



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

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

**EVALUACIÓN DE MÉTODOS PARA CALCULAR LA VISCOSIDAD DE CRUDOS
PESADOS/EXTRAPESADOS Y MODIFICACIÓN AL MODELO DE LOHRENZ,
BRAY Y CLARK**

**TESIS
QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA**

**PRESENTA:
YEARIM ANTONIO ARZÁPALO**

**TUTOR PRINCIPAL
DR. T. IVÁN GUERRERO SARABIA**

CIUDAD DE MÉXICO, JUNIO 2016

RESUMEN

En la actualidad la explotación de los yacimientos de aceite pesado y extrapesado se ha incrementado de manera significativa debido a que los campos de aceite convencional están agotándose. Uno de los retos inherentes en la explotación de este tipo de recursos radica en su alta viscosidad, ya que puede alcanzar valores del orden de miles de centipoise a condiciones estándar de presión y temperatura.

Ahora bien, la predicción de la viscosidad de los aceites pesados y extrapesados es un tema abierto a la investigación debido al complejo comportamiento reológico que exhiben. En este sentido, cabe mencionar que la gran mayoría de las correlaciones empíricas y los modelos composicionales existentes para estimarla fueron desarrollados para aceites convencionales de baja viscosidad.

Por lo tanto, el objetivo del presente estudio es evaluar correlaciones empíricas y modelos composicionales para calcular la viscosidad del aceite, a partir de datos medidos correspondientes a aceites pesados y extrapesados de yacimientos de México. Asimismo, desarrollar una modificación al método composicional de Lohrenz, Bray y Clark (1964), a efecto de aplicarlo en la predicción de la viscosidad de los aceites analizados.

El trabajo comienza con un resumen de diversas correlaciones empíricas para calcular la viscosidad del aceite muerto, aceite saturado y aceite bajosaturado. Asimismo, se describen dos de los modelos más utilizados en la industria petrolera para calcular la viscosidad en función de la composición, la presión y la temperatura: Lohrenz, Bray y Clark (1964), y Pedersen, Fredenslund, Christensen y Thomassen (1984).

Se discuten los resultados de las evaluaciones de las correlaciones y modelos composicionales seleccionados, contra datos experimentales de viscosidad. Para tal efecto, se construyó una base de datos de nueve muestras de aceites pesados y extrapesados de diversos campos de México.

Se describen las características del programa de cómputo desarrollado para calcular la composición y la viscosidad del aceite bajo diferentes condiciones de presión, temperatura y composición global. El programa cuenta con funcionalidades para realizar cálculos de equilibrio con la ecuación de estado de Peng y Robinson.

Se presenta un estudio sobre los efectos de la calibración de la ecuación de estado y del número de pseudo-componentes considerados en la descripción composicional del fluido analizado, sobre el cálculo de la viscosidad.

A partir de la información experimental recabada, se desarrolló un conjunto de modificaciones al modelo de Lohrenz, Bray y Clark, aplicables al tipo de aceites analizados. Finalmente, se presentan y discuten los resultados de la evaluación de los modelos modificados propuestos.

CONTENIDO

RESUMEN	i
Introducción	v
Capítulo 1 Revisión de la literatura	1
Capítulo 2 Correlaciones empíricas para calcular la viscosidad del aceite	10
2.1 Viscosidad del aceite muerto.....	11
2.2 Viscosidad del aceite saturado	13
2.3 Viscosidad del aceite bajosaturado	17
Capítulo 3 Modelos composicionales	20
3.1 Ecuación de estado y cálculos de equilibrio gas-líquido	20
3.1.1 Ecuación de estado de Peng-Robinson.....	21
3.1.2 Cálculos de equilibrio líquido-vapor	23
3.2 Modelo de Lohrenz, Bray y Clark para calcular la viscosidad	26
3.3 Modelo composicional de Pedersen, Fredenslund, Christensen y Thomassen, para calcular la viscosidad	28
Capítulo 4 Programa de cómputo	35
4.1 Descripción del programa.....	35
4.2 Datos de entrada.....	36
4.3 Módulo de cálculos de equilibrio	37
4.4 Módulo de Lohrenz, Bray y Clark	38
4.5 Módulo de Pedersen, Fredenslund, Christensen y Thomassen	38
4.6 Verificación de los resultados del programa.....	39
Capítulo 5 Evaluación de correlaciones para calcular la viscosidad del aceite	47
5.1 Validación de datos PVT	47
5.2 Base de datos.....	48
5.4 Criterios de evaluación	49

5.5 Evaluación de correlaciones.....	51
5.5.1 Viscosidad del aceite muerto	51
5.5.2 Viscosidad del aceite saturado	53
5.5.3 Viscosidad del aceite bajosaturado	54
Capítulo 6 Evaluación de modelos composicionales para calcular la viscosidad del aceite.....	57
6.1 Calibración de la ecuación de estado (EdE).....	57
6.2 Efectos del número de pseudo-componentes, y la calibración de la EdE	59
6.3 Evaluación de los modelos composicionales de viscosidad	63
6.3.1 Evaluación considerando la fracción $C_7 +$	63
6.3.2 Evaluación considerando la fracción $C_{11} +$	64
Capítulo 7 Modificación al modelo de Lohrenz, Bray y Clark.....	66
7.1 Descripción de la modificación propuesta	66
7.2 Resultados para la fracción C_{7+}	67
7.3 Resultados para la fracción C_{11+}	72
Conclusiones y recomendaciones	77
Referencias.....	81
Apéndice A Metodología de validación de datos PVT para aceite negro ...	85
Apéndice B Análisis de estabilidad de fases de Michelsen.....	89
Apéndice C Método de Whitson	92

Introducción

Hasta hace algunos lustros, los crudos pesados y extrapesados se habían dejado de lado como recursos energéticos debido a las dificultades técnicas y costos asociados con su extracción del subsuelo. Sin embargo, esto cambió con el agotamiento de los grandes campos de crudo convencional, de tal manera que actualmente hay un creciente interés de la industria en la explotación de los yacimientos de este tipo de hidrocarburos. Como dato, se estima que existen más de 6 billones de barriles de crudo pesado en el mundo, equivalente al triple de las reservas combinadas de petróleo y gas convencionales (Curtis, y otros, 2003). De acuerdo a Alboudwarej, el 40% de las reservas de mundiales de petróleo corresponden a los crudos pesado y extrapesado.

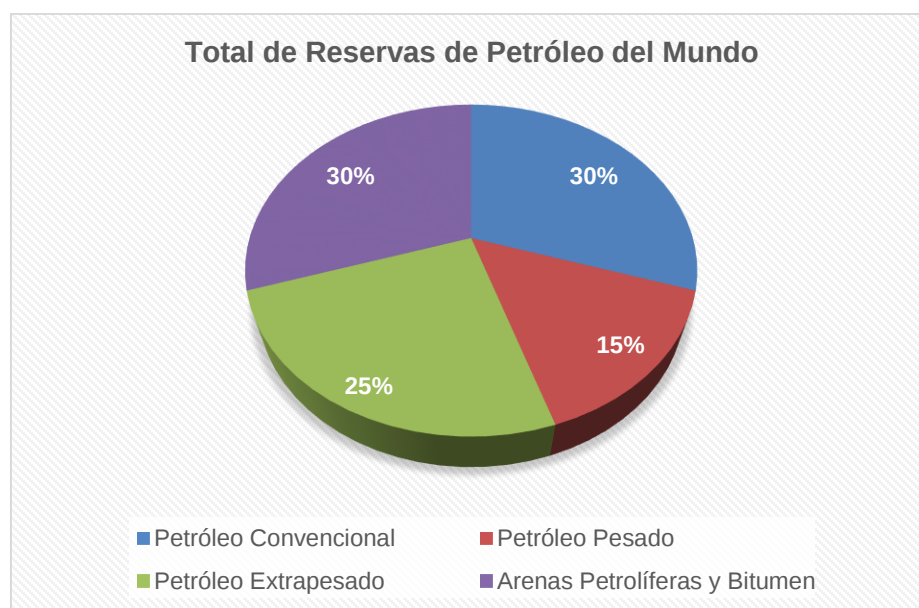


Fig. I. Total de reservas de petróleo en el mundo (Alboudwarej, y otros, 2006)

En el caso de México, las reservas totales de hidrocarburos al 1° de enero de 2013 fueron estimadas en 59,420 millones de barriles de petróleo crudo equivalente (MMbpce). De éstas, el 31.1% correspondió a reservas probadas, 27.7% a probables y 41.2% a posibles. En cuanto a la reservas probadas de petróleo crudo (10,073.2 MMb), el 61% fueron de crudo pesado, 27.9% de crudo ligero y 11.1% de crudo superligero, como se muestra en la **Fig. II** (PEMEX, 2013). Cabe destacar que actualmente solo una fracción de las reservas de crudo pesado disponibles se extrae por métodos convencionales.

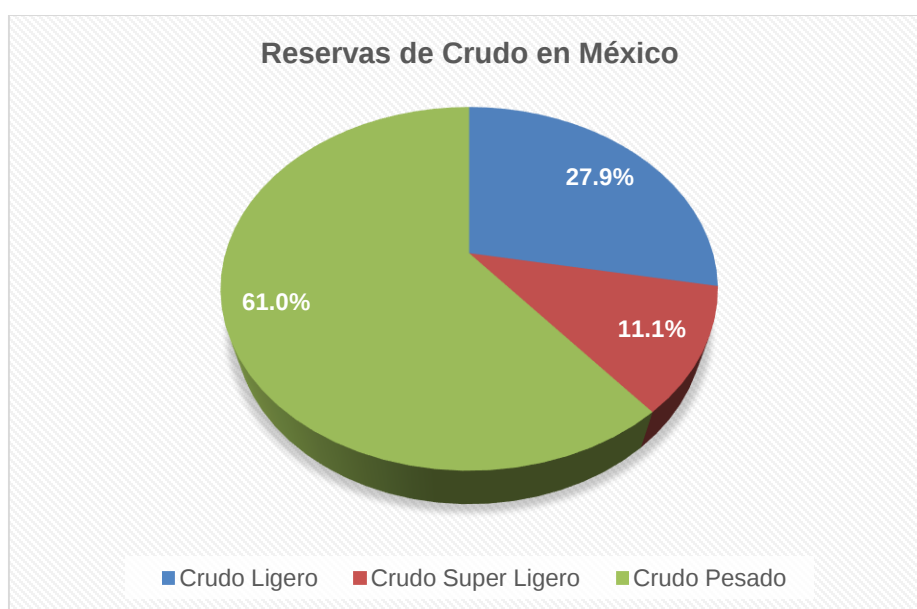


Fig. II. Reservas de hidrocarburo en México (PEMEX, 2013).

Una de las principales dificultades en la explotación y transporte de los crudos pesados y extrapesados radica en su alta viscosidad, la cual puede alcanzar valores del orden de cientos de miles de centipoise a condiciones estándar de presión y temperatura. De esta manera, es necesario implementar tecnologías no convencionales para su explotación y transporte, lo cual puede incrementar sustancialmente los costos de operación del sistema de producción. Es claro que uno de los objetivos de tales tecnologías es abatir la viscosidad, sea a través de

calentamiento, dilución o del uso de productos químicos, por mencionar algunos. Así, la industria petrolera nacional enfrenta retos tecnológicos importantes para la extracción y transporte de los crudos pesados y extrapesados (Reyes, 2015).

Ahora bien, un paso fundamental en el diseño de los métodos de explotación y transporte de este tipo de recursos es conocer su comportamiento termodinámico. En particular, la predicción de la viscosidad de los crudos pesados y extrapesados es un tema abierto a la investigación debido al complejo comportamiento reológico que exhiben en función de la composición, la presión y la temperatura. En este sentido, cabe señalar que la gran mayoría de las correlaciones empíricas y los modelos composicionales existentes para estimar esta propiedad fueron desarrollados para aceites de baja viscosidad (en general, del orden de decenas de centipoise). Por lo tanto, el error en el cálculo de la viscosidad de los crudos pesados o extrapesados con tales métodos puede ser grande.

Para ilustrar esta problemática, se presenta el siguiente caso con la aplicación de dos modelos composicionales. Se trata de un crudo pesado de 11 °API, de un campo costa afuera en México, cuya composición se indica en la tabla I. Con base en estos datos composicionales se generaron las curvas de viscosidad contra presión con los modelos de Lohrenz, Bray y Clark (1964) y de Pedersen (1984), en un software comercial ampliamente utilizado en la industria petrolera.

En las figs. III y IV se presentan los resultados obtenidos con cada uno de los métodos analizados, y se comparan contra los datos medidos disponibles. En estas figuras, se ve que los valores medidos son al menos tres veces más grandes que los calculados con ambos métodos. Resultados similares se obtienen al utilizar algunas de las correlaciones empíricas más conocidas.

A partir de la discusión anterior, es evidente la necesidad de evaluar diferentes métodos para calcular la viscosidad en el caso de los crudos pesados y extrapesados producidos en campos de México, e identificar los mejores; asimismo, investigar el desarrollo de nuevas correlaciones o modelos composicionales para

este tipo de crudos. Esta es la justificación de la presente investigación, cuyos objetivos y alcances se refieren a continuación.

Tabla I. Composición del aceite pesado.

Componente	% mol
N_2	2.137
CO_2	6.382
H_2S	8.284
C_1	9.431
C_2	3.535
C_3	4.632
$I - C_4$	0.555
$N - C_4$	2.278
$I - C_5$	0.822
$N - C_5$	1.172
C_6	1.909
C_7	0.926
C_8	1.184
C_9	1.484
C_{10}	2.212
C_{11}	2.083
$PSEUDO - C_{12+}$	50.974

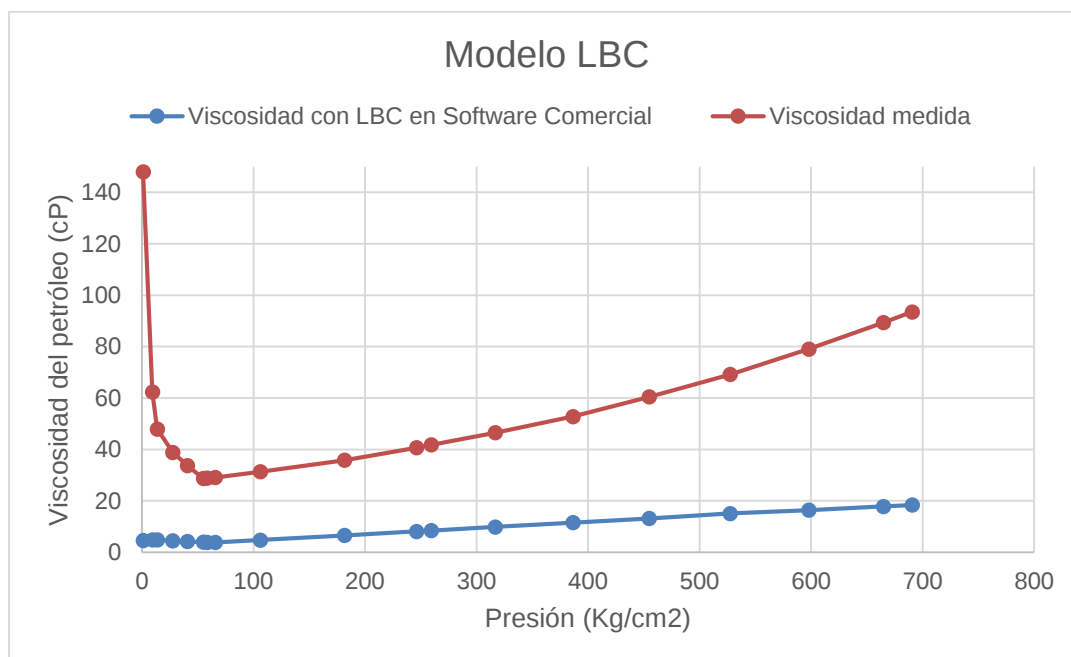


Fig. III. Viscosidad obtenida con el modelo composicional LBC.

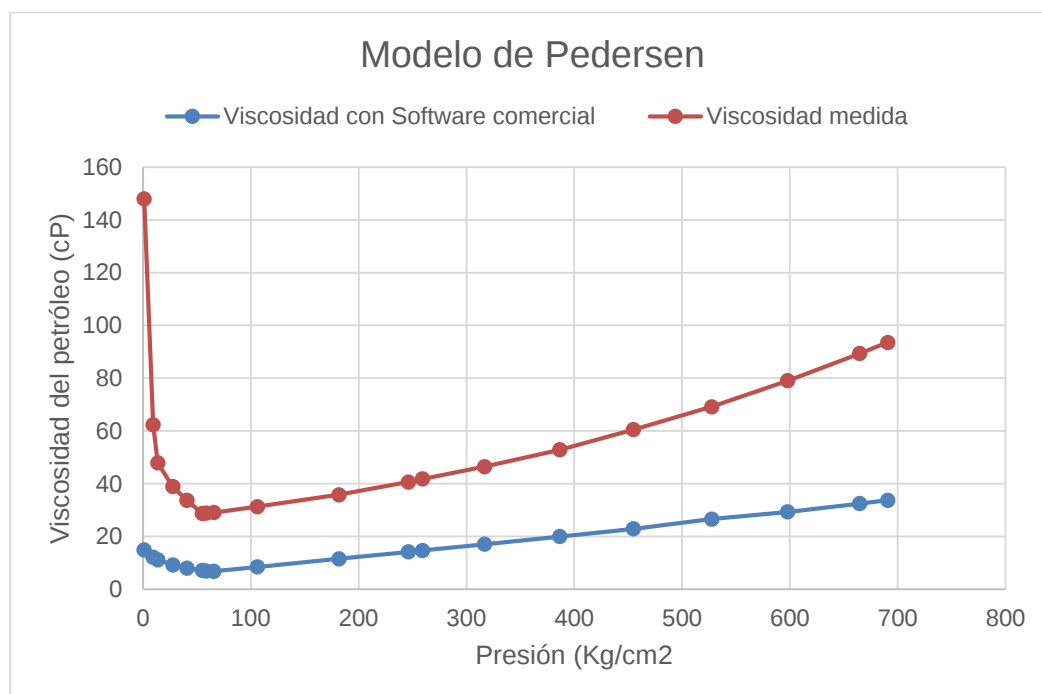


Fig. IV. Viscosidad obtenida con el modelo composicional de Pedersen.

Objetivo

Evaluar correlaciones empíricas y modelos composicionales para calcular la viscosidad del aceite, a partir de datos medidos correspondientes a aceites pesados y extrapesados de yacimientos de México. Asimismo, desarrollar una modificación al método composicional de Lohrenz, Bray y Clark (1964), a efecto de aplicarlo en la predicción de la viscosidad de los aceites analizados.

Alcances

Los alcances del trabajo son los siguientes:

- Generar una base de datos experimentales de viscosidad de crudos pesados y extrapesados de campos de México.
- Analizar y evaluar modelos composicionales y correlaciones empíricas para calcular la viscosidad del aceite, a partir de la información de la base de datos.
- Desarrollar un programa de cómputo que incorpore una ecuación de estado, cálculos de equilibrio gas-líquido, y modelos composicionales de viscosidad.
- Con base en los datos experimentales recabados sobre viscosidad de crudos pesados y extrapesados, desarrollar y evaluar una modificación al modelo de Lohrenz, Bray y Clark para aplicarlo a este tipo de crudos.

Descripción de los capítulos

A lo largo del capítulo uno se presenta un resumen de diversos métodos para calcular la viscosidad del aceite. Se mencionan correlaciones empíricas para estimar la viscosidad del aceite muerto, aceite saturado, y aceite bajosaturado. Asimismo, se refieren algunos de los modelos más utilizados en la industria petrolera para calcular la viscosidad de los fluidos de yacimiento a partir de la composición, la presión y la temperatura.

En el capítulo dos se presentan las correlaciones empíricas seleccionadas en el presente trabajo para su evaluación contra datos experimentales de viscosidad de aceites pesados y extrapesados de campos de México.

Por otra parte, los modelos composicionales seleccionados para calcular la viscosidad - Lohrenz, Bray y Clark (1964), y Pedersen et al. (1984) - se describen en el capítulo tres. Asimismo, se abordan la ecuación de estado y el método de cálculos de equilibrio utilizados para determinar la composición del aceite en función de la composición global, la presión y la temperatura.

En el capítulo cuatro se describe el programa de cómputo desarrollado en este trabajo para calcular la viscosidad del aceite, a partir de los modelos composicionales descritos en el capítulo tres. Se explican las funcionalidades de los módulos que lo integran, y se discute como fueron verificados los resultados.

En el capítulo cinco se presentan y discuten los resultados de la evaluación de las correlaciones empíricas seleccionadas para calcular la viscosidad del aceite muerto, aceite saturado y aceite bajosaturado, contra datos experimentales de viscosidad de aceites pesados y extrapesados de campos de México. El capítulo comienza con la descripción de la base de datos generada. Se menciona el método de validación de la información experimental PVT, y se describe el criterio de evaluación.

Los resultados de la evaluación de los modelos composicionales seleccionados para calcular la viscosidad se abordan en el capítulo seis. Se describe cómo fue calibrada la ecuación de estado seleccionada. Adicionalmente, se presenta un estudio sobre los efectos de esta calibración y del número de pseudo-componentes considerados en la descripción composicional del fluido analizado, sobre el cálculo de la viscosidad.

En el capítulo siete se describen las modificaciones propuestas al modelo de Lohrenz, Bray y Clark (1964), para calcular la viscosidad de los aceites pesados y extrapesados de campos petroleros de México analizados. Se presentan y discuten los resultados de la evaluación de las modificaciones propuestas.

Finalmente, se presentan las conclusiones y recomendaciones de la presente tesis.

Capítulo 1

Revisión de la literatura

En este capítulo se presenta un resumen de los avances en el desarrollo de métodos para calcular la viscosidad del aceite. Se presenta información general sobre diversas correlaciones publicadas en la literatura para determinar la viscosidad del aceite muerto, la viscosidad del aceite saturado, y la viscosidad del aceite bajosaturado. Asimismo, se describen las características de algunos de los métodos composicionales más utilizados en la práctica de la ingeniería petrolera, para determinar la viscosidad de los fluidos de yacimiento.

1.1 Correlaciones empíricas para calcular la viscosidad del aceite

Las correlaciones empíricas para predecir la viscosidad de los fluidos del yacimiento se dividen en tres grupos dependiendo de si se trata de aceite muerto, aceite saturado o aceite bajosaturado. En general tales correlaciones son función de: relación gas - aceite (RGA) o relación de solubilidad (R_s), densidad API del aceite, densidad relativa del gas, presión y temperatura. En el caso de la viscosidad del aceite muerto (μ_{od}), usualmente se correlaciona con los grados API y la temperatura. La viscosidad del aceite en el punto de burbuja (μ_{ob}), está en función de la μ_{od} , y de la relación gas – aceite (RGA). Por otra parte, la viscosidad del aceite bajosaturado depende de la μ_{ob} y la presión (Reyes, 2015).

En la tabla 1.1 se indican algunas de las correlaciones más conocidas en la industria petrolera para calcular la viscosidad del aceite. Más adelante se describen las características principales de cada una de ellas.

Tabla 1.1 Correlaciones empíricas para la viscosidad del aceite muerto, saturado y bajosaturado.

