



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

**Diseño y modelado de una red de
oleogasoductos del Activo ATG, para
evaluar la interconexión de una línea
nueva**

TESIS

Que para obtener el título de
Ingeniero Petrolero

P R E S E N T A

Rubio Nava Oliver

DIRECTOR DE TESIS

Ing. Victor Juan López Hernández



Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2017

Dedicatorias

A mis padres **Vicente Rubio Hernández** y **Leonor Nava Tixteco** porque gracias a sus consejos y ejemplo han hecho de mí una mejor persona. No hay mayor placer y orgullo que ser su hijo.

A mis hermanos **Oscar**, **Omar** y **Oasis** por su confianza, soporte y cariño.

A **Osmar** y **Yaretzi Rubio Flores** por tantas alegrías compartidas.

A la familia **Arzate Nava** en especial a **Ofelia Nava**, **Luciano Arzate**, **Concepción Arzate** y **Cesar Cruz** por los gratos recuerdos que tengo cuando viví con ustedes.

“If you’re going to try,
go all the way.
there is no other feeling like
that.
you will be alone with the gods
and the nights will flame with
fire.”

Charles Bukowski.

Agradecimientos

Un especial agradecimiento a **M. I. María Graciela Reyes Ruiz** por su confianza, sus valiosos comentarios, paciencia y tiempo dedicado en el desarrollo de este trabajo.

Al **Ing. Victor Juan López Hernández** por su confianza y brindarme su apoyo como director de tesis con observaciones y comentarios para mejorar este trabajo.

A mis sinodales y profesores **Dr. T. Iván Guerrero Sarabia, Ing. David Oswaldo López Hernández y Ing. Jaime Larios González** por enriquecer este trabajo con sus comentarios y observaciones.

A mis amigos Zeina Plata, Paulina Favela, Dr. Edgardo Benítez Eslava, Yuri Plata, Lizbeth Quispe, Rensa Plata, Ana Lilia Olivares, Vianey Maximino, Andrés Ixtapan, Ana Laura Ramírez, Brenda Bárcenas, Luis Alfonso Castorena, Raúl Montes, Iván Badillo, José Alonso López, Joaquín N. Pérez, Erick Ortiz por sus consejos, recomendaciones pero sobre todo por su valiosa amistad.

A mi Alma Mater **Universidad Nacional Autónoma de México** por permitirme ser parte de su valiosa comunidad brindándome conocimientos y tantas experiencias.

Contenido

Lista de figuras	I
Lista de tablas	III
Resumen	IV
Introducción	VI
Capítulo 1 Antecedentes	1
1.1 Propiedades de los fluidos petroleros	1
1.1.1 Conceptos y definiciones	1
1.1.2 Propiedades del gas	2
1.1.3 Propiedades del aceite saturado y bajosaturado	5
1.1.4 Propiedades del agua saturada y bajosaturada	7
1.1.5 Análisis PVT.....	9
1.2 Flujo multifásico en tuberías	11
1.2.1 Conceptos y definiciones	11
1.2.2 Ecuaciones fundamentales	16
1.2.3 Clasificación del flujo multifásico en tuberías	20
1.3 Predicción del flujo multifásico en tuberías horizontales	21
1.3.1 Patrones de flujo bifásico en tuberías horizontales.....	24
Capítulo 2 Revisión de la literatura	27
2.1 Correlaciones para predecir propiedades PVT de los aceites.....	27
2.1.1 Correlaciones PVT (ρ_b , R_s , B_o)	27
2.1.2 Correlaciones para el cálculo de la viscosidad del aceite muerto (μ_{od}) .	30
2.2 Validación y corrección del análisis PVT.....	36
2.3 Correlaciones de flujo bifásico en tuberías horizontales	41
2.4 Modelos mecanísticos de flujo bifásico en tuberías horizontales	42
2.5 Modelo mecanístico de Xiao et al.	46
Capítulo 3 Estudio de caso: Red de oleogasoductos MP PUMA-1 y MP PUMA-2 a BS UNAM-1	53
3.1 Descripción del AP-ATG	54
3.2 Recopilación de información.....	55
3.2.1 Geometría de las líneas	56

3.2.2 Propiedades de los fluidos	61
3.2.3 Condiciones de operación	63
3.3 Construcción del modelo	64
3.3.1 Modelado de los fluidos.....	65
3.3.2 Modelado de las líneas	68
3.3.3 Condiciones de operación	70
Capítulo 4 Resultados	72
4.1 Ajuste de las condiciones actuales	72
4.1.1 Efecto de la densidad API	76
4.1.2 Efecto de la RGA	76
4.1.3 Efecto del contenido de agua	77
4.1.4 Efecto de la temperatura ambiente	78
4.2 Modelado del sistema.....	79
4.2.1 Escenario 1	79
4.2.2 Escenario 2	80
4.2.3 Escenario 3	81
4.2.4 Escenario 4	82
4.3 Selección del escenario óptimo	83
Conclusiones	85
Recomendaciones	87
Nomenclaturas	88
Apéndice A	92

Lista de figuras.

Fig. 1.1 Factor de volumen del gas de formación en función de la presión del yacimiento a temperatura constante (McCain, 1990).	3
Fig. 1.2 Compresibilidad isotérmica del gas (McCain, 1990).....	4
Fig. 1.3 Comportamiento de la viscosidad del gas en función de la presión a tres temperaturas diferentes (McCain, 1990).	5
Fig. 1.4 Resbalamiento y colgamiento del líquido (Shoham, 2006).....	13
Fig. 1.5 Diagrama de flujo de un conducto aislado (Garaicochea, 1991)	16
Fig. 1.6 Flujo estratificado (Shoham, 2006)	24
Fig. 1.7 Flujo intermitente (Shoham, 2006)	25
Fig. 1.8 Flujo anular (Shoham, 2006).....	25
Fig. 1.9 Flujo burbuja dispersa (Shoham, 2006).	26
Fig. 2.1 Diagrama de flujo Método “2 puntos del usuario”.....	34
Fig. 2.2 Mapa de patrón de flujo horizontal de Taitel y Dukler (Taitel & Dukler, 1976).	44
Fig. 2.3 Flujo estratificado suave en equilibrio, Taitel y Dukler (Taitel & Dukler, 1976).	44
Fig. 2.4 Modelo físico para flujo estratificado (Shoham, 2006).....	50
Fig. 3.1 Ubicación de los sectores del AP-ATG (PEMEX 2008). Tomado de. (Santiago, 2012).	55
Fig. 3.2 Trazo de oleogasoducto de 6” \varnothing x 2.474 km, MP PUMA-1 –BS UNAM-1.56	
Fig. 3.3 Perfil topográfico del oleogasoducto AW-1.....	57
Fig. 3.4 Trazo de oleogasoducto de 3.535 km, MP PUMA-2 –BS UNAM-1.	58
Fig. 3.5 Perfil topográfico del oleogasoducto AW-2.....	58
Fig. 3.6 Trazo de los Oleogasoductos de 1.074 km y 6” \varnothing x 2.474 km, respectivamente.....	59
Fig. 3.7 Perfil topográfico del oleogasoducto AW-3.....	59
Fig. 3.8 Trazo del Oleogasoducto de 3.167 km.....	60
Fig. 3.9 Perfil topográfico del oleogasoducto AW-4.....	60

Fig. 3.10 Trazo del Oleogasoducto de 0.713 km y 6"Ø x 2.474 km respectivamente.	61
Fig. 3.11 Perfil topográfico del oleogasoducto AW-5.....	61
Fig. 3.12 Histórico de producción, MP PUMA-1.....	64
Fig. 3.13 Modelado del fluido de la línea existente.	65
Fig. 3.14 Modelado de la viscosidad del fluido de la línea existente.	66
Fig. 3.15 Calibración multipunto del fluido de la línea existente.	67
Fig. 3.16 Contaminantes del fluido línea existente.....	67
Fig. 3.17 Propiedades de los fluidos de la línea nueva.	68
Fig. 3.18 Modelado de la línea existente, AW-1.....	69
Fig. 3.19 Temperatura ambiente promedio de la región.....	70
Fig. 3.20 Red de recolección, MP PUMA-1 y MP PUMA-2 a BS UNAM-1.	71

Lista de tablas.

Tabla 1.1 Propiedades del aceite.....	5
Tabla 1.2 Propiedades del agua.	7
Tabla 1.3 Experimentos que conforman un análisis PVT.....	9
Tabla 2.1 Rangos de estudios y aplicación de las correlaciones PVT.....	35
Tabla 2.2 Rangos de estudios y aplicación de las correlaciones de viscosidad. ...	35
Tabla 3.1 Propiedades físicas, MP PUMA-1.	62
Tabla 3.2 Propiedades físicas MP PUMA-2.	62
Tabla 3.3 Condiciones de operación MP PUMA-1.	63
Tabla 4.1 Predicción de la presión a la entrada.	74
Tabla 4.2 Predicción de H_L y patrón de flujo con cada modelo.	74

Resumen

En el presente trabajo se presenta el diseño y modelado de una red de oleogasoductos, utilizando un software comercial; el objetivo fue reproducir las condiciones de una línea existente, perteneciente al Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo (APATG), para posteriormente evaluar el beneficio en producción al interconectar una línea nueva por medio de 4 escenarios diferentes, con la finalidad de reducir el represionamiento y las caídas de presión.

Inicialmente, se realiza la revisión de los conceptos de las propiedades de los fluidos petroleros, el análisis PVT y los fundamentos de flujo multifásico en tuberías. Se describen los diferentes patrones de flujo presentes en tuberías horizontales, así como los métodos para su predicción.

Posteriormente, se consideran las correlaciones para predecir las propiedades de los fluidos, así como los métodos para la corrección y validación de un análisis PVT. Se investigan las distintas correlaciones para el flujo bifásico en tuberías horizontales, así como los fundamentos de algunos modelos mecánicos.

Adicionalmente, se realiza el estudio de caso de la red de oleogasoductos antes mencionada, recopilando información de las características físicas de la línea actual (geometría, diámetro, longitud, espesor, etc.), condiciones de operación y propiedades de los fluidos producidos; se empleó el análisis PVT de un pozo de correlación, el cual es representativo de los fluidos producidos; dicho análisis fue validado y corregido con los métodos de Rojas y Al-Marhoun, respectivamente.

Finalmente, se presentan los resultados obtenidos en la simulación, analizando los efectos que se tienen en la presión a la entrada de la línea al modificar parámetros como: gastos de aceite, ° API, RGA, %H₂O y la temperatura ambiente.

Se concluyó que el mejor modelo para reproducir el comportamiento hidrodinámico del oleogasoducto existente, fue el de Xiao et al; del mismo modo, fue posible identificar que el incremento o decremento de los °API, RGA y %H₂O no afectan considerablemente la presión a la entrada de la línea, mientras que los cambios en la T_{amb}, en el orden de los 5°C, sí arroja incrementos de presión por encima de los 2.5 kg/cm².

Para el estudio de caso, se observó que el mejor escenario para manejar la producción de las macroperas PUMA-1 y PUMA-2 hacia la batería de separación UNAM-1, corresponde al Caso 4, Opción A, en donde se interconecta la línea nueva, nombrada AW-5, con la línea existente, nombrada AW-1. De acuerdo al análisis se comprobó que el sistema presenta una menor contrapresión en la línea existente al incorporar la nueva producción, ya que mejora la hidrodinámica, reportando valores de H_L del orden de 7-30, menores a los obtenidos con la línea AW-1 manejando la producción existente, constatando que la presiones requeridas a la entrada de cada línea no rebasan los 6 kg/cm², respetando las premisas.

Introducción

Uno de los mayores desafíos en la industria petrolera es el manejo de los aceites pesados y extrapesados, y dentro del proceso de producción, la correcta evaluación y diseño de la infraestructura superficial, en específico, los oleogasoductos para el transporte de éste tipo de fluidos, es una práctica que debe realizarse de manera óptima para evitar problemáticas como: el represionamiento en la cabeza de los pozos debido a altas presiones requeridas para que fluyan los hidrocarburos, producciones diferidas por falta de infraestructura y sobredimensionamiento de líneas debido a malos diseños; resultando todo lo anterior en pérdidas económicas.

El diseño de las redes de recolección y transporte de hidrocarburos está en función de la producción esperada, propiedades de los fluidos y condiciones de operación requeridas en los centros de proceso a los cuales serán enviados; cuando se trata de aceites pesados y extrapesados, el ingeniero de diseño debe estar consiente que la correcta predicción de las propiedades de éste tipo de fluidos, principalmente la viscosidad, se vuelve más complicado, por lo que una de las piezas clave reside en contar con pruebas de laboratorio.

El presente trabajo de investigación, brinda una metodología para el diseño y modelado de redes de recolección, al utilizar como estudio de caso un sistema real de líneas de recolección, fijando los objetivos siguientes:

- 1- analizar y reproducir la hidrodinámica del flujo de un oleogasoducto que transporta aceite pesado, perteneciente al Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo (AP-ATG), y verificar la capacidad de transporte del mismo,
- 2- evaluar la futura interconexión de una línea nueva, con su correspondiente incorporación de producción (estimada por personal del Activo), por medio de cuatro escenarios diferentes, y seleccionar la mejor alternativa.

El contenido de la tesis es el siguiente:

En el primer capítulo se presentan los antecedentes del flujo multifásico en tuberías. Se muestra una revisión de las propiedades de los fluidos petroleros; los conceptos y ecuaciones fundamentales del flujo multifásico; y se mencionan los métodos para predecir el flujo multifásico en tuberías horizontales, así como los patrones de flujo presentes.

El segundo capítulo presenta las correlaciones que han sido desarrolladas para la predicción de las propiedades de los fluidos petroleros, así como los métodos para validación y corregir un análisis PVT.

Así mismo, se presenta una descripción breve del desarrollo de correlaciones empíricas y modelos mecánicos para flujo bifásico en tuberías horizontales, y finalmente se describe el Modelo Mecánico de Xiao, et al., mismo que ha sido utilizado en este trabajo de investigación.

Para el tercer capítulo, se describen las características de las líneas de flujo a analizar, propiedades de los fluidos manejados y condiciones de operación, así como una breve descripción general del AP-ATG.

Se muestra también la manera en que fue procesada la información recopilada, así como el procedimiento empleado en el modelado de los fluidos y las líneas, con ayuda del software comercial.

En el cuarto capítulo se presenta el ajuste de la línea existente, AW-1; se analiza el efecto que tiene el cambio en el gasto de aceite, gravedad $^{\circ}$ API, contenido de agua y efectos de la temperatura ambiente sobre la hidrodinámica del flujo en dicha línea, y sobre las condiciones de operación en la Macro Pera (MP) PUMA-1.

Una vez reproducido el comportamiento en la MP PUMA-1 y el oleogasoducto AW-1, se procede a analizar los cuatro escenarios propuestos para incorporar la producción de la MP PUMA-2, ya sea interconectándose a la línea existente o diseñando una nueva.

Finalmente, se presentan las conclusiones y recomendaciones.

En el apéndice A, se muestran los resultados de la corrección y validación del análisis PVT del estudio de caso, utilizado en el capítulo 4, así como las respectivas gráficas generadas del comportamiento de los fluidos.

Capítulo 1

Antecedentes

En este capítulo se presentan los antecedentes requeridos para el estudio del flujo multifásico en tuberías. Se muestra una revisión de las propiedades de los fluidos petroleros; los conceptos y ecuaciones fundamentales del flujo multifásico; y se mencionan los métodos para predecir el flujo multifásico en tuberías horizontales, así como los patrones de flujo presentes.

1.1 Propiedades de los fluidos petroleros

La correcta predicción de los gradientes de presión y temperatura presentes a lo largo de una tubería, está directamente relacionada con el comportamiento de los fluidos que se están manejando, a medida que las condiciones de presión (p) y temperatura (T) cambian. Por lo anterior, resulta fundamental conocer y comprender las propiedades de los fluidos involucrados.

1.1.1 Conceptos y definiciones

Aceite estabilizado

Aceite que ha sido sometido a un proceso de separación con el objeto de ajustar su presión de vapor y reducir su vaporización al quedar expuesto, posteriormente, a las condiciones atmosféricas.

Aceite residual

Es el líquido que permanece en la celda PVT al terminar un proceso de separación en el laboratorio.

Fase

Una fase es una porción homogénea de un sistema físicamente diferenciable y separable mecánicamente.

Gas Disuelto

Es el conjunto de hidrocarburos que a condiciones atmosféricas constituyen un gas, pero que forman parte de la fase líquida a condiciones de yacimiento o de flujo.

Liberación o separación de gas diferencial

Es el proceso de remoción de la fase gaseosa, de un sistema de hidrocarburos, a medida que ésta se forma a condiciones por arriba y por debajo de la presión de burbuja. Por lo tanto, durante un proceso de separación diferencial, la composición del sistema varía continuamente.

Liberación o separación de gas instantánea o flash

Proceso en el cual el gas permanece en contacto con el líquido al reducirse la presión, manteniéndose constante la composición del sistema.

1.1.2 Propiedades del gas

Ecuación de estado de los gases ideales y de los gases reales

En función de la teoría cinética de los gases, se requiere derivar una ecuación matemática para expresar la relación que prevalece entre la p , V y T para una cantidad de gas establecida. La relación para gases ideales (perfectos), la cual se denomina la “*Ley de los gases ideales*”.

$$\text{Gas Ideal } pV = nRT. \quad (1.1)$$

Las ecuaciones de Boyle, Charles y Avogadro se combinan para derivar la ecuación de estado para un gas real.

$$\text{Gas Real } pV = znRT. \quad (1.2)$$

Factor de compresibilidad (z).

Se define como la relación del volumen real ocupado por n-moles de gas a condiciones dadas de presión y temperatura, respecto al volumen ideal por n-moles de gas a las mismas condiciones de presión y temperatura.

$$z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}}. \quad (1.3)$$

Usualmente, $0.7 < z < 1.2$

Si el gas se comporta de manera ideal, $z = 1$

Factor de volumen del gas (B_g)

Relación de un volumen de gas a las condiciones del yacimiento respecto al mismo volumen del gas a condiciones estándar.

$$B_g = \frac{V_g@c.y.}{V_g@c.e.} = \frac{z_y T_y}{p_y} \left(\frac{p@c.e.}{z@c.e. T@c.e.} \right) \cong \frac{z_y T_y}{p_y} \left(\frac{p@c.e.}{T@c.e.} \right). \quad (1.4)$$

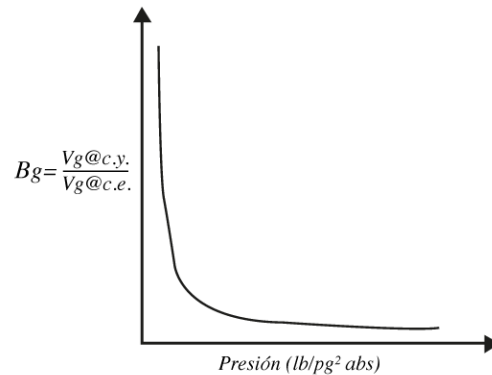


Fig. 1.1 Factor de volumen del gas de formación en función de la presión del yacimiento a temperatura constante (McCain, 1990).

Densidad del gas (ρ_g)

Se define como el cociente de la masa de gas entre el volumen que ocupa bajo ciertas condiciones de presión y temperatura.

$$\rho_g = \frac{m}{v} = \frac{pM}{RT} \quad (1.5)$$

Densidad relativa del gas (γ_g)

Se distinguen tres tipos de densidades relativas del gas: la densidad relativa del gas producido (γ_g), gas disuelto (γ_{gd}) y la del gas libre (γ_{gf}).

La γ_g se define como la relación del peso molecular del gas con respecto al del aire seco, ambas medidas a las mismas condiciones estándar de p y T .

$$\gamma_g = \frac{M_g@c.e.}{M_{aire}@c.e.} \quad (1.6)$$

donde $M_{aire} = 28.97 \text{ lb}_m/\text{lb}_m$.

Densidad relativa del gas disuelto (γ_{gd})

Para calcular la densidad relativa del gas disuelto, puede utilizarse la corrección de Katz:

$$\gamma_{gd} = 0.25 + 0.002 \text{ } ^\circ API + R_s \times 10^{-6} (0.6874 - 3.5864 \text{ } ^\circ API). \quad (1.7)$$

Densidad relativa del gas libre (γ_{gf})

Para su cálculo se puede utilizar la siguiente ecuación en función de la relación gas-líquido (R), relación de solubilidad (R_s) y la densidad relativa del gas disuelto (γ_{gd}):

$$\gamma_{gf} = \frac{R\gamma_g - R_s\gamma_{gd}}{R - R_s}. \quad (1.8)$$

Donde R es la relación gas-líquido.

Coefficiente de compresibilidad isotérmica del gas (C_g)

Se define como el cambio fraccional del volumen del gas, en función del cambio de presión a una temperatura constante.

$$C_g = -\frac{1}{V_g} \left(\frac{\partial V_g}{\partial p} \right) \Big|_{Tcte}. \quad (1.9)$$

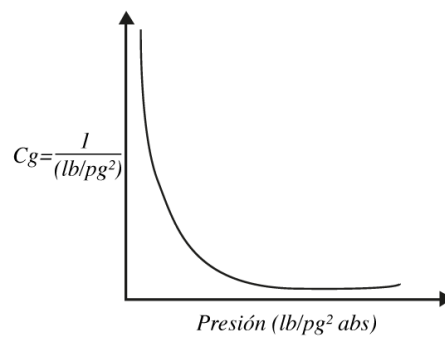


Fig. 1.2 Compresibilidad isotérmica del gas (McCain, 1990).

Viscosidad del gas (μ_g)

La viscosidad es una medida de la resistencia al flujo ejercida por un fluido.

La viscosidad del gas decrece conforme la presión del yacimiento decrece. A baja presión, las moléculas de los gases están separadas y se mueven fácilmente una sobre otra.

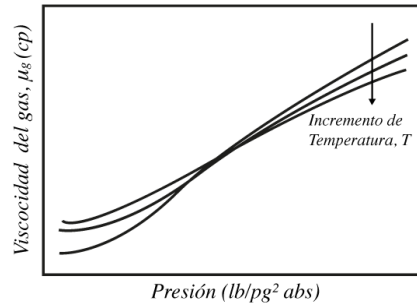


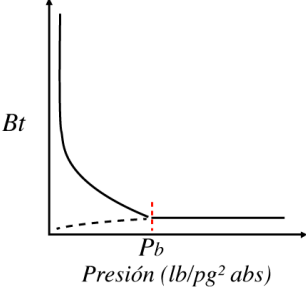
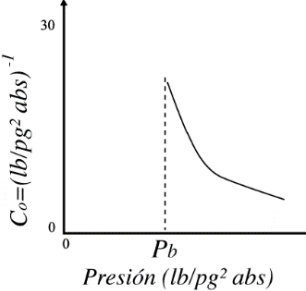
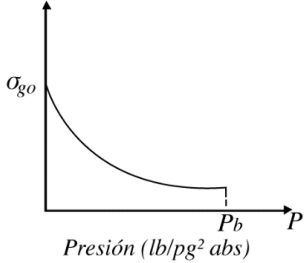
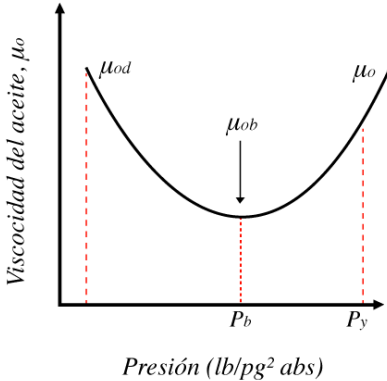
Fig. 1.3 Comportamiento de la viscosidad del gas en función de la presión a tres temperaturas diferentes (McCain, 1990).

1.1.3 Propiedades del aceite saturado y bajosaturado

Tabla 1.1 Propiedades del aceite.

<p>Presión de burbuja (p_b) Presión a la cual se libera la primera burbuja de gas; en estas condiciones de presión y temperatura, el aceite se encuentra en equilibrio con una cantidad infinitesimal de gas. Al aceite que se encuentra a una presión mayor a la de burbuja, se le llama aceite bajosaturado; por debajo de la p_b se le denomina aceite saturado. (González, 2014)</p>	
<p>Relación de solubilidad (R_s) Es la relación del volumen de gas producido a condiciones estándar respecto al volumen de aceite producido a condiciones estándar (medido a condiciones del tanque de almacenamiento).</p> $R_s = \frac{V_g @ c. e.}{V_o @ c. e.} \quad (1.10)$ <p> $\text{Si } p \geq p_b, \quad R_s = R_{sb} = R$ $\text{Si } p < p_b, \quad R_s < R_{sb}$ </p> <p>A condiciones estándar, $R_s = 0$ porque el aceite ya no tiene gas disuelto.</p>	
<p>Factor de volumen del aceite (B_o) Se define como el volumen de aceite del yacimiento más el gas disuelto que se necesita para producir un barril de aceite a condiciones estándar, es decir:</p> $B_o = \frac{V_{o+gd} @ c. y.}{V_o @ c. e.} \quad (1.11)$	

Tabla 1.1 (continuación)

<p>Factor de volumen total (B_t) Es el volumen total de aceite, gas disuelto y gas libre, bajo ciertas condiciones de presión y temperatura, por unidad de volumen de aceite en el tanque; éste último referido a condiciones estándar.</p> $B_t = B_o + B_g(R_{sb} - R_s) \quad (1.12)$	
<p>Compresibilidad del aceite bajosaturado (C_o) Es la variación volumétrica que experimenta cierta masa de aceite y su gas disuelto con respecto a la presión, por unidad de volumen y a temperatura constante.</p> $C_o = -\frac{1}{V_{o+gd}} \left(\frac{\partial V_{o+gd}}{\partial p} \right) \Big _{Tcte} \quad (1.13)$	
<p>Tensión superficial gas-aceite (σ_{go}) Es la fuerza por unidad de longitud de la interfase entre el gas y el aceite.</p>	
<p>Viscosidad del aceite (μ_o) La viscosidad del aceite generalmente se expresa en centipoise (cp.). Es afectada por la presión y la temperatura, es decir, un incremento en la temperatura provoca un decremento en la viscosidad, una disminución en la presión provoca una disminución en la viscosidad (por arriba de p_b), un decremento en la cantidad de gas en solución (por debajo de p_b) provoca un incremento en la viscosidad, siendo la cantidad de gas en solución una función directa de la presión. Se conocen:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1- <i>Viscosidad de aceite muerto.</i> Viscosidad del aceite que ya no tiene gas disuelto y se encuentra a condiciones estándar 2- <i>Viscosidad del aceite vivo.</i> Viscosidad del aceite con gas disuelto. Dependiendo del valor de la presión, se distingue la viscosidad del aceite bajosaturado y saturado. 	

Densidad relativa del aceite (γ_o)

Se define como la relación de densidad del líquido respecto a la densidad del agua, a las mismas condiciones de presión y temperatura.

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w} \quad (1.14)$$

También puede ser expresada en gravedad API, como:

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + ^\circ API} \quad (1.15)$$

Relación gas aceite (RGA)

Es el volumen total de gas producido por unidad de volumen de aceite en el tanque de almacenamiento, después del proceso de separación; ambos volúmenes referidos a las condiciones estándar.

1.1.4 Propiedades del agua saturada y bajosaturada

Tabla 1.2 Propiedades del agua.

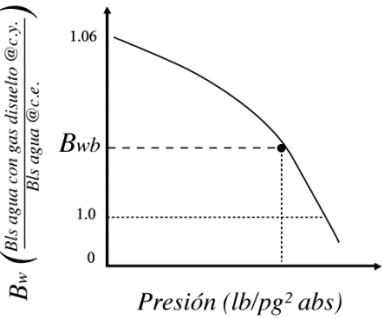
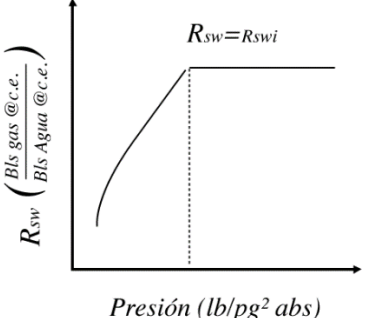
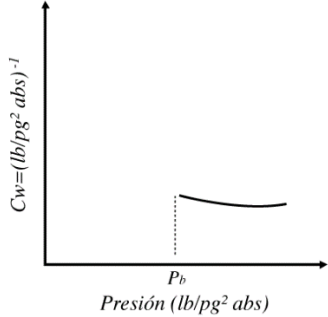
<p>Factor de volumen del agua de formación (B_w) El factor de volumen del agua de formación representa los barriles de agua más su gas disuelto a condiciones de yacimiento, que se requieren para producir un barril de agua en la superficie, es decir:</p> $B_w = \frac{V_w@c.y.}{V_w@c.e.} \quad (1.15)$	
<p>Relación de solubilidad del gas en el agua (R_{sw}) Es la relación del volumen de gas producido a condiciones estándar respecto al volumen de agua de formación producida en el tanque de almacenamiento en barriles, como un resultado de la producción de un volumen de agua originalmente a condiciones de yacimiento.</p> $R_{sw} = \frac{V_g@c.e.}{V_w@c.e.} \quad (1.16)$	

Tabla 1.2. (continuación)

<p>Compresibilidad del agua bajosaturada (C_w)</p> <p>La compresibilidad del agua se puede determinar de la siguiente manera:</p> $C_w = (A + BT + CT^2)10^{-6}f^* \quad (1.17)$ <p>Donde</p> <p>A= 3.8546- 0.00134 p B= -0.01052 + 4.77 x 10⁻⁷p C= 3.9267 x 10⁻¹⁰p f* = 1+8.9 x 10⁻³R_{sw}</p>	
-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------------------

Densidad del agua (ρ_w)

La densidad del agua saturada puede obtenerse con la expresión siguiente:

$$\rho_{wb} = \frac{62.43}{B_w} \quad (1.18)$$

Para $p \leq p_b$

$$\rho_w = \rho_{wb} \exp(C_w(p - p_b)). \quad (1.19)$$

Viscosidad del agua saturada (μ_w)

La viscosidad del agua saturada es función del porcentaje de NaCl que contenga, y está dada por:

$$\mu_w = A + \frac{B}{T}. \quad (1.20)$$

Donde:

A= -0.04518+0.009313*(% NaCl) – 0.000393 (% NaCl)²

B= 70.634+0.09576 (% NaCl)²

Para los casos donde NaCl = 0, las constantes A y B adquieren el valor de -0.04518 y 70.634, respectivamente.

