

**DISEÑO DE FACILIDADES DE SUPERFICIE PARA OPTIMIZACIÓN DEL
SISTEMA DE TRATAMIENTO DEL GAS COMBUSTIBLE DESTINADO PARA
GENERACIÓN DE LA SOH**

GINA ALEJANDRA PALOMINO VILLA

**UNIVERSIDAD SURCOLOMBIANA
FACULTAD DE INGENIERÍA
PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
NEIVA
2009**

**DISEÑO DE FACILIDADES DE SUPERFICIE PARA OPTIMIZACIÓN DEL
SISTEMA DE TRATAMIENTO DEL GAS COMBUSTIBLE DESTINADO PARA
GENERACIÓN DE LA SOH**

**GINA ALEJANDRA PALOMINO VILLA
(Código: 2001201292)**

**Proyecto de grado presentado como requisito para optar el título de
Ingeniera de Petróleos**

**Director:
Ing. ALBERTO TELLO SERRATO
Ingeniero de Petróleos**

**UNIVERSIDAD SURCOLOMBIANA
FACULTAD DE INGENIERÍA
PROGRAMA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
NEIVA
2009**

Nota de aceptación

Firma del jurado

Firma del jurado

Neiva, 3 de marzo de 2009.

AGRADECIMIENTOS

La autora expresa sus más sinceros agradecimientos, a:

El Director de la Investigación, Ing. Alberto Tello Serrato.

Los Jurados de la investigación, los Ingenieros,
Ricardo Parra Pinzón y Alfonso Ortiz.

Los Facultativos y Docentes de la Universidad Surcolombiana,
en especial a los de la Facultad de Ingeniería.

El especialista en gas, Ing. Leonel Castañeda Ortiz.

La ingeniera de Petróleos Eliana Yaira Machete.

A el señor Elicio Tovar funcionario de Ecopetrol.

El ingeniero de Petróleos Hugo Germán Ramos.

El personal de la Empresa Mecánicos Asociados que labora en Campo DINA.

Las demás personas y comunidad que colaboraron con esta investigación.

DEDICATORIA

Dedico este texto de la manera más especial:

A Dios y a la Virgen, por mostrarme el camino y acompañarme en su recorrido.

A Luz Stella, mi madre, la mujer que siempre me apoya y me impulsa a dar un
paso más.

A Sergio, mi padre, mi amigo y confidente, quien con sabiduría y experiencia me
enseñó que con amor todo se puede lograr.

A mis hermanos Javier y Adriana, por su apoyo por ser los mejores hermanos.

A Santiago Andrés, quien es la lucecita que brilla en mi corazón y el motivador de
mis sueños.

A don Julio y doña Lucila, mis abuelos que siempre me han brindado su confianza
y su cariño.

A Miriam Patiño, por enseñarme a perseverar y acompañarme cuando más sola
me sentí.

A las personas que estuvieron a mi lado en las alegrías y tristezas, por su
incondicional y sincera amistad: Marcela Castañeda, Nini Johana Forero y
Julián Vargas.

Al hombre que siempre consigue hacerme sonreír, por estar ahí,
por ser quien es y serlo para mí.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	16
1. CONCEPTOS GENERALES	18
1.1 CONDENSADOS	18
1.2 DESHIDRATACIÓN	18
1.3 DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN	20
1.4 RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS PESADOS	26
1.4.1 Absorción	26
1.4.2 Refrigeración	27
1.4.3 La refrigeración mecánica	28
1.5 INTERCAMBIADORES DE CALOR	30
1.5.1 Mecanismos de transferencia de calor	30
1.5.2 Tipos de intercambiadores de calor	30
1.6 TEORÍA DE LA SIMULACIÓN	33
1.6.1 Ecuaciones de Estado	35
1.6.2 Ecuación de Peng Robinson	35
1.7 CÁLCULOS FLASH	38
1.8 OPERACIONES UNITARIAS SIMULADAS DURANTE EL PROCESO	38
1.8.1 Bombas	38
1.8.2 Transferencia de calor	39
1.8.3 Teoría de las columnas	40
2. PROYECTO PARA MEJORAR LA CALIDAD DEL GAS DE GENERACIÓN DE LA SOH	44
2.1 DESCRIPCIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUALES	44
2.2 MODELAMIENTO DEL PROCESO DE ABSORCIÓN CON ACEITES PARA EL PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL Y RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LIVIANOS LÍQUIDOS (SOH-NEIVA)	47

2.3 SIMULACIÓN DEL PROCESO DE ABSORCIÓN	48
2.4 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN	49
2.4.1 Efecto de la presión de operación del absorbedor	49
2.4.2 Efecto de la temperatura del rehervidor	51
2.4.3 Efecto del flujo de recirculación de aceite pobre	53
2.4.4 Efecto del flujo del gas natural	55
2.4.5 Efecto de la temperatura del aceite pobre recirculado	58
2.5 SIMULACIONES	60
2.5.1 Cromatografía de la mezcla de gas a partir del Hysys	60
2.5.2 Calidad del gas producido	61
2.5.3 Propiedades del trietilenglicol y diesel absorbente	61
2.5.4 Simulación de deshidratación	62
2.5.5 Descripción del proceso de absorción	63
2.5.6 Composiciones del condensado por corrientes	70
2.5.7 Composición del condensado obtenido	73
2.6 PROYECCIONES	75
3. CONCLUSIONES	80
3.1 CONCLUSIONES TÉCNICAS	81
4. RECOMENDACIONES	82
BIBLIOGRAFÍA	83
ANEXOS	84

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Niveles de deshidratación y procesos a aplicar	20
Tabla 2. Propiedades de los glicoles usados en la deshidratación del gas natural	21
Tabla 3. Cálculos de escritorio para el diseño de la planta de deshidratación	23
Tabla 4. Sistemas típicos y correlaciones recomendadas	35
Tabla 5. Composición del gas discriminado por campo	45
Tabla 6. Recuperación de condensados Campo Dina	45
Tabla 7. Cromatografía de la mezcla de gas	60
Tabla 8. Caracterización del Trietilenglicol y Diesel	61
Tabla 9. Composición de la corriente de gas que alimenta la planta de absorción	66
Tabla 10. Balance de materia Hysys	70
Tabla 11. Resultados para corriente # 5 fase vapor	71
Tabla 12. Resultados para corriente # 6 fase vapor	72
Tabla 13. Resultados para corriente # 6 fase líquida	73
Tabla 14. Composición del condensado	74
Tabla 15. Balance de masa a 400 psia	77
Tabla 16. Balance de masa a 1000 psia	79
Tabla 17. Condiciones y facilidades requeridas para la operación de absorción	81

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Esquema de una planta deshidratadora con glicol	22
Figura 2. Contenido de agua en corriente de gas en función de la presión y temperatura de operación	24
Figura 3. Concentración de glicol vs tasa de circulación	25
Figura 4. Nomenclatura de absorción	27
Figura 5. Diagrama de proceso de flujo y de presión-entalpía	29
Figura 6. Intercambiadores de calor de carcasa de cabeza fija y tubo	31
Figura 7. Intercambiador de doble tubo	31
Figura 8. Eficiencia específica	41
Figura 9. Diagrama de simulación del proceso	48
Figura 10. Número de metano vs. Presión absorbedor	49
Figura 11. Porcentaje de pérdidas de metano vs. Presión absorbedor	50
Figura 12. Make-Up de absorbente vs. Presión de absorbente	50
Figura 13. Calor rehervidor vs. Presión absorbedor	51
Figura 14. Número de metano vs. Temperatura rehervidor	51
Figura 15. Make-Up de absorbente vs. Temperatura del rehervidor	52
Figura 16. Pérdida de metano vs. Temperatura rehervidor	52
Figura 17. Calor rehervidor vs. Temperatura rehervidor	53
Figura 18. Número de metano vs. Flujo absorbente	53
Figura 19. Porcentaje de pérdidas metano vs. Flujo de absorbente	54
Figura 20. Make-Up absorbente vs. Flujo absorbente	54
Figura 21. Calor rehervidor vs. Flujo absorbente	55
Figura 22. Porcentaje de pérdida de metano vs. Flujo de gas	55
Figura 23. Make-Up de absorbente vs. Flujo del gas	56
Figura 24. Calor rehervidor vs. Flujo de gas	56
Figura 25. Número de metano vs. Flujo de gas	57

Figura 26. Porcentaje de pérdidas metano vs. Flujo de gas	57
Figura 27. Número de metano vs. Temperatura de recirculación de absorbente	58
Figura 28. Porcentaje de pérdidas metano vs. Temperatura de recirculación absorbente	58
Figura 29. Make-Up de absorbente vs. Temperatura de recirculación absorbente	59
Figura 30. Calor rehervidor vs. Temperatura de recirculación de absorbente	59
Figura 31. Diagrama de la planta deshidratadora simulada con el Hysys	62
Figura 32. Diagrama de la planta de absorción con diesel	65
Figura 33. Esquema de la torre de absorción	66
Figura 34. Diagrama calentador diesel-diesel	67
Figura 35. Diagrama rehervidor	67
Figura 36. Esquema intercambiador vapores-agua	68
Figura 37. Esquema de mezclador de corrientes	68
Figura 38. Esquema del tambor de condensados	69
Figura 39. Esquema de la bomba, de la corriente 28 para la 29	69
Figura 40. Corriente # 5 fase vapor	70
Figura 41. Corriente # 6 fase vapor	71
Figura 42. Corriente # 6 fase líquida	72
Figura 43. Composición de condensados fase vapor	73
Figura 44. Composición de condensados fase líquida	74
Figura 45. Diagrama de la planta de absorción con diesel a 400 psia	76
Figura 46. Diagrama de la planta de absorción con diesel a 1000 psia	78

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Diagrama de facilidades existentes para la deshidratación	84
Anexo B. Proyección para la planta de absorción a 400 psi	85
Anexo C. Proyección para la planta de absorción a 650 psi	86

GLOSARIO

ABSORBEDORA: torre o columna que proporciona el contacto entre el gas natural a ser procesado y el líquido solvente.

ABSORCIÓN: operación en la cual uno o más componentes en fase gaseosa son transferidos al líquido solvente.

ACEITE DE ABSORCIÓN: hidrocarburo líquido usado para absorber y recuperar componentes del gas natural.

ACEITE POBRE: aceite de absorción recuperado de la planta o aceite del cual se han removido los compuestos absorbidos.

ACEITE RICO: aceite que sale por el fondo de una torre absorbidora. Este producto es el aceite pobre más los componentes absorbidos.

CONDENSADO: líquido formado por la condensación de un gas; específicamente el hidrocarburo líquido separado del gas natural debido a los cambios de temperatura y presión cuando el gas del yacimiento es enviado a los separadores de superficie.

DESHIDRATACIÓN: proceso mediante el cual se retira el agua del gas o del crudo.

DEPRESIÓN DEL PUNTO DE ROCÍO: otra expresión para describir la cantidad de vapor de agua que ha sido removido del gas natural. La depresión del punto de rocío es la diferencia entre la temperatura del punto de rocío del gas de entrada y la temperatura del punto de rocío del gas deshidratado.

DESPOJADORA: columna en la cual los componentes absorbidos son despojados del aceite de absorción. El término se aplica a columnas que usan un medio de despojo, como vapor o gas.

FACTOR DE ABSORCIÓN: factor que indica la tendencia de un componente en fase gaseosa a ser transferido (o absorbido) al líquido solvente.

GAS ASOCIADO: hidrocarburos gaseosos que se encuentran como gas libre bajo las condiciones de presión y temperatura del yacimiento.

GAS NATURAL: forma gaseosa del petróleo. Compuesta principalmente por mezcla de los gases hidrocarburos; el componente más común es el metano.

GAS RICO: gas alimento de una planta de procesamiento para recuperar líquidos.

GPM: galones por millón de pie cúbico estándar, se refiere al contenido en el gas natural de componentes recuperables como productos líquidos.

HIDRATO: material sólido resultante de la combinación de hidrocarburos con agua, bajo presión.

PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS: planta en la cual se procesa el gas natural para recuperar líquidos y algunas veces otras sustancias como sulfuro.

PRESIÓN ATMOSFÉRICA: presión ejercida sobre la superficie terrestre por la atmósfera. Una presión de 760 mmHg, 29.92 in Hg, o 14.696 psia se usa como estándar para algunos cálculos.

PRESIÓN CRÍTICA: presión de vapor de una sustancia a su temperatura crítica.

PRESIÓN DE VAPOR: presión ejercida por la fase vapor que está en contacto con una fase líquido, a una presión determinada.

PROCESAMIENTO DEL GAS: separación de los componentes del gas natural para tener productos vendibles y para tratar el gas residual para alcanzar las especificaciones de venta.

PUNTO DE BURBUJA: temperatura a la cual se forma la primera burbuja de vapor estable en el líquido a una presión determinada.

PUNTO DE ROCÍO: temperatura a la cual el gas natural se satura con vapor de agua, bajo cualquier presión dada. El agua se condensa si el gas está por debajo de su temperatura de punto de rocío. La cantidad de vapor de agua contenida en el gas a su punto de rocío depende de la presión y de la temperatura del gas

RVP: presión de vapor Reid. Presión de vapor de un material medida por el método Reid.

TEMPERATURA CRÍTICA: máxima temperatura a la cual un componente puro puede existir como un líquido.

RESUMEN

En la actualidad, el gas producido en los campos de SOH (Superintendencia De Operaciones Huila) está siendo tratado en una planta deshidratadora para adecuarlo a las condiciones exigidas por la planta de generación eléctrica. Para lograr unas condiciones óptimas se debe someter el gas a un par de tratamientos adicionales para disminuir sus condensados y el contenido de CO₂. El gas remanente no está siendo comercializado, sino quemado en la tea.

Para finales del año 2006 y durante el año 2007, se culminó con el proceso de Electrificación de los campos pertenecientes a la SOH en el área del Huila, y se busca seguir mejorando a través de la disminución de costos operativos (valor del Kw-h). Se emprende la búsqueda de fuentes de energía alternativas, para sustituir las tradicionales, en pro del desarrollo económico y social, siendo el gas natural una de las fuentes más rentables y ambientalmente limpias.

El gas natural que se produce en los campos que conforman la SOH –Ecopetrol es un gas asociado al petróleo con contenido considerable de productos pesados, o sea rico en componentes del C₃ en adelante. Esta característica dificulta el buen funcionamiento de los equipos que conforman la planta de generación y/o una posible comercialización. El tratamiento para obtener un gas más seco daría la oportunidad de lograr una mejor generación eléctrica y comercializar los condensados. Así mismo, se identifican según los análisis cromatográficos, la presencia de CO₂, que indica que el gas es ácido y disminuye el buen rendimiento del motor de la generación eléctrica.

Por lo anterior, se requiere el diseño e implementación de tratamientos que se adecuen a las necesidades de la empresa, que eliminen la presencia de estos compuestos no deseados en la corriente de gas que alimenta la planta de generación y a la vez, que permitan obtener un beneficio económico al lograr extraer aquellos compuestos que pueden ser comerciables. Por lo anterior, la USCO se vincula a este proyecto mediante esta tesis, y de este modo, puede participar en el equipo de trabajo que Ecopetrol - SOH ha formado para su desarrollo.

Entre las conclusiones obtenidas, se encuentran que para el mejoramiento del gas utilizado para la generación, se diseñó un sistema de absorción que utiliza como fluido absorbente el diesel. La selección del diesel como fluido de absorción se realizó luego de comparar su comportamiento a diferentes condiciones de operación y determinando su rendimiento y eficacia dentro del proceso.

ABSTRACT

At the present time, the gas produced in the SOH (Superintendencia De Operaciones Huila) fields is being treated in a plant dehydrator to adapt it to the conditions demanded by the plant of electrical generation. In order to obtain optimal conditions one is due to put under the gas a pair of additional treatments to diminish his condensed and the content of CO₂. The gas surplus is not being commercialized, but being burned in the tea.

For end of year 2006 and during year 2007, it was culminated with the process of Electrification of the fields pertaining to the SOH in the area of the Huila, and one looks for to continue improving through the diminution of operative costs (value of the Kw-h). The search of alternative power plants is undertaken, to replace the traditional ones, for the economic and social development, being natural gas one of the most profitable and environmentally clean sources.

The gas natural that takes place in the fields that conform SOH - ECOPETROL it is a gas associated to petroleum with content considerable of heavy products, that is rich in components of the C₃ in ahead. This characteristic makes difficult the good operation of the equipment that conforms generation plant and a possible commercialization. The treatment to obtain a drier gas would give the opportunity to obtain one better electrical generation and to commercialize the condensed ones. Also, they are identified according to the chromatographic analyses, the presence of CO₂, that it indicates that the gas is acid and diminishes the good engine efficiency of the electrical generation.

By the previous thing, one requires the design and implementation of treatments that are adapted to the necessities of the company, that they eliminate the presence of these compounds nonwished in the gas current that simultaneously feeds the plant on generation and, which they allow to obtain economic benefit when obtaining to extract those compounds that they can to be marketable. By the previous thing, the USCO ties to this project by means of this thesis, and in this way, it can participate in the work party that Ecopetrol - SOH has formed for their development.

Between the obtained conclusions, they are that for the improvement of the gas used for the generation, an absorption system was designed that it uses like absorbent fluid the diesel engine. The selection of the diesel engine as flowed of absorption was made after comparing its behavior to different conditions of operation and determining its yield and effectiveness within the process.

INTRODUCCIÓN

En el país y en el mundo, las fuentes energéticas existentes se encuentran limitadas debido al aprovechamiento inadecuado de la materia prima y de la capacidad energética disponible, razón por la cual se vienen utilizando fuentes energéticas alternativas donde el gas se encuentra en una posición ventajosa debido a sus grandes reservas y a los bajos costos de procesamiento.

Por esto, en la actualidad se emprende la búsqueda de fuentes de energía alternativas para sustituir las tradicionales en pro del desarrollo económico y social, siendo el gas natural una de las fuentes más rentables y ambientalmente limpias.

A nivel nacional, el gas natural se viene implementando desde comienzos de los años setenta y se ha fortalecido para convertirse en uno de los recursos energéticos indispensables para el desarrollo del país. En el departamento del Huila, el gas viene asociado al petróleo, hecho que motiva a realizar un tratamiento previo para obtener un gas que cumpla con las especificaciones técnicas exigidas por los consumidores.

El gas asociado producido por los campos Dina Cretáceos, Dina Terciarios, Santa Clara y Cebú está siendo utilizado como recurso energético para la planta de generación, sin embargo se requiere mejorar la calidad del mismo mediante la instalación de equipos y/o ejecución de técnicas las cuales buscan incrementar la oferta de energía a los usuarios, reduciendo costos, promoviendo la conservación y uso racional de los recursos energéticos, mientras se obtiene un valor agregado con los condensados extraídos del gas.

La presencia de gran porcentaje de condensado en el gas de alimentación de los motores de la generación eléctrica, está ocasionando rupturas en los bloques y otras partes móviles, por lo que se hace necesario mejorar las calidades del gas de combustión para esos motores por medio de algún tratamiento.

Por tal motivo, el presente trabajo de grado denominado “Diseño de facilidades de superficie para optimización del sistema de tratamiento del gas combustible destinado para generación de la Superintendencia de Operaciones Huila (SOH)”, se realizó con el fin de mejorar el tratamiento del gas natural del Campo Dina y que debido a su naturaleza de gas asociado al petróleo, contiene una significativa cantidad de condensados de alto poder calorífico que deben ser retirados. Se debe tener en cuenta al respecto que un inapropiado tratamiento generaría grandes pérdidas para la Empresa (Ecopetrol) dueña del proyecto.

Por tal motivo, la posibilidad de tener un gas limpio para la operabilidad de los equipos y la probable comercialización de los productos excedentes, genera

consecuencias beneficiosas para la Empresa y mejora las condiciones ambientales de toda la población.

Se debe tener en cuenta también que el gas de alimentación de los motores generadores no cumple con la calidad requerida por el fabricante del motor (con número de metano=70), por lo tanto, se requiere rediseñar la planta de tratamiento de condensados.

Para lograr el cometido principal se tuvo la necesidad de realizar actividades específicas tales como la revisión del sistema de tratamiento de deshidratación que actualmente tiene en operación Ecopetrol para el gas asociado al petróleo, la caracterización de la composición del gas de generación de Campo Dina, la realización de la medición del caudal del gas producido para manejar la planta de generación, la identificación de las técnicas y/o equipos apropiados para retirar condensados y permitir su adecuado almacenaje y comercialización, junto con el diseño del esquema de las variables operacionales de los diferentes equipos a utilizar en el tratamiento y la definición de la calidad de gas que requieren los equipos que utiliza Ecopetrol para su generación de energía.

2. CONCEPTOS GENERALES

1.1 CONDENSADOS¹

Los condensados son hidrocarburos líquidos producidos con el gas natural que son separados de éste por enfriamiento u otros medios. Este puede referirse a cualquier mezcla de hidrocarburos relativamente ligeros que permanecen líquidos a temperatura y presión normales, pueden tener alguna cantidad de propano y butano disueltos en el condensado y a diferencia del petróleo crudo, tienen poca o ninguna cantidad de hidrocarburos pesados de los que constituyen el combustible pesado.

Hay tres fuentes principales de condensados:

- Los hidrocarburos líquidos que se separan cuando el gas crudo es tratado. Este condensado típicamente consiste de C5 a C8 (Carbonos)
- Los hidrocarburos líquidos provenientes del gas no asociado que son recuperados en la superficie.
- Los hidrocarburos líquidos que provienen de los yacimientos de gas/condensado. Estos pueden ser apenas distinguibles de un crudo ligero estabilizado.

El gas natural y condensados asociados son producidos de yacimientos saturados (en equilibrio) con agua. Además el gas y los condensados producidos contienen CO₂ y H₂S que requieren ser removidos. Esto se logra acompañando el proceso con soluciones acuosas como las aminas, carbonato de potasio, etc; que saturan el gas o condensados con agua. El hidrocarburo líquido puede también contener agua en las corrientes de los productos tratados o almacenados.

1.2 DESHIDRATACIÓN²

La deshidratación es el proceso con el cual se retira el agua del gas natural y los líquidos del gas natural (NGLs), y se requiere para:

- Prevenir la formación de hidratos y la condensación del agua libre en el proceso o en el transporte.
- Prevenir la corrosión.
- Cumplir requerimientos de calidad del gas exigidos por clientes consumidores.

¹ Tomado de: <http://hidrocarburosbol.blogspot.com/2007/11/glosario-tnico-legal-sector.html>

² Gas Processors Suppliers Association (GPSA), Engineering Data Book, FPS version, 20° edición, Volumen II, U.S.A, 2004, capítulo 20, p 1.

Las técnicas para deshidratar el gas natural, el condensado de gas asociado y NGLs incluyen³:

- Expansión – refrigeración: En este método el gas se enfría adiabáticamente; al bajar la temperatura se produce condensación de líquidos, entre los cuales está el agua. Existen dos tipos de procesos: con inhibidor y sin inhibidor. El proceso sin inhibidor se utiliza únicamente cuando la caída de presión disponible permite que el agua alcance el punto de rocío requerido sin formación de hidratos.
- Deshidratación por absorción: La absorción es un fenómeno de transferencia de masa desde una fase gaseosa hacia una fase líquida; esto es posible mediante la adición de un líquido con alta capacidad para retirar el agua (higroscopicidad).
- Deshidratación por adsorción: En la adsorción los materiales se concentran sobre la superficie de un sólido como un resultado de las fuerzas que existen sobre la superficie.

- Criterios para la selección de procesos:

La selección del proceso más conveniente para la deshidratación del gas depende fundamentalmente de los siguientes factores:

- Nivel requerido de remoción de agua
- Características del gas
- Facilidades existentes/conexas
- Consideraciones ambientales
- Planes futuros de desarrollo
- Costos.

- Nivel requerido para remoción de agua:

Este es el factor más determinante para seleccionar el proceso de deshidratación, ya que establece la capacidad de agua requerida del proceso. Como se indicó anteriormente el nivel de remoción de agua es función directa del destino o uso

³ Elite Training, Curso “Tratamiento de Gas Natural - Deshidratación y Endulzamiento”, 2007, p 10.

posterior del gas, en la tabla se muestra la aplicabilidad del tipo de proceso en función del uso:

Tabla 1. Niveles de deshidratación y procesos a aplicar

USO/DESTINO	NIVEL DE REMOCIÓN REQUERIDA	PROCESO APLICABLE
Transporte	5-7 Lbs H ₂ O/MMPCN	- Dietilenglicol (DEG) - Trietilenglicol (TEG) - Tamices moleculares
Plantas de extracción de líquidos de gas:		
- Refrigeración: Mayor 30°F	Mayor de 5 lbs de H ₂ O/MMPCN	DEG/TEG/Tamices moleculares
- Refrigeración: Menor 30°F	Menor de 5 lbs de H ₂ O/MMPCN	TEG/Tamices moleculares
- Deshidratación profunda	Partes por millón	Tamices moleculares (combinado con TEG)

Fuente: Elite Training, Curso “Tratamiento de Gas Natural - Deshidratación y Endulzamiento”, 2007, p 11.

