura 33. Enfriador para el gas.</i>	72
<i>Figura 34. Composición de GNL.</i>	72
<i>Figura 35. GNL</i>	73
<i>Figura 36. Flujograma de la planta.</i>	75
<i>Figura 36. Continuación.</i>	76
<i>Figura 37. Gráfica de fracción molar.</i>	79
<i>Figura 38. Gráfica de concentración de N₂.</i>	80
<i>Figura 39. Gráfica de composición de GNL.</i>	81
<i>Figura 40. Gráfica de concentración del gas.</i>	82

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. <i>Componentes para la simulación.</i>	35
Tabla 2. <i>Cromatografía utilizada en la simulación.</i>	36
Tabla 3. <i>Descripción de normativa</i>	37
Tabla 4. <i>Tabla de especificaciones de las normas.</i>	38
Tabla 5. <i>Composición del gas de entrada.</i>	46
Tabla 6. <i>Gas de entrada – Gas endulzado</i>	53
Tabla 7. <i>Composición entrada de gas – gas dulce – gas dulce sin N₂.</i>	63
Tabla 8. <i>Composición entrada de gas – gas dulce – gas dulce sin N₂ – gas deshidratado.</i>	66
Tabla 9. <i>Composición entrada de gas – gas dulce – gas dulce sin N₂ – gas deshidratado – GNL</i>	74
Tabla 10. <i>Composición final del gas de todos los procesos.</i>	78

ABREVIATURAS

AGA: American Gas Association

ANSI: American National Standards Institute

API: American Petroleum Institute

ASME: American Society of Mechanical Engineers

ASTM: American Society efor Testing and Materials

AWS: American Welding Society

DOT: Department of Transportation

IEC: International Electrothechnical Comission

NACE: National Association of Corrosion Engineers

NEMA: National Electrical Manufacturing Association

NFPA: National Fire Protection Association

UL: Underwrite Laboratories Inc.

°C: Grados Celsius (Escala de Temperatura)

°F: Grados Fahrenheit (Escala de Temperatura)

°K: Grados kelvin (Escala de Temperatura)

Bbls: Barriles

Ft: Pies

GNL: Gas natural Licuado

Lbmol: Libra mol

MMSCM: Millones de Metros Cúbicos Estándar (Million Metric Standard Cubic Meters)

MMSCF: Millones de Pies Cúbicos Estándar (Million Standard Cubic Feet)

MMSCFD: Millones de Pies Cúbicos Estándar por Día (Million Standard Cubic Feet per Day)

RESUMEN

En el desarrollo de este proyecto obtendremos como resultado una planta de regasificación en el sur occidente del país; la cual tiene la capacidad de endulzar, deshidratar y licuar el gas (100MMPCD) de gas natural; debido a que el gas se está disipando (700MMPCD) a causa de que no hay la capacidad necesaria donde tratar el gas ya que contamos solo con una regasificadora en Cartagena que cuenta con una capacidad de (400MMPCD).

Inicialmente se hace una descripción de cada uno de los tratamientos que se le van a realizar al gas, teniendo en cuenta las normativas vigentes nacionales e internacionales para la implementación de la planta; luego su funcionamiento habitual con procesos y equipos que se emplean y finalmente se utilizan los resultados de la cromatografía para caracterizar los componentes.

Este diseño de la planta de tratamiento de gas se efectúa a partir de la cromatografía de unos campos en el sur occidente del país, en donde se permite elegir los procesos necesarios de acuerdo con los componentes que posee el gas. Se hace una especificación sobre el criterio que se utilizará en el diseño de la planta. La ingeniería de la planta se realiza con el software Aspen Hysys, simulando la totalidad de los procesos; la cual se pudo transformar 15,5MMPCD y lo que se concluyó es que dicho gas se denomina un gas agrio.

PALABRAS CLAVE: Gas natural, deshidratación, endulzamiento, licuefacción, gas natural licuado, regasificación.

INTRODUCCIÓN

Colombia se ha convertido en un país dependiente del gas natural de Argentina y Bolivia, por su poca capacidad de tratamiento, la cual, principalmente proviene de la planta regasificadora de Cartagena, cantidades procesadas que hasta el momento son insuficientes. Esta falta o insuficiencia de instalaciones tratadoras del GN aumentan la necesidad de quemar gran cantidad del gas producido y sin recursos para ser tratados en TEAs, efecto que se traduce no solo en grandes pagos por regalías sino también el desaprovechamiento del GN como recurso combustible y económico para la nación.

La presente investigación es el estudio técnico para la implementación de una planta regasificadora de gas natural, debido al actual incremento de la demanda de gas para consumo interno y la necesidad de tratar el futuro incremento de producción de GN; que prevé la nación para futuros proyectos de consumo interno, uso industrial y comercialización internacional como GNL según sus posibilidades.

Por tal motivo, una de las alternativas planteadas a mediano plazo es la producción de gas en nuevas reservas probadas a lo largo del territorio nacional, lo que lleva a pensar en la construcción nuevas instalaciones apropiadas para un procesamiento, almacenamiento y transformación del GN en productos altamente comerciales como lo es el GNL. La ubicación al suroccidente de esta propuesta de planta de tratamiento puede, junto a la planta regasificadora del Pacífico, por sus cercanías a la costa pacífica dar muchas facilidades para este derivado sea fácilmente comerciable, suministrando no solo ingresos a la nación sino también, una fuente más cercana de combustible para uso o consumo interno para las zonas centro y occidente de la nación.

Todo proceso de regasificación y transformación del gas aborda grandes retos tecnológicos (fuentes de suministros, procesos y equipos complejos de almacenamiento, entre otros), que son importantes tener en cuenta para justificar la implementación de un proyecto y envergadura como este, por tanto, el enfoque del presente trabajo de investigación será desarrollar la instalación que permita tratar y transformar los recursos gasíferos disponibles en un futuro cercano por la nación en la zona suroccidente de tal manera que facilite su estudio financiero e instalación como proyecto de interés no solo social sino económico para el crecimiento de la nación desde el punto de vista energético.

Para el desarrollo y cumplimiento de este proyecto se planteó como objetivo general: “Evaluar técnicamente la implementación de una planta de tratamiento y transformación de Gas Natural Licuado en el suroccidente del país.”, y posteriormente como objetivos específicos:

1. Caracterizar las propiedades fisicoquímicas del gas natural producido en la zona sur occidental del país.
2. Describir las condiciones regulatorias para la construcción de una planta de tratamiento de gas natural según el MME y UPME.
3. Simular una planta de tratamiento de gas según el tipo de gas encontrado en los yacimientos del sur occidente del país.
4. Realizar un esquema o flujograma operativo de la planta de procesamiento del gas natural según normatividad vigente.

1. MARCO TEÓRICO

1.1. Gas natural

«Una mezcla natural de hidrocarburos gaseosos, que es altamente compresible y expansible. El metano [CH₄] es el componente principal de la mayor parte del gas natural (constituye un 85% de algunos gases naturales), con cantidades menores de etano [C₂H₆], propano [C₃H₈], butano [C₄H₁₀] y pentano [C₅H₁₂]. Además, pueden existir impurezas presentes en grandes proporciones, incluyendo dióxido de carbono, helio, nitrógeno y ácido sulfhídrico.» [1]

1.2. Separadores de gas natural

«Los separadores de gas natural eliminan partículas sólidas y líquidos de un suministro continuo de flujo de gas. Se pueden eliminar polvo, tierra, arena y partículas de corrosión de las tuberías, así como también agua, líquidos de gas natural e hidrocarburos ligeros. En un sistema típico, un separador de entrada permite que las partículas y líquidos se asienten y el gas suba. El gas se acumula en la parte superior del separador donde se elimina mediante un compresor de gas. Las partículas y líquidos recogidos se vierten en un tanque de agua.» [2]

“El acto o proceso de eliminar el agua de gases o líquidos”.

1.3. Deshidratación de gas

«Los sistemas de deshidratación de gas natural extraen agua saturada de las corrientes de gas para cumplir con las especificaciones del gas de venta y evitar los problemas asociados con el transporte de gas con trazas de agua como la corrosión, pérdida de volumen útil por condensación y la formación de hidratos.

Los mecanismos utilizados para deshidratar el gas son: absorción, adsorción, procesos con membranas y refrigeración. Estos métodos pueden ser utilizados de forma individual o combinados para reducir el contenido de agua hasta que cumpla la especificación requerida.

Existen tres tipos principales de deshidratación de gas:

1.3.1. *Sistemas de deshidratación con glicol*

Es el mecanismo más común dentro de la industria y el trietilenglicol (TEG) es universalmente el glicol más utilizado. La deshidratación con glicol se usa para absorber el agua de la corriente de gas de proceso y suele ser seguida por una sección de refrigeración mecánica para extraer a los hidrocarburos pesados.

1.3.2. Acondicionado con gel de sílice

Este mecanismo consiste en extraer el agua y los hidrocarburos más pesados haciendo pasar el gas a través de un lecho de adsorción. El gel de sílice es el agente desecante sólido más ampliamente utilizado para deshidratación estándar de gas natural para cumplir las especificaciones de los gasoductos. La regeneración del lecho se lleva a cabo a altas presiones y temperaturas.

1.3.3. Tamiz molecular

Son una clase de aluminosilicatos que funcionan de manera similar a los lechos de gel de sílice. En comparación con estos últimos, los tamices moleculares tienen una menor capacidad de retención de agua, lo que significa que, para lograr los mismos resultados, se requiere de un lecho más grande. Se sabe que los tamices moleculares producen los puntos de rocío de agua más bajos.» [3]

1.4. Endulzamiento de gas natural

«El proceso de endulzamiento de gas natural es un proceso mediante el cual se ajusta el contenido de gases ácidos, como el CO₂ o H₂S, de las corrientes que salen de pozo, a los valores permitidos por especificación, generalmente del ente regulador competente. Hasta la actualidad se han desarrollado diversas formas para endulzar el gas natural, la elección de una en particular depende, por ejemplo, de la cantidad de contaminantes ácidos a remover. Uno de los procesos más empleados es la absorción química con aminas, donde el gas natural se pone en contacto en contracorriente con una solución acuosa de amina.» [4]

1.5. Gas natural licuado

«Gas natural, sobre todo metano y etano, que se ha licuado a temperaturas criogénicas. Este proceso tiene lugar a una temperatura extremadamente baja y a una presión cercana a la atmosférica. Cuando no hay una línea de conducción disponible para transportar gas a un mercado, como en una selva o en determinadas regiones remotas marinas, se puede enfriar el gas y convertirlo en gas natural licuado (líquido) para transportarlo y venderlo.» [5]

1.6. Transporte de gas natural licuado

«Las importantes reservas de gas natural que existen en nuestro planeta están a veces situadas en zonas alejadas, que carecen de demanda local y donde, dada su lejanía, el transporte del gas natural a través de gasoductos no es rentable. Los avances tecnológicos de los últimos

años han hecho técnica y económicamente viable el transporte en fase líquida del gas natural procedente de estas fuentes (enfriado a -160°C), mediante buques metaneros. El gas transportado en fase líquida se conoce como gas natural licuado (GNL).

Las diferencias en el precio del GNL en los distintos mercados hacen viable el transporte a grandes distancias. De hecho, una ventaja del GNL es que no vincula puntos de consumo con orígenes determinados de gas, por lo que facilita en gran medida la diversificación de orígenes, reduciendo el riesgo de suministro, y aumentando la competencia en el mercado.»[6]

1.7.Almacenamiento del gas natural licuado

«El GNL es almacenado en tanques de paredes dobles a presión atmosférica y a -161°C . El tanque de almacenaje es, en realidad, un tanque dentro de otro tanque. El espacio anular entre las dos paredes del tanque está lleno de aislamiento. El tanque interno, en contacto con el GNL, está hecho de materiales recomendados para el servicio criogénico y la carga estructural proporcionada por el GNL. Estos materiales incluyen un 9% de acero níquel, aluminio y concreto pretensado. El tanque exterior está hecho generalmente de acero al carbono y concreto pretensado. El fondo de hormigón se atraviesa con una serie de tubos que contienen resistencias de calefacción para evitar la congelación del terreno. Todas las conexiones de entrada y salida del líquido y del gas al tanque se hacen a través de la cúpula como medidas de seguridad para evitar fugas de GNL por las conexiones. Al estar almacenado el GNL en condiciones de equilibrio, tanto las aportaciones de energía (calor entrante por las paredes) como las disminuciones de presión, dan lugar a la vaporización de un pequeño porcentaje de GNL. Este gas vaporizado (boil-off) se comprime mediante compresores criogénicos y se bombea nuevamente al tanque donde se condensa. Las dimensiones de un tanque pueden llegar a 80/90 metros de diámetro exterior y 45/50 metros de altura al centro de la cúpula.» [7]

1.8.Proceso de licuefacción

«El proceso de licuefacción del gas natural usa los mismos principios de un refrigerador, fundamentados en la condensación: comprende una zona criogénica, con uno o más ciclos de refrigeración, en donde el gas natural es enfriado en una o más etapas, desde la temperatura ambiente hasta la de condensación del GNL o a una más baja. Para los sistemas de

refrigeración se utilizan refrigerantes, que pueden ser puros o mezclas. El refrigerante es vaporizado en uno o más intercambiadores de calor criogénicos, en donde el gas natural es enfriado. El refrigerante vaporizado es comprimido a alta presión y temperatura, luego es enfriado mediante agua o aire y, posteriormente, enfriado por expansión. Por lo regular, las corrientes de gas natural son primero descontaminados de agua, gases ácidos e hidrocarburos pesados.» [8]

1.9. Plantas de licuefacción de gas natural

«El gas natural se transforma en gas líquido en las plantas de licuefacción (instalaciones que permiten enfriar grandes cantidades de gas natural). Para licuar el gas, se enfría hasta una temperatura de aproximadamente -160°C (que convierte su estado en líquido a presión atmosférica, lo que permite a su vez reducir los costes de almacenamiento). Una vez realizado el proceso de licuefacción, el GNL ocupa un volumen aproximadamente 600 veces menor que el gas natural. Para conseguir este enfriamiento se consume una cantidad de energía superior al 10% del gas trasegado. El gas natural se almacena tras su conversión a GNL en tanques ubicados en las plantas de licuefacción.» [9]

1.10. Planta de regasificación on shore

«Las terminales de recepción y de vaporización típicas consisten de cuatro componentes principales:

- Terminal Portuaria con muelles, amarras y brazos de descarga.
- Sector de Almacenamiento de GNL incluyendo tanques, tubería y contención secundaria.
 - Sector de Vaporización y Despacho de Gas Natural Vaporizador que incluye los vaporizadores, bombas de GNL, Re condensadores para el recupero del gas de Boil Off, junto con medidores de despacho de gas.
- Sector de soporte que consiste en los sistemas de control y mantenimiento, sistemas contra incendios; quema de gas y venteo, suministro de energía eléctrica, servicios (aire, agua, nitrógeno).

La terminal propuesta está diseñada para descargar un buque tanque de GNL de 170.000 m³ por vez, El muelle propuesto se debería diseñar para atracar, amarrar y descargar en forma segura barcos de GNL de diversos tipos y dimensiones.» [10]

1.11. Gasoducto

«El sistema clásico de transporte de gas entre dos puntos determinados es el gasoducto (tuberías de acero con carbono, de elevada elasticidad), bien enterrado en la superficie terrestre o bien en el fondo de los océanos. La capacidad de transporte de los gasoductos depende de la diferencia de presión entre sus extremos y de su diámetro (a medida que éste aumenta, lo hace la capacidad de transporte).

La forma de hacer circular el gas a través de los gasoductos no es otra que aumentar en determinados puntos de los mismos la presión del gas. Esta acción se realiza en las estaciones de compresión, que aseguran la correcta circulación de los caudales de gas, compensando las pérdidas de presión que se producen en el transporte. El control de los flujos de gas se realiza desde instalaciones donde se reciben las medidas de presiones, temperaturas, caudales y poderes caloríficos (centros de control).» [11]

1.12. Haspen hysys

«Aspen HYSYS es un software que se utiliza para la simulación de procesos químicos, tanto en estado estacionario como transitorio y pertenece a la familia Aspen Tech. Provee soluciones para el diseño y la optimización de procesos industriales. Su facilidad para trabajar con operaciones unitarias y la amplia gama de equipos y de compuestos lo hacen muy útil al momento de simular un proceso con alta fiabilidad.

HYSYS tiene aplicaciones en la industria del petróleo, del gas, en circuitos de vapor industrial, entre otros. Además, es una notable herramienta para la enseñanza de la mecánica de fluidos y la termodinámica.» [12]

1.13. Torre contactora

«Es una torre de platos de intercambio gas-líquido. El gas ácido entra por la parte inferior de la torre y la amina por la parte superior de la misma. En cada plato se realiza una reacción de equilibrio entre los dos, y el gas sale por la parte superior con un bajo porcentaje de dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno.» [13]

1.14. Torre deshidratadora

«La Torre de Placas o Platinos perforados permite el contacto en contracorriente del gas con el líquido absorbente. El gas ingresa a la torre por la parte inferior de la torre, mientras que el líquido absorbente lo hace por la parte superior. El gas asciende por las chimeneas y es desviado hacia abajo por el sombrerete, para luego salir por las ranuras o entalladuras del borde que se hallan cubiertas por el líquido absorbente, produciéndose un íntimo contacto entre ambos al atravesar las burbujas de gas por el lecho líquido y así producir es la operación de extraer los componentes licuables de la corriente gaseosa.» [13]

1.15. Torre regeneradora

«Esta torre al igual que la torre contactora trabaja en contracorriente, en ella se elimina el contaminante de la solución regenerando la misma para utilizarla nuevamente. Está constituida por 10 platos de contacto gas-líquido, un condensador de productos de cabeza y un reboiler. La solución contaminada ingresa por el cuarto plato, ésta entra en contacto con una corriente de vapor de agua, el cual es generado en el rehervidor de fondo vaporizando parte del agua contenida en la solución.» [13]

1.16. Intercambiadores de calor

«Los intercambiadores de calor son dispositivos cuya función es transferir el calor de un fluido a otro de menor temperatura. La transferencia de calor se produce a través de una placa metálica o tubo que favorezca el intercambio entre fluidos sin que estos se mezclen. En este artículo veremos los distintos tipos de flujos que pueden tener los fluidos a través de estos dispositivos para favorecer la trasmisión de calor.» [13]

1.17. Absorción

«La absorción es donde una sustancia contenida en la corriente gaseosa es succionada hasta el interior de una corriente líquida y ésta es retenida ahí debido a la solubilidad. Este proceso es el más utilizado en la purificación de gases. En especial para este trabajo de tesis este proceso será estudiado en el endulzamiento de gas natural, para comprender la importancia del estudio del comportamiento fisicoquímico de las alcanolaminas.» [13]

1.18. Compresor

«Los compresores de gas son adecuados para una gran variedad de aplicaciones del sector de petróleo y gas, industrias, procesamiento y otros sectores que incluyen la recuperación de vapor

y aplicaciones de transferencia de inyectores de gas a depósito de líquidos y gases de vertedero.» [13]

1.19. Amina

«Cualquiera de varios compuestos líquidos que contienen nitrógeno amínico generalmente utilizados en solución acuosa para eliminar, mediante una reacción química reversible, el sulfuro de hidrógeno y/o el dióxido de carbono de las corrientes de hidrocarburos líquidos y gaseosos.» [22]

1.20. Gas ácido

«El sulfuro de hidrógeno y/o dióxido de carbono contenido o extraído de gas u otras corrientes.» [22]

1.21. Expansión adiabática

«La expansión de una corriente de gas, vapor o líquido desde una presión más alta a una presión más baja en la que no hay transferencia de calor entre el gas, vapor o líquido y el entorno.» [22]

1.22. Adsorbente

«Una sustancia sólida que se utiliza para eliminar componentes del gas natural que se procesa.» [22]

1.23. Cromatografía

«Técnica para separar una mezcla en componentes individuales mediante adsorción y desorción repetidas en un lecho sólido confinado. Se utiliza para análisis de gas natural y LGN.» [22]

1.24. Factor de compresibilidad

«Un factor, generalmente expresado como "Z", que da la relación entre el volumen real de gas a una temperatura y presión determinadas y el volumen de gas cuando se calcula mediante la ley de los gases ideales.» [22]

1.25. Cricondenbar

«La presión más alta a la que las fases líquidas y de vapor pueden existir en equilibrio en un sistema multicomponente.» [22]

1.26. Cricodentherm

«La temperatura más alta a la de la fase líquida y de vapor pueden existir en equilibrio en un sistema multicomponente.»[22]

1.27. Presión crítica

«La presión de vapor de una sustancia a su temperatura crítica. »[22]

1.28. Temperatura crítica

«Para un componente puro, la temperatura máxima a la que el componente puede existir como líquido. »[22]

1.29. Planta criogénica

«Una planta de procesamiento de gas capaz de producir productos líquidos de gas natural, incluido el etano, a temperaturas de funcionamiento muy bajas, generalmente por debajo de - 50 ° F.» [22]

1.30. Desecante

«Sustancia que se usa en un deshidratador para eliminar el agua y la humedad. También es un material utilizado para eliminar la humedad del aire.» [22]

1.31. Desulfuración

«Un proceso mediante el cual el azufre y los compuestos de azufre se eliminan de gases o mezclas de hidrocarburos líquidos.» [22]

1.32. Destilación

«El proceso de separar materiales calentando sucesivamente para evaporar una porción y luego enfriar para licuar una parte del vapor. Los materiales a separar deben diferir en el punto de ebullición y / o la volatilidad relativa.» [22]

1.33. Gas seco

«Gas cuyo contenido de agua ha sido reducido por un proceso de deshidratación. Gas que contiene poco o ningún hidrocarburo recuperable comercialmente como producto líquido. En esta segunda definición, el gas debe denominarse preferiblemente gas pobre. » [22]

1.34. Turbina de expansión

«Dispositivo que convierte parte del contenido energético de una corriente de gas o líquido en trabajo mecánico al expandir el gas o el líquido a través de una turbina de la que se extrae el trabajo.» [22]

1.35. Separador de campo

«Un recipiente en el campo de petróleo o gas para separar gas, hidrocarburos líquidos y agua entre sí.» [22]

1.36. Fraccionamiento

«Consulte la definición de "destilación". Generalmente se utiliza para describir la separación de una mezcla de hidrocarburos en productos individuales en función de la diferencia en el punto de ebullición y / o la volatilidad relativa.» [22]

1.37. Constante de gas (R)

«El multiplicador constante en la Ley de los gases ideales. Numéricamente, $R = PV / T$, si V es el volumen de un mol de un gas ideal a temperatura T y presión P.» [22]

1.38. Procesamiento de gas

«La separación de componentes del gas natural con el fin de hacer productos vendibles y también para tratar el gas residual para cumplir con las especificaciones requeridas.» [22]

1.39. Planta de procesamiento de gas

«Planta que procesa gas natural para la recuperación de líquidos de gas natural y, a veces, otras sustancias como el azufre.» [22]

1.40. Efecto de Joule-Thomson

«El cambio en la temperatura del gas que ocurre cuando el gas se expande a una entalpía constante de una presión más alta a una presión más baja. El efecto para la mayoría de los gases a presión normal, excepto el hidrógeno y el helio, es un enfriamiento del gas.» [22]

1.41. Gas LP (gas licuado de petróleo)

«Predominantemente propano o butano, ya sea por separado o en mezclas, que se mantiene en estado líquido bajo presión dentro del recipiente de confinamiento.» [22]

1.42. LGN (líquidos de gas natural)

«Los líquidos de gas natural son aquellos hidrocarburos licuados en superficie en instalaciones de campo o en plantas de procesamiento de gas. Los líquidos de gas natural incluyen etano, propano, butanos y gasolina natural.» [22]

1.43. Reciclar

«Retorno de parte de un flujo de proceso a un punto aguas arriba de donde se eliminó para mejorar la recuperación o el control.» [22]

1.44. Gas rico

«Alimentación de gas a una planta de procesamiento de gas para la recuperación de líquidos.» [22]

1.45. Splitter

«Un nombre que se aplica a los fraccionadores, en particular a los que separan isómeros (p. Ej., Divisor de butano se refiere a una torre que produce la mayor parte del isobutano en la alimentación como cabeza y la mayor parte del butano normal en la alimentación como fondo).» [22]

1.46. Dulce

«Gas que esencialmente no contiene compuestos de azufre objetables. Además, el gas tratado sale de una unidad de edulcoración.» [22]

1.47. Gas dulce

«Gas que no tiene más del contenido máximo de azufre y / o CO₂ definido por las especificaciones para el gas de venta de una planta; la definición por un cuerpo legal. Además, el gas tratado deja una unidad de edulcoración.» [22]

1.48. Gas húmedo

«Un gas que contiene agua o un gas que no ha sido deshidratado. Un término sinónimo de gas rico. Consulte la definición de "gas rico".» [22]

1.49. Contenido sulfuroso

«Ciertos compuestos de azufre deben controlarse a niveles extremadamente bajos en los gases LP para evitar la corrosión en las instalaciones de distribución. La prueba estándar de

corrosividad es la prueba de corrosión del cobre (ASTM D-1838). En esta prueba, se sumerge una tira de cobre pulido en la muestra de producto durante una hora a 100 ° F. Luego, la tira de prueba se clasifica en comparación con las cuatro clasificaciones de color de las Normas de corrosión del cobre de ASTM".» [22]

1.50. Refrigeración

«Los sistemas de refrigeración son comunes en la industria de procesamiento de gas natural y en los procesos relacionados con las industrias de refinación de petróleo, petroquímica y química. Varias aplicaciones de refrigeración incluyen recuperación de NGL, recuperación de GLP, control del punto de rocío de hidrocarburos, condensación de reflujo para fraccionadores de hidrocarburos ligeros y plantas de GNL.» [22]

1.51. Deshidratación

«El gas natural y el condensado asociado a menudo se producen desde el yacimiento saturado (en equilibrio) con agua. Además, el gas y el condensado a menudo contienen CO₂ y H₂S que pueden requerir su eliminación. Esto se logra frecuentemente con soluciones acuosas como aminas, carbonato de potasio, etc. que saturan el gas o condensan con agua. Los hidrocarburos líquidos también pueden contener agua corriente abajo de los tratadores de productos o al ser removidos del almacenamiento subterráneo.