1.1.5 Análisis PVT

El objetivo de un análisis PVT es simular el comportamiento termodinámico de los hidrocarburos, tanto a las condiciones del yacimiento, como a las de la superficie. (Reyes, 2010) (Torres & Turrubiarte, 2007) (González, 2014).

Un análisis PVT se puede realizar mediante uno o varios de los siguientes experimentos:

- Separación diferencial convencional.
- Separación diferencial a volumen constante.
- Separación flash (prueba de expansión a composición constante).
- Prueba de separadores.
- Estudios de viscosidad
- Composición original

Tabla 1.3 Experimentos que conforman un análisis PVT.

Experimento	Descripción	Propiedades obtenidas
Separación diferencial convencional	Se lleva a cabo por etapas en una serie de decrementos de presión, iniciando a partir de la presión de burbuja y terminando a presión atmosférica; en cada etapa del experimento el gas liberado en el decremento específico de presión se extrae totalmente a condiciones de presión constante, dejando únicamente el volumen de líquido remanente en la celda con su gas disuelto Aplica para: aceite negro.	- Factor de volumen del aceite - Relación de solubilidad - Densidad relativa del gas extraído - Densidad y volumen del aceite residual - Factor de volumen de la fase mixta - Densidad del aceite saturado - Factor de compresibilidad del gas, z.
Separación diferencial a volumen constante.	Este proceso se diferencia del convencional en que durante el agotamiento de la presión se extrae sólo una parte del gas liberado, manteniendo al final de cada etapa de agotamiento, un volumen igual al ocupado por la muestra a la presión de burbuja; dicho volumen estará formado por aceite y gas disuelto y un casquete de gas que crece con posteriores decrementos de presión. Aplica para: aceite volátil, gas y condensado.	- Presión de saturación. - Factor de volumen del gas. - Factor de volumen del aceite. - Relación de solubilidad. - Densidad del aceite saturado. - Factor de compresibilidad del gas, z, extraído en cada etapa. - % Mol del gas extraído en cada etapa. - Viscosidad del gas. - Viscosidad del líquido.

Tabla 1.3 (continuación)

<p>Separación flash (prueba de expansión a composición constante)</p>	<p>Consiste en expandir isotérmicamente una parte de la muestra representativa de los fluidos, previamente transferida a una celda de análisis PVT a la T_y constante. Después de cada decremento de presión, se permite que el sistema alcance condiciones de equilibrio termodinámico, antes de registrar los cambios volumétricos que haya experimentado. Durante todo el proceso, la composición global del sistema permanece constante; la prueba termina cuando se alcanza la presión de saturación, o bien, puede continuarse a presiones menores.</p>	<ul style="list-style-type: none"> - Volumen relativo a la presión de saturación - Presión de burbuja - Presión de rocío - Compresibilidad de los fluidos originales en las condiciones de bajasaturación. - Viscosidad - Densidad
<p>Prueba de separadores.</p>	<p>Permite, para una muestra dada, plantear varios escenarios con las condiciones de presión y temperatura de operación de los separadores en el campo, con el fin de obtener las condiciones óptimas de operación.</p>	<ul style="list-style-type: none"> - Factor de volumen del aceite a la p_b. - Relación de gas -aceite. - Gravedad API del aceite en el tanque o residual. - Densidad relativa del gas separado.
<p>Estudios de Viscosidad</p>	<p>La viscosidad de los líquidos se calcula mediante un viscosímetro de esfera o en un viscosímetro capilar, ambos diseñados para simular la liberación diferencial. Las mediciones son realizadas a diversos valores de presión en un proceso a diferentes etapas. El líquido utilizado en cada medición es aquel remanente después de que el gas ha sido removido a esa presión.</p> <p>Nota: la μ_g no se mide, se calcula mediante correlaciones,</p>	<ul style="list-style-type: none"> - Viscosidad del aceite - Viscosidad del gas
<p>Composición original</p>	<p>Las muestras seleccionadas deben estar almacenadas bajo condiciones que conserven la composición original del fluido de yacimiento durante todas las fases de toma, manejo, transporte y posterior análisis. Este análisis está basado en la observación de la relación exponencial entre la concentración de los componentes del fluido original a condiciones del yacimiento y su correspondiente peso molecular.</p>	<ul style="list-style-type: none"> - % Mol de la mezcla.

1.2 Flujo multifásico en tuberías

El flujo multifásico en tuberías depende de las fuerzas de fricción, aceleración y elevación, las cuales involucran parámetros como la densidad, compresibilidad que actúa sobre los fluidos, sus propiedades fisicoquímicas, geometría de las líneas, condiciones de operación, etc. Estas variables cambian de manera significativa el comportamiento del flujo en la tubería, por lo que es importante conocer cuáles de ellas están involucradas en el sistema, con el fin de determinar parámetros tales como el patrón de flujo presente y el colgamiento de líquido. Lo anterior resulta en una mejor predicción de los gradientes de presión, temperatura y un correcto diseño de las tuberías y equipos para la producción y recolección de los fluidos.

1.2.1 Conceptos y definiciones

A continuación, se presentan algunos de los conceptos más importantes en el estudio del flujo multifásico en tuberías.

Gastos volumétricos

Indica el volumen que pasa a través de una sección transversal de tubería por unidad de tiempo. Donde el gasto volumétrico total es la suma de los gastos volumétricos de la mezcla gas-líquido.

$$q_t = q_L + q_g, \quad (1.21)$$

Donde:

q_t = gasto volumétrico total.

q_L = gasto volumétrico del líquido.

q_g = gasto volumétrico del gas.

Colgamiento (H_L)

Se define como la relación entre el volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo y el volumen de sección referido. Esta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y gas que fluyen simultáneamente en la tubería.

$$H_L = \frac{V_L}{V_P}. \quad (1.22)$$

En función del área:

$$H_L = \frac{A_L}{A_P}. \quad (1.23)$$

Al complemento del colgamiento se le denomina fracción de vacío (H_g), de tal manera que:

$$H_g = \frac{A_g}{A_P} = 1 - H_L. \quad (1.24)$$

Resbalamiento

Se usa para describir el fenómeno natural del flujo a mayor velocidad de una de las fases. El resbalamiento entre fases en el flujo multifásico en tuberías es inevitable a cualquier ángulo de inclinación. Algunas de las causas de este fenómeno son:

- La resistencia al flujo por fricción, es menor en la fase gaseosa que en la fase líquida.
- La diferencia de compresibilidades entre el gas y el líquido, hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido cuando la presión decrece en dirección del flujo.
- Cuando el flujo es ascendente o descendente, actúa la segregación gravitacional ocasionando que el líquido viaje a menor velocidad que el gas cuando es flujo ascendente, y a mayor velocidad cuando el flujo es descendente. (Torres & Trauwvitz, 2008).

Fracciones volumétricas y colgamiento sin resbalamiento

La fracción volumétrica es el cociente del gasto volumétrico con respecto al gasto volumétrico total. En el caso de la fase líquida, se le denomina también “colgamiento sin resbalamiento (λ_L)”.

Para el líquido se tiene:

$$\lambda_l = \frac{q_L}{q_L + q_g} = \frac{q_L}{q_t}. \quad (1.25)$$

Para el gas se tiene:

$$\lambda_g = \frac{q_g}{q_L + q_g} = \frac{q_g}{q_t} \quad (1.26)$$

Para la fracción volumétrica total se tiene:

$$\lambda_t = \lambda_L + \lambda_g \quad (1.27)$$

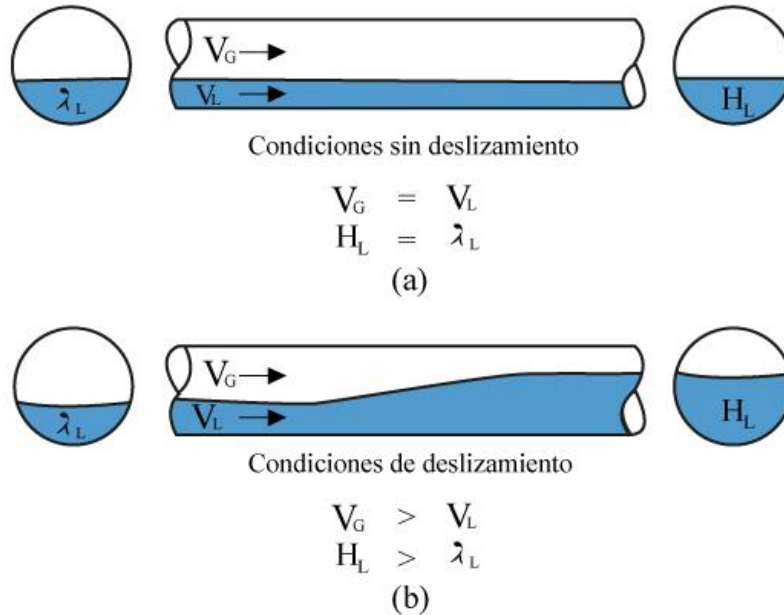


Fig. 1.4 Resbalamiento y colgamiento del líquido (Shoham, 2006)

Densidad de la mezcla

Para el cálculo de la densidad de la mezcla (ρ_m) se requiere conocer primero el colgamiento del líquido y las densidades de las fases:

$$\rho_m = \rho_L H_L + \rho_g H_g \quad (1.28)$$

También se puede obtener la densidad de la mezcla sin resbalamiento (ρ_{ns}), definida a partir de la fracción volumétrica del líquido.

$$\rho_{ns} = \rho_L \lambda_L + \rho_g \lambda_g \quad (1.29)$$

Velocidades superficiales

Es el flujo volumétrico de la fase, la cual pudiera ocurrir si el flujo tuviera una sola fase que ocupara la tubería totalmente. Las velocidades se expresan de la siguiente manera:

Para la fase líquida:

$$v_{sl} = \frac{q_L}{A_p}. \quad (1.30)$$

Para la fase gaseosa:

$$v_{sg} = \frac{q_g}{A_p}. \quad (1.31)$$

Viscosidad de la mezcla

Existen diversas formas de calcular la viscosidad de la mezcla. Dependiendo del método que se aplique, se usan las siguientes ecuaciones para obtener la viscosidad de la mezcla de fluidos. Las dos más comunes son ponderando las viscosidades de las fases con el colgamiento (μ_m) y con la fracción volumétrica de entrada de líquido (μ_{ns}). (Martinez & Miguel, 2016) (Garaicochea, 1991).

$$\mu_m = \mu_L H_L + \mu_g (1 - H_L), \quad (1.32)$$

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L). \quad (1.33)$$

Velocidad de la mezcla

Es el flujo volumétrico total de las dos fases por unidad de área transversal de la tubería. Se expresa de la siguiente manera:

$$v_m = \frac{q_L + q_g}{A_p} = v_{sL} + v_{sg}. \quad (1.34)$$

Velocidades reales

Las velocidades con las que se desplazan las fases se conocen también como velocidades actuales, reales o in-situ. Están relacionadas con la velocidad superficial y el colgamiento. Así:

Para el líquido:

$$v_L = \frac{q_L}{A_L} = \frac{v_{sL}}{H_L} \quad (1.35)$$

Para el gas:

$$v_g = \frac{q_g}{A_g} = \frac{v_{sg}}{1 - H_L} \quad (1.36)$$

Velocidad de resbalamiento

Es la diferencia entre la velocidad relativa del gas y la velocidad relativa del líquido:

$$v_s = v_g - v_L \quad (1.37)$$

Velocidad de arrastre

Es la diferencia entre la velocidad de una de las fases y la velocidad de la mezcla.

Para el líquido:

$$v_{dL} = v_L - v_M \quad (1.38)$$

Para el gas:

$$v_{dg} = v_g - v_M \quad (1.39)$$

Propiedades de la mezcla líquida

Para los casos donde se cuente con la presencia de agua, los cálculos de la fase líquida ($q_L, v_{sL}, v_L, H_L, \lambda_L, \mu_L, \rho_L$, etc.), deberán considerar la incorporación del agua con las fracciones de cada fase y sus correspondientes propiedades.

Para determinar las fracciones de cada fase líquida, se pueden utilizar las expresiones siguientes:

$$f_o = \frac{q_o B_o}{q_o B_o + q_w B_w}, \quad (1.40)$$

$$f_w = 1 - f_o. \quad (1.41)$$

Así, por ejemplo, para la viscosidad de la fase líquida, μ_L , se tendría:

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w, \quad (1.42)$$

donde los subíndices o y w , representan el aceite y el agua, respectivamente.

1.2.2 Ecuaciones fundamentales

Ecuación general de Energía

La ecuación general que gobierna el flujo de fluidos a través de una tubería, se obtiene a partir de un balance macroscópico de la energía asociada la unidad de masa de un fluido, que pasa a través de un elemento aislado del sistema. (Garaicochea, 1991)

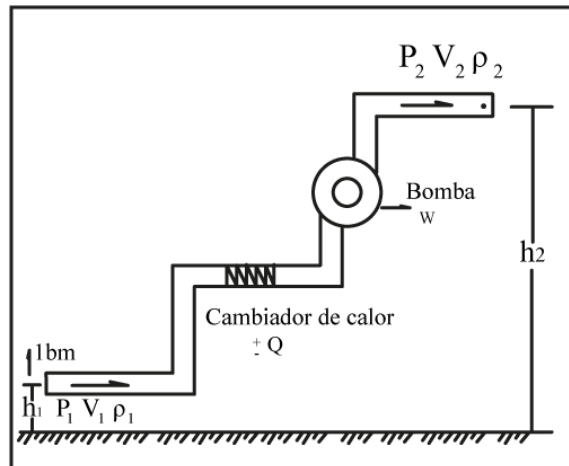


Fig. 1.5 Diagrama de flujo de un conducto aislado (Garaicochea, 1991)

De acuerdo con la ley de la conservación de la energía, se sabe que:

$$E_1 + \Delta W_f + \Delta W_s = E_2, \quad (1.43)$$

donde:

- ΔW_f pérdidas de energía por fricción. Estas pérdidas corresponden a la fricción interna del fluido (μ) y a la fricción del fluido con las paredes rugosa de la tubería.
- ΔW_s pérdidas de energía por trabajo externo.
- E_1 energía por unidad de masa, en la posición uno.
- E_2 energía por unidad de masa, en la posición dos.

La energía de expansión (E_e) está dada por:

$$E_e \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m} \right) = p \left(\frac{lb_f}{pie^2} \right) V \left(\frac{pie^3}{lb_m} \right) = pV, \quad (1.44)$$

donde:

V volumen específico $\left(\frac{pie^3}{lb_m} \right)$.

La energía potencial (E_p) está dada por:

$$E_p \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m} \right) = g \left(\frac{pie}{seg^2} \right) \frac{1}{g_c} \left(\frac{lb_f - seg^2}{lb_m - pie} \right) h(pie) = \frac{g}{g_c} h. \quad (1.45)$$

La energía cinética (E_c) está dada por:

$$E_c \left(\frac{lb_f - pie}{lb_m} \right) = \frac{v^2}{2} \left(\frac{pie^2}{seg^2} \right) \frac{1}{g_c} \left(\frac{lb_f - seg^2}{lb_m - pie} \right) = \frac{v^2}{2g_c}. \quad (1.46)$$

Donde:

v velocidad $\left(\frac{pie}{seg} \right)$.

Al sustituir las energías correspondientes a las posiciones 1 y 2 en la ecuación (1.44) se obtiene:

$$p_1 V_1 + \frac{g}{g_c} h_1 + \frac{v_1^2}{2g_c} + \Delta W_f + \Delta W_s = p_2 V_2 + \frac{g}{g_c} h_2 + \frac{v_2^2}{2g_c}, \quad (1.47)$$

$$V \Delta p + \frac{g}{g_c} \Delta h + \frac{\Delta v^2}{2g_c} + \Delta W_f + \Delta W_s = 0. \quad (1.48)$$

Donde:

V volumen específico medio del fluido $\left(V = \frac{1}{\rho} \right)$.

Multiplicando la ecuación (1.48) por $\frac{\rho}{\Delta L}$ y considerando despreciables las pérdidas de energía por trabajo externo, se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} + \rho \frac{g \Delta h}{g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta v^2}{2g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta W_f}{\Delta L} = 0. \quad (1.49)$$

Considerando positiva la caída de presión en la dirección del flujo, se tiene:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \rho \frac{g \Delta h}{g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta v^2}{2g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta W_f}{\Delta L}. \quad (1.50)$$

Si se considera un ángulo de inclinación en la tubería con respecto a la horizontal, la ecuación (1.51) se modifica al incorporar el ángulo de inclinación:

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = \rho \frac{g}{g_c} \text{sen } \theta + \rho \frac{\Delta v^2}{2g_c \Delta L} + \rho \frac{\Delta W_f}{\Delta L}. \quad (1.51)$$

Las ecuaciones anteriores se acostumbra escribir de la siguiente manera:

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_{ac} + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_e + \left(\frac{\Delta P}{\Delta L}\right)_f. \quad (1.52)$$

Ecuación de Darcy

Darcy Weisbach y otros colaboradores, en 1857, dedujeron experimentalmente la siguiente ecuación para predecir las pérdidas de presión por fricción:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{f \rho v^2}{2g_c d}, \quad (1.53)$$

donde:

- $\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$ caída de presión por fricción
- f factor de fricción (adimensional)
- ρ densidad del fluido
- v velocidad del fluido
- g_c constante de la segunda ley de Newton
- d diámetro

Número de Reynolds

Se define como:

$$N_{Re} = \frac{\rho v d}{\mu}, \quad (1.54)$$

donde:

N_{Re} = Número de Reynolds
d = diámetro interno de la tubería
v = velocidad del fluido
 ρ = densidad del fluido
 μ = viscosidad del fluido

Factor de fricción

El valor del factor de fricción es una función de la rugosidad de la tubería, ε y el N_{Re} .

Para flujo laminar, f está dado por:

$$f = \frac{64}{N_{Re}}. \quad (1.55)$$

Para flujo turbulento, f se puede determinar con la ecuación de Colebrook y White:

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{\varepsilon}{3.715D} + \frac{2.514}{N_{Re} \sqrt{f}} \right) \right]^{-2}. \quad (1.56)$$

Para el flujo en transición, el factor de fricción se puede aproximar con la siguiente expresión:

$$f = \frac{N_{Re} - 2300}{2300} * \left[\frac{1.3521}{\left(2.3026 \log \left(\frac{\varepsilon}{3.715D} + \frac{2.514}{3100 \sqrt{f}} \right) \right)} \right] + 0.032. \quad (1.57)$$

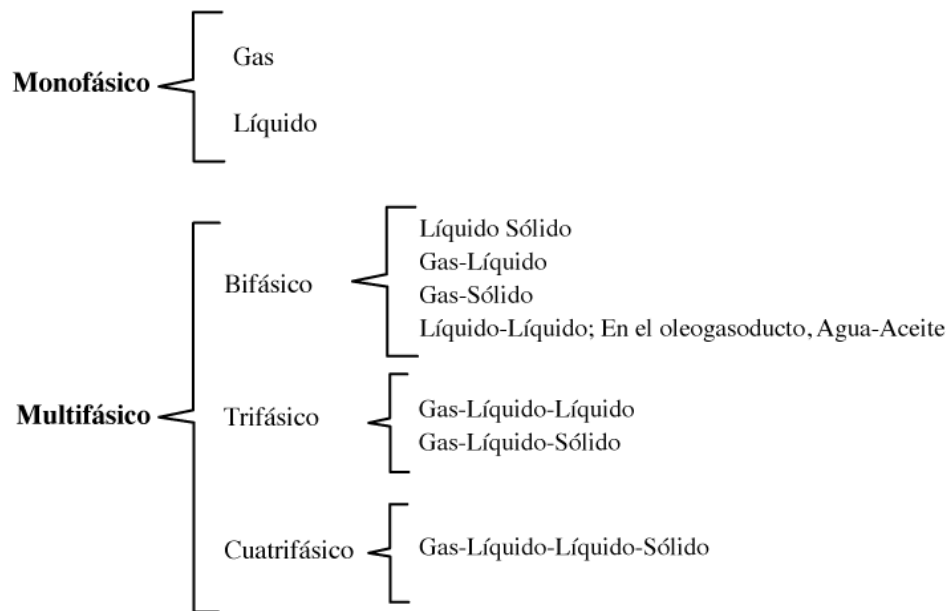
Generalmente, los valores de transición entre un tipo de flujo y otro son:

- Flujo laminar se presenta cuando $N_{Re} \leq 2300$
- Flujo crítico ocurre cuando $2300 \leq N_{Re} \leq 3100$
- Flujo turbulento se da cuando $N_{Re} \geq 3100$.

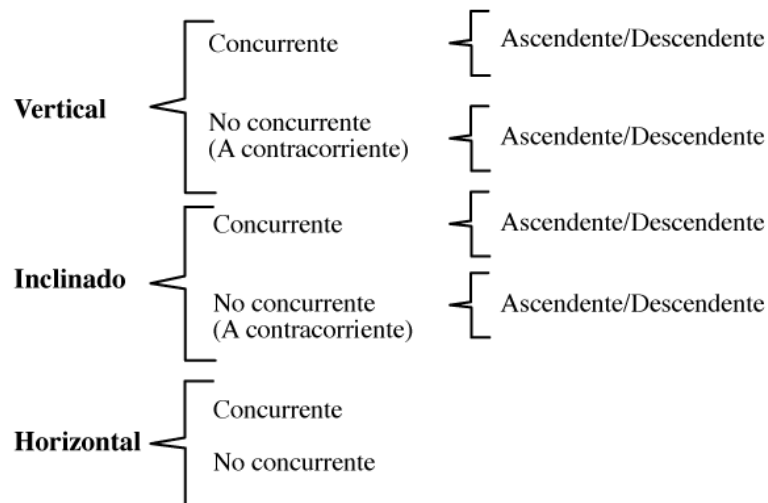
1.2.3 Clasificación del flujo multifásico en tuberías

El estudio del flujo multifásico en tuberías puede dividirse en diferentes categorías:

De acuerdo al tipo de flujo



De acuerdo a la dirección, sentido y concurrencia de las fases



1.3 Predicción del flujo multifásico en tuberías horizontales

Es importante comprender los fenómenos que se presentan en el flujo multifásico en tuberías horizontales, para darles el mejor enfoque y determinar correctamente los patrones de flujo, tomando en cuenta las variables que intervienen (diámetro de la tubería, gastos, caídas de presión, colgamiento, etc.).

Para esto, a lo largo de la historia de la ingeniería, se han desarrollado diferentes métodos para modelar una gran diversidad de fenómenos, por lo que a continuación se describen brevemente algunos de ellos.

Experimentales (empíricos)

En este enfoque, se llevan a cabo experimentos con los cuales es posible desarrollar correlaciones empíricas. Se basa en un análisis dimensional, el cual permite una solución general. Dichas correlaciones aplican para los rangos similares a las condiciones bajo las cuales son desarrolladas con los datos experimentales utilizados. Por tal motivo, su aplicación general es cuestionable. (Shoham, 2006)

Solución exacta (rigurosa)

Esta aproximación requiere la solución de las ecuaciones de conservación con las condiciones de fronteras adecuadas. Sin duda, ésta es la aproximación más precisa, pero desafortunadamente hay muy pocos sistemas que pueden ser tratados rigurosamente.

Simulación numérica

En esta aproximación, las ecuaciones de conservación son resueltas numéricamente. El adelanto de la tecnología computacional ha impulsado su uso en los recientes años. Éste enfoque es el más útil para la dinámica de fluidos computacional (CFD) y los cálculos de flujo transitorio. Usualmente presenta desventajas, ya que los códigos son muy largos, costosos, complejos y necesitan tiempo para su ejecución. Un ejemplo es el simulador OLGA para flujo transitorio en tuberías. (Shoham, 2006)

Modelado Matemático

Este modelado utiliza conceptos de la solución exacta, así como datos experimentales con la finalidad de hacer un modelo físico que trate de describir el fenómeno. En consecuencia, este modelo físico, que se expresa matemáticamente, ofrece una herramienta analítica para fines de predicción y diseño. Para validar y ajustar un modelo se utilizan mediciones experimentales; además pueden desarrollarse varios modelos para un mismo sistema. Mientras más cercano al fenómeno real se encuentre el modelo físico, mejor será el modelo matemático y sus predicciones. (Reyes, 2010) (Shoham, 2006)

Aplicaciones de la industria petrolera

En la industria petrolera, las aproximaciones empíricas (correlaciones), las cuales iniciaron su desarrollo en la década de los 40's, continúan siendo las más utilizadas para el análisis del flujo bifásico y el consecuente diseño de las tuberías de producción y redes de recolección; sin embargo, investigaciones recientes señalan a la aproximación por modelado.

En la aproximación por modelado de flujo bifásico en tuberías, se han desarrollado modelos mecánicos desde mediados de los 70's, con el objetivo de predecir los patrones de flujo presentes en la tubería; estos modelos se han estudiado bajo ciertas condiciones de operación, configuraciones de líneas y propiedades de los fluidos. Al definir el patrón de flujo existente, se formulan modelos característicos. Se aplican las ecuaciones constitutivas de cada patrón de flujo, lo cual permite un cálculo propio para el colgamiento, los gradientes de presión y temperatura en los sistemas de flujo bifásico. (Reyes, 2010)

Correlaciones de flujo multifásico

Entre las correlaciones para flujo multifásico que cumplen un amplio rango de gastos de producción y tamaños típicos de tuberías se encuentran, para flujo horizontal: Beggs y Brill, Dukler et al., Eaton et al., etc.; y para flujo vertical: Hagedorn y Brown, Duns y Ros, Orkiszewski, Beggs y Brill, García et al., etc.

Dichas correlaciones han sido una importante herramienta para la solución de problemas de flujo bifásico. Ofrecen un método eficaz para evaluar características asociadas con el flujo; dentro de las variables que diversos autores consideraron están: factor de fricción, sin y con resbalamiento entre las fases, patrones de flujo, etc.

Modelos mecanísticos

Su principal objetivo es predecir los patrones de flujo presentes en la tubería, en función de la geometría de la línea, condiciones de operación y propiedades de los fluidos. Consisten básicamente en el planteamiento de un modelo físico simplificando el problema, al que se le aplica un análisis matemático desarrollando las ecuaciones que representan dicho fenómeno. Incorporan las variables involucradas con modelos previamente establecidos, con la finalidad de tener un mayor control sobre dichas variables.

Se han desarrollado modelos mecanísticos para cada patrón de flujo, los cuales, posteriormente, se emplearon en el desarrollo de modelos mecanísticos integrales. A su vez, existen modelos para tuberías horizontales, verticales y recientemente, modelos mecanísticos unificados, aplicables a toda la gama de ángulos de inclinación.

Modelos mecanísticos para tuberías horizontales

Taitel y Dukler describieron los diferentes patrones de flujo bifásico en tuberías, a partir de una base de datos que incluye propiedades de los fluidos, observaciones de los patrones de flujo, diámetro de la tubería y ángulo de inclinación. Los resultados fueron presentados de forma gráfica e incluyen los límites de transición entre los respectivos patrones de flujo. Debido a que no se contaba con una base teórica para la selección de las coordenadas de los mapas, se extendieron a otras condiciones tales como diámetro de la tubería, propiedades de los fluidos y el ángulo de inclinación. El modelo de Taitel y Dukler es el pionero en la predicción de los patrones de flujo en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal. (Taitel & Dukler, 1976)

Posteriormente, Xiao et al., partiendo del modelo de Taitel y Dukler, desarrollan un modelo mecanístico integral, incorporando un modelo de predicción de patrones de flujo y sus ecuaciones constitutivas para el gradiente de presión. Éste trabajo de investigación utiliza como base el modelo mecanístico de Xiao et al., por lo que se describe con mayor detalle en el capítulo 2.

Existen otros trabajos para la predicción de transiciones de flujo en tuberías horizontales, para el flujo burbuja (Hughmark, Chenoweth y Martín), flujo estratificado (Agrawal et al., Shoham y Taitel, Cheremisinoff y Davis), flujo bache (Dukler y Hubbard, Nicholson, Azziz y Gregory) por mencionar algunos.

1.3.1 Patrones de flujo bifásico en tuberías horizontales

Los patrones de flujo se refieren a la configuración geométrica que presentan las fases en el interior de una tubería; en el caso de flujo bifásico, las dos fases pueden distribuirse en una variedad de configuraciones (patrones). Los patrones de flujo están en función de parámetros operaciones (gastos o velocidades superficiales), variables geométricas (diámetro de la tubería, ángulo de inclinación), así como las propiedades físicas de las dos fases. (Leal Lemus, 2001)

Flujo Estratificado

Se presenta a gastos de gas-líquido relativamente bajos, en donde las fases se separan por efecto de la gravedad. La fase líquida fluye por abajo y en la parte superior, el gas. Este patrón se subdivide en flujo estratificado suave y flujo estratificado ondulado; el primero se presenta a gastos altos con presencia de ondas estables en la interfase. La amplitud de la onda se presenta en función del mismo gasto.

