

**APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO DE LAS DIFERENTES CORRIENTES DE  
GAS DE PRODUCCIÓN PARA UTILIZACIÓN INTERNA EN UNA ESTACIÓN DE  
TRATAMIENTO DE FLUIDO MULTIFÁSICO**

**DIANA CATALINA MOLANO BAYONA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS  
BUCARAMANGA**

**2017**

**APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO DE LAS DIFERENTES CORRIENTES DE  
GAS DE PRODUCCIÓN PARA UTILIZACIÓN INTERNA EN UNA ESTACIÓN DE  
TRATAMIENTO DE FLUIDO MULTIFÁSICO**

**DIANA CATALINA MOLANO BAYONA**

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de  
Especialista en Ingeniería del Gas**

**Director:  
FERNANDO ENRIQUE CALVETE  
Ingeniero de Petróleos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS  
BUCARAMANGA**

**2017**

## DEDICATORIA

*A Dios por ser mi guía y mi motivo.*

*A Oscar mi amor y mi compañero de vida.*

*A mi mami Amelia Bayona y a mi papa Alejandro Molano por su apoyo y enseñanzas.*

*A Lina quien a pesar de nuestras diferencias siempre está ahí para mí.*

*A Diego que me inspira y me anima a ser mejor.*

*A mis amigos y familiares que me han dado tantos momentos valiosos.*

*Cata*

## **AGRADECIMIENTOS**

La autora expresa su agradecimiento a:

DIOS y a la Santísima virgen por permitirme la oportunidad tan maravillosa de realizar este proyecto con la gran satisfacción obteniendo los resultados esperados.

La Universidad Industrial de Santander, los profesores de La Especialización y administrativos, y todas aquellas personas que hicieron parte nuestra formación profesional por dar lo mejor de sí.

Ulises Franco por su tiempo y guía.

# CONTENIDO

	Pág.
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>12</b>
<b>1. INFORMACIÓN DE ENTRADA</b> .....	<b>14</b>
1.1. GENERALIDADES DE LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO.....	14
1.1.1 <i>Separación de fases.</i> .....	15
1.1.1.1 Separadores bifásicos. ....	15
1.1.1.2 Separadores trifásicos.....	16
1.1.2 <i>Tratamiento del Crudo.</i> .....	16
1.1.3 <i>Tratamiento del Gas.</i> .....	17
1.1.3.1 Separación de agua libre y condensados.....	17
1.1.3.2 Compresión.....	17
1.1.3.3. Endulzamiento. ....	20
1.1.3.3. Deshidratación.....	21
1.1.3.4. Procesamiento. ....	22
1.2. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA .....	24
1.2.1 <i>Caracterización de los fluidos.</i> .....	24
1.2.2 <i>Proceso de Producción de Crudo.</i> .....	25
<b>2. SIMULACIÓN DEL PROCESO</b> .....	<b>28</b>
2.1. FLUIDO DE POZO Y SEPARACIÓN INICIAL.....	28
2.2. ESTABILIZACIÓN DE CRUDO Y COMPRESIÓN INICIAL DE GAS .....	32
2.3. COMPRESIÓN Y DESHIDRATACIÓN DE GAS .....	38
2.3.1. <i>Compresión.</i> .....	38
2.3.2. <i>Deshidratación.</i> .....	42
2.4. CONTROL DE PUNTO DE ROCIO DE HIDROCARBURO .....	47
2.5. CALOR Y TRABAJO DEL PROCESO.....	50
<b>3. ALTERNATIVAS DE APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO</b> .....	<b>52</b>
3.1. ALTERNATIVA 1 .....	52
3.2. ALTERNATIVA 2 .....	52
3.3. ALTERNATIVA 3 .....	54
3.4. ALTERNATIVA 4 .....	56
3.5. ALTERNATIVA 5 .....	57
<b>4. ANÁLISIS DE RESULTADOS</b> .....	<b>59</b>
<b>5. CONCLUSIONES</b> .....	<b>62</b>
<b>6. RECOMENDACIONES</b> .....	<b>64</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	<b>65</b>

## LISTA DE TABLAS

	<b>Pág.</b>
TABLA 1. ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL GAS NATURAL.....	18
TABLA 2. COMPOSICIONES Y PROPIEDADES CRÍTICAS DEL FLUIDO TIPO 6 DE EAGLE FORD.....	25
TABLA 3. CORRIENTES DE ENERGÍA CALENTADORES.....	50
TABLA 4. CORRIENTES DE ENERGÍA ENFRIADORES.....	50
TABLA 5. CORRIENTES DE ENERGÍA COMPRESORES Y BOMBA DE GLICOL.....	51
TABLA 6. CORRIENTES DE ENERGÍA DE CALENTADORES MODIFICADAS.....	59
TABLA 7. CORRIENTES DE ENERGÍA DE ENFRIADORES MODIFICADAS.....	59

## LISTA DE FIGURAS

	<b>Pág.</b>
FIGURA 1. ESQUEMA TÍPICO DE TRATAMIENTO DE GAS. ....	18
FIGURA 2. RANGOS DE OPERACIÓN DE LOS COMPRESORES DISPONIBLES EN EL MERCADO.....	20
FIGURA 3. ESPECIFICACIÓN DEL GLP.....	23
FIGURA 4. ESPECIFICACIÓN DE LA GASOLINA NATURAL.....	23
FIGURA 5. SIMULACIÓN POZO Y SEPARACIÓN.....	28
FIGURA 6. COMPOSICIÓN Y FLUJO DE ENTRADA.....	28
FIGURA 7. TUBERÍA DE PRODUCCIÓN Y CHOCKE.....	29
FIGURA 8. MEZCLA DE POZOS Y ENFRIADOR.....	30
FIGURA 9. SEPARADOR Y SCRUBBER DE ALTA PRESIÓN.....	31
FIGURA 10. SEPARADOR DE MEDIA PRESIÓN Y DESGASIFICADOR.....	31
FIGURA 11. GAS, CRUDO Y AGUA DE SEPARADORES DE PRODUCCIÓN.....	32
FIGURA 12. ESTABILIZACIÓN DE CRUDO Y COMPRESIÓN GAS A TRATAMIENTO.....	34
FIGURA 13. SIMULACIÓN TORRE ESTABILIZADORA.....	36
FIGURA 14. ENFRIADOR Y TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE CRUDO.....	37
FIGURA 15. COMPRESOR PARA TRANSPORTE DE GAS Y ENFRIADOR.....	37
FIGURA 16. MEZCLA Y TRANSPORTE DE GAS A TRATAMIENTO.....	38
FIGURA 17. COMPRESIÓN Y DESHIDRATACIÓN DEL GAS.....	38
FIGURA 18. COMPRESORES Y ENFRIADORES DE GAS.....	40
FIGURA 19. SPREAD SHEET RELACIÓN DE COMPRESIÓN Y PRESIÓN INTER-ETAPAS.....	42
FIGURA 20. TORRE DE DESHIDRATACIÓN TEG.....	43
FIGURA 21. UNIDAD DE REGENERACIÓN DE GLICOL.....	45
FIGURA 22. CALCULO DE REPOSICIÓN DE GLICOL.....	46
FIGURA 23. CONDENSADOS, GAS RESIDUO Y GAS SECO DE COMPRESIÓN Y DESHIDRATACIÓN.....	46
FIGURA 24. SIMULACIÓN AJUSTE DE PUNTO DE ROCÍO DE HIDROCARBURO Y DE HHV.....	48
FIGURA 25. AJUSTE DE TEMPERATURA DE SEPARACIÓN.....	48
FIGURA 26. PRODUCTOS TORRE DE ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS.....	49
FIGURA 27. CHILLER DE GAS.....	49
FIGURA 28. GAS, CONDENSADOS Y AGUA DE PROCESAMIENTO DE GAS.....	50
FIGURA 29. RESULTADOS ALTERNATIVA 1.....	52
FIGURA 30. BALANCE ENERGÍA ALTERNATIVA 2.....	53
FIGURA 31. RESULTADOS ALTERNATIVA 2.....	54
FIGURA 32. MODIFICACIONES ALTERNATIVA 3.....	55
FIGURA 33. RESULTADOS ALTERNATIVA 3.....	55
FIGURA 34. RESULTADOS ALTERNATIVA 4.....	56
FIGURA 35. RESULTADOS ALTERNATIVA 5.....	57

## RESUMEN

**TITULO:** APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO DE LAS DIFERENTES CORRIENTES DE GAS DE PRODUCCIÓN PARA UTILIZACIÓN INTERNA EN UNA ESTACIÓN DE TRATAMIENTO DE FLUIDO MULTIFÁSICO \*

**AUTORA:** DIANA CATALINA MOLANO\*\*

**PALABRAS CLAVES:** Aprovechamiento energético, simulación, gas.

### DESCRIPCIÓN:

Se llevó a cabo la simulación y análisis del proceso de separación y tratamiento de fluido multifásico para elaborar una propuesta de aprovechamiento energético de las diferentes corrientes de gas enfocado en la utilización interna en la estación. Inicialmente se estableció el proceso y fluido a modelar siendo escogido el Fluido tipo 6 de la formación Eagle Shale Ford.

A continuación se determinaron las principales condiciones del operación y se dividió el sistema en 4 etapas principales que son el flujo desde fondo de pozo y separación de fases, la estabilización del crudo y la compresión inicial para transporte de gas, la compresión y deshidratación del gas, y el control de punto de rocío del gas y estabilización de condensados. Tomando la información obtenida del software Aspen Hysys V 8.8 se determinaron los valores de las corrientes de energía intercambiada con utilidades de enfriamiento, calentamiento y compresión/bombeo y se plantearon diferentes alternativas para su disminución y menor requerimiento energético.

Se encontró que el mejor conjunto de modificaciones era el aumento de la temperatura de enfriamiento del fluido de pozo en superficie, el mayor precalentamiento del crudo hacia la estabilizadora y el intercambio de calor del gas de ventas con los condensados a estabilización, teniendo así una reducción de 13,4 MMBtu/h en procesos de calentamiento y 23 MMBtu/h en sistemas de enfriamiento, lo cual representa un 45% de la energía térmica transferida en la estación y una disminución en los equipos y servicios requeridos en el tratamiento de fluidos.

---

\* Proyecto de Grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físico – Químicas; Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director de proyecto: Fernando Enrique Calvete, Ingeniero de Petróleos.

## SUMMARY

**TITLE:** ENERGY MANAGEMENT OF DIFFERENT PRODUCTION GAS STAGES FOR INTERNAL USE IN A MULTI-PHASE FLUID TREATMENT STATION \*

**AUTHORS:** DIANA CATALINA MOLANO\*\*

**KEY WORDS:** Energy saving, gas process, gas treatment, simulation.

### DESCRIPTION:

It was conducted simulation and analysis of the process of separation and treatment of multiphase fluid to develop a proposal of energy utilization of different streams of gas focused on the internal utilization in the oil & gas station. Initially the fluid to be modeled was chosen as the type 6 fluid in the Eagle Ford Shale formation and the process configuration was established.

The main operating conditions were then determined and the system was divided into 4 main stages, bottom-flow and phase separation, crude stabilization and gas to transport initial compression, compression and Dehydration of gas, and control of gas dew point and condensates stabilization. Taking the information obtained from the Aspen Hysys V 8.8 software, the values of the energy currents exchanged with the cooling, heating and compression / pumping utilities were determined and different alternatives were proposed for their reduction and lower energy requirements.

The best set of modifications was found to be the increase of the cooling temperature of the well fluid at the surface, the mayor preheating of crude to the stabilizer tower and the heat exchange of the sales gas with the condensates to stabilizer, thus having a reduction of 13.4 MMBtu/h in heating utilities and 23 MMBtu/h in cooling systems, which represents a saving of 45% of thermal energy transferred and a decreasing the equipment and services required in the handling of fluids in the station.

---

\* Graduation Project

\*\* Faculty of Physical – Chemicals Engineering. Petroleum Engineering School, Director: Fernando Enrique Calvete, Petroleum Engineering.

## INTRODUCCIÓN

En las estaciones de procesamiento de fluidos se suele presentar desperdicio de energía asociada al gas, utilización de fuentes de energía externas a las estaciones para suplir los requerimientos energéticos, costos de producción innecesarios y falta de opciones para mejoramiento de los procesos. Lo anterior se debe a que desde la concepción de los proyectos de producción hay único enfoque en el objetivo principal de negocio/producción dejando de lado el uso de los recursos disponibles alternos, lo cual está relacionado con el desconocimiento de la energía inherente en los mismos, al desconocimiento de la energía disponible y utilizable, al alto costo que se cree que puede representar el estudio de determinación de alternativas de formas de energía internas y/o la instalación de las facilidades requeridas. Finalmente, en casos donde ya se tienen instaladas las facilidades de producción hay factores adicionales a tener en cuenta ya que este aprovechamiento implica variaciones de diseño que pueden no ser manejadas con los equipos instalados.

En este estudio se busca plantear diferentes alternativas para disminuir el desperdicio energético y por consiguiente los costos relacionados a la demanda energética de la estación, y así proponer algunas mejoras a la forma típica de manejo del gas enfocado al uso integral de la energía.

Por ello, este trabajo tiene como objetivo “ELABORAR UNA PROPUESTA PARA EL APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO DE LAS DIFERENTES CORRIENTES DE GAS DE PROCESO PARA UTILIZACIÓN INTERNA EN UNA ESTACIÓN DE TRATAMIENTO DE FLUIDO MULTIFÁSICO. Específicamente, y a su vez se busca que los resultados obtenidos puedan ser aplicados como una solución a las necesidades de diseño y optimización del sector, y determinar la mejor alternativa para el uso de la energía recuperada dentro de la estación en pro de suplir la demanda energética.

La investigación, el modelamiento y el análisis a realizar ayudarán a identificar las etapas de menor eficiencia energética en el proceso con lo que se pueden ver beneficiados los productores de crudo que tengan gas asociado, de modo que cuenten con opciones para desarrollar los campos de forma sostenible aprovechando los recursos disponibles.

Se presenta un enfoque basado en análisis de procesos que permite identificar y gestionar el sistema para obtener resultados de mejor desempeño y eficacia, así como promover hábitos de mejora continua.

## 1. INFORMACIÓN DE ENTRADA

La información empleada para el desarrollo del tema se registra a continuación, inicialmente se realiza una breve descripción del proceso típico llevado a cabo en una planta de separación y tratamiento de fluido multifásico y posteriormente se indican los datos específicos del proceso a evaluar.