1.3 DESHIDRATACIÓN POR ABSORCIÓN⁴

- Determinación del contenido de agua:

El proceso más común para deshidratar el gas natural es poner en contacto el gas con una sustancia líquida higroscópica como uno de los tipos de glicol, este proceso se conoce como absorción. Este proceso consiste en la transferencia de masa desde una fase gaseosa hacia una fase líquida, mediante la adición de un líquido con alta higroscopicidad o facilidad para retirar el agua.

La deshidratación con glicol es relativamente económica, ya que el agua puede ser fácilmente separada del glicol adicionándole calor. Este paso es llamado “regeneración” o “reconcentración” y permite la recuperación de glicol para reutilizarlo en absorción adicional de agua con mínimas pérdidas de glicol.

El primer paso, evaluando y/o diseñando un sistema de deshidratación de gas, es determinar el contenido de agua en el gas. El contenido de agua de un gas depende de la composición del gas, la temperatura, y la presión. Para gases naturales dulces que contienen “más del 70% en metano y pequeñas cantidades de pesados”.

Esta correlación no puede ser usada en presencia de H₂S y CO₂ y puede no siempre ser adecuada para ciertos efectos de hidrocarburos, especialmente para

⁴ GPSA, op. cit, capítulo 20, p. 2.

la predicción del contenido de agua a presiones por encima de 1500 psia. La línea de formación de hidratos es aproximada y puede no predecir la formación de hidratos a estas condiciones.

Los tipos de glicol usados comúnmente en los procesos de deshidratación son: el Etilenglicol (EG), el Dietilenglicol (DEG) y el Trietilenglicol (TEG); el primero se usa en plantas que operan a bajas temperaturas, y algunas veces se hace referencia a él, como “inhibidor de hidratos”; el segundo tiene baja eficiencia en comparación con el TEG y el tercero es el más comúnmente usado en plantas de deshidratación del gas natural (95% de los deshidratadores); esto se debe a sus propiedades. La siguiente tabla presenta algunas de las más importantes propiedades de los glicoles usados en la deshidratación del gas natural.

Tabla 2. Propiedades de los glicoles usados en la deshidratación del gas natural

CARACTERÍSTICA	EG	DEG	TEG	TETRAEG	METANOL
FÓRMULA	C ₂ H ₆ O ₂	C ₄ H ₁₀ O ₃	C ₆ H ₁₄ O ₄	C ₆ H ₁₈ O ₅	CH ₃ OH
PESO MOLECULAR	62.1	106.1	150.2	194.2	32.04
PUNTO DE EBULLICIÓN A 760 mmHg. °C	197.3	244.8	285.5	314	64.5
PRESIÓN DE VAPOR A (25°C) mmHg	0.12	<0.01	<0.01	<0.01	120
DENSIDAD A (g/cc) 60 °C	1.085	1.088	1.092	1.092	0.790
PUNTO DE CONGELAMIENTO °F	8	17	19	22	-144
VISCOSIDAD A (25° C) Cp	16.5	28.2	37.3	44.6	0.52

Fuente: GPSA, capítulo 20, p. 29.

Ventajas de usar TEG⁵

- Puede ser regenerado con facilidad
- Menores pérdidas por vaporización
- Requiere un equipo de regeneración simple

Limitación del TEG:

- No es apto para procesos criogénicos
- Es corrosivo si se contamina con H₂S

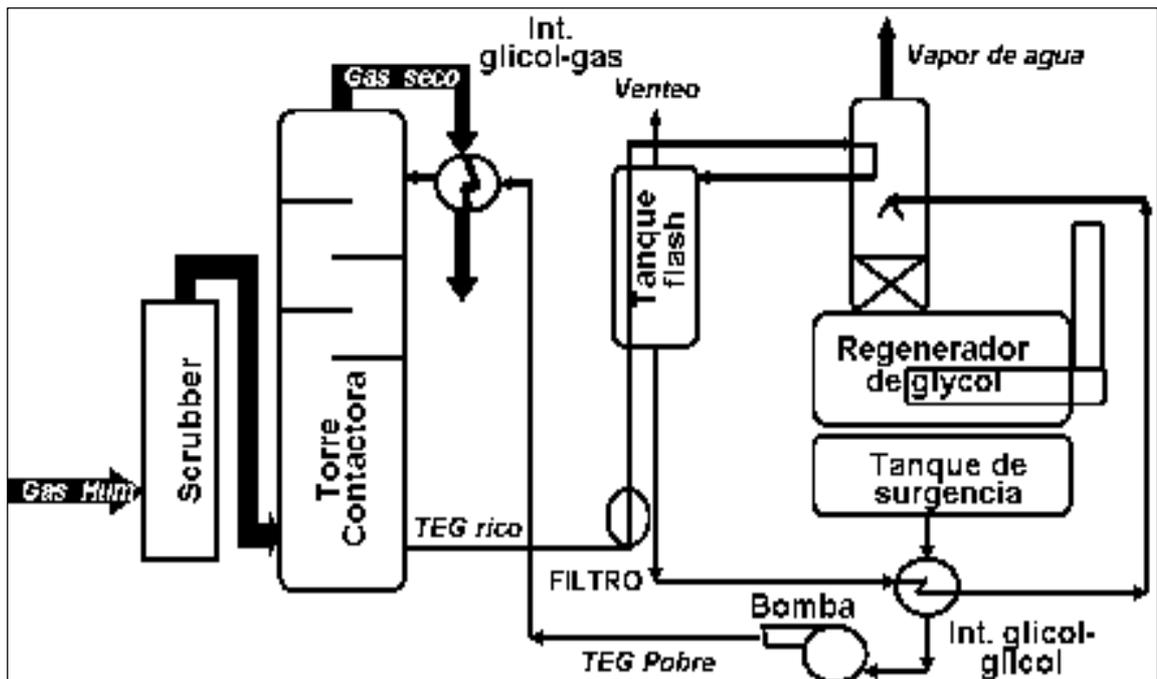
La mayor limitación de el TEG para ser usado en la deshidratación del gas natural, consiste en que temperaturas de rocío inferiores a -25 °F son difíciles de obtener, y por lo tanto, no es apto para procesos criogénicos, además el TEG es corrosivo si se contamina con H₂S o se oxida por el aire.

⁵ Elite Training, op. cit., p. 10.

El TEG es un líquido higroscópico no volátil, inodoro e incoloro; se caracteriza por tener dos grupos hidroxilos y dos uniones de éter lo cual contribuye a su alta solubilidad en el agua, su higroscopicidad, sus propiedades como solvente y su reactividad con muchos componentes, hoy en día esta desplazando al DEG debido a su baja toxicidad.

La siguiente figura muestra en forma general el proceso de deshidratación por absorción

Figura 1. Esquema de una planta deshidratadora con glicol



Fuente: Elite Training, op. cit., p. 11.

El TEG debe almacenarse en un recipiente cerrado herméticamente y en un ambiente fresco, frío y ventilado. Debe mantenerse aislado del calor, de las fuentes de ignición y de los agentes oxidantes, y de la misma manera hay que protegerlo del congelamiento. Los recipientes contenedores de este material pueden ser peligrosos cuando se vacían, ya que ellos retienen residuos del producto (vapores y líquidos).

La selección del glicol para deshidratar el gas natural, puede basarse en muchos factores incluyendo la capacidad de deshidratación, pérdidas en la torre contactora y en el regenerador, al igual que se deben considerar las pérdidas producidas por fallas mecánicas. De la misma manera al seleccionar un glicol para un equipo nuevo u otro ya existente, debe tenerse en cuenta el costo inicial del fluido, las condiciones de operación de la planta y las especificaciones del gas.

El TEG puede ser regenerado térmicamente sin descomposición a concentraciones mayores que los otros glicoles presentando una mayor depresión del punto de rocío. Sin embargo cuando todos los costos son tomados en cuenta, se puede ver que el TEG tiene el costo más efectivo de los glicoles puros. Por esta razón los equipos más modernos son diseñados para deshidratar específicamente con TEG considerando de igual forma que él presenta mayor confiabilidad.

Existen algunas relaciones generales que describen el comportamiento global de los sistemas de deshidratación con TEG:

- El punto de rocío del agua de salida de la absorbidora es esencialmente independiente de la presión (a menos de 2500 psia). Este es afectado principalmente por la temperatura de contacto efectiva de la absorbidora y la concentración del TEG pobre que entra por el tope de la absorbidora.
- El equilibrio del agua es esencialmente independiente de la concentración de TEG pobre para concentraciones de agua superior al 3% en peso).
- La relación entre el punto de rocío del agua y el valor de K (constante de equilibrio líquido-vapor) depende del contenido de agua usada en la correlación.
- Una infinita combinación de platos teóricos y una tasa de circulación puede ser usada para alcanzar el comportamiento deseado. Sin embargo la tasa de circulación económica cae normalmente entre el rango de 3 a 7 galones de TEG por lb de agua absorbida.
- Para unidades de TEG con presiones bajas, particularmente por debajo de 1000 psia, es conveniente un balance plato a plato.
- Cálculos de escritorio para el diseño de la planta de deshidratación

Se va a deshidratar el gas utilizando TEG (99.5%):

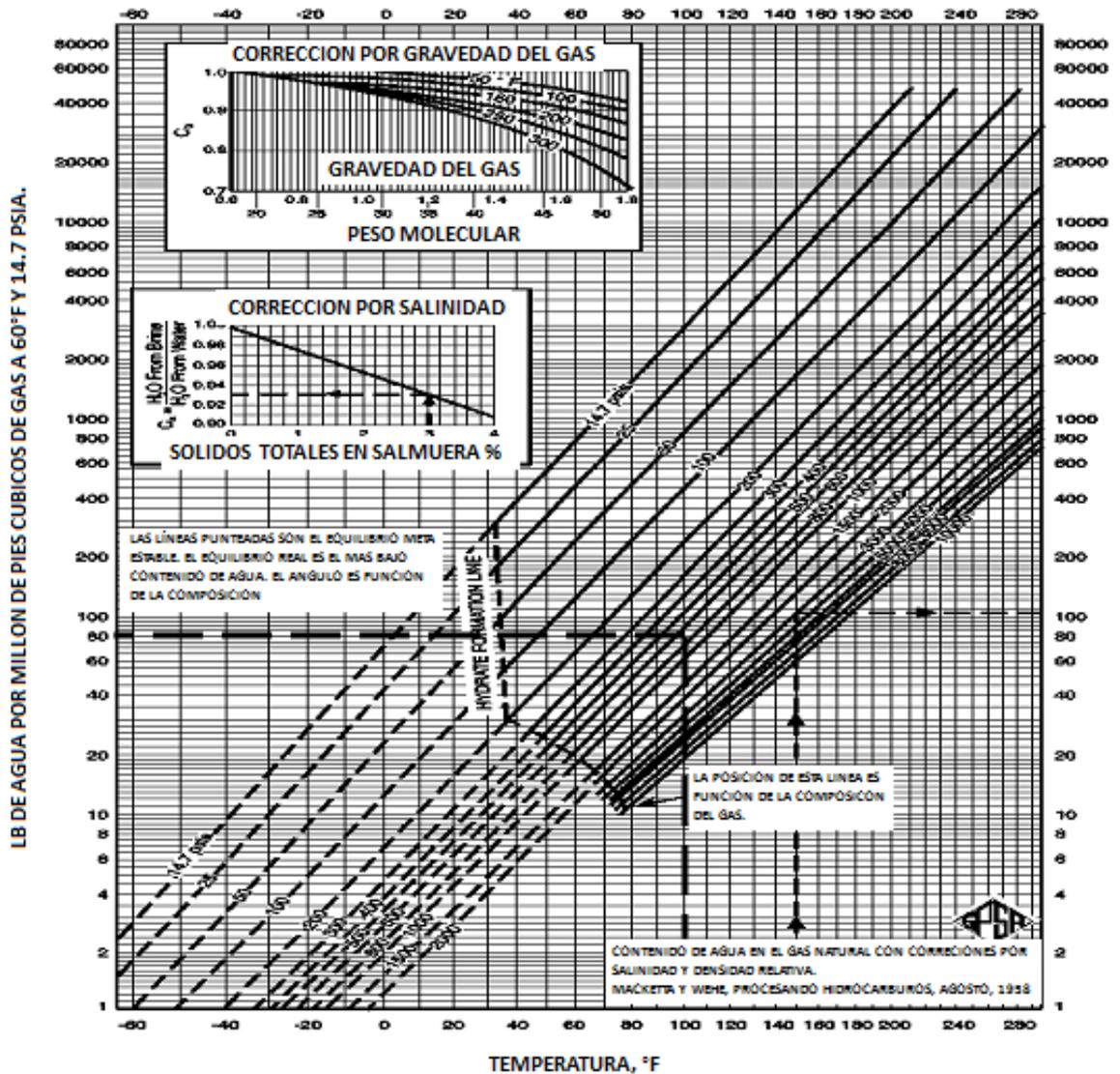
Datos requeridos:

Tabla 3. Cálculos de escritorio para el diseño de la planta de deshidratación

Caudal de gas	4 MMPCS
Gravedad específica	0.8
Presión de operación del contactor	650 psia
Temperatura de operación	100 ° F (546°R)

Se necesita un diseño con el cual se logren las especificaciones de humedad del gas requeridas por la planta de generación y del reglamento de transporte RUT. Del GPSA y conociendo las condiciones de entrada del gas se halla la humedad:

Figura 2. Contenido de agua en corriente de gas en función de la presión y temperatura de operación.



Fuente: McKetta-Wehe pressure-temperature correlation. Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, 10th Edition.

Entonces:

$$\text{CONTENIDO DE AGUA EN EL GAS} = 80 \text{ Libras de agua} / \text{MMPCS}$$

Por lo que se requiere una humedad máxima de 6 lbs de agua /MMPCS en el gas.

Utilizando un TEG con una concentración del 99.5% y apoyados en el procedimiento citado en Surface Production Operations Volumen II, se tiene que:

$$AGUA DE ENTRADA = 80 \text{ lbs de agua/MMPCS}$$

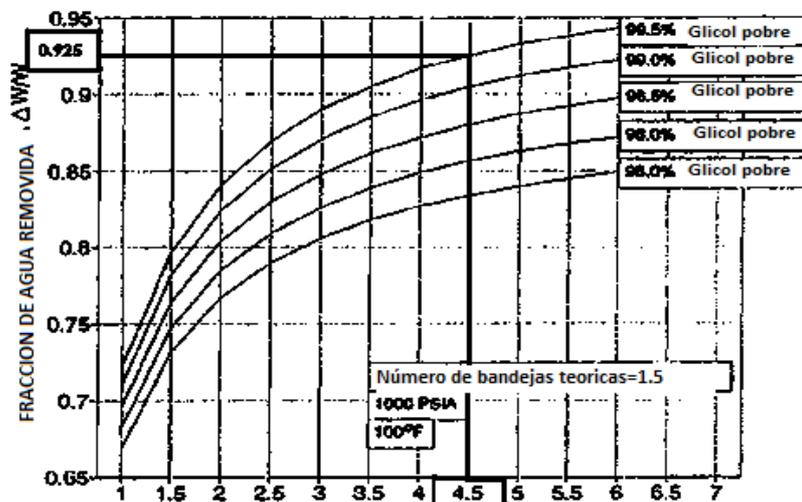
$$AGUA DE SALIDA = 6 \text{ lbs de agua/MMPCS}$$

$$\frac{\Delta AGUA}{AGUA ENTRADA} = \frac{74}{80} = 0.925 \text{ (fracción de agua removida)}$$

Se necesitan = $4.5 \text{ Gal TEG/Libra de agua removida}$

En la siguiente figura, se determina la concentración de glicol frente a la tasa de circulación cuando el número de bandejas teóricas es igual a 1,5.

Figura 3. Concentración de glicol vs tasa de circulación.



Fuente: Arnold Ken y Stewart Maurice, Surface Production Operation (SPO), Design- Handling Systems and Facilities, Volumen II, 2ª edición, 1999, capítulo 9.p.216.

La deshidratadora requiere 6 bandejas.

Cantidad de TEG requerida por día:

Entonces, $Q = \frac{4.5 \text{ Gal TEG}}{\text{Libra de agua removida}} \times \frac{74 \text{ libra de agua removida}}{1 \text{ MMPCS}} \times \frac{4 \text{ MMPCS}}{\text{Día}} = 1332 \text{ Gal/día}$

1.4 RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS PESADOS⁶

A continuación se procede a realizar una corta descripción de los procesos utilizados para la recuperación de hidrocarburos pesados a partir del procesamiento del gas con las consideraciones más relevantes para realizar su diseño.

1.4.1 Absorción. Los tipos más antiguos de unidades de procesamiento de gas son las que utilizan aceite pobre de absorción, donde un tipo de keroseno es circulado a través de la planta como se muestra en la figura 5. El aceite pobre es usado para absorber los componentes pesados que vienen en el gas. Los componentes son separados desde el aceite rico y el aceite pobre es reciclado. La corriente de entrada de gas es enfriado por un intercambiador de calor con el gas de salida y un enfriador antes de entrar al absorbedor.

El absorbedor esta en contacto con la torre, en un diseño similar al de la torre deshidratadora de glicol. La corriente de aceite pobre cae sobre los platos o paquetes mientras el gas fluye hacia arriba en contracorriente con el aceite absorbedor. Entre más frío entre la corriente de gas, mayor porcentaje de hidrocarburos que pueden ser removidos por el aceite.

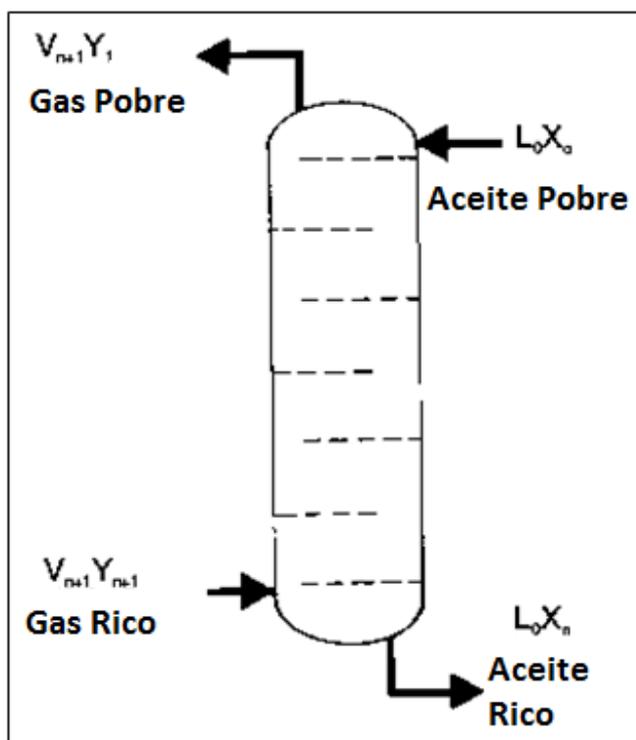
El aceite rico sale por el fondo de la torre, bajo control de nivel, intercambia calor con la corriente de aceite pobre y entra al tanque "flash", el cual opera a una presión alrededor de la mitad de la presión de la absorbedora. Una gran cantidad de compuestos livianos absorbidos, tales como metano y etano son liberados y se envían a recompresión para juntarse con la corriente principal de gas tratado.

Para determinado gas, la fracción de cada componente en el gas que es absorbido por el aceite es una función de la relación de equilibrio de fase de los componentes y el aceite pobre, la tasa relativa de flujo y de las etapas de contacto. La relación de fase es una función de la presión, temperatura y composición del aceite pobre.

Cuando los componentes son absorbidos, la temperatura del gas y de la fase aceite se incrementara debido al calor de absorción. El calor liberado es proporcional a la cantidad de gas absorbido. En muchos casos intercambiadores colaterales son usados para limitar la acumulación de temperatura y ayudar a la absorción.

⁶ GPSA, capítulo 19, pag 30

Figura 4. Nomenclatura de absorción



Fuente: GPSA, volumen II. Capítulo 19, p. 31.

El aceite pobre utilizado tendrá un peso molecular entre 100 y 200. Para la absorción a temperatura ambiente se utiliza un aceite pobre pesado con peso molecular entre 180 y 200. Para torres de absorción por refrigeración se utiliza un aceite con peso molecular bajo, entre 120 y 140. Un aceite de bajo peso molecular puede contener un mayor número de moles por galón resultando en una baja tasa de circulación, sin embargo, un aceite pobre de bajo peso molecular tendrá altas pérdidas por vaporización.

1.4.2 Refrigeración⁷. En una planta de refrigeración el gas que entra es enfriado a la temperatura suficiente para condensar la fracción de LPG y NGL deseados, el freón o el propano son utilizados como refrigerantes. El agua libre debe

⁷ Arnold, Ken y Stewart, Maurice, Surface Production Operation (SPO), Design- Handling Systems and Facilities, Volumen II, p. 246.

separarse y el punto de rocío del gas disminuido antes del enfriador para evitar la formación de hidratos. Esto se logra deshidratando el gas con TEG o con tamices moleculares a hasta el punto de rocío requerido. Es más común disminuir la temperatura de formación de hidratos por inyección de glicol después de la separación del agua libre.

El glicol y el agua separados en el separador frío donde son dirigidos al regenerador, el agua es evaporada del glicol, éste se recircula y se reinyecta a la corriente que entra, cierto glicol se perderá con el tiempo y tendrá que reponerse. El glicol más comúnmente usado es el etilenglicol debido a su bajo precio y al hecho de que a bajas temperaturas no hay pérdidas en la fase de gas. El chiller es un intercambiador tipo cadena. El freón (el cual es enfriado en un ciclo de refrigeración a $-20\text{ }^{\circ}\text{F}$) es capaz de enfriar el gas aproximadamente a $-15\text{ }^{\circ}\text{F}$. El propano, el cual puede ser enfriado a $-40\text{ }^{\circ}\text{F}$, es algunas veces usado si temperaturas de gas más bajas y eficiencias de recobro más grandes son deseadas.

El gas y el líquido son separados en el separador en frío, el cual es un separador trifásico. El agua y el glicol salen del fondo, los hidrocarburos líquidos son dirigidos a la torre destiladora y el gas fluye hacia arriba. Si se desea la recuperación de etano, esta destiladora es llamada una torre de-metanizadora, Si únicamente el propano y los componentes pesados son recuperados esta es llamada una torre de-etanizadora.

El gas de salida es llamado gas residual, la torre opera a las mismas manera que un estabilizador de condensados con reflujo. La corriente de líquido es calentada por un intercambiador con el gas aproximadamente a $30\text{ }^{\circ}\text{F}$. Ajustando la presión el número de platos, y la cantidad de calor en el rehervidor, se puede determinar la composición del líquido de fondo. Disminuyendo la presión e incrementando la temperatura de fondo el mayor número de metano y etano pueden ser evaporados de los líquidos de fondo y la RVP (presión de vapor Reid. Presión de vapor de un material medida por el método Reid), de la corriente de líquidos disminuye para encontrar los requerimientos de venta o para procesos posteriores.

Los niveles típicos de recobro de líquidos son:

$C_3 \approx 85\%$

$C_4 \approx 94\%$

$C_{5+} \approx 98\%$

Estos son más altos que con aceite pobre. Se recupera un pequeño porcentaje de etano en la planta de refrigeración. Esta es limitada por la habilidad del enfriador de disminuir la temperatura más bajo que $-40\text{ }^{\circ}\text{F}$ con refrigerantes normales.

