

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA EN EXPLORACIÓN Y EXPLOTACIÓN DE RECURSOS NATURALES – PRODUCCIÓN

COMPORTAMIENTO PVT DE ACEITES PESADOS Y SU EFECTO EN LA HIDRODINÁMICA DEL FLUJO EN OLEOGASODUCTOS

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:
MARIA GRACIELA REYES RUIZ

TUTORES PRINCIPALES
M. en I. ALFREDO LEON GARCÍA
Facultad de Ingeniería

Dr. IVÁN TEODORO GUERRERO SARABIA
Facultad de Ingeniería

MÉXICO, D. F. FEBRERO 2015.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Samaniego Verduzco Fernando

Secretario: Dr. Guerrero Sarabia Teodoro Iván

Vocal: M. en I. León García Alfredo

1 er. Suplente: Dr. Ramírez Jaramillo Edgar

2 d o. Suplente: Dr. Luna Rojero Erick Emanuel

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: México, D.F.

TUTOR DE TESIS:
M. en I. León García Alfredo

FIRMA

Agradecimientos

A *Dios*, por ayudarme a culminar esta etapa en mi carrera y permitir que mis seres queridos pudieran compartir este logro conmigo.

A la *UNAM* y al *Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería* por abrirme las puertas y contribuir en mi formación.

A mis padres, *Jorge Alonso Reyes de la Concha* y *Graciela Ruiz Soberano*, por su apoyo incondicional, por su amor y desapego. Sin ustedes, este sueño no habría sido cristalizado.

A mis tutores, *M. en I. Alfredo León García* y *Dr. Iván Guerrero Sarabia*, por compartir sus valiosos conocimientos. Por su apoyo, consejos y paciencia. Agradezco infinitamente su dedicación.

A mis sinodales y profesores de la Maestría, *Dr. Fernando Samaniego Verduzco*, *Dr. Edgar Ramírez Jaramillo* y *Dr. Érick E. Luna Rojero* por sus conocimientos en el aula y su tiempo invertido para enriquecer este trabajo de investigación.

A mi familia y amigos por estar al pendiente, apoyando siempre moralmente.

A *Juan Pedro*, por su cariño, ternura y complicidad; por su compañerismo y apoyo constante. Porque andábamos sin buscarnos...

A mis compañeros de generación de la Maestría por el apoyo mutuo, dentro y fuera del aula. En especial al Ingeniero y amigo *Germán López Bautista*, con quien se realizó la Nueva Clasificación propuesta de los aceites pesados y extrapesados producidos en México.

Al *Ing. Rigoberto Núñez Solís*, por sembrar en mi la duda sobre este posgrado, por sus consejos.

A *Petrosoft*, por el apoyo económico facilitado para la realización de mis estudios.

Contenido

Lista de figuras i
Lista de tablas iv
Resumen v
Introducción 1
Capítulo 1. Antecedentes 4
1.1. Clasificación de Yacimientos Petroleros de acuerdo al tipo de fluidos 4
1.2. Análisis PVT 7
1.2.1. Validación de análisis PVT para aceite negro 9
1.2.2. Corrección de experimentos de laboratorio 13
1.3. Métodos para la predicción de la viscosidad del aceite 15
1.3.1. Método de Andrade 17
1.4. Flujo multifásico en oleogasoductos 18
1.4.1. Ocurrencia del flujo multifásico en tuberías horizontales 19
1.4.2. Métodos de predicción de flujo multifásico 20
1.4.2.1. Enfoque del modelado 20
1.4.2.2. Modelos de caja negra 21
1.4.2.3. Aplicación a la industria petrolera 22
1.4.3. Patrones de flujo multifásico horizontal 27
Capítulo 2. Revisión de la literatura 34
2.1. Correlaciones para calcular las propiedades PTV de aceites 34
2.2. Modelos mecanicistas de flujo bifásico gas-líquido en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal 42
2.3. Modelos de transferencia de calor en tuberías 44
Capítulo 3. Nueva clasificación propuesta de los aceites pesados y extrapesados producidos en México 48
3.1. Base de datos PVT para aceites de México 48
3.1.1. Descripción 48
3.1.2. Procesamiento y validación de datos 48
3.2. Nueva clasificación propuesta para el aceite negro con base en los yacimientos de México 54
3.3. Comparación de la clasificación propuesta con otras clasificaciones internacionales 59
Capítulo 4. Modelo hidrodinámico y de transferencia de calor en oleogasoductos 62
4.1. Modelo hidrodinámico 62
4.2. Modelo para la transferencia de calor 77
4.2.1. Problemas prácticos y numéricos 84
4.3. Programa de cómputo 87
4.3.1. Descripción del programa 87
4.3.1.1. Módulo para calcular las propiedades PVT 87
4.3.1.2. Módulo para calcular la hidrodinámica del flujo 88
4.3.1.3. Módulo para calcular la transferencia de calor en tuberías 88
4.3.2. Método y algoritmo numéricos 89
4.3.2.1. Entrada de datos 89
4.3.2.2. Calibración de las correlaciones seleccionadas y cálculo de las propiedades PVT 90
4.3.2.3. Cálculo de los gradientes de presión y temperatura 91

4.3.3. Comprobación de resultados ... 93
4.3.3.1. Comprobación de los gradientes de presión y temperatura con mezcla agua - aire ... 93
Capítulo 5. Estudio de caso: Oleogasoduto del AP-ATG ... 98
5.1. Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo ... 98
5.2. Sistema analizado ... 100
5.2.1. Características del oleogasoducto ... 100
5.2.2. Propiedades de los fluidos ... 102
5.2.3. Condiciones de operación ... 106
5.3. Construcción del modelo ... 108
5.3.1. Modelo PVT ... 108
5.3.2. Modelo para la inyección del reductor de viscosidad ... 116
5.3.3. Modelo geométrico ... 119
5.3.4. Modelo térmico ... 120
5.3.5. Condiciones de operación ... 120
5.3.6. Curva característica del oleogasoducto ... 121
Capítulo 6. Estudio de caso: Resultados ... 122
6.1. Efecto de la concentración de producto químico ... 122
6.2. Efecto de la temperatura ambiente ... 124
6.3. Efecto de la temperatura a la entrada ... 125
6.4. Efecto de la densidad API ... 128
6.5. Efecto de la RGA ... 128
6.6. Efecto del diámetro interno ... 129
6.7. Resumen de resultados ... 130
Conclusiones y recomendaciones ... 132
Anexo A. Correlaciones PVT para aceites pesados ... 137
A.1. Presión de saturación, p_b ... 137
A.2. Relación se solubilidad, R_s ... 138
A.3. Factor de volumen del aceite, B_o ... 139
A.4. Viscosidad del aceite muerto, μ_{od} ... 139
A.5. Viscosidad del aceite saturado, μ_{ob} ... 140
A.6. Viscosidad del aceite bajosaturado, μ_o ... 141
A.7. Selección de las correlaciones PVT para aceite negro ... 142
A.7.1. Evaluación de las correlaciones para aceites pesados producidos en México ... 143
A.7.2. Selección de las correlaciones para el caso de estudio ... 151
Anexo B. Gráficas especializadas ... 155
B.1. Validación de propiedades volumétricas ... 155
B.2. Validación de la composición ... 160
B.3. Corrección ... 161
B.4. Gráficas especializadas ... 164
Anexo C. Datos operativos ... 173
Referencias bibliográficas ... 175

Lista de figuras

Figura 1.1. Viscosidad del aceite muerto vs inverso de la temperatura 18
Figura 1.2. Flujo monofásico y flujo bifásico 28
Figura 1.3. Esquema de relación entre el resbalamiento y colgamiento de líquido 29
Figura 1.4. Flujo estratificado 31
Figura 1.5. Flujo intermitente 32
Figura 1.6. Flujo anular 33
Figura 1.7. Burbuja dispersa 33
Figura 2.1. Mapa de patrón de flujo horizontal de Taitel y Dukler 43
Figura 2.2. Mecanismos de transferencia de calor 45
Figura 3.1. Clasificación general de los yacimientos de aceite, °API vs RGA 55
Figura 3.2. Clasificación propuesta para el aceite negro, RGA vs $\%C_{7+}$ 56
Figura 3.3. Clasificación propuesta para el aceite negro, °API vs μ_o a la p_b 57
Figura 3.4. Clasificación propuesta para el aceite negro, RGA vs B_o a la p_b 58
Figura 3.5. Clasificación propuesta para el aceite negro, RGA vs contenido de C_2 - C_6 58
Figura 3.6. Comportamiento de la μ_o a la p_b vs °API, panorama mundial 60
Figura 3.7. Comportamiento de la μ_o a la p_b vs °API, panorama mundial con México 59
Figura 3.8. Comportamiento de la μ_o a la p_b vs °API, panorama mundial con México (aceite negro, pesado y extrapesado) 61
Figura 4.1. Flujo estratificado en equilibrio 63
Figura 4.2. Inestabilidad para una onda aislada 65
Figura 4.3. Comportamiento del coeficiente de transferencia de calor global (U global) y los números de Nusselt y Reynolds en el cuerpo del bache (Nu_S, Nre_S) contra la distancia 85
Figura 4.4. Comportamiento del coeficiente de transferencia de calor global (U global) y los números de Nusselt y Reynolds en el cuerpo del bache (Nu_S, Nre_S) contra la distancia aplicando Kago et al. 86
Figura 4.3. Diagrama de flujo del algoritmo numérico para un segmento de tubería, PipeUNAM 92
Figura 4.4. Comportamiento de la presión y el colgamiento de liquido, patrón estratificado suave... 94
Figura 4.5. Comportamiento de la presión y el colgamiento de liquido, patrón estratificado de onda 94
Figura 4.6. Comportamiento de la presión y el colgamiento de liquido, patrón burbuja dispersa 94
Figura 4.7. Comportamiento de la presión y el colgamiento de liquido, patrón anular 95
Figura 4.8. Comportamiento de la presión y el colgamiento de liquido, patrón intermitente 95
Figura 4.9. Comportamiento de la presión y temperatura, patrón de flujo estratificado suave 96
Figura 4.10. Comportamiento de la presión y temperatura, patrón de flujo estratificado de onda 96
Figura 4.11. Comportamiento de la presión y temperatura, patrón de flujo burbuja dispersa 96
Figura 4.12. Comportamiento de la presión y temperatura, patrón de flujo anular 97
Figura 4.13. Comportamiento de la presión y temperatura, patrón de flujo intermitente 97
Figura 5.1. Subdivisión geográfica del ATG 99

Figura 5.2. Trazo de oleogasoducto de 6"∅ × 3.548 km, MP-2 – BS-3 101
Figura 5.3. Perfil topográfico y profundidad de enterramiento, OLG-1 101
Figura 5.3. Clasificación propuesta para el aceite negro, RGA vs °API 102
Figura 5.4. Clasificación propuesta para el aceite negro, μ_o a la p_b vs °API 103
Figura 5.5. Clasificación propuesta para el aceite negro, contenido de C_1 vs °API 103
Figura 5.6. Comportamiento de la R_s con la presión, PVT Pozo B 104
Figura 5.7. Comportamiento del B_o con la presión, PVT Pozo B 105
Figura 5.8. Comportamiento de la μ aceite con la presión, PVT Pozo B 105
Figura 5.9. Histórico de producción de aceite e inyección de producto químico en agosto de 2013, MP-2 106
Figura 5.10. Histórico de presión en el cabezal y gasto de producto químico en agosto de 2013, MP-2 107
Figura 5.11. Evaluación de correlaciones PVT para R_s, B_o y μ_{ob}, empleadas en el caso de estudio 110
Figura 5.12. Resultados gráficos de evaluación de correlaciones PVT para p_b, empleadas en el caso de estudio 111
Figura 5.13. Resultados gráficos de evaluación de correlaciones PVT para μ_{od}, empleadas en el caso de estudio 112
Figura 5.14. Comparación de los valores calculados de relación de solubilidad, antes y después de la calibración de la correlación, contra datos medidos 113
Figura 5.15. Comparación de los valores calculados del factor de volumen del aceite, antes y después de la calibración de la correlación, contra datos medidos 114
Figura 5.16. Comparación de los valores calculados de viscosidad del aceite saturado, antes y después de la calibración de la correlación, contra datos medidos 114
Figura 5.17. Comportamiento de la μ_{od} con la temperatura obtenido con el método de Andrade ... 116
Figura 5.18. Relación de viscosidades contra concentración del producto químico, a partir de datos de campo de agosto de 2013 118
Figura 5.19. Relación de viscosidades contra concentración del producto químico, para datos de campo de agosto y septiembre de 2013 119
Figura 5.20. Diagrama del mallado de la línea 119
Figura 5.21. Curva característica del OLG-1 121
Figura 6.1. Comportamiento de la presión a la entrada variando el gasto de líquido y la concentración de producto químico 123
Figura 6.2. Comportamiento de la presión a la entrada variando el gasto de líquido con diferente temperatura ambiente 125
Figura 6.3. Comportamiento de la presión a la entrada variando la temperatura del fluido a la entrada 126
Figura 6.4. Comportamiento de la presión a la entrada variando la temperatura de entrada del fluido, con diferentes concentraciones de producto químico 127
Figura 6.5. Comportamiento de la presión a la entrada variando el gasto de líquido y °API 128
Figura 6.6. Comportamiento de la presión a la entrada variando el gasto de líquido y la RGA 129
Figura 6.7. Comportamiento de la presión a la entrada variando el gasto de líquido y diámetro 130
Figura A.1. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la presión de saturación, p_b, utilizando 16 PVT de aceite pesado 144

Figura A.2. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la relación de solubilidad, R_s, utilizando 16 PVT de aceite pesado 145
Figura A.3. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en el factor de volumen del aceite, B_o, utilizando 16 PVT de aceite pesado 146
Figura A.4. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la viscosidad del aceite muerto, μ_{od}, utilizando 16 PVT de aceite pesado 148
Figura A.5. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la viscosidad del aceite saturado, μ_{ob}, utilizando 16 PVT de aceite pesado 149
Figura A.6. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la viscosidad del aceite bajo saturado, μ_o, utilizando 16 PVT de aceite pesado 150
Figura A.7. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la presión de saturación, p_b, utilizando el PVT Pozo B del caso de estudio 152
Figura A.8. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la viscosidad del aceite muerto, μ_{ob}, utilizando el PVT Pozo B del caso de estudio 152
Figura A.9. Índice de comportamiento relativo en la relación de solubilidad, R_s, utilizando el PVT Pozo B del caso de estudio 153
Figura A.10. Índice de comportamiento relativo en el factor de volumen del aceite, B_o, utilizando el PVT Pozo B del caso de estudio 153
Figura A.11. Índice de comportamiento relativo en la viscosidad del aceite saturado, μ_{ob}, utilizando el PVT Pozo B del caso de estudio 154
Figura B.1. Constantes de equilibrio *K* vs Presión 160
Figura B.2. Corrección de la Relación de solubilidad (R_s) 162
Figura B.3. Corrección del Factor de volumen del aceite (B_o) 164
Figura B.4. Gráficas °API vs RGA, clasificación general y clasificación propuesta 164
Figura B.5. Gráficas °API vs B_{ob}, clasificación general y clasificación propuesta 165
Figura B.6. Gráficas °API vs $\%C_1$, clasificación general y clasificación propuesta 165
Figura B.7. Gráficas °API vs $\%C_2$-C_6, clasificación general y clasificación propuesta 165
Figura B.8. Gráficas °API vs $\%C_{7+}$, clasificación general y clasificación propuesta 166
Figura B.9. Gráficas RGA vs B_{ob}, clasificación general y clasificación propuesta 166
Figura B.10. Gráficas RGA vs $\%C_1$, clasificación general y clasificación propuesta 166
Figura B.11. Gráficas RGA vs $\%C_2$-C_6, clasificación general y clasificación propuesta 167
Figura B.12. Gráficas RGA Vs $\%C_{7+}$, clasificación general y clasificación propuesta 167
Figura B.13. Gráficas °API vs PM promedio, clasificación propuesta 168
Figura B.14. Gráficas RGA vs PM promedio, clasificación propuesta 168
Figura B.15. Gráficas °API vs PM C_{7+}, clasificación propuesta 169
Figura B.16. Gráficas RGA vs PM C_{7+}, clasificación propuesta 169
Figura B.17. μ_o a la p_b vs °API, panorama mundial y nacional 170
Figura B.18. μ_o a la p_b vs °API, panorama mundial y nacional (°API < 32) 171
Figura B.19. Comportamiento de la densidad °API y RGA vs μ_o a la p_b, clasificación propuesta ... 172

Lista de tablas

Tabla 1. 1. Clasificación de Yacimientos Petroleros de acuerdo al tipo de fluidos que contienen 5
Tabla 1. 2. Criterios para la clasificación de fluidos de León, Alamilla y García 6
Tabla 1. 3. Experimento PVT en base al tipo de aceite 8
Tabla 1. 4. Datos medidos en cada experimento PVT 9
Tabla 1. 5. Modelos de flujo multifásico horizontal 26
Tabla 2. 1. Rangos de aplicación para cada correlación PVT 41
Tabla 2. 2. Rangos de aplicación para cada correlación de viscosidad 42
Tabla 3. 1. Información de fluidos característicos tomada de los análisis PVT 50
Tabla 3. 2. Base de datos resumida, análisis PVT de aceites producidos en México 51
Tabla 3. 3. Base de datos, viscosidad de aceites producidos en México 52
Tabla 3. 4. Base de datos, viscosidad de aceites producidos a nivel mundial 53
Tabla 3. 5. Nuevos criterios para la clasificación del aceite negro 55
Tabla 4. 1. Parámetros estimados para la fracción de entrada de líquido, *FE* 76
Tabla 4. 2. Datos de entrada 93
Tabla 5. 1. Características de la línea 100
Tabla 5. 2. Propiedades físicas de los fluidos, PVT Pozo B 104
Tabla 5. 3. Datos de entrada Módulo PVT, estudio de caso 108
Tabla 5. 4. Viscosidad del aceite muerto medidas 115
Tabla 5. 5. Datos procesados del mes de agosto de 2013 117
Tabla 5. 6. Datos de entrada para la línea 119
Tabla 5. 7. Propiedades térmicas de materiales y fluidos 120
Tabla 5. 8. Datos de entrada Módulo para la hidrodinámica del flujo, estudio de caso 120
Tabla C. 1. Producción, viscosidad de la mezcla y presión medida en cabezal recolector incrementando el producto químico, del 01 al 26 de agosto de 2013 173
Tabla C. 2. Producción, viscosidad de la mezcla y presión medida en cabezal recolector incrementando el producto químico, del 01 al 30 de septiembre de 2013 174
Tabla C. 3. Datos procesados, septiembre de 2013 174

Resumen

A pesar de las diversas clasificaciones de los fluidos petroleros disponibles en la literatura técnica internacional, no existe una clasificación específica para los aceites producidos en los campos de México que tome en cuenta sus propiedades volumétricas y composición, e incorpore a los aceites pesados y extrapesados.

Además, como se sabe, el transporte de aceites pesados y extrapesados en oleogasoductos genera problemas operativos importantes: por ejemplo el represionamiento de la cabeza de los pozos y el decremento consecuente de la producción. Se han propuesto diferentes estrategias operativas para mitigar esta problemática, tales como el calentamiento del fluido, la inyección de reductores de viscosidad y el mezclado con aceites ligeros, por lo que existe el interés de desarrollar un modelo matemático para analizar el efecto de dichas estrategias sobre la hidrodinámica del flujo y la transferencia de calor en oleogasoductos.

Partiendo de las problemáticas anteriores, en el presente trabajo se elaboró una base de datos que integra 50 análisis PVT con gravedades API < 32°, los cuales fueron, primero validados por el método de Rojas y el método de Bashbush modificado y después corregidos a las condiciones de separación en superficie con el método de Al-Marhoun. Partiendo de la clasificación propuesta por León, Alamilla y García y con la base de datos antes mencionada, se propuso una nueva clasificación en la que se abarca a los yacimientos de aceite pesado y extrapesado con las características de aquellos presentes en los campos de México.

Con la base de datos antes mencionada, se evaluaron diferentes correlaciones PVT para aceite pesado, identificando las más adecuadas en la predicción las propiedades de aquellos producidos en México y en particular, para un campo del Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo (AP-ATG), comparando diferentes

parámetros estadísticos como la desviación absoluta y el índice de comportamiento relativo.

Se procedió a elaborar un programa de cómputo para determinar las propiedades PVT de aceites pesados y calcular el gradiente de presión y temperatura en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal, llamado PipeUNAM; se dividió en tres módulos: el primero, módulo PVT, nos permitió ajustar la relación de solubilidad, el factor de volumen del aceite y la viscosidad del aceite. Para el caso de la viscosidad del aceite muerto, ésta se calcula con el método de Andrade, partiendo de dos datos de viscosidad medidos a diferente temperatura. Con este módulo se calcularon dichas propiedades a diferentes condiciones de presión y temperatura. El segundo módulo, para la hidrodinámica del flujo, utilizó el modelo mecanicista de Xiao et al. para calcular el gradiente de presión. El tercer módulo, para la transferencia de calor en la tubería, se basó en el modelo mecanicista de Zhang et al., con algunas consideraciones para el caso del flujo intermitente.

Finalizado el programa de cómputo, se comprobó con un software comercial para un sistema mezcla agua-aire. Posteriormente, se realizaron diferentes estudios paramétricos en un oleogasoduto existente que transporta crudo pesado con alta viscosidad, perteneciente al AP-ATG, pudiendo identificar los efectos de la inyección de producto químico, el calentamiento del fluido a la entrada del oleogasoducto, el incremento del diámetro, la RGA y densidad API, sobre la presión a la entrada de la línea.

Las principales conclusiones y resultados del trabajo fueron los siguientes: en el caso de la nueva clasificación propuesta de los aceites pesados y extrapesados producidos en México, fue posible identificar las zonas donde comúnmente se encuentra un aceite negro, un pesado y un extrapesado, con base en la densidad API, la relación gas - aceite, la viscosidad del aceite, el contenido de C_1, el contenido de C_{7+} y peso molecular; para el caso del factor de volumen y contenido de C_2 - C_6 no se observó un comportamiento bien definido entre un aceite negro,

un pesado y un extrapesado, por lo que prevalecieron las dudas en los rangos propuestos.

En el caso del oleogasoducto analizado, los mejores resultados para reducir la presión a la entrada se obtuvieron con el uso del producto químico para reducir la viscosidad y con el incremento del diámetro de la tubería. En cuanto al calentamiento del fluido, el efecto del incremento de la temperatura a la entrada sobre la presión en el cabezal es menor, en comparación con el efecto de la inyección de producto químico; es necesario realizar una evaluación económica para determinar cuál de estas dos estrategias es la más rentable.

Introducción

El incremento actual de las reservas de hidrocarburos en México se debe al descubrimiento de yacimientos de aceite pesado y extrapesado, el cual es de difícil extracción y transporte en superficie debido a su alta viscosidad.

Tomando en cuenta la creciente demanda de energéticos, así como la declinación de la producción de los yacimientos de aceite convencional, es evidente que la industria petrolera se vea en la necesidad de invertir en la explotación de yacimientos de aceite pesado y extrapesado.

En la práctica, este tipo de fluidos representan grandes desafíos en su caracterización, extracción, transporte y procesamiento, los cuales están siendo poco a poco superados gracias a la investigación y desarrollo de nuevas tecnologías.

Una de las desventajas que se pueden encontrar es que no existe una clasificación para los aceites producidos en los campos de México que incorpore a los aceites pesados y extrapesados, tomando en cuenta sus propiedades volumétricas y composición.

Durante el transporte de aceites pesados y extrapesados en oleogaseoductos, se generan problemas operativos importantes, como por ejemplo el represionamiento en la cabeza de los pozos y el consecuente decremento de la producción, debido a que su comportamiento reológico es complejo. Para mitigar esta problemática, se han propuesto diferentes estrategias operativas como el calentamiento del fluido, inyección de reductores de viscosidad y mezclado con aceites ligeros.

Considerando las problemáticas antes mencionadas, el presente proyecto de investigación tiene los objetivos y alcances siguientes.

Objetivos

1. Establecer nuevos criterios para la clasificación de los aceites pesados y extrapesados producidos en México.
2. Desarrollar un modelo matemático para estudiar el efecto de la viscosidad y de algunas estrategias para reducirla, sobre la hidrodinámica del flujo y la transferencia de calor en oleogasoductos que transportan crudo pesado o extrapesado.

Alcances

1. Generar una base de datos con reportes PVT de diferentes tipos de aceite pesado y extrapesado producidos en campos petroleros de México.
2. Desarrollar nuevos criterios de clasificación para los aceites producidos en México, a partir del análisis de la información de la base de datos generada.
3. Desarrollar un modelo matemático-numérico que describa la hidrodinámica del flujo y la transferencia de calor en líneas horizontales y cercanas a la horizontal, mediante modelos mecanicistas de flujo multifásico y transferencia de calor.
4. Generar un caso de estudio para un oleogasoducto del Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo que transporta aceite pesado de alta viscosidad.
5. Investigar el efecto de la viscosidad del aceite, y algunas estrategias para reducirla, sobre la hidrodinámica del flujo en oleogasoductos, con base en el modelo construido para el caso de estudio.

El contenido de la tesis se describe a continuación:

En el capítulo uno se presentan los intervalos para clasificar los yacimientos petroleros de acuerdo al tipo de fluidos que contienen, propuestos por varios autores; los experimentos que conforman un análisis PVT, así como una revisión de los métodos para su validación y corrección; finalmente, una reseña de los métodos para la predicción del flujo multifásico en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal.

El capítulo dos es una revisión de las diferentes correlaciones PVT existentes. Posteriormente se presenta una breve reseña de los modelos mecanicistas de

flujo bifásico gas - líquido en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal, así como de los modelos de transferencia de calor en tuberías.

El capítulo tres explica cómo se generó una nueva clasificación para los aceites producidos en los campos de México, la cual incorpora a los aceites pesados y extrapesados, tomando en cuenta sus propiedades PVT y composición.

En el capítulo cuatro se describe el modelo matemático utilizado en el presente trabajo para estudiar la hidrodinámica y transferencia de calor en oleogasoductos; así como algunos de los problemas prácticos y numéricos identificados.

En el capítulo cinco se presenta la información recopilada y procesada que se utilizó para analizar la hidrodinámica del flujo y la transferencia de calor en un oleogasoducto (OLG-1) del Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo (AP-ATG) de Petróleos Mexicanos con ayuda del programa de cómputo PipeUNAM, desarrollado en este trabajo de investigación, y el cual incorpora modelos mecanísticos.

En el capítulo seis se presentan y discuten los resultados de los estudios paramétricos efectuados en el ducto OLG-1.

Finalmente se presentan las conclusiones y recomendaciones.

En el anexo C se resume la información proporcionada por personal del AP-ATG.

El anexo A es una recopilación de las correlaciones PVT para aceites pesados, basado en la densidad $^{\circ}$API para las cuales fueron desarrolladas; asimismo, se presenta una revisión de las mismas con el objetivo de seleccionar aquellas que mejor reproducen el comportamiento de los aceites pesados producidos en México.

En el anexo B se presentan la validación y corrección del análisis PVT Pozo B, utilizado para el caso de estudio; así como los gráficos generados para evaluar el comportamiento de las propiedades de los diferentes tipos de aceites producidos en México, utilizados para la nueva clasificación propuesta en este trabajo.

Capítulo 1.
Antecedentes

En este capítulo se presenta un resumen de los rangos de clasificación de los yacimientos petroleros de acuerdo al tipo de fluidos que contienen, propuestos por varios autores. Se hace mención de los experimentos que conforman un análisis PVT y de las propiedades que de éstos se obtienen, seguido de una revisión de los métodos para su validación y corrección; continúa con una breve revisión de los métodos para la predicción de la viscosidad de aceites pesados; finalmente, se presenta una reseña de los métodos para la predicción del flujo multifásico en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal, así como la descripción de los patrones de flujo.

1.1. Clasificación de Yacimientos Petroleros de acuerdo al tipo de fluidos

Una vez descubierto un yacimiento petrolero, es indispensable identificar y clasificar el tipo de hidrocarburos que contiene, ya que conocer el tipo de fluido que se está manejando es uno de los principales factores que intervienen en el comportamiento de la producción de un yacimiento y, por consecuencia, en la selección del plan de explotación y de la infraestructura superficial adecuados.

Examinando la literatura existente, se han propuesto diversas clasificaciones de los yacimientos petroleros a lo largo de la historia de la ingeniería de yacimientos a nivel mundial, considerando ciertos parámetros medidos en campo y en laboratorio. A continuación se presentan algunas de las clasificaciones propuestas.

Tabla 1. 6. Clasificación de Yacimientos Petroleros de acuerdo al tipo de fluidos que contienen

	T. Méndez L., J. Teyssier S., 1979[44]				
	Aceite Negro	**Aceite Volátil**	**Gas y Condensado**	**Gas Húmedo**	**Gas Seco**
Densidad API	< 35	35 - 57	45 - 57	> 57	-
RGA (m^3/ m^3)	< 200	200 - 1000	1000 - 10000	10000 - 20000	> 20000

	Phillip L. Moses., 1986[46]		
	Aceite Negro	**Aceite Volátil**	**Gas y Condensado**
Densidad API	≤ 45	> 40	40 - 60
RGA (m^3/m^3)	< 360	360 - 540	540 - 26750
B_o (bl/STB)	≤ 2.0	> 2.0	-
Contenido C_{7+} (% Mol)	> 20	12.5 - 20	< 12.5

	William D. McCain Jr., 1990[43]			
	Aceite Negro	**Aceite Volátil**	**Gas y Condensado**	**Gas Húmedo**
Densidad API	≤ 45	> 40	40 - 60	-
RGA (m^3/m^3)	< 356	356 - 587	587 - 2670	> 8900
B_o (bl/STB)	≤ 2.0	> 2.0	-	-
Contenido C_{7+} (% Mol)	> 30	12.5 - 30	< 12.5	-

	Luca Consentino., 2001[16]				
	Aceite Negro	**Aceite Volátil**	**Gas y Condensado**	**Gas Húmedo**	**Gas Seco**
Densidad API	10 - 45	40 - 50	45 - 65	-	-
RGA (m^3/m^3)	< 356	356 - 1070	1070 - 3560	3560 - 17810	> 17810
B_o (bl/STB)	≤ 2.0	> 2.0	-	-	-
Composición (% Mol)	C_{7+} > 40	C_{7+}: 12.5 - 40	C_{7+}: 2 - 12.5	C_1 - C_2, en su mayoría	C_1, en su mayoría

Como se puede observar en la **Tabla 1.1,** algunos de los rangos de clasificación muestran variaciones considerables, como el caso de la RGA y el contenido de C_{7+}; por ejemplo, considerando el aceite negro, Méndez[44] estableció un valor de RGA < 200 m^3/m^3, mientras que los demás autores refieren una RGA < 356 m^3/m^3. En el contenido de C_{7+}, Moses[46] estableció un límite inferior de 20 % Mol, McCain[43] un 30% Mol y Consentino[16] un 40% Mol. Así, lo que para un autor sería un aceite negro, para otro sería un aceite volátil.

Partiendo de este tipo de observaciones, León, Alamilla y García[41] propusieron una clasificación de los yacimientos en México de acuerdo al tipo de fluidos que contienen, integrando una base de datos con la información más representativa de los análisis PVT de fluidos de la Región Sur y de las Regiones Marinas.

Los autores mencionan, entre otras cosas que: *"...en el caso de los fluidos que se encuentran en la zona de transición entre aceite volátil y aceite negro, éstos deben de ser tratados con suma cautela, ya que si los fluidos tiene propiedades más parecidas a un aceite volátil, se debe de realizar el experimento de agotamiento a volumen constante y también el de separación diferencial para que se proporcionen los parámetros volumétricos (B_o, R_s, etc.) para realizar estudios de comportamiento de yacimientos..."*. [41]

León, Alamilla y García[41] incluyeron un nuevo tipo de aceite ubicado en la zona de transición entre aceite negro y aceite volátil, denominado como aceite ligero, dando como resultado nuevos rangos de clasificación, como se indica en la **Tabla 1. 2**.

Tabla 1. 7. Criterios para la clasificación de fluidos de León, Alamilla y García[41]

Propiedad	Aceite Negro	Aceite Ligero	Aceite Volátil	Gas y Condensado
Densidad API	< 32	32 - 38	> 38	42 - 62
RGA (m^3/m^3)	< 130	130 - 200	200 - 550	550 - 10000
B_o (bl/STB)	< 1.5	1.5 - 2.0	> 2.0	-
Contenido C_{7+} (% Mol)	> 35	25 - 35	12.7 - 25	1 - 12.7
Contenido C_1 (% Mol)	< 44	32 - 44	44 - 64	> 64
Contenido C_2 - C_6 (% Mol)	16 - 28	22 - 32	20 - 28	< 20

Es importante tener claros los criterios de clasificación para realizar de manera adecuada el muestreo de los fluidos representativos de yacimientos y el diseño de los experimentos de laboratorio, propios para cada tipo de fluido.

1.2. Análisis PVT

Anteriormente se mencionaron los parámetros para clasificar los yacimientos petroleros de acuerdo al tipo de fluidos que contienen, los cuales pueden dividirse en dos grupos:

1. Parámetros medidos en el campo.
2. Parámetros obtenidos en el laboratorio.

Los primeros se obtienen durante una prueba de producción. Dentro de este grupo se encuentra la relación gas - aceite (RGA) y la densidad del líquido producido (°API), la cual se puede medir directamente en el campo utilizando densímetros. Para el caso de los fluidos producidos, la densidad también se puede obtener tomando muestras del líquido y gas.

Para el caso de los parámetros obtenidos en el laboratorio, éstos se determinan por medio de experimentos Presión - Volumen – Temperatura (PVT), efectuados sobre muestras de un fluido representativo del yacimiento en cuestión.

Un análisis PVT es una serie de experimentos de laboratorio que tratan de simular el comportamiento termodinámico de los fluidos, tanto a condiciones de yacimiento como a condiciones de superficie. Durante la vida productiva de un yacimiento, se presentan dos procesos termodinámicos en forma simultánea: la separación diferencial y la instantánea. La primera se lleva a cabo durante el agotamiento de la presión en el yacimiento; en este proceso, una cantidad de gas se libera en cada decremento de presión. La separación instantánea se presenta en la superficie, durante la producción; a diferencia de la primera, en ésta el gas se libera en cada etapa de separación y en tanque.

Los experimentos convencionales que forman parte de un análisis PVT, dependiendo si es un aceite, aceite ligero o volátil, son:

1. Determinación de la composición original
2. Expansión a composición constante (separación flash)
3. Separación diferencial convencional

4. Separación diferencial a volumen constante (agotamiento a volumen constante)
5. Separación en etapas en superficie
6. Estudios de viscosidad

A continuación se presenta una tabla con los experimentos que aplican para cada tipo de aceite.

Tabla 1. 8. Experimento PVT con base en el tipo de aceite[40]

Aceite Negro	Aceite Volátil Gas y Consensado	Gas Húmedo Gas seco
- Determinación de la composición original - Expansión a composición constante - Separación diferencial Convencional - Separación en etapas en superficie - Estudios de viscosidad	- Determinación de la composición original - Expansión a composición constante - Separación diferencial a volumen constante - Separación en etapas en superficie - Estudios de viscosidad	- Determinación de la composición original - Expansión a composición constante - Separación en etapas en superficie - Estudios de viscosidad

Tomando en cuenta los nuevos criterios para la clasificación de fluidos León, Alamilla y García[41], para el caso de los aceites ligeros, los cuales tienen un comportamiento más parecido (desde el punto de vista termodinámico) a los aceites volátiles, los experimentos de laboratorio a considerar son:

- Determinación de la composición original
- Expansión a composición constante
- Separación diferencial convencional (para realizar estudios de balance de materia)
- Separación diferencial a volumen constante (para los estudios de simulación composicional)
- Separación en etapas en superficie
- Estudios de viscosidad

De los experimentos anteriores, se obtienen las propiedades indicadas en la **Tabla 1.4**.

Tabla 1. 9. Datos medidos en cada experimento PVT[40]

Experimento	Parámetros obtenidos	Comentarios
Expansión a composición constante (Separación flash)	- Presión de saturación - Volumen relativo - Factor *Z* del gas - Saturación de líquido - Viscosidad - Densidad - Compresibilidad de fluidos por arriba de la presión de saturación	Esta prueba tiene como objetivo determinar la presión de saturación a temperatura del yacimiento, y determinar las propiedades PVT del gas y del aceite a presiones mayores que la presión de saturación
Separación diferencial convencional	- Factor de volumen del aceite - Relación de gas disuelto-aceite - Factor *Z* del gas - Densidad del gas y líquido - Viscosidad del aceite - Viscosidad del gas calculada	Esta prueba tiene como objetivo determinar las propiedades del gas y del aceite a presiones debajo de su presión de saturación
Separación diferencial a volumen constante (Agotamiento a volumen constante)	- Presión de saturación - % Mol del gas extraído en cada etapa. - Factor *Z* del gas extraído en cada etapa. - Saturación de líquido - Composición del gas extraído en cada etapa - Viscosidades de gas y líquido - Densidad del líquido	Esta prueba tiene como objetivo determinar las propiedades del gas y del aceite a presiones debajo de su presión de saturación
Separación en etapas en superficie	- Relación gas-aceite - Factor de encogimiento - Densidad del aceite - Densidad relativa del gas - Gas producido acumulado - Densidad del aceite residual	Esta prueba tiene como objetivo determinar las propiedades del gas y del aceite que se tienen a las condiciones de separación en el campo.
Estudios de viscosidad	Viscosidad a presiones por arriba y por debajo de la presión de saturación.	Los valores de viscosidad deben de ser efectuadas a las mismas presiones que se tienen en el experimento de separación diferencial y de agotamiento a volumen constante. La viscosidad del gas es calculada mediante correlaciones.

1.2.1. Validación de análisis PVT para aceites negros

Los datos comúnmente reportados en un análisis PVT pueden estar sujetos a errores de medición en el laboratorio, ya sea porque la muestra de fluido no fue tomada correctamente y no representa el fluido original del yacimiento o porque los procesos llevados a cabo en el laboratorio no simulan exactamente lo que ocurre en el yacimiento; por esto se requiere validar su consistencia antes de usarlo en estudios de yacimientos.

Existen diversas metodologías para corroborar la consistencia de un análisis PVT, las cuales aplican para cada tipo de fluido. Para el caso de un aceite volátil y un gas y condensado, se utilizan las metodologías de Bashbush[9] y Whitson[67] para la validación de la composición del fluido, mientras que para el caso de un aceite negro, se emplea la metodología de Rojas[40] para validar sus propiedades volumétricas y el método de Bashbush modificado[39] para el caso de la composición, densidad del aceite, del gas y de validación del peso molecular.

Debido a que en este trabajo se estudia el comportamiento PVT de los aceites pesados, a continuación se explica el método de Rojas[40] para la validación de las propiedades volumétricas reportadas en los análisis PVT, el cual consta de 4 pruebas: *densidad*, *linealidad de la función Y*, *balance de materia* y *desigualdad*.

Prueba de densidad

Se debe cumplir que la densidad del aceite saturado con gas a la presión de saturación de la prueba de separación diferencial sea igual a la calculada a partir de los datos de las pruebas de separación. Si la diferencia entre ambas densidades es mayor a un 5%, esta prueba se considera inválida.

La ρ_{obf} se calcula de la forma siguiente:

$$\rho_{obf} = \frac{\gamma_o \rho_w}{B_{obf}} + \frac{0.01362}{B_{obf}}\left[(\gamma_g R_s)_{sep} + (\gamma_g R_s)_{\tan}\right], \qquad (1.1)$$

donde:

ρ_{obf} = densidad recombinada a partir del experimento de separación en etapas, lbm/ ft^3
B_{obf} = factor de volumen del aceite a la p_b del experimento de separación en etapas (bl/bl)
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 lbm/ ft^3
R_s = relación gas disuelto - aceite, ft^3/bl

Si se cuenta con varias pruebas de separación, se usa el valor de γ_g y R_s correspondientes a la presión óptima de separación, ó se puede modificar la ecuación para incluir varias etapas de separación.

Prueba de la linealidad de la función-*Y*

Se utilizan los valores del experimento de expansión a composición constante para calcular la función *Y*, la cual se grafica contra la presión. Se debe obtener una línea recta cuando si el aceite está compuesto básicamente por componentes hidrocarburos y las mediciones en el laboratorio se realizaron con precisión.

$$Y = \frac{p_b - p}{p\left(\frac{V}{V_b} - 1\right)}, \tag{1.2}$$

donde:

p_b = presión de saturación, lb/pg^2
p = presión del experimento, lb/pg^2
V = volumen relativo del experimento de expansión a composición constante (bl/bl)
V_b = olumen relativo a la p_b del experimento de expansión a composición constante (bl/bl)

El informe del Análisis PVT siempre debe incluir una tabla con la Función-*Y* calculada de los datos de expansión a composición constante. Si la función *Y* presenta un comportamiento lineal hasta la p_b, este es un dato correcto.

Prueba del balance de materia

Consiste en verificar si la R_s experimental de la prueba de separación diferencial es igual a la R_s calculada por balance de materia. Se recomienda que la diferencia entre los valores experimental y calculado no debe exceder del 5% para que sea consistente.

Para llevar a cabo esta prueba, se toma como base un litro de aceite residual a condiciones estándar (60° F y 14.7 lb/plg^2) y se determina la R_s para todas las etapas del experimento de separación diferencial.

$$R_{s\,di} = R_{s\,di-1} + 159\,V_{gi}, \tag{1.3}$$

donde:

$$V_{gi} = \frac{379.4 * m_{gi}}{28.96 * 453.59 * \gamma_{gdi}}, \tag{1.4}$$

$$m_{gi} = m_{oi} - m_{oi-1}, \quad (1.5)$$

$$m_{oi} = 1000*(\rho_o*B_o)_i . \quad (1.6)$$

donde:

R_{sdi} = relación gas disuelto-aceite en cada etapa del experimento de separación diferencial, ft^3/bl
V_{gi} = volumen de gas en cada etapa del experimento de separación diferencial, ft^3
M_{aire} = peso molecular de aire, 28.96 lbm/lbm-mol
m_{gi} = masa del gas en cada etapa del experimento de separación diferencia, gr
m_{oi} = masa de en cada etapa del experimento de separación diferencial, gr
γ_{gdi} = densidad relativa del gas en cada del experimento de separación diferencial (aire = 1)
ρ_o = densidad del aceite del experimento de separación diferencial, gr/cm^3
B_o = factor de volumen del aceite, bl/bl

Prueba de la desigualdad

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

$$\frac{\partial B_{od}}{\partial p} < B_g \frac{\partial R_{sd}}{\partial p}, \quad (1.7)$$

donde:

B_g = factor de volumen del gas, pie^3/pie^3

También es necesario corroborar que los resultados plasmados en el análisis PVT correspondan con el comportamiento presente en los resultados de las pruebas de producción del yacimiento en cuestión; así, para el caso de un yacimiento bajosaturado, la RGA debe mantenerse constante, mientras que la presión del yacimiento debe presentar una rápida declinación. En el caso contrario, tratándose de un yacimiento saturado, la RGA se incrementa rápidamente, mientras que la declinación de la presión del yacimiento debe ser lenta.

1.2.2. Corrección de experimentos de laboratorio

Una vez validado el análisis PVT es necesario realizar la corrección de los datos de separación diferencial por efectos de las condiciones de separación en superficie. Como se mencionó con anterioridad, en el yacimiento se genera la liberación de gas a medida que ocurre un decremento de presión, a una temperatura constante, proceso similar al que se reproduce en un experimento de separación diferencial. 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.

Tomando en cuenta lo anterior, el volumen de aceite que se obtiene en la batería de separación será mayor proporcionalmente que el que se obtiene de los experimentos de separación diferencial y de agotamiento a volumen constante.

Por esta razón, es necesario corregir el B_o y la R_s reportados en los análisis PVT a temperatura de yacimiento, para incluir las condiciones de separación en superficie. Regularmente, algunos análisis PVT ya presentan dichas correcciones. Moses[46] recomienda que, para el caso del experimento de separación en etapas en superficie, se seleccionen los valores de B_o y R_s que arroje la prueba con la presión óptima de separación. Para identificar cuál es la presión óptima de separación, se debe verificar aquella que genere el valor mínimo de B_o y la R_s y la máxima densidad API del aceite.

Para llevar a cabo la corrección, se utilizan las siguientes ecuaciones recomendadas por McCain[43]:

- Si la $p \geq p_b$:

$$R_{sf} = R_{sbf}, \tag{1.8}$$

$$B_{of} = B_{obf}\left(V_{Total}/V_b\right)_i. \tag{1.9}$$

- Si la $p \leq p_b$:

$$R_{sf} = R_{sbf} - (R_{sbd} - R_{sd})\left(B_{obf}/B_{obd}\right), \tag{1.10}$$

$$B_{of} = B_{od}\left(B_{obf}/B_{obd}\right), \tag{1.11}$$

donde:

R_{sf} = relación gas disuelto-aceite ajustado a las condiciones de separación, (pie^3/bl).
R_{sbf} = relación gas disuelto-aceite a la p_b, obtenida del experimento de separación en etapas, (pie^3/bl).
R_{sbd} = relación gas disuelto-aceite a la p_b, obtenida del experimento de separación diferencial, (pie^3/bl).
R_{sd} = relación gas disuelto-aceite, obtenida del experimento de separación diferencial, (pie^3/bl).
B_{of} = factor de volumen del aceite ajustado a las condiciones de separación (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_{obd} = factor de volumen del aceite a la p_b, obtenida del experimento de separación diferencial, en superficie (bl/bl)
B_{od} = factor de volumen del aceite, obtenida del experimento de separación diferencial
V_{Total}/Vb = volumen relativo del aceite a presión mayor o igual que la p_b (bl/bl).

Este método presenta como desventaja que a bajas presiones, la R_s arroja valores negativos mientras que el Bo arroja valores menores a 1. Debido a esto, los rangos de aplicación están limitados a presiones por encima de las 500 psi (35 kg/cm^2).

De lo anterior, Al - Marhoun[4] presenta un método que supera las limitaciones del método convencional asumiendo 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. El método propuesto por Al - Marhoun[4] utiliza las ecuaciones siguientes:

- Si la $p \geq p_b$:

$$R_{sf\,i} = R_{s\,bf}, \tag{1.12}$$

$$B_{of\,i} = B_{o\,di}\left(B_{o\,bf}/B_{o\,bd}\right). \tag{1.13}$$

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

- Si la $p \leq p_b$:

$$R_{sf\,i} = R_{s\,di}\left(R_{s\,bf} \Big/ R_{s\,bd}\right), \tag{1.14}$$

$$B_{of\,i} = B_{o\,bf} + c_i\left(B_{odn} - B_{obf}\right), \tag{1.15}$$

$$\text{donde: } c_i = \left(B_{obd} - B_{odi}\right)/\left(B_{obd} - B_{odn}\right), \tag{1.16}$$

donde:

R_{sf} = relación gas disuelto-aceite ajustado a las condiciones de separación, (pie^3/bl).
R_{sfi} = relación gas disuelto-aceite ajustado a las condiciones de separación para cada etapa, (pie^3/bl).
R_{sbf} = relación gas disuelto-aceite a la p_b, obtenida del experimento de separación en etapas, (pie^3/bl) .
R_{sbd} = relación gas disuelto-aceite a la p_b, obtenida del experimento de separación diferencial, (pie^3/bl).
R_{sdi} = relación gas disuelto-aceite, obtenida en cada etapa del experimento de separación diferencial. (pie^3/bl).
B_{ofi} = factor de volumen del aceite ajustado a las condiciones de separación para cada etapa (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_{odn} = factor de volumen del aceite a la p_b, obtenida del experimento de separación en etapas en superficie, (bl/bl).
c_i = constante para cada etapa.
B_{obd} = factor de volumen del aceite a la p_b, obtenido del experimento de separación diferencial, (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).

Es necesario que cuando se tenga la composición original de los fluidos en un análisis PVT y el cual cuente con el experimento de separación diferencial, se aplique el método de Bashbush modificado[39] para validar la composición, la densidad del aceite y del gas y el peso molecular del aceite y de la fracción C_{7+}.

1.3. Métodos para la predicción de la viscosidad del aceite

La evaluación de la viscosidad del aceite es una de las etapas más importantes en el diseño de los procesos de extracción y producción de hidrocarburos, que desafortunadamente presenta dificultades al momento de llevar a cabo su medición.

Esta propiedad física varía dependiendo de su origen, tipo y naturaleza de su composición química y es un parámetro importante en el flujo del aceite a través del medio poroso y tuberías de producción.

Es importante mencionar que en este trabajo de investigación no se considera la importancia del comportamiento reológico de los fluidos petroleros y por ende, sus esfuerzos y velocidades de corte; los métodos descritos a continuación se basan en el comportamiento de la viscosidad con la temperatura.

Existen métodos muy útiles para predecir la viscosidad del aceite, disponibles en la literatura, como:

- *Métodos empíricos*
- *Modelos de viscosidad basados en ecuaciones de estado (EOS)*

Las correlaciones empíricas para predecir la viscosidad de los fluidos del yacimiento utilizan normalmente variables medidas en campo: la relación gas - aceite (RGA), densidad API del aceite, densidad relativa del gas, presión y temperatura. La viscosidad del aceite muerto (μ_{od}) esta correlacionada con los °API y la temperatura, mientras que la viscosidad del aceite en el punto de burbuja (μ_{ob}) está en función de la μ_{od} y la relación gas - aceite (RGA); por lo tanto, la precisión de dichas correlaciones depende de la exactitud para determinar la RGA. Por otra parte, la viscosidad del aceite bajosaturado depende de la μ_{ob} y la presión.

Los modelos de viscosidad basados en EOS han sido desarrollados para calcular la viscosidad tanto del gas como del líquido a una presión y temperatura deseada, a partir de su composición. La principal desventaja de estos modelos es que pueden ser inexactas en el caso de los fluidos con alta viscosidad.

Aunque existe una cantidad considerable de correlaciones empíricas para determinar la viscosidad, éstas presentan ciertos inconvenientes ya que sus rangos de aplicación son limitados, además de que las viscosidades de las fases líquida y gas se determinan con diferentes correlaciones, generando un transición en forma abrupta en la región cercana al punto crítico. Por otro lado, los modelos de viscosidad teóricos basados en EOS pueden generar transiciones suaves y sus rangos de aplicación son más amplios.

1.3.1. Método de Andrade

Usualmente, la viscosidad del aceite disminuye con el aumento de la temperatura, por lo que su variación es importante para la movilidad del mismo en diversos procesos de la industria petrolera (p. e., el transporte de hidrocarburos a través de ductos). A medida que el aceite es más viscoso, mayor será la reducción de esta propiedad al incrementar la temperatura.

Dentro de los métodos desarrollados para su predicción se encuentra el de Andrade[7], comúnmente utilizado para correlacionar la viscosidad del aceite con la temperatura.

La ecuación de Andrade[7] se basa en la relación lineal observada entre el logaritmo de la viscosidad y el recíproco de la temperatura, descrita por la ecuación siguiente:

$$\mu = a * e^{b/T^*}, \tag{1.17}$$

$$\ln \mu = \ln a + \frac{b}{T^*}, \tag{1.18}$$

donde:

μ = viscosidad, cp.
T^* = temperatura, °R o °K.
a y b = parámetros.

Se requieren al menos dos valores medidos de la viscosidad (μ_1 y μ_2) a diferentes temperaturas (T_1 y T_2), para determinar los parámetros a y b. El valor de la viscosidad a otra temperatura se obtiene al sustituir dichas constantes en las ecuaciones 1.17 ó 1.18.

Este método permite estimar la μ_{od} en función de la temperatura entre el punto de ebullición y el punto de congelación del aceite en cuestión. Si se cuenta con más datos medidos de viscosidad - temperatura, los parámetros a y b pueden ser calculados mediante un ajuste por mínimos cuadrados.

Un grafico de μ_{od} vs $1/T$, sería una línea recta en coordenadas semilogarítmicas (ver **Figura 1. 1**).

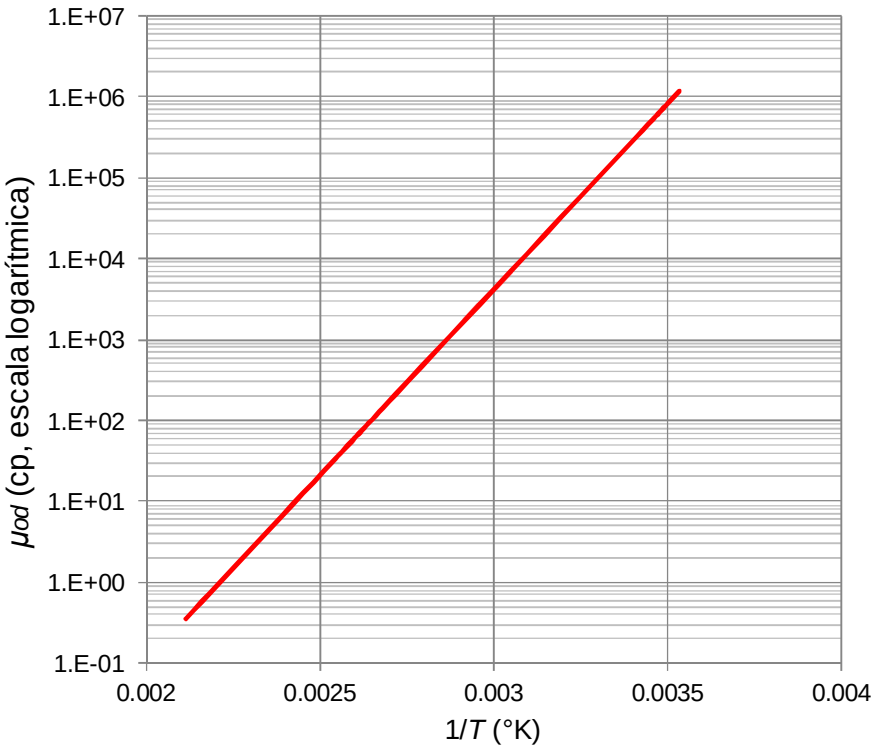


Figura 1. 1. Viscosidad del aceite muerto vs inverso de la temperatura

1.4. Flujo multifásico en oleogasoductos

El flujo multifásico es el flujo simultáneo de numerosas fases dentro de una tubería ó equipo, siendo el flujo bifásico el caso más simple. Está presente en diversos procesos dentro de la industria de alimentos, química, nuclear, plantas geotérmicas, problemas de cavitación en equipos de bombeo, sistemas de refrigeración, etc., por lo que su ocurrencia ha sido ampliamente estudiada para su aprovechamiento y/o prevención.

En la industria petrolera, las mezclas multifásicas pueden presentarse como aceite–gas (flujo bifásico), aceite–agua–gas (trifásico), aceite–agua–gas–lodos (cuatrifásico), etc., en alguno casos con sólidos orgánicos e inorgánicos (aceite-gas-agua-sólido).

Una vez que el hidrocarburo ha sido extraído hasta la superficie, el transporte del mismo (desde la cabeza de los pozos hacia la batería de separación) se convierte en una etapa importante ya que de ésta depende el aseguramiento de la producción hacia los lugares de procesamiento para su posterior distribución y consumo. En lo que respecta al flujo multifásico gas–líquido a través de un ducto, se requieren diversos análisis que permitan disminuir su complejidad, mejorar sus diseños y evitar la mayor cantidad de problemas operativos.

1.4.1. Ocurrencia del flujo multifásico en tuberías horizontales

El gas y el líquido pueden existir como una mezcla homogénea o de forma separada (por ejemplo, cuando el líquido se presenta en forma de baches con el gas empujándolo por detrás). De igual forma, el gas puede estar fluyendo con dos líquidos (aceite y agua) y existir la posibilidad de que los dos líquidos puedan estar emulsificados. Las ventajas de transportar el aceite con gas disuelto son considerables, ya que el gas tiene un efecto benéfico en la reducción de la viscosidad y densidad del mismo. Sin embargo, a medida que el fluido se acerca a las condiciones de saturación, el gas disuelto en el aceite se libera, dando lugar al flujo bifásico aceite - gas.

El estudio del flujo multifásico en tuberías es una de las combinaciones más complejas que existen, ya que el flujo simultáneo de las fases complica considerablemente los diferentes procesos de producción, aún más si se trata de un fluido altamente viscoso. Cuando se trata de flujo monofásico, la información típica como el flujo másico, propiedades del fluido, diámetro, rugosidad y ángulos de inclinación de la tubería son suficientes para el cálculo del gradiente de presión; sin embargo, al tratarse de un flujo multifásico se requiere información adicional que permita determinar parámetros tales como el patrón de flujo y el colgamiento de líquido, a fin de diseñar correctamente los equipos que operen bajo este comportamiento.

Es importante aclarar que el tipo de flujo multifásico a estudiar en este trabajo es el bifásico (sistema gas–líquido).

1.4.2. Métodos de predicción de flujo multifásico

Para obtener diseños confiables de los sistemas multifásicos se requiere comprender la ocurrencia y comportamiento del mismo. Para esto se han desarrollado métodos para su predicción con base en diferentes aproximaciones.

1.4.2.1. Enfoque del modelado

A continuación se presenta una revisión de los métodos fundamentales de modelado.

Solución exacta (rigurosa)

En esta aproximación requiere la solución de las ecuaciones de conservación con las condiciones adecuadas de frontera. Este es el método de aproximación más confiable, desafortunadamente existen muy pocos sistemas que pueden ser tratados de forma rigurosa. Un ejemplo de este tipo de aproximación es la solución del flujo laminar en tuberías.

Simulación numérica

En esta aproximación, las ecuaciones de conservación se resuelven de forma numérica. Los avances tecnológicos obtenidos recientemente en la informática han impulsado el uso de este tipo de aproximación, la cual es muy útil para la dinámica de fluidos computacional (CFD) y cálculos de flujo transitorio. Su desventaja radica en que los códigos son generalmente muy grandes, costosos, complejos, tardados y los problemas con los esquemas numéricos continúan sin ser resueltos. Un ejemplo de esta aproximación es el simulador para flujo transitorio en tuberías, OLGA.

Modelado matemático

Esta aproximación toma conceptos de la solución exacta, considerando a su vez datos experimentales. Lo que se busca es un modelo físico simplificado 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.

1.4.2.2. Modelos de caja negra

Como se mencionó anteriormente, las soluciones rigurosas para sistemas de flujo a dos fases son complejas y poco comunes a nuestros días debido al gran número de variables asociadas y a la naturaleza compleja del flujo. Los primeros modelos desarrollados para sistemas bifásicos, conocidos como "de caja negra", dejaban fueran el patrón de flujo e ignoraban la compleja configuración de flujo bifásico, dándole un trato con herramientas desarrolladas para el flujo monofásico. A continuación se presentan algunos de los más recientes.

Modelo homogéneo

Estos modelos tratan a la mezcla bifásica como una pseudo-fase, con propiedades y velocidades promedio del fluido. Las propiedades del fluido mezcla se determinan a partir de las propiedades individuales de cada fase gas y líquido, las cuales se promedian con base en el colgamiento del líquido sin deslizamiento.

Modelo separado

La aproximación opuesta al modelo homogéneo es conocida como modelo separado en el cual se asume que las fases gas y líquido fluyen de manera separada la una de la otra. De este modo, cada fase puede ser analizada con base en los métodos de flujo monofásico, usando conceptos como el diámetro hidráulico, factor de fricción o coeficientes de transferencia de calor.

Análisis de similaridad

Es una técnica poderosa para el desarrollo de soluciones generales que se logra mediante la generación de grupos adimensionales gobernantes que controlan un sistema de flujo dado. Con ellos se obtiene una solución general que puede aplicarse a sistemas similares. Estos grupos adimensionales pueden generarse mediante:

- Análisis dimensional. Se basa en experimentos de los cuales se obtienen grupos adimensionales, p. e. el número de Reynolds.
- Similaridad a través de ecuaciones básicas. Utiliza las ecuaciones básicas de flujo, transformándolas a formas adimensionales, identificando grupos adimensionales y sus relaciones adimensionales, p. e. la correlación de Dukler.
- Similaridad a través de relaciones cinemáticas y dinámicas. Reduce el número de grupos adimensionales por medio de análisis geométricos, cinemáticos y dinámicos.

