

**Universidad de Matanzas Sede “Camilo Cienfuegos”**  
**Facultad de Ciencias Técnicas**  
**Departamento de Química e Ingeniería Química**



**Trabajo de Diploma**

*Tesis presentada en opción al título de  
Ingeniero Químico.*

**Título:** Selección de las presiones de operación en el sistema de separación final de gas natural de la EPEP-Centro a partir de variaciones en la relación gas-petróleo.

**Autor:**

Naidy Vasallo Betancourt

**Tutores:**

Dr.C. Agustín Benítez Hernández

Ms.C. Carlos A. González Hernández.

**Matanzas, 2015**

## **Declaración de Autoridad**

Yo, Naidy Vasallo Betancourt, declaro que soy la única autora de este trabajo de diploma y lo pongo a disposición de la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro y de la Universidad de Matanzas, Sede "Camilo Cienfuegos", para hacer uso del mismo con el objetivo y finalidad que se estime conveniente.

---

Firma



## *Pensamiento*

*“La ciencia no es... ni misterio de iniciados, ni privilegio de los aristócratas de la mente, sino el medio único que tiene el hombre de explicarse las leyes de la vida...”*

*La ciencia está en la oportunidad de saber aprovecharla.”*

*José Martí.*

## *Agradecimientos*

- *A mis padres por la confianza que me inspiran para contar con ellos ante cualquier situación, ayudándome en todo lo que tuviera que ver con la superación en mi vida personal y profesional.*
- *A Luis Ernesto, por compartir conmigo estos cinco años de sacrificios, por su cariño y su amor.*
- *A mis suegros por brindarme su apoyo en el transcurso de mi carrera.*
- *A mis tutores Agustín Benítez y Carlos González por estar dispuestos a ayudarme aún cuando no tenían mucho tiempo.*
- *A mis compañeros de grupo, en especial a Ivis, Claudia G, Ale y Germán, por vivir junto a mí esta dura pero bonita experiencia.*
- *A mis amistades que aunque no están cerca siempre se preocupan por mí.*
- *A mi familia en general por su preocupación y ayuda en todo lo que estaba a su alcance.*
- *Al profesor Jesús Luis Orozco por confiar en mí y brindarme su apoyo.*
- *A todos los profesores de la Facultad de Ciencias Técnicas que de una forma u otra tuvieron que ver con mi formación como ingeniera.*
- *A los trabajadores del departamento de tecnología de la EPEP-Centro por colaborar en la realización de esta tesis.*

*A todos  
Muchas Gracias*

## Resumen

El presente proyecto de investigación está dirigido a determinar las presiones de operación en la red de transporte del sistema de separación final de gas natural, a partir de variaciones de la relación gas-petróleo en el flujo de alimentación a la Planta de Procesamiento de Crudo de la EPEP-Centro. Para lograrlo fue necesario obtener el modelo simulado del sistema utilizando como herramienta de simulación el software HYSYS, a partir de las propiedades físico-químicas de los fluidos involucrados y la selección de un modelo termodinámico adecuado. Una vez que se obtiene el modelo de simulación se realiza la validación del mismo, donde se comprueba que el modelo reproduce los parámetros de operación de la etapa de separación final de gas natural con errores menores al 10 % y el análisis de sensibilidad refleja que el modelo responde de manera lógica frente a un aumento de la presión de las balas separadoras. El estudio de casos simulados reportó que para los valores de relación gas-petróleo de 3 y 5 ( $\text{Sm}^3$  de gas)/( $\text{Sm}^3$  de petróleo) no existen cambios significativos en la presión de operación de Tanque-6 y que 150 kPa es la presión de trabajo óptima en las balas separadoras para una relación gas-petróleo de 10 ( $\text{Sm}^3$  de gas)/( $\text{Sm}^3$  de petróleo) .

## Abstract

The present investigation project aims to determine the operating pressures on the transport net of the system of final separation of natural gas, from variations of the relationship gas-oil in the entry flow to the Plant of Processing of Crude Oil of the EPEP-C. To achieve this it was necessary to obtain the simulated model of the system simulation tool using HYSYS software, starting from the physical-chemical properties of the fluids involved and the selection of an appropriate thermodynamic model. Once you get the simulation model validation thereof, where it is checked that the model reproduces the operating parameters of the stage of final separation of natural gas with errors less than 10 % and the sensibility analysis reflects the model responding logically against the pressure of separator is performed. The simulated case study reported that you for the values of relationship gas-oil of 3 and 5 ( $\text{Sm}^3\text{gas}/(\text{Sm}^3\text{oil})$ ) there are no significant changes in the operation of Tank-6 pressure and optimum working pressure for a relationship gas-oil of 10 ( $\text{Sm}^3\text{gas}/(\text{Sm}^3\text{oil})$ ) is 150 kPa .

# Tabla de Contenidos

Introducción.....	1
Capítulo 1. Análisis Bibliográfico .....	4
1.1. Propiedades físicas de los fluidos .....	4
1.2. Balance de energía mecánica.....	9
1.3. Fluidos compresibles.....	10
1.3.1. Flujo de gas natural .....	13
1.4. Fluidos multifásicos.....	14
1.5. Modelos de propiedades termodinámicas.....	17
1.6. Selección de los modelos de propiedades termodinámicas.....	20
1.7. Programas de simulación de procesos. ....	21
1.8. Métodos de optimización implementados en HYSYS. ....	23
1.9. Conclusiones parciales del capítulo. ....	25
Capítulo 2. Descripción de la metódica de trabajo empleada.....	26
2.1. Descripción general del proceso. ....	26
2.2. Metodología a seguir para usar el software de simulación. ....	28
2.2.1. Construcción del diagrama de flujo de información (DFI). ....	28
2.2.2. Selección del modelo termodinámico. ....	29
2.2.3. Descripción de los módulos utilizados en el diagrama de flujo de información. ....	30
2.2.4 Validación del modelo obtenido. ....	34
2.3. Casos de estudio. ....	35
2.3.1. Optimización del flujo de gas en el flare. ....	36
Capítulo 3. Análisis de los resultados.....	37
3.1. Construcción del diagrama de flujo de información (DFI). ....	37



3.1.1. Determinación del orden de cálculo.....	38
3.1.2. Descripción de los módulos utilizados en el DFI.....	39
3.2. Selección del modelo termodinámico.....	41
3.3. Validación del modelo simulado.....	44
3.3.1. Ajuste al caso base.....	44
3.3.2. Análisis de sensibilidad.....	46
3.4. Análisis de los casos de estudio. ....	47
3.4.1. Análisis del proceso de optimización del flujo de gas en el <i>flare</i> . ....	50
3.5. Conclusiones parciales de capítulo.....	51
Conclusiones.....	52
Recomendaciones.....	53
Bibliografía .....	54
Anexos .....	60

## Introducción

En los últimos 30 años la industria del petróleo se ha convertido en una de las más avanzadas tecnologías a nivel internacional. En la actualidad el progreso técnico en casi todas las ramas de la industria está relacionado con el empleo del petróleo y el gas. Son considerados excelentes materias primas para la industria química y mecánica. De ellos se obtienen plásticos, fibras textiles sintéticas, abonos, caucho sintético, alcoholes, medicamentos, y muchos más. La alta capacidad calorífica del petróleo y el gas, en comparación con otras especies de combustible, determina el aumento constante de su utilización como combustible (Rizo, 2008 y CUPET, 2013).

Belani (2010) es del criterio que en Cuba, la actividad petrolera se considera como una de las ramas que están en un proceso de expansión dentro de la economía cubana actual. Esto viene avalado, desde inicios de los años noventa hasta la actualidad, por el ritmo significativo en sus resultados productivos, el impacto en la economía y, en especial, el ahorro energético y en divisas para el país.

La Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro (EPEP-Centro) ubicada en la finca “La Cachurra”, del poblado de Guásimas, municipio Cárdenas; es la encargada de operar los yacimientos de petróleo de la zona central del país, los cuales están compuesto por los yacimientos de: Cantel, Guásimas, Camarioca, Majaguillar y Varadero; siendo este último el más grande con más de 4 500 millones de barriles de recursos.

El crudo proveniente de los pozos en producción es recolectado y separado (gas-fluido) en los centros colectores, donde ocurre la primera separación de fases. Esta separación garantiza la eliminación de la corriente de fluido de más del 95 % del gas acompañante de petróleo. De los centros colectores el fluido es bombeado hacia las estaciones de rebombeo y de éstas hacia la Planta de Procesamiento de Crudo (PPC). En la PPC se elimina el contenido de impurezas (agua y sedimentos) y ocurre la separación final del gas acompañante del petróleo, de forma tal que se alcancen los índices de calidad requeridos, para posteriormente

bombearlo por el oleoducto magistral hacia la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas.

Los yacimientos atendidos por la EPEP-Centro se caracterizan por poseer un crudo pesado, viscoso y con un alto contenido de azufre. La presión natural del yacimiento es producto de la naturaleza misma del yacimiento. Se deriva del mismo proceso geológico que formó el petróleo y el yacimiento que lo contiene; además de fuerzas como la sobrecarga que representan las formaciones y el agua dinámica subyacente que puede ser factor importante en la expulsión del petróleo hacia los pozos. De igual manera, el gas en solución en el petróleo o casquete de gas que lo acompañe representa una fuerza esencial para el flujo del petróleo a través del medio poroso y da la medida de cuando es necesario utilizar algún medio adicional para la extracción de petróleo (Rivera, 2005).

La relación gas-petróleo en el flujo de alimentación a la Planta de Procesamiento de Crudo varía en función de dos factores fundamentales: el proceso de separación de gases que ocurre en los centros colectores y las características de los pozos que están en producción. Según la ubicación y los años de explotación de un pozo varía la relación gas-petróleo porque a medida que el pozo produce hay un decaimiento de la presión y con ello aumenta la relación gas-petróleo.

En la separación de gas y petróleo es muy importante considerar la expansión que se produce cuando el gas se desprende del petróleo y la función que desempeña la presión. El conocimiento y control de las presiones de operación de Planta de Procesamiento de Crudo permite lograr una mayor separación de gases.

Por lo antes expuesto el siguiente trabajo se encuentra orientado hacia el siguiente problema científico:

***Problema:***

¿Cómo determinar las presiones de operación en la red de transporte del sistema de separación final de gas natural a partir de variaciones de la relación gas-petróleo en el flujo de alimentación a la Planta de Procesamiento de Crudo?

Como vía para solucionar este problema se plantea la siguiente hipótesis:

***Hipótesis:***

Si se realiza un estudio de casos simulados se pueden obtener las presiones de operación que garanticen la correcta separación de gas natural a partir de variaciones de la relación gas-petróleo en el flujo de alimentación a la Planta de Procesamiento de Crudo.

***Objetivo general:***

Seleccionar, mediante el estudio de casos simulados, las presiones de operación del sistema de separación final de gas natural en la Planta de Procesamiento de Crudo de la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro.

***Objetivos específicos:***

- Caracterizar la infraestructura del sistema de separación final de gas natural.
- Determinar las propiedades físico-químicas de los fluidos involucrados.
- Seleccionar un modelo termodinámico que se adecue a los componentes del proceso.
- Implementar el Diagrama de Flujo de Información (DFI) del sistema de separación final de gas natural en un software de simulación.
- Validar el modelo de simulación obtenido.
- Evaluar casos de estudio simulados para la selección de las presiones de operación.

# Capítulo 1. Análisis Bibliográfico

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, donde se hace una breve referencia a elementos básicos como son las vías para determinar las propiedades físicas del petróleo y el gas, los fundamentos de la ecuación del balance de energía mecánica y las características de los fluidos compresibles y fluidos multifásicos. También se realiza un estudio acerca de los modelos de propiedades termodinámicas y de los programas de simulación de procesos.

## 1.1. Propiedades físicas de los fluidos

Un fluido se define como una sustancia que cambia su forma continuamente siempre que esté sometida a un esfuerzo cortante, sin importar qué tan pequeño sea. Los fluidos están compuestos por moléculas con movimientos y colisiones constantes; son agregados de moléculas, muy separadas en los gases y próximas en los líquidos, siendo la distancia entre las moléculas mucho mayor que el diámetro molecular, no estando fijas en una red, sino que se mueven libremente (Shames, 1995).

La solución de cualquier problema de flujo de fluidos requiere un conocimiento previo de las propiedades físicas del fluido en cuestión. Algunas de las propiedades físicas son:

- Densidad:

La densidad se define como la cantidad de materia contenida por unidad de volumen de una sustancia. Se puede expresar como densidad de masa, densidad relativa, peso específico o volumen específico (CRANE, 1995; Perry, 1997; Abdel-Aal, *et al.*, 2003).

El peso específico es una medida relativa de la densidad. En un líquido es la relación de su densidad a cierta temperatura, con respecto al agua a una temperatura normalizada, y en los gases se define como la relación entre su peso molecular y el del aire. El volumen específico es el inverso de la densidad y se

utiliza a menudo en los cálculos de flujo de vapor de agua (CRANE, 1995 y Couper, *et al.*, 2005).

La densidad del petróleo es dependiente de la presión debido al contenido de gas que presenta. En condiciones estándar se conoce como la gravedad API (*American Petroleum Industry*) y se calcula por la ecuación 1:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{\gamma} - 131,5 \quad \text{Ec.1}$$

Donde  $\gamma$  es la gravedad específica del petróleo

Aunque en la industria petrolera se usan la densidad y la gravedad específica, se prefiere trabajar con la gravedad API (Abdel-Aal, *et al.*, 2003 y Guo, *et al.*, 2007).

Debido a que el gas acompañante de petróleo es un fluido compresible, su densidad depende de la presión y la temperatura, como se puede observar en la ecuación 2 (Wang, 2009 y Guo, *et al.*, 2005).

$$\rho_g = 2,7 \cdot \frac{P\gamma_g}{ZT} \quad \text{Ec.2}$$

Donde

$\rho_g$  - densidad molar del gas, lbm/ft<sup>3</sup>

Z - factor de compresibilidad del gas

T - temperatura, °R

P - presión, psia

Según Mokhatab, *et al.* (2006) la densidad del gas también puede ser calculada por la ecuación 3:

$$\rho_g = 1,224 \cdot \frac{\gamma_g}{B_g} \quad \text{Ec.3}$$

Donde  $B_g$  es el factor volumétrico del gas

- Viscosidad dinámica

La viscosidad dinámica es una importante propiedad de los fluidos, da la medida de la facilidad que tiene un fluido para fluir cuando se le aplica una fuerza externa. Se define como la relación de la fuerza por unidad de área y el gradiente de velocidad. Refleja el efecto de las interacciones y movimientos moleculares (Svrcek, *et al.*, 1990; CRANE, 1995; Mokhatab, *et al.*, 2006; Wang, 2009).

La viscosidad del petróleo crudo ( $\mu_{od}$ ) es afectada por la presión, la temperatura y principalmente por la cantidad de gas que contenga. La viscosidad de un gas aumenta con la temperatura, pero la viscosidad de un líquido disminuye con la temperatura (Lyons, 1996).

Brill, *et al.* (1999) plantea la ecuación 4 para el cálculo de la viscosidad del petróleo ( $\mu_{od}$  en cP).

$$\mu_{od} = 0,32 + \frac{1,8 \cdot 10^7}{API^{4,53}} \cdot \left( \frac{360}{T+200} \right)^A \quad \text{Ec. 4}$$

Siendo  $A = 10^{0,43 + \frac{8,33}{API}}$  Ec. 5

La viscosidad del gas puede ser medida directamente en el laboratorio o puede ser determinada en cartas o por medio de correlaciones. La correlación de Carr, Kobaoped y Barrows se desarrolla en dos pasos. Primero se estima la viscosidad a presión y temperatura atmosférica a partir de la gravedad específica del gas y el contenido de compuestos inorgánicos. Luego se ajusta el valor obtenido a las condiciones de presión reales por medio de un factor de corrección basado en la temperatura y presión reducidas del gas (Guo, *et al.*, 2007).

La viscosidad de una mezcla gaseosa puede ser calculada por la ecuación 6 (Svrcek, *et al.*, 1990 y Wang, 2009).

$$\mu_m = \frac{\sum y_i \cdot \mu_i \sqrt{M_{gi}}}{\sum y_i \sqrt{M_{gi}}} \quad \text{Ec. 6}$$

Donde

$\mu_m$ - viscosidad de la mezcla,

$y_i$ - fracción molar de cada componente

$\mu_i$ - viscosidad de cada componente,

$M_{gi}$ - masa molecular de cada componente

- Solubilidad del gas en el petróleo

La solubilidad del gas en el petróleo puede ser denominado en diferentes literaturas como: relación gas en solución petróleo, gas en solución, relación gas-petróleo (RGP) y razón gas disuelto (Rivera, 2005 y Escobar, 2008).

La relación gas-petróleo se define como la relación entre el caudal de gas y el caudal de petróleo, ambos medidos en las condiciones de la superficie. Una relación gas-petróleo elevada podría indicar que el reservorio está muy agotado o que la fracción de componentes más volátiles en la mezcla líquida del reservorio es elevada (CUPET, 2013).

Otros autores como Rivera (2005) plantean que la solubilidad del gas en el petróleo se define como el número de pies cúbicos normales de gas que pueden disolverse en un barril normal de petróleo cuando ambos son llevados a las condiciones de presión y temperatura prevalecientes en el yacimiento.