La deshidratación es el proceso que se utiliza para eliminar el agua del gas natural y los líquidos de gas natural (LGN), y se requiere para:

- prevenir la formación de hidratos y la condensación de agua libre en las instalaciones de procesamiento y transporte,
- cumplir con una especificación de contenido de agua, y
- prevenir la corrosión

Las técnicas para deshidratar gas natural, condensado de gas asociado y LGN incluyen:

- Absorción mediante desecantes líquidos,
- Adsorción mediante desecantes sólidos,
- Deshidratación con CaCl₂,

- Deshidratación por refrigeración,
- Deshidratación por permeación de membranas,
- Deshidratación por extracción de gas y
- Deshidratación por destilación

Contenido de agua de los gases naturales

El contenido de agua saturada de un gas depende de la presión, la temperatura y la composición. El efecto de la composición aumenta con la presión y es particularmente importante si el gas contiene CO₂ y / o H₂S. Para gases naturales dulces y magros que contienen más del 70% de metano y pequeñas cantidades de hidrocarburos pesados, las correlaciones generalizadas de presión-temperatura son adecuadas para muchas aplicaciones.» [22]

1.52. Stripping de gas

«Un método sencillo para deshidratar hidrocarburos líquidos es el decapado a contracorriente con un gas seco. Este método se utiliza actualmente para secar el condensado producido en alta mar antes de exportarlo desde la plataforma de producción. El contactor suele tener una bandeja. Las tasas de gas de separación dependen de la velocidad del condensado, la cantidad de agua arrastrada en el condensado, la temperatura y la presión del separador. Las ventajas de este proceso son la simplicidad y el bajo costo de capital. Las desventajas incluyen el requisito de una corriente de gas natural seco y la extracción coincidente de algunos de los hidrocarburos volátiles del condensado. El gas de extracción se puede reciclar a la unidad de deshidratación de gas o se puede utilizar como gas combustible.» [22]

1.53. Procesos químicos solventes

«Los procesos de reacción química eliminan el H₂S y/o el CO₂ de la corriente de gas mediante una reacción química con un material en la solución de disolvente. Las reacciones pueden ser reversibles o irreversibles. En reacciones reversibles, el material reactivo elimina CO₂ y/o H₂S en el contactor a alta presión parcial y / o baja temperatura. La reacción se invierte por alta temperatura y/o baja presión en el separador. En procesos irreversibles, la

reacción química no se revierte y la eliminación del H₂S y/o CO₂ requiere una composición continua del material que reacciona.» [22]

1.54. Monoetanolamina

«El endulzante gaseoso con monoetanolamina (MEA) se utiliza cuando existen bajas presiones de contacto y / o especificaciones estrictas de gas ácido. MEA elimina tanto el H₂S como el CO₂ de las corrientes de gas. Se pueden lograr concentraciones de H₂S muy por debajo de 4.0 ppm. Se pueden obtener concentraciones de CO₂ tan bajas como 100 ppm a presiones bajas a moderadas. COS y CS₂ son eliminados por MEA, pero las reacciones son irreversibles a menos que se use un recuperador. Incluso con un re-claimer, es posible que no se produzca una reversión completa de las reacciones. El resultado es la pérdida de solución y la acumulación de productos de degradación en el sistema. La absorción total de gas ácido se limita tradicionalmente a 0,3-0,35 moles de gas ácido / mol de MEA y la concentración de la solución se limita habitualmente a 10-20% en peso. Pueden usarse inhibidores para permitir concentraciones de solución mucho más altas y cargas de gas ácido. Debido a que MEA tiene la presión de vapor más alta de las aminas utilizadas para el tratamiento de gas, las pérdidas de solución por vaporización del contactor y el separador pueden ser altas. Este problema se puede minimizar mediante un lavado con agua.» [22]

1.55. Dietanolamina

«Este proceso emplea una solución acuosa de dietanolamina (DEA). La DEA no tratará las especificaciones de gas de calidad de tubería a una presión tan baja como lo hará MEA. Entre los procesos que utilizan DEA se encuentra el proceso SNPA-DEA desarrollado por Societe Nationale des Petroles d 'Aquitaine (hoy Total) para tratar el gas muy ácido que se descubrió en Lacq France en la década de 1950. Las patentes originales cubrían una carga de gas muy ácido de 0,9 a 1,3 moles por mol de amina. Este proceso se utiliza para corrientes de gas ácido de alta presión con una relación relativamente alta de H₂S / CO₂. El proceso original se ha mejorado progresivamente y Total through Prosernat ahora propone altas concentraciones de solución de DEA hasta el 40% en peso con la carga de gas de alta acidez junto con el control de la corrosión mediante un diseño y procedimientos de operación adecuados. La carga máxima alcanzable está limitada por la solubilidad en equilibrio de H₂S

y CO₂ en las condiciones del fondo del absorbedor A continuación se muestran los valores de equilibrio de solubilidad para soluciones de DEA al 40% en peso a 190 ° F.» [22]

1.56. Procesos con disolventes físicos

«En general, se debe considerar un proceso de solvente físico cuando:

- La presión parcial del gas ácido en la alimentación es superior a 50 psi.
- La concentración de hidrocarburos pesados en el gas de alimentación es baja.
 - Se desea la eliminación masiva del gas ácido.
 - Se desea la eliminación selectiva de H₂S.

Estos procesos son económicamente atractivos porque se requiere poca energía para la regeneración. Los disolventes se regeneran mediante:

- Intermitente multietapa a bajas presiones.
- Regeneración a bajas temperaturas con un gas de arrastre inerte.
- Calentamiento y extracción de la solución con vapor / vapores de solvente. En general, los solventes físicos son capaces de remover COS, CS₂ y mercaptanos.

En ciertos casos, los procesos de absorción física son capaces de deshidratar y tratar simultáneamente el gas al- aunque es posible que se necesiten equipos adicionales y mayores requisitos de energía para secar el disolvente. Los procesos operan a temperatura ambiente o sub-ambiente para mejorar la solubilidad de los gases ácidos. Los disolventes son relativamente no corrosivos, por lo que se puede utilizar acero al carbono. Las pérdidas químicas son bajas debido a la baja presión de vapor del disolvente o las condiciones de refrigeración. Los disolventes físicos absorberán los hidrocarburos pesados de la corriente de gas dando como resultado un alto contenido de hidrocarburos en la corriente de gas ácido, así como pérdidas de hidrocarburos posiblemente significativas.» [23]

1.57. Filtración de solución

«La filtración de la solución de tratamiento para eliminar los sólidos arrastrados es esencial para el funcionamiento satisfactorio de una planta de tratamiento de gas. Las tasas de filtración deben ser tan altas como sea posible y pueden oscilar entre el 5% de la circulación

y el flujo completo. Se recomienda eliminar las partículas de hasta 5 micrones de tamaño. Para hacer esto de manera eficiente, es posible que se requieran dos etapas de filtración. La primera etapa, típicamente un filtro de tipo cartucho o prevestimiento, está diseñada para eliminar partículas hasta el rango de 10 micrones o menos. La segunda etapa de filtración, típicamente un filtro de carbón activado, elimina los hidrocarburos y otros contaminantes.

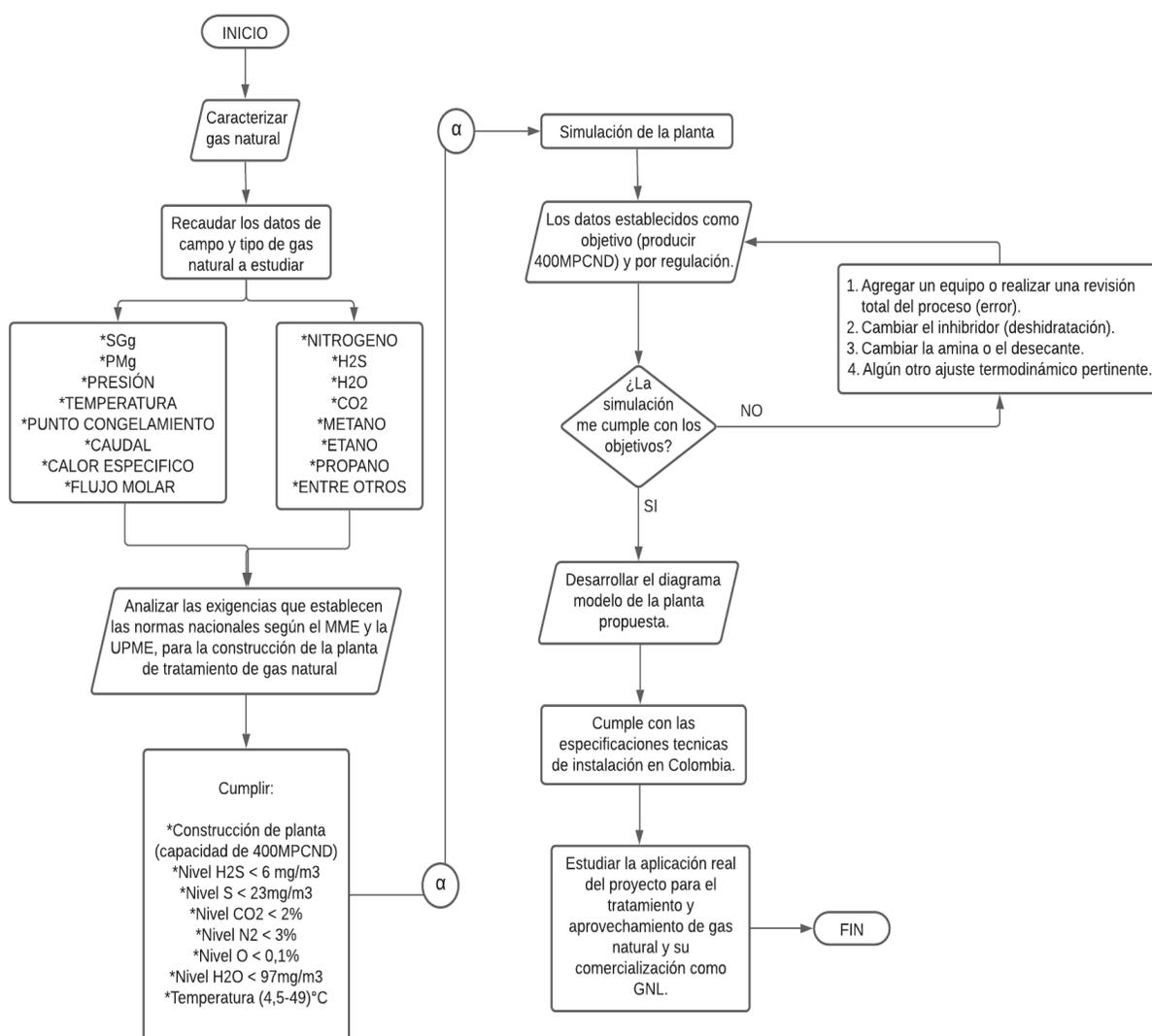
Esto se logra por adsorción. El filtro de carbón también puede eliminar partículas más pequeñas de la corriente de amina. El tamaño del granulado de carbón se puede seleccionar para eliminar partículas de hasta 5 micrones. El filtro de carbón activado siempre debe ubicarse aguas abajo del filtro de la primera etapa porque la deposición de sólidos obstruiría el filtro de carbón.

El arrastre de finos de carbón se puede controlar colocando un segundo filtro de tipo cartucho inmediatamente aguas abajo del filtro de carbón o usando un lecho de carbón graduado. En lecho agrandado, se colocan gránulos más grandes en la salida del filtro para atrapar los finos. Los gránulos de carbono grandes producen menos finos, pero son menos eficientes para la adsorción. Los productos de degradación básicos se identifican mediante cromatografía de gases y espectrometría de masas. Los productos de degradación ácidos se identifican mediante exclusión por cromatografía iónica. Estas pruebas se recomiendan cuando la solución de amina parece perder su capacidad de absorber gas ácido. Los productos de degradación afectan los resultados de la estimación convencional de la concentración de amina por titulación. Esto puede causar concentraciones aparentes de amina artificialmente altas o bajas. Además, el lecho de carbono adsorberá muy pocos productos de degradación ácidos fuertes. En este caso, se recomienda purgar o recuperar la solución. Los filtros de carbono se pueden regenerar parcialmente con vapor, que elimina los hidrocarburos y otros contaminantes adsorbidos. Se recomienda la regeneración o el cambio de lecho cuando las pruebas de espuma en las corrientes de entrada y salida no muestran ninguna mejora. Esto indica saturación del lecho de carbono.» [23]

2. METODOLOGÍA Y DATOS

En esta sección la cual corresponde a metodología y datos se establecieron los pertinentes objetivos para dar desarrollo a la “PROPUESTA TÉCNICA DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO Y TRANSFORMACIÓN DE GAS NATURAL LICUADO PARA LA ZONA SUR OCCIDENTE DEL PAÍS”

Figura 1.
Diagrama de flujo metodología.



Nota. Descripción de la metodología a desarrollar.

2.1. Caracterizar las propiedades fisicoquímicas del gas natural producido en la zona sur occidental del país.

Para dar inicio a la metodología se da a cumplir con el primer objetivo en el cual se obtuvieron muestras de gas provenientes de la cuenca del Putumayo en el sur occidente del país; en donde su composición principal está compuesta por:

Tabla 1.
Componentes para la simulación.

COMPONENTES	% MOLAR	PESO MOLECULAR (lb/mol)	PUNTO CONGELAMIENTO (°F)	CALOR ESPECIFICO (KJ/kg°K)
CO2	0.714745436	0.097	-109,3	0.8439
Nitrogen	2.13E-02	28.08	-346	1.04
Methane	0.140340245	16.043	-298.44	2.226
Ethane	2.16E-02	30.07	-297.04	1.744
Propane	5.04E-02	44.097	-305.73	1.669
i-Butane	8.37E-03	58.123	-255.28	1.663
n-Butane	2.28E-02	58.123	-217.05	1.694
i-Pentane	3.47E-03	72.15	-255.82	
n-Pentane	6.11E-03	72.15	-201.51	1.664
n-Hexane	2.69E-03	86.177	-139.58	1.654
n-Heptane	1.05E-03	100.204	-131.05	1.649
n-Octane	1.79E-04	114.231	-70.18	
n-Nonane	1.90E-05	128.258	-64.28	
n-Decane	4.00E-06	142.285	-21.36	
n-C11	1.00E-06	156.31		
n-C12	0	170.33		
H2S	6.99E-03	34.08		
H2O	0	18.015	32	1.865

Nota. La tabla muestra los componentes utilizados en el procesamiento de la simulación.

Tabla 2.*Cromatografía utilizada en la simulación.*

Temperatura [C]	30
Presión [kPa]	6895
Flujo molar [kgmole/h]	5000
CO2	0,7147
Nitrógeno	0,0213
Metano	0,1403
Etano	0,0216
Propano	0,0504
i-Butano	0,0084
n-Butano	0,0228
i-Pentano	0,0035
n-Pentano	0,0061
n-Hexano	0,0027
n-Heptano	0,0011
n-Octano	0,0002
n-Nonano	0
n-Decano	0
n-C11	0
n-C12	0
H2S	0,007
H2O	0
Total	1

Nota. La tabla muestra los datos de entrada para la simulación.

Gracias a la descripción del gas y su composición se conoce que se puede manejar un gas previo al tratamiento con un valor de compresibilidad (Z) igual a 0,5507.

2.2.Describir las condiciones regulatorias para la construcción de una planta de tratamiento de gas natural según el MME y UPME.

«El proceso de simulación está basado según lo establecido en las normativas orientadas tanto nacionales como internacionales para asegurar el abastecimiento y la confiabilidad; del endulzamiento, deshidratación y transformación de gas natural. Con el fin de impulsar el aumento de la producción de gas y las importaciones del mismo.

Tabla 3.*Descripción de normativa*

	RESOLUCIÓN	CARACTERISTICA
Ministerio de Minas y Energía (MME)	Resolución numero 4 0052 de 18 de enero de 2016 por la cual se desarrolla el artículo 2.2.2.2.28 del Decreto Único Reglamentario del Sector Administrativo de Minas y Energía, 1073 de 2015.	En relación con el plan de abastecimiento de gas natural.
	Resolución numero 4 0006 de 4 de enero de 2017.	Por la cual se adopta el Plan Transitorio de Abastecimiento de Gas Natural.
Comisión de Regulación de Energía y Gas (CREG).	Resolución número 037 de 15 de marzo de 2016.	Por la cual se ordena hacer público un proyecto de Resolución “Por la cual se define el proceso de Open Season para la construcción de ampliaciones de capacidad de transporte de gas natural y se adoptan otras disposiciones en materia de asignación de capacidad de transporte de gas natural”
	Resolución número 038 de 15 de marzo de 2016.	Por la cual se ordena hacer público un proyecto de resolución de carácter general “Por la cual se establecen los procedimientos que se deben seguir para ejecutar proyectos del Plan de Abastecimiento de Gas Natural mediante procesos de selección”.
	Resolución número 026 de 14 de marzo de 2017.	Por la cual se ordena hacer público un proyecto de resolución de carácter general, “Por la cual se establece un procedimiento especial y complementario que se debe seguir para la ejecución de proyectos del plan de abastecimiento de gas natural mediante procesos de selección para el desarrollo de una Infraestructura de Regasificación como proyecto identificado en el plan de abastecimiento de gas natural 2017.
	Resolución número 107 de 24 de Julio de 2017.	Por la cual se establecen los procedimientos que se deben seguir para ejecutar proyectos del plan de abastecimiento de gas natural.

Nota. Normativa vigente. Tomado de La CREG.

Dando así cumplimiento a las resoluciones más óptimas para la futura planta de tratamiento de gas natural licuado en el sur occidente del país.» [13][14]

Tabla 4.

Tabla de especificaciones de las normas.

ESPECIFICACIONES	Sistema Internacional	Sistema Inglés
Máximo poder calorífico bruto (GHV) <i>(Nota 1)</i>	42.8 MJ/m ³	1.150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto (GHV) <i>(Nota 1)</i>	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Contenido líquido <i>(Nota 2)</i>	Libre de líquidos	Libre de líquidos
Contenido total de H ₂ S máximo	6 mg/m ³	0.25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	23 mg/m ³	1.0 grano/100PCS
Contenido CO ₂ , máximo en % volumen	2%	2%
Contenido de N ₂ , máximo en % volumen	3%	3%
Contenido de inertes máximo en % volumen <i>(Nota 3)</i>	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.1%	0.1%
Contenido de agua máximo	97 mg/m ³	6.0 Lb/MPCS
Temperatura de entrega máximo	49 °C	120°F
Temperatura de entrega mínimo	4.5 °C	40 °F
Contenido máximo de polvos y material en suspensión <i>(Nota 4)</i>	1.6 mg/m ³	0.7 grano/1000 pc

Nota. Especificaciones normas vigentes. Tomado de La CREG.

Nota 1: Todos los datos referidos a metro cúbico o pie cúbico de gas se referencian a Condiciones Estándar.

Nota 2: El Gas Natural deberá entregarse con una calidad tal que no forme líquido, a las condiciones críticas de operación del Sistema de Transporte. La característica para medir la calidad será el “Cricondentherm” el cual será fijado para cada caso en particular dependiendo del uso y de las zonas donde sea utilizado el gas.

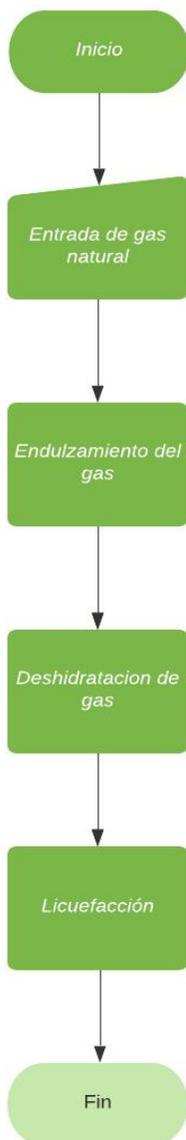
Nota 3: Se considera como contenido de inertes la suma de los contenidos de CO₂, nitrógeno y oxígeno.

Nota 4: El máximo tamaño de las partículas debe ser 15 micrones.

2.3.Simular una planta de tratamiento de gas según el tipo de gas encontrado en los yacimientos del sur occidente de país.

Figura 2.