Correlación	Aceite		
	muerto μ_{od}	saturado μ_{ob}	bajosaturado μ_o
Beal (1946)	X	X	X
Chew y Connally (1959)		X	
Aziz, Govier y Forgarasi (1972)		X	
Beggs y Robinson (1975)	X	X	
Vázquez y Beggs (1980)			X
Glaso (1980)	X		
Standing (1981)	X	X	X
Khan et al. (1987)		X	X
Al-Khafaji et al. (1987)	X	X	X
Abdul-Majeed et al. (1990)			X
Kartoatmodjo y Schmidt (1991)	X	X	X
Bergman (1992)	X	X	
Labedi (1992)	X	X	X
De Ghetto et al. (1994)	X	X	X
Petrosky y Farshad (1995)	X	X	X
Hanafy et al. (1997)		X	
Almehaideb (1997)		X	X
Bennison (1998)	X		
Elsharkawy y Alikhan (1999)	X	X	X
Elsharkawy y Gharbi (2001)	X	X	X
Dindoruk y Christman (2001)	X	X	X

En 1946, **Beal** presentó métodos gráficos para determinar el valor de la *viscosidad del aceite muerto, saturado y bajosaturado* a altas presiones y temperaturas, utilizando 1332 datos de viscosidad y solubilidad de 953 muestras de fluidos de 747 campos, en su mayoría de Estados Unidos. Los resultados mostraron que la viscosidad del aceite saturado está directamente relacionada con la presión y temperatura del yacimiento, la relación gas disuelto-aceite y la densidad del aceite a condiciones de yacimiento, mientras que para la viscosidad del aceite muerto, los parámetros más importantes son la densidad API del aceite y la temperatura. En 1981 Standing generó las correlaciones a partir de las gráficas de Beal.

En 1959, **Chew y Connally** presentaron una correlación gráfica para la viscosidad del aceite saturado, usando 457 muestras de aceite de las áreas productoras más importantes de Estados Unidos, Canadá y Sudamérica. Los autores desarrollaron su correlación en función de la viscosidad del aceite muerto y la relación de solubilidad, R_s , observando que la relación entre la viscosidad del aceite muerto y saturado, a R_s constante, puede representarse como una línea recta en escala logarítmica.

En 1972, **Aziz, Govier y Fogarasi** generaron una correlación para la calcular la viscosidad del aceite saturado, con base en datos de 48 muestras de aceite y la relación funcional del método de Chew y Connally.

En 1975, **Beggs y Robinson** desarrollaron correlaciones para estimar la viscosidad del aceite muerto y del aceite saturado. Usaron 2533 datos experimentales de 600 muestras de aceite. En la correlación para la viscosidad del aceite muerto utilizaron 460 puntos medidos. En la del aceite saturado retomaron la relación funcional del método de Chew y Connally.

En 1980, **Vázquez y Beggs** aplicaron técnicas de regresión a más de 600 estudios PVT y 3593 datos de viscosidad, para crear una correlación para calcular la viscosidad del aceite bajosaturado como función de la presión, la presión de saturación y la viscosidad en el punto de burbuja.

En 1980, **Glaso** utilizó datos experimentales de 26 muestras de aceite de yacimientos del Mar del Norte para generar una correlación de viscosidad del aceite muerto. El autor propuso su correlación en términos de la temperatura del yacimiento y la densidad del aceite en el tanque de almacenamiento. La correlación de Glaso tiene un comportamiento similar a la correspondiente de Beggs y Robinson.

En 1987, **Khan, Al-Marhoun, Duffuaa y Abu-Khamsin** propusieron correlaciones para estimar la viscosidad de aceites saturados y bajosaturados. Utilizaron 75 muestras de aceite de 62 yacimientos en Arabia Saudita. En ese mismo año, **Al-Khafaji, Abdul – Majeed y Hassoon** recopilaron datos experimentales de 300 muestras de aceite de campos en el Medio Oriente, y desarrollaron correlaciones para predecir la viscosidad del aceite muerto, saturado y bajosaturado.

En 1990, **Abdul – Majeed, Kattan y Salman** introdujeron una correlación para predecir la viscosidad del aceite bajosaturado. Para tal efecto, usaron 41 muestras de aceite de yacimientos en el Norte de África y Medio Oriente.

En 1991, **Kartoatmodjo y Schmidt** recolectaron pruebas PVT de aceites de campos en diferentes locaciones geográficas: Sureste de Asia, Medio Oriente, Norteamérica, y Latinoamérica. A partir de esta información, obtuvieron nuevas correlaciones para calcular las viscosidades de los aceites muerto, saturado y bajosaturado. Las correlaciones fueron desarrolladas tomando como referencia las relaciones funcionales de los métodos de Glaso, de Chew y Connally, y de Beal.

En 1992, **Bergman** propuso correlaciones para estimar la viscosidad del aceite muerto y del aceite saturado, estas correlaciones fueron publicadas por Whitson y Brule el mismo año. El autor usó la base de datos experimentales de Beggs y Robinson e información adicional para desarrollar sus ecuaciones. La correlación correspondiente a la viscosidad del aceite saturado está basada en la relación funcional de Chew y Connally.

En 1992, **Labedi** presentó correlaciones para predecir la viscosidad de los aceites muerto, saturado y bajosaturado. Utilizó alrededor de 100 muestras de aceites de yacimientos de Libia. El autor mencionó que las correlaciones dieron buenos resultados para los aceites de Libia y de otras áreas geográficas como el Medio Oriente, el Mar del Norte y algunas partes de América.

En 1994, **De Guetto et al.** evaluaron algunas correlaciones publicadas con anterioridad usando 195 muestras de aceite tomadas de yacimientos del Mediterráneo, África, Golfo Pérsico, y Mar del Norte. Usaron los datos recolectados para desarrollar correlaciones para estimar las viscosidades de los aceites muerto, saturado y bajosaturado, clasificadas en diferentes rangos de densidad API del aceite. De esta manera, presentaron de correlaciones para aceite extrapesado ($^{\circ}API \leq 10$), aceite pesado ($10 < ^{\circ}API \leq 22.3$), aceite mediano ($22.3 < ^{\circ}API \leq 31.1$), y aceite ligero ($^{\circ}API > 32$). Los autores destacaron que el comportamiento no newtoniano de los fluidos altamente viscosos podría afectar las mediciones de laboratorio, así como el comportamiento de las correlaciones.

En 1995, **Petrosky y Farshad** propusieron correlaciones de viscosidad para el aceite muerto, saturado y bajosaturado, usando 126 estudios PVT de muestras de aceite de campos en el Golfo de México.

En 1997, **Hanafy et al.** introdujeron una correlación para calcular la viscosidad para el aceite saturado, basada en datos experimentales PVT de 324 muestras de aceite. La correlación es función de la densidad del aceite saturado.

En 1997, **Almehaideb** desarrolló correlaciones de viscosidad para aceite saturado y bajosaturado, con base en datos de 15 reportes PVT de aceites de campos en los Emiratos Árabes Unidos.

En 1998, **Bennison** desarrolló una viscosidad para aceite muerto, sólo utilizó 16 datos de viscosidad de aceite pesado del Mar del Norte.

En 1999, **Elsharkawy y Alikhan** publicaron correlaciones para estimar la viscosidad del aceite muerto, saturado y bajosaturado. Utilizaron datos de 254

muestras de aceite de campos en el Medio Oriente. Los autores refieren que sus correlaciones dieron mejor resultados que otras publicadas al aplicarlas a aceites de esta región geográfica.

En 2001, **Elsharkawy y Gharbi** desarrollaron correlaciones para predecir la viscosidad del aceite muerto, saturado y bajosaturado de campos de Kuwait. Para tal efecto, utilizaron datos experimentales de 56 muestras de aceite.

En 2001, **Dindoruk y Christman** usaron datos experimentales de 90 muestras de aceite de campos en el Golfo de México para desarrollar correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto, saturado y bajosaturado. Los autores mencionan que el rango de aplicación de sus correlaciones es más amplio que el de los métodos de Standing, y de Petrosky y Farshad. Asimismo, refieren que pueden aplicarse para aceites de otras regiones geográficas.

En 2010, **Marlene Reyes** realizó un análisis del comportamiento de la viscosidad de aceites producidos en México, y recomendó el uso de las diferentes correlaciones empíricas publicadas.

1.2 Modelos composicionales para calcular la viscosidad del aceite

Los modelos de viscosidad basados en ecuaciones de estado permiten calcular esta propiedad en función de la presión, la temperatura y la composición. Al estar basados en principios teóricos, es de esperar que su rango de aplicación y precisión sean más amplios que los de las correlaciones empíricas. En general, esto es así en el caso de las sustancias relativamente simples que satisfacen de mejor manera las premisas que sustentan su fundamento teórico, tales como los aceites ligeros. Debido a la complejidad composicional y el alto peso molecular de las especies químicas que conforman a los crudos pesados y extrapesados, el uso de tales modelos composicionales puede resultar en errores grandes en la predicción de la viscosidad como se discute en capítulos posteriores.

Ahora bien, existen diferentes modelos en la literatura para predecir la viscosidad de los fluidos de yacimiento a partir de su composición. A continuación, se mencionan algunos de ellos, considerando sólo los más conocidos y aplicados en la práctica en la industria petrolera. Una revisión más extensa puede consultarse en “Comparative study of compositional viscosity prediction models for medium-heavy oils” (Dandekar, 2008).

El modelo composicional de **Lohrenz, Bray y Clark** (1964) – LBC – es uno de los más conocidos y aplicados en la industria (Ahmed, 2007). Fue desarrollado con el concepto de la viscosidad diluida de Stiel y Thodos, y el cálculo de la viscosidad para componentes puros de Jossi, Stiel y Thodos, quienes incorporaron el uso de un polinomio de cuarto orden en términos de la densidad reducida. El modelo fue evaluado con datos experimentales de 260 muestras de aceite de yacimientos de aceite volátil y de aceite negro. En el desarrollo del método, los autores consideraron una descripción composicional de los fluidos hasta la fracción C7+, y propusieron una correlación para estimar el volumen crítico de este pseudocomponente.

Ahora bien, en la práctica se ha observado que el método de LBC es extremadamente sensible a la densidad del aceite y al volumen crítico del pseudocomponente C7+. Por lo tanto, su aplicación es cuestionable en el caso de aceites pesados y extrapesados. No obstante, para mejorar las predicciones del método, suelen utilizarse datos de viscosidad medida del fluido analizado para ajustar los coeficientes del polinomio de la densidad reducida. Más detalles del método de LBC, se discuten en capítulos posteriores.

En 1968, **Little y Kennedy** propusieron una ecuación empírica para predecir la viscosidad del aceite a condiciones de yacimiento como función de la presión, la temperatura y la composición. La correlación fue desarrollada con base en datos experimentales de 828 muestras de aceite, representando 3349 puntos de viscosidad medidas. El modelo es similar en forma a la ecuación de estado de Van der Waals.

En 1984 **Pedersen, et al.** desarrollaron un método para predecir la viscosidad de fluidos de yacimiento con base en el principio de los estados correspondientes. La idea básica parte de la premisa de que una propiedad termodinámica de una sustancia puede relacionarse con la de un compuesto de referencia, siempre que se encuentren bajo las mismas condiciones de presión y temperatura reducidas. Para tal efecto, los autores consideraron el metano como sustancia de referencia.

Después **Aasberg-Petersen et al.** en 1991 retomaron la idea de los estados correspondientes, pero consideraron al metano y decano como sustancias de referencia. La viscosidad de la sustancia de interés se determina a partir de la viscosidad reducida de las sustancias de referencia, utilizando el peso molecular como parámetro de interpolación. Los autores reportaron que el modelo fue utilizado exitosamente para predecir la viscosidad, tanto de componentes puros como de mezclas de hidrocarburos, en rangos de altas presiones y en temperaturas reducidas por encima de 0.476. El modelo fue validado con 34 datos experimentales de viscosidad de seis muestras de aceite de yacimientos del Mar del Norte.

Continuando con la aplicación del principio de los estados correspondientes, en 2004 **Lindeloff et al.** propusieron un nuevo modelo para estimar la viscosidad de crudos pesados que toma en cuenta los datos de viscosidad del crudo estabilizado como referencia, en lugar de los del metano. En su desarrollo consideraron datos experimentales de viscosidad de ocho muestras de aceite.

En 1996 **Xu y Khurana** propusieron un método basado en el modelo de Lohrenz-Bray y Clark, para mejorar la predicción de la viscosidad de mezclas de hidrocarburos, particularmente fluidos de alta viscosidad. El modelo de LBC fue modificado mediante la introducción de un término exponencial en el polinomio de cuarto grado de la densidad reducida.

La teoría de la fricción desarrollada por **Sergio Quiñonez Cisneros** en el 2000, fue utilizada por este autor para predecir la viscosidad de fluidos de yacimiento. La teoría está basada en los conceptos de fricción de la mecánica clásica y en la teoría de fluidos de Van der Waals. En su propuesta, la viscosidad

de los fluidos densos, que es caracterizada por un flujo cortante puro, es vista como una propiedad mecánica en lugar de una de transporte. El método involucra la determinación de dos términos, uno de gas diluido y otro de fricción, estableciendo una conexión entre los términos de presión y atracción de Van der Waals, y la ley de fricción de Amontons-Coulomb. El modelo depende de algunos parámetros que deben ser determinados experimentalmente.

Capítulo 2

Correlaciones empíricas para calcular la viscosidad del aceite

La viscosidad del aceite de los yacimientos en general es una de las propiedades más complejas de predecir ya que puede variar en órdenes de magnitud en función de la presión, la temperatura y la composición. De esta manera, desde mediados del siglo XIX un gran número de autores la han correlacionado con variables fácilmente medibles en campo, como por ejemplo la densidad relativa del aceite muerto, la densidad relativa del gas, la relación de solubilidad, la presión y la temperatura. Sobre decir que el rango de aplicación de tales correlaciones puede estar seriamente limitado debido a su carácter empírico.

Ahora bien, la mayoría de las correlaciones para calcular la viscosidad que han sido publicadas en la literatura corresponden a aceites ligeros. En el caso de los aceites pesados, el número de correlaciones es un tanto reducido. Con respecto a la viscosidad de los aceites extrapesados prácticamente no se han publicado correlaciones.

En este capítulo se presentan diversas correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto, la viscosidad del aceite saturado, y la viscosidad del aceite bajosaturado. Aun cuando en este trabajo son de interés los métodos para predecir la viscosidad de los crudos pesados y extrapesados, por completitud también se incluyen aquellas correlaciones que fueron desarrolladas para otro tipo de aceites.

2.1 Viscosidad del aceite muerto

En ésta y las secciones siguientes, se utilizará la simbología y las unidades de las variables que se indican en la tabla 2.1. Las correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto se resumen en la tabla 2.2

Tabla 2.1. Simbología y unidades de variables.

Variable	Símbolo	Unidades
Viscosidad del aceite saturado y bajosaturado	μ_o	cP
Viscosidad del aceite a presión de saturación	μ_o	cP
Viscosidad del aceite muerto	μ_o	cP
Presión	P	psi
Presión de saturación	p_b	psi
Densidad API	$^{\circ}API$	$^{\circ}API$
Relación de solubilidad	R_s	$\frac{pie^3}{bl}$
Densidad del aceite	ρ_o	$\frac{lbm}{pie^3}$

Tabla 2.2. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto.

Autor	Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto
Beal (1946)	$\mu_{od} = 0.32 + \frac{18(10^7)}{API^{4.53}} \left(\frac{360}{T - 260} \right)^A$ $A = 10^{0.42 + \left(\frac{8.33}{API} \right)}$
Beggs y Robinson (1975)	$\mu_{od} = 10^C - 1$ $C = 10^{3.0324 - 0.02023 API T^{-1.63}}$
Glaso (1980)	$\mu_{od} = 3.141 \times 10^{10} T^{-3.444} \log(API)^{10.313 \log(T) - 36.447}$

Tabla 2.2. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto. (Cont.)

Autor	Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto
Al-Khafaji, Abdul – Majeed y Hassoon (1987)	$\mu_{od} = \frac{10^{4.9563-0.00488T}}{\left(API + \frac{T}{30} - 14.29\right)^{2.709}}$
Kartoatmodjo y Schmidt (1991)	$\mu_{od} = 10 \times 10^8 T^{-2.5177} (\log(API))^{5.7526 \log(T) - 26.9718}$
Bergman (1992)	$\ln * \ln(\mu_{od} + 1) = 22.33 - 0.194API + 0.0003API^2 - (3.20 - 0.0185API)\ln(T + 310)$
Labedi (1992)	$\mu_{od} = \frac{10^{9.224}}{API^{4.7013} T^{0.6739}}$
De Ghetto et al. (1994)	$\log * \log(\mu_{od} + 1) = 1.8513 - 0.025548API - 0.56238 \log(T)$
Petrosky y Farshad (1995)	$\mu_{od} = 2.3511 \times 10^7 T^{-2.10255} \log(API)^J$ $J = 4.59388 \log(T) - 22.82792$
Bennison (1998)	$\mu_{od} = 10^{(0.10231API^2 - 3.9464API + 46.5037)} T^{(-0.4542API^2 + 1.70405API - 19.18)}$

Tabla 2.2. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto. (Cont.)

Autor	Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto
Elsharkawy y Alikha (1999)	$\log * \log(\mu_{od} + 1)$ $= 2.16924 - 0.02525API - 0.68875\log(T)$
Elsharkawy Gharbi (2001)	$\text{Log}(\mu_{od}) = 10.7580 - 3.9145\text{Log}(API) - 1.9364(T)$
Dindoruk Christman (2001)	$\mu_{od} =$ $\frac{9.36579 \times 10^9 T^{-4.194017808} \log(API)^{14.505357625} \text{Log}(T) - 44.868655416}{-3.1461171 \times 10^{-9} P_b^{4.740729 \times 10^{-4}} + 0.010433654 R_{sb}^{-0.00077688}}$

2.2 Viscosidad del aceite saturado

En la tabla 2.3 se indican correlaciones para la calcular la viscosidad del aceite saturado.

Tabla 2.3. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado.

Autor	Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado
Beal (1946)	$\mu_o = A \mu_{od}^B$ $A = 10^{(2.2 \times 10^{-7} R_s - 7.4 \times 10^{-4}) R_s}$ $B = \left(\frac{0.65}{10^{8.62 \times 10^{-5}} * R_s} \right) + \left(\frac{0.25}{10^{1.10 \times 10^{-3}} * R_s} \right) + \left(\frac{0.062}{10^{3.74 \times 10^{-3}} * R_s} \right)$

Tabla 2.3. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado. (Cont.)

Autor	Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado
Chew y Connally (1959)	$\mu_o = (10)^a (\sigma_{od})^b$ $a = R_s [2.2(10^{-7})R_s - 7.4(10^{-4})]$ $b = 0.68(10)^c + 0.25(10)^d + 0.062(10)^e$ $c = -0.0000862R_s$ $d = -0.0011R_s$ $e = -0.00374R_s$
Aziz, Govier y Forgarasi (1972)	$\mu_o = A\mu_{od}^B$ $A = 0.20 + (0.80 \times 10^{-0.00081R_s})$ $B = 0.43 + (0.57 \times 10^{-0.00072R_s})$
Beggs y Robinson (1975)	$\mu_o = A\mu_{od}^B$ $A = 10.715(R_s + 100)^{-0.515}$ $B = 5.44(R_s + 150)^{-0.338}$
Khan et al. (1987)	$\mu_o = \frac{0.09\sqrt{\gamma_g}}{\sqrt[3]{R_s} \left(\frac{T + 459.67}{459.67} \right)^{4.5} \left(1 - \frac{141.5}{API + 131.5} \right)^3}$

Tabla 2.3. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado. (Cont.)

Autor	Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado
Al-Khafaji, Abdul – Majeed y Hassoon (1987)	$\mu_o = A\mu_{od}^B$ $A = 0.247 + 0.2824\log(Rs) + 0.5657(\log(Rs))^2 - 0.4065(\log(Rs))^3 + 0.0631(\log(Rs))^4$ $B = 0.894 + 0.0546\log(Rs) + 0.07667(\log(Rs))^2 - 0.0736(\log(Rs))^3 + 0.01008(\log(Rs))^4$
Kartoatmodjo y Schmidt (1991)	$\mu_o = -0.06821 + 0.9824H + 0.0004034H^2$ $H = (0.2001 + 0.8428 \times 10^{-0.000845RS}) \mu_{od}^{0.43+0.5165I}$ $I = 10^{-0.00081RS}$
Bergman (1992)	$\mu_o = A\mu_{od}^B$ $A = e^{4.768-0.8359\ln(Rs+300)}$ $B = 0.555 + \frac{133.5}{Rs + 300}$
Labedi (1992)	$\mu_o = (10^{2.344-0.03542API}) \frac{\mu_{od}^{0.6447}}{P^{0.426}}$

Tabla 2.3. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado. (Cont.)

Autor	Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado
De Ghetto (1994)	$\mu_o = -0.032124 + 0.9289H + 0.02865H^2$ $H = (0.1615 + 0.7024 \times 10^{-0.000583Rs}) \mu_{od}^{0.172+0.7881I}$ $I = 10^{-0.000396Rs}$
Petrosky y Farshad (1995)	$\mu_o = A \mu_{od}^B$ $A = 0.1651 + (0.6165 \times 10^{-6.0866 \times 10^{-4}Rs})$ $B = 0.5131 + (0.5109 \times 10^{-1.1831 \times 10^{-3}Rs})$
Hanafy (1997)	$\mu_o = e^{(7.296\rho_o^3 - 3.095)}$
Almehaideb (1997)	$\mu_o = 6.59927 \times 10^{-5} Rs^{-0.597627} T^{-0.941624} \gamma_g^{-0.555208} API^{-1.487449}$
Elsharkawy y Alikha (1999)	$\mu_o = A \mu_{od}^B$ $A = 1241.932(R_s + 641.026)^{-1.1241}$ $B = 1768.841(R_s + 1180.335)^{-1.06622}$

Tabla 2.3. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado. (Cont.)

Autor	Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado
Elsharkawy y Gharbi (2001)	$\mu_o = 10^{0.82604P - 0.38678} \mu_{od}^{0.79903}$
Dindoruk y Christman (2001)	$\mu_o = A \mu_{od}^B$ $A = \frac{1}{e^{4.740729 \times 10^{-4} R_s}} + \frac{-1.023451 \times 10^{-2} R_s^{0.6600358}}{e^{1.07508 \times 10^{-3} R_s}}$ $B = \frac{1}{e^{-2.191172 \times 10^{-5} R_s}} + \frac{-1.66098 \times 10^{-2} R_s^{0.4233179}}{e^{-2.273945 \times 10^{-4} R_s}}$

2.3 Viscosidad del aceite bajosaturado

En la se presenta la tabla 2.4 se indican correlaciones para calcular la viscosidad del aceite bajosaturado.

Tabla 2.4. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite bajosaturado.

Autor	Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite bajosaturado
Beal (1946)	$\mu_o = \mu_{ob} + 0.001(p - p_b)[0.024\mu_{ob}^{1.6} + 0.038\mu_{ob}^{0.56}]$
Vázquez y Beggs (1980)	$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{p}{p_b} \right)^m$ $m = 2.6p^{1.187} e^{(-11.513 - 8.98 \times 10^{-5} p)}$

Tabla 2.4. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite bajosaturado.