El gas en solución ( $R_s$ ) se calcula en función de la presión, temperatura, gravedad API y gravedad específica del gas. Si la presión es mayor o igual que la presión del punto de burbuja, se obtiene el  $R_s$  en el punto de burbuja ( $R_{sb}$ ). Por encima de la presión de burbuja, el  $R_s$  es constante e igual a  $R_{sb}$ . La correlación de Standing para determinar  $R_{sb}$  o  $R_s$  se puede observar en la ecuación 7:

$$R_s = \gamma_g \cdot \left( \frac{p}{18 \cdot 10^{\gamma_g}} \right)^{1.204} \quad \text{Ec. 7}$$



Donde

$\gamma_g$  - gravedad específica del gas

$P$  - presión (psia)

La correlación de Rollins, J.B., McCain, W.D. fue desarrollada partiendo de datos de campo,  $RGP_{sep}$ , temperatura ( $t_{sep}$  en °F) y presión ( $P_{sep}$  en psia) del separador, gravedad específica del petróleo en el tanque ( $\gamma_{otanq}$ ).

Para presiones por encima del punto de burbujeo,  $R_s$ , puede ser estimada mediante la ecuación 8:

$$R_S = RGP_{sep} + 10^{0.3818 - 5.506 \log \gamma_0 + 2.902 \log \gamma_{g_{sep}} + 1.327 \log P_{sep} - 0.7355 \log t_{sep}} \quad \text{Ec. 8}$$

Y para presiones por debajo del punto de burbujeo, se utiliza la ecuación 9:

$$R_S = \left( \frac{\frac{P_{sep}}{18.2} + 1.4}{10^{0.00091 \cdot t_{sep} - 0.0125 \cdot \gamma_{API}}} \right)^{1.2} \cdot \gamma_g \quad \text{Ec. 9}$$

- Compresibilidad

La compresibilidad de un fluido se define como la variación del volumen con la presión a temperatura constante (Lyons, 1996 y Rivera, 2005).

La compresibilidad del petróleo puede ser obtenida en el laboratorio con datos de presión, volumen y temperatura o mediante correlaciones empíricas.

La correlación planteada por Vázquez y Beggs, según Escobar (2008), es un medio excelente para obtener valor de la compresibilidad del petróleo  $C_0$ .

$$C_0 = \frac{-1433 + 5R_s + 17.2T - 1180\gamma_g + 12.61\gamma_{API}}{10^5 P} \quad \text{Ec. 10}$$

Donde

$\gamma_g$  - gravedad específica del gas

$P$  - presión (psia)

$T$  - temperatura (°F)

$R_s$  - solubilidad del gas en el petróleo

La compresibilidad del gas acompañante del petróleo que es el coeficiente de expansión a temperatura constante, es una medida del cambio de volumen relativo como respuesta al cambio de presión.

Esta propiedad puede ser determinada para un gas real a cualquier presión y temperatura utilizando la ecuación 11 (Wang, 2009).

$$C_g = \frac{1}{p} - \frac{1}{Z p_{pc}} \left( \frac{\partial Z}{\partial p_{pr}} \right)_T \quad \text{Ec. 11}$$

Donde

$C_g$  - compresibilidad del gas

$Z$  - factor de compresibilidad del gas

$p_{pc}$  - presión pseudocrítica

$p_{pr}$  - presión pseudorreducida

## 1.2. Balance de energía mecánica

Una forma de expresar la Ley de Conservación de la Energía en el flujo de fluidos en una tubería es a través del Teorema de Bernoulli. Según Shames (1995) la ecuación de Bernoulli expresa la ley de conservación de la energía mecánica para un líquido ideal en movimiento; durante el movimiento de un líquido ideal (donde se desprecian las pérdidas por rozamiento y no se aporta o se toma ninguna energía del sistema), una forma de energía puede transformarse en otra, pero la energía total, quedará siempre invariable.

Sin embargo, en la realidad existen pérdidas o incrementos de energía que deben incluirse en la ecuación de Bernoulli, como son la energía o carga que la bomba debe entregar al fluido para su trasiego y las pérdidas hidráulicas que se producen en el sistema por accesorios, ensanchamientos y estrechamientos del cauce y la fricción originada por el transporte a través de las tuberías. Todas las fórmulas prácticas para el flujo de fluidos se derivan del teorema de Bernoulli, con modificaciones que hagan posible un acercamiento a las condiciones reales (CRANE, 1995 y Shames, 1995).

La ecuación modificada más utilizada en los estudios de ingeniería es la que se muestra en la ecuación 12.

$$z_1 + \frac{p_1}{\gamma} + \alpha_1 \cdot \frac{v_{m1}^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\gamma} + \alpha_2 \cdot \frac{v_{m2}^2}{2g} + \sum h_{1-2} \quad \text{Ec. 12}$$

Donde

$Z$  - altura en la dirección de la gravedad desde una cota de referencia.

$p$  - presión en la sección considerada

$\gamma$  - peso específico de la sustancia

$\alpha$  - factor de corrección de la energía cinética

( $\alpha = 2$  para régimen laminar,  $\alpha = 1,01 - 1,1$  para régimen turbulento)

$v_m$  - es la velocidad media en cada sección

$g$  - aceleración de la gravedad

$\sum h_{1-2}$  - pérdidas hidráulicas o pérdidas por fricción

### 1.3. Fluidos compresibles

El flujo en el cual las variaciones en la densidad no son despreciables se denomina compresible; la caída de presión debida al paso de un gas por un sistema es lo suficientemente grande, en comparación con la presión de entrada, para ocasionar una disminución del 10 % o más en la densidad del gas. Cuando el

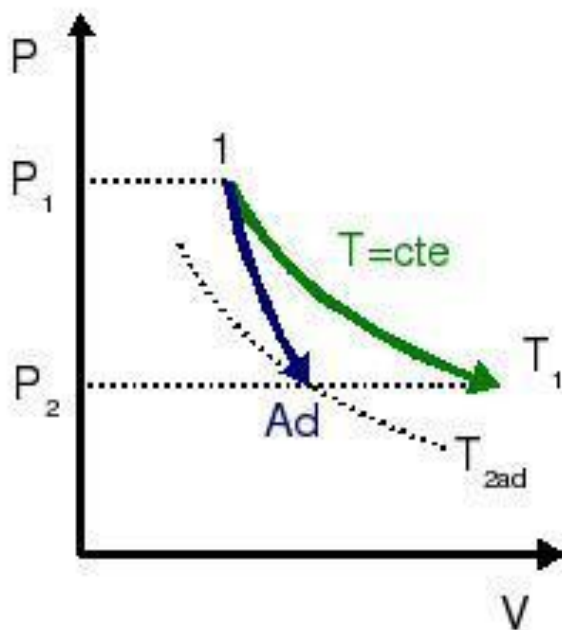
número de Mach es mayor que la unidad ocurre un cambio notable en el comportamiento del fluido (Shames, 1995 y Armijo, 2005).

El flujo compresible ocurre en los sistemas de aire comprimido, líneas de transporte de gases y sistemas de control neumático.

La determinación exacta de la pérdida de presión de un fluido compresible que circula por una tubería requiere un conocimiento de la relación entre presión y volumen específico; esto no es fácil de determinar para cada problema particular. Los casos considerados normalmente son el flujo adiabático, y el flujo isotérmico (figura 1.1).

- El flujo adiabático se supone que ocurre en tuberías cortas y bien aisladas. Esto es debido a que no se transfiere calor desde o hacia la tubería, excepto la pequeña cantidad de calor que se produce por fricción que se añade al flujo.

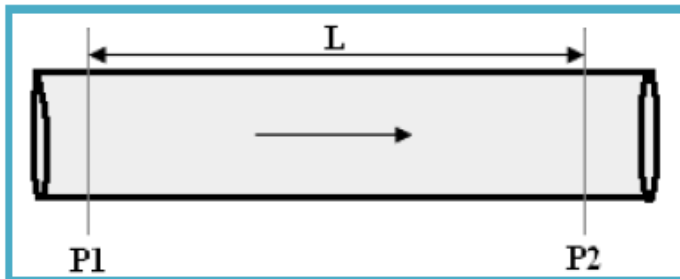
- El flujo isotérmico o flujo a temperatura constante se considera que ocurre muy a menudo, en parte por conveniencia, o más bien, porque se acerca más a la realidad de lo que sucede en las tuberías horizontales (CRANE, 1995).



**Figura 1.1.** Comparación de un proceso adiabático e isotérmico

El caso extremo de flujo isotérmico sucede en las tuberías de gas natural. Dodge y Thompson (1937) demuestran que el flujo de gas en tuberías aisladas está muy cerca del flujo isotérmico para presiones muy altas.

La densidad de los gases y de los vapores varía considerablemente con la presión; por lo tanto, si la caída de presión entre P1 y P2 (figura 1.2) es grande, la densidad y la velocidad cambian de manera significativa.



**Figura 1.2.** Representación de la caída de presión entre dos puntos de una tubería.

Cuando se trabaja con fluidos compresibles como aire, vapor de agua, etc., deben tenerse en cuenta restricciones al utilizar la fórmula de Darcy, llamada también ecuación general de la pérdida de presión.

Ecuación de Darcy expresada para pérdidas de carga:

$$h_L = \frac{fLV^2}{2gD} \quad \text{Ec. 13}$$

Donde

$f$  - factor de fricción,

$L$  - longitud de la tubería (m),

$V$  - velocidad (m/s),

$g$  - aceleración de la gravedad ( $\text{m/s}^2$ )

$D$  - el diámetro de la tubería (m)

Ecuación de Darcy expresada para pérdidas por presión:

$$\Delta P = \frac{fLV^2}{2gD} \cdot \rho \cdot g \quad \text{Ec. 14}$$

Donde  $\Delta P$  representa las pérdidas por presión (psia).

Restricciones de la ecuación de Darcy según CRANE (1995) y Peñarreta (2012):

1. Si la pérdida de presión calculada ( $P_1 - P_2$ ) es menor que el 10 % de la presión de entrada  $P$ , se obtiene una exactitud razonable si el volumen específico que se introduce en la fórmula se basa en las condiciones de entrada o en las condiciones de salida, cualesquiera que sean conocidas.
2. Si la caída de presión calculada ( $P_1 - P_2$ ) es mayor que un 10 % pero menor que un 40 % de la presión de entrada  $P$ , la ecuación de Darcy puede aplicarse, con razonable precisión, utilizando el volumen específico basado en una media de las condiciones de entrada y de salida.
3. Para pérdidas de presión mayores, como las que se encuentran a menudo en tuberías largas, deben utilizarse otras fórmulas usadas comúnmente en estos casos como la ecuación de Weymouth (para diámetros de menores de 15 in, longitudes cortas y Reynolds altos) y la ecuación de Pandhandle (para diámetros y longitudes grandes y Reynolds moderados).

### **1.3.1. Flujo de gas natural**

Los problemas de los flujos de gas natural a través de conductos de sección variable o constante son más complicados de tratar y requieren de procedimientos de cálculo claramente estructurados para una solución correcta. Muchos textos tratan los problemas de flujo compresible y presentan las ecuaciones con algunos ejemplos de cálculo limitados a casos particulares.

Armijo (2005) presenta una serie de algoritmos, que pueden implementarse fácilmente en hojas de cálculo como la de Microsoft Excel, para resolver los

problemas de flujo de fluidos de gases ideales a través de tubos de sección transversal constante. Con las ecuaciones de flujo compresible determina los perfiles de presión y velocidad, en flujo isotérmico y adiabático, para aire y metano.

Tarifa, *et al.* (2007) describe un método para el estudio de redes de transporte de gas basado en simulaciones estacionaria y dinámica. Para la creación del modelo estacionario se emplean dos variantes. En la primera se aplica un método tradicional implementado en una planilla de cálculo Excel, mientras que en la segunda se utiliza el simulador comercial HYSYS. Completado el estudio con el modelo estacionario, se desarrolla en HYSYS el modelo dinámico. Este nuevo modelo permite determinar los estados dinámicos del sistema (aquellos en los cuales los valores de las variables evolucionan con el tiempo), y la nueva información así obtenida permite refinar tanto el diseño como los procedimientos de operación desarrollados previamente utilizando la simulación estacionaria.

En la investigación llevada a cabo por Meng, *et al.* (2015) se propone un modelo analítico más simple y fiable que caracteriza el aumento y disminución de presión en el flujo de gas a través de tuberías, utilizando perturbaciones en el sistema. Un estudio de las variables de una tubería de perforación dio como resultado que la presión estática, la frecuencia angular, la porción de flujo másico del gas y la temperatura tienen una marcada influencia en las características de propagación del gas.

#### **1.4. Fluidos multifásicos**

Una fase puede definirse como uno de los estados de materia, que puede ser sólida, líquida o gaseosa. Los fluidos multifásicos son aquellos que se componen de varias fases simultáneas (Mazumder, 2012).

El flujo multifásico es el movimiento de gas libre y de líquido. El gas puede estar mezclado en forma homogénea con el líquido o pueden existir formando un oleaje, donde el gas empuja al líquido desde atrás o encima de él en la superficie del

líquido. Puede darse el caso en el cual el líquido y el gas se mueven en forma paralela, a la misma velocidad y sin perturbación relevante sobre la superficie de la interfase gas-líquido (Fernández, *et al.*, 2014).

El flujo de petróleo crudo en las tuberías es una fuente de problemas con el depósito de sustancias pesadas en la superficie de la pared. Esta situación puede causar bloqueos o tupiciones en las líneas de transporte; por lo que se hace necesario el empleo de sistemas de tubería de diámetros grande, teniendo en cuenta que la fuerza que impulsa al fluido es la presión y que normalmente se disipa en su paso a través de la tubería (Lebele-Alawa, *et al.*, 2011 y Meriem-Benziane, *et al.*, 2013).

La necesidad de entender el comportamiento de una mezcla líquido-gas dentro de una tubería se ha hecho más imperativo en los últimos años, debido a que la industria petrolera en particular, avanzaría en gran medida si se pudiese manejar eficientemente el flujo multifásico proveniente de un pozo antes de llegar al separador. Las ventajas de transportar el crudo sin separarlo antes son considerables, ya que la cantidad de gas presente en el crudo tiene un efecto interesante: disminuye la viscosidad y densidad del mismo, facilitando así su transporte. En los últimos años, se han diseñado tuberías capaces de manejar flujos multifásicos pero no se sabe con exactitud lo que sucede en su interior y, por ende, se tiende a sobredimensionar el sistema de tuberías y accesorios que vayan a manejar el flujo (Peñarreta, 2012).

Para el cálculo de caída de presión en flujo multifásico se acostumbra dividir el gradiente de presión total en tres componentes: fricción, elevación y aceleración; cada uno calculado por separado y luego sumados. Debido a la complejidad de estos cálculos para el flujo multifásico, y la necesidad de desarrollar métodos de fácil aplicación en la industria, las primeras aproximaciones que se desarrollaron hace más de 70 años para resolver este problema resultaron ser empíricas. Las correlaciones más conocidas han sido las de Dulker (1964) y Beggs y Brill (1973) para flujo en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas; y las de Hagedorn y Brow (1965) y Duns y Ross (1963) para flujos en tuberías verticales. Estas



aproximaciones fueron muy exitosas para resolver los problemas de flujo bifásico obteniéndose con ellas un error máximo de 30 % (Anselmi, *et al.*, 2008).

La modelación de flujos multifásicos presenta un gran desafío por su importancia en varias aplicaciones industriales y medioambientales. Sugiharto, *et al.* (2013) plantea la predicción de la distancia de separación del flujo turbulento multifásico de una tubería de hidrocarburos, a partir de la inyección de dos soluciones radiotrazadoras basadas en soluciones con yodo. Dos detectores de la radiación localizados a 80 y 100 metros del punto de inyección son los que generan la curva de distribución de tiempo de residencia. Se determinó la velocidad del flujo de cada fase en el sistema en dependencia de la forma de la curva de distribución de tiempo de residencia obtenida en el experimento y se utilizó el software Fluent 6.2 para simular la longitud de separación. Los resultados obtenidos reflejan que la velocidad de flujo de agua es superior, a pesar de tener una densidad superior a la de petróleo y que el largo de separación es de aproximadamente 20 metros.

Un patrón de flujo de petróleo y gas espumoso puede ocurrir cuando un fluido multifásico de agua, petróleo pesado y gas, entra simultáneamente en una tubería vertical. Un estudio de este caso fue llevado a cabo por Cazarez, *et al.* (2010). Propone un modelo matemático donde se desarrollen las ecuaciones de conservación de masa, momento y energía para cada fase y su solución numérica está basada en la técnica de las diferencias finitas. El modelo puede predecir presión, temperatura, factor volumétrico y perfiles de velocidad.

En el artículo relacionado con la evaluación de las correlaciones para el cálculo del factor de fricción autores como Fair (2013) exponen que para los fluidos no newtonianos que fluyen en régimen laminar, el factor de fricción puede calcularse por la ecuación de Hagen-Poiseuille y que para flujo turbulento se han desarrollado varias correlaciones, donde se limitan al estudio de tuberías lisas y no se tiene en cuenta la rugosidad de la pared de la tubería. Por ello proponen una nueva correlación de factor de fricción que incorpora la rugosidad de pared, utilizando datos de factor de fricción obtenidos experimentalmente que usan un acercamiento estadístico como la base para la comparación.

Laurencio, *et al.* (2012) reconoce que durante el transporte de petróleos pesados por tuberías se presentan dificultades relacionadas a su elevada viscosidad con comportamiento no newtoniano, afectando de forma directa el rendimiento de las instalaciones de transporte, como consecuencia de las imprecisiones de las metodologías de cálculo. Es por esto que presenta un trabajo donde se desarrollan relaciones funcionales que describen las variaciones de presión para flujo de petróleo no newtoniano en tuberías, obtenidas a partir de las limitaciones de metodologías y correlaciones empíricas para la evaluación de los efectos simultáneos de la fuerza viscosa y de mezcla en el régimen laminar durante el transporte de fluidos por tuberías. Se realiza un estudio experimental a partir de la caracterización en cuanto al comportamiento reológico del petróleo, realizando la modelación para un comportamiento pseudoplástico. El modelo obtenido constituye la base del cálculo para la selección, evaluación y racionalización del proceso de transporte por tuberías del petróleo pesado, en relación con las propiedades físicas del fluido.

