



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA
DIVISIÓN DE CIENCIAS DE LA TIERRA**

**CARACTERIZACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS
POR INYECCIÓN DE BIÓXIDO DE CARBONO
(CO₂), MEDIANTE ANÁLISIS PVT - ESTUDIO DE
UN CASO.**

TESIS PROFESIONAL

**PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO PETROLERO**

P R E S E N T A :

OSCAR ZAMORA TORRES

**DIRECTOR DE TESIS:
M.I. TOMÁS EDUARDO PÉREZ GARCÍA**



CIUDAD UNIVERSITARIA, MÉXICO D.F., 2008



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

SR. OSCAR ZAMORA TORRES

Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor M. en I. Tomás Eduardo Pérez García y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

CARACTERIZACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS POR INYECCIÓN DE BIÓXIDO DE CARBONO (CO₂), MEDIANTE ANÁLISIS PVT - ESTUDIO DE UN CASO

INTRODUCCIÓN

I CONCEPTOS FUNDAMENTALES

II ANÁLISIS PVT

III INTERACCIÓN DEL BIÓXIDO DE CARBONO CON LOS HIDROCARBUROS

IV CARACTERIZACIÓN INICIAL DE LOS HIDROCARBUROS DE UN YACIMIENTO, MEDIANTE ANÁLISIS PVT

V CARACTERIZACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS DESPUÉS DE UN PROCESO DE INYECCIÓN DE CO₂ A UN YACIMIENTO, UTILIZANDO UN SIMULADOR COMERCIAL

VI CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

NOMENCLATURA

BIBLIOGRAFÍA

APÉNDICES

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo, le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente

"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"

CD. Universitaria, D. F., a 12 de junio de 2008

EL DIRECTOR

MTRO. JOSÉ GONZÁLO GUERRERO ZÉPEDA

RJPYS*Sr.

AGRADECIMIENTOS

Esta tesis la dedico a todas aquellas personas que creyeron en mí y que siempre llevaron en su mente; “el que yo iba concluir mis estudios universitarios para ser un ingeniero petrolero”. Ahora, a todas estas personas les digo gracias y que hemos alcanzado la meta.

En especial, gracias a:

Mí madre Estela Torres Ballesteros y mí Padre José Magdaleno Zamora Rodríguez por su apoyo moral y económico, pero sobre todo gracias por estar siempre a mi lado en las buenas y en las malas, por todo su amor y comprensión. Sin ustedes no hubiera podido cumplir mi sueño de concluir mis estudios universitarios. Ha sido la mejor herencia que me han dejado, nunca lo olvidaré y los quiero mucho.

Mí hermano Víctor Zamora Torres porque sin su ayuda en la mejora de mí aprendizaje para mí vida académica, se me hubiera hecho más difícil llegar a la meta. Gracias por siempre estar al pendiente de mí y ponerme siempre tu hombro en los momentos difíciles en donde estoy a punto de caer.

Mí director de Tesis, el M. en I. Tomás Eduardo Pérez García que más que un profesor es un amigo. Gracias por su incondicional apoyo y dedicación, así como por sus sugerencias sin las cuales no hubiera sido posible la elaboración de este trabajo. Aprovecho este espacio para agradecerle también por los grandes y sabios consejos que me ha dado durante esta etapa de conocernos y por enseñarme a dejar de ser estudiante y orientarme hacia ser un buen profesional. Muchas gracias.

Mí amigo el ing. Martín Carlos Velázquez Franco porque siempre estuvo pendiente de la culminación del presente trabajo y porque sin su apoyo no hubiera sido posible realizarlo.

Mis sinodales; Dra. Rocío, Ing. Trejo, Ing. Villamar e Ing. Staffani por dedicarme parte de su tiempo y hacerme observaciones muy importantes para la mejora de esta investigación.

Mis amigos y a mí novia Sonia Reyes por los bellos momentos que hasta hoy hemos pasado juntos, por el gran apoyo que siempre me han brindado, pero sobre todo, gracias por su amistad y cariño.

Mí alma Mater, la Universidad Nacional Autónoma de México, gracias por haberme dejado entrar a tus aulas color azul y haberme dado tu oro cambiado por “conocimiento “. Me siento orgulloso de ser universitario, siempre te llevaré en lo más alto y nunca te defraudaré.

Dios por mantenerme hasta el día de hoy en buen estado de salud y llegar con gran felicidad a esta gran etapa de mi vida.

CARACTERIZACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS POR INYECCIÓN DE BIÓXIDO DE CARBONO (CO₂), MEDIANTE ANÁLISIS PVT - ESTUDIO DE UN CASO.

CONTENIDO

	Página.
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 1 CONCEPTOS FUNDAMENTALES	
1.1 Fundamentos de comportamiento de fase	3
1.1.1.Composición de los hidrocarburos.....	4
1.1.2.Comportamiento de fases.....	6
1.1.2.1. Sistema de un solo componente	7
1.1.2.2. Sistema multicomponente	11
1.1.3.Clasificación de los tipos de yacimientos de acuerdo al diagrama de fases	16
1.1.3.1. Yacimiento de gas seco.....	17
1.1.3.2. Yacimiento de gas húmedo	18
1.1.3.3. Yacimiento de gas y condensado	18
1.1.3.4. Yacimiento de aceite volátil.....	19
1.1.3.5. Yacimiento de aceite negro.....	20
1.2. Equilibrio líquido vapor	21
1.2.1.Cálculo de la presión en el punto de burbuja.....	25
1.2.2.Cálculo de la presión en el punto de rocío	26
1.3. Comportamiento y correlaciones de las propiedades de los hidrocarburos	26
1.3.1.Propiedades del aceite.....	28
1.3.1.1. Relación de solubilidad, R_s	28
1.3.1.2. Factor de volumen del aceite, B_o	29
1.3.1.3. Factor de volumen total, B_t	32
1.3.1.4. Densidad del aceite, ρ_o	33
1.3.1.5. Densidad relativa del aceite, γ_o	36
1.3.1.6. Densidad API	36
1.3.1.7. Compresibilidad isotérmica del aceite, C_o	36
1.3.1.8. Viscosidad del aceite, μ_o	37
1.3.2.Propiedades del gas.....	39
1.3.2.1. Ley del gas ideal	39
1.3.2.2. Densidad del gas ρ_g y densidad relativa del gas γ_g	39

	Página.
1.3.2.3. Ley del gas real	40
1.3.2.4. Factor de compresibilidad del gas, z	41
1.3.2.5. Factor de volumen del gas, B_g	43
1.3.2.6. Compresibilidad isotérmica del gas. C_g	44
1.3.2.7. Viscosidad del gas, μ_g	45
1.4. Ecuaciones de Estado	46
1.4.1. Ecuación de estado de Van der Waals (<i>EdE de VdW</i>)	47
1.4.2. Ecuaciones de estado en el punto crítico.	48
1.4.3. Ecuación de estado cúbica de Van der Waals de dos parámetros.....	50
1.4.4. Ecuación de estado de Redlich-Kwong (<i>EdE de RK</i>)	52
1.4.4.1. Reglas de Mezclado	54
1.4.5. Ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (<i>EdE de SRK</i>).....	55
1.4.6. Ecuación de estado de Peng-Robinson (<i>EdE de PR</i>)	56
1.4.7. Reglas de mezclado para las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong, <i>SRK</i> y Peng-Robinson, <i>PR</i>	58
CAPÍTULO 2 ANÁLISIS PVT	
2.1 Importancia de los análisis PVT	59
2.2 Muestreo de fondo y de superficie	60
2.2.1 Muestreo de fondo	60
2.2.1.1 Yacimientos donde es conveniente el muestreo de fondo	61
2.2.1.2 Requisitos para obtener muestras representativas.....	62
2.2.1.3 Profundidad de muestreo	63
2.2.2 Muestreo de superficie.	63
2.2.2.1 Puntos más importantes en el muestreo de superficie.....	63
2.2.2.2 Recombinación de muestras de superficie	66
2.3 Experimentos que deben realizarse en el laboratorio.....	68
2.3.1 Agotamiento a Composición Constante (ACC) o Pruebas de Liberación Flash, Instantánea	70
2.3.2 Agotamiento Diferencial (AD) o Prueba de Liberación Diferencial.	75
2.3.3 Agotamiento a Volumen Constante (AVC).....	77
2.3.4 Estudios de Separadores en etapas (ESE) o Prueba de Separadores.....	78
2.3.5 Relación presión volumen (RPV)	79
2.3.6 Prueba para medir la viscosidad.....	80
2.4 Posibles errores en los análisis experimentales.....	81

2.5	Combinación de experimentos PVT para obtener las propiedades de los hidrocarburos	82
2.5.1	Factor de volumen del aceite, B_o	82
2.5.2	Relación gas disuelto en el aceite, R_s	82
2.5.3	Factor de volumen del gas, B_g	83
2.5.4	Factor de volumen total, B_t	83
2.6	Validación de los experimentos del laboratorio mediante un simulador comercial	84
CAPÍTULO 3	INTERACCIÓN DEL BIÓXIDO DE CARBONO CON LOS HIDROCARBUROS.	
3.1	Propiedades del Bióxido de Carbono (CO_2)	86
3.1.1	Factor de compresibilidad, Z	86
3.1.2	Densidad, ρ_{CO_2}	87
3.1.3	Viscosidad, μ_{CO_2}	89
3.1.4	Entalpía, H_{CO_2}	90
3.2	El Bióxido de Carbono (CO_2) como un fluido desplazante	92
3.2.1	Inyección continua de gas CO_2	92
3.2.2	Inyección de agua carbonatada	92
3.2.3	Inyección de un bache de CO_2 en fase líquida o gas, seguido por inyección de agua	94
3.2.4	Inyección de un bache de CO_2 en fase líquida o gas, seguido por inyección alterna de agua y gas CO_2 (proceso WAG)	95
3.2.5	Inyección simultánea de gas CO_2 y agua a través de un sistema de inyección doble (proceso SWAG)	96
3.2.6	Inyección de un bache de gas CO_2 seguido de una espuma (proceso FAWAG)	97
3.2.7	Inyección cíclica de CO_2 (Huff and Puff)	98
3.2.8	Inyección alternada de gas CO_2 (proceso SAG)	99
3.3	Aplicaciones del CO_2 a diferentes presiones y temperaturas para recuperaciones altas de aceite crudo	99
3.3.1	Propiedades del aceite crudo saturado con CO_2	100
3.3.1.1	Relación de solubilidad, R_{oCO_2}	101
3.3.1.2	Factor de volumen del aceite, B_{oCO_2}	103
3.3.1.3	Densidad del aceite, ρ_{oCO_2}	104
3.3.1.4	Viscosidad del aceite, μ_{oCO_2}	105
3.3.2	Aplicaciones del CO_2 a presiones bajas	106
3.3.3	Aplicaciones del CO_2 en presiones intermedias con temperatura alta (> 122 °F)	110
3.3.4	Aplicaciones del CO_2 en presiones intermedias con temperatura baja (< 122 °F)	114

3.3.5 Aplicaciones del CO ₂ en procesos miscibles a altas presiones.....	115
	Página.
3.3.5.1 Presión mínima de miscibilidad (PMM).....	116
3.3.5.2 Miscibilidad por primer contacto.....	120
3.3.5.3 Miscibilidad por múltiple contacto	123
3.4 Propiedades del Agua saturada con CO ₂	125
3.4.1 Relación de Solubilidad, R_{wCO_2}	125
3.4.2 Factor de volumen del agua, B_{wCO_2}	126
3.4.3 Densidad del agua, ρ_{wCO_2}	126
3.4.4 Viscosidad del agua, μ_{wCO_2}	127
3.5 Precipitación de asfaltenos	128
3.6 Pruebas especiales de laboratorio para procesos de inyección de CO ₂	129
3.6.1 Prueba de expansión.....	130
3.6.2 Desplazamiento en “Slim Tube”.....	130
3.6.3 Desplazamiento en núcleos.....	132
3.6.4 Prueba de vaporización.	133
3.6.5 Prueba de contacto.	134
3.7 Datos que se requieren para modelar proyectos de inyección de CO ₂	156
3.7.1 Propiedades del aceite crudo.....	138
3.7.2 Propiedades del aceite saturado con CO ₂ para proyectos inmiscibles de inyección de CO ₂	138
3.7.3 Propiedades del aceite saturado con CO ₂ para proyectos miscibles de inyección de CO ₂	139
3.8 Pseudocomponentes.	139
CAPÍTULO 4 CARACTERIZACIÓN INICIAL DE LOS HIDROCARBUROS DE UN YACIMIENTO, MEDIANTE ANÁLISIS PVT.	
4.1 Caracterización de los hidrocarburos mediante estudios o análisis PVT.....	142
4.2 Características geológicas y petrofísicas de un yacimiento de la zona sur de México	144
4.3 Muestreo realizado en el yacimiento de la zona sur de México.....	145
4.3.1 Validación y Consistencia de los resultados del análisis PVT del pozo 1311 a una profundidad de 2819 m	146
4.3.1.1 Prueba de densidad.....	146

4.3.1.2	Prueba de la linealidad de la función "Y"	147
		Página.
4.4	Caracterización de la fracción pesada	148
4.4.1	Expansión de la fracción pesada en un número simple de carbonos.	148
4.4.2	Pseudoización o agrupamiento de componentes.	153
4.5	Selección y ajuste de una ecuación de estado.	154
4.5.1	Ecuación de Estado de Peng-Robinson de tres parámetros. (EDE-PR).....	155
4.5.1.1	Regresión no lineal para ajustar la ecuación de estado.	157
4.5.2	Ecuación de Estado de Soave-Redlich-Kwong de tres parámetros (EDE-SRW).....	163
4.5.3	Análisis de los resultados de las EDE-PR tres parámetros y EDE SRK tres parámetros y selección de una EDE.	168
4.5.4	Ajuste de la ecuación de estado para los fluidos en la superficie.	170
4.6	Caracterización y propiedades del fluido original de un yacimiento de la zona sur de México.....	171
4.6.1	Propiedades del aceite del yacimiento de la zona sur de México	174
4.6.2	Propiedades del gas del yacimiento de la zona sur de México.	176
4.6.3	Uso correcto de los factores de volumen y relaciones gas-líquido.	177
4.6.4	Variación de la composición de los hidrocarburos con respecto a la profundidad del yacimiento en estudio.....	179
CAPÍTULO 5	CARACTERIZACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS DESPUÉS DE UN PROCESO DE INYECCIÓN DE CO₂ A UN YACIMIENTO, UTILIZANDO UN SIMULADOR COMERCIAL.	
5.1	Introducción.	183
5.2	Criterios de selección técnica (criterios screening).....	186
5.2.1	Análisis de los criterios de selección técnica para la inyección de CO ₂ en el yacimiento en estudio.	187
5.3	Mecanismo de desplazamiento (miscible o inmisible) que se debe aplicar en el yacimiento en estudio, durante el proceso de inyección de CO ₂	188
5.3.1	Cálculo de la presión de inyección u operación para el yacimiento en estudio.....	189
5.3.2	Simulación de pruebas especiales de laboratorio en un simulador comercial.	196
5.3.2.1	Prueba de expansión.....	196
5.3.2.2	Prueba de vaporización.	199

5.4 Nueva composición y caracterización del aceite saturado con CO ₂ del yacimiento en estudio.....	205 Página.
5.4.1 Ajuste de la ecuación de estado y propiedades finales de los pseudocomponentes del aceite saturado con CO ₂ del yacimiento en estudio.	208
5.5 Predicción de las propiedades del fluido saturado con CO ₂ del yacimiento en estudio...	211
5.5.1 Propiedades del aceite	211
5.5.1.1 Factor de volumen del aceite.	211
5.5.1.2 Relación de solubilidad	212
5.5.1.3 Viscosidad del aceite.....	213
5.5.1.4 Densidad del aceite	214
5.5.2 Propiedades del gas	215
CAPÍTULO 6 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	
6.1 Conclusiones	218
6.2 Recomendaciones.....	219
APÉNDICE A RESULTADOS DE LOS EXPERIMENTOS PVT, SIMULADOS EN UN SOFTWARE COMERCIAL	
A.1 Presión de burbuja.....	222
A.2 Agotamiento a Composición Constante (ACC).....	223
A.3 Agotamiento Diferencial (AD).....	225
A.4 Agotamiento a Volumen Constante (AVC).	231
A.5 Prueba de Separadores.	235
APÉNDICE B RESULTADOS DE LAS PRUEBAS ESPECIALES POR INYECCIÓN DE CO₂, SIMULADOS EN UN SOFTWARE COMERCIAL	
B.1 Prueba de expansión.....	238
B.2 Prueba de vaporización.	243
B.3 Prueba de contacto.	247
NOMENCLATURA.....	248
BIBLIOGRAFÍA.....	252

INTRODUCCIÓN

Actualmente, la necesidad por incrementar la recuperación de hidrocarburos y alcanzar la explotación óptima de los yacimientos petroleros, ha llevado al desarrollo y aplicación de nuevos métodos de recuperación, conocidos como procesos de recuperación mejorada. Entre estos procesos, se encuentra la inyección al yacimiento de gases, como el bióxido de carbono, o nitrógeno; así como también, polímeros, surfactantes, solventes, vapor o agua. Al inyectar estos fluidos se pretende suministrar energía al yacimiento, con el fin de desplazar al aceite hacia los pozos productores. Adicionalmente, los fluidos inyectados interactúan con el sistema roca-fluido del yacimiento, creando las condiciones favorables para la recuperación del aceite. Mediante esta interacción se pueden modificar algunas propiedades del aceite; tales como, la tensión interfacial, la densidad, la viscosidad, y la mojabilidad.

El interés por llevar a cabo esta investigación es resultado de la situación actual de México con respecto a la declinación en la producción de hidrocarburos y por la alza en la venta del barril de aceite en el mercado. Estos dos aspectos pueden dar lugar a la ejecución de proyectos de recuperación mejorada. En este trabajo, se analiza el proceso de recuperación mejorada mediante inyección de bióxido de carbono (CO_2) por desplazamiento miscible. Se seleccionó este método, debido a la difusión y aplicación que ha tenido en el mundo. Para la aplicación de este método, es importante considerar lo siguiente: la transferencia de masa entre interfases, el desplazamiento miscible o inmisible, la reducción de la viscosidad del aceite, la reducción de la tensión interfacial entre el aceite y el gas, el empuje de gas en solución, y la expansión o hinchamiento del aceite.

Se encontró que uno de los principales problemas que se presentan, al inyectar el CO_2 a las condiciones de presión y temperatura del yacimiento, es el cambio en la composición de la mezcla resultante del bióxido de carbono y los hidrocarburos. Esta variación afecta considerablemente a las propiedades físicas de los hidrocarburos (viscosidad, densidad, factor de volumen, etc.). Por lo tanto, con el fin de alcanzar un buen porcentaje de recuperación mediante la inyección de bióxido de carbono, es recomendable realizar la caracterización fisicoquímica de los fluidos presentes en el yacimiento, antes y después de la inyección del CO_2 . Por tal motivo, en este trabajo, se propone un método de caracterización de hidrocarburos, el cual consiste en la obtención de una muestra representativa de los fluidos producidos, a partir de los métodos de muestreo existentes para el gas y para el aceite, para realizar el análisis PVT de la muestra. Cabe mencionar que en el caso de un proyecto de inyección de CO_2 , además de las pruebas PVT, se requieren de experimentos adicionales como lo son: “Slim tube”, prueba de expansión, vaporización, contacto, e inyección de CO_2 a núcleos. Los datos experimentales obtenidos, se introducen a un simulador PVT comercial y se selecciona la ecuación de estado que mejor ajuste dichos datos. Finalmente, se caracteriza a la fracción pesada y de acuerdo a las propiedades físicas de cada componente que conforma el fluido del yacimiento se establece un número de pseudocomponentes y se estiman las propiedades físicas de la mezcla. El método de caracterización para la fracción pesada se basó en una función de distribución para describir a los hidrocarburos en función del número múltiple de carbonos (NMC). Como muestra de estudio se consideró una mezcla proveniente del yacimiento Tres de la formación Encanto (arenas), localizado en la zona sur de México. Dicha mezcla fue caracterizada antes y después de la inyección de CO_2 , y se realizó la comparación de las propiedades mencionadas con el fin de

determinar la viabilidad del proceso de recuperación mejorada. Se consideró que la estructura molecular de los hidrocarburos no es afectada al mezclarse con el CO₂.

CAPÍTULO 1

CONCEPTOS FUNDAMENTALES

1.1 FUNDAMENTOS DE COMPORTAMIENTO DE FASE.

Los fluidos de un yacimiento petrolero están compuestos principalmente por hidrocarburos (aceite y gas). El agua también está presente en estos yacimientos en una forma intersticial. La influencia del agua en el comportamiento de fase y las propiedades de los hidrocarburos en diferentes casos, es muy poco considerada. Por tal razón el comportamiento de aceite y gas es generalmente tratado de forma independiente de la fase acuosa, a menos que estructuras sólidas agua-hidrocarburos, conocidas como hidratos, estén presentes.

El comportamiento de los hidrocarburos a condiciones de yacimiento, así como a condiciones de superficie, es función de su composición química, la presión y temperatura a la que se encuentren. El comportamiento de los hidrocarburos es de primera consideración para el desarrollo y la administración del yacimiento, afectando todos los aspectos de la exploración y producción.

Aunque un fluido de un yacimiento pueda estar compuesto hasta por más de treinta componentes, los fundamentos de comportamiento de fase nos ayudan a explicar y analizar el comportamiento de sustancias puras y de mezclas multicomponentes. Los hidrocarburos han sido clasificados en varios grupos también llamados yacimientos como los son; gas seco, gas húmedo, gas y condensado, aceite volátil y aceite negro¹.

¹ Todas las referencias citadas en la presente investigación están enumeradas al final del trabajo (página 227)

1.1.1 Composición de los hidrocarburos.

Hay varias hipótesis referentes a la formación del hidrocarburo, pero la más aceptable hasta el momento por los expertos, es que el hidrocarburo se originó a partir de la materia orgánica. Se ha visto y se ha podido estudiar que la composición de los hidrocarburos, depende en gran medida del ambiente de depósito de la formación². Los yacimientos de gas están compuestos principalmente de pequeñas y medianas moléculas de hidrocarburos y de algunos componentes no hidrocarburos tales como; el nitrógeno (N₂), el bióxido de carbono (CO₂) y el ácido sulfhídrico (H₂S), que también los encontramos en los yacimientos de aceite, éstos caracterizados por tener componentes más pesados de hidrocarburos.

Conforme se van encontrando a los hidrocarburos en una trampa geológica del yacimiento, estos pueden ser de composición diferente debido a que se generaron en diferentes tiempos y ambientes de depósito. Por consiguiente, es esperado que durante la formación de un yacimiento petrolero la variación en la composición vertical y lateral de los fluidos hidrocarburos sea notoria.

Los hidrocarburos al momento de ser extraídos, se consideran generalmente como fluidos maduros, por tener un equilibrio molecular alcanzado, debido a la difusión molecular y que se van mezclando durante el paso del tiempo geológico. Sin embargo, hay evidencias de yacimientos que mantienen una variación composicional significativa, particularmente en sentido lateral, esto es debido a que la difusión molecular no ha concluido en la mezcla de hidrocarburos, y lo cual nos indica que tienen que pasar más de 10 millones de años para eliminar la composición heterogénea en dicho yacimiento³. Por otro lado, la presión y la temperatura incrementan con la profundidad para una columna de fluido en un yacimiento, esto también puede resultar una modificación en la composición con respecto a la profundidad. Para propuestas operacionales, este comportamiento es de interés considerable para aproximarse a fluidos críticos y para aceites que contienen alto material asfáltico.

