

**ESTUDIO CONCEPTUAL PARA LA SELECCIÓN DE ACEITE POBRE EN LAS
PLANTAS DE PROCESAMIENTO DE GAS POR ABSORCIÓN EN COLOMBIA.**

CARLOS AUGUSTO GODOY RUIZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA
2017**

**STUDIO CONCEPTUAL PARA LA SELECCIÓN DE ACEITE POBRE EN LAS
PLANTAS DE PROCESAMIENTO DE GAS POR ABSORCIÓN EN COLOMBIA.**

CARLOS AUGUSTO GODOY RUIZ

Monografía para optar al título de Especialista en Ingeniería del Gas

**Director
Julio Cesar Pérez Angulo
Especialista en Ingeniería del Gas**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA
2017**

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus agradecimientos a:

- Dios, por brindarme las herramientas para alcanzar esta meta profesional.
- PETROSANTANDER (COLOMBIA) INC. Por brindarme de primera mano la información necesaria para este proyecto.
- La UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER, por brindarme los conocimientos que fueron base para el desarrollo de este trabajo.
- Prof. JULIO CESAR PEREZ por su valioso apoyo y dedicación.
- Ing CARLOS EDUARDO CASTAÑO, por creer en mí siempre profesionalmente.
- Ing. BAXTER MORALES, por su colaboración y orientación incondicional.
- Ing. NICOLAS MORALES, por su apoyo y compañerismo.
- Ing. JOSE JEREZ, por su apoyo incondicional.
- Ing. SANTIAGO DIAZ RUEDA, por orientación profesional.

*A Dios, por toda la sabiduría que me entrego
A mi madre, abuela, y familia por enseñarme a soñar y lograr mis metas
A Robinson Godoy, quien ha iluminado mis decisiones desde la eternidad
A mi bella esposa Silvia, quien ha sido musa de inspiración para luchar día a día
Y a todas las personas que han compartido conmigo el camino de la vida y han ayudado a
ser quien soy.*
Carlos Augusto Godoy Ruiz

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	17
1. PANORAMA DE LA INDUSTRIA DEL GAS NATURAL Y EL PROCESO DE ABSORCIÓN EN EL PAÍS	18
2. MARCO TEORICO	19
2.1 GAS NATURAL.....	19
2.1.1 Composición	20
2.1.2 Comportamiento	20
2.2 PROCESO DE ABSORCIÓN CON ACEITE POBRE	22
2.2.1 Absorción con aceite pobre refrigeración.....	23
2.3 ACEITE ABSORBENTE / SOLVENTE	25
2.3.1 Parámetros de absorción.....	26
3. METODOLOGÍA CONCEPTUAL PARA LA SELECCIÓN DEL ACEITE ABSORBENTE	31
3.1 ELEMENTOS DE ENTRADA.....	32
3.1.1 Composición del gas de entrada.....	32
3.1.2 Sistema de enfriamiento del gas de entrada	32
3.1.3 Disponibilidad de producto para reposición del aceite absorbente	32
3.1.4 Temperatura de ebullición del aceite absorbente	33
4. CASO DE ESTUDIO	34
4.1 ACEITES ABSORBENTES DISPONIBLES.....	39
4.2 PARAMETROS DE OPERACIÓN VS ACEITE ABSORBENTE.	41
4.2.1 Refrigeración.....	41

4.2.2 Producción de Líquidos del Gas Natural.....	41
4.2.3 Temperatura de operación en la fraccionadora.	41
5. CONCLUSIONES	43
6. RECOMENDACIONES.....	44
BIBLIOGRAFÍA.....	45
ANEXOS.....	48

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de fases presión – temperatura para el gas natural	21
Figura 2: Procesos para la remoción del NGL en el tiempo y sus tendencias de eficiencia.....	23
Figura 3: Esquema de un proceso de absorción con aceite pobre.	24
Figura 4: Tendencia de la absorción de C_3^+ con respecto al peso molecular del aceite absorbente.	27
Figura 5: Tendencia del flujo de aceite pobre a la absorbidora con respecto al peso molecular del aceite absorbente.	27
Figura 6: Tendencia del porcentaje de vaporización con respecto al peso molecular del aceite absorbente.	28
Figura 7: Tendencia en la tasa de reposición de aceite absorbente con respecto al peso molecular.....	28
Figura 8: Tendencia de la absorción de C_3^+ con respecto a la temperatura del mmmmgas rico.	29
Figura 9: Temperaturas de ebullición de aceites absorbentes, según su peso molecular	30
Figura 10: Criterios de evaluación para la selección de un aceite absorbente	31
Figura 11: PFD Entrada a Planta y Absorbidora.....	36
Figura 12: PFD Desetanizadora.....	37
Figura 13: PFD Fraccionamiento	38
Figura 14: Relación de pesos moleculares de aceites absorbentes disponibles ..	39
Figura 15: Curvas de destilación atmosféricas de aceites absorbentes mmmdisponibles	40

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. CURVA DE DESTILACIÓN VARSOL	48
ANEXO B. CURVA DE DESTILACIÓN GASOLINA NATURAL (NAFTA).....	49
ANEXO C. CURVA DE DESTILACIÓN GASOLINA 1 (OIL PROCESS).....	50
ANEXO D. ANÁLISIS PESO MOLECULAR	52
ANEXO E. CARACTERÍSTICAS DEL GAS DE ENTRADA – CASO DE ESTUDIO.....	55
ANEXO F. CARACTERÍSTICAS DEL GAS DE VENTA – CASO DE ESTUDIO. ...	56

GLOSARIO

Absorbedora: Torre o columna que favorece el contacto entre el gas natural a ser procesado y un solvente líquido.

Aceite absorbente: Hidrocarburo líquido usado para absorber y recuperar componentes del gas natural a ser procesado. También denominado como solvente.

Aceite pobre: Aceite absorbente comprado o regenerado por la planta, o aceite al cual se le han despojado los componentes absorbidos.

Aceite rico: Es el aceite que sale de la torre absorbedora por el fondo, como una mezcla entre el aceite absorbente y los componentes absorbidos que han sido despojados del gas rico.

Condensado: Líquido formado por la condensación de un vapor o gas. Específicamente, el hidrocarburo líquido es separado del gas natural debido a cambios de temperatura y presión cuando el gas es liberado desde el yacimiento hacia los separadores en superficie.

Chiller: Es un enfriador evaporador de propano en donde el gas ingresa por el haz tubular y el propano líquido ingresa por la carcasa y tiene la función de refrigerar el gas.

Cricondenbárica: Es la máxima presión a la cual puede coexistir las fases líquida y vapor en un sistema multicomponente.

Cricodontérmica: Es la máxima temperatura a la cual puede coexistir las fases líquida y vapor en un sistema multicomponente.

Cromatografía: Técnica de separación de una mezcla en sus componentes mediante una repetida adsorción y desorción en un lecho sólido confinado. Éste es usado para el análisis del gas natural y los líquidos del gas natural.

Destilación: Proceso de separación de sustancias mediante un calentamiento progresivo de una mezcla para vaporizar una porción y luego enfriar hasta licuar la parte de vapor. Las sustancias a separar deben tener diferentes temperaturas de ebullición y/o volatilidad relativa.

Fraccionador: Torre donde el producto absorbido por el aceite pobre es recuperado. Las plantas que usan un aceite absorbente de bajo peso molecular, realizan una destilación propiamente dicha. Por otro lado, las plantas que usan un aceite absorbente de alto peso molecular, en esta torre se hace uso de una corriente de vapor u otro fluido para realizar el despojo de los hidrocarburos absorbidos.

Fraccionamiento: Ver la definición de destilación. Generalmente usado para describir la separación de una mezcla de hidrocarburos en productos individuales basado en la diferencia en los puntos de ebullición y/o la volatilidad relativa.

Gas natural: Constituida predominantemente por una mezcla de hidrocarburos gaseosos. El componente más común es el metano.

Gas rico: Gas que ingresa a una planta de procesamiento de gas para despojarle y obtener hidrocarburos licuables de valor comercial. También denominado como gas húmedo.

Gas seco: Gas que contiene muy poco o no hidrocarburos comercialmente recuperables como un producto líquido. Otra definición para este gas es gas pobre.

Gases Licuados del Petróleo (GLP; LPG): Denominación para el propano y los butanos, ya sea de manera separada o mezclados, los cuales se mantienen en una fase líquida bajo presión y confinados en un recipiente.

Gasolina natural: Mezcla de hidrocarburos en su mayoría pentanos y compuestos más pesados extraídos del gas natural.

GPM: Este término hace referencia al contenido de componentes del gas natural que son recuperable o recuperados como productos líquidos y esta expresado en galones por cada mil pies cúbicos.

Hidrato: Material sólido resultado de la combinación de hidrocarburo con agua bajo presión.

Hidrocarburos livianos: Hidrocarburos de bajo peso molecular tales como el metano, etano, propano y los butanos.

Líquidos del gas natural (LGN; NGL): Son aquellos hidrocarburos licuados en las facilidades de superficie en campo o en las plantas de procesamiento de gas. Los líquidos del gas natural incluyen el etano, propano, butanos y la gasolina natural.

MMscfd: Unidad de medición que indica millones de pies cúbicos por día.

Monoetilénglicol (MEG): El monoetilénglicol es un líquido transparente, higroscópico y prácticamente inodoro. Se utiliza en la fabricación de fibra poliéster, PET y resina poliéster, así como líquido anticongelante.

Planta de procesamiento de gas: Es una planta que procesa el gas natural para recuperar los líquidos del gas natural y despojar otras sustancias como azufre, dióxido de carbono y agua.

Presión crítica: Es la presión de vapor de una sustancia a su temperatura crítica.

Procesamiento de gas: Procesos de separación de los constituyentes del gas natural con el fin de obtener productos comerciales, además de tratar el gas residual para cumplir con las especificaciones requeridas.

Punto de rocío: Es la temperatura a cualquier presión o la presión a cualquier temperatura en la cual se forma la primera gota de líquido de una corriente de gas o vapor. Para el gas natural, este concepto aplica cuando el vapor de agua presente en una mezcla gaseosa inicia su condensación (punto de rocío del agua o water dew point – WDP); o en el momento que hidrocarburos de la mezcla de gas empiezan a condensarse (punto de rocío por hidrocarburo o Hydrocarbon Dew Point – HCDP).

Temperatura crítica: Para un componente puro, es la máxima temperatura a la cual un componente puede existir como un líquido.

RESUMEN

TÍTULO: ESTUDIO CONCEPTUAL PARA LA SELECCIÓN DE ACEITE POBRE EN LAS PLANTAS DE PROCESAMIENTO DE GAS POR ABSORCIÓN EN COLOMBIA*

AUTOR: CARLOS AUGUSTO GODOY RUIZ**

PALABRAS CLAVES: ABSORCIÓN, ACEITE ABSORBENTE, ENFRIAMIENTO, FRACCIONAMIENTO, REMOCIÓN.

La primera tecnología desarrollada para la remoción de hidrocarburos fue el proceso de absorción física haciendo uso de un solvente. El solvente o aceite absorbente viaja a través de una torre contactora o absorbidora en contracorriente con el gas rico, donde se realiza el despojo de los hidrocarburos pesados, los cuales son separados posteriormente en propano, butano y gasolina natural. Sin embargo a medida que fueron apareciendo otras tecnologías como la refrigeración mecánica, el efecto Joule – Thomson, el Turbo-Expander y los procesos criogénicos, la tecnología de absorción por aceite fue quedando obsoleta.

Las primeras plantas de procesamiento de la industria de gas en Colombia fueron de absorción con aceite pobre a condiciones ambientales y refrigeradas. Estas plantas con capacidad operativa de por lo menos 40 MMscfd están instaladas en campos maduros, donde la producción de gas ha depletado rápidamente y el volumen de gas de entrada alcanza a ser menor al 20% de la capacidad nominal, lo que las hace operativamente inestables, al punto que algunas han parado.

Un elemento importante para absorber eficientemente hidrocarburos del gas natural como propano, butanos y la gasolina natural es el tipo de aceite absorbente. Su adecuada selección es una tarea importante para los equipos de ingeniería y operaciones que tengan a su cargo estas facilidades.

Este trabajo ha logrado identificar que el sistema de enfriamiento del gas de entrada, el tipo de hidrocarburos que desee despojar del gas rico y la temperatura de fraccionamiento de la planta son los principales parámetros al momento de seleccionar un aceite absorbente de bajo peso molecular (entre 100 g/mol – 150 g/mol) o de alto peso molecular (entre 150 g/mol – 200 g/mol).

* Monografía de grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Julio César Pérez. Especialista en Ingeniería del Gas

ABSTRACT

TITLE: CONCEPTUAL STUDY FOR THE SELECTION OF SOLVENTS IN THE GAS PROCESSING PLANTS BY ABSORPTION LOCATED IN COLOMBIA*

AUTHOR: CARLOS AUGUSTO GODOY RUIZ**

KEY WORDS: ABSORPTION, COOLING, FRACTIONATION, HYDROCARBON REMOVAL, OIL ABSORBER, SOLVENT

One of the first technologies developed and implemented for the gas treatment in order to remove the hydrocarbons heavier than the ethane and adjust the hydrocarbon dew point (HCDP) at the gas was the physical absorption by an oil solvent. The solvent goes through a contactor tower, countercurrent with the rich gas. Here, the solvent absorbs the heavier hydrocarbons, which will be separated in propane, butane and natural gasoline. However, other technologies more efficient like the mechanical refrigeration, Joule – Thomson effect, turbo expanders and the cryogenic processes appeared and left obsolete the absorption technology. Currently, there are a few operating plants based on absorption.