1.4.2.3. Aplicación a la industria petrolera

El flujo bifásico se caracteriza por una gran cantidad de variables (casi el doble que las del monofásico), además de que la configuración del flujo es compleja, como en el caso de sistemas gas - aceite con una fase compresible y una interfase deformable.
Dicho sistema hace que la solución de las ecuaciones de conservación por medio del modelado sea impráctica y complicada.

Al momento de aplicar un análisis dimensional, el gran número de variables conduce a un gran número de grupos adimensionales. Esto hace imposible identificar y correlacionar los grupos importantes entre un conjunto dado de grupos adimensionales, por lo que se requeriría de muchas pruebas experimentales.

Por otro lado, una solución exacta es prácticamente imposible debido a la complejidad del sistema. Usualmente, la forma y la velocidad de de las fronteras entre las dos fases (interfase) son complejas y difíciles de determinar. Los procesos de transporte de masa, momento y transferencia de calor a través de la interfase añaden más complejidad al sistema. Así, la solución exacta para cada fase es casi imposible debido a la complejidad de las condiciones de frontera.

Finalmente, la aproximación por simulación numérica conduce a códigos largos con los problemas antes mencionados.

La aproximación por modelado surgió en décadas recientes al intentar dar más luz al fenómeno físico. Los mecanismos de flujo que provocan la ocurrencia del flujo bifásico se determinan y modelan matemáticamente. Uno de los postulados de este método es la existencia de varias configuraciones o patrones de flujo en los sistemas bifásicos. El primer objetivo de esta aproximación es predecir el patrón de flujo existente para un sistema dado. Posteriormente se desarrolla un modelo separado para cada patrón, el cual predice la hidrodinámica y la transferencia de calor del mismo. Estos modelos deben ser validados con datos experimentales limitados, sin embargo, también tienden a ser más generales y confiables para otras condiciones de flujo, ya que incorporan el mecanismo y los parámetros importantes como el diámetro de la tubería, ángulos de inclinación, flujos de gas y líquido y propiedades físicas de cada fase.

En la industria petrolera, la aproximación empírica continúa siendo usada para propósitos de diseño, sin embargo, investigaciones recientes conducen a la aproximación por modelado.

A fin de reducir la incertidumbre en los diseños, se han desarrollado a lo largo de la historia diferentes modelos homogéneos, correlaciones empíricas y modelos mecanicistas aplicables a la industria petrolera, los cuales son descritos a continuación.

Las **correlaciones empíricas** han sido la herramienta más utilizada para el análisis del flujo bifásico y como lo señalan Cravino et al.[17], la prueba de ello está en el hecho de que algunas correlaciones desarrolladas en la década de los 40 (Lockhart y Martinelli, 1949) todavía son una herramienta de cálculo usadas a nivel mundial, utilizadas inclusive en modernos softwares comerciales.

Como se mencionó anteriormente, contrario a los modelos homogéneos, las correlaciones empíricas pueden considerar tanto el deslizamiento entre fases como la presencia de patrones de flujo en la tubería, por lo que se requiere de métodos para determinarlos. Por ejemplo, Beggs y Brill (1973) utilizan el número de Froude y la fracción de líquido para determinar el patrón de flujo; posteriormente calculan el colgamiento de líquido para tubería horizontal (característico de cada patrón), el factor de fricción y el gradiente de presión.

En el caso de la **aproximación por modelado** del flujo bifásico en tuberías, se han desarrollado **modelos mecanicistas** desde mediados de los 70´s y su principal objetivo es predecir el régimen o patrón de flujo presente en la tubería bajo ciertas condiciones de operación, configuración de la línea de transporte y propiedades de los fluidos. Una vez identificado el patrón de flujo existente, se formulan modelos hidrodinámicos propios del régimen, debido a que la dinámica de cada uno de ellos es diferente. Las ecuaciones constitutivas de los patrones de flujo permiten calcular las variables esenciales para el diseño y análisis de estos sistemas bifásicos como el gradiente de presión y la fracción volumétrica de las fases presentes.

- **Modelos mecanicistas para tuberías verticales**

Los modelos para pozos son aplicables principalmente para el flujo vertical, pero se pueden utilizar también como una aproximación para el flujo inclinado ($60° < \theta < 90°$).

Taitel, Barnea y Dukler proponen en 1980 un modelo de predicción de patrón de flujo para el flujo vertical, que más tarde abarcó el flujo inclinado por Barnea et al. (1985).

Se han desarrollado modelos para la predicción de los patrones tipo burbuja (Hasan y Kabir[30]), flujo bache (Vo y Shoham[65], etc.) y de flujo anular (Oliemans[48]). Dentro de los modelos mecanicistas integrales para flujo vertical se encuentra el de Ozon et al.[50], Hasan y Kabir[30] y Chokshi et al.[15]

En 1994, Ansari et al.[8] formularon un modelo mecanicista para flujo vertical y lo compararon con varias correlaciones. En 2008 se realiza una evaluación de modelos homogéneos, correlaciones empíricas y modelos mecanicistas para flujo bifásico en tuberías verticales por Cravino et al.[17].

- **Modelos mecanicistas para flujo horizontal**

El modelo pionero y más empleado para la predicción del patrón de flujo en flujo horizontal y cercano a la horizontal ($^{+}$/- 10°) fue presentado por Taitel y Dukler[63], quienes estudiaron las transiciones de los patrones de flujo bifásico gas - líquido.

Se han desarrollado otros estudios para la predicción de transiciones específicas tales como la aparición de flujo bache; o bajo diferentes condiciones de operación. Del mismo modo, se ha trabajado con modelos independientes para el flujo estratificado (Cheremisinoff y Davis[13]; Shoham y Taitel[59], etc.), flujo bache (Dukler y Hubbard[22]; Nicholson, Azziz y Gregory[47], etc.), flujo anular (Laurinat, Hanratty y Jepson[38]) y burbuja dispersa (Wallis[66]).

Xiao et al.[68] presentaron en 1990 un modelo mecanicista integral para el diseño del flujo bifásico en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal, incorporando un modelo de predicción de patrones de flujo y sus ecuaciones constitutivas para calcular el gradiente de presión.

El modelo de Xiao et al.[68] será la base de esta investigación, por lo que se explican en el **Capítulo II.**

- **Modelos unificados**

En los últimos años se ha intentado desarrollar Modelos unificados aplicables para la gama de ángulos de inclinación entre la horizontal (0°) y la vertical ascendente (90°), abarcando así los modelos para pozos y para tuberías, lo cual genera modelos más prácticos. Como ejemplo se puede mencionar el modelo unificado para la predicción de patrón de flujo presentado por Barnea en 1987, válido para toda la gama de ángulos de inclinación ($-90° < \theta < 90°$). Felizola y Shoham presentaron (1995), un modelo mecanicista unificado para flujo bache en tuberías inclinadas con flujo ascendente, mientras que en 1996, Petalas y Aziz presentaron uno aplicable a las condiciones de flujo ascendente y descendente, el cual fue probado contra un gran número de datos de laboratorio y de campo. Recientemente, Gómez et al.[28] presentaron una correlación unificada para la predicción del colgamiento de líquido en el cuerpo del bache.

A continuación se presenta una tabla con algunos modelos aplicables al flujo multifásico horizontal:

Tabla 1. 10. Modelos de flujo multifásico horizontal

Modelo	Tipo de Modelo	Año
Lockhart y Martinelli	Correlación	1942
Dukler et al.	Correlación	1964
Eaton	Correlación	1967
Beggs y Brill	Correlación	1973
Oliemans	Correlación	1976
Taitel y Dukler	Mecancista	1976
Xiao et al.	Mecanicista	1990
Barnea	Mecanicista unificado	1987
Petalas y Aziz	Mecanicista unificado	1996
Gómez et al.	Mecanicista unificado	2000

1.4.3. Patrones de flujo multifásico horizontal

Durante el transporte de la mezcla gas - líquido dentro de la tubería, los fluidos pueden presentar diversas configuraciones que dependen de las velocidades superficiales, propiedades de cada fase y características de la tubería. Estas configuraciones se conocen como patrones de flujo y tienen gran influencia en la proporción volumétrica de cada fluido en el sistema y en las consecuentes propiedades físicas de la mezcla, factores que afectan directamente en la caída de presión que experimentan los fluidos dentro de la tubería.

Si se conociera a detalle el comportamiento de los fluidos dentro de una tubería, sería posible manipular ciertas condiciones que permitan aprovechar al máximo la presión del sistema, los gastos y patrones de flujo existentes.

- **Resbalamiento y colgamiento de líquido**

Considere un sistema de flujo de una sola fase (ver **Figura 1.**, [A]) en donde el gasto, diámetro e inclinación de la tubería y propiedades físicas corresponden a las de un solo fluido contenido; es posible calcular la velocidad del líquido en cualquier posición axial de la tubería. Una vez que la velocidad se determina, se puede proceder con los cálculos para determinar la caída de presión o la transferencia de calor.

Cuando se trata de flujo multifásico (ver **Figura 1.**, [B]), los parámetros de entrada incluyen gastos de gas y líquido, diámetro e inclinación de la tubería y las propiedades de cada fase. Para este caso se cuenta con tres incógnitas que no se consideran en el flujo monofásico: las velocidades del líquido y del gas y el colgamiento de líquido, H_L; por lo que el sistema no puede ser resuelto de manera directa, como en caso anterior.

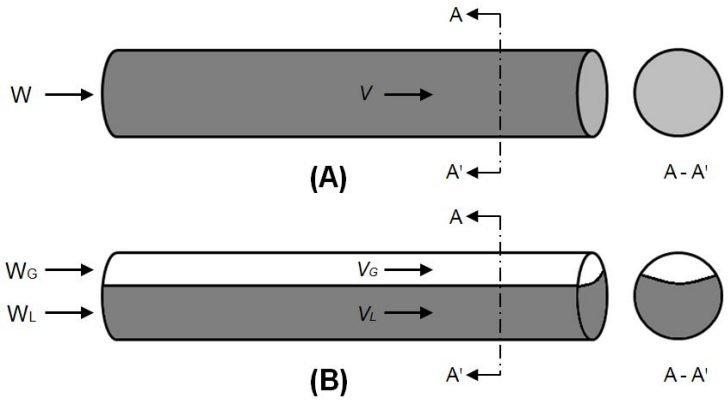


Figura 1. 2. Flujo monofásico y flujo bifásico

Una manera de simplificar el sistema es considerando que ambas fases se mueven a la misma velocidad ($V_G = V_L$, condición sin resbalamiento, λ_L). Con esta consideración, el sistema de ecuaciones tiene dos incógnitas y puede ser resuelta para el colgamiento de líquido y la velocidad de la mezcla. Esto permite continuar con los cálculos; sin embargo, y aunque este supuesto no es cierto, cuando las velocidades del gas y del líquido no son iguales, el análisis es más detallado.

En particular, al trabajar con flujo bifásico líquido-gas, el colgamiento representa el volumen de líquido o gas presente en una sección volumétrica de tubería.

La **Figura 1.** representa la relación entre resbalamiento y colgamiento como una descripción esquemática en forma de flujo estratificado en donde las fases gas y líquido se separan. La imagen A muestra el caso de condición sin resbalamiento, en la que el gas y el líquido viajan a la misma velocidad ($V_G = V_L$).

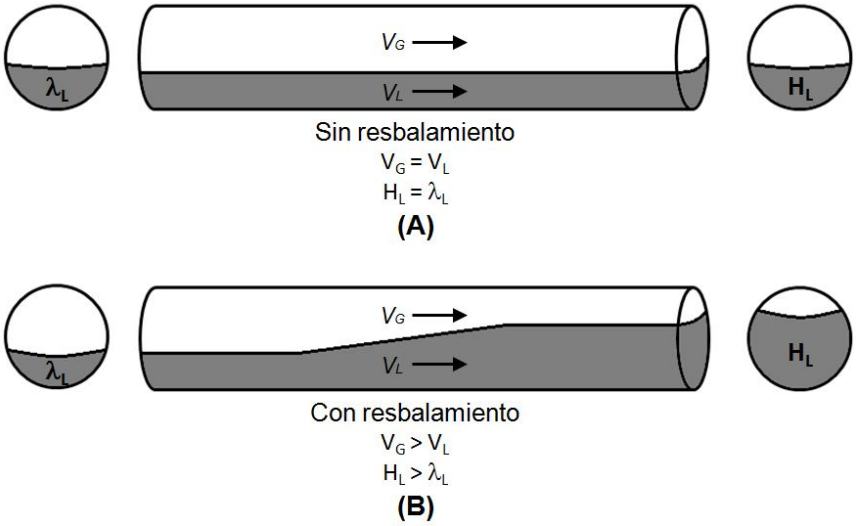


Figura 1. 3. Esquema de relación entre el resbalamiento y colgamiento de líquido

Tomando en cuenta lo anterior, el colgamiento de líquido, H_L, se obtiene:

$$H_L = \frac{V_{SL}}{V_{SL} + V_{SG}} = \lambda_L, \tag{1.19}$$

donde:

$$V_{SL} = \frac{q_L}{A} \quad \text{y} \quad V_{SG} = \frac{q_G}{A},$$

A = área de la tubería.
q_L = gasto de líquido.
q_G = gasto de gas.

Físicamente, la condición para que no exista resbalamiento es que las dos fases viajen a la misma velocidad, por ejemplo, en el patrón de flujo tipo burbuja disperso (explicado más adelante), con altos gastos de líquido y bajos gastos de gas. Bajo esta condición de flujo, la fase de gas se dispersa en forma de pequeñas burbujas en la fase líquida. Debido a los altos gastos de líquido, las burbujas de gas son arrastradas por la fase líquida a la misma velocidad, lo que resulta en un resbalamiento cero. Así, por esta condición de flujo, el colgamiento de líquido es igual al colgamiento sin resbalamiento ($H_L = \lambda_L$).

Sin embargo, si el gas y el líquido no se mueven a la misma velocidad entonces se genera el resbalamiento entre las dos fases. La fase gaseosa viaja a una mayor velocidad que la fase líquida debido a su flotabilidad y reducción de las fuerzas de fricción. Tomando en cuenta lo anterior, si la fase de gas viaja más rápido que la fase líquida, la sección transversal de la fase de gas se reduce, mientras que la sección transversal de la fase líquida aumenta. Esto se traduce en la acumulación de líquido en la tubería y en un consecuente colgamiento de líquido mayor que el colgamiento sin resbalamiento ($H_L > \lambda_L$).

Un ejemplo de este caso es en el flujo ascendente en tuberías verticales, con bajos gastos de líquido. Bajo estas condiciones y debido a la flotabilidad de la fase gas, esta se mueve más rápido que la fase líquida, deslizándose a través de ella a una mayor velocidad de ascenso de la burbuja. En un caso contrario, para el flujo descendente, con un gasto de gas menor al del líquido, la fase líquida puede moverse más rápido que la fase de gas debido a la gravedad. Para estos casos, el colgamiento de líquido es mayor que el colgamiento sin resbalamiento ($H_L < \lambda_L$).

- **Clasificación de los patrones de flujo en tuberías horizontales**

La diferencia fundamental entre el flujo monofásico y el flujo multifásico es la presencia de los patrones de flujo. Los patrones de flujo son configuraciones geométricas de los fluidos en la tubería. Dichas configuraciones difieren entre sí en la distribución espacial de sus interfases, dando lugar a diferentes características de flujo, tales como la velocidad y la distribución del colgamiento. El patrón de flujo existente en un sistema bifásico gas - líquido depende de variables como gastos de cada fase, configuración de la tubería (diámetro e inclinación) y propiedades físicas de cada fase.

El flujo multifásico en tuberías tiene como primer problema la correcta determinación de los patrones de flujo existentes, de lo que dependen todas las variables del diseño (caídas de presión, colgamiento, transferencia de calor, etc.). A lo largo de la historia se ha buscado la manera tanto de detallar lo más posible

los patrones de flujo, así como de definir un conjunto mínimo de los mismos. El desacuerdo entre investigadores se debe principalmente a la complejidad de los fenómenos de flujo y al hecho de que estos fueron determinados por observaciones visuales, definiendo las fronteras de los mapas de patrones de flujo en función de las velocidades superficiales de las fases, las cuales son muy sensibles a otros parámetros.

En un intento por definir un conjunto aceptable de patrones de flujo, se han desarrollado investigaciones basadas en datos experimentales obtenidos con toda la gama de ángulos de inclinación (flujo horizontal, flujo inclinado y flujo vertical, cada uno en su forma ascendente y descendente).

Los patrones de flujo bifásico horizontal existentes se pueden clasificar como flujo estratificado (suave u ondulado), flujo intermitente (bache o burbuja), flujo anular y flujo burbuja dispersa.

Flujo estratificado

Este patrón de flujo, **Figura 1.4**, se presenta con gastos de gas - líquido relativamente bajos. Las dos fases se separan por gravedad, fluyendo la fase líquida en la parte inferior de la tubería y la parte gaseosa en la parte superior.

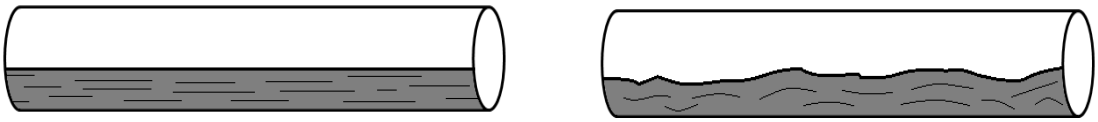


Figura 1. 4. Flujo estratificado.

Se subdivide en estratificado suave, donde la interfase gas-líquido es suave y la fracción ocupada por cada fase permanece constante; y estratificado ondulado, donde se forman ondas en la interfase gas-líquido, generadas al incrementar el gasto de gas, el cual se mueve más rápido que el líquido, dando lugar a las "ondas". La amplitud de dichas ondas se incrementa con el aumento del gasto de gas.

Flujo intermitente

Se caracteriza por un flujo alternado de líquido y gas, **Figura 1.5**, donde la tubería es ocupada en su sección transversal por tapones o baches de líquido, separados por bolsas de gas. Este patrón de flujo se divide en tipo burbuja alargada y bache de líquido.

En el primero, el líquido ocupa el volumen de la sección transversal y el gas forma burbujas a lo largo de la superficie de la tubería. En el segundo, al aumentar el flujo de gas, las burbujas se unen y se forman secciones alternadas de gas y líquido a lo largo de la superficie de la tubería, con una fase líquida contínua en el fondo; el cuerpo del bache tiene burbujas dispersas.

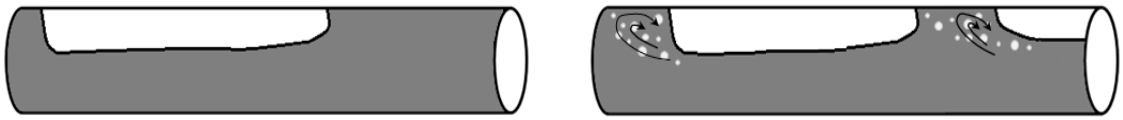


Figura 1. 5. Flujo intermitente.

Flujo anular

El flujo anular, **Figura 1.6**, se produce a velocidades elevadas de gas, en donde el líquido fluye como una película anular de espesor variable a lo largo de la pared, mientras que el gas fluye como un núcleo a alta velocidad en el centro, con parte del líquido arrastrado al centro en forma de gotas. La interfase es muy ondulada, lo que resulta en un alto esfuerzo de corte interfacial. La película en la parte inferior es generalmente más gruesa que en la parte superior, dependiendo de los gastos de gas y líquido. Esto describe el flujo anular, pero a medida que el gasto de gas aumenta, se van generando ondas inestables de líquido las cuales pueden llegar a rozar la pared superior interna de la tubería, dando lugar al flujo anular ondulado.

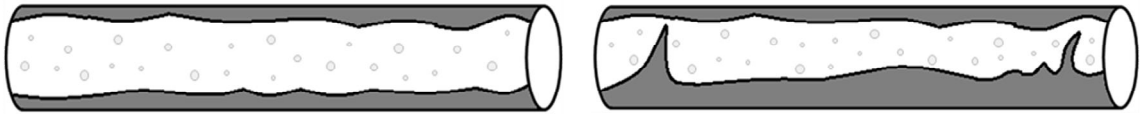


Figura 1. 6. Flujo anular

Este flujo se produce en la frontera de transición entre el flujo estratificado ondulado, bache y anular.

Flujo burbuja dispersa

La transición a este patrón de flujo se presenta cuando las burbujas son suspendidas en el líquido o cuando las bolsas de gas son destruidas al alcanzar la parte superior de la tubería. Cuando esto ocurre, la mayoría de las burbujas se localizan cerca de la parte superior de la tubería; a altos gastos de líquido, las burbujas se dispersan uniformemente a lo largo de toda la sección transversal de la tubería. Como resultado, las dos fases viajan a la misma velocidad, considerando así un flujo homogéneo sin resbalamiento, como se observa en la **Figura 1.7**.

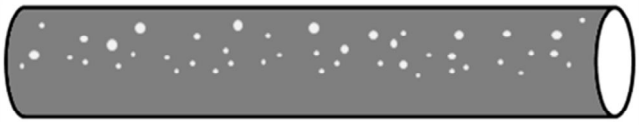


Figura 1. 7. Flujo burbuja dispersa

Capítulo 2.
Revisión de la literatura

Este capítulo se ha dividido en tres partes: la primera está enfocada en la revisión de las diferentes correlaciones empíricas existentes para la predicción de las propiedades PVT, lo cual será de ayuda en la selección de las más adecuadas para las características de los aceites pesados producidos en México.

La segunda parte consta de una breve descripción de los modelos mecanicistas de flujo bifásico gas-líquido en tuberías horizontales y cercanas al plano horizontal aplicados a este trabajo de investigación.

Finalmente se hace una revisión de los modelos de transferencia de calor en tuberías, necesario para complementar el desarrollo del modelo matemático propuesto y la elaboración de un programa de cómputo que implemente los modelos hidrodinámicos y de transferencia de calor, así como el método previamente seleccionado para calcular la viscosidad, visto en el **capítulo 1**.

2.1. Correlaciones para calcular las propiedades PVT de aceites

A lo largo de la historia de la industria petrolera se han desarrollado un gran número de correlaciones empíricas para predecir las propiedades PVT de los diversos tipos de aceites producidos en el mundo. La importancia de su desarrollo se basa en la simplicidad con la cual, a partir de mediciones disponibles en campo (RGA, °API, γ_g) es posible determinar las propiedades de los fluidos, tanto a condiciones de yacimiento y saturación como a condiciones de superficie, tomando en cuenta que éstas no siempre estiman con una buena aproximación el valor de dichas propiedades.

A continuación se presenta un resumen para describir la evolución de las diferentes correlaciones empíricas desarrolladas para propiedades como la presión de saturación (p_b), la relación gas disuelto - aceite (R_s), el factor de volumen del aceite (B_o), la viscosidad del aceite muerto (μ_{od}), viscosidad del aceite saturado (μ_{ob}) y viscosidad del aceite bajosaturado (μ_o).

Correlaciones para la presión de saturación (p_b), relación gas disuelto - aceite (R_s), factor de volumen del aceite (B_o).

En **1947**, **Standing** presentó correlaciones para predecir la *presión de saturación (p_b)*, la *relación gas disuelto - aceite (R_s)* y *el factor de volumen del aceite saturado (B_{ob})*, correlacionando la temperatura del yacimiento, relación aceite - gas en solución, densidad relativa del gas y densidad API del aceite. Las muestras utilizadas en este estudio (105 datos) fueron tomadas de aceites de California.

Lasater, en **1958**, desarrolló una correlación para predecir la *presión de saturación (p_b)* de aceites negros basándose en 158 datos medidos en forma experimental de 137 sistemas independientes obtenidos de campos en Canadá, Centro y Oeste de Estados Unidos y Sudamérica, expresados en términos de información de campo comúnmente medidas (relación aceite - gas en solución, °API, densidad relativa del gas y temperatura del yacimiento).

Posteriormente en **1980**, **Vazquez y Beggs** publicaron su trabajo para la predicción de la *relación gas disuelto - aceite (R_s)*, el *factor de volumen del aceite saturado (B_{ob})* y el *factor de volumen del aceite bajosaturado (B_o)* utilizando técnicas de regresión para correlacionar datos de laboratorio. Subdividieron poco más de 6000 datos en dos grupos debido a la variación en la volatilidad de las muestras de crudo. Estos grupos son muestras de aceite con ° API ≤ 30 y ° API > 30.

En el mismo año, **Glaso** desarrolló correlaciones para predecir la *presión de saturación (p_b)*, el *factor de volumen del aceite a la p_b (B_{ob})* y *el factor de volumen total de la formación por debajo de la p_b (B_t)*, tomando datos de laboratorio con 45

muestras de aceite del Mar del Norte y en donde considera la variación de otros parámetros como el contenido de parafinas y de no-hidrocarburos.

Ostermann evaluó, en **1983**, las correlaciones de Standing, Lasater, Vazquez & Beggs y Glasso para identificar las más apropiadas para predecir las propiedades PVT de los crudos de Alaska. Utilizando 8 muestras de experimentos de separación diferencial y separación flash, encuentró que la mejor correlación para determinar la presión de saturación es la de Glaso, mientras que la correlación de Standing es la más apropiada para determinar el factor de volumen del aceite.

Al - Marhoun, en **1988,** publicó correlaciones para determinar la *presión de saturación (p_b)* y el *factor de volumen del aceite a p_b (B_{ob})*, basado en 69 datos con muestras de fondo de aceites del Medio Oriente. Los rangos API usados en este estudio oscilaban entre los $19.4 < °API > 44.6$.

En **1992**, Al - Marhoun actualizó sus correlaciones con la adquisición de una base de datos con 4012 muestras de todas partes del mundo.

En **1989, Labedi** desarrolló correlaciones para predecir el *factor de volumen del aceite saturado (B_{ob})***,** la *densidad (ρ_o)* y *compresibilidad isotérmica del aceite (C_o)*. Utilizando 128 muestras de aceite provenientes de de África, en su mayoría de Libia, sus correlaciones se basaron en la presión y temperatura de la primer etapa de separación, relación gas - aceite total del separador, densidad relativa del gas, densidad API del aceite y la temperatura del yacimiento.

En el caso particular de México, **Santamaría y Hernández** presentaron nuevas correlaciones en **1989**, con las que se podía predecir la *relación gas disuelto - aceite (R_s),* la *presión de saturación (p_b)* y la *compresibilidad isotérmica del aceite bajosaturado (C_o)*, así como la *densidad relativa del gas disuelto (γ_{gd})*, con base en las propiedades PVT de aceites producidos en los campos de la zona marina de Campeche y en el área cretácica Chiapas - Tabasco.

Petrosky y Farshad, en **1990**, evaluaron las correlaciones de Standing, Vazquez & Beggs, y Glaso para la predicción de la *presión de saturación (p_b),* así como la

correlación de Vazquez & Beggs para el *factor de volumen del aceite bajosaturado (B_o)*. Utilizando 31 muestras de aceite representativas del Golfo de México, determinaron que correlaciones son las más precisas para aquellos crudos con las características de los fluidos analizados. Posteriormente, en **1993**, desarrollaron correlaciones empíricas para estimar la *presión de saturación (p_b),* la *relación gas disuelto - aceite (R_s),* el *factor de volumen del aceite saturado (B_{ob})* y la *compresibilidad isotérmica del aceite (C_o)*, en función de 81 análisis PVT de aceites del golfo de México.

En el mismo año, **Suttan y Farshad** realizaron una revisión de las correlaciones propuestas por Standing y Glaso, utilizando 31 muestras de aceites producidos en el Golfo de México, encontrando que Glaso presentaba un mejor comportamiento que Standing, pero ambas arrojaron porcentajes de error no deseados.

En **1991**, **Kartoatmodjo y Schmidt** presentron nuevas correlaciones para predecir el *factor de volumen del aceite saturado (B_{ob})*, la *relación gas disuelto - aceite (R_s)*, la *presión de saturación (p_b)* y la *compresibilidad isotérmica del aceite (C_o)*. En función de parámetros medidos en campo como temperatura, presión, densidad ^{o}API y densidad relativa del gas de separación, el estudio que realizaron utilizó dos bases de datos: la primera contenía datos de aceites del Sureste de Asia (principalmente Indonesia), Norte América (incluyendo costa afuera), Oriente Medio y América Latina, mientras que la segunda contenía 998 batos publicados en la literatura.

Dokla y Osman desarrollaron, en **1992,** correlaciones para predecir la *presión de saturación (p_b)* y el *factor de volumen del aceite saturado (B_{ob})*, utilizando 51 datos PVT de aceites producidos en yacimientos de Estados Unidos.

En **1994**, **De Ghetto, Paone y Villa** desarrollaron nuevas correlaciones para predecir la *relación gas disuelto - aceite (R_s)*, la *presión de saturación (p_b)* y la *compresibilidad isotérmica del aceite (C_o)*. Utilizando una base de datos con cerca de 3700 datos medidos de 195 muestras de crudo de la Cuenca del Mediterráneo, África, el Golfo Pérsico y el Mar del Norte, De Ghetto, Paone y Villa dividieron el

uso de sus correlaciones en cuatro clases, partiendo de la densidad API de las muestras recolectadas: crudo extrapesado (°API ≤ 10), crudo pesado (10 < °API ≤ 22.3), crudo medio (22.3 < °API ≤ 31.1) y crudo ligero (°API > 32).

Elsharkawy y Alikhan, en **1996**, presentaron correlaciones para predecir la *relación gas disuelto - aceite* (R_s), el *factor de volumen del aceite saturado* (B_{ob}) y la *compresibilidad isotérmica del aceite* (C_o). Utilizaron un total de 175 análisis PVT de muestras de crudos de diferentes campos de Kuwait para el desarrollo de estas correlaciones.

En **2003**, **Al - Marhoun**, partiendo de sus estudios previos y de las correlaciones de Standing, Vasquez & Beggs, Glaso y Petrosky & Farshad, modificó los coeficientes originales de cada autor con base en 186 análisis PVT de diferentes zonas del medio oriente, como Arabia.

Correlaciones para la predicción de la viscosidad del aceite.

Beal, en **1946** presentó métodos gráficos para determinar el valor de la *viscosidad del aceite muerto* (μ_{od}), *saturado* (μ_{ob}) y *bajosaturado* (μ_o) a altas presiones y temperaturas, utilizando una base con 1332 datos de viscosidad y solubilidad de 953 muestras de fluidos de 747 campos, en su mayoría de Estados Unidos. De acuerdo con su artículo, la *viscosidad del aceite saturado* (μ_{ob}) estaba directamente relacionada con la presión y temperatura del yacimiento, la relación gas disuelto - aceite y la densidad del aceite a condiciones de almacenamiento, mientras que para la *viscosidad del aceite muerto* (μ_{od}), los parámetros más importantes eran la densidad API del aceite y la temperatura.

En **1959, Chew y Connally** desarrollaron una correlación para determinar la μ_{ob}, en función de la μ_{od} y la R_s. Observaron que con una R_s constante, la relación entre la μ_{ob} y la μ_{od} es una línea recta en coordenadas logarítmicas. Para llevar a cabo su estudio, utilizaron 457 muestras de aceite de Estados Unidos, Canadá y Sudamérica.

Beggs y Robinson propusieron, en **1975**, nuevas correlaciones para la μ_{od} y la μ_{ob}, tomando también como referencia el concepto de Chew & Connally para determinar la μ_{ob}. Para su estudio, utilizaron más de 2533 datos de aceite de diversas partes del mundo.

El **1980**, **Vazquez y Beggs** presentaron una correlación para predecir la μ_o, donde proponían utilizar la correlación de Beggs & Robinson para determinar la μ_{ob}.

Glaso, en **1980**, reporta en su trabajo para predecir p_b, el B_{ob} y el B_t, una correlación para la μ_{od} en términos de los °API y la temperatura de yacimiento.

Sutton y Farshad evaluaron, en **1984**, el comportamiento de varias correlaciones para predecir la viscosidad, usando 31 muestras de aceites del Golfo de México.

En **1987**, **Khan, Al-Marhoun, Dufffuaa y Abu-Khamisin** propusieron correlaciones para determinar la μ_{ob}, y la viscosidad del aceite por arriba y por debajo de la p_b, utilizando 75 muestras de aceite de 62 yacimientos de Arabia Saudita.

En **1988**, **Egbogah y Ng** presentaron dos correlaciones para determinar la μ_{od}; en la primera modificaron la correlación de Beggs y Robinson, usando 394 análisis de aceites del laboratorio de ingeniería AGAT; mientras que en la segunda introdujeron la temperatura de escurrimiento (T_p). Debido a que el valor de la T_p es un parámetro difícil de medir, esta correlación resultó poco práctica.

En **1991**, **Kartoatmodjo** y **Schmidt** modificaron las correlaciones de Glaso, Chew & Connally y Beal para generar nuevas correlaciones para la μ_{od}, μ_{ob} y μ_o, respectivamente. Para el caso de la μ_o, utilizaron la ecuación empírica propuesta por Sutton & Farshad, quienes ajustaron las curvas de Beal.

En **1992**, **Labedi** presentó correlaciones para predecir la μ_{od}, μ_{ob} y μ_o, tomando como base más de 100 análisis de laboratorio de aceites producidos en Libia. El autor recomiendó el uso de sus correlaciones para aceites con densidades API > 32°.

En **1994**, **De Ghetto, Paone y Villa** presentaron nuevas correlaciones para predecir la viscosidad, dividiendo su uso en cuatro clases, partiendo de las densidades API de las muestras recolectadas: crudo extrapesado (°API ≤ 10), crudo pesado (10 < °API ≤ 22.3), crudo medio (22.3 < °API ≤ 31.1) y crudo ligero (°API > 32).

Petrosky y **Farshad** propusieron en **1995**, correlaciones para predecir la μ_{od}, μ_{ob} y μ_o, utilizando 126 análisis PVT de aceites del Golfo de México. De acuerdo con los resultados, sus correlaciones para la μ_{od} y μ_o arrojaron mejor precisión que las otras (Beal, Beggs & Robinson, Glaso, Egbogah & Ng y Kartoatmodjo).

En **1999**, **Elsharkawy** y **Alikhan**, publicaron correlaciones para determinar la μ_{od}, μ_{ob} y μ_o, basándose en las correlaciones de Beggs y Robinson y utilizando datos de viscosidad de 254 muestras de aceites del Oriente Medio.

En **2003**, **Al - Marhoun** presentó una revisión de las correlaciones para determinar la μ_o propuestas por Beal, Vazquez & Begss, y Labedi; la μ_{ob} con Chew & Connally, Begss & Robinson y Labedi; y para la μ_{od} con Beal, Begss & Robinson, Glaso, Ng & Egbogah y Labedi, utilizando 186 PVT con muestras de aceites de diferentes partes del Oriente Medio, con las cuales modificó los parámetros de las correlaciones originales.

Sattarin, Modarresy, Bayay y **Teymori** propusieron, en **2006**, nuevas correlaciones para determinar la μ_{od}, utilizando muestras de aceite de Irán. Presentaron tres correlaciones diferentes: una general, una para aceite pesado (°API <28) y una para aceite ligero (°API ≥ 28). Señalaron que para el caso del aceite ligero y pesado, estas correlaciones arrojaban buen resultado siempre y cuando se tratara de altas temperaturas (alrededor de la temperatura de yacimiento).

Tomando en cuenta los rangos de aplicación de cada una de las correlaciones disponibles en la literatura (**Tabla 2.1** y **Tabla 2.2**), se procedió a identificar aquellas que podrían utilizarse en un aceite pesado producido en México. Posteriormente se generó una base de datos con información de análisis PVT de campos de México (ver anexo B), la cual se utilizó en la selección de las correlaciones más adecuadas para las características de los aceites pesados producidos en el país (ver anexo A).

Tabla 2. 3. Rangos de aplicación para cada correlación PVT

Correlación		Ref.	°API		RGA (ft^3/STB)		B_o (bl/STB)		p_b (lb/pg^2 abs)	
			Min.	Máx.	Min.	Máx.	Min.	Máx.	Min.	Máx.
Standing		1947	*16.5*	*63.8*	*20*	*1425*	*1.024*	*2.15*	*130*	*7000*
Lasater		1958	*17.9*	*51.1*	*3*	*2905*	*N/A*		*48*	*5780*
Vazquez y Beggs		1980	*15.3*	*≤30*	*15*	*4572*	*1.042*	*1.545*	*14.7*	*831*
			>30	*59.5*	*15*	*6055*	*1.028*	*2.226*	*14.7*	*2.226*
Glaso		1980	*22.3*	*48.1*	*90*	*2637*	*1.092*	*2.588*	*165*	*7142*
Al - Marhoun		1988	*19.4*	*44.6*	*26*	*1602*	*1.032*	*1.997*	*130*	*3573*
Labedi		1989	*32.2*	*48*	*N/A*		*1.088*	*2.92*	*520*	*6358*
Santamaría y Hernández	Área Marina Campeche	1989	*13.15*	*37.5*	*169*	*1786*	*1.10*	*1.73*	*1315*	*3925*
	Área cretácica Chiapas - Tabasco		*25.03*	*42.87*	*129*	*3277*	*1.10*	*3.603*	*2570*	*5859*
Kartoatmodjo y Schmidt		1994	*14.4*	*58.9*	*0*	*2890*	*1.007*	*2.747*	*14.7*	*6054.7*
Dokla y Osman		1992	*28.4*	*40.3*	*181*	*2266*	*1.216*	*2.493*	*590*	*4640*
Petrosky y Farshad		1993	*16.3*	*45*	*217*	*1406*	*1.1178*	*1.6229*	*1574*	*6523*
De Ghetto, Paone y Villa	Aceite ligero	1994	*>31.1*	*---*	*8.33*	*2985.87*	*1.055*	*2.887*	*147.94*	*6613.82*
	Aceite medio		*22.3*	*≤31.1*	*8.61*	*642.24*	*1.034*	*1.421*	*107.33*	*3826.16*
	Aceite pesado		*10*	*≤22.3*	*4.55*	*311.41*	*1.059*	*1.362*	*208.86*	*3769.59*
	Extrapesado		*---*	*≤10*	*4.39*	*48.19*	*1.057*	*1.235*	*342.29*	*4021.96*
Elsharkawy y Alikhan		1996	*19.9*	*42.76*	*39*	*1586*	*1.076*	*1.969*	*302*	*4375*
Al - Marhoun		2003	*17.5*	*44.6*	*24*	*1453*	*1.02*	*1.89*	*106*	*3331*

Tabla 2. 4. Rangos de aplicación para cada correlación de viscosidad

Correlación	Ref.	°API		T_y (°F)		p_b (psia)		μ_{ob} (cp)		μ_{od} (cp)	
		Min.	Máx.	Min.	Máx.	Min.	Máx.	Min.	Máx.	Min.	Máx.
Beal	1947	10.1	52.2	100	250	600	4120	0.8	188	0.14	315
Chew y Connally	1959	N/A		72	292	132	5645	0.38	50	N/A	
Beggs y Robinson	1975	16	58	70	295	N/A		N/A		N/A	
Standing (Beal)	1977	10.1	52.2	100	250	600	4120	0.8	188	0.14	315
Vazquez y Beggs	1980	15.3	59.5	N/A		N/A		0.117	148	N/A	
Glaso	1980	20.1	45.8	100	300	N/A		0.616	37.1	N/A	
Khan Al-Marhoun, Dufffuaa y Abu-Khamisin	1987	14.3	44.6	75	240	107	4315	0.13	17.9	0.13	77.4
Egbogah y Jack	1988	5	58	59	176	N/A		N/A		N/A	
Kartoatmodjo y Schmidt	1991	14.4	59	80	320	N/A		0.097	586	0.506	682
Labedi	1992	32.2	48	100	306	60	6358	0.115	3.72	0.66	4.79
De Ghetto, Paone y Villa	1994	>31.1	---	90.5	334.4	147.94	6613.82	0.1	7.9	0.5	11.2
		22.3	≤31.1	80.6	275	107.33	3826.16	0.6	24.9	1.3	45.2
		10	≤22.3	131.4	250.7	208.86	3769.59	2.1	87.7	7.7	436.1
		---	≤10	147.9	221.7	342.29	4021.96	121.2	210	116.3	1133.4
Petrosky y Farshad	1995	25.4	46.1	114	288	N/A		0.211	7.403	0.725	10.249
Elsharkawy y Alikhan	1999	19.9	48	100	300	100	3700	0.05	20.89	0.6	33.7
Al - Marhoun	2003	17.5	44.6	71	240	106	3331	0.159	56	0.94	278.4
Sattarin, Modarresy, Bayay y Teymori	2006	17	45	N/A		N/A		N/A		2	570

2.2. Modelos mecanicistas de flujo bifásico gas-líquido en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal

Como se mencionó en el **capítulo 1**, el modelo mecanístico pionero y más empleado para la predicción de patrón de flujo en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas fue presentado por Taitel y Dukler[63], quienes estudiaron las transiciones de los patrones de flujo bifásico gas - líquido. Su estudio

comprende tres transiciones principales entre los patrones de flujo (ver **Figura 2.1**):

- Estratificado - No estratificado (Anular disperso ó Intermitente), [A].
- Intermitente - Burbuja dispersa, [D].
- Estratificado suave - Estratificado ondulado, [C].

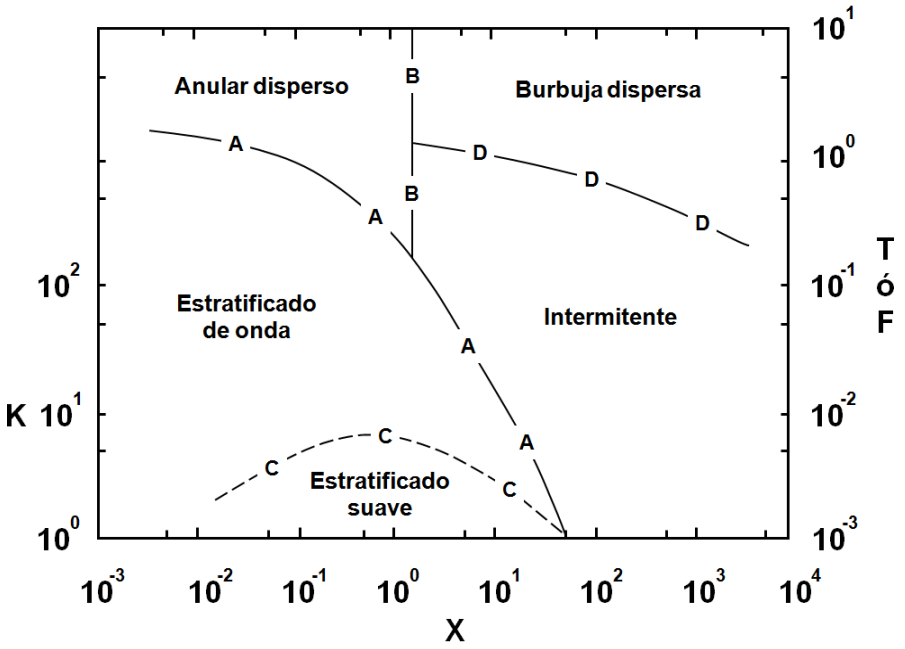


Figura 2. 3. Mapa de patrón de flujo horizontal de Taitel y Dukler[63]

Taitel y Dukler consideraron como primer patrón de flujo el estratificado suave y que al aumentar el gasto de líquido se generan ondas en la interfase, dando lugar al estratificado ondulado. Al continuar con el incremento del gasto de líquido se presenta la transición estratificado - intermitente, que dependiendo del gasto de gas, este patrón puede entrar dentro del anular disperso o burbuja dispersa. También se puede observar la transición de flujo estratificado - no estratificado a flujo anular, que se presenta inicialmente a bajas velocidades del gas: a medida que esta velocidad aumenta, el líquido tiende a desplazarse hacia la superficie interna de la tubería, completándose así la transición a flujo anular.

Cabe mencionar que el trabajo de Taitel y Dukler[63] sigue siendo el punto de partida para la gran mayoría de los modelos mecanicistas propuestos hasta nuestros días. Por ejemplo, el modelo de Xiao et al.[68] (implementado en este trabajo de investigación) toma en cuenta buena parte del modelo de Taitel y Dukler[63], modificando ciertos valores como el coeficiente de resguardo en la transición entre estratificado suave y estratificado ondulado (S = 0.01 para Taitel y Dukler[63]; S = 0.06 para Xiao et al[68]).

Bajo el mismo concepto de Taitel y Dukler[63], Xiao et al.[68] presentan, en 1990, un modelo mecanicista integral para el diseño de flujo bifásico en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal, incorporando un modelo de predicción de patrones de flujo y sus ecuaciones constitutivas para calcular variables como el gradiente de presión y altura del líquido para los patrones de flujo estratificado, intermitente, anular y burbuja dispersa.

García et al.[26] determinaron que el mejor modelo mecanicista para predecir el gradiente de presión en tuberías horizontales con crudos pesados de alta viscosidad, es el de Xiao et al.[68], que presenta la menor desviación en comparación con diferentes modelos y correlaciones de flujo multifásico.

2.3. Modelos de transferencia de calor en tuberías

La transferencia de calor es energía térmica en tránsito debido a la diferencia espacial de temperaturas. Dicha transferencia se llevará acabo siempre que exista una diferencia de temperaturas en un medio o entre medios.

Para realizar un análisis completo de transferencia del calor es necesario considerar tres mecanismos diferentes: *conducción*, *convección* y *radiación.* Cuando existe un gradiente de temperatura en un medio estacionario (ya sea un sólido o un fluido), se utiliza el término *conducción* para referirse a la transferencia de calor que se lleva a cabo a través del medio. Por otro lado, cuando la transferencia de calor se lleva a cabo entre una superficie y un fluido en movimiento a diferentes temperaturas, se utiliza el término *convección*.

Finalmente, la *radiación* se presenta cuando, las superficies de temperaturas finitas propagan su energía en forma de ondas electromagnéticas o partículas subatómicas a través del vacío o de un medio material. En ausencia de un medio que interviene, hay una transferencia de calor por radiación entre dos superficies a diferentes temperaturas (ver **Figura 2.2**).

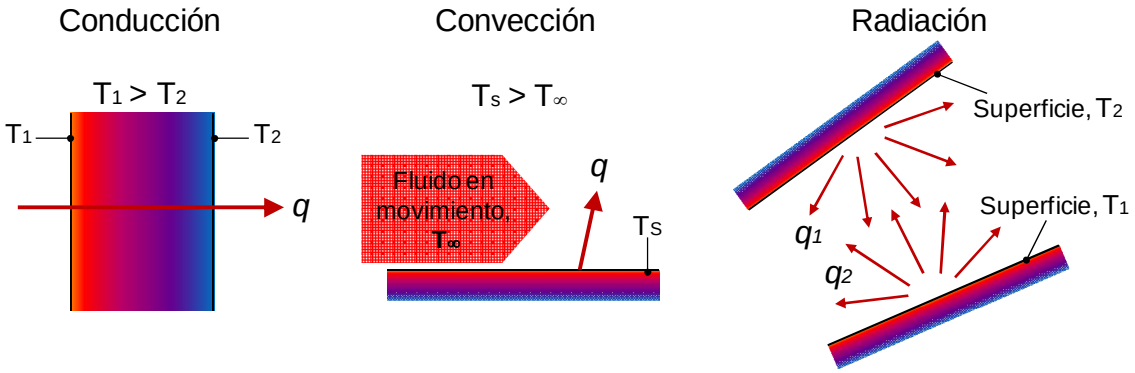


Figura 2. 4. Mecanismos de transferencia de calor[31]

Es importante recordar que la transferencia de calor es un fenómeno que siempre se efectúa de la región de mayor temperatura a la de menor temperatura.

En la industria petrolera, la transferencia de calor es un fenómeno de vital importancia en los diferentes procesos ya que en conjunto con el comportamiento hidráulico, el comportamiento térmico del flujo multifásico tiene gran influencia en el aseguramiento de la producción. Así, por ejemplo, para el caso del transporte hacia las instalaciones de proceso, los problemas relacionados con depósito de parafinas, formación de hidratos y manejo de aceites pesados y extrapesados son detalles cruciales.

A lo largo de la historia de la industria petrolera se han desarrollado diferentes métodos para describir el proceso de transferencia de calor en flujo multifásico través de tuberías; por ejemplo, el modelo de Ramey[53], desarrollado en 1962, predice la distribución de temperatura tomando en cuenta que la transferencia de calor en el pozo se presenta en régimen estacionario, mientras que la transferencia con los alrededores es mediante una conducción radial en régimen

transitorio. Ramey desarrolló su estudio involucrando problemas relacionados con la inyección de fluidos fríos y calientes (aplicable a los métodos de recuperación de aceite), evaluando las pérdidas de calor a través de las líneas de inyección a lo largo del pozo, hasta la formación. Sin embargo, este método se limita al flujo monofásico de gas ideal o fluidos incompresibles. Años más tarde, Alves et al.[6] desarrollan un modelo unificado para predecir la distribución del flujo de temperatura en pozos y tuberías, aplicable a todos los ángulos de inclinación desde la horizontal hasta la vertical para flujo monofásico y bifásico, tanto para modelos composicionales como para modelos de aceite negro.

Con la finalidad de mejorar las predicciones de transferencia de calor en flujo multifásico, se han desarrollado correlaciones para los diferentes patrones de flujo; así por ejemplo, Shoham et al.[58] medían las características de la transferencia de calor para flujo intermitente tipo bache en tuberías horizontales, reportando diferentes temperaturas, flujos y coeficientes de transferencia de calor para cada zona del bache; mientras que Davis et al.[18] presentaron un método para predecir los números de Nussel locales para flujo gas-líquido estratificado bajo condiciones de turbulencia. Dentro del desarrollo de modelos integrales de transferencia de calor en flujo multifásico que consideran los diferentes patrones de flujo, se encuentra el de Manabe[42] (presente en su tesis de doctorado), que de acuerdo con Zhang et al.[69] arroja mejores resultados generales en comparación con diversas correlaciones tomando en cuenta datos experimentales; sin embargo, presenta algunas inconsistencias en el modelo hidráulico y en las formulaciones de transferencia de calor para flujo estratificado y anular.

El modelo unificado de Zhang et al.[69] se desarrolló para diferentes patrones de flujo, considerando cualquier ángulo de inclinación desde la horizontal (-90º hasta 90º). Tomando en cuenta que la transferencia de calor en el flujo multifásico depende del comportamiento hidrodinámico del mismo, el modelo de Zhang et al.[69] tiene como objetivo su consistencia con el modelo hidrodinámico unificado que ellos mismos propusieron.

Cabe hacer mención que para este trabajo de investigación, se utilizará el modelo unificado de transferencia de calor de Zhang et al.[69] en conjunto con el modelo hidrodinámico de Xiao et al[68], por lo que sus ecuaciones constitutivas se presentan a detalle en el **capítulo 4**.

Capítulo 3.

Nueva clasificación propuesta de los aceites pesados y extrapesados producidos en México

En este capítulo se presenta una nueva clasificación para los aceites producidos en los campos de México, que incorpora a los aceites pesados y extrapesados, tomando en cuenta sus propiedades volumétricas y composición.

3.1. Base de datos PVT para aceites de México

Para identificar los nuevos criterios para la clasificación del aceite negro fue necesario elaborar una base de datos confiable que permita ubicar a los aceites producidos en México dentro de sus regiones características.

3.1.1. Descripción

Tomando como referencia parte de la base de datos utilizada en el estudio de León, Alamilla y García[41] (aceite volátil y aceite ligero) en la cual se agruparon análisis PVT de fluidos de la Región Sur y de las Regiones Marinas, se procedió a la recolección y validación de poco mas de 50 análisis PVT, tanto de zona marina como de zona terrestre, con densidades API < 32° (rango correspondiente al aceite negro, presente en la clasificación de León, Alamilla y García).

3.1.2. Procesamiento y validación de los análisis PVT

Como primera etapa, se procedió a recolectar análisis PVT con densidades API < 32°; posteriormente se validaron las propiedades volumétricas y la composición

con el método de Rojas[40] y el método de Bashbush modificado[39], respectivamente. Una vez validados, se corrigieron con el método de Al-Marhoun[4] para finalmente generar las gráficas especializadas, teniendo seguridad de que la información utilizada es confiable (ver caso de estudio, **anexo B**).

En la **Tabla 3.1** se observa la información que integra esta base de datos, así como algunos pozos agrupados de acuerdo a la clasificación propuesta en este estudio, explicada en la sección 3.2.

En la **Tabla 3.2** se presentan, de manera resumida, información de todos los análisis PVT recolectados, mientras que las **Tablas 3.3** y **3.4** presentan información adicional de la viscosidad de aceites saturados producidos en México[54] y de aceites producidos a nivel mundial[45], esto para tener un panorama mundial del comportamiento de esta propiedad.

Una vez procesada la base de datos, el siguiente paso es generar diferentes gráficas que permitan visualizar el comportamiento de los fluidos con base en sus propiedades volumétricas y composición.