Autor	Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite bajosaturado
Khan et al. (1987)	$\mu_o = \mu_{ob} e^{9.6 \times 10^{-5}(p-pb)}$ $\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{P}{Pb} \right)^{-0.14} (e^{-2.5 \times 10^{-4}(P-Pb)})$
Al-Khafaji, et al. (1987)	$\mu_o = \mu_{ob} + 10^F$ $F = -0.3806 - 0.1845API + 0.004034API^2 - 3.71610^{-5} + 1.11 \log(p - p_b)$
Abdul – Majeed, Kattan y Salman (1990)	$\mu_o = \mu_{ob} + 10^G$ $G = 1.9311 - 0.8994 \ln(5.614Rs_b) - 0.001194API^2 + 9.2545 \times 10^{-3}API * \ln(5.614Rs_b) - 5.2106 + 1.11 \log(p - p_b)$
Kartoatmodjo y Schmidt (1991)	$\mu_o = 1.00081\mu_{ob} + 0.0001127(p - pb)(-0.006517\mu_{ob}^{1.8141} + 0.038\mu_{ob}^{1.590})$
Labedi (1992)	$\mu_o = \mu_{ob} - \left(1 - \frac{p}{pb}\right) \left(\frac{10^{-2.488} \mu_{od}^{0.9036} p_b^{0.6151}}{10^{0.01976^\circ API}} \right)$
De Ghetto (1994)	$\mu_o = \mu_{ob} - \left(1 - \frac{P}{Pb}\right) \left(\frac{10^{-2.19} \mu_{od}^{1.055} Pb^{0.3132}}{10^{0.0099API}} \right)$
Petrosky y Farshad (1995)	$\mu_o = \mu_{ob} + 1.3449 \times 10^{-3}(P - Pb)10^k$ $k = -1.0146 + 1.3322 \log(\mu_{ob}) - 0.4876 \log(\mu_{ob})^2 - 1.15036(\mu_{ob})^3$

Tabla 2.4. Correlaciones para calcular la viscosidad del aceite bajosaturado.

Autor	Correlaciones para el aceite bajo saturado
Almehaideb (1997)	$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{P}{P_b} \right)^L$ $L = 0.134819 + 1.94345 \times 10^{-4} Rsb - 1.93106 \times 10^{-9} Rsb^2$
Elsharkawy y Alikha (1999)	$\mu_o = \mu_{ob} + 10^{-2.0771} (p - p_b) (\mu_{od}^{1.19279} \mu_{ob}^{-0.40712} p_b^{-0.7941})$
Elsharkawy y Gharbi (2001)	$\mu_o = \mu_{ob} + M(p - p_b)$ $M = (-5612 + 9481\mu_{od} - 1459\mu_{od}^2 + 81\mu_{od}^3) \times 10^{-8}$
Dindoruk y Christman (2001)	$\mu_o = \mu_{ob} + 6.334 \times 10^{-5} (P - P_b) 10^a$ $a = 0.776644115 + 0.987658646 \log(\mu_{ob})$ $- 0.190564677 \log(Rsb)$ $+ 9.147711 \times 10^{-3} \mu_{ob} \log(Rsb) - 1.9111 \times 10^{-5} (P - P_b)$

Capítulo 3

Modelos composicionales

En este capítulo se describen los métodos composicionales de Lohrenz, Bray y Clark (1964), y de Pedersen, Fredenslund, Christensen y Thomassen (1984), para calcular la viscosidad. La composición del aceite se obtiene mediante cálculos de equilibrio líquido-vapor con ecuaciones de estado. Por lo tanto, al inicio del capítulo también se presenta un resumen de la ecuación de estado utilizado en este trabajo, y se describe el método para realizar los cálculos de equilibrio.

3.1 Ecuación de estado y cálculos de equilibrio gas-líquido

Las ecuaciones de estado son expresiones matemáticas que permiten predecir el estado termodinámico de una sustancia, relacionando la presión, el volumen, la temperatura, y su composición. Una de ellas es la conocida ecuación de estado de los gases ideales; ésta fue desarrollada haciendo simplificaciones importantes, tales como que no se toma en cuenta el volumen de las moléculas ni las fuerzas de atracción-repulsión intermoleculares. Por lo tanto, con el paso del tiempo diferentes autores han propuesto nuevas ecuaciones de estado, eliminando algunas de las simplificaciones referidas. Entre ellas, destacada la de van der Waals (1873), misma que ha servido como punto de partida en el desarrollo de numerosas ecuaciones de estado (Ahmed, 2000).

Ahora bien, una de las ecuaciones de estado más conocidas y utilizadas en la práctica de la ingeniería petrolera para predecir los comportamientos de fases y volumétricos de los fluidos de yacimiento, es la de Peng y Robinson (1976). Para los efectos del presente estudio, ésta será la ecuación de estado utilizada, con la

modificación de Peng y Robinson (1978). En la siguiente sección se describen los detalles de la misma.

3.1.1 Ecuación de estado de Peng-Robinson

En 1976, Peng y Robinson desarrollaron la siguiente ecuación de estado:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v(v + b) + b(v - b)}, \quad (3.1)$$

donde P es la presión, T la temperatura, v el volumen molar, y R es la constante universal de los gases; a es un parámetro que depende de la temperatura y toma en cuenta las fuerzas intermoleculares; finalmente, b es una constante relacionada con el tamaño de las moléculas.

La ecuación 3.1 puede escribirse en términos del factor de compresibilidad, Z , como una ecuación cúbica:

$$Z^3 + (B - 1)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0, \quad (3.2)$$

donde:

$$A = aP / R^2 T^2, \quad (3.3)$$

$$B = bP / RT, \quad (3.4)$$

$$Z = Pv / RT, \quad (3.5)$$

Los parámetros a y b se determinan considerando las condiciones en el punto crítico, de tal forma que:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha, \quad (3.6)$$

$$\Omega_a = 0.45724, \quad (3.7)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}, \quad (3.8)$$

$$\Omega_b = 0.07780, \quad (3.9)$$

$$Z_c = 0.3074, \quad (3.10)$$

En la ecuación 3.6, los parámetros α y m se calculan a partir de las ecuaciones 3.11 y 3.12, respectivamente:

$$\alpha = [1 + m (1 - T_r^{0.5})]^2, \quad (3.11)$$

donde:

$$m = 0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2. \quad (3.12)$$

En 1978, Peng y Robinson propusieron modificar la ecuación 3.12 cuando se trata de componentes pesados ($\omega > 0.49$):

$$m = 0.3796 + 1.485 \omega - 0.1644 \omega^2 + 0.01667 \omega^3. \quad (3.13)$$

La ecuación 3.2 puede tener una o tres raíces reales. La raíz más grande corresponde al vapor, y la raíz más pequeña al líquido. La raíz intermedia siempre se descarta al no tener una interpretación física.

Para una mezcla de hidrocarburos, Peng y Robinson propusieron utilizar las siguientes reglas de mezclado, presentadas por Zudkevich y Joffe.

$$A = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N z_i z_j A_{ij}, \quad (3.14)$$

$$B = \sum_{j=1}^N z_j B_j, \quad (3.15)$$

$$A_{ij} = (1 - k_{ij}) \sqrt{A_i A_j}, \quad (3.16)$$

donde:

z_i o z_j = fracción molar del componente i o j.

A_i o A_j = constante A del componente i o j.

B_i = constante B del componente i.

k_{ij} = coeficiente de interacción binaria ($k_{ii} = 0$ y $k_{ij} = k_{ji}$).

3.1.2 Cálculos de equilibrio líquido-vapor

En un sistema de líquido y vapor, el número total de moles, n , es igual a la suma del número de moles de vapor, n_v , y el número de moles de líquido, n_l :

$$n = n_v + n_l . \quad (3.17)$$

Ahora bien, cada componente en la mezcla está distribuido tanto en la fase vapor como en líquida, de tal manera que haciendo un balance de materia en términos de las fracciones molares correspondientes, se tiene que:

$$nz_i = n_v y_i + n_l x_i , \quad i = 1 \dots \dots , m. \quad (3.18)$$

donde x_i , y_i , y z_i , son las fracciones molares del componente i-ésimo en la fase líquida, en la fase vapor, y de alimentación en la mezcla, respectivamente. El número de componentes es m . Debe observarse que $\sum x_i = 1$, $\sum y_i = 1$, y $\sum z_i = 1$.

Considerando la fracción molar del vapor en la mezcla:

$$F_v = n_v / (n_l + n_v) , \quad (3.19)$$

entonces la ecuación 3.18 puede escribirse como:

$$z_i = F_v y_i + (1 - F_v) x_i . \quad (3.20)$$

A partir de las ecuaciones 3.19 y 3.20, las fracciones molares del componente i-ésimo en las fases líquida y gas pueden calcularse, respectivamente, como:

$$x_i = \frac{Z_i}{F_v(K_i-1)+1} , \quad (3.21)$$

$$y_i = \frac{Z_i K_i}{F_v(K_i-1)+1} = K_i x_i , \quad (3.22)$$

donde k_i es la constante de equilibrio del componente i -ésimo.

Considerando que las constantes de equilibrio se conocen de alguna manera, a partir de las ecuaciones 3.21 y 3.22 puede definirse la siguiente ecuación en términos de una sola variable, F_v , no lineal, referida como la ecuación de Rachford-Rice:

$$h(F_v) = \sum_{i=1}^N (y_i - x_i) = \sum_{i=1}^N \frac{z_i(K_i-1)}{1+F_v(K_i-1)} = 0 . \quad (3.23)$$

Para calcular las constantes de equilibrio es necesario determinar previamente la composición del líquido y el vapor. Esto puede realizarse partiendo de la premisa de que las fugacidades de cada componente en las fases líquido, f_{Li} , y vapor, f_{Vi} , deben ser iguales bajo condiciones de equilibrio:

$$f_{Li} = f_{Vi}, \quad i = 1, 2, \dots, m. \quad (3.23)$$

Para el caso particular de la ecuación de estado de Peng y Robinson, la fugacidad de cada componente en la fase vapor puede calcularse a partir de la ecuación siguiente:

$$\ln\left(\frac{f_{vi}}{y_i P}\right) = \frac{B_i}{B} (Z_v - 1) - \ln(Z_v - B) + \frac{A}{B(2\sqrt{2})} \left[\frac{2 \sum_{j=1}^m y_j A_{ij}}{A} - \frac{B_i}{B} \right] \ln\left(\frac{Z_v + (1 - \sqrt{2})B}{Z_v + (1 + \sqrt{2})B}\right), \quad (3.24)$$

donde A, B y A_{ij} , se calculan con las ecuaciones 3.14, 3.15 y 3.16. Para la fase líquida, es la misma función sólo que en términos de la composición del líquido y el factor de compresibilidad correspondiente; éste se calcula con la ecuación 3.2 según corresponda a cada fase.

El cálculo de equilibrio líquido - vapor termina cuando se satisfacen la ecuación de Rachford-Rice, y la m-ecuaciones de iso-fugacidades. A continuación se listan los pasos principales para realizarlo; una versión extendida puede consultarse en Whitson y Brulé, 2000.

Algoritmo para realizar cálculos de equilibrio

1. Estimar el valor de la constante de equilibrio de cada componente. Por ejemplo, con la correlación de Wilson: $K_i = \frac{\exp[5.378(1+\omega_i)(1-T_{ri}-1)]}{P_{ri}}$.
2. Resolver la ecuación de Rachford-Rice, para F_v (ecuación 3.23).
3. Calcular la composición de cada fase, a partir de las ecuaciones 3.21 y 3.22.
4. Calcular el factor de compresibilidad para cada fase.
5. Calcular las fugacidades de cada componente en las fases líquido y vapor.
6. Verificar que se cumpla el criterio de isofugacidades para cada componente. De cumplirse, el proceso de cálculo termina.
7. Al no satisfacerse el criterio de iso-fugacidades, las constantes de equilibrio deben ser actualizadas y regresar al paso 2. Puede utilizarse el siguiente criterio:

$$K_i^{(n+1)} = K_i^{(n)} \frac{f_{Li}^{(n)}}{f_{vi}^{(n)}}, \quad (3.26)$$

Como comentario final, es recomendable realizar un análisis de la estabilidad de las fases antes de realizar un cálculo de equilibrio, como se describe en el apéndice B.

3.2 Modelo de Lohrenz, Bray y Clark para calcular la viscosidad

El modelo composicional de Lohrenz-Bray y Clark para calcular la viscosidad de un sistema multicomponente está dado por la ecuación siguiente:

$$[(\eta - \eta^*)\xi + 10^{-4}]^{\frac{1}{4}} = a_1 + a_2\rho_r + a_3\rho_r^2 + a_4\rho_r^3 + a_5\rho_r^4 \quad (3.27)$$

donde η es la viscosidad de la mezcla (cp); η^* es la viscosidad de la mezcla a bajas presiones (cp); ρ_r , es la densidad reducida; y ξ es el parámetro de viscosidad de la mezcla. Los coeficientes del polinomio de cuarto grado en la densidad reducida se indican en la tabla 3.1

Tabla 3.1. Coeficientes de la ecuación de Lohrenz, Bray y Clark.

Coeficiente	Valor
a_1	0.1023
a_2	0.023364
a_3	0.058533
a_4	-0.40758
a_5	0.0093324

Ahora bien, η^* y ξ se calculan con las ecuaciones siguientes:

$$\xi = \frac{[\sum_{i=1}^N z_i T_{ci}]^{1/6}}{[\sum_{i=1}^N z_i M_i]^{1/2} [\sum_{i=1}^N z_i P_{ci}]^{2/3}}, \quad (3.28)$$

$$\eta^* = \frac{\sum_{i=1}^N z_i \eta_i^* \sqrt{M_i}}{\sum_{i=1}^N z_i \sqrt{M_i}}, \quad (3.29)$$

donde η_i^* (cp) es la viscosidad del gas diluido del componente i-ésimo; T_{ci} (°R) y P_{ci} (psia) son su presión y temperatura críticas, respectivamente; M_i (lbm/lbmol) su peso molecular, y x_i su fracción molar en la mezcla.

La viscosidad a baja presión correspondiente a cada componente, η_i^* , se calcula a partir de las ecuaciones 3.30 y 3.31, según sea el valor de su temperatura reducida, T_{ri} .

- Para $T_{ri} \leq 1.5$:

$$\eta_i^* = 34 \times 10^{-5} \frac{1}{\xi_i} T_{ri}^{0.94}, \quad (3.30)$$

- Para $T_{ri} > 1.5$:

$$\eta_i^* = 17.78 \times 10^{-5} \frac{1}{\xi_i} (4.58 T_{ri} - 1.67)^{5/8}, \quad (3.31)$$

El parámetro ξ_i se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$\xi_i = \frac{5.4402(T_{ci})^{1/6}}{M_i^{1/2}(P_{ci})^{2/3}}. \quad (3.32)$$

3.3 Modelo composicional de Pedersen, Fredenslund, Christensen y Thomassen, para calcular la viscosidad

En 1984, Pedersen et al. desarrollaron un método para calcular la viscosidad de fluidos de yacimientos petroleros con base en el principio de los estados correspondientes. De acuerdo a éste, dos sustancias diferentes presentan un comportamiento termodinámico similar bajo las mismas condiciones de presión y temperatura reducidas. Un ejemplo de la aplicación es la conocida correlación para el factor de compresibilidad de Standing y Katz (1942).

De esta manera, Pedersen et al., consideran que la viscosidad reducida, η_r , está correlacionada con la presión y temperatura reducidas a través de una única función, f :

$$\eta_r = f(P_r, T_r). \quad (3.33)$$

En la definición de la viscosidad reducida se requiere conocer la viscosidad en el punto crítico, η_c . En este sentido, cabe señalar que los datos experimentales de viscosidad en tales condiciones generalmente son escasos, y sólo están disponibles para algunas sustancias puras “simples”. Para estimarla, los autores consideran la siguiente ecuación desarrollada para gases diluidos:

$$\eta_c = \frac{P_c^{2/3} M^{1/2}}{T_c^{1/6}}, \quad (3.34)$$

Por lo tanto, se tiene que:

$$\eta_r = \frac{\eta(P, T) T_c^{1/6}}{P_c^{2/3} M^{1/2}}. \quad (3.35)$$

Ahora bien, si puede determinarse la función f para un compuesto de referencia en un grupo de sustancias similares, entonces será posible calcular la viscosidad de cualquiera de ellas. Así, si η_x es la viscosidad de una de las sustancias del grupo, y η_{ref} la viscosidad del compuesto de referencia, entonces ambas están correlacionadas de la siguiente manera:

$$\eta_x(P, T) = \frac{\left(\frac{P_{cx}}{P_{c,ref}}\right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{M_x}{M_{c,ref}}\right)^{\frac{1}{2}}}{\left(\frac{T_{cx}}{T_{c,ref}}\right)^{\frac{1}{6}}} \eta_{ref}\left(\frac{PP_{c,ref}}{P_{cx}}, \frac{TT_{c,ref}}{T_{cx}}\right), \quad (3.36)$$

Pedersen et al., consideraron al metano como compuesto de referencia. Para tal efecto, retomaron la correlación de Hanley et al. (1975) para calcular la viscosidad del metano, η_{C1} , como una función de la densidad y la temperatura:

$$\eta_{CH_4}(\rho, T) = \eta_d(T) + \eta_1(T) + \Delta\eta'(\rho, T), \quad (3.37)$$

donde:

$$\eta_d = \frac{g_1}{T} + \frac{g_2}{T^{\frac{2}{3}}} + \frac{g_3}{T^{\frac{1}{3}}} + g_4 + g_5 T^{\frac{1}{3}} + g_6 T^{\frac{2}{3}} + g_7 T + g_8 T^{\frac{4}{3}} + g_9 T^{\frac{5}{3}}, \quad (3.38)$$

$$\eta_1(T) = A + B(C - \ln \frac{T}{F})^2, \quad (3.39)$$

$$\Delta\eta'(\rho_{CH_4}, T) = \exp\left(j_1 + \frac{j_4}{T}\right) \cdot \left[\exp\left[\rho_{CH_4}^{0.1} \left(j_2 + \frac{j_3}{T^{\frac{3}{2}}}\right) + \left(\frac{\rho_{CH_4} - \rho_{c,CH_4}}{\rho_{c,CH_4}}\right) \rho_{CH_4}^{0.5} \left(j_5 + \frac{j_6}{T} + \frac{j_7}{T^2}\right)\right] - 1.0 \right]. \quad (3.40)$$

En las tablas 3.2, 3.3, y 3.4 se indica el valor de las constantes en las ecuaciones 3.38, 3.39 y 3.40, respectivamente.

La densidad del metano se calcula con la ecuación de estado de Benedict-Webb-Rubin:

$$P = \sum_{n=1}^9 a_n(T) \rho_{CH_4}^n + \sum_{n=10}^{15} a_n(T) \rho_{CH_4}^{2n-17} e^{-\gamma \rho_{CH_4}^2}, \quad (3.41)$$

donde a_1 a a_{15} y γ se calculan como se indica en la tabla 3.5.

Tabla 3.2. Constantes en la ec. 3.40, $\eta_d \cdot 10^{-4}$ (cP), T (K).

Constante	Valor
g_1	-2.090975×10^5
g_2	2.647269×10^5
g_3	-1.472818×10^5
g_4	4.716740×10^4
g_5	-9.491872×10^3
g_6	1.219979×10^3
g_7	-9.627993×10^1
g_8	4.274152
g_9	-8.141531×10^{-2}

Tabla 3.3. Constantes en la ec. 3.41, $\eta_1 \cdot 10^{-4}$ (cP), T (K).

Constante	Valor
A	1.696985927
B	-0.133372346
C	1.4
F	168.0

Tabla 3.4. Constantes en la ec. 3.42, $\Delta\eta' \cdot 10^{-4}$ (cP), T(K), ρ_0 (gr/cm³).

Constante	Valor
j_1	-10.3506
j_2	17.5716
j_3	-3019.39
j_4	188.730
j_5	0.0429036
j_6	145.290
j_7	6127.68

Tabla 3.5. Constantes en la ec. 3.43, presión (atm), densidad (mol/l), y temperatura (K). $R = 0.8205616 \text{ 1 atm mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$.

Constante	Valor/Expresión
a_1	RT
a_2	$N_1T + N_2T^{1/2} + N_3 + \frac{N_4}{T} + \frac{N_5}{T^2}$
a_3	$N_6T + N_7 + \frac{N_8}{T} + \frac{N_9}{T^2}$
a_4	$N_{10}T + N_{11} + \frac{N_{12}}{T}$
a_5	N_{13}
a_6	$\frac{N_{14}}{T} + \frac{N_{15}}{T^2}$
a_7	$\frac{N_{16}}{T}$
a_8	$\frac{N_{17}}{T} + \frac{N_{18}}{T^2}$
a_9	$\frac{N_{19}}{T^2}$
a_{10}	$\frac{N_{20}}{T^2} + \frac{N_{21}}{T^3}$
a_{11}	$\frac{N_{22}}{T^2} + \frac{N_{23}}{T^4}$
a_{12}	$\frac{N_{24}}{T^2} + \frac{N_{25}}{T^3}$
a_{13}	$\frac{N_{26}}{T^2} + \frac{N_{27}}{T^4}$
a_{14}	$\frac{N_{28}}{T^2} + \frac{N_{29}}{T^3}$
a_{15}	$\frac{N_{30}}{T^2} + \frac{N_{31}}{T^3} + \frac{N_{32}}{T^4}$
γ	0.0096

Las constantes N_1 hasta N_{32} son indicadas en la tabla 3.6.

Tabla 3.6 Constantes N_1 a N_{32} .

Constante	Valor
N1	$-1.8439486666 \times 10^{-2}$
N2	1.0510162064
N3	-1.6057820303×10
N4	8.4844027562×10^2
N5	$-4.2738409106 \times 10^4$
N6	$7.6565285254 \times 10^{-4}$
N7	$-4.8360724197 \times 10^{-1}$
N8	8.5195473835×10
N9	$-1.6607434721 \times 10^4$
N10	$-3.7521074532 \times 10^{-5}$
N11	$2.8616309259 \times 10^{-2}$
N12	-2.8685295973
N13	$1.190673942 \times 10^{-4}$
N14	$-8.5315715699 \times 10^{-3}$
N15	3.8365063841
N16	$2.498628379 \times 10^{-5}$

Tabla 3.6 Constantes N_1 a N_{32} (cont.)