### 1.1. GENERALIDADES DE LAS PLANTAS DE TRATAMIENTO

El gas natural generalmente proviene de reservas profundas y puede encontrarse asociado al crudo ó con poco/nada del mismo. El gas asociado es un subproducto de la producción de crudo caso en el cuál éste es el que paga por los costos del desarrollo del campo.<sup>1</sup>

El gas asociado representa el 25% de las reservas probadas de gas natural a nivel mundial y suele ser un producto no deseado que en su mayoría es reinyectado a la formación, quemado o venteado. La necesidad de producir aceite y disponer del gas natural requiere enfoques únicos en los planes de desarrollo de campos petroleros.<sup>2</sup>

Con el creciente enfoque en desarrollo sostenible la quema de gas ha dejado de ser una opción y en algunos países incluso se han desarrollado leyes en contra de ésta práctica, esto busca eliminar el desperdicio de una fuente de energía valiosa y el consecuente impacto ambiental. De la misma forma se está buscando implementar procesos más eficientes aprovechando al máximo los recursos

---

<sup>1</sup> Kidnay, A. J. y Parrish, W. R. Fundamentals of Natural Gas Processing. First Edition. USA: Taylor & Francis Group. 2006, 7 p.

<sup>2</sup> Society of Petroleum Engineers. "Associated and nonassociated gas" [en línea]. En: Petrowiki, 2016 [fecha de consulta: 04 de junio del 2016]. Disponible en [http://petrowiki.org/Associated\\_and\\_nonassociated\\_gas](http://petrowiki.org/Associated_and_nonassociated_gas)

disponibles y disminuyendo la necesidad de abastecimiento energético por parte de terceros.

**1.1.1 Separación de fases.** En una estación de tratamiento de fluido multifásico el objetivo es separar la corriente de pozo en tres corrientes o fases (crudo, gas y agua) y procesarlas en productos comerciales o disponerlas de una forma ambientalmente aceptable<sup>3</sup>. Esto se lleva a cabo en los separadores de producción y de prueba, de donde se obtiene la mayor parte del gas asociado al crudo, en etapas posteriores de tratamiento de crudo como en los tratadores electrostáticos, botas de gas y tanques de almacenamiento se recuperan menores volúmenes de gas.

El fluido de yacimiento puede ser de 5 tipos en función del contenido de gas que tiene como lo son aceite negro, aceite volátil, gas retrogrado, gas húmedo y gas seco y adicionalmente los aceites pueden contener grandes cantidades de agua de acuerdo al mecanismo de energía de la formación y que además varía en el tiempo de explotación. Se utilizan diferentes tipos de separadores en cada caso para realizar una separación inicial de los fluidos.

**1.1.1.1 Separadores bifásicos.** Como los *Gun Barrels* para separar gas y agua libre de aceites volátiles, los separadores de alta, media o baja presión para remover líquidos condensados de gases húmedos/retrógrados o los *FWKOs* para separar grandes cantidades de agua libre de aceites negros, se llaman desnatadores los tanques que separan las trazas de aceite negro del agua de producción. Suelen instalarse calentadores de flujo antes de los separadores bifásicos o como serpentines en los mismos buscando favorecer la separación de componentes livianos hacia la corriente de gas, el rompimiento de la emulsión crudo-agua y la obtención de un crudo más estable.

---

<sup>3</sup> Arnold, K. y Stewart, M. Surface Production Operations Volume 1. Third Edition. USA: Elsevier. 2008, 1 p.

**1.1.1.2 Separadores trifásicos.** Son equipos que tienen una configuración interna, alimentación de calor o electricidad que promueven la separación de fases, también cuentan con una zona para acumulación y descarga de sedimentos son separadores horizontales o verticales, tratadores térmicos y termoelectrostáticos.

**1.1.2 Tratamiento del Crudo.** El transporte de crudo en los oleoductos o carrotanques para venta está condicionado a un contenido máximo de agua, contenido máximo de sal y presión de vapor máxima. Debido a esto suelen llevarse a cabo varias etapas de tratamiento del crudo para eliminar el agua libre y emulsionada así como el gas y los compuestos más livianos, para esto se utilizan los separadores de fases mencionados en el capítulo anterior y si es el caso se complementa con una etapa de estabilización de crudo con el fin de separar componentes livianos que se podrían flashear en los tanques de almacenamiento.

La estabilización del crudo se realiza principalmente en campos de crudo volátil que tienen un alto contenido de componentes intermedios ( $C_3$  a  $C_5$ ) lo cual se refleja en altas presiones de vapor y gravedad API mayor a 50. Esta etapa suele ser omitida debido al mayor costo de inversión y operación que representa, reemplazada por calentamiento en la separación inicial de fases, separación en multietapas, un elevado tiempo de almacenamiento de crudo buscando una estabilización en tanque y un elevado flujo de livianos hacia la tea de la estación.<sup>4</sup>

Una estabilizadora es una torre a presión de platos perforados o empacada con una elevada temperatura en el fondo y baja temperatura en el tope, en la cual se tiene un equilibrio de fases en cada etapa de modo que los componentes más livianos tienden a vaporizarse y salir en la corriente superior a la vez que los componentes pesados se obtienen como líquido caliente en el fondo. La presión de vapor del líquido se controla estableciendo la presión de la torre (100 – 200 psi)

---

<sup>4</sup> Ibíd, p. 457.

y la temperatura suministrada por el rehervidor (200 – 400 °F) en el fondo que garanticen la composición adecuada. Para obtener una mejor separación y reducir el arrastre de compuestos más pesados indeseados en la corriente de gas, se debe elegir entre preenfriar la corriente de alimentación de la torre ó disponer de un enfriador de cima y recircular los condensados, generando así una sección de rectificación

**1.1.3 Tratamiento del Gas.** Tanto si se va a comercializar o si se va a emplear para consumo interno en una estación el gas debe ser tratado para cumplir con las especificaciones de calidad exigidas principalmente en cuanto al máximo contenido de agua (punto de rocío de agua) y dependiendo de su composición el máximo contenido de hidrocarburos condensables (punto de rocío de hidrocarburos), concentraciones permisibles de contaminantes (H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>, mercaptanos), poder calorífico y limpieza (contenido de sólidos). En la Tabla 1 se indican las especificaciones que debe cumplir el gas natural para ser transportado en la red nacional de hidrocarburos y en la Figura 1 se muestra un proceso típico de manejo de gas.

**1.1.3.1 Separación de agua libre y condensados.** Inicialmente el gas entra a un *scrubber* debido a que se encuentra saturado con agua y tiene arrastre de hidrocarburos livianos. Estas gotas de líquido deben ser removidas con el fin de evitar que lleguen a la etapa de compresión y puedan causar daños en los equipos.

**1.1.3.2 Compresión.** El gas natural es comprimido debido al incremento energético que representa almacenar un menor volumen, así como por su relación con la mejor eficiencia de procesos de recuperación de líquidos. La compresión del gas natural es utilizada para diferentes propósitos en la industria como lo son reinyección, operaciones de procesamiento, sistemas de transmisión y distribución, y transporte en tanques, o para almacenamiento.

**Tabla 1.** Especificaciones de calidad del Gas Natural.<sup>5</sup>

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

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

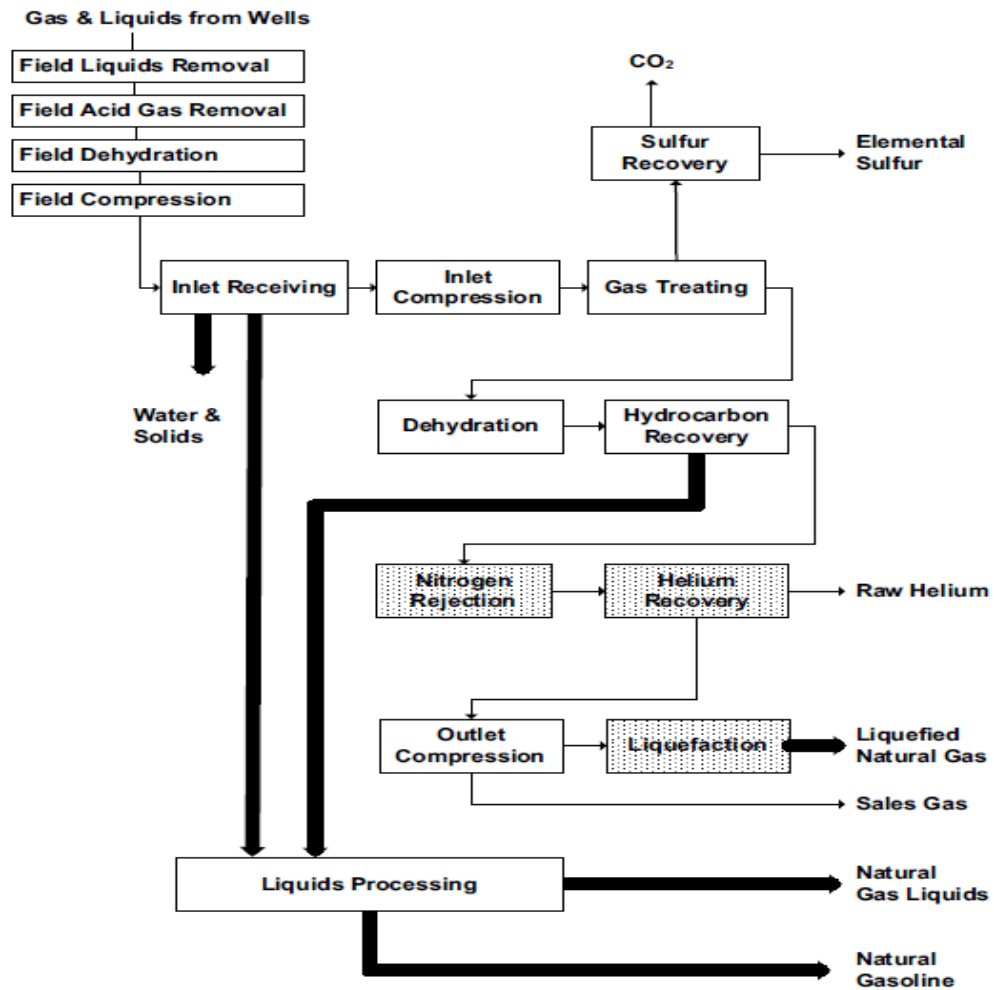
Nota 2: Los líquidos pueden ser: hidrocarburos, agua y otros contaminantes en estado líquido.

Nota 3: Se considera como contenido de inertes la suma de los contenidos de CO<sub>2</sub>, nitrógeno y oxígeno.

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

**Figura 1.** Esquema típico de tratamiento de gas.

<sup>5</sup> Actualización de la resolución CREG 071 de 1999. Reglamento Único de Transporte de Gas (RUT). Santa Fe de Bogotá, D.C.: CNO-Gas, 2014, 93 p.



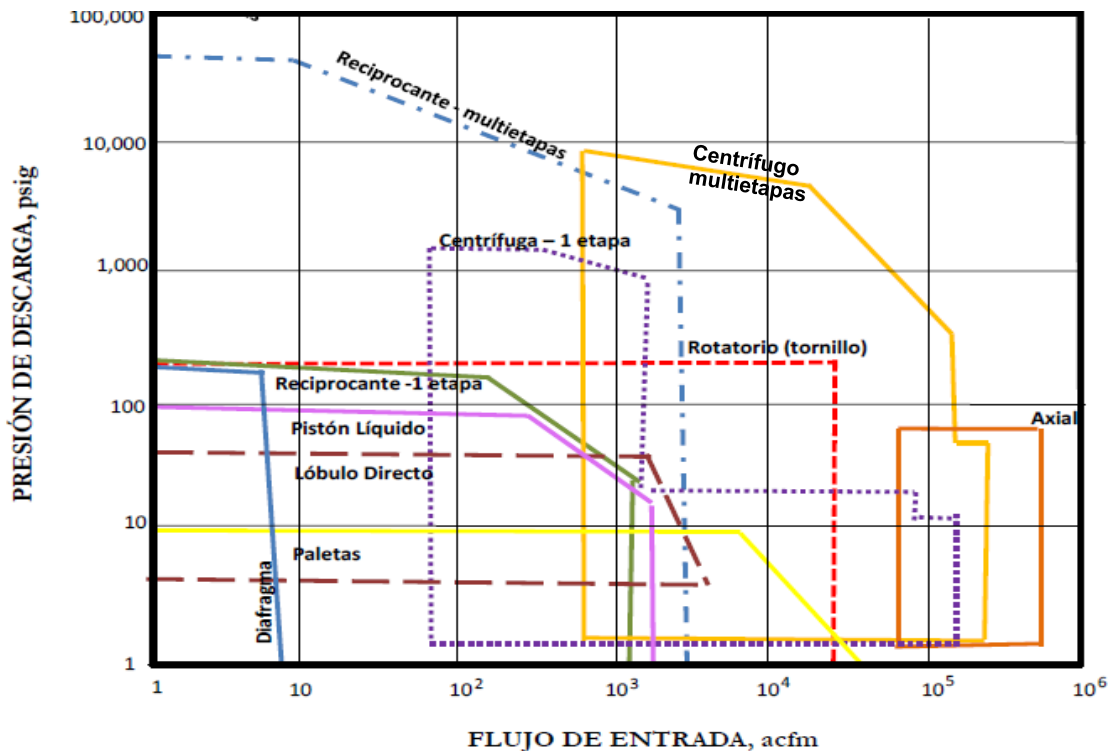
Fuente: KIDNAY, A. J. Y PARRISH, W. R., 27

Con el fin de adecuar el gas para entrega en el Sistema Nacional de Transporte en Colombia se debe cumplir con una presión mínima de 1200 psig para lo cual son usados principalmente compresores de tipo recíprocante o centrífugo.

Suelen usarse compresores recíprocantes para menores volúmenes de gas y centrífugos para mayores, sin embargo se han desarrollado diferentes tecnologías de compresión que permiten que los diferentes tipos de compresores operen más allá de los límites típicamente conocidos; aunque los compresores recíprocantes tienen mayor eficiencia en el consumo de combustible son más costosos,

pesados, ocupan mayor espacio y presentan mayores costos de mantenimiento. Dichos equipos se pueden encontrar operando en varios trenes en serie o en paralelo, cada etapa cuenta con un *scrubber* de entrada para remover trazas de líquidos, el compresor y un enfriador. En la Figura 2 se muestran los rangos de operación en los cuales trabajan diferentes tipos de compresores.

**Figura 2.** Rangos de operación de los compresores disponibles en el mercado.



Fuente: PEÑA, H., Cap. 4, 4.

**1.1.3.3. Endulzamiento.** La presencia de gases ácidos en una corriente de gas natural es un factor determinante en la corrosión de los gasoductos que además reduce el poder calorífico del gas de ventas, por este motivo la concentración de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S está restringida<sup>6</sup>. El tratamiento empleado para remover estos gases suele fundamentarse en su afinidad química con las aminas,

<sup>6</sup> MOKHATAB, S., POE, W., SPEIGHT, J., Handbook of natural Gas Transmission and Processing, Gulf Publishing, 2006, 261 p.

que son puestas en contacto con el gas en solución acuosa en una torre de absorción buscando mayor área de contacto.