Countries like Colombia, when it began the development of the gas industry, the first gas processing plants installed were by lean oil absorption at ambient temperature or refrigerated. Those plants were 40 MMscfd capacity at least and currently they are located in mature fields, where the gas production is decreasing fast, so the gas inlet flow can be as low as 20% of the nominal capacity, making unstable the operation and it has been the main reason to stop the operation of some plants.

An important aspect of the absorption process is the oil absorber, so its correct selection is an important issue for the engineering team and the operational department in a gas field that operates with this technology.

This research has identified that the refrigeration system for the gas inlet, the kind of hydrocarbons desired to absorb and the temperature of fractionation at the gas plant are the main parameters when a selection of the solvent is required. In addition, solvents are divided in two main groups; with low molecular weight (100 g/mol – 150 g/mol) and with high molecular weight (150 g/mol – 200 g/mol).

* Thesis

** Faculty of physical chemistry engineering. School of Petroleum engineering. advisor: M.Sc. Julio Cesar Perez Angulo. Specialist in Gas Engineering

INTRODUCCIÓN

La primera tecnología implementada en Colombia para el tratamiento y procesamiento del gas natural, enfocado a la remoción de los hidrocarburos (C_3^+) fue la absorción a base de aceite pobre, algunas de ellas con un sistema de refrigeración del gas de entrada lo suficientemente robusto para disminuir la temperatura por debajo de la ambiental, además de ser instaladas con capacidades por encima de los 40 MMscfd.

Los campos que fueron grandes productores de gas han depletado en las últimas décadas, lo que ha llevado a cerrar estas facilidades por su gran tamaño y baja carga, o realizar grandes inversiones para cambiar la tecnología de remoción por refrigeración mecánica, efecto Joule – Thomson, sistemas turbo-expander entre otros.

En la actualidad, existen plantas en operación tales como las plantas de procesamiento de gas Provincia y Payoa, ubicadas en el Magdalena medio. Para estas plantas, que aún siguen en operación, se hace necesario establecer criterios de evaluación y selección del aceite absorbente de acuerdo a las necesidades. Estos criterios brindarían un soporte significativo a los departamentos de ingeniería y operaciones, para mejorar y optimizar los porcentajes de remoción de los hidrocarburos C_3^+ además de estabilidad operacional ante la disminución del gas de entrada.

Este documento pretende establecer unos parámetros conceptuales que estarán compilados en una metodología de fácil uso y que conlleve a obtener como resultado final el tipo de aceite absorbente que debería ser usado en una planta de procesamiento de gas ya establecida.

1. PANORAMA DE LA INDUSTRIA DEL GAS NATURAL Y EL PROCESO DE ABSORCIÓN EN EL PAÍS

La industria del gas natural en Colombia ha venido tomando fuerza y las proyecciones indican que aumentará la demanda de este energético, ganando terreno en la canasta energética nacional (UPME, 2016).

En Colombia, la implementación de las plantas de tratamiento y procesamiento de gas inicio en la década de los 60, época en la cual, el gas natural paso de ser un recurso no deseado por las empresas petroleras, a ser un combustible tanto para la operación de los campos productores de crudo, como para el sector industrial (NATURGAS, 2014). La remoción de los líquidos del gas natural como parte del procesamiento de gas, inicio con la tecnología de absorción haciendo uso de un aceite con características especiales, a temperatura ambiente o refrigerado denominado aceite pobre (Mokhatab y Poe, 2012). La absorción de los líquidos del gas natural mediante el proceso de absorción con aceite pobre fue desarrollado a principios de la década de 1910 y fue la tecnología predominante hasta la década de los 70, cuando la tecnología turbo-expander comenzó a tomar protagonismo (Mokhatab et al, 2015).

Las primeras plantas de tratamiento de gas natural a nivel nacional fueron de absorción por aceite pobre, con capacidades de procesamiento entre los 30 MMscfd hasta los 110 MMscfd. Estas plantas fueron diseñadas para unas condiciones operativas, las cuales han cambiado con el pasar de los años.

Se ha evidenciado que las propiedades físico-químicas del aceite pobre (absorbente) son relevantes en la operación, ya que de acuerdo a sus características podría demandar mayores o menores recursos operacionales.

Por otra parte, mantener operativas estas plantas de procesamiento con bajo flujo de entrada, es de gran valor por la recuperación de los NGL, debido que al ser destilados en torres de fraccionamiento se obtiene propano, butano y gasolina natural, productos de demanda significativa a nivel nacional.

2. MARCO TEORICO

En este primer capítulo se abarcará los conceptos más relevantes relacionados con el gas natural con el fin de comprender el tipo de fluido a tratar. Seguidamente, una contextualización del proceso de absorción de líquidos haciendo uso de un aceite pobre es desarrollada, buscando comprender los fenómenos las operaciones realizadas en este proceso. Al final de este primer capítulo se aborda en la definición de aceite absorbente y los principales parámetros operacionales en los cuales influye.

2.1 GAS NATURAL

El gas natural es el combustible fósil de mayor eficiencia energética, con ventajas en comparación de otros combustibles tales como el crudo o el carbón. Aunque el uso primario del gas natural es como combustible, éste es también usado como una fuente de materia prima para la industria petroquímica. Su popularidad como una fuente de energía crecerá significativamente en el futuro debido a que el gas natural puede alcanzar dos objetivos importantes en la industria energética de la actualidad; suministrar energía sustentable para los desarrollos sociales y económicos requeridos en el planeta como también reducir los efectos negativos del cambio climático en el medio ambiente (Mokhatab et al, 2015).

Este recurso energético puede provenir de dos tipos de formaciones geológicas, los convencionales (de fácil producción) y los no convencionales (de difícil producción). El gas convencional es típicamente "gas libre" atrapado en zonas porosas de diversas formaciones rocosas naturales tales como carbonatos, areniscas y sedimentos. El gas natural convencional generalmente se produce en yacimientos profundos, ya sea asociado con crudo (gas asociado) o en yacimientos que contienen poco o nada de crudo (gas no asociado) (Mokhatab et al, 2015).

El gas natural del carbón (también conocido como gas asociado a mantos de carbón), el gas de arenas apretadas (tight sand gas), el gas de lutita (shale gas), los acuíferos geopresurizados, y los hidratos del gas con considerados como recursos no convencionales del gas. La característica común de los diferentes tipos de recursos de gas no convencionales es que contienen grandes cantidades de gas natural, pero suele ser más difícil producir este gas en comparación con los reservorios convencionales (Mokhatab et al, 2015).

2.1.1 Composición El gas natural es una mezcla hidrocarburos y no hidrocarburos, que pueden estar en varias proporciones. Incluso, pozos del mismo reservorio pueden producir gas con diferentes composiciones a medida que el yacimiento se depleta. El gas natural está formado básicamente de metano (CH_4), con trazas de etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}), pentano (C_5H_{12}), hexano (C_6H_{14}) e hidrocarburos más pesados. La mayoría de los gases naturales suelen contener nitrógeno (N_2), dióxido de carbono (CO_2), sulfuro de hidrogeno (H_2S) y otros compuestos azufrados como mercaptano (R-SH), sulfuro de carbonilo (COS) y el disulfuro de carbono (CS_2), además del vapor de agua (H_2O).

Trazas de argón (Ar), hidrogeno (H_2) y helio (He) también pueden estar presentes. Adicionalmente, se ha logrado evidenciar presencia de arsénico (As), selenio (Se), mercurio (Hg) y uranio (U).

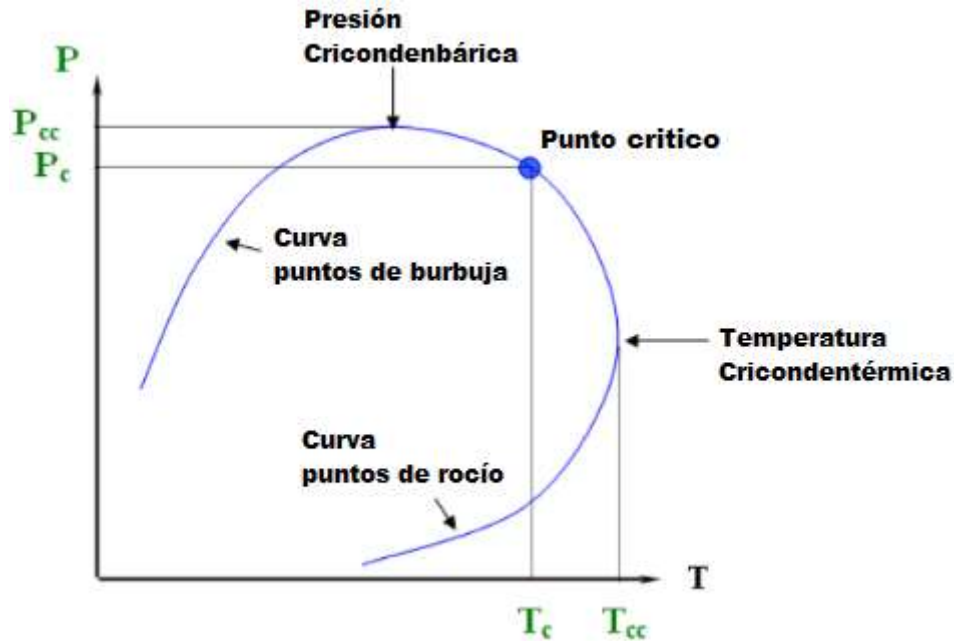
De acuerdo a la presencia de hidrocarburos más pesados que el metano, se puede clasificar el gas natural como seco o húmedo. El gas natural considerado como seco es en su mayor fracción es metano y la fracción de los demás hidrocarburos es mínima y no genera una fase líquida fácilmente a condiciones de superficie. Cuando los hidrocarburos más pesados que el metano están presentes en fracciones significativas, se considera como gas húmedo, el cual genera una fase líquida rápidamente durante su producción a condiciones de superficie.

Por otra parte, el gas natural es comúnmente clasificado de acuerdo a la cantidad de líquidos potencialmente recuperables como rico o pobre. Para cuantificar el contenido de líquidos en una mezcla de gas natural, se usa el valor de GPM que relaciona los galones de líquidos recuperables (C_3^+) por cada 1000 pies cúbicos estándar. Un gas natural pobre tendrá un contenido de líquidos por debajo de 2 GPM. Un gas natural moderadamente rico tendrá un valor de GPM entre 2 – 5, y un gas natural muy rico tendrá valores por encima de 5 GPM.

La presencia de sulfuro de hidrogeno (H_2S) y dióxido de carbono (CO_2) definen al gas natural como un gas dulce o ácido. Un gas dulce contiene cantidades despreciables de H_2S , mientras que un gas ácido tiene cantidades por encima de 4 ppmv de H_2S . El dióxido de carbono puede tolerarse a niveles mucho más altos, hasta 2% molar, valor contemplado por la regulación colombiana.

2.1.2 Comportamiento En la Figura 1 se presenta el comportamiento de fases típico para un gas natural.

Figura 1. Diagrama de fases presión – temperatura para el gas natural



Fuente: Mokhatab et al, 2015

La **figura 1**, también conocida como envolvente, determina las condiciones de presión y temperatura para la mezcla en fase gaseosa, líquida o en equilibrio líquido – gaseoso. El lado izquierdo de la curva, desde el punto crítico, es la línea de punto de burbuja la cual divide la región líquida con la región donde coexisten las fases líquida – gaseosa. En el lado derecho de la curva, en referencia al punto crítico esta la línea de punto de rocío y divide la zona de las fases líquida – gaseosa con la fase gas. El punto crítico, muestra las condiciones de presión y temperatura a la cual las propiedades de la fase líquida y la fase gaseosa no son diferentes (P_c , T_c). En la línea donde se ubican los puntos de burbuja, la máxima presión de la envolvente se conoce como la presión cricondenbárica (P_{cc}). Por otro lado, en la línea donde se ubican los puntos de rocío del gas, la máxima temperatura de la envolvente se conoce como la temperatura cricondentérmica (T_{cc}).

Sin embargo, hay una situación particular cuando la temperatura de referencia se ubica entre la temperatura crítica y la temperatura cricondentérmica, donde el fluido puede pasar de fase gaseosa en dos condiciones totalmente diferentes, haciendo su paso por la zona de dos fases. Es decir, podría hacer hasta dos cortes en la curva de puntos de rocío, si se realiza un cambio de presión a temperatura constante. Este comportamiento es conocido como condensación retrograda (contrario a lo esperado). Por otra parte un comportamiento semejante se esperaría en la región entre la presión cricondenbárica y la presión crítica. En este caso se debe hablar de vaporización retrograda (Mokhatab et al, 2015).