Información detallada sobre los componentes que constituyen a los hidrocarburos del yacimiento no es de gran uso en procesos de exploración y producción. Los fluidos hidrocarburos del yacimiento son comúnmente identificados por sus elementos individuales hasta el hexano y para componentes más pesados son reportados como una fracción pesada de grupos compuestos con igual número de carbono. El método más común de describir a una fracción pesada que agrupe a los componentes C₇, C₈, C₉,..., se reporta como C₇₊.

La composición elemental de los hidrocarburos normalmente está comprendida dentro de los siguientes intervalos:

Tabla 1.1 Composición elemental del petróleo

Elemento	Peso (%)
Carbono	84 – 87
Hidrógeno	11 – 14
Azufre	0 – 2
Nitrógeno	0.2

Dependiendo del número de átomos de carbono y de la estructura de los hidrocarburos que integran al aceite y gas, se tienen diferentes propiedades que los caracterizan y determinan su comportamiento como combustibles, lubricantes, ceras o solventes.

Las cadenas lineales de carbono asociadas a hidrógeno, constituyen las parafinas; cuando las cadenas son ramificadas se tienen las iso-parafinas; al presentarse dobles uniones entre los átomos de carbono se forman las olefinas; las moléculas en las que se forman ciclos de carbono son los naftenos, y cuando estos ciclos presentan dobles uniones alternas (anillo bencénico) se tiene la familia de los aromáticos. Para un ejemplo de las fórmulas estructurales de los grupos hidrocarburos con seis carbonos se muestran en la **figura 1.1**.

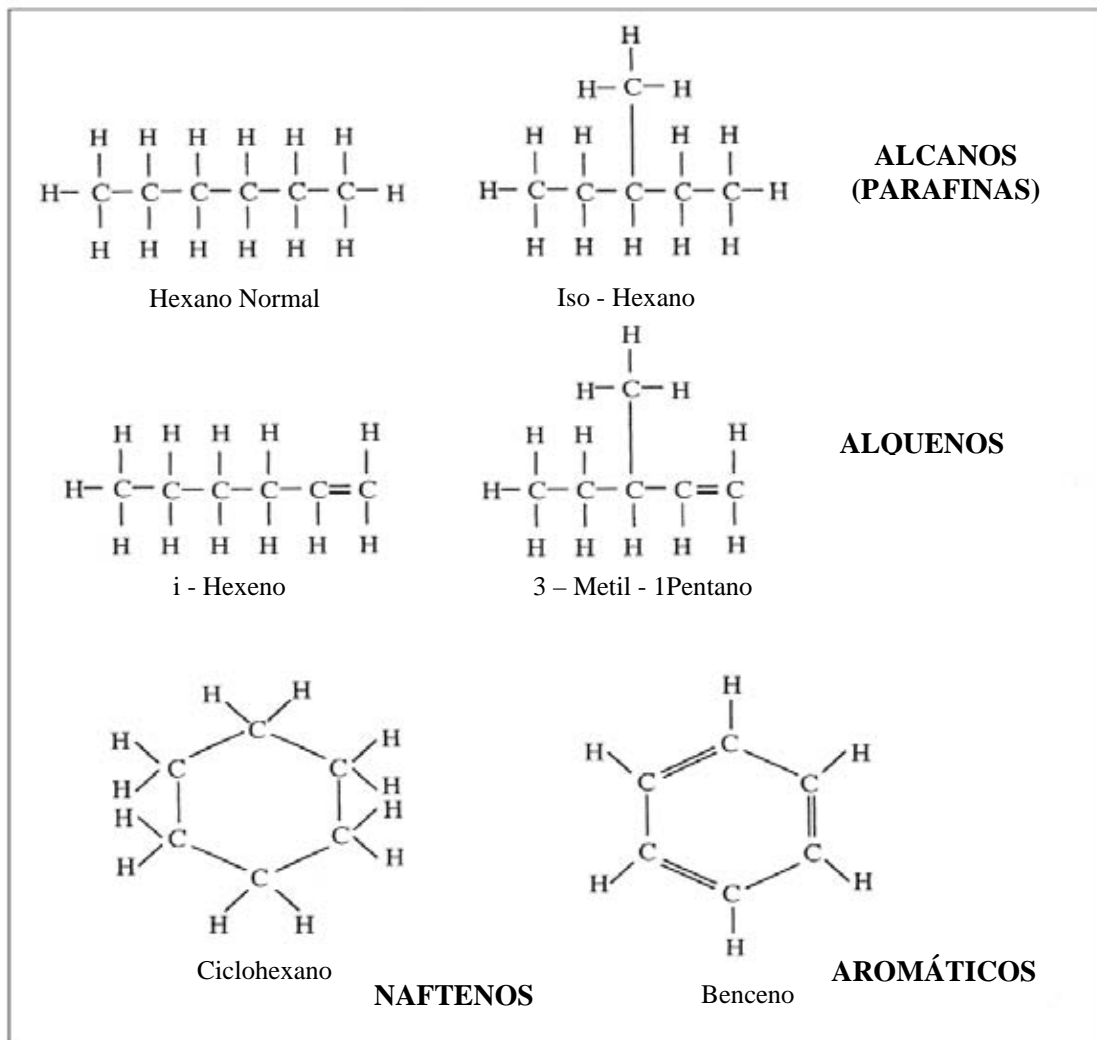


Figura 1.1. Fórmula estructural de varios grupos de hidrocarburos con seis carbonos.

Para la clasificación de los hidrocarburos, en base a su composición, habitualmente es utilizado el diagrama triangular de Tissot y Welte (1978). Mostrado en la **figura 1.2**.

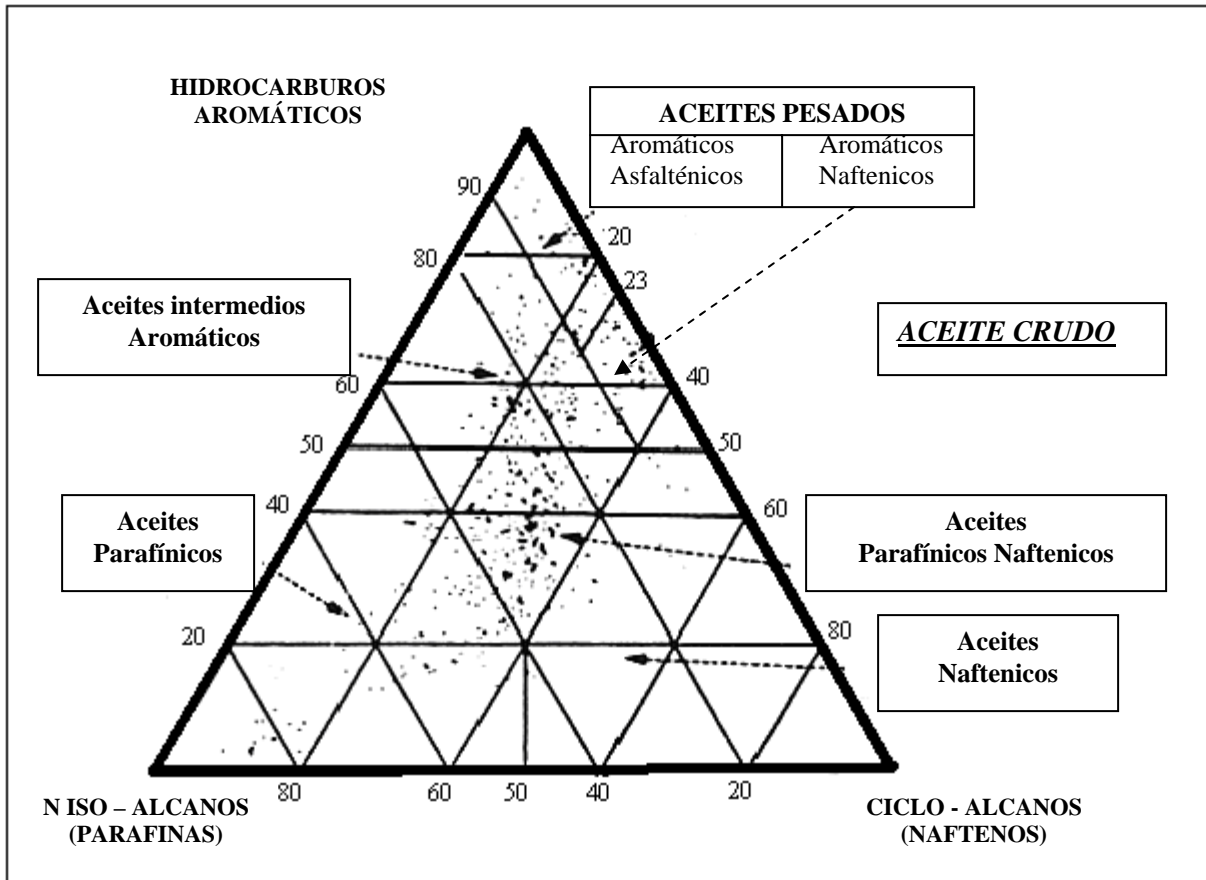


Figura 1.2. Diagrama triangular de Tissot y Welte.

1.1.2 Comportamiento de fases.

Una fase la podemos definir como cada una de las partes físicamente homogénea de una materia.

El agua ilustra perfectamente la noción de fase, pues puede hallar un estado de equilibrio con tres aspectos homogéneos, que son: la fase líquida, la fase hielo y la fase vapor.

El cambio que existe entre las fases se llama comportamiento de fase, y describe las condiciones de temperatura y presión para las cuales pueden existir las diferentes fases. En estudios de comportamiento de fase se incluyen el manejo de tres variables; la presión, la temperatura y el volumen. Las diferentes fases se identifican por su volumen o densidad.

En un yacimiento, los hidrocarburos normalmente se encuentran en fase líquida (aceite crudo, condensados y agua) y fase gas (disuelto en la fase líquida o libre). Los sistemas hidrocarburos encontrados en estos yacimientos presentan un comportamiento multifásico sobre amplios rangos de presiones y temperaturas. Por lo que es muy importante conocer en la industria petrolera las condiciones bajo las cuales las fases se comportan en función de un amplio rango de presiones, temperaturas y volúmenes.

Las determinaciones experimentales y matemáticas del comportamiento de las fases se expresan en diferentes tipos de diagramas, llamados diagramas de fase. Los diagramas de fase son (por ejemplo; presión contra temperatura, temperatura contra composición, etc.), que presentan las condiciones bajo las cuales se pueden presentar las diferentes fases de un sistema⁴.

1.1.2.1 Sistema de un solo componente.

El entendimiento cuantitativo de las relaciones entre la temperatura, T , la presión, p , y el volumen, V , de componentes puros proporcionan las bases para el entendimiento del comportamiento de fases de mezclas complejas de hidrocarburos.

La **figura 1.3** presenta el diagrama de fase de presión-temperatura para un componente puro. La línea DC, se denomina línea de presión de vapor. Los puntos p - T por arriba de la línea DC indican que la sustancia se encuentra en fase líquida. Los punto p - T por debajo de la línea DC indican que la sustancia es un gas. Los puntos p - T que se encuentran exactamente sobre la línea DC indican condiciones en donde coexisten líquido y gas.

El límite superior de la línea de presión de vapor, es el punto crítico indicado por el punto C. Para un sistema formado por un componente puro representa el estado límite (máximos valores de presión y temperatura) para la coexistencia de dos fases. Una definición más generalizada de punto crítico aplicable a un sistema con un componente o multicomponente es; el estado de condición de presión y temperatura para el cual las propiedades intensivas de las fases líquida y gaseosa son iguales. Una propiedad intensiva es aquella que presenta el mismo valor para cualquier parte de un sistema homogéneo así como para el sistema total, por ejemplo; la presión, temperatura, densidad, composición y viscosidad.

A la temperatura y a la presión representada por el punto crítico C, se les denomina presión crítica p_c , y temperatura crítica T_c . Para una sustancia pura, la presión crítica se define como la presión por arriba de la cual el líquido y el gas no pueden coexistir independientemente de la temperatura que se aplique, y la temperatura crítica se define como la temperatura por arriba de la cual el gas no puede ser licuado, independientemente de la presión que se le aplique. Estas definiciones de p_c y T_c no son válidas para sistemas con más de un componente.

El punto A localizado sobre la línea de presión de vapor se le conoce como punto triple. Este punto representa la presión y temperatura en el cual las fases; sólida, líquida y gaseosa coexisten bajo condiciones de equilibrio.

La línea que se observa por debajo de la temperatura del punto triple representa la línea de presión de sublimación y separa las condiciones en donde una sustancia es sólida o es gaseosa. Teóricamente, esta línea se extiende a presión y temperatura de cero absoluto.

La línea de punto de fusión es la línea vertical que se observa por arriba del punto triple, y separa las condiciones cuando una sustancia es sólida o líquida. Los puntos de presión y temperatura que caen exactamente sobre esta línea indican un sistema de dos fases en equilibrio (en este caso coexisten sólido y líquido).

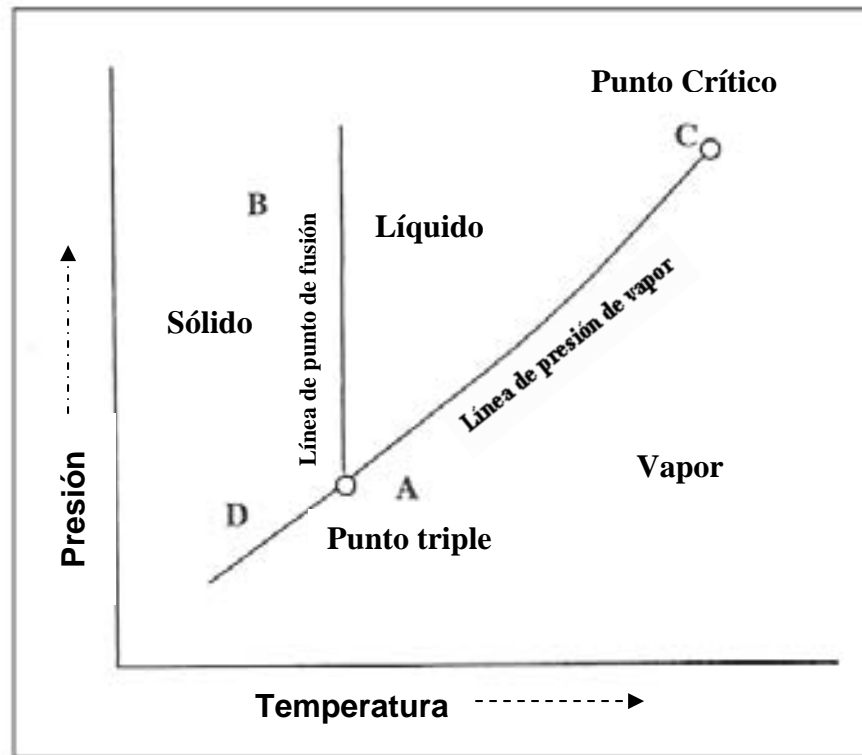


Figura 1.3. Diagrama de fase, Presión - Temperatura de una sustancia pura.

Si se considera una expansión del fluido debido a la disminución de la presión a temperatura constante, el volumen del fluido se incrementará, esto es ilustrado por la línea ABD de la **figura 1.4**, el punto en el cual aparece la primera molécula de vapor, formando una pequeña burbuja de gas, se denomina presión de burbuja o presión de saturación, que en la **figura 1.4** está representado por el punto B. El punto en el cual se tiene solamente una pequeña gota de líquido es conocido como presión de rocío, que en la **figura 1.4** está representado por el punto D.

La **figura 1.4** también muestra varias isotermas en un diagrama presión - volumen. La curva cóncava hacia abajo muestra la trayectoria de todos los puntos de burbujeo y los puntos de rocío. La curva hacia la izquierda del punto crítico es la curva de burbujeo y la curva hacia la derecha es la curva de rocío.

La región encerrada por la curva de burbujeo y la curva de rocío es la región de dos fases, (envolvente de saturación), en esta región el gas y el líquido coexisten en equilibrio. El punto crítico se localiza en el lugar en que el punto de burbujeo y el punto de rocío coinciden. La isoterma a la temperatura crítica muestra una línea horizontal seguida de un punto de inflexión a medida que pasa a través de la presión crítica (punto C).

Note que la isoterma representada con la línea punteada de la **figura 1.4** presenta una línea tangente horizontal con un punto de inflexión o el punto crítico. Esta isoterma se denomina la temperatura crítica del sistema, T_c , formado por un componente puro.

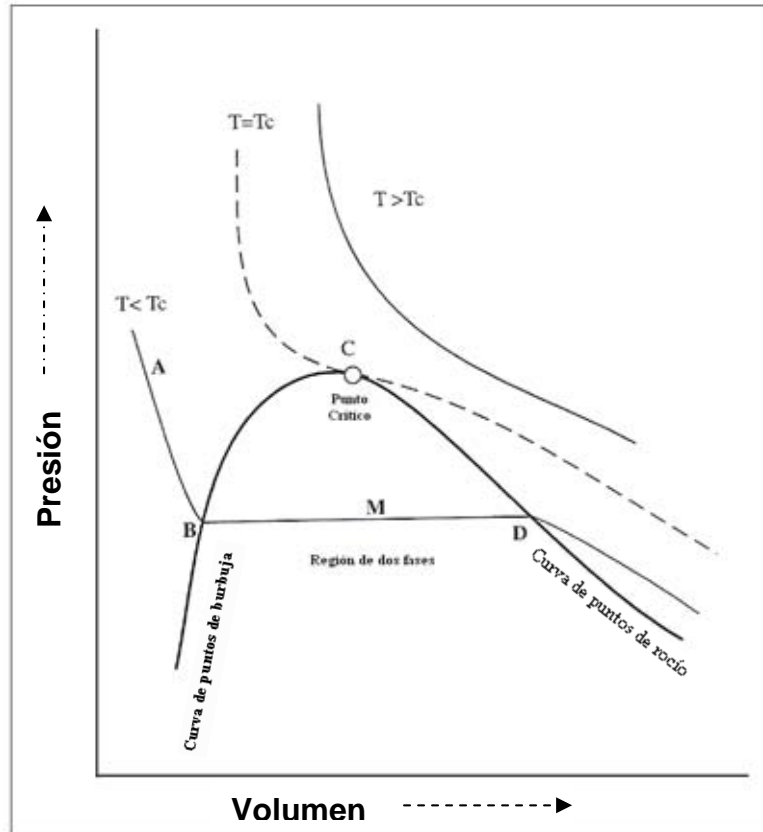


Figura 1.4. Diagrama de fase, Presión - Volumen específico de una sustancia pura.

La **figura 1.5** presenta la relación entre las densidades del líquido y del gas en un diagrama típico de densidad-temperatura. La envolvente muestra las densidades de las fases; líquida y gaseosa que coexisten en equilibrio en la región de dos fases (densidades saturadas).

También en la **figura 1.5** se observa que al incrementar la temperatura, la densidad del líquido saturado se reduce, mientras que la densidad del vapor saturado se incrementa. En el punto crítico, las densidades del vapor y del líquido convergen, es decir son equivalentes (recordando que a la presión y temperatura crítica todas las propiedades intensivas de las fases son idénticas).

Para conocer los valores de las densidades de líquido y vapor⁵, las podemos obtener de la ley de los diámetros rectilíneos, basándose en las teorías de Rackett y Spencer y Danner⁵.

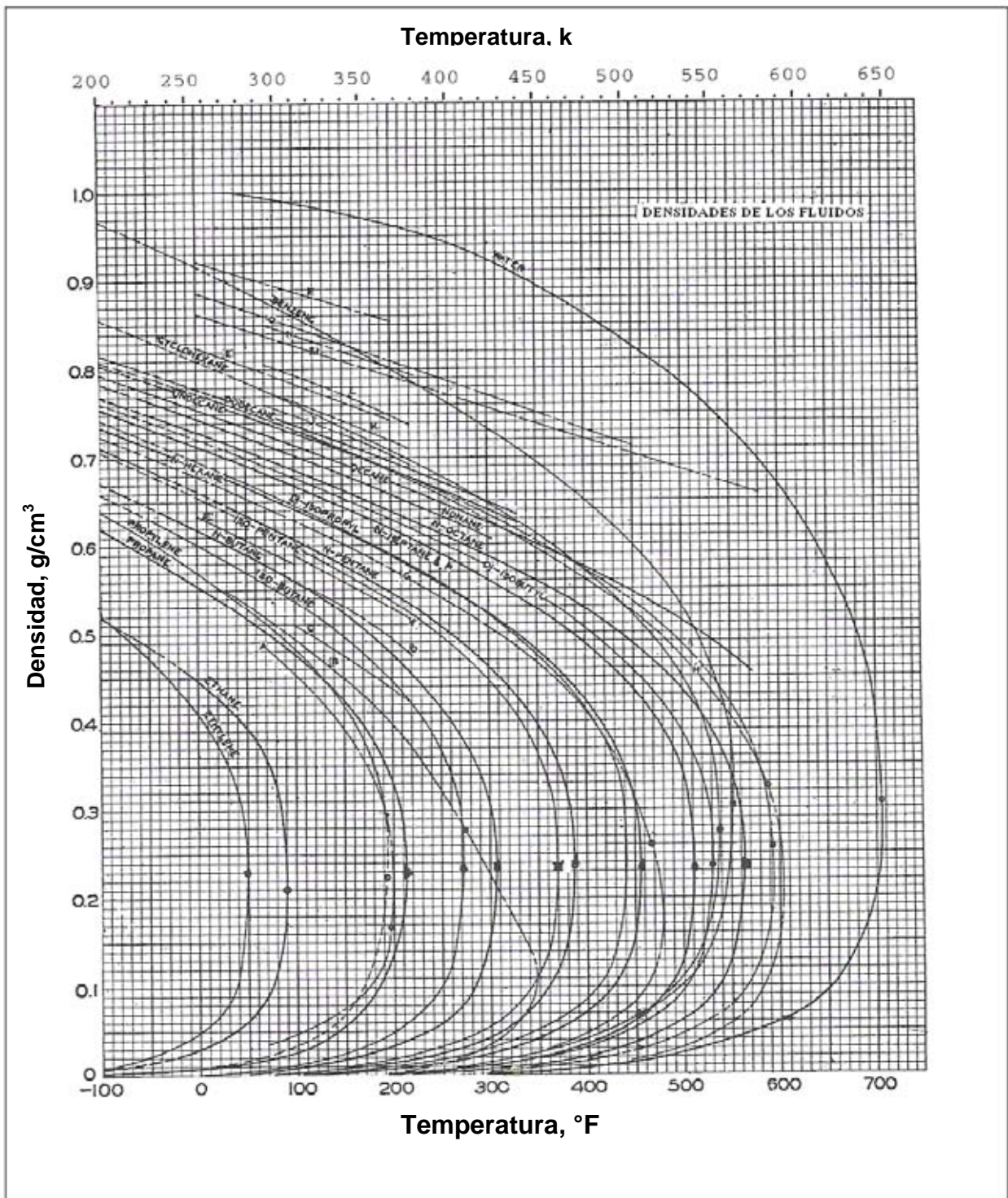


Figura 1.5. Densidades de las fases saturadas para un componente puro.

La presión de vapor es en la que la fase líquida y el vapor se encuentran en equilibrio dinámico; su valor es independiente de las cantidades de líquido y vapor presentes mientras existan ambas. Para determinar la presión de vapor de un sistema de una sustancia pura, se pueden plantear algunos de los siguientes métodos.

Método de Clausius-Clapeyron⁵.

$$p_v = \frac{L_v T}{T(V_{Mg} - V_{ML})} \quad (1.1)$$

En donde L_v es el calor de vaporización de un mol de líquido, T es la temperatura absoluta, V_{Mg} es el volumen de un mol de gas, V_{ML} es el volumen de un mol de líquido

Método de las cartas de Cox⁵.