Constante	Valor
N17	$5.7974531455 \times 10^{-6}$
N18	$-7.1648329297 \times 10^{-3}$
N19	$1.2577853784 \times 10^{-4}$
N20	2.2240102466×10^4
N21	$-1.4800512328 \times 10^6$
N22	5.0498054887×10
N23	1.6428375992×10^6
N24	$2.1325387196 \times 10^{-1}$
N25	3.7791273422×10
N26	$-1.1857016815 \times 10^{-5}$
N27	-3.1630780767×10
N28	$-4.1006782941 \times 10^{-6}$
N29	$1.4870043284 \times 10^{-3}$
N30	$3.1512261532 \times 10^{-9}$
N31	$-2.1670774745 \times 10^{-6}$
N32	$2.4000551079 \times 10^{-5}$

De acuerdo a Pedersen et al. (1984), el principio de los estados correspondientes funciona bien para mezclas de hidrocarburos ligeros, constituidos principalmente por metano, etano y propano. Si la mezcla contiene hidrocarburos pesados, se requiere hacer una corrección. Para tal efecto, introdujeron un parámetro α :

$$\eta_{mix}(P, T) = \left(\frac{T_{C,mix}}{T_{c,CH_4}} \right)^{-1/6} \left(\frac{P_{C,mix}}{P_{c,CH_4}} \right)^{2/3} \left(\frac{M_{mix}}{M_{CH_4}} \right)^{1/2} \left(\frac{\alpha_{mix}}{\alpha_{CH_4}} \right) \eta_{CH_4}(P^*, T^*), \quad (3.42)$$

donde:

$$P^* = \frac{P P_{c,CH_4} \alpha_{CH_4}}{P_{C,mix} \alpha_{mix}}, \quad (3.43)$$

$$T^* = \frac{T T_{c,CH_4} \alpha_{CH_4}}{T_{C,mix} \alpha_{mix}}. \quad (3.44)$$

Para calcular la temperatura y presión críticas de la mezcla requeridas en las ecuaciones 3.43 y 3.44, respectivamente, los autores propusieron las siguientes reglas de mezclado:

$$T_{C,mix} = \frac{\sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N z_i z_j \left[\left(\frac{T_{ci}}{P_{ci}} \right)^{1/3} + \left(\frac{T_{cj}}{P_{cj}} \right)^{1/3} \right]^3 \sqrt{T_{ci} T_{cj}}}{\sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N z_i z_j \left[\left(\frac{T_{ci}}{P_{ci}} \right)^{1/3} + \left(\frac{T_{cj}}{P_{cj}} \right)^{1/3} \right]^3}. \quad (3.45)$$

y

$$P_{C,mix} = \frac{8 \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N z_i z_j \left[\left(\frac{T_{ci}}{P_{ci}} \right)^{1/3} + \left(\frac{T_{cj}}{P_{cj}} \right)^{1/3} \right]^3 \sqrt{T_{ci} T_{cj}}}{\left(\sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N z_i z_j \left[\left(\frac{T_{ci}}{P_{ci}} \right)^{1/3} + \left(\frac{T_{cj}}{P_{cj}} \right)^{1/3} \right]^3 \right)^2}. \quad (3.46)$$

donde los subíndices corresponden a cada componente en la mezcla, y cuya fracción molar se denota con z .

El peso molecular de la mezcla se estima mediante la ecuación 3.47:

$$M_{mix} = 1.3404 \times 10^{-4} (\bar{M}_w^{2.303} - \bar{M}_n^{2.303}) + \bar{M}_n, \quad (3.47)$$

donde

$$\bar{M}_w = \frac{\sum_{i=1}^N z_i M_i^2}{\sum_{i=1}^N z_i M_i}, \quad (3.48)$$

$$\bar{M}_n = \sum_{i=1}^N z_i M_i. \quad (3.49)$$

Por otra parte, los autores desarrollaron la siguiente correlación para calcular los parámetros α en la ecuación 3.47, a partir de datos experimentales de viscosidad:

$$\alpha_{mix} = 1 + 7.378 \times 10^{-3} \rho_r^{1.847} M_{mix}^{0.5173}. \quad (3.50)$$

donde:

$$\rho_r = \frac{\rho_0 \left(\frac{T T_{c,CH_4}}{T_{c,mix}}, \frac{P P_{c,CH_4}}{P_{c,mix}} \right)}{\rho_{c,CH_4}}. \quad (3.51)$$

La ecuación 3.50 también se utiliza para calcular α_{CH_4} , excepto que M_{mix} es reemplazado por el peso molecular del metano. La densidad crítica del metano es igual a 0.16284 g/cm³.

Algoritmo para realizar el cálculo de viscosidad con el modelo de estados correspondientes

1. Calcular $T_{c,mix}$ y $P_{c,mix}$ con las ecuaciones 3.45 y 3.46.
2. Calcular la densidad del metano a $\frac{T T_{c,CH_4}}{T_{c,mix}}, \frac{P P_{c,CH_4}}{P_{c,mix}}$ (ecuación 3.41) y la densidad reducida con la ecuación 3.51.
3. Calcular M_{mix} con la ecuación 3.47.
4. Calcular α_{mix} y α_{CH_4} con la 3.50, según corresponda.
5. Calcular P^* y T^* con las ecuaciones 3.43 y 3.44.
6. Calcular la viscosidad de la mezcla con la ecuación 3.42.

Capítulo 4

Programa de cómputo

Conforme a los alcances de la presente tesis, en el presente capítulo se describen las características principales del programa de cómputo desarrollado para calcular la viscosidad del aceite mediante los modelos composicionales de Lohrenz, Bray y Clark (1964), y de Pedersen et al. (1984). La composición del aceite en función de la presión y la temperatura se determina a partir de cálculos de equilibrio líquido-vapor con la ecuación de Peng y Robinson.

4.1 Descripción del programa

Se desarrolló un programa de cómputo en la herramienta computacional Matlab®, para calcular la viscosidad el aceite vivo en función de la composición global del fluido analizado, y diferentes condiciones de presión y temperatura. Para tal efecto, se implementaron los modelos de Lohrenz, Bray y Clark (1964), y de Pedersen et al. (1984). El programa cuenta con módulos para:

- a) Procesar los datos básicos de la muestra de fluido analizada: fracción molar, peso molecular y propiedades críticas de cada componente.
- b) Determinar la composición del aceite vivo en función de la presión y la temperatura mediante cálculos de equilibrio gas-líquido utilizando la ecuación de estado de Peng y Robinson. Previo a los cálculos de equilibrio se realiza un análisis de estabilidad de las fases con el algoritmo de Michelsen.
- c) Calcular la viscosidad del aceite vivo a partir de su composición, con el modelo de Lohrenz, Bray y Clark.
- d) Calcular la viscosidad del aceite vivo a partir de su composición, con el modelo de Pedersen, et al.

- e) Procesar la información generada en archivos de resultados.

A continuación se describen las funcionalidades de los módulos que integran el programa.

4.2 Datos de entrada

La información requerida en el programa es:

- a) Composición (fracción mol de cada componente).
- b) Peso molecular de cada componente.
- c) Presión, temperatura y volumen críticos de cada componente.
- d) Volumen shift (traslado en volumen) de cada componente.
- e) Coeficientes de interacción binaria.
- f) Viscosidad medida (para efecto de evaluación).
- g) Datos de presiones y temperaturas de interés.

Los datos se ingresan al programa a través de los archivos de texto indicados en la tabla 4.1.

Tabla 4.1 Archivos con los datos de entrada al programa.

Nombre del archivo	Descripción
Tabla.txt	Datos de: composición; fracción mol; peso molecular; presión, temperatura y volumen críticos
Coefbin.txt	Coeficientes de interacción binaria
Volshift.txt	Volumen shift (traslado en volumen)
Viscmed.txt	Viscosidad medida de pruebas de laboratorio

4.3 Módulo de cálculos de equilibrio

En este módulo se incorporaron subrutinas y funciones para analizar la estabilidad de las fases, y realizar cálculos de equilibrio líquido-vapor con base en la ecuación de estado de Peng-Robinson (**Fig 4.1**). Con respecto al primer punto, se implementó el método de Michelsen para identificar si el fluido analizado se encuentra estable en una o en dos fases, en las condiciones de presión y temperatura especificadas.

Cuando se ha identificado la coexistencia de líquido y vapor, el programa realiza cálculos de equilibrio de acuerdo al algoritmo descrito en el capítulo tres. Cabe destacar que la pseudo-composición generada durante el análisis de estabilidad se utiliza como punto de partida en estos cálculos.

Los resultados del módulo se guardan en el archivo “composición.txt” La información generada es:

- Presión.
- Temperatura.
- Composición (fracción mol de cada componente a P y T).
- Densidad de líquido a P y T.

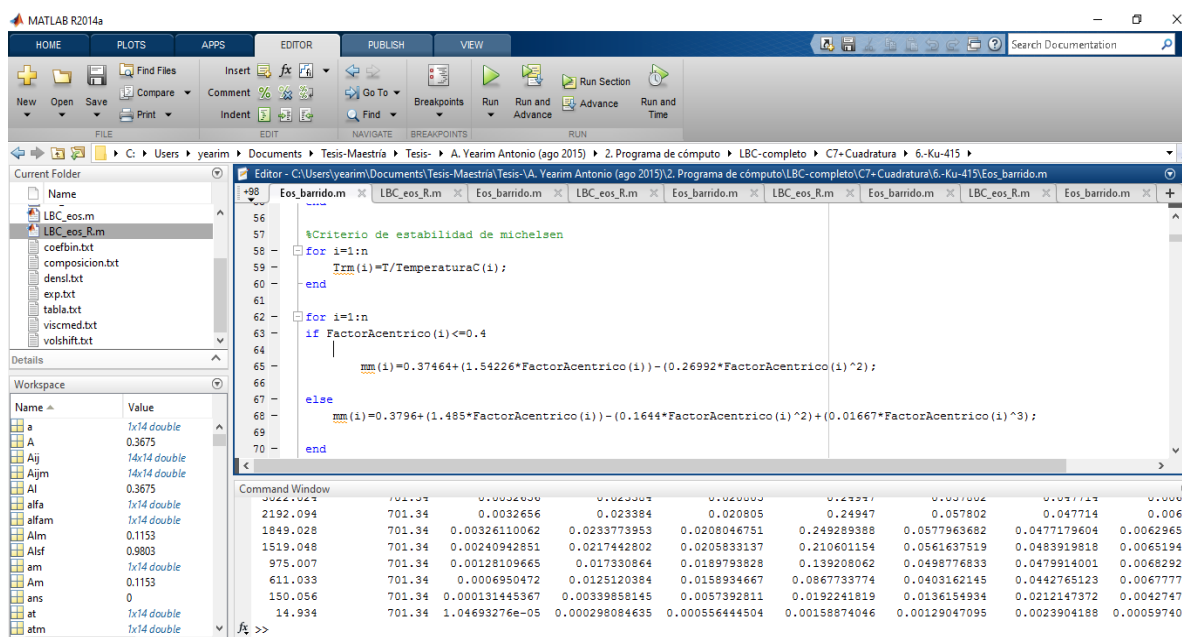


Figura 4.1. Módulo de cálculos de equilibrio.

4.4 Módulo de Lohrenz, Bray y Clark

En este módulo se encuentran programadas las funcionalidades relacionadas al modelo composicional de Lohrenz, Bray y Clark para calcular la viscosidad (**fig. 4.2**). Los datos de entrada se extraen automáticamente del archivo generado durante los cálculos de equilibrio. Los resultados del módulo se guardan en el archivo “Visc-LBC.dat”; para cada condición de presión y temperatura se imprime la composición del aceite, la viscosidad diluida, la viscosidad calculada, etc..., y la viscosidad medida (para efectos de evaluación).

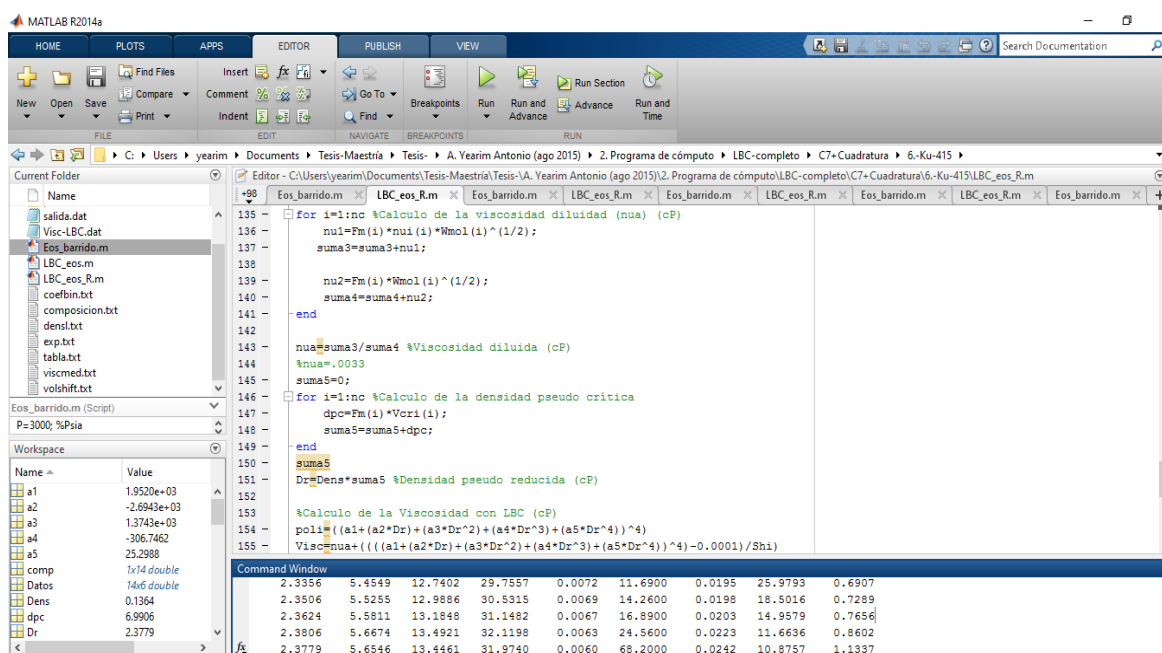


Figura 4.2. Módulo para calcular la viscosidad del aceite con el método de Lohrenz, Bray y Clark (1964).

4.5 Módulo de Pedersen, Fredenslund, Christensen y Thomassen

El algoritmo descrito en la sección 3.3 para calcular la viscosidad del aceite con el método de Pedersen, et al. (1984), fue implementado en un módulo, como se muestra en la **fig. 4.3**. Entre las funcionalidades, se incorporaron funciones y subrutinas para calcular la densidad y viscosidad del metano de acuerdo a lo presentado en la sección 3.3. Como en el caso del módulo de LBC, los resultados

de los cálculos de equilibrio se utilizan como datos de entrada. El archivo de resultados de este módulo se llama “Visc-Pedersen.dat”, y contiene la misma información que el correspondiente al método de LBC.

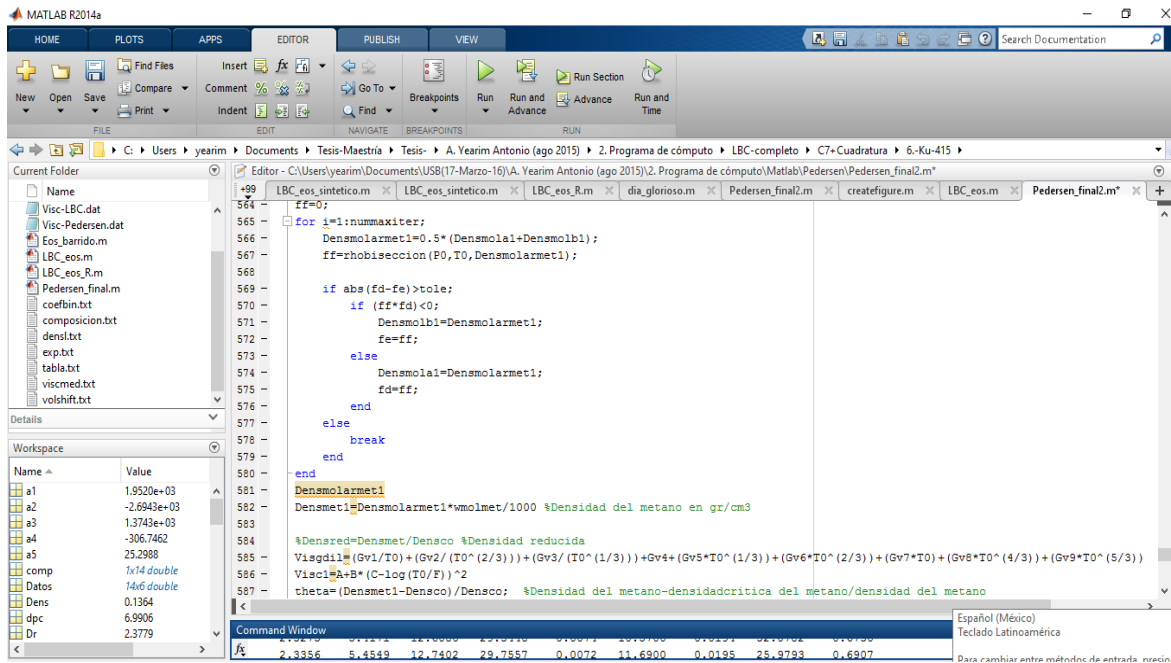


Figura 4.3. Módulo para calcular la viscosidad del aceite mediante el método de Pedersen, Fredenslund, Christensen y Thomassen (1984).

4.6 Verificación de los resultados del programa

Para verificar los resultados del programa se compararon contra aquellos obtenidos en una herramienta comercial PVT ampliamente utilizada en la industria petrolera. La composición del fluido analizado se indica en la tabla 4.2. A continuación se describen los detalles de la verificación.

Tabla 4.2. Composición del fluido utilizado en la verificación del programa.

Componente	%mol
N_2	2.137
CO_2	6.382
H_2S	8.284
C_1	9.431
C_2	3.535
C_3	4.632
$I - C_4$	0.555
$N - C_4$	2.278
$I - C_5$	0.822
$N - C_5$	1.172
C_6	1.909
C_7	0.926
C_8	1.184
C_9	1.484
C_{10}	2.212
C_{11}	2.083
$PSEUDO - C_{12+}$	50.974

4.6.1 Análisis de estabilidad de las fases

Para verificar los resultados de las funcionalidades correspondientes al análisis de estabilidad de las fases, se generó un envolvente de fases en la herramienta comercial. Posteriormente, manteniendo la temperatura constante, se seleccionaron dos valores de presión cercanos (± 10 psia) a la presión de saturación (punto de rocío o de burbuja) calculada en la herramienta; para ambas condiciones se verificó que el programa identificara correctamente la existencia de una o dos fases. En la **Fig 4.4** se muestra la envolvente generada en la herramienta comercial, y los puntos analizados; se observa que el programa predice bien cuando el fluido se encuentra en una o dos fases.

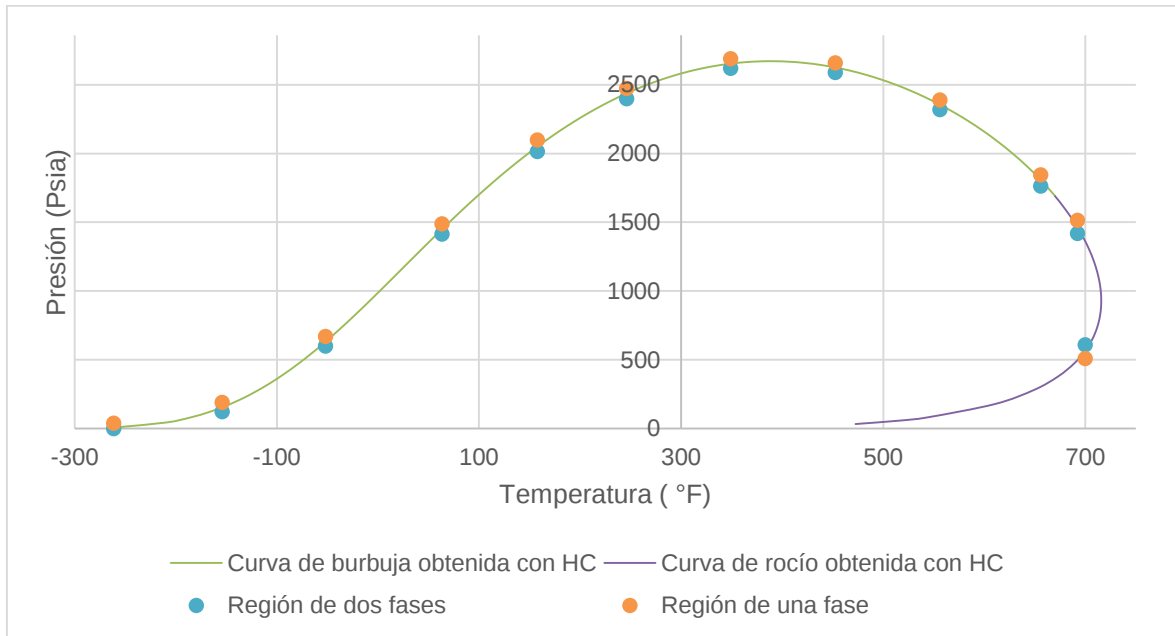


Figura 4.4. Comparación de los resultados del programa en cuanto al análisis de estabilidad de fases, contra la envolvente generada en una herramienta comercial para una muestra de fluido.

4.6.2 Cálculos de equilibrio

Se realizaron cálculos de equilibrio para diferentes condiciones de presión y temperatura, y se compararon las composiciones del líquido y del vapor calculadas con el programa contra las obtenidas en la herramienta comercial (HC). En los casos analizados, el error relativo absoluto en la predicción de la composición fue menor de 1%, como se ejemplifica en la tabla 4.3.

Tabla 4.3. Verificación del cálculo de la composición del líquido y del vapor.

Componente	Composición del líquido			Composición del vapor		
	HC %mol	Programa de cómputo %mol	Error relativo abs. %	HC %mol	Programa de cómputo %mol	Error relativo abs. %
N_2	0.014	0.014	0.000	5.049	5.049	0.000
CO_2	0.121	0.121	0.000	14.969	14.968	0.826
H_2S	0.276	0.275	0.362	19.267	19.265	0.725
C_1	0.121	0.121	0.000	22.197	22.196	0.826
C_2	0.111	0.111	0.000	8.233	8.232	0.901
C_3	0.293	0.292	0.341	10.585	10.583	0.683
$I - C_4$	0.062	0.062	0.000	1.232	1.232	0.000
$N - C_4$	0.297	0.296	0.337	4.997	4.996	0.337
$I - C_5$	0.177	0.176	0.565	1.701	1.701	0.000
$N - C_5$	0.285	0.284	0.351	2.387	2.388	0.351
C_6	0.815	0.813	0.245	3.41	3.413	0.368
C_7	0.604	0.602	0.331	1.368	1.369	0.166
C_8	0.992	0.99	0.202	1.439	1.441	0.202
C_9	1.653	1.651	0.121	1.254	1.257	0.181
C_{10}	2.941	2.937	0.136	1.221	1.219	0.068
C_{11}	3.101	3.1	0.032	0.691	0.691	0.000
$PSEUDO - C_{12+}$	88.137	88.155	0.020	7.69E-13	8.03E-15	0.000

Tomando en cuenta que la densidad del líquido es una propiedad fundamental en el cálculo de la viscosidad mediante el método de LBC, también se evaluaron los valores calculados con ambos programas. En los casos analizados, de manera consistente con el cálculo de la composición, se obtuvo un error relativo absoluto menor al 1 %. En la figura 4.5 se comparan los valores calculados con el programa de cómputo contra los calculados en la herramienta comercial (HC). Como se muestra, existe un buen acuerdo con los resultados de la herramienta comercial.