Tabla 3. 6. Información de fluidos característicos tomada de los análisis PVT

TIPO DE YACIMIENTO	Aceite Negro	Aceite Pesado	Aceite Extrapesado
POZO	Pozo N5 Zona Marina	Pozo P9 Zona Marina	Pozo E5 Zona Terrestre
Componente	(% Mol)	(% Mol)	(% Mol)
H_2S	1.41	0.151	0
CO_2	2.68	0.589	0.251
N_2	0.37	0.233	0.112
C_1	32.44	18.32	20.943
C_2	8.62	3.997	0.34
C_3	6.13	5.75	0.057
iC_4	0.85	0.594	0.027
nC_4	3.32	2.916	0.077
iC_5	1.39	1.351	0.072
nC_5	1.95	2.344	0.061
C_6	2.78	4.047	0.25
C_{7+}	38.06	59.708	77.81
Total	100	100	100
$\rho\, C_{7+}$	0.930	0.974	1.004
PMC_{7+}	320	374	702.33
Concentración C_2-C_6	25.04	20.999	0.884
Peso molecular promedio	141.280	238.550	548.960
p_i (kg/cm^2)	290	322.2	81
Temperatura del yacimiento (^{o}C)	116	117	48
Profundidad (mbnm)	2694	3053	765
p_b (kg/cm^2)	186.64	90	36.4
B_{ob} (m^3/m^3) @ p_b	1.339	1.203	1.036
R_{sb} (m^3/m^3) / (% condiciones max)	107.223	44.22	9.81
ρ_o @ p_b (gr/cm^3)	0.7595	0.8364	0.968
μ_o @ p_i (cp)	1.950	17.370	1249.0
μ_{ob} @ p_b (cp)	1.78	11.677	1084
μ_{od} @ p_{atm} y T_y (cp)	7.080	36.0	1691.0
RGA (m^3/m^3)	92.29	44	6.81
ρo @ ce (gr/cm^3)	0.911	0.963	1.003
γ API (°API)	23.8	15.37	9.6

Tabla 3. 7. Base de datos resumida, análisis PVT de aceites producidos en México

Pozo	Tipo de aceite	°API	RGA (m^3/m^3)	B_{ob} (m^3/m^3)	p_b (kg/cm^2)	T_y (°C)	μ_{ob} (cp)	C_1 (%Mol)	C_2 - C_6 (%Mol)	C_{7+} (%Mol)
E1	**Extrapesado**	7.30	13.45	1.053	76.99	67.3	1708	21.593	2.361	73.584
E2	**Extrapesado**	8.30	7.98	1.105	39.79	82.0	349.31	6.627	14.349	75.080
E3	**Extrapesado**	8.70	0.25	1.04	8.90	72.0	1999.3	0.590	5.760	92.210
E4	**Extrapesado**	9.40	13.70	1.082	48.00	82.0	324.6	13.170	15.090	69.010
E5	**Extrapesado**	9.60	6.81	1.036	36.40	48.0	1084	20.943	0.884	77.810
E6	**Extrapesado**	9.60	13.30	1.096	57.37	101.0	120.4	11.070	12.290	73.740
E7	**Extrapesado**	9.80	6.50	1.049	29.70	72.2	634.86	8.590	12.350	77.240
E8	**Extrapesado**	9.90	37.84	1.186	100.62	125.0	12.33	10.830	12.020	53.660
E9	**Extrapesado**	9.90	9.80	1.05	36.42	79.9	673	7.690	15.370	72.290
E10	**Extrapesado**	10.05	23.49	1.1508	70.00	132.0	72.9	14.308	23.324	59.569
E11	**Extrapesado**	10.20	19.80	1.114	54.91	114.0	31.18	9.229	18.309	58.663
E12	**Extrapesado**	10.28	19.04	1.1617	57.23	118.0	83.5	9.800	11.190	70.100
E13	**Extrapesado**	10.90	20.38	1.122	50.76	113.0	38.718	7.461	14.112	63.438
E14	**Extrapesado**	11.00	23.52	1.123	63.42	104.0	79.03	8.613	14.986	65.004
E15	**Extrapesado**	11.00	23.52	1.123	63.42	104.0	79.03	8.613	14.986	65.004
E16	**Extrapesado**	11.10	21.70	1.139	55.05	122.8	28.73	9.420	14.859	58.918
E17	**Extrapesado**	11.10	21.70	1.139	55.05	122.8	28.73	9.420	14.859	58.918
E18	**Extrapesado**	11.30	19.64	1.142	74.27	115.1	28.11	17.357	17.143	61.274
E19	**Extrapesado**	11.40	23.24	1.136	49.92	110.0	27.25	5.268	11.420	63.776
P1	**Pesado**	11.70	29.36	1.098	108.61	63.9	191.14	31.230	6.002	62.371
P2	**Pesado**	11.72	79.48	1.511	288.00	126.0	3.04	29.814	13.150	50.218
P3	**Pesado**	12.77	78.63	1.3527	153.00	120.0	6.96	27.189	32.355	34.050
P4	**Pesado**	12.83	66.28	1.3779	159.00	118.3	7.716	25.862	30.349	36.865
P5	**Pesado**	13.04	11.71	1.05	39.38	43.0	158.47	11.023	4.238	67.276
P6	**Pesado**	13.60	40.00	1.207	130.00	116.3	10.57	26.170	18.040	51.110
P7	**Pesado**	13.77	26.093	1.1134	91.21	61.4	26.397	17.842	18.004	55.467
P8	**Pesado**	13.90	50.05	1.204	144.48	117.3	11.1	26.250	21.040	47.660
P9	**Pesado**	15.37	44.00	1.203	90.00	117.0	11.677	18.320	20.999	59.708
P10	**Pesado**	15.41	40.43	1.2238	88.00	121.0	8.66	17.980	29.671	50.707
P11	**Pesado**	19.19	57.84	1.3014	97.00	119.6	6.57	23.120	21.665	53.227
P12	**Pesado**	19.71	68.70	1.209	202.18	79.5	8.983	42.352	13.247	42.205
P13	**Pesado**	20.57	50.92	1.29	171.69	99.2	1.0178	27.645	18.422	50.950
P14	**Pesado**	20.68	110.02	1.4653	208.00	128.5	1.25	27.994	30.386	33.428
P15	**Pesado**	20.79	24.01	1.116	70.00	98.0	11.02	22.532	20.263	56.533
P16	**Pesado**	20.98	52.00	1.239	111.00	114.0	4.41	18.535	28.129	49.504
N1	**Negro**	21.90	136.01	1.4844	217.00	122.5	1.47	33.186	25.892	33.181
N2	**Negro**	22.70	64.70	1.353	101.40	120.1	1.79	17.770	27.970	46.280
N3	**Negro**	23.60	72.10	1.32	150.84	97.2	2.32	28.840	24.190	43.810
N4	**Negro**	22.50	79.62	1.277	147.12	86.0	2.78	29.580	25.910	41.290
N5	**Negro**	23.80	92.29	1.339	186.64	116.0	1.78	32.440	25.040	38.060

Continuación **Tabla 3.2.**

Pozo	Tipo de aceite	°API	RGA (m^3/m^3)	B_{ob} (m^3/m^3)	p_b (kg/cm^2)	T_y (°C)	μ_{ob} (cp)	C_1 (%Mol)	C_2 - C_6 (%Mol)	C_{7+} (%Mol)
N6	**Negro**	23.80	62.60	1.273	127.60	125.7	Sin dato	22.816	25.666	47.949
N7	**Negro**	24.66	103.10	1.3239	222.64	98.0	1.0636	36.181	20.170	36.474
N8	**Negro**	25.06	65.16	1.2151	163.50	78.5	2.5013	35.555	27.121	36.878
N9	**Negro**	26.00	53.50	1.2216	151.20	83.6	0.7096	36.684	22.988	39.766
N10	**Negro**	26.58	94.45	1.3316	235.58	107.0	1.148	39.479	24.426	34.183
N11	**Negro**	26.80	184.35	1.533	413.50	112.8	0.674	55.880	17.060	25.780
N12	**Negro**	28.08	82.46	1.1786	127.29	66.0	2.987	31.02	23.586	45.2
N13	**Negro**	31.00	111.00	1.573	180.52	140.0	Sin dato	30.84	28.750	37.2
N14	**Negro**	31.89	82.46	1.3438	163.85	102.0	0.3033	30.58	18.401	44.2
N15	**Negro**	31.80	100.74	1.403	220.42	102.5	0.635	42.494	16.597	39.929
A	**Caso de estudio**	12.45	61.92	1.1749	257.45	103.8	9.915	53.336	8.852	37.369
B	**Caso de estudio**	16.17	42.90	1.1268	240.50	105.7	3.883	37.485	12.097	49.957
C	**Caso de estudio**	20.93	68.39	1.2848	228.90	103.4	3.0357	44.643	12.084	42.427

Tabla 3. 8. Base de datos, viscosidad de aceites producidos en México

Área/Activo	Campo	°API	μ_{ob} (cp)
Chicontepec	Miquetla	35	2.4
	Presidente Alemán	31.3	3.7
	Tajín	27.6	2.7
	Coyotes	31.8	1.3
	Agua Fría	24	3.3
	Soledad	36.6	2.2
	Soledad Norte	32	1.6
Cantarell	Balam	26.8	2
	Ek	27	2.5
	Ixtoc	31.9	0.4
	Sihil	30.9	0.3
Ku-Maloob-Zaap	Lum	24	3.8
	Zaap (Jurásico Kimmeridgiano)	25	1.2
	Zaap (Cretácico medio)	17	8.4
	Ku	16	9.5

Tabla 3. 9. Base de datos, viscosidad de aceites producidos a nivel mundial

País	°API	μ_{ob} (cp)	País	°API	μ_{ob} (cp)	País	°API	μ_{ob} (cp)	País	°API	μ_{ob} (cp)
EUA	10	51000	**EUA**	24	2	**EUA**	38	0.4	**Canadá**	41	0.4
EUA	10	10000	**EUA**	24	2	**EUA**	39	1	**Canadá**	41	0.3
EUA	11	10000	**EUA**	24	4	**EUA**	40	0.7	**Canadá**	41.3	0.42
EUA	11	3000	**EUA**	26	1	**EUA**	40	1	**Canadá**	42	1.14
EUA	11	5000	**EUA**	27	0.9	**EUA**	40	0.5	**Canadá**	43	0.39
EUA	11	20000	**EUA**	28	1.9	**EUA**	40.5	1.1	**Canadá**	43.2	0.33
EUA	12	1000	**EUA**	29	3	**EUA**	41	0.8	**Canadá**	44	0.4
EUA	12	5200	**EUA**	29	6	**EUA**	41	1	**Canadá**	45.4	0.36
EUA	12	4000	**EUA**	30	2	**EUA**	42	0.4	**Canadá**	48	0.25
EUA	12	5000	**EUA**	30	3	**EUA**	42	1.5	**China**	11	11000
EUA	12	1200	**EUA**	30	3	**EUA**	43	0.8	**China**	13	4000
EUA	12	3000	**EUA**	30	6	**EUA**	43	0.4	**China**	13	18900
EUA	12	900	**EUA**	31	2	**EUA**	44	2	**China**	14	14000
EUA	13	4000	**EUA**	31	1.8	**EUA**	44	0.4	**China**	14	80
EUA	13	1500	**EUA**	32	2	**EUA**	51	0.2	**China**	15.5	46
EUA	13	4000	**EUA**	32	1	**Canadá**	8	5E+06	**China**	21	22
EUA	13	3500	**EUA**	32	2.3	**Canadá**	8	10000	**China**	28	17
EUA	13	8000	**EUA**	33	2	**Canadá**	10	500000	**China**	31.5	32
EUA	13	10000	**EUA**	33	1.44	**Canadá**	10	200000	**China**	32	9.3
EUA	13	2800	**EUA**	33	1	**Canadá**	12	25000	**China**	33	7
EUA	13	4000	**EUA**	33	1.2	**Canadá**	13	13000	**China**	34	9
EUA	13	450	**EUA**	34	2	**Canadá**	18	70	**Colombia**	12.8	2965
EUA	13	300	**EUA**	34	1.5	**Canadá**	28	3	**India**	13.5	550
EUA	14	4000	**EUA**	34	1.5	**Canadá**	29	2.2	**India**	15.6	150
EUA	14	3720	**EUA**	34	2.3	**Canadá**	30	3	**India**	25.7	10
EUA	14	2000	**EUA**	35	1	**Canadá**	32.8	1.34	**Indonesia**	22	350
EUA	14	1525	**EUA**	35	0.6	**Canadá**	37	0.59	**Turquía**	13	592
EUA	14	3350	**EUA**	35	1	**Canadá**	38	0.54	**Trinidad**	11	5500
EUA	15	345	**EUA**	35	0.9	**Canadá**	38	0.547	**Trinidad**	14	250
EUA	16	20	**EUA**	36	2	**Canadá**	39	0.46	**Trinidad**	17	160
EUA	16	25	**EUA**	36	1	**Canadá**	40	0.69	**Trinidad**	17	32
EUA	19	1200	**EUA**	37	0.6	**Canadá**	40	0.3	**Trinidad**	19	32
EUA	19	45	**EUA**	38	2	**Canadá**	40.9	0.42	**Trinidad**	19	16
EUA	22	4	**EUA**	38	1	**Canadá**	41	0.4	**Trinidad**	25	6
EUA	23	7	**EUA**	38	1	**Canadá**	41	1	**Trinidad**	29	5
Venezuela	8.5	5500	**Venezuela**	11	20000	**Venezuela**	12	7500	**Venezuela**	15	580
Venezuela	9	1952	**Venezuela**	11.1	10000	**Venezuela**	12.1	2000	**Venezuela**	15.2	2500
Venezuela	9.2	351	**Venezuela**	11.4	3500	**Venezuela**	13	500	**Venezuela**	26	0.5
Venezuela	9.3	376	**Venezuela**	11.8	7000	**Venezuela**	13.1	750	**Venezuela**	36	0.1
Venezuela	10	370	**Venezuela**	12	600	**Venezuela**	13.1	5000			
Venezuela	10	727	**Venezuela**	12	1000	**Venezuela**	13.5	138			
Venezuela	10	12000	**Venezuela**	12	5000	**Venezuela**	13.6	13000			

3.2. Nueva clasificación propuesta para el aceite negro con base en los yacimientos de México

Una vez revisados los diferentes criterios de clasificación de los yacimientos presentes en la literatura y partiendo de la clasificación propuesta por León, Alamilla y García[41] (adecuada a los yacimientos de México), se elaboró una nueva clasificación en la que se abarca a los yacimientos de aceite pesado y extrapesado con las características de aquellos presentes en los campos de México, tomando como referencia los rangos de un aceite negro y respetando los yacimientos de gas, los de aceite volátil y aceite ligero. La clasificación propuesta por León, Alamilla y García[41] da como resultado yacimientos de aceite en el orden siguiente:

1. *Aceite volátil.*
2. *Aceite ligero.*
3. *Aceite negro.*
4. *Aceite Pesado.*
5. *Aceite Extrapesado.*

Para el caso de los yacimientos de gas, éstos se mantienen con los mismos rangos.

Utilizando la misma metodología señalada por los autores, los criterios de clasificación propuestos en este trabajo toman en cuenta tanto las propiedades volumétricas como la composición de fluidos reportados en análisis PVT, previamente validados y almacenados en la base de datos.

Partiendo de diversas relaciones entre las propiedades de los fluidos como la relación gas - aceite (RGA), densidad del aceite (°API), composición, peso molecular (P.M.), presión de saturación, etc., se obtuvo una nueva clasificación con gráficas especializadas (RGA vs °API, P.M. vs p_b, etc.), las cuales permitieron ubicar a los fluidos en sus regiones características (ver **anexo B**).

En la **Figura 3.1** se visualiza la clasificación general de los yacimientos de aceite, propuesta por León, Alamilla y García [41] (ver **capítulo 1**).

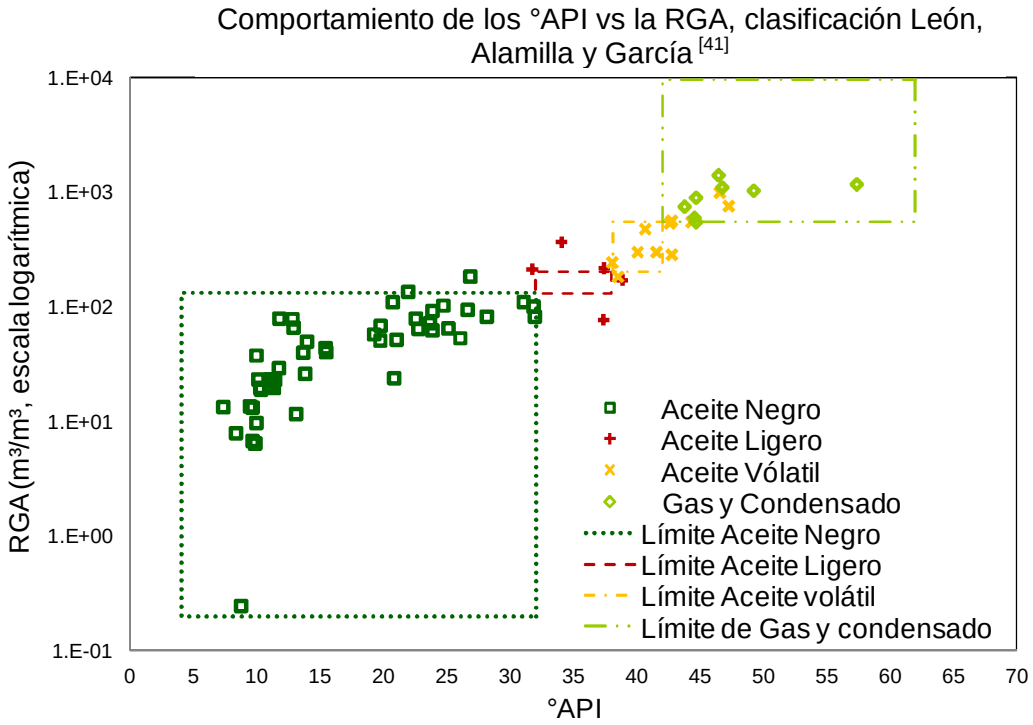


Figura 3. 8. Clasificación general de los yacimientos de aceite, °API vs RGA

Con ayuda de gráficas especializadas, elaboradas de manera similar a la anterior, se definieron los nuevos rangos de clasificación considerando el aceite negro, aceite pesado y aceite extrapesado, como se presentan en la **Tabla 3.5**.

Tabla 3. 10. Nuevos criterios para la clasificación del aceite negro

	ACEITE NEGRO (< 32° API)		
	Aceite Extrapesado	**Aceite Pesado**	**Aceite Negro**
Densidad °API	< 11.5	11.5 – 21.5	21.5 – 32
RGA (m³/m³)	< 25	25 – 80	80 – 130
B_o (bl/STB)	< 1.15	1.15 – 1.32	1.32 – 1.5
Contenido C_1 (% Mol)	< 25	15 – 35	25 – 44
Contenido C_{7+} (% Mol)	> 55	40 – 60	35 – 45
Contenido C_2 - C_6 (% Mol)	< 15	12 – 28	25 – 35
μ_{ob} (@ p_b y T_y, cp)	> 25	2.5 – 25	0.25 – 2.5
PM promedio (gr/gr-mol)	> 300	165 – 300	100 – 165
PM C7+ (gr/gr-mol)	> 450	300 – 500	200 – 350

Los nuevos criterios propuestos en este trabajo dividen el aceite negro en tres tipos bien definidos: a).- aceite negro, b).- aceite pesado y c).- aceite extrapesado; ésta se puede observar mejor mediante las gráficas especializadas, como la **Figura 3.2**, donde se muestra el comportamiento de la RGA contra el contenido de la fracción C_{7+}.

Otra gráfica en la que se observan estos tres tipos de aceite, la cual divide a cada tipo de aceite con °API < 32, es la que indica el comportamiento de la viscosidad del aceite a la presión de saturación (μ_{ob}) contra los grados API (ver **Figura 3.3**), en la cual se observa que la viscosidad del aceite incrementa conforme los pozos pasan de aceite negro a aceite pesado a aceite pesado y aceite extrapesado.

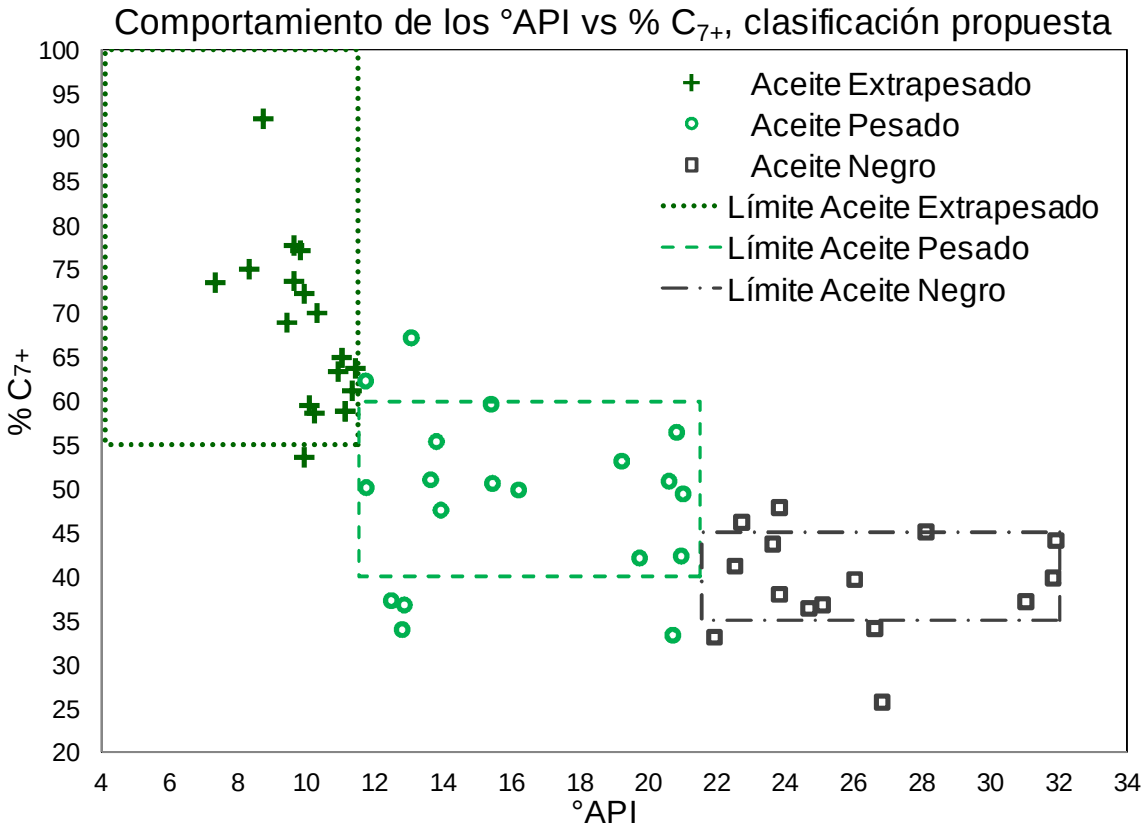


Figura 3. 9. Clasificación propuesta para el aceite negro, °API vs %C_{7+}

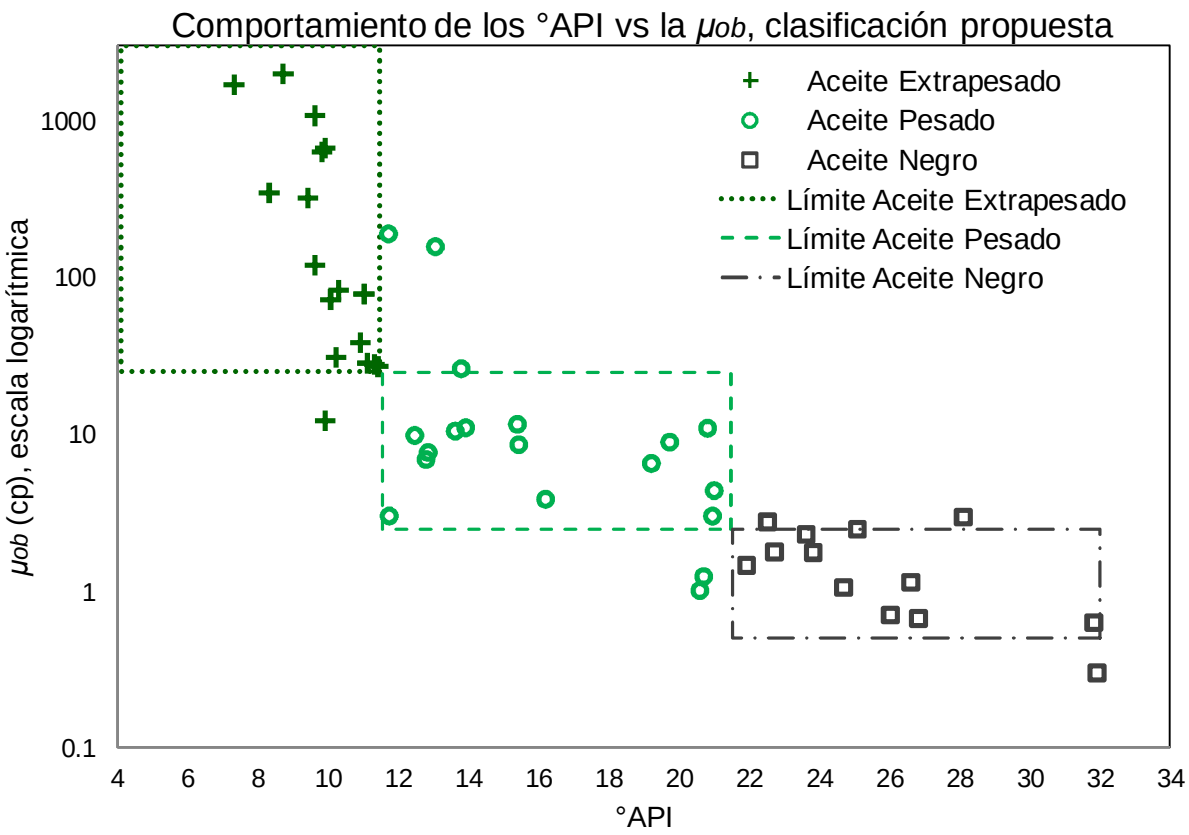


Figura 3. 10. Clasificación propuesta para el aceite negro, °API vs μ_o a la p_b

En general, las zonas del aceite extrapesado y pesado fueron identificadas fácilmente, ya que casi no se presentan cruces entre ellas, mientras que para el caso de transición entre el aceite pesado y el negro, la presencia de algunos cruces es más constante, sin embargo fue posible visualizar una tendencia (ver **anexo B**).

Es importante señalar que para el caso del factor de volumen (B_o) no se observa claramente un comportamiento bien definido entre el aceite negro y el pesado debido a que se presentan cruces severos (ver **Figura 3.4**); mientras que para el contenido de intermedios, C_2 - C_6 (ver **Figura 3.5**), los cruces se dan tanto entre negro y pesado como entre pesado y extrapesado, por lo que prevalecen dudas en los criterios propuestos para el B_o y para el contenido de C_2 - C_6.

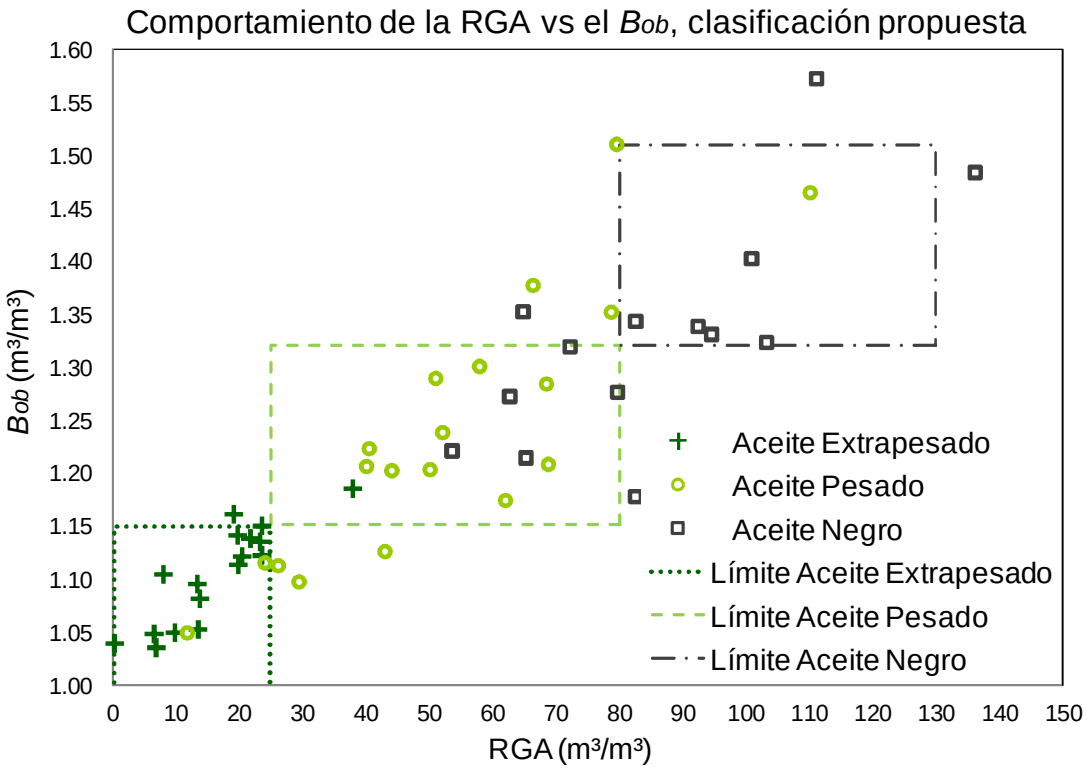


Figura 3. 11. Clasificación propuesta para el aceite negro, RGA vs B_o a la p_b

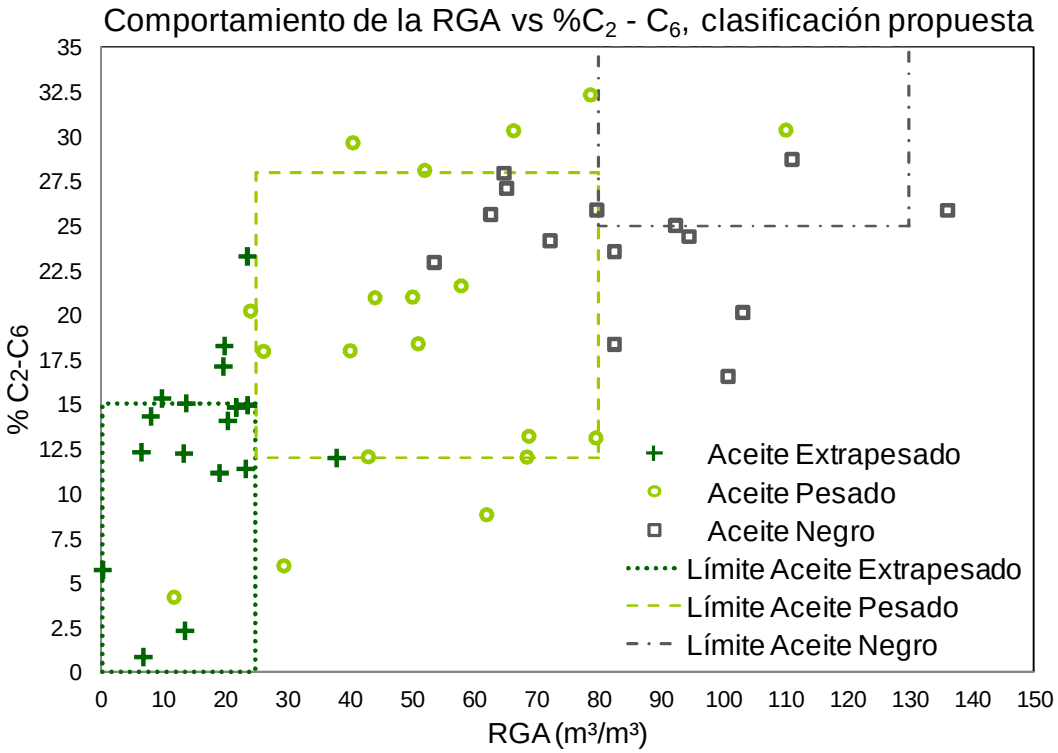


Figura 3. 12. Clasificación propuesta para el aceite negro, RGA vs contenido de C_2 - C_6

3.3. Comparación de la clasificación propuesta con otras clasificaciones internacionales

En el caso de la viscosidad del aceite saturado, se corroboró el comportamiento de la misma con datos mundiales, lo que sirvió de sustento para los rangos de clasificación particulares de los aceites producidos en México.

En la **Figura 3.6** se puede observar el comportamiento de la viscosidad del aceite saturado en un panorama mundial[45], identificando una tendencia incremental de la misma con el decremento de los °API.

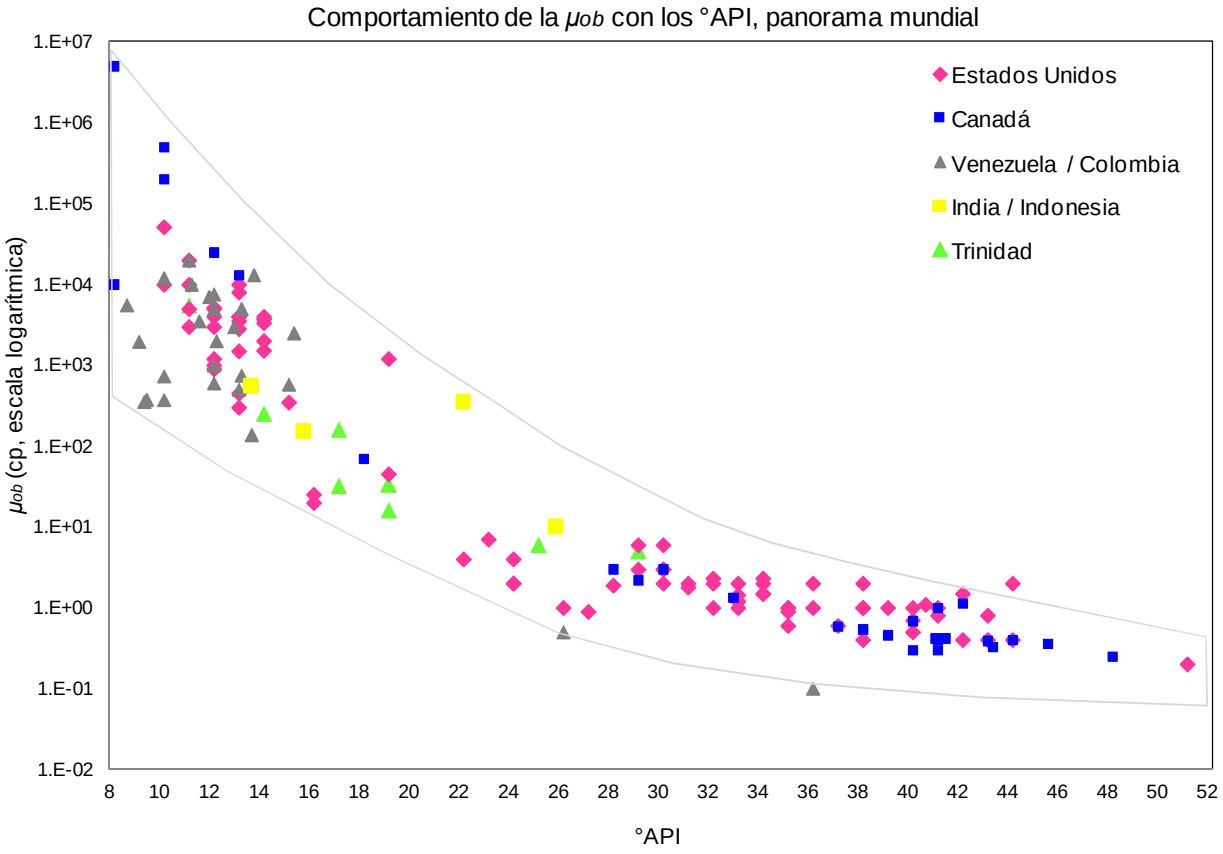


Figura 3. 13. Comportamiento de la μ_o a la p_b vs °API, panorama mundial

Considerando las viscosidades reportadas en los análisis PVT recolectados, así como información adicional de campos productores en México[54], se procedió a

identificar el comportamiento de los aceites negro, pesado y extrapesado del país, obteniendo los resultados gráficos siguientes:

Como se puede observar en la **Figura 3.7**, al considerar los datos de los campos de México, los rangos de viscosidad del aceite saturado tendrían que trasladarse por debajo de los 10 cp para el caso de los aceites con densidades API < 11.5° y por debajo de 1 cp para aquello con densidades API < 21.5°.

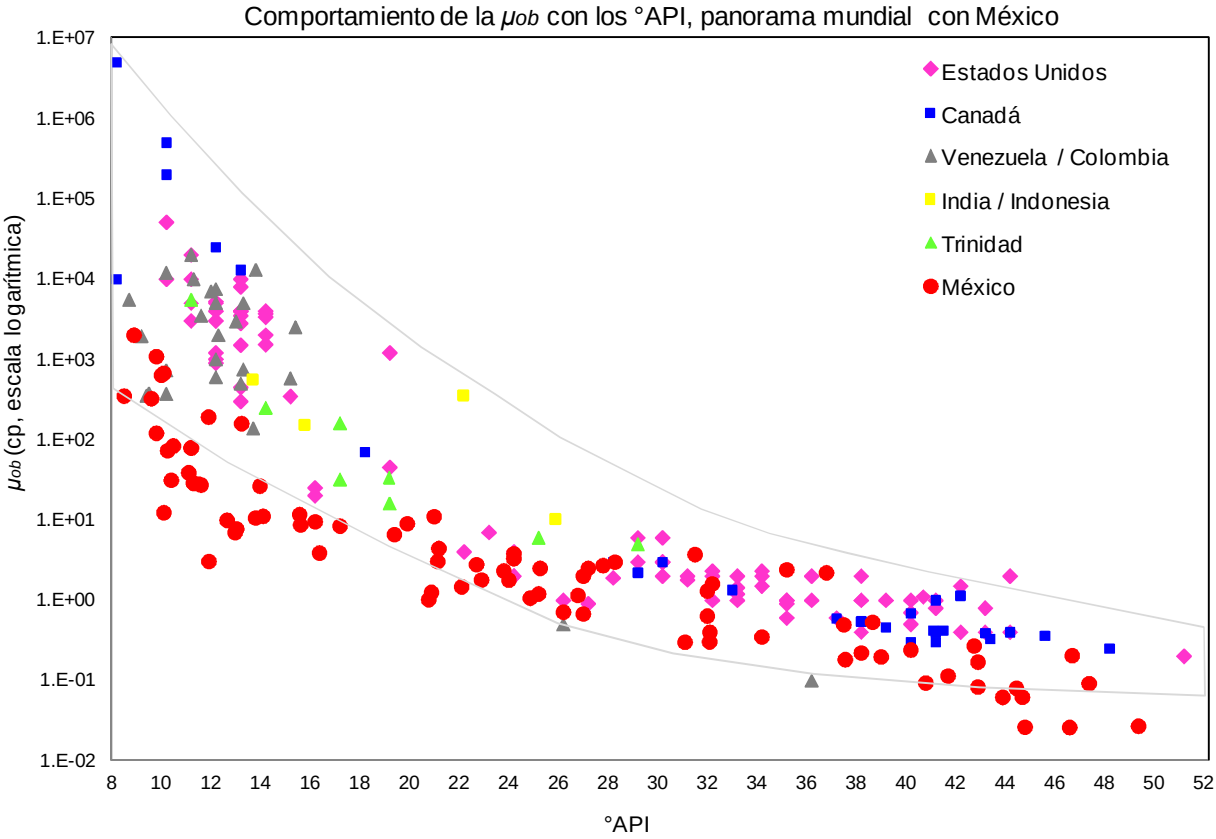


Figura 3. 14. Comportamiento de la μ_o a la p_b vs °API, panorama mundial con México

Si se toman en cuenta aquellos aceites con °API < 32, se puede visualizar y sustentar los rangos de la μ_{ob} propuestos en los nuevos criterios para la clasificación del aceite negro, pesado y extrapesado (ver **Figura 3.8** y **Tabla 3.5**).

Todas las gráficas generadas se muestran en el **anexo B**.

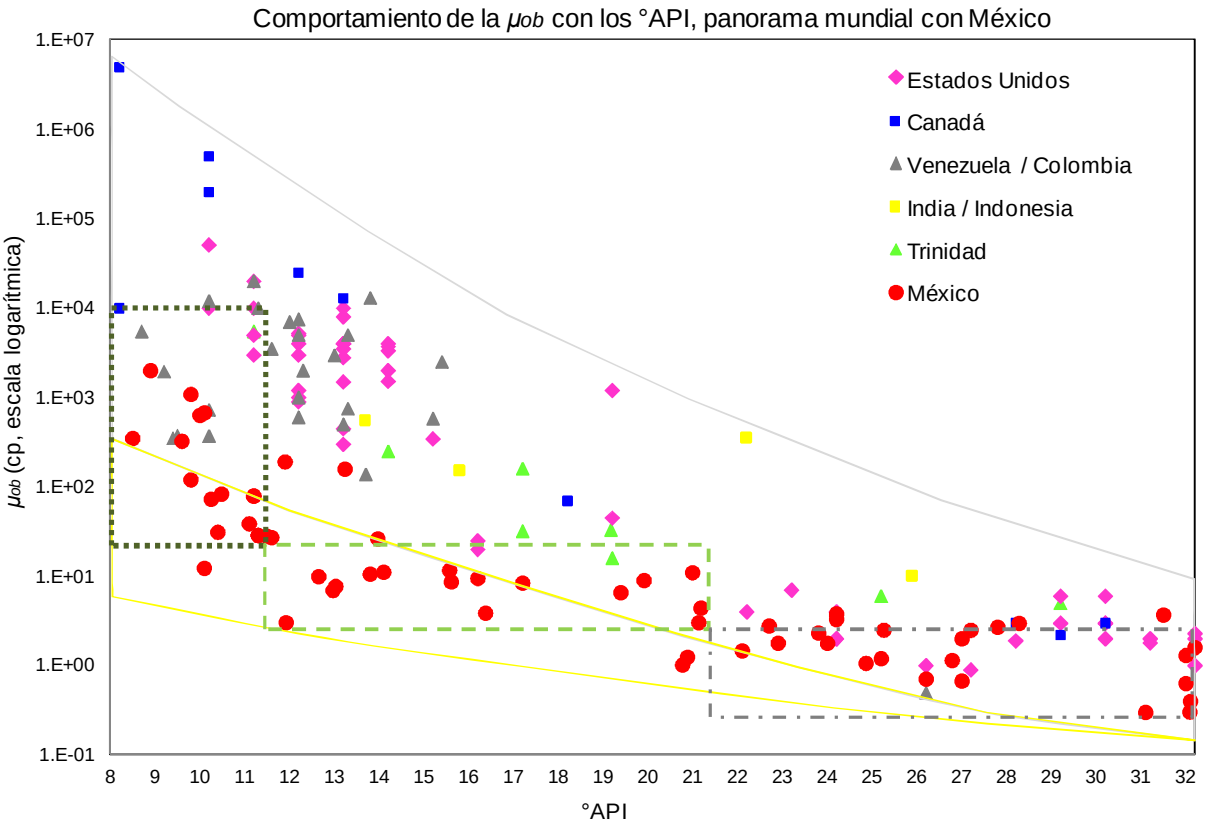


Figura 3. 15. Comportamiento de la μ_o a la p_b vs °API, panorama mundial con México (aceite negro, pesado y extrapesado)

Capítulo 4.
Modelo hidrodinámico y de transferencia de calor en oleogasoductos

En este capítulo se describe el modelo matemático utilizado en el presente trabajo para estudiar la hidrodinámica y transferencia de calor en oleogasoductos.

Como se refiere en el **capítulo 2**, existen diferentes modelos mecanicistas para describir la hidrodinámica del flujo multifásico en tubería horizontales y cercanas a la horizontal; uno de los más conocidos en la industria petrolera, es el de Xiao et al.[68], mismo que es usado en el presente estudio.

Por otra parte, con respecto al modelo de transferencia de calor, existen pocos modelos que tomen en cuenta la física de los diferentes patrones de flujo multifásico. En este sentido, se investigó la aplicación de los modelos de Zhang et al.[69] y, como se describe en la sección 4.2.1, se identificaron algunos problemas prácticos y numéricos.

En particular, en este estudio se propone el uso de una correlación diferente a la utilizada por Zhan et al.[69], para estimar el número de Nusselt para el flujo intermitente.

4.1. Modelo Hidrodinámico

Xiao et al.[68] desarrollaron un modelo mecanicista integral capaz de detectar el patrón de flujo existente y posteriormente predecir el gradiente de presión para los patrones estratificado, intermitente, anular y burbuja dispersa. El modelo, que basa sus mecanismos de transición en fenómenos físicos, inicia el proceso de análisis con las condiciones del flujo estratificado; por tal motivo, el primer paso es el análisis de equilibrio en el mismo.

- **Flujo estratificado en equilibrio**

Considerando flujo estratificado suave en equilibrio (ver **Figura 4.1.**), al realizar un balance de momentum en cada fase se tendría como resultado:

$$-A_L\left(\frac{dP}{dx}\right)-\tau_{WL}S_L+\tau_i S_i+\rho_L A_L g\,sen\alpha=0, \tag{4.1}$$

$$-A_G\left(\frac{dP}{dx}\right)-\tau_{WG}S_G+\tau_i S_i+\rho_G A_G g\,sen\alpha=0. \tag{4.2}$$

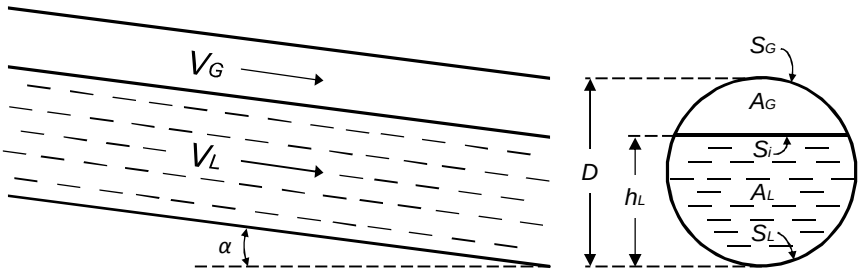


Figura 4. 14. Flujo estratificado en equilibrio [63]

Igualando la caída de presión en ambas fases, se llega a la ecuación combinada siguiente:

$$\tau_{WG}\frac{S_G}{A_G}-\tau_{WL}\frac{S_L}{A_L}+\tau_i S_i\left(\frac{1}{A_L}+\frac{1}{A_G}\right)+(\rho_L-\rho_G)\,g\,sen\alpha=0, \tag{4.3}$$

donde:

A_L = área transversal del flujo de líquido.
A_G = área transversal del flujo de 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 de la interfase sobre el cual actúa el esfuerzo.

Los esfuerzos de corte se calculan:

$$\tau_{WL} = f_L \frac{\rho_L v_L^{\,2}}{2}, \qquad \tau_{WG} = f_G \frac{\rho_G v_G^{\,2}}{2}, \qquad \tau_i = f_i \frac{\rho_G (v_G - v_i)^2}{2}, \tag{4.4}$$

con los factores de fricción de líquido y el gas, f_L y f_G, evaluados con la correlación de Colebrook, con base en las propiedades de cada fase y los diámetros hidráulicos del líquido y el gas, D_L y D_G:

$$D_L = \frac{4A_L}{S_L}, \qquad D_G = \frac{4A_G}{S_G + S_i}. \tag{4.5}$$

La ecuación 4.3 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.

- **Modelo para la predicción del patrón de flujo**

Xiao et al.[68] presentan los criterios de transición siguientes:

Transición estratificado - no estratificado

Como se mencionó, se considera el patrón de flujo estratificado como punto de partida para el análisis de estabilidad, por lo que el primer paso es determinar la altura del líquido h_L, asumiendo que las condiciones de flujo estratificado existen. Si para las condiciones de flujo dado, la configuración del flujo estratificado no es estable, se presentará la transición a otro patrón.

Considerando la existencia de flujo estratificado con una superficie ondulada sobre la cual fluye el gas, a medida que el gas se acelera, la presión en la fase gaseosa sobre la onda disminuye debido al efecto de Bernoulli, causando un crecimiento en la misma. Por otro lado, la fuerza de la gravedad que actúa sobre la onda tiende a hacerla decrecer.

Considerando una onda finita en una interfase horizontal gas - líquido (ver **Figura 4.2**) con una altura máxima h_L' y una fracción de gas de dimensión h_G', donde son las alturas de equilibrio del líquido y el gas son h_L y h_G.

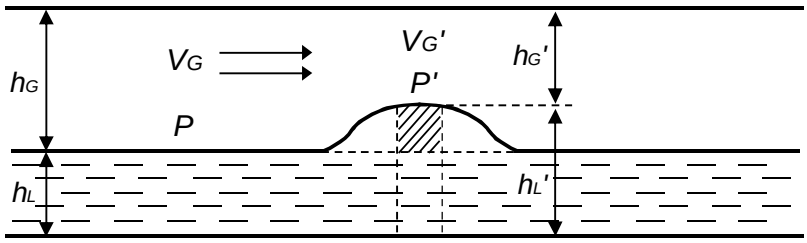


Figura 4. 15. Inestabilidad para una onda aislada[63]

Las condiciones para el crecimiento de la onda que generan inestabilidad en la configuración del flujo estratificado se presentan cuando la fuerza de succión es mayor que la fuerza de gravedad. Tomando en cuenta lo anterior se obtiene el criterio de inestabilidad aplicable a tuberías inclinadas para una estructura de flujo estratificado a partir de la ecuación siguiente:

$$v_G > \left[\frac{2\,(\rho_L - \rho_G)\, g\, \cos\, \alpha\alpha\,(_L' - h_L)}{\rho_G} \quad \frac{A_G'^{\,2}}{A_G^{\,2} - A_G'^{\,2}} \right]^{0.5} . \tag{4.6}$$

Para el caso de una onda finita pequeña, A_G puede expandirse en una serie de Taylor, dando como resultado:

$$v_G > C_2 \left[\frac{(\rho_L - \rho_G)\, g\, \cos\, \alpha}{\rho_G\; dA_L / dh_L} \right]^{0.5} , \tag{4.7}$$

$$\text{con} \quad dA_L / dh_L = S_i.$$

Para bajos niveles de líquido en la tubería, $A_G' \approx A_G$; por tanto, $C_2 = 1$. De igual modo, para altos niveles, $A_G' \rightarrow 0$, por tanto, $C_2 = 0$. Partiendo de este análisis, C_2 se puede calcular como:

$$C_2 = 1 - \frac{h_L}{D} . \tag{4.8}$$

El criterio final para esta frontera de transición muestra que, si la velocidad del gas es mayor que la expresión en el lado derecho de la ecuación 4.7, la fuerza de

succión de Bernoulli sobrepasa la fuerza de gravedad, causando inestabilidad en el flujo y la transición de estratificado a no-estratificado.

Transición intermitente - anular

Durante el crecimiento de las ondas finitas presentes en el flujo estratificado, dos eventos toman lugar:

A gastos altos de líquido y bajos gastos de gas, la altura de líquido en la tubería es mayor y las ondas comienzan a crecer como resultado de la succión sobre su cresta y consecuente adherencia de líquido proveniente de la película, generándose un bloqueo del área transversal de la tubería y baches de líquido, dando lugar al flujo intermitente. De lo contrario, a gastos altos de gas y bajos gastos de líquido, la altura de líquido en la tubería es menor, por lo que las ondas no cuentan con suficiente suministro de líquido proveniente de la película y son arrastradas hacia arriba y alrededor de la tubería por las altas velocidades del gas, dando lugar al flujo anular.

Lo anterior indica que los flujos anular e intermitente dependen únicamente de la altura de líquido presente en el flujo estratificado en equilibrio. Barnea et al. (1982a) tomando en cuenta, además, una posible fracción de vacío en el bache de líquido, cercano a la transición, proponiendo el criterio de transición siguiente:

$$h_L / D = 0.35 . \qquad (4.9)$$

Cuando h_L / D > 0.35, se presentará un flujo intermitente; de lo contrario, el resultado será un flujo anular o anular disperso.

Transición intermitente - burbuja dispersa

Esta transición se presenta con gastos de líquido altos y gastos de gas bajos, cuando la altura del líquido en equilibrio se aproxima a la superficie interna de la tubería.

Bajo estas condiciones, la fase gas tiene a ubicarse en la parte superior de la tubería debido a las fuerzas de flotación, generándose bolsas de gas. Cuando la velocidad de la corriente de líquido es lo suficientemente alta, la bolsa de gas se

rompe, formando diminutas gotas que se mezclan con la fase líquida. En ese momento ocurre la transición de flujo intermitente a burbuja dispersa.

Matemáticamente, esta transición se presenta cuando las fuerzas de turbulencia (F_T) son mayores o iguales a las fuerzas de flotación por unidad de longitud (F_B) que actúan en el gas.

$$F_B = g \cos \alpha (\rho_L - \rho_G) A_G , \tag{4.10}$$

$$F_T = \tfrac{1}{2} \rho_L \overline{V'^2} S_i , \tag{4.11}$$

donde la fluctuación de la velocidad radial es:

$$\overline{V'^2}^{1/2} = V_L \left(\frac{f_L}{2} \right)^{1/2} . \tag{4.12}$$

Igualando las ecuaciones 4.10 y 4.11 y sustituyendo en 4.12, el criterio de transición obtenido es:

$$v_L \geq \left[\frac{4 A_G}{S_i} \frac{g \cos \alpha}{f_L} \left(1 - \frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \right]^{0.5} . \tag{4.13}$$

Transición estratificado suave - estratificado ondulado

Para que esta transición se lleve a cabo, la velocidad del gas debe ser lo suficientemente alta para generar ondas en la superficie del líquido y lo suficientemente baja para no causar inestabilidad y la consecuente transición al flujo no-estratificado.

Xiao et al.[68] toman el modelo original de Taitel y Dukler[63], utilizando un valor de S = 0.06. La razón de este cambio en el valor del factor de seguridad se basa en el estudio de Andritsos et al. (1986), en donde se muestra que el valor de S = 0.01 carece de precisión cuando se trata de líquidos con alta viscosidad.

El criterio de transición empleado es $$v_G \geq \left[\frac{4 v_L g (\rho_L - \rho_G) g \cos \alpha}{S \rho_G v_G} \right]^{0.5} . \tag{4.14}$$

En donde V_G es la velocidad del gas y S es un factor de seguridad asociado la recuperación de presión corriente abajo de la onda.

Para el caso de flujo estratificado en tuberías inclinadas hacia abajo, las ondas pueden desarrollarse bajo la influencia de la gravedad, incluso sin la presencia del esfuerzo interfacial. Para estos caso, Xiao et al.[68] utilizan el criterio de transición de Barnea et al. (1982a):

$$\frac{v_L}{\sqrt{g\, h_L}} > 1.5\,. \tag{4.15}$$

El mapa de patrones de flujo generalizado donde se muestran los límites de cada transición se presenta en la **Figura 2. 5** del **capítulo 2**.

- **Modelos individuales de patrones de flujo**

Una vez identificado el patrón de flujo presente en la tubería bajo las condiciones de operación bajo las cuales se encuentra, se requiere calcular el colgamiento de líquido y el gradiente de presión. Para esto, Xiao et al.[68] proponen las ecuaciones constitutivas para cada patrón de flujo siguientes.

Modelo para flujo estratificado

Con la altura del líquido adimensional en la tubería, $\tilde{h}_L = h_L / D$, previamente determinada, el colgamiento de líquido puede obtenerse con la relación geométrica siguiente:

$$E_L = \frac{\theta - sen\,\theta}{2\pi}, \tag{4.16}$$

$$\text{donde: } \theta = 2\,\cos^{-1}\left(1 - 2\frac{h_L}{D}\right).$$

Obtenido el colgamiento, se calcula el gradiente de presión al igualar las ecuaciones 4.1 y 4.2; y eliminando el esfuerzo cortante en la interfase, τ_i.

$$-\left(\frac{dP}{dx}\right) = \underbrace{\frac{\tau_{WL}S_L + \tau_{WG}S_G}{A}}_{\text{Gradiente de presión por fricción}} + \underbrace{\left(\frac{A_L}{A}\rho_L + \frac{A_G}{A}\rho_G\right) g\, sen\alpha}_{\text{Gradiente de presión por gravedad}}. \qquad (4.17)$$

Los esfuerzos de corte se calculan con la ecuación 4.4 y los factores de fricción de líquido y el gas, f_{WL} y f_{WG}, evaluados:

$$f = \frac{16}{\text{Nre}}, \qquad \text{para Nre} \le 2000 \qquad (4.18)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 3.48 - 4\log\left(\frac{2\varepsilon}{\text{D}} + \frac{9.35}{\text{Nre}}\right)\frac{16}{\text{Nre}\sqrt{f}}, \qquad \text{para Nre} > 2000 \qquad (4.19)$$

Donde ε es la rugosidad absoluta de la tubería y el número de Reynolds del gas y del líquido se definen como:

$$\text{Nre}_{\text{L}} = \frac{\rho_L v_L D_L}{\mu_L}, \qquad \text{Nre}_{\text{G}} = \frac{\rho_G v_G D_G}{\mu_G}. \qquad (4.20)$$

y los diámetros hidráulicos son calculados con la ecuación 4.5.

Para el caso del factor de fricción de la interfase, f_i, Xiao et al.[68] utilizan un valor de 0.0142, propuesto por Shoham y Taitel (1984).

Modelo para flujo intermitente

Este modelo parte de asumir que el nivel de líquido en la zona de la película es uniforme, así como la incompresibilidad de las fases líquido y gas. De lo anterior se llega al siguiente balance de masa promedio sobre la unidad del bache:

$$v_{SL}L_U = v_L E_S L_S + v_f E_f L_f. \qquad (4.21)$$

en donde E_S y E_f son los colgamientos de líquido en el cuerpo del bache y en la zona de la película, respectivamente. También es posible aplicar un balance de masa dos secciones transversales relativas a un sistema de coordenadas que se mueve a la velocidad de traslación, V_t. Para la fase líquida se tiene:

$$(v_t - v_L) E_S = (v_t - v_f) E_f . \quad (4.22)$$

El flujo volumétrico total es contante en cualquier sección transversal en la unidad del bache. Para las secciones transversales de cuerpo del bache y la zona de la película se tiene:

$$v_S = v_{SL} + v_{SG} = v_L E_S + v_b (1 - E_S), \quad (4.23)$$

$$v_S = v_f E_f + v_g (1 - E_f). \quad (4.24)$$

donde V_S representa la velocidad de la mezcla en el cuerpo del bache.

De las ecuaciones antes mencionadas, la velocidad el líquido en el cuerpo del bache, V_L se obtiene de la ecuación 4.23; la velocidad del líquido en la zona de la película, V_f, se obtienen al reorganizar los términos de la ecuación 4.22; mientras que la velocidad del gas en la zona de la película se obtiene de la ecuación 4.24.

Para el cálculo del colgamiento de líquido promedio en la unidad del bache:

$$E_L = \frac{E_S L_S + E_f L_f}{L_U} . \quad (4.25)$$

Del mismo modo, partiendo de las ecuaciones 4.21, 4.22 y 4.23 se llega a:

$$E_L = \frac{V_t E_S + V_b (1 - E_S) - V_{SG}}{V_t} . \quad (4.26)$$

Considerando un nivel de líquido uniforme en la zona de la película, se puede obtener una ecuación de momentum combinada, similar a la del flujo estratificado:

$$\tau_f \frac{S_f}{A_f} - \tau_G \left[\left(\frac{S_G}{A_G} \right) + \left(\frac{\tau_i}{\tau_G} \right) \left(\frac{S_i}{A_f} + \frac{S_i}{A_G} \right) \right] + (\rho_L - \rho_G) g \, sen\alpha = 0 . \quad (4.27)$$

Para obtener la altura de la película de líquido en equilibrio y el colgamiento de líquido en la zona de la película, E_f, es necesario cumplir con la ecuación 4.27. Después se obtienen las velocidades del gas y del líquido, así como los esfuerzos cortantes.

Considerando que la longitud de la unidad del bache, L_U, es la suma de la longitud del cuerpo del bache, L_S, y la longitud de la zona de la película, L_f, de la ecuación 4.21 se tiene que:

$$L_U = \frac{v_L E_S - v_f E_f}{v_{SL} - v_f E_f}. \tag{4.28}$$

El gradiente de presión promedio se calcula haciendo un balance de fuerza sobre la unidad del bache:

$$-\left(\frac{dP}{dx}\right) = \underbrace{\rho_U\, g\ \ sen\,\alpha}_{\text{Gradiente de presión por gravedad}} + \underbrace{\frac{1}{L_U}\left[\left(\frac{\tau_S \pi D}{A} L_S\right) + \left(\frac{\tau_f S_f + \tau_G S_G}{A} L_f\right)\right]}_{\text{Gradiente de presión por fricción}}. \tag{4.29}$$

Dónde ρ_U es la densidad promedio de la unidad del bache:

$$\rho_U = E_L\, \rho_L + (1 - E_L)\, \rho_G. \tag{4.30}$$

Los esfuerzos de corte se calculan de forma similar que en el flujo estratificado:

$$\tau_f = f_f \frac{\rho_L |v_f|\, v_f}{2}, \qquad \tau_G = f_G \frac{\rho_G |v_G|\, v_G}{2}, \qquad \tau_i = f_i \frac{\rho_G |v_G - v_f| (v_G - v_f)}{2}. \tag{4.31}$$

con f_f y f_G, evaluados con las ecuaciones 4.18 y 4.19; los números de Reynolds del gas y la película del líquido con la ecuación 4.20 y los diámetros hidráulicos, D_L y D_G, determinados como el flujo estratificado y un valor constante del factor de fricción de la interfase, f_i = 0.0142.

El esfuerzo de corte en el cuerpo del bache, τ_S, se calcula:

$$\tau_S = f_S \frac{\rho_S\, v_S^{\,2}}{2}. \tag{4.32}$$

f_S es evaluado con las ecuaciones 4.18 y 4.19 y el número de Reynolds del cuerpo el bache como:

$$Nre_S = \frac{\rho_S v_S D}{\mu_S}. \tag{4.33}$$

μ_S y ρ_S son la viscosidad y la densidad del cuerpo del bache, respectivamente, y se determinan:

$$\rho_S = E_S\ \rho_L + (1 - E_S)\ \rho_G. \tag{4.34}$$

$$\mu_S = E_S\ \mu_L + (1 - E_S)\ \mu_G. \tag{4.35}$$

La correlación para calcular la velocidad de traslación de la burbuja de Taylor se basa en la recomendación de Bendiksen (1984):

$$V_t = C\ V_S + 0.35\ \sqrt{gD}\ sen\ \alpha + 0.54\ \sqrt{gD}\ \cos\ \alpha. \tag{4.36}$$

Donde en valor de C depende del perfil de la velocidad del líquido en el cuerpo del bache: C = 1.2 para flujo turbulento y C = 2 para flujo laminar.

La velocidad de las burbujas dispersas en el cuerpo del bache, V_b, está dada por:

$$V_b = 1.2\ V_S + 1.53 \left[\frac{\sigma\ g\ (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L} \right]^{1/4} E_S{}^{0.1}\ sen\ \alpha. \tag{4.37}$$

El cálculo del colgamiento de líquido en el cuerpo del bache se hace mediante la correlación de Gregory et al. (1978), en donde V_S se maneja en m/seg:

$$E_S = \frac{1}{1 + \left(\frac{V_S}{8.66} \right)^{1.39}}. \tag{4.38}$$

(El valor de E_S oscila entre 1.0 y 0.48)

Para la longitud del bache, Xiao et al.[68] utilizan la correlación de Scott (1987), donde L_S debe manejarse en metros:

$$\ln\ (L_S) = -26.6 + 28.5\ [\ln\ (D) + 3.67]^{0.1}. \tag{4.39}$$

Si el diámetro interno de la tubería, $D < 0.0381$ mm (1.5 plg), se puede utilizar un valor aproximado para $L_S = 30\,D$.

Modelo para flujo anular

En el flujo anular, la fase líquida existe en dos formas: como una película fluyendo a lo largo de la tubería y como gotas de líquido disueltas en el núcleo de gas. A diferencia del flujo vertical, la película de líquido en tuberías horizontales e inclinadas no es circunferencialmente uniforme; ésta tiende a ser más gruesa en la parte baja del diámetro interno.

Por simplicidad, el modelo de Xiao et al.[68] considera un espesor de la película promedio; que las gotas de líquido disueltas en el núcleo viajan a la misma velocidad que la fase gas, por lo que el núcleo de gas se maneja como un fluido homogéneo. Bajo estas consideraciones, el flujo anular puede tratarse como el flujo estratificado, pero con diferentes configuraciones geométricas. Aquí, los dos fluidos a manejar son la película de líquido y el núcleo de gas.