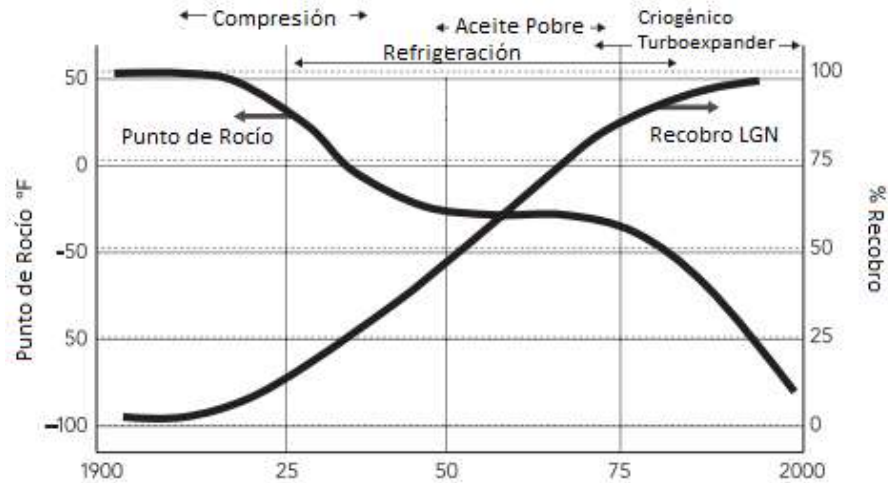
2.2 PROCESO DE ABSORCIÓN CON ACEITE POBRE

La absorción es una de las operaciones unitarias más antiguas con el fin de controlar el punto de rocío por hidrocarburo del gas de ventas, y remover los líquidos del gas natural (NGL) para su posterior fraccionamiento y obtención de productos de valor comercial tales como el GLP y la gasolina natural (GPSA, 2004).

En los primeros desarrollos de la tecnología de absorción con aceite pobre, se lograba la obtención de una mezcla de butano y gasolina natural. Posteriormente, para aumentar la absorción, se desarrolló la tecnología de absorción con aceite pobre refrigerado en la década de los 50. La **figura 2**, indica que este proceso tuvo una mejora continua en el tiempo, hasta llegar a disminuir el punto de rocío por hidrocarburo en el orden de los -40°F y una recuperación de los NGL hasta del orden del 80% (Leffler, 2014).

Tomando como referencia la industria del gas natural en los Estados Unidos, una de las más desarrolladas, en un sondeo de implementación de tecnologías para la remoción de los NGL, existen aproximadamente 200 plantas con tecnología turboexpander, más de 80 plantas a base de refrigeración, más de 60 plantas antiguas de absorción y alrededor de 10 plantas que usan la tecnología Joule-Thompson (Leffler, 2014). La mayoría de plantas de absorción con aceite pobre que están en operación hoy en día, constan de grandes facilidades. Sin embargo, reemplazarlas por tecnologías más eficientes como la turboexpander podrían generar unos gastos de inversión significativamente elevados, lo que dificultaría su viabilidad (Kidnay and Parrish, 2006). Adicionalmente, el proceso de absorción con aceite pobre tiene la ventaja que puede ser realizada básicamente a la presión del gas de entrada, permitiéndole al gas salir del proceso con mínimas pérdidas de presión (GPSA, 2004).

Figura 2: Procesos para la remoción del NGL en el tiempo y sus tendencias de eficiencia



Fuente: Leffler, 2014

2.2.1 Absorción con aceite pobre refrigeración Este proceso permite la obtención de un producto crudo que al ser enviado a una serie de torres de fraccionamiento se obtiene propano, butano, y gasolina natural (GPSA, 2004).

Para que la torre de absorción trabaje a bajas temperaturas, monoetilenglicol (MEG) debe ser inyectado a la corriente de gas de entrada para evitar la formación de hidratos en los intercambiadores de calor. El gas de entrada a la planta pasa por unas etapas de enfriamiento, hasta ser refrigerado por el propano líquido en el chiller. Posteriormente pasa por un separador de glicol en el cual se desprende el MEG con el agua absorbida de la corriente de gas de entrada. Finalmente el gas refrigerado es enviado hacia la torre absorbidora.

El aceite pobre es enfriado en intercambiadores antes de ingresar a la torre absorbidora para retener los componentes C_3^+ del gas de entrada por contacto en contracorriente. Por la parte superior de la torre ingresa el aceite pobre refrigerado y sale el gas pobre (también denominado gas seco o gas residual). Por la parte inferior de la torre ingresa el gas rico (gas sin tratar) y sale el aceite rico (con los componentes C_3^+ que han sido absorbidos del gas rico) (Mokhatab et al, 2015).

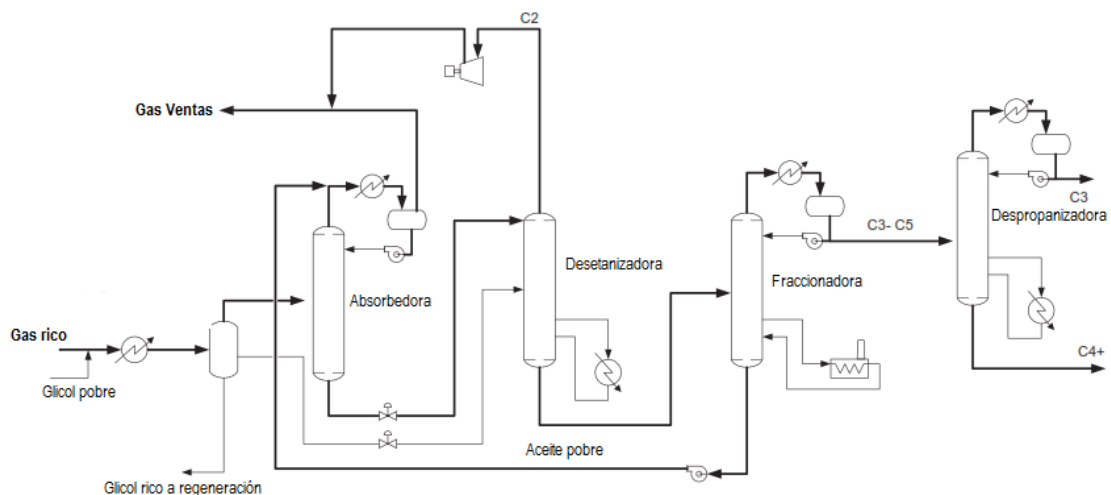
El gas seco que sale del tope de la torre absorbidora pasa por intercambiadores de calor para posteriormente ingresar al sistema de entrega.

Por otra parte, el aceite rico que sale del fondo de la torre absorbidora a baja temperatura es enviado a la torre desetanizadora, donde se despojan los etanos que puedan estar presentes, saliendo por el tope de la torre y normalmente son enviados junto con el gas seco, como gas ventas. Sin embargo existen plantas que toman la corriente de gas que sale de la torre desetanizadora y la recirculan con la entrada de la absorbidora, con el fin de recuperar las trazas de C_3^+ .

De la torre desetanizadora, sale el aceite rico sin presencia de etanos (C_2) hacia la torre fraccionadora. En esta torre, el fluido es calentado destilando los compuestos $C_3 / C_4 / C_5^+$ absorbidos en la corriente de gas, obteniéndose una mezcla de líquidos del gas natural (NGL) y el aceite pobre regenerado, el cual sale y es enfriado para que retorne al tope de la torre absorbidora y realice nuevamente el proceso de absorción.

La mezcla de líquidos del gas natural es enviada hacia torres de fraccionamiento, en las cuales se obtiene propano, butanos y la gasolina natural (Kidnay and Parrish, 2006). La **figura 3** es una representación general del proceso de absorción descrito.

Figura 3: Esquema de un proceso de absorción con aceite pobre.



Fuente: Mokhatab et al, 2015

En las plantas de procesamiento de gas con aceite pobre refrigerado, la eficiencia de remoción de los líquidos del gas natural está del orden del 99% para el butano y gasolina natural; entre 65% - 75% para el propano y entre un 15% - 25% para el etano (Mokhatab et al, 2006).

En la actualidad, nuevas plantas de absorción con aceite pobre refrigerado son instaladas en escasas oportunidades, debido a la cantidad de equipos que demandan, la complejidad del proceso, la degradación del aceite pobre absorbente, la complejidad en predecir su eficiencia y su costo de operación no es competitivo con otras tecnologías. Las plantas basadas con esta tecnología son algunas veces reestructuradas, remodeladas o trasladadas a sitios donde se cuenta con grandes volúmenes de tratamiento (Mokhatab et al, 2006). El uso de esta tecnología es combinada con otras de mayor desarrollo tecnológico para lograr la máxima remoción posible de los líquidos del gas natural (Leffler, 2014).

2.3 ACEITE ABSORBENTE / SOLVENTE

La absorción es el proceso físico donde moléculas de hidrocarburo livianas en estado vapor ($C_3 - C_6^+$) entran en solución en un hidrocarburo líquido pesado, que contiene principalmente compuestos que oscilan entre el C_7H_{16} al $C_{12}H_{26}$ (Leffler, 2014). El fluido absorbente también llamado aceite pobre, es usualmente una mezcla de compuestos parafínicos con una masa molecular que oscila entre 100 y 200 unidades, dependiendo de las condiciones de operación en la absorción, además del límite de etano deseado a recuperar (GPSA, 2004).

Las plantas de absorción que no poseen refrigeración requieren aceites con altos pesos moleculares, por lo general en un intervalo entre 150 y 200 unidades de masa molar. Sistemas de absorción con aceite pobre que contiene refrigeración, pueden operar con un solvente de hasta 100 unidades de masa molar, según la eficiencia operativa de la planta (GPSA, 2004). La reducción en la masa molar mejora la absorción de los hidrocarburos más livianos que están en el gas, por lo que los aceites absorbentes en los procesos de absorción refrigerados cuentan con pesos moleculares que oscilan entre 100 – 110 unidades de masa molar (Mehra, 2004).

Debido a que el principio de absorción se realiza en base molar, el objetivo es hacer contactar la corriente de gas con la mayor cantidad de moles del aceite pobre con el fin de maximizar la recuperación de los líquidos del gas natural. Sin embargo, el caudal de circulación es dado en unidades de volumen como galones por minuto. Tomando en cuenta estos aspectos, una planta diseñada para circular un aceite de alto peso molecular, podría hacer circular más moles de aceite pobre con el mismo equipo si la masa molecular del aceite pobre fuese menor (GPSA, 2004).

La inclusión de la refrigeración para reducir la temperatura en el proceso de absorción, aumenta la capacidad del aceite pobre de atrapar más hidrocarburos livianos, lo que conlleva a una reducción en el caudal de recirculación de aceite pobre de bajo peso molecular debido a la disminución en la tasa de vaporización del aceite absorbente (GPSA, 2004).

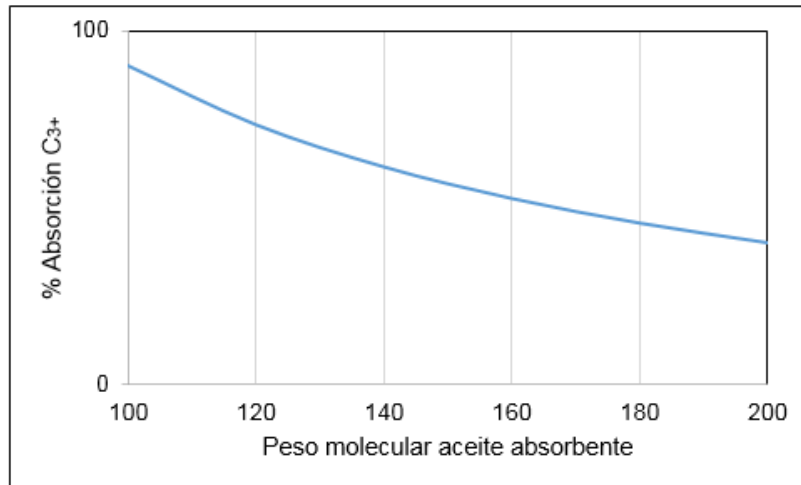
2.3.1 Parámetros de absorción. En el proceso de absorción de los hidrocarburos presentes en el gas rico (propano, butanos, gasolina natural) existen una serie de parámetros operacionales y características de cada aceite absorbente, que deben ser tomados en cuentas al momento de realizar la selección de un aceite absorbente.

- **Peso molecular del aceite absorbente**

De acuerdo a las condiciones operacionales del proceso de absorción, si este incluye o no un sistema de refrigeración del gas de entrada, el peso molecular del aceite absorbente oscila entre 100 y 200 unidades.

Para un sistema de absorción con aceite pobre refrigerado al comparar la absorción de la nafta ($C_5 - C_9$) con el diésel (C_{15}^+), se logró evidenciar que la nafta tiene mayor afinidad por el propano y el butano, mientras que el diésel tiene mayor afinidad por la gasolina natural. Es decir, que entre más liviano sea el aceite absorbente, tendrá una mayor afinidad a la absorción de productos livianos tales como el propano y a medida que aumenta el peso molecular del aceite absorbente, disminuye la absorción de los hidrocarburos livianos (Espinel Martinez y Santander Uribe, 2005). La **figura 4** representa una tendencia entre el peso molecular del aceite absorbente y la afinidad con los hidrocarburos C_3^+ .

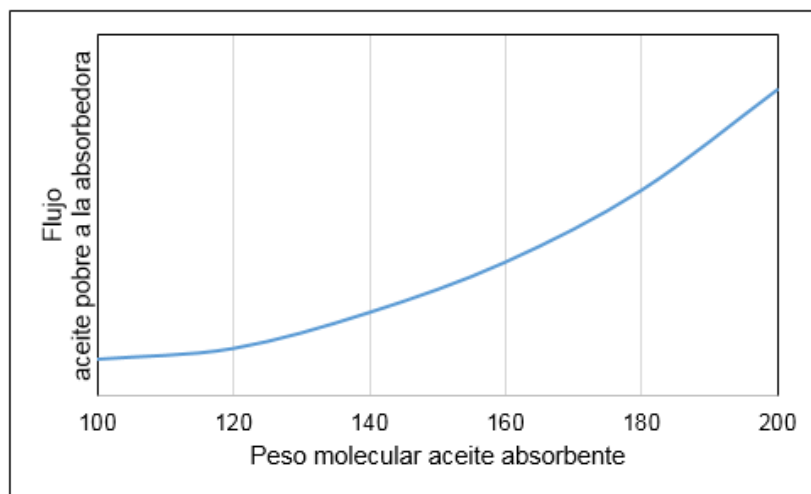
Figura 4: Tendencia de la absorción de C_3^+ con respecto al peso molecular del aceite absorbente.