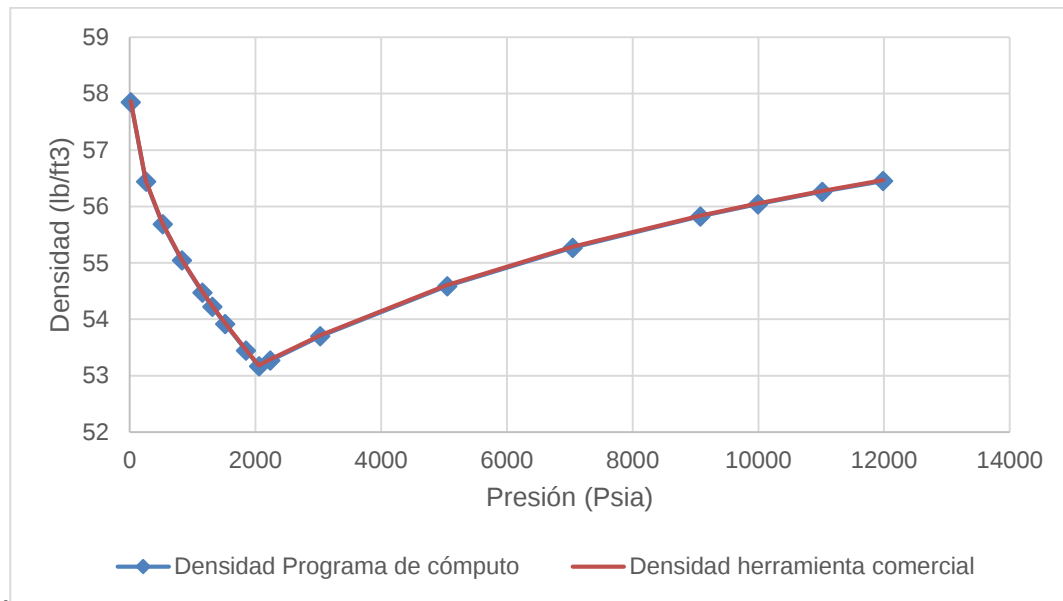


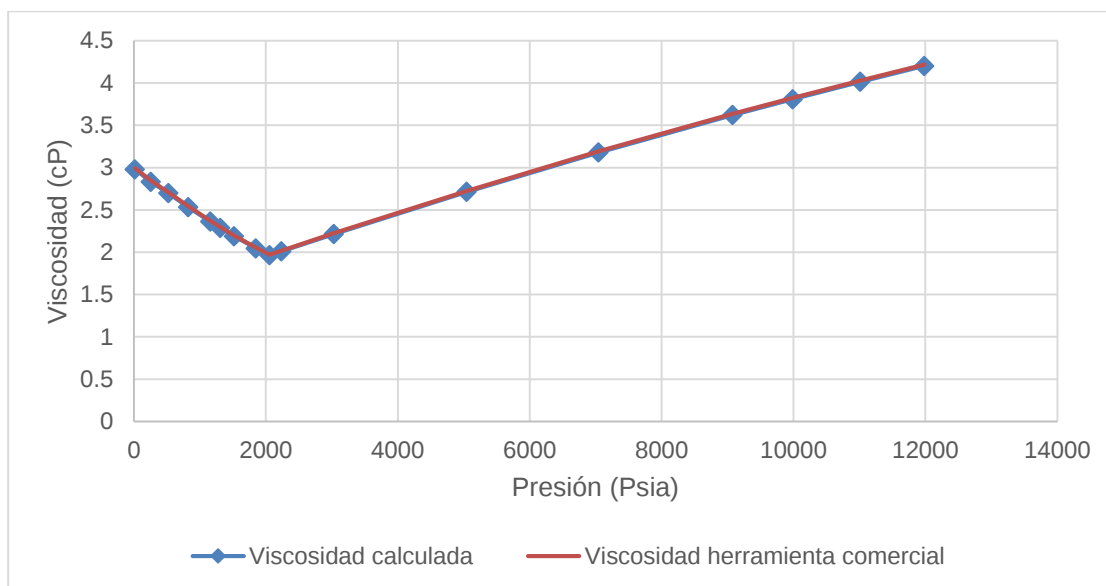
Figura 4.5. Verificación de los cálculos para la densidad del líquido.

4.6.3 Cálculo de la viscosidad con el método de LBC

Con base en los datos de composición del líquido generados mediante los cálculos de equilibrio, se determinaron los valores de viscosidad correspondientes mediante el método de Lohrenz, Bray y Clark. Se compararon contra los valores obtenidos con la herramienta comercial. Como se muestra en la tabla 4.4 y en la **fig. 4.5**, existe un buen acuerdo de los resultados del programa con los de la herramienta comercial; el error relativo absoluto es menor de 1%.

Tabla 4.4. Verificación del cálculo de la viscosidad del líquido con el método de LBC (1964).

Viscosidad (cP) herramienta comercial	Viscosidad (cP) calculada	Error relativo abs. %
4.22	4.20	0.38
4.03	4.01	0.38
3.82	3.81	0.38
3.63	3.62	0.39
3.19	3.18	0.39
2.73	2.71	0.40
2.22	2.22	0.41
2.01	2.01	0.41
1.97	1.96	0.36
2.06	2.05	0.37
2.20	2.19	0.37
2.30	2.29	0.38
2.37	2.36	0.38
2.54	2.53	0.39
2.70	2.70	0.40
2.84	2.83	0.42
2.99	2.98	0.44

**Figura 4.6.** Verificación del cálculo de la viscosidad del líquido con el modelo de Lohrenz, Bray y Clark (1964).

4.6.4 Cálculo de la viscosidad con el método de Pedersen, Fredenslund, Christensen y Thomassen

Como en el caso del método de LBC, se verificaron los resultados del módulo para el cálculo de la viscosidad mediante el método de Pedersen, et al. En la tabla 4.5 y la fig. 4.7 se muestra la comparación de los resultados obtenidos con el programa contra los de la herramienta comercial. Como puede observarse los resultados del programa son correctos, con un error relativo absoluto menor del 1%.

Tabla 4.5. Verificación del cálculo de la viscosidad del líquido con el modelo de Pedersen, et al. (1984).

Viscosidad calculada (cP) Herramienta comercial	Viscosidad calculada (cP) Programa desarrollado	Error relativo absoluto %
7.88	7.87	0.21
7.40	7.39	0.21
6.91	6.89	0.21
6.46	6.45	0.22
5.49	5.47	0.23
4.52	4.51	0.24
3.55	3.54	0.26
3.16	3.15	0.26
3.07	3.06	0.23
3.35	3.34	0.22
3.94	3.93	0.21
4.42	4.41	0.19
4.88	4.87	0.18
6.27	6.26	0.16
8.53	8.52	0.13
12.78	12.77	0.09
29.98	29.96	0.04

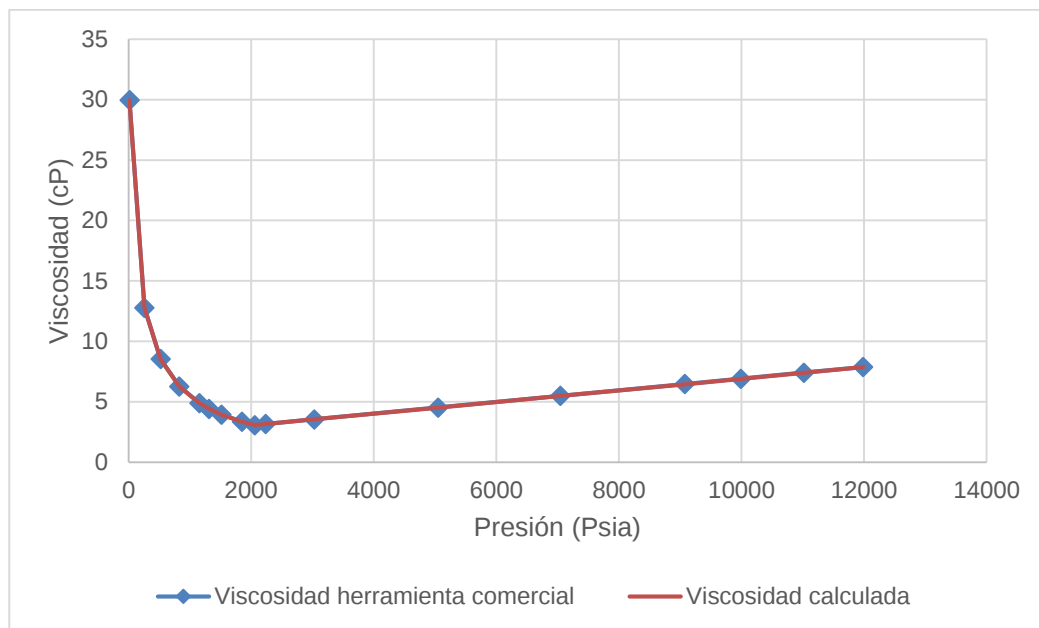


Figura 4.7. Verificación del cálculo de la viscosidad del líquido con el modelo de Pedersen, et al. (1984).

Capítulo 5

Evaluación de correlaciones para calcular la viscosidad del aceite

En este capítulo se presentan los resultados de la evaluación de diversas correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto, la viscosidad del aceite saturado, y la viscosidad del aceite bajosaturado, a partir de datos experimentales de muestras de crudos pesados y extrapesados de yacimientos en México. Se menciona el método utilizado en el presente estudio para validar la información experimental PVT. Se presenta un resumen de la composición y algunas propiedades termodinámicas relevantes de las muestras seleccionadas. La evaluación se realiza en términos del índice de comportamiento relativo.

5.1 Validación de datos PVT

Antes de utilizar la información experimental de un estudio PVT de una muestra de fluido de yacimiento para cálculos de ingeniería, es importante validarlos. Esto se debe a que los datos experimentales están sujetos a errores de medición. Dependiendo del tipo de fluido, existen diversas metodologías para corroborar la consistencia de los datos. Para el caso de un aceite negro, puede utilizarse el método de Gonzalo Rojas (León, 2013; Reyes, 2015), mismo que será empleado en el presente trabajo, y que se describe en el apéndice A.

5.2 Base de datos

Se recolectaron estudios PVT de muestras de aceites pesados y extrapesados de diversos campos de México, tanto marinos como terrestres. La información de los estudios fue válida con el método de Gonzalo Rojas, de tal manera que sólo nueve pasaron las pruebas realizadas. La composición de las muestras seleccionadas hasta la fracción C_{11+} se indica en la tabla 5.1; otras propiedades relevantes se indican en la tabla 5.2.

Tabla 5.1. Composición de las muestras seleccionadas.

Componente	Fracción molar (%)								
	M1	M2	M3	M4	M5	M6	M7	M8	M9
N2	2.14	0.23	0.85	0.59	0.33	0.31	0.87	1.76	0.54
CO2	6.38	0.59	1.02	6.02	2.47	2.41	2.39	1.34	7.37
H2S	8.28	0.15	0.86	4.79	2.25	1.96	1.67	1.84	7.08
C1	9.42	18.32	13.17	8.61	26.26	26.17	24.64	7.69	7.46
C2	3.53	3.99	2.79	3.43	5.86	5.81	5.59	2.21	2.91
C3	6.64	5.75	3.72	4.72	4.83	4.56	4.64	4.04	3.91
IC4	0.56	0.59	0.64	0.62	1.13	0.58	0.70	0.64	0.49
NC4	2.28	2.92	2.38	2.32	4.30	2.27	2.51	2.48	1.99
IC5	0.82	1.35	1.18	0.85	1.02	0.94	1.08	1.29	0.90
NC5	1.17	2.34	1.73	1.20	1.58	1.47	1.69	1.83	1.36
C6	1.86	4.05	2.65	1.84	2.32	2.41	2.39	2.88	2.57
C7	0.89	3.47	2.11	1.99	2.69	2.96	3.00	2.37	2.31
C8	1.11	2.70	2.19	1.91	3.00	3.28	3.20	2.64	2.58
C9	1.49	5.60	2.60	2.10	2.81	3.02	2.97	2.78	2.76
C10	2.21	3.30	2.70	2.20	2.57	2.74	2.70	3.01	3.18
C11+	51.9	44.64	57.59	56.81	36.58	39.10	39.96	59.44	51.03

Tabla 5.2. Características de las muestras.

Muestra	Tyac (°C)	Pb (kg/cm ²)	Dens. °API	RGA (m ³ /m ³)	Bob (m ³ /m ³)	μob (cP)
M1	122.80	55.05	11.10	21.70	1.05	28.73
M2	106.50	90.00	15.45	44.00	1.15	11.68
M3	82.00	48.00	9.60	13.70	0.88	324.60
M4	104.00	63.42	11.40	23.51	1.48	79.03
M5	117.30	144.48	14.00	50.05	0.96	11.10
M6	116.30	130.00	13.60	48.45	1.72	10.57
M7	114.50	133.10	12.90	49.40	1.05	11.20
M8	79.90	36.42	9.80	9.70	0.96	673.00
M9	113.00	50.76	10.90	20.38	1.23	38.72

5.4 Criterios de evaluación

La evaluación de las correlaciones y modelos composicionales para predecir la viscosidad del aceite se realizó con base en el índice de comportamiento relativo (Frp). Este índice involucra el cálculo de diversos parámetros estadísticos, y permite identificar la mejor correlación o modelo. De acuerdo a Brill (1999), se define como:

$$\text{Frp} = \frac{|E_1| - |E_{1\min}|}{|E_{1\max}| - |E_{1\min}|} + \frac{E_2 - E_{2\min}}{E_{2\max} - E_{2\min}} + \frac{E_3 - E_{3\min}}{E_{3\max} - E_{3\min}} + \frac{|E_4| - |E_{4\min}|}{|E_{4\max}| - |E_{4\min}|} + \frac{E_5 - E_{5\min}}{E_{5\max} - E_{5\min}} + \frac{E_6 - E_{6\min}}{E_{6\max} - E_{6\min}}, \quad (5.1)$$

donde:

1. E_1 , promedio del error relativo:

$$E_1 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n e_{ri} \right) * 100, \quad (5.2)$$

donde:

$$e_{ri} = \frac{\mu_{i-\text{calculada}} - \mu_{i-\text{medida}}}{\mu_{i-\text{medida}}}, \quad (5.3)$$

2. E_2 , promedio del error relativo absoluto:

$$E_2 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |e_{ri}| \right) * 100, \quad (5.4)$$

3. E_3 , desviación estándar del error relativo:

$$E_3 = \sum_{i=1}^n \sqrt{\frac{(e_{ri} - E_2)^2}{n - 1}}, \quad (5.5)$$

4. E_4 , error promedio:

$$E_4 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n e_i \right), \quad (5.6)$$

donde:

$$e_i = \mu_{i-\text{calculada}} - \mu_{i-\text{medida}}, \quad (5.7)$$

5. E_5 , error absoluto promedio:

$$E_5 = \left(\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n |e_i| \right), \quad (5.8)$$

6. E_6 , desviación estándar del error:

$$E_6 = \sum_{i=1}^n \sqrt{\frac{(e_i - E_5)^2}{n - 1}}, \quad (5.9)$$

Los valores mínimos y máximos posibles para Frp son 0 y 6, indicando el mejor y el peor comportamiento, respectivamente.

5.5 Evaluación de correlaciones

Se realizó la evaluación de correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto, la viscosidad del aceite saturado, y la viscosidad del aceite bajosaturado. En cada uno de los casos, se desarrolló una hoja de Excel® con las fórmulas correspondientes a las correlaciones consideradas en el estudio. A continuación se presentan los resultados de las evaluaciones realizadas.

5.5.1 Viscosidad del aceite muerto

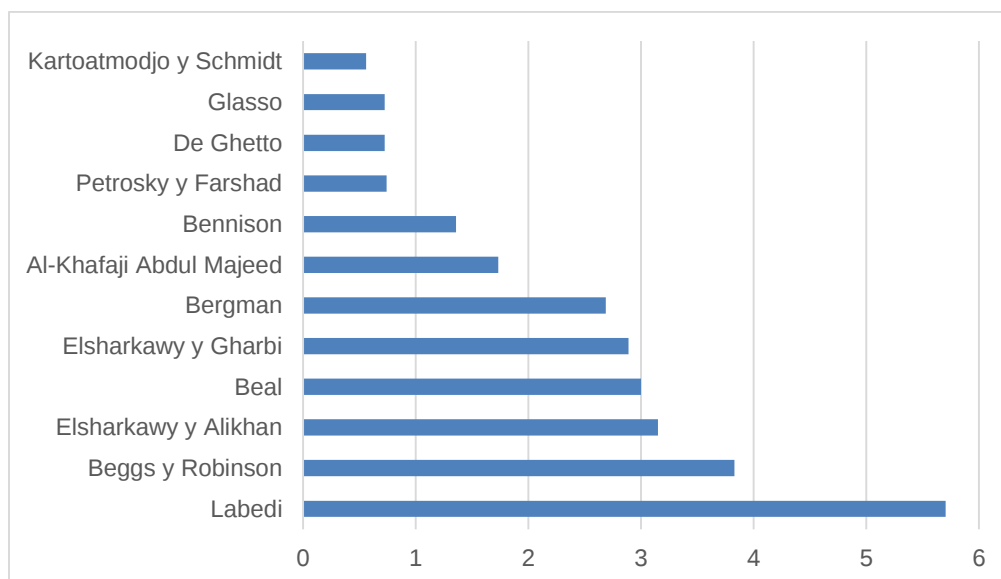
Las correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto consideradas en la evaluación se indican en la tabla 5.3. En esta misma tabla también se presenta el índice de comportamiento relativo obtenido para cada una de ellas, con sus respectivos parámetros estadísticos. Estos mismos resultados en relación al índice de comportamiento relativo se presentan gráficamente en la **fig. 5.1**.

A partir de los resultados mostrados en la tabla 5.3 y la fig. 5.1, se observa que la correlación que mejor representa los datos experimentales es la de Kartoatmodjo y Schmidt (1991), con un Frp de 0.56. Las correlaciones mejores evaluadas en segundo lugar son las de Glaso (1980), y de Ghetto et al. (1994), con un Frp de 0.72.

Por otra parte, la correlación que resultó con la evaluada más desfavorable fue la de Labedi (1992), con un Frp de 5.7. Esto resulta razonable ya que su uso recomendado es para aceites ligeros. Como comentario adicional, cabe señalar que la correlación de Dindoruk y Christman (2001) se descartó de la evaluación, ya que cálculos preliminares indicaron que los errores eran extremadamente grandes, afectando el cálculo del índice de comportamiento relativo de las otras correlaciones.

Tabla 5.3. Evaluación de las correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto.

Correlación	E1 (%)	E2 (%)	E3 (%)	E4 (cP)	E5 (cP)	E6 (cP)	Frp
Kartoatmodjo y Schmidt	5.18	17.05	29.94	171.8	0.22	45.86	0.56
Glasso	-22.80	23.46	10.05	-67.31	72.70	73.07	0.72
De Ghetto	-22.82	23.47	10.06	-67.21	72.77	73.14	0.72
Petrosky y Farshad	-17.79	22.06	6.13	-10.72	98.03	100.46	0.74
Bennison	-28.22	30.40	8.89	-71.22	138.64	139.88	1.36
Al-Khafaji Abdul Majeed	-1.70	24.72	42.7	-372.31	79.07	102.11	1.73
Bergman	-58.37	58.37	37.68	-170.52	209.89	209.89	2.69
Elsharkawy y Gharbi	-63.54	63.54	42.69	-183.94	219.91	219.91	2.89
Beal	-77.26	77.26	57.99	-151.19	215.46	215.46	3.00
Elsharkawy y Alikhan	-68.95	68.95	48.53	-203.82	234.02	234.02	3.15
Beggs y Robinson	-89.21	89.21	68.77	-238.7	264.36	264.36	3.83
Labedi	180.74	180.74	217.68	388.14	228.98	228.98	5.70

**Figura 5.1.** Índice de comportamiento relativo de las correlaciones para predecir la viscosidad del aceite muerto.

5.5.2 Viscosidad del aceite saturado

Los resultados de la evaluación de las correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado se presentan en la tabla 5.4 y la **fig. 5.2**. Con base en los resultados mostrados, la correlación mejor evaluada es la de Bergman (1992), con un Frp de 0.0006. En el segundo y tercer lugares se encuentran, respectivamente, la de Kartoatmodjo y Schmidt (1991) con un Frp de 0.04, y la de Chew y Connally (1959) con Frp de 0.09.

La correlación que obtuvo el factor de comportamiento más desfavorable, fue la de Beal (1946), al presentar un Frp de 5.9. Cabe señalar que las correlaciones de Khan et al. (1987), Elsharkawy y Gharbi (2001), Dindoruk y Christman (2001), y Hanafy et al. (1997), se descartaron de la evaluación ya que cálculos preliminares indicaron errores extremadamente grandes que afectaban el índice de comportamiento relativo de las demás correlaciones.

Tabla 5.4. Evaluación de las correlaciones para calcular la viscosidad del aceite saturado.

Correlación	E1 (%)	E2 (%)	E3 (%)	E4 (cP)	E5 (cP)	E6 (cP)	Frp
Bergman	3.4	24.6	516.8	-1.2	17.1	244.0	0.0006
Kartoatmodjo y Schmidt	-2.1	26.9	499.2	-9.7	22.1	312.5	0.0432
Chew y Connally	19.4	35.3	766	18.3	25.9	316.7	0.0887
Al -Khafaji, Abdul-Majeed	-5.0	27.1	510	-25.0	33.4	366.2	0.1216
Beggs y Robinson	-21.5	28.0	568.8	-26.7	29.8	387.3	0.1241
Petrosky	-27.4	31.9	666.1	-45.8	47.8	359.8	0.2285
Elsharkawy y Alikhan	-21.0	30.6	585.9	-57.8	61.0	541.5	0.3075
Almehaideb	-47.0	62.2	1325.2	-268.2	272.1	2165.1	1.6168
Labedi	-65.7	73.0	1596.7	-316.8	318.0	2105.9	1.8854
De Ghetto, Paone y Villa	-73.0	77.9	1726.8	-360.5	361.5	2955.6	2.1941
Beal	3268.5	3294.3	84523.6	315.9	383.1	13775.9	5.8759

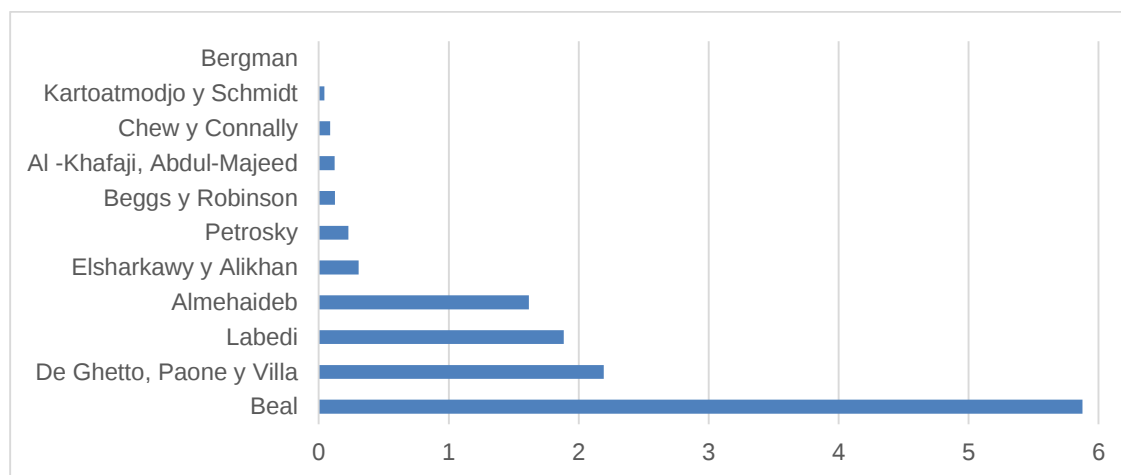


Figura 5.2. Índice de comportamiento relativo de las correlaciones para predecir la viscosidad del aceite saturado.