Otro tipo de tratamientos empleados para endulzamiento de gas son:

- Adsorción con lecho sólido (esponja de hierro, óxido de zinc, tamiz molecular)
- Procesos con solventes físicos (sufinol, selexol, rectisol)
- Conversión directa de H<sub>2</sub>S en azufre (Claus, locat)
- Permeación con membranas

El destino del gas ácido separado es un factor importante a ser tenido en cuenta ya que su poder calorífico es menor, entre las principales opciones se encuentra el uso como combustible en motores, turbinas y calentadores, la quema, el venteo (únicamente para un muy elevado contenido de CO<sub>2</sub>) y la reinyección al yacimiento.<sup>7</sup>

**1.1.3.3 Deshidratación.** El gas obtenido debe ser deshidratado con el fin de prevenir la formación de hidratos en el gas cuando luego sea enfriado y evitar que el agua se condense creando problemas de corrosión en las líneas. Debido a la cantidad de agua que contiene el gas es necesario remover el vapor de agua que está asociada al gas. El vapor de agua es probablemente la impureza indeseable más común en un flujo de gas y dependiendo de la temperatura y la presión, permanecen en promedio 25 – 120 lbs de agua/ MMSCF de gas.<sup>8</sup>

Dos conceptos muy importantes que son utilizados para referirse al contenido de humedad del gas y por ende, a la eficiencia de la planta:

- Temperatura de punto de rocío: Es la temperatura a la cual el gas natural se satura con vapor de agua, bajo cualquier presión dada. El agua se condensa si

---

<sup>7</sup> BERGEL, M. y TIERNO, I., Sweetening technologies – A look at whole picture, TECNA Estudios y proyectos de Ingeniería S.A., 2008, 9 p.

<sup>8</sup> STEWART, M. y ARNOLD, K. Gas Dehydration Field Manual. Gulf Professional Publishing. Elsevier 2011. Capítulo 2

el gas está por debajo de su temperatura de punto de rocío. La cantidad de vapor de agua contenida en el gas en su punto de rocío depende de la presión, temperatura y composición del gas.

- Depresión o disminución de la temperatura de punto de rocío: Esta expresión es otra forma de describir cuanto vapor de agua 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 de punto de rocío del gas deshidratado (a la salida de la planta).

Los métodos de deshidratación de gas más utilizados son:

- Absorción: Utilizando un desecante líquido (glicol)
- Adsorción: Usando un desecante sólido (Alúmina, gel de sílice, tamiz molecular)
- Deliquesencia (Cloruro de Calcio)
- Permeación de gas (membranas)
- Expansión-Refrigeración (expansión de *Joule-Thompson*)
- Tecnología *Twister* (dispositivo estático, velocidad supersónica)

**1.1.3.4 Procesamiento.** El gas asociado suele tener un contenido elevado de líquidos con un alto valor energético (LNGs) que incluyen etano, propano, butanos, pentanos y moléculas más pesadas. De acuerdo a las necesidades de entrega del gas producido como control de punto de rocío, poder calorífico bruto entre

950-1150 BTU/ft<sup>3</sup> <sup>9</sup> y reducción de posibles condensados en el transporte por caída de presión o temperatura, estos líquidos pueden ser separados y fraccionados para obtener etano, propano y butanos puros, GLP y Gasolina natural para de igual forma generar una fuente adicional de ingresos.

---

<sup>9</sup> CREG Res. 071. 1999, Op cit., 38 p.

**Figura 3. Especificación del GLP.**

GPA Liquefied Petroleum Gas Specifications (from GPA Standard 2140-86)					
Product Designation					
Product Characteristics	Commercial Propane	Commercial Butane	Commercial B-P mixtures	Propane HD-5	Test Methods
Composition.....	Predominantly propane and/or propylene	Predominantly butanes and/or butylenes	Predominantly mixtures of butanes and/or butylenes with propane and/or propylene	Note less than 90 liquid volumen percent propane; not more that 5 liquid volume percent propylene	ASTM D-2163-82
Vapor Pressure at 100 °F*, psig, max	208*	70*	208*	208*	ASTM D-1267-84
Volatile residue: temperature at 95% evaporation, deg. F, max.....	-37*	36*	36*	-37*	ASTM D-1837-81
or butane and heavier, liquid volume percent max.....	2,5	-		2,5	ASTM D-2163-82
pentane and heavier, liquid volumen percent max.....		2,0	2,0	-	ASTM D-2163-82
Residual matter: residue on evaporation of 100 ml, max. oil stain observation.....	0,05 ml pass (1)	- -	- -	0,05 ml pass (1)	ASTM D-2158-80 ASTM D-2158-80
Corrosion, copper strip, max.....	No. 1	No. 1	No. 1	No. 1	ASTM D-1838-84
Total sulfur, ppmw.....	185	140	140	123	ASTM D-2784-80
Moisture content.....	pass	-	-	pass	GPA Propane Dryness Test (Cobalt Dromide or D-2713-81)
Free water content.....	-	none	none	-	-

Fuente: ARNOLD, K. Y STEWART, M. Volume II, 242

**Figura 4. Especificación de la gasolina natural.**

GPA Natural Gasoline Specifications		
Product Characteristic	Specification	Test Method
Reid Vapor Pressure	10 - 34 pounds	ASTM D-323
Percentage evaporated at 140 °F	25 - 85	ASTM D-216
Percentage evaporated at 275 °F	Not less than 90	ASTM D-216
End point	Not more than 375 °F	ASTM D-216
Corrosion	Not more than classification 1	ASTM D-130 (modified)
Color	Not less than plus 25 (Saybolt)	ASTM D-156
Reactive Sulfur	Negative, "sweet"	GPA 1138

Fuente: ARNOLD, K. Y STEWART, M. Volume II, 243

El control del punto de rocío es una etapa esencial en el procesamiento del gas en especial cuando va a ser transportado en tuberías, su implementación previene la formación de hidrocarburo líquido y resulta necesario en muchas situaciones ya que la condensación representa problemas en la medición, genera mayor caída de presión en líneas y formación de bolsas de líquido por flujo bifásico<sup>10</sup>. Para controlar el punto de rocío de hidrocarburos se eliminan los componentes pesados, que en este caso son subproductos del gas natural.

Algunas alternativas de enfriamiento del gas natural para procesarlo son<sup>11</sup>:

- Sistemas de Refrigeración (mecánica con C<sub>3</sub>, turboexpansión, Joule-Thomson)
- Adsorción (con aceite pobre o con lecho sólido)
- Separación con membranas
- Tecnología Twister

## 1.2. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA

Para realizar la evaluación energética una estación de tratamiento de fluido multifásico, en los parámetros de operación de un sistema típico, se escogió la información de fluidos y proceso expuesta en Roehner et al.<sup>12</sup>

**1.2.1 Caracterización de los fluidos.** El fluido de referencia para el presente estudio es el “fluido 6” de la formación Eagle Ford Shale cuya composición se muestra en la Tabla 2, producido en la zona del golfo de México en Texas, Estados Unidos. Dicho crudo contiene mayor cantidad de hidrocarburos pesados en comparación con los otros crudos de esquisto del campo y es crudo volátil.

---

<sup>10</sup> Gas Processor Association. GPSA Engineering Data Book, Volumes I & II. Twelfth Edition – FPS (Electronic). USA: Gas Processors Suppliers Association. 2004, 16-3 p.

<sup>11</sup> NOTAS PERSONALES. Diseño y operación de plantas de tratamiento de gas (Especialización Ingeniería de Gas V UIS, Bogotá), realizado en septiembre 25, 26 y 27 de 2015 en Bogotá.

<sup>12</sup> Roehner, Richard, et al. Reducing Gas Flaring in Oil Production from Shales. En Energy Fuels, 2016, 30 (9), 7524–7531 p.

**Tabla 2.** Composiciones y propiedades críticas del fluido tipo 6 de Eagle Ford

Componente	Composición (mol %)
C <sub>1</sub>	58,55
C <sub>2</sub>	7,49
C <sub>3</sub>	4,19
iC <sub>4</sub>	0,97
nC <sub>4</sub>	1,64
iC <sub>5</sub>	0,76
nC <sub>5</sub>	0,81
FC <sub>6</sub>	1,15
C <sub>7+</sub>	22,78
CO <sub>2</sub>	1,51
N <sub>2</sub>	0,15
T <sub>c</sub> (°F)	547
P <sub>c</sub> (psi)	3459
C <sub>7+</sub> molecular weight	178
C <sub>7+</sub> specific gravity	0,84

Fuente: ROEHNER, R., PANJA, P. Y DEO, M., 5

**1.2.2 Proceso de Producción de Crudo.** El proceso que se realiza consiste en la separación del gas de la emulsión crudo-agua, en el tratamiento del gas y en la deshidratación del crudo.

Inicialmente se tiene el fluido en pozo con 200°F y 6500 psi de presión en el reservorio, recorre una tubería en L hacia la superficie con 4000 ft horizontales y 12000 ft verticales y pasa por el choque de pozo hasta llegar al manifold de producción (15% BSW y GOR de 2022).

Luego de recibir los 6 pozos considerados, el fluido conformado por crudo, gas y agua es enfriado a 86°F y pasa por una válvula de control de presión que garantiza los 700 psig necesarios para ingresar al separador de alta presión, donde se retira el gas asociado (componentes livianos vaporizados a las

condiciones de proceso) y ocurre la separación del agua libre presente en el fluido de producción.

A continuación la corriente de gas de alta presión se envía hacia el scrubber de alta presión para retirar residuos de líquidos como agua y condensados hidrocarburos a 450 psi. De este gas separado se obtiene el gas para consumo interno como: gas de manto para los tanques de almacenamiento, gas de purga para el cabezal de alivio, gas piloto a tea y combustible.

La corriente líquida proveniente del separador de alta presión, conformada por hidrocarburos condensados en emulsión con agua de formación se envía hacia el separador de media presión junto con la corriente de condensados del scrubber de alta presión donde se realiza remoción de agua arrastrada y gas disuelto/vaporizado a 170 psi.

Posteriormente los líquidos obtenidos son estabilizados en una unidad de procesamiento donde además se termina de deshidratar el crudo por efecto del calentamiento. Luego, la corriente de crudo se enfría y se envía hacia los tanques de almacenamiento para ser transferidos en especificación (0.5% BSW) hacia oleoducto, carrotanques, etc., empleando bombas de despacho de crudo.

El agua retirada de las diferentes etapas del proceso será enviada hacia una torre de desgasificación donde el gas disuelto es removido y enviado a la unidad de compresión, para luego ser tratada para vertimiento en corrientes hídricas separando trazas de crudo y sólidos suspendidos.

La corriente de gas del separador de media presión, de la unidad de procesamiento de líquidos y de la torre desgasificadora se comprime a 470 psi y se enfría pasando previamente por un KOD donde se remueven las trazas de líquido que pudieran haber sido arrastradas ya que la eficiencia de compresión es afectada seriamente por su presencia. El gas ahora comprimido se mezcla con el

gas del separador de alta presión y es dirigido a la planta de tratamiento encargada de reducir su humedad a los límites permitidos.

Al llegar a la planta de tratamiento el gas es comprimido a 1220 psig en 2 etapas compuestas de separador, compresor centrífugo y aerofriador, posteriormente es deshidratado en una torre de contacto con TEG el cual es regenerado y recirculado, esto con el fin de reducir la cantidad de agua a menos de 6 lb de agua / MMSCFD y evitar la formación de hidratos en la siguiente etapa.

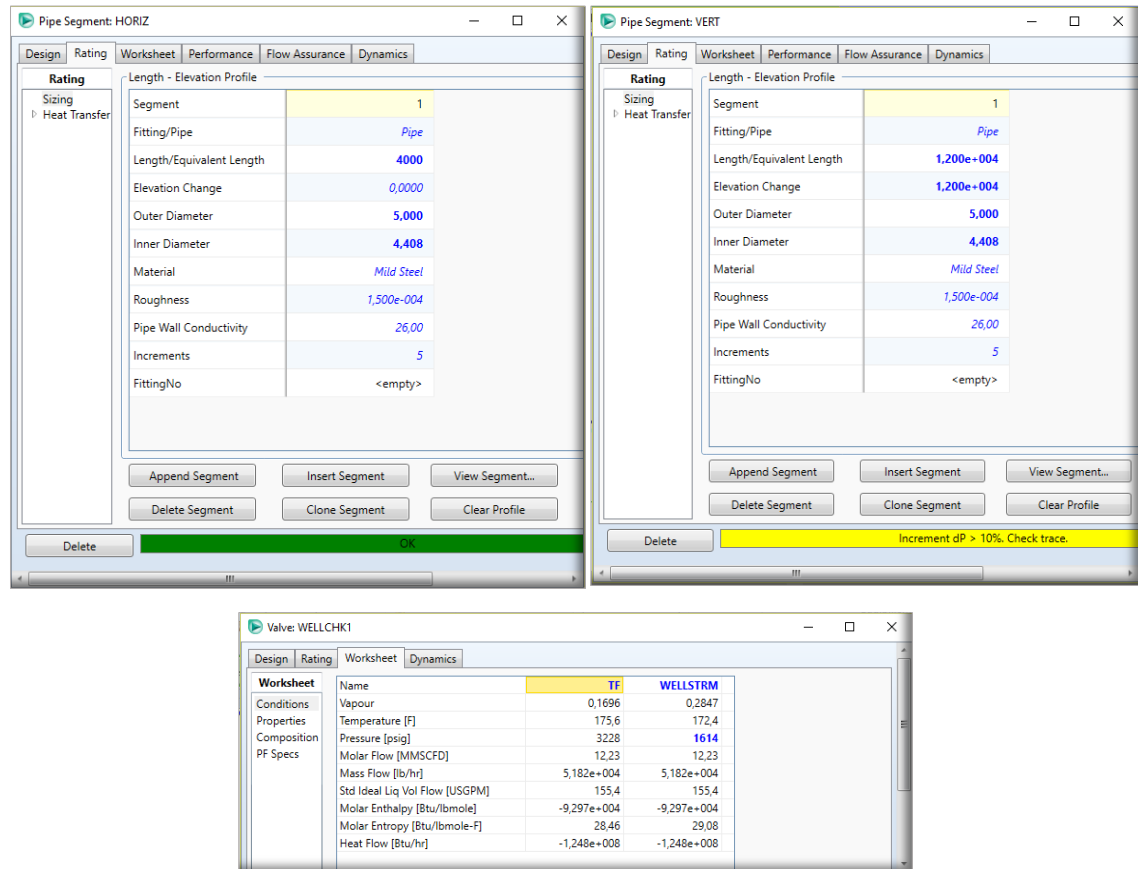
Como proceso final el gas de producción es enviado a una planta de refrigeración mecánica compuesta de intercambiadores de calor, chiller separador de baja temperatura LTS y una torre de estabilización de condensados, todo esto para separar los componentes intermedios y pesados del gas dando así cumplimiento a los requerimientos de entrega, medición y venta: 45°F de punto de rocío máximo y 1150 Btu/ft<sup>3</sup> como máximo valor de poder calorífico superior HHV.