Fuente: Espinel Martínez y Santander Uribe, 2005

Por otra parte, el uso de un aceite con bajo peso molecular, conllevará a un menor caudal de aceite a la torre absorbedora, pero a mayor peso molecular, mayor será el flujo de este fluido a la torre absorbedora, como lo representa la **figura 5**. Este fenómeno sucede debido a que la absorción va relacionada con el número de moles de aceite absorbente que ingrese por la parte superior de la torre contactora, es decir, a mayor peso molecular menor será la cantidad de moles de aceite por unidad de volumen y viceversa (Bahadori, 2010).

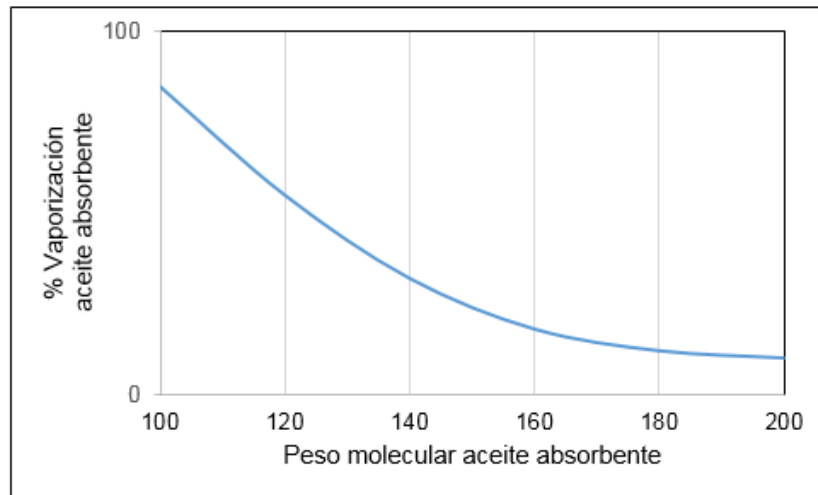
Figura 5: Tendencia del flujo de aceite pobre a la absorbedora con respecto al peso molecular del aceite absorbente.



Fuente: Espinel Martínez y Santander Uribe, 2005

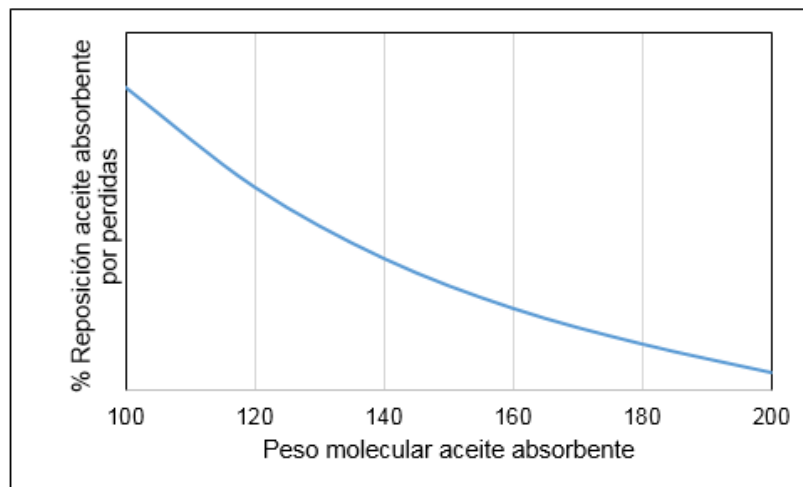
Adicionalmente, un aceite absorbente con alto peso molecular tendrá menores pérdidas por evaporación que aquellos con bajo peso molecular. Por consiguiente, aceites absorbentes con bajo peso molecular demandarán en la operación mayor cantidad de reposición que los aceites con altos pesos moleculares (Espinel Martínez y Santander Uribe, 2005). Las **figuras 6 y 7** representan estas tendencias.

Figura 6: Tendencia del porcentaje de vaporización con respecto al peso molecular del aceite absorbente.



Fuente: Espinel Martínez y Santander Uribe, 2005

Figura 7: Tendencia en la tasa de reposición de aceite absorbente con respecto al peso molecular

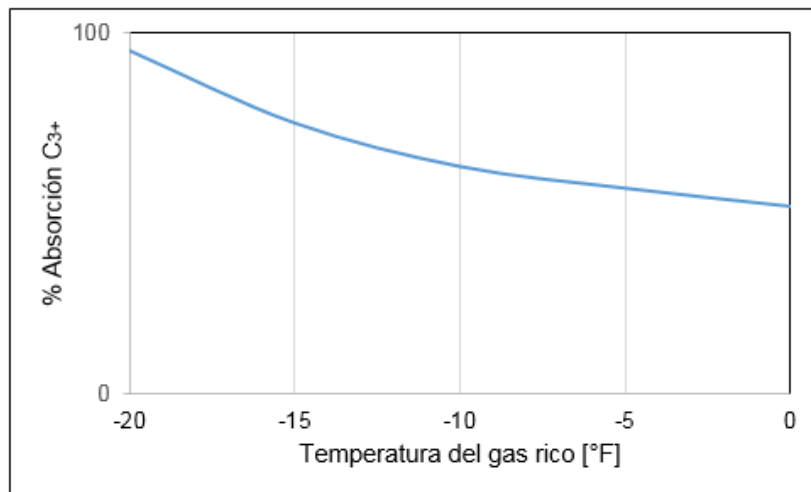


Fuente: Espinel Martínez y Santander Uribe, 2005

- **Temperatura del gas de entrada**

La temperatura del gas de entrada es uno de los principales factores al momento de analizar la absorción de los hidrocarburos C_3^+ presentes en el gas natural. En términos generales, la solubilidad del gas dentro del líquido aumenta al disminuir la temperatura por debajo de la temperatura ambiente. La absorción de los hidrocarburos C_3^+ mejora en la medida que el gas rico entre en contacto con el aceite absorbente a menor temperatura. (Espinel Martinez y Santander Uribe, 2005). La **figura 8** es una representación de la relación entre la eficiencia de absorción y la temperatura del gas de entrada.

Figura 8: Tendencia de la absorción de C_3^+ con respecto a la temperatura del gas rico.

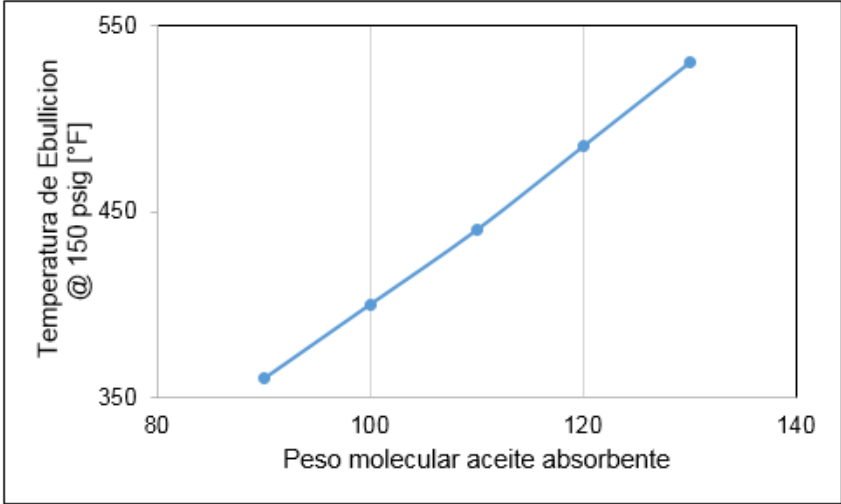


Fuente: Espinel Martinez y Santander Uribe, 2005

- **Temperatura de despojo/regeneración del aceite absorbente**

El aceite absorbente enriquecido con los hidrocarburos C_3^+ es enviado a una torre fraccionadora en la cual se realiza el despojo de los hidrocarburos absorbidos y se regenera el aceite absorbente, mediante suministro de calor. Esta temperatura de destilación está relacionada directamente con el peso molecular del aceite absorbente. A mayor peso molecular, mayor será la cantidad de energía a suministrar para realizar el despojo de los C_3^+ absorbidos, por tal razón mayor será la temperatura de ebullición del aceite absorbente. La **figura 9** relaciona las temperaturas de ebullición para algunos aceites absorbentes a una presión de 150 psig.

Figura 9: Temperaturas de ebullición de aceites absorbentes, según su peso molecular

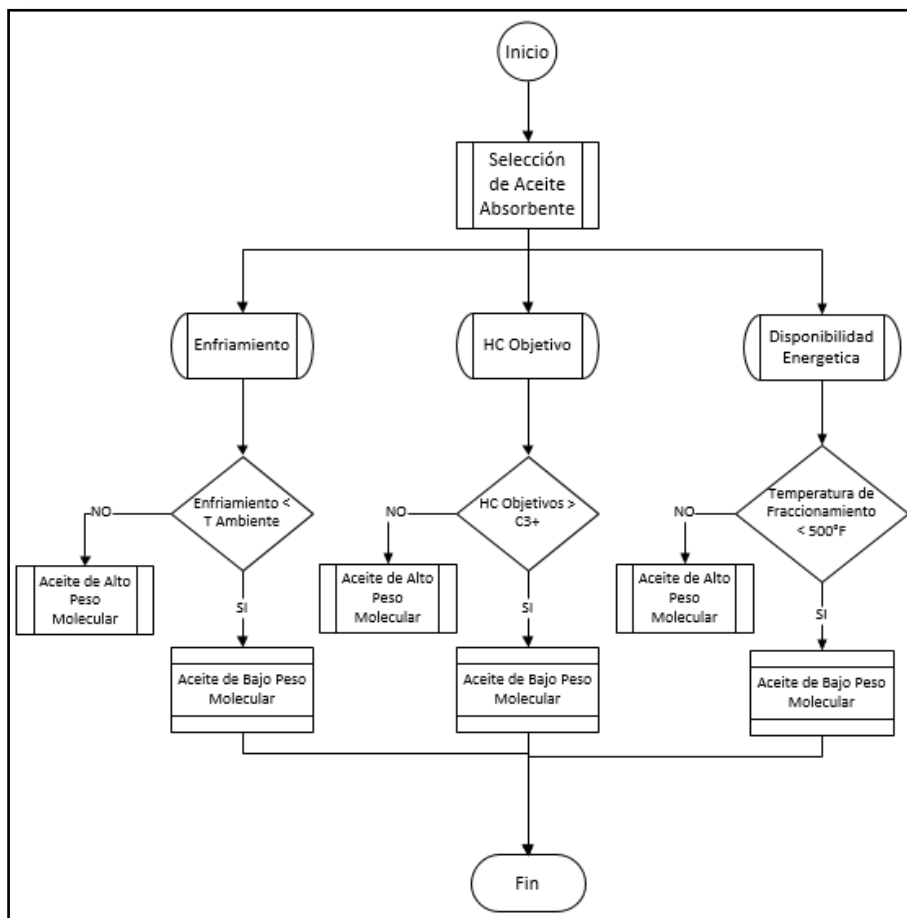


Fuente: McKetta, 1990

3. METODOLOGÍA CONCEPTUAL PARA LA SELECCIÓN DEL ACEITE ABSORBENTE

La presente metodología (**Figura 10**) tiene como principal intención brindar lineamientos conceptuales e identificar los parámetros operativos que serán denominados elementos de entrada, además de considerarse unos posibles escenarios operativos, los cuales serán pautas para la selección del aceite absorbente.

Figura 10: Criterios de evaluación para la selección de un aceite absorbente



3.1 ELEMENTOS DE ENTRADA

Se denomina elementos de entrada a la información relevante que pueda ser obtenida de la operación, que ayudará a identificar los posibles aceites absorbentes a usar.

3.1.1 Composición del gas de entrada. EL análisis debe enfocarse a la fracción de propanos (C_3) y butanos (nC_4 / iC_4) los cuales componen el GLP como un grupo y al contenido de los hidrocarburos C_5^+ los cuales son gasolina natural, como otro grupo. En caso que solo se desea remover los hidrocarburos más pesados, se optara por usar un aceite absorbente de alto peso molecular, es decir cercano a las 200 unidades de peso molecular. Por otro lado, si la intención es recuperar la mayor cantidad de hidrocarburos C_3^+ , se deberá usar un aceite absorbente con bajo peso molecular, es decir cercano a las 100 unidades de peso molecular.

3.1.2 Sistema de enfriamiento del gas de entrada La temperatura del gas húmedo que entra en contacto con el aceite absorbente es otro factor importante, debido a que a menor temperatura del gas a tratar, más efectivo será la absorción de los hidrocarburos C_3^+ . Si la planta de procesamiento solo cuenta con sistemas de enfriamiento a base de aire o agua, que logra descender la temperatura a valores cercanos a la temperatura ambiente, se deberá optar por un fluido con alto peso molecular. Por otra parte, si la planta de procesamiento cuenta con un sistema de enfriamiento y un sistema de refrigeración, tal como un ciclo de propano, que logre descender la temperatura hasta valores por debajo del ambiente, se deberá seleccionar un aceite absorbente con bajo peso molecular.