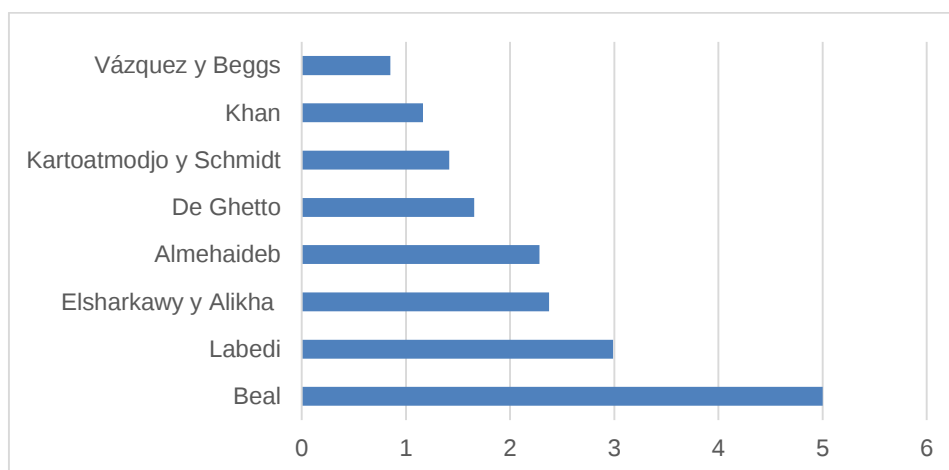
5.5.3 Viscosidad del aceite bajosaturado

En la tabla 5.5 y la Fig. 5.3 se presentan los resultados de la evaluación de las correlaciones para calcular la viscosidad del aceite bajosaturado. Como puede observarse, la correlación de Vázquez y Beggs (1980) es la que mejor reproduce los datos experimentales, al obtener un Frp de 0.85.

La correlación de Beal (1946) fue la que resultó con el índice de comportamiento relativo más alto, 5.0. Las correlaciones de Al-khafaji, Abdul-Majeed y Hasoon (1987), Abdul-Majeed, Kattan y Salman (1990), Petrosky y Farshad (1995), Elsharkawy y Gharbi (2001), y Dindoruk y Christman (2001), no se tomaron en cuenta en la evaluación, ya que presentaban errores muy grandes, afectando considerablemente los índices de comportamiento relativo de las otras correlaciones.

Tabla 5.5. Evaluación de las correlaciones para calcular la viscosidad del aceite bajosaturado.

Correlación	E1 (%)	E2 (%)	E3 (%)	E4 (cP)	E5 (cP)	E6 (cP)	F _{rp}
Vázquez y Beggs	13.01	15.15	108.79	23.49	34.27	318.51	0.85
Khan et al.	-8.01	9.00	110.31	-67.66	68.78	768.14	1.16
Kartoatmodjo y Schmidt	11.16	16.58	108.7	89.17	90.71	820.14	1.41
De Ghetto	22.42	27.04	107.75	-23.57	45.73	449.37	1.66
Almehaideb	-16.65	17.27	111.04	-84.20	84.75	907.51	2.28
Elsharkawy y Alikha	-15.49	15.64	110.94	-107.50	107.54	1103.84	2.37
Labedi	-22.58	22.58	111.54	-90.87	90.87	963.70	2.99
Beal	27.26	34.16	107.34	317.90	319.78	2751.89	5.00

**Figura 5.3.** Índice de comportamiento relativo de las correlaciones para predecir la viscosidad del aceite bajosaturado.

Capítulo 6

Evaluación de modelos composicionales para calcular la viscosidad del aceite

En este capítulo se presentan los resultados de la evaluación de dos modelos composicionales ampliamente utilizados en la industria petrolera para predecir la viscosidad de los fluidos de yacimiento: el modelo de Lohrenz, Bray y Clark (1964), y el modelo de Pedersen et al. (1984). En la evaluación se considera la base de datos de viscosidad de crudos pesados y extrapesados y los criterios de evaluación referidos en el capítulo cinco.

Adicionalmente, se describe cómo fueron calibradas las ecuaciones de estado para determinar la composición del aceite vivo en función de la composición global, la presión y la temperatura; se analizan los efectos del número de pseudo-componentes utilizados en la descripción composicional del fluido, y de la calibración de la ecuación de estado, sobre el cálculo de la viscosidad.

6.1 Calibración de la ecuación de estado (EdE)

En el presente trabajo se utilizó la EdE de Peng y Robinson (1976, 1978) para describir el comportamiento termodinámico de las muestras de fluidos de yacimiento. En el proceso de calibración de la misma para cada una de las muestras, se consideraron los datos experimentales correspondientes a la presión de burbuja, así como de densidad del líquido en función de la presión a temperatura de yacimiento. Los parámetros de calibración utilizados fueron:

- Los coeficientes de interacción binaria entre el metano y los pseudo-componentes.

- Las propiedades críticas de los pseudo-componentes.

En el proceso de regresión se utilizaron factores de peso según las recomendaciones de Coats y Smart (1986); se asignaron factores de peso de 40 para la presión de saturación, y de 20 para la densidad del líquido (Danesh, 1998).

En la **fig. 6.1** se ejemplifican los resultados de la calibración para la muestra M1 (ver sección 5.1). Con marcadores azules se indican los datos experimentales de densidad del líquido a temperatura del yacimiento; con líneas verde y roja se muestran los valores calculados antes y después de la calibración, respectivamente. Se observa un buen acuerdo entre el modelo ajustado y los datos experimentales. Resultados similares se obtuvieron para las muestras restantes.

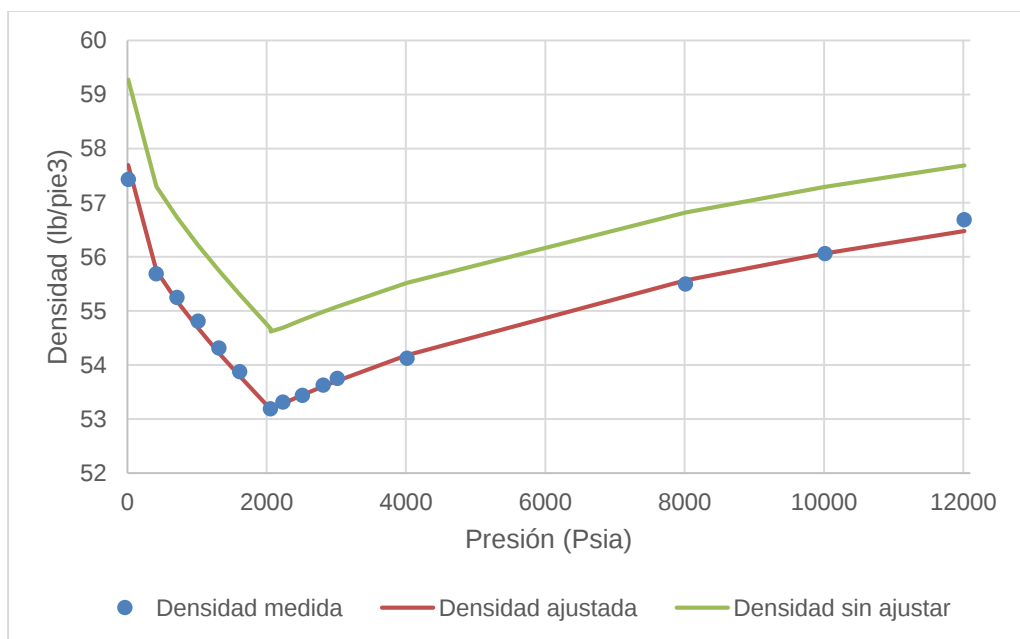


Figura 6.1. Comparación de los valores calculados para la densidad del líquido, antes y después de la calibración de la ecuación de estado, contra los valores experimentales.

6.2 Efectos del número de pseudo-componentes, y la calibración de la EdE

Antes de evaluar los modelos composicionales de viscosidad con los datos experimentales de las nueve muestras de fluidos, se analizó el efecto del número de pseudo-componentes en la descripción composicional, y de la calibración de la EdE, sobre el cálculo de esta propiedad con los modelos de Lohrenz, Bray y Clark (1964), y de Pedersen et al. (1984). Se consideraron los casos que se indican en la tabla 6.1.:

Tabla 6.1. Casos considerados en el análisis del efecto del número de pseudo-componentes y la calibración de la EdE, sobre el cálculo de la viscosidad del aceite vivo.

Fracción	EdE	Pseudo-Componentes
C₇₊	Sin calibrar	1
		3
	Calibrada	1
		3
C₁₁₊	Sin calibrar	1
		3
	Calibrada	1
		3

Cabe señalar que el desagrupamiento de las fracciones C₊ se realizó con el método de Whitson (apéndice C), y que la ecuación de estado fue recalibrada en cada uno de los casos analizados. A continuación se presentan los resultados obtenidos para la muestra M5, tanto para el modelo de Lohrenz, Bray y Clark (1964), como de Pedersen et al (1984).

6.2.1 Resultados para la fracción C₇₊

En la **Fig. 6.2** se presentan los resultados obtenidos con el modelo de Lohrenz, Bray y Clark, y se comparan contra los datos medidos de viscosidad. Por otra parte, en la **Fig. 6.3** se muestran los obtenidos con el modelo de Pedersen et al.

De acuerdo a la fig 6.1, se observa que los “mejores” resultados con modelo de LBC se obtienen considerando la calibración de la EdE y el desagrupamiento de la fracción C₇₊. Ahora bien, debe observarse que el valor de la viscosidad en todos los casos se subestima en al menos cinco veces. Las diferencias más severas se obtienen con la EdE sin calibrar, pero con desagrupamiento, de tal manera que los resultados pierden cualquier significado físico.

En cuanto al modelo de Pedersen et al. (fig. 6.3), se observa que los resultados sobrestiman el valor de la viscosidad en todos los casos. La mejor predicción se obtiene con la EdE calibrada y sin el desagrupamiento de la fracción C₇₊. Por otra parte, si la EdE no está calibrada, el modelo sobrestima el valor de la viscosidad en casi un orden de magnitud.

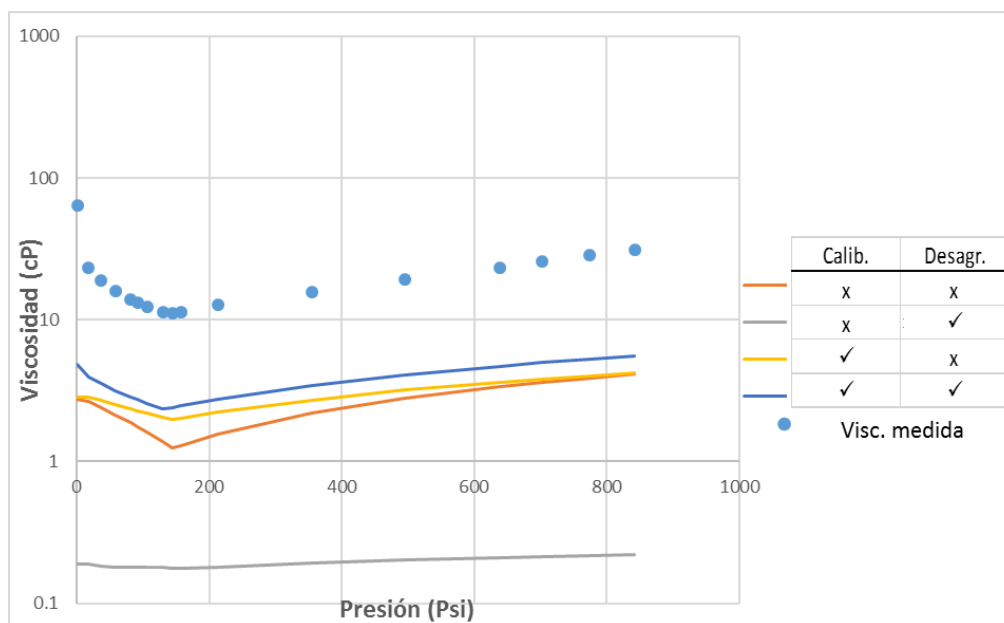


Figura 6.2. Curvas de viscosidad con el modelo LBC – análisis con la fracción C₇₊.

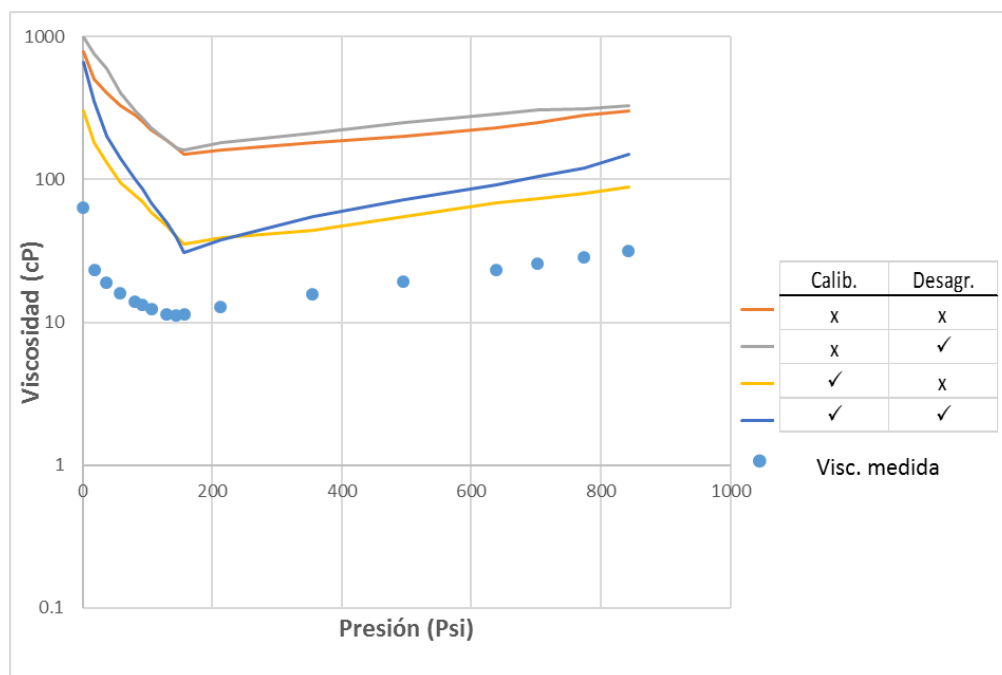


Figura 6.3. Curvas de viscosidad con el modelo de Pedersen et al. – análisis con la fracción C_{7+} .

6.2.2 Resultados para la fracción C_{11+}

En la **Figs. 6.4 y 6.5**, se presentan los resultados del análisis para los modelos de Lohrenz, Bray y Clark, y de Pedersen et al., respectivamente.

En cuanto al modelo de Lohrenz, Bray y Clark, los resultados son esencialmente los mismos que para la fracción C_{7+} , aunque las diferencias con respecto a los valores experimentales disminuyen, pero no de manera significativa.

De la misma manera, las curvas de viscosidad calculadas con el modelo de Pedersen et al., siguen el mismo comportamiento que para la fracción C_{7+} . Ahora bien, es interesante observar que las diferencias entre los valores calculados y los medidos disminuyen en todos los casos al extender la composición de la fracción C_{7+} al C_{11+} . Esto es particularmente notable para la muestra analizada cuando la EdE ha sido calibrada.

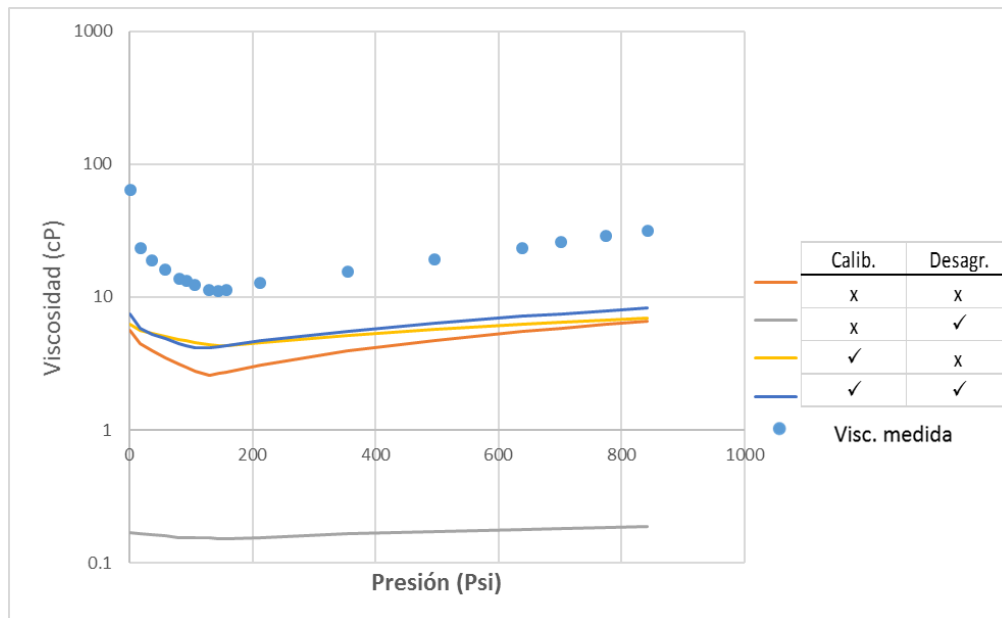


Figura 6.4. Curvas de viscosidad con el modelo LBC – análisis con la fracción C_{11+} .

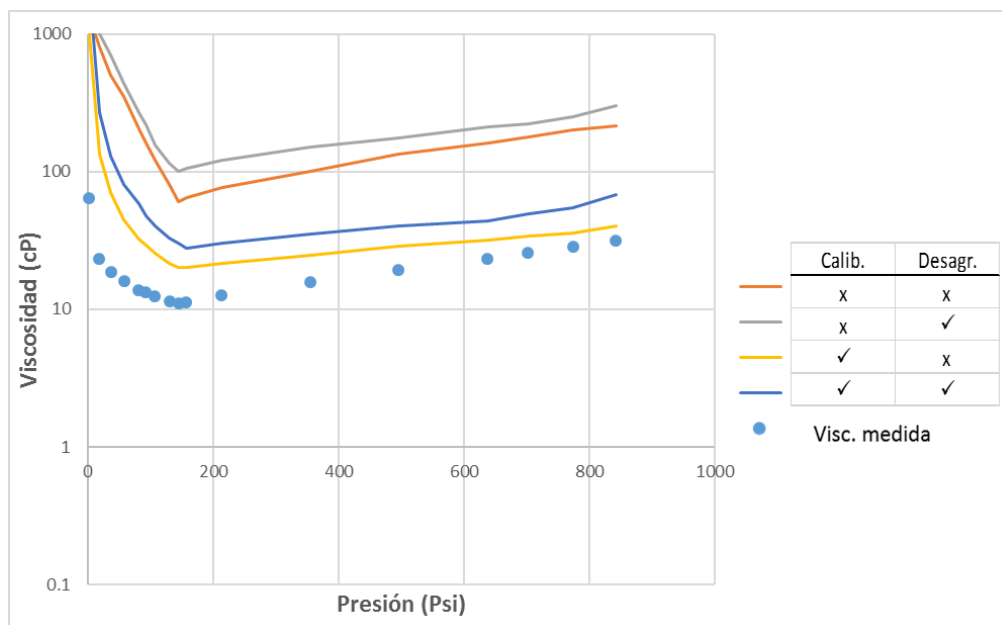


Figura 6.5. Curvas de viscosidad con el modelo de Pedersen et al. – análisis con la fracción C_{11+} .

6.3 Evaluación de los modelos composicionales de viscosidad

A continuación se presentan los resultados de la evaluación de los modelos composicionales de viscosidad, a partir de los datos experimentales de los aceites pesados y extrapasados recolectados. La evaluación se realiza con base en el índice de comportamiento relativo (Fr_p).

Es importante señalar que los errores calculados para las muestras 1, 4 y 9 fueron extraordinariamente grandes y alteraban significativamente el cálculo y la comparación del Fr_p , por lo tuvieron que ser descartados en las evaluaciones finales. Esto puede interpretarse como que ninguno de los modelos analizados predice razonablemente bien los valores de viscosidad de tales muestras de fluidos, por lo que es necesario investigar otros modelos.

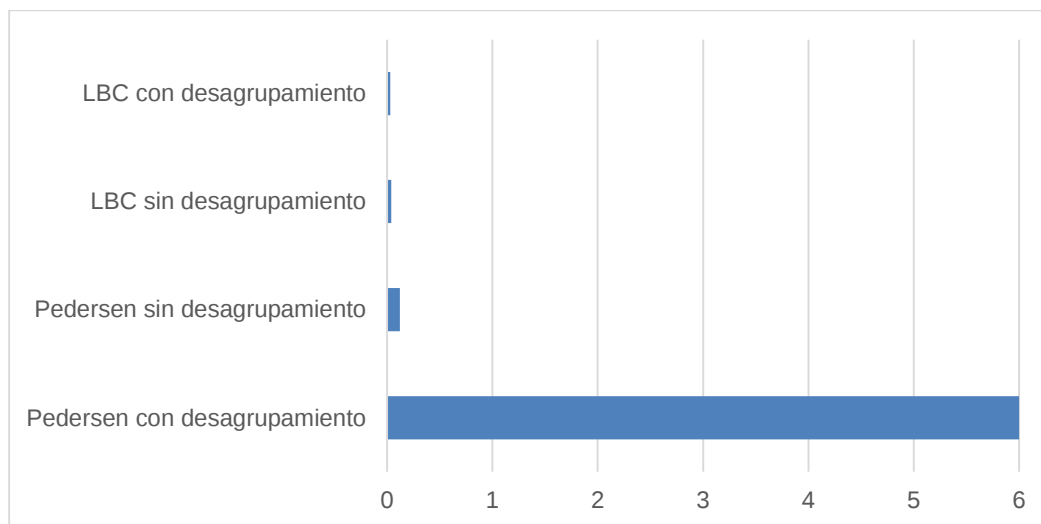
Por otra parte, con base en los resultados de los análisis presentados en la sección 6.2, cabe destacar que en las siguientes evaluaciones **únicamente se consideraron los casos con la EdE previamente calibrada**, con o sin desagrupamiento de la fracción C_+ .

6.3.1 Evaluación considerando la fracción C_{7+}

Los resultados de la evaluación de los modelos en términos del índice de comportamiento relativo considerando la fracción C_{7+} se presentan en la tabla 6.2 y la fig. 6.6. Se observa que los modelos mejor evaluados fueron los de Lohrenz, Bray y Clark, particularmente cuando se desagrupa la fracción C_{7+} ($Fr_p = 0.005$). El modelo con la calificación más desfavorable (Fr_p de 6) fue el Pedersen et al., cuando se usa el desagrupamiento.

Tabla 6.2. Resultados de la evaluación considerando la fracción C_{7+} .

Caso	E1	E2	E3	E4	E5	E6	Frp
LBC, con desagrupamiento	-86.26	86.26	787.35	-270.67	270.67	3130.31	0.005
LBC, sin desagrupamiento	-89.83	89.83	819.97	-271.73	271.73	3131.48	0.004
Pedersen et al., sin agrupamiento	75.02	133.44	820.35	676.85	687.68	11369.1	0.12
Pedersen et al., con agrupamiento	3.11E3	3.12E3	3.40E4	1.31E4	1.31E4	2.07E5	6

**Figura 6.6.** Índice de comportamiento relativo considerando la fracción C_{7+} .

6.3.2 Evaluación considerando la fracción C_{11+}

En la tabla 6.3 y la fig. 6.7 se resumen los resultados de la evaluación de los modelos, considerando la fracción C_{11+} . Como en el caso de la fracción C_{7+} , el modelo que mejor reproduce los datos experimentales de las muestras de aceite seleccionadas es el de Lohrenz, Bray y Clark, con o sin desagrupamiento.

Es interesante observar que los errores con el modelo de Pedersen et al. crecen sustancialmente si se extiende la composición a la fracción C_{11+} , particularmente cuando se usa el desagrupamiento.