Las suposiciones de que a temperaturas cercanas al punto crítico, el volumen molar del líquido es nulo y de que el calor de vaporización es constante hace que las cartas de Cox no sean totalmente válidas.

Las **figuras 1.6 y 1.7** representan las cartas de Cox de presiones de vapor para parafinas normales e hidrocarburos parafínicos isométricos respectivamente, para la obtención del valor de la p_v .

1.1.2.2 Sistema multicomponente.

El comportamiento de fase de un sistema multicomponente es muy parecido a un sistema binario. La regla de las fases indica que un sistema binario por ejemplo vapor-líquido, la temperatura y la presión son variables independientes. El diagrama de presión-temperatura de una mezcla binaria es mostrado esquemáticamente en la **figura 1.8**. En el interior de la envolvente coexisten las dos fases, y esta envolvente está delimitada por las curvas de puntos de burbuja y puntos de rocío. Las dos curvas convergen en el punto crítico (C), donde todas las diferencias físicas entre las dos fases dejan de existir y dichas fases llegan a ser indistinguibles. La presión más alta (B) y la temperatura más alta (D) en la envolvente de fase son llamadas, cricondenbara y cricondenterma, respectivamente.

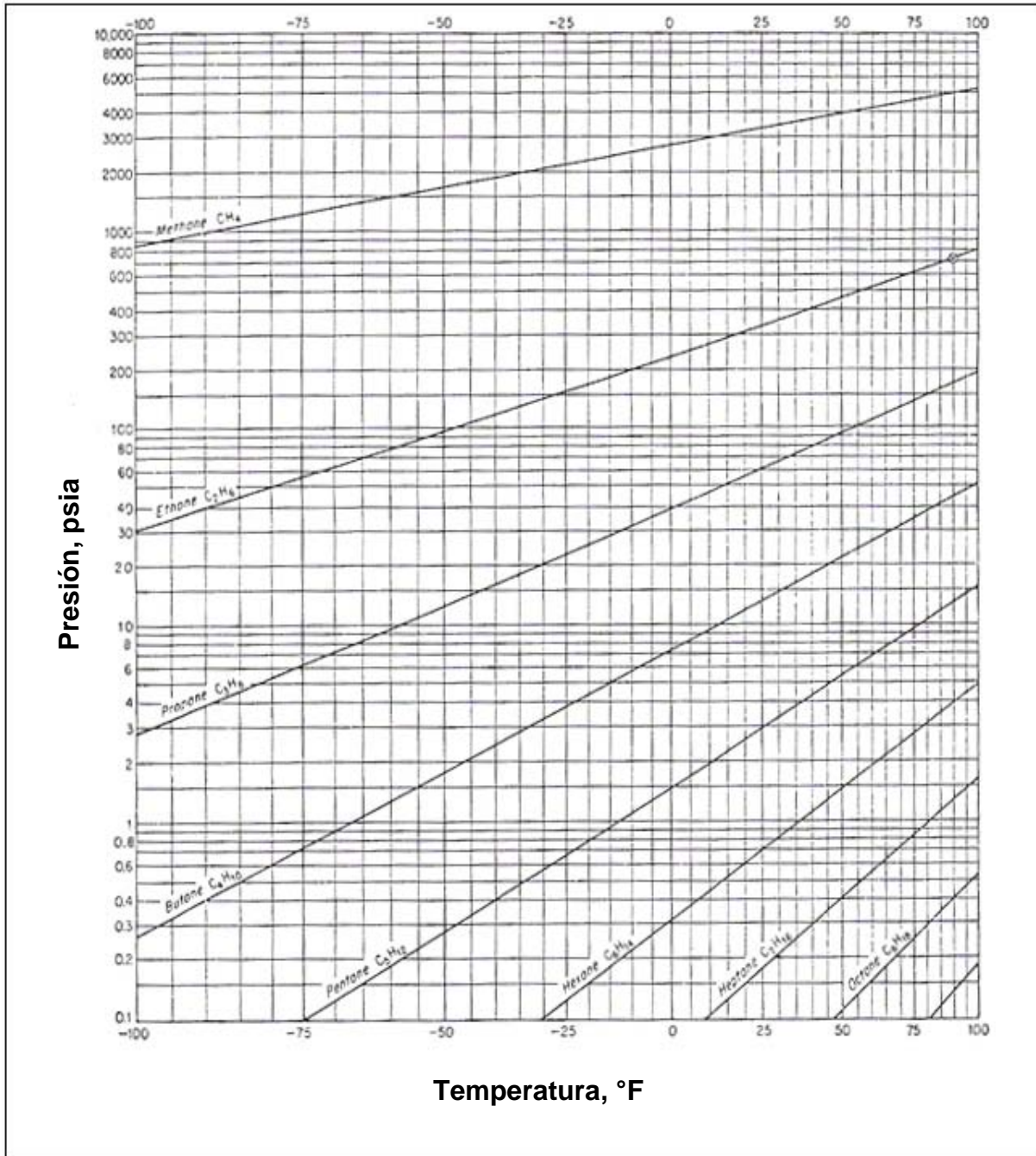


Figura 1.6. Presión de vapor de parafinas normales.

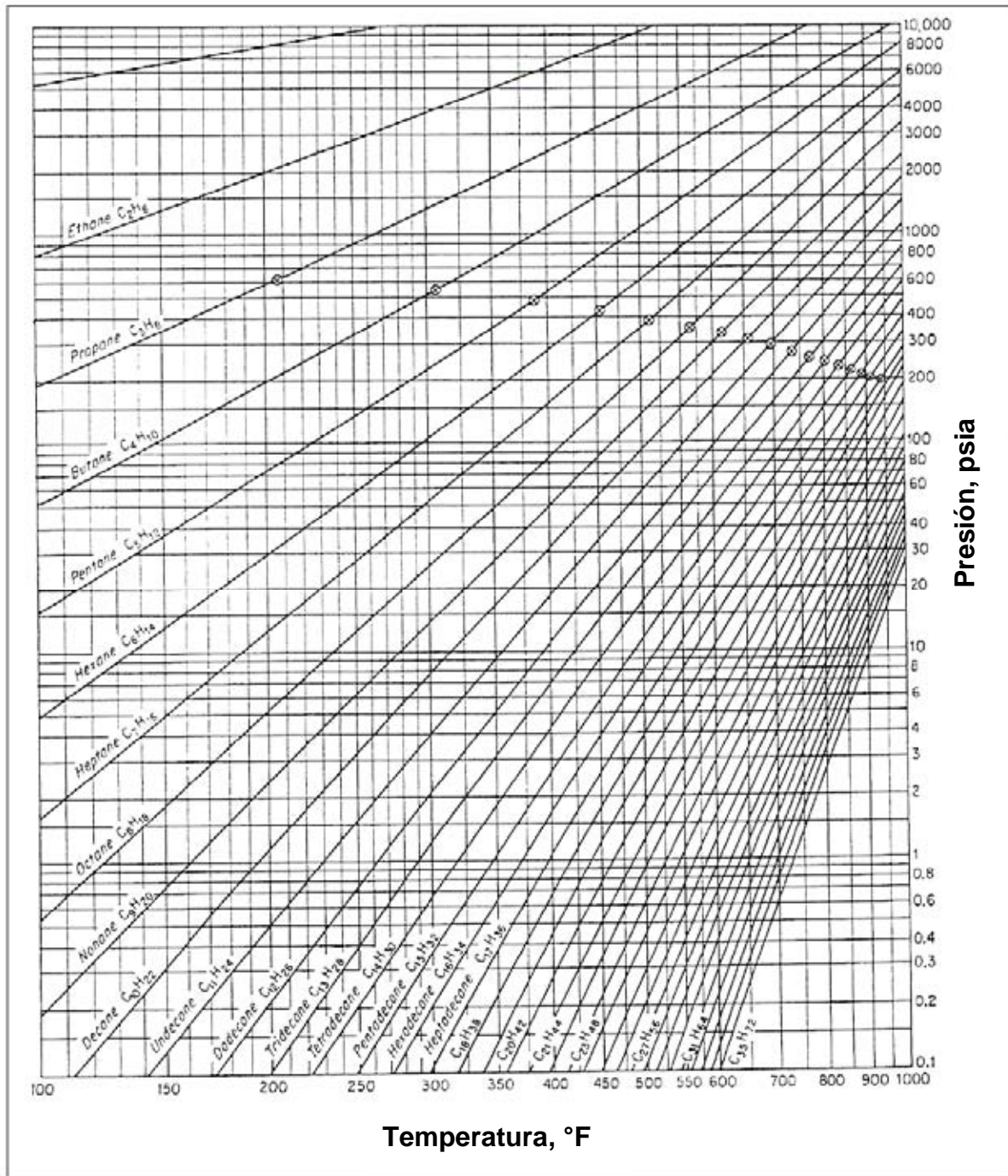


Figura 1.7. Presión de vapor de parafinas normales.

El diagrama de presión volumen de una mezcla binaria es mostrado en la **figura 1.9**. Note que la presión del sistema decrece durante una expansión isotérmica entre los puntos de burbuja y de rocío, contrario a lo que sucedía con un componente puro. Una expansión isotérmica es en donde un gas se expande, manteniendo la temperatura constante durante dicho proceso.

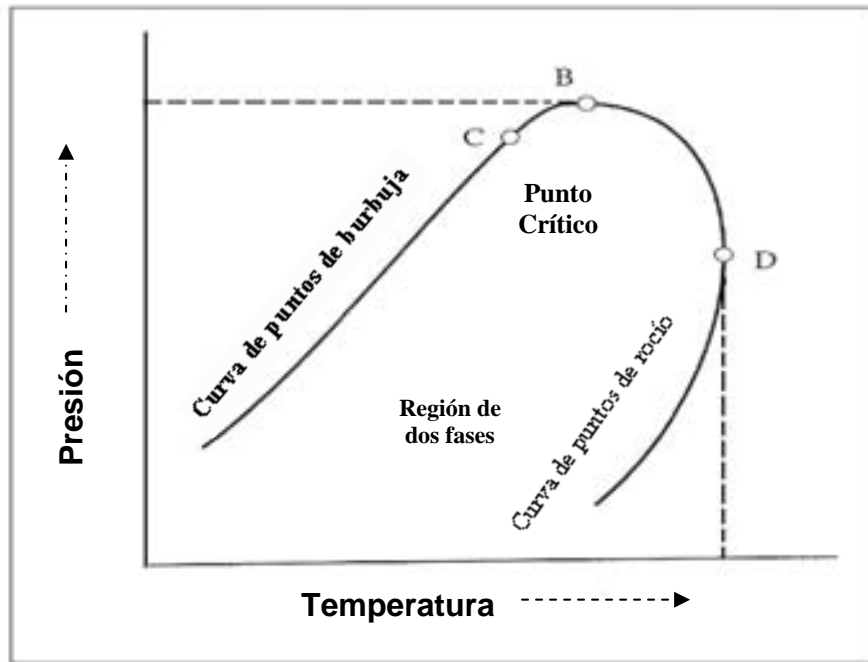


Figura 1.8. Diagrama de fase, Presión – Temperatura de una mezcla binaria.

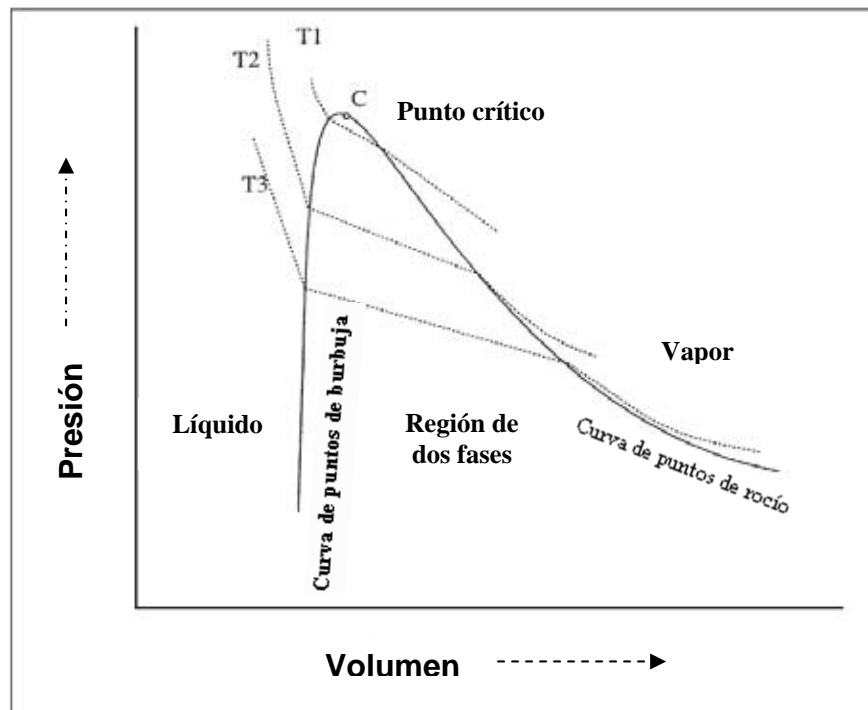


Figura 1.9. Diagrama de fase, Presión – Volumen de una mezcla binaria.

El diagrama de fase de una mezcla está determinado por su composición. La **figura 1.10** muestra el diagrama de fase de un sistema etano-heptano. La temperatura crítica de diferentes mezclas está entre las temperaturas críticas del etano y heptano. La presión crítica, sin embargo, excede el valor de las presiones críticas de ambos componentes (etano-heptano) en la mayoría de los casos. El lugar geométrico de los puntos críticos está mostrado por la línea punteada en la **figura 1.10**.

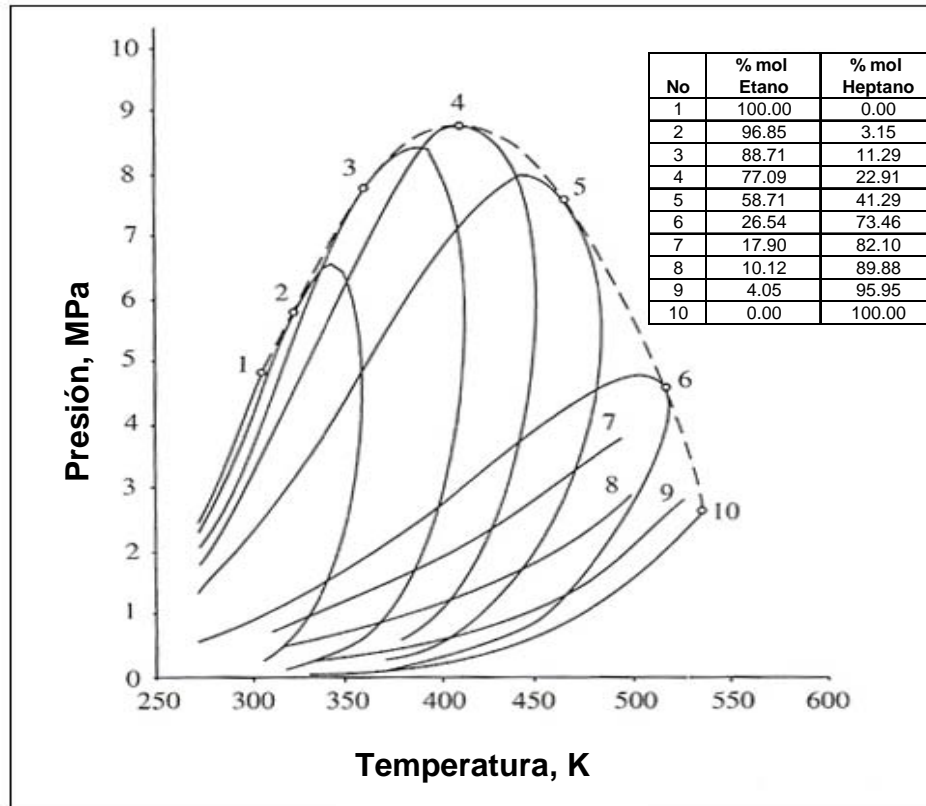


Figura 1.10. Diagrama de fase, etano – heptano. (Ali Danesh: “PVT AND PHASE BEHAVIOUR OF PETROLEUM RESERVOIR FLUIDS”, pag. 35).

Un diagrama típico de un sistema de fase multicomponente en composición constante es mostrado en la **figura 1.11**. Las fases de vapor y líquido coexisten a una determinada presión y temperatura dentro de la envolvente de fase. Las relaciones volumétricas líquido/vapor son mostradas por las líneas de calidad. Hay que notar que la distancia entre las líneas de calidad decrecen conforme se acercan al punto crítico. Cambios pequeños de presión o temperatura en una región cerca del punto crítico causa cambios de fase grandes.

Una reducción de presión para un fluido vapor o gas, ubicado en el punto A de la **figura 1.11**, se puede decir que dicho fluido al tocar el punto B aparecerá la primera gota de líquido. Además debido a la reducción de la presión resultará en consecuencia una condensación. Este fenómeno se conoce como condensación retrógrada. La condensación cesará en algún punto, punto D, y la fase condensada se volverá a hacer vapor en consecuencia de la continua reducción de la presión. La región sombreada de el diagrama de fase (**figura 1.11**), está referido como la región

retrógrada. Hay que observar que el comportamiento anteriormente mencionado ocurre solo si la temperatura del gas se encuentra entre la temperatura crítica y la cricondenterma. También la **figura 1.11** muestra que hay dos puntos de presión de rocío para una sola temperatura para gases retrógrados. El punto superior es comúnmente llamado el punto de rocío retrógrado. El punto de rocío inferior no tiene un significado común o práctico.

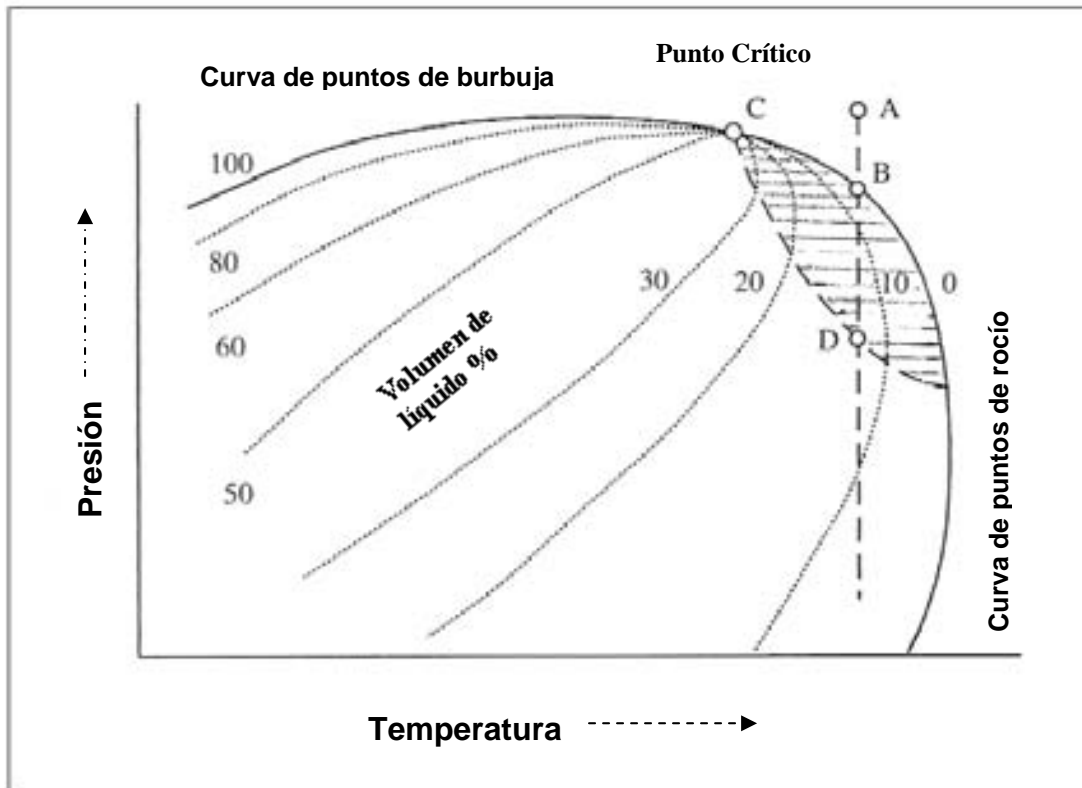


Figura 1.11. Diagrama de fase de una mezcla multicomponente.

Una fase única de hidrocarburos (líquido o gas) en un yacimiento puede ser más problemática que dos fases durante el abatimiento de la presión. Por ejemplo: Un gas a una presión alta, rico en componentes hidrocarburos, pueden condensarse en dos fases líquidas inmiscibles cada una con un tipo de estructura molecular diferente. Las mezclas de gases ricos en CO₂ o H₂S a temperaturas bajas pueden formar una fase de líquido inmiscible con la fase de hidrocarburos condensados.

1.1.3 Clasificación de los tipos de yacimiento de acuerdo a los diagramas de fase.

La temperatura de un yacimiento está determinada por su profundidad. El comportamiento de fase de los hidrocarburos en el yacimiento está determinado por su composición. Una composición muy común de varias clases de hidrocarburos se muestra en la **tabla 1.2**

Cuando la presión del yacimiento cae por debajo del punto de saturación, el diagrama de fase del fluido original del yacimiento no es muy representativo.

Tabla 1.2. Composición común de varias clases de hidrocarburos

Componente % Mol	Gas seco	Gas Condensado	Aceite Volátil	Aceite negro
N ₂	6.25	0.29	0.12	0.16
CO ₂	2.34	1.72	1.5	0.91
C ₁	81.13	79.14	69.59	36.47
C ₂	7.24	7.48	5.31	9.67
C ₃	2.35	3.29	4.22	6.95
i-C ₄	0.22	0.51	0.85	1.44
n-C ₄	0.35	1.25	1.76	3.93
i-C ₅	0.09	0.36	0.67	1.44
n-C ₅	0.03	0.55	1.12	1.41
C ₆		0.61	1.22	4.33
C ₇₊		4.8	16.64	33.29

1.1.3.1 Yacimiento de gas seco

En este tipo de yacimiento los componentes que más predominan son compuestos de metano y no hidrocarburos tal como; el nitrógeno y el bióxido de carbono. La **figura 1.12** muestra un diagrama de fase de un yacimiento de gas seco. La envolvente de fase es relativamente estrecha. Note que el gas permanece en una sola fase de las condiciones del yacimiento a las del separador. El agua, sin embargo, puede condensarse a las condiciones de superficie debido al enfriamiento del gas. Las pruebas PVT en el laboratorio son limitadas para la medición de la compresibilidad del gas.

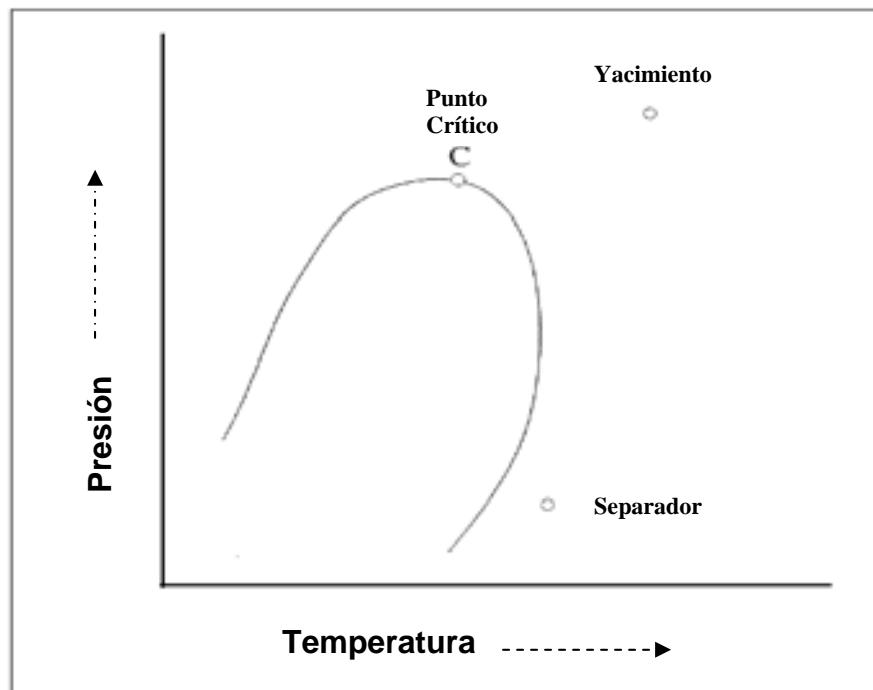


Figura 1.12. Diagrama de fase de un Yacimiento de Gas Seco.