Diagrama de flujo de tratamiento y transformación de gas



Nota. *Proceso de la simulación.*

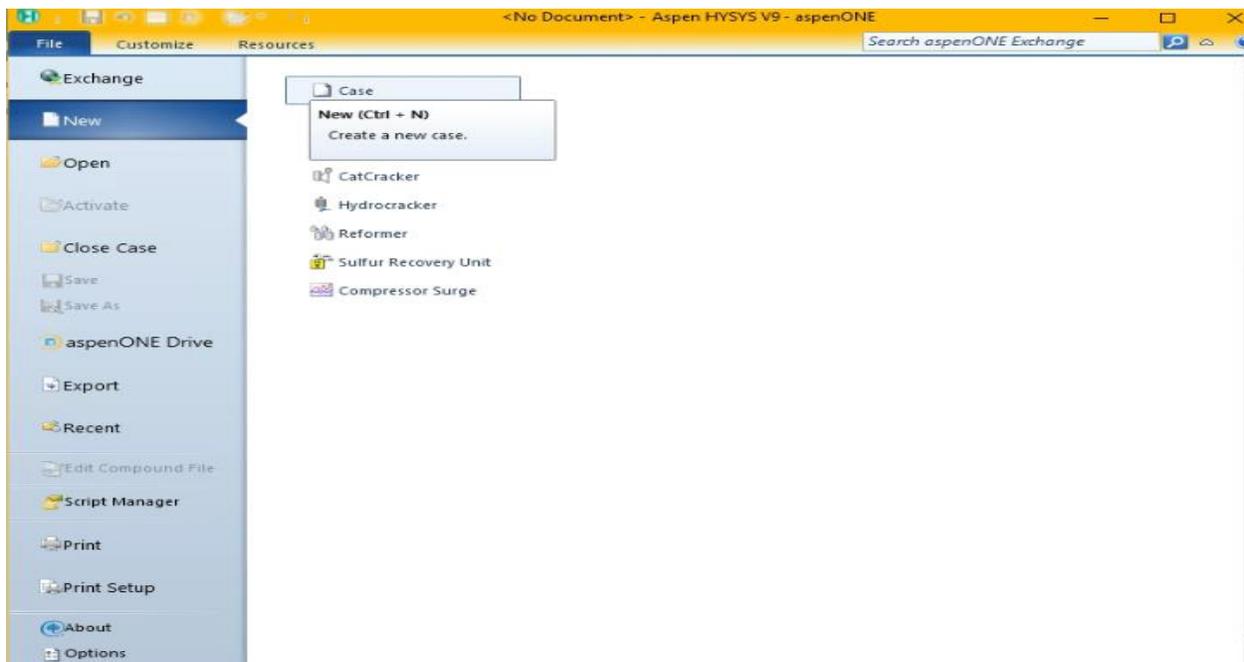
2.3.1. Simulación aspen hysys v.9

Para finalizar la elaboración técnica de la planta de tratamiento y transformación de gas natural licuado se emplearon todos los procesos en el programa Aspen Hysys V.9. El cual es un software que se utiliza para la simulación de procesos químicos, que permite realizar simulaciones tanto estáticas como dinámicas. Sus operaciones y propiedades permiten modelar una amplia serie de procesos con fiabilidad, tiene una gran base termodinámica y sus paquetes de propiedades llevan a la presentación de un modelo más objetivo. con competencia para evaluar balances de materia y energía, propiedades físicas y estabilización de líquido-vapor.

Aspen Hysys se ha establecido como un simulador de procesos intuitivo y fácil de usar en la industria de petróleo y gas. Ofrece una base termodinámica completa para el cálculo preciso de las propiedades físicas, propiedades de transporte y el comportamiento de fase para el petróleo y las industrias del gas y la refinación

Para la creación de un caso en Aspen Hysys lo primero que se debe hacer al abrir es software, es crear un nuevo caso y se abre una ventana como se muestra en la siguiente figura.

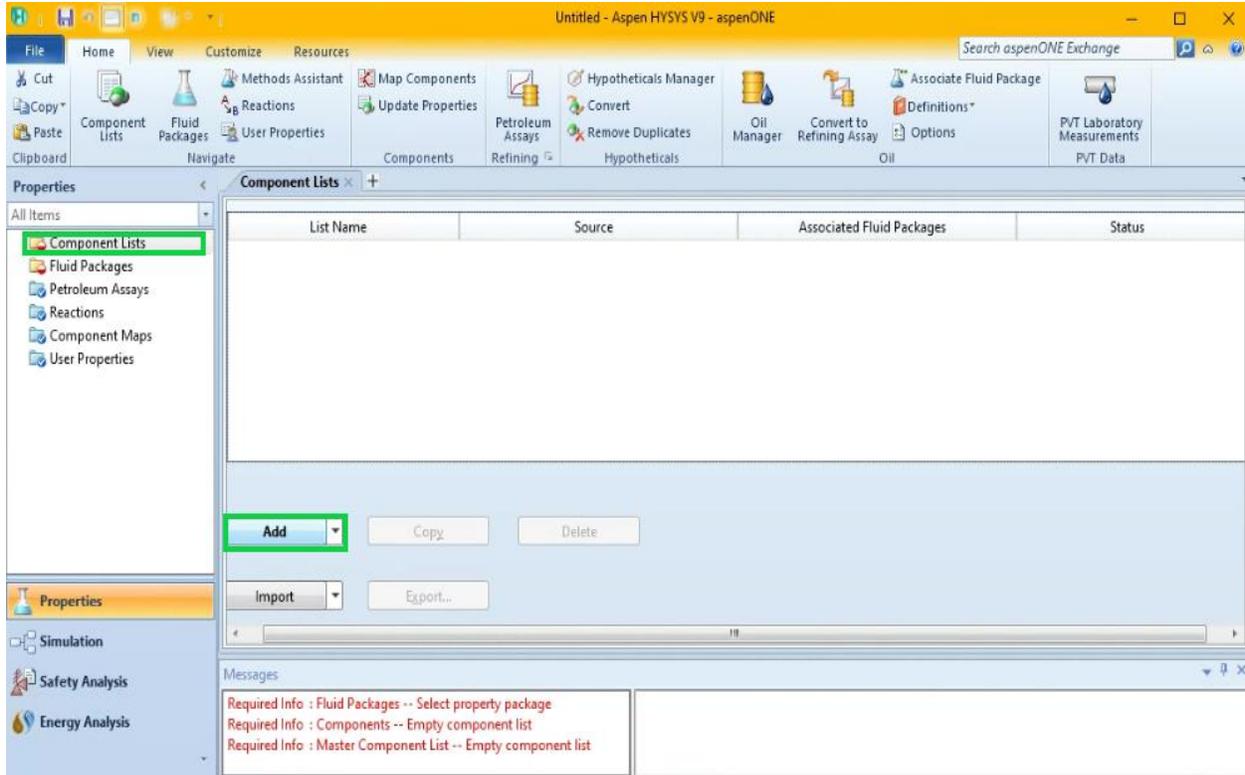
Figura 3.
Nuevo caso Aspen Hysys V.9



Nota. Creación de nuevo caso. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

Una vez aparece en el software las herramientas para empezar a diseñar, se completa la información solicitada en relación con los componentes y los fluidos. Se selecciona la pestaña de “Component Lists” y se selecciona boton “Add”, como en la **Figura 4**.

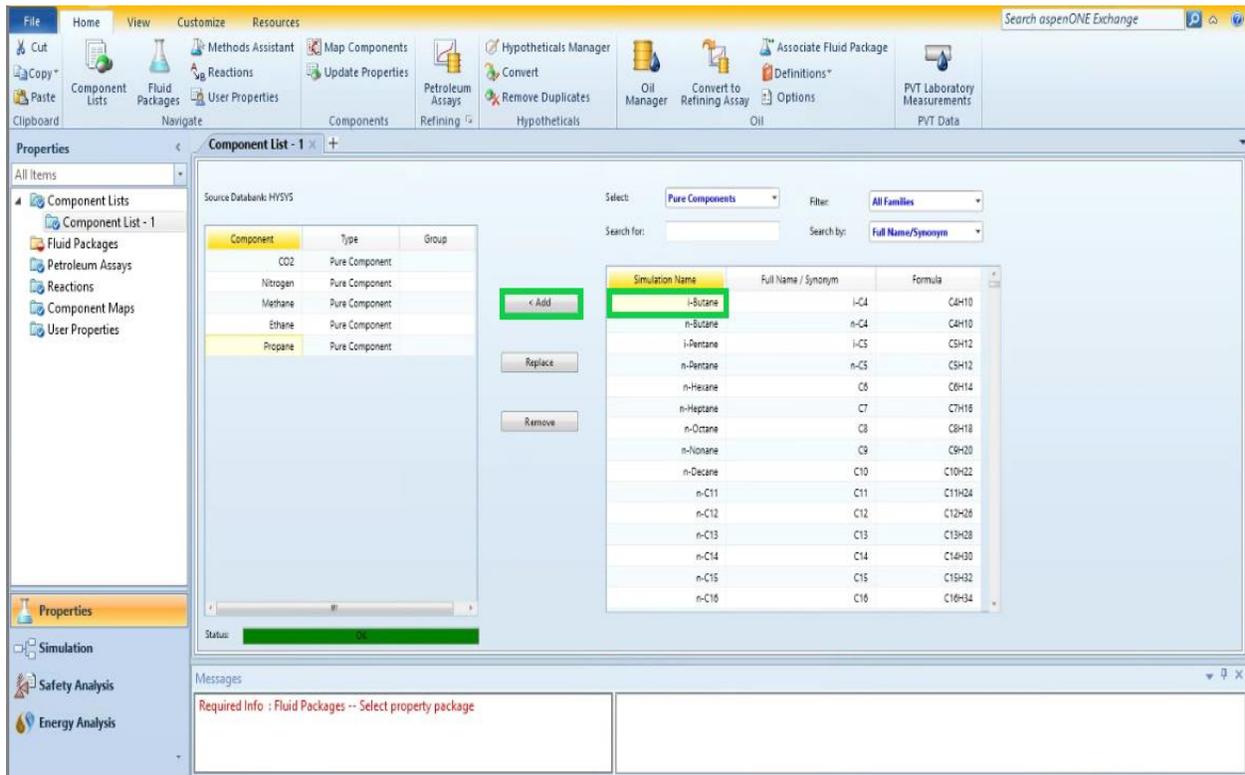
Figura 4.
Crear lista de componentes.



Nota. Lista de componentes. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

Se abre una lista de componentes para definir la corriente, en donde se deben elegir los componentes que hacen parte del gas a tratar; se seleccionan los componentes uno a uno, que se leen de la cromatografía del gas y luego se agregan a la lista con la opción de “Add”, como muestra la siguiente figura.

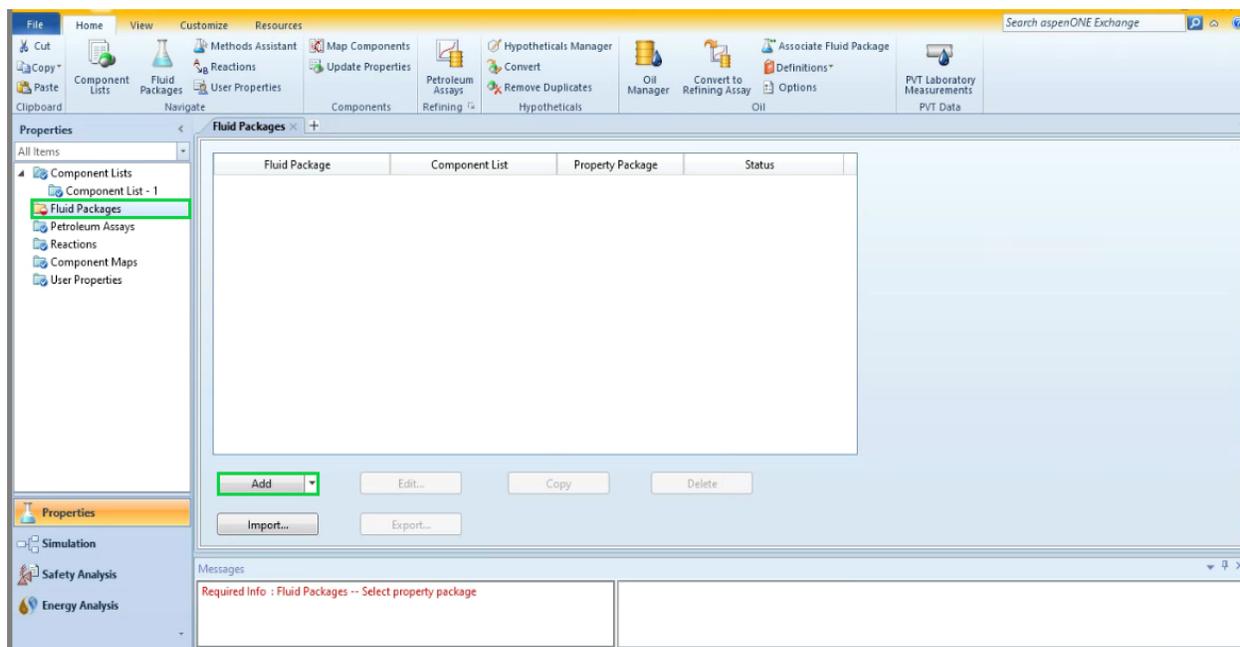
Figura 5.
Adición de componentes del gas.



Nota. Lista de componentes. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

Se seleccionan los paquetes termodinámicos. Junto con los componentes de la corriente de entrada, la adecuada selección del paquete termodinámico asegura una simulación correcta y fiable. Una vez introducido estos compuestos iniciales y antes de empezar con la definición del gas debemos elegir el paquete termodinámico a usar en la pestaña “**Fluid Pkgs**”. El modelo termodinámico es una parte fundamental de la simulación.

Figura 6.
Selección carpeta Fluid Packages.



Nota. Selección de carpeta para los paquetes de fluidos. Tomado de Aspen Hysys. [Programa].
Versión 9.

Se simuló con los paquetes termodinámicos: Acid Gas liquid treating, Glycol Packages y Peng-Robinson, se presenta un escenario en el que maneja cambios de presiones y temperaturas altos tanto para líquidos como para gases, como lo es en este caso.

2.3.2. Acid gas-liquid treating

En esta simulación, el endulzamiento del gas con una solución amina la cual va absorber los gases ácidos del gas natural, una amina es una base débil que va a reacciona químicamente con los gases ácidos para formar sales complejas la solución va a tender del 10% a 50% del volumen de aminas, lo cual los gases ácidos son retirados de la amina para poder ser de nuevo utilizada.

Temperaturas bajas permite evitar la degradación de la amina y evitar problemas de corrosión.

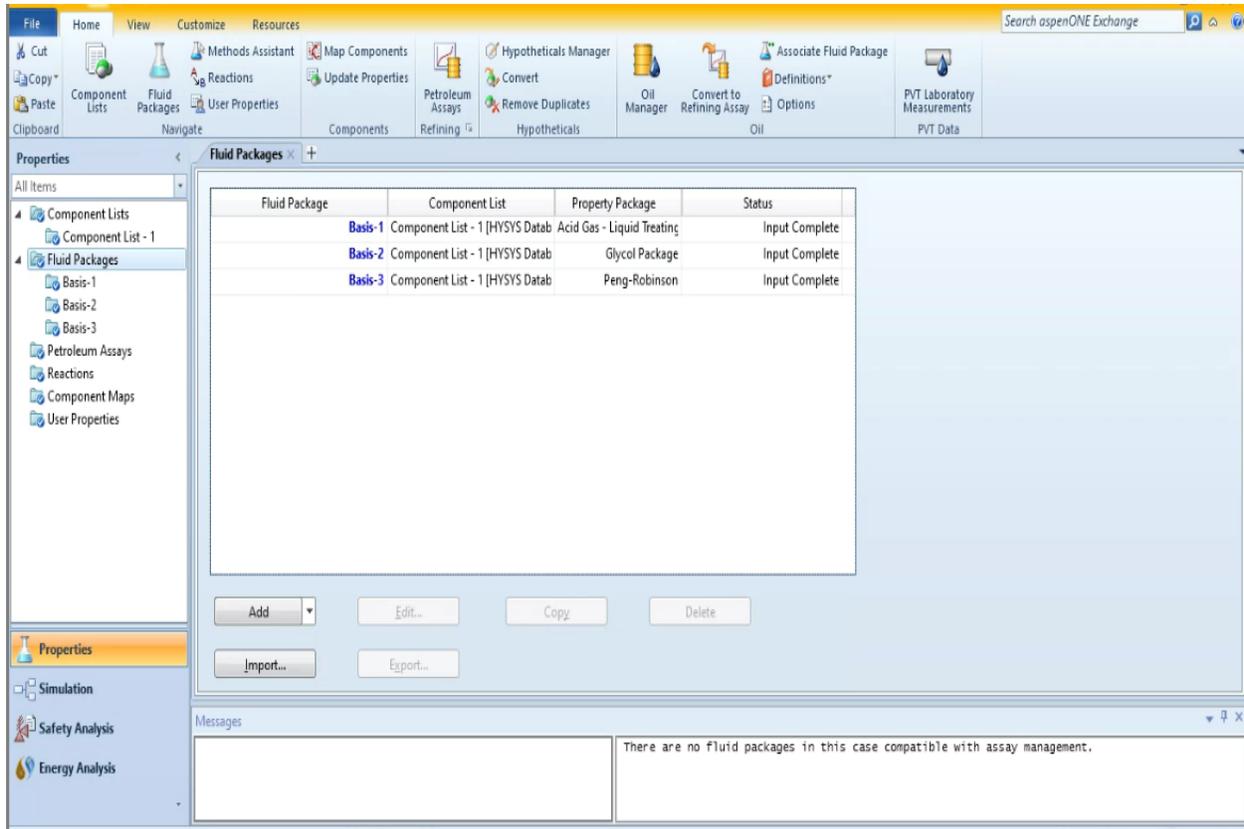
Al aumentar la concentración de la solución de amina MEA utilizada afecta al flujo de amina gastado ya que este disminuye. Se ha utilizado este componente debido a que es altamente reactivo y el más selectivo para eliminar tanto el H₂S como el CO₂.

2.3.3. Glycol package

Eliminación del agua disuelta en el gas natural por absorción con trietilenglicol (TEG) es el más utilizado debido a sus altas temperaturas de descomposición a su baja temperatura de evaporización y a su bajo costo.

Figura 7.

Selección de los paquetes termodinámicos para la simulación.



Nota. Paquetes termodinámicos. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

2.3.4. Peng-Robinson

Ecuación 1.

Peng-Robinson (PR).

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a(T)}{V(V+b) + b(V-b)}$$

$$a(T) = 0.4572\alpha \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c}$$

$$\alpha = \left(1 + m(1 - \sqrt{T_r})\right)^2$$

$$m = 0.37464 + 1.5722\omega - 0.26992\omega^2$$

Nota. Ecuación de Peng Robinson. Tomado de Gas Processors Suppliers Association. Engineering Data Book. 11a. ed. Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association, 199.

La ecuación de PR fue desarrollada para cumplir los siguientes objetivos:

- Los parámetros habían de poder ser expresados en función de las propiedades críticas y el factor acéntrico.
- El modelo debía ser razonablemente preciso cerca del punto crítico, particularmente para cálculos del factor de compresibilidad y la densidad de líquidos
- Las técnicas de mezclado no debían de emplear más que un parámetro sobre las iteraciones binarias, que debían ser independientes de la presión, temperatura y composición.
- La ecuación debía ser aplicable a todos los cálculos de todas las propiedades de los fluidos en procesos naturales de gases.

Generalmente la ecuación de PR, genera predicciones confiables de las regiones críticas de fase y de densidades de líquidos de cualquier material, especialmente los no polares.

La ecuación requiere el uso de tres propiedades por compuesto: temperatura crítica, presión crítica y el factor acéntrico.

La ecuación de PR representa también una mejora cualitativa importante, ya que reduce los promedios de las desviaciones relativas. La ecuación de PR soporta un amplio rango de condiciones de operación y una gran variedad de sistemas.

La ecuación de PR representa el mejor compromiso entre complejidad de cálculo y la bondad de sus resultados. Para petróleo, gas y aplicaciones petroquímicas esta ecuación es generalmente la recomendada.

2.3.5. Datos de entrada

Tabla 5.

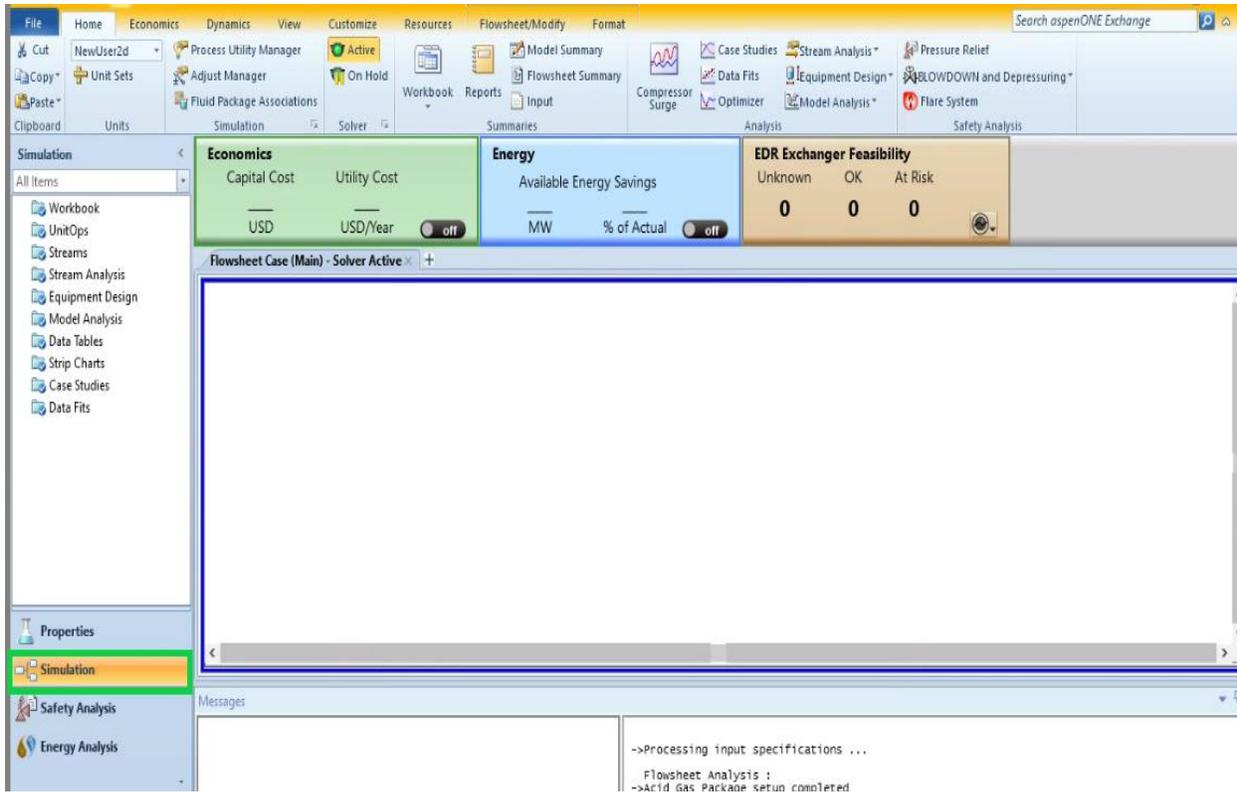
Composición del gas de entrada.

Nombre de la corriente	Entrada de gas
Temperatura [C]	30
Presión [kPa]	6895
Flujo molar [kgmole/h]	5000
CO2	0,7147
Nitrógeno	0,0213
Metano	0,1403
Etano	0,0216
Propano	0,0504
i-Butano	0,0084
n-Butano	0,0228
i-Pentano	0,0035
n-Pentano	0,0061
n-Hexano	0,0027
n-Heptano	0,0011
n-Octano	0,0002
n-Nonano	0,0000
n-Decano	0,0000
n-C11	0,0000
n-C12	0,0000
H2S	0,0070
H2O	0,0000
Total	1,0000

Nota. Composiciones de entrada del gas.