Tabla 5.8. Resultados de la evaluación considerando la fracción C_{11+} .

Caso	E1	E2	E3	E4	E5	E6	Frp
LBC, con desagrupamiento	-87.74	87.74	1020.45	-194.79	194.79	2806.67	0
LBC, sin desagrupamiento	-91.09	91.09	1059.38	-196.21	196.21	2807.52	1.79E-06
Pedersen et al., sin desagrupamiento	3.74E4	3.75E4	4.35E5	2.52E5	2.52E5	4.83E6	3.33E-02
Pedersen et al., con desagrupamiento	5.79E6	5.79E6	6.74E7	5.23E7	5.23E7	11.11E8	6

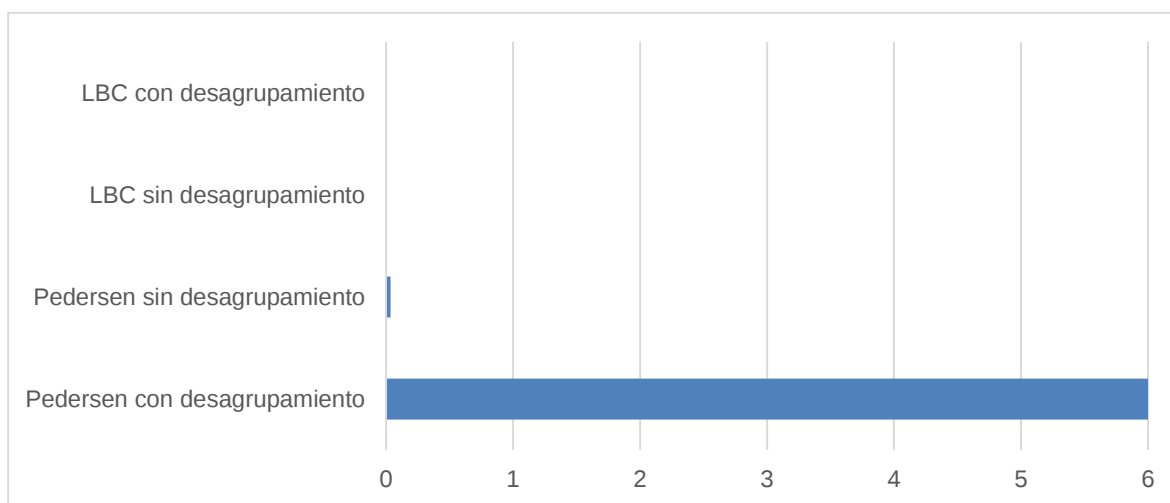


Figura 5.17. Índice de comportamiento relativo considerando la fracción C_{11+} .

Capítulo 7

Modificación al modelo de Lohrenz, Bray y Clark

En este capítulo se presentan los resultados de las modificaciones propuestas al modelo de Lohrenz, Bray y Clark (1964) para calcular la viscosidad de las muestras analizadas de aceites pesados y extrapesados de campos petroleros de México. Se describe en qué consistieron las modificaciones referidas, y se presentan los resultados de la evaluación del modelo modificado.

7.1 Descripción de la modificación propuesta

La modificación del modelo de Lohrenz, Bray y Clark consistió en calcular nuevos coeficientes (a_1, a_2, a_3, a_4 , y a_5) para el polinomio de la densidad reducida (ecuación 7.1), a partir de la información experimental de las muestras analizadas de crudos pesados y extrapesados.

$$[(\eta - \eta^*)\xi + 10^{-4}]^{\frac{1}{4}} = a_1 + a_2\rho_r + a_3\rho_r^2 + a_4\rho_r^3 + a_5\rho_r^4 \quad (7.1)$$

Ahora bien, se consideran cuatro conjuntos de coeficientes en función de la descripción composicional del fluido, según se trate de la fracción C₇₊ o C₁₁₊, y si se considera o no su desagrupamiento. Cabe mencionar que en todos los casos se calibró la ecuación de estado de Peng y Robinson antes de realizar los cálculos de regresión. En cuanto al desagrupamiento de la fracción C₊ se consideraron tres pseudocomponentes y se utilizó el método de Whitson (apéndice C).

Con respecto al método de regresión numérica, se utilizaron mínimos cuadrados lineales en varias variables. Para tal efecto, la función objetivo a minimizar se definió como:

$$r = \sum_{i=1}^N (Y_{ic} - Y_{im})^2 \quad (7.2)$$

donde

$$Y_{ic} = [(\eta - \eta^*)\xi + 10^{-4}]^{\frac{1}{4}} \quad (7.3)$$

$$Y_{im}(a_1, a_2, a_3, a_4, a_5) = a_1 + a_2\rho_r + a_3\rho_r^2 + a_4\rho_r^3 + a_5\rho_r^4 \quad (7.4)$$

Para la regresión se usaron los datos medidos disponibles de viscosidad del aceite, η , en función de la presión y la temperatura. Todas las propiedades adicionales requeridas en el modelo fueron calculadas con el programa de cómputo descrito en el capítulo cuatro.

Es importante destacar que en la regresión sólo se consideraron los datos experimentales de seis de las nueve muestras: 2, 3, 5, 6, 7 y 8. Cálculos preliminares revelaron que los datos de las muestras 1, 4 y 9 alteraban notablemente el valor de los coeficientes de regresión y dificultaban establecer una correlación válida para todas las muestras. Es necesario profundizar al respecto en trabajos futuros.

7.2 Resultados para la fracción C₇₊

En la tabla 7.1 se indican los valores calculados para los coeficientes del polinomio de densidad reducida, considerado una descripción composicional del aceite hasta la fracción C₇₊, y sin desagrupamiento. Por otra parte, los resultados correspondientes al caso en que la fracción C₇₊ se desagrupa en tres pseudocomponentes se presentan en la tabla 7.2.

Tabla 7.1 Coeficientes del polinomio de densidad reducida, considerando una descripción composicional hasta la fracción C_{7+} , y sin desagrupamiento.

Coeficientes	Valor
a_1	-5640.03
a_2	6647.53
a_3	-2928.55
a_4	571.45
a_5	-41.66

Tabla 7.2 Coeficientes del polinomio de densidad reducida, considerando una descripción composicional hasta la fracción C_{7+} , con desagrupamiento.

Coeficientes	Valor
a_1	-28088.85
a_2	31997.26
a_3	-13650.60
a_4	2584.67
a_5	-183.25

7.2.1 Evaluación

En la evaluación realizada se compararon los resultados obtenidos con el modelo original de Lohrenz, Bray y Clark, con y sin desagrupamiento, y los correspondientes a los modelos modificados. Para tal efecto, se utilizó el índice de comportamiento relativo descrito en el capítulo 5. En la tabla 7.3 y la **fig. 7.1** se presenta el resumen de los resultados considerando sólo los datos de las seis muestras utilizadas en la regresión. Como puede observarse los modelos modificados resultaron mejor

evaluados, siendo el mejor cuando no se considera el desagrupamiento de la fracción C₇₊.

Tabla 7.3 Índice de comportamiento relativo para la composición hasta C₇₊, datos de seis muestras.

Caso	E1	E2	E3	E4	E5	E6	Frp
LBC modicado, sin desagrupamiento	3.95	17.20	36.03	1.88	35.83	330.05	0.02
LBC modificado con desagrupamiento	2.80	17.52	25.57	-2.44	42.15	25.57	0.07
LBC original con desagrupamiento	-87.74	87.74	1020.45	-194.79	194.79	2806.67	5.86
LBC original sin desagrupamiento	-91.09	91.09	1059.38	-196.21	196.21	2807.52	6

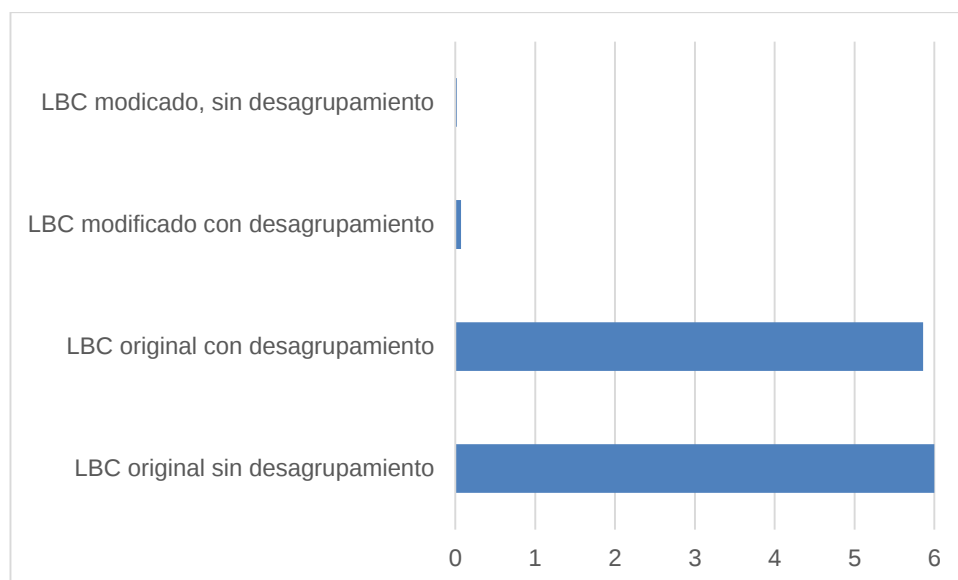


Figura 7.1. Índice de comportamiento relativo para la composición C₇₊, datos de seis muestras.

A manera de ejemplo de los resultados obtenidos, en la **fig. 7.2** se comparan las curvas de viscosidad generadas con el modelo LBC original y con las modificaciones propuestas. Como puede observarse, existe un buen acuerdo entre los valores calculados con el modelo modificado sin desagrupamiento, contra los valores medidos. Por otra parte, el modelo modificado con desagrupamiento también reproduce razonablemente bien los datos medidos en el rango de presiones menores de $150 \frac{kg}{cm^2}$; a presiones mayores, las diferencias se incrementan y el modelo tiende a sobreestimar la viscosidad. Ahora bien, debe destacarse que los valores calculados con el modelo de Lohrenz Bray y Clark carecen de sentido físico en el caso mostrado.

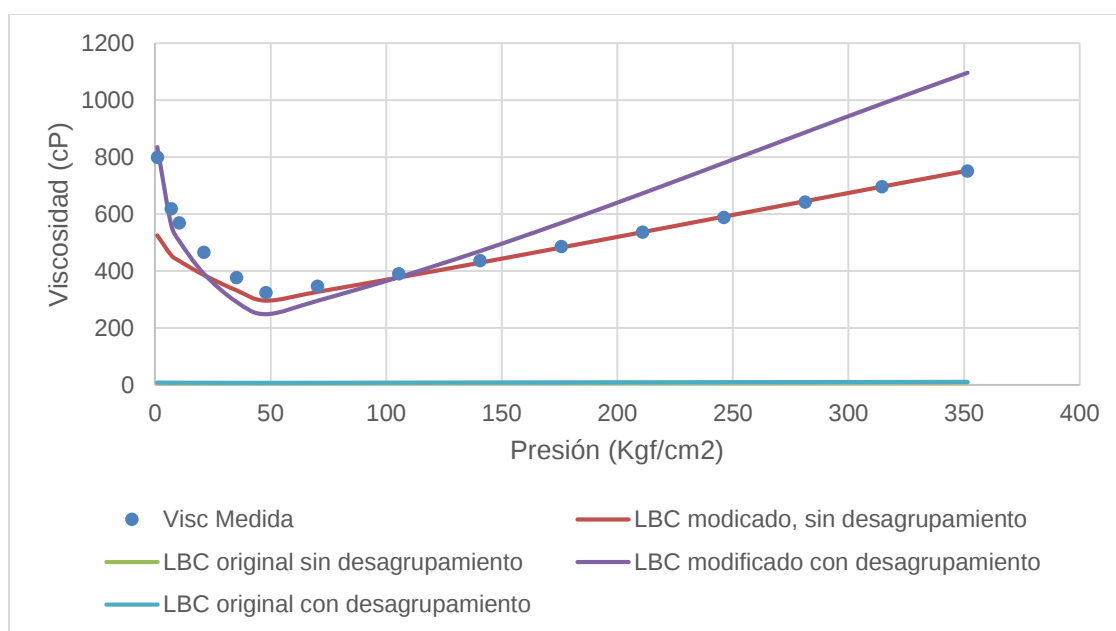


Figura 7.2. Curvas de viscosidad con la fracción C_{7+} .

Por otra parte, se realizó una evaluación similar considerando ahora los datos de las nueve muestras de aceites pesados y extrapesados. Esto con la finalidad de verificar el desempeño de los modelos modificados, para las muestras que no fueron tomadas en cuenta en la regresión. Los resultados se presentan en la tabla 7.4 y la

fig. 7.3. Se observa que el modelo mejor evaluado fue el modificado sin considerar el desagrupamiento. En segundo y tercer lugares, prácticamente con el mismo índice de comportamiento relativo, se ubica el modelo original de Lohrenz, Bray y Clark, con y sin desagrupamiento, respectivamente. Es interesante observar que el modelo peor evaluado se obtuvo con el modelo modificado con desagrupamiento.

Tabla 7.4 Índice de comportamiento relativo para la composición hasta C₇₊, considerando nueve muestras.

Caso	E1	E2	E3	E4	E5	E6	Frp
LBC modicado, sin desagrupamiento	62.90	72.97	646.14	48.48	72.71	954.63	0.0
LBC original con desagrupamiento	-86.26	86.26	787.35	-270.67	270.67	3130.31	3.49
LBC original sin desagrupamiento	-89.83	89.83	819.97	-271.73	271.73	3131.48	3.6
LBC modificado con desagrupamiento	162.90	178.63	1673.30	128.65	161.56	2387.16	4.46

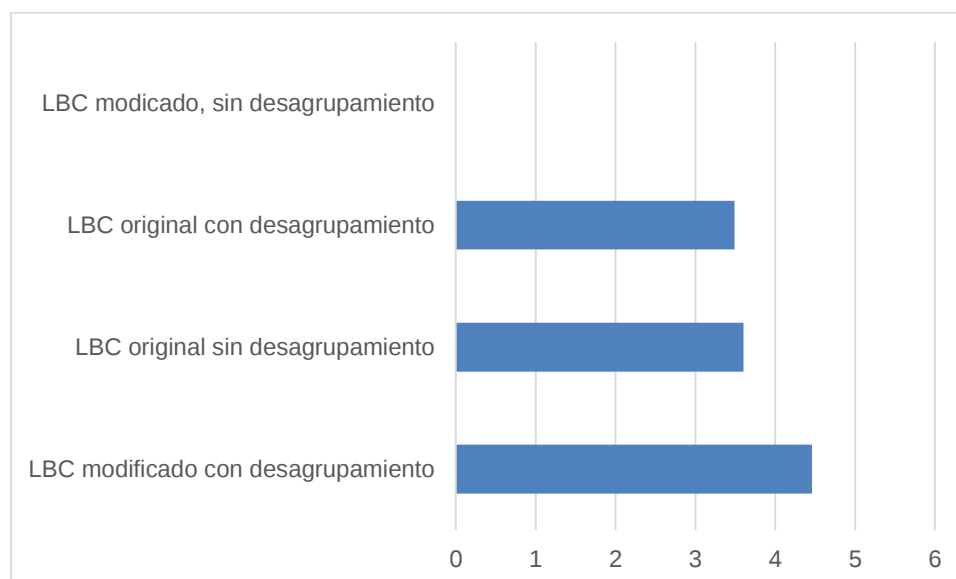


Figura 7.3. Índice de comportamiento relativo para la composición C₇₊, considerando nueve muestras.

7.3 Resultados para la fracción C_{11+}

Los coeficientes calculados para el polinomio de densidad reducida correspondiente al caso de una descripción composicional hasta la fracción C_{11+} , sin y con desagrupamiento, se presentan respectivamente en las tablas 7.5 y 7.6.

Tabla 7.5 Coeficientes del polinomio de densidad reducida, considerando una descripción composicional hasta la fracción C_{11+} , y sin desagrupamiento.

Coeficientes	Valor
a_1	-6955.05
a_2	8090.35
a_3	-3519.85
a_4	678.72
a_5	-48.93

Tabla 7.6 Coeficientes del polinomio de densidad reducida, considerando una descripción composicional hasta la fracción C_{11+} , con desagrupamiento.

Coeficientes	Valor
a_1	-16531.16
a_2	18778.50
a_3	-7985.64
a_4	1506.58
a_5	-106.38

7.3.1 Evaluación

Como en la sección 7.2.1, se calcularon y compararon los índices de comportamiento relativo del modelo de Lohrenz, Bray y Clark, con y sin desagrupamiento, y los correspondientes a las modificaciones realizadas. Los resultados de la evaluación considerando los datos experimentales de las seis muestras utilizadas en la regresión, se presentan en la tabla 7.7 y la fig. 7.4.

De acuerdo a la tabla 7.7, los modelos modificados fueron los mejor evaluados, con índices de comportamiento relativo cercanos a cero; el mejor de ellos corresponde al modelo modificado sin desagrupamiento. Por otra parte, el índice de comportamiento relativo de los modelos originales de Lohrenz, Bray y Clark fue cercano a seis.

Tabla 7.7. Índice de comportamiento relativo para la composición hasta C_{11+} , datos de seis muestras.

Caso	E1	E2	E3	E4	E5	E6	Frp
LBC modificado, sin desagrupamiento	1.55	20.87	14.18	-19.07	42.78	472.26	0.02
LBC modificado con desagrupamiento	-0.67	21.56	6.15	-29.01	45.11	530.00	0.08
LBC original con desagrupamiento	-86.77	86.77	792.06	-270.52	270.52	3127.23	5.91
LBC original sin desagrupamiento	-88.80	88.80	810.58	-271.43	271.43	3131.40	6

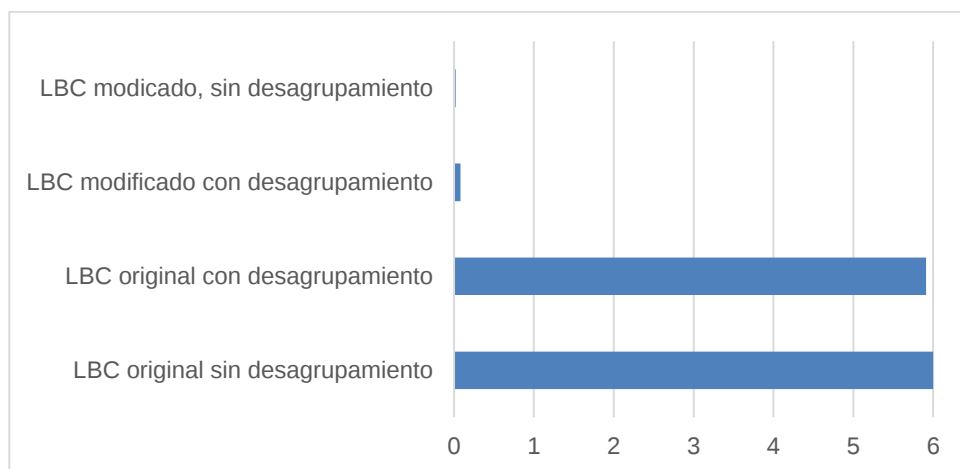


Figura 7.4. Índice de comportamiento relativo para la composición C_{11+} , datos de seis muestras.

En la **fig. 7.5** se comparan las curvas de viscosidad generadas con el modelo original de Lohrenz, Bray y Clark y con las modificaciones propuestas, para una de las muestras analizadas. Como puede observarse, los valores de viscosidad calculados con el modelo original carecen de sentido físico. Por otra parte, se observa que existe un buen acuerdo entre los valores de viscosidad calculados con los modelos modificados, en comparación a los datos experimentales. Los mejores resultados se obtienen con el modelo modificado cuando no se realiza el desagrupamiento de la fracción C_{11+} .

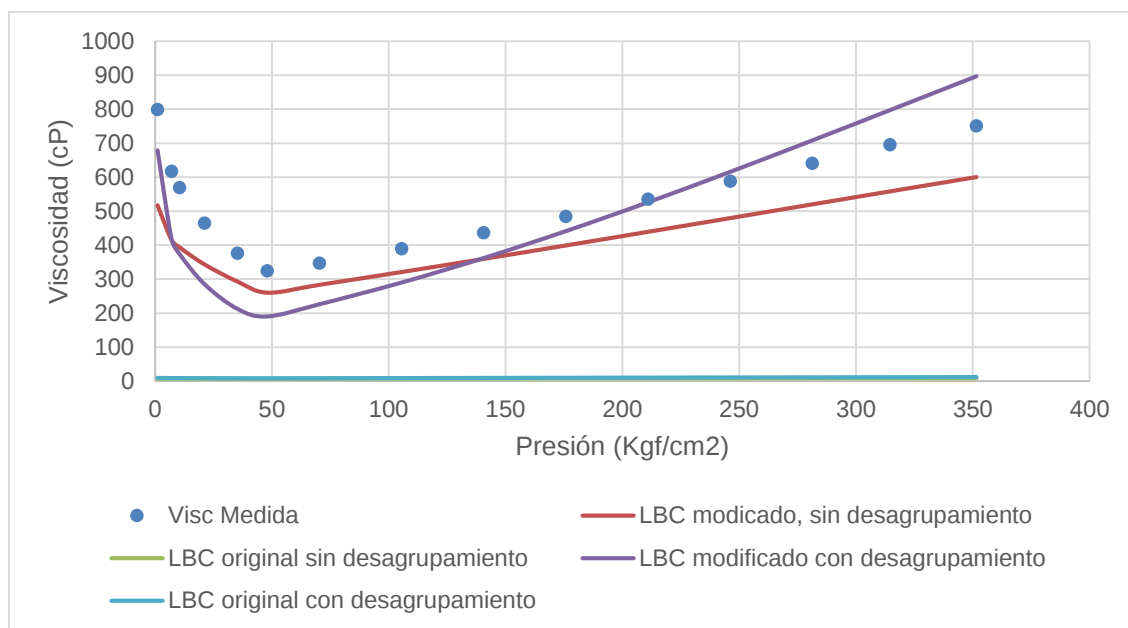


Figura 7.5. Curvas de viscosidad con la fracción C₁₁₊.

Los resultados de la evaluación tomando en cuenta la totalidad de los datos experimentales de las nueve muestras de aceite se presentan en la tabla 7.8 y la **fig. 7.6**. Como puede observarse, los modelos modificados fueron los mejor evaluados, en particular cuando no se realiza el desagrupamiento de la fracción C₁₁₊.

Tabla 7.8 Índice de comportamiento relativo para la composición hasta C₁₁₊, considerando nueve muestras.