1.1.3.2 Yacimiento de gas húmedo.

Un yacimiento de gas húmedo está principalmente compuesto de metano y otros componentes ligeros (etano y propano), con la envoltura de fase localizada en un rango de temperatura más abajo de la que se encuentra el yacimiento. Un gas húmedo, en consecuencia no se condensará por el abatimiento de la presión, puntos (1) a (2), de la **figura 1.13**. Las condiciones del separador en la trayectoria de producción, entra en dos fases, lo que origina que algo de líquido (condensado) se forme en la superficie.

Cabe mencionar que en el yacimiento nunca se formará el condensado, sólo en superficie. Las ecuaciones de balance de materia para un gas seco de igual manera son usadas para el gas húmedo. La única prueba PVT requerida a las condiciones (Presión, Temperatura) del yacimiento es la medición de la compresibilidad del gas. Las pruebas del separador son generalmente manejadas para determinar la cantidad y las propiedades de la fase condensada a condiciones de superficie.

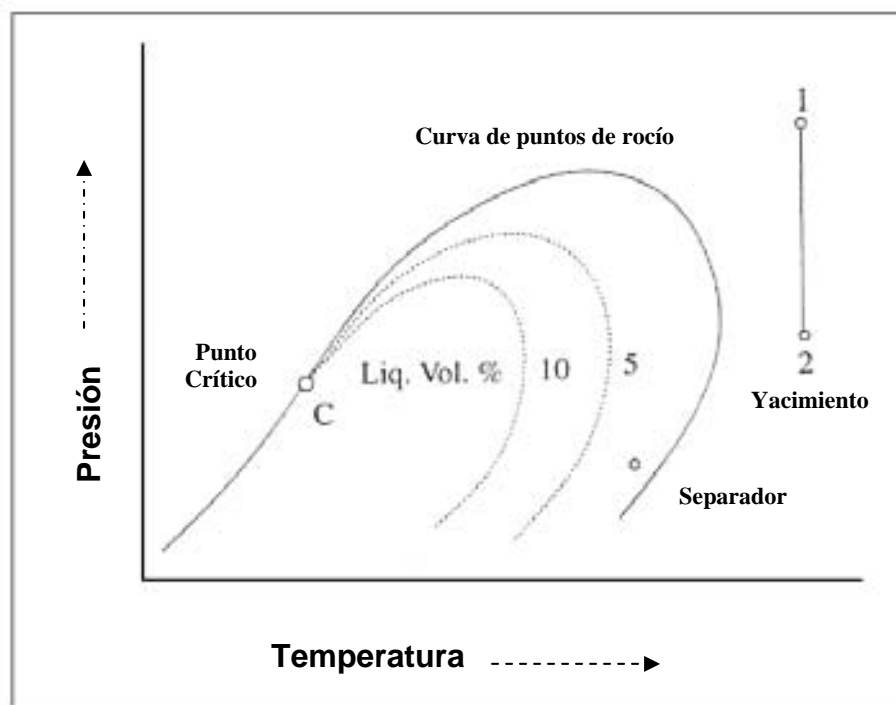


Figura 1.13. Diagrama de fase de un Yacimiento de Gas Húmedo.

1.1.3.3 Yacimiento de gas y condensado.

En este tipo de yacimiento, su presión se encuentra por arriba de la presión de rocío, se tiene gas 100% al inicio de la explotación. Pero al abatirse la presión, el gas se condensará formándose líquido. Cabe mencionar que este fenómeno va en contra de la naturaleza general de los gases, por lo cual se llama condensación retrógrada.

Se puede decir que la condensación retrograda en el yacimiento es mayor que la indicada en los reportes de análisis PVT (prueba de volumen constante) a la temperatura del yacimiento con decrementos de presión relativamente grandes (500 a 1000 psi). Esto se explica por el hecho de que una vez que empieza la condensación de líquidos (los cuales permanecen inmóviles dentro de la roca), la composición de la mezcla de los hidrocarburos remanentes en el yacimiento se van haciendo cada vez más ricos en compuestos pesados y como consecuencia la tendencia a la acumulación de líquidos se incrementa, esto se evidencia por el hecho de que por debajo de la presión de rocío, el contenido de condensado por unidad de volumen de fluido producido disminuye considerablemente y generalmente aumenta la relación gas-aceite, RGA.

La **figura 1.14** corresponde a la envolvente de fase de los hidrocarburos de un yacimiento de gas y condensado; caso que se presenta cuando la temperatura del yacimiento cae entre la temperatura crítica y la cricondenbar de la mezcla de hidrocarburos. El punto crítico generalmente cae a la izquierda de la cricondenbar y las líneas de calidad se cargan predominantemente hacia la línea de los puntos de burbujeo.

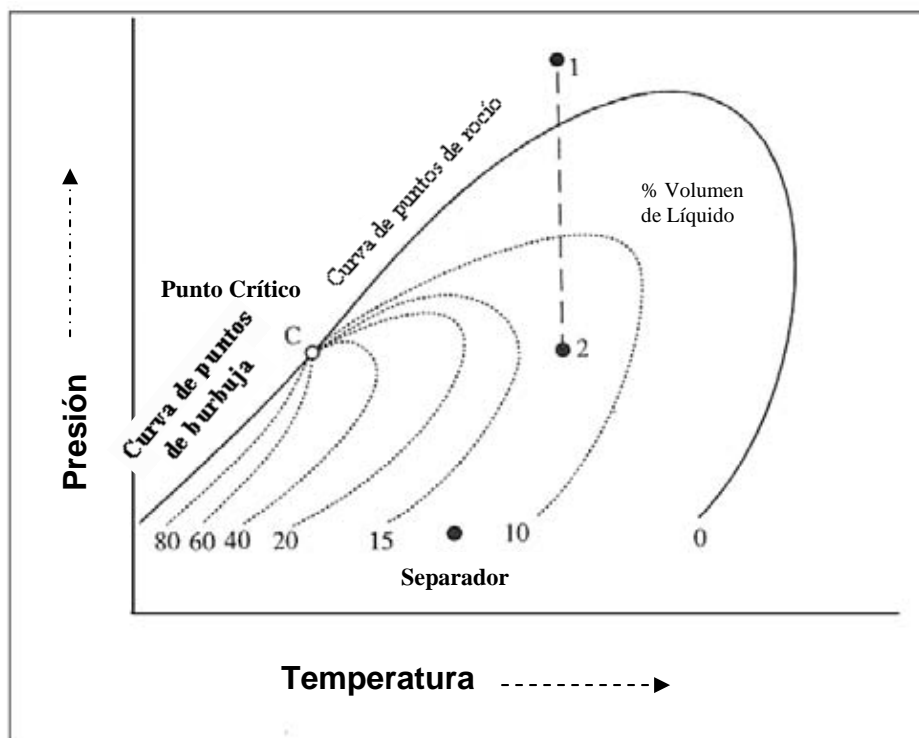


Figura 1.14. Diagrama de fase de un Yacimiento de Gas y Condensado.

1.1.3.4 Yacimiento de aceite volátil.

El aceite volátil tiene un parecido o características en común con el gas y condensado. La diferencia es que el aceite volátil, tiene más componentes pesados. La envolvente de fase de un aceite volátil es relativamente más amplia que la envolvente de un gas y condensado, con una temperatura crítica más alta, debido a la concentración de componentes mas pesados. Un

diagrama de fase muy común de un aceite volátil se muestra en la **figura 1.15**. La temperatura del yacimiento está cerca de la temperatura crítica. Una pequeña reducción de la presión por debajo del punto de burbuja vaporizará una fracción significativa del aceite (fase líquida), de aquí surge la idea de llamarlo “aceite volátil”.

La producción inicial de la relación gas aceite (RGA) de un aceite volátil, por lo regular se encuentra entre los rangos de 310 – 570 [m³/m³]⁵. La RGA se incrementa cuando la presión del yacimiento cae por debajo del punto de burbuja, durante la vida del yacimiento.

La presión de saturación de un aceite volátil es alta. Los métodos de balance de materia composicional deberán ser aplicados para el estudio de yacimientos de aceite volátil.

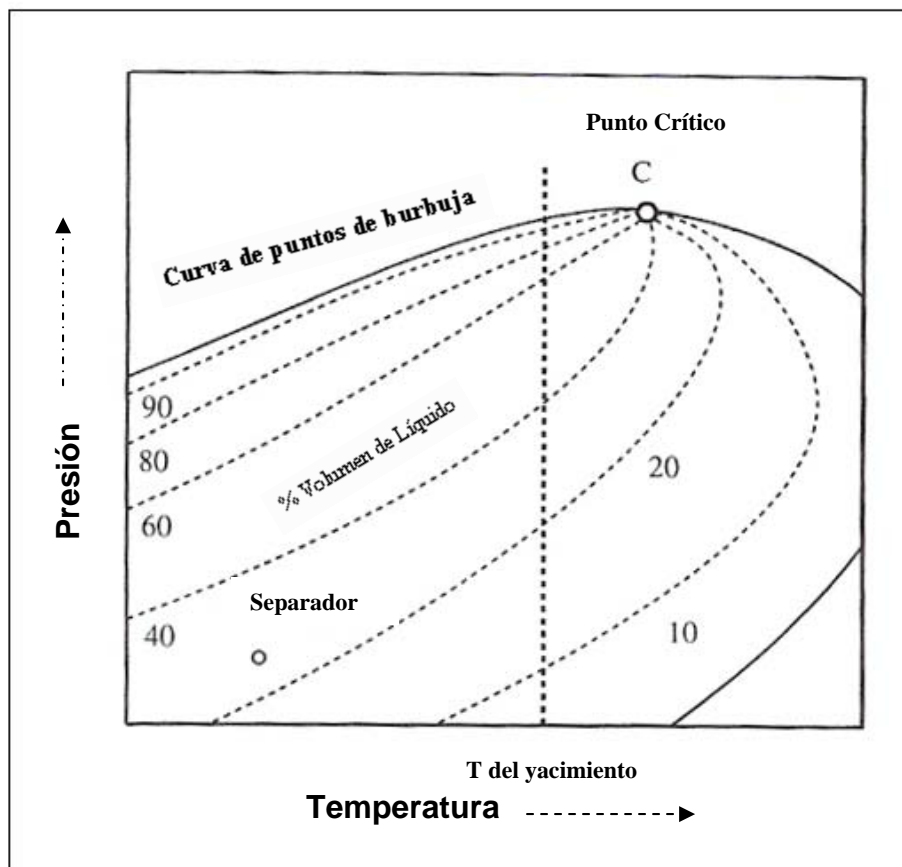


Figura 1.15. Diagrama de fase de un Yacimiento de Aceite Volátil.

1.1.3.5 Yacimiento de aceite negro.

Aceites negros o aceites ordinarios, son los tipos más comunes de reservas de aceites. El nombre no refleja el color, pero nos sirve para distinguirlo del aceite volátil. El aceite negro está generalmente compuesto de 20% de heptano y de componentes más pesados. La envolvente de fase en consecuencia son las más amplias de todos los tipos de hidrocarburos que hay en el

yacimiento, con una temperatura crítica bien arriba o mucho mayor a la temperatura del yacimiento. Un diagrama de fase de aceite negro es mostrado en la **figura 1.16**. Las líneas de calidad son ampliamente espaciadas.

La producción inicial de la relación gas-aceite es menos de $310 \text{ [m}^3/\text{m}^3]$. La RGA puede decrecer inicialmente cuando la presión del yacimiento cae por debajo de la presión de burbuja. La RGA incrementa abruptamente cuando la relación de movilidad gas-aceite dentro del yacimiento varía inversamente con la relación de la viscosidad. La variación de la densidad relativa es relativamente pequeña en comparación con la de los aceites volátiles, durante la vida productiva del yacimiento.

La presión de saturación de los aceites negros es relativamente baja. Esto es debido a la presencia de los componentes pesados. Para el estudio de este tipo de yacimiento es recomendable usar la ecuación volumétrica de balance de materia de un sistema de dos componentes (aceite y gas).

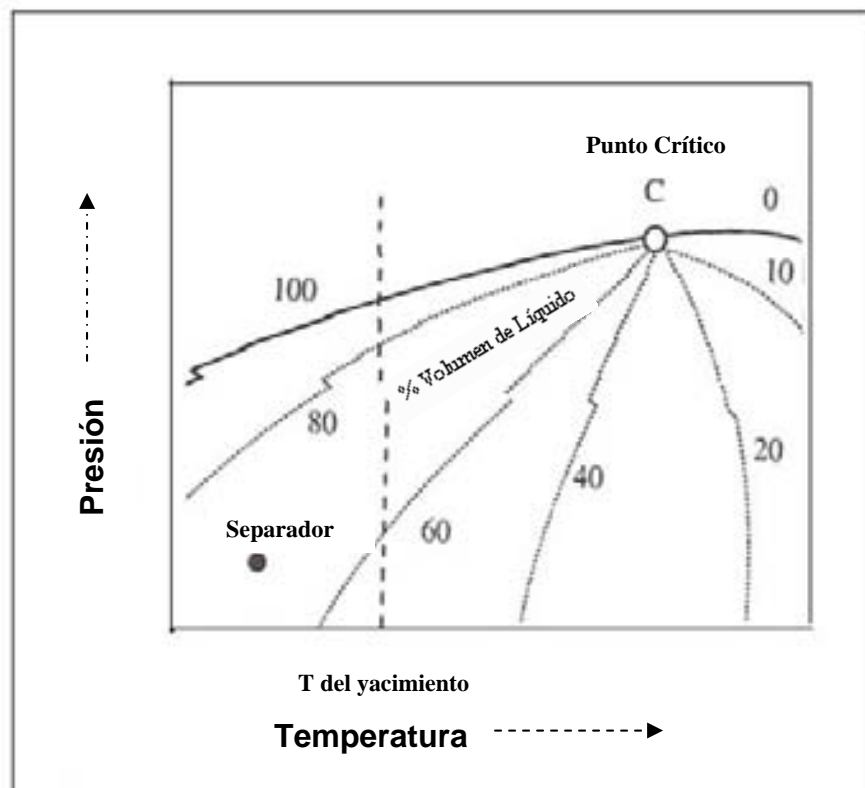


Figura 1.16. Diagrama de fase de un Yacimiento de Aceite Negro.

1.2 EQUILIBRIO LÍQUIDO VAPOR.

El área que circunda las curvas de punto de burbuja y de punto de rocío sobre un diagrama de fase de una mezcla multicomponente define las condiciones para las cuales el vapor (gas) y el líquido coexisten en equilibrio.

Dentro de los límites de la envolvente de fase, las cantidades y composiciones de las dos fases (vapor y líquido) cambian de acuerdo a la posición.

Las ecuaciones 1.2 y 1.3 se emplean para conocer cuantitativamente el equilibrio líquido-vapor de una mezcla en dos fases.

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{\left(n_L + \frac{p_{vj}}{p} n_g \right)} = 1 \quad (1.2)$$

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{\left(n_g + \frac{p}{p_{vj}} n_L \right)} = 1 \quad (1.3)$$

En donde se tiene que; n es el número total de moles en la mezcla, n_L es el número total de moles en el líquido en *lbm-mol*, n_g es el número total de moles en el vapor en *lbm-mol*, z_j es la fracción mol del componente j en la mezcla total incluyendo las fases líquido y vapor, x_j es la fracción mol del componente j en la mezcla total, y_j es la fracción mol del componente j en el vapor, $z_j n$ es el número de moles del componente j en la mezcla.

Sin embargo, las principales suposiciones en la derivación de estas ecuaciones son las siguientes:

1. La ecuación de Dalton⁶ establece que el comportamiento de la mezcla en la fase vapor (gas) es similar al comportamiento de una solución ideal de gases ideales. Por ejemplo, para propósitos de cálculo en ingeniería petrolera, la suposición de gases ideales limita el uso de las ecuaciones 1.2 y 1.3 por debajo de $100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ de presión y a temperaturas moderadas.
2. La ecuación de Raoult⁶ considera que el líquido se comporta como una solución ideal. El comportamiento de solución ideal es aproximado sólo si los componentes de la mezcla de la fase líquida presentan propiedades físicas y químicas muy similares.
3. Un componente puro no puede presentar una presión de vapor a temperatura por arriba de su temperatura crítica. Por ejemplo, las ecuaciones 1.2 y 1.3 se limitan a temperaturas menores que la temperatura crítica, T_c , de los componentes más volátiles en la mezcla. Es decir, si el metano con una T_c de $-116^\circ F$ es un componente de la mezcla, entonces las ecuaciones 1.2 y 1.3 no se pueden aplicar por arriba de esta temperatura.

Para contrarrestar estas tres limitaciones, se han desarrollado varios métodos teóricos. Sin embargo, el empleo de correlaciones soportadas por observaciones y mediciones experimentales del comportamiento líquido-vapor en equilibrio, representan el método más preciso. Las correlaciones involucran el término denominado *relación de equilibrio* representado por K y definido por:

$$K_j = \frac{y_j}{x_j} \quad (2.4)$$

En donde K es la relación de equilibrio líquido-vapor (también conocida como relaciones de distribución de equilibrio líquido-vapor, coeficientes de distribución, factores K , valores K) x_j y y_j , son los valores determinados experimentalmente de la composición del líquido - vapor en equilibrio a una presión y temperatura dada.

La relación de equilibrio, K , no representa un valor constante; es decir, K es una función de la presión, temperatura y de la clase de mezcla.

Ahora bien, sustituyendo la expresión 1.4 en las ecuaciones 1.2 y 1.3, respectivamente, para tomar en cuenta el comportamiento de soluciones reales de fluidos hidrocarburos, lo que implica reemplazar la relación de presiones (p_{vj}/p) por la relación de equilibrio experimental para las fases líquido-vapor, es decir:

$$\frac{p_{vj}}{p} = \frac{y_j}{x_j} = K \quad (1.5)$$

Por lo tanto. Para la composición de la fase líquida en equilibrio:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{(n_L + n_g K_j)} = 1 \quad (1.6)$$

Para la composición de la fase vapor en equilibrio:

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{\left(n_g + \frac{n_L}{K_j}\right)} = 1 \quad (1.7)$$

Simplificando los cálculos al considerar que un mol de la mezcla total se define por la ecuación siguiente:

$$\bar{n}_L + \bar{n}_g = 1 \quad (1.8)$$

En donde, \bar{n}_L y \bar{n}_g son fracciones de mol en lbm-mol de líquido y lbm-mol de vapor, respectivamente, ambas respecto a lbm-mol totales, es decir:

$$\bar{n}_L = n_L / n \quad (1.9)$$

$$\bar{n}_g = n_g / n \quad (1.10)$$

Por lo tanto las ecuaciones 1.6 y 1.7, nos quedan de la siguiente manera:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{[1 - \bar{n}_g + \bar{n}_g K_j]} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{[1 + \bar{n}_g (K_j - 1)]} = 1 \quad (1.11)$$

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{\left[I - \bar{n}_L + \frac{\bar{n}_L}{K_j} \right]} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{\left[I + \bar{n}_L \left(\frac{1}{K_j} - 1 \right) \right]} = 1 \tag{1.12}$$

Las ecuaciones 1.11 y 1.12 requieren una solución por ensaye y error. Ambas ecuaciones proporcionan los mismos resultados y trabajan eficientemente, se puede optar por trabajar con cualquiera de ellas: (a) seleccionando valores de ensaye sucesivos para cualesquiera \bar{n}_g o \bar{n}_L hasta que la sumatoria sea igual o aproximada a la unidad, siendo en este momento los valores correctos de \bar{n}_g o \bar{n}_L , (b) los términos en la sumatoria representan la composición del líquido o del vapor (dependiendo de las ecuaciones 1.11 o 1.12, respectivamente), y (c) la precisión de los resultados depende estrictamente de la precisión de los valores de las relaciones de equilibrio empleadas.

La **figura 1.17** presenta los resultados que se obtienen al realizar cálculos con la ecuación ($\sum y_j=1$). El valor correcto de \bar{n}_L es el valor con el cual la sumatoria es igual a la unidad. Independientemente de la presión y temperatura seleccionadas, al sustituir $\bar{n}_L=0$ en la ecuación 1.12 se obtiene una solución trivial (sin importancia).

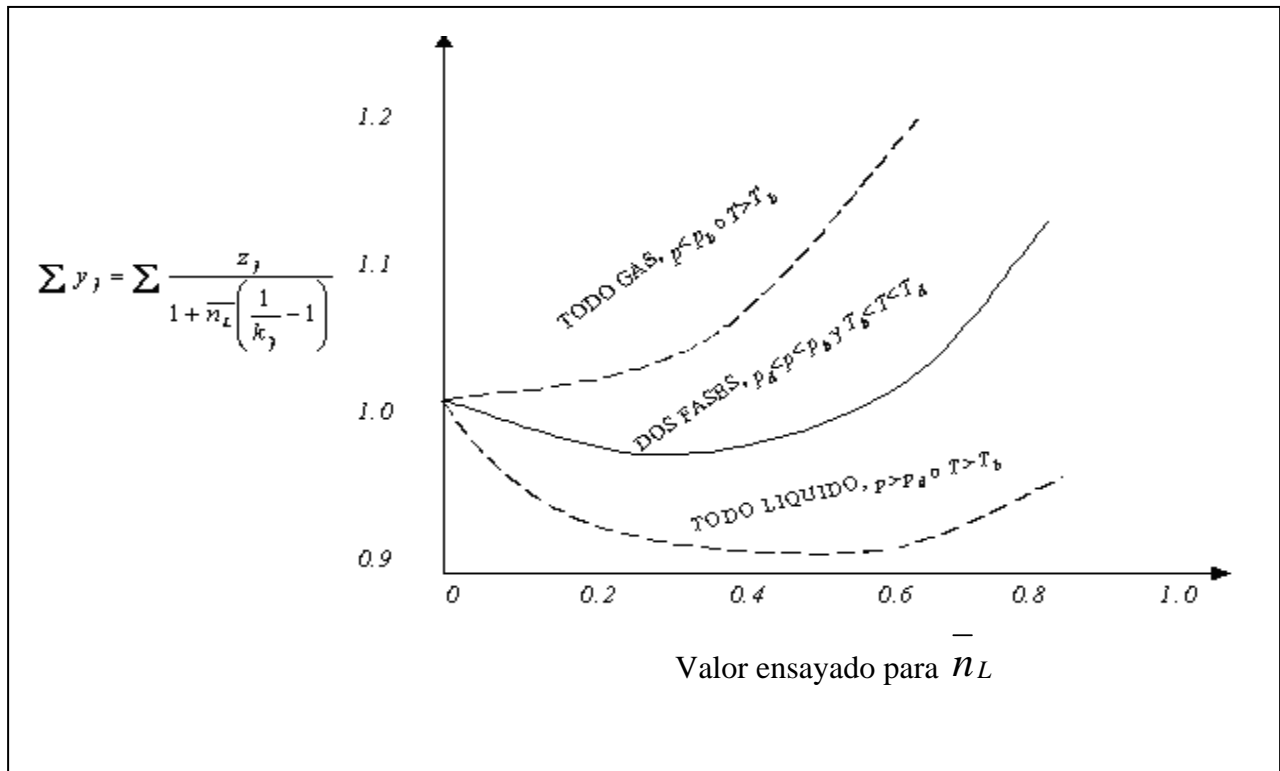


Figura 1.17. Comportamiento común de la ecuación 1.12 debido a valores ensayados de \bar{n}_L , y a cálculos a presiones y temperatura por fuera de la región de dos fases.