Al entrar en el entorno de simulación nos aparece la imagen que se muestra en la figura siguiente.

Figura 8.
Entorno de simulación.



Nota. Inicio de la simulación. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

Se observa en el plano de simulación que aparece la corriente creada en la instalación del gas, que es la corriente que abastecerá la alimentación al sistema. Hysys es un programa visualmente intuitivo y muestra diferente color dependiendo si la corriente está completamente definida o no; se ingresó los parámetros iniciales de la corriente, dichos parámetros son llamados grados de libertad, pues son los necesarios para conocer todas las propiedades físicas de la corriente. Para ingresarlos se debe ir a la pestaña de condiciones e ingresar la temperatura de operación (30 °C), la presión de operación (6895 KPa) y la rata de flujo que tendrá la planta (100 MMSCFD).

Figura 9.
Ingreso de los grados de libertad para la corriente inicial.

Worksheet	Stream Name	Entrada de gas	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,9508	0,9508	0,0492
Properties	Temperature [C]	30,00	30,00	30,00
Composition	Pressure [kPa]	6895	6895	6895
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	5000	4754	246,0
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2,014e+005	1,903e+005	1,107e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	291,5	275,4	16,15
Electrolytes	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3,093e+005	-3,095e+005	-3,052e+005
User Variables	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-81,29	-77,86	-147,4
Notes	Heat Flow [kJ/h]	-1,546e+009	-1,471e+009	-7,510e+007
Cost Parameters	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	789,7	741,5	29,82
Normalized Yields	Fluid Package	Basis-1		
Acid Gas	Utility Type			

Nota. Datos iniciales. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

En este caso se creó una corriente se definió sus condiciones y composición como lo muestra la figura.

Figura 10.
 Ingreso de los datos de la cromatografía en el simulador.

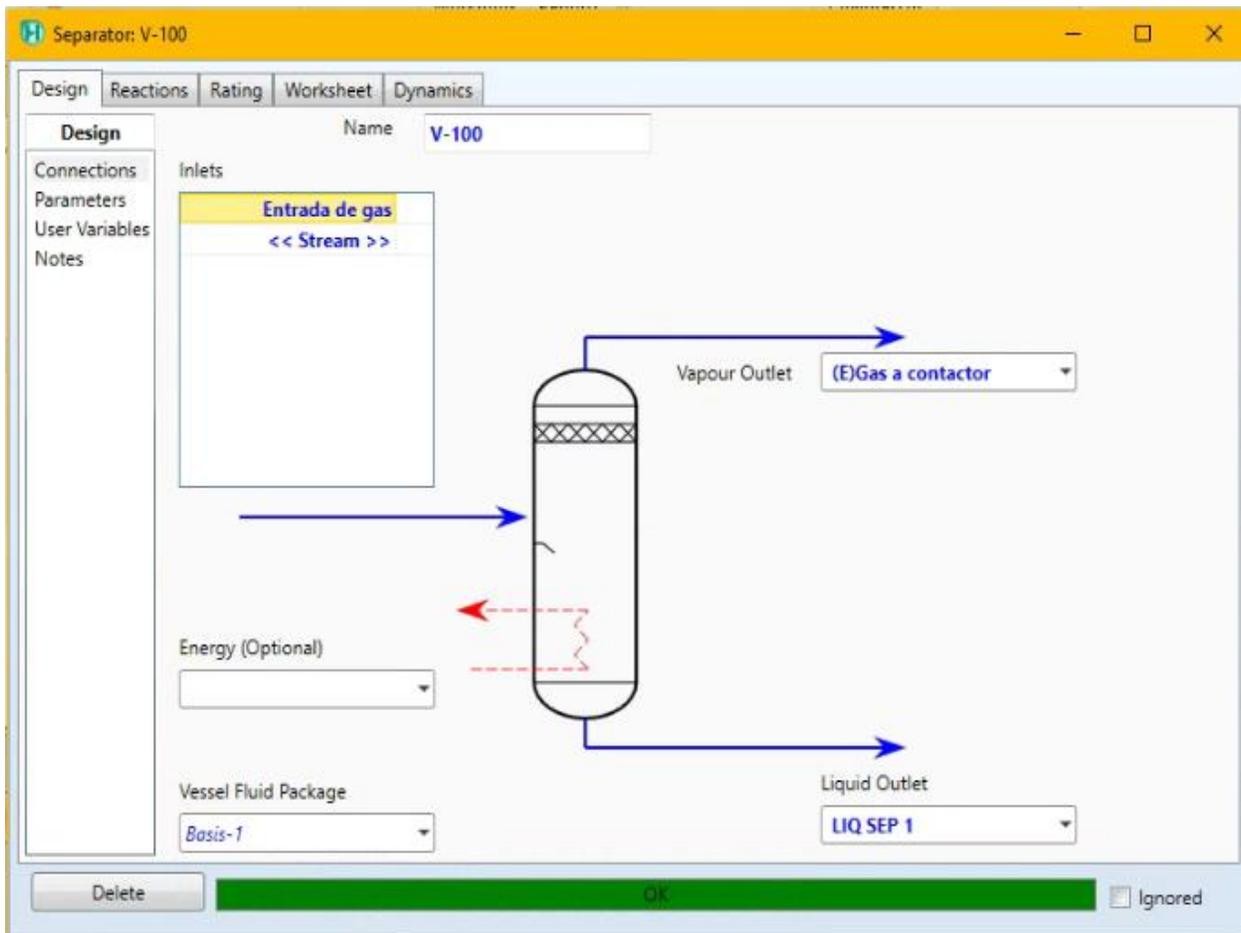
	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
CO2	0,7147	0.7179	0.6534
Nitrogen	0,0213	0.0221	0.0074
Methane	0,1403	0.1437	0.0749
Ethane	0,0216	0.0215	0.0226
Propane	0,0504	0.0485	0.0861
i-Butane	0,0084	0.0077	0.0204
n-Butane	0,0228	0.0208	0.0610
i-Pentane	0,0035	0.0030	0.0129
n-Pentane	0,0061	0.0052	0.0246
n-Hexane	0,0027	0.0020	0.0165
n-Heptane	0,0011	0.0006	0.0088
n-Octane	0,0002	0.0001	0.0022
n-Nonane	0,0000	0.0000	0.0003
n-Decane	0,0000	0.0000	0.0001
n-C11	0,0000	0.0000	0.0000
n-C12	0,0000	0.0000	0.0000
H2S	0,0070	0.0069	0.0088
H2O	0,0000	0.0000	0.0000
MEAmine	0,0000	0.0000	0.0000
TEGlycol	0,0000	0.0000	0.0000

Total: 1,00000

Nota. Datos de cromatografía. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

Una vez terminado el ingreso de la cromatografía para efectos de la simulación es necesario separar la corriente inicial debido a que la cromatografía no arroja en las fases que se presenta el gas natural, por lo tanto, es necesario utilizar una unidad de separación para que el software automáticamente separe la fase vapor de gas que se va a pasar por la una unidad de calentador y la fase liquida del gas **Figura 11.**

Figura 11.
Ingreso del gas a la unidad del separador.



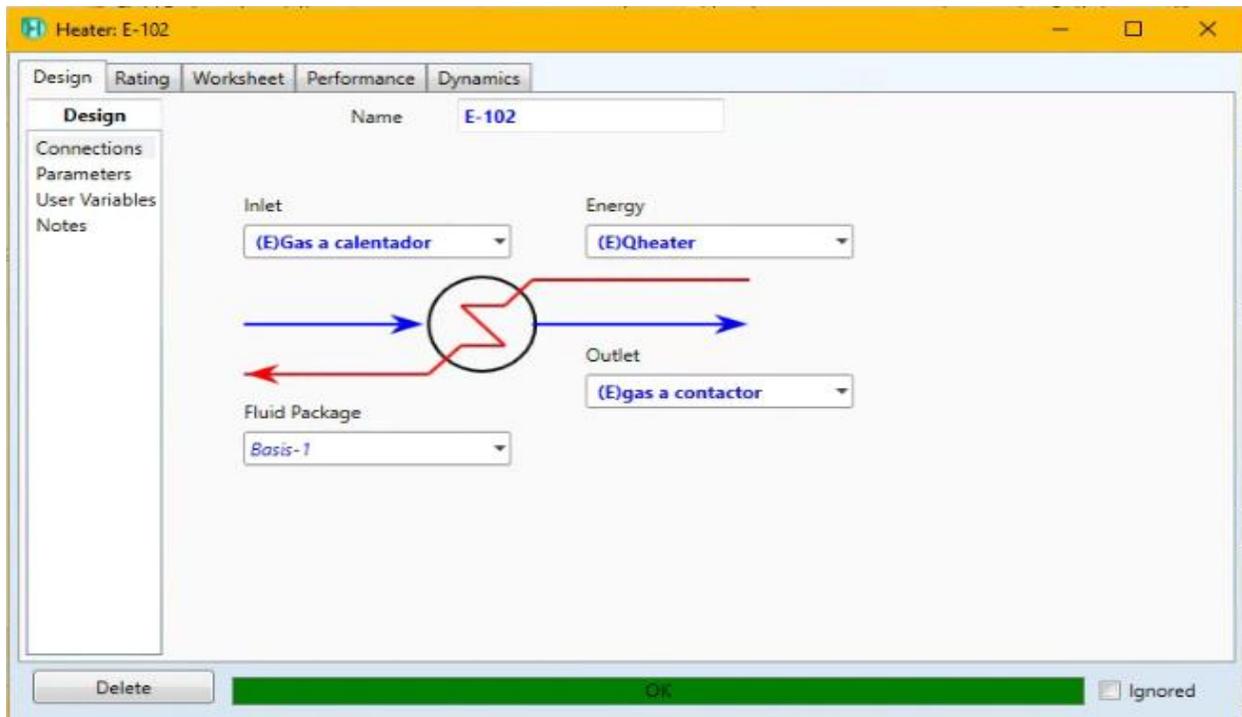
Nota. Separación inicial. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

2.3.6. Calentamiento del gas

En los procesos de calentamiento se hará de forma simple, pues es necesario eliminar en su totalidad la fase líquida del gas para que la fase de vapor entre al contacto.

Figura 12.

Calentador para la eliminación total de fase líquida.



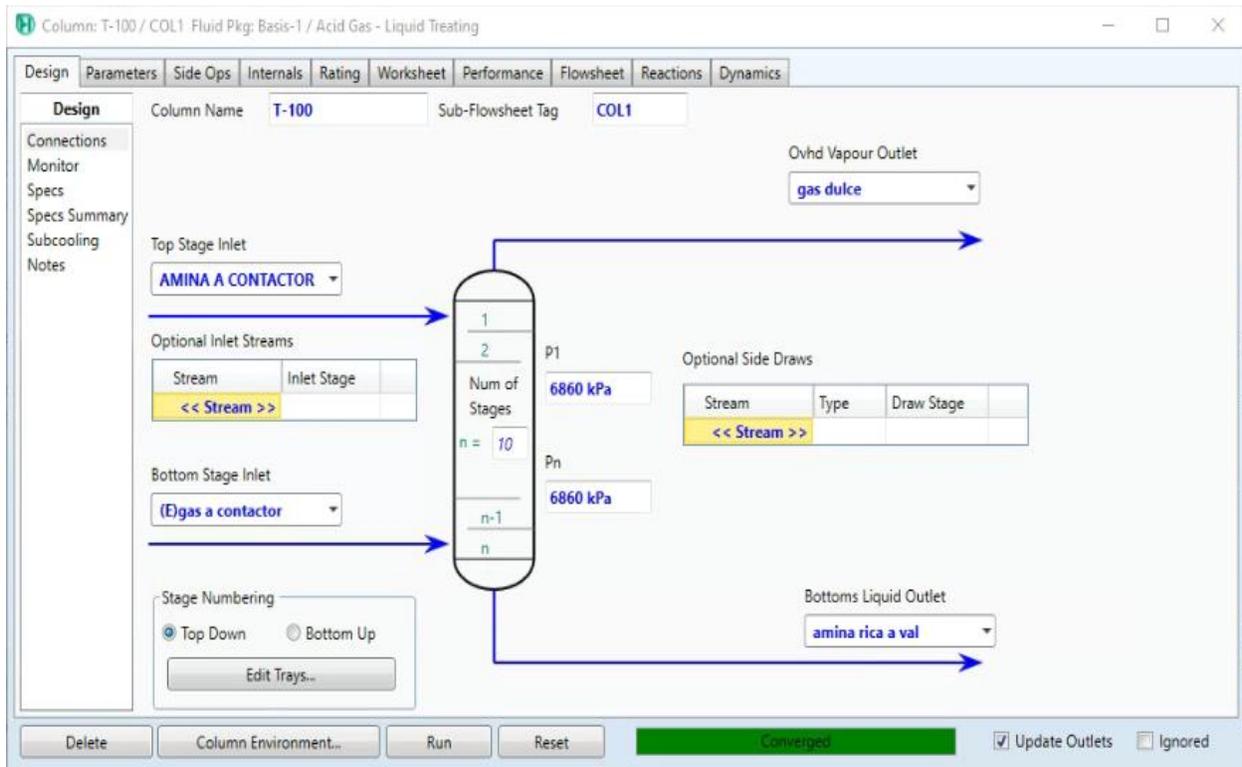
Nota. calentamiento del gas. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

2.3.7. Endulzamiento del gas

Como la cromatografía arrojó H₂S y CO₂, se optó el método de ACID-GAS con MEAmine(monoetanolamina) para remoción de los contaminantes.

La corriente de gas del separador se pone en contracorriente con una solución de Amina que entra por la cabeza de la columna, el gas dulce deja la columna por cabeza.

Figura 13.
Torre Contactora del endulzamiento del gas.



Nota. Endulzamiento del gas. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

Tabla 6.*Gas de entrada – Gas endulzado*

Nombre de la corriente	Entrada de gas	Nombre de la corriente	gas dulce
Temperatura [C]	30	Temperatura [C]	37,5599
Presión [kPa]	6895	Presión [kPa]	6860
Flujo molar [kgmole/h]	5000	Flujo molar [kgmole/h]	954,6123
CO2	0,7147	CO2	0,0000
Nitrogeno	0,0213	Nitrogeno	0,1023
Metano	0,1403	Metano	0,6230
Etano	0,0216	Etano	0,0762
Propano	0,0504	Propano	0,1319
i-Butano	0,0084	i-Butano	0,0157
n-Butano	0,0228	n-Butano	0,0383
i-Pentano	0,0035	i-Pentano	0,0038
n-Pentano	0,0061	n-Pentano	0,0062
n-Hexano	0,0027	n-Hexano	0,0013
n-Heptano	0,0011	n-Heptano	0,0002
n-Octano	0,0002	n-Octano	0,0000
n-Nonano	0,0000	n-Nonano	0,0000
n-Decano	0,0000	n-Decano	0,0000
n-C11	0,0000	n-C11	0,0000
n-C12	0,0000	n-C12	0,0000
H2S	0,0070	H2S	0,0000
H2O	0,0000	H2O	0,0010
Total	1,0000	Total	1,0000

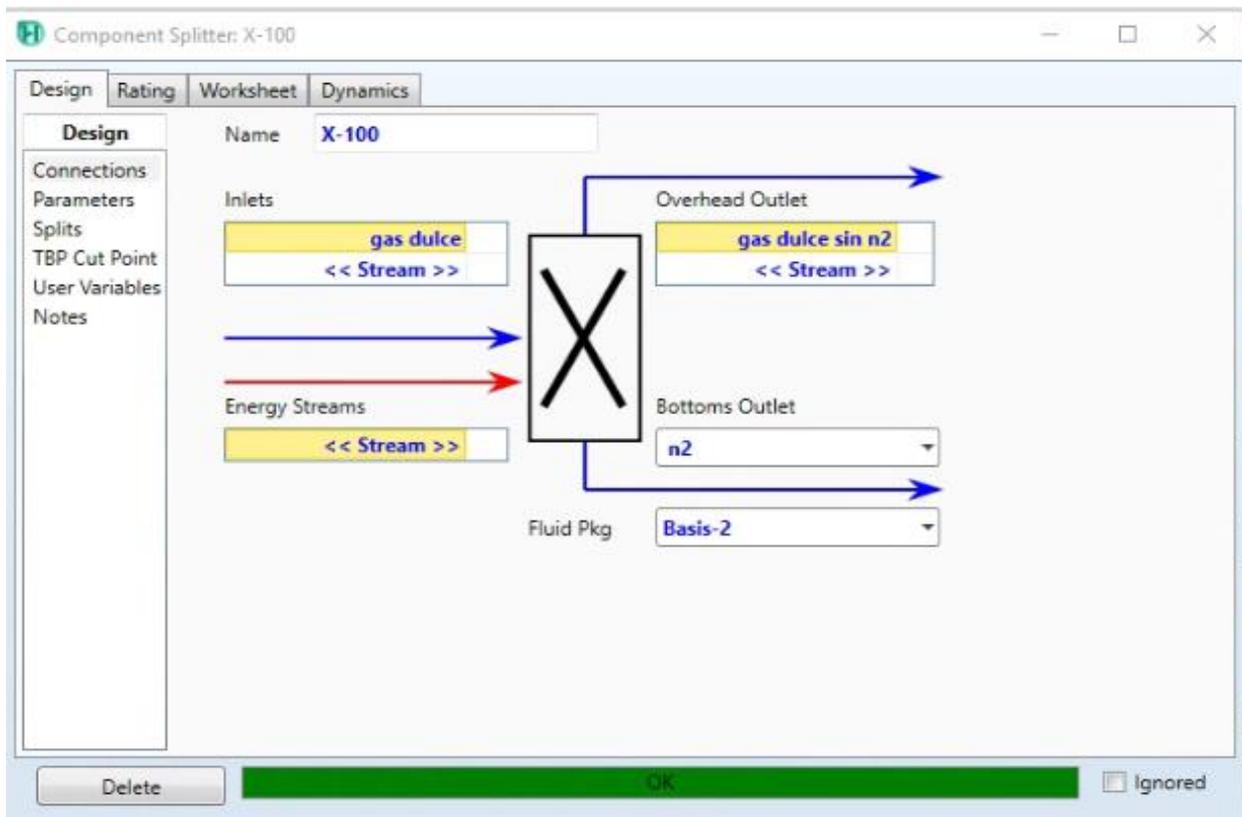
Nota. Composición en endulzamiento. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

2.3.8. Remoción de Nitrógeno (N2)

Para la remoción del N₂ se realiza por tamices moleculares. Ya que el proceso para la remoción de dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno fue seleccionado por medio de una torre de contacto por aminas, se ejecuta esta adecuación debido a que en la torre de contacto con aminas no efectúa la remoción de nitrógeno

Se ha adecuado un Splitter para la correcta remoción del contaminante; se crea dos corrientes de salida, una llamada gas dulce sin N₂, y salida del contaminante que será el N₂ removido; por lo tanto, se removerá por completo, debido a la resolución impuesta por parte de la Comisión de Regulación de Energía y Gas, debe tener una composición menor al 2%, para efectos prácticos de la simulación mencionado componente se removerá por completo como se muestra en las Figura 13 y Figura 14.

Figura 14.
Separador de N₂



Nota. Fase de separación del nitrógeno. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

Figura 15.
Composición del gas luego de la remoción del N2.

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
CO2	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.6940	0.6940	0.2987
Ethane	0.0849	0.0849	0.0886
Propane	0.1470	0.1470	0.2948
i-Butane	0.0175	0.0175	0.0557
n-Butane	0.0426	0.0426	0.1628
i-Pentane	0.0042	0.0042	0.0259
n-Pentane	0.0069	0.0069	0.0487
n-Hexane	0.0014	0.0014	0.0176
n-Heptane	0.0003	0.0003	0.0059
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0004
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000
n-C12	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0011	0.0011	0.0007
MEAmine	0.0000	0.0000	0.0001
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000

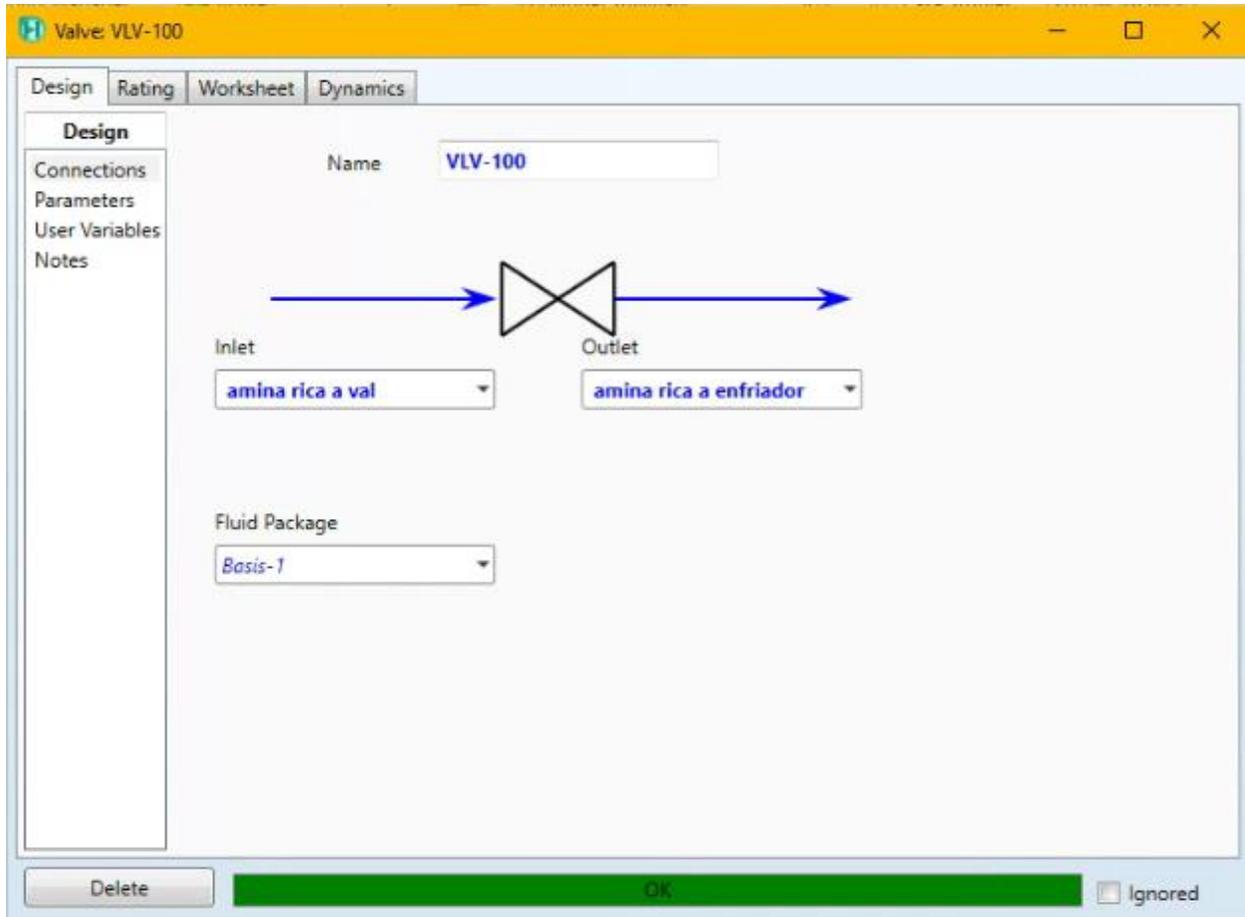
Total: 1,00000

Nota. Composición del gas después de la eliminación de nitrógeno. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

Una vez ingresados los grados de libertad el H2S, CO2 y N2 queda removido en su totalidad generando como producto un gas dulce pero que aún contiene agua. La corriente de gas dulce debe ser deshidratada,

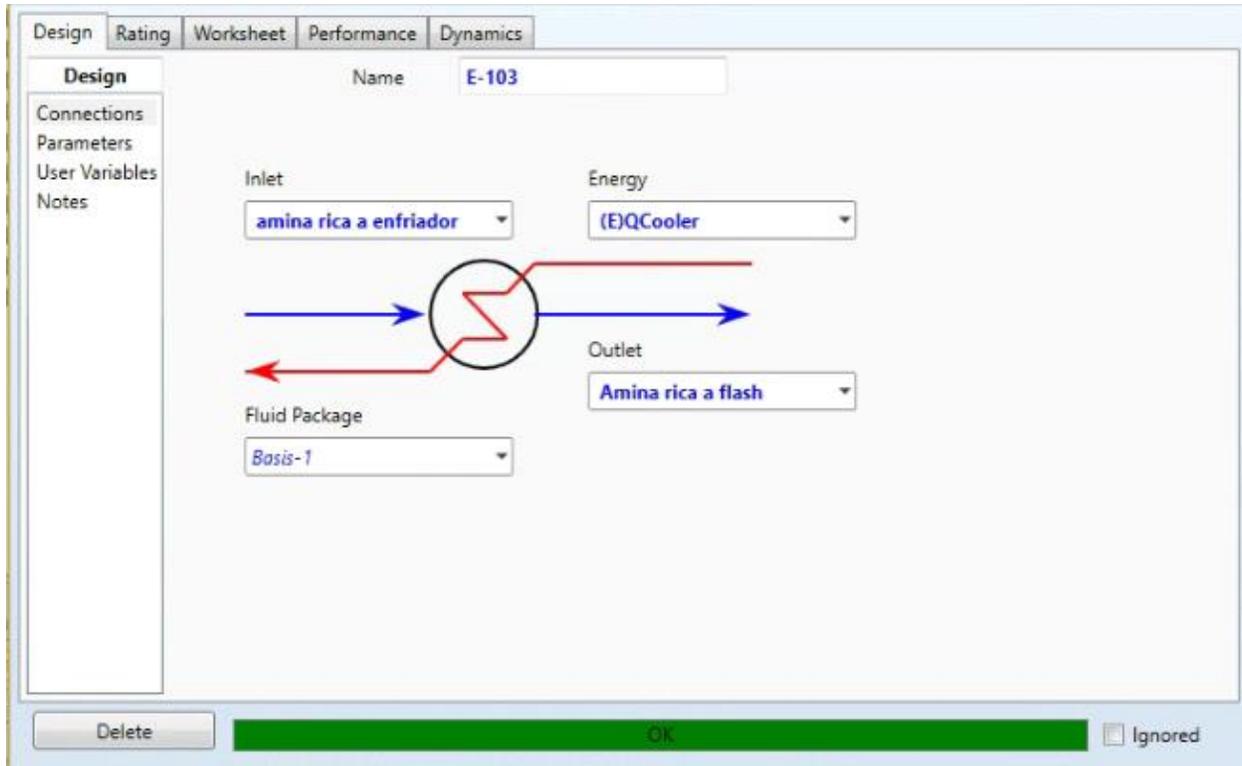
La solución amina que sale del contactor es llevada a un enfriador para recuperar la mayor parte de la solución amina a ser regenerada como lo muestra la Figura 13; pero debe pasar por una leve caída de presión por una válvula Figura.