Lo anterior se realiza por medio de un ajustador que determina el flujo de agua de tal forma que se cumpla con la especificación de 15% BSW, calculada por medio de un *Spread Sheet* como el flujo de agua dividido por el flujo de líquido a la entrada del separador de alta presión.

El recorrido del fluido desde el reservorio hacia superficie es simulado usando *Pipe Segments* de 5in de diámetro y se especifica la caída de presión en el choque de superficie de la mitad de la presión disponible de modo que se desarrolle flujo crítico.

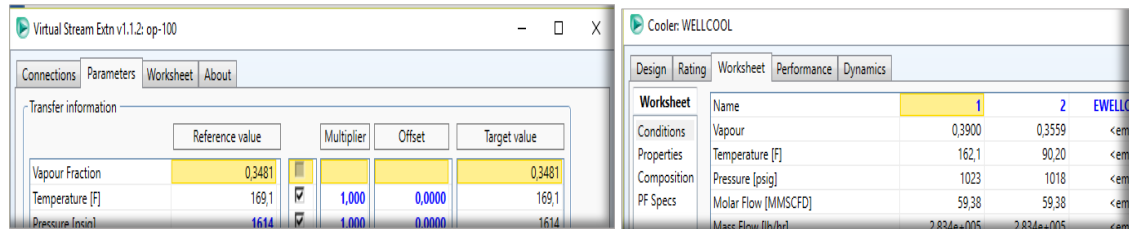
**Figura 7. Tubería de producción y choque.**



Por medio de un *virtual stream* se modelan los 5 pozos restantes tomando las características de la corriente simulada, multiplicando el flujo por 5 y

mezclándolos. Posteriormente el fluido ya en superficie es dirigido a la estación de tratamiento por medio de una tubería *TieBack* que se especifica para una longitud de 8 km y diámetro de 8", ingresa a un enfriador donde disminuye su temperatura a 90 °F y se expande en una válvula de control de presión a 700 psig.

**Figura 8.** Mezcla de pozos y enfriador.



Ya en la etapa de separación el fluido comienza a distribuirse en las corrientes de vapores, líquido liviano y líquido pesado a las condiciones de presión (alta y media) y temperatura de cada recipiente, para lograr un modelamiento más real se especifican pequeñas fracciones de componentes de las otras fases arrastrados en las corrientes principales ya que en la práctica se tiene que en el gas se encuentran partículas de líquido hasta de 100  $\mu\text{m}$ , en el agua se encuentra crudo de 200  $\mu\text{m}$  (2000 mg/l aprox.) y en el crudo se encuentra agua entre 500 y 1000  $\mu\text{m}$  dependiendo del tipo de hidrocarburo. Esto también se puede verificar haciendo un dimensionamiento rápido del equipo y usando la opción de que el simulador determine las fracciones de arrastre basado en correlaciones teóricas.

En el *scrubber* y en la torre de desgasificación lo que se busca es eliminar estas trazas de otra fase arrastrados tanto en el gas como en el agua de modo que el remanente sea casi nulo, esto se logra por el efecto de la gravedad e internos especiales. El *scrubber* es especificado para que la corriente de gas de salida tenga la menor fracción de líquido, mientras que la torre de desgasificación supone una separación total de vapores en el agua debido su baja presión de operación.

**Figura 9.** Separador y scrubber de alta presión.

The figure shows two screenshots of software worksheets. The top screenshot is for '3 Phase Separator: HPSEP' and the bottom is for '3 Phase Separator: HPSCRUB'. Both show a 'Worksheet' tab with columns for different streams and rows for 'Conditions', 'Properties', and 'Composition'.

Worksheet	Name	3	8	4	10
Conditions	Vapour	0.3834	0.0004	0.9940	0.0001
Properties	Temperature [F]	86.00	86.00	86.00	86.00
Composition	Pressure [psig]	700.0	700.0	700.0	700.0

Worksheet	Name	5	6	HPGAS	SCRBW
Conditions	Vapour	0.9941	0.0000	0.9999	0.0000
Properties	Temperature [F]	69.97	69.97	69.97	69.97
Composition	Pressure [psig]	450.0	450.0	450.0	450.0

**Figura 10.** Separador de media presión y desgasificador.

The figure shows two screenshots of software worksheets. The left screenshot is for '3 Phase Separator: IPSEP' and the right is for 'Separator: DEGASDR'. Both show a 'Worksheet' tab with columns for different streams and rows for 'Conditions', 'Properties', and 'Composition'.

Worksheet	Name	9	7	14	13	15
Conditions	Vapour	0.1140	0.0956	0.0006	0.9968	0.0001
Properties	Temperature [F]	81.14	66.86	81.05	81.05	81.05
Composition	Pressure [psig]	170.0	170.0	170.0	170.0	170.0

Worksheet	Name	11	12	16	PRODWTR	17
Conditions	Vapour	0.0002	0.0007	0.0001	0.0000	0.9999
Properties	Temperature [F]	81.75	70.95	81.36	85.28	85.28
Composition	Pressure [psig]	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00
PF Specs	Molar Flow (MMSCFD)	13.50	2.308e-002	8.394	21.92	3.679e-003

Al finalizar la primera etapa de separación de fases se tienen 3 corrientes de gas a diferentes condiciones de presión y temperatura, una corriente de líquido liviano (crudo) y una corriente de agua. A continuación, se muestran las condiciones de estas corrientes.

**Figura 11. Gas, crudo y agua de separadores de producción.**

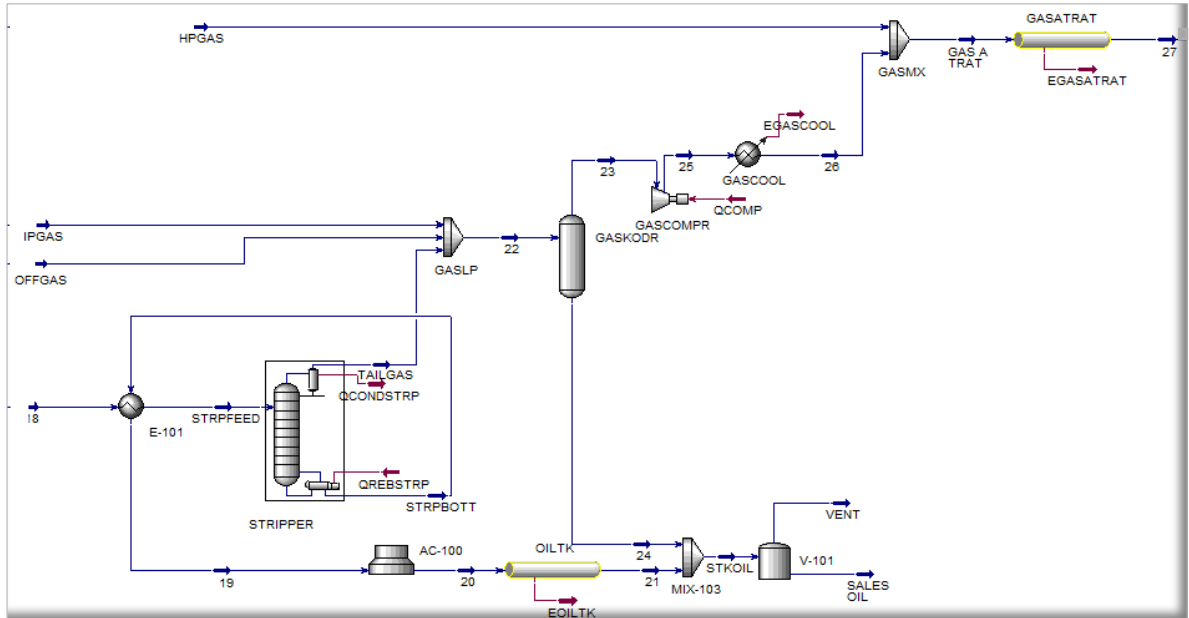
Material Stream: HPGAS						
Worksheet	Attachments	Dynamics				
Worksheet	Stream Name	HPGAS	IPGAS	OFFGAS	18	PRODWTR
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,9999	0,9976	1,0000	0,0190	0,0000
Properties	Temperature [F]	69,97	67,75	82,33	80,43	85,28
Composition	Pressure [psig]	450,0	20,00	20,00	125,0	50,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	22,76	2,631	3,879e-003	12,07	21,92
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	4,753e+004	6459	11,18	1,860e+005	4,344e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	9839	1227	1,832	1,607e+004	2982
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,613e+004	-3,899e+004	-5,249e+004	-1,329e+005	-1,229e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	37,49	43,59	43,89	43,45	13,12
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-9,029e+007	-1,126e+007	-2,236e+004	-1,761e+008	-2,958e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	4,032e+006	4,656e+005	685,9	1,565e+004	2931
	Fluid Package	Basis-1	Basis-1	Basis-1	Basis-1	Basis-1
	Utility Type					

## 2.2. ESTABILIZACIÓN DE CRUDO Y COMPRESIÓN INICIAL DE GAS

Las corrientes de gas y crudo obtenidas en la separación inicial deben ser tratadas para alcanzar las condiciones de venta. En las facilidades de recibo se lleva a cabo la estabilización del crudo y se comprimen las corrientes de gas para su transporte por gasoducto hacia la planta dispuesta para su tratamiento. La simulación de acondicionamiento de crudo y compresión del gas se muestra en la

Figura 12 y a continuación se realiza la explicación de cada etapa.

**Figura 12.** Estabilización de crudo y compresión gas a tratamiento.



La estabilización de crudo es uno de los procesos más complejos simulados ya que tiene diferentes consideraciones que hacen de cada caso algo particular, en la mayoría de estaciones de crudo en Colombia no se realiza esta etapa ya que difícilmente se justifica la inversión de capital y costos operativos para su implementación, sin embargo hay muchas situaciones que podrían hacer de esta una opción interesante, en especial si se busca comercializar los componentes hidrocarburos intermedios y sacar el mayor provecho a los productos obtenidos.

Lo primero que se debe definir para simular la torre de estabilización son los componentes que se quieren separar en la cima y en el fondo, y que características deben tener para ser considerados productos comerciales. Cuando lo que se quiere es separar los componentes livianos e intermedios del crudo buscando disminuir la cantidad de flasheo en los tanques de almacenamiento se puede especificar la presión de vapor del líquido separado, en este caso 13 psia.

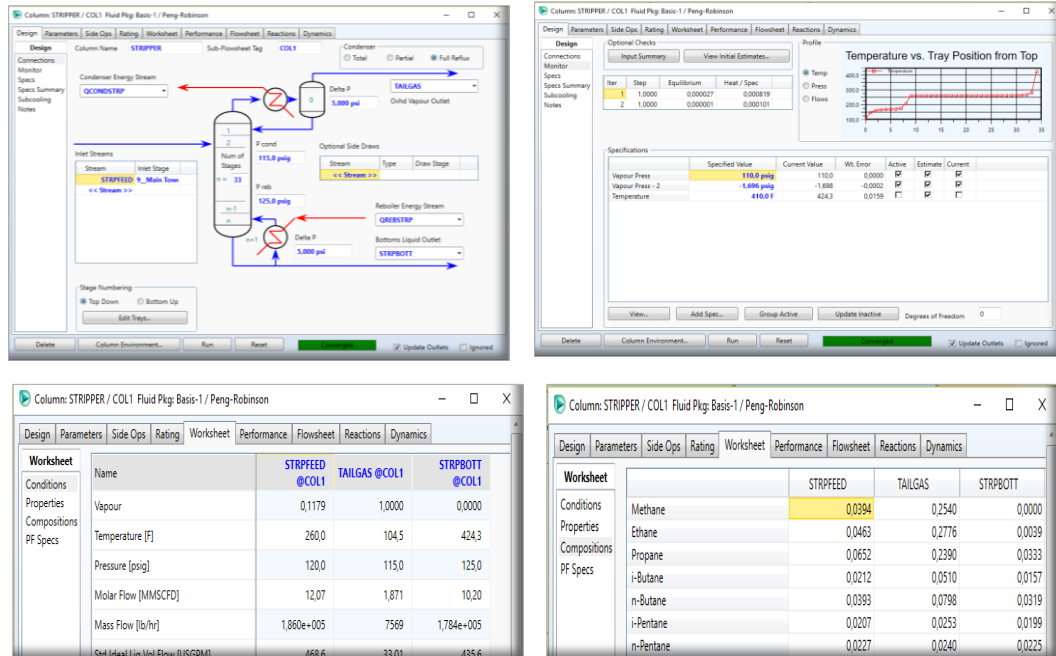
Si lo que se busca son cortes determinados de componentes clave, livianos permitidos en el líquido o pesados permitidos en el gas, se puede especificar una

fracción molar de alrededor de 2% o una relación de componentes de 0.02, estos valores dan el punto inicial para determinar el perfil de temperaturas que se necesita y de la misma forma la cantidad de energía que debe ser suministrada en el rehervidor.

La corriente de alimentación de la torre de estabilización es precalentada sabiendo que la temperatura de separación está en el rango de 200 - 400 °F aunque puede ser mayor en función de los productos. A mayor temperatura en el rehervidor mayor cantidad de componentes intermedios serán evaporados y menor será la presión de vapor del líquido, sin embargo se debe tener en cuenta los medios de calentamiento con que se cuenta (baño de fuego directo/indirecto o intercambio de calor con aceites térmicos) y la relación en costos y gasto energético que representan las temperaturas demasiado elevadas.

La presión de trabajo de la torre también se debe analizar y ajustar la corriente de entrada entre 100 – 200 psig teniendo en cuenta que presiones de trabajo elevadas garantizan que los componentes intermedios permanezcan como líquidos, por otro lado a menor presión de trabajo menor temperatura se requerirá para lograr el equilibrio de componentes en el rehervidor pero mayor será el requerimiento de enfriamiento requerido en el tope. De forma alterna se puede distribuir el flujo de alimentación en una corriente que pasa por el precalentador y otra que no, esto se hace por medio de válvulas de control de flujo y busca aprovechar la baja temperatura del crudo a estabilizar, la configuración de la torre de estabilización puede variar en relación con las condiciones a manejar. En las imágenes a continuación se muestran los datos de entrada para la simulación, así como los resultados obtenidos.

Figura 13. Simulación torre estabilizadora.



Como se puede observar las especificaciones bajo las cuales se hizo la corrida de la torre fueron las presiones de vapor de los productos de cima y de fondo, en la cima se consideró que los productos a obtener serán similares al GLP por lo cual se estableció una presión de vapor de 110 psi. Sin embargo, para lograr que el sistema convergiera se activó primero la presión de vapor del fondo y la temperatura del rehervidor en 400°F ya que sin estas condiciones la columna tenía problemas para encontrar una solución.