1.4.3 La refrigeración mecánica⁸. El efecto de la refrigeración puede ser alcanzado usando uno de estos ciclos:

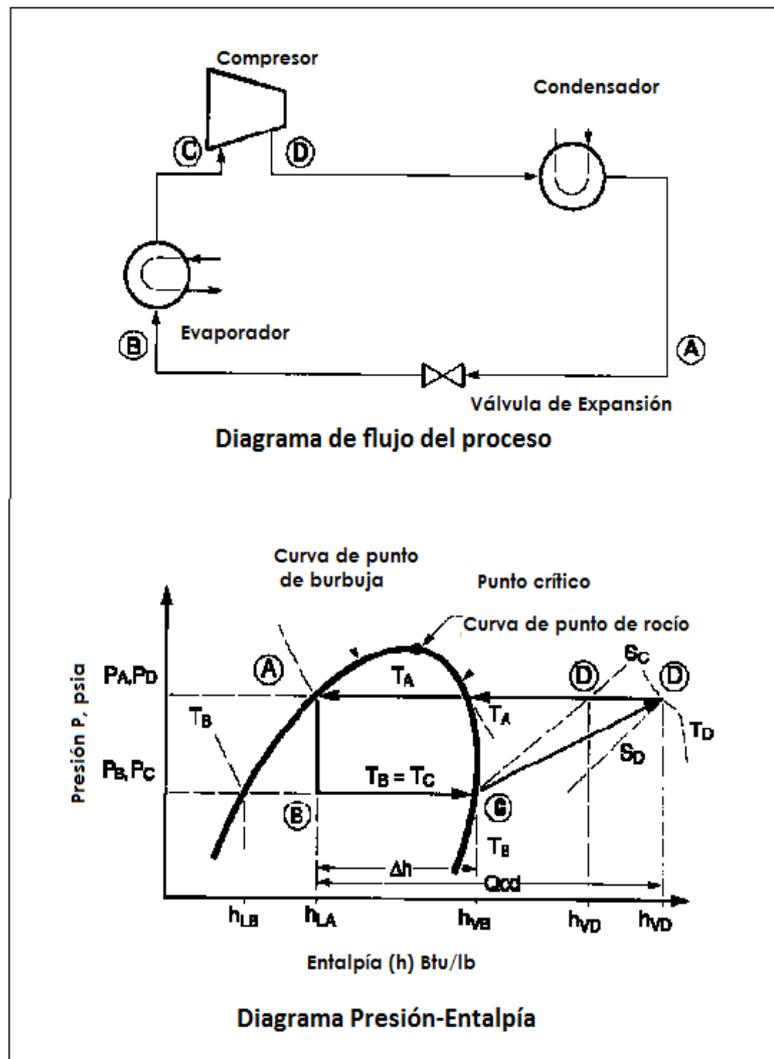
⁸ GPSA, op. cit., volumen I, capítulo 14, p. 2.

- Compresión-expansión del vapor
- Absorción
- Compresión agua-vapor

Utilizando el diagrama Presión-Entalpía (P-H), el ciclo de refrigeración compresión del vapor se puede dividir en cuatro pasos: expansión, evaporación, compresión y condensación.

El ciclo de refrigeración se puede representar por el diagrama de flujo del proceso y por un diagrama P-H, mostrado en la figura 6.

Figura 5. Diagrama de proceso de flujo y de presión-entalpía



Fuente: GPSA, Volumen I, capítulo 14, p. 2.

1.5 INTERCAMBIADORES DE CALOR⁹

La transferencia de calor puede definirse como la tendencia a la transmisión de calor entre dos cuerpos, siempre que entre ellos exista una diferencia de temperatura, la transmisión de calor ocurre desde la zona de alta temperatura hasta la región de más baja temperatura.

1.5.1 Mecanismos de transferencia de calor. Se reconocen tres formas diferentes por las cuales el calor puede pasar de la fuente al receptor y son: conducción, convección y radiación.

En la práctica, estos mecanismos de transmisión de calor se encuentran actuando de manera combinada.

1.5.2 Tipos de intercambiadores de calor. A continuación se describen los tipos de intercambiadores generalmente usados en la industria del petróleo y el gas:

- Intercambiadores de carcaza y tubos
 - Intercambiadores de doble tubo
 - Intercambiadores tipo baño
 - Intercambiadores de aire forzado
 - Intercambiadores a fuego directo
- Intercambiadores de carcaza y tubos:¹²

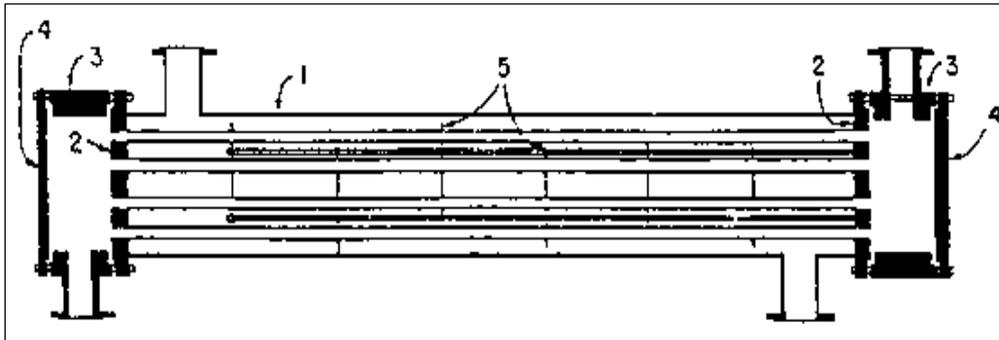
Son de forma cilíndrica, consisten de un paquete de tubos rodeados por una carcaza externa. El paquete de tubos y la carcaza son diseñados a la presión de los elementos contenidos de acuerdo con los requerimientos de presión y temperatura de los fluidos que fluyen a través de cada uno de ellos. El flujo lateral de los tubos está aislado del flujo lateral de la carcaza o por una junta empaquetada o por compartimentos permanentes. Son los más utilizados en procesos industriales, por no ser muy costosos y de fácil limpieza.

Este intercambiador está hecho de un tubo que funciona como carcaza al contener otro tubo, a este tubo a menudo se le adicionan aletas para aumentar el área superficial. Los intercambiadores de doble tubo fueron desarrollados para aplicar económicamente los requerimientos de TEMA en los intercambiadores de carcaza y tubo.

⁹ GPSA, volumen II, capítulo 19, pag 19

¹² Arnold, Ken y Stewart, Maurice, op. cit., volumen II, p. 48.

Figura 6. Intercambiador de calor de carcasa de cabeza fija y tubo

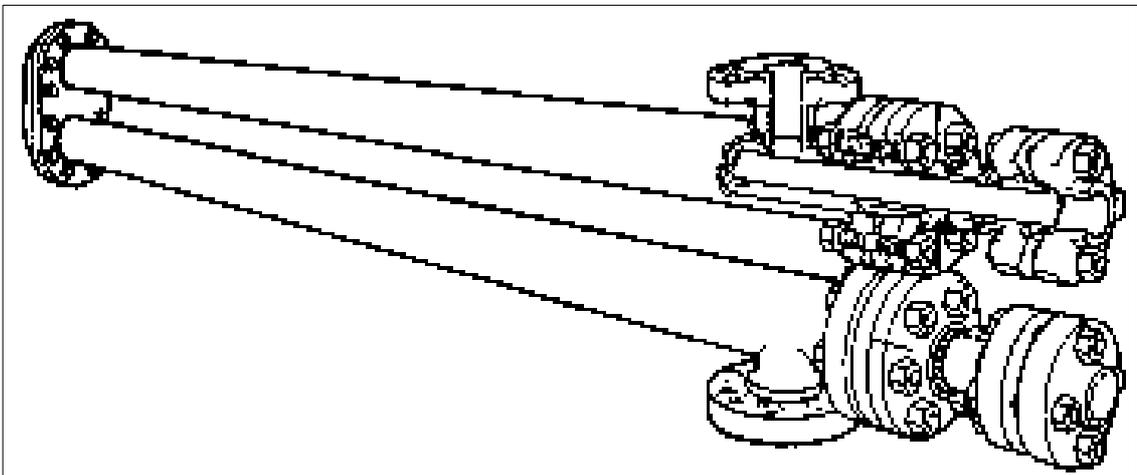


Fuente: Arnold, Ken y Stewart, Maurice, op. cit., volumen II, p. 49.

- Intercambiador de doble tubo¹⁰:

Los intercambiadores de doble tubo se arreglan formando dos carcasa que van unidas y una termina a través de una tapa de retorno, lo cual causa que el fluido de la carcasa fluya en serie a través de cada una de las carcasa. La principal ventaja de este intercambiador es que entre mas compacto sea diseñado mas fácil es su instalación. La desventaja es que pueden ser muy voluminosos y costosos por pie cuadrado.

Figura 7. Intercambiador de doble tubo



Fuente: GPSA, volumen II. Capítulo 9, p. 19.

¹⁰ GPSA, volumen II. Capítulo 9, p. 19.

- Intercambiadores de plato y marco¹¹:

Consisten de un arreglo de platos de metal prensados empacados alineados en dos barras portantes, y agarrados entre dos cubiertas por tornillos en compresión. Puertos de entrada y salida de los fluidos calientes y fríos son troqueladas en las esquinas de cada plato. Los puertos están alineados formando cabezales de distribución a través del paquete de platos. Las cuatro conexiones de los fluidos están usualmente localizadas en la cubierta fija. Esto permite abrir el intercambiador sin desconectar ningún tubo.

Los platos pueden ser adicionados o removidos sin requerir ningún servicio. Los platos son prensados de una de muchas maneras diferentes y podrían ser contruidos de diferentes materiales los cuales pueden ser armados en frío, a la forma deseada. Las características de soldadura del material del plato no son de gran importancia debido a que muy pocas o ninguna soldadura esta involucrada en la construcción de platos.

La PHE tiene las siguientes ventajas sobre los intercambiadores de calor de carcaza y tubo:

- Puede ser fácilmente desensamblado para hacerle limpieza.
- Los platos pueden ser rearrreglados, adicionados o removidos del paquete de platos para diferentes condiciones de servicio.
- El tiempo de residencia del fluido es corto (baja relación volumen de fluido-área de superficie).
- No existen puntos calientes o fríos los cuales puedan dañar los fluidos sensibles a la temperatura.
- No ocurren fugas de fluido entre corrientes a menos que el material de los platos falle.
- Fugas de fluido debido a defectos o daño de empaques son externas y fácilmente detectables.
- Bajas incrustaciones son encontradas debido a la alta turbulencia creada por los platos.

¹¹ GPSA, volumen II. Capítulo 9, p. 31.

- Una pequeña área de instalación es requerida respecto a los intercambiadores de calor tipo carcasa y tubo, prestando el mismo servicio.
- El área requerida para mantenimiento es del tamaño del marco de los intercambiadores.

De igual manera, presenta las siguientes desventajas:

- El personal de mantenimiento debe tener cuidado para prevenir daño en los empaques durante el desmonte, limpieza y ensamblado.
- Existe un límite relativamente bajo de máxima temperatura de diseño.
- Existe un límite relativamente bajo de máxima presión de diseño.
- El material de los empaques no es compatible con todos los fluidos.

1.6 TEORIA DE LA SIMULACIÓN¹²

La teoría y los datos son obtenidos a partir del Hysys, que es un simulador para estudiar y calcular cargas de calores, requerimientos de energía, equilibrios químicos y de fases, el comportamiento de equipos complejos como torres multi-etapas, balances de masa, dimensionamiento de equipos, entre otros cálculos.

Hysys dispone de 25 opciones termodinámicas para realizar cálculos de equilibrio líquido-vapor que permiten modelar sistemas complejos y desviados de la idealidad como: petróleo, gas natural, químicos comunes, químicos desviados de la realidad (mezcla azeotrópicas), metanol, aminas, fluoruro de hidrógeno, etc. Los diagramas de procesos describen un proceso existente o un proceso hipotético con suficientes detalles para describir las principales condiciones del proceso.

La simulación es la herramienta que el ingeniero utiliza para interpretar los diagramas de proceso, para localizar problemas operacionales y predecir el comportamiento de los procesos, a partir del conjunto de ecuaciones que relacionan variables del proceso, como temperatura, presión, flujo, composición de las corrientes con el área superficial, posición de las válvulas, configuración geométrica etc. El simulador de procesos resuelve las variables desconocidas a partir de las conocidas o parámetros de diseño deseados.

Afortunadamente la mayoría de los procesos químicos envuelven equipos de proceso convencionales como: intercambiadores de calor, bombas, columnas de destilación, de absorción, etc. Para estas unidades de proceso, las ecuaciones no

¹² HYSYS, Simulador de Procesos, versión 3.2, capítulo I, Introducción, U.S.A., 2002.

difieren entre los diferentes procesos químicos. Las propiedades de las sustancias y las constantes químicas sí cambian, pero no las ecuaciones.

Los pasos para realizar la simulación, son:

- Seleccionar sustancias puras o definidas por el usuario.
- Seleccionar el método termodinámico.
- Introducir los datos de flujos de las corrientes de entrada.
- Introducir los parámetros de diseño o evaluación de las operaciones unitarias o métodos de cálculo requeridos.
- Hacer ajustes adicionales.
- Interpretar los resultados.

La simulación se inicia con un modelo conceptual el cual debe cumplir con los requerimientos del proceso (vasijas, corrientes, accesorios etc). Con base en el modelo conceptual se realiza el modelamiento en estado estable el cual se ajusta con los datos de campo para que simule el proceso con la mayor exactitud; luego de estar ajustado el modelo se procede a determinar las condiciones óptimas de operación.

Luego se realizan los cálculos de dimensionamiento requerido para realizar el modelamiento dinámico, tras haber logrado convertir el modelo en realidad se usan datos reales para cambiar los escenarios de simulación. Las ventajas de Hysys, son:

- Es amigable con el usuario
- La información es compartida entre las aplicaciones.
- Permite el cambio de variables con mucha facilidad.
- Se pueden agregar o quitar objetos fácilmente.
- Calcula una amplia variedad de propiedades físicas del componente.
- Permite conocer la composición y propiedades físicas de cualquier corriente dentro del sistema.
- Hacer balances de materia y energía.
- A partir de pocas variables internamente calcula muchas otras.
- Permite visión global del proceso realizando intercambios entre las aplicaciones en cualquier momento.

El Hysys cuenta con un paquete de propiedades o modelos termodinámicos que se utilizan para realizar los cálculos de equilibrio proporcionando predicciones precisas del equilibrio de fases a las condiciones de presión y temperatura establecidas, el Hysys proporciona ecuaciones de estado para sistemas de hidrocarburos, modelos semiempíricos y de presión de vapor para sistemas de hidrocarburos más pesados.

La ecuación de Peng-Robinson es la utilizada para predecir el comportamiento de operaciones con crudo, gas y aplicaciones petroquímicas por ende es la utilizada para este proceso:

1.6.1 Ecuaciones de Estado¹³. El paquete de propiedades disponible en Hysys permite predecir las propiedades de las mezclas en un rango desde sistemas de hidrocarburos ligeros definidos en pozo, hasta complejas mezclas de aceite y sistemas químicos altamente no ideales (no-electrolitos). Hysys suministra ecuaciones de estado mejoradas (PR y PRSV) para tratamientos rigurosos de sistemas de hidrocarburos; modelos semiempíricos y de presión de vapor para sistemas de hidrocarburos pesados; correlaciones de vapor para predicciones de presión de vapor acertadas y modelos de coeficiente de actividad para sistemas químicos. Todas estas ecuaciones tienen sus propios límites inherentes y se debe familiarizar con el uso para cada ecuación.

La siguiente tabla obtenida del Hysys muestra algunos sistemas típicos y correlaciones recomendadas:

Tabla 4. Sistemas típicos y correlaciones recomendadas

TIPO DE SISTEMA	METODO RECOMENDADO
Deshidratación con TEG	PR
Agua Acida	PR, acida PR
Procesamiento Criogénico de Gas	PR, PRSV
Separación de Aire	PR, PRSV
Torre Atmosférica para Crudo	PR, opción PR, GS
Torres de Vacío	PR, opción PR, (<10 mmHg) Braun K10, Esso K
Torre de etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas de con alto contenido de H ₂	PR,ZJ o GS (con límites de presión y temperatura)
Sistemas de Vapor	Paquete de vapor, CS o GS
Inhibición de hidratos	PR
Sistemas Químicos	Modelos de Actividad, PRSV
Alquilación de Acido Fluorhídrico	PRSV
Deshidratación con TEG de Aromáticos	PR
Sistemas donde la Solubilidad del H ₂ O es Importante	Kabadi Danner
Sistemas selección de gases e hidrocarburos livianos.	MBWR

2.6.2 Ecuación de Peng Robinson. Para aplicaciones de aceite, gas y petroquímica, la ecuación estado Peng-Robinson (PR) es generalmente la ecuación recomendada. Los creadores de HYSYS mejoraron esta ecuación para usarla en un más amplio rango de condiciones. Se resuelve rigurosamente en sistemas de una, dos y tres fases.

¹³ HYSYS, Simulador de Procesos, versión 3.2, capítulo I, Introducción, U.S.A., 2002.

La ecuación de PR es usada para temperaturas mayores a -456 °F y presiones menores de 15000 psia. Esto quiere decir que la usamos desde sistemas criogénicos de baja temperatura hasta altas temperaturas y en sistemas de yacimiento de alta presión.

La ecuación de PR también puede ser usada para sistemas de crudo, los cuales han sido tradicionalmente modelados con modelos termodinámicos duales (un modelo activo representa el comportamiento de la fase líquida y una ecuación de estado o la ley de los gases ideales para las propiedades de la fase de vapor). Estos primeros modelos son poco confiables para sistemas con grandes cantidades de productos livianos o cuando nos aproximamos a la región crítica.

Los resultados obtenidos por el simulador no son los mismos que se obtienen con otros simuladores, ello depende de los mejoramientos realizados por las compañías.

La ecuación de Peng Robinson (PR) está definida por las ecuaciones:

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

$$z^3 - (1 - B)z^2 + (A - 2B - 3B^2)z - (AB - B^2 - B^3) = 0$$

Donde:

$$b = \sum_{i=1}^N X_i b_i$$

$$b_i = 0.077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N X_i X_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})$$

$$a_i = a_{ci} \alpha_i$$

$$a_{ci} = 0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}}$$

$$\alpha_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5})$$

$$m_i = 0.37464 + 1.54226 \omega_i - 0.26992 \omega_i^2$$

Cuando un factor acéntrico > 0.49 está, presente HYSYS usa:

$$0.379642 + (1.48503 - (0.164423 - 1.016666 \omega_i) \omega_i) \omega_i$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}$$

$$B = \frac{bP}{RT}$$

Donde:

- P = Presión del sistema
- T = Temperatura del sistema
- V = Volumen ocupado por el fluido
- Z = Factor de compresibilidad
- R = Constante de los gases
- Kij = Coeficiente de interacción binaria
- Pc = Presión crítica
- Tc = Temperatura crítica
- Ω = Factor acéntrico

Relaciones para determinar la entalpía y la entropía para la ecuación de estado de PR:

$$\frac{H-H^{ID}}{RT} = Z-1 - \frac{1}{2^{1.5}bRT} \left[a - T \frac{da}{dT} \right] \ln \left(\frac{V+(2^{0.5}+1)b}{V+(2^{0.5}-1)b} \right)$$

$$\frac{S - S_0^{ID}}{R} = \ln(Z - B) - \ln \frac{P}{P^0} - \frac{A}{2^{1.5}bRT} \left[\frac{T}{a} \frac{da}{dT} \right] \ln \left(\frac{V + (2^{0.5} + 1)b}{V + (2^{0.5} - 1)b} \right)$$

Donde:

- R = Constante de gas ideal
- H = Entalpía
- S = Entropía

Subíndices:

- ID = Gas ideal
- O = Estado de referencia

1.7 CÁLCULOS FLASH¹⁴

Para realizar estos cálculos HYSYS se basa en el concepto de grados de libertad que usa internamente, desde que la composición de una corriente y dos propiedades sean conocidas (fracción de vapor, temperatura, presión, entalpía o entropía) siempre que estén definidas la presión o la temperatura, el programa decide que tipo de cálculo flash es necesario.

Cuando la corriente se define termodinámicamente, se procede a realizar el cálculo flash apropiado, las variables pueden ser especificadas por el usuario o pueden ser recalculadas desde otra unidad de operación, una variable especificada es tratada como una variable dependiente. Todas las propiedades de las corrientes son tratadas como variables dependientes y son calculadas por HYSYS.

De esta manera, HYSYS también reconoce cuando una corriente esta sobre especificada. Por ejemplo, si se especifican tres propiedades de las corrientes más una composición, HYSYS imprime un mensaje de alarma que dice que existe una inconsistencia para esa corriente. Esto también aplica cuando una inconsistencia es creada a través de cálculos realizados por el HYSYS y pasa de una vez al estado de pausa automático.

1.8 OPERACIONES UNITARIAS SIMULADAS DURANTE EL PROCESO¹⁵

1.8.1 Bombas. Es importante recordar que la corriente de masa de entrada siempre debe ser un líquido y las condiciones conocidas son P1, T1 y X1, a través de métodos termodinámicos se llega a conocer h1 y v1, además se debe tener en cuenta que para calcular la potencia real de la bomba es del 75%.

La energía que se debe suministrar al fluido esta dada por:

$$Power\ Requerid_{ideal} = \frac{(P_{out} - P_{in}) \times Flow\ Rate}{Liquid\ Density}$$

El requerimiento real de energía se define en función de la eficiencia del equipo:

$$Efficiency(\%) = \frac{Power\ Requerid_{ideal}}{Power\ Requerid_{actual}} \times 100\%$$

Combinando las dos ecuaciones se puede obtener:

¹⁴ HYSYS 3.2.

¹⁵ HYSYS 3.2, carpeta columnas.

$$Power\ Requerid_{actual} = \frac{(P_{out} - P_{in}) \times Flow\ Rate \times 100\%}{Liquid\ Density \times Efficiency(\%)}$$

Debe tenerse en cuenta que para una bomba la eficiencia no es isentrópica, dado que el trabajo de la bomba se calcula a volumen constante. HYSYS no considera pérdidas inerciales o de fricción.

1.8.2 Transferencia de calor¹⁶. Es indispensable considerar las ecuaciones del balance de energía pertinentes, ya que este se lleva a cabo en la mayoría de los equipos seleccionados para la simulación del proceso a utilizar pero sobre todo en los intercambiadores de calor, enfriadores y calentadores.

Error

Donde:

M = Flujo de masa del fluido
H = Entalpía
Q_{leak} = Fugas de calor
Q_{loss} = Pérdidas de calor

El error de balance es una especificación del intercambiador de calor que es igual a cero en la mayoría de las aplicaciones. Los subíndices “hot” y “cold” designan las corrientes calientes y frías respectivamente, mientras que “in” y “out” hacen referencia a la entrada y a la salida.

El calor total transferido entre los tubos y la carcasa (requerimiento de calor del intercambiador), puede ser definido en términos de los coeficientes de transferencia de calor, el área disponible para el intercambio de calor y la diferencia de temperatura logarítmica media.

$$Q = UA\Delta T_{LM}F_t$$

Donde:

U = Coeficiente global de transferencia de calor.
A = Área de la superficie disponible para transferencia de calor.
ΔT_{TLM} = Diferencia de temperatura media logarítmica (DTML).
F_t = Factor de corrección.

El coeficiente de transferencia de calor y el área de transferencia usualmente se combinan por conveniencia en una sola variable llamada UA. Los

¹⁶ HYSYS 3.2.

intercambiadores tienen la opción de parametrizar en dos tipos de modelos de análisis diferentes:

- Endpoint
- Weighted

- Modelo Endpoint:

En el modelo “Endpoint” se calcula un único UA y una única DTLM para todo el intercambiador, haciendo las siguientes dos suposiciones:

- No hay cambios de fase
- Los Cp y los UA son constantes en todo el equipo

El modelo “weigthed” es excelente para representar problemas que tienen curvas de calor no lineales, como aquellos en los que sucede cambio de fase en uno o en ambos lados del intercambiador, este método divide el intercambiador en intervalos los cuales intercambian calor individualmente y la DTML y el producto UA se calculan para cada intervalo. Este modelo está disponible solo para intercambiadores en contracorriente.

1.8.3 Teoría de las columnas. Torres de fraccionamiento multietapas tales como las de crudo, destilación al vacío, columnas de destilación extractiva son las operaciones unitarias más complejas que puede simular en HYSYS.

Dependiendo del sistema que esté siendo simulado, cada una de estas torres consiste en una serie de etapas flash en equilibrio o no equilibrio. Una etapa puede tener una o mas corrientes de alimentación fluyendo y los productos tanto de líquido como de vapor pueden estar siendo retirados, calentados o enfriados con un intercambiador de calor lateral.

Es importante notar que las columnas son capaces de manejar diferentes tipos de fraccionamiento. HYSYS tiene la capacidad de correr torres criogénicas, sistemas de absorción TEG de altas presiones, columnas de destilación azeotrópica altamente no ideales etc.

No hay programado un numero ilimitado de componentes o etapas. El tamaño de la columna la cual se desea resolver depende de la configuración del hardware y de la cantidad de memoria que se tiene disponible. Hay una cantidad de ecuaciones fundamentales, las cuales son utilizadas para calcular columnas:

- En primer lugar, la ecuación de Francis Weir es un punto de partida para calcular la rata de flujo de líquido que sale de un plato:

$$L_N = C \rho l_w h^{1.5}$$

Donde:

- L_N = Flujo de líquido dejado en el plato N.
- C = Constante de conversión.
- ρ = densidad del líquido en el plato.
- l_w = Longitud del derramadero
- h = altura del líquido encima del derramadero.