De la **figura 1.17** se puede realizar la discusión siguiente:

- a) La mezcla es toda líquida, sí la presión seleccionada es mayor que la presión en el punto de burbuja o si la temperatura seleccionada es mayor que la temperatura en el punto de burbuja. La línea inferior discontinua en la **figura 1.17** muestra que a éstas condiciones de presión y temperatura no existe solución ($\sum y_j = 1$). Es decir, a partir de la ecuación 1.5 ($K_j = y_j/x_j$), se observa que sí $K_j < 1$, entonces $x_j > y_j$ existiendo más líquido que vapor (gas). La línea discontinua inferior se obtiene si se cumplen las condiciones siguientes:

$$\sum_{j=1} z_j K_j < 1.0, \sum_{j=1} z_j (y_j / x_j) < 1.0, \text{ si } y_j < x_j \text{ y } T > T_b, p > p_b \quad (1.13)$$

- b) La mezcla es todo vapor (gas) si la presión seleccionada es menor que la presión en el punto de rocío o si la temperatura seleccionada es mayor que la temperatura en el punto de rocío. La línea discontinua superior en la **figura 1.17** muestra que a éstas condiciones de presión y temperatura no existe solución, ($\sum y_j = 1$). Es decir, a partir de la ecuación 1.5 ($K_j = y_j/x_j$) se observa que si $K_j > 1$, entonces $y_j > x_j$ y existe más gas (vapor) que líquido. La línea discontinua superior se obtiene sí,

$$\sum_{j=1} (z_j / K_j) < 1.0, \sum_{j=1} z_j (x_j / y_j) < 1.0, \text{ si } y_j > x_j \text{ y } T > T_d, p < p_d \quad (1.14)$$

- c) La mezcla se encuentra en la *región de dos fases* si ambas condiciones representadas en las desigualdades 1.13 y 1.14 son mayor que la unidad, es decir,

$$\sum_{j=1} z_j K_j > 1.0 \quad (1.15)$$

y

$$\sum_{j=1} (z_j / K_j) > 1.0 \quad (1.16)$$

La línea continúa central en la **figura 1.17** muestra la región de dos fases si se cumplen las desigualdades 1.15 y 1.16. Por lo tanto, antes de realizar los cálculos de equilibrio líquido-vapor se deben de cumplir las condiciones representadas por las desigualdades 1.15 y 1.16 para tener certeza de que la mezcla (solución real) se encuentra en la región de dos fases.

1.2.1 Cálculo de la presión en el punto de burbuja.

La cantidad de gas en el punto de burbuja es despreciable. Luego, entonces se puede sustituir $\bar{n}_g = 0$ y $\bar{n}_L = n$ dentro de la ecuación 1.7.

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{\left(\frac{n}{K_j}\right)} = \sum_{j=1}^n z_j K_j = 1 \quad (1.17)$$

Se observa que la presión no se encuentra implícita en la ecuación 1.17. La presión esta en función del valor de la constante de equilibrio, K . La presión en el punto de burbuja a una determinada temperatura, T , se determina por ensaye y error a partir de valores de presión, obteniendo los valores de la relación de equilibrio. Luego, se calcula la sumatoria de la ecuación 1.17. Si la sumatoria es menor que la unidad, se repite el cálculo a una presión menor. Si la sumatoria es mayor que la unidad se repite el cálculo a una presión mayor. Se recomienda estimar una aproximación de la presión de burbuja empleando como valor inicial de ensaye el valor calculado con la siguiente ecuación.

$$p_b \text{ inicial ensayo} = \sum_{j=1}^n z_j p_{vj} \tag{1.18}$$

Cuando se ha calculado la p_b correcta por ensaye y error, la composición de la cantidad de gas infinitesimal a la p_b se proporciona por los términos de la sumatoria $\sum_{j=1}^n z_j K_j^5$.

1.2.2 Cálculo de la presión en el punto de rocío.

Para este caso, la mezcla está totalmente en la fase vapor (gas) en el punto de rocío, conteniendo una cantidad infinitesimal de líquido. Luego, se tiene que $\bar{n}_g = n$ y $\bar{n}_L = 0$, condiciones que se sustituyen dentro de la ecuación 1.6

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{(nK_j)} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{K_j} = 1 \tag{1.19}$$

La presión en el punto de rocío es la presión a una temperatura proporcionada en la que se satisface la condición de la ecuación 1.19. El cálculo involucra un proceso de ensaye y error. Se recomienda estimar una aproximación de la presión de rocío, p_d , empleando como valor inicial de ensaye el valor obtenido de la siguiente ecuación.

$$p_b \text{ inicial ensayo} = \sum_{j=1}^n \left(z_j / p_{vj} \right)^{-1} \tag{1.20}$$

Donde p_{vj} es la presión de vapor de cada componente y Z_j es la fracción mol del componente j en la mezcla total incluyendo las fases líquido y vapor.

1.3 COMPORTAMIENTO Y CORRELACIONES DE LAS PROPIEDADES DE LOS HIDROCARBUROS.

Sin duda alguna, para la explotación optima de los hidrocarburos en México y en otros países petroleros, las propiedades de los hidrocarburos^{5,6,7} son fundamentales, principalmente para generar valor económico agregado a las empresas que se dedican a extraer del subsuelo éste energético.

Por tal razón es indiscutible conocer éstas propiedades. En el presente apartado se darán definiciones breves y concisas, pues no es objetivo de esta investigación profundizar en dichos conceptos.

El primer problema que surge con la determinación de las propiedades de los hidrocarburos, es la carencia de análisis PVT⁷ apropiados de laboratorio. Para conocer a diferentes presiones y temperaturas las propiedades de los fluidos, se utilizan generalmente correlaciones, o bien, análisis composicionales. El uso de las correlaciones está basado en el hecho de que los parámetros que se utilizan son fácilmente disponibles en el campo, permitiendo obtener otros a partir de estos datos, sin embargo, se debe entender que los resultados obtenidos serán valores aproximados de las propiedades mencionadas.

Muchos investigadores han usado los resultados de las pruebas PVT del laboratorio y datos de campo, para desarrollar correlaciones generales para estimar las propiedades de los fluidos hidrocarburos. Las propiedades principales que son determinadas de las correlaciones son; presión de burbuja, relación de solubilidad, factor de volumen, densidad, viscosidad y compresibilidad.

Hay muchas correlaciones para obtener las propiedades de los fluidos. Un número de estas correlaciones han usado datos específicos de ciertas localidades, en consecuencia su aplicación es muy limitada. De igual manera algunas correlaciones han recibido más atención y son más aceptables que otras, estas han sido revisadas y comparadas por varios investigadores.

En el presente apartado se mencionarán las más reconocidas y usadas hasta hoy en día.

La **tabla 1.3** provee información sobre los rangos de datos usados en las correlaciones, para ayudar a seleccionar una correlación, para un caso específico.

Tabla 1.3. Rangos de datos usados en correlaciones de aceite negro

Correlación	Standing	Lasater	Vasquez-Beggs	Glaso	Marhoun
Presión en el punto de burbuja	130 – 7000	48 – 5780	15 – 6055	165 – 7142	130 – 3573
Temperatura °F	100 – 258	82 – 272	162 – 180	80 – 280	74 – 240
Factor de Volumen	1.024 – 2.15		1.028 – 2.226	1.025 – 2.588	1.032 – 1.997
Relación Gas-Aceite	20 – 1425	3 – 2905	0 – 2199	90 – 2637	26 – 1602
Densidad relativa del aceite	16.5 – 63.58	17.9 – 51.1	15.3 – 59.5	22.3 – 48.1	19.4 – 44.6
Densidad relativa del gas	0.59 – 0.95	0.574 – 1.22	0.511 – 1.351	0.650 – 1.276	0.752 – 1.367
Presión en el separador	265 – 465	15 – 605	60 – 565	415	
Temperatura en el separador	100	36 – 106	76 – 150	125	

De no mencionar lo contrario, las correlaciones seleccionadas para esta sección son presentadas usando unidades de campo, como se muestra a continuación.

p: Presión, psia.

T: Temperatura, °F (=1.8K – 459.67) en correlaciones de aceites y °R, (=1.8K), en correlaciones de gas.

V_M: Volumen molar, ft³/lbmol (=0.062428 m³/Kgmol).

ρ : Densidad, lbm/ft³ (=16.018 kg/m³).

R_s : Relación de solubilidad, SCF / bbl (=5.615 m³/m³).

1.3.1 Propiedades del aceite.

1.3.1.1 Relación de solubilidad, R_s .

La relación de solubilidad del aceite se refiere al volumen de gas disuelto que contiene un volumen de aceite a una presión y temperatura determinada en el yacimiento. Este volumen debe estar medido a condiciones estándar.

$$R_s = \frac{V_{gas\ disuelto\ en\ el\ aceite\ @\ p\ y\ T\ @\ C.S.}}{V_{aceite\ @\ C.S.}} \quad (1.21)$$

La solubilidad del gas en el aceite depende de la temperatura, presión y de la composición del gas y del aceite. Para un gas y un aceite en particular a temperatura constante, la cantidad de gas se incrementa conforme la presión va disminuyendo; y a presión constante la cantidad de gas disminuye conforme se incrementa la temperatura.

En la **figura 1.18** se muestra el comportamiento, dentro de un yacimiento, de la relación de solubilidad con respecto a la variación de la presión y a temperatura constante. El valor de R_s se mantiene constante desde la presión inicial hasta la presión de burbujeo; para valores menores de la presión de burbujeo, cuando inicia la liberación de gas disuelto, el valor de R_s decrece. Es importante hacer notar que el comportamiento constante de R_s se da solo cuando la presión inicial del yacimiento es mayor a la presión de burbujeo. Note que en la **figura 1.18** se puede observar que existe una ventana, entre los aceites pesados y los ligeros.

En algunas ocasiones, no se cuenta con un análisis PVT de los fluidos del yacimiento. En estos casos la relación de solubilidad se puede estimar usando correlaciones para hacer aproximaciones a los valores reales; una de estas correlaciones es la establecida por Standing⁸. La ecuación usada es:

$$R_s = \gamma_g \left[\left(\frac{P}{18} \right) * 10^{(0.0125 * API - 0.00091 * T)} \right]^{\frac{1}{0.83}} \quad (1.23)$$

Donde γ_g es la densidad relativa del gas.

Mientras que la correlación de Vázquez, calcula R_s , de acuerdo a la densidad del aceite, por el siguiente método.

$$R_s = C_1 * \gamma_{gs} * P^{C_2} \exp \left[\frac{C_3 * \text{° API}}{T + 460} \right] \quad (1.24)$$

Los valores de los coeficientes son:

Coeficiente	$^{\circ}\text{API} \leq 30^{\circ}$	$^{\circ}\text{API} > 30^{\circ}$
C_1	0.0362	0.0178
C_2	1.0937	1.1870
C_3	25.724	23.931

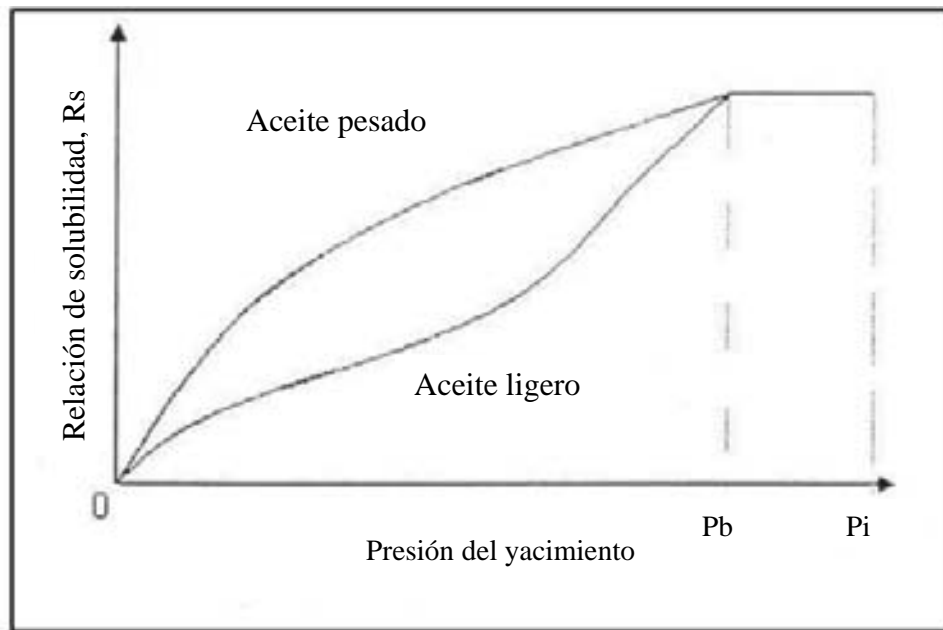


Figura 1.18. Comportamiento de la relación de solubilidad con la variación de presión y temperatura constante.

1.3.1.2 Factor de volumen del aceite, B_o .

El volumen de líquido que entra al tanque de almacenamiento en la superficie, es menor que el volumen de líquido que se extrae del yacimiento. Este cambio de volumen en el líquido, el cual es acompañado de un cambio de presión y temperatura, de las condiciones de yacimiento a condiciones de superficie, se debe a tres factores. El factor más importante es la liberación del gas disuelto en el aceite conforme la presión declina de las condiciones de yacimiento a las condiciones de superficie. Por otro lado, la reducción en la presión favorece a la expansión del *aceite muerto*, aunado a que también experimenta una contracción de su volumen debido a la reducción de la temperatura. Esto se puede observar en la **figura 1.19**.

El cambio en el volumen de líquido debido a estos tres factores, generalmente se expresa en términos del factor de volumen del aceite, B_o , el cual está definido como el volumen del aceite

con su gas disuelto, a condiciones de yacimiento, necesarios para obtener una unidad de volumen de aceite a condiciones de superficie.

$$B_o = \frac{V_{aceite} + V_{gas\ disuelto} @ C.Y.}{V_{aceite} @ C.S.} \quad (1.25)$$

El aceite a condiciones estándar frecuentemente es llamado aceite muerto.

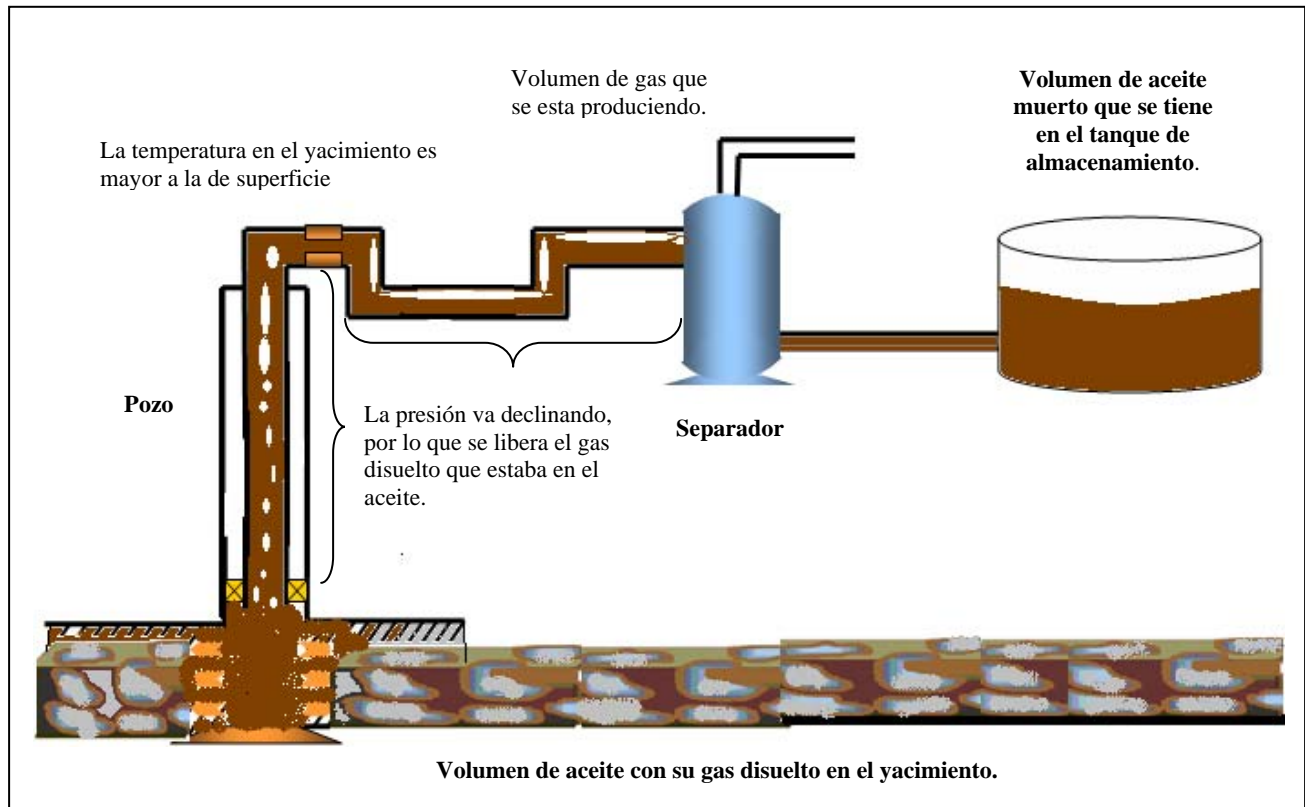


Figura 1.19. Comportamiento del aceite de condiciones de yacimiento a condiciones estándar.

En la **figura 1.20** se muestra la variación del factor de volumen del aceite con relación a la variación de la presión. Se observa que desde la presión inicial del yacimiento y hasta la presión de burbujeo, el factor de volumen del aceite tiene un ligero incremento; este fenómeno se presenta debido a que el gas disuelto en el aceite se expande con el abatimiento de presión, pero sin ser liberado. Conforme la presión del yacimiento disminuye y es menor a la presión de burbuja, el gas disuelto es liberado hacia los poros del yacimiento. El aceite remanente en el yacimiento tiene una cantidad menor de gas disuelto, consecuentemente el volumen del aceite será menor y por lo tanto también será menor el valor del factor de volumen.

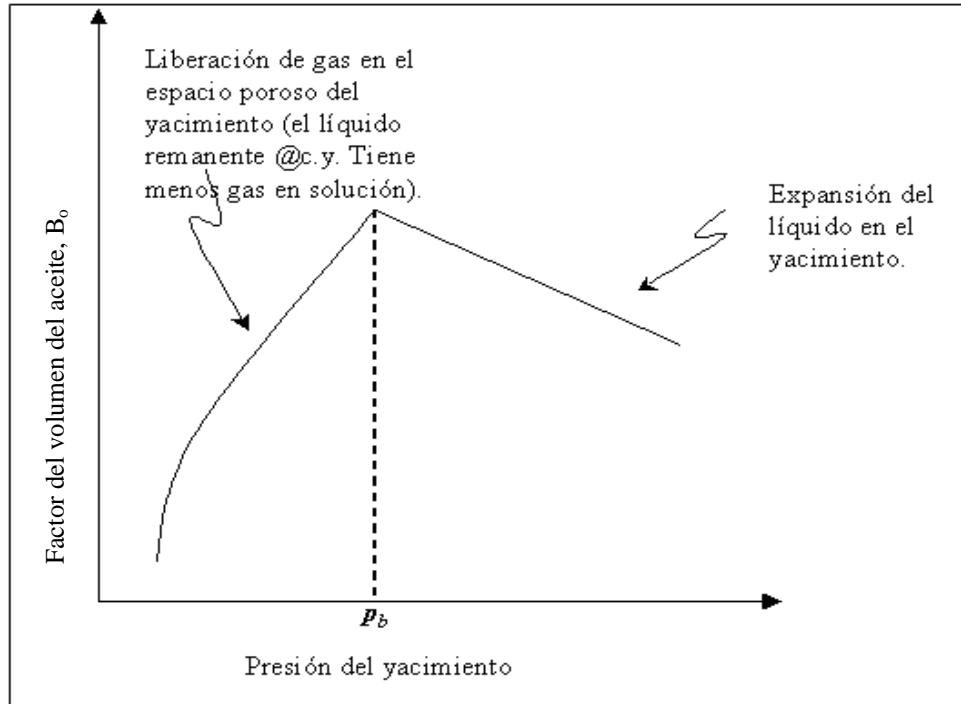


Figura 1.20. Variación del factor de volumen del aceite con respecto a la presión, a temperatura del yacimiento.

El factor de volumen puede ser estimado de la relación de solubilidad, la densidad relativa de la densidad del aceite y la temperatura del yacimiento usando una correlación elaborada por Standing. Así la correlación de Standing⁸ para el factor de volumen del aceite cuando este se encuentra a presión menor a la de burbujeo es:

$$B_o = 0.9759 + 0.000120(F)^{1.2} \tag{1.26}$$

Donde:

$$F = R_s \left(\frac{\lambda_g}{\lambda_o} \right)^{0.5} + 1.25 * T$$

La correlación de Vázquez y Beggs⁹ en donde se considera a la presión del separador, el factor de volumen se calcula de la siguiente manera.

$$B_o = 1.0 + C_1 R_s + (T - 60) \left(\frac{API}{\gamma_{gs}} \right) (C_2 + C_3 R_s) \tag{1.27}$$

Donde γ_{gs} es la densidad relativa del gas a condiciones del separador y los valores de los coeficientes son:

Coefficiente	API ≤ 30	API ≥ 30
C ₁	4.677 x 10 ⁻⁴	4.670 x 10 ⁻⁴
C ₂	1.751 x 10 ⁻⁵	1.100 x 10 ⁻⁵
C ₃	-1.81 x 10 ⁻⁸	1.337 x 10 ⁻⁹

La correlación de Arps¹⁰ puede ser usada para aproximar de manera rápida el factor de volumen para cuando no se conocen las propiedades del gas y del aceite.

$$B_o = 1.05 + 0.0005 * R_s \tag{1.28}$$

Para calcular el factor de volumen de aceite, cuando este se encuentra a una presión mayor a la de burbujeo (bajosaturado), se usa la siguiente expresión.

$$B_o = B_{ob} \exp(-C_o (p - p_b)) \tag{1.29}$$

Donde C_o es la compresibilidad del aceite bajosaturado y B_{ob} se obtiene con la misma ecuación para el aceite saturado salvo que al calcular R_s se utiliza la presión en el punto de burbujeo.

1.3.1.3 Factor de volumen total. B_t

Se refiere al volumen de aceite en el yacimiento con su gas disuelto más el volumen de gas liberado entre el volumen de aceite medido en la superficie. La **figura 1.21** muestra el comportamiento de esta propiedad.

$$B_t = \frac{V_o + V_{gd} + V_{gl} \text{ a c.y.}}{V_o \text{ a c.s.}} \tag{1.30}$$

Donde:
 V_o es el volumen de aceite.
 V_{gd} es el volumen de gas disuelto en el aceite.
 V_{gl} es el volumen de gas libre.