3.1.3 Disponibilidad de producto para reposición del aceite absorbente Dentro del análisis cromatográfico extendido a la corriente de gas de entrada se evidenciará la fracción de hidrocarburos C_7^+ . Esta fracción comienza a enriquecer el aceite absorbente y progresivamente modifica el aceite absorbente hasta producir uno que se adapta satisfactoriamente a las condiciones de operación de la planta. Si la planta de procesamiento cuenta con equipos para la destilación de propano, butanos y gasolina natural, este último fluido podría ser usado como aceite de reposición en caso que sea usado un aceite absorbente de bajo peso molecular.

Por otra parte, si se hace uso de un aceite absorbente pesado, al mezclarlo con un fluido liviano como la gasolina natural, está mezcla podría tener un mejor

desempeño en la retención de los hidrocarburos C_3^+ que solo el solvente de alto peso molecular.

Sin embargo, si el requerimiento operacional es minimizar la cantidad de producto para reposición, un solvente con alto peso molecular deberá ser seleccionado.

3.14 Temperatura de ebullición del aceite absorbente La obtención de los hidrocarburos C_3^+ que han sido despojados del gas natural por el aceite absorbente son removidos en la torre fraccionadora. En esta, calor es suministrado para que sea destilado el producto crudo (mezcla de propanos, butanos y gasolina natural) y sea regenerado el solvente. Tomando como referencia que la presión de operación de la unidad fraccionadora sea de 150 psig, para temperaturas de ebullición de hasta 500 °F, se deberá contemplar solventes con bajo peso molecular. A medida que aumente el peso molecular del medio absorbente, este tendrá una mayor temperatura de ebullición y por consiguiente requerirá de un mayor suministro energético. Es decir, que a mayor peso molecular del aceite absorbente, mayor será el consumo energético (combustible) para evaporar los hidrocarburos atrapados en el aceite solvente.

4. CASO DE ESTUDIO

La planta de procesamiento de gas en estudio fue instalada hacia la década de los 60 con una capacidad de tratamiento de 45 MMscfd, haciendo uso de la tecnología de aceite pobre refrigerado, para la remoción de los hidrocarburos C_3^+ , ajustar el punto de rocío por hidrocarburo del gas ventas a valores por debajo de la normatividad de calidad y transporte que rige en la actualidad, además de obtener la “materia prima” para la producción de propano licuado, butano licuado y gasolina natural, productos de gran valor comercial para la organización que tiene a cargo la operación de la planta.

En términos generales, el gas rico ingresa a la planta de gas y pasa por su primera etapa de enfriamiento, la cual ocurre en una torre de tiro forzado con sistema de reciclo de agua de enfriamiento, que ayuda al enfriamiento del aire que es succionado por los ventiladores, ya que la temperatura ambiente de la zona es de aproximadamente 100 °F.

A la salida del sistema de enfriamiento, el gas rico pasa por separadores, donde se obtienen condensados, los cuales son enviados a un sistema de recuperación y son aprovechados para la producción de gasolina natural.

Posteriormente, el gas pasa a través del intercambiador de calor gas-gas donde el gas rico que ingresa hacia el proceso es enfriado por el gas seco que sale de la torre absorbadora y está en condiciones para la venta. De manera simultánea el gas ventas que sale por debajo de 0 °F, es calentado antes de ser enviado a través del gasoducto hacia su destino final.

Seguidamente, el gas rico pasa hacia el Chiller, equipo en el cual la corriente de gas alcanza temperaturas de hasta -20 °F, haciendo uso de propano. Al salir el gas rico del chiller, este pasa por un separador de glicol de alta presión, donde se recupera la mayor cantidad de glicol que ha sido inyectado en las diferentes etapas de enfriamiento.

Finalmente, después de las etapas de enfriamiento, recuperación de condensados, inyección de glicol para la inhibición de hidratos, refrigeración y recuperación de glicol, el gas se encuentra en condiciones para ingresar a la torre de absorción. En esta torre, el gas ingresa por la parte inferior y viaja de forma ascendente a través de los orificios de cada plato contactor hasta llegar al tope de la torre, de donde sale el gas seco, dejando la mayor parte de los hidrocarburos

C_3^+ en el aceite absorbente (**Figura 11**). El aceite ingresa desde la parte superior y desciende entre un plato contacto y otro por rebose.

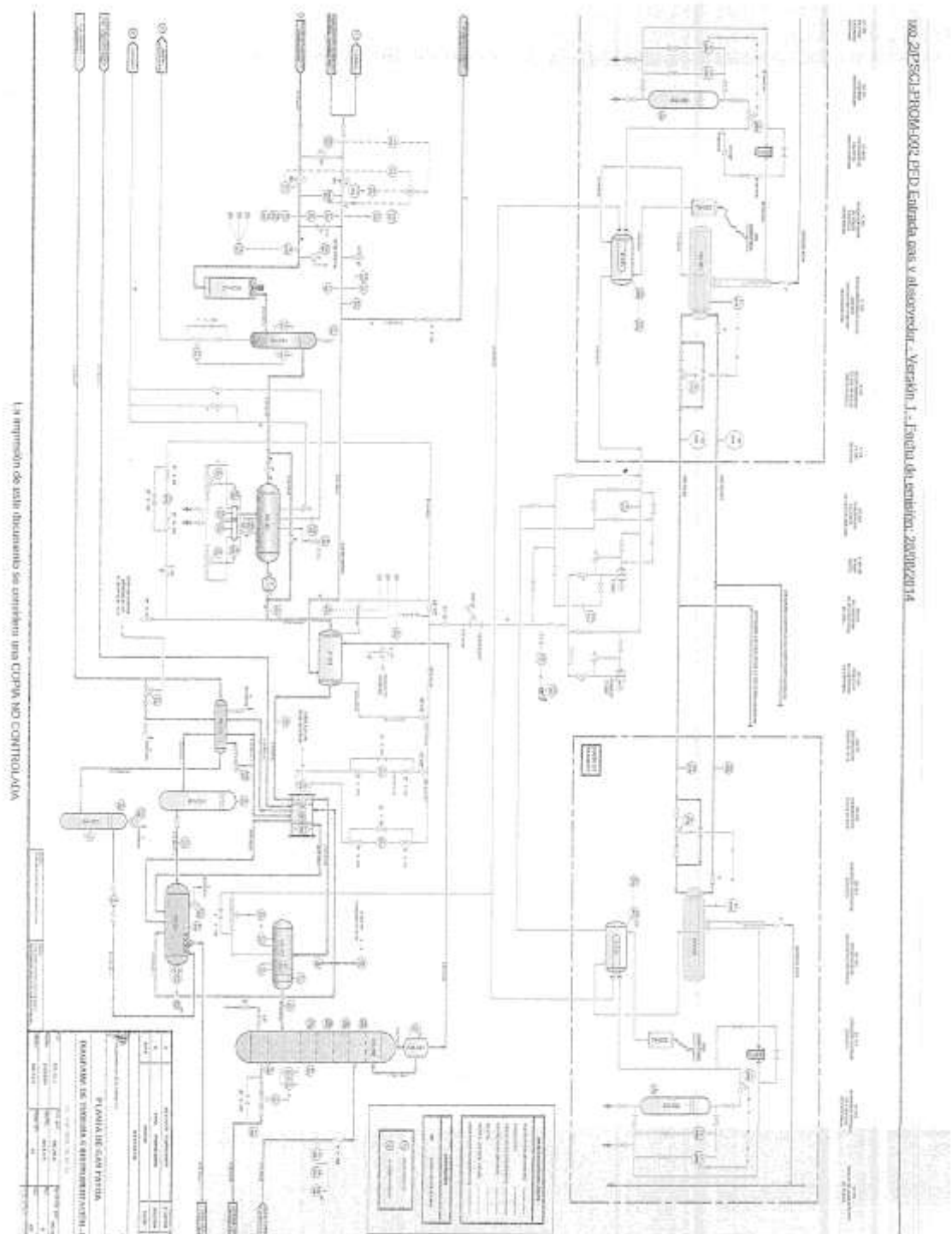
El aceite enriquecido con los hidrocarburos C_3^+ del gas natural sale por la parte inferior de la torre absorbedora y es enviado hacia un separador flash, donde ocurre una caída de presión significativa, liberando las trazas de metano (C_1) que fueron absorbidas en la torre contactora. Seguidamente, una fracción de este fluido ingresa a la torre desetanizadora desde el tope, para ser calentado y remover las trazas de etano (C_2) que hayan sido absorbidas.

Otra fracción del aceite rico pasa a través de unos intercambiadores de calor aceite rico – aceite pobre, para enfriar el aceite pobre caliente que proviene de los hornos y de esta manera mitigar un choque térmico entre un aceite pobre caliente y un gas rico frío. Luego la fracción de aceite rico que pasa por los intercambiadores aceite rico – aceite pobre, ingresa por la parte media de la torre desetanizadora (**Figura 12**).

Luego de ser despojado el etano absorbido, el aceite rico es enviado hacia la torre fraccionadora donde este fluido es regenerado a altas temperaturas (450 °F – 490 °F), y la cantidad de propano, butano y gasolina natural que absorbió del gas rico, son recuperados y separados en torres de fraccionamiento.

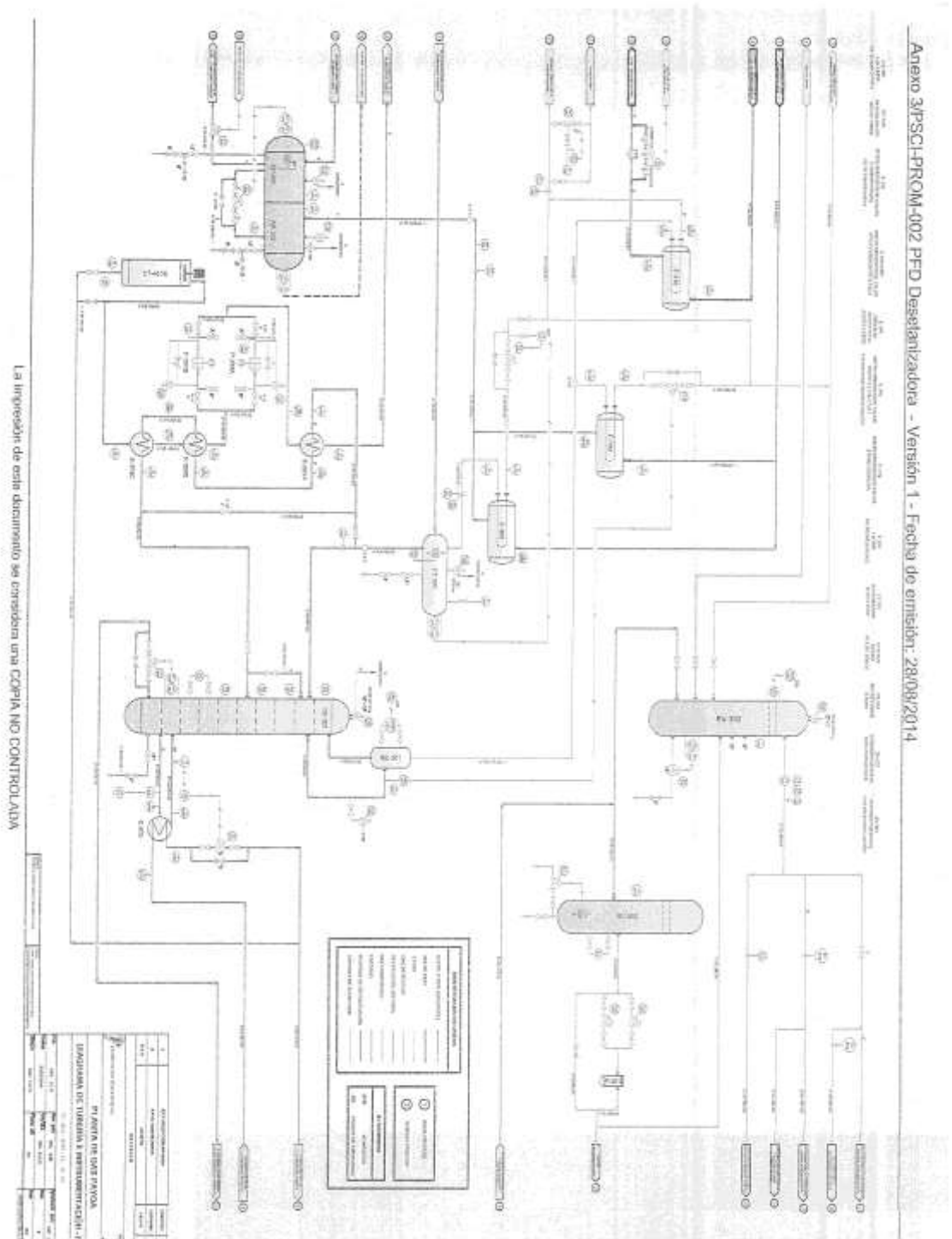
Luego, el aceite pobre caliente pasa a través de todos los reboilers para suministrar la energía que requiere cada proceso en la planta y finalmente es enfriado en el intercambiador aceite rico – aceite pobre, para que ingrese nuevamente a la torre absorbedora (**Figura 13**).