Figura 16.
Válvula de la amina a flash.



Nota. *Válvula a regeneración a la amina. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.*

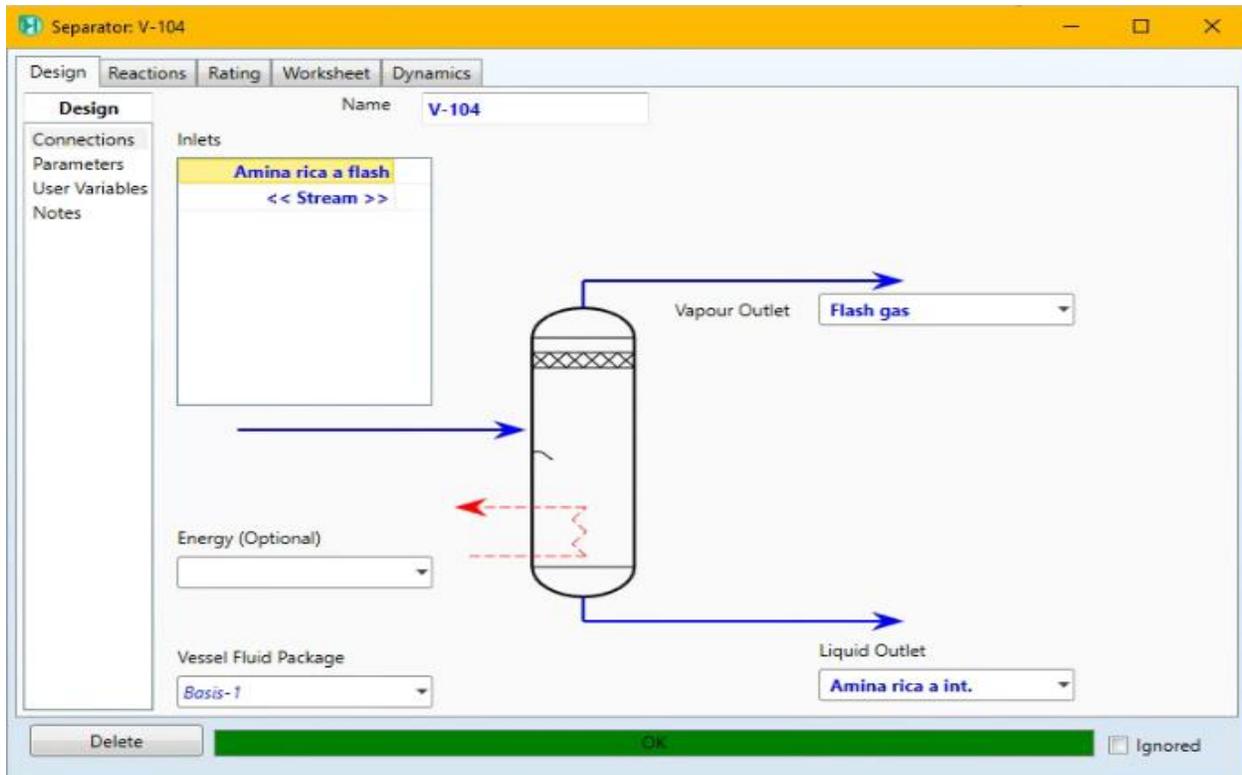
Figura 17.
Enfriador de la solución amina.



Nota. Enfriamiento de la MEA. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

La solución amina es llevada a un tanque flash en el cual una cantidad de gases va a ser liberada de manera instantánea como lo muestra la Figura 18.

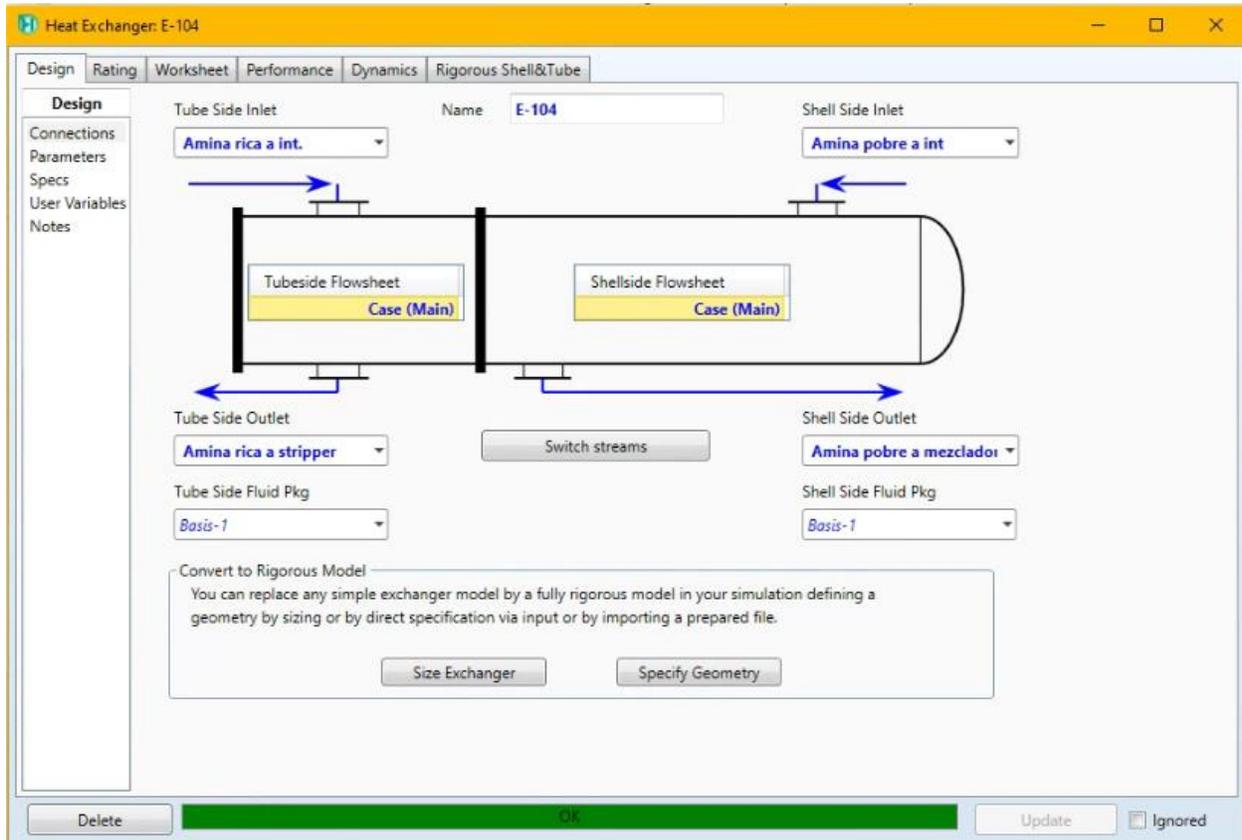
Figura 18.
Tanque flash.



Nota. separación de la Amina. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

La solución amina rica fluye a través del intercambiador para incrementar la temperatura, siendo a la temperatura requerida para entrar a la columna de regeneración de aminas.

Figura 19.
Intercambiador de calor R.A.

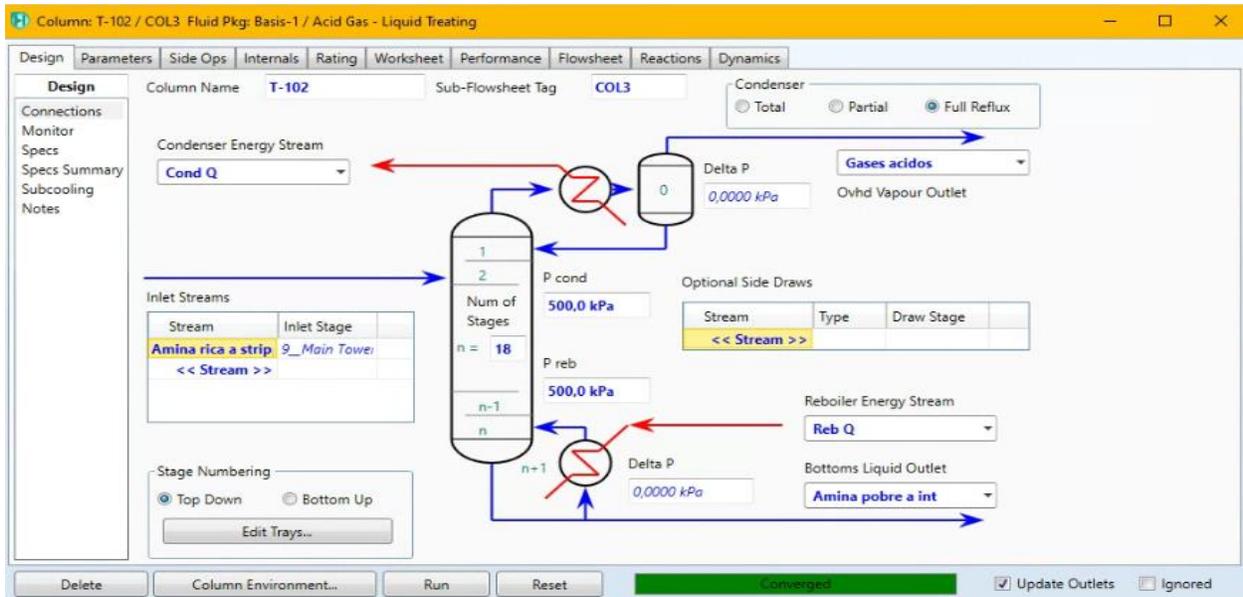


Nota. Intercambiador de amina rica a amina pobre. Tomado de Aspen Hysys. [Programa].

Versión 9.

En la columna regeneradora de aminas es eliminado el CO₂ y H₂S por acción del vapor que fluye a contra corriente desde el rehervido ubicado en el fondo, las especificaciones de diseño la relación de reflujo, temperatura de fondo y las composiciones de los contaminantes, la solución de amina deja el fondo de la columna una solución de amina pobre va enfriada al intercambiador de calor Figura.

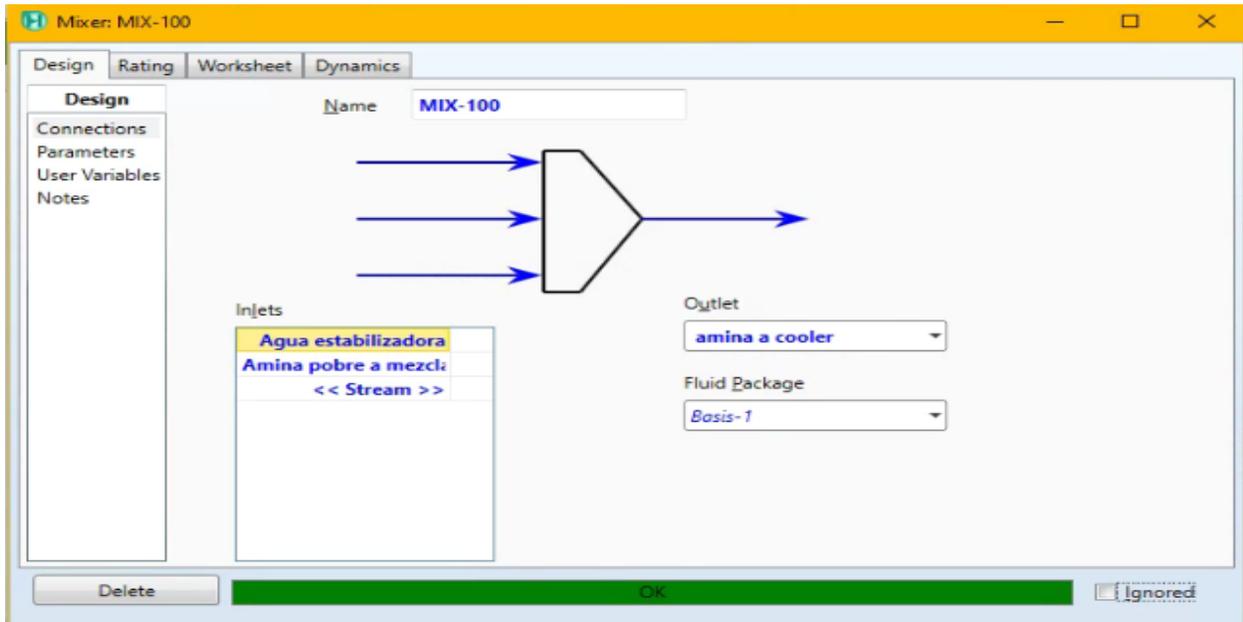
Figura 20.
Regenerador de amina.



Nota. regeneración de la amina. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

La amina enfriada sale hacia el mezclador el cual es agregada el agua de compensación para formar la solución amina que va a entrar de nuevo por el contactor.

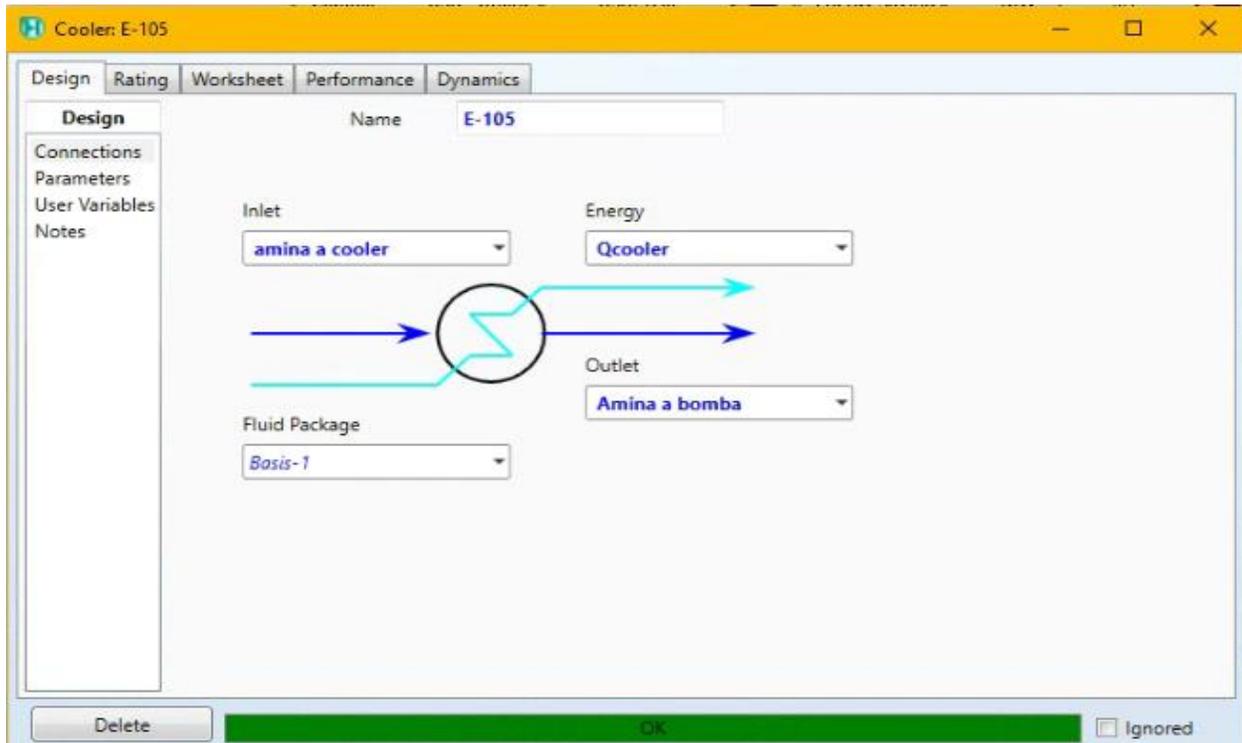
Figura 21.
Mezclador de amina.



Nota. Compensación de amina. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

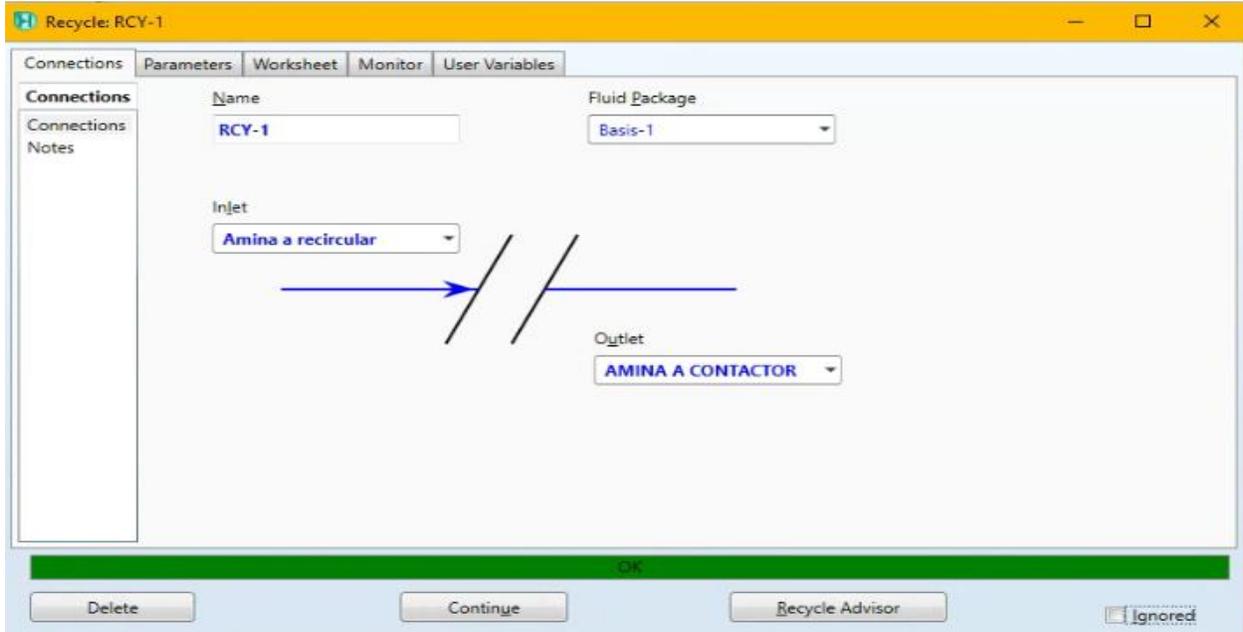
Por último, la amina pasa por un enfriado de ajuste para reducir la temperatura (Figura 21.). la amina pasa a través de un reciclo para así repetir el ciclo (Figura 22.)

Figura 22.
Enfriador de amina.



Nota. *Enfriador de la amina para hacer reciclo. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9*

Figura 23.
Reciclo amina.



Nota. Reciclo de amina a torre endulzadora. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

2.3.9. Composición del gas dulce

Figura 24.
Tabla de composición de gas endulzado.

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase
CO2	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.1023	0.1032	0.0198
Methane	0.6230	0.6271	0.2569
Ethane	0.0762	0.0761	0.0842
Propane	0.1319	0.1301	0.2990
i-Butane	0.0157	0.0152	0.0587
n-Butane	0.0383	0.0367	0.1738
i-Pentane	0.0038	0.0035	0.0282
n-Pentane	0.0062	0.0057	0.0534
n-Hexane	0.0013	0.0011	0.0190
n-Heptane	0.0002	0.0002	0.0060
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0004
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000
n-C12	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0010	0.0010	0.0006
MEAmine	0.0000	0.0000	0.0001
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000
Total	1.00000		

Nota. Composición cuando ya está endulzado el gas. Tomado de Aspen Hysys. Versión 9.