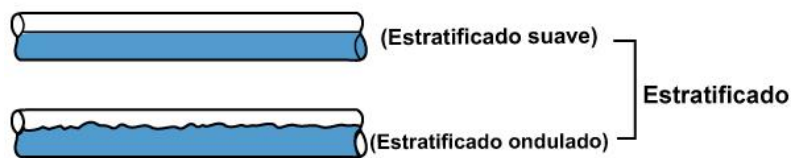


Fig. 1.6 Flujo estratificado (Shoham, 2006)

Flujo Intermitente

Éste se caracteriza por la formación de baches o tapones de líquido y gas de manera alternada, ocupando completamente el área transversal de la tubería. Este patrón se subdivide en burbuja elongada y bache de líquido; la diferencia entre estos dos patrones está en el tamaño de la burbuja y la frecuencia de los tapones o baches de líquido; ya que el flujo de burbuja elongada ocupa un mayor volumen en la sección transversal y el bache de líquido puede ser aireado por pequeñas burbujas, las cuales se concentran hacia el frente del bache y en la parte superior de la tubería.



Fig. 1.7 Flujo intermitente (Shoham, 2006)

Flujo Anular

Este tipo de flujo se presenta a gastos elevados de gas, donde la fase gaseosa fluye a una alta velocidad y el líquido fluye como una película delgada en la pared de la tubería; generalmente esta película es más gruesa en el fondo que en la parte superior, dependiendo de los gastos de flujo de gas y de aceite. A gastos relativamente bajos, la mayor parte del líquido fluye sobre el fondo de la tubería presentándose ondas inestables que ocasionalmente alcanzan la parte superior de la tubería. Este flujo se produce en la frontera de transición entre el flujo estratificado ondulado, bache y anular.

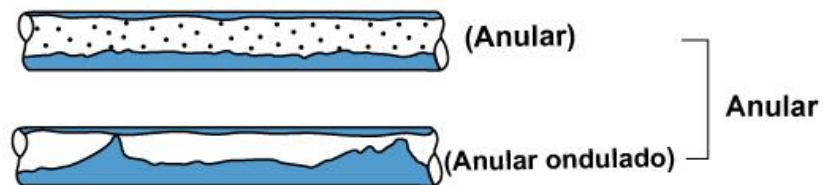


Fig. 1.8 Flujo anular (Shoham, 2006)

Flujo Burbuja Dispersa

Este tipo de flujo se presenta a gastos alto de líquido, en el cual se presenta que la fase continua es el líquido y el gas es la fase discontinua en forma de burbujas dispersas. El gas está suspendido en el líquido en forma de pequeñas burbujas. Bajo estas condiciones y debido a los altos gastos de líquido, las dos fases se mueven a la misma velocidad y el flujo puede ser considerado como homogéneo.

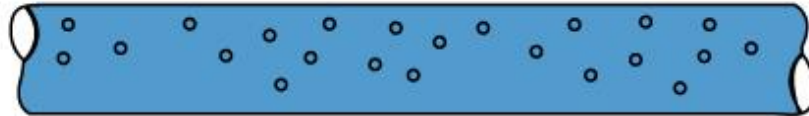


Fig. 1.9 Flujo burbuja dispersa (Shoham, 2006).

Capítulo 2

Revisión de literatura

En este capítulo se presentan las correlaciones que han sido desarrolladas para la predicción de las propiedades de los fluidos petroleros, así como los métodos para validar y corregir un análisis PVT.

Posteriormente, se muestra una descripción breve del desarrollo de correlaciones empíricas y modelos mecánicos para flujo bifásico en tuberías horizontales, y finalmente se describe el Modelo Mecánico de Xiao, et al., mismo que ha sido utilizado en este trabajo de investigación.

2.1 Correlaciones para predecir propiedades PVT de los aceites

Como se mencionó en el Capítulo 1, las correlaciones PVT son desarrolladas a partir de datos experimentales de laboratorio o de campo; son útiles para predecir las propiedades PVT de los distintos fluidos (aceite, gas y agua) en estudio. Están expresadas en su mayoría con datos de campo (RGA , γ_g , $^{\circ}API$) con la finalidad de obtener las propiedades de los fluidos a condiciones de yacimiento o de superficie. Es importante considerar los rangos en que fueron establecidas las correlaciones, ya que pueden existir diferencias entre los resultados que se esperan obtener.

2.1.1 Correlaciones PVT (p_b , R_s , B_o)

M. B. Standing (1947)

Estableció las relaciones empíricas observadas entre la presión de saturación (p_b) y el factor de volumen del aceite (B_o), en función de la relación de solubilidad (R_s), las densidades del gas y del aceite producido, presión y temperatura. Se utilizaron un total de 105 datos de aceites de California. (Tarek, 2006; Standing, 1947).

J.A. Lasater (1958)

Esta correlación se basa en 158 mediciones experimentales de la presión de saturación (p_b) de aceites negros, obtenida de 137 sistemas independientes de crudo de Canadá, oeste y centro de los Estados Unidos y Sudamérica, expresados en términos de la relación de solubilidad (R_s), gravedad API, densidad relativa del gas y la temperatura del yacimiento. (Bánzer, 1996; Lasater, 1958).

M. E. Vázquez y H. D. Beggs (1980)

Para obtener las correlaciones de la presión de saturación (p_b), la relación de solubilidad (R_s) y el factor de volumen del aceite saturado (B_{ob}), se utilizaron 6004 puntos de datos. Debido a que la gravedad del gas depende de las condiciones bajo las cuales es separado del aceite, Vázquez y Beggs desarrollaron la correlación para normalizar la densidad relativa del gas producido. Para esta correlación, los datos fueron separados en dos grupos que contenían muestras de aceites de °API ≤ 30 y °API > 30 . (Vázquez & Beggs, 1980)

O. Glaso (1980)

Para determinar la presión de saturación (p_b), relación de solubilidad (R_s), factor de volumen de aceite saturado (B_{ob}) así como el factor de volumen total (B_t), Glaso utilizó 45 muestras de aceites en su mayoría de la región del Mar del Norte; adicionalmente usó ecuaciones para corregir los efectos producidos por gases no hidrocarburos. (Bánzer, 1996; Tarek, 2006).

C. F. P. Total (1983)

En un estudio de inyección de fluidos realizado por la compañía francesa de petróleo Total, determinaron las correlaciones para predecir la presión de saturación (p_b), relación de solubilidad (R_s) y el factor de volumen de aceite saturado (B_{ob}) a partir de 336 análisis de PVT de crudos del Oriente de Venezuela. (Bánzer, 1996).

M. A. Al- Marhoun (1988)

Para determinar la presión de saturación (p_b), relación de solubilidad (R_s), factor de volumen del aceite saturado (B_{ob}) y el factor de volumen total (B_t), utilizaron 69 análisis PVT de crudos del Medio Oriente, los cuales están en función de la

temperatura del yacimiento y las gravedades específicas del gas y del aceite. (Bánzer, 1996). (Al-Marhoun, 1988)

Santamaría y Hernández (1989)

Desarrollaron correlaciones para la presión de saturación (p_b), relación de solubilidad del aceite saturado (R_{sb}) y compresibilidad isotérmica del aceite (C_o), expresadas en función de la gravedad específica del gas, para el aceite del área Cretácica de Chiapas-Tabasco, así como para los campos Akal, Chac, Nohoch, Abkatun y Ku del área marina de Campeche. Mediante técnicas de regresión simple, obtuvieron nuevos coeficientes y exponentes para las correlaciones de Standing, Vázquez y Beggs, Lasater y Glaso. (Reyes, 2010).

G. E. Petrosky. Jr, y F. F. Farshad (1990)

Recopilaron 81 análisis PVT de aceites del Golfo de México para desarrollar una correlación para la presión de saturación (p_b), en la que se auxiliaron de la correlación general desarrollada por Standing. La correlación para la relación de solubilidad del aceite saturado (R_{sb}) se determinó a partir de una comparación con las correlaciones propuestas por Vázquez y Beggs, de las cuales también obtuvieron el factor de volumen del aceite saturado (B_{ob}) y la compresibilidad isotérmica del aceite (C_o). Las muestras de fluidos fueron obtenidas de yacimientos ubicados costa afuera de Texas y Luisiana (Petrosky & Farshad, 1998; Brill & Mukherjee, 1999).

R. P. Sutton y F. Farshad (1990)

Evaluaron las correlaciones propuestas por Standing y Glaso a partir de datos experimentales de aceites saturados de los campos de Luisiana y Texas, concluyendo que las correlaciones de Glaso presentaba un mejor comportamiento que Standing, pero obteniendo un gran porcentaje de error no deseado. (Sutton & Farshad, 1990; Reyes, 2010).

T Kartoatmodjo y Z. Schmidt (1991)

Usaron un total de 5392 puntos de datos obtenidos de 740 muestras de diferentes crudos de Asia (Indonesia), Norteamérica, Medio Oriente y América Latina, para desarrollar la correlación para predecir la presión de saturación (p_b), relación de

solubilidad (R_s), factor de volumen de aceite saturado (B_{ob}) y la compresibilidad del aceite (C_o). Debido a la volatilidad de los crudos, se clasificaron en dos grupos: °API ≤ 30 y °API > 30 . Al igual que Vázquez y Beggs desarrollaron una correlación para corregir la gravedad específica del gas producido a partir de un total de 280 puntos de análisis. (Reyes, 2010).

M. E. Dokla y M. E. Osman (1992)

Para el desarrollo de las correlaciones para presión de saturación (p_b), relación de solubilidad (R_s) y el factor de volumen de aceite saturado (B_{ob}), utilizaron 51 análisis PVT de crudos de los Emiratos Árabes Unidos, medidos en función de la temperatura del yacimiento, las gravedades específicas del gas y aceite. (Bánzer, 1996) (González, 2014)

G. D. Guetto, F Paone y M Villa (1994)

Desarrollaron correlaciones para determinar la presión de saturación (p_b), relación de solubilidad (R_s) y la compresibilidad isotérmica del aceite (C_o) utilizando 195 muestras de aceite y una base de datos de más de 3700 puntos de la cuenca Mar Mediterráneo, Golfo Pérsico y el Mar del Norte, las cuales terminaron clasificando en cuatro clases de crudo: crudo extrapesado (°API ≤ 10), crudo pesado ($10 < \text{°API} \leq 22.3$), crudo medio ($22.3 < \text{°API} \leq 31.1$) y crudo ligero (°API > 32). (De Ghetto, Paone, & Villa, 1994; Reyes, 2010).

J. J. Velarde (1996)

Desarrolló un análisis detallado de las correlaciones utilizadas en la literatura, con una base de datos de 2213 puntos comparados principalmente con la correlación de Standing y Petrosky para la presión de saturación (p_b), relación de solubilidad (R_s) y el factor de volumen del aceite saturado (B_{ob}). (Velarde, 1996).

2.1.2 Correlaciones para el cálculo de la viscosidad del aceite muerto (μ_{od})

Las siguientes correlaciones permiten determinar la viscosidad de los crudos sin gas en solución (viscosidad del aceite muerto).

C. Beal (1946)

De un total de 753 valores de viscosidad del aceite muerto medidos por encima de 100 ° F, desarrolló una correlación gráfica para determinar la viscosidad del aceite muerto (μ_{od}) como una función de la temperatura y de la gravedad API del crudo de 492 campos, en su mayoría de Estado Unidos. (Beal, 1946).

H. D. Beggs y J. R. Robinson (1975)

A partir de 460 mediciones de viscosidad del aceite, propusieron una correlación empírica para estimar la viscosidad aceite muerto (μ_{od}), expresado en términos de la temperatura y la gravedad API. (Beggs & Robinson, 1975; Reyes, 2010).

O. Glaso (1980)

Propuso una relación matemática generalizada para el cálculo de la viscosidad del aceite muerto (μ_{od}). La relación se desarrolló a partir mediciones experimentales sobre 26 muestras de aceite crudo, la cual se puede utilizar dentro de la gama de 50 a 300 ° F para la temperatura del sistema y 20 a 48 °API del crudo. (Tarek, 2006).

E.O. Egbogah y J.T.H. Ng (1988)

Presentaron dos correlaciones para predecir la viscosidad del aceite muerto. Para las cuales se usaron alrededor de 400 muestras PVT para modificar la correlación de Beggs y Robinson. Para la segunda correlación utilizaron la temperatura de escurrimiento (T_p) la cual al, ser difícil de calcular, resulta una correlación poco práctica. (Tarek, 2006; Reyes, 2010)

T Kartoatmodjo y Z. Schmidt (1991)

Modificaron las correlaciones de Glaso, Chew & Connally y Beal para determinar nuevas correlaciones de viscosidad; se auxiliaron de un total de 661 muestras de diferentes crudos (μ_{od} , μ_{ob} y μ_o) finalmente compararon el comportamiento de su correlación modificada, con las publicadas anteriormente. El análisis lo hicieron en términos de error relativo promedio, error absoluto promedio, desviación estándar y coeficiente de determinación. Los resultados mostraron que su correlación modificada provee la mejor predicción de la viscosidad del aceite muerto y saturado. (Tarek, 2006; Reyes, 2010).

R. M. Labedi (1992)

Introdujo un juego de correlaciones para predecir las viscosidades del aceite muerto (μ_{od}), saturado (μ_{ob}) y bajo saturado (μ_o). El autor utilizó la técnica de regresión lineal múltiple para correlacionar sus ecuaciones usando alrededor de 100 muestras de aceite de Libia. El autor mencionó que las ecuaciones funcionan bastante bien para los aceites de Libia y de otras áreas geográficas como Medio Este, el Mar del Norte y algunas partes de América. (Reyes, 2010).

G. D. Guetto, F. Paone y M. Villa (1994)

Estas correlaciones las hicieron utilizando 195 muestras de aceite y una base de datos de más de 3700 puntos de la cuenca Mar Mediterráneo, Golfo Pérsico y el Mar del Norte, las cuales terminaron clasificando en: crudo extrapesado ($^{\circ}\text{API} \leq 10$), crudo pesado ($10 < ^{\circ}\text{API} \leq 22.3$), crudo medio ($22.3 < ^{\circ}\text{API} \leq 31.1$) y crudo ligero ($^{\circ}\text{API} > 32$). (De Ghetto, Paone, & Villa, 1994).

G. E. Petrosky. Jr, y F. F. Farshad (1995)

Propusieron correlaciones para el cálculo de la viscosidad del aceite muerto (μ_{od}), saturado (μ_{ob}) y bajo saturado (μ_o), usando 126 estudios PVT del Golfo de México. Sus correlaciones de viscosidad de aceite muerto y bajo saturado, dieron mejores resultados que las otras. Aseguraron que sus ecuaciones pueden ser aplicadas a aceites de otras regiones, pero deben ser usadas dentro de un rango de información. (Petrosky & Farshad, 1998; Brill & Mukherjee, 1999).

A. M. Elsharkawy y A. A. Alikhan (1999)

Presentaron nuevas correlaciones para predecir la viscosidad del aceite muerto (μ_{od}), saturado (μ_{ob}) y bajo saturado (μ_o). Elsharkawy y Alikhan utilizaron 24 estudios PVT del Medio Oriente. Los autores hacen una comparación entre los modelos de Beal, Beggs y Robinson, Glaso, Kartoatmodjo; concluyeron que algunos modelos no predicen adecuadamente la viscosidad, debido a que los aceites tienen diferente contenido de parafinas y asfáltenos. Los autores recomiendan considerar el parámetro previamente mencionado. (Elsharkawy & Alikhan, 1999)

Método “2 puntos del usuario”

Además de las correlaciones empíricas para predecir la viscosidad del aceite muerto (μ_{od}), existen algunos métodos que permiten reproducir el comportamiento de dicha propiedad, partiendo de datos de viscosidad medidos a diferentes temperaturas.

El método “2 puntos del usuario” descrito a continuación, es el que tiene habilitado el simulador comercial Pipesim®, mismo que se utiliza en este trabajo debido a que fue el que mejor se ajustó al estudio de caso.

Para calibrar las correlaciones de viscosidad del simulador, cuando se dispone de datos experimentales de viscosidad del aceite muerto a diferentes temperaturas, el simulador utiliza las expresiones siguientes:

$$\log (\mu) = \log (B) - C \log (T), \quad (2.1)$$

$$C = \frac{\log \left(\frac{\mu_1}{\mu_2} \right)}{\log \left(\frac{T_1}{T_2} \right)}, \quad (2.2)$$

$$B = \mu_1 T_1^C = \mu_2 T_2^C, \quad (2.3)$$

donde:

μ : viscosidad del aceite muerto (cp)

T: temperatura (°C)

C y B: parámetros adimensionales

Se requieren 2 valores de viscosidad del aceite muerto (μ_1 y μ_2) a diferentes temperaturas (T_1 y T_2) para determinar los parámetros B y C.

El valor de la viscosidad del aceite muerto (μ_{od}) a otra temperatura, T , se obtiene al sustituir dichos parámetros en la ecuación (2.1).

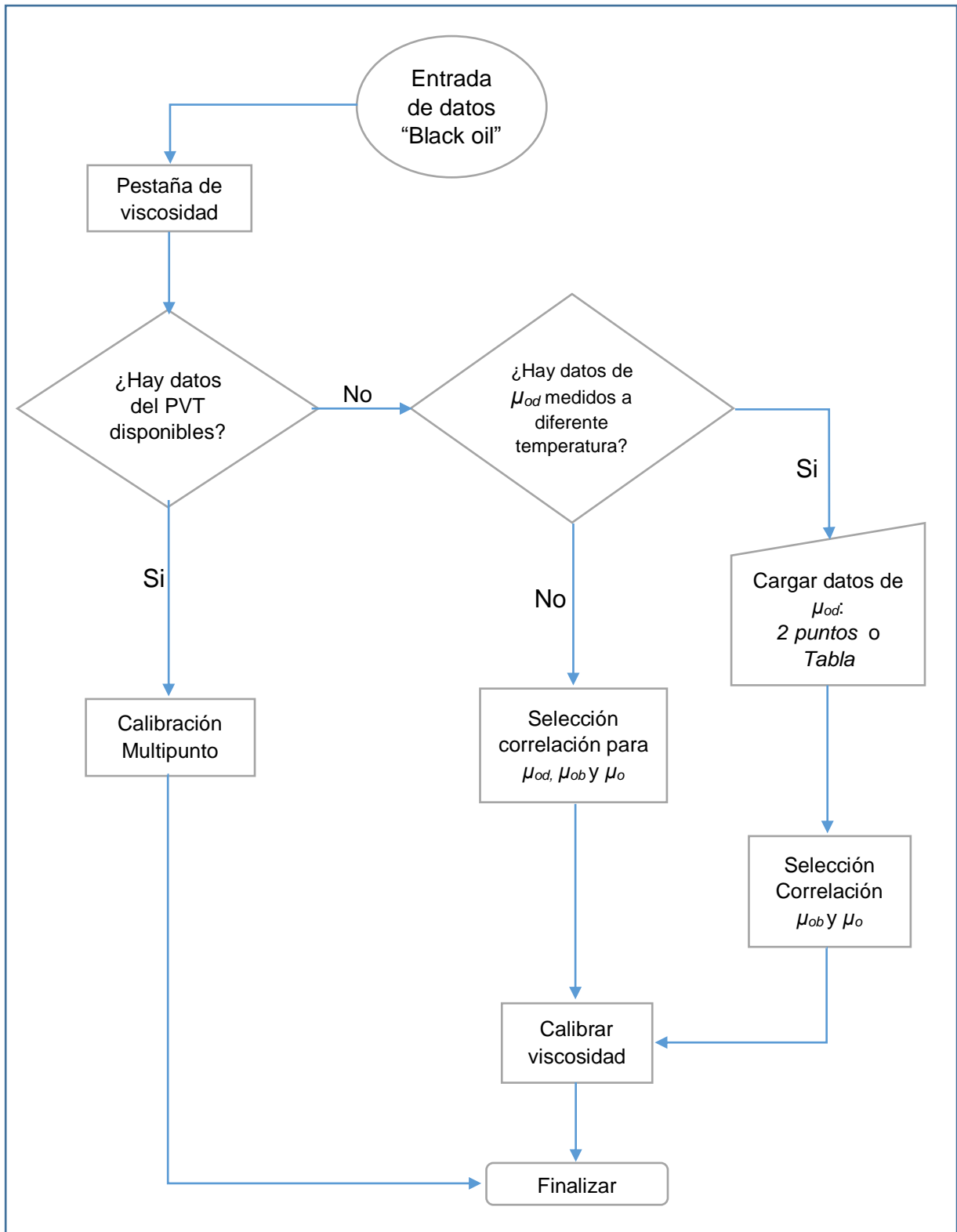


Fig. 2.1 Diagrama de flujo Método "2 puntos del usuario".

A continuación, se presentan las tablas comparativas de las correlaciones PVT desarrolladas por los autores mencionados con anterioridad.

Tabla 2.1 Rangos de estudios y aplicación de las correlaciones PVT.

Correlaciones PVT														
Correlación	Ref	p_b psia		T_y °F		B_o (bl/STB)		RGA		°API		γ_g		
		Min	Max	Min	Max	Min	Max	Min	Max	Min	Max	Min	Max	
Standing	1947	130	7000	100	258	1.024	2.15	20	1425	16.5	63.8	0.59	0.95	
Lasater	1958	48	5780	82	272	-	-	3	2905	17.9	51.1	0.574	1.233	
Vazquez & Beggs	1980	15	4572	Promedio		1.042	1.545	15	4572	15.3	≤30	0.511	1.351	
		15	6055	Promedio		1.028	2.26	15	6055	>30.6	59.5	0.53	1.259	
Glaso	1980	165	7142	80	280	1.025	2.588	90	2637	22.3	48.1	0.65	1.276	
Al-Marhoun	1988	20	3573	74	240	1.032	1.997	26	1602	19.4	44.6	0.752	1.367	
Dokla y Osman	1992	590	4640	190	275	1.22	2.49	81	2266	28.4	40.3	0.789	1.29	
Petrosky y Farshad	1993	1574	6523	114	288	1.1178	1.6229	217	1406	16.3	45	0.5781	0.8519	
Kartoatmodjo y Schmidt	1994	14.7	6064.7	75	320	1.007	2.144	0	2890	14.4	58.9	0.379	1.709	
Velarde	1996	14.7	1902.7	Promedio		1.068	1.358	0	581	42.9	63.2	0.773	2.046	
Santamaría y Hernández	1989	Área Marina Campeche		1315										
			3925	-	-	1.1	1.73	169	1786	13.5	37.5	0.79	1.22	
		Área Cretácica Chiapas-Tabasco												
		2570	5859	-	-	1.1	3.603	129	3277	25.03	42.87	0.67	1.93	
De Guetto, Paone y Villa	1994	ligero	147.94	6613.82	80.6	341.6	1.055	2.887	8.33	2985.87	>31.1	-	0.624	1.789
		medio	107.33	3836.16	80.6	341.6	1.034	1.421	8.61	642.24	22.3	≤ 31.1	0.624	1.789
		pesado	208.86	3769.59	80.6	341.6	1.059	1.632	4.55	311.41	10	≤ 22.3	0.624	1.789
		extrapesado	342.29	4021.96	80.6	341.6	1.057	1.235	4.39	48.19	-	≤ 10	0.624	1.789

Tabla 2.2 Rangos de estudios y aplicación de las correlaciones de viscosidad.

Correlación	Ref	°API		T_y °F		μ_{od} cP	
		Min	Máx	Min	Máx	Min	Máx
Beal	1946	10.1	52.2	100	250	0.14	315
Beggs y Robinson	1975	16	58	70	295	-	-
Glaso	1980	20.1	45.8	100	300	-	-
Kartoatmodjo y Schmidt	1991	14.4	59	80	320	0.506	682
Guetto, Paone y Villa	1994	>31.1	-	90.5	334.4	0.5	11.2
		22.3	≤ 31.1	80.6	107.33	1.3	45.2
		10	≤ 22.3	131.4	208.86	7.7	436.1
		-	≤ 10	147.9	342.29	116.3	1133.4
Egbogah y Jack	1998	5	58	59	176	-	-
Petrosky y Farshad	1995	25.4	46.1	114	288	0.725	10.249
Labedi	1992	32.2	48	100	306	0.66	4.79
Elsharkawy y Alikhan	1999	19.9	48	100	300	0.6	33.7

2.2 Validación y corrección del análisis PVT

Una práctica necesaria en la industria petrolera, consiste en validar y corregir los análisis PVT. Lo primero con la finalidad de descartar posibles errores en los procesos de medición en el laboratorio o por una muestra no representativa de los fluidos. Lo segundo, para ajustar los datos obtenidos en la separación diferencial, con aquellos medidos en la separación en superficie.

Validación de análisis PVT

Existen diversas metodologías para validar un análisis PVT, dependiendo del tipo de fluido que está manejando. Así, por ejemplo, se puede mencionar los métodos de Whitson y Bashbush para validar la composición de un aceite volátil.

En este trabajo de investigación, se utiliza un aceite negro con gravedad API <20; para el cual se utiliza el método de Gonzalo Rojas, mismo que permite corroborar la consistencia de las propiedades volumétricas por medio de las pruebas siguientes:

- Prueba de densidad.
- Prueba de linealidad de la función “Y”.
- Prueba de Balance de materia.
- Prueba de desigualdad.

Prueba de densidad

Se debe verificar que el error relativo entre los valores de la densidad del aceite a la p_b en las pruebas de separación diferencial y de separadores, debe ser menor o igual a 5%.

El valor de ρ_{obf} en la prueba de separadores se calcula con la siguiente ecuación:

$$\rho_{obf} = \frac{\gamma_o \rho_w}{B_{obf}} + \frac{0.0362}{B_{obf}} \left[(\gamma_g R_s)_{sep} + (\gamma_g R_s)_{tan} \right], \quad (2.4)$$

donde:

ρ_{obf} : densidad recombinada a partir del experimento de separación en etapas, $\left(\frac{lbm}{ft^3}\right)$,

B_{obf} : factor de volumen del aceite a la p_b del experimento de separación en etapas $\left(\frac{bl}{bl}\right)$,

γ_o : densidad relativa del aceite del experimento de separación en etapas (agua = 1),

γ_g : densidad relativa del gas separado (aire = 1),

ρ_w : densidad del agua, $62.4\left(\frac{lbm}{ft^3}\right)$,

R_s : relación gas disuelto – aceite $\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$.

Prueba de la linealidad de la función “Y”

Permite verificar la confiabilidad del valor reportado de p_b y los datos de volumen relativo de la prueba de expansión a composición constante.

Si se obtiene una línea recta al graficar la función “Y”, se consideran que las mediciones de volumen relativo y presión de burbuja son confiables, al tener dicho comportamiento lineal indica que el aceite tiene poca cantidad de componentes no hidrocarburos.

$$Y = \frac{p_b - p}{p \left(\frac{V}{V_b} - 1 \right)}, \quad (2.5)$$

donde:

p_b : presión de burbuja $\left(\frac{lb}{pg^2}\right)$,

p : presión del experimento $\left(\frac{lb}{pg^2}\right)$,

V_i : volumen relativo del experimento de expansión a composición constante $\left(\frac{bl}{bl}\right)$,

V_b : volumen relativo a la p_b del experimento de expansión a composición constante $\left(\frac{bl}{bl}\right)$.

Prueba de balance de materia

Verifica si la R_s experimental de la prueba de separación diferencial es igual a la calculada por balance de materia. Es recomendable que la diferencia entre los valores experimentales y los valores calculados no excedan del 5% para que sea consistente.

La R_{sdi} se calcula con información extraída de la prueba de separación diferencial mediante las siguientes expresiones:

$$R_{sdi} = R_{sdi-1} + 159V_{gi}, \quad (2.6)$$

donde:

$$V_{gi} = \frac{379.4 * m_{gi}}{28.96 * 453.59 * \gamma_{gdi}}, \quad (2.7)$$

$$m_{gi} = m_{oi} - m_{oi-1}, \quad (2.8)$$

$$m_{oi} = 1000 * (\rho_o * B_o)_i, \quad (2.9)$$

donde:

R_{sdi} : relación gas disuelto-aceite en cada etapa del experimento de separación diferencial, $\left(\frac{ft^3}{bl}\right)$,

V_{gi} : volumen de gas en cada etapa del experimento de separación diferencial, ft^3 ,

M_{aire} : peso molecular de aire, $28.9 \left(\frac{lbm}{lbm-mol}\right)$,

m_{gi} : masa del gas en cada etapa del experimento de separación diferencial, gr ,

m_{oi} : masa de hidrocarburo en cada etapa del experimento de separación diferencial, gr ,

γ_{di} : densidad relativa del gas en cada del experimento de separación diferencial (aire = 1),

ρ_o : densidad del aceite del experimento de separación diferencial, $\left(\frac{gr}{cm^3}\right)$,

B_o : factor de volumen del aceite, $\left(\frac{bl}{bl}\right)$.

Prueba de la desigualdad

Una restricción importante que debe cumplir los datos PVT para que sean consistentes es que la derivada parcial del factor de volumen con relación a la derivada de la presión sea menor que la derivada parcial de la relación gas disuelto-aceite con respecto a la presión multiplicado por el factor de volumen de gas

$$\frac{\partial B_{od}}{\partial p} < B_g \frac{\partial R_{sd}}{\partial p}, \quad (2.10)$$

Corrección de análisis PVT

Una vez validado un análisis PVT, es necesario realizar la corrección de los datos de separación diferencial por efectos de las condiciones de separación en superficie.