Partiendo de lo anterior, un balance de momentum aplicado a cada fase da como resultado:

$$-A_f\left(\frac{dP}{dx}\right) - \tau_{WL} S_L + \tau_i S_i + \rho_L A_f g\,sen\alpha = 0, \tag{4.40}$$

$$-A_C\left(\frac{dP}{dx}\right) + \tau_i S_i + \rho_C A_C g\,sen\alpha = 0. \tag{4.41}$$

Donde ρ_C es la densidad de la mezcla en el núcleo de gas y está dada por:

$$\rho_C = E_C \rho_L + (1 - E_C)\rho_G. \tag{4.42}$$

El colgamiento de líquido en el núcleo de gas está relacionado con la fracción de entrada de líquido, *FE*:

$$E_C = \frac{V_{SL}\,FE}{V_{SG} + V_{SL}\,FE}. \tag{4.43}$$

Eliminando el gradiente de presión en las ecuaciones 4.40 y 4.41, se obtienen la ecuación de momentum combinada siguiente:

$$\tau_{WL}\frac{S_L}{A_f} + \tau_i S_i\left(\frac{1}{A_f}+\frac{1}{A_C}\right)+(\rho_L-\rho_C)\,g\,sen\alpha = 0\,. \qquad (4.44)$$

Similar al flujo estratificado, todos los parámetros geométricos están en función del espesor promedio de la película adimensional, δ/D. Es necesario resolver la ecuación de momentum para obtener esta incógnita, con la cual se obtiene el colgamiento de líquido, E_L:

$$E_L = 1-\left(1-2\frac{\delta}{D}\right)^2 \frac{V_{SG}}{V_{SG}+V_{SL}FE}\,. \qquad (4.45)$$

Obtenido el colgamiento, se calcula el gradiente de presión al igualar las ecuaciones 4.40 y 4.41:

$$-\left(\frac{dP}{dx}\right) = \underbrace{\frac{\tau_{WL}S_L}{A}}_{\text{Gradiente de presión por fricción}} + \underbrace{\left(\frac{A_f}{A}\rho_L+\frac{A_C}{A}\rho_C\right)}_{\text{Gradiente de presión por gravedad}} g\,sen\alpha\,. \qquad (4.46)$$

Los esfuerzos de corte se definen como:

$$\tau_{WL} = f_f\frac{\rho_L\,v_f^{\,2}}{2}, \qquad \tau_i = f_i\frac{\rho_C\left(v_C - v_f\right)^2}{2}, \qquad (4.47)$$

con f_f y f_G, evaluados con las ecuaciones 4.18 y 4.19, usando:

$$Nre_L = \frac{\rho_L v_f D_L}{\mu_L}, \qquad (4.48)$$

y el diámetro hidráulico del líquido como:

$$D_L = \frac{4\,\delta(D-\delta)}{D}, \qquad (4.49)$$

Usando un balance de flujo volumétrico de líquido promedio para la película, se llega a las siguientes expresiones para calcular la velocidad de la película de líquido, V_f y la velocidad del núcleo de gas, V_C:

$$V_f = \frac{V_{SL}\left(1 - FE\right)}{4\frac{\delta}{D}\left(1-\frac{\delta}{D}\right)}, \tag{4.50}$$

$$V_C = \frac{V_{SG} + V_{SL}FE}{\left(1-2\frac{\delta}{D}\right)^2}, \tag{4.51}$$

Para completar el modelo de flujo anular, se requieren relaciones de clausura para determinar el factor de fricción de la interfase, f_i y la fracción de entrada de líquido, *FE*. Para esto, Xiao et al.[68] mencionan que las correlaciones propuestas por Oliemans et al.[48] arrojan los mejores resultados. Estas correlaciones están dadas por:

$$\frac{FE}{1-FE} = 10^{\beta_0}\,\rho_L{}^{\beta_1}\,\rho_G{}^{\beta_2}\,\mu_L{}^{\beta_3}\,\mu_G{}^{\beta_4}\,\sigma^{\beta_5}\,D^{\beta_6}\,V_{SL}{}^{\beta_7}\,V_{SG}{}^{\beta_8}\,g^{\beta_9}, \tag{4.52}$$

donde los parámetros estimados β se presentan en la **Tabla 4. 1**.

Para el cálculo del factor de fricción de la interfase, f_i:

$$f_i = f_C\left[1 + 2250\frac{\left(\frac{\delta}{D}\right)}{\frac{\rho_C\left(V_C - V_f\right)^2\delta}{\sigma}}\right]. \tag{4.53}$$

El factor de fricción del núcleo de gas se calcula con las ecuaciones 4.18 y 4.19, con el número de Reynolds como:

$$Nre_C = \frac{\rho_C v_C D_C}{\mu_C}. \tag{4.54}$$

Donde la viscosidad del núcleo de gas, μ_C, y el diámetro del núcleo de gas, D_C:

$$\mu_C = E_C \mu_L + (1 - E_C) \mu_G , \tag{4.55}$$

$$D_C = D - 2\delta . \tag{4.56}$$

Tabla 4. 3. Parámetros estimados para la fracción de entrada de líquido, *FE*[48]

Parámetro	Cantidad física correspondiente	Valor
β_0	-----	- 2.52
β_1	ρ_L (kg/m^3)	1.08
β_2	ρ_G (kg/m^3)	0.18
β_3	μ_L (kg/m-seg)	0.27
β_4	μ_G (kg/m-seg)	0.28
β_5	σ (N/m)	- 1.80
β_6	D (m)	1.72
β_7	V_{SL} (m/seg)	0.70
β_8	V_{SG} (m/seg)	1.44
β_9	g (m/seg^2)	0.46

Modelo para flujo burbuja dispersa

Entre los cuatro patrones de flujo presentados, el modelo para burbuja dispersa es el más simple. Debido a que no hay deslizamiento entre las fases, el modelo para una pseudo-monofase con propiedades promedio es adecuado para este tipo de flujo. Por tanto, se calcula el colgamiento de líquido sin resbalamiento:

$$E_L = \frac{V_{SL}}{V_m} . \tag{4.57}$$

El número de Reynolds de la mezcla como:

$$Nre_m = \frac{\rho_m v_m D}{\mu_m} , \tag{4.58}$$

donde la velocidad de la mezcla, V_m, es la suma de las velocidades superficiales de cada fase, V_{SL} y V_{SG}.

μ_m y ρ_m son la viscosidad y la densidad de la mezcla, respectivamente, y se determinan:

$$\rho_m = E_L\ \rho_L + (1-E_L)\,\rho_G\,, \tag{4.59}$$

$$\mu_m = E_L\ \mu_L + (1-E_L)\,\mu_G\,. \tag{4.60}$$

El gradiente de presión se calcula como si se tratara de una sola fase, con la velocidad y densidad de la mezcla:

$$-\left(\frac{dP}{dx}\right) = \underbrace{\frac{2\ f_m\ \rho_m V_m}{D}}_{\text{Gradiente de presión por fricción}} + \underbrace{\rho_m\ g\ \ sen\ \alpha}_{\text{Gradiente de presión por gravedad}}\,. \tag{4.61}$$

4.2. Modelo para transferencia de calor

Una vez identificado el patrón de flujo y resuelto el gradiente de presión con el modelo hidrodinámico unificado de Xiao et al.[68], se procede a determinar el gradiente de temperatura con el modelo mecanicista de Zhang et al.[69].

Modelo para flujo burbuja y burbuja dispersa

El modelado de la transferencia de calor multifásico el flujo tipo burbuja y burbuja dispersa puede ser tratado como un fluido pseudo-monofásico, ajustando sus propiedades físicas con base en el colgamiento de líquido. Zhang et al.[69] utilizan la correlación de Petukhov (1970) para este patrón de flujo, dependiendo si éste es laminar o turbulento.

Para flujo laminar, el número de Nusselt de la mezcla, Nu_m, es una constante:

$$Nu_M = 3.657\,. \tag{4.62}$$

Para flujo turbulento:

$$Nu_m = \frac{\left(\frac{f_m}{2}\right) Nre_m\ \mathrm{Pr}_m}{1.07 + 1.27\sqrt{\frac{f_m}{2}}\left(\mathrm{Pr}_m^{2/3} - 1\right)}\left(\frac{\mu_L}{\mu_{LW}}\right)^{0.25}\,. \tag{4.63}$$

μ_{LW} es la viscosidad del líquido a la temperatura de la pared de la tubería, el número de Reynolds de la mezcla, Nre_m, se calcula con la ecuación 4.58 y el número de Prandtl como:

$$\mathrm{Pr}_m = \frac{c_{Pm}\,\mu_L}{k_L}\,. \tag{4.64}$$

Con k_L como la conductividad térmica del líquido. El calor específico de la mezcla, c_{Pm}, se calcula como:

$$c_{Pm} = E_L c_{PL} + (1 - E_L)\, c_{PG}\,. \tag{4.65}$$

Donde c_{PL} y c_{PG} son los calores específicos del líquido y el gas, respectivamente.

Una vez determinado Nu_m, el coeficiente de transferencia de calor por convección para flujo burbuja y burbuja dispersa se obtiene con:

$$h_m = \frac{Nu_m\, k_L}{D}\,. \tag{4.66}$$

Tomando como referencia el área de la superficie interna de la tubería, Zhang et al.[69] proponen la siguiente ecuación para determinar el coeficiente de transferencia de calor total para las dos fases:

$$U_m = \frac{1}{\dfrac{1}{h_m} + \dfrac{D}{2k_P}\,\ln\dfrac{D_O}{D} + \dfrac{D}{h_O D_O}}\,. \tag{4.67}$$

Con k_P como la conductividad térmica de la tubería y D_O como el diámetro externo.

U_m está conformado por la transferencia de calor por convección entre el fluido y la pared interna de la tubería (h_m), el coeficiente de transferencia de calor por conducción a través de la pared de la tubería y transferencia de calor por convección entre la pared externa de la tubería y sus alrededores.

Para el caso de estudio, considerando que se trata de una tubería enterrada, se incorporaron la transferencia de calor por conducción entre la pared externa de la tubería y el suelo y la transferencia de calor por convección producida por el aire:

$$U_m = \frac{1}{\frac{1}{h_m} + \frac{D}{2k_P}\ln\frac{D_O}{D} + \frac{D}{2k_S}\cosh^{-1}\left(\frac{2z}{D_O}\right) + \frac{1}{h_A}}, \tag{4.68}$$

donde z es la distancia del centro de la tubería a la superficie, k_S la conductividad térmica del suelo y h_A el coeficiente de transferencia de calor por convección del aire.

Para calcular la transferencia de calor por conducción entre la pared externa de la tubería y el suelo, se consideró el factor de forma para un sistema cilíndrico isotérmico horizontal de longitud L enterrado en un medio semi-infinito, en donde:

$$\cosh^{-1}(x) = \ln\left(x + \left[x^2 - 1\right]^{0.5}\right). \tag{4.69}$$

Finalmente, el gradiente de temperatura en la dirección de flujo se obtiene:

$$\left(\frac{dT}{dx}\right) = -\frac{4U_m(T_m - T_O)}{D\left(\rho_L c_{PL} V_{SL} + \rho_G c_{PG} V_{SG}\right)}, \tag{4.70}$$

donde T_O es la temperatura ambiente y T_m es la temperatura de la mezcla a la entrada.

Modelo para flujo estratificado y anular

En este modelo térmico, Zhang et al.[69] asumen que no existe un cambio de fase en el flujo bifásico debido a cambios de energía por variación de presión, volumen, velocidad y elevación. Determinan los coeficientes de transferencia de calor por convección de cada una de las fases, siguiendo la metodología del modelo para flujo burbuja y burbuja dispersa.

Para flujo laminar, el número de Nusselt de la película de líquido y del núcleo de gas, Nu_f y Nu_C, respectivamente, se determina como:

$$Nu_f = 3.657 + \frac{7.541\text{-}3.657}{0.5}\left(0.5 - \delta_f\right), \tag{4.71}$$

$$Nu_C = 3.657, \tag{4.72}$$

donde δ_f es el espesor de la película adimensional, que para el flujo estratificado sería h_L/D y para flujo anular sería δ/D.

Para flujo turbulento:

$$Nu_f = \frac{\left(\frac{f_f}{2}\right) Nre_f \ \mathrm{Pr}_f}{1.07 + 1.27\sqrt{\frac{f_f}{2}}\left(\mathrm{Pr}_f^{2/3} - 1\right)}\left(\frac{\mu_L}{\mu_{LW}}\right)^{0.25}, \tag{4.73}$$

$$Nu_C = 0.023\, Nre_C^{\ 0.8}\ \mathrm{Pr}_C^{\ 0.3}. \tag{4.74}$$

Con el número de Reynolds de la película de líquido y del núcleo del gas, Nre_f y Nre_C, evaluados con las ecuaciones 4.20 para estratificado y 4.48 para anular. Los números de Prandtl para cada fase:

$$\mathrm{Pr}_f = \frac{c_{PL}\ \mu_L}{k_L}, \tag{4.75}$$

$$\mathrm{Pr}_C = \frac{c_{PG}\ \mu_G}{k_G}, \tag{4.76}$$

con k_G como la conductividad térmica del gas. Una vez determinado el número de Nusselt de cada fase, los coeficientes de transferencia de calor por convección para flujo estratificado y anular se obtiene con:

$$h_f = \frac{Nu_f\ k_f}{D_f}, \tag{4.77}$$

$$h_C = \frac{Nu_C\ k_C}{D_C}, \tag{4.78}$$

con k_f y k_C como las conductividades térmicas de la película del líquido y el núcleo del gas y los diámetros hidráulicos D_f y D_C evaluados con las ecuaciones 4.5 para flujo estratificado y 4.49 y 4.56 para flujo anular.

Para determinar el coeficiente de transferencia de calor total para cada una de las fases, considerando que se trata de una tubería enterrada, se tiene:

$$U_f = \frac{1}{\frac{1}{h_f} + \frac{D}{2k_P}\ln\frac{D_O}{D} + \frac{D}{2k_S}\cosh^{-1}\left(\frac{2z}{D_O}\right) + \frac{1}{h_A}}, \tag{4.79}$$

$$U_C = \frac{1}{\frac{1}{h_C} + \frac{D}{2k_P}\ln\frac{D_O}{D} + \frac{D}{2k_S}\cosh^{-1}\left(\frac{2z}{D_O}\right) + \frac{1}{h_A}}. \tag{4.80}$$

Para el cálculo del gradiente de temperatura en flujo estratificado y anular, el modelo de Zhang et al.[69] considera la temperatura de la película de líquido y del núcleo de gas, T_f y T_C, respectivamente. En la práctica, la medición de T_C y T_f es un procedimiento poco común, por lo que se considera que éstas son iguales en el cálculo del gradiente de temperatura en la dirección de flujo, pasando de la ecuación 4.81 a la ecuación 4.82.

$$\left(\frac{dT}{dx}\right) = -\frac{U_f S_f (T_f - T_O) + U_C S_C (T_C - T_O)}{A\left(\rho_L c_{PL} V_{SL} + \rho_G c_{PG} V_{SG}\right)}, \tag{4.81}$$

$$\left(\frac{dT}{dx}\right) = -\frac{(U_f S_f + U_C S_C)(T_m - T_O)}{A\left(\rho_L c_{PL} V_{SL} + \rho_G c_{PG} V_{SG}\right)}. \tag{4.82}$$

Modelo para flujo intermitente

Para generar el modelo de transferencia para flujo intermitente, Zhang et al.[69] analizaron de forma separada la región de la película del líquido y la región del cuerpo del bache.

Para la primera, de manera similar que el flujo estratificado y anular, la temperatura de la película del líquido y el núcleo de gas son diferentes. Sin embargo, Zhang et al. asumen que son iguales, argumentando que para una tubería con temperatura exterior uniforme, este supuesto es razonable. Partiendo de esta consideración, igualan las ecuaciones de balance de calor para la película y el núcleo y propone las siguientes constantes locales, a y b:

$$a = \frac{U_f S_f + U_C S_C}{A\left[\left(v_t - v_f\right) E_f\ \rho_L c_{PL} + \left(v_t - v_C\right)\left(1 - E_f\right) \rho_G c_{PG}\right]}, \tag{4.83}$$

$$b = \frac{v_f\ E_f\ \rho_L c_{PL}\ +\ v_C\left(1 - E_f\right) \rho_G c_{PG}}{L_U\left[\left(v_t - v_f\right) E_f\ \rho_L c_{PL} + \left(v_t - v_C\right)\left(1 - E_f\right) \rho_G c_{PG}\right]}, \tag{4.84}$$

con U_f y U_C evaluadas con las ecuaciones 4.79 y 4.80, respectivamente.

Para la región del cuerpo del bache, el coeficiente de transferencia de calor total se calcula como:

$$U_S = \frac{1}{\frac{1}{h_S} + \frac{D}{2k_P}\ \ln\frac{D_O}{D} + \frac{D}{2k_S}\ \cosh^{-1}\left(\frac{2\,z}{D_O}\right) + \frac{1}{h_A}}, \tag{4.85}$$

en donde h_S es el coeficiente de transferencia de calor por convección del cuerpo del bache y se calcula de forma similar a flujo burbuja dispersa (ecuación 4.66). De lo anterior, Zhang et al.[69] proponen las siguientes constantes locales, e y f:

$$e = \frac{U_S\ \pi\pi}{\rho_L c_{PL} E_S\ A\left(v_t - v_S\right)}, \tag{4.86}$$

$$f = \frac{v_S}{L_U\ \left(v_t - v_S\right)}. \tag{4.87}$$

Similar a los flujos burbuja dispersa y estratificado, Zhang et al.[69] utilizan las ecuaciones 4.71 y 4.72 para determinar el Nusselt en la película de líquido, Nu_f, y las ecuaciones 4.62 y 4.63 para el Nusselt del cuerpo del bache, Nu_S, sin embargo, y como se menciona al inicio de este capítulo, se identificaron algunos

problemas prácticos y numéricos (descritos en la sección 4.2.1) por lo que se propone el uso de la correlación de Kago et al.[32], considerando que:

Para la película de líquido, si $Nre_f < 300$:

$$f_f = \frac{16}{Nre_f = 300}, \tag{4.88}$$

$$Nu_f = \left(0.021 \times Nre_f^{\,0.8} + 4.5\right)\left(\mathrm{Pr}_f^{\,0.333}\left(\frac{\mu_L}{\mu_{LW}}\right)^{0.14}\left(1 + 0.3{*}Exp^{\left[-0.5\ (f_f - 2)^2\right]}\right)\right). \tag{4.89}$$

Con el Prandtl de la película de líquido, Pr_f evaluado con la ecuación 4.75.

Para $Nre_f < 300$, Nu_f se determina de manera similar al flujo estratificado en régimen turbulento (ecuación 4.73).

Para la región del cuerpo del bache, si $Nre_S < 300$:

$$f_S = \frac{16}{Nre_S = 300}, \tag{4.90}$$

$$c_{PS} = E_S c_{PL} + \left(1 - E_S\right) c_{PG}, \tag{4.91}$$

$$\mathrm{Pr}_S = \frac{c_{PS}\ \mu_S}{k_L}, \tag{4.92}$$

con la μ_S calculada con la ecuación 4.35.

$$Nu_S = \left(0.021 \times Nre_S^{\,0.8} + 4.5\right)\left(\mathrm{Pr}_S^{\,0.333}\left(\frac{\mu_L}{\mu_{LW}}\right)^{0.14}\left(1 + 0.3{*}Exp^{\left[-0.5\ (f_S - 2)^2\right]}\right)\right). \tag{4.93}$$

El coeficiente de transferencia de calor promedio de las dos fases para la unidad del bache se define con las ecuaciones:

$$U_{SU} = \frac{D}{4}\ \frac{\rho_L c_{PL} V_{SL} + \rho_G c_{PG} V_{SG}}{\left(\frac{b}{a}L_f + \frac{f}{e}L_S\right) + \left(\frac{b}{a} - \frac{f}{e}\right)\left(\frac{1}{e} - \frac{1}{a}\right)\frac{\left(1 - Exp^{(-aL_f)}\right)\left(1 - Exp^{(-eL_S)}\right)}{\left(1 - Exp^{(-aL_f - eL_S)}\right)}}, \tag{4.94}$$

$$U_{SU} = \frac{\left(\rho_L c_{PL} V_{SL} + \rho_G c_{PG} V_{SG}\right) A\ \Delta A_U}{\pi\ D\ L_U\left(T_m - T_O\right)}. \tag{4.95}$$

Finalmente, el gradiente de temperatura en la dirección de flujo se puede obtener con:

$$\left(\frac{dT}{dx}\right) = -\frac{\Delta T_U}{L_U} = -\frac{\left(T_m - T_O\right)}{\left(\frac{b}{a}L_f + \frac{f}{e}L_S\right) + \left(\frac{b}{a} - \frac{f}{e}\right)\left(\frac{1}{e} - \frac{1}{a}\right)\frac{\left(1 - e^{-aL_f}\right)\left(1 - e^{-eL_S}\right)}{1 - e^{-aL_f - eL_S}}}. \qquad (4.96)$$

4.2.1. Problemas prácticos y numéricos

Como se mencionó al inicio de este capítulo, se identificaron algunos problemas en el cálculo del gradiente de temperatura para flujo intermitente; siendo más específicos, en los casos donde se manejan fluidos muy viscosos a bajos gastos, propiciando la presencia de régimen laminar (*Nre* < 2000). En este sentido, los números de Nusselt en la película de líquido y en el cuerpo del bache, Nu_f y Nu_S respectivamente, alcanza su valor teórico de 3.657; dado que los coeficientes de transferencia de calor por convección para cada fase, h_f y h_S, están directamente relacionados al número de Nusselt, los valores obtenidos arrojan coeficientes de transferencia muy bajos.

Esto se puede observar claramente en las **Figura 4.3**, donde se presenta el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor promedio de las dos fases (*U* global, ecuaciones 4.94 o 4.95) y los números de Nusselt y Reynolds del cuerpo del bache (Nu_S y Nre_S) a lo largo de la tubería, para una línea horizontal de 2 km y 6 pg de diámetro interno que transporta 10000 bpd de aceite con una RGA de 50 ft^3/bl.

Los cambios drásticos se presentan al pasar de regímenes turbulentos a laminares, ya que debido a la consideración de que Nusselt = 3.657 es constante, no se genera una tendencia suave.

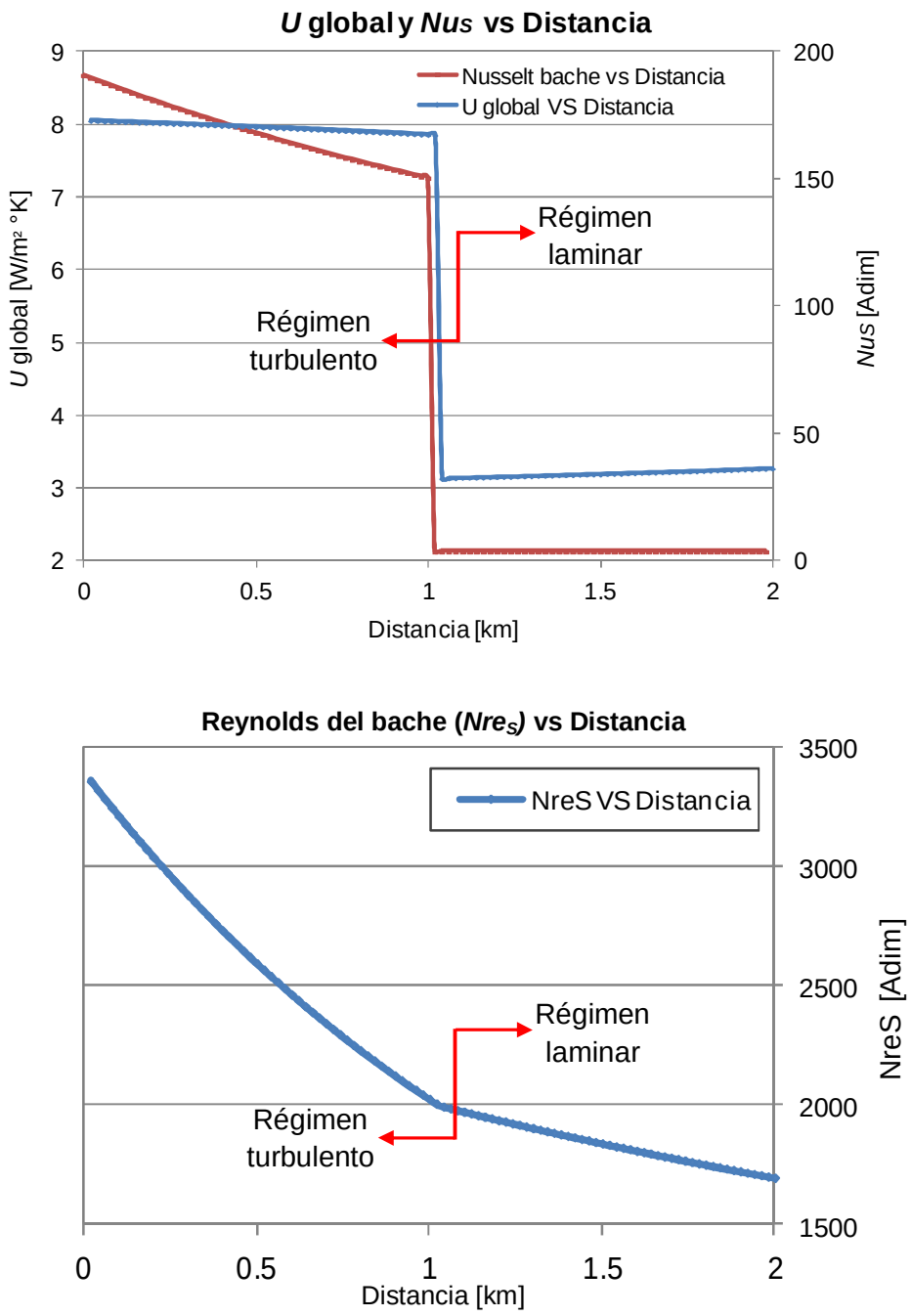


Figura 4. 16. Comportamiento del coeficiente de transferencia de calor global (*U* global) y los números de Nusselt y Reynolds en el cuerpo del bache (Nu_S, Nre_S) contra la distancia

Aplicando la correlación de Kago et al.[32] bajo las consideraciones expuestas con anterioridad (*Nre* < 300), los resultados obtenidos se presentan en la **Figura 4. 17**.

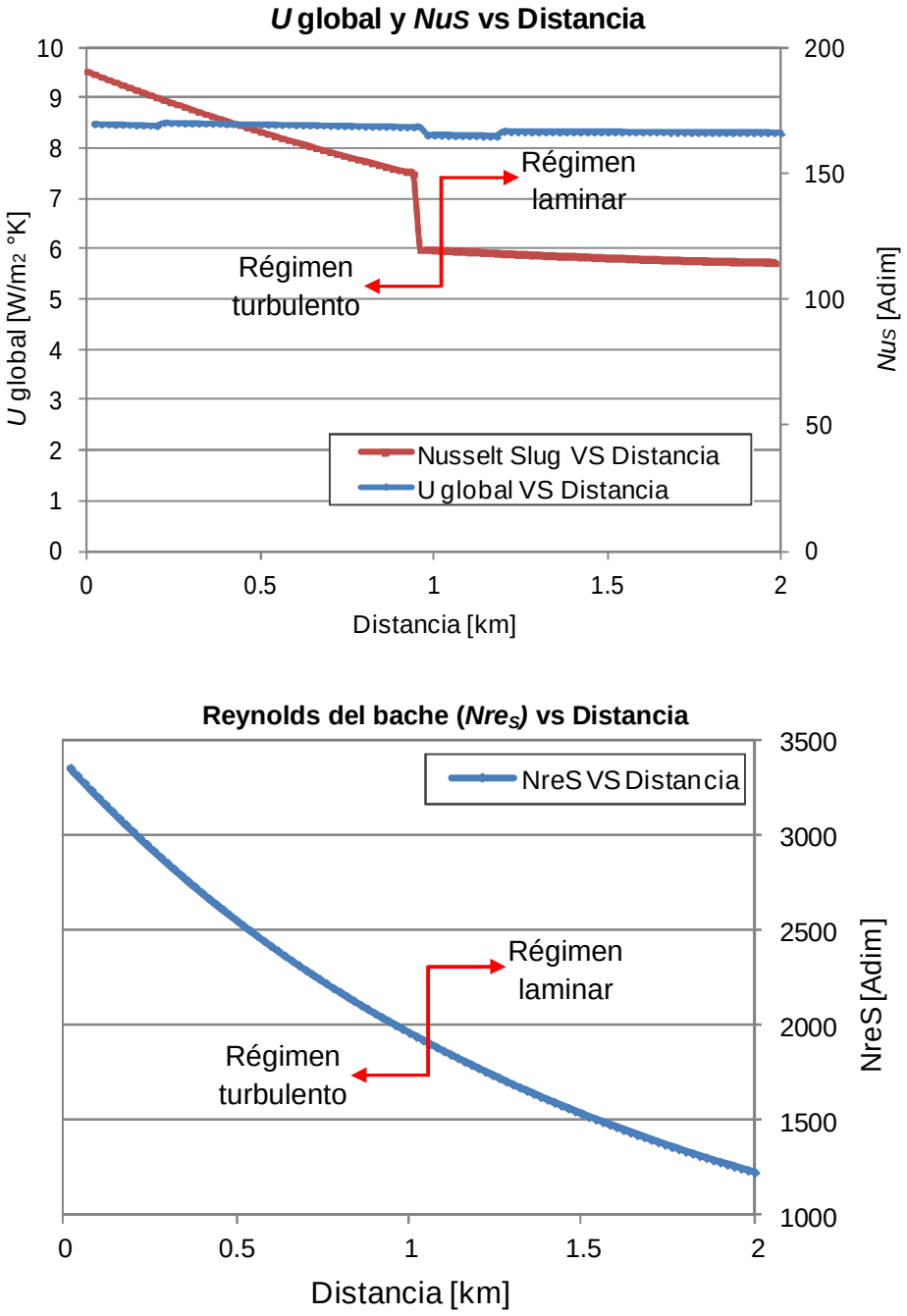


Figura 4. 17. Comportamiento del coeficiente de transferencia de calor global (*U* global) y los números de Nusselt y Reynolds en el cuerpo del bache (Nu_S, Nre_S) contra la distancia aplicando Kago et al.[32]

Aún cuando el cambio de régimen turbulento a laminar se ve reflejado como una discontinuidad en el número de Nusselt, el coeficiente de transferencia de calor global exhibe una transición suave.

4.3. Programa de cómputo

Se desarrolló un programa de cómputo, llamado PipeUNAM, para determinar las propiedades PVT de aceites pesados y calcular el gradiente de presión y temperatura en tuberías horizontales y cercanas a la horizontal.

4.3.1. Descripción del programa

El programa, desarrollado en Excel VBA, está dividido en tres módulos, cada uno de los cuales son descritos a continuación.

4.3.1.1. Módulo para calcular las propiedades PVT.

Este módulo tiene como función calcular las propiedades PVT de un aceite pesado, utilizando información del análisis PVT previamente validado y corregido con las pruebas y métodos descritos en el **capítulo 1** y el **anexo B**. El módulo para propiedades PVT trabaja en el orden siguiente:

1. *Ajuste de las correlaciones por el método de mínimos cuadrados.*

Las propiedades a las que se les realizará el ajuste son la relación de solubilidad, el factor de volumen del aceite y las viscosidades del aceite saturado, bajosaturado y muerto.

2. *Cálculo de las propiedades PVT con correlaciones ajustadas.*

Las propiedades PVT del aceite y el gas asociado que calcula este módulo son:

- Relación se solubilidad (R_s).
- Factor de volumen del aceite (B_o).
- Viscosidad del aceite saturado, bajosaturado y muerto (μ_o, μ_{ob}, μ_{od}).
- Compresibilidad del aceite (C_o).
- Densidad del aceite (ρ_o).
- Viscosidad del gas (μ_g).
- Factor de compresibilidad del gas (Z).
- Factor de volumen del gas(B_g).

- Densidad relativa del gas libre y gas disuelto (γ_{gf} y γ_{gd}).
- Tensión superficial aceite - gas (σ_{og}).

3. *Impresión de resultados tabulados y graficados.*

4.3.1.2. Módulo para calcular la hidrodinámica del flujo

Tomando como base el modelo mecanistico de Xiao et al.[68], este módulo calcula el gradiente de presión en la tubería, trabajando de forma iterativa en el orden siguiente:

1. *Seccionamiento de la tubería.*

Para obtener un cálculo más preciso, la tubería de longitud total L es seccionada en 100 tramos o segmentos.

2. *Verificar flujo estratificado en equilibrio.*

Una vez calculadas las propiedades PVT a las condiciones de presión y temperatura de operación indicada en los datos de entrada, se verifica el equilibrio para flujo estratificado.

3. *Identificar el patrón de flujo.*

Con base en los criterios de transición mencionados con anterioridad, se identifica el patrón de flujo presente en la sección de tubería en análisis.

4. *Cálculo del gradiente de presión para el patrón de flujo seleccionado en cada uno de los tramos.*

4.3.1.3. Módulo para calcular la transferencia de calor en tuberías.

Una vez determinado el gradiente de presión del tramo de tubería que se esté analizando, se ingresa al módulo para calcular el gradiente de temperatura con base en el modelo de flujo correspondiente.

Similar al módulo antes descrito, el cálculo de la transferencia de calor se hace de forma iterativa. Una vez que esto se logra, el programa ingresa nuevamente al módulo para el cálculo de la hidrodinámica del flujo.

4.3.2. Método y algoritmo numéricos

A continuación se describe, de forma general, la manera en que el programa elaborado calcula las propiedades PVT y los gradientes de presión y temperatura en oleogasoductos.

4.3.2.1. Entrada de datos

La lectura de los datos de entrada al programa desarrollado se realiza de forma sencilla mediante una hoja de Excel, ingresando la información siguiente:

- *Análisis PVT.*
    1. Datos del factor de volumen del aceite vs presión y relación de solubilidad vs presión previamente corregidos con el método de Al-Marhoun[4] (ver **anexo B**).
    2. Datos de la viscosidad del aceite vs presión obtenidos de la prueba de expansión a composición constante y separación diferencial.
    3. Densidad API, densidad relativa del gas, relación gas - aceite y factor de volumen de la prueba de separación en etapas en superficie.
    4. Porcentaje de impurezas (CO_2, H_2S y N_2).

- *Análisis de las propiedades físicas del hidrocarburo.*
    1. Viscosidad del aceite muerto a dos temperaturas.

- *Condiciones de operación del oleogasoducto.*
    2. Gasto de líquido, presión de entrada, temperatura del fluido a la entrada y temperatura ambiente.
    3. Diámetro, longitud y elevación inicial y final de la línea.

4.3.2.2. Calibración de las correlaciones seleccionadas y cálculo de las propiedades PVT

A pesar de la bondad que ofrece el uso de las correlaciones PVT, los resultados obtenidos se alejan considerablemente del comportamiento real de los fluidos, haciendo necesaria una calibración antes de su uso.

Una vez ingresados al programa de cómputo los datos del análisis PVT mencionados en la sección 4.3.2.1, se calculan los factores de ajuste de las correlaciones PVT previamente seleccionadas (ver **anexo A**). Para lograr esto se utiliza una función matemática que reproduzca el comportamiento de la propiedad PVT contra la presión, obtenido del análisis PVT.

Para el caso de la viscosidad del aceite muerto, se calculó el factor de ajuste con el dato de la viscosidad a presión atmosférica reportado en el PVT y el calculado con el método de Andrade (ver **anexo A**).

$$F_{ajuste} = \frac{\mu_{od}\ medida}{\mu_{od}\ calculada}$$

Para el caso de la relación de solubilidad, el factor de volumen del aceite y la viscosidad del aceite saturado se utilizó la regresión lineal. Para esto, es necesario obtener los factores de ajuste *a* y *b*, necesarios en la fórmula de un alinea recta:

$$Y_{ajustada} = a + b\text{x}\,.$$

Con:

$$a = \sum y - \left(b \times \sum x\right),$$

$$b = \frac{\left(\sum xy - \sum x \sum y\right) \times \frac{1}{n}}{\left(\sum x^2 - \sum y^2\right) \times \frac{1}{n}}\,.$$

En donde *x* corresponde al valor calculado en cada etapa, *y* es el valor medido y *n* el número de etapas del experimento.

4.3.2.3. Cálculo de los gradientes de presión y temperatura

Una vez ajustadas las propiedades PVT, se procede a determinar, de forma iterativa, el gradiente de presión con el modelo mecanístico de Xiao et al.[68] y el gradiente de temperatura con el modelo mecanístico de Zhang et al.[69], descritos anteriormente.

Para entender mejor el funcionamiento del programa, la **Figura 4.5** muestra un diagrama de flujo del algoritmo numérico para un segmento de la tubería.

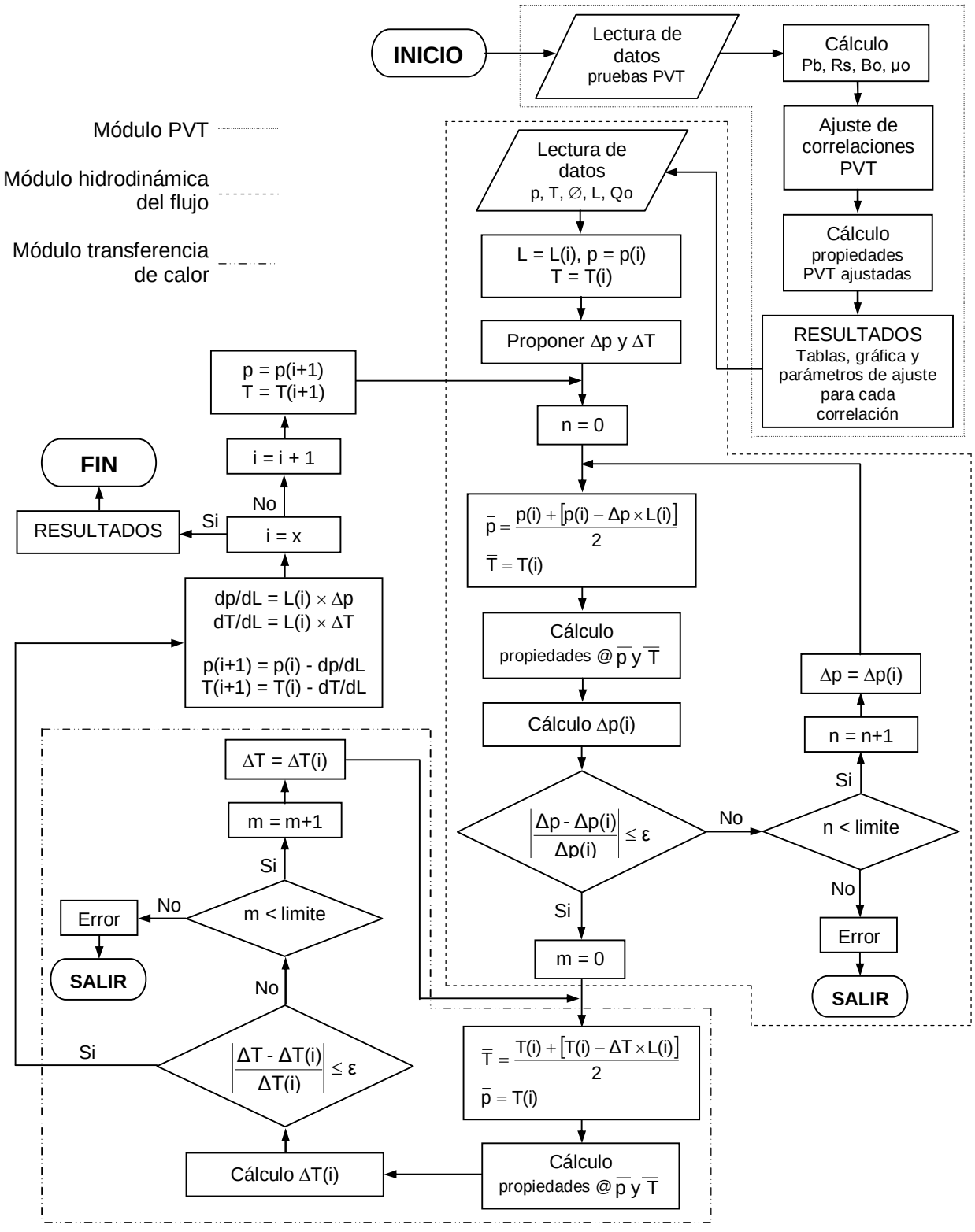


Figura 4. 18. Diagrama de flujo del algoritmo numérico para un segmento de tubería, PipeUNAM

4.3.3. Comprobación de resultados

Para corroborar que el programa de cómputo desarrollado funciona correctamente, es necesario verificar que los resultados obtenidos se aproximan a la realidad. Debido a que no se cuenta con datos medidos de campo o pruebas de laboratorio, en esta etapa de procedió a comprobar cada uno de los módulos que comprenden el programa con casos base para un sistema agua - aire, utilizando la herramienta comercial PIPESIM.

4.3.3.1. Comprobación de los gradientes de presión y temperatura para un sistema agua - aire

En esta etapa se comprobaron los modelos para los gradientes de presión y temperatura de Xiao et al.[68] y Zhang et al.[69], respectivamente, comparando los resultados obtenidos en el programa de cómputo desarrollado con los del simulador comercial PIPESIM, para un sistema aire-agua fluyendo a través de una tubería horizontal.

Primero se comprobó el cálculo del gradiente de presión considerando un proceso isotérmico. Los resultados obtenidos para cada uno de los patrones de flujo existentes se muestran resumidos en las gráficas siguientes, donde se puede observar la desviación relativa porcentual promedio y la desviación relativa promedio, E_1 y E_2, respectivamente. Los datos de entrada se presentan a continuación.

Tabla 4. 4. Datos de entrada

Patrón de flujo	Estratificado suave	Estratificado ondulado	Burbuja dispersa	Anular	Intermitente
Diámetro (plg)	6	6	3	4	4
Longitud (ft)	32,808	32,808	32,808	32,808	32,808
Gasto de agua (bpd)	1,000	1,000	16,000	1,000	10,000
Relación aire-agua (ft^3/bl)	50	500	10	2,500	250
T ambiente (°F)	86	86	86	86	86

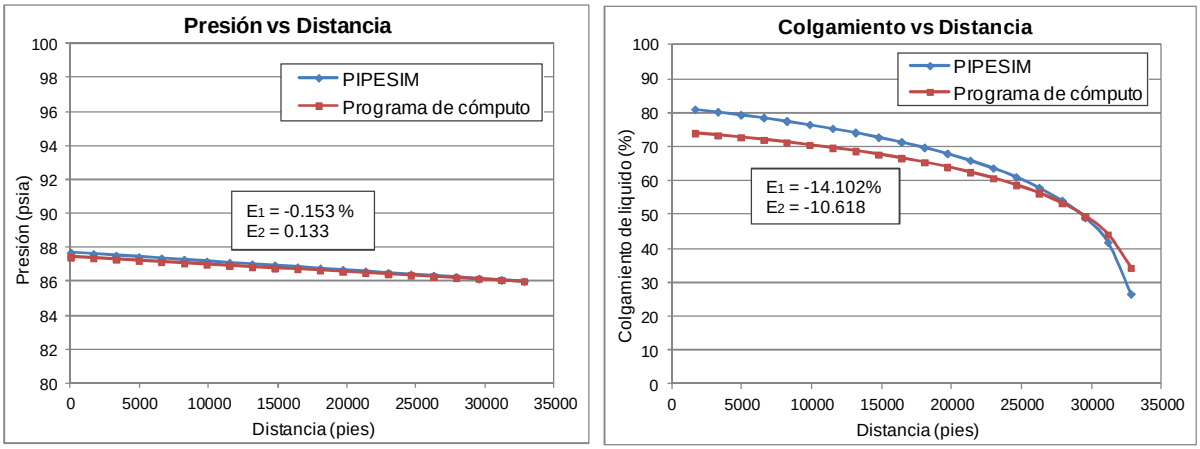


Figura 4. 19. Comportamiento de la presión y el colgamiento de líquido, patrón estratificado suave

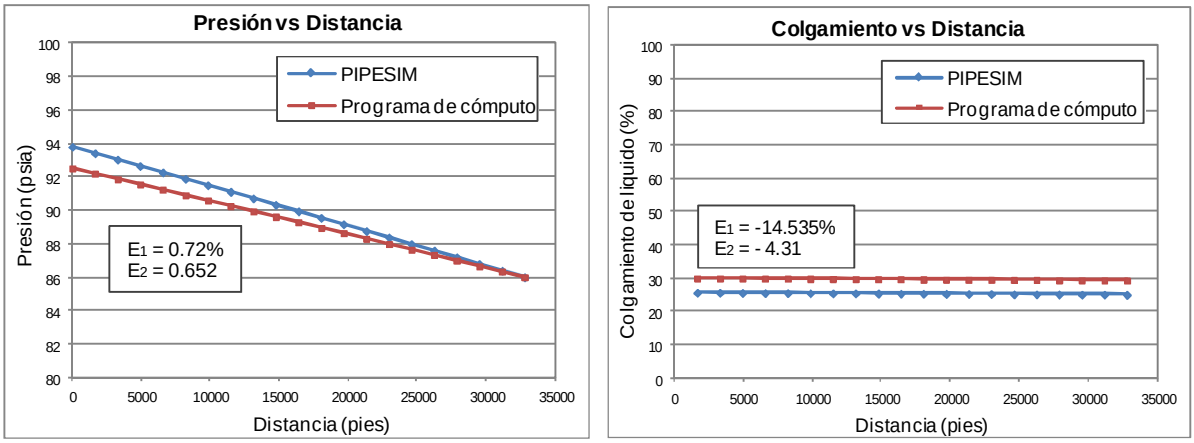


Figura 4. 20. Comportamiento de la presión y el colgamiento de líquido, patrón estratificado ondulado

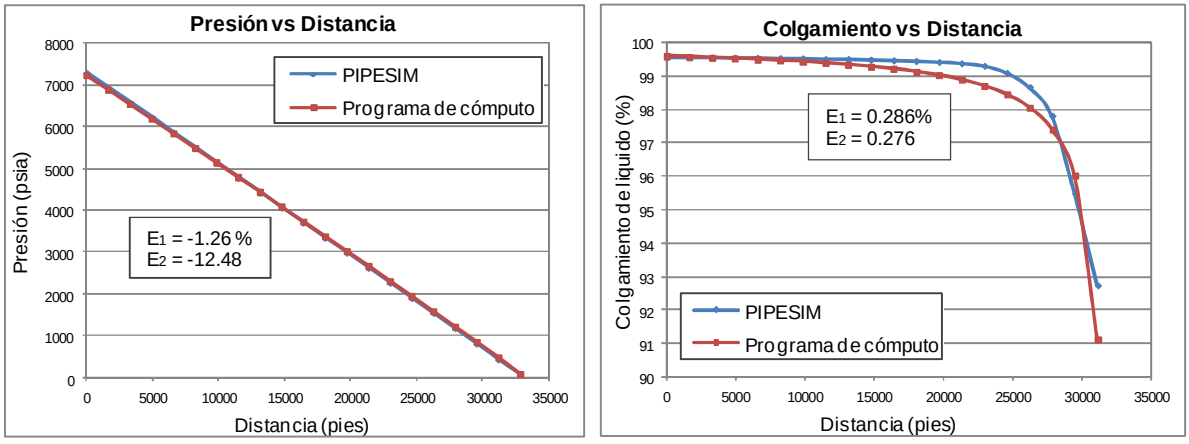


Figura 4. 21. Comportamiento de la presión y el colgamiento de líquido, patrón burbuja dispersa

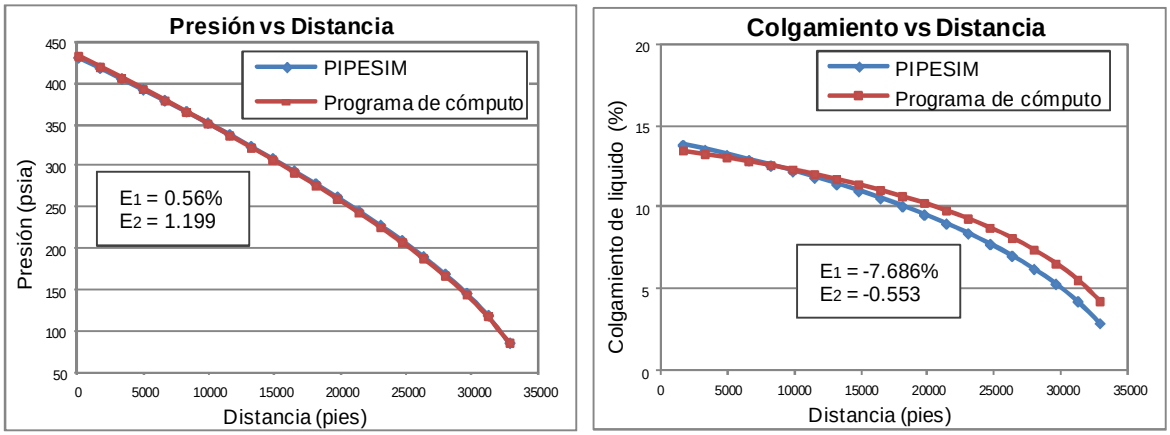


Figura 4. 22. Comportamiento de la presión y el colgamiento de líquido, patrón anular

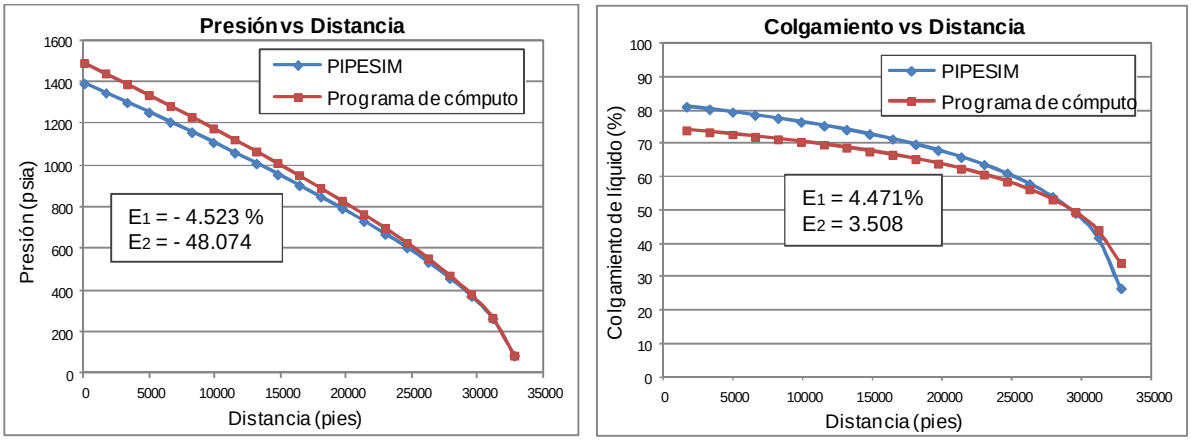


Figura 4. 23. Comportamiento de la presión y el colgamiento de líquido, patrón intermitente

Como se observa en las **Figuras 4.6** a **4.10**, el comportamiento de la presión y el colgamiento de líquido con la distancia para cada uno de los patrones de flujo presentan un comportamiento muy similar entre los valores calculados por el programa de cómputo PipeUNAM y los reportados por el simulador comercial PIPESIM.

Una vez comprobada la parte hidrodinámica se procedió al análisis térmico, obteniendo los resultados siguientes. Al igual que en el análisis isotérmico, los datos de entrada fueron los de la **Tabla 4. 2** a excepción del flujo estratificado suave, para el cual se utilizó 25,000 bpd de agua y una relación aire - agua de 80 ft^3/bl.

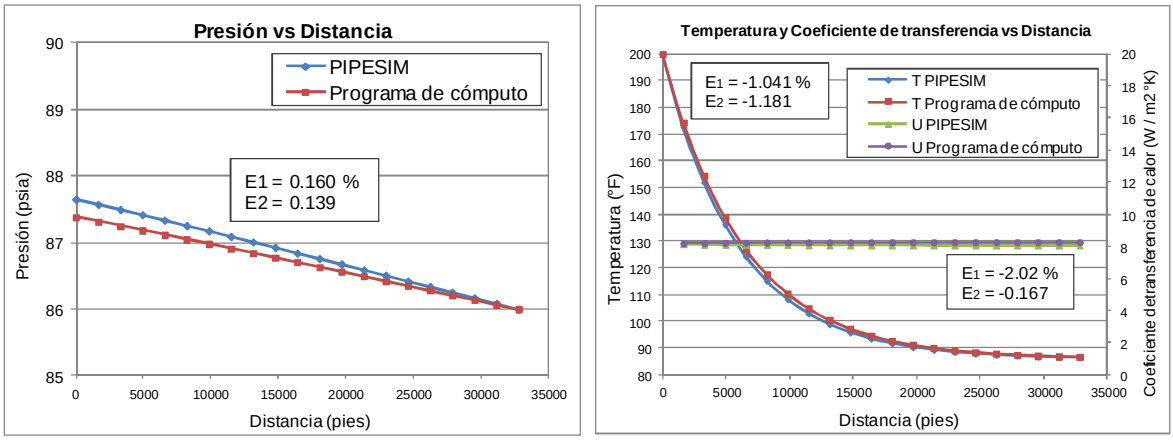


Figura 4. 24. Comportamiento de la presión y temperatura, patrón de flujo estratificado suave

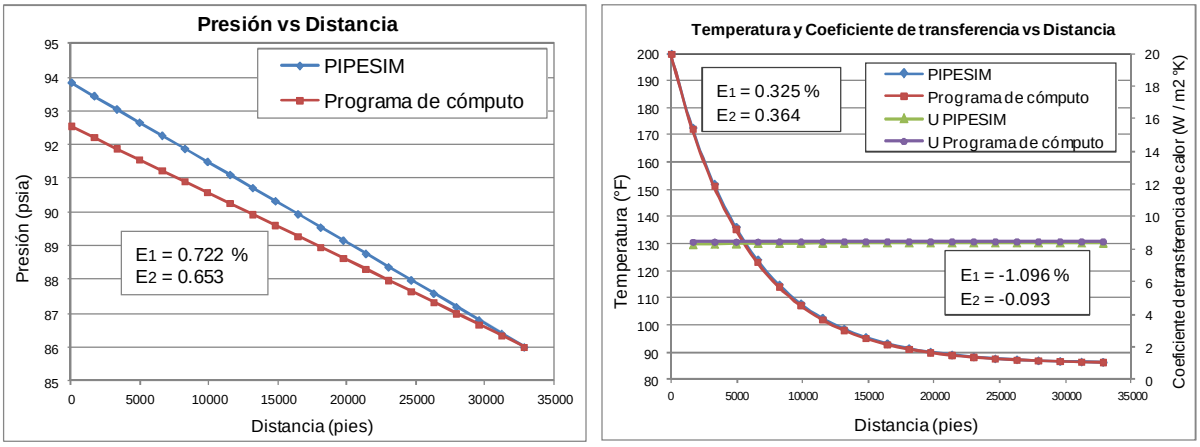


Figura 4. 25. Comportamiento de la presión y temperatura, patrón de flujo estratificado ondulado

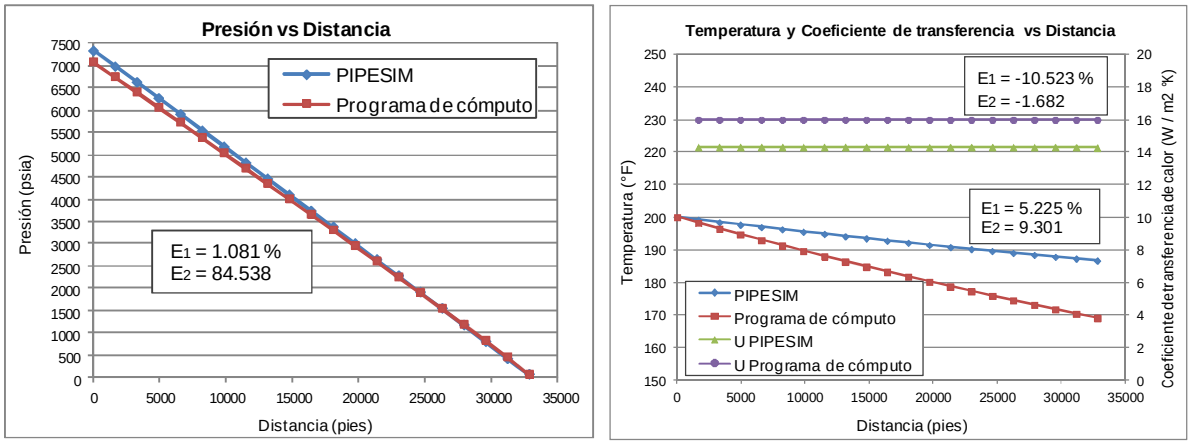


Figura 4. 26. Comportamiento de la presión y temperatura, patrón de flujo burbuja dispersa

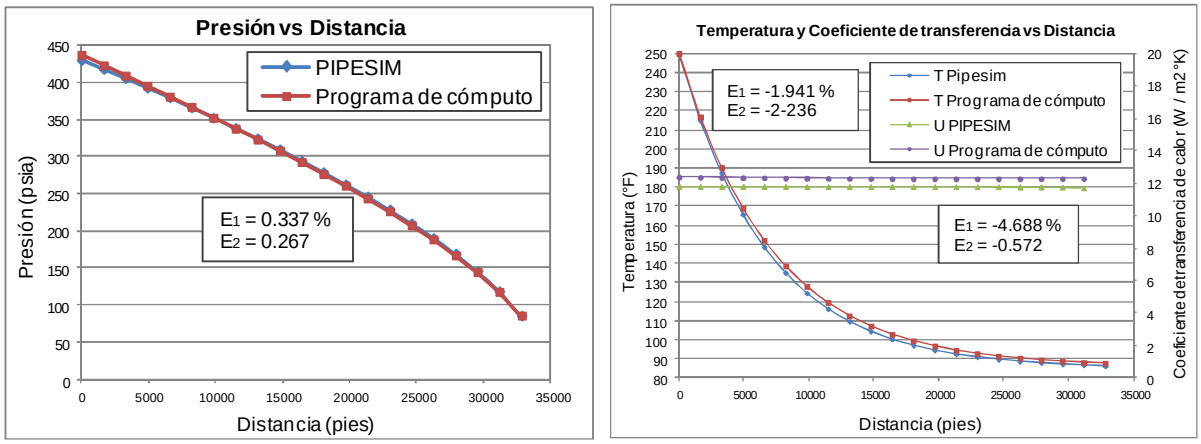


Figura 4. 27. Comportamiento de la presión y temperatura, patrón de flujo anular

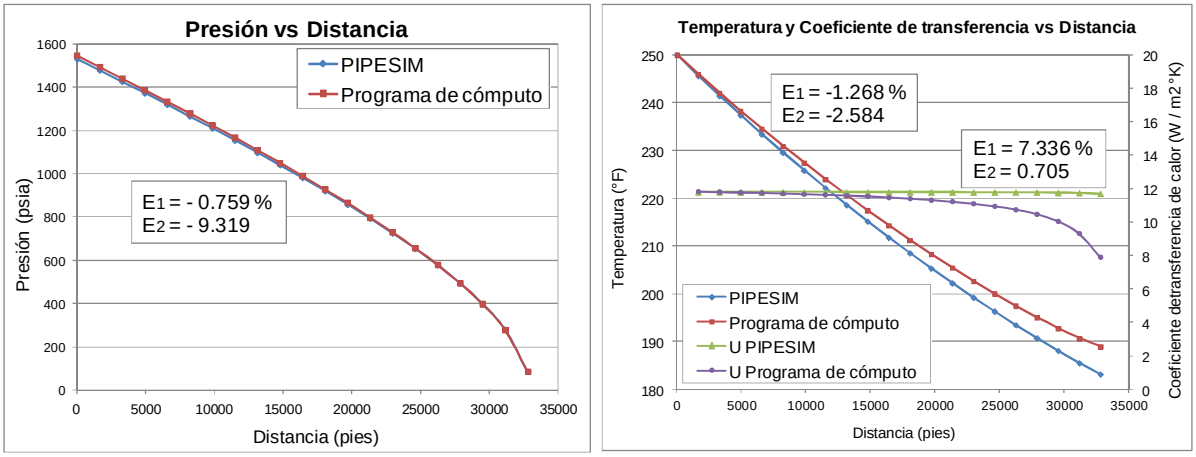


Figura 4. 28. Comportamiento de la presión y temperatura, patrón de flujo intermitente

Para los flujos estratificado suave, estratificado de onda, anular e intermitente (**Figuras 4.11**, **4.12**, **4.14** y **4.15**), existe un comportamiento muy similar entre los valores de presión y temperatura del PipeUNAM con respecto al PIPESIM.

En el caso del flujo burbuja dispersa (**Figura 4.13**), se recomienda indagar más sobre por qué este presenta diferencias en la predicción del perfil de temperatura.