Caso	E1	E2	E3	E4	E5	E6	Frp
LBC modificado sin desagrupamiento	72.32	85.53	841.12	55.2	94.03	1310.85	0.0
LBC modificado con desagrupamiento	92.42	110.77	949.30	58.69	111.26	1443.20	2.78
LBC original con desagrupamiento	-87.74	87.74	1020.45	-194.79	194.79	2806.67	4.65
LBC original sin desagrupamiento	-91.09	91.09	1059.38	-196.21	196.21	2807.52	5.15

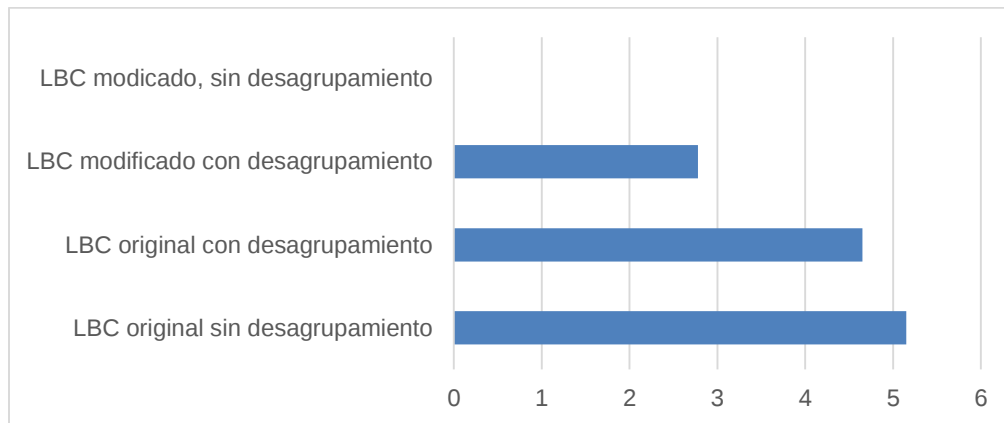


Figura 7.3. Índice de comportamiento relativo para la composición hasta C_{11+} , considerando nueve muestras.

Conclusiones y recomendaciones

Conclusiones

1. Se generó una base de datos con datos experimentales PVT de nueve muestras de aceites pesados y extrapesados de campos de México.
2. Se evaluaron trece correlaciones empíricas para calcular la viscosidad del aceite muerto, quince para la viscosidad del aceite saturado, y trece para la viscosidad del aceite bajosaturado. La evaluación se realizó en términos del índice de comportamiento relativo. Para los casos analizados, se obtuvieron los siguientes resultados:
 - a. Viscosidad del aceite muerto: la correlación mejor evaluada fue la de Kartoatmodjo y Schmidt (1991). En segundo lugar, la correlación de De Ghetto et al. (1994).
 - b. Viscosidad del aceite saturado: las mejores correlaciones fueron las de Bergman (1992), y la de Kartoatmodjo y Schmidt (1991).
 - c. Viscosidad del aceite bajosaturado: la correlación de Vázquez y Beggs (1980) fue la mejor evaluada. En segundo y tercer lugares se ubicaron las correlaciones de Khan et al. (1987), y de Kartoatmodjo y Schmidt (1991), respectivamente.
3. Se desarrolló un programa de cómputo para calcular la composición y la viscosidad del aceite en función de la presión, la temperatura y la composición global. El programa cuenta con funcionalidades para realizar cálculos de equilibrio gas-líquido con la ecuación de estado de Peng y Robinson (1976, 1978). La viscosidad del aceite se calcula con los modelos

composicionales de Lohrenz, Bray y Clark (1964), y de Pedersen et al. (1984). Los resultados del programa fueron verificados contra los obtenidos en una herramienta comercial de modelado PVT.

4. Se realizó un estudio del efecto de la calibración de la ecuación de estado y del número de pseudocomponentes utilizados en la descripción composicional del aceite, sobre el cálculo de la viscosidad con los modelos composicionales de Lohrenz, Bray y Clark (LBC), y de Pedersen, Fredenslund, Christensen y Thomassen (PFCT). Para los casos analizados, se determinó lo siguiente:
 - a. El modelo de LBC en general tiende a subestimar la viscosidad, y el de PFCT a sobrestimarla, incluso en un orden de magnitud.
 - b. Las mejores aproximaciones con el modelo de LBC se obtienen con la ecuación de estado calibrada y desagrupando la fracción C_+ . Los resultados mejoran al ampliar la descripción composicional de la fracción C_{7+} a la C_{11+} , aunque no de manera significativa. Si la ecuación de estado no ha sido calibrada y se desagrupa la fracción C_+ , los resultados calculados no tienen sentido físico.
 - c. Las mejores aproximaciones con el modelo de PFCT se obtienen con la ecuación de estado calibrada y sin desagrupar la fracción C_+ . Los valores calculados mejoran si la descripción composicional se amplía de la fracción C_{7+} a C_{11+} .
5. Con la base de datos generada, se evaluaron los modelos composicionales LBC y PFCT. La evaluación se realizó en términos del índice de comportamiento relativo. Antes de realizar los cálculos de viscosidad, se

calibró previamente la ecuación de estado. Para los casos analizados, se determinó los siguiente:

- a. Independientemente de la descripción composicional, el modelo mejor evaluado fue el LBC con desagrupamiento de la fracción C_+ .
 - b. Errores extremadamente grandes se obtienen con el modelo de PFCT cuando se desagrupa la fracción C_+ .
6. A partir de la información experimental disponible de los aceites analizados, se realizaron modificaciones al modelo de Lohrenz, Bray y Clark. Éstas consistieron en el cálculo de nuevos coeficientes para el polinomio de densidad reducida del método. Se propusieron cuatro conjuntos de coeficientes, según se utilice una descripción composicional al C_{7+} o C_{11+} , sin y con desagrupamiento. Los modelos modificados fueron obtenidos con información de sólo seis muestras.
7. Se evaluaron los resultados de los modelos modificados y los del modelo original de LBC, considerando primero las seis muestras utilizadas para desarrollar los modelos propuestos; después se evaluaron considerando la totalidad de las muestras. En todos los casos, el modelo modificado cuando no se usa el desagrupamiento, fue el mejor evaluado.

Recomendaciones:

1. Ampliar la validación de los modelos modificados de Lohrenz, Bray y Clark que se han propuesto en este trabajo, con datos experimentales de aceites pesados y extrapesados de otros campos.
2. Explorar modificaciones de otros parámetros involucrados en el modelo de Lohrenz, Bray y Clark, tal como la viscosidad diluida.
3. Evaluar otros métodos composicionales para calcular la viscosidad contra datos experimentales de aceites pesados y extrapesados; por ejemplo: Teoría de la Fricción (2000), modelo de Aasberg-Petersen et al. (1991), modelo de Lindeloff et al. (2004), y el modelo de Xu y Khurana (1996).
4. Al utilizar correlaciones para calcular la viscosidad del aceite muerto, aceite saturado y aceite bajosaturado, comprobar contra datos medidos y en caso de ser necesaria, realizar calibración.

Referencias

- Ahmed, T. H. 2000. *Reservoir Engineering Handbook*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- Ahmed, T. H. 2007. *Equations of State and PVT Analysis*. Houston, Texas: Gulf Publishing Company.
- Alboudwarej, H., Felix, J., Shawn, T. et al. 2006. La Importancia del Petróleo Pesado. *Oilfield Review* (otoño): 38-59. https://www.slb.com/~media/Files/resources/oilfield_review/spanish06/aut06/heavy_oil.pdf (acceso el 15 de enero de 2016).
- 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** (1): 94 - 115. SPE-946094-G. <http://dx.doi.org/10.2118/946094-G>.
- Beggs, H. D. y Robinson, J. R. 1975. Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems. *J Pet Tech* **27** (9): 1140-1141. SPE-5434-PA. <http://dx.doi.org/10.2118/5434-PA>.
- Brill, J. P. y Mukherjee, H. 1999. *Multiphase Flow in Wells*, Vol. 17. Richardson, Texas: Monograph Series, SPE.
- Coronado Morales, M. E. 2015. *Modelo Numérico de Expansión Térmica en un Sistema de Matrices y Fracturas*. Tesis de Maestría, UNAM, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería, IEERN, México, D.F. (noviembre 2015).
- Curtis, C., Kopper, R., Decoster, E. et al. 2002-2003. Yacimientos de Petróleo Pesado. *Oilfield Review* (invierno): 32-55. https://www.slb.com/~media/Files/resources/oilfield_review/spanish02/win02/p32_55.pdf (acceso el 15 de enero de 2016).
- Danesh, A. 1998. *PVT and Phase Behaviour of Petroleum Reservoir Fluids*. Amsterdam: Elsevier.
- De Ghetto, G. P., Paone, F. y Villa, M. 1995. Pressure-Volume-Temperature Correlations for Heavy and Extra Heavy Oils. Artículo presentado en SPE International Heavy Oil Symposium, Calgary, Alberta, Canadá, junio 19-21. SPE-30316-MS. <http://dx.doi.org/10.2118/30316-MS>.

- Elsharkawy, A. M. y Alikhan, A. A. 1999. Models for Predicting the Viscosity of Middle East Crude Oils. *Fuel* **78** (8): 891-903. [http://dx.doi.org/10.1016/S0016-2361\(99\)00019-8](http://dx.doi.org/10.1016/S0016-2361(99)00019-8).
- Elsharkawy A. M., Hassan, S. A., Hashim, Y. S. K. 2003. New Compositional Models for Calculating the Viscosity of Crude Oils. *Ind. Eng. Chem. Res.* **42** (17): 4132-4142. <http://dx.doi.org/10.1021/ie0300631>.
- Khan, S., Al-Marhoun, M., Duffuaa, S. O. et al. 1987. Viscosity Correlations for Saudi Arabian Crude Oils. Artículo presentado en SPE Middle East Oil Show, Reino de Baréin, marzo 7-10. SPE-15720-MS. <http://dx.doi.org/10.2118/15720-MS>.
- Labedi, R. 1992. Improved Correlations for Predicting the Viscosity of Light Crudes. *J. Pet. Sci. Eng.* **8** (3): 221-234. [http://dx.doi.org/10.1016/0920-4105\(92\)90035-Y](http://dx.doi.org/10.1016/0920-4105(92)90035-Y).
- León García, A. 2013. *Apuntes de Fisicoquímica y Termodinámica de los Hidrocarburos*. México, D.F.: UNAM.
- Lindeloff, N., Pedersen, K., Ronningsen, H. et al. 2004. The Corresponding States Viscosity Model Applied to Heavy Oil Systems. *J Can Pet Tech* **43** (9): 47-53. PETSOC-04-09-04. <http://dx.doi.org/10.2118/04-09-04>.
- Little, J. E. y Kennedy, H. T. 1968. A Correlation of the Viscosity of Hydrocarbon Systems With Pressure, Temperature and Composition. *SPE J.* **8** (2): 157-168. SPE-1589-PA. <http://dx.doi.org/10.2118/1589-PA>.
- Lohrenz, J., Bray, B. G. y Clark, C. R. 1964. Calculating Viscosities of Reservoir Fluids From Their Composition. *J Pet Technol* **16** (10): 1171-1176. SPE-915-PA. <http://dx.doi.org/10.2118/915-PA>.
- McCain Jr., W. D. 1990. *The Properties of Petroleum Fluids*, second edition. Tulsa, Oklahoma: PennWell.
- Milton, J. S. y Arnold, J. C. 2004. *Probabilidad y Estadística con Aplicaciones para Ingeniería y Ciencias Computacionales*, cuarta edición. México: McGraw-Hill Interamericana.
- Pedersen, K. S., Christensen, P. L. y Shaikh, J. A. 2012. *Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids*. Boca Raton, Florida: CRC Press, Taylor & Francis Group.

- Pedersen, K. S., Fredenslund, A., Christensen, P. L. et al. 1984. Viscosity of Crude Oils. *Chem. Eng. Sci.* **39** (6): 1011-1016. [http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509\(84\)87009-8](http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509(84)87009-8).
- PEMEX. 2013. *Anuario Estadístico 2013*. México, D.F.: PEMEX, Dirección Corporativa de Finanzas. http://www.pemex.com/ri/Publicaciones/Anuario%20Estadistico%20Archivos/anuario-estadistico-2013_131014.pdf (acceso el 14 de enero de 2016).
- Péneloux, A., Rauzy, E. y Fréze, R. 1982. A Consistent Correction for Redlich-Kwong-Soave Volumes. *Fluid Phase Equilib.* **8** (1): 7-23. [http://dx.doi.org/10.1016/0378-3812\(82\)80002-2](http://dx.doi.org/10.1016/0378-3812(82)80002-2).
- Petrosky, G. J. 1995. Viscosity Correlations for Gulf of Mexico Crude Oils. Artículo presentado en SPE Production Operations Symposium, Oklahoma City, Oklahoma, abril 2-4. SPE-29468-MS. <http://dx.doi.org/10.2118/29468-MS>.
- Quiñones-Cisneros, S., Zéberg-Mikkelsen, C. K. y Stenby, E. H. 2000. The Friction Theory (f-Theory) for Viscosity Modeling. *Fluid Phase Equilib.* **169** (2): 249-276. [http://dx.doi.org/10.1016/S0378-3812\(00\)00310-1](http://dx.doi.org/10.1016/S0378-3812(00)00310-1).
- Raut, B., Patil, S. L., Dandekar, A. et al. 2008. Comparative Study of Compositional Viscosity Prediction Models for Medium-Heavy Oils. *Int J Oil Gas Coal T* **1** (3): 229-249. <http://dx.doi.org/10.1504/IJOGCT.2008.019844>. Huhuhuh
- Reyes Castillo, M. A. 2010. *Análisis del Comportamiento de la Viscosidad de Aceites Producidos en México*. Tesis de Licenciatura, UNAM, Facultad de Ingeniería, División de Ingeniería en Ciencias de la Tierra, México, D.F.
- Reyes Ruiz, M. G. 2015. *Comportamiento PVT de Aceites Pesados y su Efecto en la Hidrodinámica del Flujo en Oleogasoductos*. Tesis de Maestría, UNAM, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería, IEERN, México, D.F. (febrero 2015).
- Robinson, D. B. y Peng, D. Y. 1978 The Characterization of Heptanes and Heavier Fractions. Research Report 28, Gas Producers Assn., Tulsa, Oklahoma.
- Ronningsen, H. P. 1993. Prediction of Viscosity and Surface Tension of North Sea Petroleum Fluids by Using the Average Molecular Weight. *Energy Fuels* **7** (5): 565-573. <http://dx.doi.org/10.1021/ef00041a001>.
- Standing, M. B., y Katz, D. L. 1942. Density of Natural Gases. *Trans.*, AIME **146** (1): 140 - 149. SPE-942140-G. <http://dx.doi.org/10.2118/942140-G>

- .
- Schlumberger. 2009. PVTi Reference Manual, 2009.1. Schlumberger.
- Vázquez, M. y Beggs, H. D. 1980. Correlations for Fluid Physical Property Prediction. *J Pet Technol* **32** (6): 968-970.
- Whitson, C. y Brulé, M. 2000. *Phase Behavior*, Vol. 20. Richardson, Texas: Monograph Series, SPE.

Apéndice A

Metodología de validación de datos PVT para aceite negro

Debido a que en este trabajo se estudia el comportamiento PVT de los aceites pesados, a continuación se explica el método de Rojas 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* (León García, 2013).

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:

$$\rho_{obf} = \frac{\gamma_o \rho_w}{B_{obf}} + \frac{0.01362}{B_{obf}} [(\gamma_g R_s)_{sep} + (\gamma_g R_s)_{tan}] , \quad (A.1)$$

donde:

ρ_{obf} = densidad recombinada a partir del experimento de separación en etapas, lbm/ ft³.
 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/ ft³.
 R_s = relación gas disuelto - aceite, ft³/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.

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

donde:

p_b = presión de saturación, lb/pg²

p = presión del experimento, lb/pg²

V = volumen relativo del experimento de expansión a composición constante (bl/bl)

V_b = volumen 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/plg²) y se determina la R_s para todas las etapas del experimento de separación diferencial.

$$R_{s_{di}} = R_{s_{di-1}} + 159V_{gi}, \quad (\text{A.3})$$

donde:

$$V_{gi} = \frac{379.4 * m_{gi}}{28.96 * 453.59 * \gamma_{gdi}}, \quad (A.4)$$

$$m_{gi} = m_{oi} - m_{oi-1}, \quad (A.5)$$

$$m_{oi} = 1000 * (\rho_o * B_o)_i. \quad (A.6)$$

donde:

R_{sdi} = relación gas disuelto-aceite en cada etapa del experimento de separación diferencial, ft³/bl

V_{gi} = volumen de gas en cada etapa del experimento de separación diferencial, ft³

M_{aire} = peso molecular de aire, 28.96 lbm/lbm-mol

m_{gi} = masa del gas en cada etapa del experimento de separación diferencial, 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/cm³

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:

$$\frac{\partial B_{od}}{\partial p} < B_g \frac{\partial R_{sd}}{\partial p}, \quad (A.7)$$

donde:

B_g = factor de volumen del gas, pie³/pie³

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.

Apéndice B

Análisis de estabilidad de fases de Michelsen

En 1982, Michelsen propuso un método para determinar si una mezcla permanecerá monofásica o se divide en varias fases. El algoritmo de Michelsen es similar a un cálculo flash, pero es más rápido y más seguro (estimaciones precisas de valor K no son necesarios para la prueba de estabilidad).

$$\frac{f_{zi}}{f_{yi}} = S = I \quad (\text{B.1})$$

Donde I = constante, Un algoritmo de sustitución sucesiva, que se resumen en el siguiente procedimiento, se puede usar fácilmente para resolver la prueba de estabilidad Michelsen. Cada prueba se realiza por separado.

1. Calcular la fugacidad de la mezcla, f_{zi} , con múltiples raíces para el factor Z , seleccionar la raíz con la g^* más baja.
2. Usar la ecuación de Wilson para estimar el valor inicial de K

$$k_i^1 = \frac{\exp[5.37(1 + \omega_i)(1 - T_{ri}^{-1})]}{p_{ri}} \quad (\text{B.2})$$

3. Calcula el número de moles de la segunda fase, Y_i , usando la composición de la mezcla z_i y el valor de K estimado,

$$(Y_i)_V = z_i(K_i)_V \text{ O } (Y_i)_L = z_i/(K_i)_L \quad (\text{B.3})$$

4. Suma el número de moles

$$S_V = \sum_{j=1}^N (Y_j)_V \quad (\text{B.4})$$

$$S_L = \sum_{j=1}^N (Y_j)_L \quad (\text{B.5})$$

5. Normalizar el número de moles de la segunda fase para conseguir la fracción mol, y_i

$$(y_i)_V = \frac{(Y_i)_V}{\sum_{j=1}^N (Y_j)_V} = \frac{(Y_i)_V}{S_V} \quad (\text{B.6})$$

O

$$(y_i)_L = \frac{(Y_i)_L}{\sum_{j=1}^N (Y_j)_L} = \frac{(Y_i)_L}{S_L} \quad (\text{B.7})$$

6. Calcular las fugacidades de la segunda fase $(f_{yi})_V$ o $(f_{yi})_L$ de la ecuación de estado. con múltiples raíces Z-factor (para una fase determinada), seleccione la raíz con la más baja energía de Gibbs g^* .
7. Calcular las correcciones de la relación de fugacidad para la actualización de sustitución sucesiva de los valores K .

$$(R_i)_v = \frac{f_{zi}}{(f_{yi})_v} \frac{1}{S_v} \quad (\text{B.8})$$

$$(R_i)_L = \frac{(f_{yi})_L}{f_{zi}} S_L \quad (\text{B.9})$$

8. Comprobar si se logra la convergencia, ejemplo $\varepsilon < 1 \times 10^{-12}$

$$\sum_{i=1}^N (R_i - 1)^2 < \varepsilon \quad (\text{B.1})$$

9. Si no hay convergencia, entonces actualiza el valor de K .

$$K_i^{(n+1)} = K_i^{(n)} R_i^{(n)} \quad (\text{B.2})$$

10. Comprobar si una solución trivial se está obteniendo, con el criterio

$$\sum_{i=1}^N (\ln K_i)^2 < 1 \times 10^{-4} \quad (\text{B.3})$$

11. si no hay solución, ir al paso 3 para otra iteración.

Apéndice C

Método de Whitson

El método de Whitson (1983) está basado en una función probabilística de densidad para relacionar la fracción mol a fracción peso. La función probabilística de densidad usada para describir la relación entre la fracción mol y la fracción peso es la función gamma de tres parámetros.

$$p(M) = \frac{(M - \eta)^{(\alpha-1)} \exp\left[-\frac{(M - \eta)}{\beta}\right]}{\beta^\alpha \Gamma(\alpha)}, \quad (\text{C.1})$$

donde:

- α, β, η son parámetros que definen la distribución.
- Γ es la función gamma
- α da una medida de la forma de la distribución.
- η es el peso mol más bajo de la fracción C_+ .
- β es una condición de normalización que puede ser determinada de la condición:

$$M_{N+} - \eta = \alpha\beta \quad (\text{C.2})$$

donde M_{N+} es el peso mol promedio de la fracción C_+ .

La función de probabilidad acumulada, $P(X \leq x)$ es la integral de $p(x)$ de η a x :

$$P(X \leq x) = \int_{\eta}^x p(x) dx, \quad (\text{C.3})$$

la cual es evaluada numéricamente de:

$$f_i = \int_{M_{i-1}}^{M_i} p(M) dM = P(M \leq M_i) - P(M \leq M_{i-1}), \quad (\text{C.4})$$

y la fracción mol z_i está relacionada a su frecuencia por:

$$z_i = z_N + f_i. \quad (\text{C.5})$$

El peso mol promedio en el mismo intervalo es:

$$\overline{M}_i = \eta + \alpha \beta \frac{P(M \leq M_i, \alpha + 1) - P(M \leq M_{i-1}, \alpha + 1)}{P(M \leq M_i, \alpha) - P(M \leq M_{i-1}, \alpha)}, \quad (\text{C.6})$$

donde todas las funciones $P(X \leq x)$ usan el mismo valor β a pesar del valor de α y donde z_{N+} es la fracción mol total de la fracción C_+ .

A falta de cualquier otro dato, se asume que α es la unidad. El parámetro η es el mínimo peso mol que se da en la fracción C_+ , por lo tanto si la fracción C_+ fuera C_{7+} , entonces una buena estimación de η es 92.0. Whitson recomienda:

$$\eta = 14n - 6, \quad (\text{C.7})$$

donde n es el primer grupo de pseudocomponentes de carbonos simples (SCN por sus siglas en ingles) en la fracción C_+ .

Finalmente el método consiste en dividir la fracción C_+ en N grupos de SCN (pseudocomponentes de carbonos simples) a un número mayor.

Los límites de peso mol son estimados por el peso mol de la fracción C_+ especificado por el usuario y la gravedad específica se puede obtener del factor de Watson:

$$K_{w,N+} = 4.5579 M_{w,N+}^{0.15178} \gamma_{N+}^{-0.84573}. \quad (C.8)$$

Asumiendo que un promedio del factor de Watson $K_{w,N+}$ puede ser aplicado a cada grupo individual de SCN, las gravedades específicas de los grupos de SCN pueden obtenerse de :

$$\gamma_i = \frac{T_{b,i}^{1/3}}{K_{w,N+}}, \quad (C.9)$$

donde el término $T_{b,i}$ es la temperatura del punto de ebullición normal de los grupos SCN, que de hecho definen los grupos SCN.

Entonces, conociendo los puntos de ebullición y las gravedades específicas, los pesos molares se pueden obtener con la correlación de Riazi-Daubert:

$$\theta = a T_b^b \gamma^c, \quad (C.10)$$

donde θ es la propiedad a ser evaluada a cierto peso mol, y (a, b, c) son coeficientes obtenidos de tablas. Con pesos moleculares promedio para los grupos SCN, los pesos moleculares límites son estimados de:

$$\overline{M}_i = \frac{1}{2} (M_{i-1} + M_i). \quad (C.11)$$

Por lo tanto, esto puede ser usado para integrar la función probabilística de densidad para dar fracciones mol para cada grupo de SCN.