El factor del volumen total del aceite a una presión por debajo de la presión de burbuja puede ser estimada por la correlación de Glaso¹¹ la cual consiste en lo siguiente:

$$\log B_t = 0.080135 + 0.47257 \log B_t^* + 0.17351(\log B_t^*)^2 \tag{1.31}$$

Donde B_t^{*} esta definida por la siguiente correlación.

$$B_t^* = \frac{R_s T^{0.5} \gamma_o^C}{\gamma_g^{0.3} p^{1.1089}} \quad y$$

$$C = 2.9 / 10^{0.00027 R_s}$$

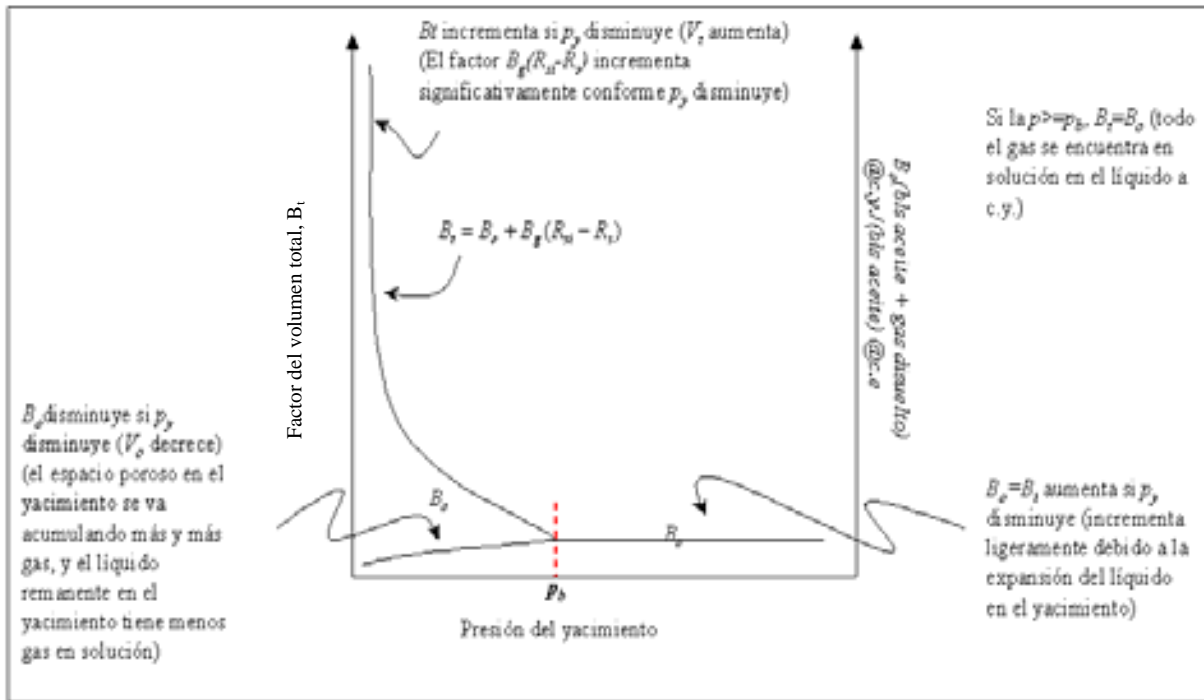


Figura 1.21. Comportamiento típico del B_t , para un aceite negro como una función de la presión a temperatura de yacimiento constante.

Por otro lado Marhoun¹² propuso la siguiente correlación para calcular B_t

$$B_t = 0.314693 + 0.106253 \times 10^{-4} A + 0.18883 \times 10^{-10} A^2 \quad (1.32)$$

Donde

$$A = \frac{R_s^{0.644516} \gamma_o^{0.724874} (T + 460)^{2.00621}}{\gamma_g^{1.079340} p^{0.761910}}$$

1.3.1.4 Densidad del aceite, ρ_o

La densidad del aceite es la relación entre la masa de aceite con su gas disuelto y su volumen. La densidad varía con la presión y la temperatura. En la **figura 1.22**, se muestra el comportamiento de la densidad del aceite con respecto a la presión para una temperatura constante y un tipo de aceite dado. Se observa que desde la presión inicial del yacimiento, mayor a la presión de burbuja, la densidad presenta un decremento debido a la expansión del aceite. Por debajo de la presión de burbuja, la densidad vuelve a incrementarse debido a la liberación del gas disuelto.

La densidad del aceite, junto con el valor de la relación gas-aceite y el color del líquido, ayuda a determinar el tipo de fluido que existe en el yacimiento, sin embargo no existe un criterio general para fijar este parámetro.

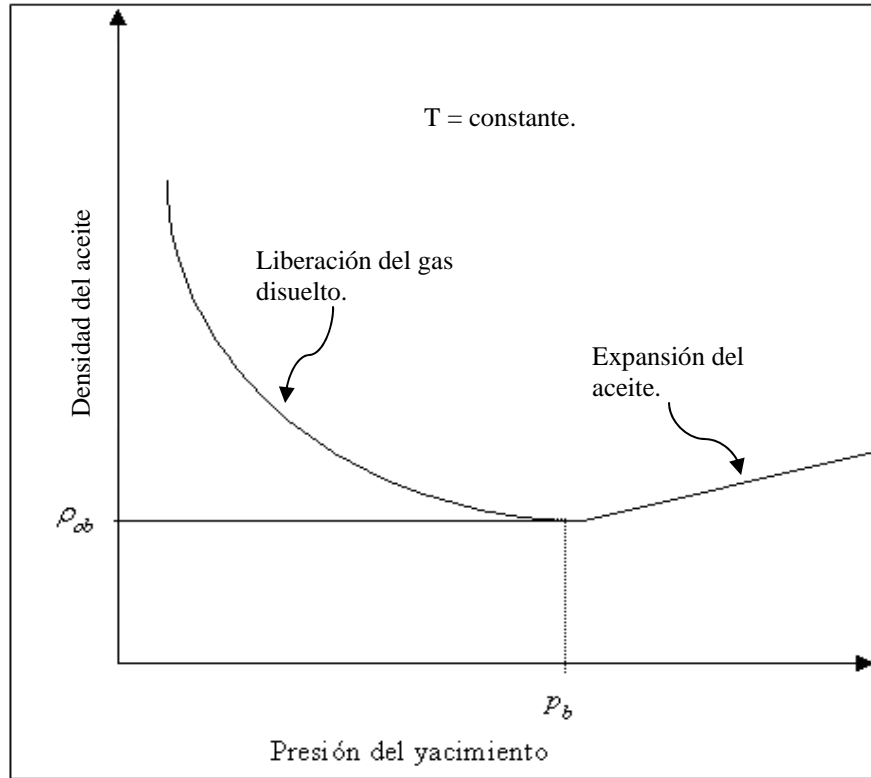


Figura 1.22. Variación de la densidad del aceite con respecto a la presión, a temperatura del yacimiento.

La densidad del aceite puede ser calculada conociendo la masa y el volumen del aceite a condiciones de yacimiento. Para lo anterior se establece una hipótesis de considerar el volumen efectivo de gas como un volumen de líquido aparente. Katz¹³ desarrolló una carta para estimar la densidad del líquido aparente del gas natural, la cual años después fue descrita por la correlación siguiente:

$$\rho_{al} = 38.52 \times 10^{-0.00326 \text{ } ^\circ API} + (94.75 - 33.93 \log \text{ } ^\circ API) \log \gamma_g \tag{1.33}$$

Donde ρ_{al} es la densidad aparente del gas en estado líquido.

La densidad del aceite aparente, ρ_{ao} , incluyendo la del gas disuelto a condiciones estándar esta determinada en dividir la masa total por el volumen de aceite aparente. De esta manera se llega a la siguiente ecuación.

$$\rho_{ao} = \left[\frac{0.07621Rs\gamma_g + 350\gamma_o}{5.61 + (0.07621Rs\gamma_g / \rho_{al})} \right] \tag{1.34}$$

En donde ρ_{ao} esta en lbm/ft^3

La densidad aparente del aceite es corregida para una determinada presión y temperatura con la siguiente ecuación.

$$\rho_o = \rho_{ao} + \Delta\rho_p - \Delta\rho_T \quad (1.35)$$

En donde la corrección para la presión es:

$$\Delta\rho_p = (0.167 + 16.181 \times 10^{-0.0425} \rho_{ao})(p/1000) - 0.01(0.299 + 263 \times 10^{-0.0603} \rho_{ao})(p/1000)^2 \quad (1.36)$$

Y la corrección para la temperatura es:

$$\Delta\rho_T = \left[0.0133 + 152.4(\rho_{ao} + \Delta\rho_p)^{-2.45} \right] (T - 60) - \left[8.1 \times 10^{-6} - 0.0622 \times 10^{-0.0764(\rho_{ao} + \Delta\rho_p)} \right] (T - 60)^2 \quad (1.37)$$

Las ecuaciones 1.33 y 1.34 fueron propuestas inicialmente por Standing y Katz¹⁴ como una gráfica y después numéricamente por Standing⁸.

Cuando la composición del aceite es conocida, Standing y Katz¹⁴ propusieron para calcular la densidad del aceite aparente con el método siguiente:

Este método asume que los componentes más pesados que el etano (incluyendo H₂S) guardan sus volúmenes individuales como componentes puros en la mezcla. En consecuencia, la densidad del C₃₊ en una mezcla está determinada por la siguiente ecuación:

$$\rho_{C_{3+}} = \left(\sum_{C_3}^{C_{7+}} x_i M_i \right) / \left(\sum_{C_3}^{C_{7+}} x_i M_i / \rho_i \right) \quad (1.38)$$

Donde x_i es la fracción mol del componente i, y ρ_i es la densidad a las condiciones estándar del componente i.

La contribución de etano y metano para la densidad del aceite aparente es entonces calculada considerando su volumen efectivo como disuelto en el líquido.

$$\rho_{C_{2+}} = \rho_{C_{3+}} (1 - 0.01386w_{C_2} - 0.000082w_{C_2}^2) + 0.379w_{C_2} + 0.0042w_{C_2}^2 \quad (1.39)$$

$$\rho_{ao} = \rho_{C_{1+}} = \rho_{C_{2+}} (1 - 0.012w_{C_1} - 0.000158w_{C_1}^2) + 0.0133w_{C_1} + 0.00058w_{C_1}^2 \quad (1.40)$$

Donde w_{C₂} y w_{C₁} son el porcentaje peso de C₂ en C₂₊ y C₁ en C₁₊ (mezcla total), respectivamente. La densidad aparente es entonces ajustada para una presión y temperatura con las ecuaciones 1.36 y 1.37.

1.3.1.5 Densidad relativa del aceite, γ_o

La densidad relativa o específica, γ_o es un término que se emplea comúnmente en la industria petrolera. La densidad relativa del aceite es definida como la relación entre la densidad del aceite y la densidad del agua, ambas tomadas a las mismas condiciones de presión y temperatura. Generalmente estas condiciones de presión y temperatura son condiciones estándar, es decir presión atmosférica y temperatura de 60 °F.

1.3.1.6 Densidad API, °API

Otro término usado para la densidad del aceite dentro de la industria petrolera es la llamada densidad API, definida como:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \quad (1.41)$$

Donde γ_o es la densidad relativa a condiciones estándar.

1.3.1.7 Compresibilidad isotérmica del aceite, C_o

La compresibilidad isotérmica o simplemente compresibilidad de un fluido, es la medida del cambio de su volumen con respecto al cambio de presión a temperatura constante.

$$C_o = -\frac{1}{V_o} \left(\frac{\delta V_o}{\delta p} \right)_T \quad (1.42)$$

Debido a que $\left(\frac{\delta V_o}{\delta p} \right)_T$ es una pendiente negativa, el signo menos se utiliza para convertir la compresibilidad a un número positivo, además, la T indica que es un proceso isotérmico.

Como puede observarse en la **figura 1.23**, la compresibilidad es mayor para valores de presiones bajas, ya que el fluido cambia fácilmente de volumen a pequeños cambios de presión.

La compresibilidad del aceite saturado se obtiene mediante la correlación de Villena-Lanzi⁴, cuya expresión es:

$$C_o = \exp(-0.664 - 1.43 * \log(p) - 0.395 * \log(p_b) + 0.39 * \log(T) + 0.455 * \log(R_{sb}) + 0.262 * \log(API)) \quad (1.43)$$

Donde R_{sb} es la relación de solubilidad en el punto de burbujeo, y T [°F].

Así mismo, la compresibilidad del aceite bajosaturado se obtiene mediante la correlación de Vazquez-Beggs⁹, la cual es:

$$C_o = (-1433 + 5 * R_s + 17.2 * T - 1180 * \gamma_g + 12.61 * ^{\circ}API) / (10^5 * p) \quad (1.44)$$

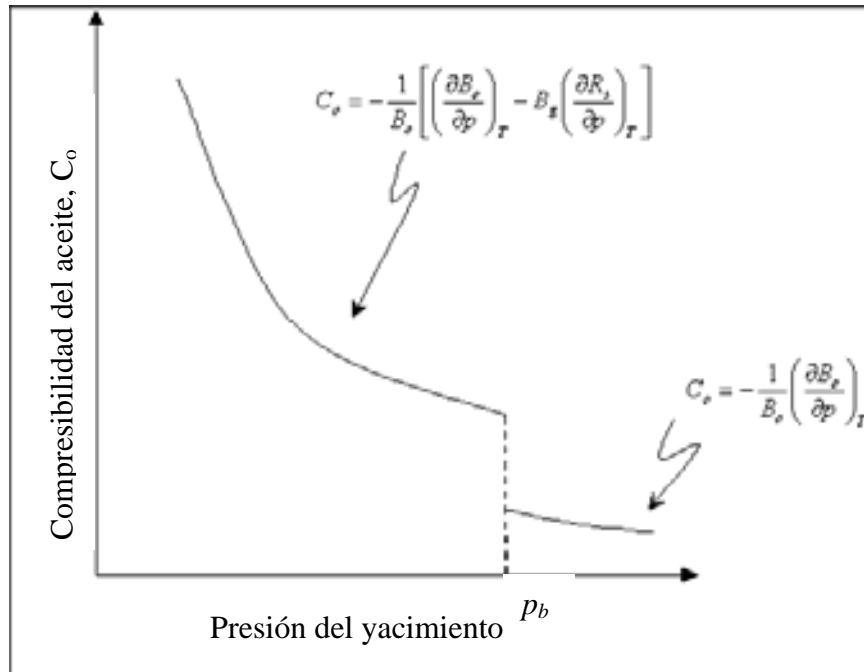


Figura 1.23. Comportamiento común del C_o como función de la presión del yacimiento a temperatura constante del yacimiento.

1.3.1.8 Viscosidad del aceite, μ_o

La viscosidad es una medida de la resistencia de un fluido al movimiento. Este parámetro, normalmente es proporcionado como un resultado más de los llamados análisis PVT.

La viscosidad, como otras propiedades físicas de los líquidos, se ve afectada por la presión y por la temperatura. Un incremento en la temperatura causa un decremento en la viscosidad. Un incremento en la presión provoca un incremento en la viscosidad, considerando que el efecto de la presión es sólo para comprimir el líquido. Además, en el caso de fluidos de un yacimiento, existe un tercer parámetro que afecta a la viscosidad, un decremento en la cantidad de gas en solución en el líquido causa un incremento en la viscosidad, y claro, la cantidad de gas en solución es función directa de la presión.

En la **figura 1.24** se muestra el comportamiento típico de un aceite con la variación de la presión. Por debajo del punto de burbuja, la viscosidad del aceite disminuye con el incremento de la presión, esto se debe al efecto del gas que entra en solución. Para presiones por arriba de la presión de burbuja, la viscosidad presenta un incremento debido a la compresión del aceite.

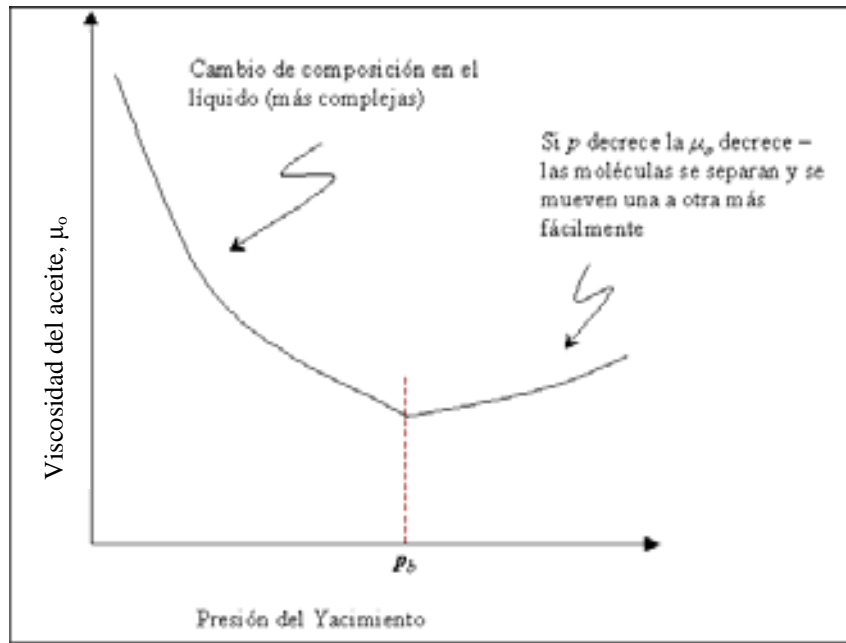


Figura 1.24. Variación de la viscosidad del aceite con respecto a la presión, a temperatura del yacimiento.

La viscosidad del aceite saturado se calcula por medio de la correlación de Egbogah-Beggs Robinson¹⁵ de la manera siguiente:

$$\mu_o = a\mu_{om}^b \tag{1.45}$$

Donde:

$$a = 10.715(Rs + 100)^{-0.515}$$

$$b = 5.44(Rs + 150)^{-0.338}$$

$$\mu_{om} = 10^X - 1$$

$$X = YT^{-1.163}$$

$$Y = 10^Z$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023^\circ API$$

El error promedio absoluto encontrado mientras trabajaban en 2073 muestras de aceite fue de 1.83%.

La viscosidad de aceite bajosaturado se obtiene de la manera siguiente:

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{p}{p_b} \right)^m \tag{2.46}$$

Donde

$$m = 2.6 * p^{1.187} * \exp(-11.513 - 8.98 \times 10^{-5} * p)$$

La μ_{ob} es la viscosidad del aceite en el punto de burbuja y se obtiene mediante la correlación de Egbogah-Beggs Robinson¹⁵.

Se encontró un error absoluto promedio para esta correlación de 7.54% para 3143 muestras de aceite.

1.3.2 Propiedades del gas.

1.3.2.1 Ley del gas ideal.

Las relaciones que describen el comportamiento Presión-Volumen-Temperatura de los gases son llamadas ecuaciones de estado, la ecuación de estado más simple es llamada ley de gas ideal, y esta dada por:

$$pV = nRT \quad (1.47)$$

En donde como se ha venido manejando la nomenclatura en el presente trabajo cada variable representaría:

p es la presión absoluta.

V es el volumen.

n es el número de moles.

T es la temperatura.

R es la constante universal de los gases que equivale a 10.73 (psia, ft³ / lb-mol, °R).

1.3.2.2 Densidad del gas ρ_g y densidad relativa del gas γ_g

La densidad de cualquier sustancia esta definida como la masa por unidad de volumen, la densidad del gas puede ser obtenida de la siguiente forma

$$\rho_g = \frac{\text{masa}}{\text{volumen}} = \frac{nM_g}{V} \quad (1.48)$$

De la ecuación de estado

$$n = \frac{pV}{RT} \quad (1.49)$$

Sustituyendo la ecuación 1.49 en 1.48.

$$\rho_g = \frac{pM_g}{RT} \quad (1.50)$$

Debido a que la densidad de los gases dependen de la presión y temperatura a la que estén sometidos, es mas conveniente medir la densidad relativa del gas; está no depende de la presión y la temperatura

La densidad relativa de un gas, γ_g , es la relación entre la densidad del gas y la densidad del aire, ambas, medidas a las mismas condiciones de presión y temperatura:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_{aire}} \quad (1.51)$$

Si suponemos que tanto la densidad del gas como el aire tienen un comportamiento de gas ideal, la densidad relativa puede ser calculada como:

$$\gamma_g = \frac{M_g}{M_{aire}}$$

Donde M_g es el peso molecular del gas y M_{aire} es el peso molecular del aire, igual 28.27 lbs/lb-mol. La ecuación puede escribirse como:

$$\gamma_g = \frac{M_g}{28.97} \quad (1.52)$$

1.3.2.3 Ley del gas real.

Todas las moléculas de los gases reales tienen dos tendencias: (1) moverse aparte una de otra debido a su constante cinética, y (2) estar juntas debido a fuerzas eléctricas de atracción. Debido a que las moléculas están demasiado separadas, las fuerzas de atracción son despreciables, y el gas tiene un comportamiento cercano al ideal. También en altas temperaturas el movimiento cinético, siendo mayor, hace las fuerzas de atracción competitivamente despreciables, y de nuevo, el gas se aproxima al comportamiento ideal.

Puesto que el volumen de un gas real será menor que si fuera el volumen de un gas ideal, se dice que el gas es súper compresible. El número, el cual es medido de una cantidad de gas desviada de su comportamiento perfecto, es llamado algunas veces factor de supercompresibilidad, que usualmente lo recortamos a factor de compresibilidad; más comúnmente llamado factor de desviación del gas, con símbolo z . Esta cantidad adimensional usualmente varía entre 0.7 y 1.20, un valor de 1.00 representa un comportamiento ideal.

A presiones muy altas, cercanas a 5000 psia, los gases naturales pasan de una condición supercompresible a una situación en la cual la compresión es más difícil que en un gas ideal. La explicación de lo anterior, aunado a las fuerzas mencionadas anteriormente, cuando el gas es altamente compresible, el volumen ocupado por las moléculas mismas se transforma en una apreciable porción del volumen total. Puesto que es realmente el volumen entre las moléculas el que se comprime, y hay menor espacio compresible y en consecuencia el gas es más difícil de comprimir. En resumen, conforme las moléculas se acercan a altas presiones, las fuerzas de

repulsión se comienzan a desarrollar entre las moléculas. Esto se indica por un factor de desviación del gas mayor a la unidad. El factor de desviación del gas es por definición la relación de volumen actualmente ocupado por un gas a una presión y temperatura dada con respecto a un volumen que ocuparía el mismo gas si se comportara idealmente. Esta definición será detalladamente a continuación.

1.3.2.4 Factor de compresibilidad del gas, z.

La medida de desviación del gas del comportamiento perfecto, se conoce como factor de supercompresibilidad, factor de compresibilidad o simplemente factor z.

$$z = \frac{V_r}{V_i} = \frac{\text{Volumen real @ } p, T}{\text{Volumen ideal @ } p, T} \quad (1.53)$$

El factor de desviación puede ser estimado con la correlación de Sutton¹⁶ para determinar los valores de presión y temperatura pseudocríticas, y con la ecuación de estado que Dranchuk y Abou-Kassem¹⁷ arreglaron a partir de los datos de Standing y Katz¹⁴.

$$\begin{aligned} p_{pc} &= 356.8 - 131.0\gamma_g - 3.6\gamma_g^2 \\ T_{pc} &= 169.2 - 349.5\gamma_g - 74\gamma_g^2 \end{aligned} \quad (1.54)$$

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} \quad T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (1.55)$$

$$z = 1 + c_1(T_{pr})\rho_r + c_2(T_{pr})\rho_r^2 - c_3(T_{pr})\rho_r^5 + c_4(T_{pr}, \rho_r) \quad (1.56)$$

Donde

$$\rho_r = 0.27 \frac{p_{pr}}{zT_{pr}}$$

$$c_1(T_{pr}) = A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5}$$

$$c_2(T_{pr}) = A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2}$$

$$c_3(T_{pr}) = A_9 \left(\frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right)$$

$$c_4(T_{pr}, \rho_r) = A_{10} \left(1 + A_{11}\rho_r^2 \right) \left(\frac{\rho_r^2}{T_{pr}^3} \right) \text{EXP}(-A_{11}\rho_r^2)$$

Para las constantes A₁ – A₁₁

A ₁ = 0.23650	A ₂ = -1.07000	A ₃ = -0.05339	A ₄ = 0.01569
A ₅ = -0.05165	A ₆ = 0.54750	A ₇ = -0.73610	A ₈ = 0.18440
A ₉ = 0.10560	A ₁₀ = 0.61340	A ₁₁ = 0.72100	

Dranchuk y Abou-Kassem¹⁷ usaron 1500 datos y encontraron un error promedio absoluto de 0.486% sobre valores de presión y temperatura pseudoreducidas de:

$$\begin{aligned} 0.2 < p_{pr} < 30 \\ 1.0 < T_{pr} < 3.0 \\ \text{y para } \rho_r < 1.0 \text{ con } 0.7 < T_{pr} < 1.0 \end{aligned}$$

Debido a que el factor z aparece en ambos lados de la ecuación (1.56), se emplean métodos iterativos para su solución. El más común es el método de la secante¹⁸, el cual tiene la siguiente formula de iteración:

$$x_{n+1} = x_n - f_n \left[\frac{x_n - x_{n-1}}{f_n - f_{n-1}} \right] \quad (1.57)$$

Donde:

$$f = F(z) = z - \left[1 + c_1(T_{pr})\rho_r + c_2(T_{pr})\rho_r^2 - c_3(T_{pr})\rho_r^5 + c_4(T_{pr}, \rho_r) \right] = 0$$

Y $x = z$

El procedimiento se inicia con dos valores arbitrarios de z, el método proporciona un nuevo valor de z. El proceso se repite hasta que f es cero y se obtiene una tolerancia de $\pm 10^{-4}$.