Figura 11: PFD Entrada a Planta y Absorbedora



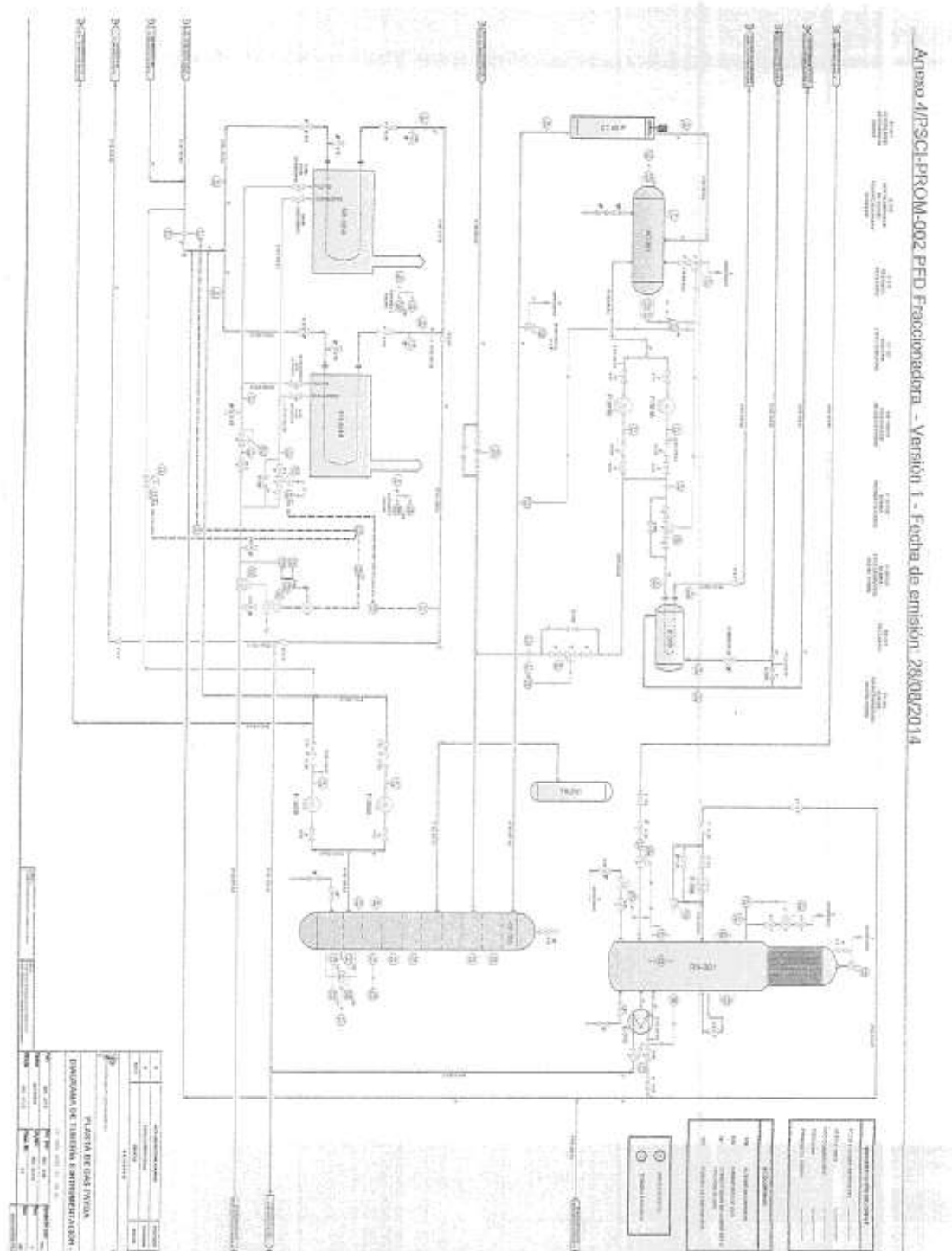
Fuente: Petrosantander (Colombia) Inc

Figura 12: PFD Desetanizadora



Fuente: Petrosantander (Colombia) Inc

Figura 13: PFD Fraccionamiento

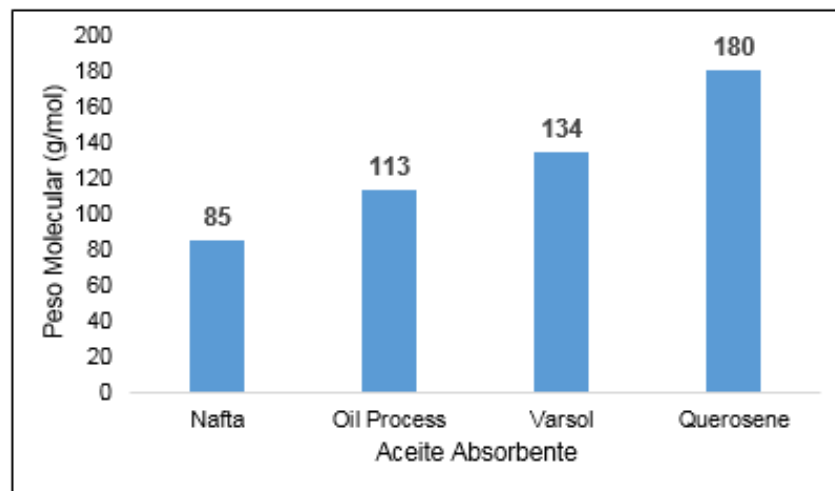


Fuente: Petrosantander (Colombia) Inc

4.1 ACEITES ABSORBENTES DISPONIBLES.

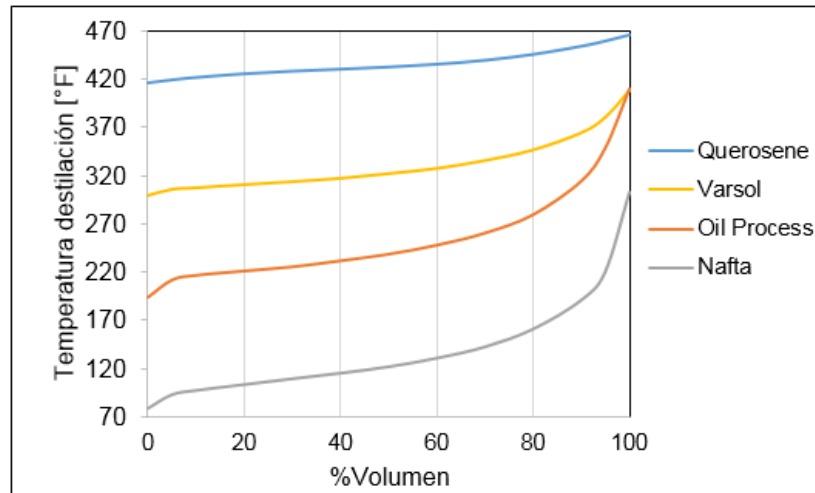
Los aceites absorbentes disponibles en el campo son la gasolina natural o nafta, varsol, querosene desaromatizado y adicionalmente el solvente actualmente usado en la planta de proceso, que es una mezcla gasolina natural – varsol denominado *Oil Process*. La relación de pesos moleculares y las curvas de destilación se encuentran a continuación:

Figura 14: Relación de pesos moleculares de aceites absorbentes disponibles



La **figura 14** muestra el peso molecular para los posibles aceites absorbentes a usar en la planta de gas. Para el proceso de absorción de hidrocarburos del gas natural, se dispone de solventes con peso molecular entre 100 g/mol – 200 g/mol. La figura evidencia que la nafta tiene un peso molecular inferior a los 100 g/mol, lo que permite inferir de manera conceptual que este es un fluido con alta tasa de vaporización, lo que conllevaría a pérdidas significativas de producto por evaporación. Por otro lado, el querosene desaromatizado en la figura tiene un peso molecular cercano al límite superior de los 200 g/mol, lo que indica que este fluido realizaría una menor absorción de los hidrocarburos C_3 y C_4 . Sin embargo, el querosene sería un buen candidato si se realizará la absorción a temperaturas cercanas a la atmosférica.

Figura 15: Curvas de destilación atmosféricas de aceites absorbentes disponibles



En la **figura 15** se muestra las curvas de destilación a presión atmosférica de los aceites absorbentes disponibles en el caso de estudio. El Querosene, es el fluido con mayores temperaturas de ebullición, significativamente alejadas de las temperaturas del aceite absorbente de proceso (*Oil Process*). Las altas temperaturas de ebullición de este fluido, infieren una mayor demanda energética para elevar la temperatura hasta un punto en el que todos los hidrocarburos C_3^+ absorbidos de la corriente de gas rico sean despojados.

Por otra parte, la curva de destilación del *Oil Process*, tiene un comportamiento muy semejante al de la nafta, alcanzando una temperatura final similar al varsol, lo que permite conceptualmente corroborar que este aceite absorbente es una mezcla de nafta – varsol.

Las curvas de destilación permiten inferir que el querosene es el fluido con mayor demanda energética, mientras que la nafta es el fluido con menor demanda energética para alcanzar su evaporación. El varsol, es el fluido que está en el medio de los dos extremos, por consiguiente es el aceite con las características más favorables, en caso tal de elegir un solvente con bajo peso molecular, cercano al de operación.

4.2 PARAMETROS DE OPERACIÓN VS ACEITE ABSORBENTE.

El aceite absorbente seleccionado entre las posibles opciones para la operación de la planta de gas descrita en el caso de estudio, deberá estar estrechamente relacionado con la temperatura del gas de entrada antes de la absorción; alcanzar la máxima obtención de propano licuado, butano licuado y gasolina natural como productos de valor, además de la actual temperatura de fraccionamiento, tal como se aborda a continuación:

4.2.1 Refrigeración. La temperatura del gas rico que ingresa por la parte baja de la torre absorbidora es fundamental en el momento de elegir un aceite absorbente. Entre mayor sea el descenso de temperatura con respecto al ambiente, menor será el valor de peso molecular requerido y por consiguiente mayor será la eficiencia de absorción de los hidrocarburos C_3^+ .

La descripción del caso de estudio permite evidenciar, que el gas rico que alimenta la planta de gas, pasa por unas etapas de enfriamiento y una etapa de refrigeración, hasta alcanzar una temperatura de $-20^{\circ}F$, significativamente inferior a la temperatura ambiente ($100^{\circ}F$), lo que permite inferir que el aceite absorbente a usar puede ser un aceite de bajo peso molecular (inferior a 150 g/mol).

4.2.2 Producción de Líquidos del Gas Natural. Otro factor importante que se ha hecho hincapié, son los hidrocarburos objetivo los cuales se desean obtener. El caso de estudio enuncia que realiza la extracción para la obtención de propano licuado, butano licuado y gasolina natural, productos de gran valor comercial.

El proceso de absorción de los hidrocarburos en esta planta busca remover la mayor cantidad posible de los productos C_3^+ , lo que sugiere que el aceite absorbente a usar sea un aceite de bajo peso molecular (inferior a 150 g/mol).

4.2.3 Temperatura de operación en la fraccionadora. Tal cual como se describe en la operación del caso de estudio, la torre fraccionadora realiza la regeneración del aceite absorbente y despojo de los hidrocarburos C_3^+ a una temperatura entre los $450^{\circ}F - 490^{\circ}F$ a una presión de 150 psig .

Tomando en cuenta la relación de temperaturas promedio de destilación con respecto a los pesos moleculares de los aceites absorbentes dado por McKetta –

1990 y el intervalo de temperatura entre se logra inferir que el aceite absorbente a usar puede ser un aceite de bajo peso molecular (inferior a 150 g/mol).

Tomando en cuenta en el análisis de los parámetros de operación, se puede inferir que en una primera selección, el varsol es el mejor candidato para el proceso, entre un set de aceites puros de fácil acceso para el caso de estudio.

5. CONCLUSIONES

La tecnología de remoción de hidrocarburos pesados (C_3^+) del gas natural y el correspondiente ajuste del punto de rocío por hidrocarburo a través de las plantas de absorción por aceite pobre refrigerado, fue de las primeras implementadas en el país. A pesar de que esta tecnología es obsoleta, aún permanecen plantas en operación a las cuales les aplicaría estos lineamientos de evaluación.

El uso de un aceite pobre de bajo peso molecular permite una mejor remoción de los hidrocarburos pesados (C_3^+) que los aceites con alto peso molecular. Sin embargo, su uso requiere de un enfriamiento significativamente menor a la temperatura ambiente.

Los aceites absorbentes de bajo peso molecular demandan menos energía para su regeneración que los solventes de alto peso molecular, debido que a menor peso molecular del aceite absorbente, menores serán las temperaturas de ebullición.

Se ha establecido como parámetros conceptuales de evaluación para la selección del aceite absorbente de acuerdo a su peso molecular la temperatura del gas antes de ingresar a la absorción, los hidrocarburos objetivos a remover y el requerimiento energético de la planta.

En el caso de estudio, el análisis nos permitió identificar que el varsol es el mejor candidato para el proceso, entre un set de aceites de fácil acceso para el campo.

A mayor peso molecular del aceite absorbente, menor será la eficiencia de absorción de los C_3 , iC_4 y nC_4 presentes en el gas rico de entrada.

El solvente absorbente resultado de la mezcla de dos fluidos conocidos (*Oil Process*), dieron como resultados un aceite con peso molecular entre los pesos moleculares de cada fluido conocido (Nafta y Varsol). De igual manera, la curva de destilación para la mezcla se encontrará en la región delimitada por las curvas de destilación del aceite absorbente más volátil y el más pesado.