Una predicción exacta de las caídas de presión y de la porción de fluido en el segmento de tubería es necesaria para lograr un diseño adecuado y un mantenimiento efectivo en el sistema de transporte (Rodríguez, *et al.*, 2012).

## **1.5. Modelos de propiedades termodinámicas**

El desarrollo alcanzado en el área de la físico-química y la termodinámica teórica, contribuyó a la obtención de numerosos métodos para la estimación de las propiedades típicas que caracterizan a las sustancias con las cuales trabaja un ingeniero químico; como por ejemplo, las constantes de equilibrio, las propiedades de transporte como conductividades térmicas, viscosidades, capacidades caloríficas, presiones de vapor, entre otras. La utilidad de estos métodos radica en su capacidad de estimar, a partir de una expresión funcional que contiene unos pocos parámetros que se determinan experimentalmente, la gran mayoría de las propiedades antes mencionadas, con un error aceptable, fácilmente implementables en computadora, y lo que es más importante, con la propiedad de

generalización, ya que sólo basta con tener una buena base de datos con los parámetros correspondientes (Scenna, *et al.*, 1999).

En la simulación de un proceso lograr la representación precisa de las propiedades es fundamental, ya que el uso de un modelo inadecuado puede cambiar radicalmente los resultados de la simulación y perder validez, o incluso, puede impedir que se realice la simulación (Martínez, *et al.*, 2000 y Carlson, 1996).

Scenna, *et al.* (1999) plantea que los sistemas termodinámicos se clasifican generalmente en ideales, aproximadamente ideales o semi-ideales y no ideales.

Los sistemas ideales pertenecen a sistemas teóricos que no existen en la realidad; se ajustan a la ley de los gases ideales, la ley de Henry y ley de Dalton, entre otras. En estos modelos simples no se toman en cuenta las interacciones entre partículas. Los sistemas semi-ideales son aquellos en los que pueden tener éxito los modelos ideales.

Los sistemas no ideales se apartan fuertemente en su comportamiento del que describen los modelos ideales simples y solo se pueden describir mediante métodos de estimación de propiedades termodinámicas, que toman en cuenta las interacciones entre partículas, como son los efectos asociativos, el momento dipolar y otros que limitan la libertad de acción de las moléculas o condicionan en determinadas direcciones dicha libertad. Muchos sistemas no ideales se comportan de tal modo como consecuencia de su estructura química. La no idealidad de las mezclas está determinada, en orden de importancia, por la existencia de fuerzas intermoleculares (polar y no polar), por las diferencias en tamaño y forma de las moléculas (factor acéntrico), y finalmente por las condiciones de presión y temperatura.

Autores como Martínez, *et al.* (2000) plantean que las propiedades termodinámicas por lo general pueden ser calculadas con ecuaciones de estado, que incluyen los modelos de ecuaciones de estado (EOS), los modelos de coeficientes de actividad y los modelos especiales.

Los modelos de ecuaciones de estado (EOS) se aplican a fluidos normales como nitrógeno, oxígeno, monóxido de carbono, hidrocarburos, dióxido de carbono, hidrógeno, sulfuro de hidrógeno y a sustancias de baja polaridad aún a presiones altas. Tienen como ventajas que son continuos en la región crítica, y en la región de dos fases, predicen el equilibrio líquido vapor y se pueden derivar de una amplia gama de propiedades; además trabajan con los mismos parámetros específicos en todo el intervalo de aplicación. Una desventaja que presentan es que no se pueden aplicar a mezclas con componentes polares, polímeros y electrolitos, aunque con el desarrollo que se ha alcanzado en reglas de mezclado se ha podido extender la aplicación de las ecuaciones de estado a sistemas polares a altas presiones (Martínez, *et al.*, 2000 y Valencia, *et al.*, 2013).

Entre los modelos EOS se encuentran: Ley de gas ideal, Peng-Robinson (PR), Redlich Kwong (RK), Benedict-Webb-Rubbin (BWR) entre otras. Para el petróleo, el gas y aplicaciones petroquímicas se recomienda el uso de la ecuación de Peng Robinson; ya que es una ecuación cúbica semi-empírica perteneciente a la generación de modificaciones a la ecuación de Van Der Waals, cuyas aplicaciones incluyen sustancias no polares, sustancias poco polares y las mezclas entre este tipo de componentes. Además resuelve sistemas monofásicos, bifásicos y trifásicos con un alto grado de eficiencia y fiabilidad (Valencia, *et al.*, 2013).

Los modelos de coeficientes de actividad se aplican solamente a la fase líquida y permite representar el comportamiento no ideal de mezclas a bajas presiones (menor de 10 atm ). Los parámetros binarios de estos modelos son válidos únicamente en el intervalo de temperatura y presión de los datos experimentales que se usaron para estimarlos, siendo esto una desventaja. Se debe tener mucho cuidado al aplicar estos modelos fuera del intervalo de validez de los parámetros, especialmente en el equilibrio líquido - líquido. Entre los modelos más comunes de coeficiente de actividad están los de Van Laar, NRTL, Wilson, Marguler, UNIFAC y UNIQUAC entre otros (Martínez, *et al.*, 2000).

A partir del conocimiento previo de los modelos de propiedades termodinámicas, la exactitud y precisión de diseños predictivos de operaciones unitarias dependen

de la selección del modelo más adecuado para el cálculo de las propiedades básicas de las sustancias implicadas.

## **1.6. Selección de los modelos de propiedades termodinámicas.**

La selección de los modelos de propiedades termodinámicas para la simulación de un proceso es una de las decisiones más importantes para un ingeniero. Según Carlson (1996) se deben considerar cuatro factores para escoger el modelo adecuado: la naturaleza de las propiedades de interés, la composición de la mezcla, los rangos de presión y de temperatura y la disponibilidad de parámetros. Otros autores como Martínez, *et al.* (2000) plantean que la selección está basada en el grado de no idealidad del sistema y de las condiciones de operación.

Existe un criterio unánime en autores como Carlson (1996), Elliott y Lira (1999), Babu (2004) y Montes de Oca (2007) en que una forma de facilitar la selección del modelo adecuado es a través del uso de diagramas del tipo de árbol de decisión, ya que ellos muestran los pasos básicos del proceso de decisión y ofrecen mayor seguridad en la selección realizada (Anexos 1 y 2).

Los manuales de los simuladores comerciales de cierto nivel de utilidad presentan recomendaciones sobre qué opciones termodinámicas seleccionar según el tipo de industria o tipo de proceso a que corresponde el problema que se desea resolver; por ello se debe complementar la información general obtenida con la información más específica que se encuentra en los manuales del simulador que se utilice (Martínez, *et al.*, 2000).

La adecuada selección del modelo de propiedades termodinámicas garantiza la simulación de procesos con un mayor acercamiento a las condiciones reales y por tanto, mayor eficacia y fiabilidad en los resultados obtenidos.

## 1.7. Programas de simulación de procesos.

La simulación es el proceso de creación de modelos matemáticos a partir de un grupo de variables, las cuales permiten estudiar y predecir el comportamiento de un proceso químico, físico y biológico (Himmelblau, 1997 y Perry, 1997). Cada ingeniero químico involucrado en la concepción, planificación, puesta en funcionamiento, y mejora de procesos químicos debe emplear la simulación del proceso.

Algunos programas utilizados en la simulación de plantas de tratamiento de petróleo son:

Well Prediction 1.0: Es un software que mediante el ingreso de una serie de datos referentes a un pozo de petróleo, calcula principalmente las pérdidas de presión del flujo a lo largo de la tubería y otras variedades de parámetros útiles para el estudio y comportamiento de la extracción del crudo. Oviedo, *et al.* (2011) basó su investigación en el estudio del comportamiento de un fluido multifásico a través de una tubería de extracción apoyándose en este software, demostrando ser una herramienta confiable para predecir las caídas de presión en pozos de crudo.

PRO II: Este programa permite modelar y optimizar procesos de transferencia de masa y calor, realizar cálculos hidráulicos en unidades de operación y tuberías y evaluar las condiciones y restricciones operacionales de equipos que incluyen intercambiadores de calor, mezcladores, columnas (despojadoras, fraccionadoras, de extracción), reactores, compresores, bombas, separadores trifásicos, divisores, ciclones, cristalizadores, entre otros, de cualquier planta química, refinadora y petroquímica. (González, 2012)

PIPEPHASE: El software PIPEPHASE con el módulo de TACITE del Instituto Francés de Petróleo, logra una reproducción adecuada del comportamiento de los sistemas de transporte, debido a que permite realizar simulaciones en estado transitorio. Es un modelo que resuelve de manera rigurosa los balances de masa para cada componente de la mezcla, así como también los balances de masa y energía para la mezcla multifásica, depende de los patrones de flujo y ha sido

extensamente validado con datos experimentales de campo. Permite el seguimiento de las variaciones en la composición del fluido y el comportamiento de las fases a lo largo de la tubería para cambios de las condiciones de entrada y elevación durante el estado no estacionario (Anselmi, *et al.*, 2008).

ChemCAD III: Es un programa para la simulación general de procesos. Incluye módulos específicos para el diseño y la evaluación de intercambiadores de calor, columnas de destilación y sistemas de tuberías, además el usuario puede añadir operaciones personalizadas. Este sistema es muy usado en todo el mundo para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos en una gran variedad de industrias, en la que se incluye la exploración de petróleo y gas (López, 2007).

ProMax: Este programa contiene más de 2 500 componentes puros y 50 combinaciones de paquetes termodinámicos. Se desarrolló fundamentalmente para su uso en la industria petroquímica y las refinerías. Incluye la caracterización del petróleo crudo, el endulzamiento de gases y líquidos, procesos de recuperación de azufre, sistemas de tuberías, dimensionamiento de intercambiadores de calor entre otros (Bryan Research & Engineering, 2008).

ASPENPLUS: Es un sistema de simulación de procesos con una base gráfica. Está enfocado principalmente para la industria química y petroquímica. Tiene incluidos modelos para determinar el funcionamiento de los diferentes componentes, realiza análisis financieros incluyendo estimaciones de capital, costos de operación y rentabilidad (Díaz, 2007).

Design II: Es un software que permite realizar los balances de materia y energía para una variedad de procesos e incluyen operaciones unitarias como: reactores químicos, intercambiadores de calor, quemadores y hornos, bombas, compresores y turbinas. Fue desarrollado para las industrias químicas, petroquímicas y refinerías. Un extensivo conjunto de propiedades termodinámicas y correlaciones están disponibles y enfocadas en las aplicaciones de los químicos y los hidrocarburos (López, 2007).

HYSYM: Es una hoja interactiva y gráfica para la evaluación y el diseño de plantas en la industria del gas, las refinerías, la industria petroquímica y la industria

química. El programa incluye operaciones para intercambiadores de calor, compresores, separadores de dos y tres fases, válvulas y varios reactores. Además tiene la capacidad de realizar análisis pinch (Díaz, 2007).

HYSYS: Es un programa que permite la integración entre modelos dinámicos y en estado estacionario a través del uso de interfaces gráficas, cuenta con un poderoso módulo físico-químico que permite refinar la estimación de las propiedades implicadas en diferentes procesos. Este es el que mejor satisface a la industria petrolera pero puede ser usado para otros sistemas de generación de energía. Modela y simula procesos para el cual hay un flujo continuo de materiales y energía de una unidad de proceso a otra, posee herramientas para cálculos de costos y optimizaciones del proceso (Tarifa, *et al.*, 2007).

Los simuladores de procesos se han convertido en una herramienta de gran importancia para los ingenieros por la rapidez de respuesta que ofrecen en la toma de decisiones, asumiendo los diferentes diseños de operación, y así mantener la especificación de los productos para su comercialización. Además proporcionan datos acerca de los flujos de materia prima, de energía, de costos, de disposición de equipos, planificaciones de mantenimiento, y otros aspectos necesarios para prevenir emergencias y optimizar procesos.

## **1.8. Métodos de optimización implementados en HYSYS.**

La optimización se define como el proceso de seleccionar, a partir de un conjunto de alternativas posibles, aquella que mejor satisfaga los objetivos propuestos, es decir, encontrar el conjunto de condiciones requeridas para conseguir el mejor resultado (Scenna, 1999).

El software simulación HYSYS cuenta con cinco métodos para la solución de problemas de optimización (Hyprotech, 2000 b).

1. El método *Box* es una técnica secuencial de búsqueda que soluciona problemas con funciones objetivos no lineales, sujeto a las restricciones de desigualdad. No utiliza derivadas ni trabaja con restricciones de igualdad.



Generalmente requiere un número grande de iteraciones para converger en la solución; por lo que no es muy eficiente en la evaluación de la función.

2. El método de Programación Cuadrática Secuencial (SQP por sus siglas en inglés) es considerado por muchos como el método más eficiente para la optimización con restricciones lineales y no lineales, provee un valor inicial razonable y el número de variables primarias es pequeño. Utiliza matrices derivadas y se ocupa de restricciones de igualdad y desigualdad.
3. El método *Mixed* intenta obtener los beneficios de las características globales de convergencia del método Box y la eficiencia del método SQP. Inicia la optimización con el método Box usando una tolerancia de convergencia (aumenta 50 veces la tolerancia deseada) que es muy imprecisa; después de la convergencia, utiliza el método SQP para encontrar la solución final usando la tolerancia deseada.
4. El método *Fletcher-Reeves* es eficiente para la optimización en general sin restricciones. Dado un punto de partida evalúa las derivadas de la función objetivo con respecto a las variables primarias.
5. El método Quasi-Newton en términos de aplicaciones y limitaciones es similar al método *Fletcher-Reeves*. Tiene la ventaja sobre el método de Newton que solo requiere las primeras derivadas.

Todos los métodos mencionados anteriormente, excepto el método *Box* que no utiliza derivadas, tienen la desventaja de que las derivadas no pueden ser calculadas si la función es muy complicada.

## 1.9. Conclusiones parciales del capítulo.

- El conocimiento de las propiedades físicas de los fluidos facilita la solución de cualquier problema de flujo de fluidos.
- Los fluidos compresibles como el gas natural requieren de procedimientos de cálculo claramente estructurados para resolver los problemas de flujo a través de conductos de sección constante o variable.
- El flujo de petróleo crudo en las tuberías es una fuente de problemas con el depósito de sustancias pesadas en la superficie de la pared, causando bloqueos o tupiciones en las líneas de transporte y afectando de forma directa el rendimiento de las instalaciones de transporte.
- El uso de los diagramas del tipo de árbol de decisión es un método eficiente para la selección del modelo de propiedades termodinámicas, porque muestran los pasos básicos del proceso de decisión y ofrecen mayor seguridad en la selección realizada.
- De los programas utilizados en la simulación de plantas de tratamiento de petróleo HYSYS es uno de los que mejor satisface a la industria petrolera en general.

## **Capítulo 2. Descripción de la metódica de trabajo empleada**

En este capítulo se realiza una descripción de la Planta de Procesamiento de Crudo de la EPEP-Centro, además de una explicación detallada de la metodología a seguir para la obtención del modelo de simulación que representa las etapas de separación de gas de dicha planta y de las herramientas de análisis de procesos que se utilizan para ello.

### **2.1. Descripción general del proceso.**

El tratamiento del petróleo proveniente de los pozos de producción comienza en los centros colectores donde se realiza la primera separación de gases en separadores horizontales de hasta 200 m<sup>3</sup> de capacidad. Posteriormente el petróleo, que aún contiene gran cantidad de gas disuelto, es enviado a las estaciones de rebombeo donde se le adicionan sustancias desemulsionantes y solventes reductores de viscosidad para favorecer la transportación y el tratamiento del mismo. Existen dos estaciones de rebombeo, la estación de rebombeo oeste (ERO), que proporciona el 80 % de la producción de la empresa y la estación de rebombeo este (ERE), que proporciona el 20 % restante (Medina, 2014).

El crudo llega a la planta como un fluido único que entra a los intercambiadores de calor con el objetivo de incrementar la temperatura a la entrada del proceso de 30 hasta 85 °C , para garantizar una mejor separación de gas en las etapas posteriores, así como el comienzo del tratamiento termoquímico sobre la emulsión agua-petróleo (Rizo, 2007 y Morín, 2008).

En la segunda etapa de separación (SES) la mezcla de gas y líquido proveniente de los intercambiadores de calor es enviada a cuatro balsas separadoras ubicadas a 17 m de altura que operan en paralelo. En esta etapa parte del fluido de la mezcla es separada por la acción de la gravedad, debido a la caída de velocidad, el tiempo de residencia y al proceso de turbulencia controlada a que es sometida

la mezcla cuando pasa por los diferentes elementos mecánicos con que cuentan los separadores. Estas balsas separadoras poseen 100 m<sup>3</sup> de capacidad y las presiones de trabajo están entre 120 y 150 kPa .

Una parte del gas separado en esta etapa se envía a la empresa ENERGIAS para su uso como combustible en la generación de electricidad y el resto se quema en el *flare* de la planta. El petróleo se dirige por gravedad hacia la tercera etapa de separación de gas en tanque 6 (Anexo 4).

El petróleo entra a tanque 6 por la columna desgasificadora central que incluye en su parte superior un separador de vapores remanentes, con el trasiego de los mismos hacia un separador de arrastre y posteriormente hacia el *flare* para su quema controlada. Presenta un sistema de calentamiento a través de serpentines de vapor, que facilita la reposición de la temperatura que se pierde en el proceso de separación y las pérdidas en tuberías. La salida del petróleo del tanque es a través de las bombas de trasiego interno de la planta (Torres, 2014).

El objetivo de esta etapa es lograr una mayor separación del gas, permitir un menor contenido de gas en el crudo y por ende, menor contaminación ambiental. Además la incorporación de tanque 6 permite que exista un régimen de bombeo estable de las estaciones de rebombeo y constituye una reserva de almacenamiento (Torres, 2014).