Capítulo 5

Estudio de caso: Oleogasoducto del Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo

El programa de cómputo desarrollado en este trabajo de investigación, el cual incorpora modelos mecanicistas, se utilizó para analizar la hidrodinámica del flujo y la transferencia de calor en un oleogasoducto del Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo (AP-ATG) de Petróleos Mexicanos. El crudo transportado es pesado, con una densidad de 10 a 15 ºAPI y una viscosidad en el rango de 10^3 a 10^6 cp. En este capítulo se describen las características generales del AP-ATG y se presenta la información recopilada del ducto analizado, el procesamiento de datos y los detalles del modelo generado en la herramienta de cómputo desarrollada.

5.1. Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo

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.

Cuenta con una superficie de 3,875 km^2 y se subdivide administrativamente en ocho sectores en función de sus características geológicas y de la infraestructura que comparten, como se indica en la **Figura 5.1**.

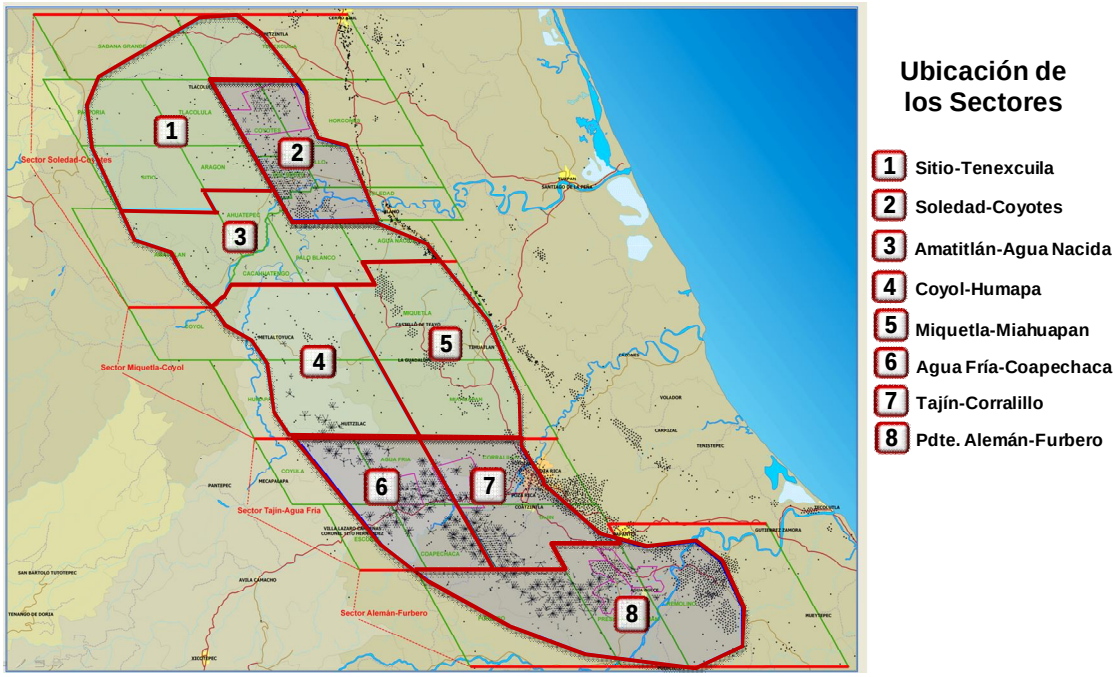


Figura 5.22. Subdivisión geográfica del ATG

Aún sabiendo que Chicontepec es un recurso geológico considerable que representa una de las mayores acumulaciones en América, su explotación rentable es complicada y costosa debido a sus características complejas. En general, los yacimientos son de baja permeabilidad, generalmente compartimentalizados, con alto contenido de arcillas. Adicionalmente, al iniciar la extracción de crudo se liberan importantes volúmenes del gas disuelto, los cuales restringen el paso del aceite hacia los pozos. En cuanto al tipo de aceite producido, éste varía de ligero a extrapesado, según la ubicación del campo.

Ahora bien, la recolección y transporte de la producción se realiza a través de oleogasoductos, o mediante auto-tanques en el caso de no existir la infraestructura requerida.

5.2. Sistema analizado

El sistema analizado en este trabajo es un oleogasoducto que transporta la producción de 17 pozos del campo Remolino, perteneciente al Sector 8 del AP-ATG; el crudo tiene una densidad de 10 a 15 ºAPI y una viscosidad en el rango de 10^4 a 10^6 cp a las condiciones de flujo.

Es importante mencionar que la operación del sistema se ha dificultado debido a la alta viscosidad del crudo; de esta manera, se ha implementado el uso de productos químicos reductores de viscosidad y se ha considerado el pre-calentamiento del fluido como alternativa para reducirla. Los efectos de estas acciones sobre la hidrodinámica del flujo se analizan y discuten en capítulos posteriores.

La información que se presenta se recopiló con el personal del área operativa y de diseño del Activo. Del mismo modo se efectuaron visitas de campo para corroborar la situación actual de las instalaciones a la entrada y a la salida del oleogasoducto. Las características de la línea, las propiedades de los fluidos transportados y las condiciones de operación se resumen a continuación.

5.2.1. Características del oleogasoducto

El oleogasoducto (OLG-1) transporta la producción de 17 pozos del campo Remolino, de la macropera MP-2 a la batería de separación BS-3, como se muestra en la **Figura 5.2**. El material, diámetro nominal, espesor y longitud de la línea se indican en la **Tabla 5. 1**.

Tabla 5. 9. Características de la línea

Material	Acero API 5L-X52 a X59
Diámetro nominal	6 pg
Espesor	0.250 pg
Longitud	3.548 km

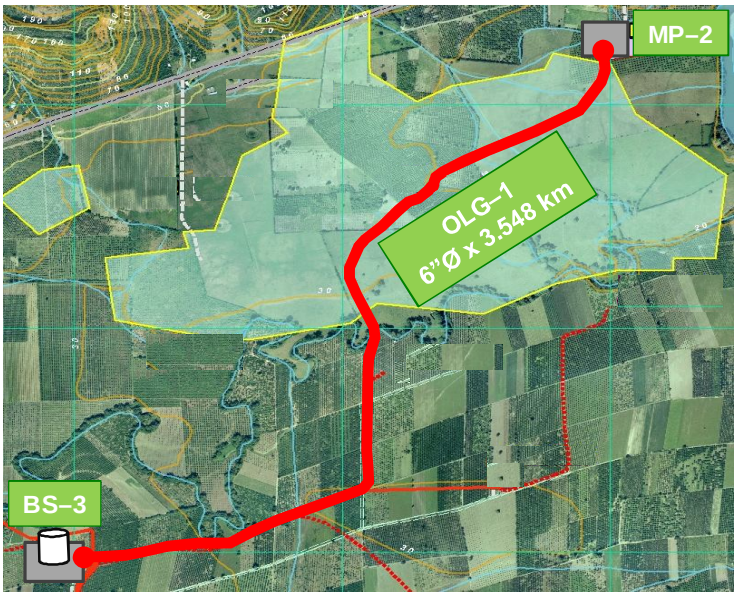
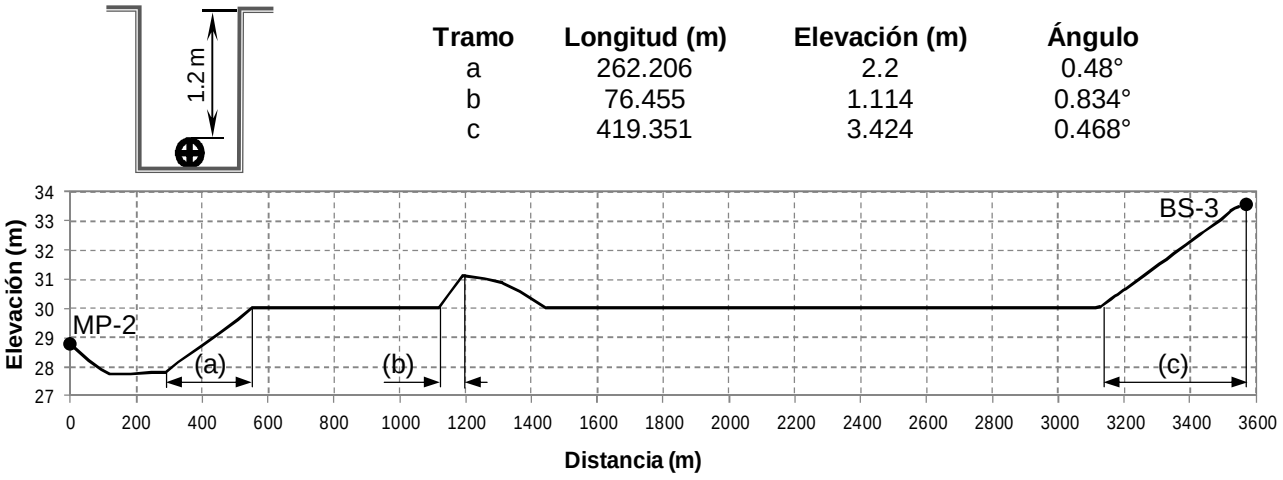


Figura 5. 23. Trazo de oleogasoducto de 6"∅ × 3.548 km, MP-2 – BS-3

De acuerdo con el perfil topográfico proporcionado por personal de diseño, el oleogasoducto es prácticamente horizontal (ver **Figura 5. 24**); los ángulos de inclinación más pronunciados se presenta en los tramos (a), (b) y (c), siendo todos menores a 1°, mientras que la diferencia entre la elevación inicial y final es menor a 5 m. La línea está enterrada en toda su extensión, a una profundidad promedio de 1.2 m.



Tramo	Longitud (m)	Elevación (m)	Ángulo
a	262.206	2.2	0.48°
b	76.455	1.114	0.834°
c	419.351	3.424	0.468°

Figura 5. 24. Perfil topográfico y profundidad de enterramiento, OLG-1

5.2.2. Propiedades de los fluidos

El aceite recolectado de los 17 pozos de la macropera MP-2 tiene una densidad que varía de 10 a 15 °API. Como fue referido en párrafos anteriores, la viscosidad del crudo en algunos de los pozos alcanza hasta 200,000 cp a temperatura ambiente. Información detallada puede consultarse en el **anexo C**.

Debido a que no se dispone de reportes PVT de los pozos de la MP-2, en el presente estudio se analizó la conveniencia de utilizar el de algún pozo de correlación de otras macroperas del campo; se identificaron tres pozos (referidos posteriormente como A, B y C) que producen de los mismos intervalos (ver **Tabla 3.2** del **capítulo 3** y **anexo B**). Los datos de los análisis PVT se validaron con el método de Rojas y el método de Bashbush modificado[39] (ver **anexo B**).

Ahora bien, tomando como referencia los criterios propuestos en el **capítulo 3** para clasificar los diferentes tipos de fluidos de yacimiento, en la **Figura 5.3** y **Figura 5.4** se observa que las propiedades volumétricas del aceite producido en el campo son consistentes con el tipo aceite pesado.

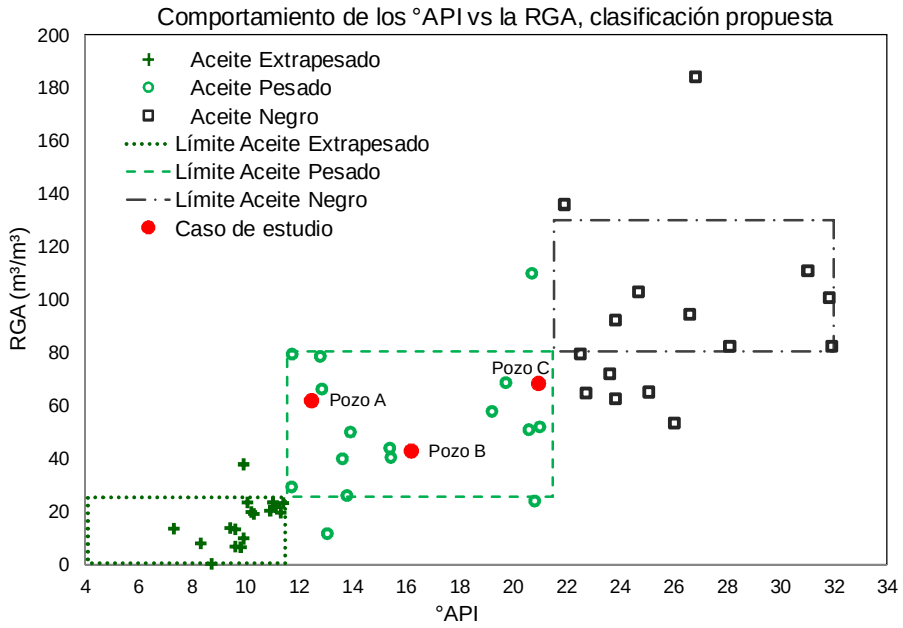


Figura 5. 25. Clasificación propuesta para el aceite negro, RGA vs °API

Por otra parte, la **Figura 5.6** revela que el aceite tiene un alto contenido de metano, haciéndolo sui géneris en comparación con otros aceites pesados de México.

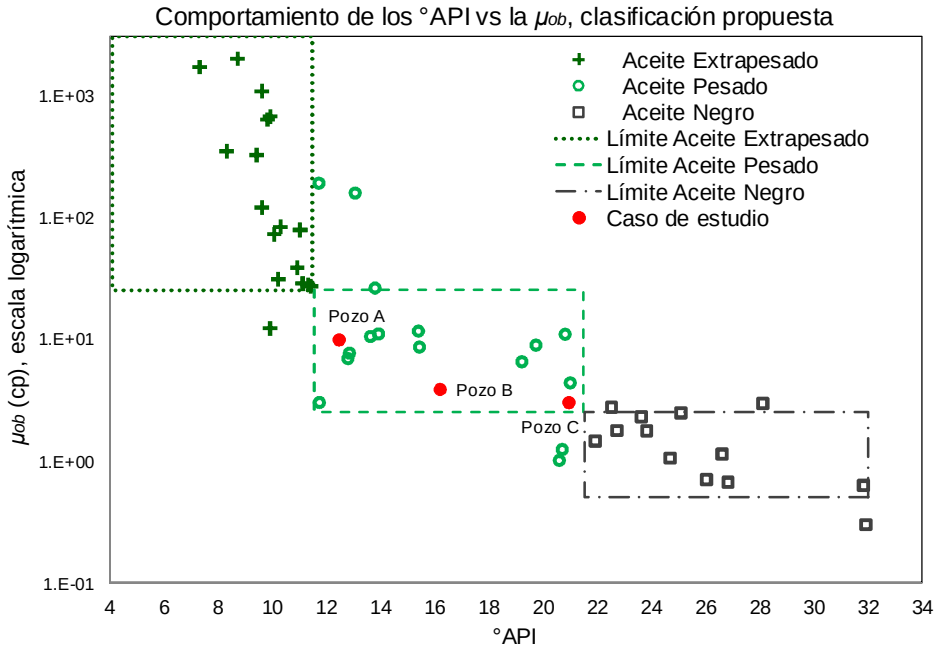


Figura 5. 26. Clasificación propuesta para el aceite negro, μ_o a la p_b vs °API

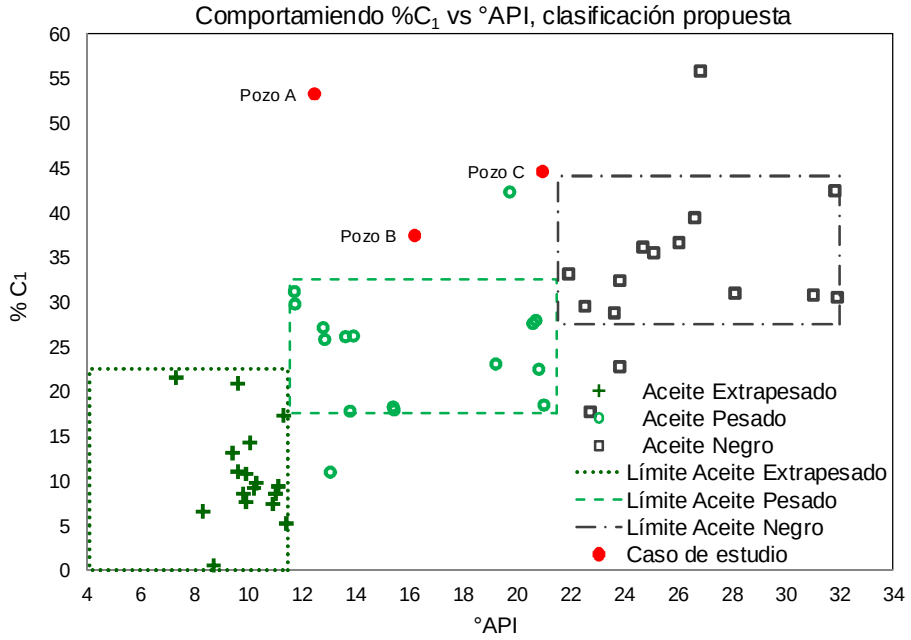


Figura 5. 27. Clasificación propuesta para el aceite negro, contenido de C_1 vs °API

Se seleccionó el reporte PVT del pozo B (**anexo C**) como referencia para el caso en estudio. Esta información se corrigió con el método de Al-Marhoun[4] para generar la prueba combinada, ajustada a las condiciones del separador (detalles en la sección B.3 del **anexo B**). En la **Tabla 5. 2** se presenta un resumen de las propiedades físicas de los fluidos, y en las **Figuras 5.7**, **5.8** y **5.9**, el comportamiento de la relación de solubilidad, el factor de volumen y la viscosidad del aceite, a 105.7 ºC, respectivamente. Los resultados obtenidos se utilizaron posteriormente para identificar las correlaciones PVT más adecuadas para predecir el comportamiento volumétrico y de fases de los fluidos transportados en el ducto, como se describe en la sección 5.3.

Tabla 5. 10. Propiedades físicas de los fluidos, PVT Pozo B

γ_o =	0.9582	
γ_g =	1.055	
RGA =	42.9034	[m³/m³]
p_b @105.7 °C =	240.506	kg/cm^2

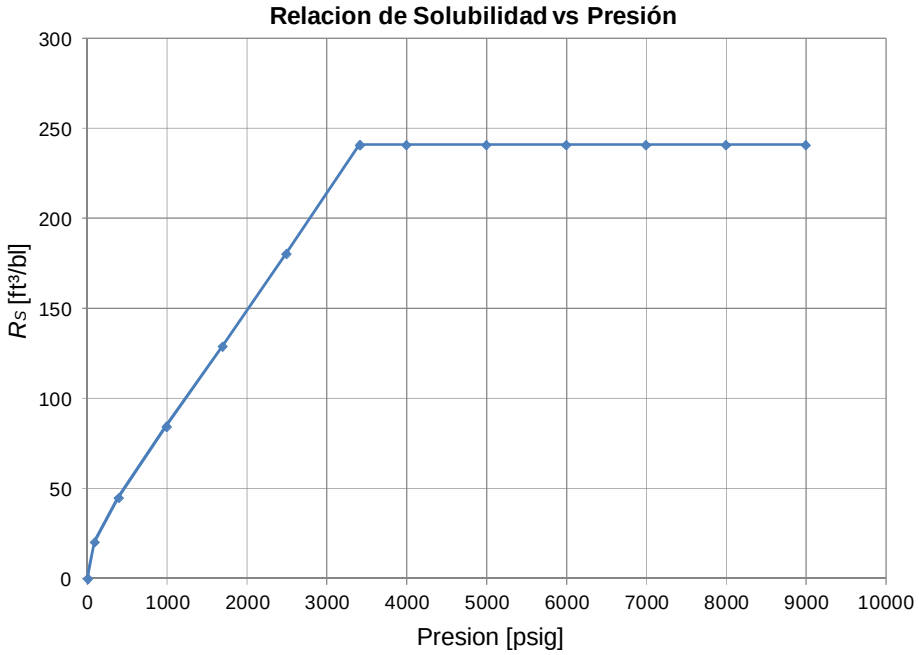


Figura 5. 28. Comportamiento de la R_s con la presión, PVT Pozo B

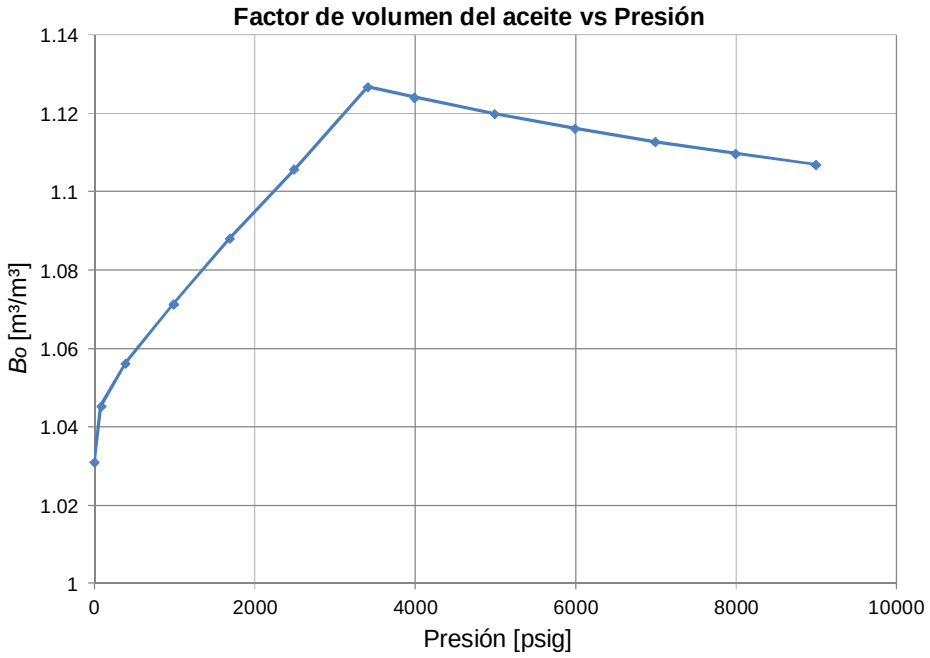


Figura 5. 29. Comportamiento del B_o con la presión, PVT Pozo B

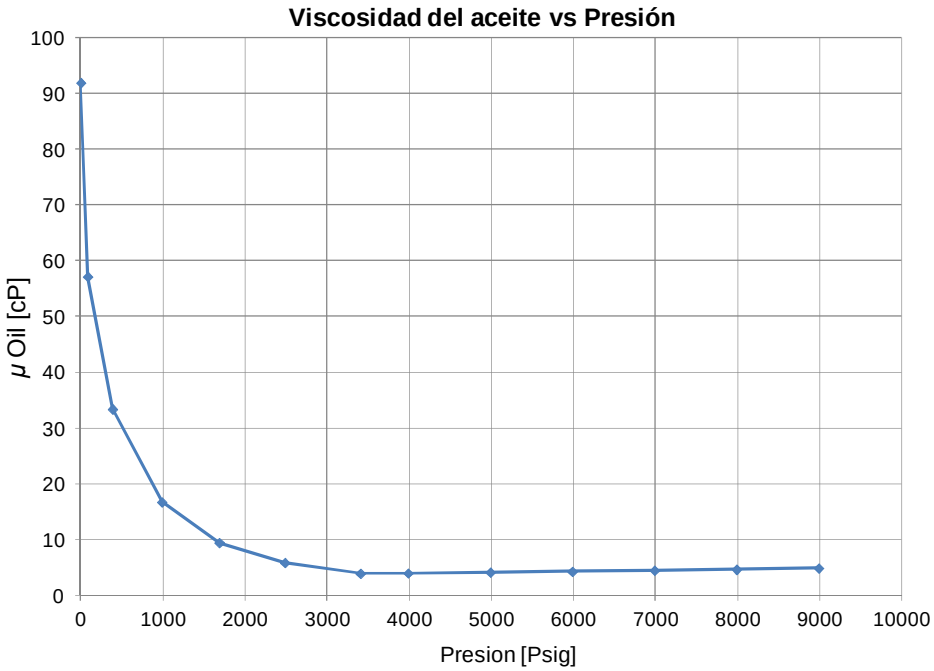


Figura 5. 30. Comportamiento de la μ del aceite con la presión, PVT Pozo B

5.2.3. Condiciones de operación

De acuerdo a comunicaciones con el personal de operación del Activo, se han inyectado diversos productos químicos reductores de viscosidad en el cabezal de recolección; esto con la finalidad de reducir la contrapresión (del orden de 45 a 60 kg/cm^2) generada en la cabeza de los pozos como consecuencia de las grandes caídas de presión en el oleogasoducto OLG-1 asociadas al transporte de aceite de alta viscosidad.

En la **Figura 5.10** se muestra el histórico de la producción de aceite y el gasto de inyección de producto químico, durante agosto de 2013; asimismo, se indican los valores reportados de viscosidad y densidad del aceite muerto de muestras recolectadas en campo, ya con el efecto del producto químico; los valores de viscosidad indicados fueron medidos a una temperatura promedio de 25 ºC. El corte de agua se mantuvo menor de 1%, mientras que la relación gas-aceite promedio fue de 250 m^3/m^3.

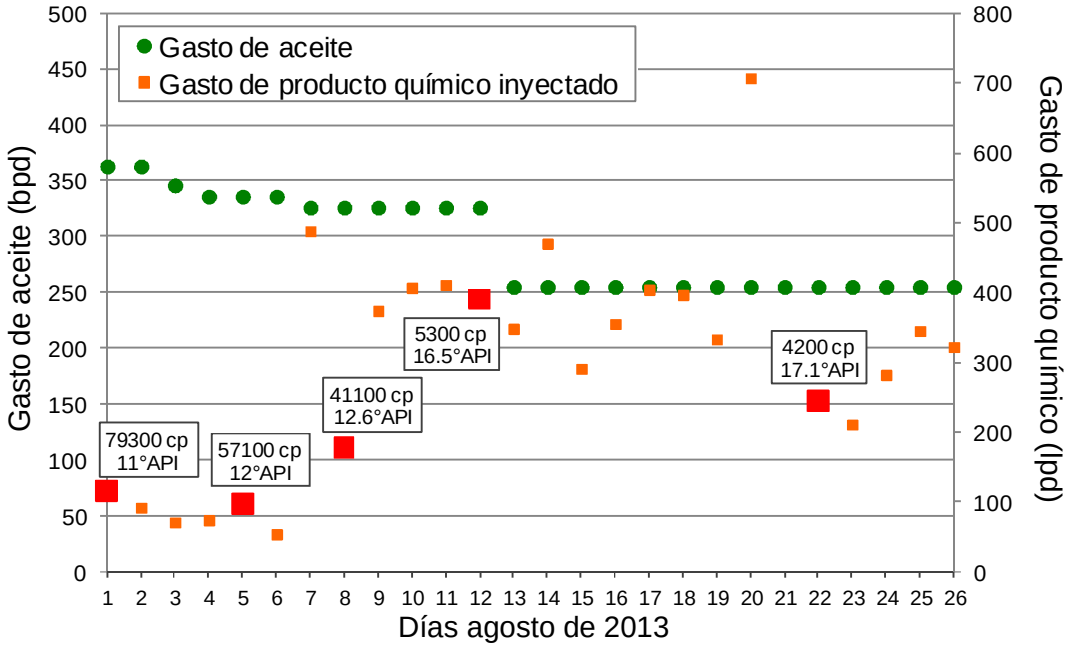


Figura 5. 31. Histórico de producción de aceite e inyección de producto químico en agosto de 2013, MP-2

Por otra parte, los valores de presión en el cabezal de recolección registrados en el periodo referido se presentan en la **Figura 5.11**. La presión a la salida (llegada a BS-3) se mantuvo en 3.5 kg/cm^2. La temperatura promedio del fluido en el cabezal, se estimó en 40 °C.

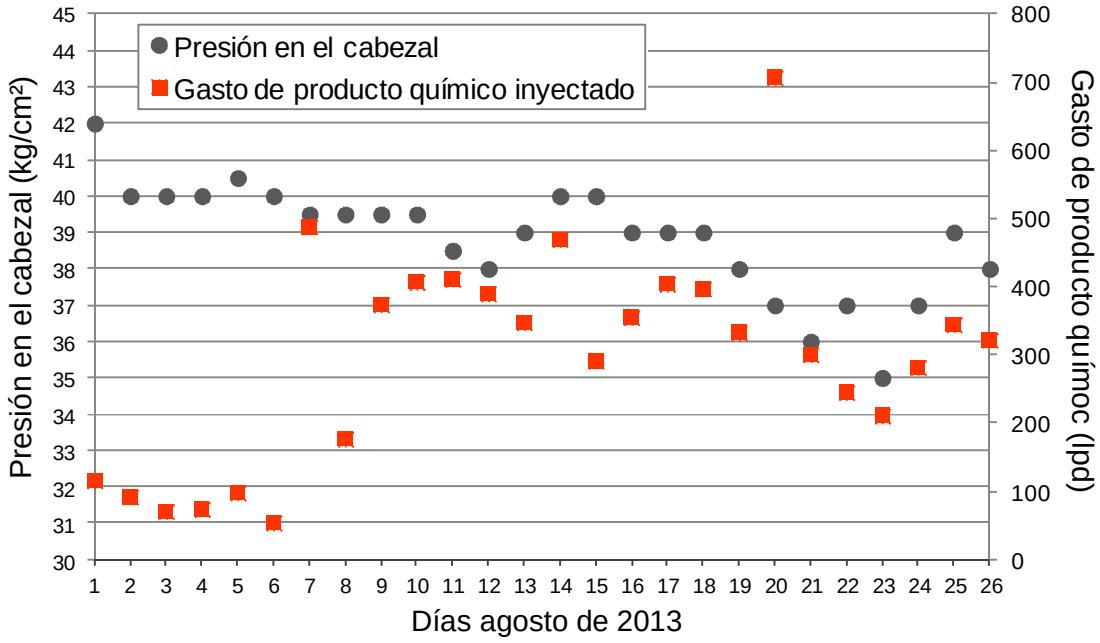


Figura 5. 32. Histórico de presión en el cabezal y gasto de producto químico en agosto de 2013, MP-2

5.3. Construcción del modelo

Se desarrolló un modelo del oleogasoducto OLG-1 para estudiar el efecto de la viscosidad y de la inyección de reductores de viscosidad, sobre la hidrodinámica del flujo. Para tal efecto, se utilizó la herramienta de cómputo descrita en el **capítulo 4**. A continuación se describen los detalles del modelo.

5.3.1. Modelo PVT

La información PVT del pozo de correlación se utilizó para identificar las mejores correlaciones para estimar las propiedades físicas de los fluidos transportados en el ducto, así como para calibrarlas. En la **Tabla 5. 3** se indican los datos de entrada (ya corregidos a la condiciones del separador con el método Al-Marhoun) utilizados en el Módulo PVT del programa de cómputo.

Tabla 5. 11. Datos de entrada Módulo PVT, estudio de caso

Separación en superficie		
° API =	16.173	
γ_g =	1.055	
RGA =	42.9034	[m³/m³]
B_o =	1.1268	

Condiciones estándar		
P =	14.7	psia
T =	60	°F
T yacimiento		
	105.7	°C

Viscosidad del aceite muerto @ 2 temperaturas	
Temp (°C)	μ_{od} (cp)
30	98600
105.7	91.947

	N° de Etapas	Presión [psia]	B_o corregido [m³ / m³]	R_s corregida [ft³ / bl]	μ_o [cp]
	1	9000	1.1069	240.880	4.840
	2	8000	1.1098	240.880	4.610
	3	7000	1.1128	240.880	4.410
	4	6000	1.1162	240.880	4.220
	5	5000	1.1199	240.880	4.070
	6	4000	1.1241	240.880	3.940
p_b	**7**	**3420**	**1.1268**	**240.880**	**3.883**
	8	2500	1.1058	180.451	5.815
	9	1700	1.0881	129.039	9.396
	10	1000	1.0713	84.483	16.686
	11	400	1.0562	44.974	33.368
	12	100	1.0453	20.328	57.149
	13	14.7	1.0310	0	91.947

a) Identificación de las mejores correlaciones

La identificación de las mejores correlaciones para estimar la relación de solubilidad, el factor de volumen y la viscosidad del aceite saturado, con base en los datos de la **Tabla 5.3**, se realizó en función del índice de comportamiento relativo[12], dado por:

$$F_{rp} = \frac{|E_1| - |E_{1Min}|}{|E_{1Max}| - |E_{1Min}|} + \frac{E_2 - E_{2Min}}{E_{2Max} - E_{2Min}} + \frac{|E_3| - |E_{3Min}|}{|E_{3Max}| - |E_{3Min}|} + \frac{E_4 - E_{4Min}}{E_{4Max} - E_{4Min}} + \frac{E_5 - E_{5Min}}{E_{5Max} - E_{5Min}} + \frac{E_6 - E_{6Min}}{E_{6Max} - E_{6Min}} + \frac{E_7 - E_{7Min}}{E_{7Max} - E_{7Min}}.$$

Donde:

F_{rp} = Índice de comportamiento relativo

E_1 = Desviación relativa porcentual promedio

E_2 = Desviación relativa absoluta porcentual promedio

E_3 = Desviación promedio

E_4 = Desviación absoluta promedio

E_5 = Desviación porcentual estándar

E_6 = Raíz del promedio de la desviación porcentual al cuadrado

E_7 = Desviación estándar

En la evaluación se consideraron las correlaciones aplicables para los aceites pesados, indicadas en la sección A.7.2 del **anexo A**. En la **Figura 5.12** se muestran los resultados para las tres correlaciones con menor índice de comportamiento relativo, en términos de valores calculados vs medidos, en función de la presión para R_s, B_o y μ_o.

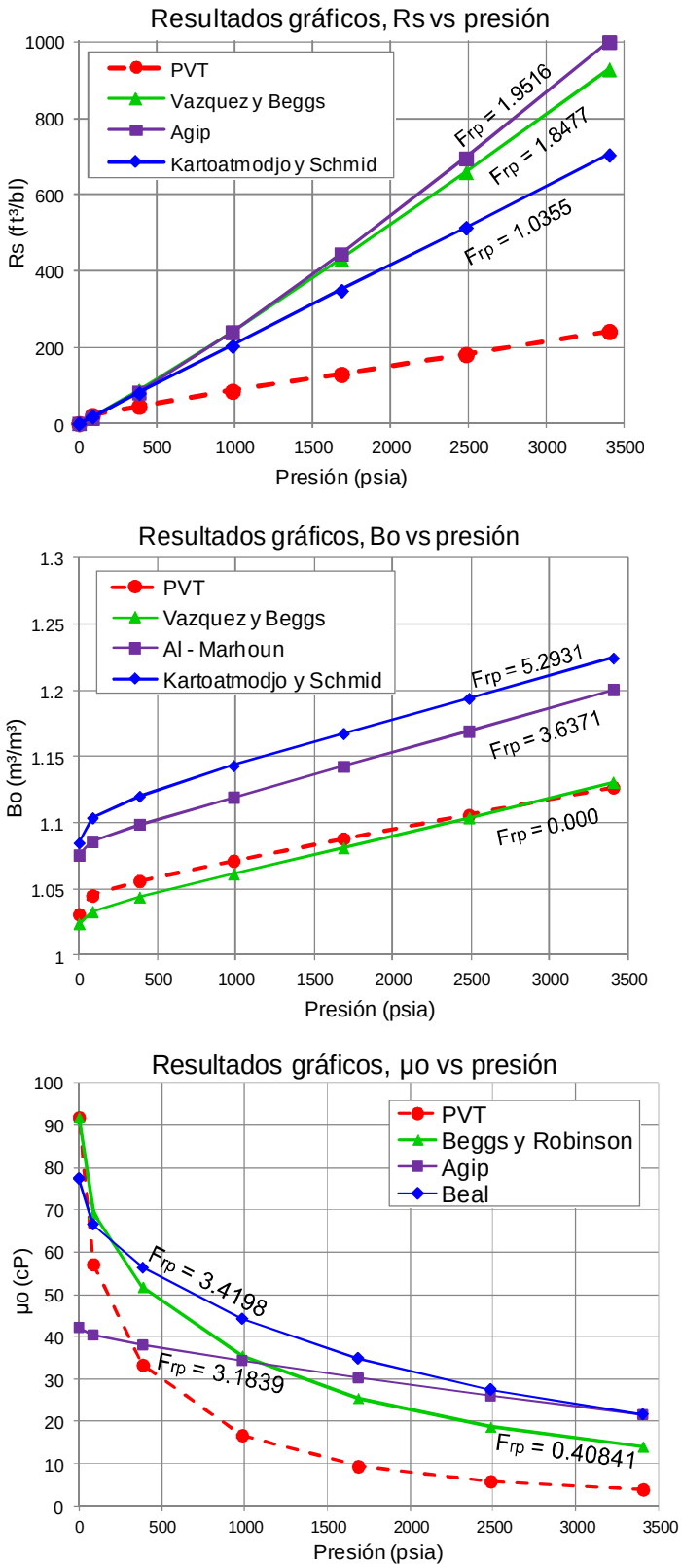


Figura 5. 33. Evaluación de correlaciones PVT para R_s, B_o y μ_{ob}, empleadas en el caso de estudio

En el caso de la presión de burbuja, la evaluación se realizó en función de la desviación relativa absoluta, E_2 (**anexo A**). En la **Figura 5. 13** se presentan los resultados obtenidos.

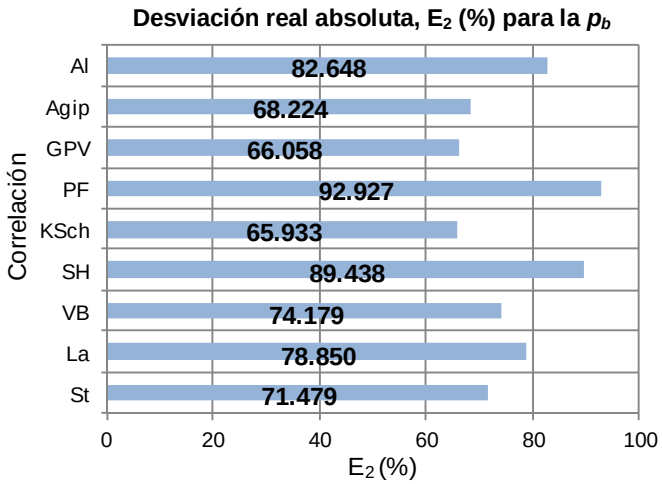


Figura 5. 34. Resultados gráficos de evaluación de correlaciones PVT para p_b, empleadas en el caso de estudio
Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), PF (Petrosky y Farshad), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), SH (Santamaría y Hernández), VB (Vázquez y Beggs), La (Lasater), St (Standing)

De acuerdo a los resultados mostrados en las **Figuras 5.12** y **5.13**, las correlaciones que mejor reproducen las propiedades del aceite saturado fueron:

Propiedad	Correlación
p_b	Kartoatmodjo y Schmidt
R_s	Kartoatmodjo y Schmidt
B_o	Vazquez y Beggs
$\mu_{o\ SAT}$	Beggs y Robinson

En el caso de la viscosidad del aceite muerto a temperatura de yacimiento, los resultados de la evaluación realizada se presentan en la **Figura 5.14**.

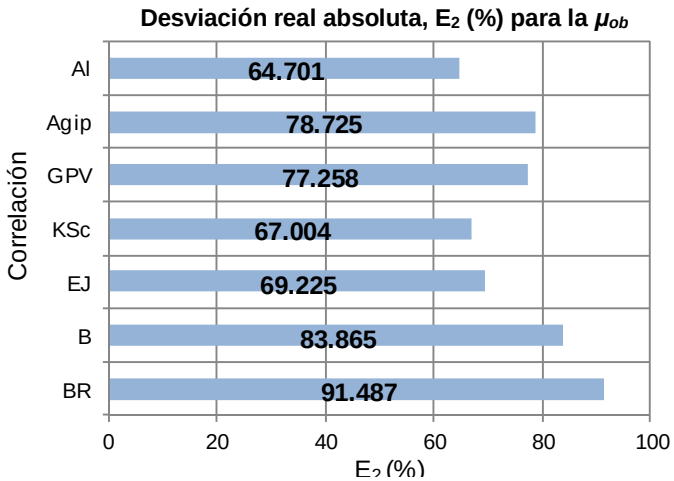


Figura 5. 35. Resultados gráficos de evaluación de correlaciones PVT para μ_{od}, empleadas en el caso de estudio

Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), EJ (Egbogah - Jack), B (Beal), BR (Beggs y Robinson)

Aún cuando en la **Figura 5.14** se observa que la correlación de Al-Marhoun presenta el menor E_2 en el cálculo de la viscosidad del aceite muerto a alta temperatura (**105.7ºC**), se determinó que a bajas temperaturas (como es de interés para el análisis del ducto OLG-1), los errores se incrementan en órdenes de magnitud. Por lo tanto, se optó por utilizar la ecuación de Andrade y ajustarla a datos de viscosidad del aceite muerto en función de la temperatura, obtenidos de muestras del crudo trasportado en el ducto OLG-1. Más adelante se presentan los detalles del ajuste.

Propiedad	Método
μod	Andrade

b) Calibración de las correlaciones

Una vez identificada la mejor correlación para el cálculo de la relación de solubilidad, se calibró mediante un proceso de regresión lineal de acuerdo al modelo:

$$R_s \text{ ajustada} = a + R_s \text{ calculada} \times b,$$

donde a y b son los parámetros de ajuste

Este procedimiento de calibración se realizó también para las correlaciones seleccionadas para el cálculo del factor de volumen y de la viscosidad del aceite saturado. Los parámetros de ajuste calculados para cada propiedad fueron los siguientes:

	a	**b**
R_s =	0.5269865	12.440561
B_o =	0.4337354	0.606564
μ_{osat} =	0.9350367	-6.077893

En las **Figuras 5.15** a **5.17** se presentan las comparaciones de los valores calculados con las correlaciones seleccionadas, antes y después de la calibración, contra los datos medidos.

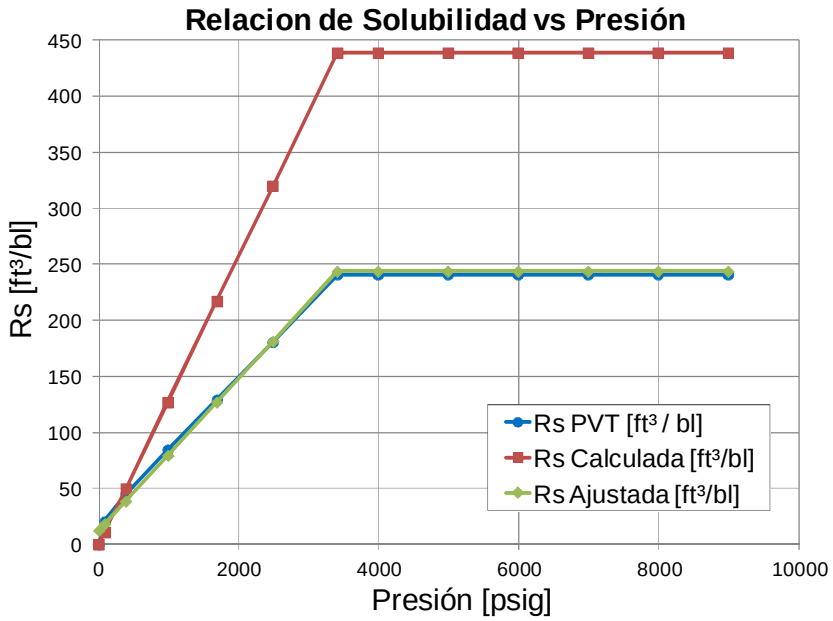


Figura 5. 36. Comparación de los valores calculados de relación de solubilidad, antes y después de la calibración de la correlación, contra datos medidos

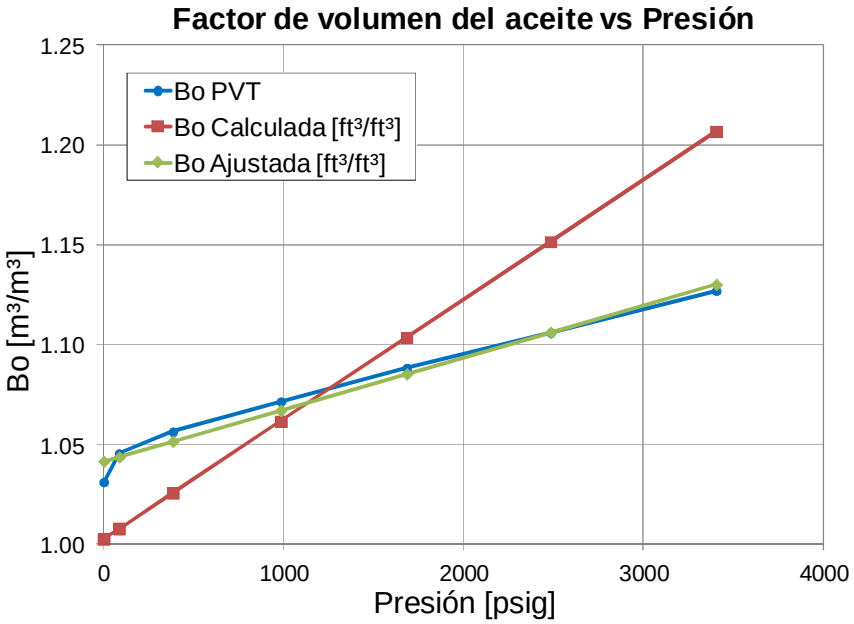


Figura 5. 37. Comparación de los valores calculados del factor de volumen del aceite, antes y después de la calibración de la correlación, contra datos medidos

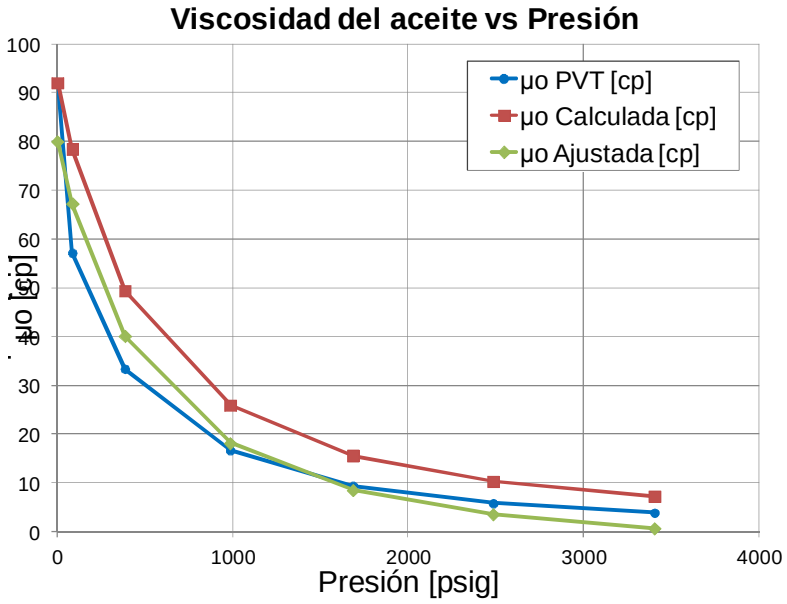


Figura 5. 38. Comparación de los valores calculados de viscosidad del aceite saturado, antes y después de la calibración de la correlación, contra datos medidos

Con respecto a la correlación para calcular la presión de burbuja, se utilizó sólo un factor de proporcionalidad como parámetro de ajuste.

En el caso de la viscosidad del aceite muerto, para ajustar la ecuación de Andrade se utilizó el dato del reporte PVT a 105.7 ºC, y un dato medido en campo a 30 ºC, ambos indicados en la **Tabla 5.4**. El modelo de regresión basado en la ecuación de Andrade es:

$$\mu = a * Exp^{b/T^*},$$

donde:

μ = Viscosidad, cp.
T* = Temperatura, °R.
a y b = Parámetros.

Tabla 5. 12. Viscosidad medida del aceite muerto

Temperatura (ºC)	Viscosidad (cp)
30	98600
105.7	91.947

Mediante regresión línea-logarítmica se obtuvieron los parámetros de ajuste siguientes:

	a	b
Parámetros Andrade =	6.57813 E-11	19079.15709

En la **Figura 5.18** se presenta la comparación de la curva de viscosidad del aceite muerto en función de la temperatura generada con la ecuación de Andrade calibrada, contra los datos reportados.

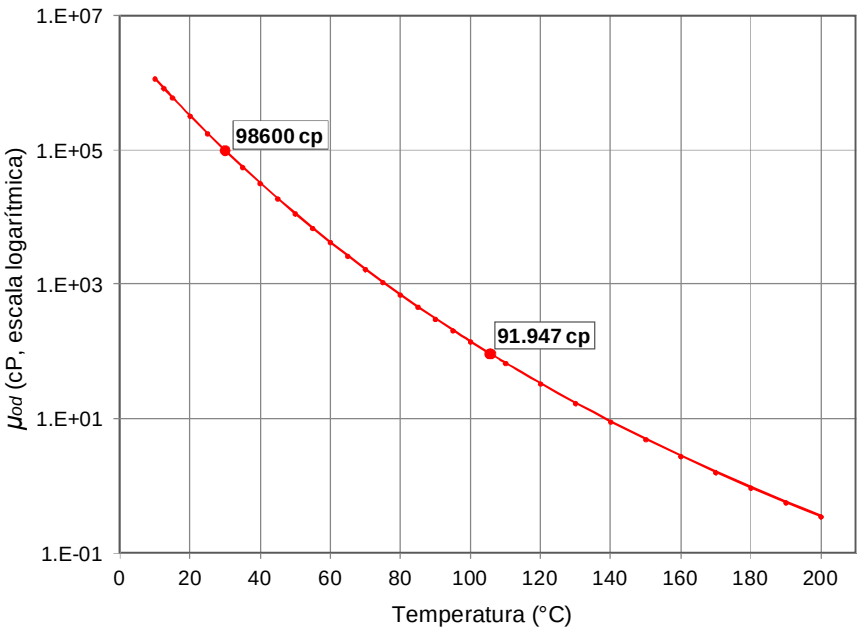


Figura 5. 39. Comportamiento de la μ_{od} con la temperatura obtenido con el método de Andrade

5.3.2. Modelo para la inyección de reductor de viscosidad

Con el objetivo de reducir la caída de presión en el ducto OLG-1 y la contrapresión generada en el cabezal de recolección de la MP-2, desde el segundo semestre de 2013 se inyecta un producto químico reductor de viscosidad desarrollado por el Instituto Mexicano del Petróleo. El gasto de aceite, el gasto de inyección del producto y la viscosidad del aceite muerto (con el efecto del producto) reportados en agosto de 2013 se muestran en las **Figuras 5.10** y **5.11**; los datos puntuales, incluyendo los de septiembre de ese mismo año, pueden consultarse en las **Tablas C. 1** y **C. 2, del anexo C**.

Para analizar el efecto del producto químico sobre la reducción de la viscosidad del aceite a partir de la información disponible, se propuso generar una curva de concentración del reductor contra la relación de viscosidades del aceite con y sin producto químico. A este respecto, es importante destacar que no se dispone de datos del el efecto del producto químico sobre la viscosidad del aceite vivo, por lo que en este trabajo se considera que el producto químico actúa de la misma forma en el aceite muerto y en el aceite vivo aún cuando se sabe que esto no es lo

adecuado; asimismo, no se toma en cuenta el efecto de la temperatura sobre la efectividad del reductor. Por lo tanto, se recomienda para trabajos futuros verificar la validez de estas consideraciones.

En cuanto a la concentración, ésta se calculó en términos del volumen inyectado de reductor por unidad de volumen de aceite. Ahora bien, los datos de viscosidad del aceite muerto con el reductor fueron obtenidos a 25 ºC; para calcular la relación de viscosidades fue necesario estimar la viscosidad original del aceite a esa temperatura; esto se realizó mediante la ecuación de Andrade, una vez calibrada a los datos disponibles a otras temperaturas como se indicó en la sección 5.3.1. La viscosidad del aceite muerto se estimó en 177,100 cp.

En la **Tabla 5. 5** se presenta un resumen de los datos procesados de concentración del reductor y la relación de viscosidad con y sin producto químico; esta información se presenta en forma gráfica en la **Figura 5. 15**. Para calcular la relación de viscosidades a diferentes concentraciones, se calculó la siguiente ecuación de regresión exponencial:

$$\frac{\mu_{od\ incial}}{\mu_{od\ con\ producto}} = \mathrm{Exp}^{[-5.196 \times \text{Concentración}\ (\%)]}. \qquad (5.1)$$

Tabla 5. 13. Datos procesados del mes de agosto de 2013

Presión a la entrada OLG-1 (kg/cm²)	Gasto bruto (bpd)	lpd de producto	bpd de producto	Concentración* (%)	μ_{od} @25° C	$\frac{\mu_{od\ incial}}{\mu_{od\ con\ producto}}$
42	363	0	0	0	177100	1
40.5	363	116	0.7296	0.2010	79300	0.42693
39.5	336	98	0.6164	0.1834	57100	0.30741
38	326	177	1.1132	0.3415	41100	0.22127
37	326	390	2.4528	0.7524	5300	0.02853
Sin dato	255	245	1.5409	0.6043	4200	0.02261

$$*\text{Gasto bruto} \Big/ \text{bpd de producto} \times 100$$

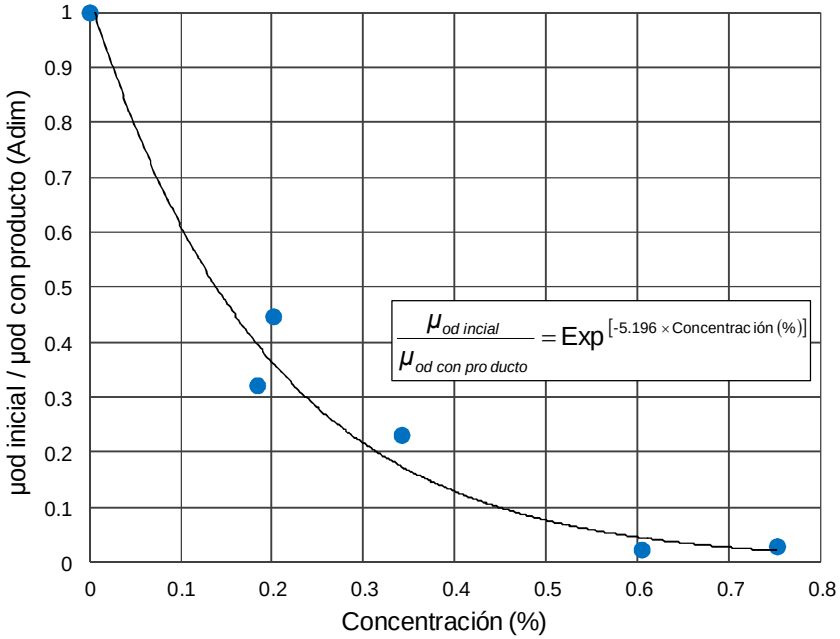


Figura 5. 40. Relación de viscosidades contra concentración del producto químico, a partir de datos de campo de agosto de 2013

La validación del modelo obtenido para predecir el valor de la viscosidad con la inyección de producto químico se llevó a cabo con los datos reportados en septiembre de 2013 (**Tabla C. 3**, **anexo C**). Procesando los datos de forma similar en agosto y aplicando la ecuación 5.1, se obtuvieron los resultados gráficos mostrados en la Figura 5.20; se observa que existe un comportamiento similar entre los resultados del modelo y los datos reportados.

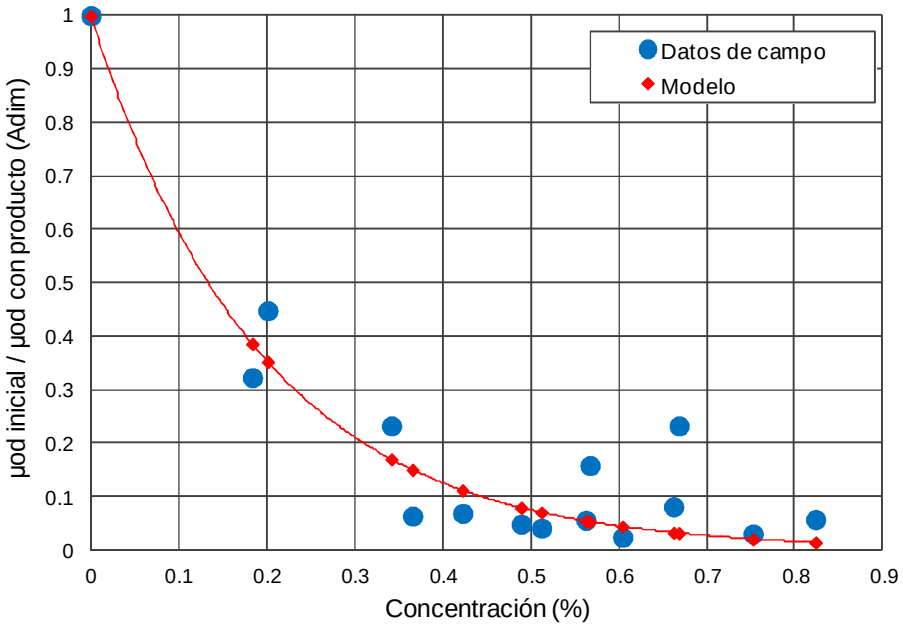


Figura 5. 41. Relación de viscosidades contra concentración del producto químico, para datos de campo de agosto y septiembre de 2013

5.3.3. Modelo geométrico

Los datos de entrada para construir el modelo geométrico se indican en la **Tabla 5.6**. En cuanto a la discretización, se utilizaron 100 celdas numéricas con una longitud de $\Delta x = 34.58$ m (**Figura 5. 21**).

Tabla 5. 14. Datos de entrada para la línea

Datos de la línea		
∅ interno =	5.5	pg
Longitud =	3.548	km
Rugosidad =	0.0018	pg
Espesor =	0.25	pg

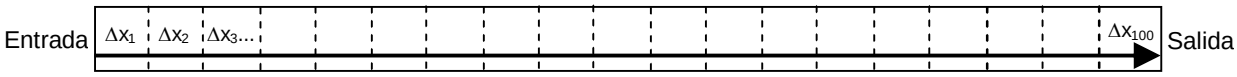


Figura 5. 42. Diagrama del mallado de la línea

5.3.4. Modelo térmico

Para el modelo térmico, se consideró un ducto enterrado a una profundidad de 1.2 m. En la **Tabla 5. 7** se indican los valores de las propiedades térmicas de los materiales y fluidos considerados en el modelo. La temperatura ambiente es de 27.5 °C.

Tabla 5. 15. Propiedades térmicas de materiales y fluidos

K_{gas} =	0.035 W / m °K	$C_{p\ gas}$ =	2310 J / kg °K
K_{aceite} =	0.138 W / m °K	$C_{p\ aceite}$ =	2219 J / kg °K
K_{aire} =	0.026 W / m °K	$C_{p\ aire}$ =	1007 J / kg °K
$K_{terreno}$ =	2.6 W / m °K		
$K_{tubería}$ =	50 W / m °K		

K = Conductividad térmica del fluido o material.

C_p = Capacidad calorífica del fluido.

5.3.5. Condiciones de operación

Las condiciones de operación varían en función de la simulación realizada; en la **Tabla 5. 8** se indican los parámetros requeridos en el modelo. Pueden establecerse el gasto y la temperatura a la entrada, y la presión a la salida del ducto; en este caso, la presión en la entrada y la temperatura a la salida son calculadas por el programa.