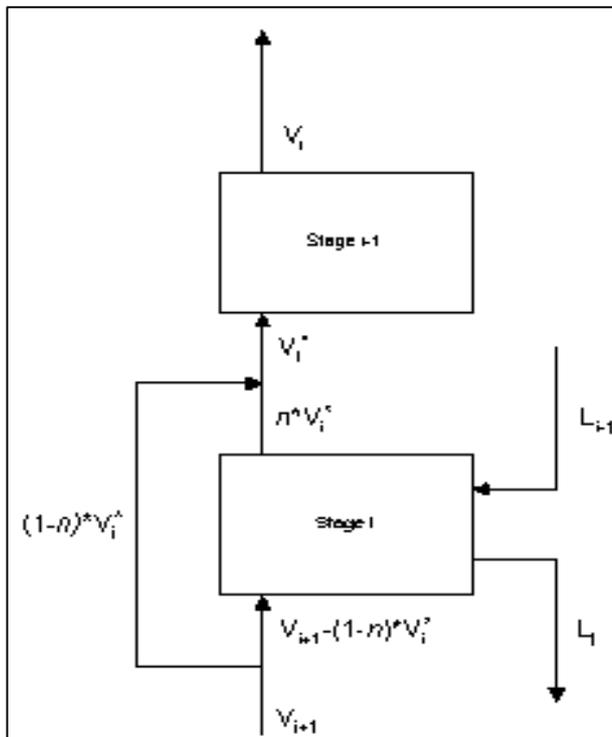
- Por su parte, la rata de flujo de vapor que abandona el plato esta determinado por la ecuación de resistencia:

$$F_{vap} = k \sqrt{\Delta P_{fricción}}$$

Donde:

- F_{vap} = Flujo de vapor que abandona el plato N
- k = Conductancia, la cual es una constante que representa una resistencia debida al flujo.
- $\Delta P_{fricción}$ = Caída de presión del orificio seco

Figura 8. Eficiencia específica



Fuente: HYSYS 3.2, carpeta columnas, columnas 1, archivo pdf, U.S.A., 2002, p. 10.

Es posible utilizar una columna con eficiencia de etapas cuando se está corriendo la columna en estado estacionario. La eficiencia es una representación de la porción del vapor que pasa por el lado del líquido sin tener contacto por este como se muestra en la figura de la página anterior, donde n es la eficiencia especificada.

- Estimativos Iniciales:

Los estimativos iniciales son valores opcionales que se le pueden proveer a HYSYS para ayudar a converger a la solución. Entre mejores estimativos HYSYS converge más fácilmente.

- Temperaturas:

Las temperaturas estimativas pueden estar dadas para cualquier etapa en la columna, incluyendo el condensador y el rehervidor, en la ventana de propiedades de la columna, tabla de parámetros en la página perfiles. Temperaturas intermedias son estimadas por una interpolación lineal.

Cuando ocurren grandes cambios en la temperatura a través del condensador o rehervidor, puede ser de gran ayuda proveer estimativos para los platos del tope y el fondo.

- Reglas de mezcla en el plato de alimentación:

Cuando la corriente de alimentación es introducida sobre un plato en la columna, la siguiente secuencia es empleada para establecer las corrientes de producto resultantes.

- 1°. Todo el flujo de componente (en fase de vapor y líquida) en la corriente alimento es añadida al flujo de componentes de las fases de vapor y líquida que entran a la etapa desde los otros platos.
- 2°. La entalpía total (Fase vapor y líquida) de la corriente de alimentación es añadida a las entalpías de las corrientes de vapor y líquida que entran en la etapa.
- 3°. HYSYS hace los cálculos flash de las diferentes combinaciones de componentes en la mezcla basado en la entalpía total de la etapa a la presión de ésta misma. El resultado de este proceso produce las condiciones y composiciones de la fase de vapor y líquido que dejan cada etapa.

- Parámetros básicos de la columna:

Independientemente del tipo de columna, los parámetros básicos de la columna permanecen en sus valores de entrada durante el proceso de convergencia.

- Presión:

Los perfiles de presión de la columna son calculados utilizando las respectivas especificaciones. También se pueden introducir de forma explícita la presión de todas las etapas de la columna o introducir la presión del tope y el fondo (y algunas presiones intermedias) tal que HYSYS pueda interpolar entre los valores especificados para determinar los perfiles de presión. Una simple interpolación lineal es usada para calcular las presiones en las etapas las cuales no han sido especificadas explícitamente.

- Presión de flujo:

Se denomina así a las presiones de las corrientes conectadas a una columna. En la descripción de cada una de las columnas se recomiendan configuraciones de las especificaciones de presión cuando no se tienen equipos laterales. Otras combinaciones diferentes pueden llevar a configuraciones menos estables.

- Número de etapas:

El número de etapas que se puede especificar en una columna, no incluye el condensador, ni el rehervidor, además si un sidestripper es añadido a la columna este tampoco es incluido en el número de etapas. Por defecto HYSYS enumera las etapas desde el tope hasta el fondo de manera descendiente. Si se desea cambiar esta opción se selecciona bottom-up en el tab design, página conexiones de la ventana de propiedades de la columna.

HYSYS inicialmente asume las etapas como ideales, si se desea que estas sean asumidas como reales, se debe especificar la eficiencia de cada etapa en el tab parámetros, pagina eficiencias.

- Corriente de alimento:

La localización, condiciones y composición de la corriente de alimentación son consideradas como parámetros básicos de la columna durante la convergencia.

Se denomina así a las presiones de las corrientes conectadas a una columna. En la descripción de cada una de las columnas se recomiendan se recomiendan configuraciones de las especificaciones de presión cuando no se tienen equipos laterales. Otras combinaciones diferentes pueden llevar a configuraciones menos estables.

2. PROYECTO PARA MEJORAR LA CALIDAD DEL GAS DE GENERACIÓN DE LA SOH

La simulación del proceso se realizó utilizando el simulador Hysys 3.2, según el diagrama de flujo con las operaciones unitarias que se van a implementar en el sistema y bajo las diferentes condiciones en las cuales se puede realizar el proceso. Con la ayuda de este simulador se obtuvieron parámetros de diseño para dimensionar los diferentes equipos a utilizar.

2.1 DESCRIPCIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUALES

La batería de Campo DINA recibe la producción de diferentes campos como son: Santa Clara, Cebú, Tenay, Pijao y de los propios, Terciarios y Cretáceos, que hacen parte la SOH. En este mismo sitio se les realiza el debido tratamiento cumpliendo con las especificaciones requeridas para su comercialización.

El gas procedente de Santa Clara, Dina Terciarios y Dina Cretáceos es enviado al sistema de compresión y tratado en la planta deshidratadora con Trietilenglicol (TEG); este gas deshidratado es utilizado para suplir las necesidades energéticas del sistema de generación eléctrica de la SOH.

El gas es comprimido en el campo Santa Clara a 380 psia, el gas de Cretáceos se comprime hasta 545 psia para venderlo a Hocol y se regula a 320 psia, presión a la cual llegan también los gases de Santa Clara y de Terciarios a la planta de deshidratación.

El gas que alimenta la corriente de entrada de los motores de los generadores contiene pesados (Tabla 6) que varían la combustión del motor, al cambiar la composición de la mezcla, y limitan su eficiencia (NM mínimo 70).

Así también, las cromatografías del gas por campos que se utilizaron en la simulación son presentadas en la siguiente página:

Tabla 5. Composición del gas discriminado por campo

VARIABLE	UNIDAD	GAS DKS	GAS DTS	GAS SC	GAS TENAY
Nitrógeno	%	2,5099	0,7175	5,5058	1,9660
Dióxido de Carbono	%	3,2488	0,4660	10,1483	7,0672
Metano	%	66,9539	89,0768	80,2316	59,2719
Etano	%	6,6722	2,6518	1,7174	13,6929
Propano	%	9,5312	2,1838	0,6477	9,3581
i-Butano	%	1,8753	0,6267	0,2786	1,4225
n-Butano	%	4,4039	0,9714	0,2923	3,3565
Pentanos	%	1,5766	0,6866	0,1939	1,0707
n-Pentano	%	1,1883	0,2740	0,1004	0,8645
Hexanos	%	1,0437	0,7730	0,2140	0,8052
Heptanos	%	0,5067	0,7030	0,2263	0,4466
Octanos	%	0,3332	0,6236	0,2334	0,3837
Nonanos	%	0,1259	0,2456	0,1240	0,2589
Decanos	%	0,0302	0,0000	0,0861	0,0351
TOTAL	%	100,00	100,00	100,00	100,00
Propanos +	%	20,62	7,09	2,40	18,00
Butanos +	%	11,08	4,90	1,75	8,64
Número de Metano	adimensional	54,27	55,32	56,78	57,32
Temperatura	°F	100	100	100	100

Fuente: Resultados obtenidos de la cromatografía realizada al gas de los campos de la SOH (Composición en % molar).

- Recuperación de condensados Campo Dina

Tabla 6. Recuperación de condensados Campo Dina

CAMPO	CAUDAL (MMSCFD)	HUMEDAD (Lbs H ₂ O/MMSCFD)	RECUPERACION EFECTIVA DE CONDENSADOS	
			(Gal/KSCFD)	(Bls/MMSCFD)
Santa Clara	1	308	0.688	16.4
Dina Cretáceos	0.3	212	4.932	117.4
Dina Terciarios	0.7	303	4.732	112.7

Fuente. Autora.

Para el proyecto, el gas de suministro debe ser intervenido para disminuir su contenido de agua debido a los problemas que esta ocasiona al momento de variar las condiciones de transporte del gas, como lo es la formación de hidratos al comprimir el gas y por ende disminuir su temperatura.

Para el caso particular de la SOH, los problemas ocasionados por el agua en el gas limitarían su uso y por lo demás crearían condiciones de riesgo operacional.

El gas inicia el tratamiento al entrar a los scrubbers ó separadores, para esto, se cuenta con tres separadores, dos Verticales Bifásicos en paralelo y uno horizontal, que antecede a los anteriores pero que no esta en operación. Estos, liberan el Gas Natural de agua líquida, hidrocarburos líquidos, lodo y demás, que pueden ocasionar espuma o pérdidas de glicol durante el proceso de absorción.

En este proceso de separación, se obtienen como corrientes de salida, condensados y agua (en la fase líquida) y gas natural libre de sólidos y líquidos. Adicionalmente, la torre de absorción cuenta con un pequeño scrubber en la parten inferior, que reduce las posibilidades de ingreso de material no deseado.

El gas húmedo entra en contacto con el glicol, en contracorriente, a través de los platos, en donde se absorbe, por el fenómeno de transferencia de masa, el vapor de agua que sale por el fondo de la torre como glicol rico (glicol + agua). Por la parte superior, el gas pasa por un extractor de niebla que retiene el glicol arrastrado por la corriente de gas. El gas de salida cumple con las condiciones de humedad predeterminadas (6 libras/MMSCFD).

El gas seco entra a un intercambiador de calor en contra corriente con el glicol pobre, logrando enfriar el glicol regenerado para que este vuelva a circular por la torre contactora.

El glicol rico pasa a través de un pequeño filtro antes de entrar a la bomba de desplazamiento positivo (KIMRAY), que es accionada con las corrientes Glicol Rico y Glicol Pobre. El glicol rico es movido por la bomba al separador Flash, donde se libera el gas que es arrastrado por el glicol, este gas es enviado a la tea. Una vez se libera el Glicol de los hidrocarburos en el Flash tank, este pasa a un filtro de carbón activo y posteriormente a los tubos de un intercambiador de calor de dos pasos en carcaza, en contracorriente Glicol Pobre/Glicol Rico, con el fin disminuir el diferencial de temperatura entre la corriente de entrada al despojador, el cual esta empacado por anillos raching, y la temperatura a la que se encuentra el glicol acumulado en este, logrando una mayor eficiencia durante la evaporación.

El calor es suministrado al reboiler por medio de un quemador a fuego directo, que utiliza gas natural como combustible, y opera a temperaturas entre 350 - 400 °F, logrando la regeneración del glicol. El glicol pobre (glicol regenerado) pasa al surge tank en donde se acumula y de allí al intercambiador de calor Glicol Pobre/Glicol Rico, para ser enfriado. De este punto, pasa a alimentar la bomba Kimray, como se explico anteriormente, para ser enviado a la torre de absorción, pasando primero por el intercambiador de calor Gas Seco/Glicol Pobre.

2.2 MODELAMIENTO DEL PROCESO DE ABSORCIÓN CON ACEITES PARA EL PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL Y RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LIVIANOS LÍQUIDOS (SOH-NEIVA)

De acuerdo con la Ingeniería Conceptual “Optimización del Sistema de Tratamiento y Uso Racional del Gas Combustible Destinado Para Generación de la SOH” desarrollada por Ecopetrol S.A., el gas de la SOH presenta problemas de humedad (1000 lb/MMscf) y de bajo Número de Metano (MN = 52) ocasionando deterioro en los generadores.

Se encontró que el gas tiene alta presencia de hidrocarburos condensables pesados, lo cual hace que el gas sea rico en productos mayores a C₄, y se le pueden sacar productos tipo condensados.

Tecnologías disponibles para el procesamiento de absorción del gas natural:

- Absorción con Aceites: Proceso similar a la deshidratación con glicol, configuración deshidratador-regenerador, pero en lugar de glicol se utilizan fracciones de petróleo con MW entre 100 y 200 como absorbentes.
- Absorción con Aceites Refrigerados: Tecnología similar a la Absorción con Aceites, pero el aceite pobre regenerado se enfría entre 20 °F y 30 °F antes de ser enviado al Absorbedor.
- Separación a Baja Temperatura: El gas se enfría con el gas tratado y se expande en una válvula Joule-Thompson (J-T), como resultado, el gas se expande y se enfría aun más y los hidrocarburos más pesados y el agua se condensan y se separan (se requiere un inhibidor “glicol” para evitar la formación de hidratos),
- Turbo expansión: Utiliza el mismo principio de la tecnología anterior, pero en lugar una válvula J-T, se utiliza una turbina para aprovechar la potencia generada en la expansión del gas.
- Refrigeración Mecánica: Se utiliza un líquido refrigerante para enfriar el gas natural y retirar los condensados. Se considera cuando no se permiten caídas de presión o la presión del gas es muy baja y se debe comprimir.
- Procesos de Adsorción: utilizan lechos con materiales adsorbentes (sílica gel, tamiz molecular o alúmina) los cuales adsorben selectivamente los HC más pesados, se deben tener dos o más lechos ya que es un proceso cíclico¹⁷.

Para el proyecto se decidió simular y evaluar el uso de ciertos derivados del petróleo (Diesel, Keroseno y Nafta) que se pueden utilizar como aceites absorbentes.

¹⁷ Ecopetrol S.A., Ingeniería Conceptual “Optimización del sistema de tratamiento y uso racional del gas combustible destinado para generación de la SOH”.

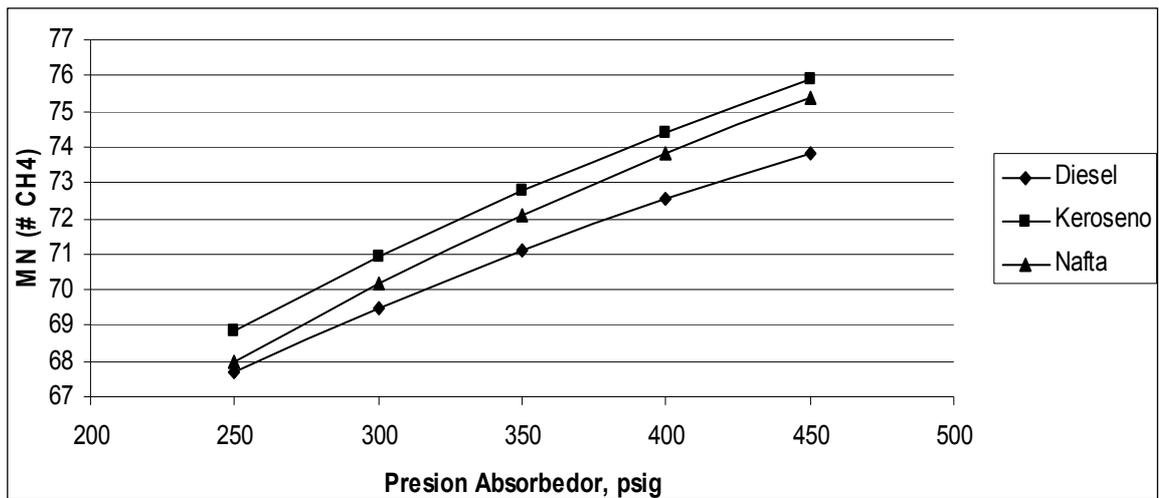
2.4 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

VARIABLES CRÍTICAS:

1. Efecto de la presión de operación del absorbedor.
2. Efecto de la temperatura del rehervidor.
3. Efecto del flujo de recirculación del aceite pobre.
4. Efecto del flujo del gas natural.
5. Efecto de la temperatura del aceite pobre recirculado.

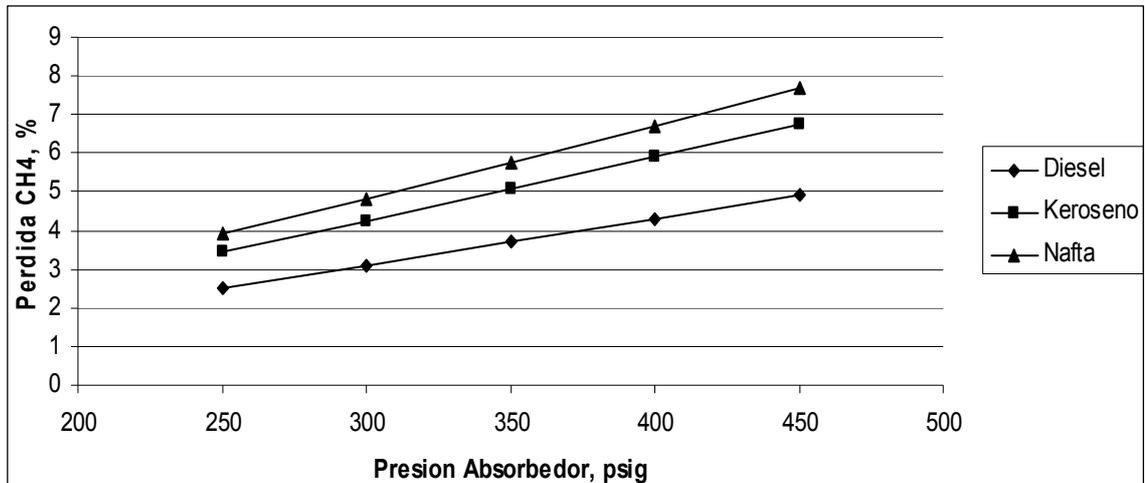
2.4.1 Efecto de la presión de operación del absorbedor

Figura 10. Número de metanos vs. Presión absorbedor



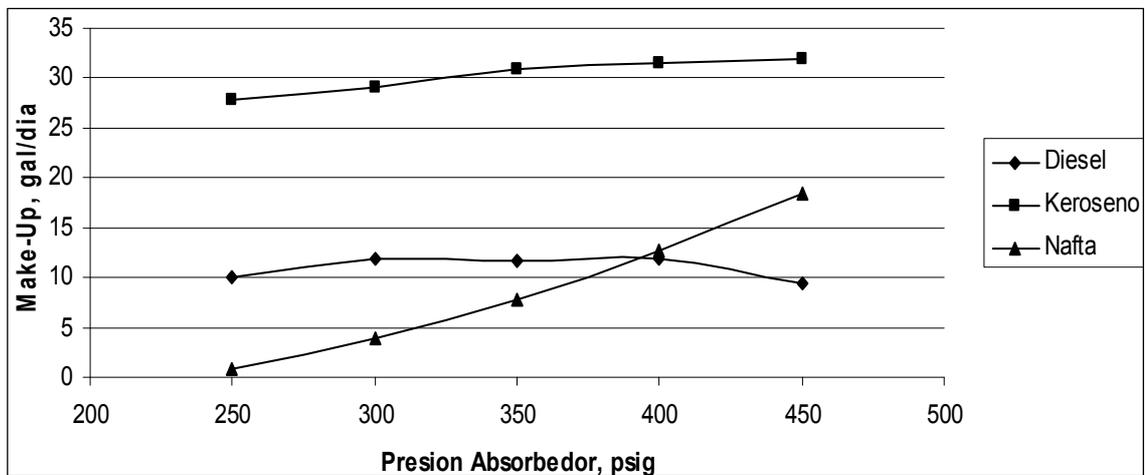
Con el diesel se obtiene menor número de metanos, la relación entre las dos variables es directamente proporcional.

Figura 11. Porcentaje de pérdidas de metanos vs. Presión absorbedor



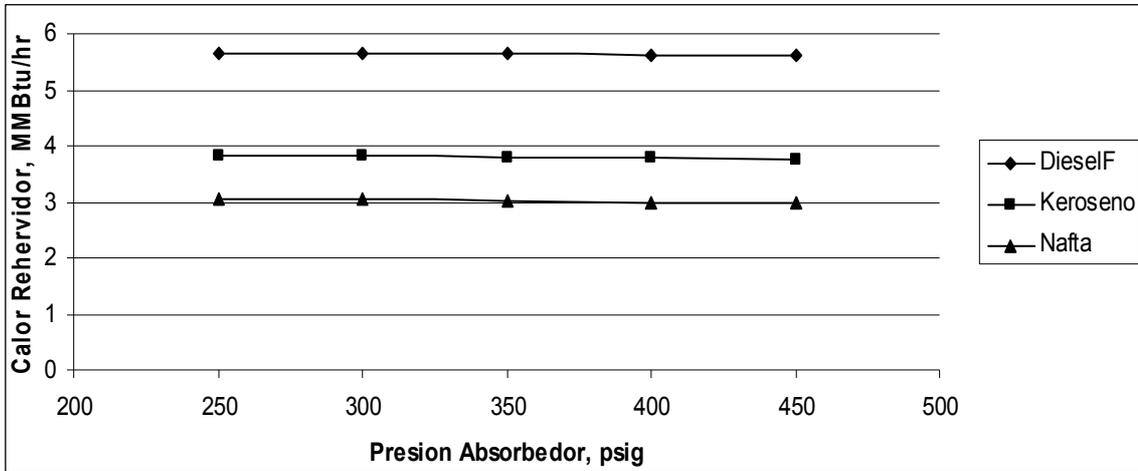
El diesel es el que presenta menor porcentaje de pérdidas de metanos.

Figura 12. Make-Up de absorbente vs. Presión de absorbente



El fluido que menos consumo presenta por el absorbedor a presiones menores de 350 psi es la nafta, siguiéndola el diesel y luego el keroseno, sin embargo el consumo del diesel disminuye a presiones que superan los 400 psig, a diferencia de los otros dos fluidos para los cuales el absorbedor requiere un mayor consumo.

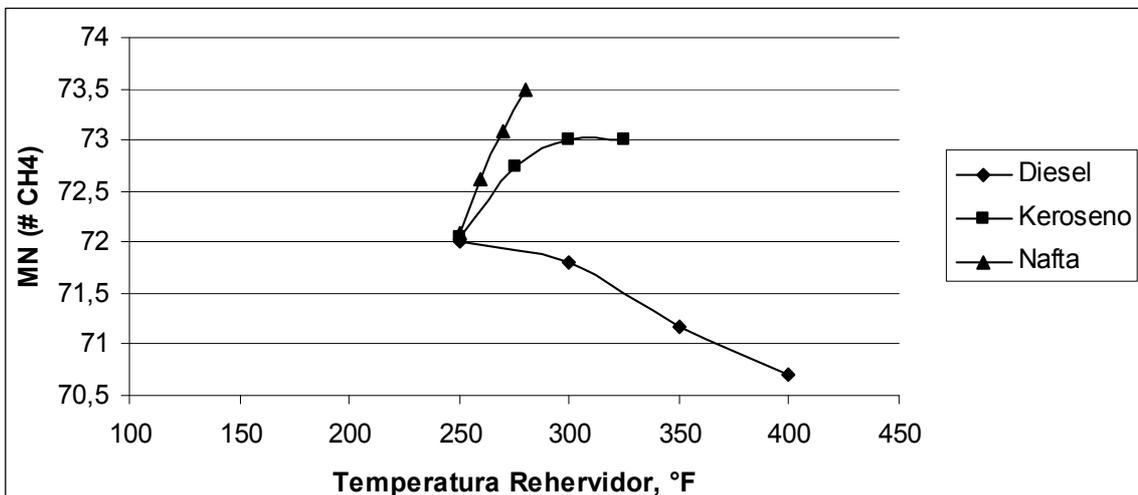
Figura 13. Calor rehervidor vs. Presión absorbedor



El diesel es el fluido que mayor calor requiere durante el proceso de absorción en comparación con los otros dos fluidos (nafta y keroseno), aunque su tendencia es una constante a las diferentes presiones simuladas.