El fluido proveniente de la descarga de las bombas de tanque 6 entra a tanque 15 y 16, dividiéndose en dos corrientes aproximadamente iguales. La entrada de fluido a cada tanque se realiza por la columna desgasificadora externa donde se elimina por efecto de separación mecánica de fases parte del gas que no ha sido separado en la etapa final de separación de gases, posibilitando una mejor operación de los tanques. Cada tanque posee dos camas de serpentines de vapor para mantener la temperatura del crudo entre 85 y 90 °C .

Una vez que se da por concluido el llenado del tanque y que previamente se haya cerrado el vapor, este se deja en reposo hasta que alcance los parámetros de agua y sedimento requeridos (menos del 2 % BSW) para trasegarlo hacia la Estación Cabecera del Oleoducto (ECO).

El agua que se deposita en el fondo de los tanques es drenada por gravedad hacia el sistema de residuales de la instalación.

El petróleo en calidad de venta, es bombeado hacia la Estación Cabecera del Oleoducto (ECO), la cual está compuesta por cuatro tanques de 5000 m<sup>3</sup> de capacidad, para el almacenamiento del petróleo y su posterior venta por el oleoducto magistral Varadero - Matanzas, hacia la Empresa Comercializadora de Combustible (ECC) de Matanzas (Anexo 3).

## **2.2. Metodología a seguir para usar el software de simulación.**

El modelo simulado de la etapa de separación final de gas natural de la Planta de Procesamiento de Crudos (PPC) se obtendrá utilizando el software HYSYS, ya que es una potente herramienta que permite resolver problemas con un grado de dificultad elevado en un tiempo relativamente pequeño y satisface con eficiencia las demandas de la industria petrolera.

La estrategia de simulación a seguir para obtener el modelo simulado se basa en: construir el diagrama de flujo de información (DFI), determinar el orden de cálculo, definir las corrientes de entrada, seleccionar el modelo termodinámico, definir los módulos de cálculo e implementar el diagrama de flujo de información en el software y validar el modelo obtenido.

### **2.2.1. Construcción del diagrama de flujo de información (DFI).**

El diagrama de flujo de una planta es una representación gráfica de los flujos de materia y de energía de un proceso, donde las diferentes operaciones pueden ser representadas por uno o varios módulos, en dependencia de la complejidad. Estos diagramas de flujo se transforman en diagramas de flujo de información (DFI) para la simulación del proceso, teniendo en cuenta la cantidad de módulos que representa a una operación o proceso y que la información fluye de un módulo a otro a través de las corrientes de materia (Martínez, 2009).

### 2.2.1.1. Determinación del orden de cálculo.

La determinación del orden de cálculo tiene como objetivo seleccionar el módulo que tenga las corrientes de entradas definidas y que permita el cálculo de los restantes módulos de forma consecutiva. Está en dependencia de la presencia o no de corrientes de recirculación en el diagrama de flujo de información. La secuencia de cálculo de los módulos, cuando no hay presencia de corrientes de recirculación, se puede determinar con facilidad a partir del análisis de orden de precedencia, debido a que el flujo de información siempre avanza en una dirección.

### 2.2.1.2. Definición de las corrientes de entrada.

Para definir una corriente se tienen en cuenta cuatro variables: flujo, composición, temperatura y presión o fracción de vapor. En la tabla 2.1 se pueden observar los valores de flujo, presión y temperatura de las corrientes de entrada a la etapa de separación final de gas natural. Las composiciones del gas y el petróleo aparecen en los anexos 5 y 6 respectivamente.

Tabla 2.1 Datos de las corrientes de entrada

Corrientes	Gas	Petróleo	Agua
Flujo (m <sup>3</sup> /d)	45	3 502	1 000
Presión (kPa)	800	800	800
Temperatura (°C)	30	30	30

### 2.2.2. Selección del modelo termodinámico.

La adecuada selección del modelo termodinámico es fundamental para lograr una representación precisa de las propiedades de los fluidos involucrados. Los errores en la simulación por una mala selección del modelo no se pueden detectar o

prevenir fácilmente, pueden cambiar radicalmente los resultados de la simulación y perder validez (Martínez, *et al.*, 2000, Carlson, 1996 y Montes de Oca, 2007).

En este caso, para seleccionar correctamente el paquete de propiedades termodinámicas, se recurre a las metodologías de Elliott y Lira (1999) y Carlson (1996), basadas en el diagrama del tipo árbol de decisión. Para su aplicación se tienen en cuenta aspectos como: la polaridad de la mezcla, el factor acéntrico, la presencia de pseudocomponentes, las sustancias electrolíticas, las presiones de operación, entre otros (Anexo 1 y 2).

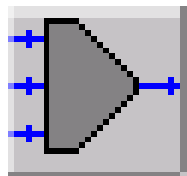
### 2.2.3. Descripción de los módulos utilizados en el diagrama de flujo de información.

Los módulos de HYSYS que se utilizan para simular los equipos y operaciones que tienen lugar en la planta son:

- Módulo *Mixer*

Los mezcladores de corrientes son muy comunes en cualquier simulación de procesos y constituye uno de los módulos elementales. Este módulo une dos o más corrientes de entrada en una sola corriente de salida (figura 2.1). Se utiliza para simular tanques de mezcla, tuberías en "T" para unir corrientes y al descomponer otras operaciones complejas que tienen varias corrientes de entrada (Martínez, 2009 y Scenna, 1999).

Si se conocen las propiedades de las corrientes de entrada (temperatura, presión, flujo y composición), las propiedades de la corriente de salida serán calculadas automáticamente.

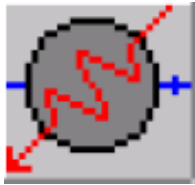


**Figura 2.1** Símbolo de un mezclador de corrientes.

- Módulo *Heater*

Los calentadores aumentan la energía a la salida de una corriente fría utilizando una fuente de energía. Generalmente se utilizan, en lugar del intercambiador de calor, para simular calderas, recalentadores, serpentines y enchaquetados de reactores endotérmicos, evaporadores, calderas (Martínez, 2009).

En las conexiones solo se tiene una corriente de entrada, una corriente de salida y una de energía (figura 2.2). Los parámetros que requiere son caída de presión o presión en la corriente de salida y el calor cedido o temperatura en la corriente de salida.

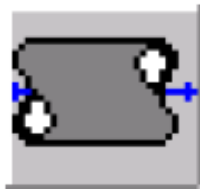


**Figura 2.2** Símbolo de un calentador.

- Módulo *Pipe Segment*

Los segmentos de tuberías son usados para simular una gran variedad de situaciones que se dan en los sistemas de tuberías con una estimación rigurosa de las pérdidas en la transferencia de calor.

Es un módulo que requiere una corriente de entrada, una corriente de salida y una corriente de energía (pérdidas de carga en la tubería). Tiene como parámetros el diámetro y material del segmento de tubería o del accesorio, longitud y la diferencia de altura (figura 2.3).

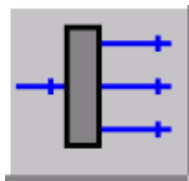


**Figura 2.3** Símbolo de un segmento de tubería.



- Módulo *Tee*

Los divisores de corrientes son módulos que dividen una corriente de alimentación en múltiples corrientes de productos con las mismas condiciones y composición que la corriente de entrada, y es usada para simular “T” en tuberías y tubos múltiples (figura 2.4). El único parámetro necesario para su simulación es la fracción de separación o los flujos de la cantidad de corrientes de salida menos 1. Se utiliza al descomponer otras operaciones complejas que tienen varias corrientes de salida (Martínez, 2009).

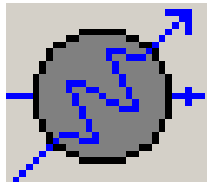


**Figura 2.4** Símbolo de un divisor de corrientes.

- Módulo *Cooler*

Los enfriadores disminuyen la energía (temperatura y/o cambio de fase) a la salida de una corriente fría utilizando un sumidero de energía. Generalmente se utilizan, en lugar del intercambiador, para simular torres de enfriamiento, serpentines y enchaquetados de reactores exotérmicos, condensadores (Martínez, 2009).

Al igual que el módulo *heater* tiene una corriente de entrada, una corriente de salida y una de energía (figura 2.5). Los parámetros que requiere son caída de presión o presión en la corriente de salida y el calor absorbido o temperatura en la corriente de salida.

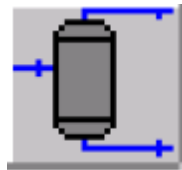


**Figura 2.5** Símbolo de un enfriador.

- *Módulo Separator*

Los separadores de componentes son equipos que resultan muy importantes desde el punto de vista práctico y conceptual. En efecto, todo simulador debe calcular, en cada etapa de simulación, el estado de agregación de las corrientes, a partir de su composición global, su contenido energético y la presión del sistema (Scenna, 1999).

Este módulo requiere una corriente de entrada y dos corrientes de salida (una en fase vapor y otra en fase líquida), no necesita parámetros, aunque de manera opcional se puede especificar la presión de operación (figura 2.6).

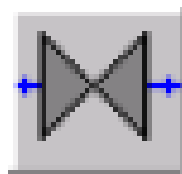


**Figura 2.6** Símbolo de un separador de componentes.

- *Módulo Valve*

Las válvulas disminuyen la energía mecánica (presión) a la salida de una corriente, pero no realizan trabajo mecánico. Se utilizan para simular cualquier operación que reduzca la presión del fluido sin realizar trabajo: válvulas (manuales o de control automático), caídas de presión en tuberías y accesorios, expansión Joule-Thomson.

Este módulo precisa una corriente de entrada y una corriente de salida (figura 2.7). Requiere como parámetro la caída de presión o la presión en la corriente de salida.



**Figura 2.7** Símbolo de una válvula.

- Módulo *Adjust*

El *Adjust* es un módulo de operación lógica que ajusta relaciones entre variables del proceso a valores prefijados. Establece una conexión entre una variable independiente y una variable objetivo de una corriente u operación. Requiere como parámetro el valor que debe alcanzar la variable objetivo (figura 2.8) (Hyprotech, 2000 b).



**Figura 2.8** Símbolo de un *Adjust*.

- Módulo *Set*

El módulo *Set* es una operación lógica que permite fijar el valor de una variable en un valor determinado. Establece una conexión entre una variable independiente conocida en una corriente u operación y una corriente u operación a la que se le asigna un valor de la variable (figura 2.9) (Hyprotech, 2000 b).



**Figura 2.9** Símbolo de un *Set*.

#### **2.2.4 Validación del modelo obtenido.**

La validación del modelo de simulación se realiza a partir del ajuste al caso base que permite definir la confiabilidad del modelo y un análisis de sensibilidad de respuesta del modelo.

### **Ajuste del modelo al caso base**

Para hacer el ajuste al caso base, se hace una simulación con las condiciones actuales de operación y se compararan los resultados obtenidos con los datos reales del proceso de separación final de gas natural de la Planta de Procesamiento de Crudo.

El error relativo se calcula por la ecuación 15

$$\% \text{ error} = \left| \frac{P_{real} - P_{simulado}}{P_{real}} \right| \cdot 100 \quad \text{Ec. 15}$$

Siendo P el parámetro en el que se realiza el análisis comparativo.

### **Análisis de sensibilidad**

El análisis de sensibilidad permite conocer la sensibilidad de respuesta del modelo ante perturbaciones en las variables independientes, tales como condiciones de entrada, parámetros de operación entre otras. Con los resultados obtenidos se construyen gráficos para comprobar cómo se comporta el modelo en la predicción de las respuestas ante las variaciones realizadas.

### **2.3. Casos de estudio.**

Los casos de estudio a analizar están referidos a la variación de la relación gas-petróleo (RGP) en el flujo de alimentación de la Planta de Procesamiento de Crudo. Esta relación cambia en función de las características de los pozos que están en producción, de los años de explotación que tengan los mismos y del proceso de separación de gases que ocurre en los centros colectores. Los valores de relación gas-petróleo se encuentran entre 1 y 10 (Sm<sup>3</sup> de gas)/(Sm<sup>3</sup> de petróleo) , pero se consideran como valores críticos para el análisis 3, 5 y 10 (Sm<sup>3</sup> de gas)/(Sm<sup>3</sup> de petróleo) .

En la tabla 2.2 se pueden observar los flujos de gas que entran al proceso según los diferentes valores de RGP.

Tabla 2.2 Flujos de gas para diferentes valores de RGP

Parámetro	RGP (Sm <sup>3</sup> de gas)/(Sm <sup>3</sup> de petróleo)		
	3	5	10
Flujo de gas (Sm <sup>3</sup> /d)	14 040	23 400	46 800

Los flujos de agua y de petróleo son 1 320 y 4 680 Sm<sup>3</sup>/d respectivamente, manteniéndose constante para cada valor de RGP.

### 2.3.1. Optimización del flujo de gas en el flare.

En la Planta de Procesamiento de Crudos la presión de operación de las balas separadoras se fija en 150 kPa para cualquier valor de relación gas- petróleo. Para saber si realmente esta presión de operación es la más adecuada para lograr la mayor separación de gases, aun cuando la RGP es de 10 (Sm<sup>3</sup> de gas)/(Sm<sup>3</sup> de petróleo) , se lleva a cabo un proceso de optimización.

El proceso de optimización se realiza para este valor de RGP debido a que representa el mayor flujo de gas a ser separado en el proceso y se obtiene cuando existe un agotamiento de la presión de los pozo que están en producción (teniendo en cuenta que el proceso de separación de gases en los centros colectores ocurre correctamente), donde es necesario aplicar un mecanismo adicional para la extracción de petróleo o de lo contrario cerrar el pozo.

La optimización del modelo se realiza utilizando el método *Mixed* que viene implementado en el simulador HYSYS. Este método intenta obtener los beneficios de las características globales de convergencia del método *Box* y la eficiencia del método SQP. Es el más eficiente ya que requiere el menor número de evaluaciones de la función. Se ajusta adecuadamente a problemas sin restricciones.

## **Capítulo 3. Análisis de los resultados.**

En este capítulo se presentan los resultados que se obtienen al aplicar las metodologías explicadas en el capítulo 2 para la obtención, validación y análisis de sensibilidad del modelo simulado. Además se muestra el comportamiento de las presiones de operación en las etapas de separación final de gas natural, a partir de variaciones de la relación gas – petróleo en el flujo de alimentación de la Planta de Procesamiento de Crudo.

### **3.1. Construcción del diagrama de flujo de información (DFI).**

Para la obtención del DFI (Anexo 7) de la etapa de separación final de gas natural es necesario adicionar nuevos módulos al diagrama de flujo de la planta:

El mezclador M-1 se considera en la simulación, debido a que los flujos de petróleo crudo, agua y gas se introducen por separado cada uno con sus propiedades de temperatura, presión y flujo, así como las respectivas composiciones de cada corriente. Esto es necesario ya que el flujo de gas es pequeño si se compara con el flujo de petróleo que se maneja en la planta, y si se introducen estos datos como una sola corriente, el flujo de gas no sería significativo, es decir que respecto al crudo solo entrarían trazas de gas.

Los mezcladores (M-2, M-3, M-4) y el divisor (D-2) son módulos que simulan el mezclado y separación de las corrientes que ocurre en el sistema de tuberías de la planta.

Los módulos de transferencia de calor E-1, E-2, C-1, C-2 y C-3, aunque no están físicamente en la planta, es necesario agregarlos al diagrama de flujo debido a que los módulos de separación empleados no tienen en cuenta la viscosidad del petróleo ni el mecanismo de difusión; y por tanto, como se realiza un estudio de las presiones, a partir de variaciones de la temperatura se pueden lograr los resultados deseados.

### 3.1.1. Determinación del orden de cálculo.

En el caso de la etapa de separación final de gas natural, como no cuenta con corrientes de recirculación, el orden de cálculo a partir del análisis de orden de precedencia es el siguiente:

- |                                  |  |
|----------------------------------|--|
| 1. Mezclador (M-1)               | 14. Segmento de tubería (Seg-5)          |
| 2. Calentador (IC)               | 15. Mezclador (M-3)                      |
| 3. Segmento de tubería (Seg-1)   | 16. Segmento de tubería (Seg-6)          |
| 4. Divisor (D-1)                 | 17. Calentador (C-3)                     |
| 5. Segmento de tubería (Seg-2)   | 18. Separador (Tanque-6)                 |
| 6. Enfriador (E-1)               | 19. Segmento de tubería (Seg-7)          |
| 7. Separador (Bala Separadora1)  | 20. Válvula (V-1)                        |
| 8. Calentador (C-1)              | 21. Válvula (V-2)                        |
| 9. Segmento de tubería (Seg-4)   | 22. Mezclador (M-2)                      |
| 10. Segmento de tubería (Seg-3)  | 23. Segmento de tubería (Seg-8)          |
| 11. Enfriador (E-2)              | 24. Segmento de tubería (Seg-9)          |
| 12. Separador (Bala Separadora2) | 25. Mezclador (M-4)                      |
| 13. Calentador (C-2)             | 26. Segmento de tubería ( <i>flare</i> ) |

### 3.1.2. Descripción de los módulos utilizados en el DFI

Las tres corrientes de Petróleo, Gas y Agua con una presión de 800 kPa y una temperatura de 30 °C , entran al módulo M-1 que representa el flujo de alimentación de la planta.

La corriente 1 que sale del mezclador entra al calentador IC (etapa de calentamiento inicial) con el objetivo de elevar la temperatura de la corriente 2 hasta 85 °C con una presión entre 200 y 300 kPa .

La línea de flujo continúa hacia el segmento de tubería Seg-1. Este módulo representa el sistema de tuberías de 20 in catálogo 80 y 32 m de longitud que sale de la etapa de calentamiento inicial e incluye tres codos de 45° y una "T". En el cálculo de todos los segmentos de tuberías, como la transferencia de calor no es objeto de estudio, se utiliza un valor único y representativo para todos los coeficientes de transferencia de calor (Kern, 1999).