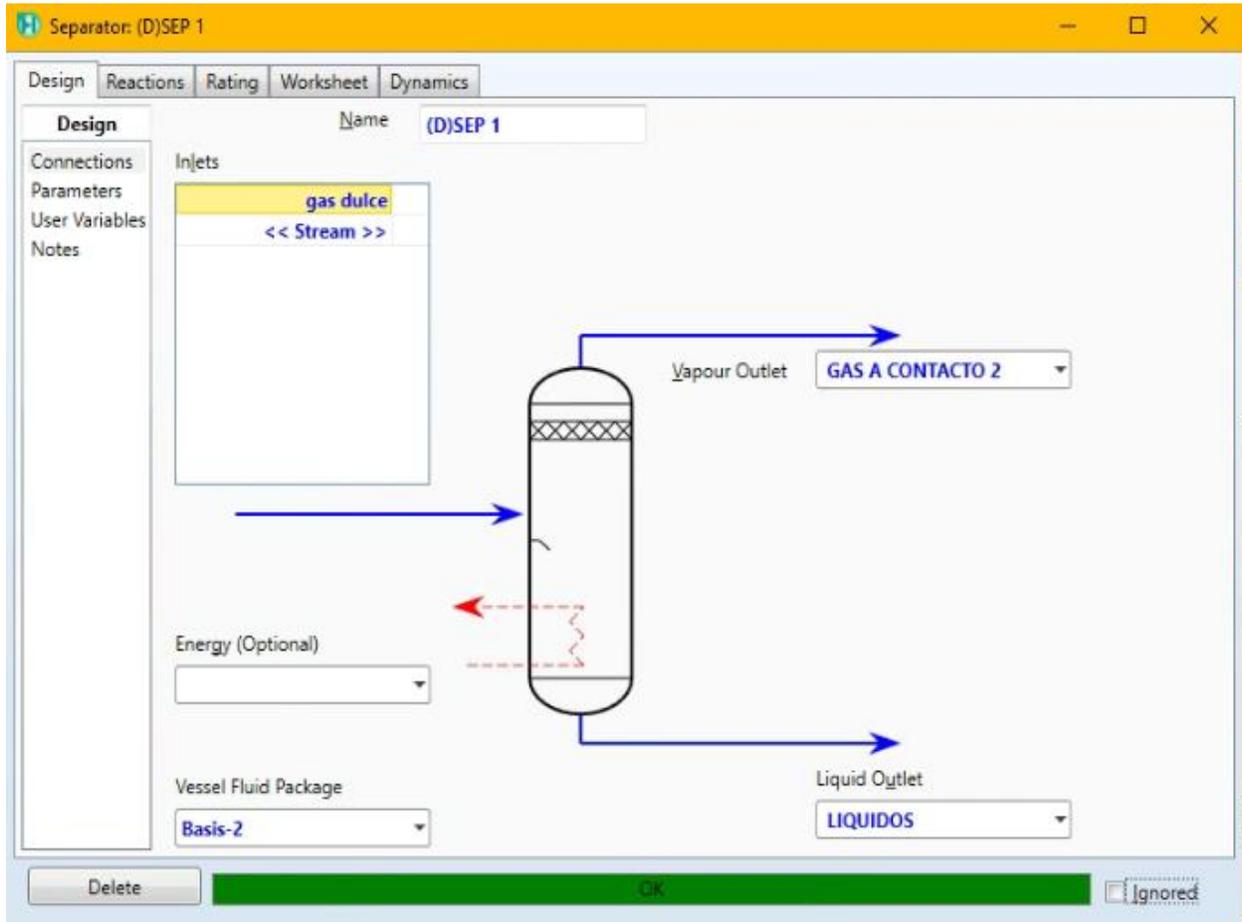
Tabla 7.*Composición entrada de gas – gas dulce – gas dulce sin N₂.*

Nombre de la corriente	Entrada de gas	Nombre de la corriente	gas dulce	Nombre de la corriente	gas dulce sin N ₂
Temperatura [C]	30	Temperatura [C]	37,5599	Temperatura [C]	43,1433
Presión [kPa]	6895	Presión [kPa]	6860	Presión [kPa]	6860
Flujo molar [kgmole/h]	5000	Flujo molar [kgmole/h]	954,6123	Flujo molar [kgmole/h]	856,9656
CO ₂	0,7147	CO ₂	0,0000	CO ₂	0,0000
Nitrógeno	0,0213	Nitrógeno	0,1023	Nitrogeno	0,0000
Metano	0,1403	Metano	0,6230	Metano	0,6940
Etano	0,0216	Etano	0,0762	Etano	0,0849
Propano	0,0504	Propano	0,1319	Propano	0,1470
i-Butano	0,0084	i-Butano	0,0157	i-Butano	0,0175
n-Butano	0,0228	n-Butano	0,0383	n-Butano	0,0426
i-Pentano	0,0035	i-Pentano	0,0038	i-Pentano	0,0042
n-Pentano	0,0061	n-Pentano	0,0062	n-Pentano	0,0069
n-Hexano	0,0027	n-Hexano	0,0013	n-Hexano	0,0014
n-Heptano	0,0011	n-Heptano	0,0002	n-Heptano	0,0003
n-Octano	0,0002	n-Octano	0,0000	n-Octano	0,0000
n-Nonano	0,0000	n-Nonano	0,0000	n-Nonano	0,0000
n-Decano	0,0000	n-Decano	0,0000	n-Decano	0,0000
n-C11	0,0000	n-C11	0,0000	n-C11	0,0000
n-C12	0,0000	n-C12	0,0000	n-C12	0,0000
H ₂ S	0,0070	H ₂ S	0,0000	H ₂ S	0,0000
H ₂ O	0,0000	H ₂ O	0,0010	H ₂ O	0,0011
Total	1,0000	Total	1,0000	Total	1,0000

*Nota. composición en cada etapa del gas. Tomado de Aspen Hysys. Versión 9.***2.3.10. Deshidratación del gas**

La corriente de gas dulce es enviada a través de una unidad de separación para que el software automáticamente separe la fase vapor de gas que se va a pasar por la una unidad de calentador y la fase líquida del gas Figura.

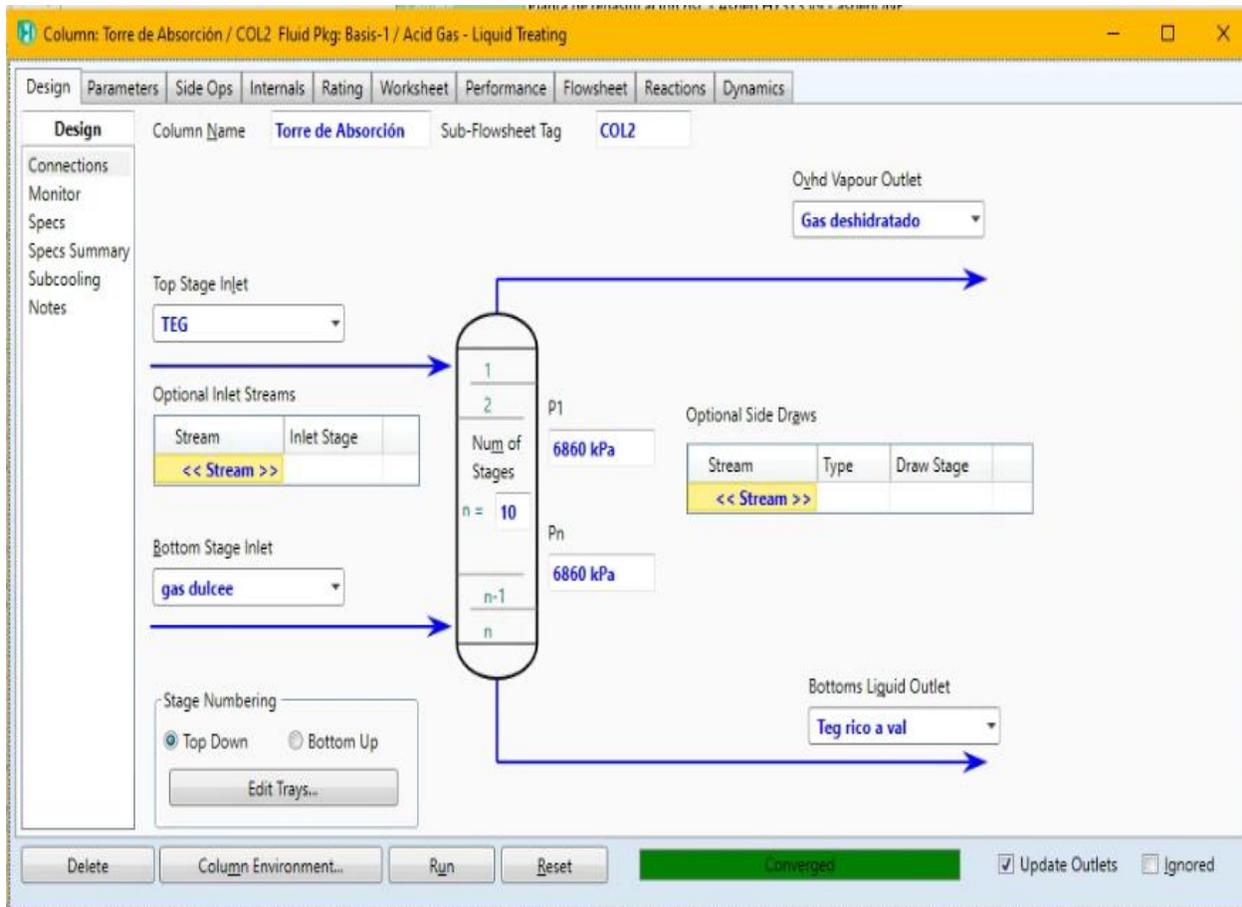
Figura 25.
Separador a torre de absorción.



Nota. separación de fase líquida en el gas dulce. Tomado de. Aspen Hysys. Versión 9

La corriente de salida del separador alimenta la torre contactora de deshidratación con glicol; por cabeza la torre es alimentada por una corriente de trietilenglicol, dentro de este equipo la corriente de gas entra en contacto con la corriente del glicol en cada uno de los platos que la forman, transfiriéndose el agua a la fase líquida, tras este proceso el gas que inicialmente entra en la torre de absorción con una fracción molar de agua de 0.001 sale por cabeza de la columna con un fracción de molar de agua 0.0001 (figura 23).

Figura 26.
Torre de absorción.



Nota. Deshidratación del gas. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión.

Tabla 8.Composición entrada de gas – gas dulce – gas dulce sin N₂ – gas deshidratado.

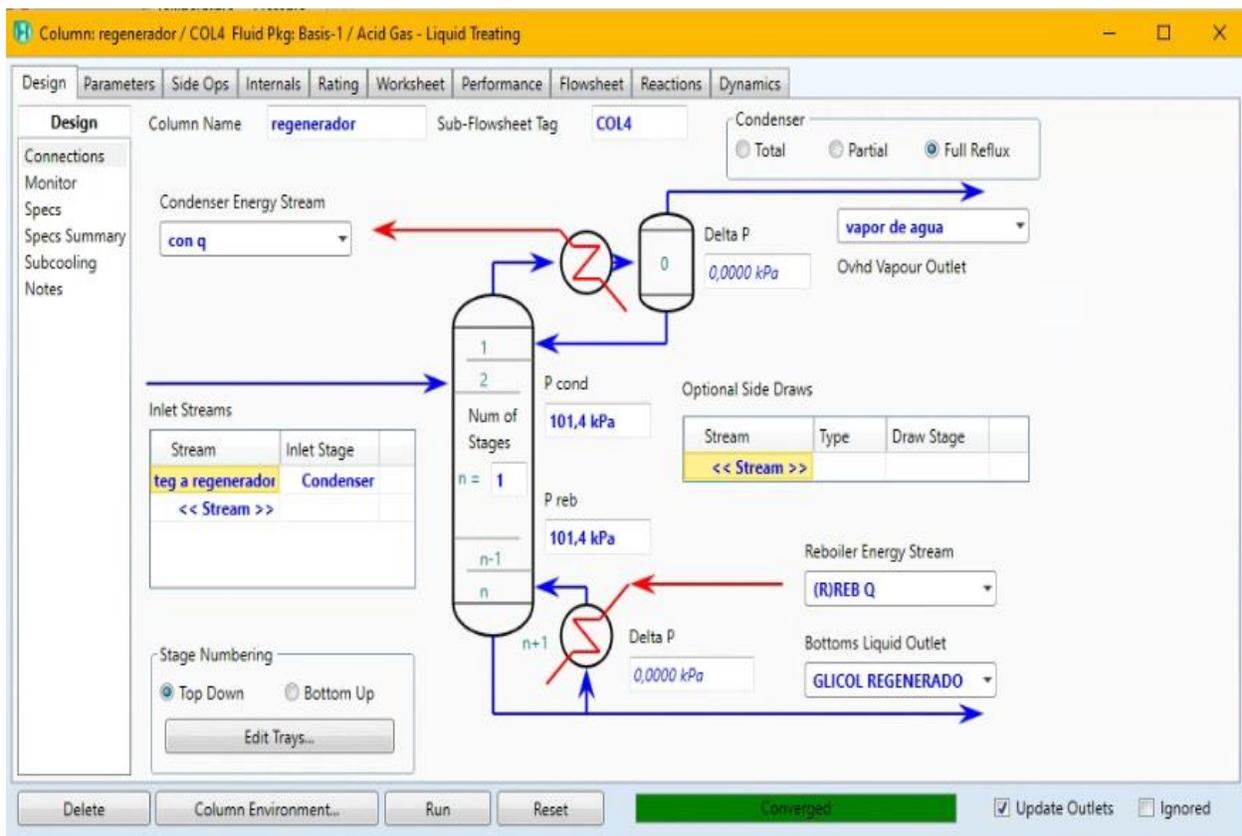
Nombre de la corriente	Entrada de gas	gas dulce	gas dulce sin N ₂	Gas deshidratado
Temperatura [C]	30	37,5599	43,1433	43,4091
Presión [kPa]	6895	6860	6860	6860
Flujo molar [kgmole/h]	5000	954,6123	856,9656	772,7810
CO ₂	0,7147	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogeno	0,0213	0,1023	0,0000	0,0000
Metano	0,1403	0,6230	0,6940	0,7342
Etano	0,0216	0,0762	0,0849	0,0836
Propano	0,0504	0,1319	0,1470	0,1300
i-Butano	0,0084	0,0157	0,0175	0,0137
n-Butano	0,0228	0,0383	0,0426	0,0314
i-Pentano	0,0035	0,0038	0,0042	0,0025
n-Pentano	0,0061	0,0062	0,0069	0,0039
n-Hexano	0,0027	0,0013	0,0014	0,0005
n-Heptano	0,0011	0,0002	0,0003	0,0001
n-Octano	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
n-Nonano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Decano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C11	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C12	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ S	0,0070	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0010	0,0011	0,0001
Total	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Nota. Composición del gas en cada etapa de la simulación en todo el proceso. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9..

2.3.11. Recuperación del glicol

Por fondo de la torre de absorción sale un glicol rico en agua, tras sufrir una descompresión en la válvula y un incremento en el intercambiador de calor, este entra a la columna de regeneración de glicol para eliminar el agua, en la torre de regeneración se produce el stripping del agua contenida en el glicol mediante calor agregado en el fondo de la misma aportado por el rehervidor por la cabeza de la torre sale 0,498 toneladas/día a 102 °C como se muestra en la figura 26.

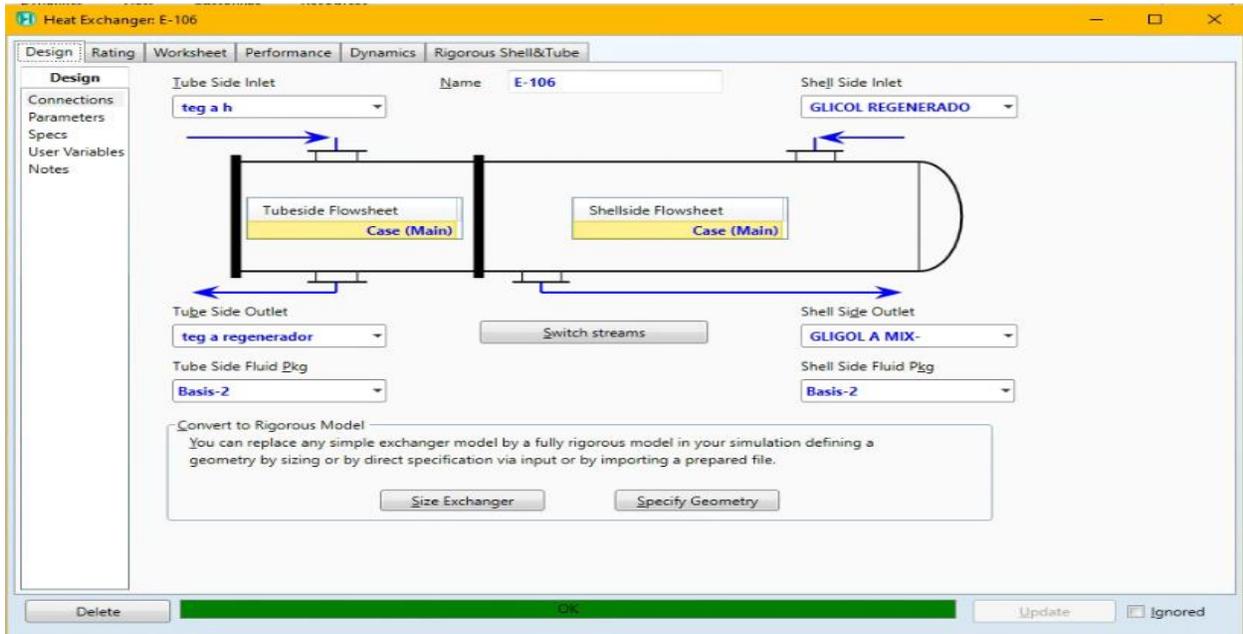
Figura 27.
Regenerador de Glicol.



Nota. regeneración del glicol. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

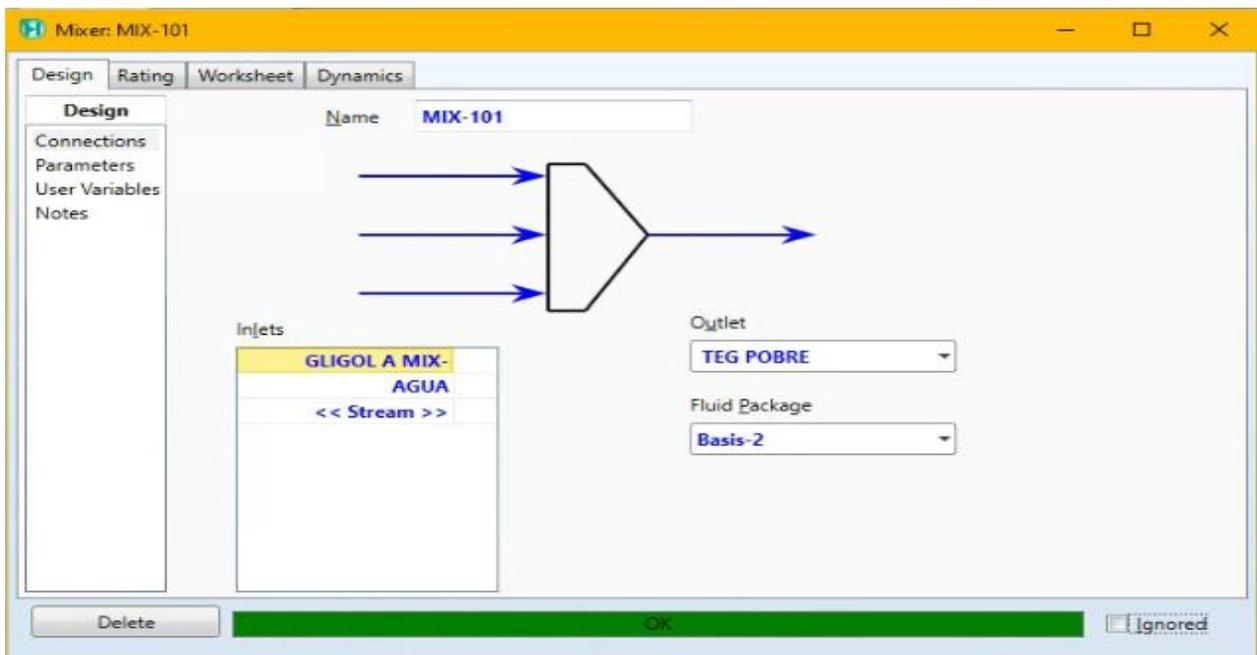
Saliendo de la corriente de fondo a 205 °C la corriente de TEG regenerado pasa por el intercambiador de calor (Figura 27.), para ser enfriada, para ser llevado a un el mezclador (Figura), el cual es agregada el agua de compensación para formar la solución que va a entrar de nuevo por el contactor absorbedor.

Figura 28.
Intercambiador de calor para el TEG.



Nota. intercambiador de amina rica a pobre. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

Figura 29.
Mezclador TEG.



Nota. Mezclador para compensación de TEG. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9.

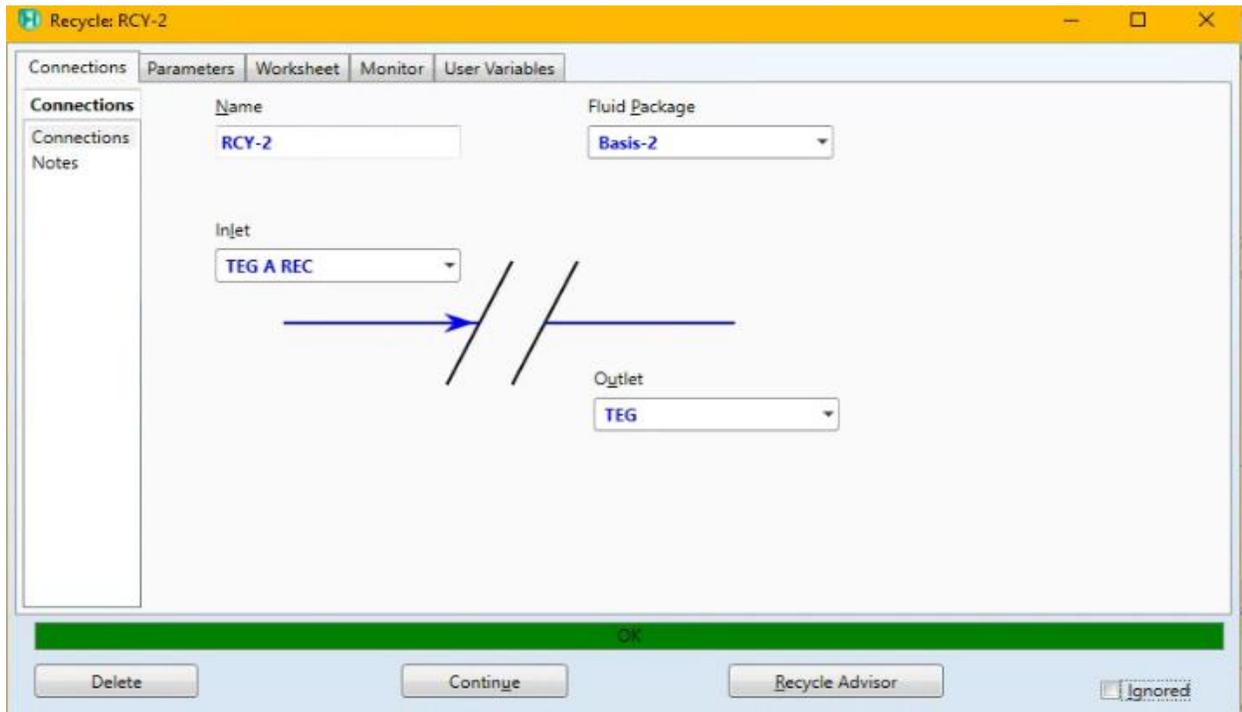
Por último, la TEG pasa por un enfriado de ajuste para reducir la temperatura (Figura 28.). El TEG pasa a través de un reciclo para así repetir el ciclo (Figura).

Figura 30.
Cooler TEG.