Tabla 5. 16. Datos de entrada Módulo para la hidrodinámica del flujo, estudio de caso

Datos de entrada		
Qo =	363	bpd
Temperatura =	40	°C
Presión =	---	psia
°API =	12.5	
RGA =	250	[m³/m³]

Datos de salida		
Presión =	50	psia
Temperatura =	---	°C
T ambiente =	27.5	°C
Producto químico		
Vol. inyectado =	0	lpd
Concentración =	0	%

5.3.6. Curva característica del oleogasoducto

Se generó la curva característica del ducto OLG-1, variando el gasto de aceite (Qo) a la entrada. Los datos de entrada se resumen en las tablas siguientes:

Datos de entrada		
Qo =	50 - 1000	bpd
Temperatura =	40	°C
Presión =	---	psia
°API =	12.5	
RGA =	250	[m³/m³]

Datos de salida		
Presión =	49.782	psia
	3.5	kg/cm^2
Temperatura =	---	°C
T ambiente =	27.5	°C

Producto químico		
Vol. inyectado =	0	lpd
Concentración =	0	%

Viscosidad del aceite muerto @ 2 temperaturas	
Temp (°C)	μ_{od} (cp)
30	98600
105.7	91.947

Datos de la línea		
∅ interno =	5.5	pg
Longitud =	3.548	km
Rugosidad =	0.0018	pg
Espesor =	0.25	pg

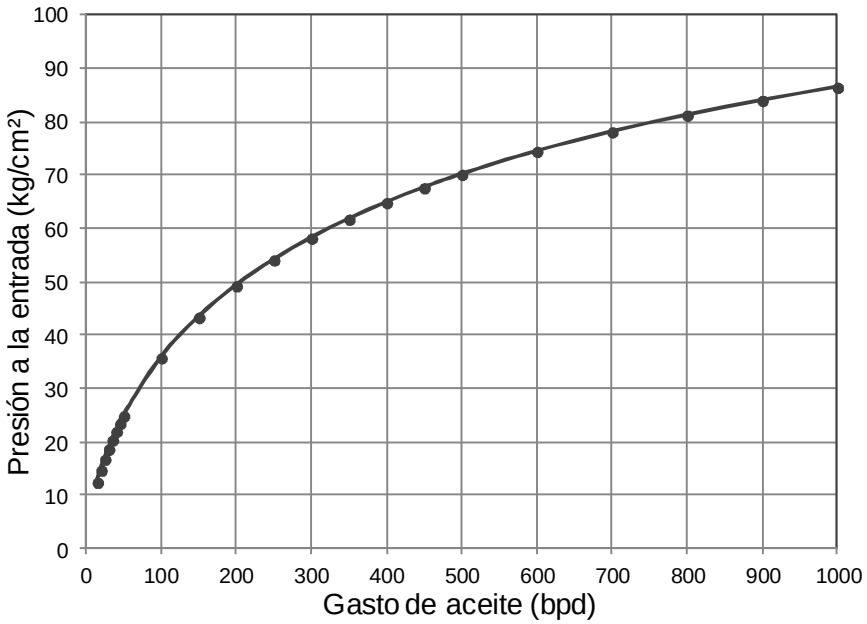


Figura 5. 43. Curva característica del OLG-1

Como se observa en la **Figura 5.22**, a gastos promedio (250 a 350 bpd, **Figura 5.10)**, la presión calculada a la entrada del OLG-1 sin productos químicos, es del orden de 50 a 60 kg/cm^2, lo cual es consistente con lo reportado en campo, como se indica en la sección 5.2.3.

Capítulo 6
Estudio de caso: resultados

En este capítulo se presentan y discuten los resultados de los estudios paramétricos efectuados en el oleogasoducto OLG-1.Se analiza el efecto sobre la hidrodinámica del flujo de: la concentración de producto químico, la temperatura ambiente, la temperatura del fluido a la entrada, la densidad relativa del aceite, la relación gas - aceite y el diámetro interno del ducto.

6.1. Efecto de la concentración de producto químico

En la **Figura 6. 1** se presenta el comportamiento de la presión a la entrada del OLG-1 variando la concentración del producto químico y el gasto de líquido. Los datos medidos durante agosto y septiembre de 2013 se indican con puntos (detalles en la **Figura 6.2** y **Tablas 5.5** y **C.3**). Es importante mencionar que no se cuenta con datos medidos de presión a la entrada del oleogasodutco OLG-1 sin el efecto del producto químico; sin embargo, personal de operación referenció un valor de 60 kg/cm^2, valor similar al calculado con PipeUNAM.

Como se puede observar en la **Figura 6. 1**, a gasto constante e incrementando la concentración del producto químico en 0.1%, el efecto en la reducción de la presión a la entrada del oleogasoducto OLG-1 disminuye. Por ejemplo, con una producción constante de 350 bpd, se observa que si la concentración aumenta de 0% a 0.1%, la presión a la entrada disminuye del orden de 10 kg/cm^2. Por otra parte, si la concentración se incrementa de 0.6% a 0.7%, la presión a la entrada se reduce en un orden de 2.5 kg/cm^2.

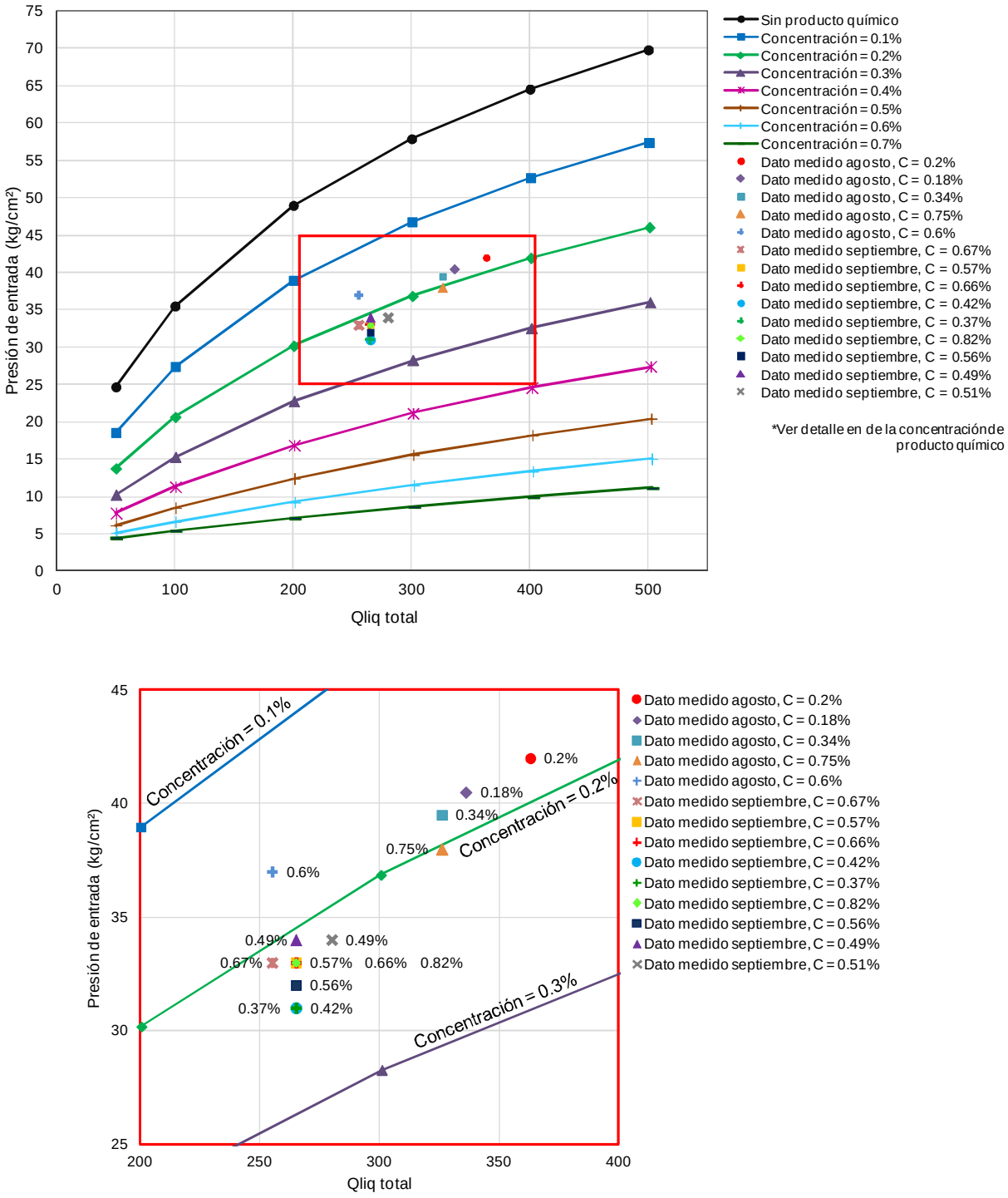


Figura 6. 1. Comportamiento de la presión a la entrada variando el gasto de líquido y la concentración de producto químico
RGA = 250 m^3/m^3, °API = 12.5, T entrada = 40°C, T ambiente = 27.5°C

Comparando los resultados de PipeUNAM con los datos reportados, se observa un buen acuerdo con los valores calculados de presión a la entrada, a concentraciones del orden de 0.2%. Ahora bien, de acuerdo a los datos reportados, a concentraciones mayores, el modelo construido indica que la presión a la entrada debería disminuir más de lo que se ha reportado en campo en septiembre.

Esto puede explicarse sí:

- con el incremento de producto químico, este no actúa sobre todo el volumen de aceite transportado;
- existe un obstáculo en el ducto;
- el efecto en la reducción de la viscosidad sólo es local, en las cercanías de la entrada del ducto.

Los datos indican que no hay un beneficio importante en la reducción de la presión a la entrada con concentraciones mayores.

6.2. Efecto de la temperatura ambiente

Debido a que la transferencia de calor generada en la línea propicia que el fluido se enfríe, se analizó el comportamiento de la presión a la entrada del oleogasoducto OLG-1 con la variación de la temperatura ambiente; se tomaron como referencia valores de la temperatura ambiente a lo largo del año.

Cabe mencionar que en las simulaciones realizadas, no se considera la inyección de producto químico.

Como puede observarse en la **Figura 6.2**, la temperatura ambiente tiene un efecto importante sobre la presión a la entrada, tomando en cuenta que se trata de un aceite de alta viscosidad. Así, a gasto constante, el comportamiento de la presión a la entrada del oleogasoducto OLG-1 disminuye del orden de 12 kg/cm^2, a medida que la temperatura se incrementa 5° C.

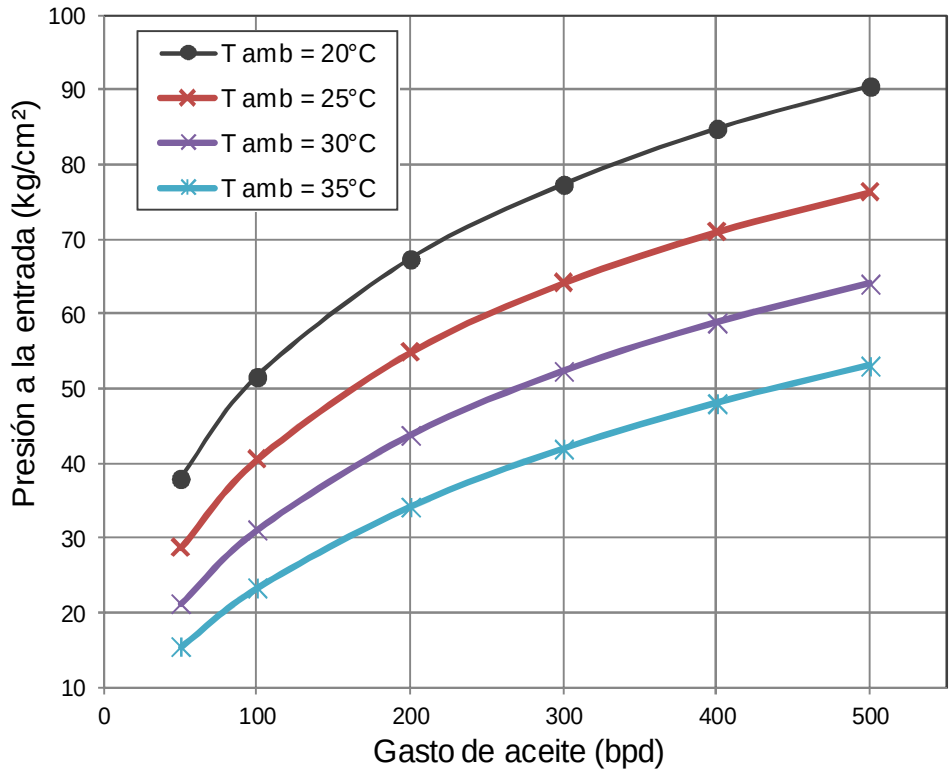


Figura 6. 2. Comportamiento de la presión a la entrada variando el gasto de líquido con diferente temperatura ambiente
RGA = 250 m^3/m^3, °API = 12.5, T entrada = 40°C, sin producto químico

6.3. Efecto de la temperatura a la entrada

Uno de los principales intereses del área operativa del AP-ATG es cuantificar el efecto del calentamiento del fluido sobre la presión a la entrada del oleogasoducto OLG-1. Para esto se elaboraron simulaciones con y sin la inyección de producto químico, variando la temperatura del fluido a la entrada.

En la **Figura 6.3** se muestra el comportamiento de la presión con la temperatura, ambos a la entrada del oleogasoducto OLG-1 y sin considerar la inyección de producto químico. Se observa que, al incrementar la temperatura del fluido a la entrada, la presión decrece debido a la reducción de la viscosidad del aceite por los efectos del calentamiento; sin embargo, haciendo una comparación con la inyección de producto químico (**Figura 6. 1**), el incremento de la temperatura no constituye una medida eficiente para reducir la presión a la entrada aún en los casos más favorables (gastos altos), por ejemplo a un gasto de 300 bpd,

incrementando la concentración de producto químico en 0.1%, la presión a la entrada puede reducirse en un orden de 8 a 10 kg/cm^2; mientras que, para el mismo gasto, la presión se reduce en menos de 3 kg/cm^2 por cada 20° C de incremento de la temperatura.

A partir del orden de 500 bpd, el abatimiento de la presión a la entrada del oleogasoducto OLG-1 se incrementa alrededor de 5 a 7 kg/cm^2, por cada 20° C de incremento de temperatura. También es posible observar que, a medida que el gasto se incrementa, eventualmente la presión a la entrada tiende a un valor constante.

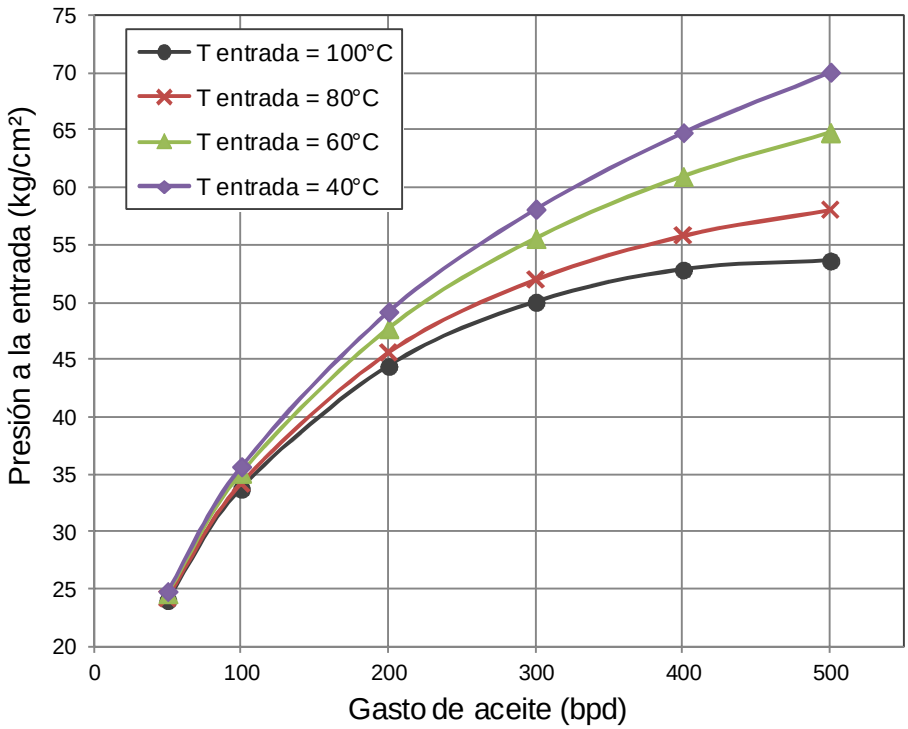


Figura 6. 3. Comportamiento de la presión a la entrada variando la temperatura del fluido a la entrada
RGA = 250 m^3/m^3, °API = 12.5, T ambiente = 27.5°C, sin producto químico

Combinando el incremento de temperatura del fluido a la entrada y la inyección de producto químico (ver **Figura 6.4**), se puede observar que, a bajos gastos, aún aumentando la temperatura del fluido a la entrada, el efecto más importante sobre el decremento la presión se obtiene con la inyección del producto químico; esto

puede explicarse considerando que la transferencia de calor a gastos bajos hace que el fluido se enfríe y alcance una temperatura promedio constante a distancias más cortas, limitando el efecto de la temperatura sobre la viscosidad del fluido hasta una cierta distancia. Ahora bien, a gastos relativamente grandes, este efecto de la temperatura es más importante para el decremento de la presión a la entrada, pero aún así, el efecto del producto químico es más pronunciado; por ejemplo, con un gasto de 300 bpd, el decremento de la presión es del orden de 10 kg/cm^2 para todas las temperaturas de entrada simuladas; mientras que la reducción de la presión a la entrada incrementando la temperatura 20°C, es menor de 5 kg/cm^2, manteniendo constante la concentración de producto químico.

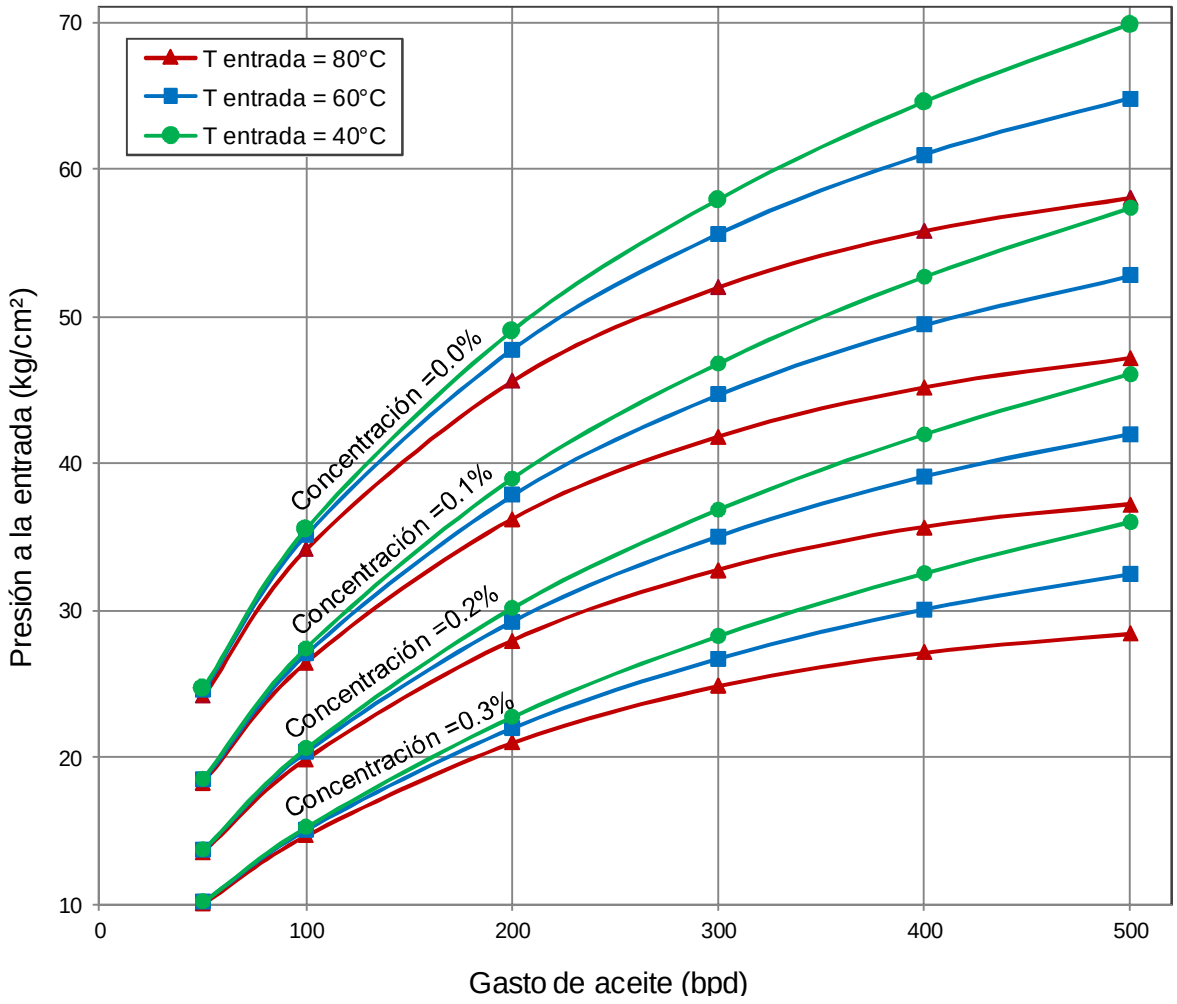


Figura 6. 4. Comportamiento de la presión a la entrada variando la temperatura de entrada del fluido, con diferentes concentraciones de producto químico
RGA = 250 m^3/m^3, °API = 12.5, T ambiente = 27.5°C

6.4. Efecto de la densidad API

Incrementando la densidad del aceite en 1° API, para un gasto constante, la presión requerida a la entrada del oleogasoducto OLG-1 disminuye en un orden de 2 kg/cm^2, como se observa en la **Figura 6.5**. En el rango de gastos de 200 a 400 bpd, se observa que la presión a la entrada puede variar en 10 kg/cm^2 si inicialmente se transporta un aceite de 15° API y posteriormente se presenta la entrada de aceite más pesado, de 10° API. La entrada de aceite de diferentes densidades puede ser una de las explicaciones de las variaciones reportadas de la presión en el cabezal.

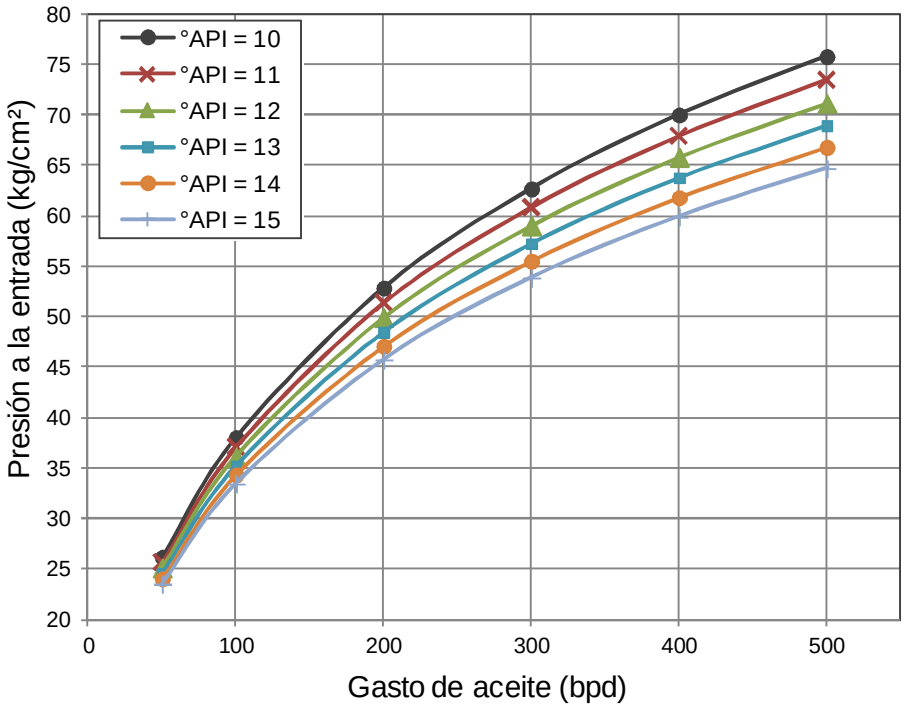


Figura 6. 5. Comportamiento de la presión a la entrada variando el gasto de líquido y °API RGA = 250 m^3/m^3, T entrada = 40°C, T ambiente = 27.5°C, sin producto químico

6.5. Efecto de la RGA

Comúnmente, la viscosidad del aceite disminuye al incrementar el valor de la RGA. Sin embargo, como se puede observar en la **Figura 6.6,** esta propiedad no afecta considerablemente el comportamiento en la presión a la entrada del OLG-1, dadas las altas viscosidades del aceite.

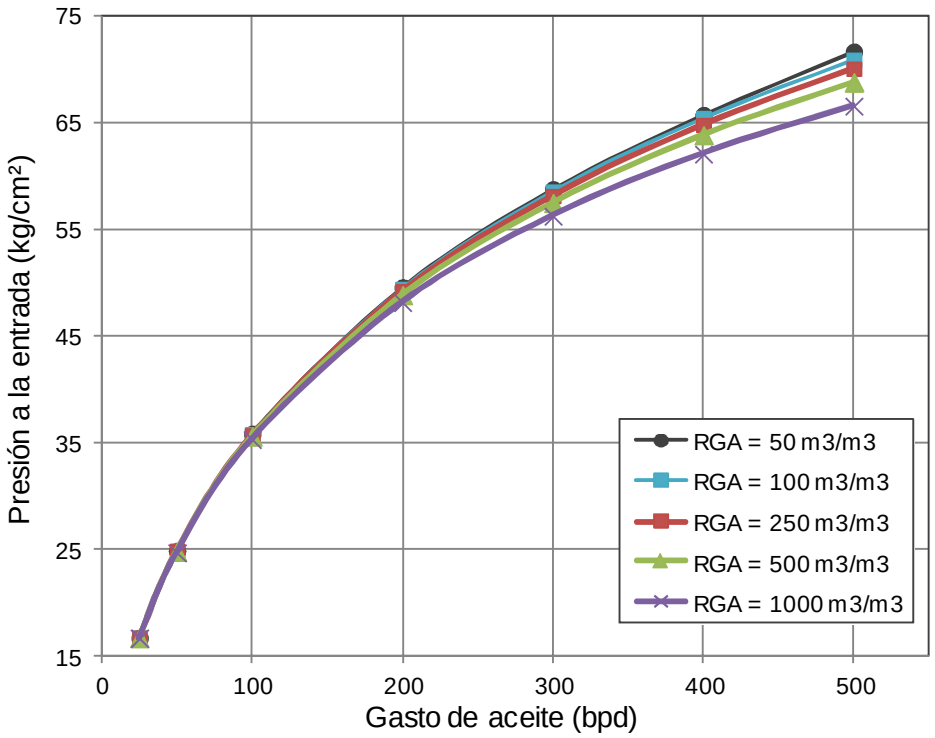


Figura 6. 6. Comportamiento de la presión a la entrada variando el gasto de líquido y la RGA °API = 12.5, T entrada = 40°C, T ambiente = 27.5°C, sin producto químico

6.6. Efecto del diámetro interno

A finales del año 2012, el Activo estaba en la etapa de visualización de la construcción de un oleogasoducto de 10 pg de diámetro que utilizara el mismo derecho de vía del OLG-1 y por el cual se transportaría la producción de la MP-2; se argumentó que el cambio de diámetro interno de 5.5 pg a 9.5 pg sería benéfico para reducir las presiones en la entrada. Partiendo de lo anterior, los resultados obtenidos con el programa de cómputo PipeUNAM al variar el diámetro interno de la línea fueron los siguientes:

Para un gasto constante, con el incremento del diámetro interno 5.5 pg (actual) a 7.5 pg, la presión en la entrada se reduce en más de 20 kg/cm^2. Incrementando el diámetro interno 2 pg más, de 7.5 a 9.5 pg, el decremento en la presión a la entrada es del orden de 12 kg/cm^2.

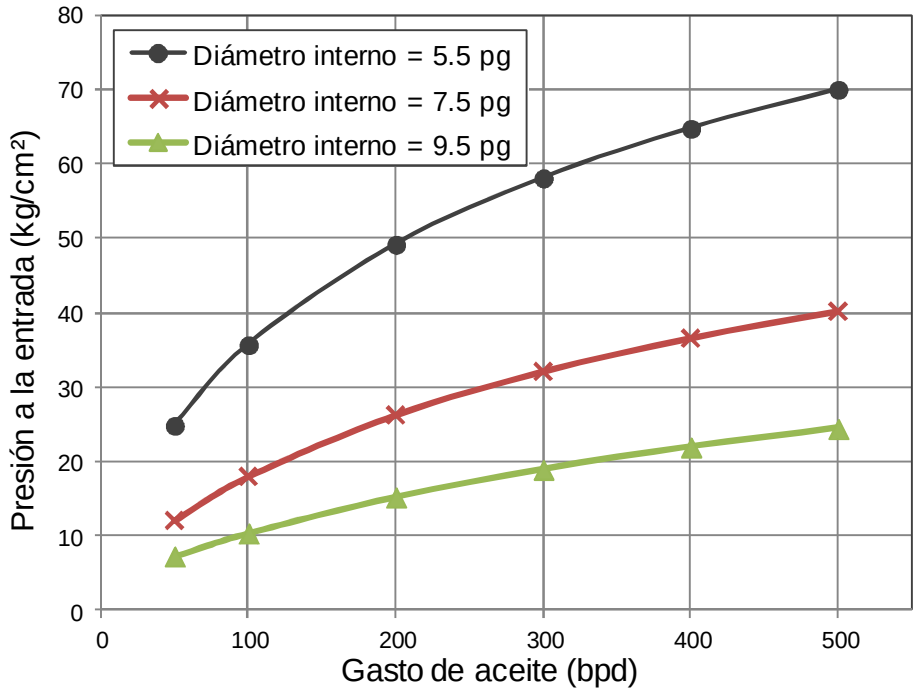


Figura 6. 7. Comportamiento de la presión a la entrada variando el gasto de líquido y diámetro RGA = 250 m^3/m^3, °API = 12.5, T entrada = 40°C, T ambiente = 27.5°C, sin producto químico

Se observa que conforme se incrementa el diámetro, el decremento de la presión en la entrada disminuye.

6.7. Resumen de resultados

De los análisis anteriores se concluye que:

1. A mayores concentraciones de producto químico, los beneficios sobre la reducción en la presión a la entrada del oleogasoducto OLG-1 son menores. Para obtener resultados efectivos, la concentración de producto químico inyectado no debería exceder un 0.2%.

2. El efecto de la temperatura ambiente sobre la presión a la entrada es importante, tomando en cuenta que se trata de un aceite de alta viscosidad.
3. Al incrementar la temperatura del fluido a la entrada del oleogasoducto OLG-1 (sin la inyección de producto químico), la reducción de la viscosidad por los

efectos del calentamiento sí propicia el decremento de la presión; sin embargo, en comparación con los resultados obtenidos al inyectar producto químico, el calentamiento no representa la mejor opción. Se recomienda hacer una evaluación económica al respecto.

Ahora bien, combinando el incremento en la temperatura del fluido a la entrada y la inyección de producto químico, aún obteniendo mayor beneficio que en el caso anterior, es visible que el efecto más importante sobre el decremento de la presión a la entrada del oleogasoducto OLG-1 es resultado de la inyección del producto químico, mas no del aumento en la temperatura del fluido, esto independientemente del gasto.

4. El efecto de la densidad API sobre la presión a la entrada del oleogasoducto OLG-1 es importante, y tomando en cuenta que personal de área operativa del AP-ATG señaló diferentes densidades API del aceite en cuestión, ésta puede ser una de las razones por las cuales se reportan variaciones en la presión.

5. Debido a la alta viscosidad del aceite, la RGA no es una propiedad que tenga efectos representativos sobre la presión a la entrada del OLG-1.

6. Por otra parte, con el incremento del diámetro interno del oleogasoducto OLG-1 se obtienen los mejores resultados, reduciendo la presión a la entrada en más de 20 kg/cm^2 al incrementar el diámetro interno de 5.5 a 7.5 pg.

Conclusiones y recomendaciones

Conclusiones

1. Se generó una base de datos con 50 análisis PVT recopilados, limitándose a aceites con densidades API < 32°, producidos en México. Dichos análisis PVT fueron previamente validados y corregidos a las condiciones de los separadores en superficie.

2. Con la base de datos referida fue posible generar gráficas especializadas de las diferentes propiedades de los aceites analizados; partiendo de diversas comparaciones entre las propiedades de los fluidos y su composición, se propuso una nueva clasificación que abarca a los yacimientos de aceite pesado y extrapesado con las características de aquellos presentes en los campos de México.

   Las zonas donde comúnmente se encuentran los aceites negros, pesados y extrapesados, fueron visualizadas por medio de la densidad API, la relación gas - aceite, la viscosidad del aceite, el contenido de C_1, el contenido de C_{7+} y el peso molecular; para el caso del factor de volumen y el contenido de C_2 - C_6, no se observó un comportamiento bien definido entre los aceites negros, pesados y extrapesados, por lo que prevalecen las dudas en los rangos propuestos del factor de volumen y el contenido de C_2 - C_6.

3. Con la misma base de datos se evaluaron diversas correlaciones PVT para aceites con densidades API entre 11.5° y 21.5°. Se consideró la desviación relativa absoluta (E_2) para los 16 análisis PVT de aceites pesados y el índice de comportamiento relativo (F_{rp}) para el PVT del caso de estudio, Pozo B.

   De forma general, los mejores resultados para los 16 análisis PVT fueron: para la presión de saturación, la correlación De Ghetto et al. con muestras de Agip (E_2 = 18.402%); para la relación de solubilidad, Kartoatmodjo y Schmidt (E_2 =

23.558%); para el factor de volumen del aceite, Kartoatmodjo y Schmidt (E_2 = 2.742%); para la viscosidad del aceite muerto, la correlación De Ghetto, Paone y Villa (E_2 = 63.712%); con la correlación de Al - Marhoun se obtuvieron mejores resultados para la viscosidad del aceite saturado (E_2 = 23.376%); finalmente, para la viscosidad del aceite bajosaturado, la mejor correlación fue la de Kartoatmodjo y Schmidt (E_2 = 2.123%).

Para el caso de estudio, PVT Pozo B, los mejores resultados fueron: para la presión de saturación, la correlación de Kartoatmodjo y Schmidt (E_2 = 65.933%); para la relación de solubilidad, Kartoatmodjo y Schmidt (F_{rp} = 1.0355); el mejor resultado para el factor de volumen se obtuvo con Vazquez y Beggs (Frp = 1.0355); para la viscosidad del aceite saturado, la mejor correlación fue la de Beggs y Robinson (F_{rp} = 0.4084). La viscosidad del aceite bajosaturado no se evaluó debido a que no se utiliza en la hidrodinámica del caso de estudio, ya que el oleogasoducto en cuestión opera a presiones por debajo de la de saturación.

4. En el caso de la viscosidad del aceite muerto a temperatura de yacimiento, la correlación de Al-Marhoun presentó menor E_2 = 64.701%; sin embargo, se determinó que a bajas temperaturas (como era de interés para el análisis del ducto OLG-1), los errores se incrementaban en órdenes de magnitud. Se optó por utilizar la ecuación de Andrade y ajustarla a datos de viscosidad del aceite muerto en función de la temperatura.

5. Se desarrolló el programa de cómputo PipeUNAM, el cual tiene las funciones siguientes:

- ✓ Calibrar las correlaciones PVT previamente seleccionadas y calcular las propiedades PVT a las condiciones de presión y temperatura deseadas.
- ✓ Determinar el patrón de flujo a través de la sección de tubería a analizar.
- ✓ Calcular del gradiente de presión para el patrón de flujo seleccionado en cada uno de las secciones de tubería.

- ✓ Calcular el gradiente de temperatura con base en el modelo de flujo correspondiente.

6. Se identificó, en el cálculo del gradiente de temperatura para flujo intermitente donde se manejan fluidos muy viscosos a bajos gastos (flujo laminar), que los números de Nusselt en la película de líquido y en el cuerpo del bache alcanza su valor teórico de 3.657; por lo que los coeficientes de transferencia de calor por convección resultaron muy bajos y generaron discontinuidad en el cálculo del perfil de temperatura. Para solucionar este problema se propuso utilizar la correlación de Kago et al.[32] bajo ciertas consideraciones, obteniendo un mejor comportamiento del coeficiente de transferencia de calor global y un perfil suave de temperatura.

7. Con el programa de cómputo PipeUNAM se realizaron diversos estudios paramétricos en un oleogasoducto perteneciente al Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo (nombrado OLG-1), el cual transporta un crudo pesado con alta viscosidad (hasta 200,000 cp). Las conclusiones obtenidas fueron las siguientes:

   - ✓ Los resultados del programa de cómputo PipeUNAM se comprobaron con los de un simulador comercial para un sistema agua - aire. Se obtuvo un buen acuerdo entre las predicciones del programa y los resultados del simulador.

   - ✓ Se observó un buen comportamiento entre los valores de presión a la entrada del oleogasoducto OLG-1 calculados con PipeUNAM y los reportados por personal del AP-ATG a concentraciones de producto químico del orden de 0.2%. A mayores concentraciones, el programa de cómputo PipeUNAM calcula caídas de presión menores a las reportadas por el personal del Activo.

- ✓ De acuerdo a los estudios paramétricos efectuados, a mayores concentraciones de producto químico, los beneficios sobre la presión son menores. Se recomienda no exceder una concentración del 0.2%.

- ✓ Aún sabiendo que el calentamiento del fluido a la entrada del oleogasoducto OLG-1 tiene beneficios en el decremento de la presión, la reducción de la viscosidad al incrementar la temperatura es menor que aquella obtenida con la inyección del producto químico, sin importar si se trata de gastos bajos o relativamente altos. En consecuencia, el calentamiento aparentemente no representa la mejor opción; es necesario hacer una evaluación económica para confirmar esta conclusión

- ✓ En lo que respecta a las propiedades del fluido, el efecto de los °API sobre la presión a la entrada del OLG-1 es importante ya que esta puede variar en 10 kg/cm^2 si, por ejemplo, inicialmente se transporta un aceite de 15° API y posteriormente se presenta la entrada de aceite más pesado, de 10° API; ahora bien, para el caso de la RGA, esta propiedad no afecta considerablemente el comportamiento en la presión.

- ✓ Hasta finales del 2012, personal del AP-ATG se encontraba en la etapa de visualización de la construcción de un oleogasoducto de 10 pg de diámetro que reemplazara al OLG-1 utilizando el mismo derecho de vía. De los resultados obtenidos al cambiar el diámetro se observó que la presión a la entrada del oleogasoducto OLG-1 para un gasto constante se reduce en más de 20 kg/cm^2, incrementando el diámetro interno de 5.5 pg a 7.5 pg. Por otra parte, con el incremento del diámetro interno de 5.5 a 9.5 pg, la presión a la entrada disminuye alrededor de 40 kg/cm^2. Se observó que al incrementar el diámetro, el decremento de la presión a la entrada disminuye.

Recomendaciones

1. Validar y corregir los análisis PVT debe ser una práctica común en la industria petrolera.
2. Incluir más análisis PVT para corroborar que la nueva clasificación propuesta en este trabajo sigue aplicando en un número mayor de casos.
3. Se recomienda ahondar en temas relacionados con el cálculo del número de Nusselt para fluidos viscosos, especialmente en los casos donde se presenta la transición entre régimen turbulento y laminar.
4. Debe investigarse a mayor detalle porqué, para el caso del flujo tipo burbuja dispersa, los resultados obtenidos en cuanto al gradiente de temperatura en tuberías horizontales con mezcla agua - aire, son notablemente diferentes a los arrojados por el simulador comercial PIPESIM.
5. El calentamiento del fluido a la entrada del oleogasoducto OLG-1 no presenta mejoras considerables, por lo que esta alternativa debe ser descartada.
6. Se recomienda analizar el comportamiento del calentamiento del fluido a la entrada del OLG-1 considerando una tubería con aislamiento.
7. El incremento del diámetro y la inyección del producto químico para mejorar el comportamiento de la presión en el OLG-1 son mejores alternativas; se recomienda continuar con el empleo del producto, bajo la consideración descrita a continuación:

   Algunas de las razones por las cuales no se reproduce el comportamiento de la presión medida en campo con la calculada por el programa de cómputo desarrollado (PipeUNAM), puede deberse a que la línea presenta obstrucciones por algún compuesto orgánico ó porque el efecto del químico después de ciertas concentraciones es local y se pierde con la distancia. Se recomienda integrar algún estudio más detallado sobre el comportamiento del fluido con la inyección del producto químico utilizado.
8. Es importante realizar una evaluación económica de los mejores escenarios a fin de obtener otro criterio de selección.

Anexo A.

Correlaciones PVT para aceites pesados

Este anexo es una recopilación de las correlaciones para predecir las propiedades PVT de los aceites pesados, con base en la densidad API para la cuales fueron desarrolladas; asimismo, se presenta una revisión de las mismas con el objetivo de seleccionar aquellas que mejor reproduzcan el comportamiento de los aceites pesados producidos en México.

A.1. Presión de saturación, p_b

Standing (1947)	$p_b = 18.2(C_{p_b} - 1.4)$, donde : $C_{p_b} = (R_s/\gamma_g)^{0.83} \times 10^{(0.00091 \times T - 0.0125 \times °API)}$.	
Lasater (1958)	$p_b = \dfrac{p_f(T - 460)}{\gamma_g}$, donde : $p_f = 0.38418 - 1.2008\ \mathrm{Y}_g + 9.64868\ \mathrm{Y}_g^{\,2}$, $\mathrm{Y}_g = \left(\dfrac{R_s}{379.3}\right) \Big/ \left[\left(\dfrac{R_s}{379.3}\right) + \left(\dfrac{350\gamma_o}{M_o}\right)\right]$, $M_o = 725.32143 - 16.03333\ °API + 0.09524\ °API^2$.	
Vázquez y Beggs (1977)	$p_b = \left(\dfrac{C_1 R_s}{\gamma_{gs}} \times \text{antilog}\dfrac{-C_3\ °API}{T + 460}\right)^{1/C_2}$, donde : $\gamma_{gs} = \gamma_g\left[1 + 5.912 \times 10^{-5} \times °API \times T_{sep} \times \log\left(\dfrac{p_{sep}}{115}\right)\right]$.	°API ≤ 30 C_1 27.624 C_2 0.914328 C_3 11.172
Santamaría y Hernández (1989)	*Para crudos con °API ≤ 31.1* $p_b = \text{antilog}\left[\begin{array}{l} 2.80308 - 0.01554\ \gamma_g - 0.00692\ °API \\ -0.00047\ T + 0.38325(\log R_s) \end{array}\right]$.	
Kartoatmodjo y Schmidt (1991)	*Para crudos con °API ≤ 30* $p_b = \left(\dfrac{R_s}{0.05958 \times \gamma_{g100}^{\,0.7972} \times 10^{13.1405\,°API/(T+460)}}\right)^{0.9986}$, donde : $\gamma_{g100} = \gamma_g\left[1 + 0.1595 \times °API^{0.4078} \times T_{sep}^{\,-0.2466} \times \log\left(\dfrac{p_{sep}}{114.5}\right)\right]$.	

Petrosky y Farshad (1993)	$p_b = 112.727\left(\frac{R_s^{0.5774}}{\gamma_g^{0.8439}} \times 10^{X} - 12.340\right)$, donde : $X = 4.561\times10^{-5}\,T^{1.3911} - 7.916\times10^{-4}\,°API^{1.5410}$.	
De Ghetto, Paone y Villa (1994-*Standing)	*Para crudos con °API ≤ 22.3* $p_b = 15.7286\left[\left(\frac{R_s}{\gamma_g}\right)^{0.7885}\left(\frac{10^{0.0020\,T}}{10^{0.0142\,°API}}\right)\right]$.	
De Ghetto, Paone y Villa (1994 - muestras Agip)	$p_b = 21.4729\left[\left(\frac{R_s}{\gamma_g}\right)^{0.7646}\left(\frac{10^{0.00119\,T}}{10^{0.0101\,°API}}\right)\right]$.	
Al - Marhoun (2003)	$p_b = a_1 R_s^{a_2}\gamma_g^{a_3}\gamma_o^{a_4}(T+460)^{a_5}$.	a_1 *0.66328 × 10^{-3}* a_2 *0.790062* a_3 *-1.45846* a_4 *3.93908* a_5 *1.60862*

*modificada de

A.2. Relación de solubilidad, R_s

Standing (1947)	$R_s = \gamma_g\left[\left(\frac{p}{18.2}+1.4\right)\times10^{(0.0125\times°API-0.0009\times T)}\right]^{1.2048}$.	
Lasater (1958)	$R_s = 132{,}755\gamma_o \mathrm{Y}_g \big/ M_o(1-\mathrm{Y}_g)$, donde : $\gamma_g = \left(\frac{M_o}{379.3}\right)\Big/\left[\left(\frac{p}{379.3}\right)+\left(\frac{350\gamma_o}{M_o}\right)\right]$ y $M_o = (63.506 - °API)\big/0.0996$.	
Vázquez y Beggs (1977)	$R_s = C_1\gamma_{gs}p^{C_2}\times\exp\left(C_3\frac{°API}{T+460}\right)$.	°API ≤ 30 C_1 *0.0362* C_2 *1.0937* C_3 *25.724*
Santamaría y Hernández (1989)	*Para crudos con °API ≤ 31.1* $R_s = \text{antilog}\left[1.588525 + 0.00017p + 0.00078T - 0.17842\left(\log\gamma_g\right)\right]$.	
Kartoatmodjo y Schmidt (1994)	*Para crudos con °API ≤ 30* $R_s = 0.05958\times\gamma_{g100}^{0.7972}\times p^{1.004}\times10^{13.1405°API/(T+460)}$.	
Petrosky y Farshad (1993)	$R_s = \left[\left(\frac{\mathrm{p}}{112.727}+12.340\right)\gamma_g^{0.8439}10^{X}\right]^{1.73184}$, donde : $X = 7.916\times10^{-4}\,°API^{1.5410} - 4.561\times10^{-5}\,T^{1.3911}$.	

De Ghetto, Paone y Villa (1994-*Vázquez y Beggs)	*Para crudos con 10 < °API ≤ 22.3* $R_s = \frac{\gamma_{gs} p^{C_2}}{C_1} \times 10^{\left(\frac{C_3 \circ API}{T+460}\right)}$.	C_1 56.434 C_2 1.2057 C_3 10.9267
De Ghetto, Paone y Villa (1994 - muestras Agip)	$R_s = \frac{\gamma_{gs} p^{C_2}}{C_1} \times 10^{\left(\frac{C_3 \circ API}{T+460}\right)}$.	C_1 37.966 C_2 1.1535 C_3 9.441
Al - Marhoun (2003-*Al - Marhoun)	$R_s = a_1 \gamma_g^{a_2} p^{a_3} \gamma_o^{a_4} (T+460)^{a_5}$.	a_1 5.53414 × 10^{-3} a_2 1.46538 a_3 1.166 a_4 3.93908 a_5 1.60862

*modificada de

A.3. Factor de volumen del aceite, B_o

Standing (1947)	$B_{ob} = 0.972 + 1.47 \times 10^{-4} \left[R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.5} + 1.25 T \right]^{1.175}$.	
Vázquez y Beggs (1977)	$B_{ob} = 1.0 + C_1 R_s + C_2 (T-60) \left(\frac{\circ API}{\gamma_{gs}} \right) + C_3 R_s (T-60) \left(\frac{\circ API}{\gamma_{gs}} \right)$.	°API ≤ 30 C_1 4.677 × 10^{-4} C_2 1.751 × 10^{-5} C_3 -1.8106 × 10^{-8}
Kartoatmodjo y Schmidt (1994)	*Para crudos con °API ≤ 30* $B_{ob} = 0.98496 + 0.0001 \times \left(R_s^{0.755} \times \gamma_{g100}^{0.25} \times \gamma_o^{-1.25} + 0.45 T \right)^{1.50}$.	
Petrosky y Farshad (1993)	$B_{ob} = 1.0113 + 7.2046 \times 10^{-5} \times \left[R_s^{0.3738} \left(\frac{\gamma_g^{0.2914}}{\gamma_o^{0.6265}} \right) + 0.24626 T^{0.5371} \right]^{3.0936}$.	
Al - Marhoun (2003-*Al - Marhoun)	$B_{ob} = 1 + a_1 R_s + a_2 R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right) + a_3 R_s (T-60) \times (1-\gamma_o) + a_4 (T-60)$.	a_1 0.364846 × 10^{-3} a_2 0.637617 × 10^{-4} a_3 3.873300 × 10^{-6} a_4 0.465791 × 10^{-3}

*modificada de

A.4. Viscosidad del aceite muerto, μ_{od}

Beggs y Robinson (1975)	$\mu_{od} = 10^X - 1$,	donde : $X = 10^{(3.0324 - 0.02023 \circ API)} \times T^{-1.163}$
Beal (1977-Standing)	$\mu_{od} = \left(0.32 + \frac{1.8 \times 10^7}{\circ API^{4.53}} \right) \left(\frac{360}{T+200} \right)^a$,	donde : $a = 10^{0.43 + \frac{8.33}{\circ API}}$.
Egbogah - Jack (1988-*Beggs y Robinson)	$\mu_{od} = 10^X - 1$,	donde : $X = 10^{(1.8653 - 0.025086 \circ API - 0.56441 \times \log T)}$
Kartoatmodjo y Schmidt (1991)	$\mu_{od} = 16 \times 10^8 T^{-2.5177} (\log \circ API)^{5.7526 \times \log T - 26.9718}$	

De Ghetto, Paone y Villa (1994-*Egbogah - Jack)	$\mu_{od} = 10^{X} - 1$, donde : $X = 10^{(2.06492 - 0.0179\ ^\circ API - 0.70226 \times \log T)}$	
De Ghetto, Paone y Villa (1994 - muestras Agip)	$\mu_{od} = 10^{X} - 1$, donde : $X = 10^{(1.8513 - 0.025548^\circ \text{API} - 0.56238 \times \log T)}$	
Al - Marhoun (2003 - *Glaso)	$\ln \mu_{od} = a_1 + a_2 \ln T + a_3 \ln(\ln^\circ API) + a_4 (\ln T) \times \ln(\ln^\circ API)$	a_1 89.527 a_2 -13.6482 a_3 -64.6308 a_4 9.73761

*modificada de

A.5. Viscosidad del aceite saturado, μ_{ob}

Chew y Connally (1972 - Azziz, Govier y Fogarasi)	$\mu_{ob} = a \times (\mu_{od})^b$, donde : $a = 0.20 + \left(0.80 \times 10^{-0.00081 R_s}\right)$, $b = 0.43 + \left(0.57 \times 10^{-0.00072 R_s}\right)$.
Beggs y Robinson (1975)	$\mu_{ob} = a \times (\mu_{od})^b$, donde : $a = 10.715(R_s + 100)^{-0.515}$, $b = 5.44(R_s + 150)^{-0.338}$.
Beal (1977 - Standing)	$\mu_{ob} = a \times (\mu_{od})^b$, donde : $a = 10^{\left(2.2 \times 10^{-7} R_s - 7.4 \times 10^{-4}\right) R_s} 0.20 + \left(0.80 \times 10^{-0.00081 R_s}\right)$, $b = \left(\frac{0.65}{10^{8.62 \times 10^{-5} R_s}}\right) + \left(\frac{0.25}{10^{1.10 \times 10^{-3} R_s}}\right) + \left(\frac{0.062}{10^{3.74 \times 10^{-3} R_s}}\right)$.
Khan, Al-Marhoun, Duffuaa y Abu-Khamisin (1987)	$\mu_{\text{ob}} = \dfrac{0.09\sqrt{\gamma_g}}{\left[\sqrt[3]{R_s}\left(\dfrac{T + 460}{460}\right)^{4.5} \times (1 - \gamma_o)^3\right]}$.
Kartoatmodjo y Schmidt (1991)	$\mu_{\text{ob}} = -0.06821 + 0.9824 \times f + 0.0004034 \times f^2$ donde : $f = (0.2001 + 0.8428 \times 10^{-0.000845 \times R_s}) \times \mu_{\text{od}}^{(0.43 + 0.5165 \times y)}$, $y = 10^{-0.00081 \times R_s}$.
De Ghetto, Paone y Villa (1994 - *Kartoatmodjo y Schmidt)	$\mu_{\text{ob}} = -0.6311 + 1.078 \times f - 0.003653 \times f^2$ donde : $f = (0.2478 + 0.6114 \times 10^{-0.000845 \times R_s}) \times \mu_{\text{od.}}^{(0.4731 + 0.5158 \times y)}$, $y = 10^{-0.00081 \times R_s}$.

De Ghetto, Paone y Villa (1994 - muestras Agip)	$\mu_{ob} = -0.032124 + 0.9289 \times f - 0.02865 \times f^2$, donde : $f = (0.1615 + 0.7024 \times 10^{-0.000583 \times R_s}) \times \mu_{od}^{(0.172 + 0.7881 \times y)}$, $y = 10^{-0.000396 \times R_s}$.	
Al - Marhoun (2003 - *Beggs y Robinson)	$\mu_{ob} = \alpha\, \mu_{ob}^{\beta}$, donde : $\alpha = a_1 (R_s + a_2)^{a_3}$, $\beta = a_4 (R_s + a_5)^{a_6}$.	a_1 11.1203 a_2 167.616 a_3 - 0.502858 a_4 5.96403 a_5 325.817 a_6 - 0.310559

*modificada de

A.6. Viscosidad del aceite bajosaturado, μ_o

Beal (1977-Standing)	$\mu_o = \mu_{ob} + 0.001(p - p_b)(0.024 \mu_{ob}^{1.6} + 0.038 \mu_{ob}^{0.56})$.	
Vazquez y Beggs (1977)	$\mu_o = \mu_{ob} (p - p_b)^m$, donde : $m = C_1 p^{C_2} \exp(C_3 + C_4 p)$.	C_1 2.6 C_2 1.187 C_3 - 11.513 C_4 -8.98×10^{-5}
Khan, Al-Marhoun, Duffuaa y Abu-Khamisin (1987)	$\mu_o = \mu_{ob} e^{9.6 \times 10^{-5} (p - p_b)}$.	
Kartoatmodjo y Schmidt (1991)	$\mu_o = 1.00081 \mu_{ob} + 0.001127(p - p_b)(-0.006517 \mu_{ob}^{1.8148} + 0.038 \mu_{ob}^{1.59})$.	
De Ghetto, Paone y Villa (1994 - *Kartoatmodjo y Schmidt)	$\mu_o = 0.9886 \mu_{ob} + 0.002763(p - p_b)(-0.01153 \mu_{ob}^{1.7933} + 0.0316 \mu_{ob}^{1.5939})$.	
De Ghetto, Paone y Villa (1994 - muestras Agip)	$\mu_o = \mu_{ob} - \left[\left(1 - \frac{p}{p_b} \right) \left(\frac{10^{-1.9} \mu_{od}^{0.7423} p_b^{0.5026}}{10^{0.0243^\circ API}} \right) \right]$.	
Al - Marhoun (2003)	$\ln \mu_o = \ln \mu_{od} + a_1 \gamma_{ob} (p - p_b)$, donde : $\gamma_{ob} = \frac{\gamma_o + 2.18 \times 10^{-4} R_s \gamma_g}{B_{ob}}$, $a_1 = 0.151292 \times 10^{-3}$.	

*modificada de

A.7. Selección de las correlaciones PVT para aceite negro

Para evaluar las correlaciones PVT que reproducen de la mejor manera las propiedades de los fluidos, se utilizaron los parámetros estadísticos descritos a continuación.

En los casos de un aceite pesado, se utilizaron los 16 análisis PVT de aceite pesado, presentes en el **capítulo 3** y los parámetros estadísticos E_2 y E_4; para el caso de estudio (pozo B), se consideraron todos los parámetros estadísticos debido a que los anteriores arrojaban desviaciones muy altas, haciendo muy complicada la selección de las correlaciones más adecuadas.

- **Desviación relativa porcentual promedio, E_1.** Es una medida de la diferencia entre el valor calculado y el valor experimental que indica en promedio el grado de sobre-predicción (valores positivos) o sub-predicción (valores negativos) de los valores calculados contra los experimentales.

$$E_1 = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} r_i \,.$$

Donde:

n = número de datos experimentales,

$$r_i = \left(\frac{\text{Valor calculado}_i - \text{Valor experimental}_i}{\text{Valor experimental}_i} \times 100 \right).$$

- **Desviación relativa absoluta porcentual promedio, E_2.** Es una medida de la diferencia entre el valor calculado y el valor experimental que al ser manejado de manera absoluta, las desviaciones positivas y negativas no se cancelan entre sí. Por esta razón, la desviación porcentual absoluta promedio es considerada un parámetro clave para evaluar la capacidad de predicción de un conjunto de modelos y correlaciones.

$$E_2 = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} |r_i| \,.$$

- **Desviación promedio, E_3.** Es la suma de la desviación absoluta, dividida entre el número de datos totales. Sus unidades son las mismas que las de los valores comparados.

$$E_3 = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} e_i \,,$$

Donde:

$$e_i = \left(\text{Valor calculado}_i - \text{Valor experimental}_i\right).$$

- **Desviación absoluta promedio, E_4.** Es la suma de la desviación absoluta, dividida entre el número de datos totales. Sus unidades son las mismas que las de los valores comparados y al manejarse de forma absoluta, no toma en cuenta si el valor es positivo (sobre-predicción) o negativo (sub-predicción).

$$E_4 = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n}|e_i| \cdot$$

- **Desviación porcentual estándar, E_5.** Este parámetro estadístico indica el grado de dispersión de las desviaciones con respecto al promedio.

$$E_5 = \sqrt{\frac{1}{n-1}\sum_{i=1}^{n}(r_i - E_1)^2} \cdot$$

- **Raíz del promedio de la desviación porcentual al cuadrado, E_6**. Es una medida de la dispersión entre los valores calculados y los experimentales.

$$E_6 = \sqrt{\frac{1}{n-1}\sum_{i=1}^{n}(r_i)^2} \cdot$$

- **Desviación estándar, E_7.** Indica el grado de dispersión de las desviaciones con respecto al promedio.

$$E_7 = \sqrt{\frac{1}{n-1}\sum_{i=1}^{n}(e_i - E_3)^2} \cdot$$

A.7.1. Evaluación de correlaciones para aceites pesados producidos en México

Los resultados de las evaluaciones para identificar las correlaciones PVT que mejor reproducen el comportamiento de las propiedades de aceites pesados mexicanos, utilizando 16 PVT análisis antes mencionados, fueron los siguientes:

- Para la p_b, las mejores correlaciones fueron las de Standing (St) y De Ghetto et al. con muestras de Agip (Agip), con $E_2 < 20\%$. (ver **Figura A.1**).
- Para la R_s, Kartoatmodjo & Schmidt (KSch), Vázquez & Beggs (VB) y De Ghetto et al. con muestras Agip (Agip), considerando una $E_2 < 30\%$ (ver
- **Figura A.2**).
- Los mejores resultados para el B_o se obtuvieron con Kartoatmodjo & Schmidt (KSch) y Al - Marhoun (Al), tomando en cuenta desviaciones $E_2 < 3\%$ (ver **Figura A.3**).