La liberación de gas es generada por los decrementos de presión, a una temperatura constante en el yacimiento. Una vez en superficie, los fluidos producidos del yacimiento se separan en las baterías en una serie de cambios graduales de presión y temperatura, ocurriendo una liberación instantánea. (Reyes, 2010). Lo anterior resulta en una diferencia entre el volumen de aceite que se obtiene en las baterías de separación (volumen mayor) y el obtenido de los experimentos de separación diferencial

El objetivo entonces, es corregir el B_o y la R_s medidas a la T_y , considerando las condiciones del experimento de separación en superficie.

En el 2001, Al-Marhoun presenta un método en el cual asume que las propiedades del experimento de separación diferencial a la presión de saturación se corrigen con las propiedades a la presión de saturación obtenidas en el experimento de expansión a composición constante, mientras que las propiedades entre la presión de saturación y la presión atmosférica son corregidas de los datos del experimento de separación diferencial por efectos de la separación en superficie. (Reyes, 2010). El método que propone Al-Marhoun es el siguiente:

Si la $p \geq p_b$

$$R_{sfi} = R_{sbf}, \quad (2.11)$$

$$B_{ofi} = B_{odi} \left(\frac{B_{obf}}{B_{obd}} \right). \quad (2.12)$$

Se debe considerar que para $p = p_b$, $B_{of} = B_{obf}$, y $R_{sf} = R_{sbf}$

Si la $p \leq p_b$

$$R_{sfi} = R_{sdi} \left(\frac{R_{sbf}}{R_{sbd}} \right), \quad (2.13)$$

$$B_{ofi} = B_{obf} + c_i (B_{odb} - B_{odf}), \quad (2.14)$$

donde:

$$C_i = \frac{(B_{obd} - B_{odi})}{(B_{obd} - B_{odn})}. \quad (2.15)$$

R_{sf} : relación gas disuelto-aceite ajustado a las condiciones de separación, $\left(\frac{ft^3}{bl} \right)$,

R_{sfi} : relación gas disuelto-aceite ajustado a las condiciones de separación para cada etapa, $\left(\frac{ft^3}{bl} \right)$,

R_{sbf} : relación gas disuelto-aceite a la p_b , obtenida del experimento de separación en etapas, $\left(\frac{ft^3}{bl} \right)$,

R_{sbd} : relación gas disuelto-aceite a la p_b , obtenida del experimento de separación diferencial, $\left(\frac{ft^3}{bl} \right)$,

R_{sdi} : relación gas disuelto-aceite, obtenida en cada etapa del experimento de separación diferencial $\left(\frac{ft^3}{bl} \right)$,

B_{ofi} : factor de volumen del aceite ajustado a las condiciones de separación para cada etapa $\left(\frac{bl}{bl} \right)$,

B_{obf} : factor de volumen del aceite a la p_b , obtenida del experimento de separación en etapas superficie, $\left(\frac{bl}{bl} \right)$,

B_{odn} : factor de volumen del aceite a la p_b , obtenida del experimento de separación en etapas superficie, $\left(\frac{bl}{bl} \right)$,

C_i : constante para cada etapa,

B_{obd} : factor de volumen del aceite a la p_b , obtenido del experimento de separación diferencial, $\left(\frac{bl}{bl} \right)$,

B_{odi} : factor de volumen del aceite a la p_b , obtenida del experimento de separación diferencial, $\left(\frac{bl}{bl} \right)$,

B_{od} : factor de volumen del aceite, obtenida del experimento de separación diferencial, $\left(\frac{bl}{bl} \right)$.

2.3 Correlaciones de flujo bifásico en tuberías horizontales

El estudio de flujo multifásico en tuberías ha existido desde mediados del siglo XIX, por lo que se cuenta con mucha literatura disponible que permite conocer cómo se han ido desarrollando cada una de las contribuciones relacionadas con este tipo de flujo.

Comprender el comportamiento del flujo de dos o más fases, permite generar diseños confiables y optimizar los existentes, como en el estudio de caso visto en este trabajo de investigación.

Para lograr lo anterior, diversos autores han presentado numerosos métodos de cálculo para evaluar los gradientes de presión en tuberías horizontales. Dentro de estos métodos y como se mencionó previamente, existen las correlaciones empíricas, pudiendo mencionar las siguientes:

Lockhart y Martinelli (1949)

Lockhart y Martinelli, en 1949, presentaron un excelente trabajo que ha sido usado frecuentemente en el campo y aunque algunas publicaciones más recientes son mejores, se sigue considerando que esta correlación es muy buena para gastos bajos de gas y aceite, así como diámetros de tubería pequeños. Ellos presentaron en su trabajo experimental los resultados en tuberías de 0.0586 pg. a 1.017 pg. de diámetro y propusieron cuatro tipos de regímenes de flujo existentes durante el flujo multifásico. Los regímenes de flujo desarrollados son: Líquido turbulento-Gas turbulento, Líquido laminar-Gas turbulento, Líquido turbulento-Gas laminar, Líquido laminar-Gas Laminar. (Bai & Bai, 2005).

Dukler (1964)

El método de Dukler involucra el cálculo del colgamiento de líquido aun cuando las pérdidas de presión por aceleración se consideran despreciables. Dukler desarrolló un procedimiento para obtener un factor de fricción normalizado para las dos fases y el colgamiento real del líquido. (Garaicochea, 1991).

Eaton (1967)

Los datos fueron tomados de pruebas en flujo multifásico horizontal en unas instalaciones localizadas en la Union Oil Company de California. La unidad para prueba consistía de dos líneas de prueba de 1,700 ft, los diámetros de las líneas fueron de 2 y 4 pulgadas respectivamente. Se seleccionaron líneas largas para lograr un acercamiento más parecido a las condiciones de campo. La precisión del método para determinar la presión en algún punto de la tubería dependerá de las magnitudes de los decrementos de presión tomadas: entre más pequeños sean los decrementos de presión aumentará la precisión del cálculo. (Eaton, Andrews, & Knowles, 1967).

Beggs & Brill (1973)

Esta correlación se desarrolló a partir de datos experimentales en tuberías de acrílico transparente de 1 y 1½ pg. de diámetro y 90 pies de longitud, con inclinaciones de $\pm 90^\circ$ bajo condiciones de operación controladas y empleando como fluidos de prueba aire y agua. (Bai & Bai, 2005)

Brill & Minami (1987)

K. Minami y J.P. Brill Publicaron en 1987 los resultados de un estudio experimental para determinar el colgamiento de líquido en tuberías horizontales. De sus observaciones concluyeron que el fenómeno de colgamiento no quedaba definido totalmente con las correlaciones existentes a la fecha, por lo que, de un análisis comparativo entre estas y del resultado de sus experimentos obtuvieron dos correlaciones: la primera, aplicable a líneas para transportar gas húmedo únicamente y la segunda, de carácter general, para cualquier tipo de gas que circule por una línea horizontal. (Bai & Bai, 2005).

2.4 Modelos mecanísticos de flujo bifásico en tuberías horizontales

El desarrollo de modelos mecanísticos data de los años 70's y consiste básicamente en el planteamiento de un modelo físico simplificado del problema, al que se le aplica un análisis matemático, desarrollando las ecuaciones que representan el

fenómeno, introduciendo el mayor número de variables de control que permitan las simplificaciones. De esta manera, al sustentarse estos modelos en teorías previamente establecidas, es posible tener mejor un control sobre dichas variables y además, los rangos de aplicación sólo estarán limitados por las simplificaciones planteadas por el modelo mismo. (Torres & Trauwitz, 2008).

Como se mencionó en el Capítulo 1, el modelo mecanístico pionero fue desarrollado por Taitel y Dukler, empleado para la predicción de los patrones de flujo en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas.

Taitel y Dukler establecen las transiciones entre los patrones de flujo, iniciando su análisis al considerar que el primer patrón de flujo presente en la tubería es el estratificado suave, y que al incrementar el gasto de líquido, pasa a ser estratificado ondulado por la presencia de ondas en la interfase gas-líquido. Al ir cambiando las condiciones de flujo, se presenta la transición a un patrón de flujo no estratificado: a un bajo gasto de gas y alto gasto de líquido, se tiene un flujo intermitente; de lo contrario (alto gasto de gas y bajo gasto de líquido), se presenta el flujo anular. Ahora bien, teniendo la presencia de un patrón de flujo intermitente, si continúa incrementándose el gasto de líquido, se presenta la transición al patrón de flujo burbuja dispersa.

El estudio de Taitel y Dukler, en consecuencia, comprende tres transiciones principales entre los patrones de flujo, mostrados en la Fig. 2.2:

- Estratificado – No estratificado (Intermitente – Anular disperso [B]) [A].
- Intermitente – Burbuja dispersa [D].
- Estratificado Suave – Estratificado Ondulado [C].

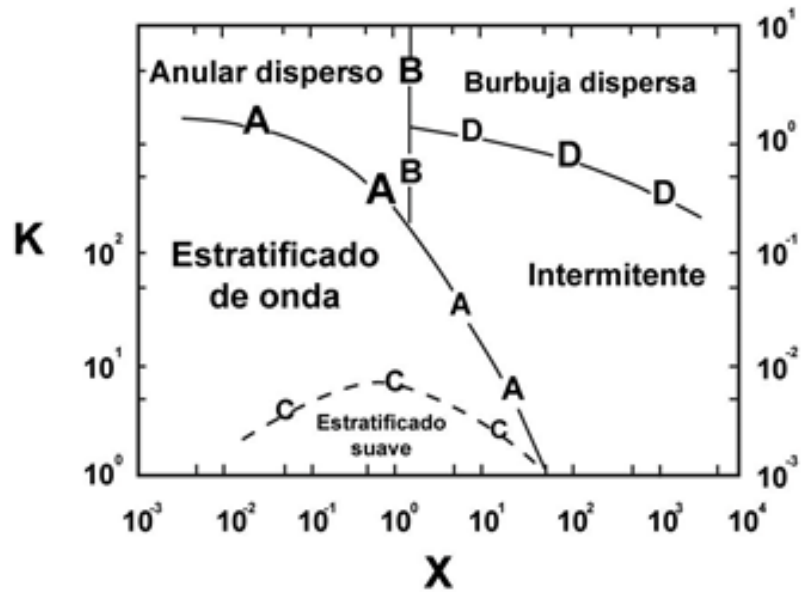


Fig. 2.2 Mapa de patrón de flujo horizontal de Taitel y Dukler (Taitel & Dukler, 1976).

Taitel y Dukler, partiendo de un patrón de flujo estratificado suave en equilibrio (Fig. 2.3),

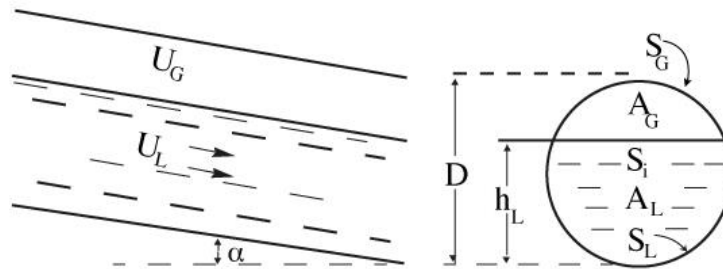


Fig. 2.3 Flujo estratificado suave en equilibrio, Taitel y Dukler (Taitel & Dukler, 1976).

realizan un balance de momentum en cada fase, teniendo como resultado las ecuaciones siguientes:

$$-A_L \left(\frac{dP}{dx} \right) - \tau_{WL} S_L + \tau_i S_i + \rho_L A_L g \text{ sen } \alpha = 0, \quad (2.16)$$

$$-A_G \left(\frac{dP}{dx} \right) - \tau_{WG} S_G + \tau_i S_i + \rho_G A_G g \text{ sen } \alpha = 0. \quad (2.17)$$

La ecuación 2.16 representa el balance de momentum en la fase líquida, mientras que la 2.17, en la fase gas. Al igualar el gradiente de presión en cada fase, se tiene la ecuación combinada siguiente:

$$\tau_{WG} \frac{S_G}{A_G} - \tau_{WL} \frac{S_L}{A_L} + \tau_i S_i \left(\frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_G} \right) + (\rho_L - \rho_G) g \operatorname{sen} \alpha = 0, \quad (2.18)$$

donde:

A_L : área transversal del flujo del líquido.

A_G : área transversal del flujo del gas.

τ_{WL} : esfuerzo cortante en la pared del líquido.

τ_{WG} : esfuerzo cortante en la pared del gas.

τ_i : esfuerzo cortante en la interfase gas-líquido.

S_L : perímetro mojado del líquido sobre el cual actúa el esfuerzo.

S_G : perímetro mojado del gas sobre el cual actúa el esfuerzo.

S_i : perímetro mojado del líquido sobre el cual actúa el esfuerzo.

La ecuación anterior, combina todas las fuerzas que actúan sobre las fases y que determinan la altura de equilibrio del líquido en la tubería, h_L , en el flujo estratificado, la cual, de forma adimensional, será:

$$X^2 \left[(\tilde{V}_L \tilde{D}_L)^{-n} \tilde{V}_L^2 \frac{\tilde{S}_L}{\tilde{A}_L} \right] - \left[(\tilde{V}_G \tilde{D}_G)^{-m} \tilde{V}_G^2 \left(\frac{\tilde{S}_G}{\tilde{A}_G} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_L} + \frac{\tilde{S}_i}{\tilde{A}_G} \right) \right] - 4Y = 0. \quad (2.19)$$

Todas las variables adimensionales que forman parte de la ecuación anterior, están en función de la altura de líquido adimensional: $\tilde{h}_L = h_L/D$

El parámetro adimensional X es conocido parámetro de Lockhart y Martinelli y puede ser calculado directamente si se conocen los gastos, las propiedades de los fluidos y el diámetro de la tubería. El parámetro adimensional Y , que también puede calcularse directamente, es cero cuando se trata de tuberías horizontales y representa las fuerzas relativas que actúa sobre el líquido en la dirección del flujo, debidas a la gravedad y a la caída de presión.

Conociendo los valores de dichos parámetros, es posible identificar la altura de la película de líquido adimensional, correspondiente a las condiciones bajo las cuales se presenta el patrón de flujo estratificado suave. El siguiente paso, es identificar cual es realmente el patrón de flujo presente, para las condiciones de operación dadas, por medio de los criterios de transición propuestos por Taitel y Dukler, mismos que no se mencionan en éste trabajo.

Partiendo del análisis antes descrito, diferentes modelos han sido desarrollados de forma posterior; tal es el caso del modelo de Xiao et al., quienes bajo el mismo concepto, modifican ciertos valores propuestos por Taitel y Dukler en sus criterios de transición, desarrollando así un modelo mecanístico integral para flujo bifásico en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal el cual, además de predecir el patrón de flujo presente, permite calcular el gradiente de presión y el colgamiento de líquido para cada uno de los patrones, por medio de sus respectivas ecuaciones constitutivas.

A continuación, se detallan los criterios de transición propuestos por Xiao et al., así como las ecuaciones constitutivas de los modelos individuales para flujo estratificado y flujo burbuja dispersa. Lo correspondiente a los patrones de flujo intermitente y anular, es posible consultarlo en su artículo, mismo que se menciona en las referencias bibliográficas.

Es importante reiterar que en éste trabajo de investigación se utilizó dicho modelo, habilitado en el software empleado.

2.5 Modelo mecanístico de Xiao et al.

El modelo de Xiao et al., presenta los criterios de transición siguientes:

Transición estratificado-no estratificado

Suponiendo la existencia del patrón de flujo estratificado suave en equilibrio, hasta éste punto se conoce la altura de líquido, h_L , correspondiente. Sí para las condiciones de flujo dadas, el flujo estratificado no se encuentra en equilibrio, se presentará la transición a otro patrón de flujo. Utilizando la teoría de Kelvin-Helmholtz

para analizar la estabilidad de las ondas finitas en la interfase gas-líquido, Taitel y Dukler afirman que cuando incrementa la aceleración en el gas y decrementa la presión ejercida por el gas sobre el líquido, las ondas tienden a crecer y por lo tanto el flujo estratificado no se puede conservar. Por otro lado, la gravedad que actúa sobre las ondas, tiende a hacerlas decrecer, impidiendo la transición a un flujo no estratificado.

Partiendo de dicho análisis, las condiciones para que se genere una inestabilidad en la interfase gas-líquido, se presentan cuando la fuerza de succión sobre la onda es mayor que la fuerza de gravedad, por lo que el criterio de inestabilidad para un flujo estratificado está dado por:

$$V_g > \left(1 - \frac{h_L}{D}\right) \left[\frac{(\rho_L - \rho_g)g \cos \alpha A_g}{\rho_g \left(\frac{dA_L}{dH_L}\right)} \right]^{1/2}, \quad (2.20)$$

la expresión 2.20 demuestra que, si la velocidad del gas es mayor que la expresión de la derecha, la fuerza de succión es mayor a la fuerza de gravedad, causando una inestabilidad y la consecuente transición de estratificado a no estratificado.

Esta transición se muestra en la Fig. 2.2, con la letra [A].

Transición de intermitente-anular disperso

Cuando las ondas son inestables, es posible presenciar dos efectos: la transición a un flujo intermitente o a un flujo anular, dependiendo de si hay suficiente suministro de líquido o no.

Así, para altos gasto de líquido y bajos gastos de gas, el valor alcanzado de h_L podría ser tal que el líquido podría adherirse a la superficie interna de la tubería, dando lugar al flujo intermitente. De lo contrario, a bajos gastos de líquido y altos gastos de gas, las ondas serían empujadas hacia la pared interna de la tubería, dando lugar a flujo anular. De lo anterior, se entiende que la transición entre un patrón de flujo intermitente y anular, está en función de la altura de la película de líquido, h_L .

La altura adimensional de la película de líquido crítica, $\tilde{h}_L = \frac{h_L}{D}$ propuesta en el modelo Taitel y Dukler (1976), es de 0.5; posteriormente, Barnea et al. (1982a) modifica este criterio, teniendo en cuenta la posible fracción de vacío de gas en el bache de líquido cerca de la transición. Esta transición revisada está dada por:

$$\frac{h_L}{D} < 0.35, \quad (2.21)$$

misma que utilizan Xiao et al. para su modelo. Esto se muestra como transición [B] en la Fig. 2.2.

Transición flujo intermitente-burbuja dispersa

A medida que h_L se aproxima a la superficie interna de la tubería, y dependiendo del incremento en los gastos de cada fase, puede presentarse la transición de flujo intermitente a burbuja dispersa; específicamente con gastos de líquidos altos y gastos de gas bajos.

Debido a las fuerzas de flotación de la fase gas, ésta tiende a ubicarse en la parte superior interna de la tubería, dando lugar a las bolsas de gas características del flujo intermitente; al incrementarse el gasto de líquido, y en consecuencia su velocidad, las fuerzas de turbulencia llegan a ser lo suficientemente altas para romper dichas bolsas, hasta superar las fuerzas de flotación provocando que el gas ya no sea capaz de permanecer en la parte superior y evitando la coalescencia de las burbujas, las cuales son arrastradas por la fase líquida.

El criterio de transición se expresa como:

$$V_L > \left[\frac{4 A_g g \cos \alpha}{S_i f_L} \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_L} \right) \right]^{1/2}. \quad (2.22)$$

Matemáticamente, la expresión 2.22 demuestra que cuando la velocidad del líquido es mayor que la expresión de la derecha, las fuerzas de turbulencia son mayores a las fuerzas de flotación, y se presentará la transición de intermitente a burbuja dispersa. Esto se muestra como transición [D] en la Fig. 2.2.

Transición de Estratificado suave-estratificado ondulado

Esta transición depende de la velocidad de la fase líquida, la cual debe alcanzar un valor lo suficientemente alto para generar ondas en la superficie gas-líquido, pero lo suficientemente bajo para no promover la transición a un patrón de flujo no estratificado.

Para las ondas inducidas por el efecto de venteo sobre la interfase, Taitel y Dukler propone el criterio siguiente, según la teoría de Jeffrey:

$$V_g > \left[\frac{4\mu_L(\rho_L - \rho_g)g \cos \alpha}{S \rho_L \rho_g V_L} \right]^{1/2}, \quad (2.23)$$

donde S es un factor de seguridad asociado con la recuperación de presión corriente debajo de la onda.

Taitel y Dukler utilizan un valor de $S=0.01$, que coincide con sus datos experimentales. Sin embargo, en el estudio realizado por Andritsos et al. (1986), se demostró que la ecuación no es exacta con el valor de $S=0.01$, para líquidos de alta viscosidad, por lo que encontraron una buena coincidencia al utilizar un valor de $S=0.06$. El modelo propuesto por Xiao et al., toma el modelo original de Taitel y Dukler, utilizando el coeficiente $S=0.06$ propuesto por Andritsos et al.

Para el flujo estratificado en tuberías inclinadas descendentes, las ondas pueden desarrollarse bajo la influencia de la gravedad, incluso sin la presencia del esfuerzo de corte interfacial. Para esto, Xiao et al., utilizan el criterio de transición de Barnea et al. (1982a):

$$\frac{V_L}{\sqrt{g h_L}} > 1.5, \quad (2.24)$$

en la Fig. 2.2, éste límite de transición está representado por la curva [C].

Modelos de flujo individuales

Después de predecir el patrón de flujo real a las condiciones de operación dadas, se necesitan las ecuaciones constitutivas de los modelos individuales para el cálculo

del colgamiento del líquido y la caída de presión. A continuación se describen únicamente los modelos para flujo estratificado y flujo burbuja dispersa.

Modelo de flujo estratificado

Debido al efecto de la gravedad, el patrón de flujo estratificado es uno de los más frecuentes en el flujo bifásico en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal (inclinadas), ya que el líquido fluye en la parte inferior de la tubería mientras que el gas viaja en la parte superior, como se muestra en la Fig. 2.4.

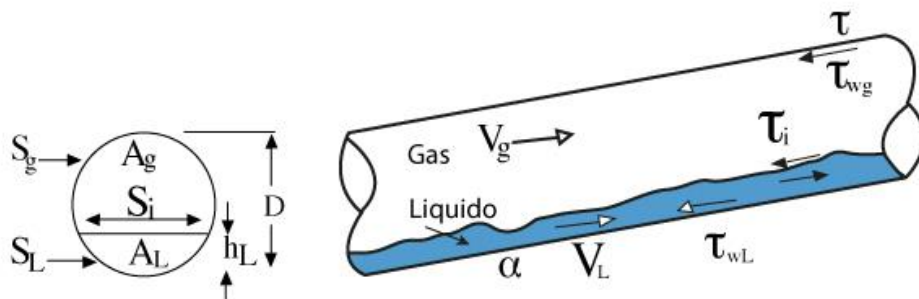


Fig. 2.4 Modelo físico para flujo estratificado (Shoham, 2006)

Partiendo de que el valor de $\tilde{h}_L = \frac{h_L}{D}$ ya fue identificado, el siguiente paso es determinar el colgamiento de líquido, E_L , con la expresión siguiente:

$$E_L = \frac{\theta - \text{sen } \theta}{2\pi}, \quad (2.25)$$

donde:

$$\theta = 2 \cos^{-1} \left(1 - 2 \frac{h_L}{D} \right). \quad (2.26)$$

Con el colgamiento del líquido se puede obtener el gradiente de presión, igualando las ecuaciones 2.16 y 2.17, es decir:

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right) = \frac{\tau_{wL} S_L + \tau_{wg} S_g}{A} + \left(\frac{A_L}{A} \rho_L + \frac{A_g}{A} \rho_g\right) g \text{ sen } \alpha, \quad (2.27)$$

El primer término del lado derecho de la ecuación representa el gradiente de presión por fricción y el segundo término, el gradiente de presión gravitacional.

Para los esfuerzos de corte en el líquido, el gas y en la interfase, se utilizan las ecuaciones:

$$\tau_{WL} = f_L \frac{\rho_L V_L^2}{2}, \quad \tau_{Wg} = f_g \frac{\rho_g V_g^2}{2}, \quad \tau_i = f_i \frac{\rho_g V_g^2}{2}, \quad (2.28)$$

donde f_L y f_g se obtienen como:

$$f = \frac{16}{Re} \quad \text{para } Re \leq 2000, \quad (2.29)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3.48 - 4 \log \left(\frac{2\varepsilon}{D} + \frac{9.35}{Re\sqrt{f}} \right) \quad \text{para } Re \geq 2000, \quad (2.30)$$

y donde ε es la rugosidad absoluta de la tubería.

El número de Reynolds del líquido y gas están definidos como:

$$Re_L = \frac{\rho_L V_L D_L}{\mu_L}, \quad Re_g = \frac{\rho_g V_g D_g}{\mu_g}, \quad (2.31)$$

los diámetros hidráulicos se evalúan tomando como base la propuesta de Taitel y Dukler:

$$D_L = \frac{4A_L}{S_L}, \quad D_g = \frac{4A_g}{(S_g + S_i)}. \quad (2.32)$$

Xiao et al., utilizan un valor de $f_i = 0.0142$, sugerido por Shoham y Taitel.

Modelo de flujo burbuja dispersa

Debido a que no hay ningún resbalamiento entre las fases, ésta pseudomonofase se predice con las propiedades promedio, por tal motivo, resulta el patrón de flujo más simple.

El colgamiento del líquido sin resbalamiento se expresa de la siguiente manera:

$$E_L = \frac{V_{SL}}{V_m}. \quad (2.33)$$

El número de Reynolds de la mezcla, con:

$$Re_m = \frac{\rho_m V_m D}{\mu_m}, \quad (2.34)$$

donde V_m , ρ_m y μ_m , se describieron en el Capítulo 1, y se calculan en función de E_L .

Finalmente, el gradiente de presión se obtiene con la ecuación siguiente:

$$-\left(\frac{dp}{dx}\right) = \frac{2f_m \rho_m V_m^2}{D} + \rho_m g \operatorname{sen} \alpha, \quad (2.35)$$

el primer término del lado derecho de la ecuación representa el gradiente de presión por fricción y el segundo término, el gradiente de presión gravitacional.

Capítulo 3

Estudio de caso: Red de oleogasoductos MP PUMA-1 y MP PUMA-2 a BS UNAM-1

Contar con la infraestructura adecuada para el manejo de la producción de hidrocarburos en superficie, es fundamental en el desarrollo de los campos petroleros. Con el fin de reducir el riesgo de tener redes de recolección insuficientes para transportar los hidrocarburos desde la cabeza de los pozos hasta las baterías de separación, lo que ocasionaría una disminución en la producción de aceite debido al represionamiento de las líneas, incremento en las caídas de presión o incluso producción diferida, el ingeniero de diseño de instalaciones debe prever la infraestructura óptima con base en un buen proceso de análisis, diseño y modelado de las mismas.

Así, el objetivo principal de este estudio es analizar la hidrodinámica del flujo de un oleogasoducto existente, perteneciente al Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo (AP-ATG), para posteriormente evaluar la futura interconexión de una línea nueva, por medio de cuatro escenarios diferentes.

Partiendo de lo anterior, en este capítulo se describen las características de las líneas a analizar, propiedades de los fluidos manejados y condiciones de operación, así como una descripción general del AP-ATG.

Se muestra también la manera en que fue procesada la información recopilada, así como el procedimiento empleado en el modelado de los fluidos y las líneas, con ayuda un software comercial.

3.1 Descripción del AP-ATG

El Paleocanal de Chicontepec, nombrado oficialmente desde el año 2006 por Pemex - PEP como proyecto Aceite Terciario del Golfo (ATG), fue descubierto en 1926 e inició su explotación en 1952 con el campo Presidente Alemán. El área del proyecto se ubica en la porción Centro-Oeste de México, entre los paralelos 20° 15' y 21° 13' de latitud Norte, y los meridianos 96° 58' y 98° 13' de longitud Oeste.

Comprende una zona que comparten las entidades federativas de Veracruz y Puebla, específicamente en el Noroeste del Estado de Veracruz y una porción mínima del Noreste del Estado de Puebla, abarcando un total de 15 municipios. (Reyes, 2010).

Se subdivide en 8 sectores (ver Fig. 3.1), conformados por los campos Agua Fría, Agua Nacida, Coapechaca, Corralillo, Coyol, Coyotes, Coyula, Escobal, Furbero, Horcones, Humapa, Miquetla, Palo Blanco, Presidente Miguel Alemán, Remolino, Soledad y Tajín, por mencionar algunos. Cuenta con poco más de 30 baterías de separación y el tipo de aceite producido varía entre extrapesado y ligero con un rango de grados API entre 10-34.