El divisor D-1 divide la corriente 2a en dos corrientes 2b y 2c, con una fracción de separación de 0,5 para garantizar que el flujo de entrada a cada bala separadora sea el mismo.

A la salida del divisor se encuentran dos segmentos de tuberías (Seg-2 y Seg-3) de 16 in catálogo 80 y 17 m de largo, con una elevación de 17 m donde se encuentran ubicadas las balas separadoras de gas. Cada uno de estos módulos incluyen dos codos de 90° y tres codos de 45° .

Las corrientes 2d y 2e entran a los enfriadores E-1 y E-2 respectivamente para lograr una temperatura de salida de 65 °C . Como ambos equipos son operaciones ficticias, no se puede considerar caída de presión para no afectar el balance de energía mecánica.

A continuación, en el diagrama de flujo aparecen las balas separadoras 1 y 2 (segunda etapa de separación) donde se logra la mayor separación de gas en la planta.



Las líneas de petróleo que salen de las balas separadoras (8 y 8a), entran a los calentadores C-1 y C-2 respectivamente, que elevan nuevamente la temperatura hasta 82 °C , sin considerar tampoco las variaciones de presión.

Los dos segmentos de tuberías (Seg-4 y Seg-5) de 16 in catálogo 80 que se encuentran a la salida de los calentadores C-1 y C-2, tienen una longitud de 17 m con un cambio de elevación de 17 m , que representa la bajada del flujo de petróleo de las balas separadoras. Estos módulos cuentan con dos codos de 45° y un codo de 90° cada uno.

El mezclador M-3 es el módulo encargado de unir las corrientes 9b y 9c que provienen de los segmentos de tuberías Seg-4 y Seg-5.

La corriente 9d que sale de M-3 entra al segmento de tubería Seg-6 de 16 in catálogo 80, cuenta con tres codos de 90° y un codo de 45°. La longitud y el cambio de elevación en este módulo son de 14 m porque el fluido entra a la desgasificadora central del tanque 6 por la parte superior.

La corriente 9e entra al calentador C-3 con el objetivo de elevar la temperatura a 85 °C . La caída de presión en este módulo está entre 60 y 70 kPa .

La corriente de salida del calentador C-3 (9f) entra al Tanque-6, que es otro módulo de separación flash con la función de separar los gases que aún quedan en el petróleo (tercera etapa de separación).

El gas separado en esta última etapa de separación entra al segmento de tubería Seg-7 de 8 in catálogo 80 y 400 m de longitud que representa todo el sistema de tuberías de Tanque-6 al mezclador del *flare*. Los accesorios de este segmento de tubería son: cuatro codos de 90° y dos codos de 45° .

A la salida de las balas separadoras, en las líneas de gas que se separa, se encuentran dos válvulas (V-1 y V-2), con una caída de presión de 40 a 45 kPa para garantizar que a la salida del *flare* la presión sea atmosférica.

Las corrientes 4 y 4a que salen de V-1 y V-2 entran al módulo M-2, que representa la unión del flujo de gas separado en cada bala.

Los segmentos de tuberías de 6 in catálogo 80 que aparecen a continuación del mezclador M-2 representan el sistema de tuberías que transporta el gas hasta el mezclador del *flare*. El módulo Seg-8 de 11 m de longitud cuenta con tres codos de 90° y un codo de 45°; además tiene un cambio de elevación de 7 m por la bajada de la tubería de gas hasta los soportes que sostienen las tuberías que van al mezclador del *flare*. El módulo Seg-9 con 200 m de longitud incluye un codo de 90° y dos codos de 45° .

Las corrientes 6a y 10a, que provienen de la segunda y tercera etapa de separación respectivamente, se unen en el mezclador del *flare* (M-4).

Al segmento de tubería *flare* entra la corriente 12 que sale del mezclador M-4. El módulo *flare* es un segmento de tubería de 6 in catálogo 80 y 30 m de altura, donde en el extremo superior se quema el gas separado en las diferentes etapas de separación de gas natural a presión atmosférica. La etapa de reacción química que ocurre en el extremo del *flare* no es objeto de estudio, solo interesa la caída de presión en el segmento de tubería.

El ADJ-1 es el módulo que realiza el ajuste de la presión de la corriente 2 a partir de fijar la presión de operación de la bala separadora-2 en 150 kPa . El ADJ-2 permite ajustar la caída de presión del módulo C-3 de forma tal que la presión de la corriente 13 que sale del *flare* sea la atmosférica; y el ADJ-3 ajusta la caída de presión de la válvula V-2 para garantizar que se igualen las presiones de las corrientes 6a y 10a.

Los módulos Set-1, Set-2 y Set-3 son los encargados de igualar la temperatura de entrada a las balas separadoras, las caídas de presión de las válvulas V-1 y V-2 y las presiones de las corrientes de entrada al mezclador del *flare* respectivamente.

### **3.2. Selección del modelo termodinámico.**

Para seleccionar el paquete de propiedades termodinámicas más apropiado al sistema de separación final de gas natural es necesario estudiar el tipo de mezcla que hay en el proceso. Para ello se determinan el momento dipolar y el factor

acéntrico de cada uno de los componentes de la base de datos de propiedades de HYSYS, los cuales se resumen en la tabla 3.1:

Tabla 3.1 Valores del momento dipolar ( $\mu$ ) y factor acéntrico de los compuestos

Compuestos	Momento dipolar	Factor Acéntrico	Compuestos	Momento dipolar	Factor Acéntrico
N <sub>2</sub>	0	0,04	n-C <sub>19</sub>	0	0,827
CO <sub>2</sub>	0	0,239	n-C <sub>20</sub>	0	0,907
H <sub>2</sub> S	0,9	0,081	n-C <sub>21</sub>	0	0,942
Metano	0	0,012	n-C <sub>22</sub>	0	0,972
Etano	0	0,099	n-C <sub>23</sub>	0	1,026
Propano	0	0,152	n-C <sub>24</sub>	0	1,071
i-Butano	0,1	0,185	n-C <sub>25</sub>	0	0,951
n-Butano	0	0,201	n-C <sub>26</sub>	0	1,154
i-Pentano	0,1	0,222	n-C <sub>27</sub>	0	1,214
n-Pentano	0	0,254	n-C <sub>28</sub>	0	1,238
n-Hexano	0	0,301	n-C <sub>29</sub>	0	1,265
n-Heptano	0	0,35	n-C <sub>30+</sub>	0	0,915
n-Octano	0	0,402	Benceno	0	0,215
n-Nonano	0	0,445	Tolueno	0,4	0,26
n-Decano	0	0,488	Etilbenceno	0,4	0,301
n-C <sub>11</sub>	0	0,535	p-Xileno	0,1	0,326
n-C <sub>12</sub>	0	0,562	1,2,4Trimetilbenceno	0	0,376
n-C <sub>13</sub>	0	0,623	Ciclopentano	0	0,192
n-C <sub>14</sub>	0	0,679	Metilciclopentano	0	0,239

n-C <sub>15</sub>	0	0,706	<b>Ciclohexano</b>	0,3	0,213
n-C <sub>16</sub>	0	0,765	<b>Metilciclohexano</b>	0	0,233
n-C <sub>17</sub>	0	0,77	<b>Agua</b>	<b>1,8</b>	0,344
n-C <sub>18</sub>	0	0,8			

En la tabla 3.1 se puede apreciar que el petróleo crudo en su conjunto es una mezcla no polar, debido a que la mayoría de los compuestos que lo componen tienen un momento dipolar igual a cero y por tanto presentan un comportamiento no polar; con excepción del sulfuro de hidrógeno y el agua, esta última es fuertemente polar debido a la marcada diferencia de electronegatividad que existe entre el oxígeno y el hidrógeno.

El factor acéntrico varía en función de las diferencias en tamaño y forma de las moléculas; en el caso de los hidrocarburos a medida que aumenta la cadena carbonada, aumenta el factor acéntrico y disminuye la simetría esférica de las moléculas. Estas variaciones en los valores del factor acéntrico producen un alejamiento de la idealidad en la mezcla de los compuestos.

Como el petróleo crudo es un compuesto no polar con la presencia de grupos fuertemente polares en sus moléculas y presenta diferentes tamaños y geometrías, entonces se considera que posee un comportamiento no ideal (Scenna, 1999).

Según el árbol de decisión de Carlson (1996) y Elliott y Lira (1999), teniendo en cuenta la polaridad y el comportamiento no ideal de la mezcla, los modelos termodinámicos más apropiados para la simulación de este proceso, que coinciden en ambos casos, son Peng-Robinson (PR) y Soave-Redlich-Kwong (SRK).

Del análisis realizado se escoge el modelo Peng-Robinson porque, según Hyprotech (2000 a), es el modelo de propiedades termodinámicas más recomendado para el petróleo crudo, el gas y las aplicaciones petroquímicas; lo

que permite mayor exactitud en una variedad de sistemas dentro de una amplia gama de condiciones.

### 3.3. Validación del modelo simulado.

A continuación se muestran los resultados obtenidos en el ajuste al caso base y el análisis de sensibilidad realizado para poder definir la confiabilidad del modelo.

#### 3.3.1. Ajuste al caso base

El ajuste al caso base se realiza a partir de la comparación de los valores obtenidos en el modelo de simulación y los valores reales del proceso de separación final de gas natural.

La tabla 3.2 muestra un análisis comparativo de diferentes parámetros de operación que son medidos en el proceso.

Tabla 3.2 Análisis comparativo de algunos parámetro de operación

Parámetros	Valor real	Valor HYSYS
Presión de salida de IC (kPa)	250±50	221,3
Temperatura de entrada a las balas separadoras (2d y 2e) (°C)	82,5±0,5	82,26
Presión de salida de Tanque-6 (kPa)	106±2	104,4

En la tabla 3.2 se puede observar que los valores reales de presión y temperatura no son valores puntuales, sino que están dentro de un rango de trabajo y como el valor simulado se encuentra en el rango del valor real, el error es nulo para cada uno de los parámetros analizados.

Otro parámetro a tener en cuenta en el ajuste del caso base es la composición molar de las corrientes de salida de las balas separadoras que componen la

segunda etapa de separación. La tabla 3.3 muestra los resultados obtenidos en el análisis comparativo realizado.

Tabla 3.3 Análisis comparativo de la composición molar de la corriente de gas que sale de la segunda etapa de separación

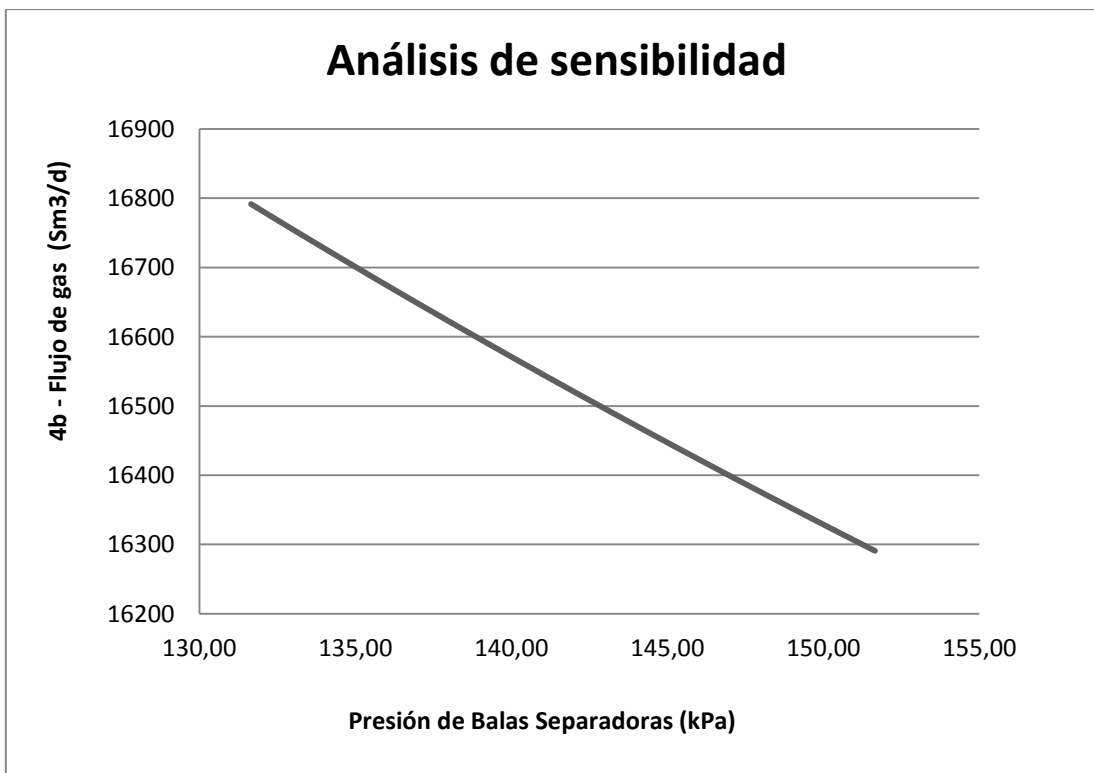
<b>Compuestos</b>	<b>Composición Real (%)</b>	<b>Composición HYSYS (%)</b>	<b>Error (%)</b>
<b>N<sub>2</sub></b>	0,65	0,59	9,04
<b>CO<sub>2</sub></b>	18,95	17,14	9,54
<b>H<sub>2</sub>S</b>	16,01	14,44	9,81
<b>Metano</b>	50,00	55,24	10,48
<b>Etano</b>	5,36	4,88	9,03
<b>Propano</b>	4,72	4,33	8,09
<b>i-Butano</b>	0,90	0,83	8,18
<b>n-Butano</b>	1,26	1,15	8,10
<b>i-Pentano</b>	0,36	0,33	7,14
<b>n-Pentano</b>	0,15	0,14	7,78
<b>n-Hexano</b>	0,10	0,09	6,09
<b>n-Heptano</b>	0,93	0,83	10,32

En la tabla 3.3 se puede apreciar que, aunque los errores cometidos al simular son un poco elevados, aún se encuentran dentro del rango permitido de hasta un 10 % de error. Esto se debe a que la Planta de Procesamiento de Crudo no cuenta con una cromatografía actualizada del gas de salida de la segunda etapa de separación, y las características de este flujo de gas, varían en función de los pozos que producen y de los años de explotación de los mismos.

A modo de conclusión se puede decir que el modelo de simulación representa adecuadamente la etapa de separación final de gas natural.

### 3.3.2. Análisis de sensibilidad

Una vez que se realiza el ajuste al caso base, se procede al análisis de sensibilidad para comprobar cómo se comporta el modelo ante cambios en la presión de operación de las balas separadoras de la segunda etapa de separación. En la figura 3.1 se pueden observar los resultados obtenidos (Anexo 8).



**Figura 3.1** Variación del flujo de gas (4b) en función de la presión de la balas separadoras.

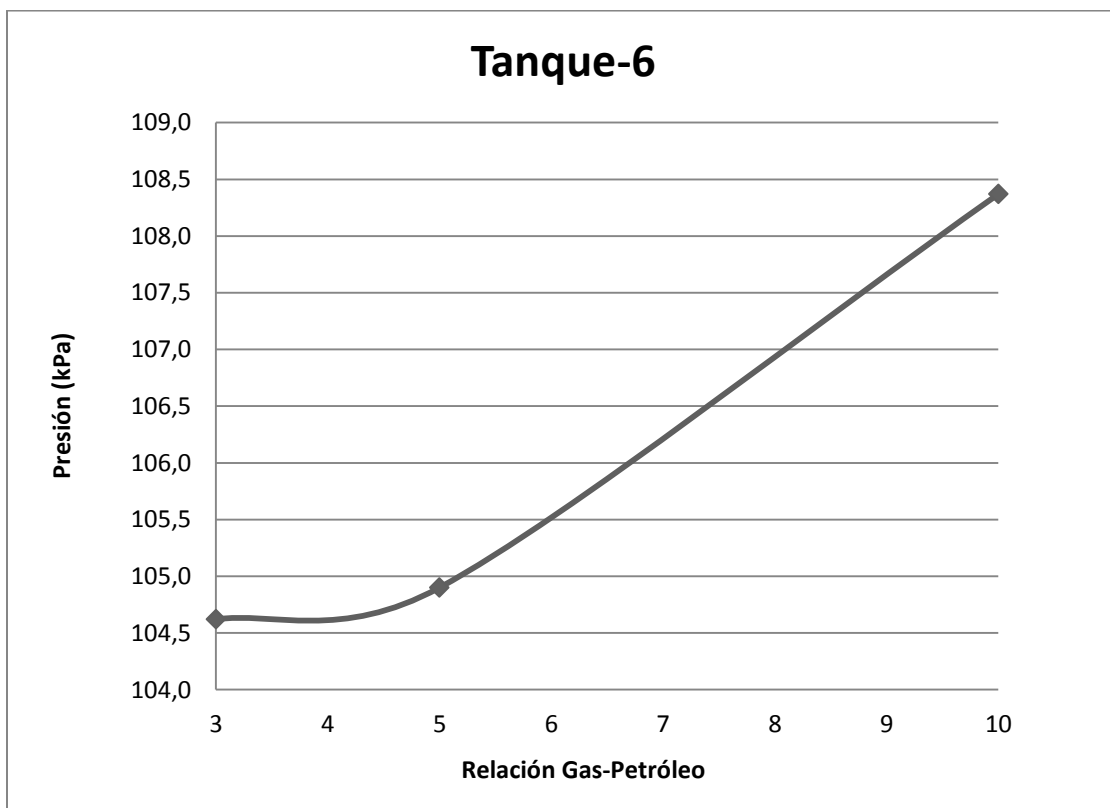
La figura 3.1 muestra que al disminuir la presión de operación de las balas separadoras aumenta el flujo de gas que sale de la segunda etapa de separación. Este resultado es lógico debido a que si se mantiene la misma temperatura de trabajo en las balas separadoras, mientras menor sea la presión mayor será la fracción de petróleo que pasará a la fase gaseosa y por ende, aumentará el flujo de gas que se separa en esta etapa.