Teniendo las corrientes de salida de la torre estabilizadora definidas, se mezcla el gas con las demás corrientes de gas a baja presión y la corriente de crudo es enfriada intercambiando calor con la corriente de alimentación de la torre buscando un aprovechamiento energético. A pesar de lo anterior el crudo debe ingresar a un aeroenfriador para continuar hacia los tanques de almacenamiento a 120°F.

**Figura 14.** Enfriador y tanque de almacenamiento de crudo.

Worksheet	Name	18	STRPFEED	STRPBOTT	19
Conditions	Vapour	0,0190	0,1179	0,0000	0,0000
Properties	Temperature [F]	80,43	260,0	424,3	261,1
Composition	Pressure [psig]	125,0	120,0	125,0	120,0
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	12,07	12,07	10,20	10,20

Worksheet	Name	STKOIL	SALES OIL	VENT
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	120,4	120,4	120,4
Composition	Pressure [psig]	20,00	20,00	20,00

El gas ahora debe ser comprimido para otorgarle la presión necesaria para su transporte hacia la estación donde será tratado para especificación, antes de ser comprimido ingresa a un *Knock Out Drum* donde se remueven trazas de líquido que pueden afectar el desempeño del compresor, estos líquidos se incorporan en la corriente de crudo hacia almacenamiento.

**Figura 15.** Compresor para transporte de gas y enfriador.

Worksheet	Name	23	25	QCOMP
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Properties	Temperature [F]	79,55	404,7	<empty>
Composition	Pressure [psig]	20,00	470,0	<empty>
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	4,499	4,499	<empty>

Worksheet	Name	25	26	EGASCOOL
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Properties	Temperature [F]	404,7	150,0	<empty>
Composition	Pressure [psig]	470,0	440,0	<empty>
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	4,499	4,499	<empty>
	Mass Flow [lb/hr]	1,392e+004	1,392e+004	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	68,56	68,56	<empty>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,725e+004	-4,133e+004	<empty>
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	45,16	39,70	<empty>
	Heat Flow [Btu/hr]	-1,840e+007	-2,042e+007	2,019e+006

Teniendo el gas comprimido se une con la corriente de gas de alta presión obtenida del separador de entrada y se dirigen por medio de *pipe segment* hacia la planta de gas a donde llega con una presión de 200 psig.

Al finalizar la etapa de estabilización de crudo y compresión inicial de gas se tiene una corriente de gas ya en la planta de acondicionamiento para ventas y una corriente de líquido liviano (crudo) ya a punto de venta.

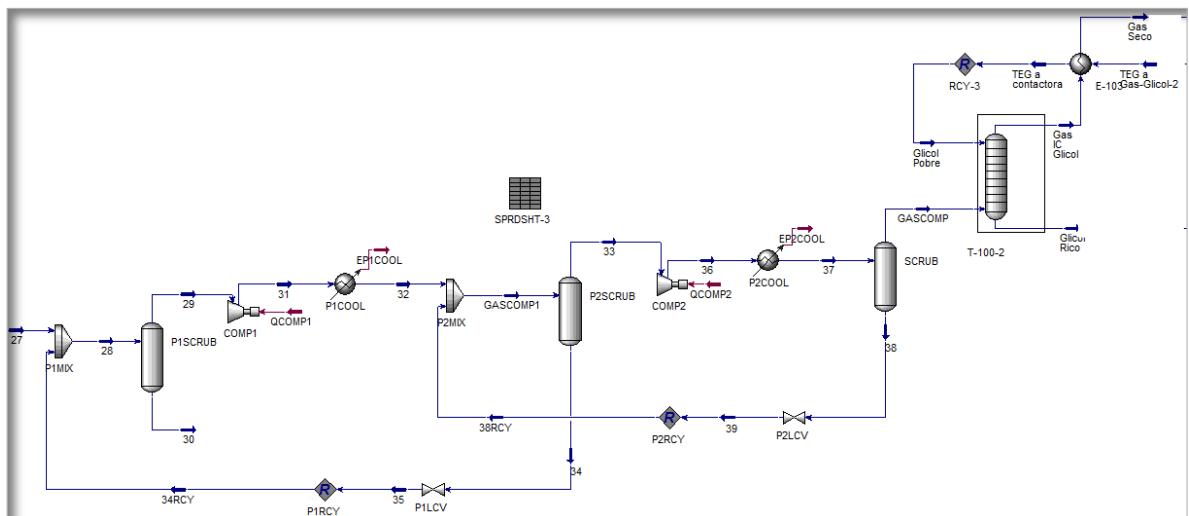
**Figura 16. Mezcla y transporte de gas a tratamiento.**

Mixer: GASMX					Pipe Segment: GASATRAT					
Design	Rating	Worksheet	Dynamics		Design	Rating	Worksheet	Performance	Flow Assurance	Dynamics
<b>Worksheet</b>					<b>Worksheet</b>					
Name		HPGAS	26	GAS A TRAT	Name		GAS A TRAT	27	EGASATRAT	
Conditions	Vapour	0,9999	1,0000	0,9999	Conditions	Vapour	0,9999	0,9999	<empty>	<empty>
Properties	Temperature [F]	69,97	150,0	85,91	Properties	Temperature [F]	85,9119	81,3494	<empty>	<empty>
Composition	Pressure [psig]	450,0	440,0	440,0	Composition	Pressure [psig]	440,0	200,0	<empty>	<empty>
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	22,76	4,99	27,26	PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	27,2555	27,2555	<empty>	<empty>
	Mass Flow [lb/hr]	4,753e+004	1,392e+004	6,145e+004		Mass Flow [lb/hr]	61447,9488	61447,9488	<empty>	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	287,0	68,56	355,5		LiqVol Flow [USGPM]	355,5255	355,5255	<empty>	<empty>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,613e+004	-4,133e+004	-3,699e+004		Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,699e+004	-3,685e+004	<empty>	<empty>
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	37,49	39,70	37,99		Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	37,99	39,65	<empty>	<empty>
	Heat Flow [Btu/hr]	-9,029e+007	-2,042e+007	-1,107e+008		Heat Flow [Btu/hr]	-1,10710e+08	-1,10271e+08	-4,39428e+05	

### 2.3. COMPRESIÓN Y DESHIDRATACIÓN DE GAS

Para obtener un gas con características de venta y transporte en la red nacional de gasoductos de debe entregar a una presión de mínimo 1200 psig y contenido de agua menor a 6 lb/MMSCFD por lo cual se llevan a cabo las etapas de compresión y deshidratación del mismo. La simulación de tratamiento del gas se muestra en la Figura 17 y a continuación se realiza la explicación de cada etapa.

**Figura 17. Compresión y deshidratación del gas.**



**2.3.1. Compresión.** Cuando se lleva a cabo la compresión de un flujo de gas mayor a 1000 acfm la mejor opción suele ser el uso de compresores centrífugos multietapas, para altas presiones y bajos flujos de gas son recomendables los

compresores reciprocantes en multietapas. En el caso de estudio el sistema se encuentra en el área de operación (Figura 2) bajo la cual se pueden emplear tanto compresores centrífugos como reciprocantes en multietapas, sin embargo la balanza se inclina hacia los primeros debido a sus bajos costos de inversión e instalación, bajos costos de mantenimiento, alta confiabilidad y disponibilidad, y al menor seguimiento operativo que requieren, se recomendaría el uso de compresores reciprocantes si se esperaran notables variaciones en las propiedades del gas.

El número de etapas en un sistema de compresión se determina por la relación de compresión ( $r$ ), junto con la temperatura de descarga y la carga sobre las barras impulsoras. La relación global de compresión ( $r_t$ ) se calcula de la siguiente manera:

$$r_t = \frac{P_d}{P_s} \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde,

$P_s$  = Presión de succión (psia)

$P_d$  = Presión de descarga (psia)

El número de etapas debe aumentarse hasta que la relación de compresión por etapa sea menor a cuatro ( $r < \sim 4$ ), también se debe cuidar que la temperatura de descarga por etapa sea menor a 300°F. En el caso de los compresores multietapas, normalmente se proveen enfriadores entre cada etapa con el fin de reducir la potencia requerida para la compresión, de reducir el volumen del gas que entra a la próxima etapa y de mantener la temperatura de descarga dentro de los límites operacionales seguros, evitar incendios y la carbonización del lubricante.

Teniendo una presión de descarga de 1240 psig y de succión de 200 psig, se calcula la relación de compresión obteniendo un valor de 5,9 de modo que para verificar si el número de etapas adecuado es 2 se eleva la relación resultante en  $\frac{1}{2}$  de donde se obtiene una relación de compresión por etapa de 2,4.

De modo que se desarrolla la simulación de 2 etapas de compresión compuestas por un *scrubber* de entrada, el compresor centrífugo y un aerofriador en la salida. Los *scrubber* se simulan como separadores ideales, a los compresores únicamente se especifica una eficiencia adiabática de 75% adicional a la presión de descarga, y en los aerofriadores se establece la temperatura de salida en 115°F.

**Figura 18.** Compresores y enfriadores de gas.

Worksheet	Name	31	32
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	215,9	125,0
Composition	Pressure [psig]	500,4	495,4

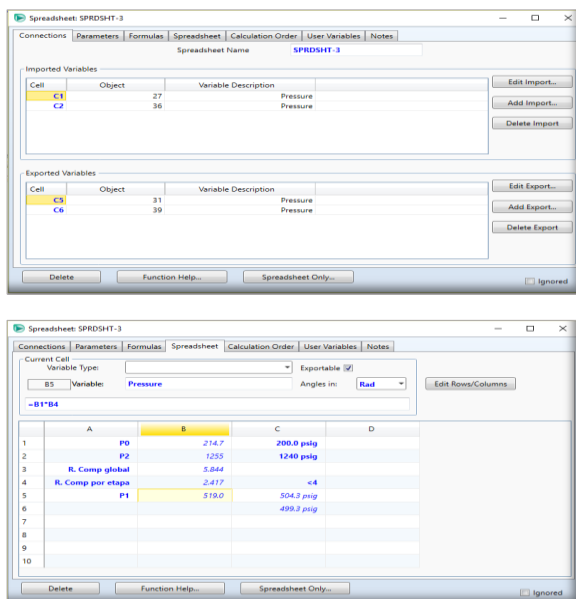
  

Worksheet	Name	36	37	EP2COOL
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	<empty>
Properties	Temperature [F]	270,1	115,0	<empty>
Composition	Pressure [psig]	1240	1235	<empty>
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	27,25	27,25	<empty>
	Mass Flow [lb/hr]	6,141e+004	6,141e+004	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	355,4	355,4	<empty>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,521e+004	-3,725e+004	<empty>
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	38,95	35,82	<empty>
	Heat Flow [Btu/hr]	-1,054e+008	-1,115e+008	6,092e+006

Para realizar el análisis de desempeño del sistema de compresión multietapas se formula una *Spread Sheet* en HYSYS (

Figura 19) cuya función es tomar las presiones de succión y descarga del sistema de compresión, y determinar la presión de descarga de la primera etapa, así como asegurar que la relación de compresión se mantenga en el rango aceptable.

**Figura 19.** Spread Sheet relación de compresión y presión inter-etapas.



En este proceso también se recirculan las corrientes de líquido al anterior separador con el fin de recuperar los componentes livianos que pudieron ser condensados a una mayor presión, para esto se usan las funciones de reciclo de HYSYS procurando la menor afectación a la simulación a pesar de que en este caso el flujo de líquidos obtenidos a la presión intermedia y final son casi nulos.

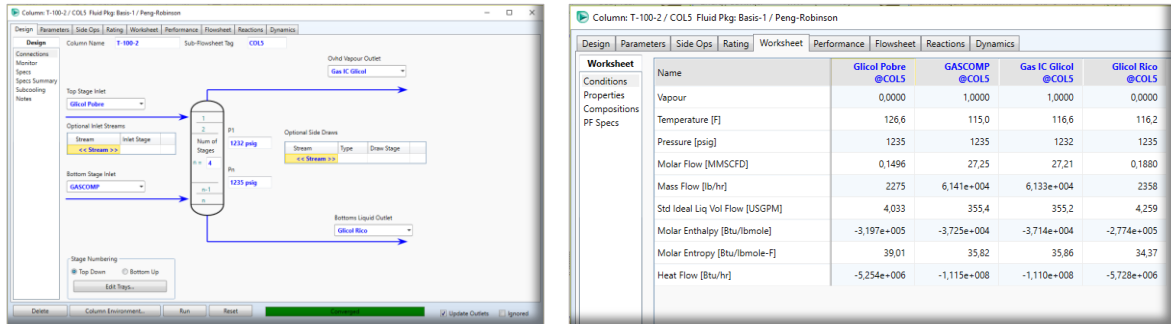
Luego del segundo aeroenfriador se adiciona un *scrubber* de alta presión con el fin de retener posibles condensados antes del ingreso del gas a la torre de deshidratación.

**2.3.2. Deshidratación.** El agua es el componente indeseado más común en el gas y el caso en estudio no es la excepción ya que el gas tiene un contenido de agua de 59,3 lb/MMSCFD por lo cual se usa una torre contactora con TEG con el fin de remover el agua y cumplir con la regulación de transporte.

Para la convergencia de la torre simplemente se deben indicar cuales son las corrientes de entrada y salida, se puede establecer una composición inicial de

agua en el glicol pobre de 0,01 aunque esta será ajustada posteriormente con el ciclo de regeneración de glicol.

**Figura 20. Torre de deshidratación TEG.**



El glicol pobre que ingresa a la torre contactora debe estar a una temperatura 10°F mayor a la del gas seco para tener mayor eficiencia de absorción, para prevenir formación de gas por exceder la temperatura de equilibrio y para evitar que se genere espuma en la torre, por lo cual se incluye un intercambiador de calor gas seco / glicol pobre.