Otra técnica utilizada es el método de Newton – Raphson¹⁸:

$$x_{n+1} = x_n - \frac{f_n}{f'_n} \quad (1.58)$$

La derivada de F(z) con respecto a z es:

$$\begin{aligned} f' = \left(\frac{\partial F(z)}{\partial z} \right)_{T_{pr}} &= 1 + c_1(T_{pr}) \frac{\rho_r}{z} + 2c_2(T_{pr}) \frac{\rho_r^2}{z} - 5c_3(T_{pr}) \frac{\rho_r^5}{z} \\ &+ \frac{2A_{10}\rho_r^2}{T_{pr} z} \left[1 + A_{11}\rho_r^2 - (A_{11}\rho_r^2)^2 \right] \text{EXP}(-A_{11}\rho_r^2) \end{aligned}$$

Wichert y Aziz¹⁹ desarrollaron una correlación para corregir las propiedades pseudocríticas para cuando el gas contiene fracciones significativas de bióxido de carbono, (CO₂) y de ácido sulfhídrico, (H₂S).

$$\varepsilon = 120(A^{0.9} - A^{1.6}) + 15(B^{0.5} - B^{0.4}) \quad (1.59)$$

Donde:

A es la suma de las fracciones molares de CO₂ y H₂S en la mezcla de gas.

B es la fracción molar de H₂S en la mezcla de gas.

Las propiedades pseudocríticas modificadas están dadas por:

$$T'_{pc} = T_{pc} - \varepsilon$$

$$p'_{pc} = \frac{p_{pc} T'_{pc}}{T_{pc} + B(1-B)\varepsilon} \tag{1.60}$$

1.3.2.5 Factor de volumen del gas, B_g.

El factor de volumen del gas es la relación del volumen de una masa de gas a condiciones de presión, p, y temperatura, T, al volumen de la misma masa de gas a condiciones estándar.

$$B_g = \frac{\text{Volúmen de gas @ C.Y.}}{\text{Volúmen de gas @ C.S.}} \tag{1.61}$$

En la **figura 1.25** se muestra la variación del factor de volumen con respecto a la presión, a la temperatura del yacimiento. Este parámetro es utilizado para determinar volúmenes de gas en la superficie y en el yacimiento.

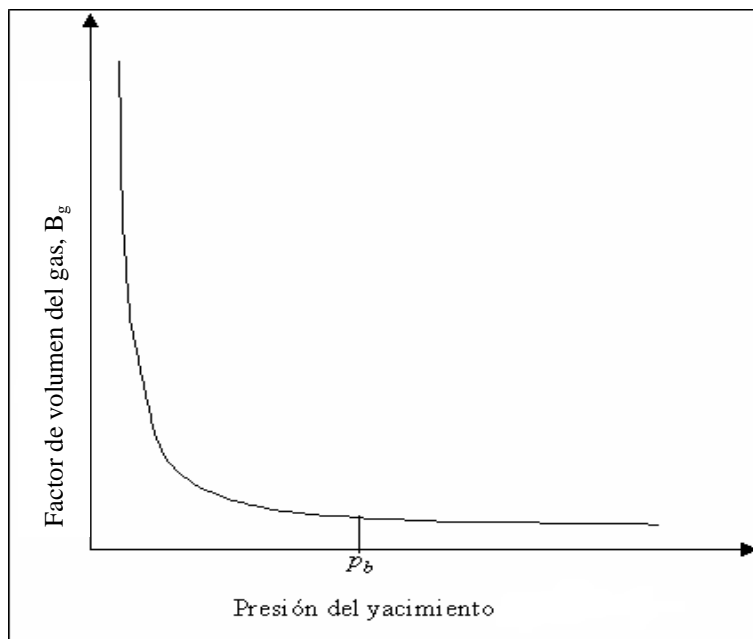


Figura 1.25. Variación del factor de volumen del gas con respecto a la presión, a temperatura del yacimiento.

A partir de la ecuación de gas real y suponiendo que el factor de compresibilidad a condiciones de superficie es 1, se puede deducir que:

$$B_g = \frac{p_{sc} z T}{T_{sc} p}$$

Donde, p_{sc} es 14.7 psia y T_{sc} es 60 °F, quedando:

$$B_g = 0.02829 \frac{zT}{p} \tag{1.62}$$

1.3.2.6 Compresibilidad isotérmica del gas, Cg.

La compresibilidad isotérmica esta definida como el cambio fraccional del volumen con respecto a un cambio de presión a temperatura constante. La **figura 1.26** muestra dicho comportamiento

$$Cg = -\frac{1}{V} \left(\frac{\delta V}{\delta p} \right)_T \tag{1.63}$$

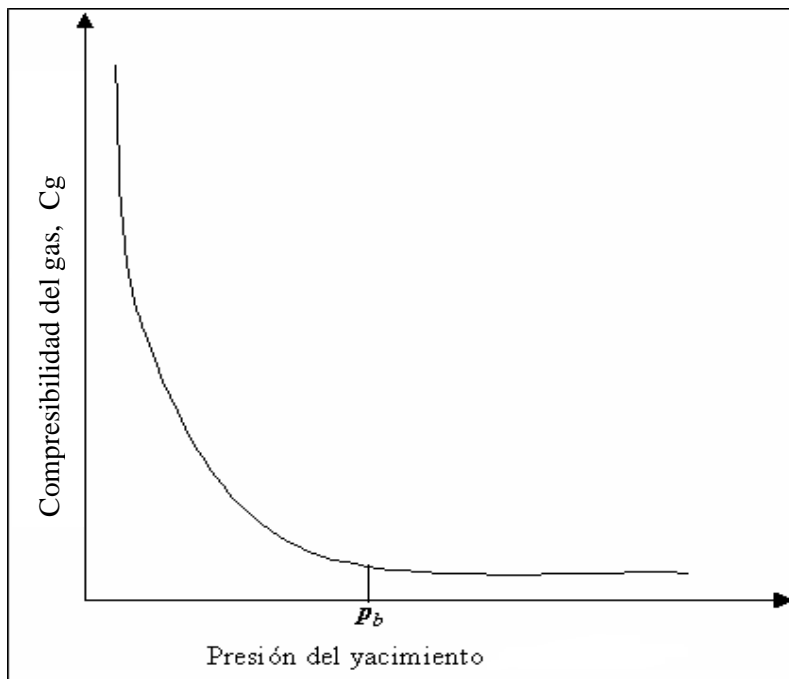


Figura 1.26. Forma común de la Cg en función de la presión y temperatura del yacimiento.

Para un gas ideal, el volumen esta definido por:

$$V = \frac{nRT}{p}$$

Derivando,

$$\frac{\delta V}{\delta p} = -\frac{nRT}{p^2}$$

La compresibilidad del gas ideal, queda entonces definida por:

$$C_g = \left(-\frac{1}{V} \right) \left(-\frac{nRT}{p^2} \right) = \frac{1}{p} \quad (1.64)$$

Para el caso de un gas real, el volumen esta afectado por el factor de z, que depende de la presión.

$$V = nRT \frac{z}{p}$$

Derivando,

$$\frac{\delta V}{\delta p} = nRT \frac{p \left(\frac{\delta z}{\delta p} \right)_T - z}{p^2}$$

La compresibilidad de un gas real queda definida por:

$$C_g = \frac{1}{p} - \frac{1}{z} \left(\frac{\delta z}{\delta p} \right)_T \quad (1.65)$$

1.3.2.7 Viscosidad del gas, μ_g

La viscosidad del gas depende de la temperatura, la presión y la composición del gas. Generalmente la viscosidad del gas se incrementa al incrementarse la presión, excepto a muy bajas presiones en las que la viscosidad llega a ser independiente de la presión. A presiones bajas, la viscosidad del gas, a diferencia de la de los líquidos, se incrementa cuando la temperatura se eleva. Esto es causado por el incremento de la actividad de las moléculas cuando la temperatura se incrementa. Lo mencionado se puede mostrar en la **figura 1.27**.

La correlación desarrollada por Lee, González y Eakin²⁰, ofrece una buena aproximación de la estimación de la viscosidad para la mayoría de los gases naturales incluyendo los efectos de gases contaminantes, siempre y cuando el factor z ya haya sido calculado. Las ecuaciones usadas son las siguientes:

$$\mu_g = (10^{-4})K \exp(X\rho_g^Y) \quad (1.66)$$

Donde,

$$\rho_g = 1.4935 \times 10^{-3} \frac{pM}{zT}$$

$$K = \frac{(9.4 + 0.02M)T^{1.5}}{209 + 19M + T}$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{T} + 0.01M$$

$$Y = 2.4 - 0.2X$$

Donde: ρ = densidad del gas [gr/cm³]

p = presión [psia]

T = Temperatura [°R]

M = peso molecular del gas.

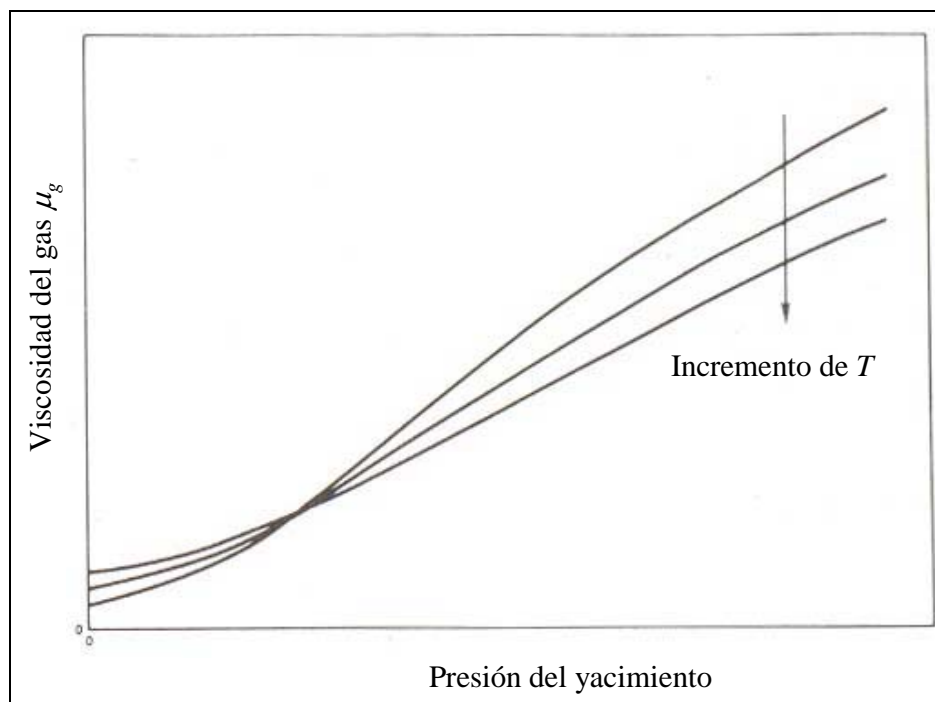


Figura 1.27. Comportamiento de la viscosidad del gas en función de la presión a tres temperaturas diferentes.

1.4 ECUACIONES DE ESTADO.

Una ecuación de estado (*EDE* o *EoS* en Inglés) es una expresión analítica que relaciona la presión con respecto a la temperatura y el volumen. Una descripción adecuada de una relación *PVT* para hidrocarburos reales es básica para determinar los volúmenes de los fluidos y el comportamiento de fase de los hidrocarburos, así como en el pronóstico del comportamiento de los fluidos para el diseño de las instalaciones de separación en la superficie.

La ecuación de estado más simple y mejor conocida para un peso molecular de cualquier gas real es la ecuación que se expresa matemáticamente como:

$$pV = znRT \quad (1.67)$$

Una de las limitaciones al emplear la ecuación de estado anterior, para caracterizar el comportamiento de gases, es que el factor de compresibilidad z , no es constante. Por lo que, se requieren técnicas gráficas o numéricas para su cálculo, debido a que no se pueden realizar manipulaciones matemáticas con esta ecuación de estado.

Se han derivado varias ecuaciones de estado con coeficientes que corrigen la ley de los gases ideales en donde la no idealidad se considera constante. Esto permite que las ecuaciones de estado se puedan emplear en cálculos involucrando diferenciación e integración. Es decir, las limitaciones extremas de la aplicación de la ecuación de los gases ideales (1.47), sirvieron para dar indicio al desarrollo de numerosas ecuaciones de estado necesarias para describir el comportamiento de fluidos reales que se aplique a un amplio rango de presiones y temperaturas.

1.4.1 Ecuación de estado de Van der Waals⁴ (EDE de VdW)

Durante el desarrollo de la ecuación de estado para gases ideales, por ejemplo la ecuación 1.47, se consideraron dos suposiciones, la *primer suposición* considera que el volumen de las moléculas de gas es insignificante en comparación con el volumen del contenedor (recipiente que lo contiene) y la distancia entre las moléculas, y la *segunda suposición* considera la inexistencia de fuerzas de atracción o de repulsión entre las moléculas del gas o entre el gas y las paredes del recipiente que las contiene.

Una de las primeras ecuaciones de estado para representar el comportamiento de los gases reales fue desarrollada por Van der Waals en 1873. Van der Waals se enfocó en tratar de eliminar las dos suposiciones mencionadas anteriormente mediante su ecuación de estado, explicando que las moléculas de gas ocupan una fracción significativa de volumen a presiones altas.

Para contrarrestar la primera suposición Van der Waals propuso que el volumen de las moléculas, representado por el *parámetro b* debe de restarse al volumen molar real V_M en la ecuación 1.47; arreglando esta última ecuación y considerando $n=1$ se tiene:

$$p = \frac{RT}{V_M - b} \quad (1.68)$$

En donde el *parámetro b* representa el volumen de las moléculas que se restan y V_M es la variable que representa el volumen molar real, ambos en ft^3 por una unidad de *lbm-mol*.

Para eliminar la segunda suposición, Van der Waals restó un término de corrección, denominado a/V_M^2 a la ecuación (1.68) para tomar en cuenta las fuerzas de atracción entre las moléculas. Es decir, la presión real ejercida sobre las paredes del recipiente que contiene al gas real es menor por la cantidad a/V_M^2 que la presión ejercida en el mismo recipiente por un gas ideal. Van der Waals propuso la expresión matemática siguiente:

$$p = \frac{RT}{V_M - b} - \frac{a}{V_M^2} \quad (1.69)$$

Las constantes a y b dependen del tipo de gas. R representa la constante universal de los gases e igual a $10.73 \text{ (lb/pg}^2\text{abs-ft}^3\text{)/(lbm-mol}^{-1}\text{R)}$, p es la presión del sistema en $\text{lb/pg}^2\text{abs}$, T es la temperatura del sistema en $^{\circ}\text{R}$ y V_M es el volumen molar en ft^3/mol .

La ecuación de Van der Waals representa una mejora a la ecuación para gases ideales. Sin embargo, la ecuación de Van der Waals se limita a presiones bajas y representa las bases semiteóricas en la cual varios investigadores se han respaldado para desarrollar ecuaciones de estado a partir de la ecuación de gases ideales.

A la ecuación de Van der Waals (ecuación 1.69) se le denomina *ecuación de estado de dos constantes* (aunque en realidad contiene tres constantes: a , b y R) ó *ecuación de estado cúbica*. Cualesquiera ecuación de estado se puede representar en una forma general como:

$$P = P_{\text{repulsión}} - P_{\text{atracción}} \quad (1.70)$$

En donde:

$$P_{\text{repulsión}} = \frac{RT}{(V_M - b)}$$

$$P_{\text{atracción}} = \frac{a}{V_M^2}$$

1.4.2 Ecuaciones de estado en el punto crítico.

Van der Waals⁴ al tratar de determinar experimentalmente los valores de las *constantes a y b* para cualquier sustancia pura, en un diagrama de fase de presión contra volumen molar observó que la isoterma crítica, representa una pendiente horizontal y un punto de inflexión en el punto crítico (**Figura. 1.28**). Esta observación para una sustancia pura se representa matemáticamente como:

$$\left(\frac{dp}{dV_M} \right)_{T_c} = 0 \quad (1.71)$$

$$\left(\frac{d^2 p}{dV_M^2} \right)_{T_c} = 0 \quad (1.72)$$

Obteniendo la primera y segunda derivada de la ecuación de Van der Waals (ecuación 1.69) con respecto al volumen al punto crítico, e igualando ambas ecuaciones a cero se obtiene respectivamente:

$$\left(\frac{dp}{dV_M} \right)_{T_c} = -\frac{RT_c}{(V_{M_c} - b)^2} + \frac{2a}{V_{M_c}^3} = 0 \quad (1.73)$$

$$\left(\frac{d^2 P}{dV_M^2} \right)_{T_c} = \frac{2RT_c}{(V_{M_c} - b)^3} - \frac{6a}{V_{M_c}^4} = 0 \quad (1.74)$$

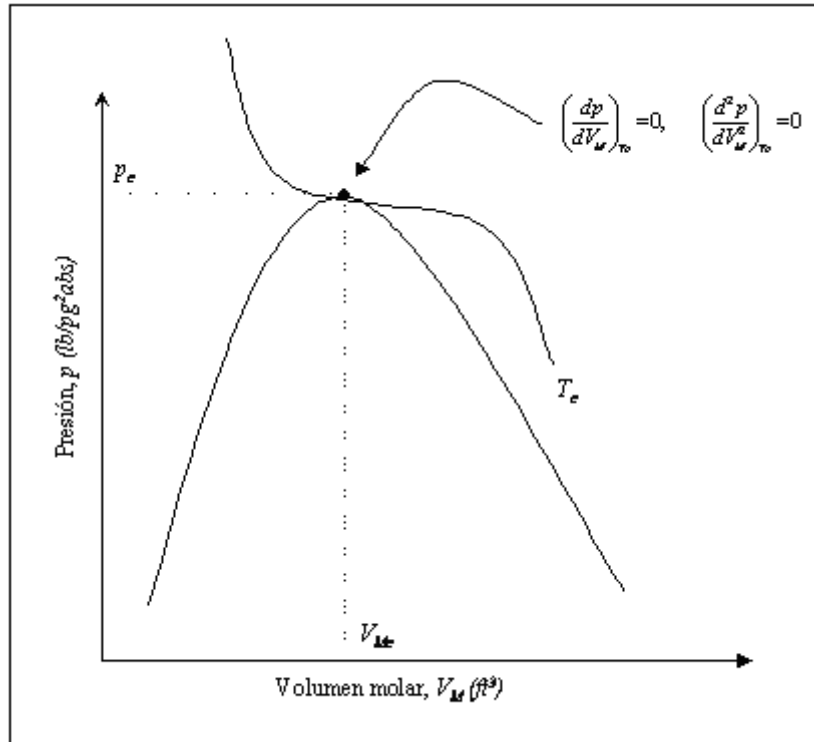


Figura 1.28. Diagrama de presión contra volumen para una sustancia pura mostrando las condiciones en el punto crítico.

Resolviendo las ecuaciones 1.73 y 1.74 simultáneamente para los *parámetros a y b*, se obtiene:

$$a = \left(\frac{9}{8}\right) V_{M_c} T_c R \quad (1.75)$$

$$b = \left(\frac{1}{3}\right) V_{M_c} \quad (1.76)$$

Ahora bien, expresando la ecuación de estado de Van der Waals (ecuación 1.69) en el punto crítico, se tiene:

$$\left(p_c + \frac{a}{V_{M_c}^2}\right)(V_{M_c} - b) = RT_c \quad (1.77)$$

Combinando las ecuaciones 1.73, 1.74 y 1.77 se obtiene,

$$a = \frac{27R^2 T_c^2}{64 p_c} \quad (1.78)$$

$$b = \frac{RT_c}{8 p_c} \quad (1.79)$$

Es importante hacer notar que la ecuación desarrollada por Van der Waals a partir de la ecuación de los gases ideales es para un solo gas, es decir los datos de T_c y p_c son por ejemplo del metano o del etano, más no de una mezcla de gases. Para una mezcla de gases se aplicarán las reglas de mezclado que más adelante se abarcará el tema.

1.4.3 Ecuación de estado cúbica de Van der Waals de dos parámetros.

La ecuación de estado de Van der Waals (ecuación 1.69) en forma cúbica y en términos de V_M se expresa como:

$$V_M^3 - \left(b + \frac{RT}{p} \right) V_M^2 + \left(\frac{a}{p} \right) V_M - \left(\frac{ab}{p} \right) = 0 \quad (1.80)$$

La ecuación 1.80 es la ecuación de estado cúbica de Van der Waals de dos parámetros. Los dos parámetros se refieren a las constantes a y b .

El término de ecuación de estado cúbica implica una ecuación que expandida contiene términos de volumen molar, V_M , elevados a la primera, segunda y tercera potencia. Una de las características de mayor importancia de la ecuación 1.80, es la caracterización del fenómeno condensación-líquido y del cambio de estado de la fase gas a la fase líquida conforme el gas se comprime. La ecuación de estado de Van der Waals se comporta de acuerdo a la **figura 1.29**.

De la ecuación 1.80 se obtienen tres raíces reales (soluciones) o volúmenes para cada valor de presión especificado. La *curva isotérmica ABCDE* en la **figura 1.29** representa el comportamiento gráfico de la solución de la ecuación 1.80, para una temperatura constante T_I a la presión p_I .

Las tres soluciones de V_M son las intersecciones A , C y E sobre la línea horizontal correspondiendo a la presión p_I . La curva isotérmica calculada *ABCDE* proporciona aparentemente una transición continua de la fase gaseosa a la fase líquida. En realidad esta transición es discontinua y abrupta con las fases líquido y gas existiendo a lo largo de la línea horizontal AE . La raíz más grande (solución) para V_M es el punto E , correspondiendo al V_M del gas saturado (línea de curva de rocío), mientras que la raíz más pequeña para V_M es el punto A , correspondiendo al V_M del líquido saturado (línea de curva de burbuja). La tercera raíz para V_M representada por el punto C no tiene significado físico. Las raíces para V_M son idénticas conforme la temperatura se aproxima a la T_c de la sustancia pura.