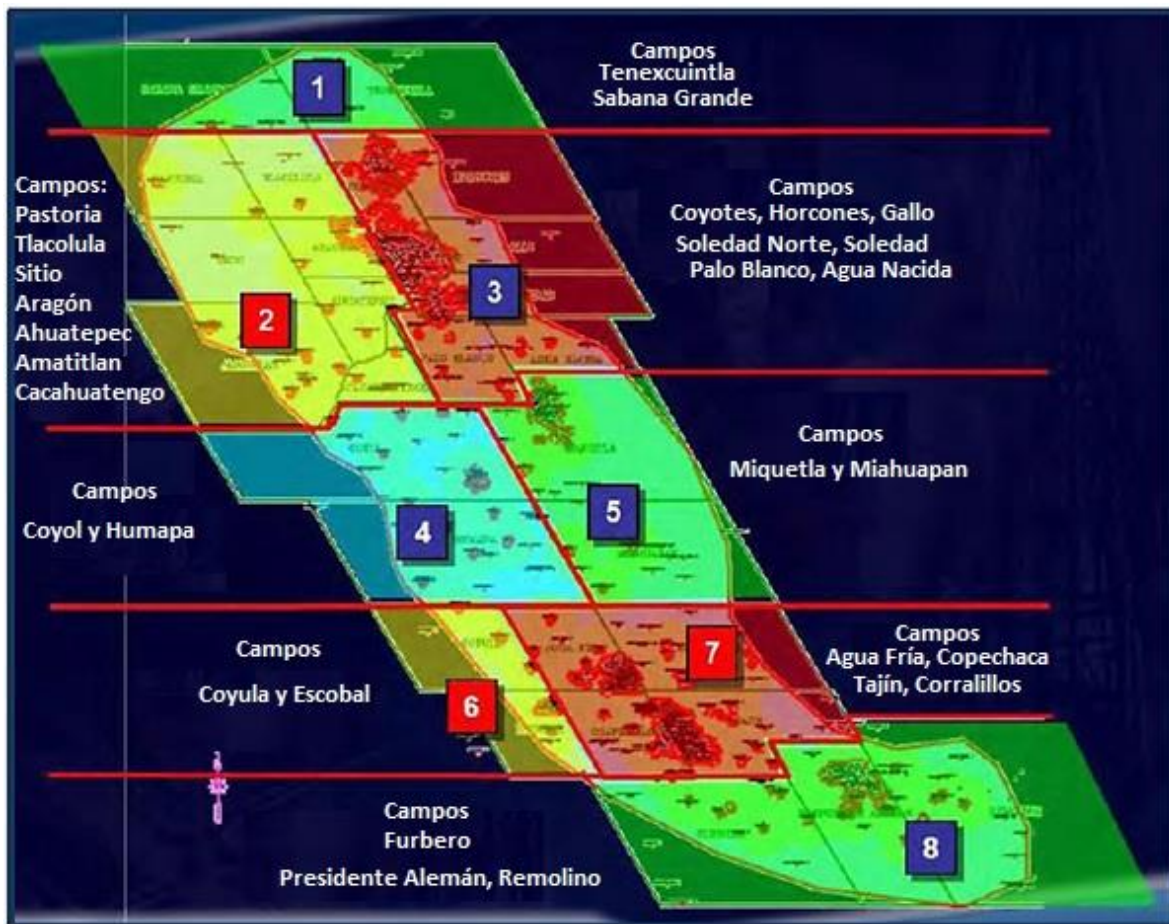


Fig. 3.1 Ubicación de los sectores del AP-ATG (PEMEX 2008). Tomado de. (Santiago, 2012).

3.2 Recopilación de información

Actualmente, se transporta la producción de 10 pozos de los campos Remolino y Presidente Alemán, desde la macropera (MP en adelante) PUMA-1, a través del oleogasoducto AW-1, hasta la batería de separación (BS en adelante) UNAM-1. El aceite tiene una gravedad promedio de 16 °API y una viscosidad entre 91 cp. a 4 082.0 cp., a una temperatura de 105.7° C y 35° C, respectivamente. Se pretende incorporar la producción futura de 10 pozos pertenecientes a la MP PUMA-2.

La información recopilada, descrita a continuación, fue proporcionada por el personal de diseño del AP-ATG, debido al manejo de información, se utilizaron algunos valores referidos de forma verbal por el personal operativo del Activo.

3.2.1 Geometría de las líneas

Las líneas a analizar son las siguientes:

- Oleogasoducto AW-1, de la MP PUMA-1 a la BS UNAM-1 (existente).
- Oleogasoducto AW-2, de la MP PUMA-2 a la BS UNAM-1 (nuevo).
- Oleogasoducto AW-3, de la MP PUMA-2 a interconexión con el oleogasoducto AW-1 (nuevo).
- Oleogasoducto AW-4, de la MP PUMA-2 a la BS UNAM-1 (nuevo).
- Oleogasoducto AW-5, de la MP PUMA-2 a interconexión con el oleogasoducto AW-1 (nuevo).

3.2.1.1 Línea existente

El oleogasoducto existente (AW-1), transporta la producción de la MP PUMA-1 a la BS UNAM-1, como se muestra en la Fig. 3.2. Se incluye el perfil topográfico de la línea existente. Cuenta con un diámetro nominal de 6 pulgadas y una longitud de 2.47 km.

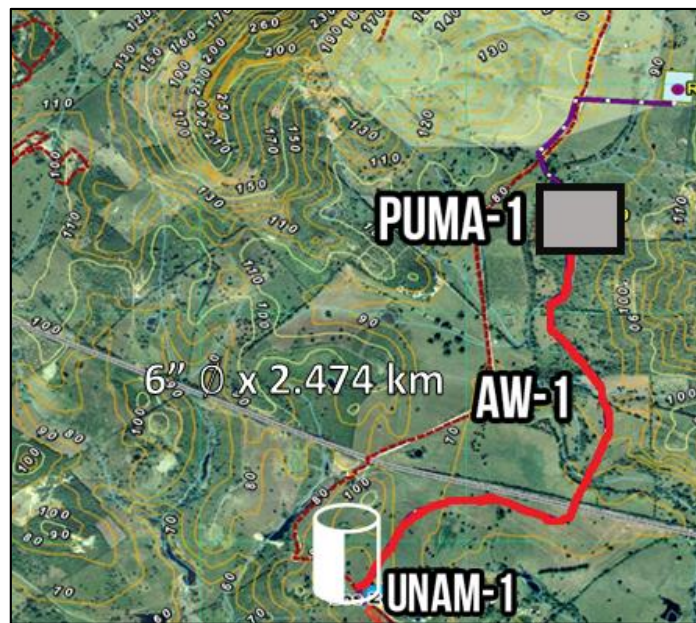


Fig. 3.2 Trazo de oleogasoducto de 6" \varnothing x 2.474 km, MP PUMA-1 –BS UNAM-1.

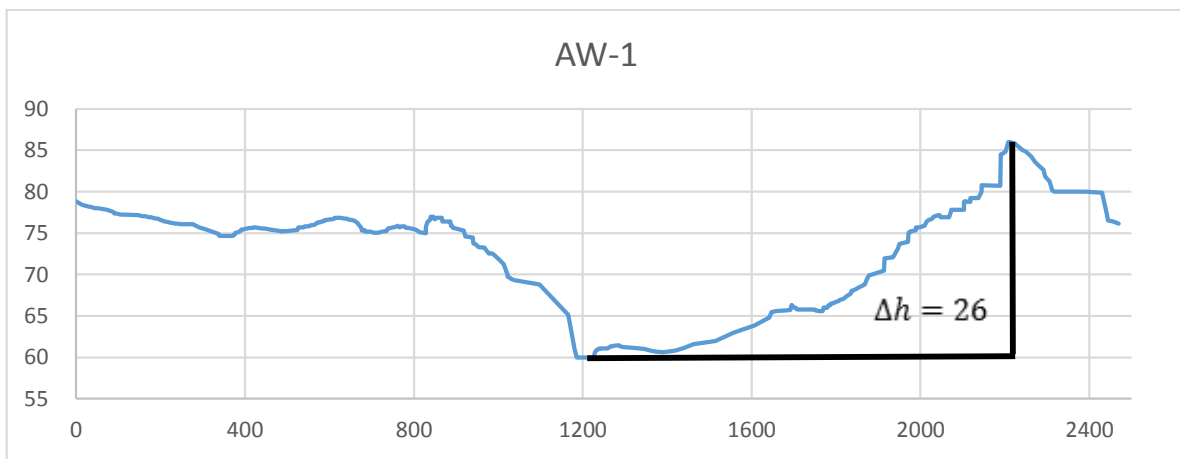


Fig. 3.3 Perfil topográfico del oleogasoducto AW-1.

Debido a que no se contaba con datos específicos de la línea, se supuso una tubería de acero API 5L-X52, con un espesor de 0.25 pg. y una rugosidad absoluta de 0.0006 pg.

De acuerdo con el perfil topográfico proporcionado por el área de diseño, se tiene una elevación máxima de hasta 26 metros, como se muestra en la Fig. 3.3.

No se cuenta con información sobre la construcción del mismo por lo que se supone una profundidad de enterramiento de 1.20 m., de acuerdo con la norma NRF-030 de PEMEX (clase de localización 1).

3.2.1.2 CASO 1

El oleogasoducto AW-2 transportará la producción de la MP PUMA-2 a la BS UNAM-1, utilizando el mismo derecho de vía del oleogasoducto AW-1 y extendiendo la línea 1.0 km, como se muestra en la Fig. 3.4. El oleogasoducto propuesto tiene una longitud total de 3.535 km.

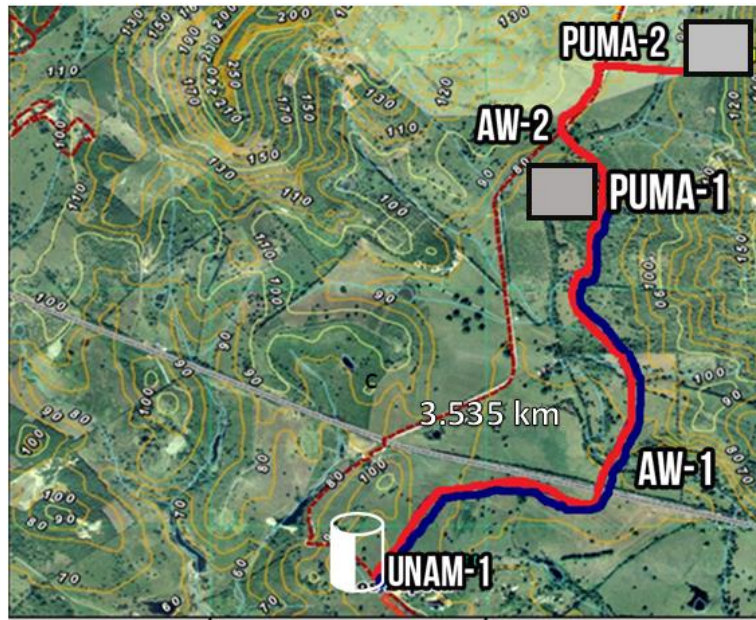


Fig. 3.4 Trazo de oleogasoducto de 3.535 km, MP PUMA-2 –BS UNAM-1.

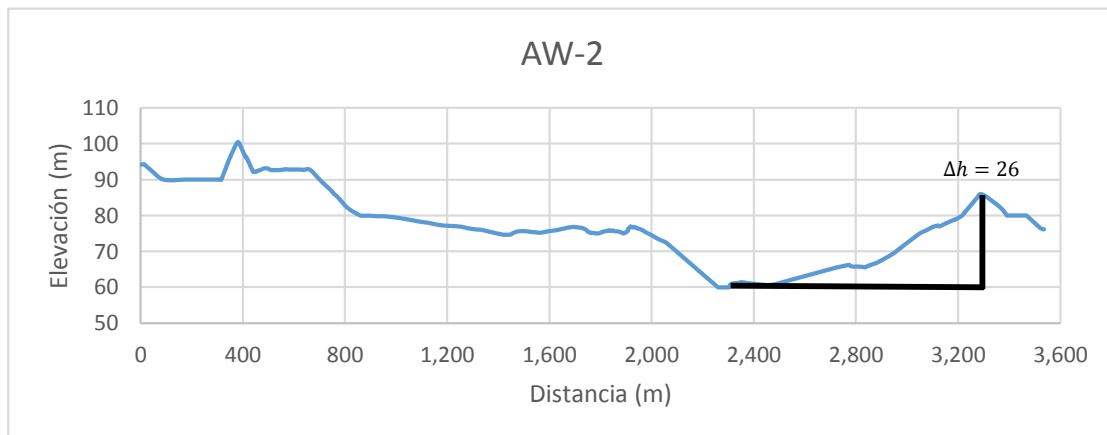


Fig. 3.5 Perfil topográfico del oleogasoducto AW-2.

3.2.1.3 Caso 2

El oleogasoducto AW-3, de 1.074 km de longitud incorporará, la producción de la MP PUMA-2, interconectándose al oleogasoducto existente AW-1, con la finalidad de transportar la producción de ambas macroperas a la BS UNAM-1.

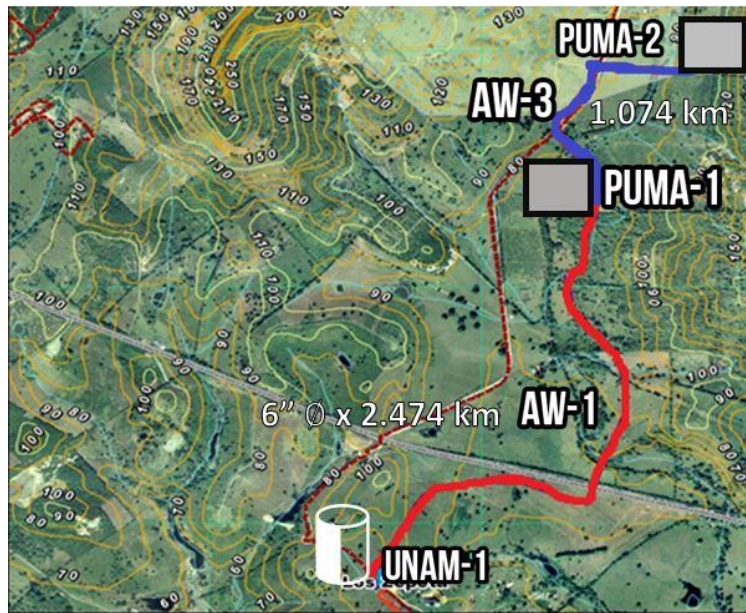


Fig. 3.6 Trazo de los Oleogasoductos de 1.074 km y 6" \varnothing x 2.474 km, respectivamente.

El perfil topográfico es el siguiente:

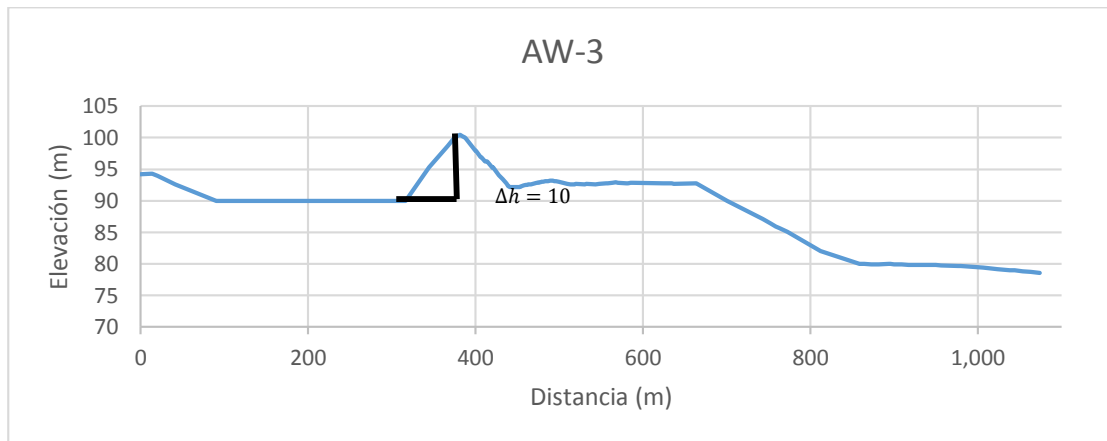


Fig. 3.7 Perfil topográfico del oleogasoducto AW-3.

3.2.1.4 Caso 3

Similar al caso 1, el oleogasoducto AW-4, transportará la producción de la MP PUMA-2 a la BS UNAM-1, utilizando el mismo derecho de vía del oleogasoducto AW-1, extendiendo la línea a 0.7 km por un área distinta, como se muestra en la Fig. 3.8.

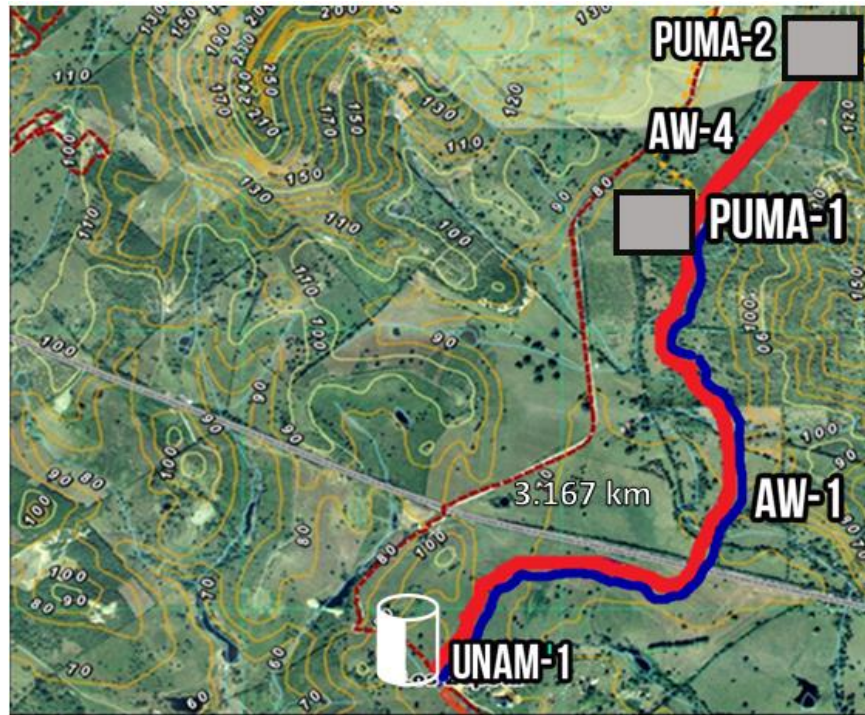


Fig. 3.8 Trazo del Oleogasoducto de 3.167 km.

El perfil topográfico es el siguiente:

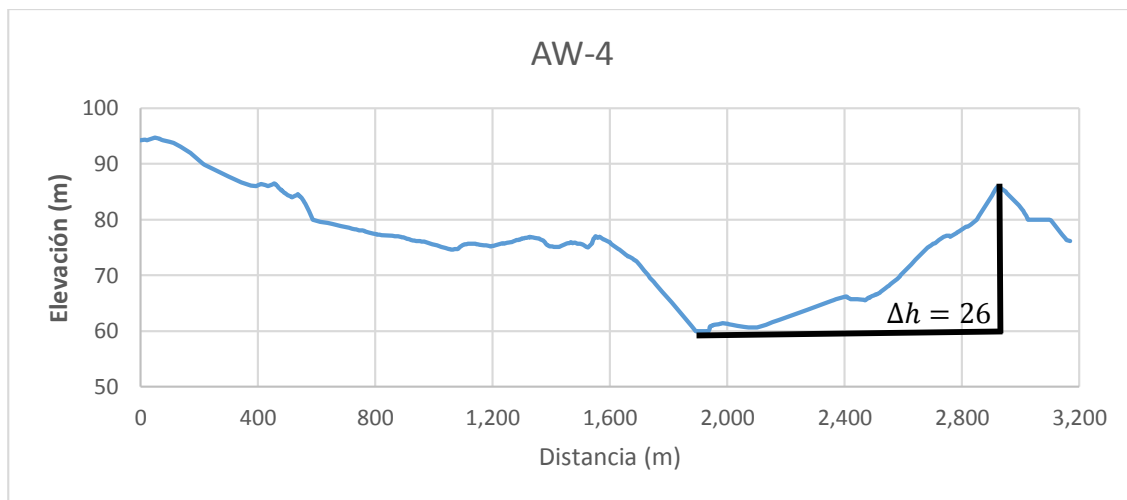


Fig. 3.9 Perfil topográfico del oleogasoducto AW-4.

3.2.1.5 Caso 4

Similar al caso 2, el oleogasoducto AW-5, con una longitud de 0.713 km se interconectará con el oleogasoducto AW-1, la producción de ambas macroperas a la BS UNAM-1 (ver Fig. 3.10).

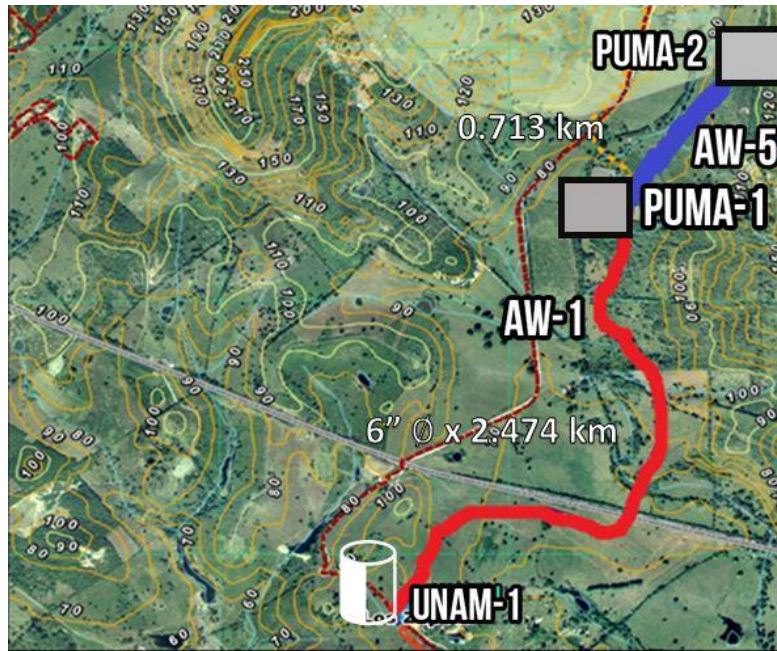


Fig. 3.10 Trazo del Oleogasoducto de 0.713 km y 6" ϕ x 2.474 km respectivamente.

El perfil topográfico se presenta a continuación:

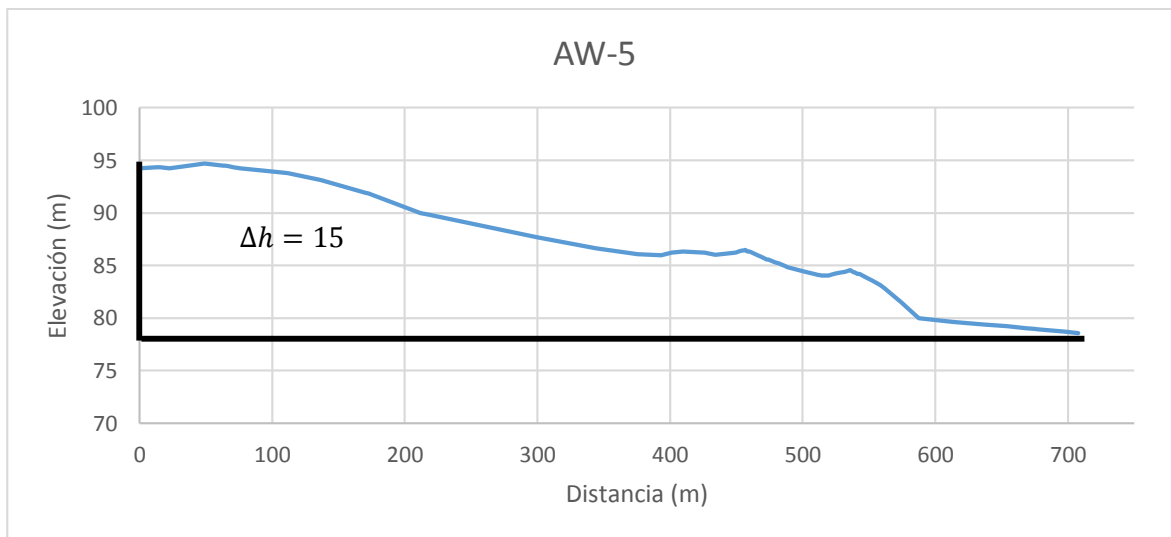


Fig. 3.11 Perfil topográfico del oleogasoducto AW-5.

3.2.2 Propiedades de los fluidos

De acuerdo con información proporcionada por el área operativa, los pozos de la MP PUMA-1 tienen gravedades API de los 15.8° a los 17.5°. Para este trabajo de investigación no se contó con un análisis PVT de los pozos productores de la MP PUMA -1, sin embargo, se utilizó un análisis PVT de un pozo perteneciente al campo

Remolino, el cual es representativo de los fluidos producidos por los pozos de la MP mencionada.

Se contó con información de la μ_{od} medida a diferentes temperaturas, así como los cortes de agua.

3.2.2.1 Macropera existente

El aceite que se tiene en la MP PUMA-1, tiene una gravedad promedio de 16°API y la μ_{od} se encuentra en un rango de 90 cp. hasta 4 100 cp. a temperaturas de 105.7 °C a 35°C, respectivamente.

Los datos del PVT proporcionados, fueron validados y corregidos con los métodos de Rojas y Al-Marhoun, respectivamente. La validación y corrección del PVT se detallan en el apéndice A.

Tabla 3.1 Propiedades físicas, MP PUMA-1.

γ_g	0.687	
API	16°	
RGA	42.903	$[m^3/m^3]$
$\mu_{od} @ 35\text{ }^\circ\text{C}$	4 082.0	$[cp]$
$\mu_{od} @ 105.7\text{ }^\circ\text{C}$	91.947	$[cp]$

3.2.2.2 Macropera nueva

El aceite de la MP PUMA-2 tiene una gravedad API de 16° y una RGA de 111 $[m^3/m^3]$; esta información se obtuvo de la base de datos de la Coordinación de Operación de Pozos e Instalaciones de Explotación (COPIE) del AP-ATG, la cual fue utilizada para realizar la simulación.

Tabla 3.2 Propiedades físicas MP PUMA-2.

API	16°	
RGA	111	$[m^3/m^3]$
Corte de agua	2	%

3.2.3 Condiciones de operación

Las condiciones de operación utilizadas, fueron reportadas por el personal operativo del Activo (Tabla 3.3). Para el caso de los gastos y cortes de agua de la MP PUMA-1, se emplearon bases de datos de donde fue posible obtener el comportamiento de la producción a lo largo de un año (Fig. 3.12).

Para el caso de la MP PUMA-2, el objetivo es contar con un oleogasoducto capaz de transportar la producción de 10 pozos con un gasto esperado de 100 bpd cada uno.

Es importante mencionar que debido a la incertidumbre en la temperatura del fluido en la cabeza de los pozos, se estimó un valor de 40° C, la cual mostró el mejor ajuste del modelo a las condiciones de operación reales.

Tabla 3.3 Condiciones de operación MP PUMA-1.

q_o	268	BPD
H_2O	8	%
p_{salida} MP PUMA-1	6 – 7	[kg/cm ²]
$p_{llegada}$ BS UNAM-1	3.5	[kg/cm ²]

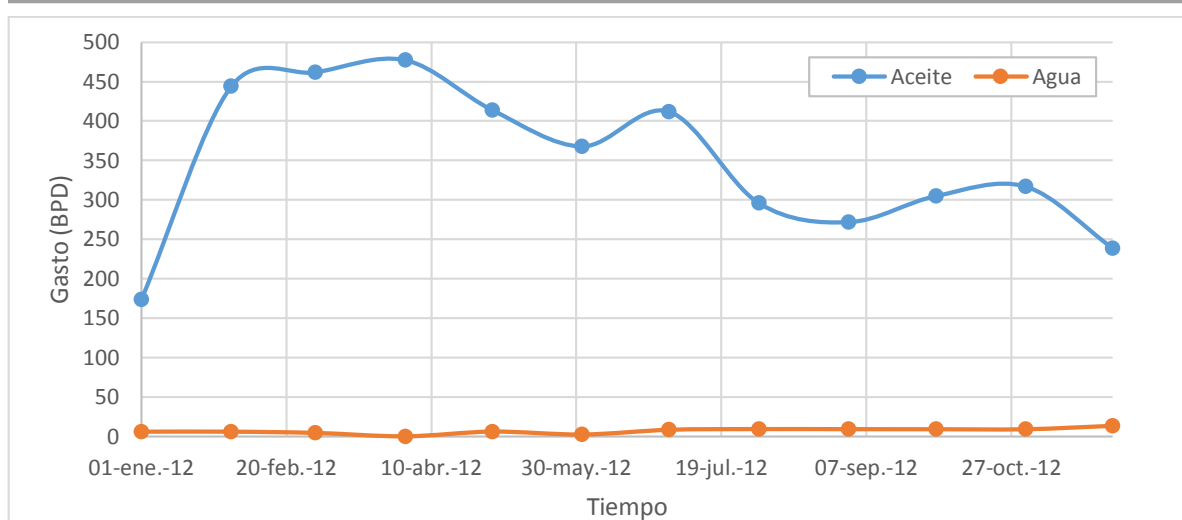


Fig. 3.12 Histórico de producción, MP PUMA-1.

3.3 Construcción del modelo

Una vez procesada la información recolectada, y definidas las condiciones de operación de la línea existente, se procede a reproducir el comportamiento de la línea AW-1 con la producción de la MP PUMA-1.

Ajustando el modelo, se procede a evaluar los diferentes casos para incorporar la producción de la MP PUMA-2, lo anterior con la ayuda del software comercial.

Los datos de entrada requeridos por el software son:

1. Gasto de líquido.
2. Temperatura de la mezcla a la entrada.
3. Corte de agua.
4. Propiedades de los fluidos (RGA, densidad, viscosidad, punto de burbuja, etc.).
5. Diámetro, longitud del oleogasoducto y rugosidad de la tubería.
6. Topografía del oleogasoducto.
7. Coeficiente de transferencia de calor.

El primer paso, una vez abierto el software, es seleccionar la opción “Red Nueva” en “Modelos de Red”.

A continuación se detalla la forma en la que se ingresaron los datos, fluidos y geometría de las líneas, hasta la selección de las correlaciones para predecir propiedades PVT y gradientes de presión.