2.4.2 Efecto de la temperatura del rehervidor

Figura 14. Número de metanos vs. Temperatura rehervidor



La nafta y el keroseno aumentan el contenido de número de metanos en el gas sujeto a el proceso de absorción cuando el rehervidor que los contiene, alcanza temperaturas mayores a los 250 °F, particularmente, la nafta es el fluido que logra el mayor número de metano de los tres fluidos con los cuales se realizó la simulación.

El diesel, a diferencia de los otros dos fluidos, presenta una disminución en el número de metanos cuando el rehervidor supera los 250°F y disminuye considerablemente a los 400, es el fluido que no aumenta el número de metanos.

Figura 15. Make-Up de absorbente vs. Temperatura del rehervidor

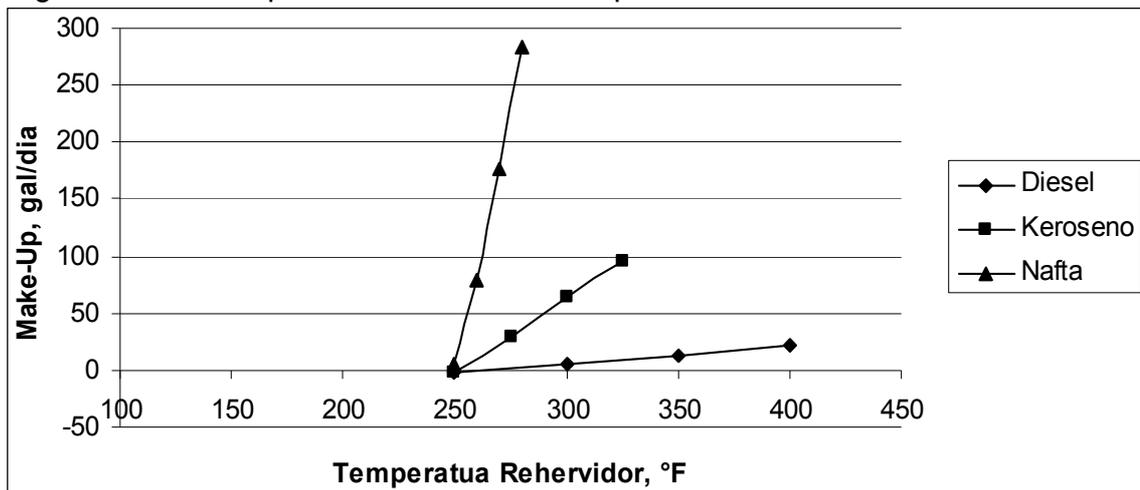
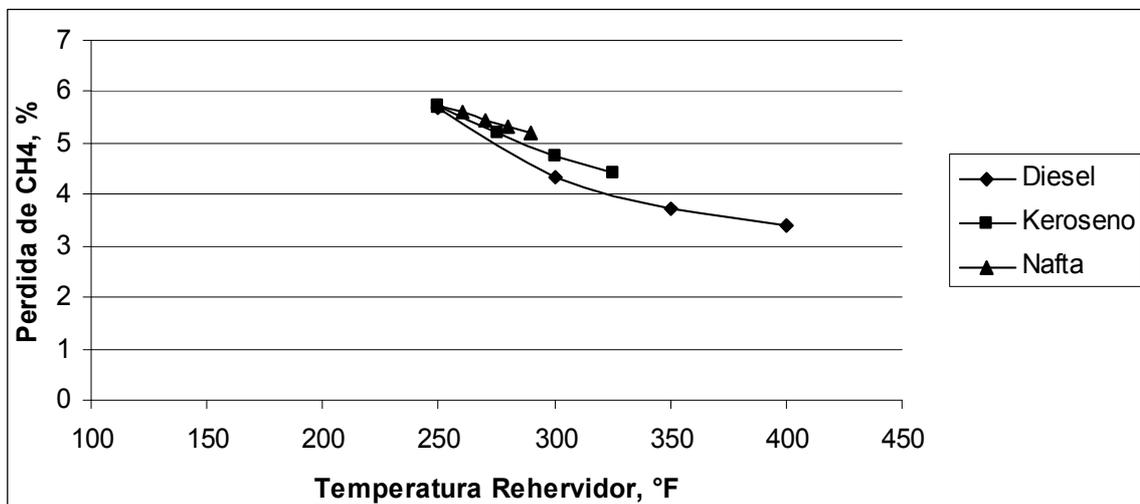
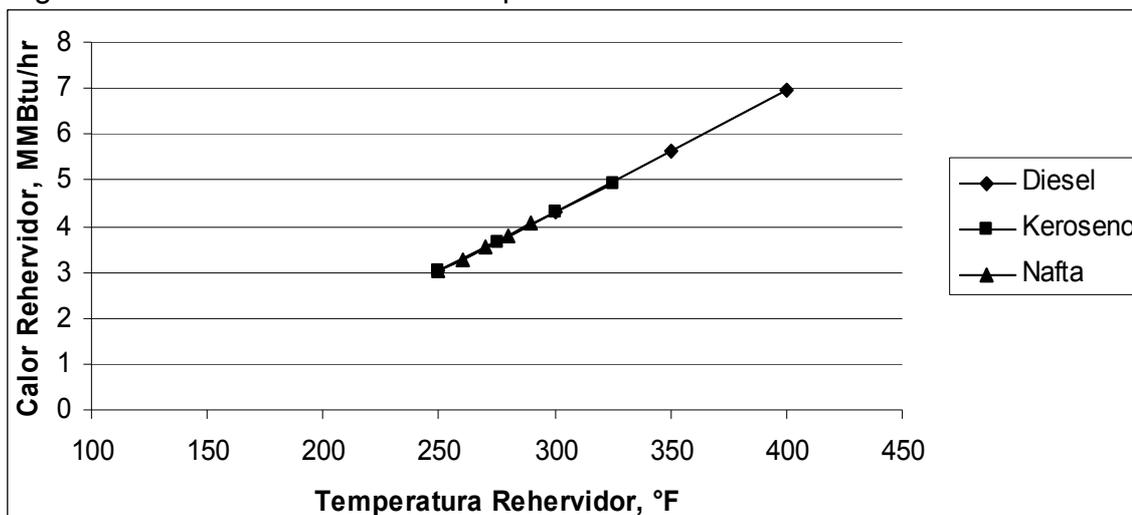


Figura 16. Pérdida de metanos vs. Temperatura rehervidor



El diesel es el fluido de absorción que presenta menor porcentaje de pérdidas de metanos al aumentar la temperatura del rehervidor.

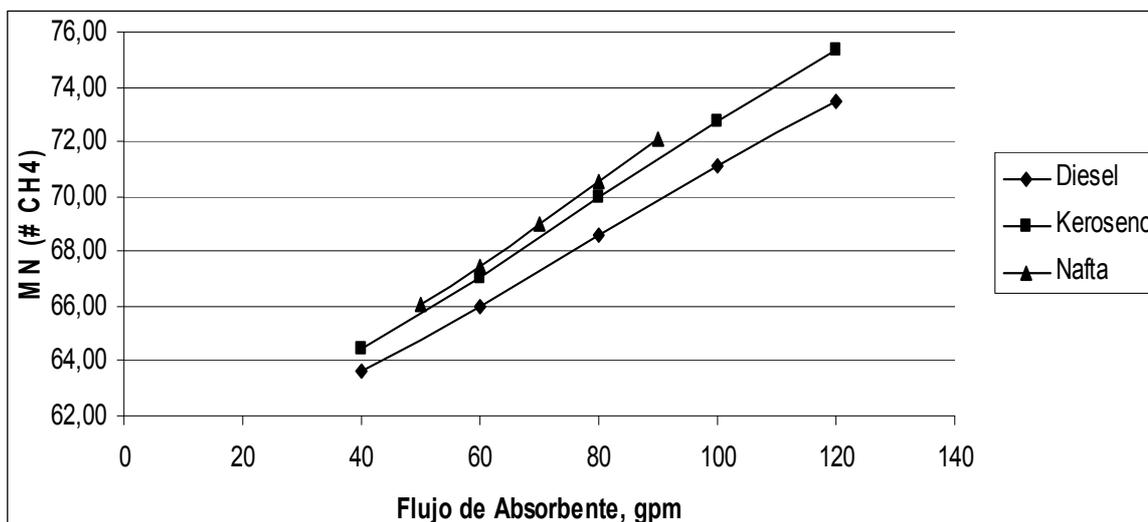
Figura 17. Calor rehervidor vs. Temperatura rehervidor



Los tres fluidos utilizados durante la simulación tienen tendencia lineal al graficar calor del rehervidor en función de la temperatura, pero es el diesel el que mayor calor absorbe y mayor temperatura alcanza.

2.4.3 Efecto del flujo de recirculación de aceite pobre

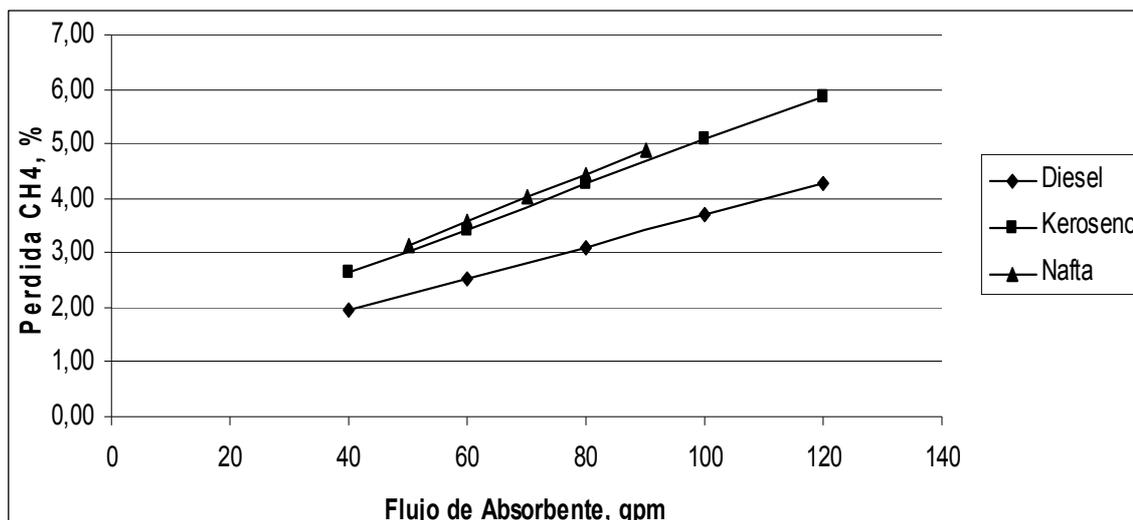
Figura 18. Número de metanos vs. Flujo absorbente



El fluido que presenta un aumento porcentual del número de metanos en el gas sometido al proceso de absorción es el keroseno y su relación es directa entre el

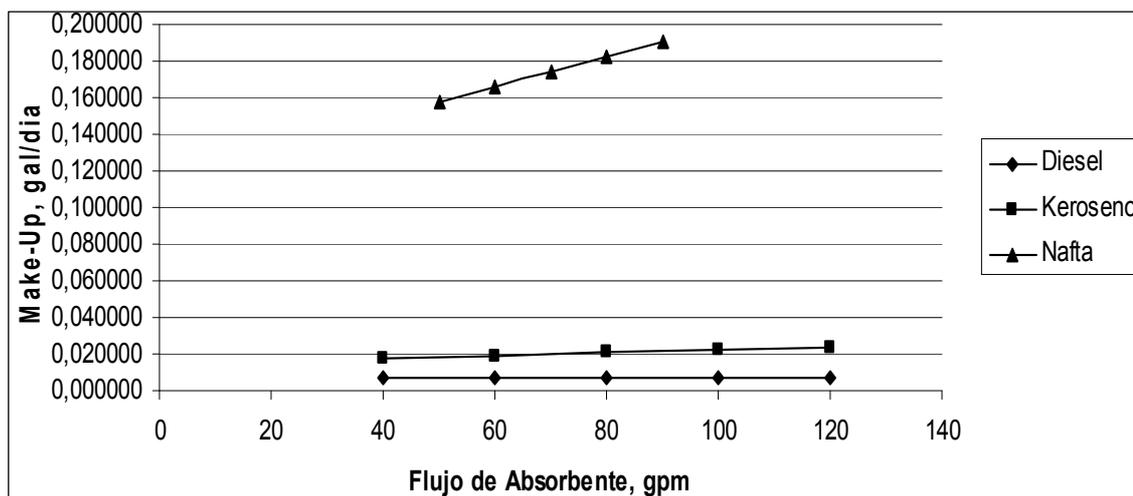
número de metanos y flujo del absorbente; el diesel es el fluido menos eficiente en esta comparación, aunque también tiene una relación directa entre las dos variables.

Figura 19. Porcentaje de pérdida de metanos vs. Flujo de absorbente



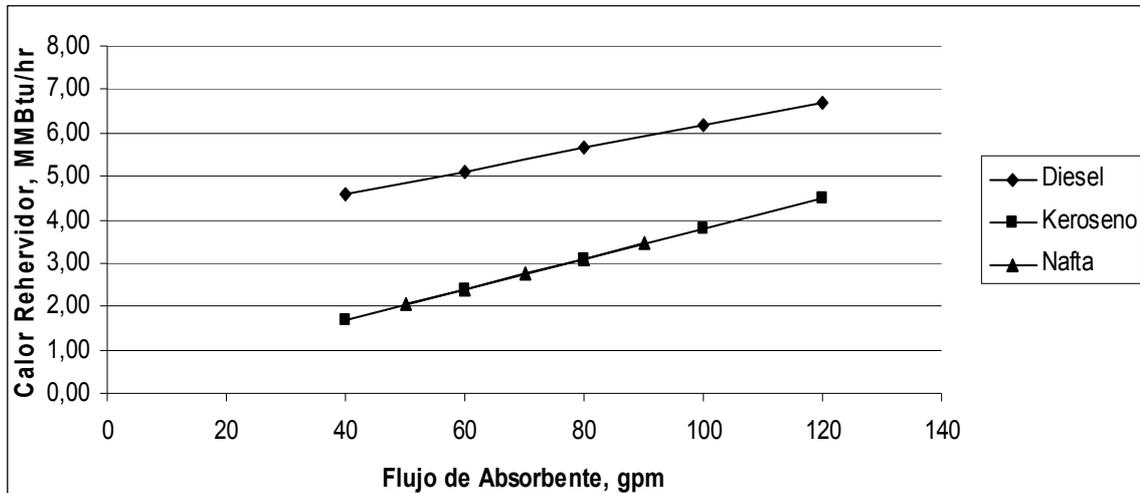
El diesel es el fluido que menor porcentaje de pérdidas de metanos presenta.

Figura 20. Make-Up absorbente vs. Flujo absorbente



El make-up del diesel se mantiene constante a pesar de aumentar el caudal del mismo, con el diesel no se presenta pérdidas considerables; en contraste, la nafta incrementa su make-up a medida que aumenta su caudal.

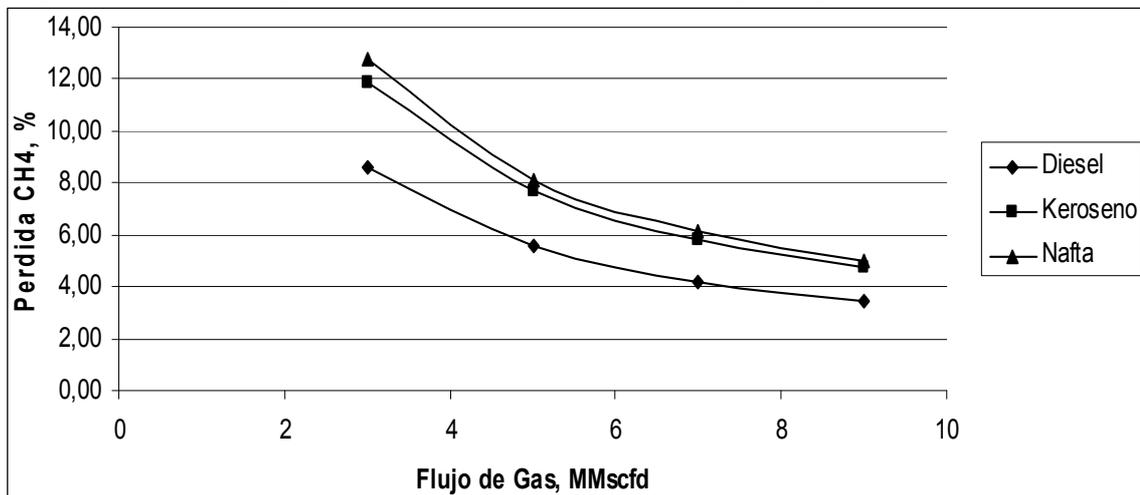
Figura 21. Calor rehervidor vs. Flujo absorbente



El calor del rehervidor se incrementa a medida que se incrementa el caudal de los fluidos absorbentes, pero particularmente aumenta mucho más el calor requerido por diesel que el de los otros dos fluidos.

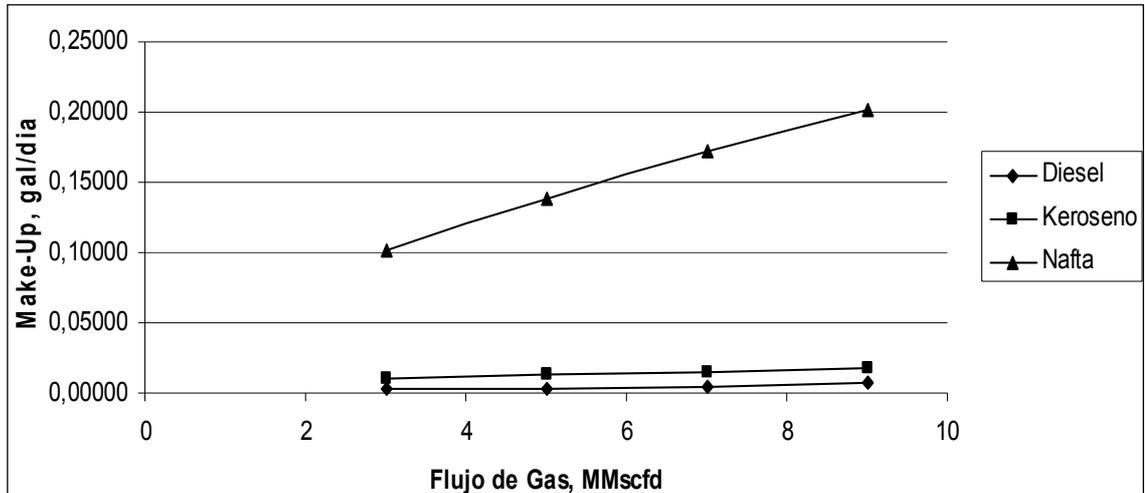
2.4.4 Efecto del flujo del gas natural

Figura 22. Porcentaje de pérdida de metanos vs. Flujo de gas



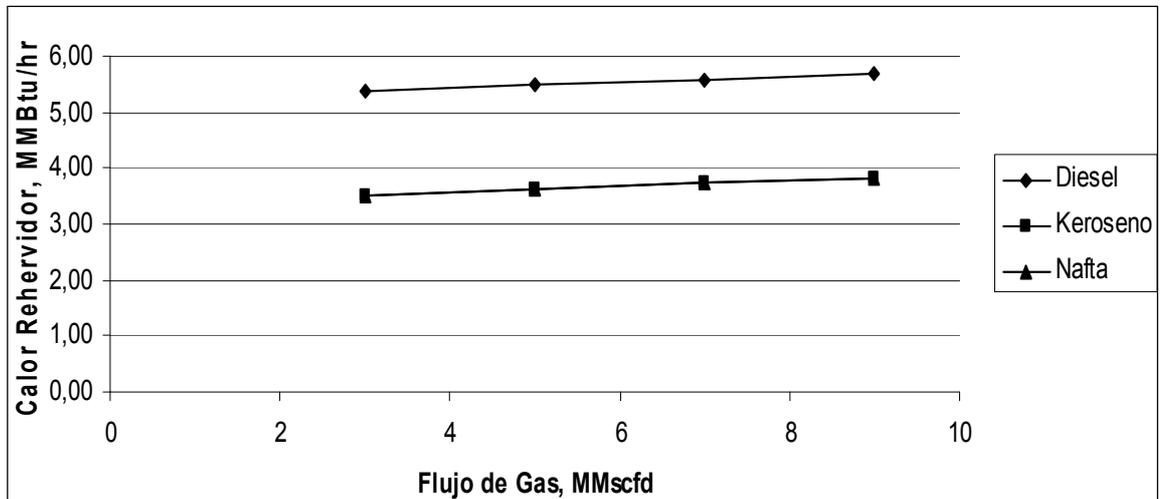
Con el diesel se disminuyen las pérdidas de metanos a medida que aumenta el flujo de gas.

Figura 23. Make-Up de absorbente vs. Flujo del gas



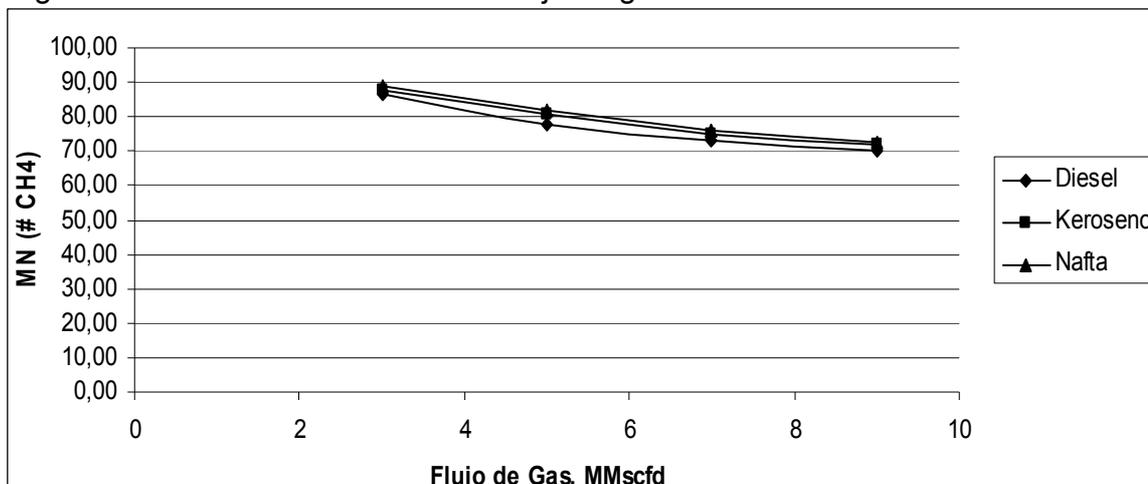
El make-up del diesel es el menor de los tres, y su tendencia es una constante al graficar en función del flujo de gas.

Figura 24. Calor rehervidor vs. Flujo de gas



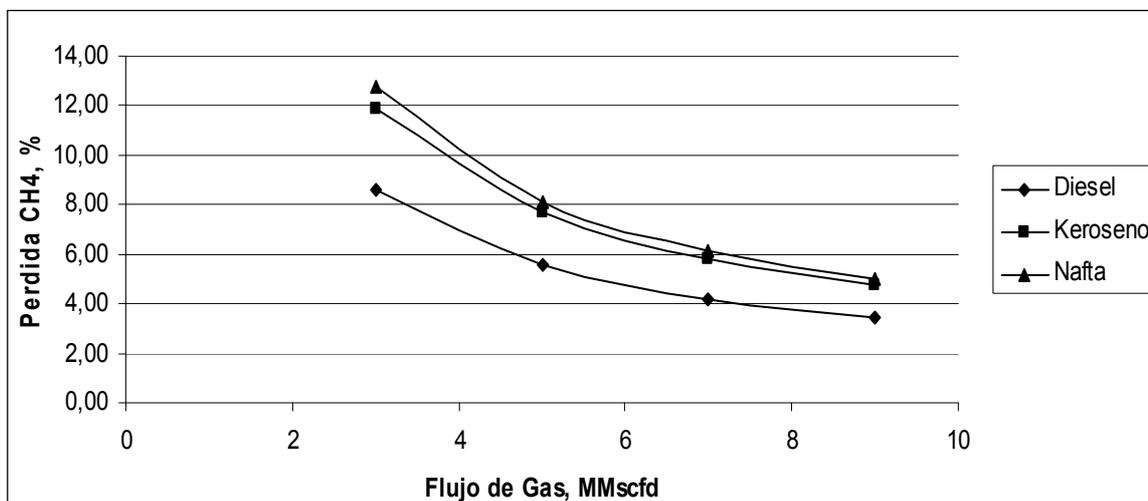
El calor requerido por el rehervidor en función del caudal de gas, es mayor al utilizar diesel que al utilizar los otros dos fluidos de absorción (keroseno y nafta).

Figura 25. Número de metanos vs. Flujo de gas



Para los tres fluidos utilizados en la simulación, el número de metanos en función del caudal de gas presenta un comportamiento similar, se alcanza el mayor número de metano aproximadamente a los 3 MMscfd, y disminuye a medida que aumenta el flujo de gas.