Worksheet	Name	TEG POBRE	TEG A BOMBA	QCOL
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	134,2	30,00	<empty>
Composition	Pressure [kPa]	91,40	6800	<empty>
PF Specs	Molar Flow [kgmole/h]	6,071	6,071	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	839,5	839,5	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,7451	0,7451	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-7,268e+005	-7,692e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	222,5	99,76	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-4,412e+006	-4,669e+006	2,570e+005

Nota. Enfriador de gas/h para reciclo. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

Figura 31.
Reciclo TEG

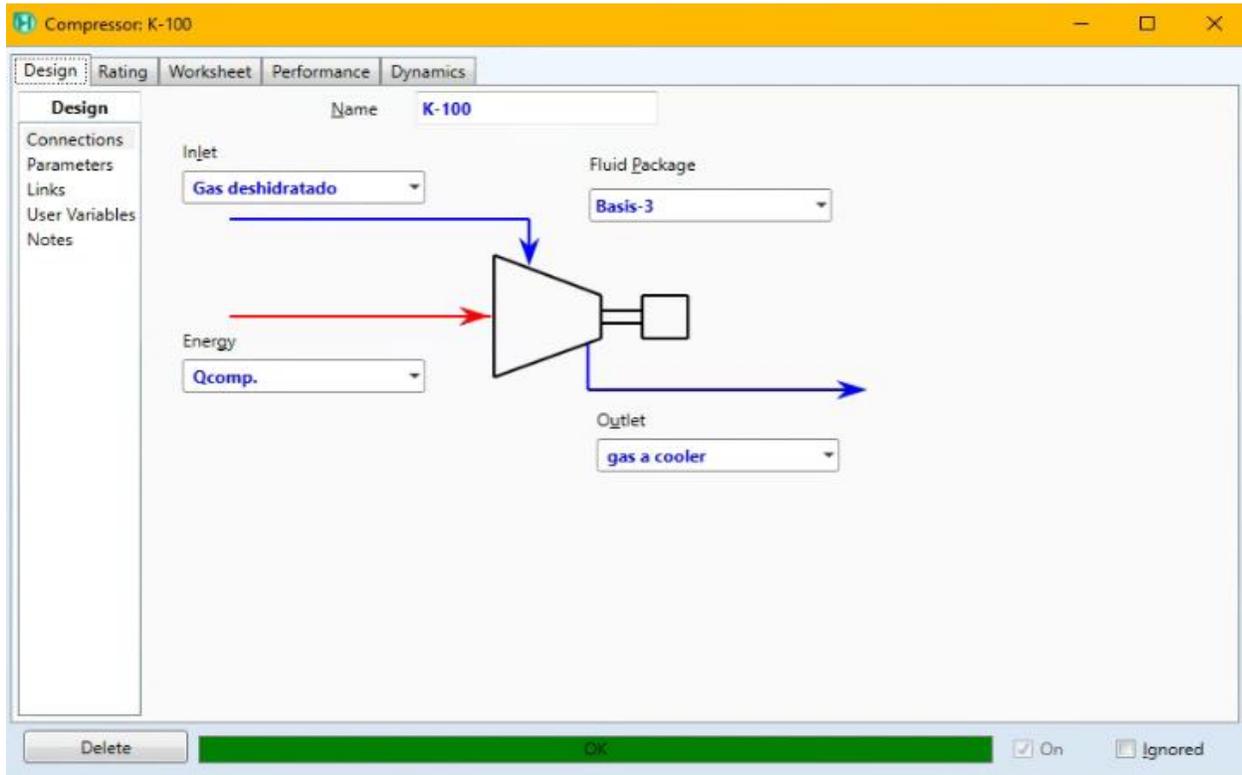


Nota. Reciclo de TEG para deshidratación. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

2.3.12. Compresión y Enfriamiento del gas

La licuefacción es un proceso simple en esta simulación en donde se debe comprimir el gas a una presión que caliente la corriente a no más de 271.9°C con el fin de evitar problemas con la tubería y los equipos. Por tanto, los grados de libertad para este proceso será la temperatura de salida (271.9°C). Una vez ingresada la temperatura se obtiene el gas comprimido a 100000 KPa presión necesaria para el posterior enfriamiento. (Figura).

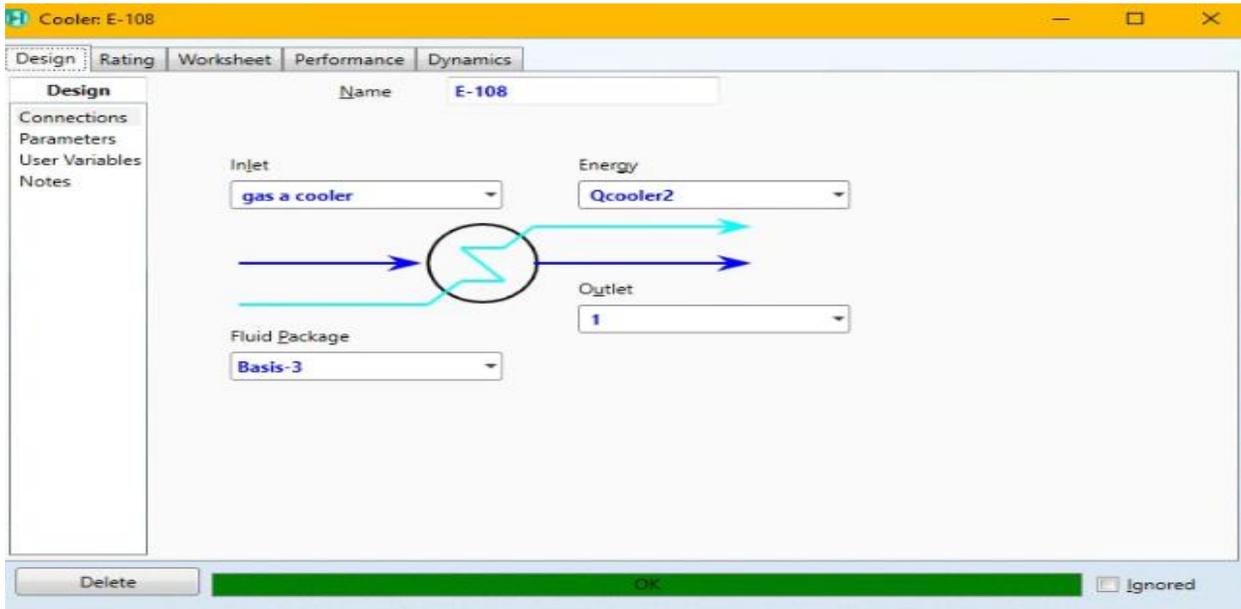
Figura 32.
Compresión del gas.



Nota. *Compresión del gas. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9*

Es necesario disminuir la temperatura de la corriente para que el trabajo de enfriamiento en la Cooler, no sea tan grande y logre operar de manera eficiente. Dicha temperatura se disminuye a la temperatura (-160,1°C) llevándolo a la temperatura de criogénesis como se muestra en la siguiente figura.

Figura 33.
Enfriador para el gas.



Nota. enfriamiento del gas para GNL. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

2.3.13. Composición del gas natural licuado

Figura 34.
Composición de GNL.

	Mole Fractions	Vapour Phase	Liquid Phase	Liquid Ph
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	
Nitrogen	0.1070	0.8363	0.1068	
Methane	0.6437	0.1637	0.6439	
Ethane	0.0756	0.0000	0.0756	
Propane	0.1222	0.0000	0.1222	
i-Butane	0.0134	0.0000	0.0134	
n-Butane	0.0310	0.0000	0.0310	
i-Pentane	0.0025	0.0000	0.0025	
n-Pentane	0.0040	0.0000	0.0040	
n-Hexane	0.0006	0.0000	0.0006	
n-Heptane	0.0001	0.0000	0.0001	
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000	
n-C12	0.0000	0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	
H2O	0.0001	0.0000	0.0000	
MEAmine	0.0000	0.0000	0.0000	
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000	
Total	1.00000			

Nota. Composición de gas natural licuado. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

Figura 35.
GNL

Material Stream: GNL

Worksheet	Stream Name	GNL	Vapour Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	0,0000	0,9996	0,0003
Properties	Temperature [C]	-160,0	-160,0	-160,0	-160,0
Composition	Pressure [kPa]	541,1	541,1	541,1	541,1
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	902,9	2,147e-003	902,5	0,3141
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	2,175e+004	5,592e-002	2,174e+004	7,770
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	54,65	8,120e-005	54,64	9,048e-003
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-9,253e+004	-1,796e+004	-9,252e+004	-1,303e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	67,55	113,8	67,57	2,597
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-8,354e+007	-38,56	-8,350e+007	-4,094e+004
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2,125e+004	5,071e-002	2,124e+004	1,165e-002
	Fluid Package	Basis-3			
	Utility Type				

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Nota. Propiedades finales del gas natural licuado. Tomado de Aspen Hysys. Versión 9

Tabla 9.*Composición entrada de gas – gas dulce – gas dulce sin N₂ – gas deshidratado – GNL*

Nombre de la corriente	Entrada de gas	gas dulce	gas dulce sin N₂	Gas deshidratado	GNL
Temperatura [C]	30	37,5599	43,1433	43,4091	-160,1075
Presión [kPa]	6895	6860	6860	6860	90
Flujo molar [kgmole/h]	5000	954,6123	856,9656	772,7810	772,7810
CO ₂	0,7147	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogeno	0,0213	0,1023	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,1403	0,6230	0,6940	0,7342	0,7342
Etano	0,0216	0,0762	0,0849	0,0836	0,0836
Propano	0,0504	0,1319	0,1470	0,1300	0,1300
i-Butano	0,0084	0,0157	0,0175	0,0137	0,0137
n-Butano	0,0228	0,0383	0,0426	0,0314	0,0314
i-Pentano	0,0035	0,0038	0,0042	0,0025	0,0025
n-Pentano	0,0061	0,0062	0,0069	0,0039	0,0039
n-Hexano	0,0027	0,0013	0,0014	0,0005	0,0005
n-Heptano	0,0011	0,0002	0,0003	0,0001	0,0001
n-Octano	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Nonano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Decano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C11	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C12	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ S	0,0070	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0010	0,0011	0,0001	0,0001
Total	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Nota. Composición de todo el proceso en la simulación de la planta de gas. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

2.4. Realizar un esquema o flujograma operativo de la planta de procesamiento del gas natural según la normatividad vigente.

Figura 36.
Flujograma de la planta.

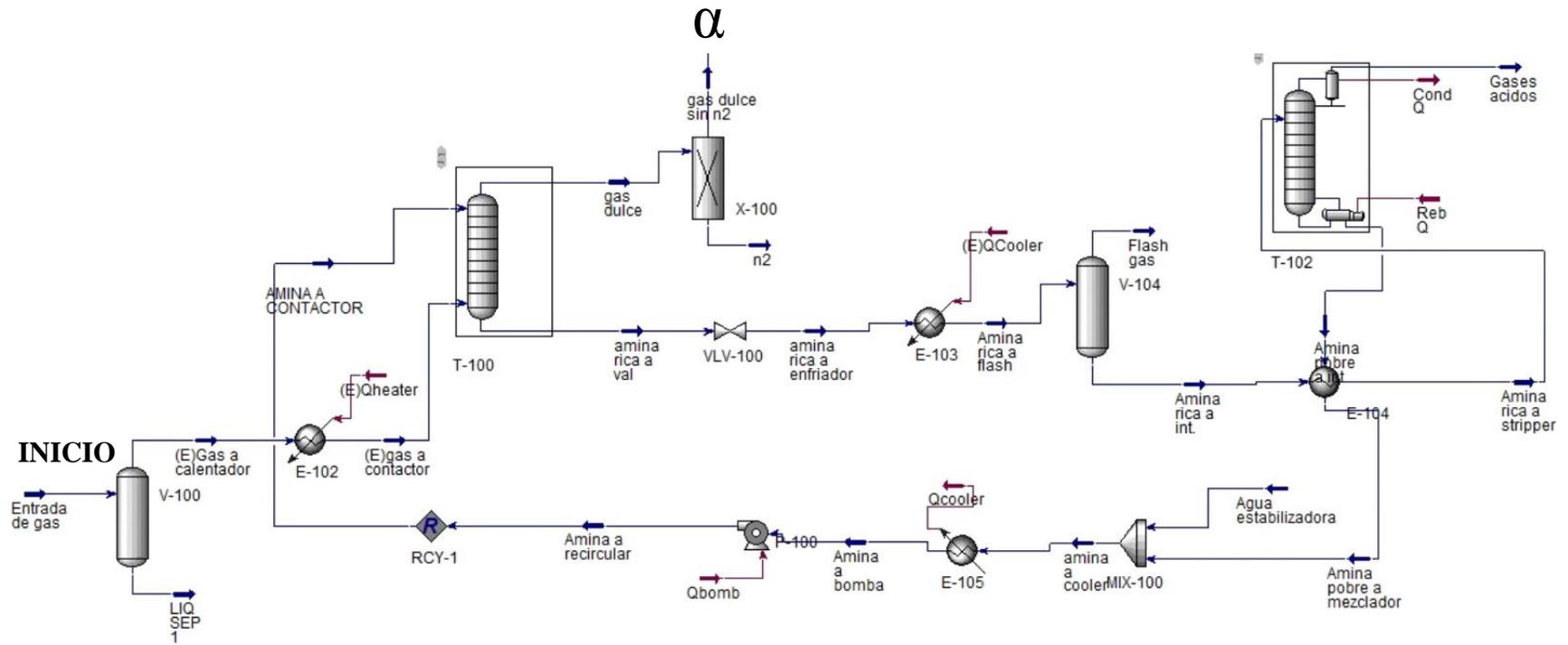
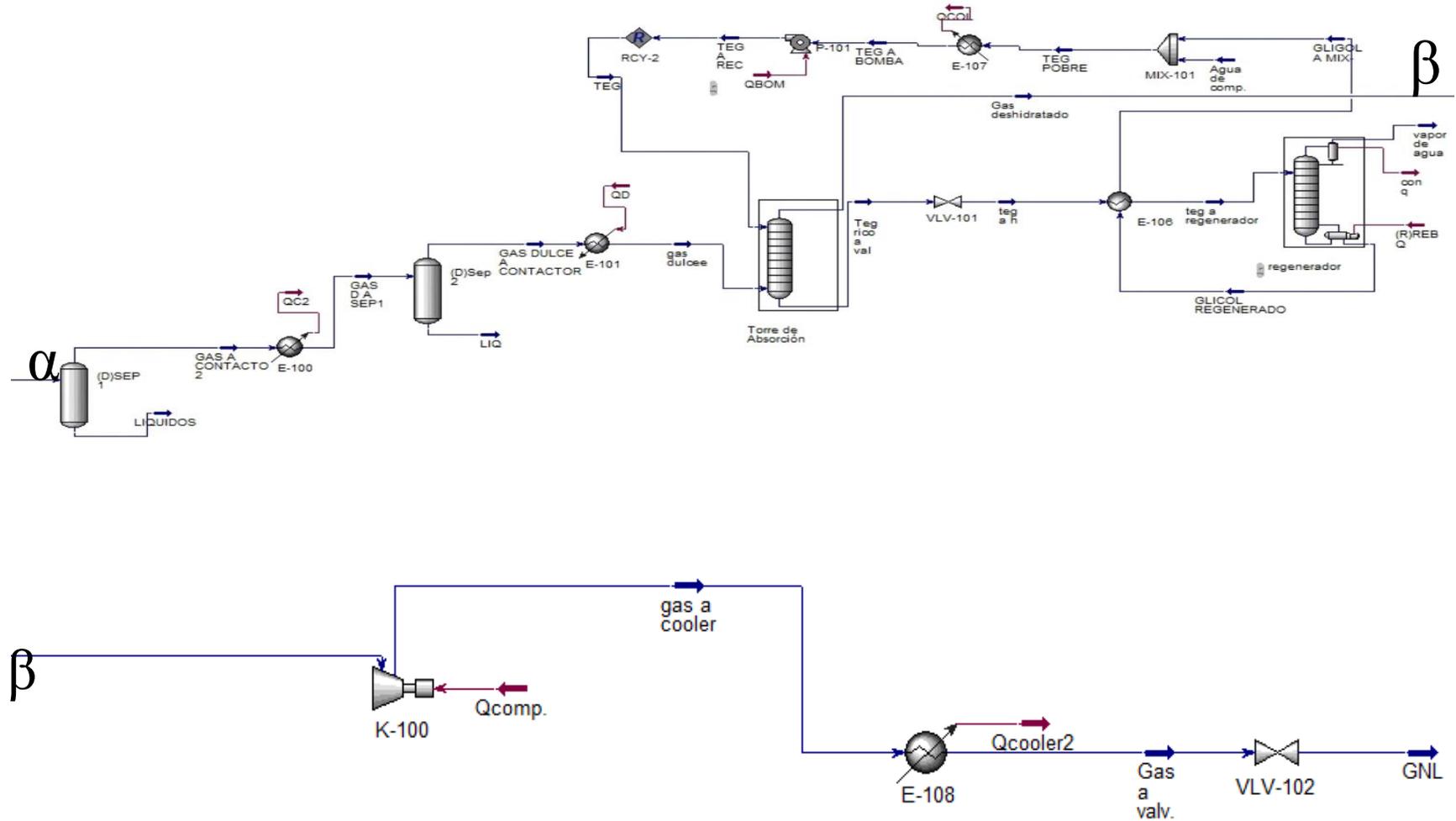


Figura 36.
Continuación.



Nota: Proceso del flujo de tratamiento de la planta completo. Tomado de Aspen Hysys. [Programa]. Versión 9

A través de los datos obtenidos y gracias a la validación y a los resultados positivos de la simulación se logra representar el esquema operativo de una planta de tratamiento en la cual se puede observar que podemos pasar de procesar un caudal de 100 MMSCFD y de esa manera producir bajo esquemas regulatorios pertinentes nacionales como internacionales hoy en día una cantidad de volumen de gas natural licuado de 15.5 MMSCFD

Este gas natural licuado representa el aprovechamiento de 15.5% de caudal.

3. ANÁLISIS Y RESULTADOS

Tabla 10.

Composición final del gas de todos los procesos.

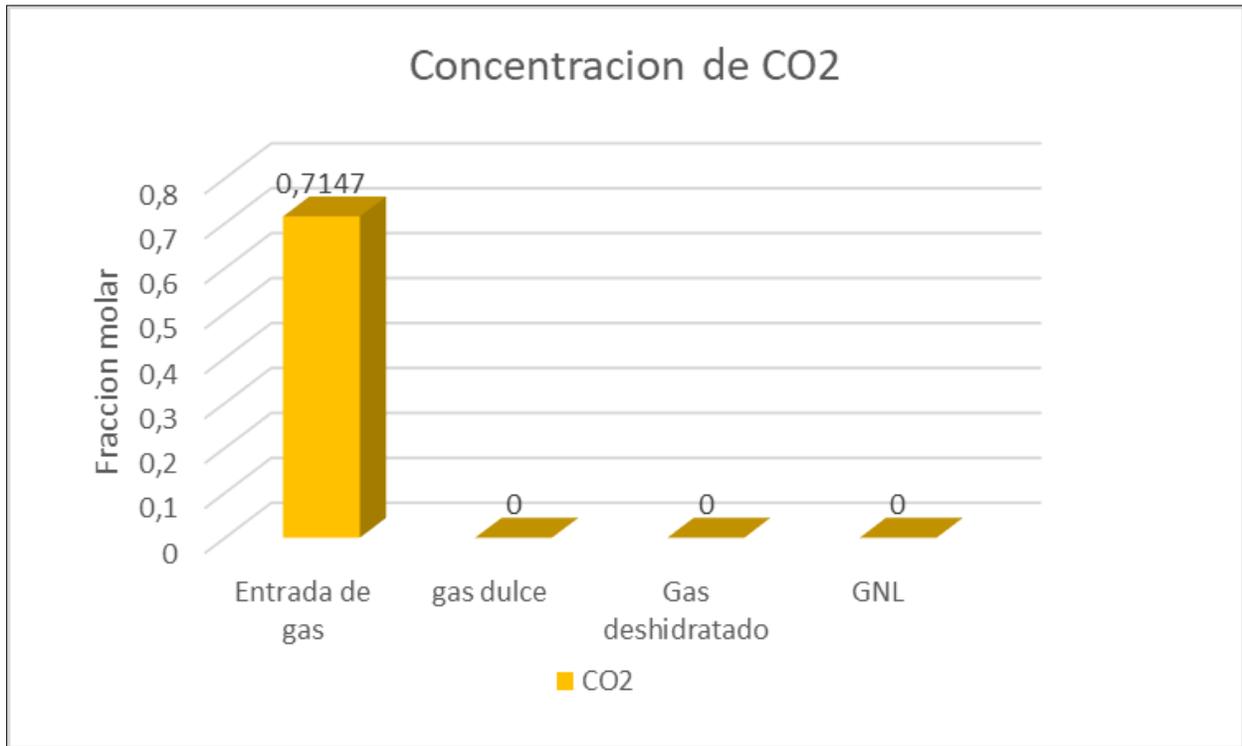
Nombre de la corriente	Entrada de gas	gas dulce	gas dulce sin N2	Gas deshidratado	GNL
Temperatura [C]	30	37,5599	43,1433	43,4091	-160,1075
Presión [kPa]	6895	6860	6860	6860	90
Flujo molar [kgmole/h]	5000	954,6123	856,9656	772,7810	772,7810
CO2	0,7147	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogeno	0,0213	0,1023	0,0000	0,0000	0,0000
Metano	0,1403	0,6230	0,6940	0,7342	0,7342
Etano	0,0216	0,0762	0,0849	0,0836	0,0836
Propano	0,0504	0,1319	0,1470	0,1300	0,1300
i-Butano	0,0084	0,0157	0,0175	0,0137	0,0137
n-Butano	0,0228	0,0383	0,0426	0,0314	0,0314
i-Pentano	0,0035	0,0038	0,0042	0,0025	0,0025
n-Pentano	0,0061	0,0062	0,0069	0,0039	0,0039
n-Hexano	0,0027	0,0013	0,0014	0,0005	0,0005
n-Heptano	0,0011	0,0002	0,0003	0,0001	0,0001
n-Octano	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Nonano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Decano	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C11	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-C12	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0070	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O	0,0000	0,0010	0,0011	0,0001	0,0001
Total	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Nota. Propiedades y composición del gas final de cada etapa. Tomado de *Aspen Hysys*.

[Programa]. Versión 9

Se evidencio una pérdida de flujo molar del gas natural debido a que se compone principalmente de CO₂ con una fracción molar de 0,7147 como se muestra en la siguiente gráfica, teniendo en cuenta con mencionada concentración ya indicaba que el proceso de simulación se iba a tener un escenario difícil era extraer tanta cantidad de contaminante, consecuencias de las limitaciones del simulador.

Figura 37.
Gráfica de fracción molar.



Nota. concentración de CO₂.

Dado a la alta presencia de contaminantes (CO₂, N₂, H₂S>70%) en el gas a tratar, este puede definirse como un gas altamente agrio, características que no permiten contar con un gas de altos recursos caloríficos necesarios para la transformación y aprovechamiento al convertirlos como GNL. Se conoce que un buen candidato para gas natural es aquel que tiene una constitución de cálida (GN > 65% C₁ y otros + pesados entre C₂ Y C₄).