3.3.1 Modelado de los fluidos

A continuación se detalla el procedimiento para el modelado de los fluidos de la macropera existente, PUMA-1, así como de la nueva, PUMA-2.

3.3.1.1 Modelado de fluido, MP PUMA-1

La configuración de los fluidos de la MP PUMA-1 se realizó con la opción de Modelo de fluido “Black Oil”. La información requerida se muestra en la Fig. 3.13

MP PUMA-1 - Propiedades "Black Oil"

Propiedades "Black Oil" | Datos de Viscosidad (Opcional) | Calibración Avanzada de Datos (Opcional) | Contaminar

Importar...
Exportar

Nombre del Fluido: Aceite 1
Comentario Opcional: Viscosidad Medida

Propiedades a Condiciones Estándar

WCut: 8 %
GOR: 42.903395 sm3/sm3
S.G. Gas: 0.687
S.G. Agua: 1.02
API: 16.173

Calibración de datos en el Pb
(La opción de calibración avanzada ha sido seleccionada y los datos de calibración del Punto de Burbuja serán desplegados en la ventana Calibración Avanzada)

Aceptar Cancelar Ayuda

Fig. 3.13 Modelado del fluido de la línea existente.

Para el caso de la gravedad específica del agua, se utiliza el valor predeterminado por el software, siendo de 1.02.

En la pestaña “Datos de viscosidad” (Fig. 3.14), el software ofrece la opción de seleccionar las correlaciones para predecir las μ_{od} , μ_{ob} y μ_o . Para el estudio de caso se utilizó el método “2 puntos de usuario” para calcular μ_{od} , debido a que se contaba con datos medidos en laboratorio.

La correlación seleccionada para predecir la viscosidad del aceite bajosaturado fue la De Ghetto et al., debido a que ésta fue desarrollada para aceites pesados, además de que en su trabajo, reportan un porcentaje de error menor, comparado con las otras correlaciones evaluadas por ellos.

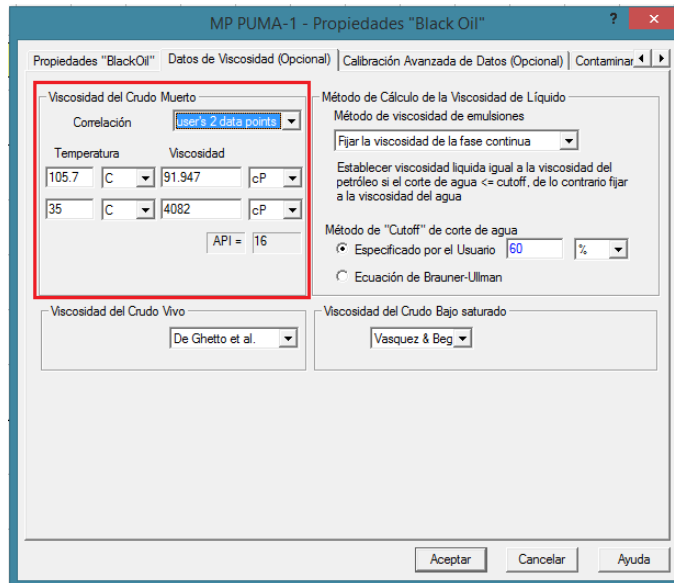


Fig. 3.14 Modelado de la viscosidad del fluido de la línea existente.

Gracias a que se contaba con un análisis PVT representativo, se utilizó la opción de “Calibración avanzada de Datos - Multipunto” (ver Fig. 3.15).

La información suministrada al software corresponde a los valores de R_s y B_o previamente corregidos, y la viscosidad del aceite y del gas se tomaron directamente del análisis PVT; las correlaciones seleccionadas se observan en la Fig. 3.15.

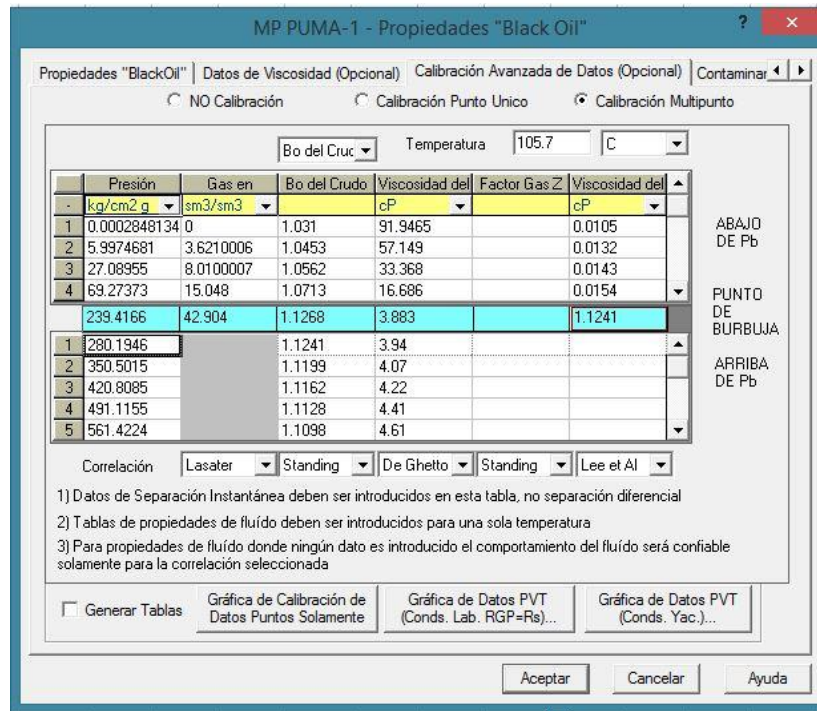


Fig. 3.15 Calibración multipunto del fluido de la línea existente.

El software utilizado permite incorporar los contaminantes reportados en el análisis PVT. Por tratarse de una fracción mol, los valores deben ser comprendidos entre 0 y 1. La Fig. 3.16 muestra los datos ingresados.

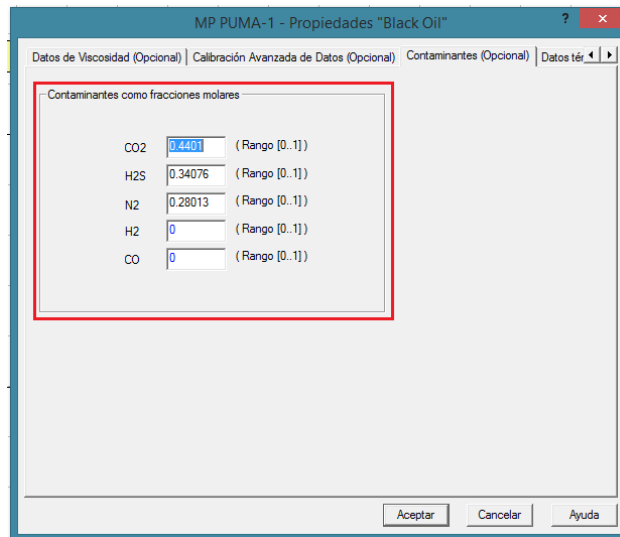


Fig. 3.16 Contaminantes del fluido línea existente.

3.3.1.2 Modelado de fluido, MP PUMA-2

Para el caso de la MP PUMA-2, también se utilizó la opción de modelo de fluido “Black Oil”, ya que personal del área operativa refirió valores de RGA, corte de agua y gravedad API de un pozo ya perforado en dicha macropera y el cual es manejado por medio de auto-tanque, siendo estos, datos representativos de los fluidos que se estima producir.

En la Fig. 3.17, se observan los datos utilizados, mencionados previamente en éste modelo.

Nombre del Fluido		Comentario Opcional	
Mezcla A		Incorporación	

Propiedades a Condiciones Estándar			
WCut	2	%	
GOR	111	sm3/sm3	
S.G. Gas	0.64		
S.G. Agua	1.02		
API	16		

Calibración de datos en el Pb (Opcional pero Recomendado)	
Presión	kg/cm2
Temperatura	C
Risb	sm3/sm2
Correlación de Gas en Solución	
Rs y Pb	Lasater

Fig. 3.17 Propiedades de los fluidos de la línea nueva.

Debido a que se desconoce la gravedad específica del gas, se trabajó con la establecida por el software.

3.3.2 Modelado de las líneas

El modelado de las líneas se realizó utilizando los perfiles topográficos proporcionados por personal de diseño. Se estimó una temperatura ambiente

promedio de 30° C (ver más adelante) y el coeficiente de transferencia de calor global, U, se utilizó de 2 (Btu/hr/ft²/°F), de acuerdo al comportamiento de otros pozos, el cual es un valor recomendado para el diseño de líneas en superficie. Los diámetros incorporados corresponden a los internos. La Fig. 3.18 muestra el modelado de la línea existente, AW-1.

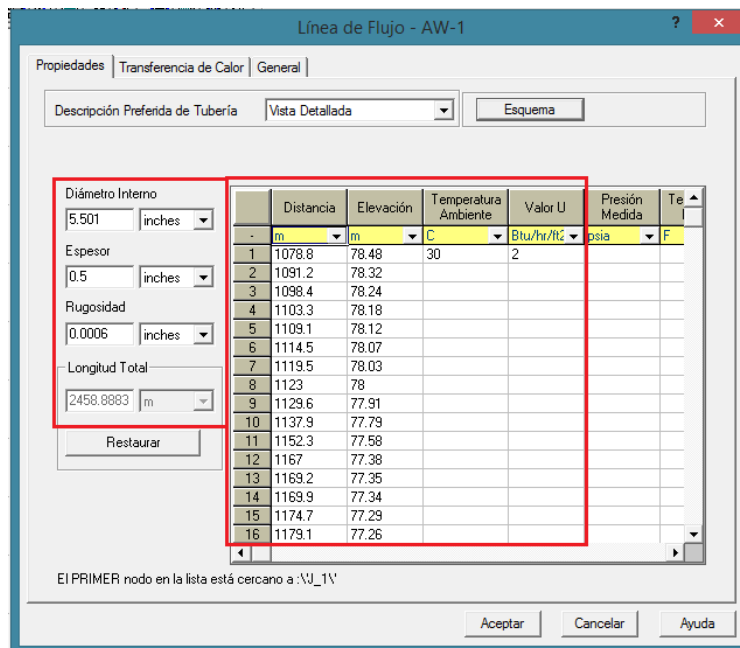


Fig. 3.18 Modelado de la línea existente, AW-1.

Para el modelado de los casos 1 al 4, se siguió el mismo procedimiento, incorporando los perfiles topográficos y diámetros internos correspondientes. La tabla 3.4 resume dicha información.

Tabla 3.4 Condiciones de los casos 1 a 4

Línea	Diámetro nominal (pg.)	Longitud (metros)	Rugosidad (pg.)	Espesor (pg.)	U (Btu/hr/ft ² /°F)
AW-1	5.501	2458.883	0.0006	0.25	2
AW-2	----	3539.727			
AW-3	----	1076.301			
AW-4	----	3170.366			
AW-5	----	708.3210			

3.3.3 Condiciones de operación

Las condiciones de operación requeridas en el modelo incluyen temperatura del fluido a la entrada y gasto del líquido, mientras que para las condiciones de salida se requiere únicamente la presión en la batería de separación. La presión de entrada y temperatura de salida son calculadas por el software.

La tabla 3.5 resume la información utilizada

Tabla 3.5 Información requerida por el software

Datos de entrada		
Gasto de aceite	268	[BPD]
Temperatura	40	[°C]
Datos de salida		
Presión	3.5	[kg/cm ²]

Temperatura ambiente promedio

Para la temperatura ambiente promedio, se consideró un histórico del meteorológico de la localidad (ver Fig. 3.19).

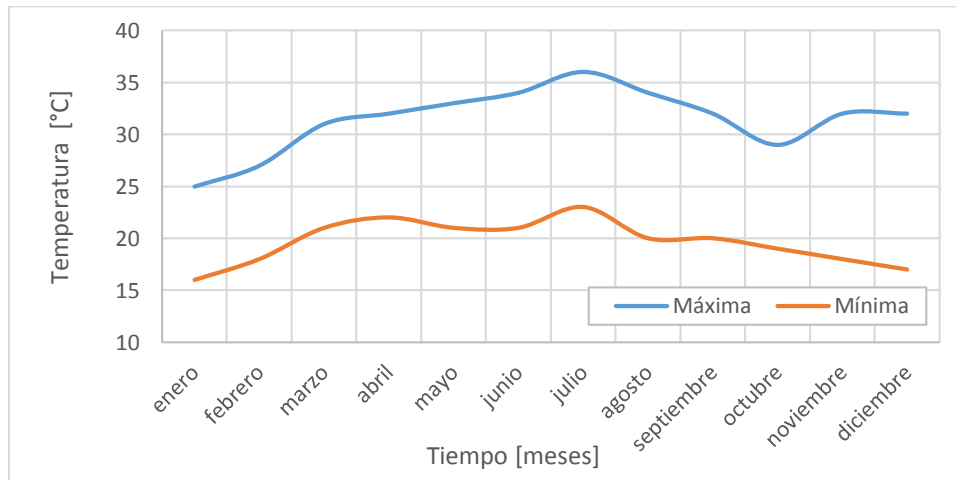


Fig. 3.19 Temperatura ambiente promedio de la región.

Finalmente, el modelo de la red de recolección con los 4 escenarios propuestos, se observa en la Fig. 3.20.

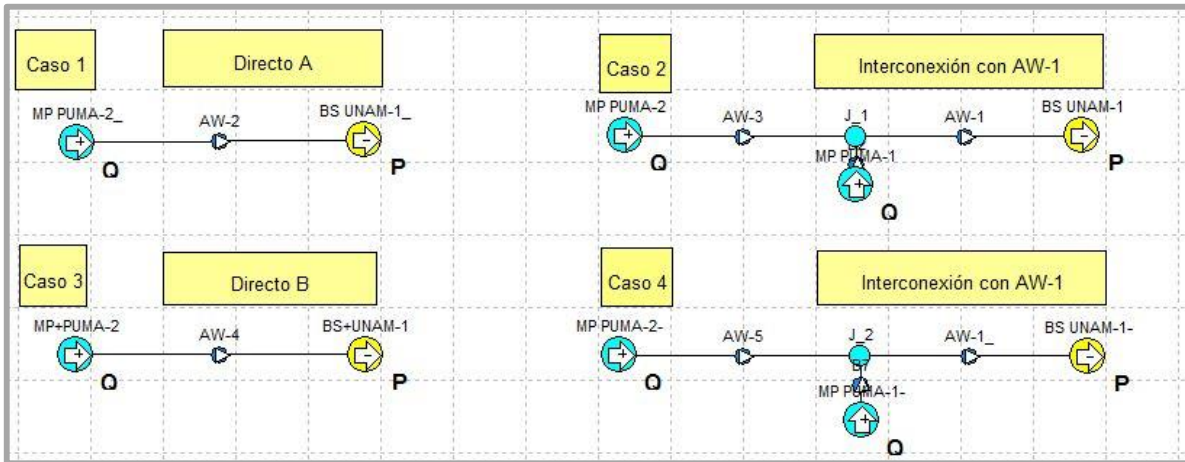


Fig. 3.20 Red de recolección, MP PUMA-1 y MP PUMA-2 a BS UNAM-1.

El siguiente paso consiste en correr el modelo y verificar que reproduce el comportamiento actual de la MP PUMA-1 y el oleogasoducto AW-1; logrado lo anterior, se analiza los diferentes escenarios propuestos.

Premisas

Dentro de las premisas establecidas por el personal de diseño de Activo, la nueva red de recolección debe satisfacer lo siguiente:

1. Mantener presiones en el destino (de separación) de 3.5 kg/cm^2 .
2. Manejar la producción máxima esperada en las macroperas.
3. Evitar contrapresiones mayores a $7 - 8 \text{ kg/cm}^2$ en las macroperas.
4. Evitar sobredimensionamiento de oleogasoductos.

Capítulo 4

Resultados

La prioridad de éste trabajo es analizar si la línea existente, AW-1, tiene la capacidad de transportar la producción que se va incorporar de la MP PUMA-2, manteniéndose dentro del rango de presiones reportadas por el personal operativo. Al reproducir las condiciones del oleogasoducto AW-1, se puede también verificar la capacidad de transporte del mismo, así como los efectos al cambiar las propiedades del fluido con la nueva incorporación. De igual manera, se tiene que seguir esta metodología si el escenario óptimo es el diseño de un oleogasoducto independiente.

En este capítulo se presenta el ajuste de la línea existente, AW-1; se analiza el efecto que tiene su cambio en el gasto de aceite, gravedad °API, contenido de agua y efectos de la temperatura ambiente sobre la hidrodinámica del flujo en dicha línea, y sobre las condiciones de operación en la MP PUMA-1.

Una vez reproducido el comportamiento en la MP PUMA-1 y el oleogasoducto AW-1, se procede a analizar los cuatro escenarios propuestos para incorporar la producción de la MP PUMA-2, ya sea interconectándose a la línea existente o diseñando una nueva.

4.1 Ajuste de las condiciones actuales

Recopilada la información necesaria, se procede a reproducir el comportamiento hidrodinámico de la línea AW-1 con ayuda del software comercial. La Fig. 4.1 representa la situación actual.

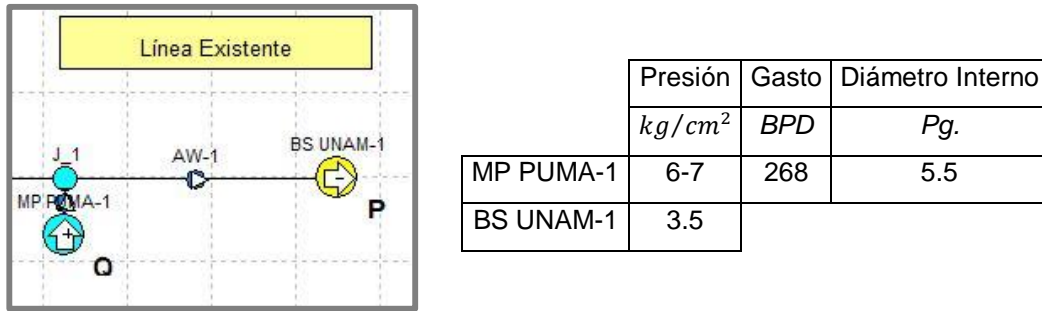


Fig. 4.1 Modelado de la red existente

Como se mencionó en el Capítulo 3, se cuenta con datos medidos en la llegada (BS UNAM-1) con un orden de $\pm 3.5 \text{ kg/cm}^2$. Personal de operación referenció un valor de $6 - 7 \text{ kg/cm}^2$ como presión a la entrada del oleogasoducto.

El siguiente paso fue identificar qué tipo de correlación o modelo mecánico reproducía el comportamiento real; se realizó un análisis de sensibilidad con diferentes correlaciones, obteniendo los resultados siguientes:

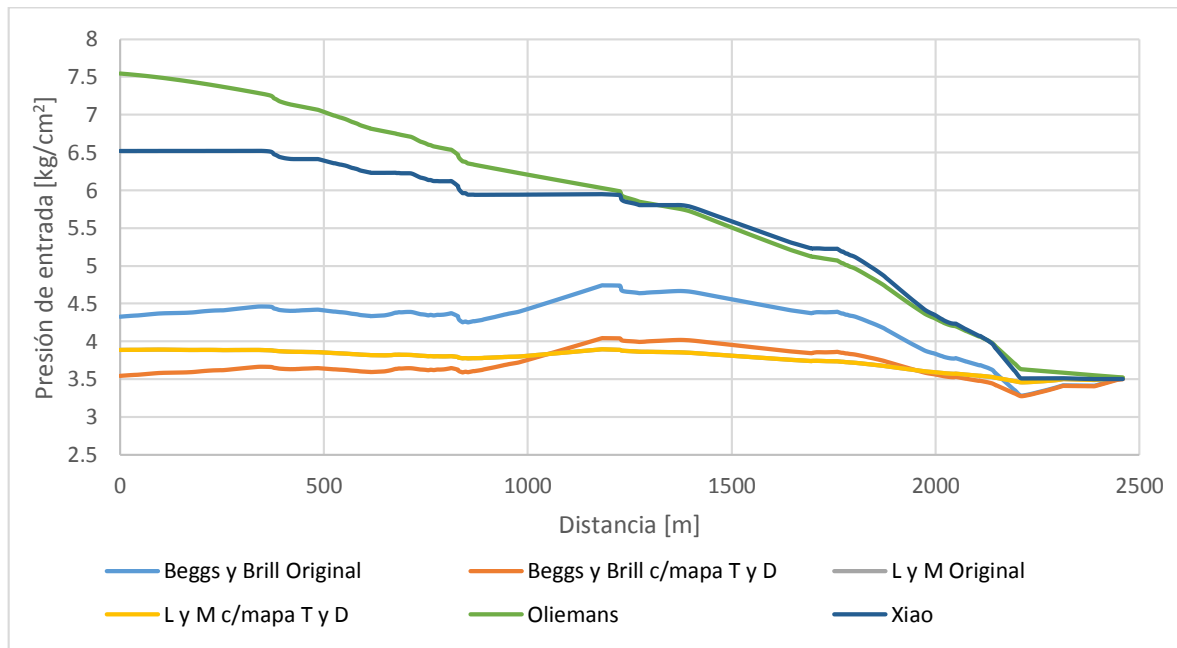


Fig. 4.2 Comportamiento de la presión a la entrada vs distancia, con los diferentes modelos analizados

En la tabla siguiente se resumen los valores de la presión a la entrada calculada con los modelos analizados.

Tabla 4.1 Predicción de la presión a la entrada.

Modelo	Presión a la entrada [kg/cm ²]
Beggs and Brill Original	4.1
Beggs y Brill c/mapa de T y D	3.5
Lockhart y Martinelli Original	3.8
Lockhart y Martinelli c/mapa de T y D	3.8
Oliemans	7.5
Xiao	6.5

Xiao et al. arroja un valor de 6.5 kg/cm², cercano al valor referido por el personal operativo. Por tal motivo, en este trabajo se decidió continuar el análisis con dicho modelo mecanístico.

En la tabla 4.2 se resumen los valores de H_L , así como los patrones flujo presentes a lo largo de la línea para cada modelo.

Tabla 4.2 Predicción de H_L y patrón de flujo con cada modelo.

Modelo	Distancia (m)	H_L (Prom)	Patrón de flujo presente
Xiao (Modelo Mecanístico)	0-500	52	Estratificado Suave, Intermitente
	500-1000	48.5	Intermitente, Estratificado suave, Bache
	1000-1500	18.75	Estratificado Suave, Intermitente, Bache
	1500-2000	46	Estratificado Suave, Intermitente, Bache
	2000-2500	43.5	Estratificado Suave, Intermitente
Beggs and Brill Original (Correlación)	0-500	51	Estratificado
	500-1000	61	Estratificado, Bache
	1000-1500	64	Estratificado
	1500-2000	38	Estratificado, Bache
	2000-2500	31.5	Estratificado
Beggs and Brill con mapa de T y D (Correlación)	0-500	32.5	Estratificado Suave, Intermitente
	500-1000	30.5	Estratificado Suave, Intermitente, Bache
	1000-1500	32.5	Estratificado Suave, Intermitente
	1500-2000	33.5	Estratificado Suave, Intermitente, Bache
	2000-2500	24	Estratificado Suave, Intermitente

Tabla 4.2 (continuación)			
Oliemans (Correlación)	0-500	68	Estratificado Suave, Intermitente
	500-1000	66	Estratificado Suave, Intermitente
	1000-1500	63	Estratificado Suave, Intermitente
	1500-2000	58	Estratificado Suave, Intermitente, Bache
	2000-2500	51.5	Estratificado Suave, Intermitente

Como se puede observar en la tabla anterior, no se incluyen los resultados de la correlación de Lockhart y Martinelli, debido a que ellos no predicen los valores para el H_L en tuberías horizontales.

Finalmente, con el modelo mecánico seleccionado y los datos proporcionados, se obtuvo la curva característica del oleogasoducto AW-1, mostrada en la Fig. 4.3.

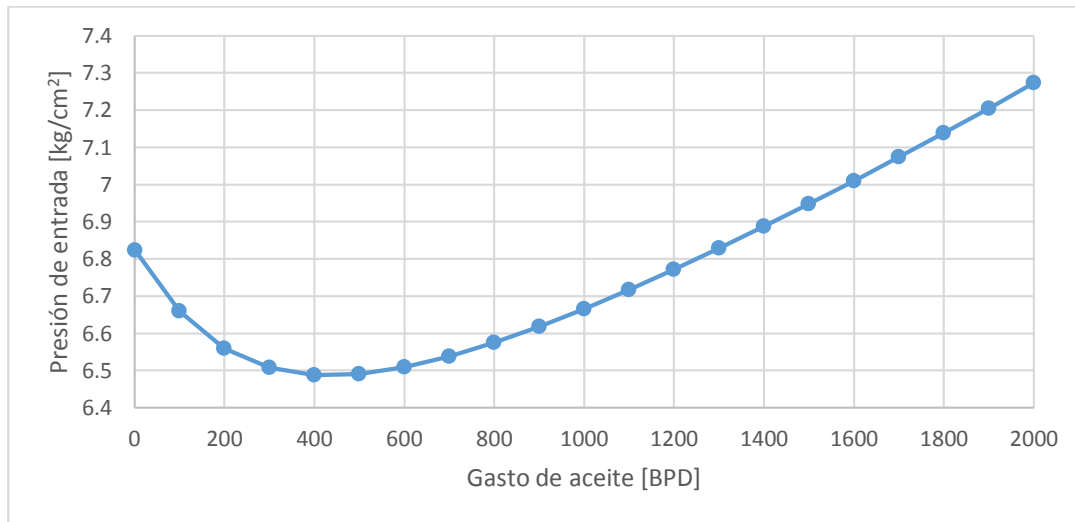


Fig. 4.3 Curva característica del oleogasoducto AW-1

Como se puede apreciar en la Fig. 4.3, a gastos promedio de 250 a 350 BPD, la presión calculada a la entrada del oleogasoducto AW-1, es del orden de 6.5 kg/cm², lo cual confirma el valor reportado por el personal de operación.

Una vez obtenida la curva característica del oleogasoducto AW-1, se procedió a realizar los respectivos análisis de sensibilidad, estudiando los efectos de la gravedad API, RGA, corte de agua y temperatura ambiente.

4.1.1 Efecto de la densidad API

De acuerdo con la Fig. 4.4, para un gasto constante de 1268 BPD, correspondiente a la producción total esperada, se puede observar que a medida que la gravedad API varía en un orden de dos grados, la presión a la entrada de la línea varía en un orden menor a los 0.04 kg/cm².

Por otra parte, para un gasto constante de 268 BPD, que es la producción actual en la MP PUMA-1, la variación es menor a los 0.04 kg/cm², por lo que se concluye que el incremento o decremento de esta propiedad no afecta considerablemente el comportamiento de la presión a la entrada de la línea.

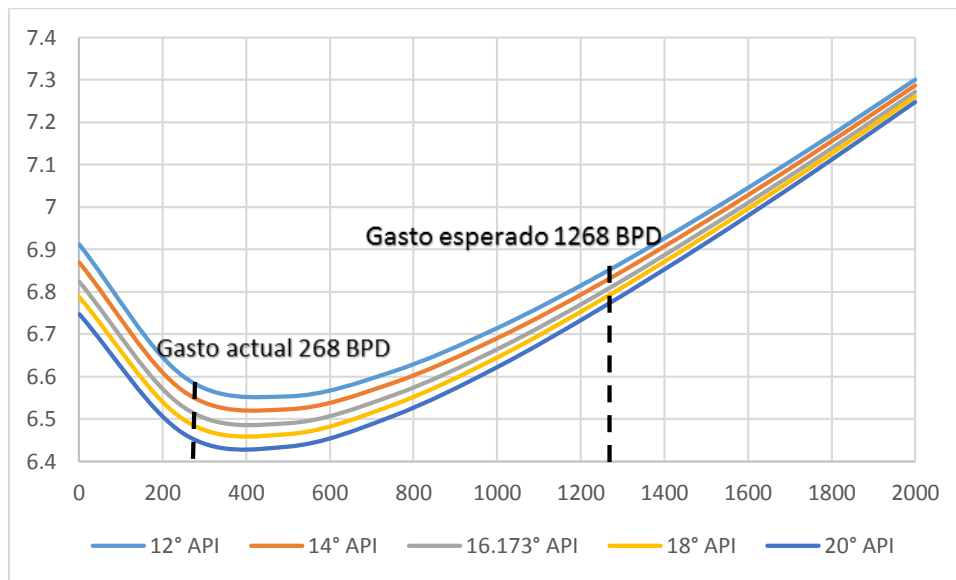


Fig. 4.4 Efecto de la gravedad API, oleogasoducto AW-1.

4.1.2 Efecto de la RGA

Simulando los efectos de la variación en la RGA, para un gasto constante de 1268 BPD, se puede observar en la Fig. 4.5 que a medida que ésta se incrementa en un orden de 20 m³/m³, los cambios en la presión a la entrada del oleogasoducto AW-1 son del orden de 0.1 kg/cm²; sin embargo, para un incremento de 20 a 40 m³/m³, la variación presente es de 0.5 kg/cm².

Ahora bien, para un gasto constante de 268 BPD, la variación de la presión es del orden de 0.05 kg/cm^2 , por tanto se concluye que el incremento o decremento de esta propiedad del fluido no afecta el comportamiento de la presión línea, ya que al tratarse de un aceite pesado a bajas presiones, se entiende que la cantidad de gas disuelto en el mismo no ayuda considerablemente en la reducción de la viscosidad.