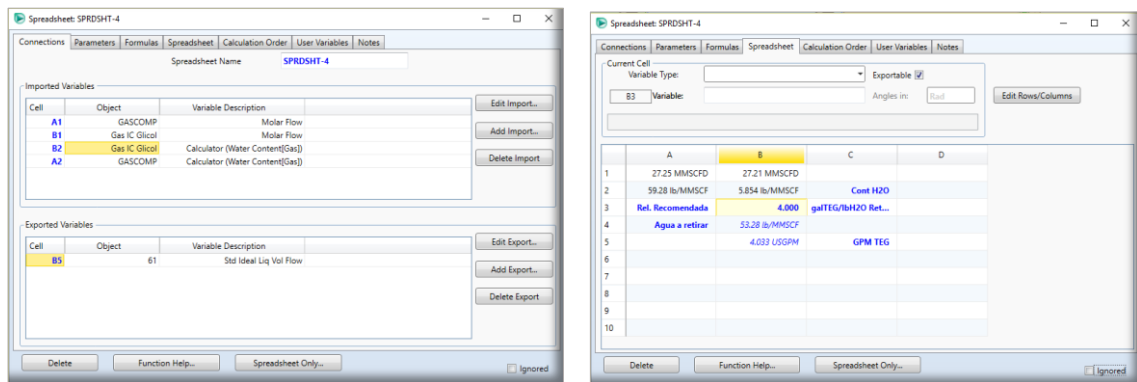
El ciclo de regeneración de glicol se muestra en la

Figura 21, las especificaciones ingresadas para su simulación son la presión luego de la torre contactora en 60 psig [51], la presión de entrada al regenerador de 1,5 psig [56], la presión de bombeo hacia la contactora en 1245 y las temperaturas de precalentamiento de TEG rico en 180°F y 270°F [52 y 55].



este caso 53,3 lb/MMSCFD, y partiendo de la relación de 3 gal de glicol /MMSCFD de gas como cantidad suficiente para deshidratar el gas la cual puede ser variada en el simulador al ver la cantidad de agua con que sale el gas de la torre contactora. La diferencia entre el flujo de glicol regenerado [60] y el glicol que debe ser alimentado a la torre [61] es el flujo que requiere ser adicionado al proceso.

**Figura 22.** Calculo de reposición de glicol.



Al finalizar la etapa de compresión y deshidratación de gas se tiene una corriente de condensados, una corriente de glicol rico, del ciclo de regeneración de glicol se obtienen 2 corrientes de gas del separador flash y del regenerador de glicol, y finalmente se tiene una corriente de gas deshidratado. En la Figura 23 se muestran las condiciones de estas corrientes.

**Figura 23.** Condensados, gas residuo y gas seco de compresión y deshidratación.

Worksheet	Stream Name	30	Glicol Rico	53	57	Gas Seco
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	81,35	116,2	180,0	212,0	120,6
Composition	Pressure [psig]	200,0	1235	57,00	0,0000	1227
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	2,329e-003	0,1880	6,621e-003	3,180e-002	27,21
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	34,93	2358	17,99	65,29	6,133e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	8,865e-002	4,259	8,860e-002	0,1387	355,2
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,296e+005	-2,774e+005	-5,059e+004	-1,023e+005	-3,708e+004
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	42,19	34,37	44,43	43,78	35,96
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-3,315e+004	-5,728e+006	-3,678e+004	-3,572e+005	-1,108e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	2,964	145,0	1171	4,519	4,819e+006
	Fluid Package	Basis-1	Basis-1	Basis-1	Basis-1	Basis-1
	Utility Type					

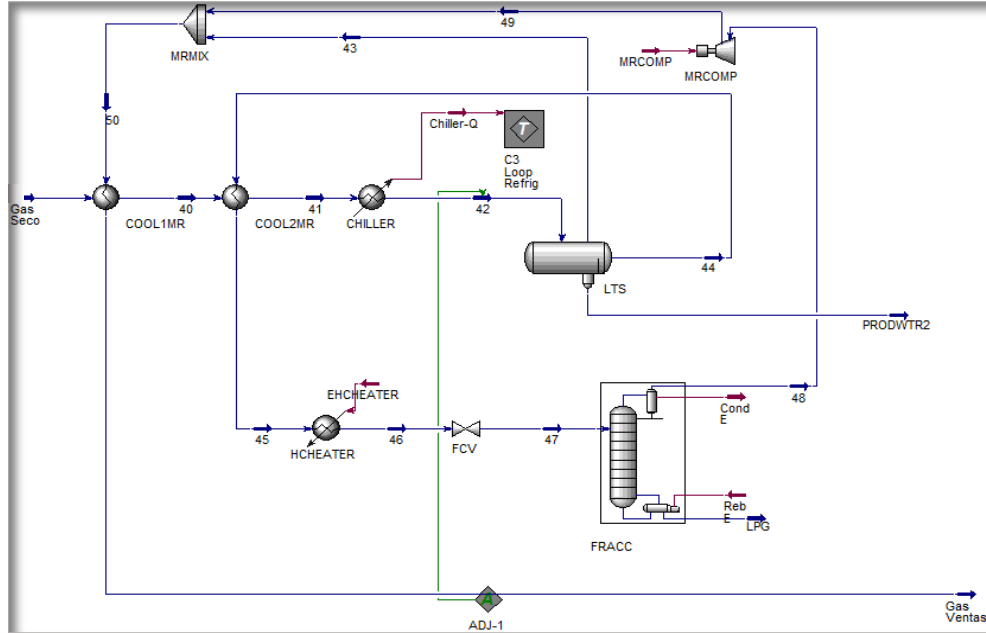
## 2.4. CONTROL DE PUNTO DE ROCIO DE HIDROCARBURO

El gas seco obtenido en la etapa anterior no cumple aún con las especificaciones de venta ya que debido a su contenido de hidrocarburos pesados tiene un punto de rocío de hidrocarburos de 86,2 °F (HCDP) y a que su poder calorífico bruto es de 44,8 MJ/m<sup>3</sup> (HHV) por lo cual se incluye una etapa de refrigeración mecánica para ajuste de estas condiciones. La simulación realizada se muestra en la Figura 24 y a continuación se realiza la explicación de cada etapa.

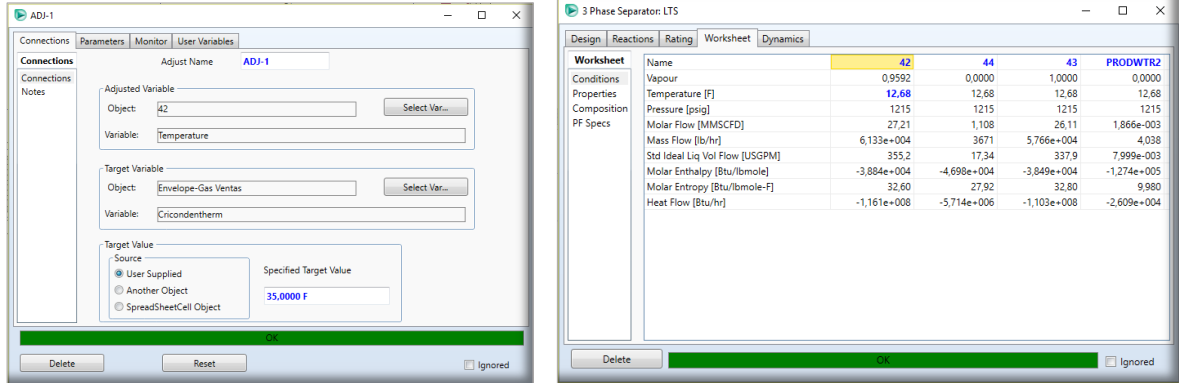
En la refrigeración mecánica lo que se busca es separar los compuestos pesados presentes en el gas que puedan ser condensados en la línea de transporte y que den al gas un poder calorífico fuera de especificaciones. Es un proceso sencillo en el que se va enfriando paulatinamente el gas utilizando las corrientes de salida y un sistema de refrigeración hasta llegar a la temperatura que garantice la separación de dichos componentes. Posteriormente el fluido con un considerable contenido de condensados entra a un separador trifásico a baja temperatura (LTS) donde se separan el gas, el agua y los hidrocarburos líquidos condensados.

El primer paso en la simulación es crear la línea de flujo de gas hasta el separador LTS en la entrada del cual se especifica una temperatura estimada de 20°F, sin simular aún la torre de fraccionamiento/estabilización de condensados se obtiene la corriente de gas a ventas y se incorpora un *Adjust* en el cual se pide al programa determinar la temperatura de trabajo del LTS para la cual el HCDP sea de 35°F, ante lo cual se obtiene una temperatura de 12,7°F. Sin embargo al verificar las condiciones del gas se encuentra que el poder calorífico es de 44 MJ/m<sup>3</sup>.

**Figura 24.** Simulación ajuste de punto de rocío de hidrocarburo y de HHV.



**Figura 25.** Ajuste de temperatura de separación.



Los líquidos condensados del LTS se calientan hasta 95°F y se reduce su presión alrededor de 450 psig, condiciones adecuadas para su ingreso en una torre deetanizadora donde se busca remover metano y etano gaseosos para incorporarlos a la corriente de gas del LTS, y obtener un líquido rico en propano.

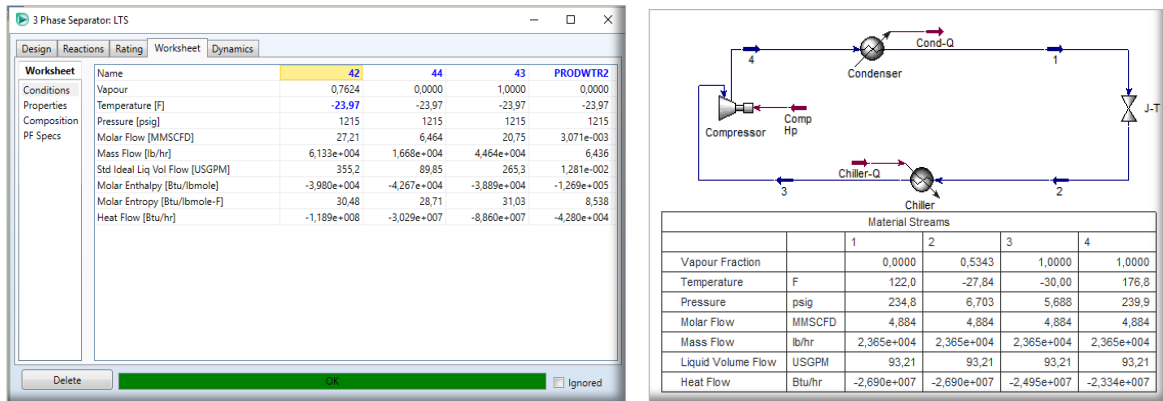
**Figura 26.** Productos torre de estabilización de condensados.

Name	HC LTS SEP @COL4	Vap SEP @COL4	Liq SEP @COL4
Vapour	0,8297	1,0000	0,0000
Temperature [F]	95,00	-20,42	250,7
Pressure [psig]	450,0	450,0	455,0
Molar Flow [MMSCFD]	1,108	0,8191	0,2887
Mass Flow [lb/hr]	3671	1879	1792
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	17,34	11,03	6,307
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-4,333e+004	-3,910e+004	-5,549e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	36,02	36,10	31,96
Heat Flow [Btu/hr]	-5,271e+006	-3,517e+006	-1,759e+006

Species	HC LTS SEP	Vap SEP	Liq SEP
Methane	0,5314	0,7187	0,0000
Ethane	0,1632	0,2176	0,0087
Propane	0,1337	0,0311	0,4246
i-Butane	0,0326	0,0010	0,1221
n-Butane	0,0547	0,0008	0,2077
i-Pentane	0,0213	0,0001	0,0816
n-Pentane	0,0215	0,0000	0,0826
n-Hexane	0,0182	0,0000	0,0697
c7+*	0,0008	0,0000	0,0030
CO2	0,0219	0,0296	0,0000
Nitrogen	0,0007	0,0010	0,0000
H2O	0,0001	0,0001	0,0000
TEGlycol	0,0000	0,0000	0,0000

Al incorporar el gas separado en la estabilizadora con el gas de ventas no se encuentra una disminución en el HHV, probablemente debido a componentes más pesados aún presentes. Se modifica ahora la variable objetivo del *adjust* por el HHV en volumen y se establece un valor de 42,5 MJ/m<sup>3</sup> con un límite inferior de 30°F de modo que se pueda emplear propano como refrigerante. Se encuentra que la temperatura a la cual se debe enfriar el gas para ajustar todas sus propiedades para venta es de -24°F, y para complementar la simulación se incluye el ciclo de propano en el *chiller* como una *Sub Flowsheet*.

**Figura 27.** Chiller de gas.



Las corrientes finales obtenidas en la etapa de procesamiento del gas son una corriente de condensados, una corriente de agua y una de gas de ventas, sus condiciones de salida se muestran a continuación.

**Figura 28.** Gas, condensados y agua de procesamiento de gas.

Material Stream: SALES GAS				
Worksheet Attachments Dynamics				
Worksheet	Stream Name	SALES GAS	LPG	PRODWTR2
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	0,0000	0,0000
Properties	Temperature [F]	110,6	228,2	-23,97
Composition	Pressure [psig]	1210	455,0	1215
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	26,39	0,8216	3,071e-003
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	5,656e+004	4763	6,436
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	337,9	17,28	1,281e-002
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,667e+004	-5,351e+004	-1,269e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	35,85	30,71	8,538
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1,063e+008	-4,827e+006	-4,280e+004
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	4,675e+006	585,4	0,4296
	Fluid Package	Basis-1	Basis-1	Basis-1
	Utility Type			

## 2.5. CALOR Y TRABAJO DEL PROCESO

Dado que el objetivo principal de este trabajo de monografía es realiza el análisis de los procesos de transferencia de energía tanto en forma de calor como de trabajo para establecer alternativas de aprovechamiento, a continuación, se muestran las corrientes de los calentadores, enfriadores y compresores/bombas.

**Tabla 3.** Corrientes de energía calentadores.

	QREBSTRP	Reb C2+ E	EHCHEATER	E. Reherv TEG
<b>Fluido</b>	Crudo	GLP	Condensados	Glicol
<b>Ubicación</b>	Stripper	Deetanizadora	Deetanizadora	Regen. Glicol
<b>Flujo Energía [MMBtu/h]</b>	17,17	2,38	2,20	0,25
<b>Temp. Entrada [°F]</b>	282,5	210,3	4,122	289,3
<b>Temp. Salida [°F]</b>	424,3	228,2	146,7	390
<b>Total</b>	<b>22 MMBtu/h</b>			

**Tabla 4.** Corrientes de energía enfriadores.

	EWELLCOOL	QCONDSTRP	OIL COOLER	EGASCOOL	EP1COOL
<b>Fluido</b>	Fluido pozo	Gas	Crudo	Gas	Gas
<b>Ubicación</b>	Recibo fluido	Stripper	Crudo a TK	Comp. Inicial Gas	Comp. 1 Gas

Flujo Energía [MMBtu/h]	12,72	0,63	16,80	2,02	3,52
Temp. Entrada [°F]	161,1	149,2	307,7	404,7	217,2
Temp. Salida [°F]	90,2	104,5	120	150	115

	EP2COOL	Cond C2+ E	E. Cond TEG	Cond-Q
Fluido	Glicol	Gas	Glicol	Propano
Ubicación	Comp. 2 Gas	Deetanizadora	Regen. Glicol	Ref. Propano
Flujo Energía [MMBTU/h]	5,66	3,49	0,00	3,56
Temp. Entrada [°F]	259	21,28	289,3	176,8
Temp. Salida [°F]	115	-54,38	212	122
<b>Total</b>	<b>48,4 MMBtu/h</b>			

**Tabla 5.** Corrientes de energía compresores y bomba de glicol.

	QCOMP	QCOMP1	QCOMP2
Fluido	Gas	Gas	Gas
Ubicación	Comp. Inicial Gas	Comp. 1 Gas	Comp. 2 Gas
Flujo Energía [MMBtu/h]	2,22	3,92	4,03
Flujo Energía [HP]	870,6	1541	1585
Temp. Entrada [°F]	20	200	499,3
Temp. Salida [°F]	470	504,3	1240

u	MRCOMP	E KIMRAYB	Comp Hp
Fluido	Gas	Glicol	Propano
Ubicación	Comp. Gas Deetanizadora	Regen. Glicol	Ref. Propano
Flujo Energía [MMBtu/h]	0,55	0,01	1,61
Flujo Energía [HP]	216,9	4,274	633,4
Temp. Entrada [°F]	450	-6	5,7
Temp. Salida [°F]	1220	1245	239,9
<b>Total</b>	<b>12,3 MMBtu/h</b>		
	<b>4851 HP</b>		

### 3. ALTERNATIVAS DE APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO

En seguida se explican algunas alternativas para ahorro o menor gasto energético en la estación.