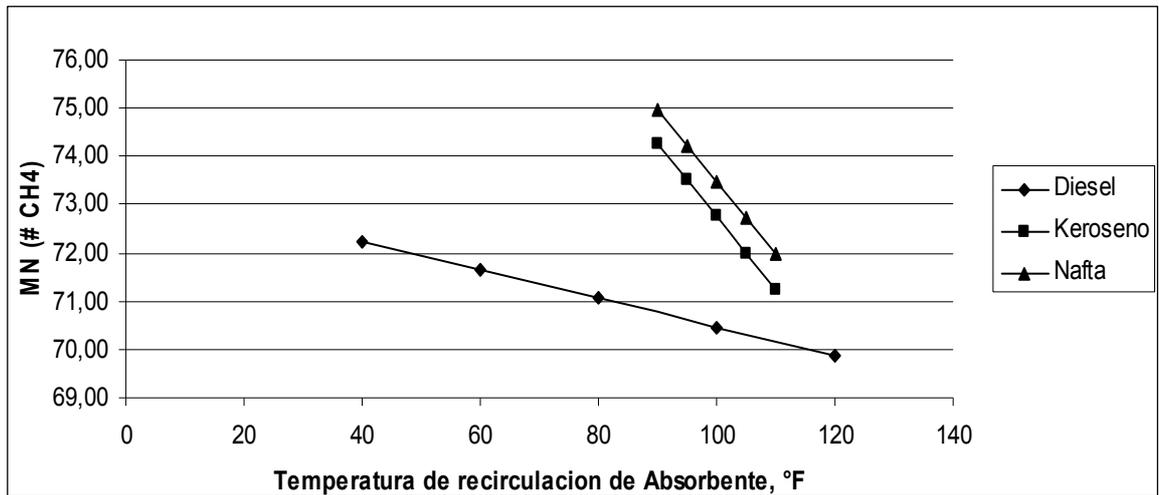
Figura 26. Porcentaje de pérdidas de metanos vs. Flujo de gas



Los tres fluidos de absorción utilizados en la simulación presentan un comportamiento similar, a mayor flujo de gas, menores son las pérdidas del número de metanos, pero el diesel es el que menos pérdidas presenta de los tres.

2.4.5 Efecto de la temperatura del aceite pobre recirculado

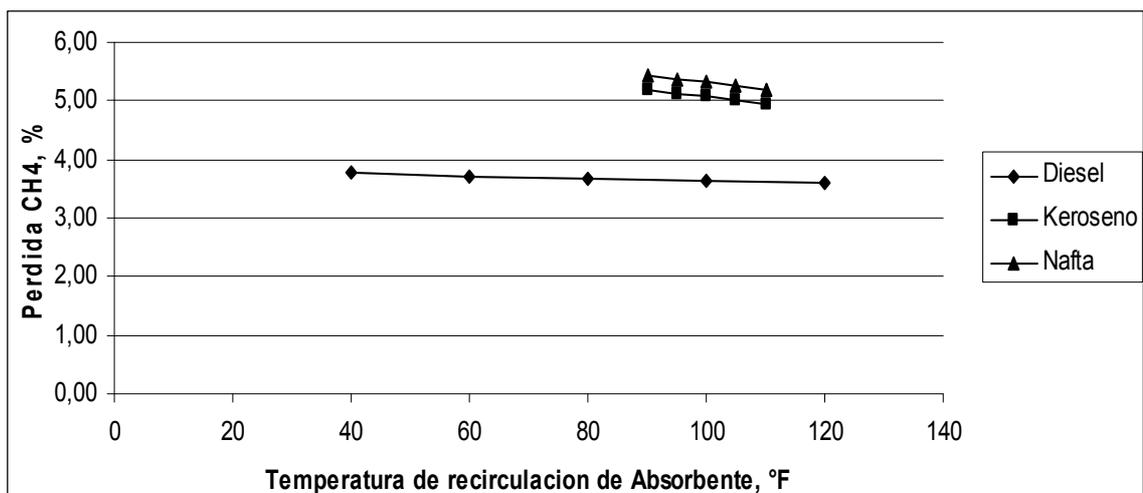
Figura 27. Número de metanos vs. Temperatura de recirculación de absorbente



El fluido de absorción que aumenta considerablemente el número de metanos es la nafta, pero requiere una mayor temperatura de recirculación.

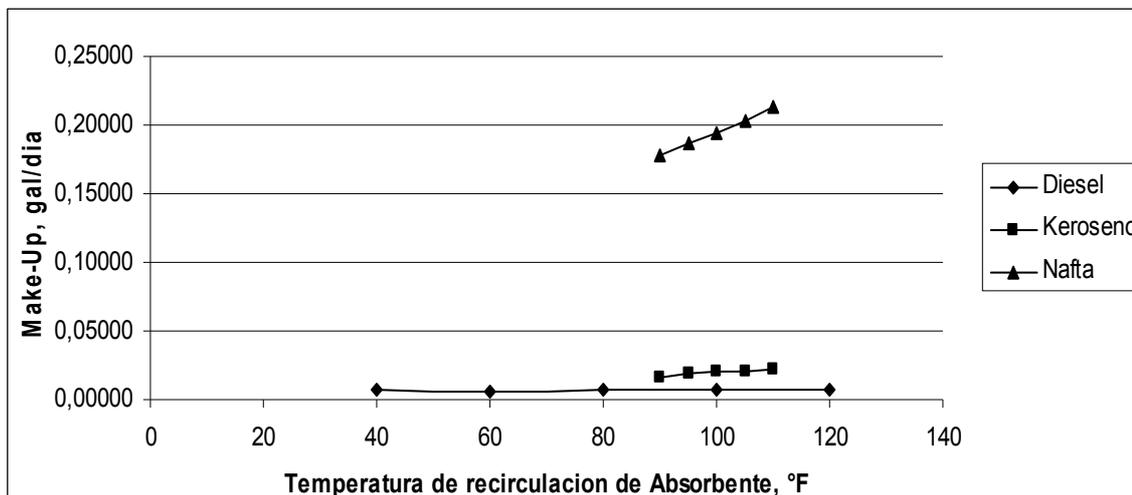
El diesel, a pesar de no aportar un mejoramiento tan significativo en el número de metano como lo presenta la nafta, si requiere menor temperatura de recirculación para obtener el mayor número de metano de su rango de operación.

Figura 28. Porcentaje de pérdidas metanos vs. Temperatura de recirculación de absorbente



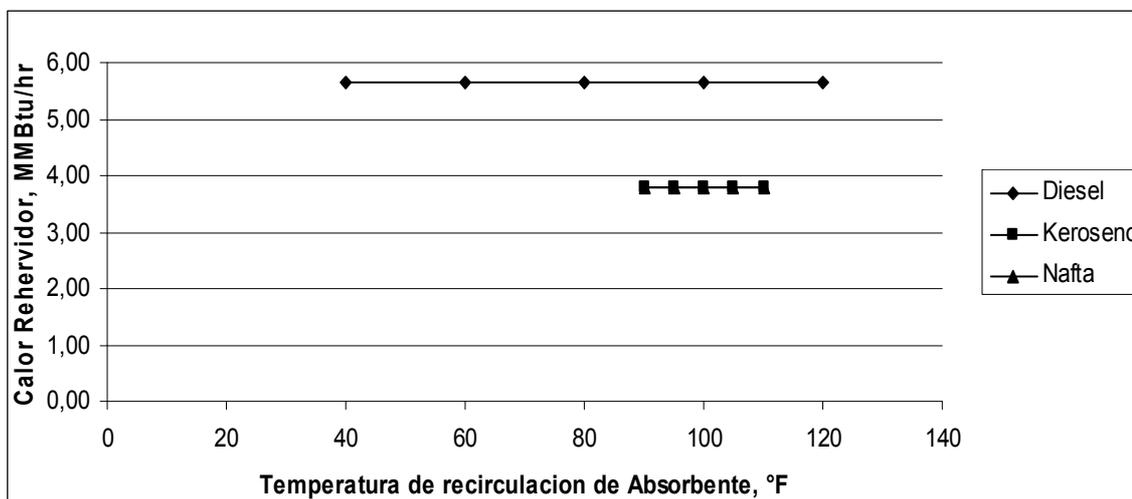
El diesel es el fluido de absorción que menos pérdidas de número de metanos presenta, por efecto del aumento de la temperatura de recirculación.

Figura 29. Make-Up de absorbente vs. Temperatura de recirculación absorbente



En este caso, el diesel es el fluido utilizado para la absorción que no requiere un mayor make-up, al incrementar la temperatura de recirculación.

Figura 30. Calor rehervidor vs. Temperatura de recirculación de absorbente



El diesel es el fluido que requiere la mayor cantidad de calor en el rehervidor para alcanzar la menor temperatura de recirculación dentro de su rango de operación, pero este calor garantiza alcanzar también la mayor temperatura de su rango operacional.

2.5 SIMULACIONES

2.5.1 Cromatografía de la mezcla de gas a partir del Hysys. Ecopetrol inicialmente planteó diferentes condiciones operacionales a las cuales se podría realizar el proceso; con el Hysys se realizaron las simulaciones, se compararon los diferentes resultados y Ecopetrol, decidió la que para ellos es la opción de operación que brindaba mayores beneficios a la Empresa y permitía brindar condiciones de operación viables.

Los caudales por campo a manejar son:

- Dina Cretáceos: 0,3 +/- 0,1 MMSCFD.
- Dina Terciarios: 0,7 +/- 0,1 MMSCFD.
- Santa Clara: 1,0 +/- 0,1 MMSCFD.
- Tenay: 4,0 +/- 0,2 MMSCFD.

Con lo cual se tendría una corriente de entrada de gas a los scrubber con las siguientes condiciones:

Tabla 7. Cromatografía de la mezcla de gas

VARIABLE	UNIDAD	GAS
Nitrógeno	%	2,44
Dióxido de Carbono	%	6,52
Metano	%	66,74
Etano	%	9,84
Propano	%	6,99
i-Butano	%	1,15
n-Butano	%	2,60
Pentanos	%	0,90
n-Pentano	%	0,68
Hexanos	%	0,72
Heptanos	%	0,45
Octanos	%	0,38
Nonanos	%	0,23
Decanos	%	0,04
TOTAL	%	99,69
Propanos +	%	14,14
Butanos +	%	7,15
Agua	Lb/MMSCF	162,51
Número de Metano	adimensional	53,03
Temperatura	°F	94,83

Fuente. Autora.

Con estas nuevas condiciones y para garantizar el contenido de agua del gas de salida, se hizo un nuevo balance de materia y energía desarrollando un modelo de simulación (HYSYS) del proceso de deshidratación en estado estacionario, y la humedad del gas calculada por el HYSYS.

2.5.2 Calidad del gas producido. Los principales criterios de diseño de la planta de tratamiento son la humedad del gas y el número de metano. La humedad del gas se controla con la plata deshidratadora y debe llevarla lo más cercana posible a 6,0 Lb/MMscfd que es el valor requerido para transporte según el RUT.

La planta de absorción controla el punto de rocío de hidrocarburos pesados del gas para obtener número de metano igual o superior a 70, valor requerido para el correcto funcionamiento de los generadores a gas. Para estimar el Número de Metano del gas natural se utiliza la siguiente relación:

$$MN = 1.624 * (-406.14 + 508.04 * RHCR - 173.55 * RHCR^2 + 20.17 * RHCR^3) - 119.1$$

Donde:

$$RHCR = \frac{(\%metano * 4 + \%etano * 6 + \%propano * 8 + (\%iso-butano + \%n-butano) * 10 + (\%iso-pentano + \%n-pentano) * 12 + \%hexano * 14)}{(\%metano + \%etano * 2 + \%propano * 3 + (\%iso-butano + \%n-butano) * 4 + (\%iso-pentano + \%n-pentano) * 5 + \%hexano * 6)}$$

2.5.3 Propiedades del trietilenglicol y diesel absorbente. En la siguiente tabla se presentan los datos de la caracterización para una muestra de Trietilenglicol y una de diesel estándar. Esta información se utiliza para la simulación de la planta deshidratadora y la planta de absorción con aceite.

Tabla 8. Caracterización del Trietilenglicol y Diesel

PROPIEDAD	TRIEILENGLICOL	DIESEL	UNIDAD
Gravedad Especifica	1,12 @ 68°F	0,848 (60/60°F)	
Densidad	9,346 @ 68°F	7,079 @60°F	Lb/gal
Punto de Ebullición	550	188 a 343	°F
Punto de Fusión	19,4	27,4	°F
Punto de Nube	22	-15 a 5	°F
Punto de Inflamación	330,8	125,6	°F
Pour Point	-73	16	°F
Freeze Point	19	27,4	°F
Flah Point	350	140 a 176	°F
Viscosidad	2,88	3,92 @ 104°F	cSt

Fuente: Autora.

2.5.5 Descripción del proceso de absorción. El gas de entrada a la planta de tratamiento, proveniente de los campos de SOH se hace pasar por un sistema de dos Scrubber en paralelo, para retirar agua libre, hidrocarburos líquidos, lodo, polvo y demás, que puedan ser arrastrados por el gas, ya que su presencia puede ocasionar problemas de espuma, baja eficiencia y aumento en costos de mantenimiento.

El gas de salida de los Scrubber es llevado a la Torre de Absorción de la Planta Deshidratadora, donde se pone en contacto en contracorriente con Trietilenglicol (proviene del Despojador/Rehervidor) en una serie de seis platos o bandejas de contacto que poseen copas de burbujeo o válvulas que abren al paso del gas, disminuyendo así su contenido de agua.

Luego de salir de la Planta Deshidratadora, el gas entra a la Planta de Absorción con Diesel, en la cual el sistema de contacto en contracorriente funciona de igual forma que en la Planta Deshidratadora, pero en este caso, en cada uno de los platos los hidrocarburos más pesados que se encuentran presentes en el gas se transfieren hacia el Diesel por medio del fenómeno de transferencia de materia.

A medida que el gas sube por cada una de las etapas se hace más pobre en hidrocarburos pesados (disminuyendo el punto de rocío de hidrocarburos), mientras que el Diesel se va enriqueciendo. El gas tratado sale listo para enviarse a la planta de generación o a la interconexión con el gasoducto.

Los líquidos obtenidos en el fondo de la Torre de Absorción, ya sea Trietilenglicol para el caso de la Planta Deshidratadora o Diesel para la Planta de Absorción, deben ser sometidos a un proceso de regeneración para ser usados nuevamente en la Torre de Absorción.

Este proceso de regeneración consiste en hacer que el fluido obtenido haga el siguiente recorrido:

- Entre a la Bomba Kimray (de desplazamiento positivo) haciendo que el sistema de pistones (que hace las veces de motor) funcione.
- Pase al Flash Tank, donde se le retira el contenido de gas y al intercambiador (Glicol-Glicol o Diesel-Diesel) para incrementar la temperatura.
- Ingrese al Despojador y Rehervidor para remover la humedad o pesados según sea el caso y al Surge Tank o Tanque de Almacenamiento evitando tener que añadir nuevamente líquido para compensar pérdidas.
- Pase nuevamente por el intercambiador (Glicol-Glicol o Diesel-Diesel), pero esta vez con el fin de disminuir temperatura y a la Bomba Kimray para ser

bombeado a la torre de absorción pasando antes por el intercambiador con gas (Gas-Glicol o Gas-Diesel).

Los vapores que se obtienen en el tope del Despojador del sistema de Diesel (corriente 32) se enfrían y condensan en el intercambiador Vapores-Agua, los condensados obtenidos se envían al tambor de condensados junto con los líquidos obtenidos en el sistema de Scrubber (corriente 8), el tambor de condensados hace las funciones de separador trifásico para separar gases para venteo y condensados para venta.

- Composición de la corriente de gas que alimenta la planta de absorción:

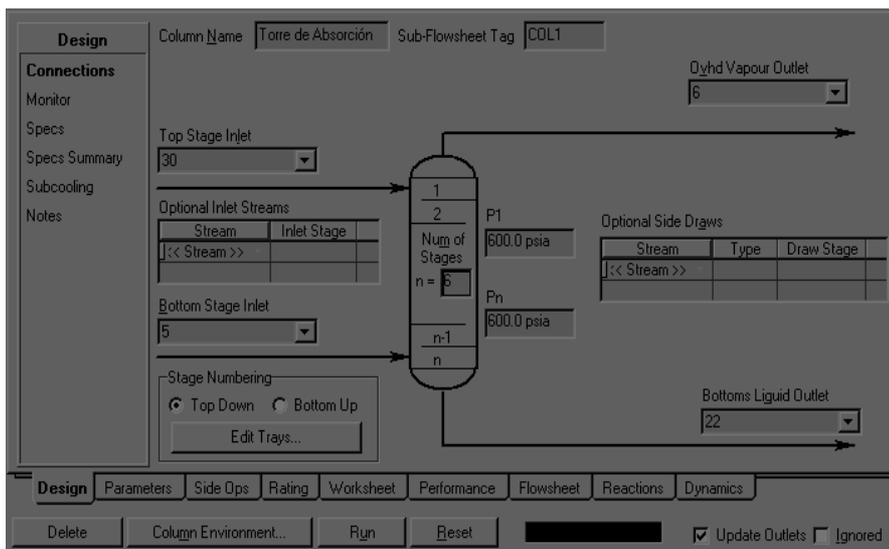
Tabla 9. Composición de la corriente de gas que alimenta la planta de absorción

	Mole Fractions	Vapour Phase
Nitrogen	0.019002	0.019002
CO2	0.056906	0.056906
H2S	0.000000	0.000000
Methane	0.705870	0.705870
Ethane	0.110511	0.110511
Propane	0.069407	0.069407
i-Butane	0.009301	0.009301
n-Butane	0.019102	0.019102
i-Pentane	0.004600	0.004600
n-Pentane	0.003000	0.003000
n-Hexane	0.001600	0.001600
n-Heptane	0.000400	0.000400
n-Octane	0.000200	0.000200
n-Nonane	0.000000	0.000000
n-Decane	0.000000	0.000000
NBP[0]192*	0.000000	0.000000
NBP[0]216*	0.000000	0.000000
NBP[0]249*	0.000000	0.000000
NBP[0]280*	0.000000	0.000000
NBP[1]297*	0.000000	0.000000
NBP[1]318*	0.000000	0.000000
NBP[1]348*	0.000000	0.000000
NBP[1]369*	0.000000	0.000000
NBP[1]391*	0.000000	0.000000
NBP[2]412*	0.000000	0.000000
NBP[2]438*	0.000000	0.000000
NBP[2]463*	0.000000	0.000000
NBP[2]487*	0.000000	0.000000
NBP[3]515*	0.000000	0.000000
NBP[3]545*	0.000000	0.000000
NBP[3]575*	0.000000	0.000000
Total	1.00000	

Fuente: Hysys 3.2.

Este Worksheet permite identificar la composición de la mezcla de gas a la entrada de la columna de absorción, utilizando diferentes tipos de unidades, para este caso se utilizan fracciones molares.

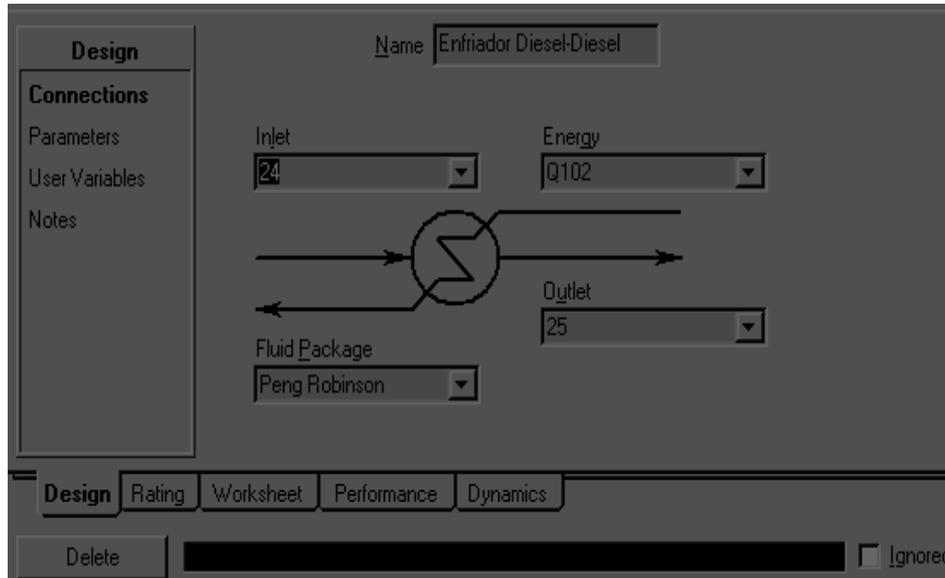
Figura 33. Esquema de la torre de absorción



Fuente: Hysys 3.2.

La torre de absorción en estado estable, recibe dos corrientes: El gas de alimento, identificado como corriente 30 y el fluido absorbente como corriente 5.

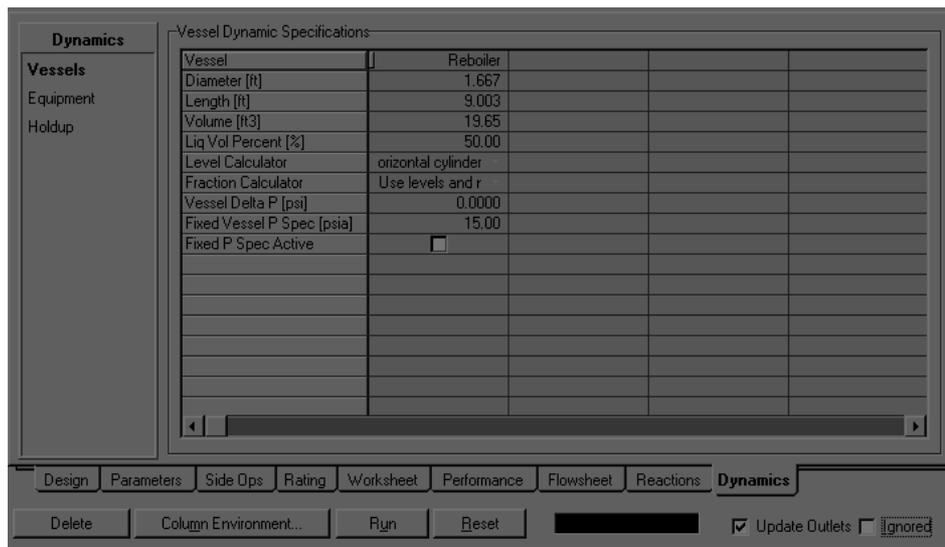
Figura 34. Diagrama calentador diesel-diesel



Fuente: Hysys 3.2.

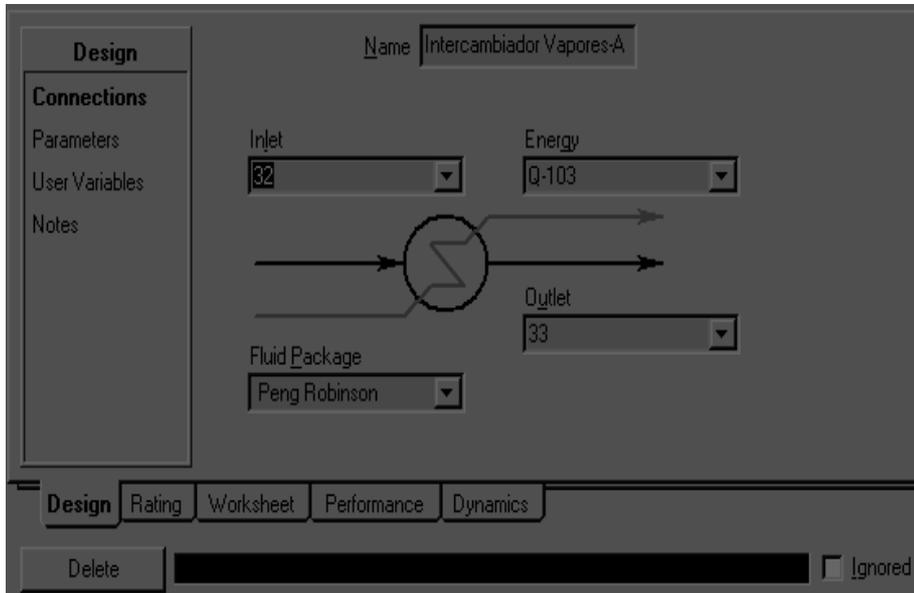
Este calentador es utilizado para mejorar el proceso de evaporación de condensados que se lleva a cabo en el rehervidor, la corriente 24 es la corriente del diesel rico, el cual es precalentado por el calor de el diesel pobre que se consigue en el rehervidor.