6. RECOMENDACIONES

Se sugiere realizar simulaciones para los posibles casos de estudio en el país, debido a que las actuales condiciones operativas de cada planta de absorción y composición en el gas de entrada son diferentes, por consiguiente se podrían obtener diferentes eficiencias de remoción para un mismo aceite.

Para los posibles casos de estudio, un factor a evaluar será el costo-beneficio de cambiar o mantener el aceite absorbente seleccionado en la operación.

Algunas plantas de gas basadas en aceite pobre refrigerado usan los condensados obtenidos en las primeras etapas de enfriamiento, para reponer el solvente perdido durante el fraccionamiento. Se sugiere realizar la evaluación de las facilidades para acondicionar los condensados no estabilizados, producidos en estas plantas, como una opción de autoabastecimiento de aceite pobre, lo que disminuiría con los costos operativos.

Caracterizar fisicoquímicamente los solventes usado en las actuales plantas de procesamiento de gas por aceite pobre para definir su desempeño a diferentes condiciones de proceso.

BIBLIOGRAFÍA

BAHADORI, A. A Predictive Tool for Rapid Estimation of Components Absorption in Lean Oil Absorbers. Curtin University of Technology, *Society of Petroleum Engineering*. 2010. 16 p. SPE 132311.

ESPINEL MARTINEZ, Ana Maria y SANTANDER URIBE, Julián Eduardo. Simulación y Evaluación Operacional de un Sistema de Tratamiento de Gas Natural con Diferentes Mezclas de Hidrocarburo Industriales (Tesis de pregrado). Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia. 2005.

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION (GPSA). Engineering Data Book. 12 ed. Tulsa, Oklahoma, The U.S.A.: GPSA, 2004. Vol. 2. Cap 21. 34 p.

GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. Engineering Data Book. 12 ed. Tulsa, Oklahoma, The U.S.A.: GPSA, 2004. Vol. 2. Cap. 19. 36 p.

GOMEZ, C. S. M., et al. Separation of Heavy Species (C_5^+) from Natural Gas Using Absorption. *Brazilian Journal of Petroleum and Gas*. 2014, vol. 8. nro. 2. p. 073 – 080. ISSN 1982-0593.

HIDNAY, Arthur J. y PARRISH, William R. Fundamentals of Natural Gas Processing. 1 ed. Florida, The U.S.A.: Taylor and Francis Group LLC., 2006. 418 p.

LEFFLER, William L. Natural Gas Liquids. A Nontechnical Guide. 1 ed. Tulsa, Oklahoma, The U.S.A.: PennWell, 2014. 214 p.

MANNING, Francis S. y THOMPSON, Richard E. Oilfield Processing of Petroleum. Volume one: Natural Gas. Tulsa, Oklahoma, The U.S.A.: PennWell, 1991. 408 p.

MCINTUSH, Kenneth; MAMROSH, Darryl and WALLACE Charles. Screening of Options for LPG Recovery from Refinery Fuel Gas Streams. American Fuel & Petrochemical Manufacturers – Annual Meeting. 2016. 17 p. [En línea]. Recuperado en 2017 – 03 – 02. Disponible en: <http://www.trimeric.com/assets/am-16-65---lpg-recovery-from-refinery-gases---afpm-website.pdf>

MCKETTA, John J. y CUNNINGHAM, William A. Encyclopedia of Chemical Processing and Design. Natural Gas Liquids and Natural Gasoline to Offshore Process Piping, High Performance Alloy. New York, The U.S.A.: Marcel Dekker Inc., 1990. Vol. 31. 491 p.

MEHRA, Yuv H. and GASKIN, Thomas, K. Guidelines Offered for Choosing Cryogenics or Absorption for Gas Processing. *Oil and Gas Journal*. 1999. p. 62 – 69. [En línea]. Recuperado en 2017 – 03 – 02. Disponible en: <http://www.aet.com/Guidelines%20for%20choosing%20cryogenics%20OGJ%20030199.pdf>

MEHRA, Yuv H. Conversion of Lean Oil Absorption Process to Extraction Process for Conditioning Natural Gas. *United States Patent*. 1986. US4696688 p. 23 [En línea]. Recuperado en 2017 – 03 – 02. Disponible en: <http://www.google.ch/patents/US4696688>

MEHRA, Yuv H. Process for Using Preferential Physical Solvent for Selective Processing of Hydrocarbons Gas Stream. *United States Patent*. 1985. US4617038 p. 10 [En línea]. Recuperado en 2017 – 03 – 02. Disponible en: <https://www.google.ch/patents/US4617038>

MEHRA, Yuv H. Processing Hydrocarbons Gases with Selected Physical Solvents. *United States Patent*. 1986. US4883515 p. 12 [En línea]. Recuperado en 2017 – 03 – 02. Disponible en: <https://www.google.ch/patents/US4883515>

MOKHATAB, Saeid y POE, William. A. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. 2 ed. Oxford, The U.K.: Gulf Professional Publishing, 2012. 802 p.

MOKHATAB, Saeid, et al. Handbook of Liquefied Natural Gas. 1 ed. Oxford, The U.K.: Gulf Professional Publishing, 2014. 589 p.

MOKHATAB, Saeid; POE, William A. y SPEIGHT, James G. (2006). Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. 1 ed. Oxford, The U.K.: Gulf Professional Publishing, 2006. 636 p.

MOKHATAB, Saeid; POE, William. A., y MAK, John. Y. (2015). Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Principles and Practices. 3 ed. Oxford, The U.K.: Gulf Professional Publishing, 2015. 597 p.

PETROSANTANDER (COLOMBIA). Manual de Operación Planta de Procesamiento de Gas. Bogota D.C. 2014. 24 p.

Rincón, M.D., Jiménez-Junca, C., Duarte, C.R., A novel absorption process for small-scale natural gas dew point control and dehydration, *Journal of Natural Gas Science & Engineering* (2016), doi: 10.1016/j.jngse.2016.01.016.

RUSSEFF, Richard L. Lean Oil Absorption and Stabilization. *United States Patent Application Publication*. 2015. US20150218460A1 p. 6 [En línea]. Recuperado en 2017 – 03 – 02. Disponible en: <https://patents.google.com/patent/US20150218460A1/en>

UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGETICA (UPME). Balance de Gas Natural en Colombia 2016 – 2025. Bogotá D.C. El Instituto. 2016. 33 p.

ANEXOS

ANEXO A. CURVA DE DESTILACIÓN VARSOL



NIT: 830.087219-0

LABORATORIO DE ENSAYOS FÍSICOQUÍMICOS PROASEM S.A.



ISO/IEC 17025:2005
15-LAB-008

SEDE: BARRANCABERMEJA
CERTIFICADO DE ANÁLISIS

CERTIFICADO No: B-LAB-1703012562-0	FECHA DE CERTIFICADO: 2017-03-22
ID MUESTRA: CLIENTE: CONTACTO/CORREO: GRUPO TIPO MUESTRA: TIPO MUESTRA: BACHO: LOTE: CENTRO:	FECHA DE MUESTREO: HORA DE MUESTREO: FECHA RECIBIDO: HORA DE RECIBIDO: FECHA DE EJECUCIÓN: DIRECCIÓN DEL CLIENTE: PRODUCTO: TIPO DE ANÁLISIS: MUESTRA TOMADA POR:

PARAMETRO	UNIDAD	MÉTODO DE ANÁLISIS	RESULTADO DE ANÁLISIS	OBSERVACION	ESPECIFICACIONES	
					Mínimo	Máximo
* Punto inicial de ebullición	°C	ASTM D95-16	148.9	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 5% de destilado	°C	ASTM D95-16	152.4	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 10% de destilado	°C	ASTM D95-16	153.3	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 20% de destilado	°C	ASTM D95-16	155.1	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 30% de destilado	°C	ASTM D95-16	158.8	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 40% de destilado	°C	ASTM D95-16	159.7	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 50% de destilado	°C	ASTM D95-16	161.4	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 60% de destilado	°C	ASTM D95-16	164.4	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 70% de destilado	°C	ASTM D95-16	168.9	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 80% de destilado	°C	ASTM D95-16	175.0	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 90% de destilado	°C	ASTM D95-16	184.6	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 95% de destilado	°C	ASTM D95-16	183.7	No Aplica	Reportar	Reportar
* Recuperación de destilación	%vol	ASTM D98-16	98.8	No Aplica	Reportar	Reportar
* Punto final de ebullición	°C	ASTM D98-16	238.0	No Aplica	Reportar	Reportar
* Pérdida de la destilación	%vol	ASTM D98-16	1.0	No Aplica	Reportar	Reportar
* Pérdida de la destilación	%vol	ASTM D98-16	0.2	No Aplica	Reportar	Reportar
* Temperatura para recuperar el 95% de destilado	°C	ASTM D95-16	179.2	No Aplica	Reportar	Reportar


Los resultados del presente certificado son válidos únicamente para la muestra analizada y no deberán ser reproducidos ni asignados a otra muestra.
 COMENTARIOS: Muestra clasificada como: Varso. Los ensayos para este producto están fuera del alcance de la acreditación.



Aprobado por: Carmen Márquez
Título Profesional: PQ 4028
Jefe de Laboratorio (E)


Calle 120 N° 45A-35 • Telefonos: 612 6230 - 310 698 2890 - 316 464 4320 • Email: gerencia@proasem.com • Bogotá, D.C., Colombia
 Carrera 1 No. 50-22 Sociedad Portuaria • Telefonos: 3173648029 • Email: @puertoquemá@proasem.com • Puerto Quemá, Colombia
 Parque Industrial del Sol, Bodega 12 Camisera Gaita Km 7 • Teléfono: 318 245 6662 • Email: labanzenaria@proasem.com • Santa Marta, Colombia
 Parque Industrial Alpo, Campo 14, Vereda el Centro • Telefonos: 3182786076 • Email: labarrancabermeja@proasem.com • Barrancabermeja, Colombia

ANEXO B. CURVA DE DESTILACIÓN GASOLINA NATURAL (NAFTA)



NIT: 830.087219-0

LABORATORIO DE ENSAYOS FÍSICOQUÍMICOS PROASEM S.A.



ISO/IEC 17025:2005
19-LAB-009

SEDE: BARRANCABERMEJA
CERTIFICADO DE ANÁLISIS

CERTIFICADO No: B-LAB-1703012566-0	FECHA DE CERTIFICADO: 2017-03-22
I.D MUESTRA: CLIENTE: CONTACTO/CORREO: GRUPO TIPO MUESTRA: TIPO MUESTRA: BACHE: LOTE: CENTRO:	FECHA DE MUESTREO: HORA DE MUESTREO: FECHA RECIBIDO: HORA DE RECIBIDO: FECHA DE EJECUCIÓN: DIRECCIÓN DEL CLIENTE: PRODUCTO: TIPO DE ANÁLISIS: MUESTRA TOMADA POR:

PARAMETRO	UNIDAD	METODO DE ANÁLISIS	RESULTADO DE ANÁLISIS	OBSERVACIÓN	ESPECIFICACIONES	
					Mínimo	Máximo
Punto Inicial de ebullición	°C	ASTM D86-16	26.3	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 5% evaporado	°C	ASTM D86-16	34.2	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 10% evaporado	°C	ASTM D86-16	36.6	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 20% evaporado	°C	ASTM D86-16	40.0	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 30% evaporado	°C	ASTM D86-16	43.3	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 40% evaporado	°C	ASTM D86-16	46.5	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 50% evaporado	°C	ASTM D86-16	50.2	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 60% evaporado	°C	ASTM D86-16	55.1	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 70% evaporado	°C	ASTM D86-16	61.6	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 80% evaporado	°C	ASTM D86-16	71.8	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 85% evaporado	°C	ASTM D86-16	78.0	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 90% evaporado	°C	ASTM D86-16	88.4	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 95% evaporado	°C	ASTM D86-16	104.0	No Aplica	Reportar	Reportar
Punto final de ebullición	°C	ASTM D86-16	150.2	No Aplica	Reportar	Reportar
Recuperado de evaporación	%vol	ASTM D86-16	88.4	No Aplica	Reportar	Reportar
Residuo de la destilación	%vol	ASTM D86-16	0.5	No Aplica	Reportar	Reportar
Pérdidas por destilación	%vol	ASTM D86-16	0.5	No Aplica	Reportar	Reportar

Los resultados del presente certificado son válidos únicamente para la muestra analizada y no deberán ser reproducidos ni asignados a otra muestra.
 COMENTARIOS: Muestra identificada como: Gasolina



Aprobado por: Carmen Márquez
 Tarjeta Profesional: P-2 4036
 Jefe de Laboratorio (E)

Calle 120 N° 454-32 • Teléfonos: 612 6239 • 310 689 2895 • 316 464 4376 • Email: gerencia@proasem.com • Bogotá, D.C., Colombia
 Carrera 1 No. 50-02 Sociedad Fortuaria • Teléfonos: 3173649025 • Email: labpuertoberrio@proasemf.com • Puerto Berrio, Colombia
 Parque Industrial del Aol, Bodega 12 Carretera Gaira Km 7 • Teléfono: 318 345 6662 • Email: labstantiamaria@proasemf.com • Santa María, Colombia
 Parque Industrial Albo, Campo 14, Vereda el Centro • Teléfono: 3162786876 • Email: labbarrancabermeja@proasemf.com • Barrancabermeja, Colombia

ANEXO C. CURVA DE DESTILACIÓN GASOLINA 1 (OIL PROCESS)



LABORATORIO DE ENSAYOS FÍSICOQUÍMICOS PROASEM S.A.