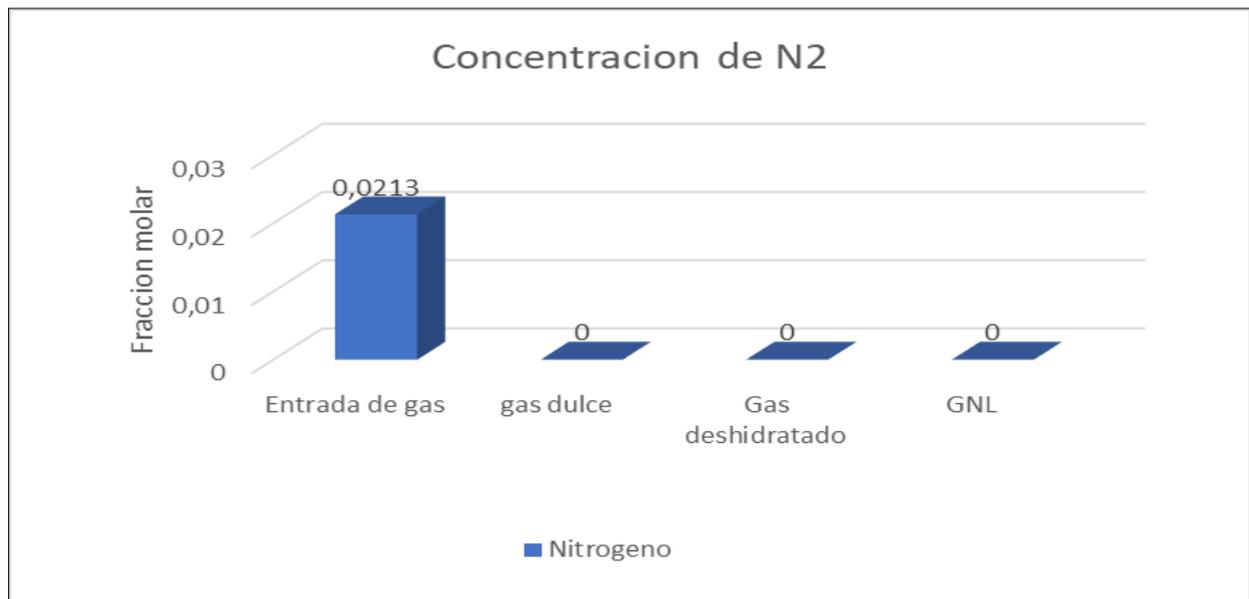
De los resultados obtenidos se puede evidenciar lo siguiente:

-Construcción de planta (capacidad de 400MPCND)

- Nivel H₂S < 6 mg/m³
- Nivel S < 23mg/m³
- Nivel CO₂ < 2%
- Nivel N₂ < 3%
- Nivel O < 0,1%
- Nivel H₂O < 97mg/m³
- Temperatura (4,5-49) °C

Se utilizó un tamiz molecular que removi6 el nitr6geno que inicialmente tena una fracci6n molar del 0,0213 a 0.

Figura 38.
Gráfica de concentración de N₂.

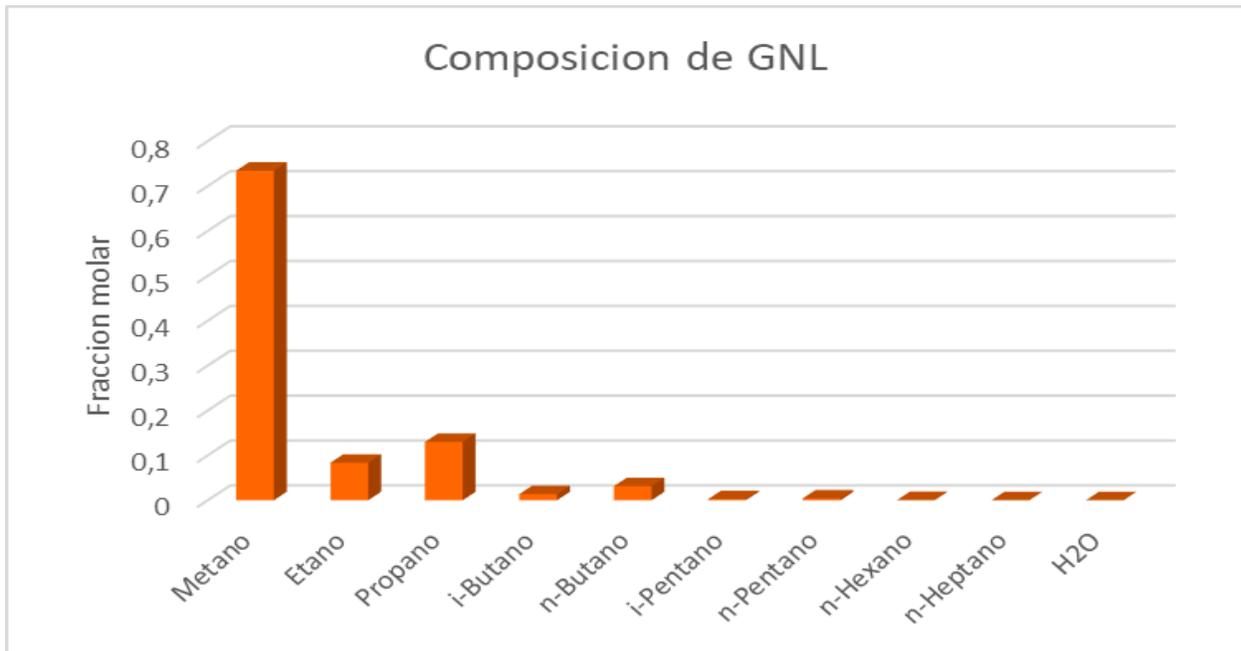


Nota. Concentraci6n de N₂.

En la etapa de licuefacci6n la temperatura disminuye a -160.1075, ya es denominado un lquido criogénico. El GNL est6 formado en su mayoría por metano (CH₄) y contiene en menores proporciones etano (0,0836), propano (0,1300) y butano (0,0314)

Se cumplió con el contenido de agua en el GNL (0,2587 lbH₂O/MMPCN); lo cual el contenido máximo de agua permitido es de 6.0Lb/MPCS según la relación impuesta por la Comisión de Regulación de Energía y Gas.

Figura 39.
Gráfica de composición de GNL.

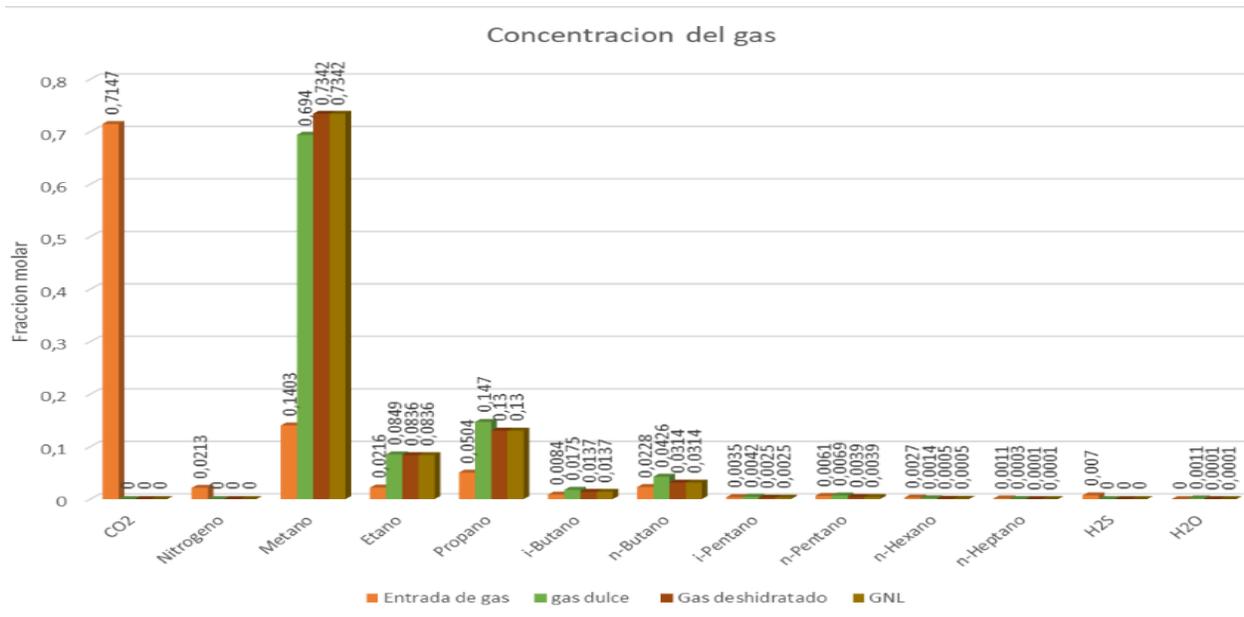


Nota. *Composición de GNL.*

Se optó por esta secuencia de diseño, endulzamiento-deshidratación-licuefacción, ya que el gas inicialmente no contenía agua y no surgirían problemas en la etapa de endulzamiento. Además, se necesitaba remover el H₂S (0,0070) antes de pasar por la etapa de deshidratación debido a que el TEG, utilizado en esta etapa, es corrosivo al ser contaminado con H₂S.

Se simuló la planta de tratamiento con 100 MMSCFD, del cual se consiguió tratar 15.5 MMSCFD del gas natural, lo que se obtiene una eficiencia de tratamiento del 15.5%. Se disminuyeron las masas molares de los componentes ácidos como dióxido de carbono, nitrógeno y ácido sulfhídrico para obtener en gran mayoría de metano que es la finalidad ya que el GNL está formado por su mayoría de CH₄(0,7342) Así mismo se consideró pese a de obtener un óptimo tratamiento, en cuanto a masa procesada en la planta de tratamiento y transformación, se podría implementar nuevos procesos para el endulzamiento del gas como, entre ellos. Los principales procesos comerciales que utilizaron solventes físicos con Selexol, Solvente Flúor y Recti.

Figura 40.
Gráfica de concentración del gas.



Nota. Concentración del gas.

4. CONCLUSIONES

Se demostró que mediante la implementación de condiciones regulatorias establecidas por organismos nacionales como MME y UPME el esquema operativo del presente trabajo pudo ser desarrollado en su totalidad, cumpliendo con especificaciones de calidad operativa, ambiental y legal para la construcción de la planta de tratamiento de gas natural es pertinente tener en cuenta las especificaciones de calidad como CO₂, N₂, H₂S, vapor de agua y azufre total.

Inicialmente se pudo tratar solo el 15,5% del gas dado que el 74,31% del gas inicial estaba constituido por trazas de contaminantes con CO₂ en un 71,5%, N₂ del 2,1% y del H₂S del 0,7% esto se estima que las pérdidas de masa se deben principalmente a que la mayor constitución del gas natural sin procesar es CO₂.

De la cromatografía del gas original se logró concluir que el gas a procesar tiene una alta concentración de contaminantes el cual es catalogado como gas agrio debido a que la concentración de CO₂ es del 71,5%, N₂ del 2,1% y del H₂S del 0,7%. Esto genera una alta demanda de aminas por su endulzamiento y posterior adecuación según las normativas internacionales para el procesamiento de transformación de gas natural licuado.

Al evaluar el número de torres de deshidratación con glicoles, se decidió el uso de un único ciclo o torre contactora para abaratar costos operacionales sin ver afectado el rendimiento del proceso (0,2587 lbH₂O/MMPCN).

Se logró evidenciar que el menor uso de platos en el proceso de endulzamiento es de 10, con la intención de cumplir con las dimensiones, calidad del proceso y reducción de costos en la implementación de estas torres en un 100% de 20 MMPCN.

El proceso simulado de transformación de GN a GNL pudiera ser optimizado al poder evaluar la implementación de otra amina diferente a la MEA (única amina estudiada y disponible en el paquete de simulación otorgado por la universidad), debido a que existen variantes como la MDEA (Metildietanolamina) o la MDEA Activa, DGA (Diglicolamina) quienes por su alta selectividad por el H₂S (MDEA) y el CO₂ (MDEA Activada) y posibilidad de usarse con altas concentraciones en peso (50-70% peso) son capaces de endulzar los mismos 20 millones de ft³ del gas natural con hasta un 5-15% menos de volumen de amina.

Por otro lado, se demostró que de poder transformar a GNL 15,5 MMPCN en este proyecto de planta regasificadora y transformación a GNL se pudiera incrementar los ingresos por comercialización en GNL en 5,9 dólares por millón de pie cúbico, si se implementara un sistema de almacenamiento y transporte por metaneros en la zona sur-occidental del país.

Las altas concentraciones de contaminantes como CO₂, H₂S, N₂ en el gas tratado 74,31% describen un GN con baja calidad (C1 14,03% peso) y poder calorífico, lo cual repercute significativamente en la pérdida de 84,5% de la masa de gas tratado y un excesivo consumo de AMINA (80,01m³/h) y GLICOLES (0,7460 m³/h) que pudieran evidenciar una relación costo/beneficio en su tratamiento y transformación a GNL.

Las altas concentraciones de contaminantes como CO₂, H₂S, N₂ en el gas tratado (74,31%) y su baja calidad (C1 14,03% peso) y poder calorífico determinan que este no es un buen candidato para ser usado como combustible con alta rentabilidad (salvo que un estudio económico demuestre lo contrario).

BIBLIOGRAFIA

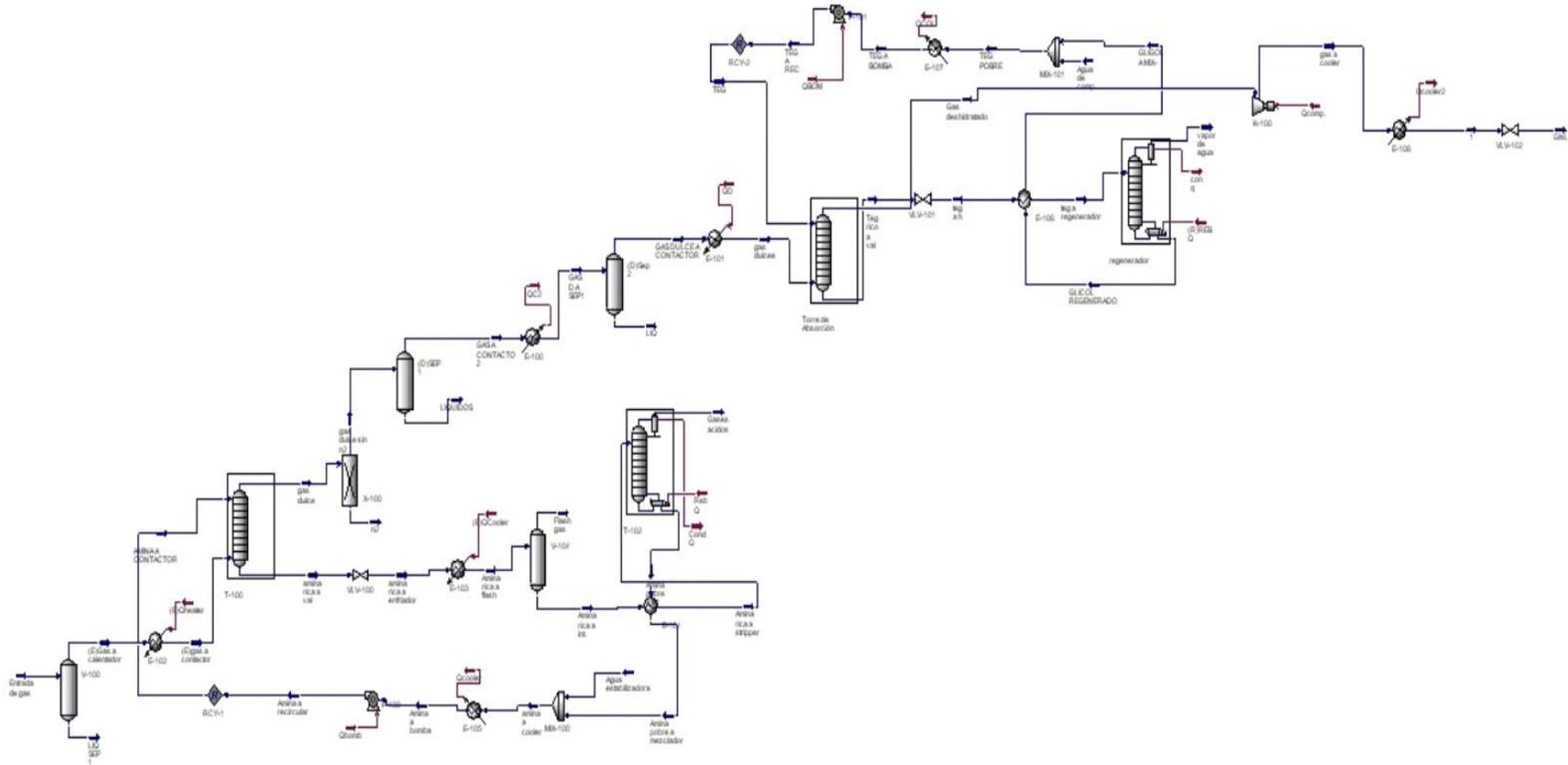
- [1] Schlumberger | Oil Glossary (s.f) “Gas natural”. [Internet]. Disponible en: https://glossary.oilfield.slb.com/es/terms/n/natural_gas
- [2] MAGNETROL (s.f) “Separadores de gas natural”. [Internet]. Disponible en: <https://www.magnetrol.com/es/separadores-de-gas-natural>
- [3] Osl Iberia (s.f) “Deshidratación del gas”. [Internet]. Disponible en: <https://www.osl-iberia.com/es/areas-de-negocio/deshidratacion-de-gas>
- [4] Aminas CAIQ (s.f) “Diseño del proceso de endulzamiento de gas natural”. [Internet]. Disponible en: http://www.aaiq.org.ar/SCongresos/docs/04_025/papers/05f/05f_1423_589.pdf
- [5] N. Castillo Felmer, “estudio de prefactibilidad técnica económica de una planta regasificadora de gas natural licuado”, tesis de pregrado, Valparaiso, Pontificia Universidad Católica de Valparaiso.
- [6] C.A Hernández Prieto N.A Aceros Lizarazo, Estudio técnico y presupuestal a nivel de prefactibilidad para la implementación de una planta de micro GNL como Alternativa Energética Industrial y Domiciliaria, trabajo de pregrado, Santander, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, 2016.
- [7] Schulmberger (s.f) “gas natural licuado”. [Internet]. Disponible en: https://glossary.oilfield.slb.com/es/terms/l/liquefied_natural_gas
- [8] CONUEE (s.f) “DERIVADOS DEL PETRÓLEO”. [Internet]. Disponible en: <https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/244753/GNL.pdf>
- [9] C.A. Losada. D., S. E. Rocha. M, Desarrollo de la ingeniería conceptual requerida para el diseño y construcción de una planta de GNL en chira, Ghana, tesis pre. Facultad de Ingenierías, Fundación Universidad de América, Bogotá, Colombia, 2019.
- [10] Consorcio ITANSUCA- FREYRE&ASOCIADOS. COMISIÓN DE REGULACIÓN DE ENERGÍA Y GAS (CREG). 2010. Pp.

- [11] Energía y sociedad (s.f) “Transporte del gas natural por gasoducto”. [Internet]. Disponible en: <http://www.energiaysociedad.es/manenergia/3-5-transporte-del-gas-natural-por-gasoducto/>
- [12] O. Martínez. T., R. R. Porras. A., Simulación de sistemas de control en procesos del sector oil & gas a través del software aspen hysys y conexión a rockwell automation con el estándar de comunicación opc, tesis pre. Facultad Tecnológica, Universidad Distrital Francisco José de Caldas, Bogotá, Colombia, 2015.
- [13] M.I. Lemus Maldonado. DESHIDRATACIÓN DE GAS NATURAAL POR ABSORCIÓN, Universidad mayor de San Andrés, 2014. Disponible en: <https://repositorio.umsa.bo/xmlui/bitstream/handle/123456789/13750/MT-1346-Lemus%20Maldonado%2C%20Mar%20C3%20ADa%20Isabel.pdf?sequence=1&isAllowed=y#:~:text=El%20objetivo%20fundamental%20de%20una,muy%20perjudiciales%20para%20su%20transporte.>
- [14] C.A Florez Piedrahita, Unidad de Planeación Minero Energética, La Cadena de Gas Natural en Colombia, 2005.
- [15] Unidad de Planeación Minero Energética, “Definición y elaboración de las condiciones técnicas de ingeniería conceptual para la construcción de la planta de regasificación en la bahía de Buenaventura, pacifico colombiano, de conformidad con las normas técnicas, la reglamentación específica del sector del gas natural, la normativa de la presentación de los servicios públicos, la función estatal y todo aquello relacionado con el proceso de selección de adjudicatario para expansión en el suministro de gas natural,” Mar, 2016 [Online]. Available: https://www1.upme.gov.co/Hidrocarburos/UPME-SENER_GNL%20Buenaventura_Entregable%202_1_no%20control%20cambios.
- [16] Plan transitorio de abastecimiento de gas natural, noviembre 2016. [Online]. Available:https://www1.upme.gov.co/Hidrocarburos/publicaciones/Plan_Transitorio_Abastecimiento_Gas_Natural.pdf#search=regasificadora
- [17] Energía y so.ciedad (s.f) “Transporte del gas natural por gasoducto”. [Internet]. Disponible en: <http://www.energiaysociedad.es/manenergia/3-5-transporte-del-gas-natural-por-gasoducto/>

- [18] E. Erdmann., L. A. Ruiz., J. Martinez., J. P. Gutierrez., E. Tarifa., Endulzamiento de gas natural con aminos. simulación del proceso y análisis de sensibilidad paramétrico, 2012
- [19] Gas Processors Suppliers Association (s.f) “Engineering Data Book”,2004.
- [20] M. J. Martínez. Ingeniería de gas principios y aplicaciones. Maracaibo, Venezuela.
- [21] F. Pino. M., Endulzamiento del gas natural. Maturín, Venezuela.
- [22] Gas Processors Suppliers Association. *Engineering Data Book*. 11a. ed. Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association, 1998
- [23] M.J. Martínez. Ingeniería del gas, principios y aplicaciones, Maracaibo: Ingenieros Consultores, S.R.L. 199
- [24] Manual Estructuración del Trabajo de Grado. Fundación Universidad de América, 2021. [PDF].

ANEXOS

ANEXO 1: RESULTADO FINAL DE LA SIMULACIÓN



ANEXO 2: RECOMENDACIONES

Se recomienda usar el programa Aspen Hysys para simulaciones de tratamiento de gas, resaltando que la versión 9, que se utilizó en este trabajo no fue posible modificar variables de trabajo ya que el programa no lo permitió.

Dicho en lo anterior se otorga que solo se trabajó con Peng Robinson y con Amina ya que nuestro simulador no permitía el cambio de estas. Se recomienda utilizar las que el gas necesite en dicha simulación.

Evaluar el uso de aminas MDEA, MDEA Activa, DGA o tamices moleculares para optimizar el consumo de estos químicos y agentes endulzantes del gas agrio estudiado.

Evaluar la implementación de solventes híbridos o tamices moleculares para optimizar el consumo de agentes endulzantes en el gas estudiado.

Evaluar económicamente la rentabilidad de este proyecto de planta de regasificación y transformación de GNL determinando así la viabilidad de su suministro y distribución interna y externa (venta a otros países).

Estudiar la implementación de esta planta con un gas natural de mayor calidad ($C_1 > 70\%$ peso) y menor presencia de contaminantes (H_2S , CO_2 , otros $< 25\%$).

Se recomienda el descubrimiento, producción y transformación un GN en zonas cercanas de nuestro estudio con mejor calidad o presencia de componentes livianos (C_1 a C_4) y menos % molar de contaminantes (CO_2 y H_2S menor al 20%) debido al alto consumo de AMINAS que se requiere para su endulzamiento.