Pozo (°API)		St	La	VB	SH	KSch	PF	GPV	Agip	AI
P1 (11.7)	E_2	6.68	13.71	20.2	71.53	34.17	6.58	3.65	5.36	20.18
	E_4	103.22	211.83	311.98	1105.05	527.84	101.61	56.37	82.78	311.8
P2 (11.72)	E_2	27.73	46.99	29.95	90.67	5.7	41.97	9.81	26.28	43.95
	E_4	1135.95	1925.05	1226.85	3713.96	233.3	1719.27	401.82	1076.63	1800.14
P3 (12.77)	E_2	3.53	25.16	1	82.74	36.5	28.19	26.94	7.59	31.24
	E_4	76.85	547.47	21.71	1800.46	794.34	613.41	586.33	165.27	679.73
P4 (12.83)	E_2	13.39	36.05	17.78	83.34	11.45	42.3	6.23	9.06	41.49
	E_4	302.75	815.33	402.14	1884.65	258.83	956.52	140.84	204.82	938.37
P5 (13.035)	E_2	33.97	57.61	29.22	21.86	22.74	177.36	35.08	25.51	48.12
	E_4	190.26	322.67	163.65	122.44	127.38	993.43	196.49	142.89	269.51
P6 (13.6)	E_2	1.76	23.78	7.37	79.53	18.26	25.76	19.43	3.82	20.78
	E_4	32.5	439.78	136.21	1470.59	337.67	476.25	359.34	70.68	384.17
P7 (13.77)	E_2	38.24	55.01	35.43	67.77	23.89	84.16	38.65	34.67	52.73
	E_4	496.15	713.6	459.58	879.21	309.93	1091.76	501.36	449.77	684.07
P8 (13.9)	E_2	8.77	28.76	14.24	81.7	9.63	29.55	11.04	3.63	25.99
	E_4	180.15	590.95	292.55	1678.9	197.99	607.31	226.79	74.56	534.04
P9 (15.37)	E_2	8.64	17.11	1.58	71.51	26.58	34.02	33.56	18.51	19.97
	E_4	110.57	219.07	20.18	915.43	340.3	435.46	429.57	236.94	255.63
P10 (15.41)	E_2	4.33	29.13	15.28	71.87	9.49	52.18	20.87	6.28	32.59
	E_4	55.43	372.9	195.66	920.06	121.49	667.98	267.13	80.42	417.25
P11 (19.19)	E_2	36.6	10.02	15.31	76.04	50.66	9.19	79.18	51.51	8.21
	E_4	504.95	138.29	211.16	1049.13	698.88	126.82	1092.39	710.72	113.32
P12 (19.71)	E_2	36.81	45.27	42.11	85.61	28.71	47.72	31.01	32.36	46.09
	E_4	899.02	1105.45	1028.37	2090.68	701.13	1165.22	757.15	790.25	1125.63
P13 (20.57)	E_2	56.41	64.01	58.3	87.44	45.15	77.2	55.81	53.88	73.23
	E_4	1622.06	1840.62	1676.49	2514.6	1298.28	2219.98	1604.81	1549.35	2105.85
P14 (20.68)	E_2	23.55	42.35	33.13	89.04	5.1	44.02	6.5	17.49	51.88
	E_4	696.65	1252.78	980.23	2634.31	150.94	1302.46	192.32	517.29	1534.85
P15 (20.79)	E_2	26.8	46.55	36.55	64.94	25.78	83.35	16.15	15.56	39.12
	E_4	266.79	463.46	363.94	646.58	256.66	829.83	160.79	154.93	389.47
P16 (20.98)	E_2	8.64	23.64	20.25	78.66	1.41	33.88	7.21	0.71	28.65
	E_4	136.36	373.26	319.77	1241.88	22.23	534.96	113.79	11.21	452.27

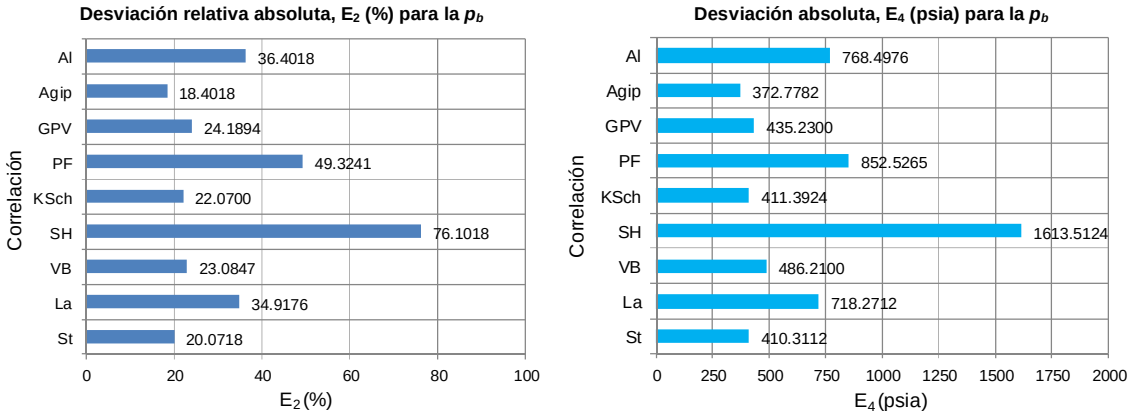


Figura A. 12. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la presión de saturación, p_b, utilizando 16 PVT de aceite pesado

Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), PF (Petrosky y Farshad), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), SH (Santamaría y Hernández), VB (Vázquez y Beggs), La (Lasater), St (Standing)

Pozo (°API)		St	La	VB	SH	KSch	PF	GPV	Agip	Al
P1 (11.7)	E_2	7.39	21.71	24.41	40.03	25.61	5.72	16.7	20.99	23.43
	E_4	12.18	35.79	40.24	65.98	42.22	9.43	27.53	34.6	38.63
P2 (11.72)	E_2	47.45	314.56	34.21	33.71	5.89	91.74	65.25	50.48	50.96
	E_4	211.75	1403.68	152.67	150.41	26.27	409.38	291.16	225.28	227.39
P3 (12.77)	E_2	4.06	53.68	8.74	70.36	26.87	38.65	4.58	2.15	13.37
	E_4	17.92	236.97	38.58	310.63	118.62	170.63	20.21	9.49	59.03
P4 (12.83)	E_2	18.65	90.09	11.81	63.76	10.4	69.19	28.66	20.08	39.25
	E_4	69.4	335.24	43.93	237.25	38.71	257.49	106.66	74.71	146.08
P5 (13.035)	E_2	60.53	126.2	35.01	15.3	29.32	242.95	32.53	30.91	89.14
	E_4	39.79	82.97	23.02	10.06	19.27	159.73	21.39	20.32	58.61
P6 (13.6)	E_2	2.12	52.2	2.43	56.1	15.56	31.7	9.71	3.05	7.36
	E_4	5.77	142	6.6	152.59	42.33	86.22	26.4	8.29	20.02
P7 (13.77)	E_2	76.18	148.81	47.23	45.88	31.29	146.55	58.79	50.14	101.06
	E_4	111.6	218.01	69.2	67.22	45.84	214.69	86.12	73.46	148.05
P8 (13.9)	E_2	11.52	64.41	5.88	53.69	8.9	39.9	20.43	12.35	16.58
	E_4	32.37	180.99	16.51	150.88	25.01	112.12	57.41	34.71	46.59
P9 (15.37)	E_2	9.34	34.67	9.98	62.33	21.09	36.1	3.01	7.92	4.74
	E_4	23.07	85.65	24.65	153.97	52.1	89.17	7.43	19.55	11.7
P10 (15.41)	E_2	2.6	55.52	3.36	59.53	10.78	61.58	11.09	5.65	23.15
	E_4	5.9	126.02	7.62	135.12	24.48	139.79	25.18	12.83	52.54
P11 (19.19)	E_2	30.93	3.55	27.01	67.29	33.66	7.46	20.87	26.18	22.94
	E_4	100.43	11.52	87.71	218.52	109.3	24.22	67.78	85	74.5
P12 (19.71)	E_2	72.6	112.99	55.38	49.47	40.4	61.44	79.09	59.51	82.38
	E_4	207.56	323.04	158.33	141.42	115.49	175.65	226.1	170.14	235.52
P13 (20.57)	E_2	168.21	437.14	125.95	61.81	82.49	256.87	165.17	133.89	256
	E_4	648.81	1686.11	485.8	238.42	318.19	990.81	637.1	516.45	987.42
P14 (20.68)	E_2	37.75	240.82	31.22	70.93	5.43	85.22	54.7	37.4	76.97
	E_4	233.15	1487.54	192.83	438.14	33.53	526.38	337.9	231	475.47
P15 (20.79)	E_2	44.02	82.83	40.39	40.63	34.85	109.57	46.31	36.36	63.69
	E_4	59.32	111.63	54.44	54.76	46.97	147.68	62.41	49.01	85.83
P16 (20.98)	E_2	11.29	45.29	8.48	63.98	1.34	41.05	19.1	8.75	27.25
	E_4	32.95	132.23	24.75	186.78	3.92	119.86	55.77	25.53	79.56

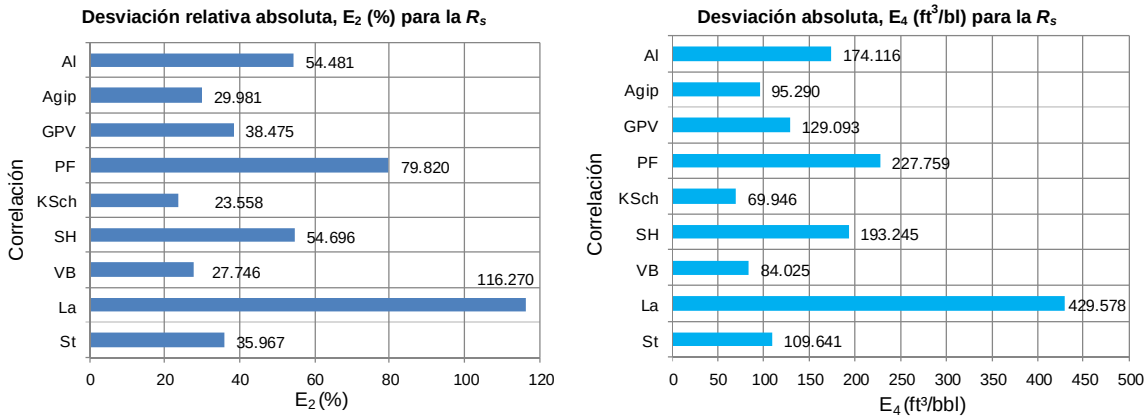


Figura A. 13. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la relación de solubilidad, R_s, utilizando 16 PVT de aceite pesado

Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), PF (Petrosky y Farshad), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), SH (Santamaría y Hernández), VB (Vázquez y Beggs), La (Lasater), St (Standing)

Pozo (°API)		St	VB	KSch	PF	Al
P1 (11.7)	E_2	0.012	0.0709	0.1957	0.5386	0.9682
	E_4	0.0001	0.0008	0.0021	0.0059	0.0106
P2 (11.72)	E_2	10.4826	18.8125	12.6722	10.9151	14.3076
	E_4	0.1584	0.2843	0.1915	0.1649	0.2162
P3 (12.77)	E_2	2.0027	9.731	2.0505	3.1254	3.8952
	E_4	0.0271	0.1316	0.0277	0.0423	0.0527
P4 (12.83)	E_2	3.6589	13.5928	6.3394	2.6905	8.2136
	E_4	0.0504	0.1873	0.0874	0.0371	0.1132
P5 (13.035)	E_2	0.0956	1.0881	0.0502	1.1962	0.2903
	E_4	0.001	0.0114	0.0005	0.0126	0.003
P6 (13.6)	E_2	2.4311	4.4487	2.1879	2.0717	0.2287
	E_4	0.0293	0.0537	0.0264	0.025	0.0028
P7 (13.77)	E_2	0.2515	2.8678	0.8615	0.5321	0.6928
	E_4	0.0028	0.0319	0.0096	0.0059	0.0077
P8 (13.9)	E_2	3.1533	3.7963	2.8992	2.7894	0.913
	E_4	0.038	0.0457	0.0349	0.0336	0.011
P9 (15.37)	E_2	2.721	5.0953	2.4478	3.1795	0.1337
	E_4	0.0327	0.0613	0.0294	0.0382	0.0016
P10 (15.41)	E_2	0.8205	7.5033	0.7302	1.4627	1.9153
	E_4	0.01	0.0918	0.0089	0.0179	0.0234
P11 (19.19)	E_2	0.0851	8.4092	0.5489	0.5732	2.6491
	E_4	0.0011	0.1094	0.0071	0.0075	0.0345
P12 (19.71)	E_2	5.2675	9.4221	5.4641	4.903	6.3752
	E_4	0.068	0.1215	0.0705	0.0632	0.0822
P13 (20.57)	E_2	8.8925	1.2608	3.7428	11.8375	3.619
	E_4	0.1075	0.0152	0.0452	0.1431	0.0438
P14 (20.68)	E_2	6.0605	10.9808	0.4251	9.8132	2.5725
	E_4	0.0888	0.1609	0.0062	0.1438	0.0377
P15 (20.79)	E_2	2.419	1.3733	3.3595	2.3625	1.7318
	E_4	0.027	0.0153	0.0375	0.0264	0.0193
P16 (20.98)	E_2	1.3935	5.4075	1.2122	2.4006	0.7698
	E_4	0.0173	0.067	0.015	0.0297	0.0095

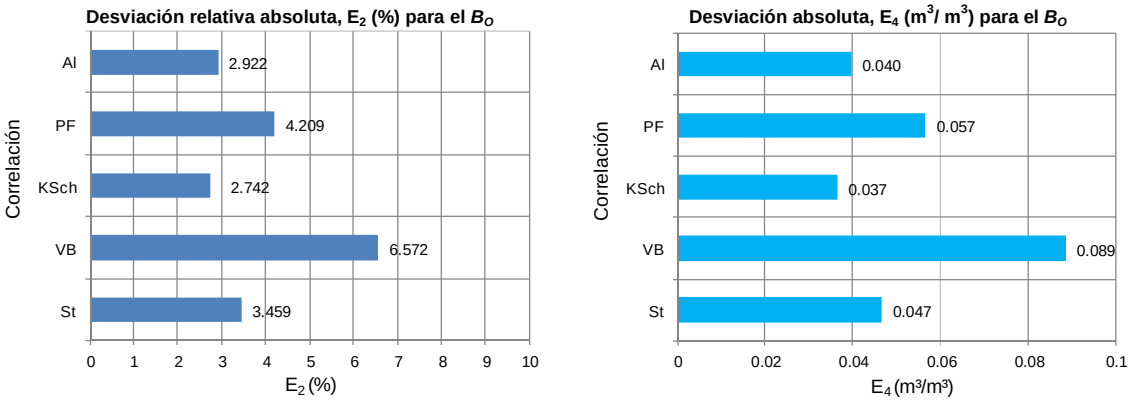


Figura A. 14. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en el factor de volumen del aceite, B_o, utilizando 16 PVT de aceite pesado

Al (Al - Marhoun), PF (Petrosky y Farshad), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), VB (Vázquez y Beggs) y St (Standing)

- En el caso de las correlaciones para la μ_{od} desarrolladas para aceite pesado, todas arrojaron desviaciones relativas absolutas promedio $E_2 > 60\%$, obteniendo los mejores resultados con De Guetto et al. (GPV), (ver **Figura A.4**).

- Las correlaciones para la viscosidad del aceite saturado, μ_{ob}, se evaluaron con una desviación $E_2 < 30\%$, obteniendo los mejores resultados con Al - Marhoun (Al) y De Ghetto et al. con muestras Agip (Agip), (ver **Figura A.5**). Cabe mencionar que esta etapa se descartaron los resultados obtenidos con el PVT Pozo P5, ya que arrojaba desviaciones $E_2 > 280\%$, empañando el comportamiento de las demás correlaciones. .

- Para el caso de la μ_o, en general se obtuvieron buenos resultados tomando en cuenta desviaciones $E_2 < 3\%$ (ver **Figura A. 6**). Las correlaciones de Kartoatmodjo y Schmidt (KSch) y Khan et al. (KAD) fueron las que menor desviación arrojaron.

Es importante mencionar que para identificar estas correlaciones, solo se tomaron los puntos a la presión de saturación, reportados en cada uno de los análisis PVT; estos datos podrían variar si se consideran los siete parámetros estadísticos en conjunto.

Pozo (°API)		BR	B	EJ	KSc	GPV	Agip	Al
P1 (11.7)	E_2	89.51	39.66	64.11	33.29	80.3	80.29	49.81
	E_4	644.65	285.61	461.72	239.77	578.33	578.22	358.7
P2 (11.72)	E_2	34.05	29.2	518.29	729.73	111.08	179.99	428.49
	E_4	4.36	3.74	66.34	93.41	14.22	23.04	54.85
P3 (12.77)	E_2	83.32	75.33	19.7	49.25	49.09	38.4	12.92
	E_4	42.23	38.19	9.99	24.96	24.88	19.46	6.55
P4 (12.83)	E_2	85.67	77.72	0.12	25.45	56.61	47.97	2.33
	E_4	52.05	47.22	0.07	15.46	34.39	29.14	1.42
P5 (13.035)	E_2	83.28	49.42	81.94	70.78	82.75	88.01	8.37
	E_4	1557.63	924.34	1532.43	1323.84	1547.7	1645.99	156.51
P6 (13.6)	E_2	87.82	79.49	27.51	13.96	64.05	59.32	27.76
	E_4	59.89	54.21	18.76	9.52	43.68	40.46	18.94
P7 (13.77)	E_2	79.11	23.27	53.42	26.72	62.69	69.06	57.6
	E_4	221.09	65.04	149.3	74.68	175.19	193.01	160.98
P8 (13.9)	E_2	87.67	79.62	29.7	19.03	63.71	59.61	31.73
	E_4	55.84	50.72	18.92	12.12	40.58	37.97	20.21
P9 (15.37)	E_2	81.37	69.51	15.98	12.33	46.95	46.01	19.74
	E_4	29.29	25.02	5.75	4.44	16.9	16.56	7.11
P10 (15.41)	E_2	71.98	57.36	30.12	31.98	19.09	16.8	16.01
	E_4	15.85	12.63	6.63	7.04	4.2	3.7	3.52
P11 (19.19)	E_2	87.51	87.11	57.88	68.55	64.68	68.09	70.47
	E_4	22.29	22.19	14.74	17.46	16.47	17.34	17.95
P12 (19.71)	E_2	56.61	133.44	235.86	210.91	276.67	181.39	290.7
	E_4	2.03	4.79	8.46	7.57	9.93	6.51	10.43
P13 (20.57)	E_2	65.3	38.29	38.66	32.91	25.45	48.28	3.04
	E_4	19.68	11.54	11.65	9.92	7.67	14.55	0.91
P14 (20.68)	E_2	57.8	53.32	15.76	12.56	13.04	6.39	6.36
	E_4	4.47	4.12	1.22	0.97	1.01	0.49	0.49
P15 (20.79)	E_2	69.52	54.88	36.57	41.26	27.34	46.45	25.37
	E_4	12.86	10.15	6.77	7.63	5.06	8.59	4.69
P16 (20.98)	E_2	67.81	59.13	22.97	36.57	18.12	36.03	26.07
	E_4	8.48	7.39	2.87	4.57	2.26	4.5	3.26

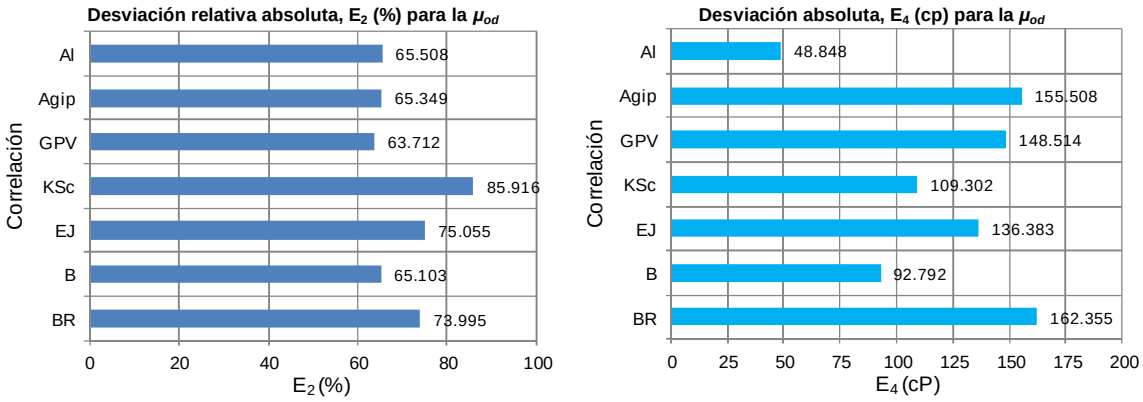


Figura A. 15. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la viscosidad del aceite muerto, μ_{od}, utilizando 16 PVT de aceite pesado

Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), EJ (Egbogah - Jack), B (Beal), BR (Beggs y Robinson)

Pozo (°API)		CC	BR	B	KAD	KSc	GPV	Agip	Al
P1 (11.7)	E_2	21.142	46.881	18.475	1120.444	8.182	61.932	103.359	3.436
	E_4	40.411	89.608	35.313	2141.617	15.639	118.377	197.560	6.567
P2 (11.72)	E_2	7.948	32.084	11.693	33116.709	7.139	15.954	1.627	0.289
	E_4	0.242	0.975	0.355	1006.748	0.217	0.485	0.049	0.009
P3 (12.77)	E_2	25.667	28.866	24.581	4225.133	2.912	9.966	14.697	24.540
	E_4	1.786	2.009	1.711	294.069	0.203	0.694	1.023	1.708
P4 (12.83)	E_2	60.709	13.752	43.060	3826.301	30.418	39.046	41.979	50.284
	E_4	4.684	1.061	3.323	295.237	2.347	3.013	3.239	3.880
P5 (13.035)	E_2	587.548	281.266	353.409	576.415	509.290	1230.986	1658.039	414.252
	E_4	931.087	445.722	560.047	913.444	807.072	1950.744	2627.495	656.465
P6 (13.6)	E_2	83.597	5.587	47.559	1311.550	48.218	54.085	51.008	56.560
	E_4	8.836	0.591	5.027	138.631	5.097	5.717	5.392	5.978
P7 (13.77)	E_2	328.468	108.979	202.974	1158.389	231.085	157.321	75.043	108.979
	E_4	86.705	28.767	53.579	305.776	60.999	41.528	19.809	28.767
P8 (13.9)	E_2	60.064	17.106	29.906	934.596	29.590	34.957	33.366	37.376
	E_4	6.667	1.899	3.320	103.740	3.284	3.880	3.704	4.149
P9 (15.37)	E_2	9.354	40.496	10.833	343.494	9.119	8.123	7.601	10.056
	E_4	1.092	4.729	1.265	40.110	1.065	0.949	0.888	1.174
P10 (15.41)	E_2	5.905	39.594	12.338	499.241	9.968	12.005	9.502	14.918
	E_4	0.511	3.429	1.069	43.234	0.863	1.040	0.823	1.292
P11 (19.19)	E_2	14.463	35.192	0.069	13.831	3.664	3.870	2.576	0.842
	E_4	0.950	2.312	0.005	0.909	0.241	0.254	0.169	0.055
P12 (19.71)	E_2	32.652	5.846	112.262	320.066	14.514	14.527	27.210	33.249
	E_4	0.408	0.073	1.403	4.001	0.181	0.182	0.340	0.416
P13 (20.57)	E_2	1.069	38.705	18.586	6.889	14.644	18.483	20.397	23.821
	E_4	0.118	4.265	2.048	0.759	1.614	2.037	2.248	2.625
P14 (20.68)	E_2	8.343	35.215	4.795	44.315	6.056	13.590	2.570	10.446
	E_4	0.368	1.553	0.211	1.954	0.267	0.599	0.113	0.461
P15 (20.79)	E_2	79.278	19.483	65.860	672.878	61.696	7.816	62.549	42.489
	E_4	0.807	0.198	0.670	6.849	0.628	0.080	0.637	0.432
P16 (20.98)	E_2	8.343	35.215	4.795	44.315	6.056	13.590	2.570	10.446
	E_4	0.368	1.553	0.211	1.954	0.267	0.599	0.113	0.461

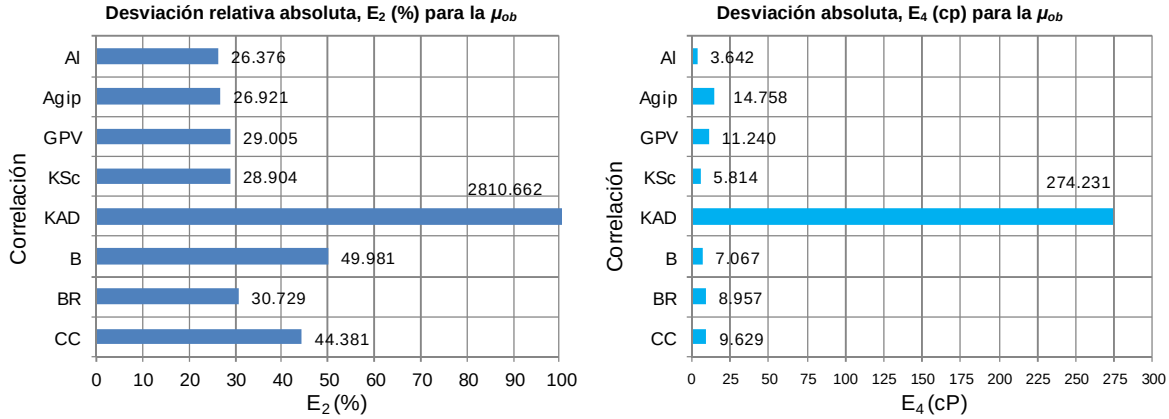


Figura A. 16. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la viscosidad del aceite saturado, μ_{ob}, utilizando 16 PVT de aceite pesado

Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), KAD (Khan et al.), B (Beal), BR (Beggs y Robinson), CC (Chew y Connally)

Pozo (°API)		B	VB	KAD	KSc	GPV	Agip	Al
P1 (11.7)	E_2	7.345	114.228	0.415	5.012	4.448	0.065	198.238
	E_4	14.329	222.837	0.810	9.777	8.678	0.128	386.722
P2 (11.72)	E_2	0.549	505.755	0.143	0.557	1.336	1.855	163.085
	E_4	0.017	15.628	0.004	0.017	0.041	0.057	5.039
P3 (12.77)	E_2	0.793	242.224	0.669	0.549	0.893	6.787	433.798
	E_4	0.057	17.464	0.048	0.040	0.064	0.489	31.277
P4 (12.83)	E_2	0.637	220.171	0.643	0.416	1.014	4.791	482.257
	E_4	0.051	17.460	0.051	0.033	0.080	0.380	38.243
P5 (13.035)	E_2	9.917	52.246	6.199	5.620	11.234	7.391	879.316
	E_4	17.477	92.073	10.925	9.904	19.797	13.025	1549.619
P6 (13.6)	E_2	0.449	201.607	0.018	0.837	0.461	6.515	390.590
	E_4	0.049	21.995	0.002	0.091	0.050	0.711	42.613
P7 (13.77)	E_2	1.339	185.181	6.308	0.677	2.187	12.728	820.273
	E_4	0.404	55.814	1.901	0.204	0.659	3.836	247.232
P8 (13.9)	E_2	0.251	178.867	0.067	0.508	0.257	2.734	334.402
	E_4	0.028	20.212	0.008	0.057	0.029	0.309	37.787
P9 (15.37)	E_2	0.197	83.821	0.491	0.028	0.838	0.752	156.045
	E_4	0.023	9.971	0.058	0.003	0.100	0.089	18.563
P10 (15.41)	E_2	1.108	86.263	1.200	0.896	1.623	0.104	110.480
	E_4	0.099	7.686	0.107	0.080	0.145	0.009	9.844
P11 (19.19)	E_2	5.443	75.871	5.382	5.312	6.144	4.295	207.733
	E_4	0.382	5.326	0.378	0.373	0.431	0.301	14.583
P12 (19.71)	E_2	9.774	472.405	11.950	8.388	8.308	17.752	164.828
	E_4	0.099	4.808	0.122	0.085	0.085	0.181	1.678
P13 (20.57)	E_2	4.620	240.450	4.708	4.446	5.275	4.508	120.740
	E_4	0.441	22.939	0.449	0.424	0.503	0.430	11.519
P14 (20.68)	E_2	0.102	364.210	0.737	0.542	1.229	4.631	304.654
	E_4	0.001	4.625	0.009	0.007	0.016	0.059	3.869
P15 (20.79)	E_2	0.616	103.914	1.283	0.133	0.288	1.183	39.652
	E_4	0.072	12.085	0.149	0.015	0.034	0.138	4.612
P16 (20.98)	E_2	1.469	217.980	0.402	1.396	1.019	2.165	120.326
	E_4	0.069	10.180	0.019	0.065	0.048	0.101	5.619

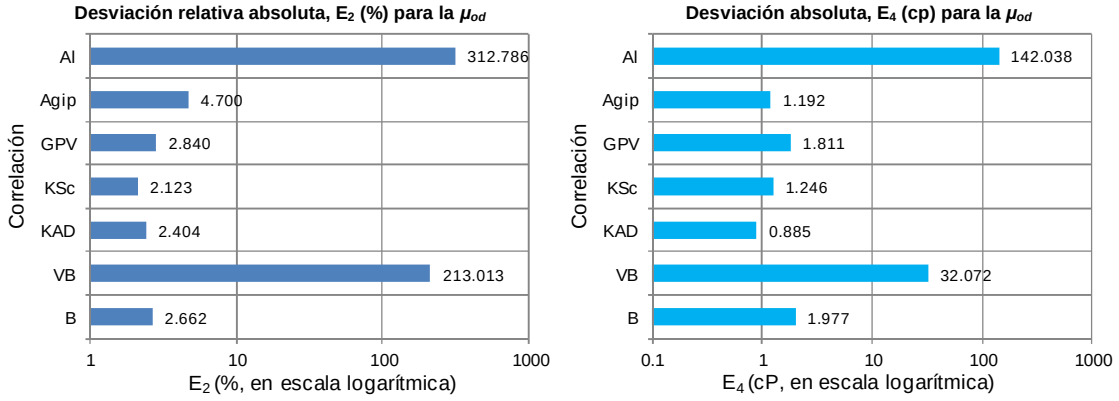


Figura A. 17. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la viscosidad del aceite bajosaturado, μ_o, utilizando 16 PVT de aceite pesado

Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), KAD (Khan et al.), VB (Vázquez y Beggs), B (Beal)

A.7.2. Selección de las correlaciones para el caso de estudio

Para el caso de estudio, y como se mencionó anteriormente, se utilizaron los siete parámetros estadísticos, debido a que los parámetros E_2 y E_4 arrojaban desviaciones muy altas, haciendo muy complicada la selección de las correlaciones más adecuadas. Para esto fue necesario utilizar los valores de R_s, B_o, μ_{ob} reportados en cada una de las etapas de los experimentos PVT del Pozo B.

Para integrar los siete parámetros antes descritos, se utilizó un índice de comportamiento relativo, F_{rp}, el cual toma en consideración las desviaciones obtenidas en cada correlación PVT y está definido por:

$$F_{rp} = \frac{|E_1| - |E_{1Min}|}{|E_{1Max}| - |E_{1Min}|} + \frac{E_2 - E_{2Min}}{E_{2Max} - E_{2Min}} + \frac{|E_3| - |E_{3Min}|}{|E_{3Max}| - |E_{3Min}|} + \frac{E_4 - E_{4Min}}{E_{4Max} - E_{4Min}} + \frac{E_5 - E_{5Min}}{E_{5Max} - E_{5Min}} + \frac{E_6 - E_{6Min}}{E_{6Max} - E_{6Min}} + \frac{E_7 - E_{7Min}}{E_{7Max} - E_{7Min}}$$

Los valores mínimos y máximos posibles para F_{rp} son 0 y 7, los cuales indican el mejor y el peor comportamiento, respectivamente.

Con respecto a la p_b y la μ_{od}, debido a que sólo se analizó un punto, se utilizaron los parámetros E_2 y E_4.

En el caso de la μ_o, esta propiedad no se evaluó debido a que no se utiliza en la hidrodinámica del caso de estudio, ya que el oleogasoducto en cuestión opera a presiones por debajo de la de saturación.

Los resultados obtenidos para el caso de estudio fueron los siguientes:

- Para la p_b, los mejores resultados se obtuvieron con la correlación de Kartoatmodjo & Schmidt (KSch), con las desviaciones E_2 fueron mayores al 60% (ver **Figura A. 7**).
- En el caso de las correlaciones para la μ_{od} desarrolladas para aceite pesado, todas arrojaron desviaciones relativas absolutas promedio $E_2 > 60\%$, (ver **Figura A. 8**).

- Para la R_s, Kartoatmodjo & Schmidt (KSch) fue la mejor correlación, con un F_{rp} = 1.0355 (ver **Figura A. 9**).

- Los mejores resultados para el B_o se obtuvieron con Vazquez y Beggs, con un F_{rp} = 1.0355 (ver **Figura A. 10**).

- Para la viscosidad del aceite saturado, μ_{ob}, la mejor correlación fue Beggs y Robinson, con un F_{rp} = 0.4084 (ver **Figura A. 11**).

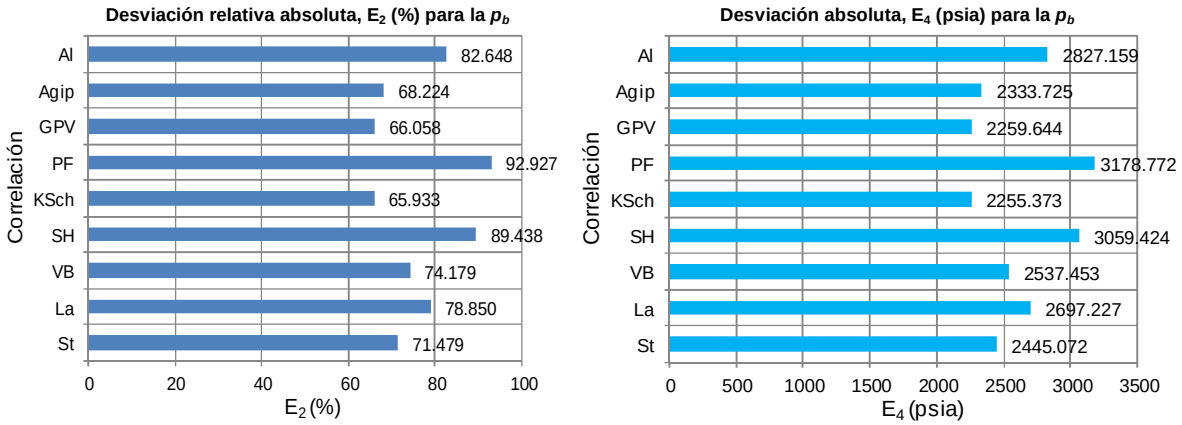


Figura A. 18. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la presión de saturación, p_b, utilizando el PVT Pozo B del caso de estudio

Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), PF (Petrosky y Farshad), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), SH (Santamaría y Hernández), VB (Vázquez y Beggs), La (Lasater), St (Standing)

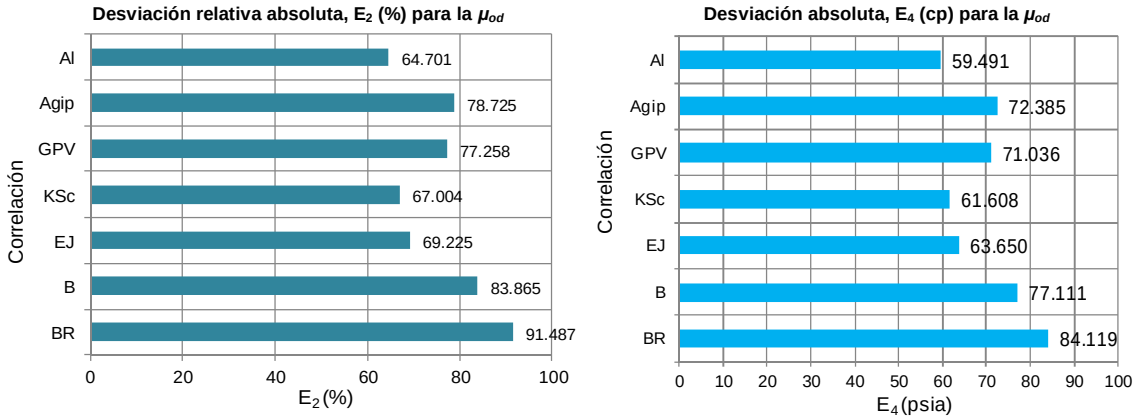


Figura A. 19. Comportamiento de la desviación relativa absoluta y la desviación absoluta en la viscosidad del aceite muerto, μ_{ob}, utilizando el PVT Pozo B del caso de estudio

Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), EJ (Egbogah - Jack), B (Beal), BR (Beggs y Robinson)

	Pozo B							
	E_1	E_2	E_3	E_4	E_5	E_6	E_7	F_{rp}
St	-60.415	60.415	-242.754	242.754	24.704	69.775	276.220	**2.9247**
La	-76.287	76.287	-607.095	607.095	16.298	83.995	751.587	**5.6749**
VB	-44.530	44.530	-208.976	208.976	25.796	54.578	227.235	**1.8477**
SH	6.146	61.486	32.453	61.731	72.052	72.357	74.853	**2.0658**
KSch	-39.223	39.223	-138.546	138.546	20.734	47.168	141.657	**1.0355**
PF	-84.155	84.155	-511.678	511.678	8.911	91.334	389.935	**5.1246**
GPV	-43.358	44.249	-257.767	257.883	32.304	56.893	298.303	**2.2615**
Agip	-43.028	43.028	-225.471	225.471	29.079	54.823	254.362	**1.9516**
Al	-54.437	54.437	-363.506	363.506	29.345	65.715	405.886	**3.3198**

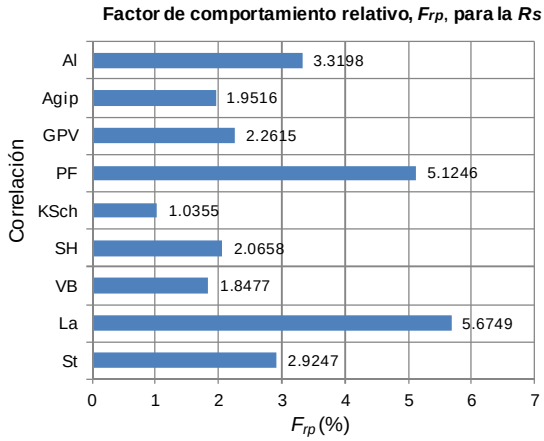


Figura A. 20. Índice de comportamiento relativo en la relación de solubilidad, R_s, utilizando el PVT Pozo B del caso de estudio

Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), PF (Petrosky y Farshad), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), SH (Santamaría y Hernández), VB (Vázquez y Beggs), La (Lasater), St (Standing)

	Pozo B							
	E_1	E_2	E_3	E_4	E_5	E_6	E_7	F_{rp}
St	-6.108	6.108	-0.071	0.071	1.988	6.890	0.027	**5.5826**
VB	0.635	0.733	0.007	0.008	0.558	0.883	0.006	**0.0000**
KSch	-6.346	6.346	-0.073	0.073	1.102	6.943	0.016	**5.2931**
PF	-5.296	5.639	-0.064	0.067	4.457	7.252	0.056	**6.4528**
Al	-4.635	4.635	-0.053	0.053	0.879	5.083	0.012	**3.6371**

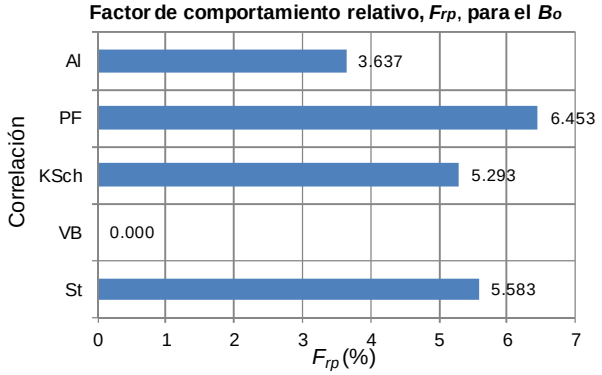


Figura A. 21. Índice de comportamiento relativo en el factor de volumen del aceite, B_o, utilizando el PVT Pozo B del caso de estudio

Al (Al - Marhoun), PF (Petrosky y Farshad), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), VB (Vázquez y Beggs), St (Standing)

	Pozo B							
	E_1	E_2	E_3	E_4	E_5	E_6	E_7	F_{rp}
CC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.3765	**6.3765**
BR	0.0000	0.0000	0.4084	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	**0.4084**
B	0.4493	0.4780	0.5295	0.4753	0.5782	0.5023	0.4073	**3.4198**
KSc	0.5321	0.5633	0.5791	0.5825	0.6438	0.5778	0.4724	**3.9509**
GPV	0.4381	0.5080	0.3399	0.5213	0.7239	0.5597	0.7391	**3.8300**
Agip	0.1970	0.3487	0.0000	0.5506	0.6760	0.4116	1.0000	**3.1839**
Al	0.5062	0.5417	0.5116	0.5092	0.6967	0.5855	0.4832	**3.8342**

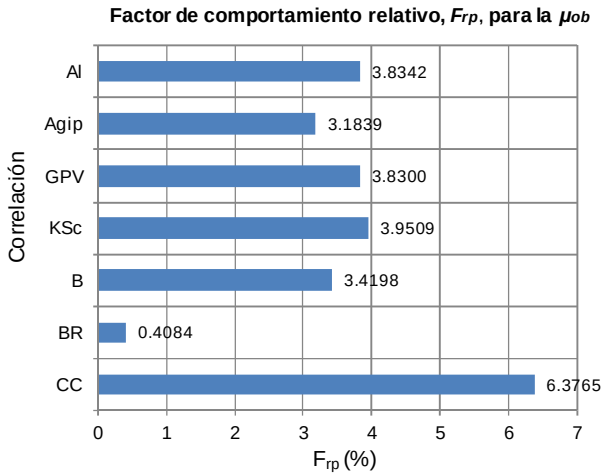


Figura A. 22. Índice de comportamiento relativo en la viscosidad del aceite saturado, μ_{ob}, utilizando el PVT Pozo B del caso de estudio

Al (Al - Marhoun), Agip (Muestras Agip), GPV (De Ghetto, Paone y Villa), KSch (Kartoatmodjo y Schmidt), KAD (Khan et al.), B (Beal), BR (Beggs y Robinson), CC (Chew y Connally)

Anexo B.

Gráficas especializadas

Este anexo se presentan los resultados obtenidos en las etapas de validación y corrección del análisis PVT Pozo B, utilizado para el caso de estudio; posteriormente se muestras los gráficos generados para evaluar el comportamiento de las propiedades de los diferentes tipos de aceites producidos en México, necesarios para la nueva clasificación propuesta en este trabajo.

B.1. Validación de propiedades volumétricas

A continuación se presentan los resultados obtenidos para el PVT del Pozo B, aplicando la Metodología de Rojas[40].

- **Prueba de Densidad**

Datos:

°API =	16.173		$\gamma_{g\ sep}$ =	0.6510		$\gamma_{g\ tanque}$ =	1.0550	
γ_O =	0.9582		$R_{s\ sep}$ =	219.004	ft³/bl	$R_{s\ tanque}$ =	21.876	ft³/bl
B_{obf} =	1.1268	m³ / m³	ρ_w =	348.146	lb/bl	ρ_{obd} =	0.8786	gr/cm³

Teniendo que:

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

Sustituyendo:

$$\rho_{obf} = \frac{(0.9582)(348.146)}{1.1268} + \frac{0.0763277}{1.1268}\left[(0.6510 \times 219.004) + (1.0550 \times 21.876)\right],$$

$$\rho_{obf} = 302.39 \text{ lb/bl} = 0.8629 \text{ gr/cm}^3.$$

$$\%\,\text{error} = \text{Abs}\left[\left(\rho_{obf} - \rho_{obd} \Big/ \rho_{obd}\right) \times 100\right] = \text{Abs}\left[\left(0.8629 - 0.8786 \Big/ 0.8786\right) \times 100\right],$$

$$\%\,\text{error} = 0.202.$$

Como se mencionó en el **capítulo 1**, si la diferencia entre ambas densidades es menor a un 5%, esta prueba se considera válida.

- **Prueba de la linealidad de la función-*Y*.**

Datos:

p_b =	3420	lb/plg²
V_b =	1	bl/bl

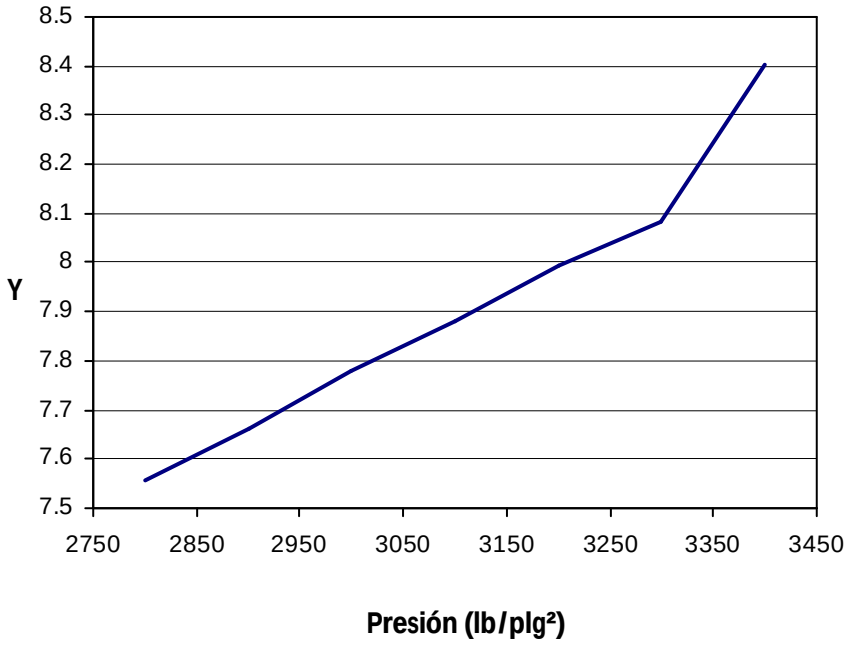
Teniendo que:

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

Sustituyendo para cada etapa del experimento de expansión a composición constante (separación flash):

Datos:		***Y***
Presión lb/plg²	***V_r*** **bl/bl**	
3420	1.000	-----
3400	1.0007	8.403
3300	1.0045	8.081
3200	1.0086	7.994
3100	1.0131	7.880
3000	1.018	7.778
2900	1.0234	7.663
2800	1.0293	7.557

Graficando, se observa que no se cumple la linealidad a altas presiones (cercanas a la p_b), considerando entonces que bajo estas condiciones de presión, las mediciones en el laboratorio no fueron hechas con precisión.



- **Prueba balance de materia.**

Teniendo que:

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

Donde:

$$V_{gi} = \frac{379.4 * m_{gi}}{28.96 * 453.59 * \gamma_{gdi}}, \qquad m_{gi} = m_{oi} - m_{oi-1},$$

$$m_{oi} = 1000 * (\rho_o * B_o)_i .$$

Datos:

	Presión lb/plg²	B_o m³/m³	ρ_o gr/cm³	γ_g	R_s m³/m³	R_s ft³/bl
1	14.7	1.031	0.9297	1.9277	0.00	0.0
2	100	1.048	0.9241	1.0156	3.988	22.39
3	400	1.061	0.9182	0.7433	8.823	49.536
4	1000	1.079	0.9092	0.6749	16.574	93.054
5	1700	1.099	0.8998	0.6624	25.315	142.13
6	2500	1.12	0.8897	0.6688	35.401	198.758
p_b 7	**3420**	**1.145**	**0.8786**		**47.256**	**265.317**

Sustituyendo valores de prueba de separación diferencial:

Resultados:

		Presión lb/plg²	m_{oi} **gr**	m_{gi} **gr**	V_{gi} **ft³**	R_s **CALCULADA ft³/bl**	**Error %**	
	1	14.7	958.521	0	0	0	-----	
	2	100	968.456	9.936	0.149	23.671	5.408	**Inconsistente**
	3	400	974.21	5.754	0.164	49.686	0.301	Consistente
	4	1000	981.027	6.817	0.265	91.801	1.365	Consistente
	5	1700	988.88	7.853	0.336	145.239	2.141	Consistente
	6	2500	996.464	7.584	0.331	197.817	0.476	Consistente
p_b	7	**3420**	**1005.997**	**9.533**	**0.412**	**263.275**	**0.778**	Consistente

Ejemplo, etapa 7:

$m_{o7} = 1000 \times (0.8786 \times 1.145) = 1005.997 \text{ gr}$,

$m_{g7} = 1005.997 - 996.464 = 9.533 \text{ gr}$,

$V_{g7} = \dfrac{379.4 \times 9.533}{28.96 \times 453.59 \times 0.6688} = 0.412 \text{ ft}^3$,

$R_{sd7} = 197.817 + (159 \times 0.412) = 263.275 \ \text{ft}^3/\text{bl}$,

$$\%\,\text{error} = \text{Abs}\left[\left(R_{sCalc} - R_{sLab}/R_{sCalc}\right) \times 100\right] = \text{Abs}\left[\left(263.275 - 265.317/263.275\right) \times 100\right],$$

$\%\,\text{error} = 0.778$.

Tomando en cuenta que la diferencia entre los valores experimental y calculado no debe exceder del 5% para que se considere como consistente, se observa que a bajas presiones, la R_s del experimento es consistente.

- **Prueba de la desigualdad.**

Para que esta prueba se consistente, es necesario cumplir con el criterio siguiente:

$$\frac{\partial B_{od}}{\partial p} < B_g \frac{\partial R_{sd}}{\partial p}$$

Datos:

		Presión kg/cm²	R_s m³/m³	B_o m³/m³	B_g m³/m³
p_b	7	**240.50**	**47.256**	**1.145**	**0**
	6	175.80	35.401	1.12	0.007
	5	119.55	25.315	1.099	0.0104
	4	70.32	16.574	1.079	0.018
	3	28.13	8.823	1.061	0.0464
	2	7.03	3.988	1.048	0.19
	1	1.03	0.00	1.031	1.333

Sustituyendo valores de la prueba de separación diferencial:

Resultados:

		Presión kg/cm²	B_g PROM m³/m³	$\frac{\partial B_{od}}{\partial p}$	$B_g \frac{\partial R_{sd}}{\partial p}$	$\frac{\partial B_{od}}{\partial p} < B_g \frac{\partial R_{od}}{\partial p}$
p_b	7	**240.50**	**0.0035**	**0.0003864**	**0.0006413**	**Cumple**
	6	175.80	0.0087	0.0003733	0.0015597	Cumple
	5	119.55	0.0142	0.0004063	0.0025215	Cumple
	4	70.32	0.0322	0.0004266	0.0059151	Cumple
	3	28.13	0.1182	0.0006162	0.0270889	Cumple
	2	7.03	0.7615	0.002834	0.5062623	Cumple
	1	1.03	------	------	------	----------

Ejemplo, etapa 7:

$$B_{g\,PROM} = \frac{B_{g_7} + B_{g_6}}{2} = \frac{0 + 0.007}{2} = 0.0035 \ \ {}^{m^3}\!/_{m^3},$$

$$\frac{\partial B_{od}}{\partial p} = \frac{B_{o7} - B_{o6}}{p_7 - p_6} = \frac{1.145 - 1.12}{240.50 - 175.80} = 0.0003864,$$

$$B_g \frac{\partial R_{sd}}{\partial p} = B_{g\ PROM_7} \times \left(\frac{R_{s7} - R_{s6}}{p_7 - p_6} \right) = 0.0035 \times \left(\frac{47.256 - 35.401}{240.50 - 175.80} \right) = 0.0006413.$$

B.2. Validación de la composición

Se procedió a hacer la validación de la composición del mismo con el Método de Bashbush modificado[39] para aceite negro, partiendo de los datos disponibles en el experimento de Separación diferencial a volumen constante, arrojando el resultado gráfico siguiente.

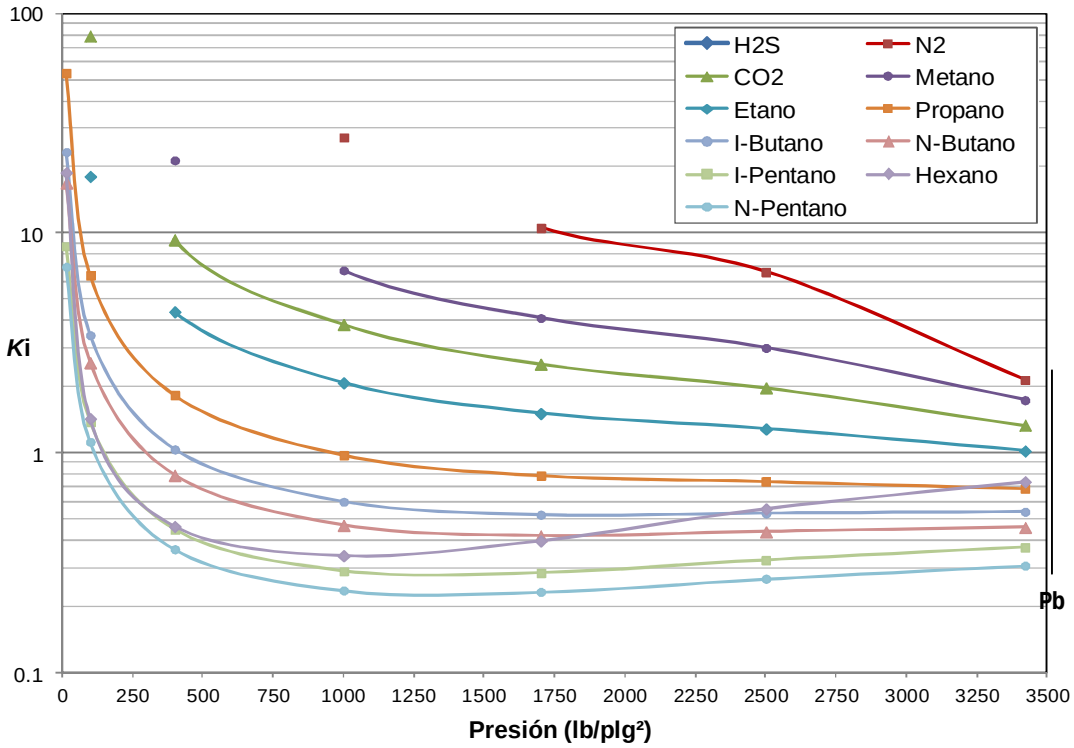


Figura B. 20. Constantes de equilibrio *K* vs Presión

De acuerdo con Bashbush, si los datos del análisis PVT fueran consistentes, las curvas de los valores de las constantes de equilibrio (*K*) para cada componente mantendrían una tendencia convergente sin cruzarse nunca.

La **Figura B.1** muestra cómo el único componente que arroja un comportamiento inconsistente es el C_6. Es importante mencionar que el análisis PVT del Pozo B no cuenta con información del componente C_{7+} en cada una de las etapas del

experimento de separación diferencial por lo que la validación de la composición no es concluyente.

B.3. Corrección

La corrección de los datos de separación diferencial por efectos de la separación en superficie se realizó con el método de Al-Marhoun [4], el cual señala que:

Si la $p \geq p_b$:

$R_{sf\,i} = R_{s\,bf}$,

$B_{of\,i} = B_{o\,di}\left(B_{o\,bf} \big/ B_{o\,bd}\right)$,

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

Si la $p \leq p_b$:

$R_{sf\,i} = R_{s\,di}\left(R_{s\,bf} \big/ R_{s\,bd}\right)$,

$B_{of\,i} = B_{o\,bf} + c_i\left(B_{odn} - B_{o\,bf}\right)$.

Donde: $c_i = \left(B_{o\,bd} - B_{odi}\right) / \left(B_{o\,bd} - B_{odn}\right)$.

Datos:

$R_{s\,bd}$ =	265.317	ft³/bl	Experimento de separación diferencial
$R_{s\,bf}$ =	240.880	ft³/bl	Experimento de separación en etapas o Flash
$B_{o\,bd}$ =	1.145	m³ / m³	Experimento de separación diferencial
$B_{o\,bf}$ =	1.1268	m³ / m³	Experimento de separación en etapas o Flash

- Corrección de la R_s

Si la $p \geq p_b$:

$R_s = 240.880 \ \ \mathrm{ft}^3/\mathrm{bl}$.

Si la $p \leq p_b$:

$$R_{s8} = 198.758\left(240.880 / 265.317\right) = 180.451 \ \text{ft}^3/\text{bl}.$$

		Presión lb/plg²	$R_{s\,bd}$ (ft³ / bl)	R_s corregida, (ft³ / bl)
	1	9000	265.317	240.880
	2	8000	265.317	240.880
	3	7000	265.317	240.880
	4	6000	265.317	240.880
	5	5000	265.317	240.880
	6	4000	265.317	240.880
p_b	7	3420	265.317	240.880
	8	2500	198.758	180.451
	9	1700	142.130	129.039
	10	1000	93.054	84.483
	11	400	49.536	44.974
	12	100	22.390	20.328
	13	14.7	0.000	0.000

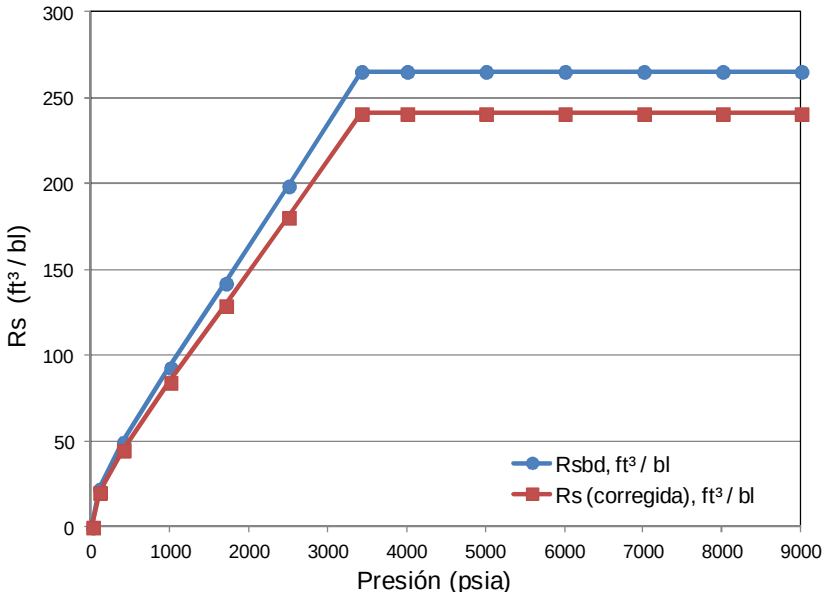


Figura B. 21. Corrección de la Relación de solubilidad (R_s)

- Corrección del B_o

Si la $p \geq p_b$:

$$B_{o6} = 1.1423\left(1.1268 / 1.145\right) = 1.1241.$$

Si la $p \leq p_b$:

$$B_{o8} = 1.1268 + 0.2193\left(1.031 - 1.1268\right) = 1.1058.$$

Donde: $c_8 = \left(1.145 - 1.12\right) / \left(1.145 - 1.031\right) = 0.2193$.