NIT: 830.057219-0

ISO/IEC 17025:2005
16-LAS-008

SEDE: BARRANCABERMEJA
CERTIFICADO DE ANÁLISIS

CERTIFICADO No: B-LAB-1700012567-0

FECHA DE CERTIFICADO: 2017-03-22

LO MUESTRA: CUENTE: CONTACTO/CORREO: GRUPO TIPO MUESTRA: TIPO MUESTRA: EACHE: LOTE: CENTRO:	FECHA DE MUESTREO: HORA DE MUESTREO: FECHA RECIBIDO: HORA DE RECEPCION: FECHA DE EJECUCIÓN: DIRECCIÓN DEL CLIENTE: PRODUCTO: TIPO DE ANÁLISIS: MUESTRA TOMADA POR:
--	--

PARAMETRO	UNIDAD	MÉTODO DE ANÁLISIS	RESULTADO DE ANÁLISIS	OBSERVACION	ESPECIFICACIONES	
					Mínimo	Máximo
Punto inicial de ebullición	°C	ASTM D86-15	95.7	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 5% evaporado	°C	ASTM D86-15	98.7	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 10% evaporado	°C	ASTM D86-15	102.4	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 20% evaporado	°C	ASTM D86-15	104.8	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 30% evaporado	°C	ASTM D86-15	107.3	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 40% evaporado	°C	ASTM D86-15	110.8	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 50% evaporado	°C	ASTM D86-15	114.5	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 60% evaporado	°C	ASTM D86-15	118.9	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 70% evaporado	°C	ASTM D86-15	126.5	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 80% evaporado	°C	ASTM D86-15	137.4	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 85% evaporado	°C	ASTM D86-15	148.0	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 90% evaporado	°C	ASTM D86-15	158.3	No Aplica	Reportar	Reportar
Temp. 95% evaporado	°C	ASTM D86-15	176.0	No Aplica	Reportar	Reportar
Punto final de ebullición	°C	ASTM D86-15	210.0	No Aplica	Reportar	Reportar
Recuperado de destilación	%vol	ASTM D86-15	98.5	No Aplica	Reportar	Reportar
Residuo de la destilación	%vol	ASTM D86-15	7.0	No Aplica	Reportar	Reportar
Pérdidas por destilación	%vol	ASTM D86-15	0.5	No Aplica	Reportar	Reportar

Los resultados del presente certificado son válidos únicamente para la muestra analizada y no deberán ser reproducidos ni asignados a otra muestra.

COMENTARIOS: Muestra identificada como Gasolina 1.

Aprobado por: Carmen Miraval
Tarjeta Profesional: PQ 4028
Jefe de Laboratorio (E)

Calle 130 N° 45A-32 • Teléfonos: 612 8239 • 310 688 2890 • 316 464 4539 • Email: gerencia@proasem.com • Bogotá, D.C., Colombia
 Carrera 1 No. 5D-02 Soledad Portuaria • Teléfonos: 3173649028 • Email: labpuertobarría@proasem1.com • Puerto Barría, Colombia
 Parque Industrial del sur, Edifício 12 Carrera 63ra Km 7 • Teléfono: 318 345 5662 • Email: labstantania@proasem1.com • Santa María, Colombia
 Parque Industrial Alpa, Campo 14, Vereda el Centro • Teléfonos: 3165789975 • Email: labbarrancabermeja@proasem1.com • Barrancabermeja, Colombia

Página 1 de 1 Fin de Certificado

Emisión: 2017-03-15

Código: RDL-008

Revisión: 6

ANEXO D. CURVA DE DESTILACIÓN QUEROSENE



TOTAL AMERICAS DIVISION

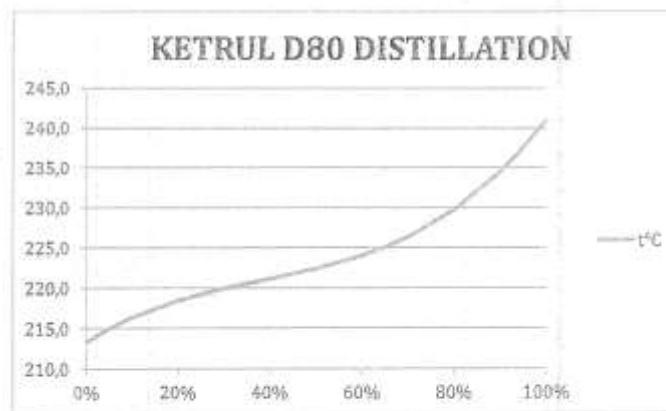
Special Fluids

To:

Date: 15/02/201

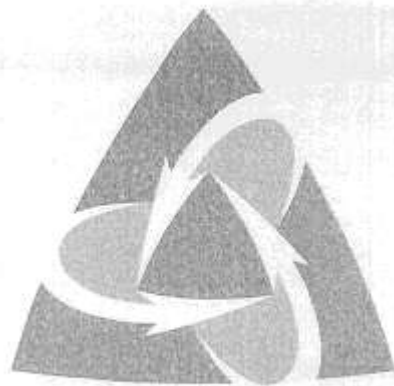
Ref: Curva de destilación Ketrul D 80

% dist	t°C
0%	213,3
5%	215,0
10%	216,4
20%	218,5
30%	220,0
40%	221,2
50%	222,4
60%	224,0
65%	225,1
70%	226,3
80%	229,7
90%	234,4
95%	237,4
100%	240,9



Houston Office
1301 Louisiana Street
Suite 1820
Houston TX 77002

ANEXO D. ANÁLISIS PESO MOLECULAR



Core LabTM
RESERVOIR OPTIMIZATION

Medición de peso molecular
para



RFLA 1703065

REPORTE FINAL

Los análisis, opiniones e interpretaciones contenidas en este reporte se basan en observaciones y material suministrado por el cliente para cuyo uso exclusivo y confidencial se ha elaborado este reporte. Las interpretaciones u opiniones expresadas, representan el mejor juicio de Core Laboratories Colombia. Core Laboratories Colombia no asume ninguna responsabilidad y no hace ninguna garantía o reproducción expresa o implícita, sobre la productividad, operación adecuada o rentabilidad de ningún petróleo, gas, carbón u otro mineral, propiedad, pozo o arena que esté en conexión con este reporte o que se base en el por alguna razón.

Petroleum Services Division
Core Laboratories (Colombia)

Carrera 20 No. 165-02/06

Tel: +57 (1) 674 0400 Fax: +57 (1) 673 0060 Web: <http://www.corelab.com>



Resumen de los Métodos de Análisis

Medición de peso molecular

El peso molecular fue medido mediante un crioscópio CryetteA mediante el método de punto de congelación del benceno. El equipo funciona bajo los principios de la crioscopia, los cuales permiten identificar el peso molecular de una sustancia a partir de la diferencia en la temperatura de congelación del benceno puro (saturado en agua) y una mezcla de la muestra problema con benceno. Previo al análisis el crioscópio es verificado y calibrado con benceno puro y un estándar interno. Posteriormente, cada muestra es preparada y analizada por duplicado para evaluar la reproducibilidad de la medición.

6.

Número de Muestra	Identificación De la muestra	Fecha	Hora	Peso molecular medido (g/mol)
1.01	Varaol	N.R.	N.R.	133.92
1.02	Gasolina	N.R.	N.R.	85.26
1.03	Gasolina 1	N.R.	N.R.	112.64

N.R.: Información no suministrada Core Laboratories

ANEXO E. CARACTERÍSTICAS DEL GAS DE ENTRADA – CASO DE ESTUDIO.

Compositional Analysis of Gas entrada - Línea gas entrada to C12+

Sampling Date	31-Mar-2017
Sampling Location	Gas entrada
Cylinder Number	-
Sample Description	Línea gas entrada
Sampling Conditions	740.0 psig @ 250.0°F

Component	Mole %	Weight %
CO ₂ Carbon Dioxide	2.06	3.22
N ₂ Nitrogen	0.46	0.55
C ₁ Methane	74.63	51.53
C ₂ Ethane	11.53	14.95
C ₃ Propane	5.24	9.96
iC ₄ i-Butane	1.07	2.57
nC ₄ n-Butane	1.87	4.70
C ₅ Neo-Pentane	0.05	0.16
iC ₅ i-Pentane	0.74	2.31
nC ₅ n-Pentane	0.73	2.26
C ₆ Hexanes	0.76	2.83
M-C-Pentane	0.12	0.42
Benzene	0.03	0.11
Cyclohexane	0.14	0.50
C ₇ Heptanes	0.30	1.31
M-C-Hexane	0.10	0.44
Toluene	0.03	0.14
C ₈ Octanes	0.14	0.71
E-Benzene	0.01	0.03
M/P-Xylene	0.01	0.04
O-Xylene	0.00	0.01
C ₉ Nonanes	0.06	0.33
C ₁₀ Decanes	0.02	0.11
C ₁₁ Undecanes	0.00	0.01
C ₁₂ + Dodecanes Plus	0.00	0.00

Totals : 100.00 100.00

Note: 0.00 means less than 0.005.

Calculated Residue Properties	Mole Weight (g mol ⁻¹)	Density (g cm ⁻³ at 60°F)
C ₇ Heptanes plus	98.9	0.7450
C ₁₀ + Decanes plus	135.0	0.7789
C ₁₂ + Dodecanes plus	-	-

Calculated Whole Gas Properties		
Gas Gravity	0.6029	(Air=1 @ 14.73 psia & 60°F)
Whole Sample Mole Weight	23.190	g mol ⁻¹
Ideal Gas Density	0.9785	kg m ⁻³ @ 14.65psia, 60°F
Ideal Gross Calorific Value	1333.4	BTU.ft ⁻³ @ 14.65psia, 60°F
Ideal Net Calorific Value	1211.8	BTU.ft ⁻³ @ 14.65psia, 60°F
Pseudo Critical Press.	665.70	psia
Pseudo Critical Temp.	417.60	Rankine
Gas Compressibility Factor, Z	0.995721	@ 14.65 psia & 60°F
GPM (80% Propane)	3.4062	Gal/1000 PC
GPM (100% Propane)	3.6932	Gal/1000 PC

Additional Information		
Real Gross Calorific Value	1359.1	BTU.ft ⁻³ @ 14.65psia, 60°F
Real Net Calorific Value	1217.0	BTU.ft ⁻³ @ 14.65psia, 60°F

ANEXO F. CARACTERÍSTICAS DEL GAS DE VENTA – CASO DE ESTUDIO.

Compositional Analysis of Gas ventas - Salida planta to C12+

Sampling Date		31 - Marzo - 2017	
Sampling Location		Gas ventas	
Cylinder Number		-	
Sample Description		Salida Planta	
Sampling Conditions		730.0 psig @ 95.0°F	
Component		Mols %	Weight %
CO ₂	Carbon Dioxide	2.25	5.44
N ₂	Nitrogen	0.59	0.91
C ₁	Methane	97.54	77.05
C ₂	Ethane	9.35	15.42
C ₃	Propane	0.07	0.16
iC ₄	i-Butane	0.02	0.05
nC ₄	n-Butane	0.02	0.08
C ₅	Neo-Pentane	0.00	0.01
iC ₅	i-Pentane	0.03	0.11
nC ₅	n-Pentane	0.01	0.06
C ₆	Hexanes	0.05	0.27
	M-C-Pentane	0.01	0.02
	Benzene	0.00	0.02
	Cyclohexane	0.01	0.03
C ₇	Heptanes	0.02	0.17
	M-C-Hexane	0.01	0.05
	Toluene	0.00	0.01
C ₈	Octanes	0.01	0.09
	E-Benzene	0.00	0.00
	M/P-Xylene	0.00	0.00
	O-Xylene	0.00	0.00
C ₉	Nonanes	0.01	0.05
C ₁₀	Decanes	0.00	0.00
C ₁₁	Undecanes	0.00	0.00
C ₁₂₊	Dodecanes Plus	0.00	0.00
Totals :		100.00	100.00
Note: 0.00 means less than 0.005.			
Calculated Residue Properties		Mola Weight (g mol ⁻¹)	Density (g cm ⁻³ at 60°F)
C ₇₊	Heptanes plus	100.6	0.7367
C ₁₀₊	Decanes plus	-	-
C ₁₂₊	Dodecanes plus	-	-
Calculated Whole Gas Properties			
Gas Gravity		0.6288	(Air=1 @ 14.73 psia & 60 °F)
Whole Sample Mola Weight		18.230	g mol ⁻¹
Ideal Gas Density		0.7854	kg m ⁻³ @ 14.65psia, 60°F
Ideal Gross Calorific Value		1057.5	BTU.ft ⁻³ @ 14.65psia, 60°F
Ideal Net Calorific Value		954.5	BTU.ft ⁻³ @ 14.65psia, 60°F
Pseudo Critical Press.		678.30	psia
Pseudo Critical Temp.		367.70	Rankine
Gas Compressibility Factor, Z		0.997543	@ 14.65 psia & 60 °F
GPM (80% Propane)		0.0972	Gal/1000 PC
GPM (100% Propane)		0.1010	Gal/1000 PC
Additional Information			
Real Gross Calorific Value		1060.1	BTU.ft ⁻³ @ 14.65psia, 60°F
Real Net Calorific Value		956.8	BTU.ft ⁻³ @ 14.65psia, 60°F