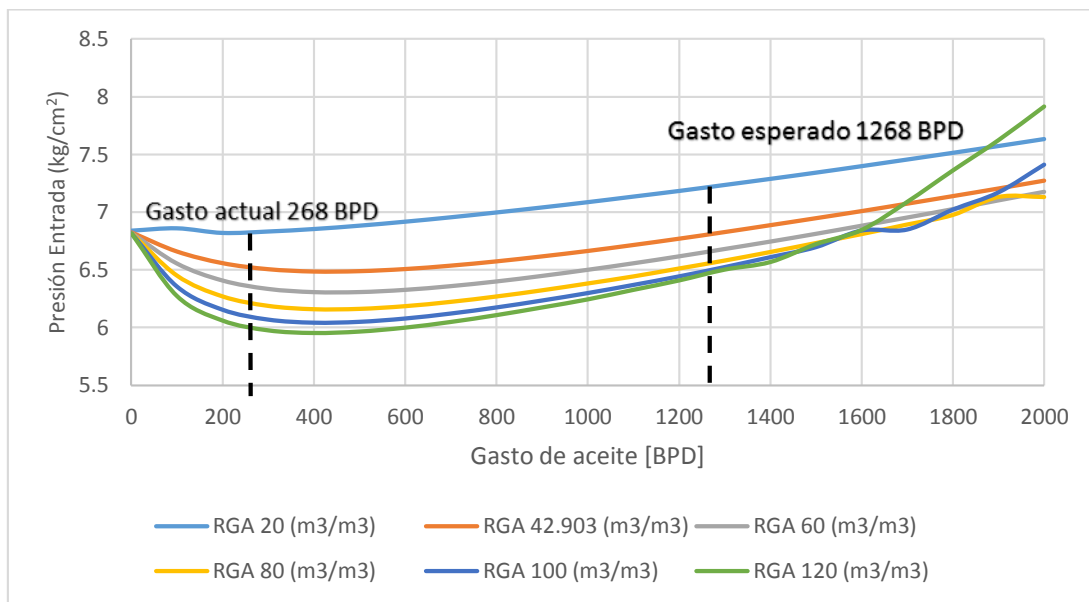


Fig. 4.5 Efecto de la RGA, oleogasoducto AW-1.

4.1.3 Efecto del contenido de agua

Para el efecto del contenido de agua en el oleogasoducto AW-1, con un gasto constante de 1268 BPD se observa, en la Fig. 4.6, que a medida que aumenta el porcentaje de agua en un 10% no existen cambios significativos de presión a la entrada de la línea.

De igual manera, para un gasto constante de 268 BPD no se presenta grandes cambios en la presión de entrada, por tal motivo esta propiedad tampoco afecta considerablemente las condiciones de la línea.

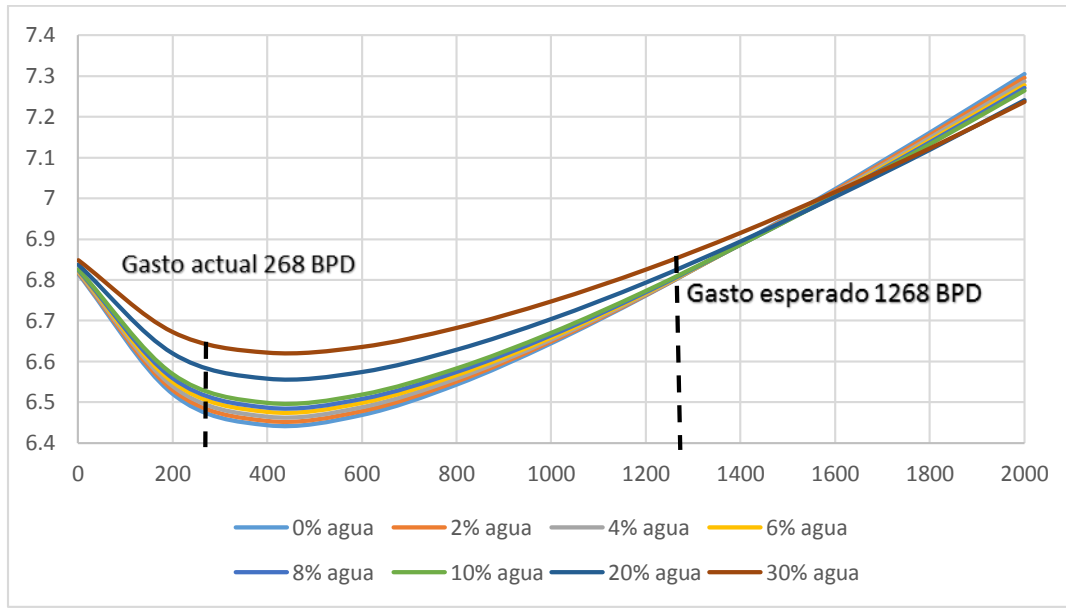


Fig. 4.6 Efecto de contenido de agua oleogasoducto AW-1.

4.1.4 Efecto de la temperatura ambiente

En el análisis de sensibilidad de la temperatura ambiente, se puede observar que a un gasto constante de 1268 BPD, las caídas de presión varía en un orden de 2.6 kg/cm^2 , para un decremento en la temperatura de los 20° a los 15° C; mientras que para decrementos de 40° a los 20° C, en un orden de 5° C, las caídas de presión varían desde los 0.5 hasta 1.5 kg/cm^2 . Lo anterior debido a que la μ_{od} está directamente relacionada con la temperatura y al tratarse de un aceite pesado, ésta condición si afecta la presión requerida a la entrada de la línea.

Por otra parte, para la producción actual se tiene que a un gasto constante de 268 BPD, la caída de presión en el cambio de 20° a 25 °C varían en un orden de 0.5 kg/cm^2 ; dicho lo anterior, se concluye que ésta condición sí puede afectar las presiones a la entrada de la línea, en los rangos previamente analizados.

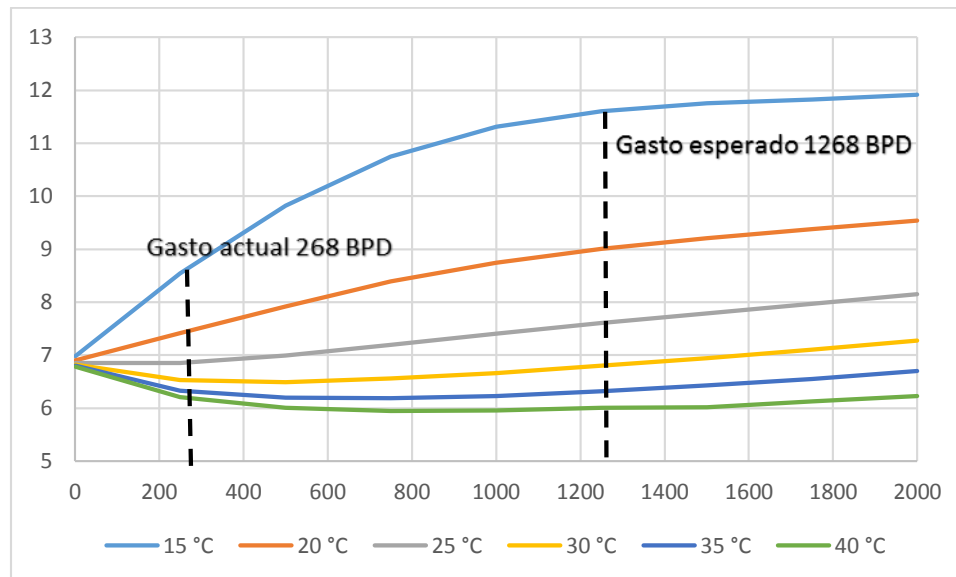


Fig. 4.7 Efecto de la temperatura ambiente oleogasoducto AW-1

De acuerdo con los análisis de sensibilidad realizados, fue posible concluir que la línea existente, AW-1, tiene la capacidad para manejar un incremento de producción de 1000 BPD dando un total de 1268 BPD esperados, respetando las premisas establecidas por el personal de diseño del Activo.

4.2 Modelado del sistema

A continuación se presenta los cuatro casos analizados; en cada uno se consideran los diámetros nominales de 4,6 y 8 pg., con la finalidad de identificar el mejor escenario.

4.2.1 Escenario 1

En el primer escenario, se transporta la producción de la MP PUMA-2 a la BS UNAM-1 a través de un oleogasoducto independiente nombrado AW-2.

Sensibilizando los diámetros internos, fue posible identificar que para un diámetro nominal de 6 pg. (ID=5.5 pg.), se alcanza una presión a la entrada de la línea de 5.509 kg/cm², la cual está dentro del rango de presión permitido, reportado por el

personal de diseño; mientras que para el diámetro de 4 pg. (ID=3.5 pg.), la presión a la entrada del oleogasoducto es de 9.136 kg/cm², presión que sobrepasa el rango permitido. Por otro lado para un diámetro nominal de 8 pg. (ID=7.5 pg.), la presión es de 5.502 kg/cm², dentro del rango de presión permitido (ver Fig. 4.8).

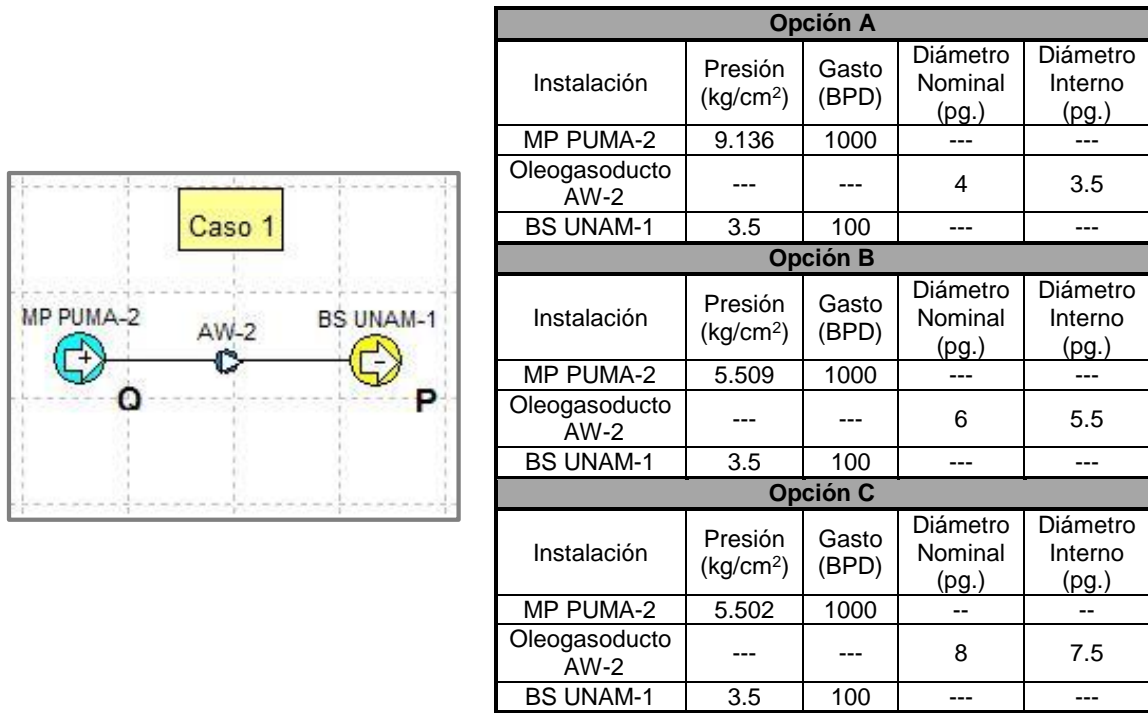


Fig. 4.8 Diseño, caso 1.

4.2.2 Escenario 2

En este escenario, se transporta la producción total de 1268 BPD de las MP PUMA-1 y MP PUMA-2 a la BS UNAM-1, interconectando la línea AW-3 con la AW-1.

El diseño del nuevo oleogasoducto, con diámetro nominal de 4 pg. (ID=3.5 pg.), tiene una presión a la entrada de la línea de 6.085 kg/cm² y el oleogasoducto existente arroja una presión a la entrada de 4.768 kg/cm². Para el caso del diámetro nominal de 6 pg. (ID=5.5 pg.), la presión en la nueva línea es de 5.173 kg/cm² y la existente es de 4.768 kg/cm². En el caso del diámetro nominal de 8 pg. (ID=7.5 pg.), la presión a la entrada del oleogasoducto AW-3 es de 5.252 kg/cm² y el oleogasoducto existente, AW-1, de 4.767 kg/cm² (ver Fig. 4.9).

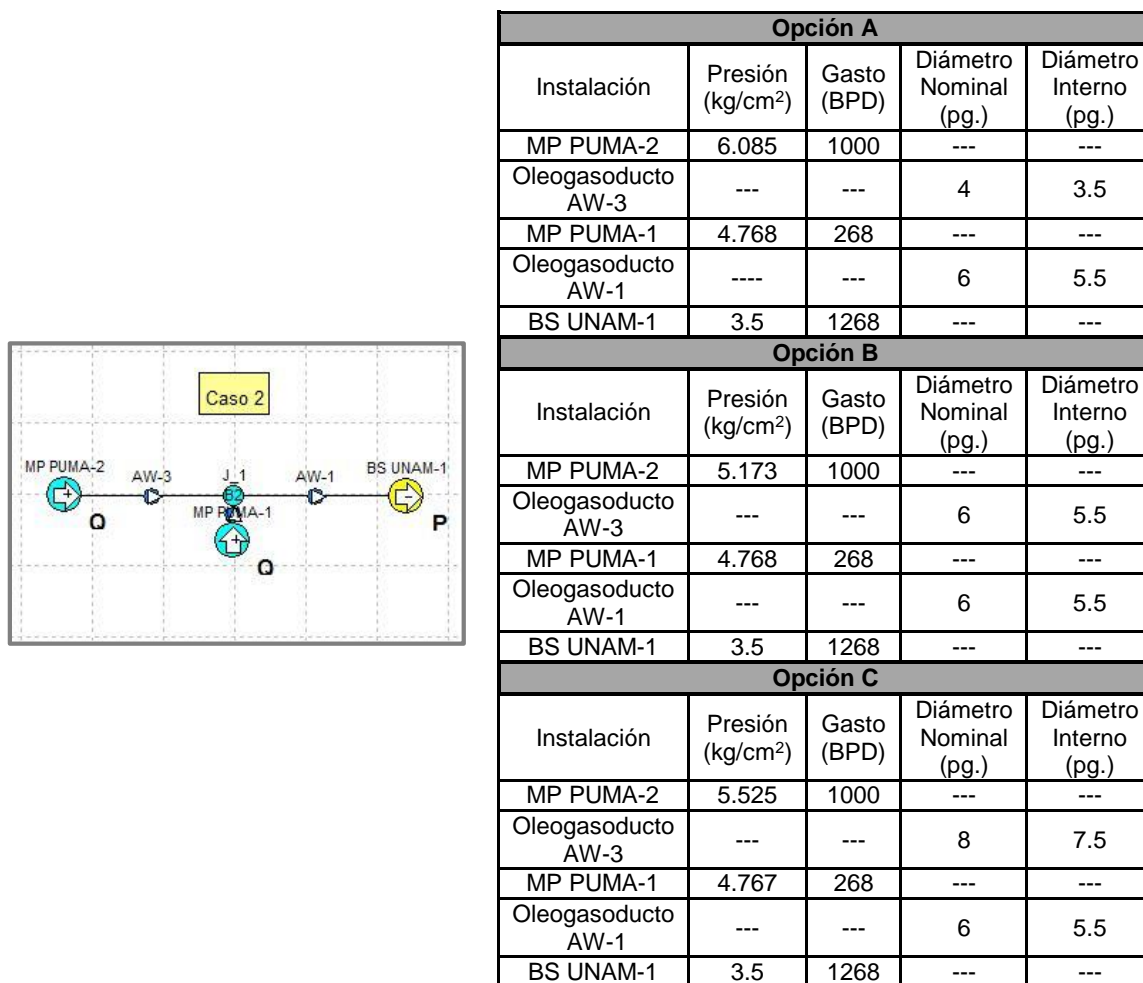
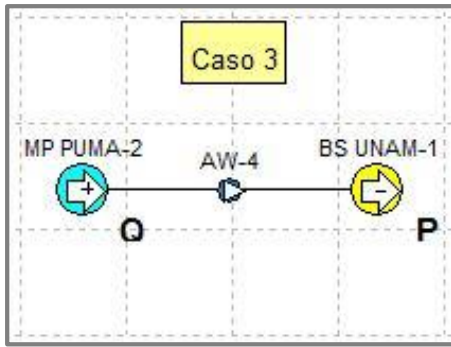


Fig. 4.9 Diseño, caso 2.

4.2.3 Escenario 3

Para el tercer escenario, se transporta la producción de la MP PUMA-2 a la BS UNAM-1 por el oleogasoducto nombrado AW-4 (Fig. 4.10). Al sensibilizar los diámetros, se tiene que el oleogasoducto con el diámetro nominal de 4 pg. (ID=3.5 pg.), predice una presión a la entrada de la línea de 8.356 kg/cm², la cual sobrepasa las premisas del personal de diseño; mientras que con el diámetro nominal de 6 pg. (ID=5.5 pg.), se tiene una presión a la entrada de la línea de 4.746 kg/cm². La presión a la entrada para el caso del diámetro nominal de 8 pg. (ID=7.5 pg.), es de 4.679 kg/cm².

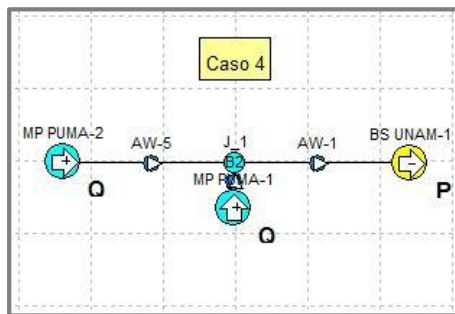


Opción A				
Instalación	Presión (kg/cm ²)	Gasto (BPD)	Diámetro Nominal (pg.)	Diámetro Interno (pg.)
MP PUMA-2	8.356	1000	---	---
Oleogasoducto AW-4	---	---	4	3.5
BS UNAM-1	3.5	100	---	---
Opción B				
Instalación	Presión (kg/cm ²)	Gasto (BPD)	Diámetro Nominal (pg.)	Diámetro Interno (pg.)
MP PUMA-2	4.746	1000	--	--
Oleogasoducto AW-4	---	--	6	5.5
BS UNAM-1	3.5	100	--	--
Opción C				
Instalación	Presión (kg/cm ²)	Gasto (BPD)	Diámetro Nominal (pg.)	Diámetro Interno (pg.)
MP PUMA-2	4.679	1000	--	--
Oleogasoducto AW-4	---	--	8	7.5
BS UNAM-1	3.5	100	--	--

Fig. 4.10 Diseño caso 3

4.2.4 Escenario 4

En el cuarto escenario, se transporta la producción total de 1268 BPD de las MP PUMA-1 y MP PUMA-2 a la BS UNAM-1, interconectando la línea AW-5 con la AW-1. Al sensibilizar los diámetros se puede verificar que, para un diámetro nominal de 4 pg. (ID=3.5 pg.), la presión en la entrada del oleogasoducto AW-5 es de 5.501 kg/cm², mientras que para la línea existente, AW-1, se tiene una presión de 4.768 kg/cm². Para el caso de 6 pg. (ID=5.5 pg.), se tiene una presión de 5.173 kg/cm² a la entrada de AW-5, y en el oleogasoducto existente se tiene una presión de 4.888 kg/cm². Finalmente, para el diámetro nominal de 8 pg. (ID=7.5) la presión calculada es de 5.525 kg/cm² a la entrada de AW-5, y en el oleogasoducto existente es de 4.767 kg/cm² (ver Fig. 4.11).



Opción A				
Instalación	Presión (kg/cm ²)	Gasto (BPD)	Diámetro Nominal (pg.)	Diámetro Interno (pg.)
MP PUMA-2	5.501	1000	---	---
Oleogasoducto AW-3	---	---	4	3.5
MP PUMA-1	4.768	268	---	---
Oleogasoducto AW-1	---	---	6	5.5
BS UNAM-1	3.5	1268	---	---
Opción B				
Instalación	Presión (kg/cm ²)	Gasto (BPD)	Diámetro Nominal (pg.)	Diámetro Interno (pg.)
MP PUMA-2	5.173	1000	---	---
Oleogasoducto AW-3	---	---	6	5.5
MP PUMA-1	4.888	268	---	---
Oleogasoducto AW-1	---	---	6	5.5
BS UNAM-1	3.5	1268	---	---
Opción C				
Instalación	Presión (kg/cm ²)	Gasto (BPD)	Diámetro Nominal (pg.)	Diámetro Interno (pg.)
MP PUMA-2	5.525	1000	---	---
Oleogasoducto AW-3	---	---	8	7.5
MP PUMA-1	4.767	268	---	---
Oleogasoducto AW-1	---	---	6	5.5
BS UNAM-1	3.5	1268	---	---

Fig. 4.12 Diseño caso 4

Una vez hechas las simulaciones de los posibles escenarios, se analiza cual es el mejor para transportar la producción, ya sea interconectando a la línea existente o diseñando una nueva.

4.3 Selección del escenario óptimo

El caso óptimo seleccionado en este trabajo, corresponde al caso 4 opción A, que consiste en transportar la producción de las macroperas MP PUMA-1 y MP PUMA-2 a la BS UNAM-1, interconectando la línea AW-5 con la AW-1. El diseño del nuevo

oleogasoducto tiene un diámetro nominal de 4 pg. (ID=3.5) y una longitud de 0.713 km.

Esta selección se debe a que el sistema presenta una menor contrapresión en la línea existente al incorporar la nueva producción, ya que mejora la hidrodinámica, reportando valores de H_L del orden de 7-30, menores a los obtenidos con la línea AW-1 manejando la producción existente (ver tabla HL, con modelo de Xiao et al.).

Del mismo modo, fue posible observar que el patrón de flujo predominante con este diseño es el estratificado ondulado, seguido del intermitente, mientras que anteriormente, los patrones de flujo reportados por el software oscilaban constantemente entre estratificado suave, burbuja elongada (intermitente) y bache de líquido(ver tabla H_L , con modelo de Xiao et al.). Lo anterior indica un sobredimensionamiento en la línea existente corroborando su capacidad para manejar la producción de la macropera nueva.

Cabe mencionar que también se analizó el mismo escenario considerando que la μ_{od} de la MP PUMA-2 podría alcanzar los valores reportados en la MP PUMA-1 (91.947 cp. @ 105.7 °C y 4082 cp. @ 35°C), constatando que la presiones requeridas a la entrada de cada línea no rebasan los 6 kg/cm^2 , respetando las premisas mencionadas en el capítulo 3.

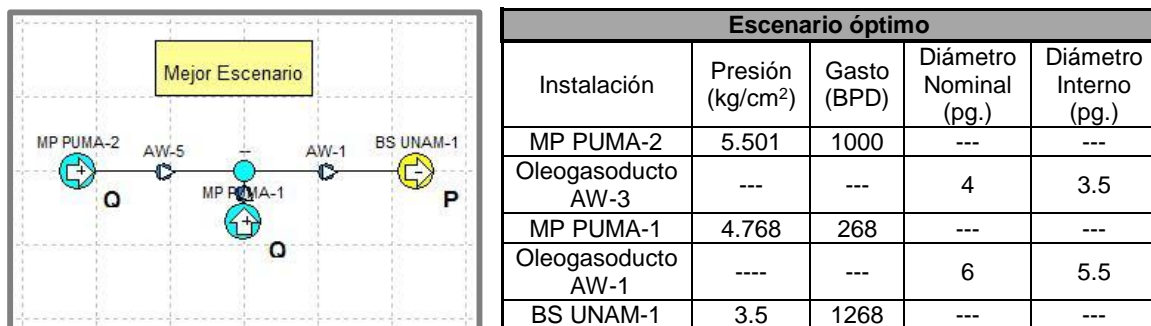


Fig. 4.13 Escenario óptimo

Conclusiones

Los objetivos de este trabajo fueron analizar la hidrodinámica del flujo de un oleogasoducto existente y evaluar la interconexión de una línea nueva, mismos que fueron cubiertos. Las conclusiones a las que se llegaron, fueron las siguientes:

1. En primer lugar, se recopiló información de un análisis PVT de una macropera cercana, así como valores referidos por personal operativo del activo; posteriormente se generó un histórico de producción de la macropera existente y el análisis PVT fue validado y corregido así como el resto de la información proporcionada (historia de presiones, historia de producción, datos de campo, etc.).
2. Con la ayuda del software comercial, se reprodujeron las propiedades de los fluidos con las correlaciones PVT disponibles; para el caso de la μ_{od} , se contaba con datos medidos, reportando un rango de 90 hasta 4100 cp., a 105.7 °C y 35°C, respectivamente; con dicha información, fue posible utilizar el “método 2 puntos de usuario”, para predecir ésta propiedad.
3. Para la μ_{ob} , se utilizó la correlación De Ghetto et al.; al contar con el análisis PVT representativo, se empleó la opción de calibración avanzada para los valores de R_s y B_o , previamente corregidos. Con el uso de esta herramienta se pueden disminuir errores al contar con datos medidos, mientras que los resultados que predice el software solo por correlación, pueden alejarse de un comportamiento real.
4. Al reproducir el comportamiento hidrodinámico del oleogasoducto existente, se concluyó que el modelo mecánico de Xiao et al. calcula los mejores resultados, con un valor de 6.5 kg/cm², cercano al referido por el personal operativo.

5. Los efectos de la gravedad API no afectan considerablemente la presión a la entrada de la línea por lo que se puede concluir que el incremento o decremento de esta propiedad, no impacta considerablemente; para el caso de la RGA, tampoco se presentan grandes variaciones de presión debido a que el contenido de gas disuelto no ayuda a la reducción de la viscosidad. De forma similar, el incremento o decremento en el corte de agua no arrojó comportamientos negativos, aunado al hecho de que los cortes de agua reportados, nunca fueron mayores al 10%.
6. Respecto a la temperatura ambiente, se observaron caídas de presión de hasta 2.6 kg/cm^2 , para decrementos de temperatura en el orden de los 5°C ; lo anterior se explica con el hecho de que la μ_{od} está relacionada con la temperatura, además que se trata de un aceite pesado; por consiguiente, ésta condición si afecta las presiones a la entrada de la línea.
7. El escenario óptimo fue la interconexión de la línea AW-5 (4 pg. Ø [ID=3.5] y 0.713 km de longitud) con la línea existente, AW-1 (6 pg. Ø [ID=5.5] y 0.713 km de longitud); dicha selección se hizo tomando en cuenta las premisas previamente establecidas, debido a que presento una menor contrapresión en la línea al incorporar la producción de la macropera nueva. El patrón de flujo predominante fue el estratificado ondulado.

Recomendaciones

1. Se debe tomar en cuenta que los análisis de sensibilidad reportados en el capítulo 4, se realizaron con las propiedades del fluido de la MP PUMA-1, y que al incorporar la producción de la MP PUMA-2 éstas cambian, por lo que es de vital importancia actualizar la información de las propiedades en la MP PUMA-2 al momento de contar con datos medidos.
2. Resulta más confiable contar, por lo menos, con datos medidos de la viscosidad del aceite muerto a diferentes temperaturas, para evitar que dicha propiedad sea calculada por correlaciones PVT, principalmente al tratarse de aceites pesados y extrapesados altamente viscosos, ya que fue posible observar que ésta propiedad siempre fue subestimada por el software y los resultados se alejaban de la realidad.
3. Se recomienda, para una futura evaluación, actualizar la información y corroborar que las condiciones operativas sean similares a los resultados obtenidos en el estudio presentado.
4. Debe ser una práctica común para el ingeniero de diseño, el actualizar y validar constantemente la información de las redes de recolección y transporte de hidrocarburos, con la finalidad de monitorear periódicamente los cambios en las condiciones de operación de nuestras líneas.