Figura 35. Diagrama rehervidor



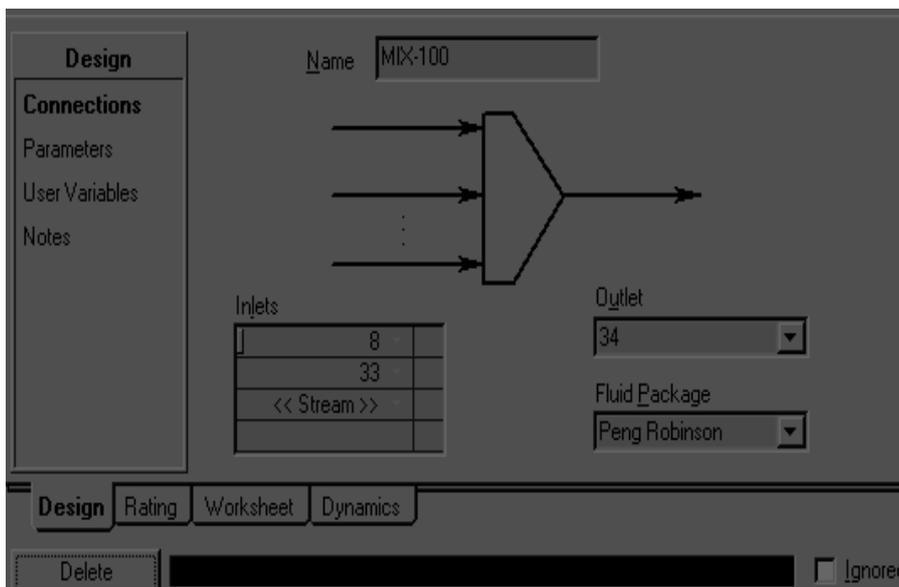
Fuente: Hysys 3.2.

Figura 36. Esquema intercambiador vapores-agua



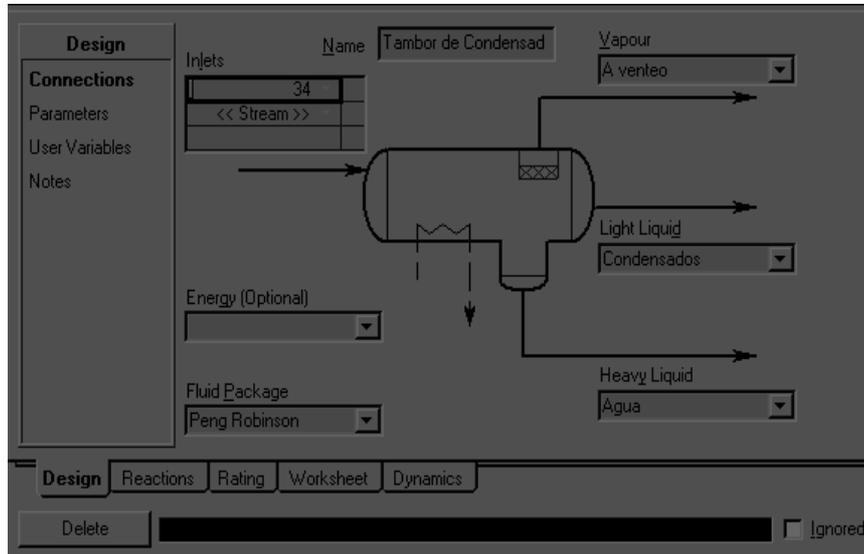
Alimentado por los condensados evaporados en el rehervidor e identificados en el PFD como corriente 32, estos vapores son enfriados para lograr su condensación.

Figura 37. Esquema de mezclador de corrientes



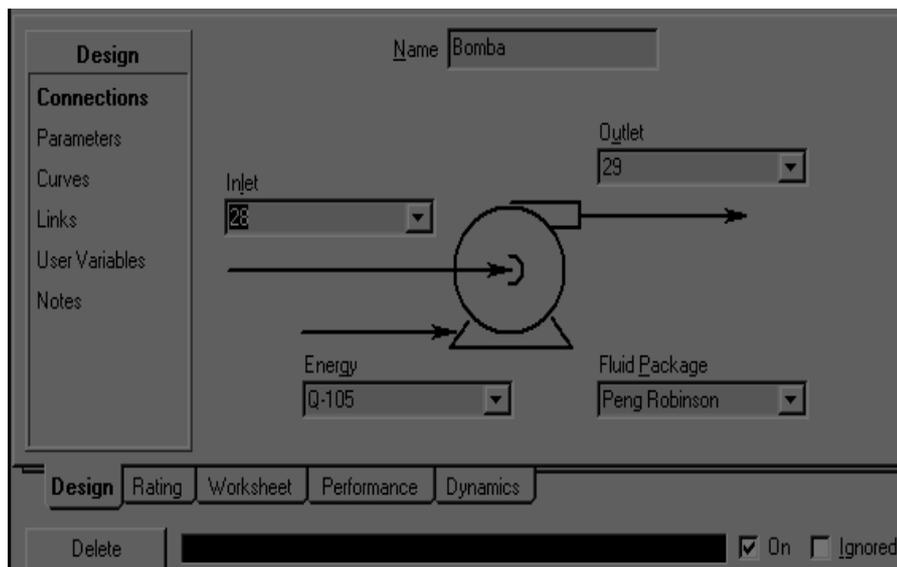
Aquí se mezcla el gas que sale del flash tank, corriente 8, y se mezcla con los condensados ya enfriados, para conducirlos a el tambor de condensados.

Figura 38. Esquema del tambor de condensados



Vasija que actúa como separador de los fluidos que componen la corriente 34, por diferencia de densidades, se libera el gas de la corriente al ambiente, se separa el agua, y se estabilizan los condensados obtenidos a través del proceso de absorción.

Figura 39. Esquema de la bomba, de la corriente 28 para la 29



Bomba requerida para impulsar el diesel que ingresa a la torre de absorción. Esta corriente esta compuesta por el diesel pobre y nuevo diesel que suple las pérdidas del mismo en el rehervidor.

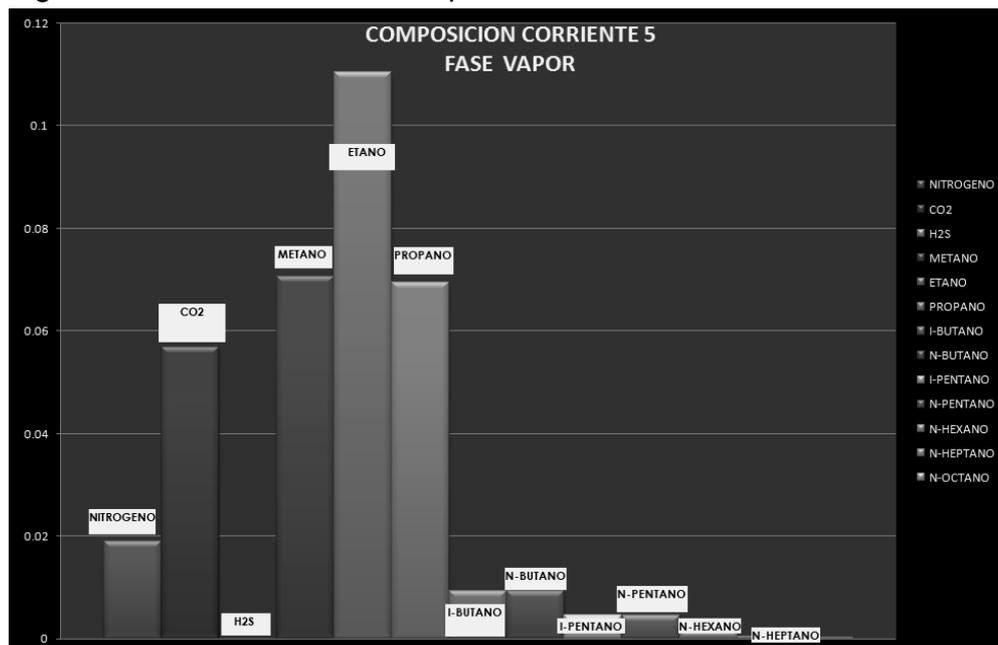
Tabla 10. Balance de materia Hysys

Name	Diesel	5	6	22	23	31	24	25	32	33	26	27
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.1293	1.0000	0.0000	0.2461	0.9907	0.9369	0.0000	0.0000
Temperature [F]	450.0	119.4	100.2	116.3	114.7	114.7	114.7	200.0	203.9	68.00	350.0	90.00
Pressure [psia]	364.7	600.0	600.0	600.0	219.7	219.7	219.7	14.70	14.70	14.70	15.00	15.00
Molar Flow [MMSCFD]	0.1000	3.645	3.039	1.704	1.704	0.2203	1.484	1.484	0.3863	0.3863	1.097	1.097
Mass Flow [lb/hr]	2847	9364	6789	3.296e+004	3.236e+004	626.5	3.223e+004	3.233e+004	1885	1885	3.045e+004	3.045e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [barel/ds]	209.9	1670	1311	2759	2759	107.5	2651	2651	252.9	252.9	2399	2399
Heat Flow [Btu/hr]	-1.916e+005	-1.672e+007	-1.346e+007	-3.124e+007	-3.124e+007	-1.111e+006	-3.012e+007	-2.877e+007	-2.105e+006	-2.220e+006	-2.334e+007	-2.903e+007
Molar Enthalpy [Btu/bmole]	-1.745e+005	-4.179e+004	-4.032e+004	-1.670e+005	-1.670e+005	-4.592e+004	-1.649e+005	-1.755e+005	-4.965e+004	-5.223e+004	-1.937e+005	-2.327e+005
Name	23	30	Make-Up	23	8	34	A.vequeo	Condensado	Agua	Q-103	Q-104	Q-105
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.3180	0.7599	1.0000	0.0000	0.0000	<empty>	<empty>	<empty>
Temperature [F]	91.75	91.75	100.0	90.01	36.03	21.39	21.39	21.39	21.39	<empty>	<empty>	<empty>
Pressure [psia]	600.0	600.0	19.70	15.00	65.00	14.70	14.70	14.70	14.70	<empty>	<empty>	<empty>
Molar Flow [MMSCFD]	1.093	1.098	6.903e+004	1.099	0.3330	0.7193	0.5466	0.1659	6.766e+003	<empty>	<empty>	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	3.047e+004	3.047e+004	18.29	3.047e+004	2067	3972	2491	1468	13.39	<empty>	<empty>	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [barel/ds]	2400	2400	11450	2400	247.8	500.6	343.9	155.6	0.9184	<empty>	<empty>	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	-2.737e+007	-2.797e+007	-1.976e+004	-2.805e+007	-2.503e+006	-4.722e+006	-3.102e+006	-1.526e+006	-9.193e+004	1.131e+005	4.039e+006	8.189e+004
Molar Enthalpy [Btu/bmole]	-2.320e+005	-2.320e+005	-2.202e+005	-2.302e+005	-6.944e+004	-5.979e+004	-5.169e+004	-8.394e+004	-1.237e+005	<empty>	<empty>	<empty>
Name	Q-105	Q-102	New									
Vapour Fraction	<empty>	<empty>										
Temperature [F]	<empty>	<empty>										
Pressure [psia]	<empty>	<empty>										
Molar Flow [MMSCFD]	<empty>	<empty>										
Mass Flow [lb/hr]	<empty>	<empty>										
Std Ideal Liq Vol Flow [barel/ds]	<empty>	<empty>										
Heat Flow [Btu/hr]	2.517e+005	1.593e+006										
Molar Enthalpy [Btu/bmole]	<empty>	<empty>										

En este balance es posible observar al detalle las condiciones de todas las corrientes que están presentes en el proceso.

2.5.6 Composiciones de los condensados por corrientes

Figura 40. Corriente # 5 fase vapor

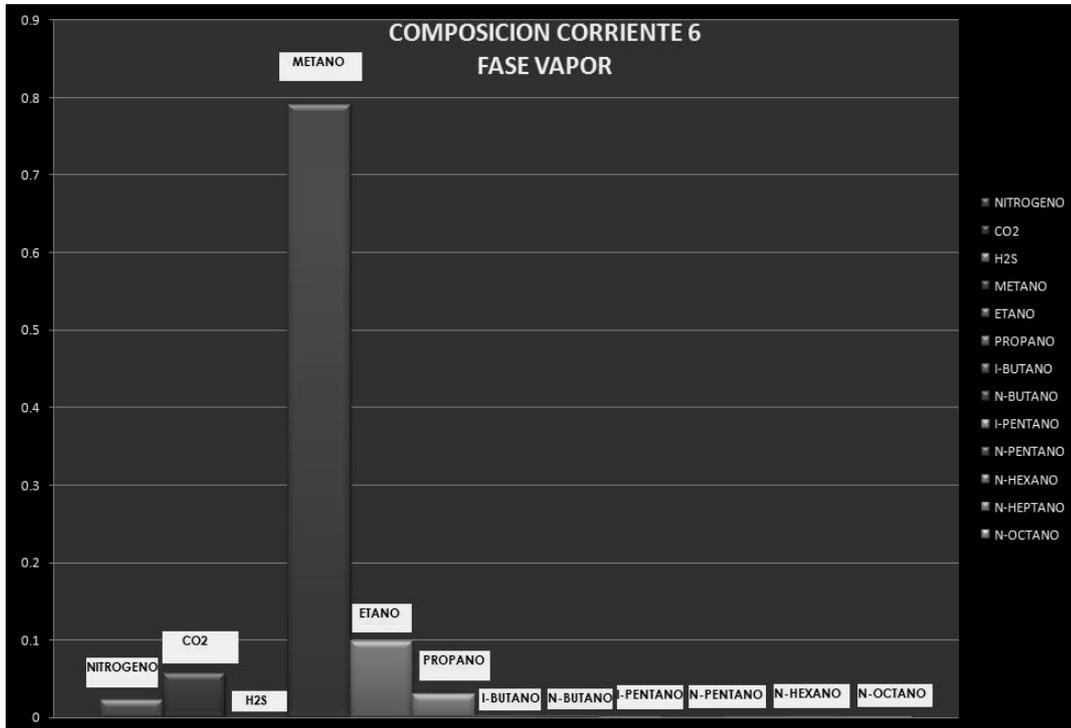


Fuente: Autora.

Tabla 11. Resultados para corriente # 5 fase vapor

COMPONENTE	FASE VAPOR
NITROGENO	0.0190020
CO ₂	0.0569060
H ₂ S	0.0000000
METANO	0.0705870
ETANO	0.1105110
PROPANO	0.0694070
I-BUTANO	0.0093010
N-BUTANO	0.0191020
I-PENTANO	0.0046000
N-PENTANO	0.0030000
N-HEXANO	0.0016000
N-HEPTANO	0.0004000
N-OCTANO	0.0002000
N-NONANO	0.0000000
N-DECANO	0.0000000

Figura 41. Corriente # 6 fase vapor



Fuente: Autora.

Tabla 12. Resultados para corriente # 6 fase vapor

COMPONENTE	FASE VAPOR
NITROGENO	0.0221550
CO ₂	0.0565620
H ₂ S	0.0000000
METANO	0.7895300
ETANO	0.0981190
PROPANO	0.0292160
I-BUTANO	0.0013420
N-BUTANO	0.0020780
I-PENTANO	0.0004390
N-PENTANO	0.0002740
N-HEXANO	0.0001420
N-HEPTANO	0.0000310
N-OCTANO	0.0000130
N-NONANO	0.0000000
N-DECANO	0.0000000

Figura 42. Corriente # 6 fase líquida



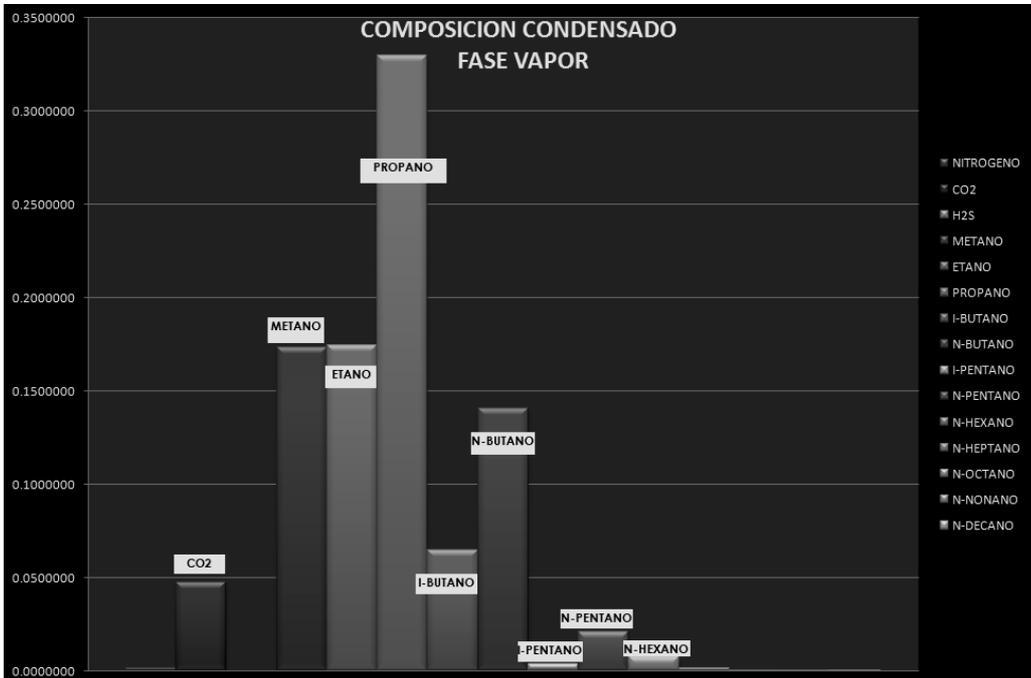
Fuente: Autora.

Tabla 13. Resultados para corriente # 6 fase líquida

COMPONENTE	FASE LIQUIDA
NITROGENO	0.0012520
CO ₂	0.0222910
H ₂ S	0.0000000
METANO	0.1130140
ETANO	0.0589460
PROPANO	0.0506730
I-BUTANO	0.0050140
N-BUTANO	0.0104620
I-PENTANO	0.0047330
N-PENTANO	0.0038010
N-HEXANO	0.0052520
N-HEPTANO	0.0029650
N-OCTANO	0.0031460
N-NONANO	0.0000000
N-DECANO	0.0000000

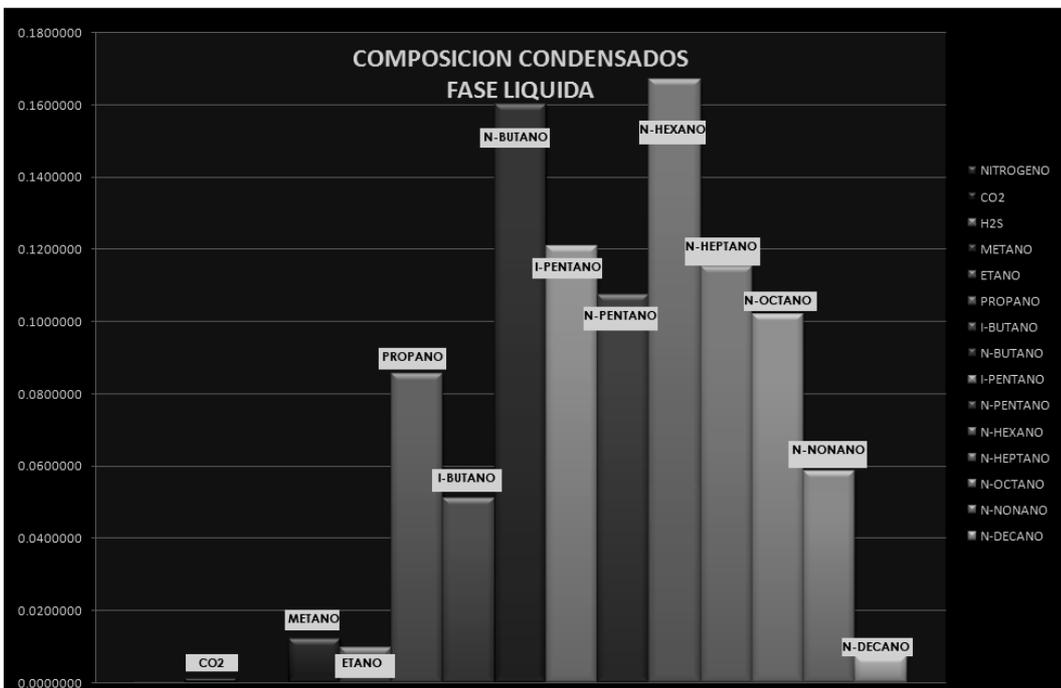
2.5.7 Composición del condensado obtenido

Figura 43. Composición de condensados fase vapor



Fuente: Autora.

Figura 44. Composición de condensados fase líquida



Fuente: Autora.

Tabla 14. Composición del condensado

COMPONENTE	FASE VAPOR	FASE LIQUIDA
NITROGENO	0.0012960	0.0000200
CO2	0.0474860	0.0010400
H2S	0.0000000	0.0000000
METANO	0.1735140	0.0120300
ETANO	0.1743970	0.0096620
PROPANO	0.3299140	0.0855620
I-BUTANO	0.0648010	0.0509540
N-BUTANO	0.1407840	0.1600920
I-PENTANO	0.0033690	0.1208030
N-PENTANO	0.0207200	0.1073110
N-HEXANO	0.0078880	0.1671760
N-HEPTANO	0.0013930	0.1151280
N-OCTANO	0.0003190	0.1020290
N-NONANO	0.0000500	0.0586420
N-DECANO	0.0000020	0.0074200

2.6 PROYECCIONES

La SOH tiene proyectado la entrada de nuevos campos de los cuales se espera obtener una cantidad significativa de gas con el cual se ampliará la capacidad de generación y a la vez demandará modificar las condiciones de operación planteadas inicialmente.

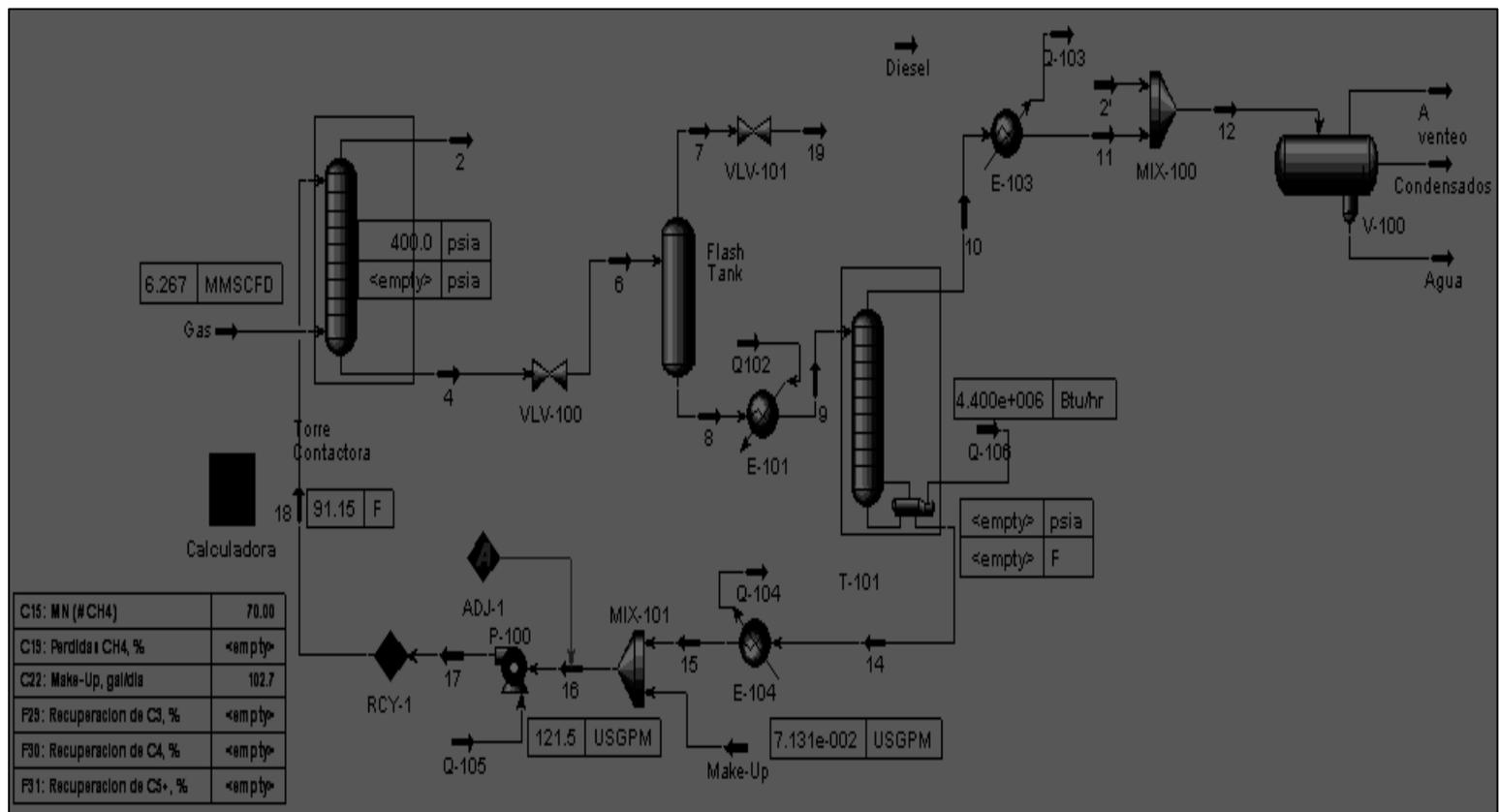
Se realizaron simulaciones en las cuales se variaron los caudales de gas; estas corridas utilizando el Hysys son un recurso con el cual cuenta la Empresa en el momento de transformar la planta inicial, disminuyendo el tiempo de estudio y reduciendo costos.