El análisis de sensibilidad realizado muestra que el modelo responde adecuadamente ante las variaciones de presión en las balas separadoras y de esta forma queda validado el modelo de simulación de la etapa de separación final de gas natural.

### 3.4. Análisis de los casos de estudio.

El análisis de los casos de estudio se realiza a partir del comportamiento de las presiones de operación de Tanque-6 y del flujo y composición molar de la corriente de salida del *flare* para los diferentes valores de RGP.

En la figura 3.2 se puede apreciar la variación de la presión de trabajo de Tanque-6.

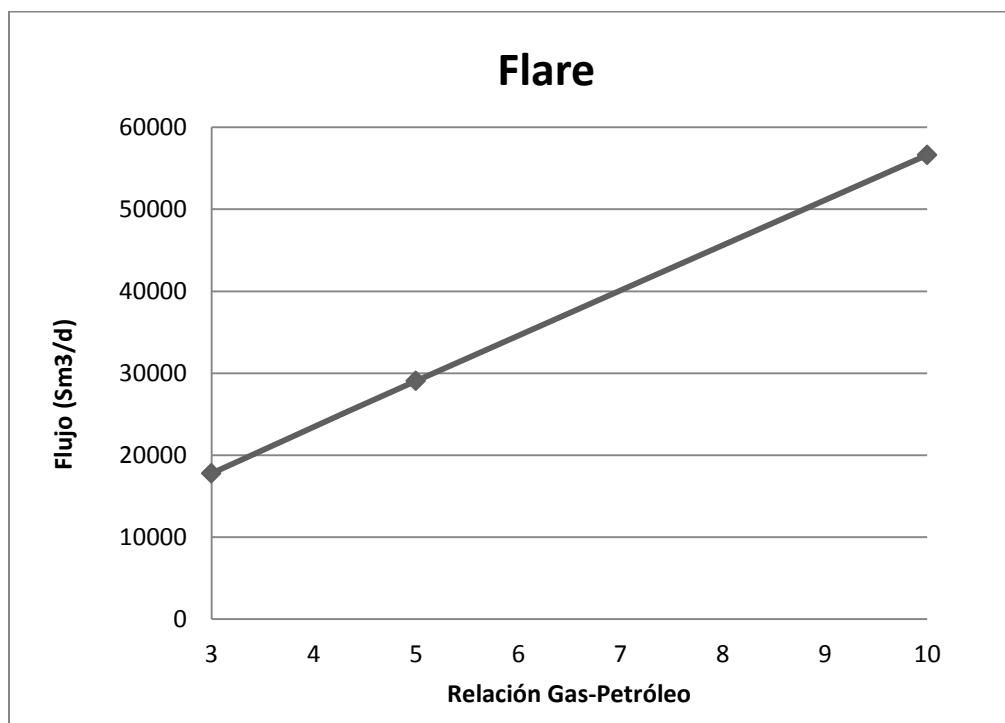


**Figura 3.2** Variación de la presión de trabajo de Tanque-6 para diferentes valores de RGP (Anexo 9).



El gráfico representado en la figura 3.2 muestra que la variación de la presión en Tanque-6 tiene una tendencia exponencial con respecto al aumento de la RGP. Para una relación gas-petróleo de 10 ( $\text{Sm}^3$  de gas)/ ( $\text{Sm}^3$  de petróleo) se obtiene un valor superior si se tienen en cuenta los valores obtenidos para 3 y 5 ( $\text{Sm}^3$  de gas)/ ( $\text{Sm}^3$  de petróleo) ; aunque el rango de las presiones es pequeño y los tres valores se consideran bajas presiones.

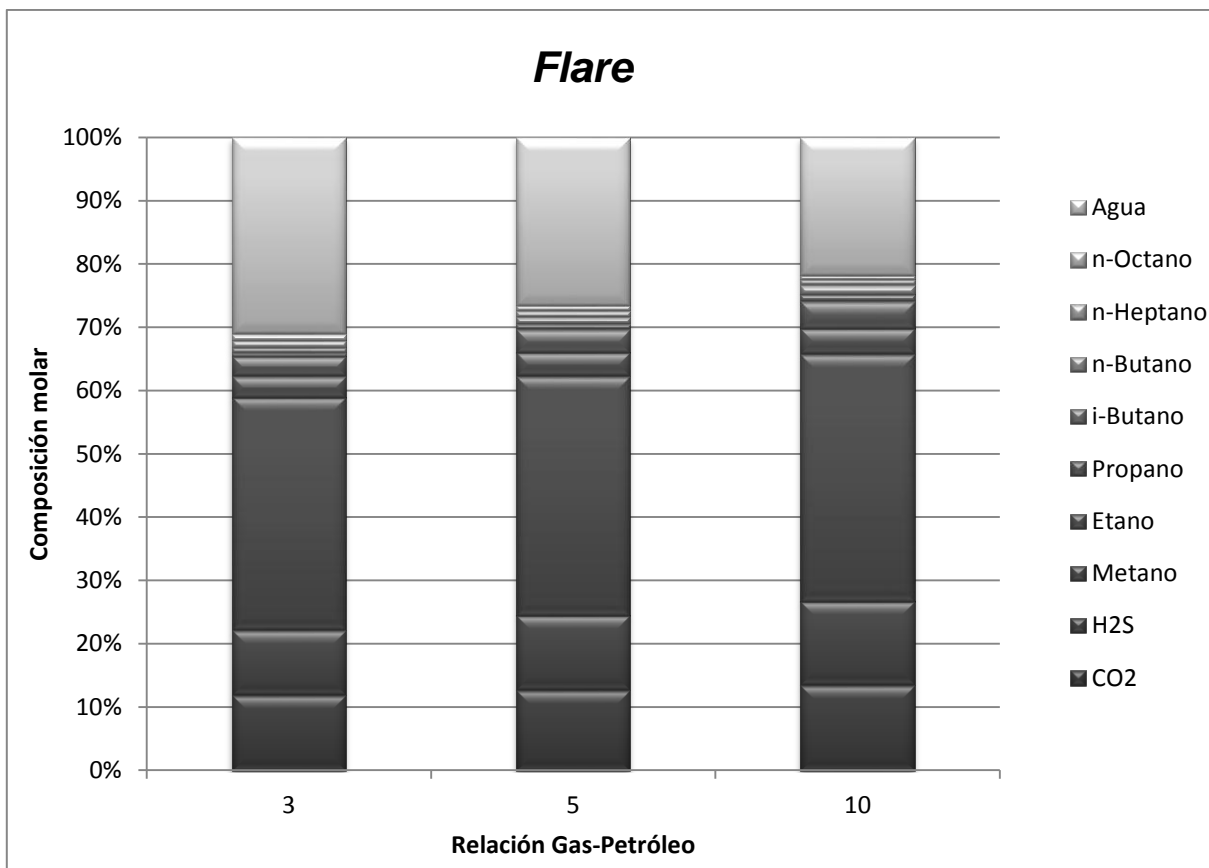
El flujo de gas en el *flare* de la planta varía para los diferentes valores de relación gas-petróleo como se muestra en la figura 3.3.



**Figura 3.3** Variación del flujo de gas que sale por el *flare* para diferentes valores de RGP (Anexo 9).

El comportamiento del flujo de gas que sale por el *flare* es el esperado debido a que al aumentar la relación gas-petróleo, aumenta el flujo de gases que entra a la planta y por tanto, la separación en cada una de las etapas del proceso es mayor.

Los resultados obtenidos en el estudio del comportamiento de la composición molar de la corriente de salida del *flare* se muestran en la figura 3.4.



**Figura 3.4** Comportamiento de la composición molar a la salida del *flare* para diferentes valores de RGP (Anexo 9).

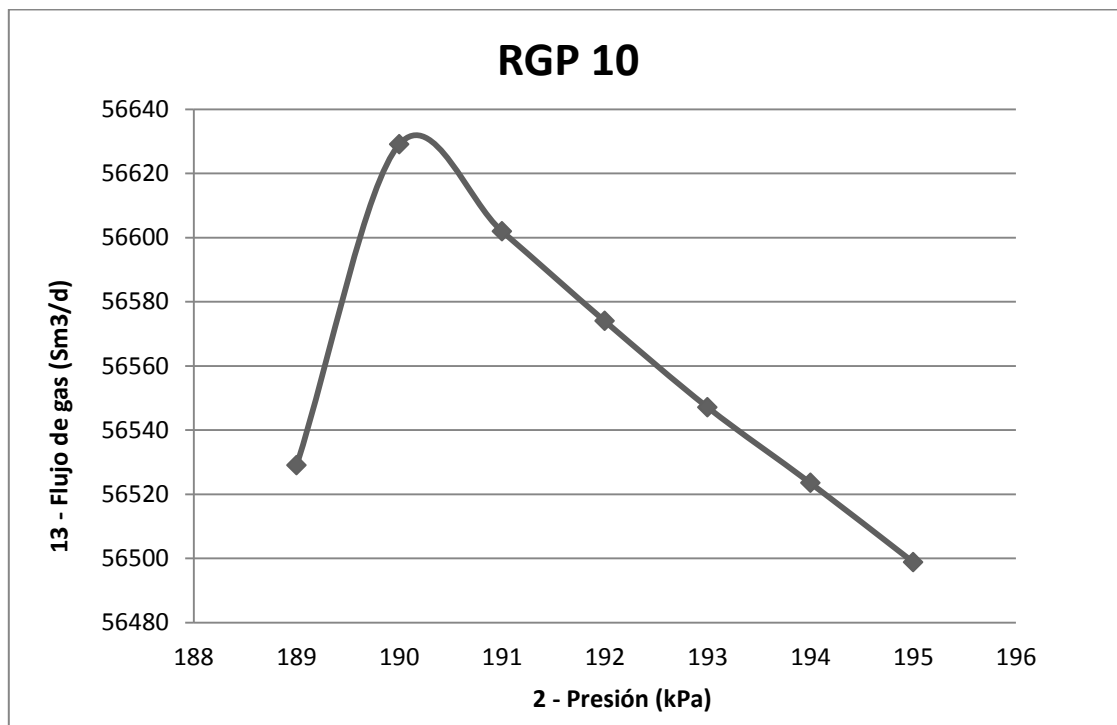
En la figura 3.4 se puede observar que los hidrocarburos más ligeros aumentan en proporción dentro de la mezcla con el aumento de la relación gas-petróleo (RGP), mientras que los hidrocarburos más pesados como el heptano y el octano disminuyen. Este comportamiento es el esperado debido a que mientras más pequeña es la cadena carbonada, menor es la temperatura de ebullición y la separación instantánea ocurre con mayor facilidad.

El agua, en proporción dentro de la mezcla, presenta una disminución con el aumento de la relación gas-petróleo. Esto no representa una disminución en el flujo de agua que se separa, sino que en realidad, la cantidad de agua permanece constante porque el aumento de la relación gas-petróleo no incorpora un mayor flujo de vapor de agua al proceso.

Con el aumento de la RGP aumenta la cantidad de gases contaminantes como el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno que provocan consecuencias medioambientales como el efecto invernadero y las lluvias ácidas.

### 3.4.1. Análisis del proceso de optimización del flujo de gas en el *flare*.

En el proceso de optimización se define como función objetivo el flujo de gas en condiciones estándar de la corriente de salida del *flare* (13) y se toma como variable de decisión la presión de salida del intercambiador de calor ( $P_2$ ), ya que la presión de operación de las balas separadoras depende de la caída de presión en el intercambiador (IC) y las pérdidas por fricción en los segmentos de tuberías Seg-1, Seg-2 y Seg-3. Como las pérdidas por fricción en las tuberías son constantes el parámetro que puede variar es la presión de la corriente 2 a partir de cambios en la caída de presión del IC. La figura 3.5 muestra los resultados obtenidos.



**Figura 3.5** Optimización gráfica del flujo de gas en el *flare* para una relación gas-petróleo de 10 (Sm<sup>3</sup> de gas)/(Sm<sup>3</sup> de petróleo) (Anexo 10).

En la figura 3.5 se puede observar que una presión de 190 kPa a la salida del intercambiador de calor es el valor óptimo para obtener el mayor flujo de gas a la salida del *flare*. Esta presión en la corriente 2 garantiza que la presión de trabajo de las balas separadoras sea 151 kPa .

Los resultados obtenidos demuestran que una presión de trabajo de 150 kPa en las balas separadoras es la adecuada para lograr la mayor separación de gas natural en la Planta de Procesamiento de Crudos, para una relación gas-petróleo de 10 ( $\text{Sm}^3$  de gas)/( $\text{Sm}^3$  de petróleo) .

### **3.5. Conclusiones parciales de capítulo.**

- En la construcción del diagrama de flujo de información hay que añadir equipos que no existen físicamente en la planta como son calentadores, enfriadores, mezcladores y divisores de flujo.
- El modelo de propiedades termodinámicas más apropiado para la simulación de este proceso es Peng-Robinson (PR).
- El modelo de simulación representa adecuadamente la etapa de separación final de gas natural con errores menores al 10 % en los parámetros de operación analizados.
- El modelo responde de manera lógica frente a un aumento de la presión de trabajo de las balas separadoras ya que disminuye el flujo de gas que se obtiene en la segunda etapa de separación.
- Para los valores de relación gas-petróleo de 3 y 5 ( $\text{Sm}^3$  de gas)/( $\text{Sm}^3$  de petróleo) la presión de operación de Tanque-6 no presenta cambios significativos.
- La optimización del flujo de gas en el *flare* para una RGP de 10 ( $\text{Sm}^3$  de gas)/( $\text{Sm}^3$  de petróleo) reportó que la presión óptima de salida del intercambiador de calor es 190 kPa , por lo que se demuestra que 150 kPa es la presión de trabajo adecuada para las balas separadoras.

## Conclusiones

1. El estudio de casos simulados permitió conocer las presiones de operación de la etapa de separación final de gas natural para cada valor de relación gas-petróleo estudiada en el flujo de alimentación a la Planta de Procesamiento de Crudos, lo cual corrobora la hipótesis planteada.
2. El modelo de simulación responde de manera lógica y representa adecuadamente la etapa de separación final de gas natural, obteniendo errores menores al 10 % en los parámetros de operación analizados.
3. Para los valores de relación gas-petróleo de 3 y 5 ( $\text{Sm}^3$  de gas)/( $\text{Sm}^3$  de petróleo) la presión de operación de Tanque-6 no presenta cambios significativos.
4. La optimización del flujo de gas en el *flare* para una RGP de 10 ( $\text{Sm}^3$  de gas)/( $\text{Sm}^3$  de petróleo) reportó que la presión óptima de salida del intercambiador de calor es 190 kPa , por lo que se demuestra que 150 kPa es la presión de trabajo adecuada para las balas separadoras.

## Recomendaciones

- Realizar el estudio simulado de todas las etapas del proceso de tratamiento del petróleo de la Planta de Procesamiento de Crudos de la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro.

## Bibliografía

1. Abdel-Aal, H.K.; Aggour, M. y Fahim, M.A. (2003). *Petroleum and Gas Field Processing*. New York: Marcel Dekker. 350 p.
2. Anselmi, R.; Baumeister, A.J. y Márquez, K.C. (2008). Revisión de los Métodos y Correlaciones para el Análisis en Líneas de Transporte con Flujo Multifásico. XVIII Convención de Gas, AVPG, May. 27-29, Caracas, Venezuela.
3. Armijo, J. (2005). Flujo de fluidos compresibles a través de tubos de sección transversal constante: Algoritmos de cálculos para gases ideales. *Revista Peruana de Química e Ingeniería Química*. Perú, Vol.8, No.1.
4. Babu, B.V. (2004). *Process Plant Simulation*. New York: Oxford University Press. 532 p.
5. Belani, A. (2010). It's Time for an Industry Initiative on Heavy Oil. *Journal of Petroleum Technology* [en línea] Vol.58, No.6. p. 40-42 [Consultado 22 enero 2015]. Disponible en <http://www.sciencedirect.com>
6. Bryan Research & Engineering (2008). A powerful simulation resource for refiners. *Chemical Engineering*. New York, May, p.76
7. Brill, J.P. y Mukherjee, H. (1999). *Multiphase Flow in Wells*. First Edición. Texas: Society of Petroleum Engineers.
8. Carlson, E.C. (1996). Don't Gamble with Physical Properties for Simulations. *Chemical Engineering Progress*. Vol. 92, No. 10, p.35-46.
9. Cazarez, O.; Montoya, D.; Vital, A.G.; Bannwart, A.C. (2010). Modeling of three-phase heavy oil–water–gas bubbly flow in upward vertical pipes. *International Journal of Multiphase Flow*. [en línea] Vol. 36, p. 439-448. [Citado 25 enero 2015]. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>
10. Couper, J.R.; Penney, W.R.; Fair, J.R.; Walas, S.M. (2005). *Chemical Process Equipment. Selection and Desing*. Second Edition. Oxford: Elsevier. 814 p.