Nomenclaturas

Variable	Descripción	Unidades
A_G	= Área transversal del flujo del gas.	pg^2
A_L	= Área transversal del flujo de líquido.	pg^2
A_p	= Área de transversal de la tubería.	pg^2
B_g	= Factor de volumen del gas.	ft^3/ft^3
B_o	= Factor de volumen del aceite.	bl/bl
B_{obd}	= Factor de volumen del aceite a la p_b , obtenido del experimento de separación diferencial	bl/bl
B_{obf}	= Factor de volumen del aceite a la p_b del experimento de separación en etapas.	bl/bl
B_{obf}	= Factor de volumen del aceite a la p_b , obtenida del experimento de separación en etapas en superficie	bl/bl
B_{obi}	= Factor de volumen del aceite a la p_b , obtenida del experimento de separación diferencial	bl/bl
B_{od}	= Factor de volumen del aceite, obtenida del experimento de separación diferencial	bl/bl
B_{odn}	= Factor de volumen del aceite a la p_b , obtenida del experimento de separación en etapas en superficie	bl/bl
B_{ofi}	= Factor de volumen del aceite ajustado a las condiciones de separación para cada etapa	bl/bl
B_t	= Factor de volumen total.	bl/bl
B_w	= Factor de volumen del agua.	bl/bl
C_i	= Constante para cada etapa	
D_G	= Diámetros hidráulicos del gas	
D_L	= Diámetros hidráulicos del líquido	
E_L	= Colgamiento de líquido (T y D).	$adim$
H_L	= Colgamiento de líquido.	$adim$
H_g	= Fracción de vacío.	$adim$
N_{Re}	= Número de Reynolds	$adim$
R_s	= Relación de solubilidad.	ft^3/bl
R_{sb}	= Relación de solubilidad en el punto de burbuja.	ft^3/bl

R_{sbd}	= Relación gas disuelto-aceite a la p_b , obtenida del experimento de separación diferencial	ft^3/bl
R_{sbf}	= Relación gas disuelto-aceite a la p_b , obtenida del experimento de separación en etapas,	ft^3/bl
R_{sdi}	= Relación gas disuelto-aceite en cada etapa del experimento de separación diferencial	ft^3/bl
R_{sdi}	= Relación gas disuelto-aceite, obtenida en cada etapa del experimento de separación diferencial	ft^3/bl
R_{sf}	= Relación gas disuelto-aceite ajustado a las condiciones de separación.	ft^3/bl
R_{sfi}	= Relación gas disuelto-aceite ajustado a las condiciones de separación para cada etapa	ft^3/bl
R_{sw}	= Relación de solubilidad del agua.	ft^3/bl
S_G	= Perímetro mojado del gas sobre el cual actúa el esfuerzo.	
S_L	= Perímetro mojado del líquido sobre el cual actúa el esfuerzo.	
S_i	= Perímetro mojado del líquido sobre el cual actúa el esfuerzo.	
T_y	= Temperatura de yacimiento.	$^{\circ}F$
V_b	= Volumen relativo a la p_b del experimento de expansión a composición constante.	bl/bl
V_{gi}	= Volumen de gas en cada etapa del experimento de separación diferencial	ft^3
V_l	= Volumen de líquido existente.	ft^3
V_p	= Volumen de la sección referida de la tubería.	ft^3
V_r	= Volumen relativo del experimento de expansión a composición constante.	bl/bl
V_{sL}	= Velocidad superficial del líquido.	ft/seg
V_{sg}	= Velocidad superficial del gas.	ft/seg
c_g	= Compresibilidad del gas.	$psia^{-1}$
c_o	= Compresibilidad del aceite.	$psia^{-1}$
c_w	= Compresibilidad del agua.	$psia^{-1}$
m_{gi}	= Masa del gas en cada etapa del experimento de separación diferencial	gr
m_{oi}	= Masa de hidrocarburo en cada etapa del experimento de separación diferencial.	gr
p_b	= Presión de burbuja.	$psia$
p_b	= Presión de burbuja.	$psia$
p_y	= Presión de yacimiento.	$psia$

q_L	= Gasto volumétrico del líquido.	<i>bpd</i>
q_g	= Gasto volumétrico del gas.	<i>bpd</i>
q_t	= Gasto volumétrico total.	<i>bpd</i>
γ_{di}	= Densidad relativa del gas en cada del experimento de separación diferencial (aire = 1)	<i>adim</i>
γ_g	= Densidad relativa del gas producido.	<i>adim</i>
γ_g	= Densidad relativa del gas producido.	<i>adim</i>
γ_{gd}	= Densidad relativa del gas disuelto.	<i>adim</i>
γ_{gf}	= Densidad relativa del gas libre.	<i>adim</i>
γ_o	= Densidad relativa del aceite.	<i>adim</i>
λ_L	= Colgamiento sin resbalamiento.	<i>adim</i>
μ_{gf}	= Viscosidad del gas libre.	<i>cp</i>
μ_o	= Viscosidad del aceite vivo (saturado y bajosaturado).	<i>cp</i>
μ_{od}	= Viscosidad del aceite muerto.	<i>cp</i>
ρ_g	= Densidad del gas.	<i>lb/ft³</i>
ρ_g	= Densidad del gas.	<i>lb/ft³</i>
ρ_m	= Densidad de la mezcla.	<i>lb/ft³</i>
ρ_{ns}	= Densidad de la mezcla sin resbalamiento.	<i>lb/ft³</i>
ρ_o	= Densidad del aceite.	<i>lb/ft³</i>
ρ_{obf}	= Densidad recombinada a partir del experimento de separación en etapas	<i>lb/ft³</i>
ρ_w	= Densidad del agua.	<i>lb/ft³</i>
ρ_{wb}	= Densidad del agua saturada.	<i>lb/ft³</i>
τ_{WG}	= Esfuerzo cortante en la pared del gas.	
τ_{WL}	= Esfuerzo cortante en la pared del líquido.	
τ_i	= Esfuerzo cortante en la interfase gas-líquido.	
Δp	= Caída de presión.	
R	= Relación de gas-aceite total.	<i>ft³/bl</i>
RG_A	= Relación de gas-aceite.	<i>m³/m³</i>

T	=	Temperatura.	$^{\circ}F$
V	=	Volumen específico.	ft^3/lb_m
f	=	factor de fricción	$adim$
m	=	Mezcla	
p	=	Presión del experimento.	psi
z	=	Factor de compresibilidad del gas.	$adim$
ε	=	Rugosidad absoluta de la tubería.	pg
v	=	Velocidad.	ft/seg

Apéndice A

En este apéndice se muestran los resultados de la corrección y validación del análisis PVT del estudio de caso, utilizado en el Capítulo 4.

A.1. Validación de las propiedades volumétricas de un aceite negro

Como se describe en el Capítulo 2, en este trabajo de investigación se utiliza el método de Gonzalo Rojas para validar las propiedades volumétricas reportadas en el análisis PVT de estudio. Las pruebas realizadas son las siguientes:

Prueba de densidad

Datos:

$$\begin{array}{lll}
 \text{API} = 16.173 & \gamma_{sep} = 0.651 & \gamma_{g \text{ Tanque}} = 1.55 \\
 B_{obf} = 1.1268 \text{ m}^3/\text{m}^3 & R_{s \text{ sep}} = 265.317 \text{ ft}^3/\text{bl} & R_{s \text{ Tanque}} = 22.390 \text{ ft/bl} \\
 \gamma_o = 0.9582 & \rho_w = 348.146 \text{ lb/bl} & \rho_{obd} = 0.8943 \text{ gr/cm}^3
 \end{array}$$

Usando la siguiente expresión:

$$\rho_{obf} = \frac{\gamma_o \rho_w}{B_{obf}} + \frac{0.0763277}{B_{obf}} \left[(\gamma_g R_s)_{sep} + (\gamma_g R_s)_{tan} \right] \quad (\text{A.1})$$

Sustituyendo los respectivos datos:

$$\rho_{obf} = \frac{(0.9582)(348.156)}{1.1268} + \frac{0.0763277}{1.1268} \left[((0.651)(265.317))_{sep} + ((1.55)(22.390))_{tan} \right]$$

$$\rho_{obf} = 310.104281 \left(\frac{\text{lb}}{\text{bl}} \right)$$

$$\rho_{obf} = 0.8849 \left(\frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \right)$$

$$\% \text{ error} = \text{Abs} \left[\left(\frac{\rho_{obf} - \rho_{obd}}{\rho_{obd}} \right) * 100 \right] = \text{Abs} \left[\left(\frac{0.8849 - 0.8943}{0.8943} \right) * 100 \right]$$

$$\% \text{ error} = 1.051$$

Al tener un porcentaje de error menor a un 5%, se considera que la prueba es válida.

Prueba de linealidad de la función Y.

Datos:

$$p_b = 3420 \text{ lb/pg}^2$$

$$V_b = 1 \text{ bl/bl}$$

Usando la siguiente expresión:

$$Y = \frac{p_b - p}{p \left(\frac{V}{V_b} - 1 \right)} \tag{A.2}$$

Para cada etapa del experimento de expansión a composición constante, se tiene:

Tabla A.1 Etapas de expansión a composición constante

Datos:		
Presión	Vr	Y
lb/pg ²	bl/bl	
3420.00	1.000	-----
3400.00	1.0007	8.403
3300.00	1.0045	8.081
3200.00	1.0086	7.994
3100.00	1.0131	7.880
3000.00	1.018	7.778
2900.00	1.0234	7.663
2800.00	1.0293	7.557

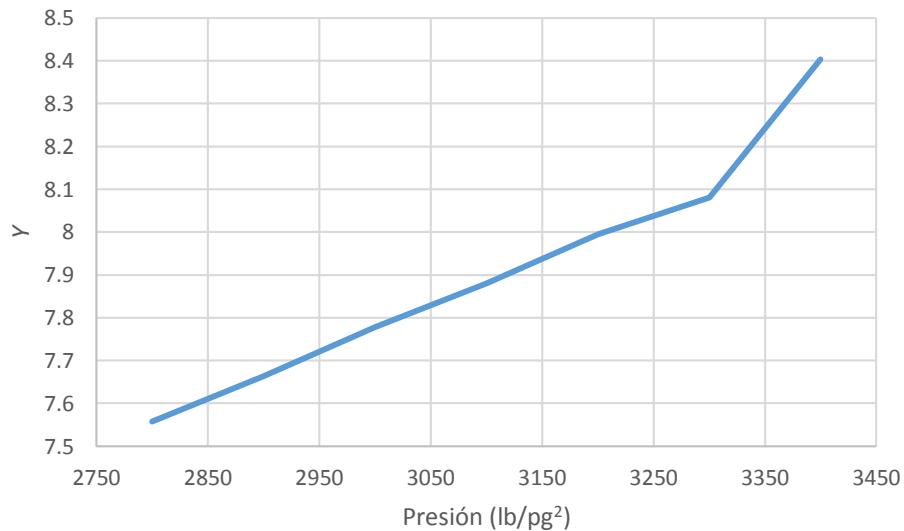


Fig. A. 1 Prueba de linealidad función Y.

En la gráfica se puede observar que a presiones mayores a las 3200 lb/pg², cercanas a la p_b , no existe una linealidad, por lo que se concluye que, a altas presiones, los datos recopilados en el laboratorio no son totalmente confiables; sin embargo, se omite éste resultado, considerando que es el único análisis PVT disponible, además que se es la única prueba donde se presenta un error y las presiones de operación en la línea están todas por debajo de los 10 kg/cm² (>150 lb/pg²).

Prueba de balance de materia.

Para verificar que la R_s experimental de la prueba de separación diferencial es igual a la R_s calculada por balance de materia, se usa la siguiente expresión:

$$R_{sdi} = R_{sdi-1} + 159 V_{gi}. \tag{A.3}$$

Donde:

$$V_{gi} = \frac{379.4 * m_{gi}}{28.96 * 453.59 * \gamma_{gdi}}, \quad m_{oi} = 1000 * (\gamma_o * \rho_w),$$

$$m_{oi} = 1000 * (\rho_o * B_o), \quad m_{gi} = m_{oi} - m_{oi-1}$$

Tabla A.2 Datos de prueba de balance de materia

Presión lb/pg ²	B_o m ³ /m ³	ρ_o gr/cm ³	γ_o	R_s	
				m ³ /m ³	ft ³ /bl
14.696	1.031	0.9297	1.9277	0.00	0.0
100	1.048	0.9241	1.0156	3.988	22.4
400	1.061	0.9182	0.7433	8.823	49.5
1000	1.079	0.9092	0.6749	16.574	93.1
1700	1.099	0.8998	0.6624	25.315	142.1
2500	1.12	0.8897	0.6688	35.401	198.8
$p_b =$ 3420	1.145	0.8786		47.256	265.3

Sustituyendo los valores de la prueba de separación diferencial

Tabla A.3 Resultados de prueba de balance de materia

	Presión lb/pg ²	m_{oi} gr	m_{gi} gr	V_g ft ³	R_s ft ³ /bl	% Error	Error < 5%
1	14.696	958.521	0.000	0.000	0.000	----	----
2	100	968.457	9.936	0.149	23.671	5.717	Inconsistente
3	400	974.210	5.753	0.164	49.686	0.302	Consistente
4	1000	981.027	6.817	0.265	91.801	1.347	Consistente
6	1700	988.880	7.853	0.336	145.239	2.187	Consistente
7	2500	996.464	7.584	0.331	197.817	0.474	Consistente
$p_b =$ 8	3420	1005.997	9.533	0.412	263.275	0.770	Consistente

Para la etapa 8 se tiene:

$$m_{oi} = 1000 * (0.8786 * 1.145) = 1005.997 \text{ gr.}$$

$$m_{gi} = 1005.99 - 996.464 = 9.533 \text{ gr.}$$

$$V_{gi} = \frac{379.4 * 9.533}{28.96 * 453.59 * 0.6688} = 0.412 \text{ ft}^3$$

$$R_{sdi} = 197.817 + 159 * 0.412 = 263.275 \text{ ft}^3/\text{bl}$$

Porcentaje de error calculado:

$$\%error = Abs \left[\left(\frac{R_{s \text{ cal}} - R_{s \text{ lab}}}{R_{s \text{ cal}}} \right) * 100 \right] = Abs \left[\left(\frac{263.275 - 265.317}{263.275} \right) \right] = 0.770$$

$$\%error = 0.770$$

Como se puede observar, en su mayoría, los valores son consistentes y no rebasan la diferencia del 5%, por lo que se considera esta prueba válida.

Prueba de desigualdad.

Verificando el siguiente criterio:

$$\frac{\partial B_{od}}{\partial p} < B_g \frac{\partial R_{sd}}{\partial p} \quad (A.4)$$

Usando los siguientes datos:

Tabla A.4 Datos de prueba de desigualdad

	Presión kg/cm ²	R _s m ³ /m ³	B _o m ³ /m ³	B _g m ³ /m ³
p _b = 7	239.473	47.256	1.145	0.000
6	174.775	35.401	1.120	0.007
5	118.516	25.315	1.099	0.010
4	69.290	16.574	1.079	0.018
3	27.096	8.823	1.061	0.046
2	5.999	3.988	1.048	0.190
1	0.000	0.000	1.031	1.333

Al sustituir los valores en la prueba de separación diferencial se tiene:

Tabla A.5 Resultados de prueba de desigualdad

	Presión kg/cm ²	B _g PROM m ³ /m ³	$\frac{\partial B_{od}}{\partial p}$	$B_g \frac{\partial R_{sd}}{\partial p}$	$\frac{\partial B_{od}}{\partial p} < B_g \frac{\partial R_{sd}}{\partial p}$
p _b = 7	239.473	0.0035000	0.0003864	0.0006413	Cumple
6	174.775	0.0087000	0.0003733	0.0015597	Cumple
5	118.516	0.0142000	0.0004063	0.0025215	Cumple
4	69.290	0.0322000	0.0004266	0.0059151	Cumple
3	27.096	0.1182000	0.0006162	0.0270890	Cumple
2	5.999	0.7615000	0.0028339	0.5062386	Cumple
1	0.000	---	---	---	---

Para la p_b se tiene el siguiente desarrollo:

$$B_g \text{ Prom} = \frac{B_{g7} + B_{g6}}{2} = \frac{0 + 0.007}{2} = 0.0035 \left(\frac{m^3}{m^3} \right)$$

$$\frac{\partial B_{od}}{\partial p} = \frac{B_{o7} - B_{o6}}{p_7 - p_6} = \frac{1.145 - 1.120}{239.473 - 174.775} = 0.0003864$$

$$B_g \frac{\partial R_{sd}}{\partial p} = B_{g \text{ prom}} * \left(\frac{R_{s7} - R_{s6}}{p_7 - p_6} \right) = 0.0035 * \left(\frac{47.256 - 35.401}{239.473 - 174.775} \right) = 0.0006413$$

Una vez hecha la validación del análisis PVT, se procede a realizar la corrección de los datos de separación diferencial por efectos de las condiciones de separación en superficie con el método de Al-Marhoun. (Al-Marhoun, 2003):

Corrección R_s.

Si la p ≥ p_b

$$R_{sfi} = R_{sbf} \quad (A.5)$$

$$B_{ofi} = B_{odi} \left(\frac{B_{obf}}{B_{obd}} \right) \quad (A.6)$$

Para:

$$p = p_b, \quad B_{of} = B_{obf}, \quad y \quad R_{sf} = R_{sbf}$$

Si la $p \leq p_b$

$$R_{sfi} = R_{sdi} \left(\frac{R_{sbf}}{R_{sbd}} \right) \quad (A.7)$$

$$B_{ofi} = B_{obf} + c_i (B_{odn} - B_{obf}) \quad (A.8)$$

Donde:

$$c_i = \left(\frac{B_{obd} - B_{odi}}{B_{bd} - B_{dn}} \right)$$

Datos:

$$\begin{aligned} R_{sbd} &= 265.317272 \text{ ft}^3/\text{bl} \\ B_{obd} &= 1.145 \text{ m}^3/\text{m}^3 \\ R_{sbf} &= 240.88311 \text{ ft}^3/\text{bl} \\ B_{obf} &= 1.1268 \text{ m}^3/\text{m}^3 \end{aligned}$$

Si la $p \geq p_b$

$$R_s = 240.88311 \left(\frac{ft^3}{bl} \right)$$

Si la $p \leq p_b$

$$R_{s8} = 198.758 * \left(\frac{240.883}{265.317} \right) = 180.453 \left(\frac{ft^3}{bl} \right)$$

Tabla A.6 Corrección de la relación de solubilidad (R_s)

	Presión lb/pg ²	R_s ft ³ /bl	R_s (corregida) ft ³ /bl	
	1	9000	265.317	240.883
	2	8000	265.317	240.883
	3	7000	265.317	240.883
	4	6000	265.317	240.883
	5	5000	265.317	240.883
	6	4000	265.317	240.883
$p_b =$	7	3420	265.317	240.883
	8	2500	198.758	180.453
	9	1700	142.130	129.041
	10	1000	93.054	84.484
	11	400	49.536	44.974
	12	100	22.390	20.328
	13	14.7	0.000	0.000

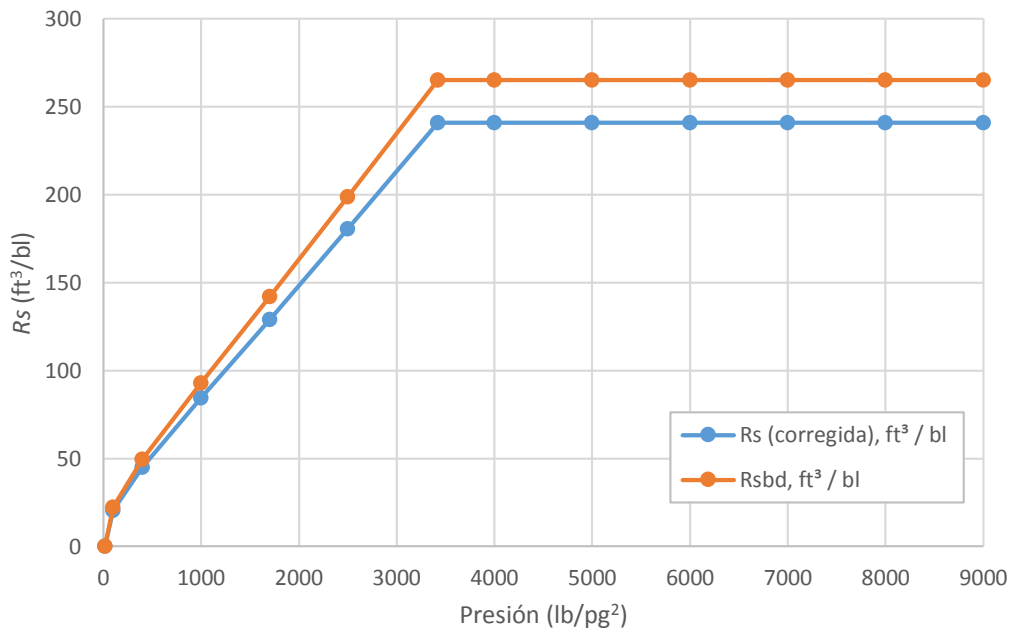


Fig. A. 2 Corrección de la relación de solubilidad (Rs).

Corrección del B_o

Si la $p \geq p_b$

$$B_{o6} = 1.1423 * \left(\frac{1.1268}{1.145} \right) = 1.1241 \left(\frac{m^3}{m^3} \right)$$

Si la $p \leq p_b$

$$B_0 = 1.1268 + 0.2192(1.031 - 1.1268) = 1.1058 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

Donde:

$$c_8 = \frac{(1.145 - 1.1268)}{(1.145 - 1.0310)} = 0.2192$$

Datos:

Tabla A.7 Corrección del factor de volumen del aceite (B_o)

	Presión lb/pg ²	B_o (Experimental) (m ³ /m ³)	B_o (corregido) (m ³ /m ³)	ci	
$p_b =$	1	9000	1.1248	1.1069	---
	2	8000	1.1277	1.1098	---
	3	7000	1.1308	1.1128	---
	4	6000	1.1342	1.1162	---
	5	5000	1.1380	1.1199	---
	6	4000	1.1423	1.1241	---
	7	3420	1.1450	1.1268	0
	8	2500	1.1200	1.1058	0.2192
	9	1700	1.0990	1.0881	0.4035
	10	1000	1.0790	1.0713	0.5789
	11	400	1.0610	1.0562	0.7368
	12	100	1.0480	1.0453	0.8508
	13	14.7	1.0310	1.0310	1

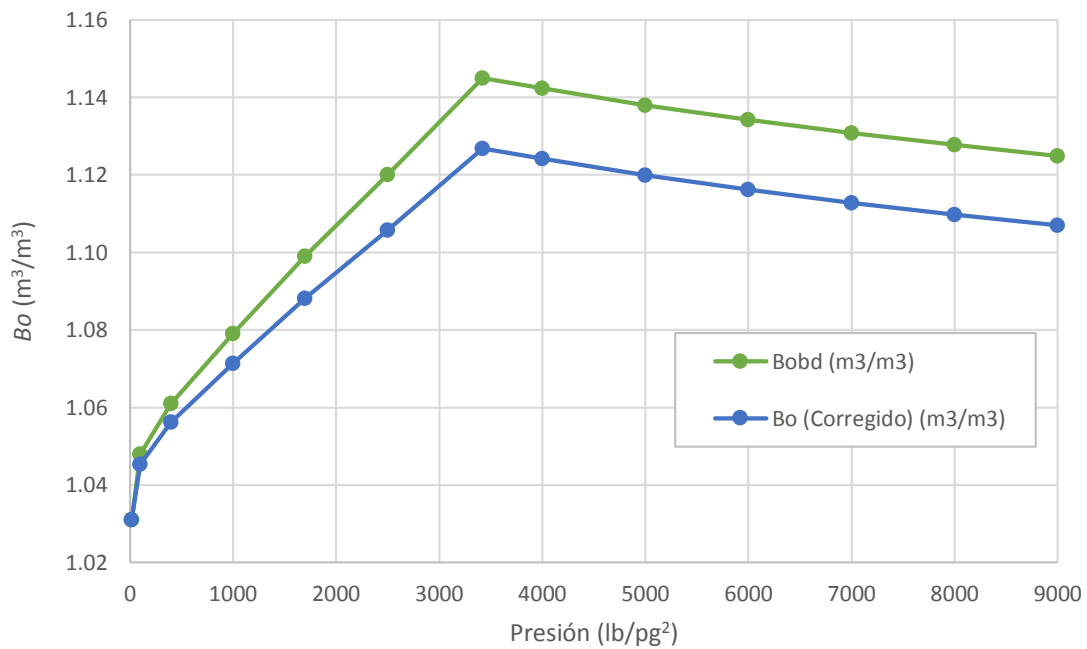


Fig. A. 3 Corrección del factor de volumen del aceite (B_o).

Bibliografía

- Al-Marhoun, M. (1988). PVT Correlations for Middle East Crude Oils. *Journal Petroleum Technology*, 40, 650-666.
- Al-Marhoun, M. (2003). Adjustment of Differential Liberation Data to Separator Conditions. *SPE*, 142-146.
- Al-Marhoun, M. (2004). Evaluation of Empirically Derived PVT Properties for Middle East Crude Oils. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 42, 209-221.
- Ansari, A. M., Sylvestre, N. D., & Shoham, O. (1990). A Comprehensive mechanistic model for upward two-phase flow in wellbores. *Society of Petroleum Engineers*, 151-165.
- Bai, Y., & Bai, Q. (2005). *Subsea Pipelines and Risers*. Great Britain: Elsevier.
- Bánzer, C. (1996). *Correlaciones Numéricas PVT*. Maracaibo: IMPELUZ.
- Beal, C. (1946). The Viscosity of Air, Water, Natural Gas, Crude Oil and Its Associated Gases at Oil Field Temperatures and Pressures. *A.I.M.E.*, 27, 94-115.
- Beggs, H. D., & Brill, P. J. (1973). A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes. *Journal of Petroleum Technology*, 607-617.
- Beggs, H., & Robinson, J. (1975). Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems. *Journal Petroleum Technology*, 27, 1140-1141.
- Brill, J. P., & Mukherjee, H. (1999). *Multiphase Flow in Wells*. Richardson, Texas: AIME-Society of Petroleum Engineers.
- Chew, J., & Connally, C. A. (1959). A viscosity correlation for Gas-Saturated Crude Oil. *A.I.M.E.*, 23-25.
- De Ghetto, G., Paone, F., & Villa, M. (1994). Reliability Analysis on PVT Correlations. *Society of Petroleum Engineers, The European Conference held in London*, 375-393.
- Eaton, B. A., Andrews, D. E., & Knowles, C. R. (1967). The Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup and pressure Losses Ocurring During Continous Two-Phase Flow In Horizontal Pipelines. *Journal of Petroleum Technology*, 815-828.
- Elsharkawy, A., & Alikhan, A. A. (1999). Models for predicting the viscosity of middle east crude oils. *FUEL*, 891-903.

- Garaicochea, F. (1991). *Transporte de hidrocarburos por ductos*. Distrito Federal: Colegio de Ingenieros Petroleros de México.
- González, Y. L. (2014). *Análisis, desarrollo, selección y calibración de correlaciones PVT de aceite saturado para campos petroleros de México*. Ciudad de México: Tesis de maestría: Universidad Nacional Autónoma de México.
- Lasater, J. (1958). Bubble Point Pressure Correlation. *Journal Petroleum Technology*, 10, 65-67.
- Leal Lemus, L. C. (2001). *Modelo mecanístico del perfil de presiones para flujo multifásico en tuberías horizontales e inclinadas*. México, Distrito Federal.: Universidad Nacional Autónoma de México, Tesis de Maestría.
- Martinez, B. A., & Miguel, A. K. (2016). *Modelos Mecanicistas para flujo tipo Bache en Tuberías Horizontales*. Ciudad de México: Universidad Nacional Autónoma de México , Tesis de Licenciatura.
- McCain, W. D. (1990). *The properties of petroleum fluids*. Tulsa: PennWell.
- Mukherjee, H., & Brill, J. P. (1983). Liquid Holdup Correlations for Inclined Two-Phase Flow. *Journal of Petroleum Technology*, 1003-1008.
- Petalas, N., & Aziz, K. (1998). A mechanistic model for multiphase flow in pipes. *49th Annual Technical meeting of the petroleum Society of the Canadian Institute of mining, metallurgy and petroleum held in Calgary*, (págs. 1-16). Calgary, Alberta Canadá.
- Petrosky, G., & Farshad, F. (1998). Pressure-Volume-Temperature Correlations for Gulf of Mexico Crude Oils. *SPE Reservoir Evaluation & Engineering*, 1, 416-420.
- Rejón, J. R. (2011). *Desarrollo de un dispositivo para la eliminación del fenómeno slug severo en un arreglo de tubería inclinada-vertical por el método de inyección de aire*. México, Distrito Federal: Instituto Politécnico Nacional, Tesis de maestría.
- Reyes, M. (2010). *Análisis del comportamiento de la viscosidad de aceites producidos en México*. Ciudad de México, Ciudad Universitaria: Universidad Nacional Autónoma de México.
- Santiago, D. A. (2012). *Cálculo de volúmen original de hidrocarburos a partir de registros geofísicos de pozo*. Ciudad Universitaria: Universidad Nacional Autónoma de México.
- Shoham, O. (2006). *Mechanistic modeling of gas-liquid two-phase flow in pipes*. Oklahoma: Society of Petroleum Engineering.

- Standing, M. (1947). A Pressure-Volume-Temperature Correlation for Mixtures of California Oils and Gases. *API Drilling and Production Practice*, 275-287.
- Sutton, R. P., & Farshad, F. (1990). Evaluation of Empirically Derived PVT Properties for Gulf of Mexico Crude Oils. *SPE Reservoir Engineering*, 1, 79-86.
- Sutton, R. P., & Farshad, F. F. (1984). Evaluation of Empirically Derived PVT Properties for Gulf of Mexico Crude Oils. *SPE Reservoir Engineering, 59th Annual Conference and Exhibition held in Houston*, 1-20.
- Taitel, Y., & Dukler, A. E. (1976). A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow. *AIChE Journal*, 22(1), 47-55.
- Taitel, Y., Barnea, D., & Brill, J. P. (1995). Stratified Three Phase Flow in Pipes. *Int J Multiphase Flow*, 21(1), 53-60.
- Tarek, H. (2006). *Reservoir Engineering Handbook* (3 ed.). U.S.A.: Elsevier.
- Torres, J. A., & Turrubiarte, A. (2007). *Ecuación general de balance de materia y una herramienta computacional para sus cálculos*. Ciudad Universitaria: Universidad Nacional Autónoma de México, Tesis de Licenciatura.
- Torres, J., & Trauwvitz, E. F. (2008). *Flujo multifásico en Tuberías*. Ciudad de México: Universidad Nacional Autónoma de México, Tesis de Licenciatura.
- Vázquez, M., & Beggs, H. (1980). Correlations for Fluid Physical Property Prediction. *Journal Petroleum Technology*, 32, 968-970.
- Velarde, J. J. (1996). *Correlation of Black Oil Properties at pressures below the bubble-point*. Texas A&M University Master of Science: Texas A&M University.
- Xiao, J. J., Shoham, O., & P., B. J. (1990). A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines. *Presentado en SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans*, (págs. 167-180). New Orleans, L. A.: Society of Petroleum Engineers.