Se plantea crear dos escenarios en los cuales varía el caudal de gas y la presión de entrada a la torre de absorción, sin hacer otras modificaciones a las condiciones con las cuales se plantea iniciar el proyecto.

- Primera proyección de la planta de absorción con diesel:

- Presión: 400 psia
- Fluido absorbente: diesel
- Caudal de gas a la entrada (MMSCFD): 6.267

Figura 45. Diagrama de la planta de absorción con diesel a 400 psia



Fuente: Hysys 3.2.

Balance de masa:

- Presión: 400 psia
- Fluido absorbente: diesel
- Caudal de gas a la entrada (MMSCFD): 6.267

Tabla 15. Balance de masa a 400 psia

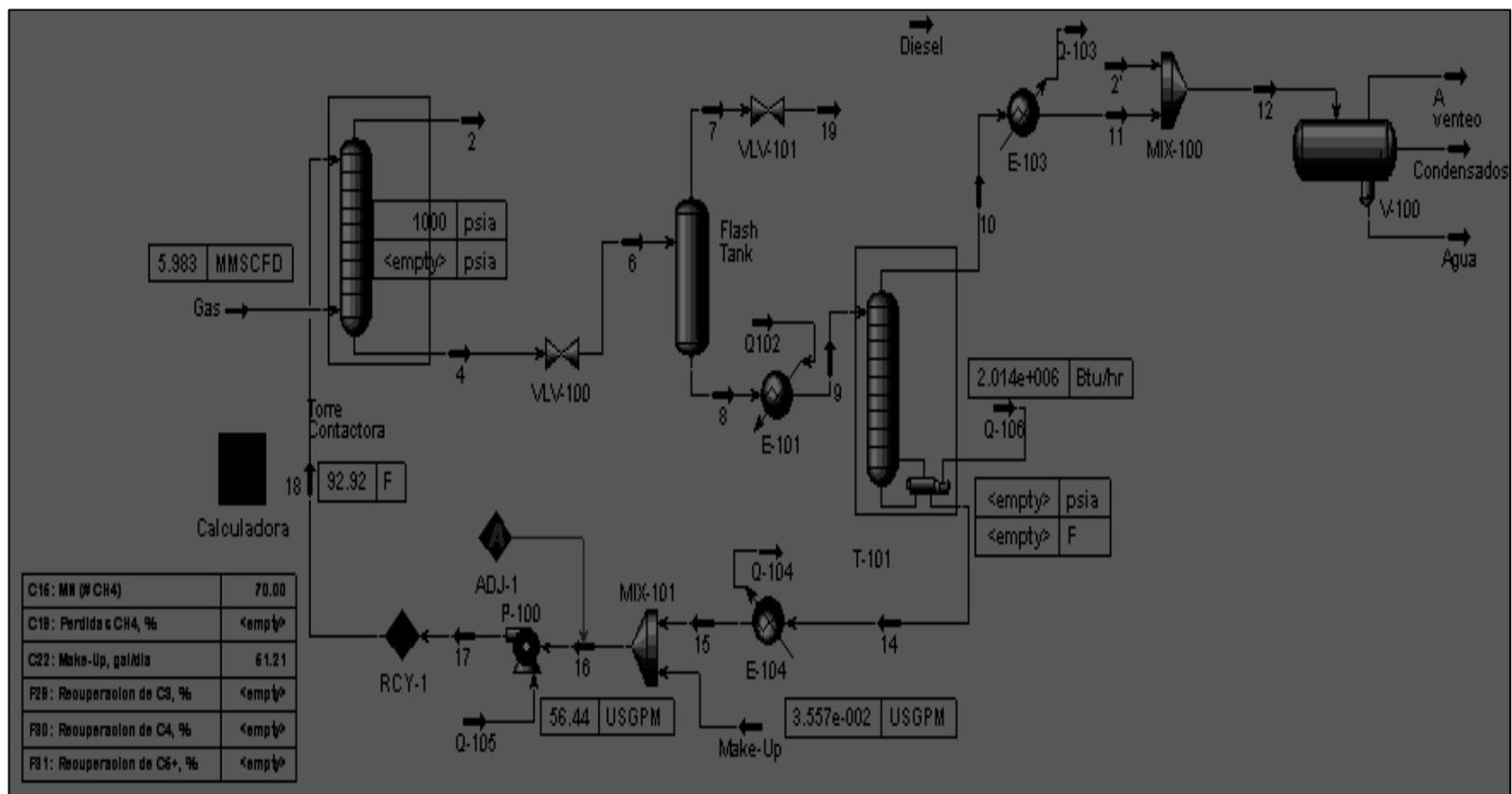
Name	Diesel	Gas	2	4	6	7	8	9	10	11	14	15
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.2355	1.0000	0.0000	0.0338	0.9931	0.8305	0.0000	0.0000
Temperature [F]	450.0	125.8	99.39	118.6	106.8	106.8	106.8	200.0	201.5	68.00	350.0	90.00
Pressure [psia]	364.7	400.0	400.0	400.0	19.70	19.70	19.70	19.70	16.20	16.20	19.70	19.70
Molar Flow [MMSCFD]	0.1000	6.267	5.433	2.768	2.768	0.6519	2.116	2.116	0.1832	0.1832	1.933	1.933
Mass Flow [lb/hr]	2647	1.645e+004	1.257e+004	5.605e+004	5.605e+004	2692	5.336e+004	5.336e+004	1211	1211	5.214e+004	5.214e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	209.9	2879	2355	4653	4653	384.0	4269	4269	142.2	142.2	4127	4127
Heat Flow [Btu/hr]	-1.916e+006	-2.957e+007	-2.494e+007	-5.261e+007	-5.261e+007	-3.632e+006	-4.898e+007	-4.652e+007	-1.103e+006	-1.213e+006	-4.102e+007	-4.804e+007
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.745e+005	-4.297e+004	-4.181e+004	-1.731e+005	-1.731e+005	-5.074e+004	-2.108e+005	-2.002e+005	-5.483e+004	-6.033e+004	-1.932e+005	-2.263e+005
Name	17	18	Make-Up	16	19	2'	12	A venteo	Condensados	Agua	Q-103	Q-104
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.3309	0.5309	1.0000	0.0000	0.0000	<empty>	<empty>
Temperature [F]	91.15	91.15	100.0	90.01	105.4	44.00	58.37	58.37	58.37	58.37	<empty>	<empty>
Pressure [psia]	400.0	400.0	19.70	19.70	9.700	19.70	16.20	16.20	16.20	16.20	<empty>	<empty>
Molar Flow [MMSCFD]	1.934	1.934	1.145e-003	1.934	0.6519	0.2347	0.4179	0.2219	0.1932	2.853e-003	<empty>	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	5.217e+004	5.217e+004	30.31	5.217e+004	2692	1789	3000	1171	1823	5.644	<empty>	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	4130	4130	2.403	4130	384.0	197.6	339.8	149.8	189.7	0.3872	<empty>	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	-4.798e+007	-4.798e+007	-2.777e+004	-4.807e+007	-3.632e+006	-1.977e+006	-3.190e+006	-1.315e+006	-1.837e+006	-3.855e+004	1.107e+005	7.020e+006
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-2.259e+005	-2.259e+005	-2.209e+005	-2.263e+005	-5.074e+004	-7.670e+004	-6.953e+004	-5.398e+004	-8.659e+004	-1.230e+005	<empty>	<empty>
Name	Q-105	Q-106	Q102	** New **								
Vapour Fraction	<empty>	<empty>	<empty>									
Temperature [F]	<empty>	<empty>	<empty>									
Pressure [psia]	<empty>	<empty>	<empty>									
Molar Flow [MMSCFD]	<empty>	<empty>	<empty>									
Mass Flow [lb/hr]	<empty>	<empty>	<empty>									
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	<empty>	<empty>	<empty>									
Heat Flow [Btu/hr]	9.147e+004	4.400e+006	2.458e+006									
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	<empty>	<empty>	<empty>									

Fuente: Hysys 3.2.

- Segunda proyección de la planta de absorción con diesel:

- Presión: 1000 psia
- Fluido absorbente: diesel
- Caudal de gas a la entrada (MMSCFD): 5.983

Figura 46. Diagrama de la planta de absorción con diesel a 1000 psia



Fuente: Hysys 3.2.

Balance de masa:

- Presión: 1000 psia
- Fluido absorbente: diesel
- Caudal de gas a la entrada (MMSCFD): 5.983

Tabla 16. Balance de masa a 1000 psia

Name	Diesel	Gas	2	4	6	7	8	9	10	11	14
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.1034	1.0000	0.0000	0.4112	0.9995	0.9962	0.0000
Temperature [F]	450.0	127.6	109.4	130.0	129.3	129.3	129.3	200.0	205.0	68.00	350.0
Pressure [psia]	364.7	1000	1000	1000	619.7	619.7	619.7	19.70	16.20	16.20	19.70
Molar Flow [MMSCFD]	0.1000	5.983	5.160	1.711	1.711	0.1769	1.534	1.534	0.6465	0.6465	0.8879
Mass Flow [lb/hr]	2647	1.533e+004	1.192e+004	2.769e+004	2.769e+004	462.2	2.723e+004	2.723e+004	2969	2969	2.426e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	209.9	2718	2234	2401	2401	81.37	2320	2320	403.2	403.2	1917
Heat Flow [Btu/hr]	-1.916e+006	-2.831e+007	-2.369e+007	-2.687e+007	-2.687e+007	-8.727e+005	-2.600e+007	-2.472e+007	-3.624e+006	-3.805e+006	-1.908e+007
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1.745e+005	-4.309e+004	-4.181e+004	-1.430e+005	-1.430e+005	-4.492e+004	-1.543e+005	-1.467e+005	-5.105e+004	-5.360e+004	-1.957e+005
Name	17	18	Make-Up	16	19	2'	12	A venteo	Condensados	Agua	Q-103
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.4062	0.8219	1.0000	0.0000	0.0000	<empty>
Temperature [F]	92.92	92.92	100.0	90.01	128.6	51.84	27.36	27.36	27.36	27.36	<empty>
Pressure [psia]	1000	1000	19.70	19.70	609.7	150.0	16.20	16.20	16.20	16.20	<empty>
Molar Flow [MMSCFD]	0.8885	0.8885	5.710e-004	0.8885	0.1769	0.5173	1.164	0.9566	0.1977	9.564e-003	<empty>
Mass Flow [lb/hr]	2.428e+004	2.428e+004	15.12	2.428e+004	462.2	2882	5851	4002	1830	18.92	<empty>
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	1918	1918	1.198	1918	81.37	355.7	758.9	565.9	191.6	1.298	<empty>
Heat Flow [Btu/hr]	-2.225e+007	-2.225e+007	-1.385e+004	-2.236e+007	-8.727e+005	-3.702e+006	-7.507e+006	-5.497e+006	-1.880e+006	-1.298e+005	1.811e+005
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-2.281e+005	-2.281e+005	-2.209e+005	-2.292e+005	-4.492e+004	-6.517e+004	-5.874e+004	-5.233e+004	-8.663e+004	-1.236e+005	<empty>
Name	Q-105	Q-106	Q102	** New **							
Vapour Fraction	<empty>	<empty>	<empty>								
Temperature [F]	<empty>	<empty>	<empty>								
Pressure [psia]	<empty>	<empty>	<empty>								
Molar Flow [MMSCFD]	<empty>	<empty>	<empty>								
Mass Flow [lb/hr]	<empty>	<empty>	<empty>								
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	<empty>	<empty>	<empty>								
Heat Flow [Btu/hr]	1.095e+005	2.014e+006	1.277e+006								
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	<empty>	<empty>	<empty>								

Fuente: Hysys 3.2.

3. CONCLUSIONES

- La simulación con la que se basa, para la operación de la planta de absorción fue la realizada a 650 psi, 100 °F y con un caudal de 3.645 MMCSFD.
- Actualmente la SOH cuenta con un sistema de deshidratación del gas utilizado para la generación que logra disminuir el contenido de agua a menos de 6Lbs/MMSCF, con el fin de disminuir la formación de hidratos durante su transporte; este proceso alcanza los 80 °F y su capacidad calorífica aumenta entre 1000-1300 BTU.
- El gas de SOH contiene entre 3 a 3.3 GPM, los cuales causan problemas técnicos en los generadores debido a que estos están diseñados para trabajar con un gas que tenga bajo contenido de hidrocarburos licuables (número de metano mayor al 70), y se genera la pérdida de los mismos los cuales son de gran valor comercial.
- Para el mejoramiento del gas utilizado para la generación, se diseñó un sistema de absorción que utiliza como fluido absorbente el diesel.
- La selección del diesel como fluido de absorción se realizó luego de comparar su comportamiento a diferentes condiciones de operación y determinando su rendimiento y eficacia dentro del proceso.
- Se recuperan 155 bls de hidrocarburos condensados al día, fluido que se vende para conseguir un valor agregado para Ecopetrol y el gas utilizado para generación incrementa su contenido de metano a 73.75, con el fin de mejorar la combustión en los motores de generación.
- Las proyecciones demostraron que el proceso de absorción muestra un pequeño aumento en la cantidad de condensado recuperado, al aumentar la presión a 1000 psia en la torre de absorción y no es proporcional al caudal de gas, que entra en ella.

3.1 CONCLUSIONES TÉCNICAS

Tabla 17. Condiciones y facilidades requeridas para la operación de absorción

FACILIDAD	CONDICIONES ESPECÍFICAS	DESCRIPCIÓN
Torre de absorción de 6 bandejas	La cual recibe 3.645 MMCSFD, los que a su vez se obtienen de la torre deshidratadora a 119 °F y 600 psia.	Allí también se recibe el diesel o fluido de absorción que entra a la torre a razón de 209.9 bbl/día, a 450 °F y 364.7 psia.
Un Flash Tank	Recibe a 114.7 °F y 219.7 psia.	Que recibe el diesel rico a una razón de 2759 bbl/día.
Intercambiador de calor diesel-diesel	El diesel que entra a la columna de absorción a 90 °F.	El cual precalienta el diesel que entra al rehervidor para que alcance los 200 °F, y enfría el diesel que entra a la columna de absorción.
Un Rehervidor	Que recibe el diesel rico a 200 °F.	Logra el Duty del diesel y lo entrega como diesel pobre o sin contenido de hidrocarburos condensados a 350 ° F, este rehervidor cuenta con una torre despojadora empacada con anillos Raschig de 3/4 in.
Un tambor de condensados	14.7 psia y 100 °F	Que se utiliza para separar gas combustible y obtener líquidos recuperados del gas natural. Este es un tambor horizontal con bota para drenar el agua que se puede arrastrar y acumular.
Un tanque de diesel regenerado para almacenar el diesel pobre		Que se obtiene del rehervidor de la torre despojadora, este es un tanque horizontal del cual su volumen se determinara de acuerdo al tiempo de residencia total.
Un condensador de hidrocarburos	Logra llevar los vapores de agua hasta los 90 °F.	Que intercambia el calor de los vapores que se retiran por el tope de la columna despojadora con agua.

4. RECOMENDACIONES

- Para lograr los resultados obtenidos con la simulación, se requiere lograr cumplir con las condiciones de operación que la simulación define.
- Para el diseño de los intercambiadores de calor se recomienda el uso de simuladores creados para este fin, que hacen más sencillo el dimensionamiento y además ofrecen todo tipo de variedades de construcción, y no obvian ningún tipo de variable.

BIBLIOGRAFÍA

KEN, Arnold y Stewart, Maurice. Surface Production Operation (SPO), Design-Handling Systems and Facilities. Houston, TX: Volumen I y II, 2ª edición, 1999.

CARRILLO, Arturo y Naissa Verónica, Análisis de prefectibilidad técnica para la implementación de un sistema de procesamiento del gas de la Estación Balcón, Universidad Industrial de Santander, Escuela de Ingeniería de Petróleos, Bucaramanga, 2004.

Ecopetrol S.A., Ingeniería Conceptual “Optimización del sistema de tratamiento y uso racional del gas combustible destinado para generación de la SOH”.

Elite Training, Curso “Tratamiento de Gas Natural - Deshidratación y Endulzamiento”, 2007.

Gas Processors Suppliers Association (GPSA), Engineering Data Book, FPS version, 20° edición, Volumes I & II, U.S.A, 2004.

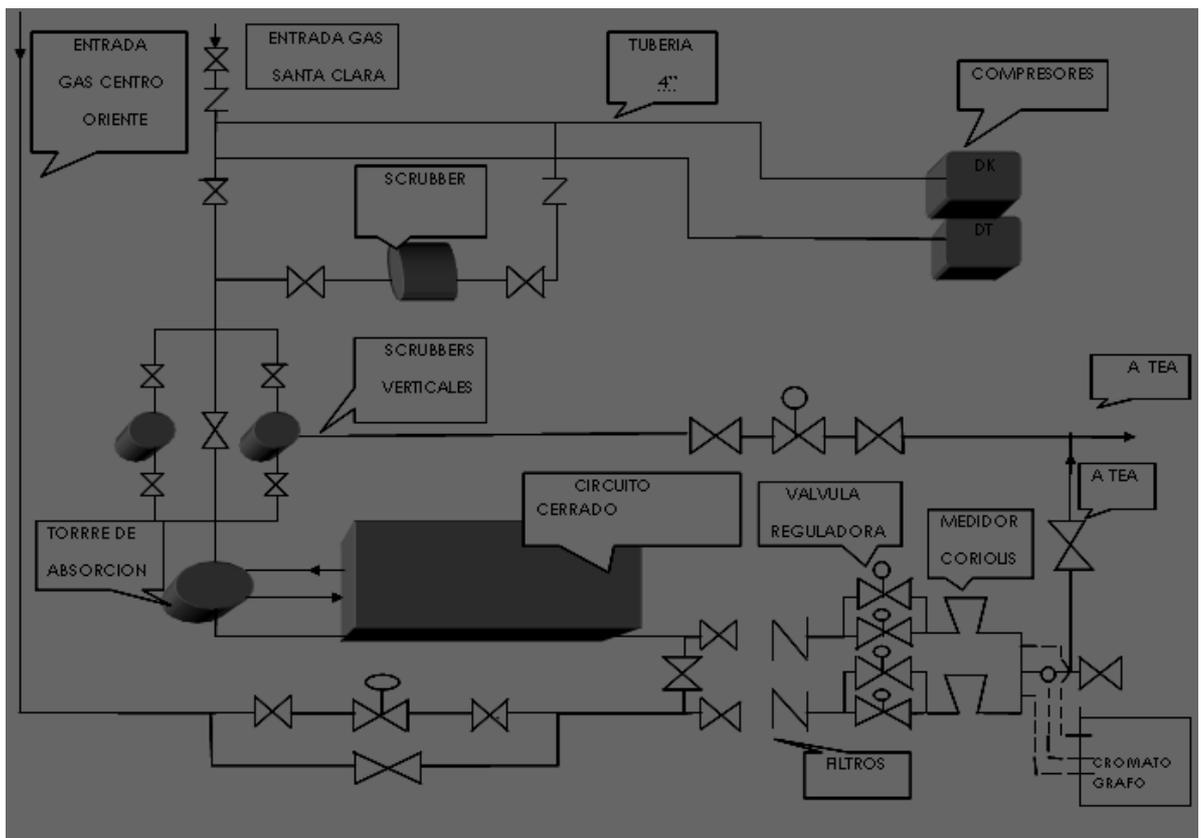
HYSYS, Simulador de Procesos, versión 3.2, U.S.A., 2002.

<http://hidrocarburosbol.blogspot.com/2007/11/glosario-tecnico-legal-sector.html>

McKetta-Wehe pressure-temperature correlation. Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, 10th Edition.

ANEXOS

Anexo A. Diagrama de facilidades existentes para la deshidratación



Anexo B. Proyección para la planta de absorción a 400 psia

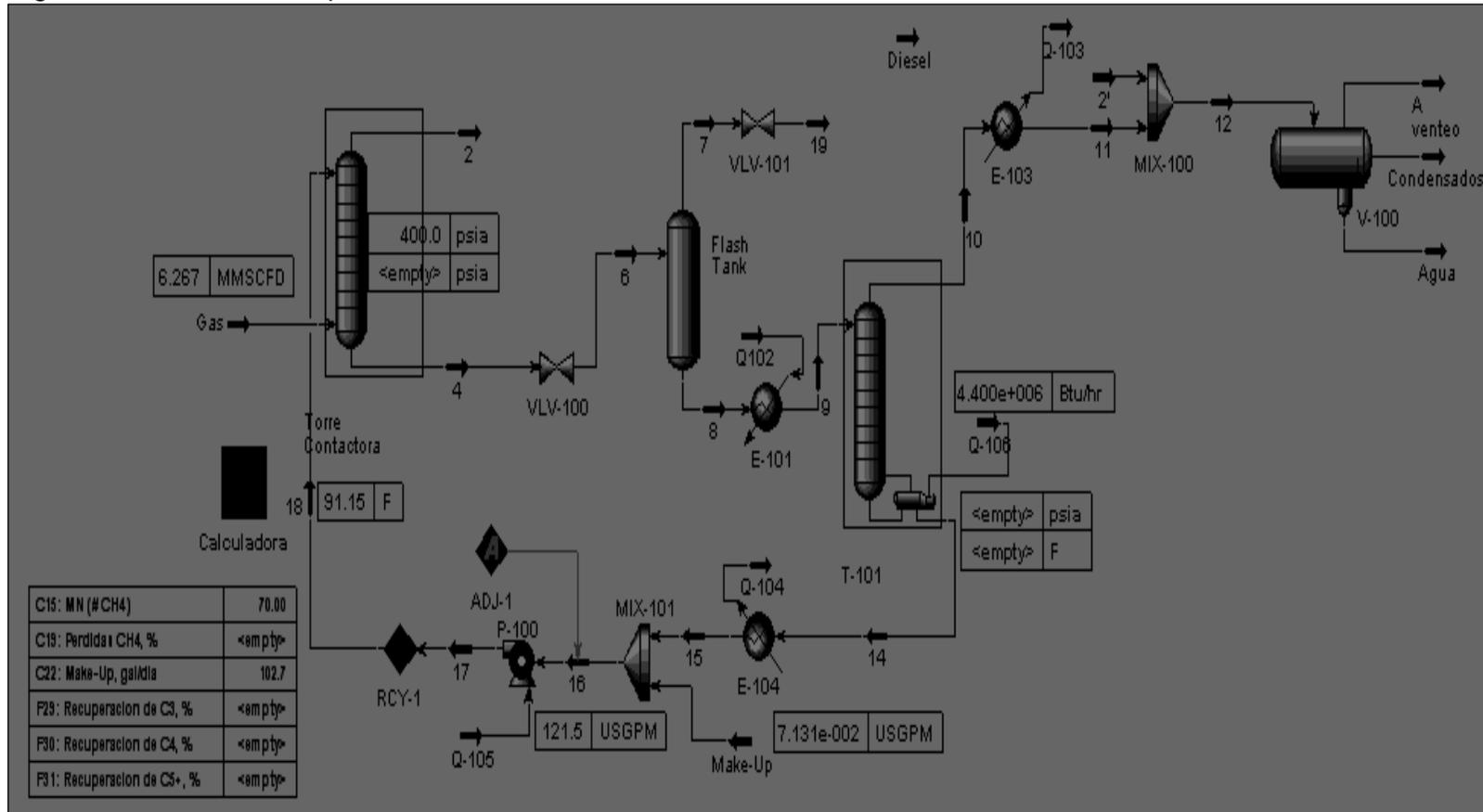
Datos de entrada:

Presión: 400 psia

Caudal: 6.267 MMSCFD

Temperatura: 100 °F

Figura Simulación a 400 psia



Anexo C. Proyección para la planta de absorción a 650 psia

Datos de entrada:

- Presión: 650 psia
- Fluido absorbente: diesel
- Caudal de gas a la entrada (MMSCFD): 3.645

Figura Simulación a 650 psia