11. CRANE (1995). Flujos de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías: Editorial McGraw-Hill.
12. CUPET. (2013). Introducción a la Industria Petrolera. La Habana : Ministerio de Energía y Minas.
13. Díaz Reyes, Y. (2007). Desarrollo de un modelo de simulación para la evaluación de ciclos de turbinas de gas utilizando para ello un simulador de procesos. Tesis en opción al título de Máster en Termoenergética Industrial. Centro de Estudio de Combustión y Energía. Matanzas, Cuba.
14. Dodge, R.A y Thompson, M.J. (1937). Fluid Mechanics : McGraw-Hill. Book Company.
15. Edomwonyi-Otu, L.C. y Angeli, P. (2015). Pressure drop and holdup predictions in horizontal oil–water flows for curved and wavy interfaces. *Chemical Engineering Research and Design* [en línea] Vol.93, p.55–65 [Citado 22 enero 2015]. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>
16. Elliot y Lira. (1999). Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics. Prentice Hall.
17. Escobar, F.H. (2008). Fundamentos de Ingeniería de Yacimientos. Colombia. Universidad Surcolombiana.
18. Fair, J.R. (2013). Evaluation of friction factor correlations and equivalent diameter definitions for pipe and annular flow of non-Newtonian fluids. *Journal of Petroleum Science and Engineering*. [en línea] Vol.109, p. 80-86. [Citado 15 enero 2015]. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>
19. Fernández, A.; Andreina, N.; Marchan, M.; José, E. (2014). Análisis de la caídas de presión en sistemas gaseosos, líquidos y bifásicos utilizando el software comercial PIPEPHASE y cálculos manuales. Tesis en opción al título de Ingeniero Petrolero. Universidad de Oriente. Departamento de Ingeniería de Petróleo. Anzoátegui. Argentina.



20. González, J.G. (2012). Valoración de alternativas para la fabricación de azufre técnico a partir del sulfuro de hidrógeno en la refinería “Camilo Cienfuegos”. Tesis en opción al título de Especialista en Tecnologías de Refinación de Petróleo. Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”. Departamento de Química e Ingeniería Química. Cuba.
21. Guo, B. y Ghalambor, A. (2005). Natural Gas Engineering Handbook. Texas : Gulf Publishing Company. 443 p.
22. Guo, B.; Lyons, W.C. y Ghalambor, A. (2007). Petroleum Production Engineering: Elsevier Science & Technology Books.
23. Himmelblau, D. (1997). Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química. 6th Edition. Universidad de Texas : Prentice Hall Hispanoamericana.
24. Hyprotech. (2000 a). HYSYS 2.0 Documentation. Simulation Basis.
25. Hyprotech. (2000 b). HYSYS 2.0 Documentation. Operations Guide, Hyprotech, a subsidiary of AspenTechnology, Inc.
26. Kern, D.Q. (1999). Procesos de Transferencia de Calor, Compañía Editorial Continental, Tlhuaca (México), ISBN 968-26-1040-0.
27. Laurencio, H.L; Falcón, J.; Retirado, Y.; Pérez, O. (2012). Modelo para cálculo de pérdidas de presión en tuberías conductoras de petróleo pesado (11° API). *Minería y Geología*. Holguín. Vol.28, No. 3, p.70-86.
28. Lebele-Alawa, B.T y Oparadike, F.E. (2011). Analysis of the Effects of Valve Propagated Pressure Surge on Pipe Flow. *Scientific Research*. [en línea] Vol.3 [Citado 25 enero 2015]. Disponible en: <http://www.SciRP.org/journal/eng>
29. López Hervis, Y. (2007). Desarrollo de un modelo riguroso para el control operacional de un ciclo de vapor. Tesis en opción al título de Máster en Termoenergética Industrial. Centro de Estudio de Combustión y Energía. Matanzas, Cuba.

30. Lyons, W.C. (1996). Standard Handbook of Petroleum and Natural Gas Engineering. Houston : Gulf Professional Publishing, Vol.1, 1434 p.
31. Martínez, Y. (2009). Balances de materia y energía computacional: Conferencia I y II. Introducción al uso de simuladores de procesos.
32. Martínez, V.H; Alonso, P.A; López, J; Salado, M; Rocha, J.A. (2000). Simulación de Procesos en Ingeniería Química. México : Plaza y Valdez. Cap.6, p. 81-91.
33. Mazumder, Q.H. (2012). CFD Analysis of Single and Multiphase Flow Characteristics in Elbow. *Scientific Research*. [en línea] Vol.4, p.210-214. [Citado 22 enero 2015]. Disponible en: <http://www.SciRP.org/journal/eng>
34. Medina, A. (2014). Análisis de la incidencia de la incorporación de la tercera etapa de separación de gases en la batería central de la EPEP-Centro. Tesis en opción al título académico de Especialista en Perforación de Pozos y Producción de Petróleo. Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”. Facultad de Ingenierías. Matanzas. Cuba.
35. Meng, Y.; Li, H.; Li, G.; Zhu, L.; Wei, N.; Lin, N. (2015). Investigation on propagation characteristics of the pressure wave in gas flow through pipes and its application in gas drilling. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*. [en línea] Vol. 22, p.163-171. [Consultado 15 enero 2015]. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>
36. Meriem-Benziane, M. y Bou-Said, B. (2013). Determination of friction factor of Algerian crude oil during flow in pipe-lines. *Flow Measurement and Instrumentation*. [en línea] Vol.33, p.28-35 [Citado 25 enero 2015]. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>
37. Mokhatab, S.; Poe, W.A. y Speight, J.G. (2006). Handbook of Natural Gas Transmission and Processing. Oxford: Gulf Professional Publishing. 636 p.
38. Morín, R.D. (2008). Evaluación del Sistema de Tratamiento de Petróleo Crudo de la Empresa de Perforación y Extracción de Petróleo del Centro. Tesis presentada en opción al título de Especialista en Perforación de

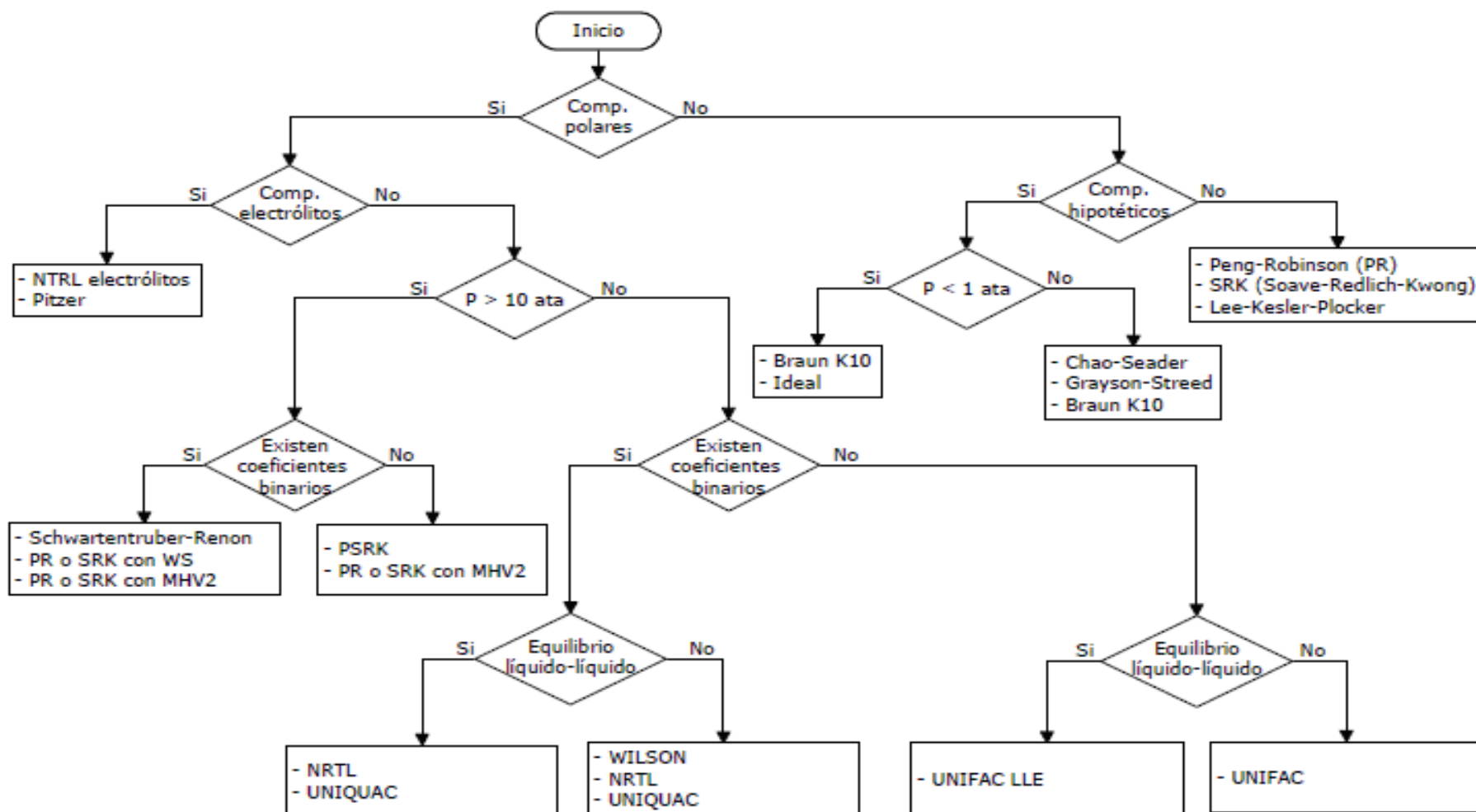
Pozos de Petróleo y Producción de Petróleo. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos". Matanzas. Cuba.

39. Oviedo, G.E. y Chaparro, C.A. (2011). Modelado y Simulación del Flujo de Hidrocarburos en Tuberías mediante el Método de Mukherjee & Brill. Tesis en opción al título de Ingeniero Mecánico. Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicomecánicas. Santander. Colombia.
40. Peñarreta, R.F. (2012). Determinación de los patrones de flujo multifásico en tuberías horizontales y selección óptima de tuberías de producción para el Campo Libertador. Tesis en opción al título de Ingeniero de Petróleos. Universidad Central de Ecuador. Facultad de Ingeniería en Geología, Minas, Petróleos y Ambiental. Quito. Ecuador.
41. Perry, R. 1997. Chemical Engineers Handbook. 7th Edition. New York : McGraw-Hill.
42. Rivera, J.S. (2005). Prácticas Ingeniería de Yacimientos Petrolíferos. Universidad de Oriente. Departamento de Ingeniería de Petróleo. Estado Anzoátegui. Venezuela.
43. Rizo, L.B. (2007). Evaluación energética en la planta de procesamiento de crudo de la EPEP-Centro. Tesis presentada en opción al título de Especialista en Perforación y Extracción en Pozos de Petróleo y Gas. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos". Matanzas. Cuba.
44. Rodríguez, O.M y Baldani, L.S. (2012). Prediction of pressure gradient and holdup in wavy stratified liquid-liquid inclined pipe flow. *Journal of Petroleum Science and Engineering*. Vol.96-97, p.140-151.
45. Scenna, N. J. (1999). Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. Universidad Tecnológica Nacional, Argentina.
46. Shames, I.H. (1995). Mechanics of Fluids. 3th edition. New York: McGRAW-HILL. 829 p.

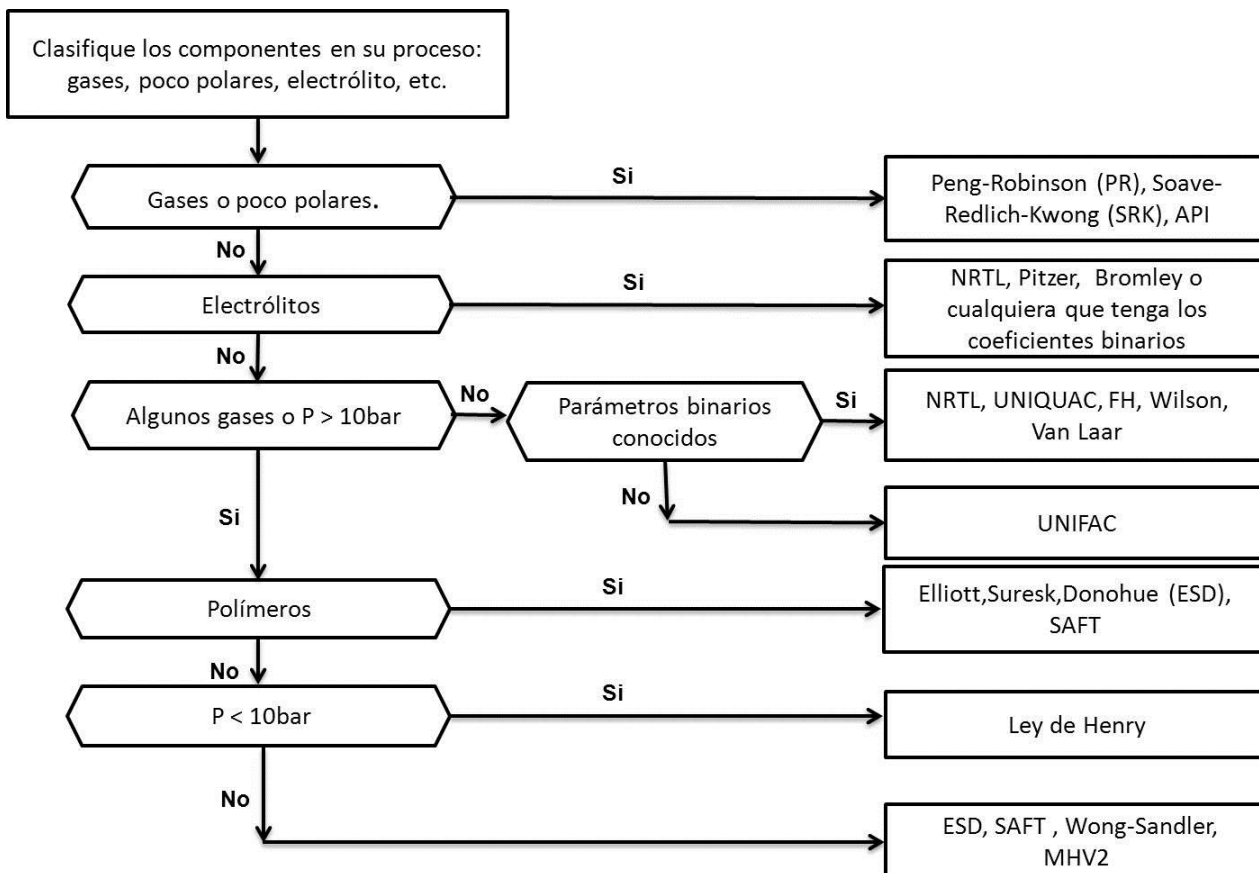
47. Sugiharto, S.; Kurniadi, R.; Abidin, Z.; Stegowki, Z. y Furman, L. (2013). Prediction of Separation Length of Turbulent Multiphase Flow Using Radiotracer and Computational Fluid Dynamics Simulation. *Atom Indonesia*. [en línea] Vol. 39, No 1, p.32-39. [Citado 24 enero 2015]. Disponible en: <http://doaj.org/>
48. Svrcek, W.Y y Vysniauskas, T. (1990). Computer Aided Process Design Oil and Gas Processing. Canadá : Hyprotech LTD. 144 p.
49. Tarifa, E.; Erdmann, E.; Humana, D.; Vicente, M. (2007). Análisis de una red de transporte de gas. *Revista Ingeniería e Investigación*. Argentina. Vol.27, No. 3, p.89-87.
50. Torres, M. (2014). Instrucción Provisional de la Segunda Etapa de Separación y Tanque 6 en la Planta de Procesamiento de Crudos.
51. Valencia, M.J. y Cardona, C.A. (2013). Influencia del modelo termodinámico en la predicción de la separación de gases de efecto invernadero por destilación. Universidad Nacional de Colombia, Colombia.
52. Wang, X. (2009). Advanced Natural Gas Engineering. Texas : Gulf Publishing Company. 340 p.

# Anexos

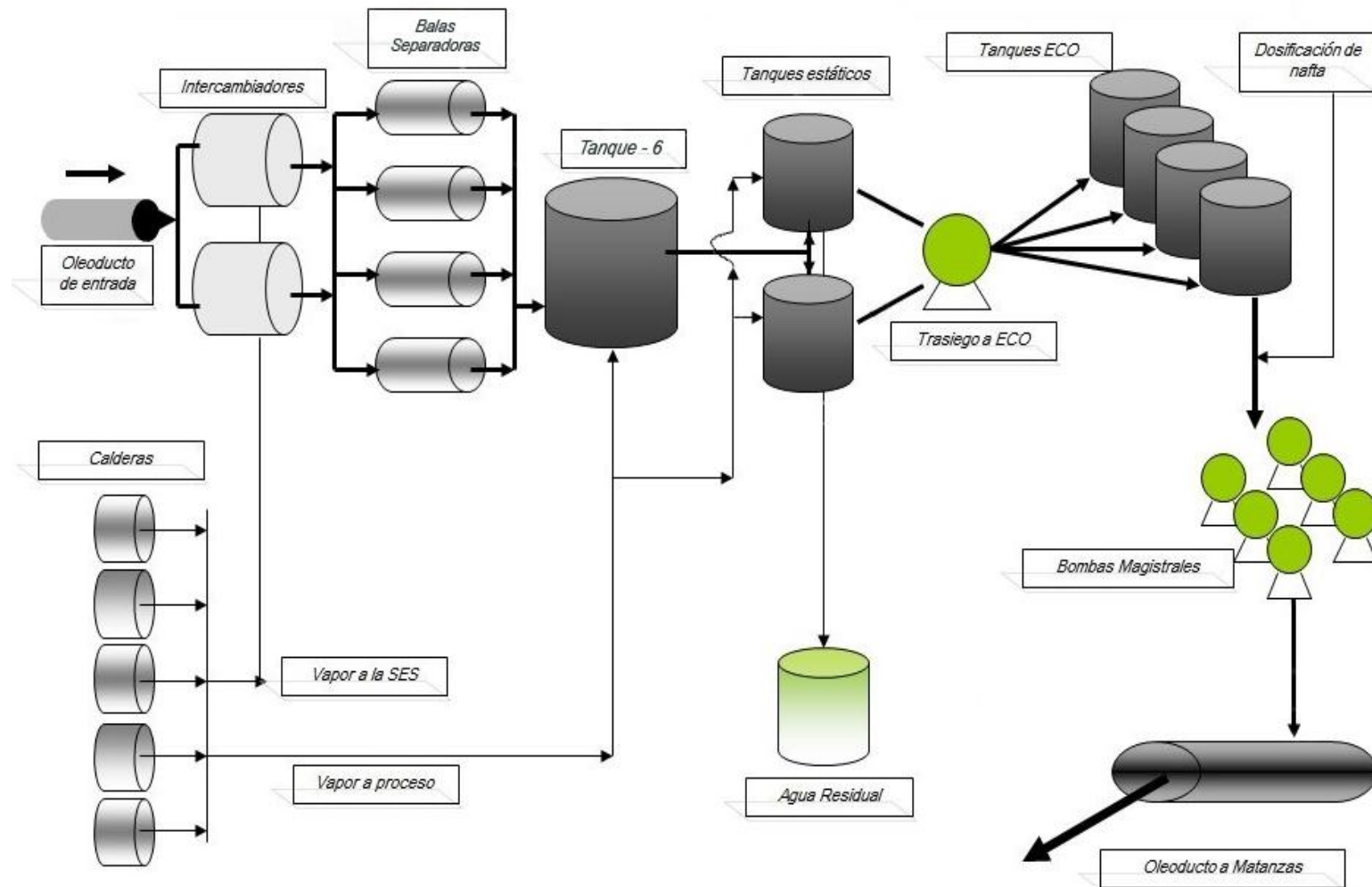
Anexo 1: Árbol de decisión de Carlson.