#### 3.1. ALTERNATIVA 1

La temperatura de salida del enfriador WELLCOOL de 86°F implica el uso de agua de enfriamiento o refrigeración mecánica lo cual significa un servicio más y mayor número de equipos y tubería, mientras que el beneficio que representa en la cantidad de crudo producido es mínimo debido a la ya establecida temperatura de estabilización (1,5 gpm / 63 BPD menos). Se propone enfriar a 125°F de modo que sea posible emplear un aroenfriador, reducir la inversión en equipos requeridos y servicio de agua de enfriamiento, y así disminuir la energía fría dispersa en las corrientes de gas y de agua que dejan las facilidades de recibo a baja temperatura.

Figura 29. Resultados Alternativa 1.

The figure consists of two screenshots from a software interface. The left screenshot shows the 'Cooler: WELLCOOL' worksheet with a table of properties for two streams, labeled '1' and '2'. The right screenshot shows the 'Material Stream: SALES OIL' worksheet with a table of properties for the 'SALES OIL' stream.

Worksheet	Name	1	2	EWELLCOOL
Conditions	Vapour	0,3928	0,3761	<empty>
Properties	Temperature [F]	162,0	124,0	<empty>
Composition	Pressure [psig]	1027	1022	<empty>
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	58,91	58,91	<empty>
	Mass Flow [lb/hr]	2,825e+005	2,825e+005	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	876,5	876,5	<empty>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-8,573e+004	-8,678e+004	<empty>
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	32,48	30,74	<empty>
	Heat Flow [Btu/hr]	-5,546e+008	-5,613e+008	6,768e+006

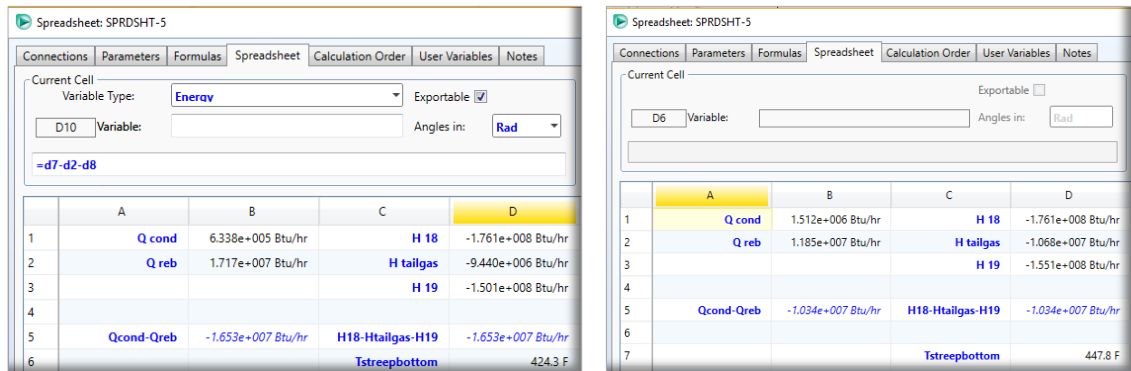
Worksheet	Stream Name	SALES OIL
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0000
Properties	Temperature [F]	120,6
Composition	Pressure [psig]	20,00
Oil & Gas Feed	Molar Flow [MMSCFD]	10,14
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	1,781e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	434,4
User Variables	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,455e+005
Notes	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	50,58
Cost Parameters	Heat Flow [Btu/hr]	-1,621e+008
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	1,476e+004
	Fluid Package	Basis-1
	Utility Type	

#### 3.2. ALTERNATIVA 2

Para hacer un balance energético de la columna *stripper* se desarrolla un análisis de la temperatura suministrada en el rehervidor de la torre y la temperatura de

alimentación ya que éstas determinan el perfil de transferencia de energía y los valores adecuados pueden ayudar a reducir el gasto energético.

**Figura 30. Balance energía Alternativa 2.**



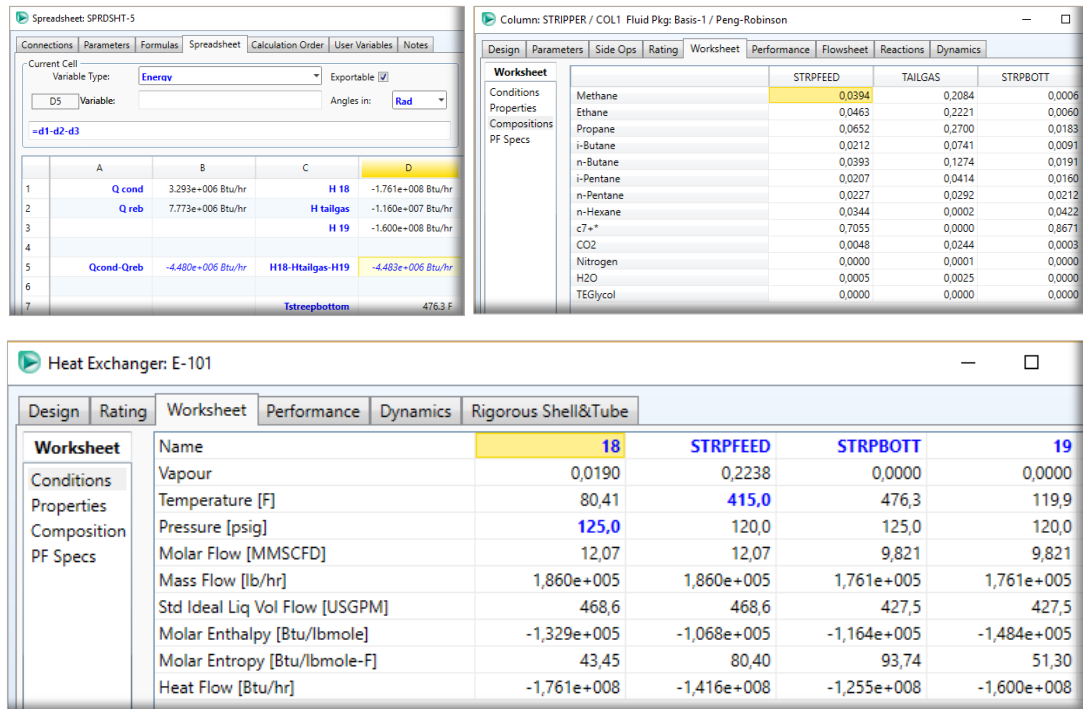
Se encuentra que a medida que se incrementa la temperatura de entrada a la torre (obtenida del intercambio de calor de los productos de fondo y el fluido de entrada) se reduce el requerimiento energético de convergencia de la torre sin embargo incrementa la temperatura en el rehervidor.

Se debe tener en cuenta que la temperatura del gas del condensador está sujeta al uso de un aerofriador por lo cual se busca que esté alrededor de 110°F, los resultados iniciales indican que se reciben en el rehervidor 17,27 MMBtu/h al calentar el fluido a 424,3°F, por lo cual se emplea un aceite térmico como medio de calentamiento ya que puede desarrollar un calentamiento del orden de 540°F, y se entregan 633,9 kBtu/h al enfriar el gas a 104,5°F.

De modo que se busca la temperatura intermedia donde se caliente el alimento de la torre al máximo posible (acercamiento máximo de 10°F) sin sobrepasar los 500°F en el rehervidor, con lo cual se reduce el consumo energético de la torre en 12 MMBtu/h, se elimina la necesidad de un aerofriador para el crudo producido con una temperatura a la salida del intercambiador líquido-líquido de 120°F y se mejora separación de componentes en la torre con mayor contenido de pesados

en el fondo y menor en la cima, por otro lado se reduce la cantidad de crudo producido en 8 gpm / 340 BPD algo de lo cual es separado en etapas posteriores.

**Figura 31. Resultados Alternativa 2.**



Como se puede observar el contenido de c7+ en el fondo varía de 83.5% a 86.7% teniendo un aumento de 3.2% mientras que en la cima el contenido de metano y etano disminuye en 10% (de 53.2 a 43) y el de propano, butano y pentano aumenta un 12.3% (41.9 a 54.2) con lo cual se concluye que, con las modificaciones propuestas, se mejora la separación de componentes intermedios en la torre permitiendo su posterior separación del gas y comercialización.

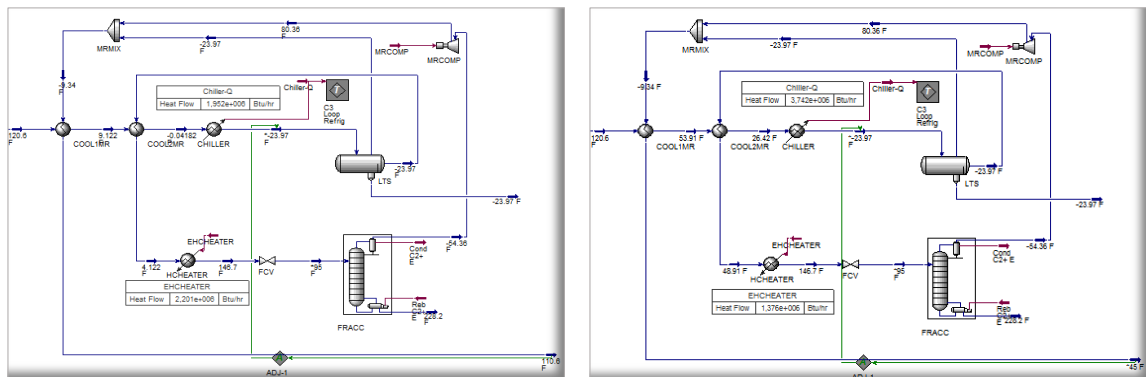
### 3.3. ALTERNATIVA 3

En la etapa de ajuste del punto de rocío de hidrocarburos se tienen 2 intercambiadores de calor incluidos para aprovechar la energía de las corrientes de entrada y salida, un *chiller* que disminuye la temperatura del gas a -24°F para

lo cual se tiene un ciclo de propano refrigerante, un calentador de los condensados removidos, y el rehervidor y condensador de la columna de estabilización de condensados.

En el intercambio de calor inicial el objetivo es reducir paulatinamente la temperatura del gas para el desarrollo de la separación de líquidos a baja temperatura, el primer intercambiador gas-gas fue modelado buscando un *approach* entre la corriente de gas de entrada y gas de salida de 10°F (de modo que el gas sale a ventas a 110°F) mientras que en el intercambiador gas-líquido el *approach* es de 5°F. Sin embargo el gas a ventas puede tener una temperatura de ventas mínimo de 45°F por lo cual se podría pensar que se está calentando en exceso y esa energía se puede emplear en reducir el requerimiento de calentamiento posterior al condensado, de modo que como nuevo parámetro se especifica la temperatura de salida del gas en 45°F.

**Figura 32. Modificaciones Alternativa 3.**



**Figura 33. Resultados Alternativa 3.**

Heat Exchanger: COOL1MR					
Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube
Worksheet	Name	50	SALES GAS	Gas Seco	40
Conditions	Vapour	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [F]	-9,340	45,00	120,6	53,91
Composition	Pressure [psig]	1215	1210	1227	1225
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	26,39	26,39	27,21	27,21
	Mass Flow [lb/hr]	5,656e+004	5,656e+004	6,133e+004	6,133e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	337,9	337,9	355,2	355,2
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,858e+004	-3,757e+004	-3,708e+004	-3,806e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	32,05	34,17	35,96	34,18
	Heat Flow [Btu/hr]	-1,118e+008	-1,089e+008	-1,108e+008	-1,137e+008

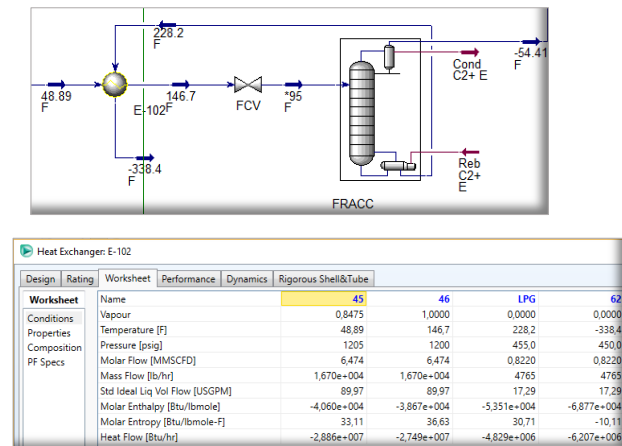
Heat Exchanger: COOL2MR					
Design	Rating	Worksheet	Performance	Dynamics	Rigorous Shell&Tube
Worksheet	Name	44	45	40	41
Conditions	Vapour	0,0000	0,8471	1,0000	0,9898
Properties	Temperature [F]	-23,97	48,91	53,91	26,42
Composition	Pressure [psig]	1215	1205	1225	1220
PF Specs	Molar Flow [MMSCFD]	6,464	6,464	27,21	27,21
	Mass Flow [lb/hr]	1,669e+004	1,669e+004	6,133e+004	6,133e+004
	Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	89,85	89,85	355,2	355,2
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-4,267e+004	-4,061e+004	-3,806e+004	-3,855e+004
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	28,71	33,11	34,18	33,20
	Heat Flow [Btu/hr]	-3,029e+007	-2,882e+007	-1,137e+008	-1,152e+008

Como se puede observar en las figuras anteriores se logra disminuir el requerimiento de calentamiento de condensados en 825 kBtu/h al tener que calentar desde 48,9°F a 146,7°F en lugar de los 4.1°F a los que se tenía anteriormente, sin embargo se ve afectado el flujo de energía a retirar en el chiller siendo ahora 1,72 MBtu/h mayor.