		Presión lb/plg²	Bo_{bd} m³ / m³	Vr	Bo (corregido) m³ / m³
	1	9000	1.1248	0.9824	1.1069
	2	8000	1.1277	0.9849	1.1098
	3	7000	1.1308	0.9876	1.1128
	4	6000	1.1342	0.9906	1.1162
	5	5000	1.1380	0.9939	1.1199
	6	4000	1.1423	0.9976	1.1241
p_b	**7**	3420	1.145	1	1.1268
	8	2500	1.12	-----	1.1058
	9	1700	1.099	-----	1.0881
	10	1000	1.079	-----	1.0713
	11	400	1.061	-----	1.0562
	12	100	1.048	-----	1.0453
	13	14.7	1.031	-----	1.031

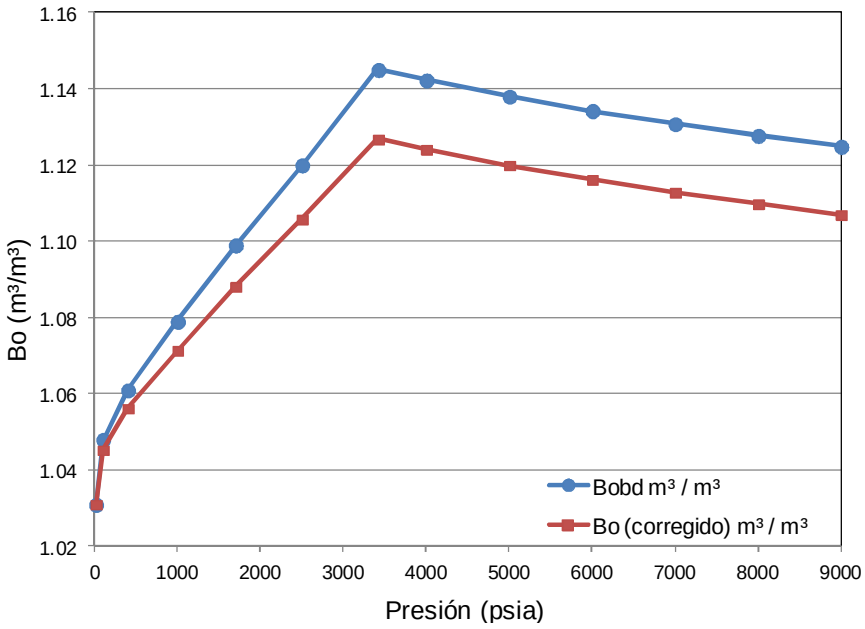


Figura B. 22. Corrección del Factor de volumen del aceite (B_o)

B.4. Gráficas especializadas

Con ayuda de la base de datos generada, se procedió elaborar gráficos donde se observa el comportamiento de las propiedades de los diferentes tipos de aceites producidos en México, partiendo de la clasificación general (León, Alamilla y García) a la particular (aceite negro, pesado y extrapesado). A continuación se presentan algunas de las gráficas obtenidas, además de las vistas en el **capítulo 3.**

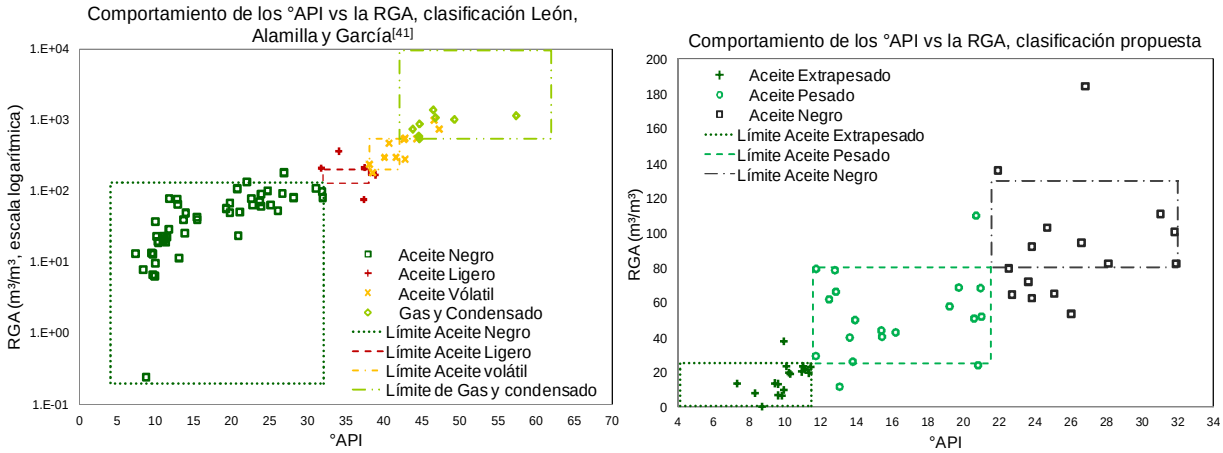


Figura B. 23. Gráficas °API vs RGA, clasificación general y clasificación propuesta

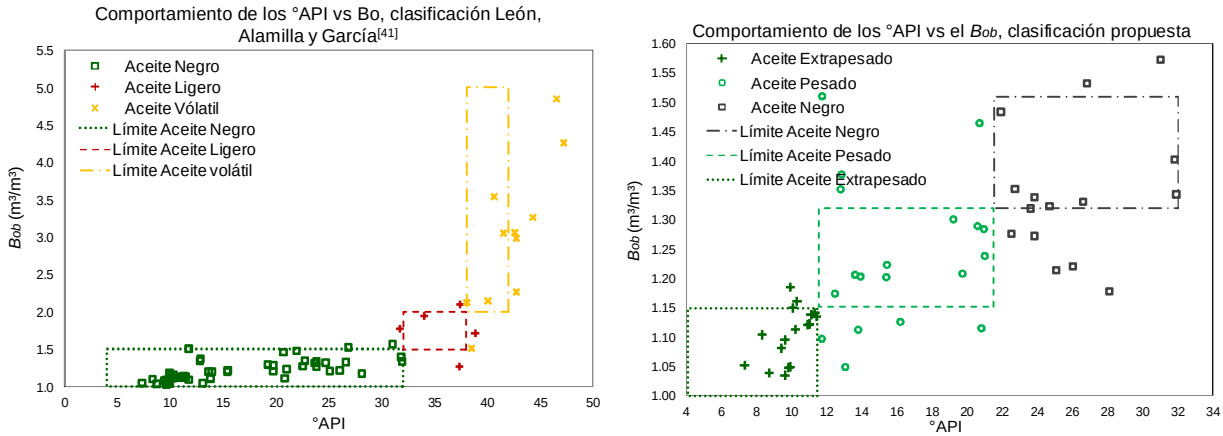


Figura B. 24. Gráficas °API vs B_{ob}, clasificación general y clasificación propuesta

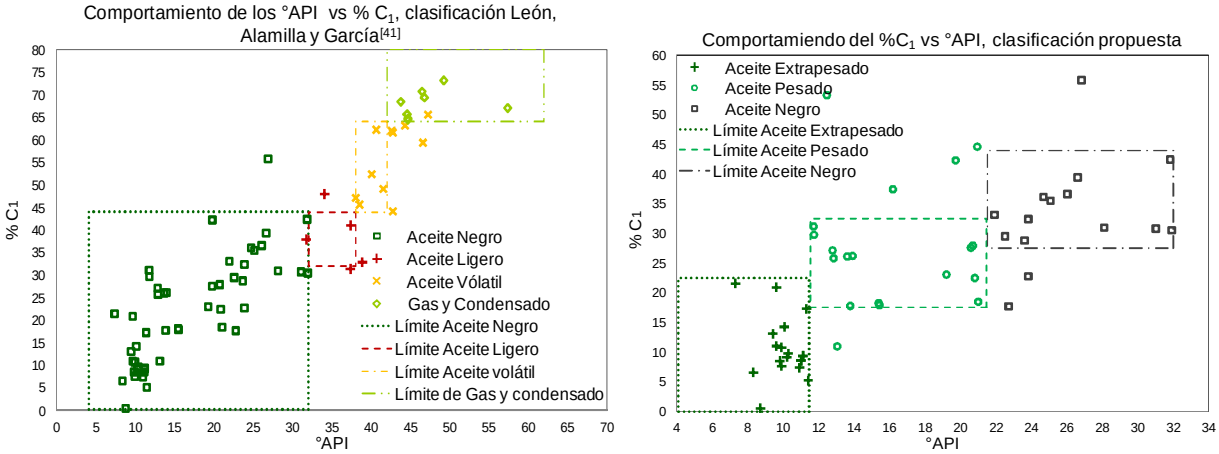


Figura B. 25. Gráficas °API vs %C_1, clasificación general y clasificación propuesta

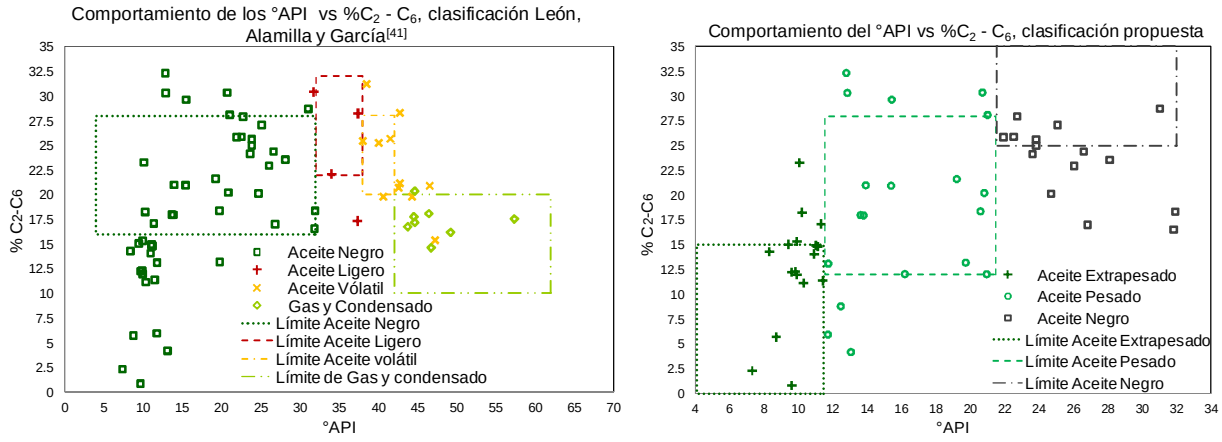


Figura B. 26. Gráficas °API vs %C_2-C_6, clasificación general y clasificación propuesta

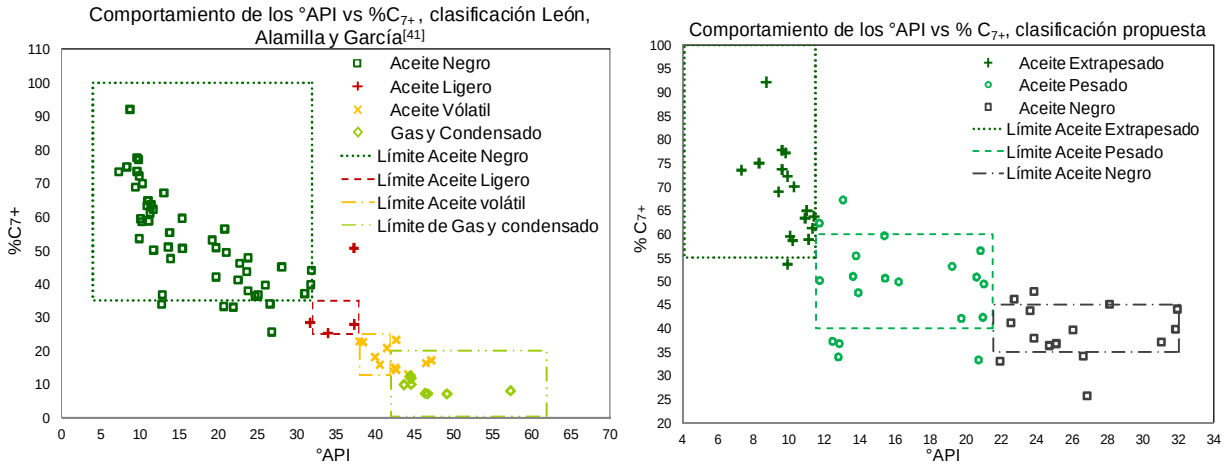


Figura B. 27. Gráficas °API vs $\%C_{7+}$, clasificación general y clasificación propuesta

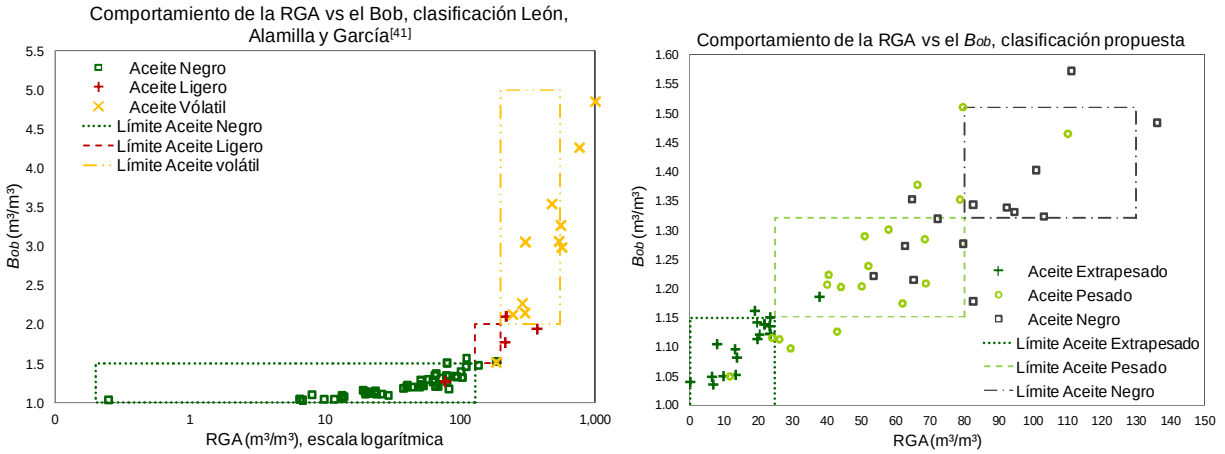


Figura B. 28. Gráficas RGA vs B_{ob}, clasificación general y clasificación propuesta

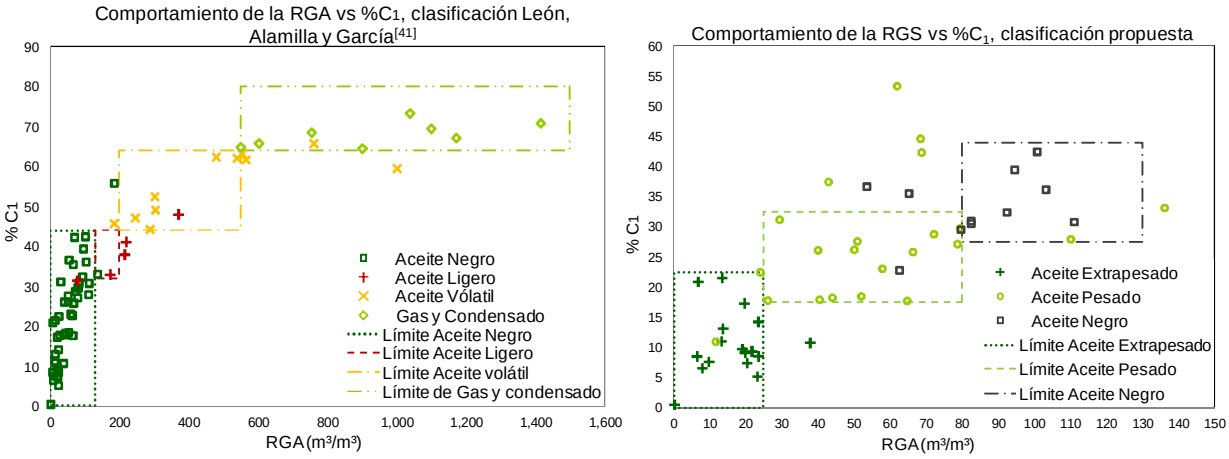


Figura B. 29. Gráficas RGA vs $\%C_1$, clasificación general y clasificación propuesta

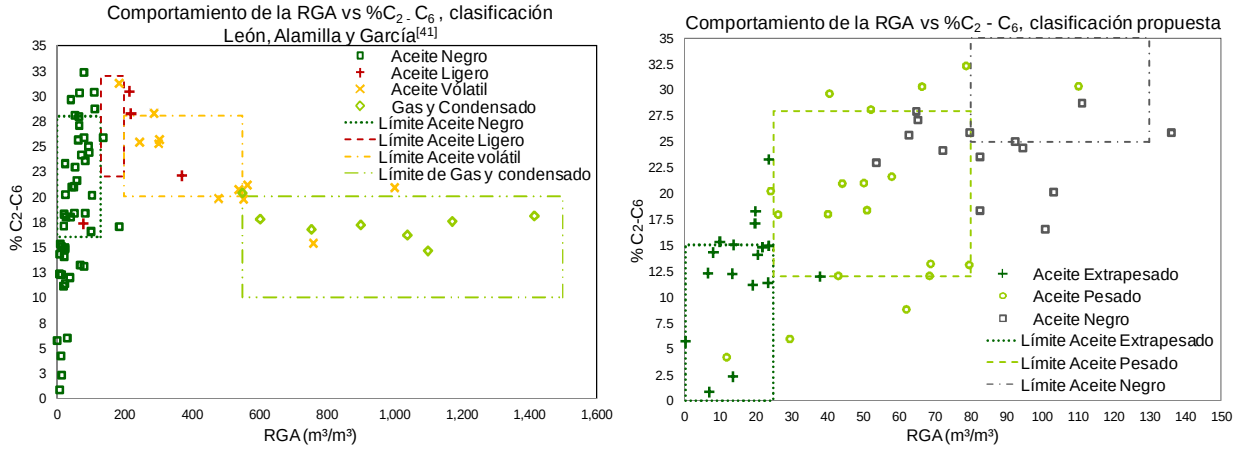


Figura B. 30. Gráficas RGA vs %C_2-C_6, clasificación general y clasificación propuesta

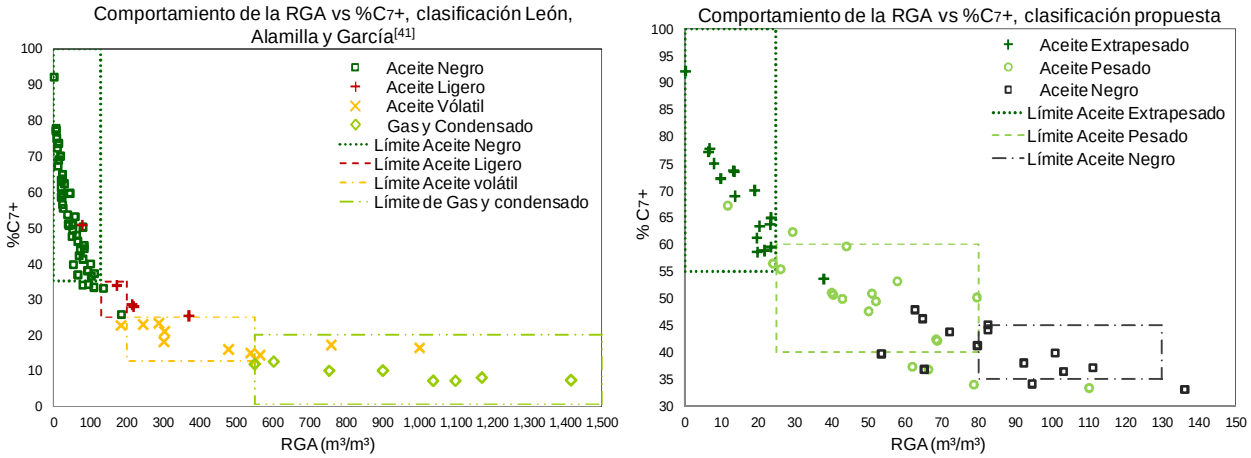


Figura B. 31. Gráficas RGA vs %C_{7+}, clasificación general y clasificación propuesta

Adicionalmente, se graficaron las propiedades PVT de los aceites negros, pesados y extrapesados para visualizar el comportamiento del peso molecular (PM) promedio, peso molecular del C_{7+} y la viscosidad del aceite saturado.

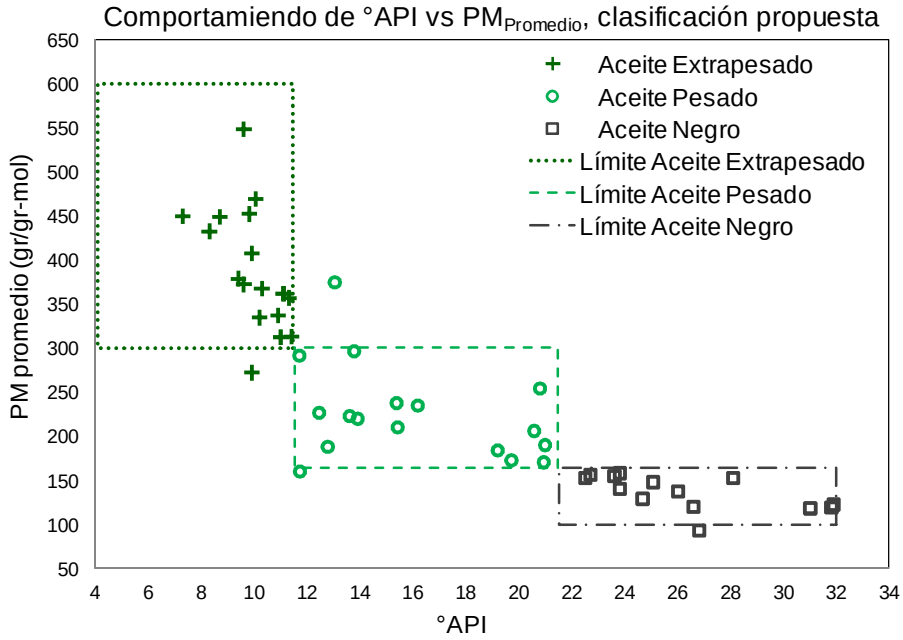


Figura B. 32. Gráfica °API vs PM promedio, clasificación propuesta

Se observa que en el caso del PM promedio se presenta un clara tendencia en los rangos de cada tipo de aceite (ver **Figura B.13**), observando ligeros cruces entre el pesado y el negro (ver **Figura B.14**).

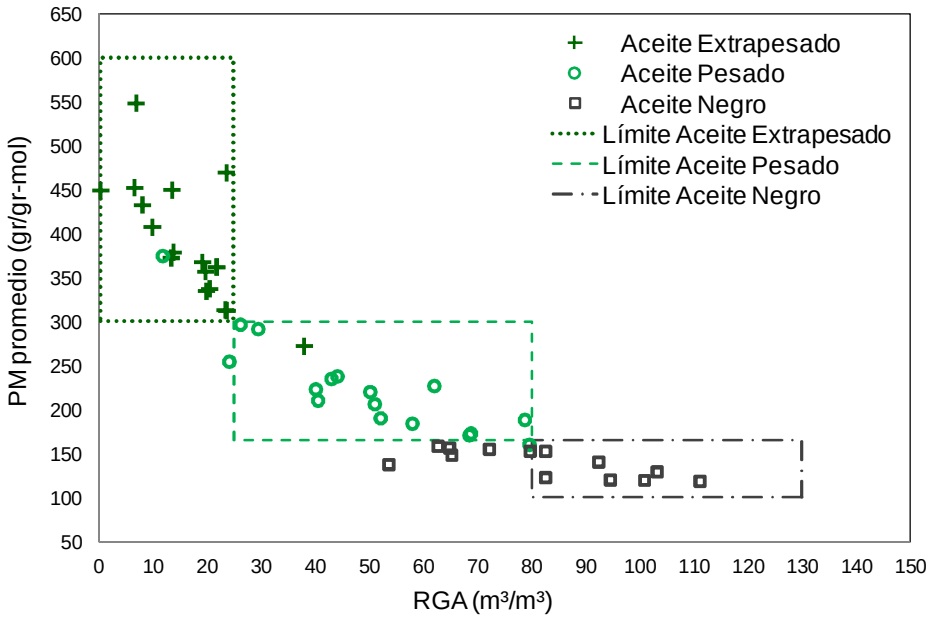


Figura B. 33. Gráfica RGA vs PM promedio, clasificación propuesta

Para el caso del PM del C_{7+}, el cruce entre pesado y negro se presenta nuevamente, sin embargo es posible observar las tendencias de cada tipo de aceite (ver **Figura B.15** y **Figura B.16**).

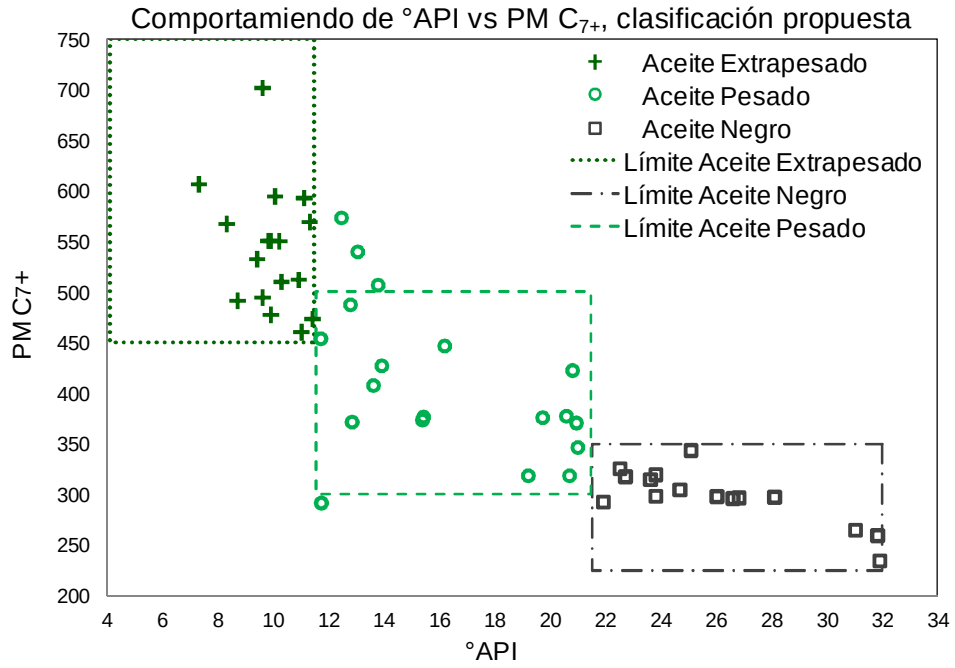


Figura B. 34. Gráfica °API vs PM C_{7+}, clasificación propuesta

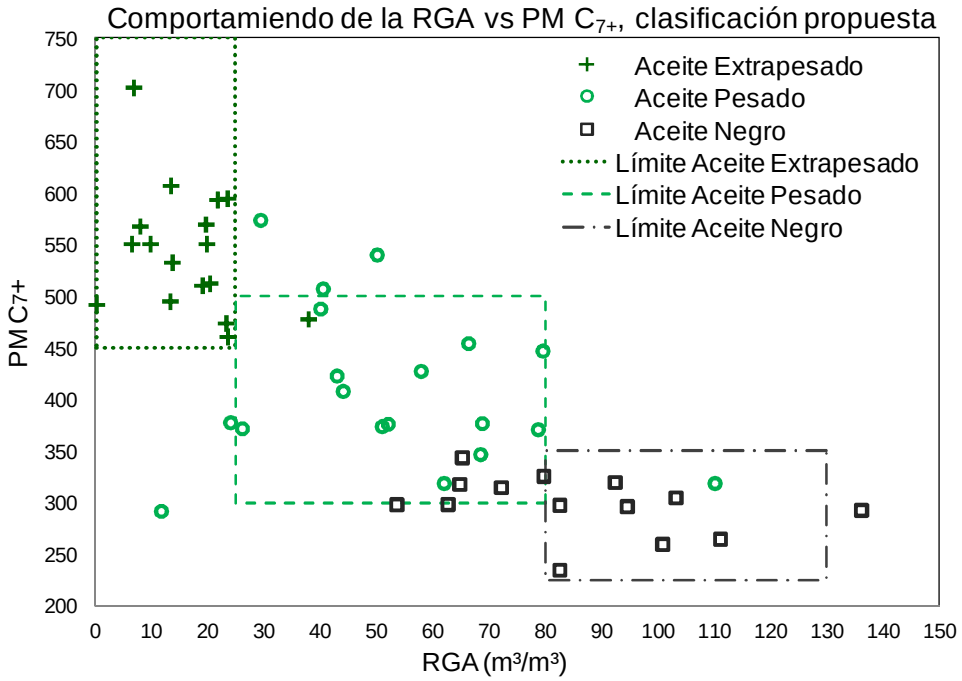


Figura B. 35. Gráfica RGA vs PM C_{7+}, clasificación propuesta

Como se menciona en el **capítulo 3**, la viscosidad del aceite saturado de los campos de México se comparó con los valores internacionales reportados (ver **Figura B.17** y **Figura B.18**), lo que sirvió de sustento para los rangos de la μ_{ob} propuestos en los nuevos criterios para la clasificación del aceite negro (**Figura B.19**).

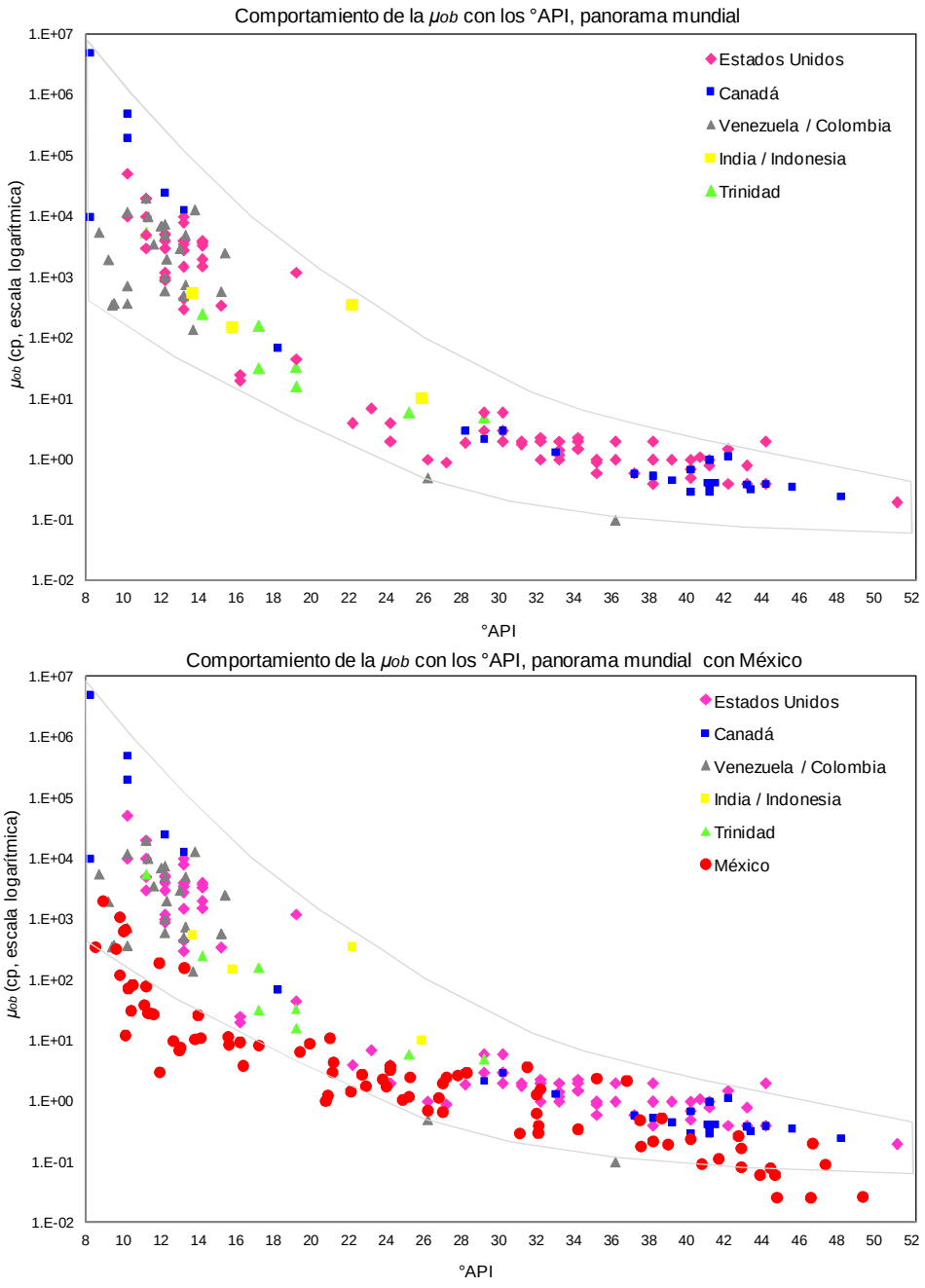


Figura B. 36. Gráficos μ_o a la p_b vs °API, panorama mundial y nacional

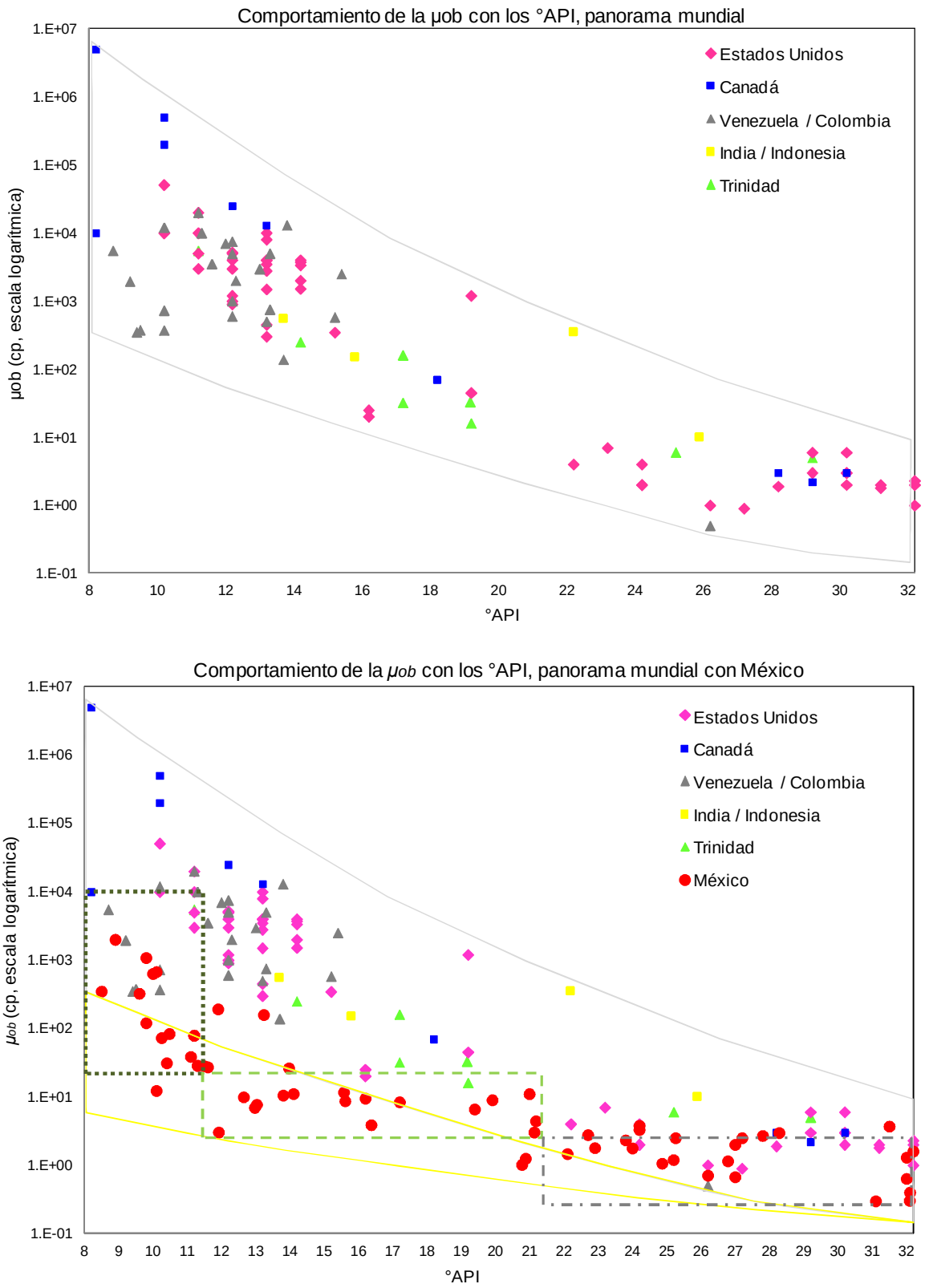


Figura B. 37. Gráficos μ_o a la p_b vs °API, panorama mundial y nacional (°API < 32)

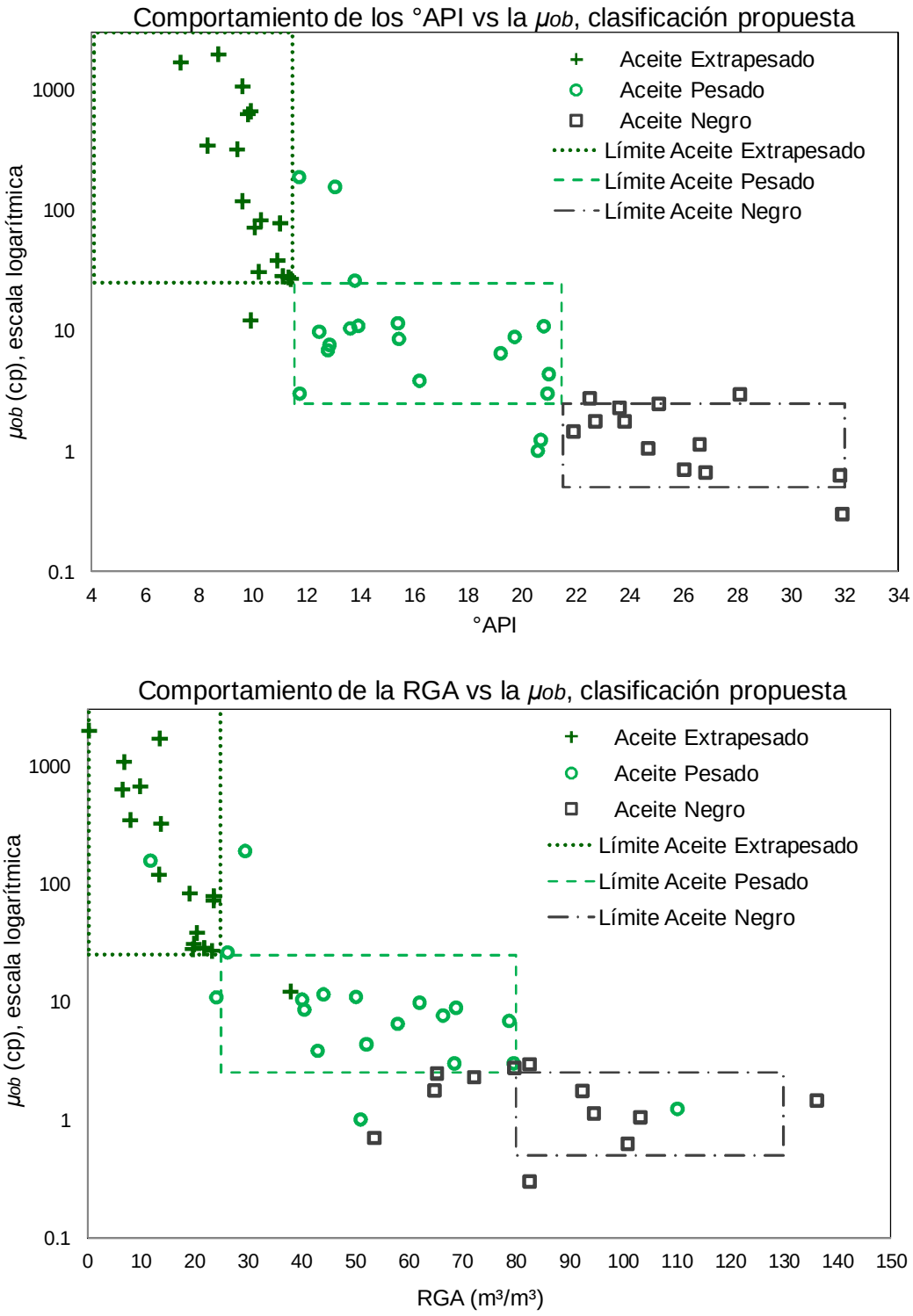


Figura B. 38. Comportamiento de la densidad °API y RGA vs μ_o a la p_b, clasificación propuesta

Anexo C.
Datos operativos

Este anexo es una recopilación de la información proporcionada por personal del área operativa y de diseño del Activo de Producción Aceite Terciario del Golfo.

Tabla C. 1. Producción, viscosidad de la mezcla y presión medida en cabezal recolector incrementando el producto químico, del 01 al 26 de agosto de 2013

Fecha de muestreo	Producción bruta (bpd)	% Agua	Producto químico inyectado (lpd)	Punto de muestreo: cabezal recolector		
				Presión (kg/cm²)	°API	μ_{od}
01/08/2013	363	0.8	116	42	11	79300
02/08/2013	363		92	40		
03/08/2013	346		71	40		
04/08/2013	336		74	40		
05/08/2013	336	0.3	98	40.5	12	57100
06/08/2013	336		54	40		
07/08/2013	326		488	39.5		
08/08/2013	326	0.3	177	39.5	12.6	41100
09/08/2013	326		374	39.5		
10/08/2013	326		407	39.5		
11/08/2013	326		411	38.5		
12/08/2013	326	0	390	38	16.5	5300
13/08/2013	255		348	39		
14/08/2013	255		470	40		
15/08/2013	255		291	40		
16/08/2013	255		355	39		
17/08/2013	255		404	39		
18/08/2013	255		397	39		
19/08/2013	255		333	38		
20/08/2013	255		707	37		
21/08/2013	255		301	36		
22/08/2013	255	0	245	37	17.1	4200
23/08/2013	255		211	35		
24/08/2013	255		282	37		
25/08/2013	255		345	39		
26/08/2013	255		322	38		

Tabla C. 2. Producción, viscosidad de la mezcla y presión medida en cabezal recolector incrementando el producto químico, del 01 al 30 de septiembre de 2013

Fecha de muestreo	Producción bruta (bpd)	% Agua	Producto químico inyectado (lpd)	Punto de muestreo: cabezal recolector		
				Presión (kg/cm²)	°API	μ_{od}
01/09/2013	255		271	33		
02/09/2013	255	0.8	284	33	11.7	41100
03/09/2013	265		273	33		
04/09/2013	265		318	33		
05/09/2013	265	0.3	239	33	12	27960
06/09/2013	265		209	33		
07/09/2013	265		218	28		
08/09/2013	265		152	28		
09/09/2013	265	0.1	279	33	12.2	14300
10/09/2013	265		145	39		
11/09/2013	265		217	31		
12/09/2013	265	0.2	178	31	12.5	12100
13/09/2013	265		183	31		
14/09/2013	265		161	31		
15/09/2013	265		167	31		
16/09/2013	265	0.2	154	31	12.8	11200
17/09/2013	265		334	31		
18/09/2013	265		211	31		
19/09/2013	265	0.1	347	33	13.1	10050
20/09/2013	265		185	33		
21/09/2013	265		190	33		
22/09/2013	265		171	33		
23/09/2013	265	0.3	237	32	13.3	9800
24/09/2013	265		233	34		
25/09/2013	265		189	34		
26/09/2013	265	0.1	206	34	13.4	8500
27/09/2013	280		162	34		
28/09/2013	280		281	34		
29/09/2013	280		144	34		
30/09/2013	280	0	228	34	13.6	7200

Tabla C. 3. Datos procesados, septiembre de 2013

Presión a la entrada OLG-1 (kg/cm²)	Gasto bruto (bpd)	lpd de producto	bpd de producto	Concentración* (%)	μ_{od} @25° C	$\frac{\mu_{od\ incial}}{\mu_{od\ con\ producto}}$ medida	$\frac{\mu_{od\ incial}}{\mu_{od\ con\ producto}}$ calculada
33	255	271	1.7044	0.6684	41100	0.2213	0.0239
33	265	239	1.5032	0.5672	27960	0.1505	0.0487
33	265	279	1.7547	0.6622	14300	0.0770	0.0294
31	265	178	1.1195	0.4225	12100	0.0651	0.1053
31	265	154	0.9686	0.3655	11200	0.0603	0.1427
33	265	347	2.1824	0.8235	10050	0.0541	0.0124
32	265	237	1.4906	0.5625	9800	0.0528	0.0499
34	265	206	1.2956	0.4889	8500	0.0458	0.0739
34	280	228	1.4340	0.5121	7200	0.0388	0.0653

Referencias bibliográficas

[1] Abdul-Majeed, G.H. y Abu Al-Soof, N.B. 2000. Estimation of Gas-Oil Surface Tension. *Journal of Petroleum Science and Engineering* **27** (3-4): 197-200. doi:10.1016/S0920-4105(00)00058-9.

[2] Al-Marhoun, M.A. 1988. PVT Correlations for Middle East Crude Oils. *J Pet Technol* **40** (5): 650-666. SPE-13718-PA. http://dx.doi.org/10.2118/13718-PA.

[3] Al-Marhoun, M.A. 1992. New Correlations for Formation Volume Factors of Oil and Gas Mixtures. *J Can Pet Technol* **31** (3): 22-26. PETSOC-92-03-02. http://dx.doi.org/10.2118/92-03-02.

[4] Al-Marhoun, M.A. 2003. Adjustment of Differential Liberation Data to Separator Conditions. *SPE Res Evalu & Eng* **6** (3): 142-146. SPE-84684-PA. http://dx.doi.org/10.2118/84684-PA.

[5] Al-Marhoun, M.A. 2004. Evaluation of Empirically Derived PVT Properties for Middle East Crude Oils. *Journal of Petroleum Science and Engineering* **42** (2-4): 209-221. doi:10.1016/j.petrol.2003.12.012

[6] Alves, I.N., Alhanatl, F.J.S. y Shoham, O. 1992. A Unified Model for Predicting Flowing Temperature Distribution in Wellbores and Pipelines. *SPE Prod Eng* **7**(4): 363-367. SPE-20632-PA. http://dx.doi.org/10.2118/20632-PA.

[7] Andrade, E.N. da C. 1930. The Viscosity of Liquids. *Nature* **125**: 309-310.

[8] Ansari, A.M., Sylvester, N.D., Sarica, C. et al. 1994. A Comprehensive Mechanistic Model for Two Phase Flow in Wellbores. *SPE Prod & Fac* **9** (2). SPE-20630-MS. http://dx.doi.org/10.2118/20630-PA.

[9] Bashbush, J.L. 1981. A Method to Determine K-Values from Laboratory Data and its Applications. Presentado en SPE Annual Technical Conference and Exhibition, San Antonio, Texas, octubre 4-7. SPE-10127-MS. http://dx.doi.org/10.2118/10127-MS.

[10] Beal, C. 1946. The Viscosity of Air, Water, Natural Gas, Crude Oil and Its Associated Gases at Oil Field Temperatures and Pressures. *Trans. AIME* **165** (2): 94-115. SPE-946094-G. http://dx.doi.org/10.2118/946094-G.

[11] Beggs, H.D. y Robinson, J.R. 1975. Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems. *J Pet Technol* **27** (9): 1140-1141. SPE-5434-PA. http://dx.doi.org/10.2118/5434-PA.

[12] Brill, J.P. y Mukherjee, H. 1999. *Multiphase Flow in Wells,* Vol. 17. Richardson, Texas: Monograph Series, Society of Petroleum Technology.

[13] Cheremisinoff, N.P., y Davis, E.J. 1979. Stratified Turbulent-Turbulent Gas-Liquid Flow. *AIChE Journal* **25** (1): 48-56. http://dx.doi.org/10.1002/aic.690250106.

[14] Chew, J.N. y Conelly, C.A. 1959. A Viscosity Correlation for Gas-Saturated Crude Oils. *Trans. AIME* **216**: 23-25. SPE-1092-G.

[15] Chokshi, R.N., Schmidt, Z. y Doty, D.R. 1996. Experimental Study and the Development of a Mechanistic Model for Two-Phase Flow Through Vertical Tubing. Presentado en SPE Western Regional Meeting, Anchorage, Alaska, mayo 22-24. SPE-35676-MS. http://dx.doi.org/10.2118/35676-MS

[16] Consentino, L. 2001. *Integrated Reservoir Studies.* Paris: Editions Technip.

[17] Cravino, A., Pérez, A.D., García, F. et al. 2008. Evaluación de Modelos Homogéneos, de Correlación y Mecanisistas en la Predicción del Gradiente de Presión de Flujo de Gas y Líquido en Tuberias Verticales. *Revista de la Facultad de Ingeniería U.C.V.* **24** (3): 75-82.

[18] Davis, E.J., Cheremisinoff, N.P. y Guzy, C.J. 1979. Heat Transfer with Stratified Gas-Liquid Flow. *AIChE Journal* **25** (6): 958-966. http://dx.doi.org/10.1002/aic.690250606.

[19] De Ghetto, G., Paone, F. y Villa, M. 1994. Reliability Analysis PVT Correlations. Presentado en European Petroleum Conference, Londres, RU, octubre 25-27. SPE-28904-MS. http://dx.dpoi.org/10.2118/28904-MS.

[20] De Ghetto, G., Paone, F. y Villa, M. 1995. Pressure-Volume-Temperature Correlations for Heavy and Extra Heavy Oils. Presentado en SPE International Heavy Oil Symposium, Calgary, Alberta, Canadá, junio 19-21. SPE-30316-MS. http://dx.doi.org/10.2118/30316-MS.

[21] Dokla, M.E. y Osman, M.E. 1991. Correlation of PVT Properties for U.A.E. Crudes. Presentado en Middle East Oil Show, Bahrain, noviembre 16-19. SPE-21342-MS. http://dx.doi.org/10.2118/21342-MS.

[22] Dukler, A.E., Martin G. y Hubbard, M.G. 1975. A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes. *Ind. Eng. Chem. Fundamen.* **14** (4): 337-347. http://dx.doi.org/10.1021/i160056a011.

[23] Egbogah, E.O. y Ng, J.T. 1990. An Improved Temperature-Viscosity Correlation for Crude Oil Systems. *Journal of Petroleum Science and Engineering* **4** (3): 197-200. doi:10.1016/0920-4105(90)90009-R.

[24] Elsharkawy, A.M. y Alikhan, A.A. 1997. Correlations for Predicting Solution Gas/Oil Ratio, Oil Formation Volume Factor, and Undersaturated Oil Compressibility. J*ournal of Petroleum Science and Engineering* **17** (3-4): 291-302. doi:10.1016/S0920-4105(96)00075-7.

[25] Elsharkawy, A.M. y Alikhan, A.A. 1999. Models for Predicting the Viscosity of Middle East Crude Oils. *Fuel* **78** (8): 891-903. doi:10.1016/S0016-2361(99)00019-8.

[26] García, F., García, J.M., García, R. et al. 2007. Friction Factor Improved Correlations for Laminar and Turbulent Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipelines. *International Journal of Multiphase Flow* **33** (12): 1320-1336. doi:10.1016/j.ijmultiphaseflow.2007.06.003.

[27] Glasso, O. 1980. Generalized Pressure-Volume-Temperature Correlations. *J Pet Technol* **32** (5): 785-795. SPE-8016-PA. http://dx.doi.org/10.2118/8016-PA.

[28] Gomez, L.E., Shoham, O., Schmidt, Z. et al. 2000. Unified Mechanistic Model for Steady-State Two-Phase Flow: Horizontal to Vertical Upward Flow. *SPE J* **5** (3): 339-350. SPE-65705-PA. http://dx.doi.org/10.2118/65705-PA.

[29] González Maya, Y.L. 2014. *Análisis, Desarrollo, Selección y Calibración de Correlaciones PVT de Aceite Saturado para Campos Petroleros de México*. Tesis de maestría. Universidad Nacional Autónoma de México, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería, México, D.F.

[30] Hasan A.R. y Kabir, C.S. 1988. A Study of Multiphase Flow Behavior in Vertical Wells. *SPE Prod Eng* **3** (2). SPE-15138-PA. http://dx.doi.org/10.2118/15138-PA.

[31] Incropera, F.P., DeWitt, P.D., Bergman, T.L. et al. 2011. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, seventh edition. Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons.

[32] Kago, T., Saruwatari, T., Kashima, M. et al. 1986. Heat Transfer in Horizontal Plug and Slug Flow for Gas-Liquid and Gas-Slurry Systems. *Journal of Chemical Engineering of Japan* **19** (2): 125-131. http://dx.doi.org/10.1252/jcej.19.125.

[33] Kartoatmodjo, T. y Schmidt, Z. 1994. Large Data Bank Improves Crude Physical Property Correlations. *Oil and Gas Journal (*julio): 51-56. http://www.ogj.com/articles/print/volume-92/issue-27/in-this-issue/production/large-data-bank-improves-crude-physical-property-correlations.html (Fecha de acceso 21 de mayo de 2014).

[34] Khan, S.A., Al-Marhoun, M.A., Dufffuaa, S.O. et al. 1987. Viscosity Correlations for Saudi Arabian Crude Oils. Presentado en Middle East Oil Show, Bahrain, marzo 7-10. SPE-15720-MS. http://dx.doi.org/10.2118/15720-MS.

[35] Labedi, R.M. 1990. Use of Production Data to Estimate the Saturation Pressure, Solution GOR, and Chemical Composition of Reservoir Fluids. Presentado en Latin America Petroleum Engineering Conference, Rio de Janeiro, Brasil, octubre 14-19. SPE-21164-MS. http://dx.doi.org/10.2118/21164-MS.

[36] Labedi, R.M. 1992. Improved Correlations for Predicting the Viscosity of Light Crudes. *Journal of Petroleum Science and Engineering* **8** (3): 221-234. doi:10.1016/0920-4105(92)90035-Y.

[37] Lasater, J.A. 1958. Bubble Point Pressure Correlation. *J Pet Technol* **10** (5). SPE-957-G. http://dx.doi.org/doi:10.2118/957-G.

[38] Laurinat, J.E., Hanratty, T.J. y Jepson, W.P. 1985. Film Thickness Distribution For Gas-Liquid Annular Flow in a Horizontal Pipe. *PhysicoChemical Hydrodynamics* **6**:179-195.

[39] León García, A. 2012. *Apuntes Fisicoquímica y Termodinámica de los Hidrocarburos*. UNAM, México, D. F.

[40] León García, A., Alamilla Carrillo, N. y García Hernández, F. 2013. Clasificación de los Yacimientos en México: Un Nuevo Enfoque. *Ingeniería Petrolera* **53** (7): 388-409.

[41] León García, A., García Hernández, F., Pérez Herrera, R. et al. 2011. Modificación de las Técnicas de Balance Molar para su Aplicación a los Experimentos de Separación Diferencial. Congreso Mexicano del Petróleo, Puebla, Pue., junio 8-11.

[42] Manabe, R. 2001. *A Comprehensive Mechanistic Heat Transfer Model for Two-phase Flow with High-pressure Flow Pattern Validation.* PhD dissertation, University of Tulsa, Oklahoma.

[43] McCain, W.D. Jr. 1990. *The Properties of Petroleum Fluids,* second edition. Tulsa Oklahoma: PennWell Books.

[44] Méndez L., T. y Teyssier S., J. 1979. Caracterización de Fluidos de Yacimientos Petroleros. *Revista del Instituto Mexicano del Petróleo* **11** (4): 21-34.

[45] Moritis, G. 2006. Special Report EOR/Heavy Oil Survey. 2006 Worldwide EOR Survey. *Oil and Gas Journal* **104** (4): 45-57.

[46] Moses, P.L. 1986. Engineering Applications of Phase Behavior of Crude Oil and Condensate Systems. *J Pet Technol* **38** (8): 715-723. SPE-16440. http://dx,doi.org/10.2118/15835-PA.

[47] Nicholson, M.K., Aziz. K. y Gregory, G.A. 1978. Intermittent Two Phase Flow in Horizontal Pipes: Predictive Models. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* **56** (6): 653-663. http://dx.doi.org/10.1002/cjce.5450560601.

[48] Oliemans, R.V.A., Pots, B.F.M. y Trompé, N. 1986. Modeling of Annular Dispersed Two-Phase

Flow in Vertical Pipes. *Int. Journal of Multiphase Flow* **12** (5): 711-732. doi:10.1016/0301-9322(86)90047-9.

[49] Ostermann, R.D., Ehlig-Economides, C.A. y Owolabi, O.O. 1983. Correlarions for the Reservoir Fluid Properties of Alaska Crudes. Presentado en SPE California Regional Meeting, Ventura, California, marzo 23-25. SPE-11703-MS. http://dx.doi.org/10.2118/11703-MS.

[50] Ozon, P.M., Ferschneider, G. y Chwetzoff, A. 1987. A New Multiphase Flow Model Predicts Pressure and Temperature Profiles in Wells. Presentado en Offshore Europe, Aberdeen, RU, septiembre 8-11. SPE-16535-MS. http://dx.doi.org/10.2118/16535-MS.

[51] Petrosky, G.E. Jr. y Farshad, F.F. 1993. Pressure-Volume-Temperature Correlations for Gulf of Mexico Crude Oils. Presentado en SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Houston, Texas, octubre 3-6. SPE-26644-MS. http://dx.doi.org/10.2118/26644-MS.

[52] Petrosky, G.E. Jr. y Farshad, F.F. 1995. Viscosity Correlations for Gulf of Mexico Crude Oils. Presentado en SPE Production Operations Symposium, Oklahoma City, Oklahoma, abril 2-4. SPE-29468-MS. http://dx.doi.org/10.2118/29468-MS.

[53] Ramey, H.J. Jr. 1962. Wellbore Heat Transmission. *J Pet Technol* **14** (4): 427-435. SPE-96-PA. http://dx.doi.org/10.2118/96-PA.

[54] Rangel Germán, E. 2012. El Futuro de la Producción de Aceite en México: Recuperación Avanzada y Mejorada IOR-EOR. Comisión Nacional de Hidrocarburos. http://www.cnh.gob.mx/_docs/IOR_EOR.pdf (descargado el 02 de agosto de 2014).

[55] Reyes Castillo, M.A. 2010. *Análisis del Comportamiento de la Viscosidad en Aceites Producidos en México*. Tesis de licenciatura. Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Ingeniería, México, D.F.

[56] Santamaría Guevara, N.E. y Hernández Puente, M.A. 1989. Desarrollo de Correlaciones para Determinar las Propiedades Físicas de los Hidrocarburos Producidos de los Principales Campos Petroleros de México. *Revista del Instituto Mexicano del Petroleo* **21** (1): 63-78.

[57] Sattarin, M., Modarresi, H., Bayat, M. et al. 2006. New Viscosity Correlations for Dead Crude Oils. *Petroleum & Coal* **49** (2): 33-39.

[58] Shoham, O. 2005. *Mechanistic Modeling of Gas-Liquid Two-Phase Flow in Pipes*, first edition. Richardson, Texas: Society of Petroleum Engineers.

[59] Shoham, O. y Taitel, Y. 1984. Stratified Turbulent-Turbulent Gas-Liquid Flow in Horizontal and Inclined Pipes. *AIChE Journal.* **30** (3): 377-385.

[60] Shoham, O., Dukler, A.E. y Taitel, Y. 1982. Heat Transfer During Intermittent/Slug Flow in Horizontal Tubes. *Ind. Eng. Chem. Fundamen.* **21** (3): 12-319. http://dx.doi.org/10.1021/i100007a020.

[61] Standing, M.B. 1947. A Pressure-Volume-Temperature Correlation for Mixtures of California Oils and Gases. Drilling and Production Practice. *API Drilling and Production Practice* (1947): 275-287.

[62] Sutton, R.P. y Farshad, F.F. 1990. Evaluation of Empirically Derived PVT Properties for Gulf of Mexico Crude Oils. *SPE Res Eng* **5** (1): 79-86. SPE-13172-PA. http://dx.doi.org/10.2118/13172-PA.

[63] Taitel, Y. 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.

http://dx.doi.org/10.1002/aic.690220105.

[64] Vázquez, M.E. y Beggs, H.D. 1980. Correlations for Fluid Physical Property Prediction. *J Pet Technol* **32** (6): 968-970. SPE-6719-PA. http://dx.doi.org/10.2118/6719-PA.

[65] Vo, D.T. y Shoham, O. 1989. A Note on the Existence of a Solution for Two-Phase Slug Flow in Vertical Pipes. *J. Energy Resour. Technol.* 111(2), pp. 64-65. http://dx.doi.org/10.1115/1.3231406.

[66] Wallis, G.B. 1969. *One Dimensional Two-Phase Flow*. New York: McGraw Hill.

[67] Whitson, C.H. y Brulé, M.R. 2000. *Phase Behavior*, Vol. 20. Richardson, Texas: Monograph Series, Society of Petroleum Engineering.

[68] Xiao, J.J., Shoham, O. y Brill, J.P. 1990. A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines. Presentado en SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, Louisiana, septiembre 23-26. SPE-20631-MS. http://dx.doi.org/10.2118/20631-MS.

[69] Zhang, H.Q., Wang, Q., Sarica, C. et al. 2004. Unified Model of Heat Transfer in Gas-Liquid Pipe Flow. Presentado en SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Houston, Texas, septiembre 26-29. SPE-90459-PA. http://dx.doi.org/10.2118/90459-PA.