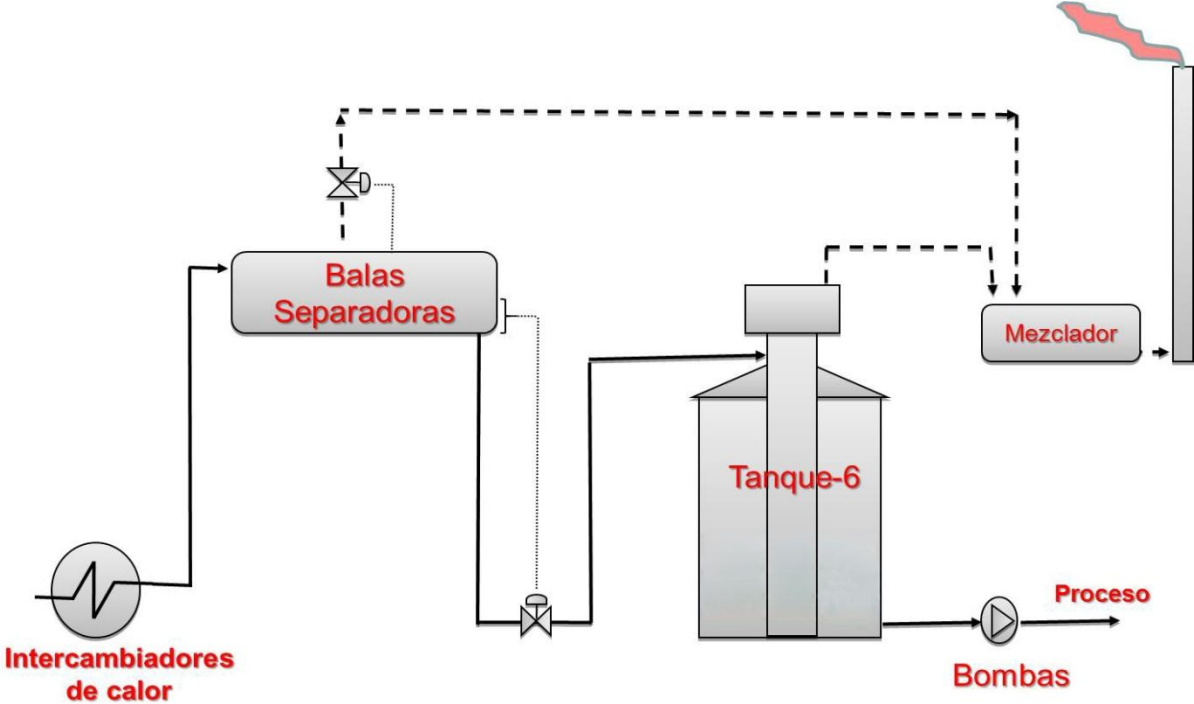
## Anexo 2: Árbol de decisión de Elliott y Lira.



Anexo 3: Esquema tecnológico de la Planta de Procesamiento de Crudos.



Anexo 4: Esquema tecnológico de la etapa de separación final de gas natural





Anexo 5: Cromatografía líquida del petróleo.



HYDROCARBON LIQUID ANALYSIS

Container Identification		CYL1	
Operator Name			Laboratory Number
SHERRITT INTERNATIONAL CORP			1307 34764A
Unique Well Identifier	Well Name		
NOT AVAILABLE	EPEC CENTRAL BATTERY		
Field or Area	Pool or Zone	Sampler's Company	
	NOT APPLICABLE	SHERRITT INTERNATIONAL CORP	
Well License	Elevation	Test Type	Test No.
	KB m GRD m		
		Name of Sampler	
Test Interval or Perfs mKB	Sampling Point	Separator	Reservoir
	PIPELINE		
		Pressure (kPa)	620
		Temperature	37
		Source	620
		Sampled	37
		Received	23
Date Sampled	Date Received	Date Analyzed	Date Reported
	Jul 08, 2013	Jul 15, 2013	Jul 15, 2013
Location - Approved By - Title			
-			
Other Information			
#1,CC: 101312,EC:62100575,COMDITY CODE:7021959			

\* Results relate only to the items tested

Note: Sampling Point, Unique Well Identifier and/or Pool or Zone information was unavailable at time of reporting. This information is integral to AGAT's WebFLUIDs, a comparison, history and trending analysis system.

COMP.	MOLE FRACTION	MASS FRACTION	VOLUME FRACTION
N2	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000
C1	0.0001	TRACE	TRACE
C2	TRACE	TRACE	TRACE
C3	TRACE	TRACE	TRACE
IC4	TRACE	TRACE	TRACE
NC4	0.0001	TRACE	TRACE
IC5	0.0002	TRACE	TRACE
NC5	0.0001	TRACE	TRACE
C6	0.0002	TRACE	0.0001
C7+	0.9993	1.0000	0.9999
<b>TOTAL</b>	<b>1.0000</b>	<b>1.0000</b>	<b>1.0000</b>

Observed Properties of C7+ Residue (15/15° C)

Density	Relative Density	API @ 15°
998.7 kg/m³	0.9996	10.1

Relative Molecular Mass

458.9
-------

Calculated Properties of Total Sample (15/15° C)

Density	Relative Density	API @ 15°
998.6 kg/m³	0.9995	10.1

Relative Molecular Mass

458.6
-------

Gas Equivalency

51.5
------

Calculations for C6 and C7 are based on Boiling Point Grouping. If Carbon Number Grouping had been done, the mole fractions would be (C6: 0.0027) (C7+:0.9968)

This analysis and calculations are based on GPA 2186, GPA 2286, ASTM 2597, and ASTM 5307



<b>File No.</b> 13C734764A	<b>Company</b> SHERRITT INTERNATIONAL CORP	<b>UWI / LSD</b> NOT AVAILABLE
-------------------------------	---	-----------------------------------

<b>BOILING POINT RANGE (C)</b>	<b>COMPONENT</b>	<b>MOLE FRACTION</b>	<b>MASS FRACTION</b>	<b>VOLUME FRACTION</b>	
36.1 - 68.9	HEXANES.....	C6	0.0002	0.0000	0.0001
68.9 - 98.3	HEPTANES.....	C7	0.0227	0.0075	0.0087
98.3 - 125.6	OCTANES.....	C8	0.0498	0.0187	0.0211
125.6 - 150.6	NONANES.....	C9	0.0576	0.0243	0.0268
150.6 - 173.9	DECANES.....	C10	0.0359	0.0168	0.0182
173.9 - 196.1	UNDECANES.....	C11	0.0117	0.0060	0.0064
196.1 - 215.0	DODECANES.....	C12	0.0166	0.0093	0.0099
215.0 - 235.0	TRIDECANES.....	C13	0.0241	0.0146	0.0153
235.0 - 252.2	TETRADECANES.....	C14	0.0293	0.0191	0.0199
252.2 - 270.6	PENTADECANES.....	C15	0.0355	0.0248	0.0256
270.6 - 287.8	HEXADECANES.....	C16	0.0201	0.0150	0.0154
287.8 - 302.8	HEPTADECANES.....	C17	0.0225	0.0178	0.0182
302.8 - 317.2	OCTADECANES.....	C18	0.0226	0.0189	0.0192
317.2 - 330.0	NONADECANES.....	C19	0.0145	0.0128	0.0129
330.0 - 344.4	EICOSANES.....	C20	0.0136	0.0126	0.0127
344.4 - 357.2	HENEICOSANES.....	C21	0.0184	0.0180	0.0180
357.2 - 369.4	DOCOSANES.....	C22	0.0272	0.0278	0.0278
369.4 - 380.0	TRICOSANES.....	C23	0.0200	0.0214	0.0213
380.0 - 391.1	TETRACOSANES.....	C24	0.0234	0.0261	0.0259
391.1 - 401.7	PENTACOSANES.....	C25	0.0313	0.0363	0.0360
401.7 - 412.2	HEXACOSANES.....	C26	0.0395	0.0477	0.0471
412.2 - 422.2	HEPTACOSANES.....	C27	0.0371	0.0465	0.0459
422.2 - 431.7	OCTACOSANES.....	C28	0.0610	0.0793	0.0782
431.7 - 441.1	NONACOSANES.....	C29	0.0600	0.0807	0.0793
441.1 - PLUS	TRIACONTANES.....	C30+	0.2802	0.3898	0.3822

<b>BOILING POINT RANGE (C)</b>	<b>Aromatics</b>	<b>MOLE FRACTION</b>	<b>MASS FRACTION</b>	<b>VOLUME FRACTION</b>	
80.0	BENZENE.....	C6	0.0003	0.0001	0.0001
110.6	TOLUENE.....	C7	0.0026	0.0008	0.0007
136.2	ETHYLBENZENE.....	C8	0.0023	0.0008	0.0007
138.4 - 144.4	XYLENES.....	C8	0.0046	0.0016	0.0015
168.9	1,2,4 TRIMETHYLBENZENE.....	C9	0.0025	0.0010	0.0009

<b>BOILING POINT RANGE (C)</b>	<b>Naphthenes</b>	<b>MOLE FRACTION</b>	<b>MASS FRACTION</b>	<b>VOLUME FRACTION</b>	
48.9	CYCLOPENTANE.....	CC5	0.0000	0.0000	0.0000
72.2	METHYLCYCLOPENTANE.....	MCC5	0.0018	0.0005	0.0005
81.1	CYCLOHEXANE.....	CC6	0.0004	0.0001	0.0001
101.1	METHYLCYCLOHEXANE.....	MCC6	0.0102	0.0033	0.0034

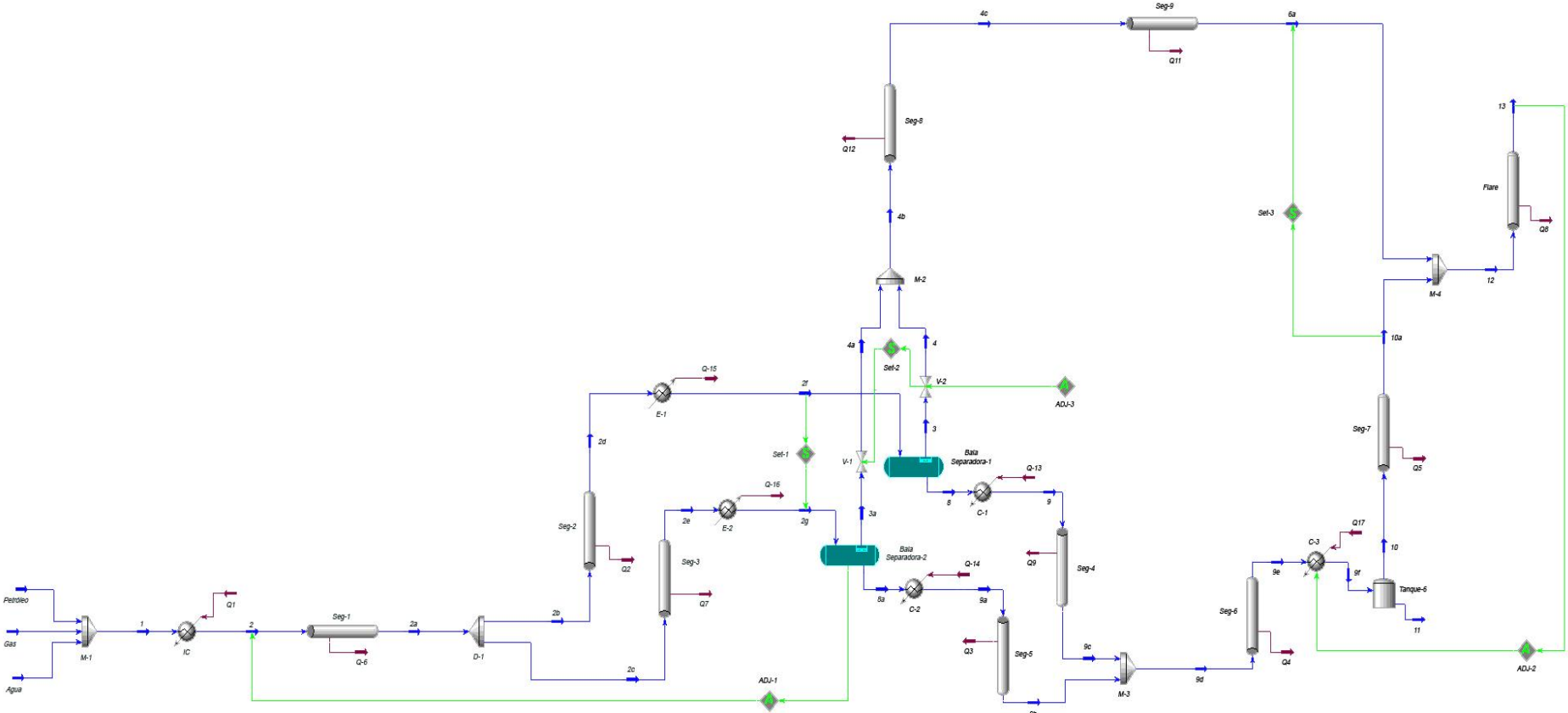
The above hexanes plus values are based upon a measured mass fraction and a calculated mole fraction, and assume a total hydrocarbon recovery from the chromatographic system.



Anexo 6: Cromatografía del gas en la segunda etapa de separación.

<b>Compuestos</b>	<b>Composición Molar (%)</b>
N <sub>2</sub>	0.277
CO <sub>2</sub>	14.521
H <sub>2</sub> S	12.496
Metano	41.486
Etano	6.968
Propano	8.962
i-Butano	3.132
n-Butano	4.940
i-Pentano	3.017
n-Pentano	1.503
n-Hexano	1.728
n-Heptano	0.741
n-Octano	0.207
n-Nonano	0.022
<b>Total</b>	<b>100.000</b>

Anexo 7: Diagrama de flujo de información.



Anexo 8: Análisis de sensibilidad.

<b>Presión en Balas Separadoras (kPa)</b>	<b>4b-Flujo de gas (Sm<sup>3</sup>/d)</b>
151,65	16 291
150,65	16 314
149,65	16 337
148,65	16 360
147,65	16 384
146,65	16 407
145,65	16 431
144,65	16 456
143,65	16 480
142,65	16 505
141,65	16 529
140,65	16 554
139,65	16 580
138,65	16 605
137,65	16 631
136,65	16 657
135,65	16 684
134,65	16 710
133,65	16 737
132,65	16 764
131,65	16 792

Anexo 9: Casos de estudio.

Parámetros	RGP (Sm <sup>3</sup> de gas)/(Sm <sup>3</sup> de petróleo)		
	3	5	10
<b>Presión Tanque-6 (kPa)</b>	104,6	104,9	108,4
<b>Flujo de gas flare (m<sup>3</sup>/d de gas)</b>	17778	29058	56630
<b>Comp Molar Flujo de gas flare</b>			
N <sub>2</sub>	0,004	0,004	0,004
CO <sub>2</sub>	0,116	0,124	0,131
H <sub>2</sub> S	0,100	0,115	0,129
Metano	0,358	0,369	0,382
Etano	0,033	0,036	0,039
Propano	0,030	0,036	0,043
i-Butano	0,006	0,008	0,010
n-Butano	0,008	0,011	0,015
i-Pentano	0,002	0,003	0,005
n-Pentano	0,001	0,001	0,002
n-Hexano	0,001	0,001	0,001
n-Heptano	0,011	0,009	0,008
n-Octano	0,010	0,008	0,007
n-Nonano	0,005	0,004	0,003
n-Decano	0,001	0,001	0,001
n-C <sub>11</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>12</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>13</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>14</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>15</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>16</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>17</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>18</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>19</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>20</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>21</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>22</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>23</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>24</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>25</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>26</sub>	0,000	0,000	0,000

n-C <sub>27</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>28</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>29</sub>	0,000	0,000	0,000
n-C <sub>30+</sub>	0,000	0,000	0,000
Benceno	0,001	0,000	0,000
Tolueno	0,001	0,001	0,001
Etilbenceno	0,001	0,000	0,000
p-Xileno	0,001	0,001	0,001
1,2,4-Trimetilbenceno	0,000	0,000	0,000
Ciclopentano	0,000	0,000	0,000
Metilciclopentano	0,002	0,002	0,002
Ciclohexano	0,000	0,000	0,000
Metilciclohexano	0,006	0,005	0,004
Agua	0,303	0,259	0,212

Anexo 10: Optimización del flujo de gas.

P <sub>2</sub> (kPa)	Flujo <i>flare</i> (Sm <sup>3</sup> /d)
189	56529
190	56629
191	56602
192	56574
193	56547
194	56523
195	56499