### 3.4. ALTERNATIVA 4

Para el ingreso de condensados a la torre deetanizadora de estabilización de condensados se debe tener una temperatura de 95°F y presión de 450psig, de modo que el líquido se calienta a 146,7°F para luego ser expandido donde se logra la temperatura deseada, esto ocurre del mismo modo ubicando la válvula de expansión antes o después del calentador. Si se tiene en cuenta que los fondos de la torre estabilizadora salen a 228,2°F se puede considerar la opción de aprovechar esa energía para el ajuste de temperatura deseado y así enviar los condensados a almacenamiento a una temperatura más apropiada.

Figura 34. Resultados Alternativa 4.



Los resultados muestran que hay un cruce de temperaturas teniendo un enfriamiento de los fondos del orden de -338°F ya que, debido al mayor flujo de condensados de alimentación que de fondos, al intercambiar estas corrientes los fondos se enfriarían demasiado por lo cual, aún incluyendo la etapa de

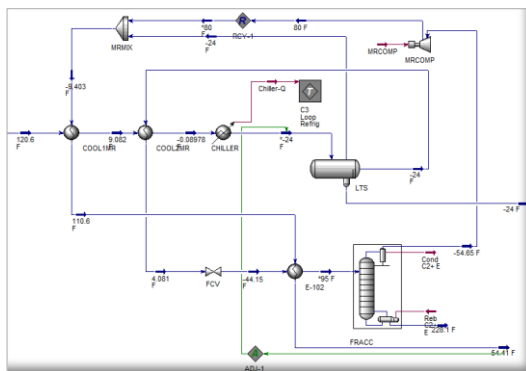
intercambio propuesta, sería necesario un calentador adicional que ajuste las condiciones de los fluidos en unos rangos lógicos para la operación.

### 3.5. ALTERNATIVA 5

La otra opción para precalentar los condensados de la LTS es usar el gas de salida que está en 110°F de modo que éste salga a una temperatura mínima de 45°F y se logren las condiciones buscadas para entrada a la torre de estabilización, para hacer esto se debe ubicar la válvula de expansión antes del calentador ya que de otra forma se tendría un cruce de temperaturas.

En éste caso se logran los resultados buscados ya que la corriente de condensados eleva su temperatura hasta 95°F y la corriente de gas sale a 54,4°F, no hay cruce de temperaturas ya que el *approach* alcanzado es de 15°F.

**Figura 35.** Resultados Alternativa 5.



Heat Exchanger: E-102				
	63	SALES GAS	46	47
Name	63	SALES GAS	46	47
Conditions				
Vapour	1,0000	1,0000	0,7136	0,9989
Properties				
Temperature [F]	110,6	54,41	-44,15	95,00
Pressure [psig]	1210	1208	455,0	450,0
Composition				
Molar Flow [MMSCFD]	26,39	26,39	6,474	6,474
PF Specs				
Mass Flow [lb/hr]	5,655e+004	5,655e+004	1,670e+004	1,670e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	337,9	337,9	89,97	89,97
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-3,667e+004	-3,743e+004	-4,177e+004	-3,867e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	35,85	34,45	31,69	38,19
Heat Flow [Btu/hr]	-1,063e+008	-1,085e+008	-2,969e+007	-2,749e+007

Se encuentra además que al ingresar a mayor temperatura a la torre la separación de metano es mayor, se obtiene mayor cantidad de condensados y la temperatura de gas de cima es un poco mayor, sin embargo esta temperatura se puede aumentar como máximo a 100°F para modelar un intercambio realista. Por otro lado el condensador de cima de la torre deberá emplear refrigeración mecánica como medio de enfriamiento por requerir un enfriamiento del orden de -50°F.

#### 4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

A partir de los resultados obtenidos en el capítulo anterior se considera que la mejor configuración del sistema para reducir el consumo y el desperdicio de energía es la combinación de las alternativas 1, 2 y 5 ya que juntas logran eliminar el requerimiento de un sistema de agua de enfriamiento ó refrigeración mecánica, se elimina la necesidad de un aeroenfriador para el crudo producido y se aprovecha al máximo la energía del gas de ventas mejorando además la separación de componentes livianos e intermedios. En la Tabla 6 y Tabla 7 se indican las reducciones significativas alcanzadas.

**Tabla 6.** Corrientes de energía de calentadores modificadas.

	QREBSTRP	Reb C2+ E	EHCHEATER
<b>Flujo Energía Inicial [MMBTU/h]</b>	17,17	2,38	2,20
<b>Flujo Energía Final [MMBTU/h]</b>	5,53	2,78	Eliminado
<b>Variación</b>	11,64	-0,40	2,20
<b>Total Ahorro</b>	<b>13,4 MMBtu/h</b>		

Los calentadores a los que varió el consumo energético son el rehervidor de la torre de estabilización de crudo al que se aumentó la temperatura de intercambio, el rehervidor de la torre de estabilización de condensados del gas que al recibir una alimentación a mayor temperatura disminuyó el requerimiento de calentamiento y el precalentador de la misma torre que se reemplazó por un intercambiador gas-líquido que aprovecha la energía del gas de ventas. En conjunto se logró un ahorro de 13,4 MMBtu/h y menor inversión en equipos y servicios industriales.

**Tabla 7.** Corrientes de energía de enfriadores modificadas.

	EWELLCOOL	QCONDSTRP	Oil Cooler	Cond C2+ E
<b>Flujo Energía Inicial [MMBTU/h]</b>	12,72	0,63	16,80	3,49
<b>Flujo Energía Final [MMBTU/h]</b>	5,88	3,85	Eliminado	4,08

<b>Variación</b>	6,83	-3,21	16,80	-0,59
<b>Total Ahorro</b>			<b>23 MMBtu/h</b>	

Los enfriadores que variaron la cantidad de energía entregada por el proceso son el de fluido de pozo al que se aumentó la temperatura de enfriamiento en 44°F con el objetivo de usar un aroenfriador, el condensador de cima de la *stripper* que ahora maneja 0,4 MMSCFD más, el enfriador de crudo producido que se eliminó al encontrar que podía ser reemplazado por un ajuste de condiciones en el precalentador de la *stripper* y el condensador de la torre deetanizadora que se vio afectado por la variación en la temperatura de alimentación. En conjunto se logró un ahorro de 23 MMBtu/h y menor inversión en equipos y servicios industriales.

Al llevar a cabo un análisis energético de un proceso siempre se deben evaluar las diferentes corrientes teniendo en cuenta la presión, temperatura, flujo y composición de los fluidos de cada etapa de modo que se logre ver el panorama general y visualizar como se afectan estas características con cada variación considerada.

Algunas corrientes de productos que se mantuvieron a las condiciones en que se encontraban a pesar del frío o calor que contenían sin ser consideradas como opciones de intercambio debido a su bajo flujo y al posible mayor costo de inversión en equipos y tuberías que de beneficios comprendido.

En total se ahorran 31,4 MMBtu/h en uso de servicios de calentamiento y enfriamiento, que representan el 45% de la energía térmica transferida en la estación y un ahorro a tener en cuenta en las inversiones requeridas para su construcción, operación y mantenimiento. Se recomienda realizar un análisis a mayor profundidad de las implicaciones económicas de los resultados obtenidos y su repercusión sobre la financiación de proyectos relacionados.

Se considera que en las etapas de compresión se podría lograr una disminución de la energía consumida si se estudiara la eficiencia energética de los equipos y analizaran diferentes opciones de acuerdo a cada situación, sin embargo, ese es un análisis detallado que depende de muchos factores y se recomienda realizar para complementar los resultados acá obtenidos.

Es una opción interesante llevar a cabo un dimensionamiento detallado de los diferentes equipos implicados en la separación y tratamiento de fluidos en una estación multifásica de modo que se evalúen las características comerciales.

El software Aspen Hysys cuenta con una suite de análisis de integración energética que analiza el proceso por nodos, evalúa los servicios requeridos y genera propuestas de disminución del consumo energético, se recomienda hacer una investigación sobre el uso y beneficios de este módulo, implementarlo y analizar cómo se puede aplicar al estudio realizado y otros futuros.

En procesos existentes o en una etapa más avanzada de diseño en los que se tiene información del consumo de energía eléctrica requerida para la operación y control se puede calcular el flujo de gas combustible requerido para generación e incluso reemplazar las etapas de expansión del gas (si se justifica) para usar máquinas turbogeneradoras.

Es importante tener en cuenta que en una estación donde se cuenta con un combustible como el gas natural y se requiere energía eléctrica para las máquinas, calentamiento al proceso y refrigeración del proceso y de las áreas administrativas, se puede llevar a cabo un análisis de trigeneración en el que se aproveche al máximo la energía de la combustión para suplir todas las necesidades del lugar.

## 5. CONCLUSIONES

- Se propusieron 5 alternativas para el aprovechamiento energético de las corrientes de crudo y gas de las cuales 2 resultaron desfavorables y las 3 restantes se integraron para obtener un mayor ahorro de energía térmica.
- Se modificó la temperatura de enfriamiento del fluido de entrada por 125°F de modo que fuera viable el uso de un aroenfriador, reduciendo la inversión en servicio de agua de enfriamiento y por consiguiente en equipos requeridos, así como se disminuyó la energía fría dispersa en las corrientes de gas y de agua que dejaban las facilidades de recibo a baja temperatura (90°F).
- Se encontró que a medida que se incrementa la temperatura de entrada a la torre estabilizadora de crudo a 458°F (obtenida del intercambio de calor de los productos de fondo y el fluido de entrada) se reduce el requerimiento energético de convergencia de la torre en 12 MMBtu/h sin embargo incrementa la temperatura en el rehervidor de 410 a 476 °F.
- Se determinó que, al calentar el alimento de la torre estabilizadora de crudo, se elimina la necesidad de un aroenfriador para el crudo producido con una temperatura a la salida del intercambiador líquido-líquido de 130°F y se mejora separación de componentes intermedios en la torre con un 3,2% más contenido de c7+ en el fondo y 12,3% más de Propano, butanos y pentanos en la cima.
- Se logró disminuir el requerimiento de calentamiento de condensados en 825 kBtu/h, al especificar la temperatura de salida del gas de ventas en 45°F en el intercambiador de calor gas-gas previo al chiller; sin embargo se incrementó el flujo de energía a retirar en el chiller en 1,72 MMBtu/h.
- Se encontró un cruce de temperaturas al intercambiar la energía de los fondos de la torre estabilizadora de condensados con la corriente de alimentación, debido al mayor flujo de condensados de alimentación que de fondos (6,5 vs 0,8 MMSCFD), al intercambiar estas corrientes los fondos se enfriarían demasiado por lo cual, aún incluyendo la etapa de intercambio propuesta, sería

necesario un calentador adicional que ajuste las condiciones de los fluidos en unos rangos lógicos para la operación.

- Se logró precalentar los condensados a la entrada a la torre a 95°F usando el gas de salida, teniendo el gas de ventas en el rango de temperatura permitido de más de 45°F.
- Se expuso la integración de las alternativas 1, 2 y 5 como la mejor opción ya que juntas logran eliminar el requerimiento de un sistema de agua de enfriamiento ó refrigeración mecánica, eliminar la necesidad de un aereofriador para el crudo producido y aprovechar al máximo la energía del gas de ventas mejorando además la separación de componentes livianos e intermedios.
- En conjunto se obtuvo un ahorro de 13,4 MMBtu/h en cuanto a procesos de calentamiento y menor inversión en equipos y servicios industriales.
- En conjunto se consiguió un ahorro de 23 MMBtu/h en cuanto a procesos de enfriamiento y menor inversión en equipos y servicios industriales.
- En total se alcanzó una disminución de 31,4 MMBtu/h en uso de servicios de calentamiento y enfriamiento, que representa el 45% de la energía térmica transferida en la estación.

## 6. RECOMENDACIONES

- Realizar un análisis a mayor profundidad de las implicaciones económicas de los resultados obtenidos y su repercusión sobre la financiación de proyectos relacionados.
- Ejecutar un análisis detallado de la energía consumida en las etapas de compresión teniendo en cuenta que la eficiencia energética de los equipos depende de diferentes factores.
- Llevar a cabo un dimensionamiento detallado de los diferentes equipos implicados en la separación y tratamiento de fluidos en una estación multifásica de modo que se evalúen las características comerciales disponibles.
- Hacer una investigación sobre el uso y beneficios de la suite de análisis de integración energética disponible en Aspen Hysys, implementarlo y analizar cómo se puede aplicar al estudio realizado y otros futuros.
- Calcular el flujo de gas combustible requerido para generación en procesos existentes o en una etapa más avanzada de diseño en los que se tenga información del consumo de energía eléctrica requerida para la operación y control e incluso reemplazar las etapas de expansión del gas (si se justifica) para usar máquinas turbogeneradoras.
- Desarrollar un análisis de trigeneración en el que se aproveche al máximo la energía de la combustión para suplir todas las necesidades del lugar.

## BIBLIOGRAFÍA

Actualización de la resolución CREG 071 de 1999. Reglamento Único de Transporte de Gas (RUT). Santa Fe de Bogotá, D.C.: CNO-Gas, 2014.

ARNOLD, K. y STEWART, M. Surface Production Operations Volume I. Third Edition. USA: Elsevier. 2008.

ARNOLD, K. y STEWART, M. Surface Production Operations Volume II. Second Edition. USA: Gulf Professional Publishing. 1999.

BERGEL, M. y TIERNO, I., Sweetening technologies – A look at whole picture, TECNA Estudios y proyectos de Ingeniería S.A., 2008.

CREG Res. 071. 1999. Reglamento Único de Transporte de Gas (RUT). Santa Fe de Bogotá, D.C.: CREG, 1995.

Gas Processor Association. GPSA Engineering Data Book, Volumes I & II. Twelfth Edition – FPS (Electronic). USA: Gas Processors Suppliers Association. 2004.

KIDNAY, A. J. y PARRISH, W. R. Fundamentals of Natural Gas Processing. First Edition. USA: Taylor & Francis Group. 2006.

MOKHATAB, S., POE, W., SPEIGHT, J., Handbook of natural Gas Transmission and Processing, Gulf Publishing, 2006.

NOTAS PERSONALES. Diseño y operación de plantas de tratamiento de gas (Especialización Ingeniería de Gas V UIS, Bogotá), realizado en septiembre 25, 26 y 27 de 2015 en Bogotá.

PEÑA, H., Software especializado para el diseño de plantas de gas (Especialización Ingeniería de Gas V UIS, Bogotá). Colombia: UIS 2014.

ROEHNER, Richard, et al. Reducing Gas Flaring in Oil Production from Shales. En Energy Fuels, 2016, 30 (9), 7524–7531 p.

Society of Petroleum Engineers. “Associated and nonassociated gas” [en línea]. En: Petrowiki, 2016 [fecha de consulta: 04 de junio del 2016]. Disponible en [http://petrowiki.org/Associated\\_and\\_nonassociated\\_gas](http://petrowiki.org/Associated_and_nonassociated_gas)

STEWART, M. y ARNOLD, K. Gas Dehydration Field Manual. Gulf Professional Publishing. Elsevier 2011.