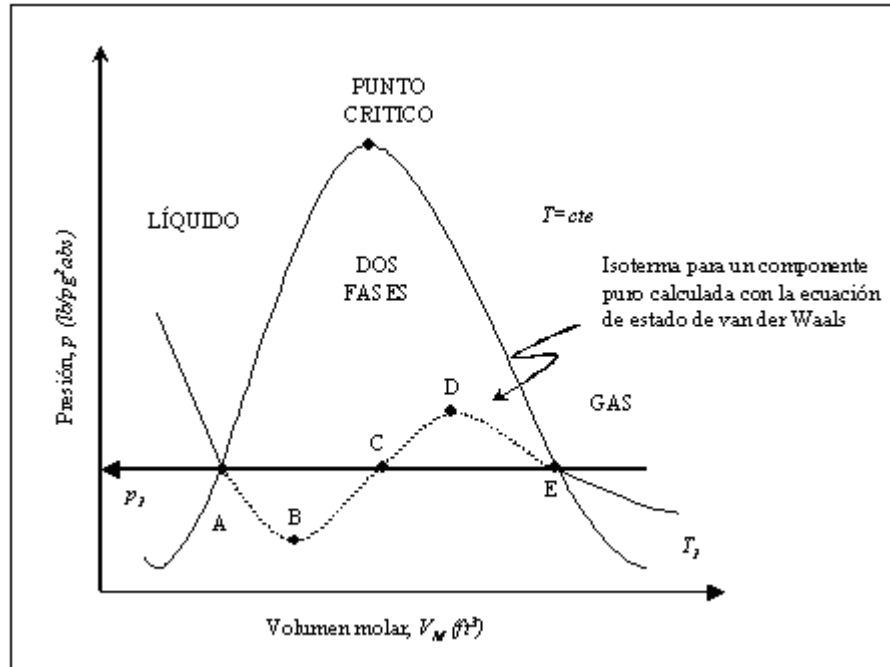


Figura 1.29. Diagrama de fase de p vs. V_M a T constante para un componente puro mostrando el comportamiento volumétrico pronosticado por la ecuación de estado de van der Waals (ecuación 1.80).

Aún con la simplicidad de la ecuación de estado de Van der Waals, ésta proporciona al menos cualitativamente una descripción correcta del comportamiento PVT de una sustancia en los estados líquido y vapor (gaseoso). Sin embargo, esta ecuación no es muy precisa para propósitos de diseño y estudios de ingeniería de yacimientos y producción.

En la actualidad, se han desarrollado una gran cantidad de ecuaciones de estado con muy buena precisión y aplicación para el cálculo de propiedades físicas y de equilibrio de fases en fluidos, apoyadas por eficientes equipos de cómputo. Varias de éstas nuevas ecuaciones de estado desarrolladas son modificaciones de la ecuación de estado de Van der Waals, teniendo ecuaciones simples desde dos o tres parámetros hasta ecuaciones más complejas de más de 50 parámetros.

La complejidad de cualquier ecuación de estado no presenta problema desde el punto de vista computacional. Sin embargo, varios investigadores prefieren trabajar con la simplicidad encontrada en la ecuación cúbica de estado de Van der Waals con algunas modificaciones para mejorar su precisión.

En el inicio, todas las ecuaciones de estado se desarrollaron generalmente para sustancias puras, posteriormente éstas ecuaciones se extendieron para mezclas de fluidos mediante el empleo de reglas de mezclado. Las reglas de mezclado implican simplemente el cálculo de parámetros de la mezcla equivalente a los calculados para las sustancias puras.

1.4.4 Ecuación de estado de Redlich-Kwong⁴ (EDE de RK)

En 1948 Redlich y Kwong modificaron el término de fuerzas de atracción (fuerzas de presión a/V^2) de la ecuación de Van der Waals, lo cual mejora en forma considerable la predicción de las propiedades físicas y volumétricas de la fase gas. Redlich-Kwong sustituyeron el término de fuerzas de atracción de presión, con un término general de dependencia de la temperatura. La ecuación de Redlich-Kwong se expresa como:

$$\left[p + \frac{a}{T^{1/2}V_M(V_M + b)} \right] (V_M - b) = RT \quad (1.81)$$

En donde T es la temperatura del sistema en $^{\circ}R$.

Redlich-Kwong al desarrollar su ecuación, observaron que conforme el sistema de presión es muy grande, por ejemplo cuando $p \rightarrow \infty$, el volumen molar de la sustancia, V_M , se encoge casi el 26% de su volumen crítico, independiente de la temperatura del sistema. Redlich y Kwong encontraron que la ecuación 1.81 satisface la condición siguiente:

$$b = 0.25992IV_{M_c} \quad (1.82)$$

Estudios experimentales indican que la constante b se encuentra en el rango entre 0.24 y 0.28 del V_{M_c} tomando en cuenta las condiciones en el punto crítico descritas por las ecuaciones 1.71 y 1.72 de Van der Waals:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial V_M} \right)_{T_c} = 0 \quad (1.71)$$

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial V_M^2} \right)_{T_c} = 0 \quad (1.72)$$

Diferenciando la ecuación 1.81 con respecto al volumen molar y aplicando las condiciones en el punto crítico descritas por las ecuaciones 1.71 y 1.72, se obtiene:

$$\left(\frac{dp}{dV_M} \right)_{T_c} = -\frac{RT_c}{(V_{M_c} - b)^2} + \frac{2a}{V_{M_c}^3} = 0 \quad (1.83)$$

$$\left(\frac{d^2 p}{dV_M^2} \right)_{T_c} = \frac{2RT_c}{(V_{M_c} - b)^3} + \frac{6a}{V_{M_c}^4} = 0 \quad (1.84)$$

Igualando y resolviendo las dos ecuaciones anteriores simultáneamente para los parámetros a y b se obtiene:

$$a = \left(\frac{9}{8} \right) V_{M_c} T_c R \quad (1.85)$$

$$b = \left(\frac{1}{3}\right)V_{M_c} \quad (1.86)$$

Expresando la ecuación de estado de Redlich-Kwong (ecuación 1.81) a las condiciones en el punto crítico:

$$\left[p_c + \frac{a}{T_c^{1/2}V_{M_c}(V_{M_c} + b)} \right] (V_{M_c} - b) = RT_c \quad (1.87)$$

Ahora bien, combinando y resolviendo simultáneamente las ecuaciones 1.71, 1.72 y 1.87 se obtiene:

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^{2.5}}{p_c} \quad (1.88)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{p_c} \quad (1.89)$$

En donde Ω_a y Ω_b son constantes e iguales a 0.427481 y 0.08664, respectivamente. Igualando la ecuación 1.82 con la ecuación 1.89, proporciona:

$$p_c V_{M_c} = (0.333) RT_c \quad (1.90)$$

La ecuación 1.90 muestra que la ecuación de estado de Redlich-Kwong proporciona un factor universal de compresibilidad crítica del gas, z_c , de 0.333 para todas las sustancias. Estudios experimentales indican que para diversas sustancias el valor de z_c se encuentra entre 0.23 y 0.31.

Recordando la expresión para el volumen molar,

$$V_M = \frac{zRT}{p} \quad (1.91)$$

Sustituyendo la ecuación 1.91 en la ecuación 1.87 y expresando la ecuación resultante en una ecuación en forma cúbica, se tiene que:

$$z^3 - z^2 + (A - B - B^2)z - AB = 0 \quad (1.92)$$

En donde:

$$A = \frac{ap}{R^2 T^{2.5}} \quad (1.93)$$

$$B = \frac{bp}{RT} \quad (1.94)$$

La ecuación 1.92 proporciona una raíz real para z en la región de una fase (región de fase líquida o región de fase vapor), y tres raíces reales en la región de dos fases. Para la región de dos

fases la raíz de mayor valor corresponde al factor de compresibilidad de la fase gas, z^v , y la raíz de menor valor corresponde a la de la fase líquida, z^L .

1.4.4.1 Reglas de Mezclado.

Para mezclas de hidrocarburos líquidos o gaseosos, Redlich y Kwong extendieron la aplicación de su ecuación de estado empleando reglas de mezclado. Para una mezcla de líquido hidrocarburo, se tiene:

$$a_m = \left[\sum_{j=1}^n x_j a_j^{0.5} \right]^2 \quad (1.95)$$

$$b_m = \left[\sum_{j=1}^n x_j b_j \right] \quad (1.96)$$

En donde n es el número de componentes en la mezcla, a_j es el *parámetro a* de la ecuación de Redlich–Kwong para el componente j calculado con la ecuación 1.88, b_j es el *parámetro b* de la ecuación de Redlich–Kwong para el componente j calculado con la ecuación 1.89, a_m es el *parámetro a* de la mezcla, b_m es el *parámetro b* de la mezcla y x_j es la fracción mol del componente j en la mezcla líquida en fracción mol.

Ahora bien, las reglas de mezclado para una mezcla de vapores o gases hidrocarburos son:

$$a_m = \left[\sum_{j=1}^n y_j a_j^{0.5} \right]^2 \quad (1.97)$$

$$b_m = \left[\sum_{j=1}^n y_j b_j \right] \quad (1.98)$$

En donde y_j es la fracción mol del componente j en la mezcla gaseosa en fracción mol.

Los factores de compresibilidad de la fase gaseosa (vapor) o de la fase líquida se calculan con los coeficientes A y B definidos por las ecuaciones siguientes, 1.99 y 1.100, respectivamente; y con el empleo de la ecuación cúbica de estado representado por la ecuación 1.92.

$$A = \frac{a_m P}{R^2 T^{2.5}} \quad (1.99)$$

$$B = \frac{b_m P}{RT} \quad (1.100)$$

La ecuación 1.92 se aplica de forma práctica para determinar las densidades de las fases; líquida y vapor.

Recordando que la raíz de valor más grande va a corresponder a la fase vapor (z^v) y la raíz de menor valor va a corresponder a la fase líquida (z^L). De esta manera, la densidad de la fase líquida va a ser igual:

$$\rho^L = \frac{pM_c}{z^L RT} \quad (1.101)$$

Y la densidad de la fase vapor va a ser igual:

$$\rho^v = \frac{pM_c}{z^v RT} \quad (1.102)$$

Donde M_c es el peso molecular del componente.

1.4.5 Ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong⁴ (EDE de SRK)

Soave en 1972 realizó una modificación en la evaluación del parámetro a en las presiones de atracción de la ecuación de Redlich-Kwong. Soave reemplazo el término de $a/T^{1/2}$ con un término dependiente de la temperatura, a_T , es decir:

$$\left[p + \frac{a_T}{V_M (V_M + b)} \right] (V_M - b) = RT \quad (1.103)$$

En donde la ecuación para a_T esta dada por:

$$a_T = a_c \alpha \quad (1.104)$$

Siendo α el término dependiente de la temperatura y es adimensional. Cuando la temperatura del sistema es igual a la temperatura crítica ($T = T_c$), α tiene el valor de una unidad y a_c es el valor de a_T a la T_c .

El parámetro α se define por:

$$\alpha = \left[1 + m \left(1 - T_r^{1/2} \right) \right]^2 \quad (1.105)$$

En donde el parámetro m se correlaciona con el factor acéntrico de Pitzer, ω , como:

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2 \quad (1.106)$$

Siendo el factor acéntrico de Pitzer, ω , definido a una T_r de 0.7, como:

$$\omega = -(\log p_{vr} + 1) \quad (1.107)$$

En donde p_{vr} es la presión de vapor reducida evaluada a una T_r (Temperatura reducida = T/T_c) de 0.7. El factor acéntrico de Pitzer, ω , es un valor constante para cada sustancia pura. La Tabla

A-1 en el Apéndice A del libro de McCain⁴ presenta los valores del factor acéntrico de Pitzer para diferentes sustancias.

Para cualquier sustancia pura, las constantes a y b de las ecuaciones 1.103 y 1.104 se calculan empleando las clásicas restricciones impuestas por van der Waals en el punto crítico (ecuaciones 1.71 y 1.72 a la ecuación 1.103).

Se puede demostrar que obteniendo de la ecuación 1.103 la primera y segunda derivada respecto al volumen molar en el punto crítico, e igualando ambas ecuaciones obtenidas de acuerdo a las ecuaciones 1.71 y 1.72 y resolviendo simultáneamente para los parámetros a_c y b se calcula que:

$$a_c = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{p_c} \quad (1.108)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{p_c} \quad (1.109)$$

En donde Ω_a y Ω_b son los parámetros de las sustancias puras adimensionales de la ecuación de Soave-Redlich-Kwong, *SRK*, siendo éstas igual a 0.42748 y 0.08664, respectivamente. Las unidades de a_c y b dependen de las unidades seleccionadas para la constante universal de los gases reales, R .

Introduciendo el *factor* z y expresando la ecuación de *SRK* en una ecuación de tercer grado, ésta la podemos expresar de la siguiente manera.

$$z^3 - z^2 + (A - B - B^2)z - AB = 0 \quad (1.110)$$

En donde:

$$A = \frac{a_T P}{(RT)^2} \quad (1.111)$$

$$B = \frac{bp}{RT} \quad (1.112)$$

p es la presión del sistema en $lb/pg^2 abs$, T es la temperatura del sistema en $^{\circ}R$, y R es la constante universal de los gases e igual a $10.732 (lb/pg^2 abs-ft^3/lbm-mol-^{\circ}R)$.

1.4.6 Ecuación de Estado de Peng-Robinson⁴ (*EDE de PR*).

Peng y Robinson, *PR*, en 1975 realizaron un exhaustivo estudio para evaluar el uso de la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong, *SRK*, y predecir el comportamiento de los fluidos hidrocarburos.

Peng y Robinson, *PR*, mejoraron la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong para predecir las densidades de líquidos y otras propiedades físicas, principalmente cerca de la región crítica. Ellos propusieron un ligero cambio en el término de atracción molecular de la ecuación 1.81, es decir:

$$\left[p + \frac{a_T}{V_M (V_M + b) + b(V_M - b)} \right] (V_M - b) = RT \quad (1.113)$$

En donde el término a_T es dependiente de la temperatura tal como en la ecuación de estado de *SRK*. Sin embargo, a_T no presenta los mismos valores en ambas ecuaciones de estado. Los coeficientes a_c y b se calculan como:

$$a_c = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (1.108)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c} \quad (1.109)$$

En donde Ω_a y Ω_b son los parámetros de las sustancias puras adimensionales de la ecuación de Peng-Robinson, *PR*, siendo éstas igual a 0.457234 y 0.077796, respectivamente. La ecuación para a_T se expresa como:

$$a_T = a_c \alpha \quad (1.104)$$

Para el parámetro α dependiente de la temperatura se tiene:

$$\alpha^{1/2} = 1 + m(1 - T_r^{0.5}) \quad (2.105)$$

Siendo el parámetro m definido por:

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \quad (1.114)$$

Reescribiendo la ecuación 1.113 en la forma del factor de compresibilidad se tiene la siguiente expresión:

$$z^3 + (B - 1)z^2 + (A - 2B - 3B^2)z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (1.115)$$

En donde A y B se dan para componentes puros mediante:

$$A = \frac{a_T p}{(RT)^2} \quad (1.111)$$

$$B = \frac{bp}{RT} \quad (1.112)$$

1.4.7 Reglas de mezclado para las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong, *SRK* y Peng-Robinson, *PR*²¹.

Las reglas de mezclado siguientes se recomiendan para emplearse con las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong, *SRK*, y de Peng-Robinson, *PR*:

Para la fase líquida.

$$a_T = \sum \sum [x_i x_j (a_{Ti} a_{Tj})^{1/2} (1 - \delta_{ij})] \quad (1.116)$$

$$b = \sum (x_j b_j) \quad (1.117)$$

Para la fase vapor.

$$a_T = \sum \sum [y_i y_j (a_{Ti} a_{Tj})^{1/2} (1 - \delta_{ij})] = \sum \sum [y_i y_j a_{Tij}] \quad (1.118)$$

$$b = \sum (y_j b_j) \quad (1.119)$$

En donde:

$$a_{Tij} = (1 - \delta_{ij}) (a_{Ti} a_{Tj})^{1/2} \quad (1.120)$$

A y B se dan por las ecuaciones 1.111 y 1.112, respectivamente. El término δ_{ij} representa los coeficientes de interacción binarios y se consideran independientes de la presión y temperatura. Estos coeficientes implican una corrección determinada empíricamente y caracterizan un sistema de dos componentes formado por el componente i y el componente j en la mezcla de hidrocarburos. Los valores de los coeficientes δ_{ij} se obtienen ajustando la ecuación de estado a partir de datos de equilibrio líquido-vapor para cada mezcla binaria.

Los coeficientes de interacción binaria tienen valores diferentes para cada par binario y toman diferentes valores para cada ecuación de estado. Los coeficientes δ_{ij} se emplean para modelar la interacción molecular a través de ajustes empíricos del término a_T (ecuaciones 1.116 y 1.118).

Los coeficientes δ_{ij} dependen de la diferencia en el tamaño molecular de los componentes en un sistema binario y se caracterizan por las propiedades siguientes dadas por Slot-Peterson (1987):

1. La interacción entre componentes hidrocarburos se incrementa en función de la diferencia relativa entre el incremento de sus pesos moleculares, es decir $\delta_{i,j+1} > \delta_{ij}$.
2. Los componentes hidrocarburos con el mismo peso molecular tienen un coeficiente de interacción binario nulo, es decir $\delta_{ij} = 0$.
3. La matriz de coeficientes de interacción binaria es simétrica, es decir $\delta_{i,j} = \delta_{j,i}$.

CAPÍTULO 2

ANÁLISIS PVT

2.1 IMPORTANCIA DE LOS ANÁLISIS PVT.

El principal propósito de muestreo es obtener las características de los fluidos del yacimiento, las cuales se obtienen en el laboratorio por medio de los estudios o análisis PVT. La parte más importante de este muestreo se realiza al principio de la vida productiva del yacimiento. Estos estudios son absolutamente necesarios para llevar a cabo toda la actividad de ingeniería de yacimientos.

La consideración principal que debe tenerse en cuenta, es el volumen de fluido a tomar para poder realizar los análisis en una forma completa. De acuerdo a la literatura^{22, 23} para el muestreo de fondo se necesita un mínimo de tres muestras representativas de aproximadamente 600 cm³ cada una, y para el muestreo de superficie o recombinado se necesitan del separador de líquidos tres cilindros de 600 cm³, y del separador de gas tres cilindros de 20 litros.

Para tener la certeza de que el muestreo es representativo, se hace una evaluación exhaustiva tomando en cuenta todos los parámetros del yacimiento medidos durante la toma de las muestras como son:

- Presión estática del yacimiento.
- Presión de fondo fluyendo.
- Presión y temperatura en la cabeza del pozo.
- Presión y temperatura del separador.
- Gastos de líquido y gas en el separador, así como el líquido en el tanque.
- Factor de encogimiento del aceite.

En el laboratorio:

- Verificar la validez de las muestras.
- Comparar los datos de campo con los datos de laboratorio.
- Comparar las muestras tomadas en superficie mediante el recombinado con las muestras tomadas de fondo.
- Realizar los estudios completos del fluido por medio de los diferentes experimento como son:
 - Agotamiento a Composición Constante (ACC).
 - Agotamiento Diferencial (AD). Solo se realiza en aceites.
 - Agotamiento a Volumen Constante (AVC).
 - Estudio de Separadores en Etapas (ESE).
 - Determinación de propiedades físicas como viscosidad, densidad etc.

2.2 MUESTREO DE FONDO Y DE SUPERFICIE.

2.2.1 Muestreo de fondo

Como se mencionó anteriormente, la finalidad es obtener muestras del fluido original del yacimiento. Pudiendo obtenerse antes de que el yacimiento sea explotado, o cuando ya ha sido puesto en producción, siempre y cuando el fluido contenido en el pozo se encuentre lo más parecido al original, misma composición y características.

El muestreo de fondo²⁴ es de suma importancia ya que la información obtenida del análisis PVT de las muestras de fondo, se utiliza para realizar cálculos de mucha trascendencia tanto de tipo técnico como económico, como son:

- El desarrollo del yacimiento.
- Las condiciones optimas de operación.
- El comportamiento del yacimiento.
- El cálculo de las reservas de aceite y gas.
- Los métodos para la recuperación secundaria y mejorada.

Estas muestras se obtienen llevando una celda al fondo de un pozo en el yacimiento preferiblemente al inicio de su explotación, tomando una muestra en esas condiciones. Se trata de garantizar que la bomba o celda recolectora no pierda los fluidos en su viaje del fondo del pozo a la superficie y luego su transferencia al laboratorio. Además el pozo se ajusta a tal modo que la presión de fondo fluyendo (P_{wf}), este por encima de la presión de burbujeo. Ver **figura 2.1**.

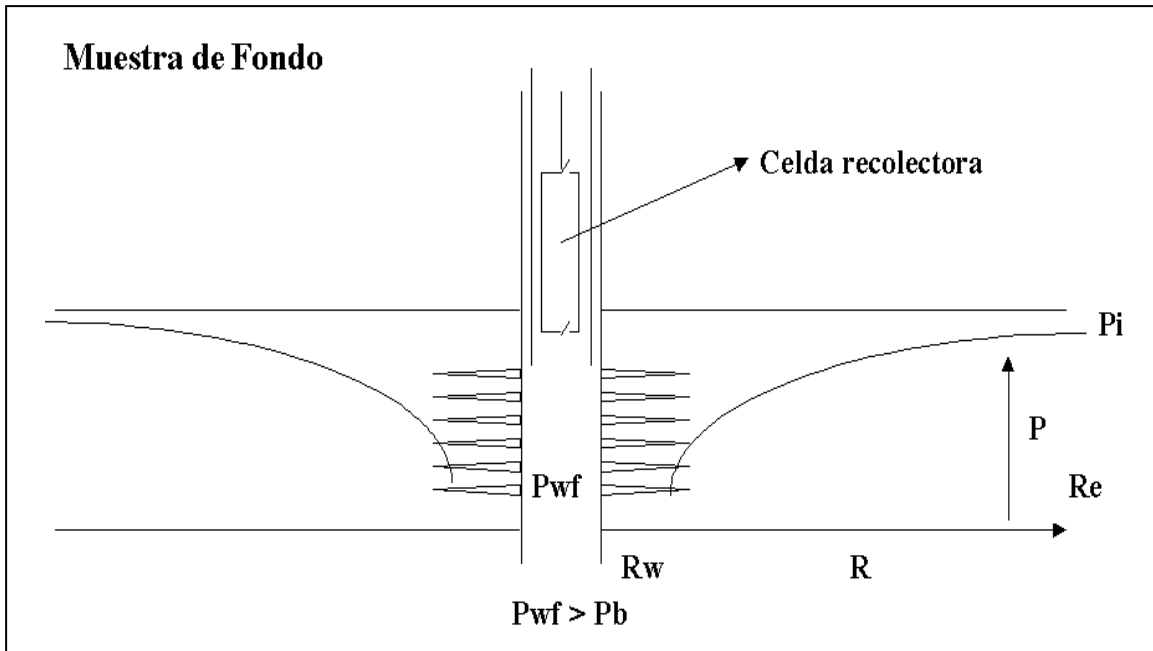


Figura 2.1. Muestreo de Fondo para aceite en una celda recolectora.

2.2.1.1 Yacimientos donde es conveniente el muestreo de fondo.

El muestreo de fondo es recomendable para yacimientos bajosaturados, es decir, cuando la presión del yacimiento esté arriba de la de saturación. En general todos los yacimientos de aceite pueden ser muestreados con este método como son los de aceite negro, aceite ligero y aceite volátil.

Este tipo de muestreo no es recomendable en el caso de yacimientos de gas y condensado, porque la cantidad de muestras obtenidas de este método son inadecuadas y las relaciones gas-líquido pueden ser no uniformes.

En la **figura 2.2** se muestra la validación y los experimentos que pueden realizarse en el laboratorio. En donde:

- (ACC). Agotamiento a Composición Constante
- (AD). Agotamiento Diferencial
- (AVC). Agotamiento a Volumen Constante
- (ESE). Estudio de Separadores en Etapas

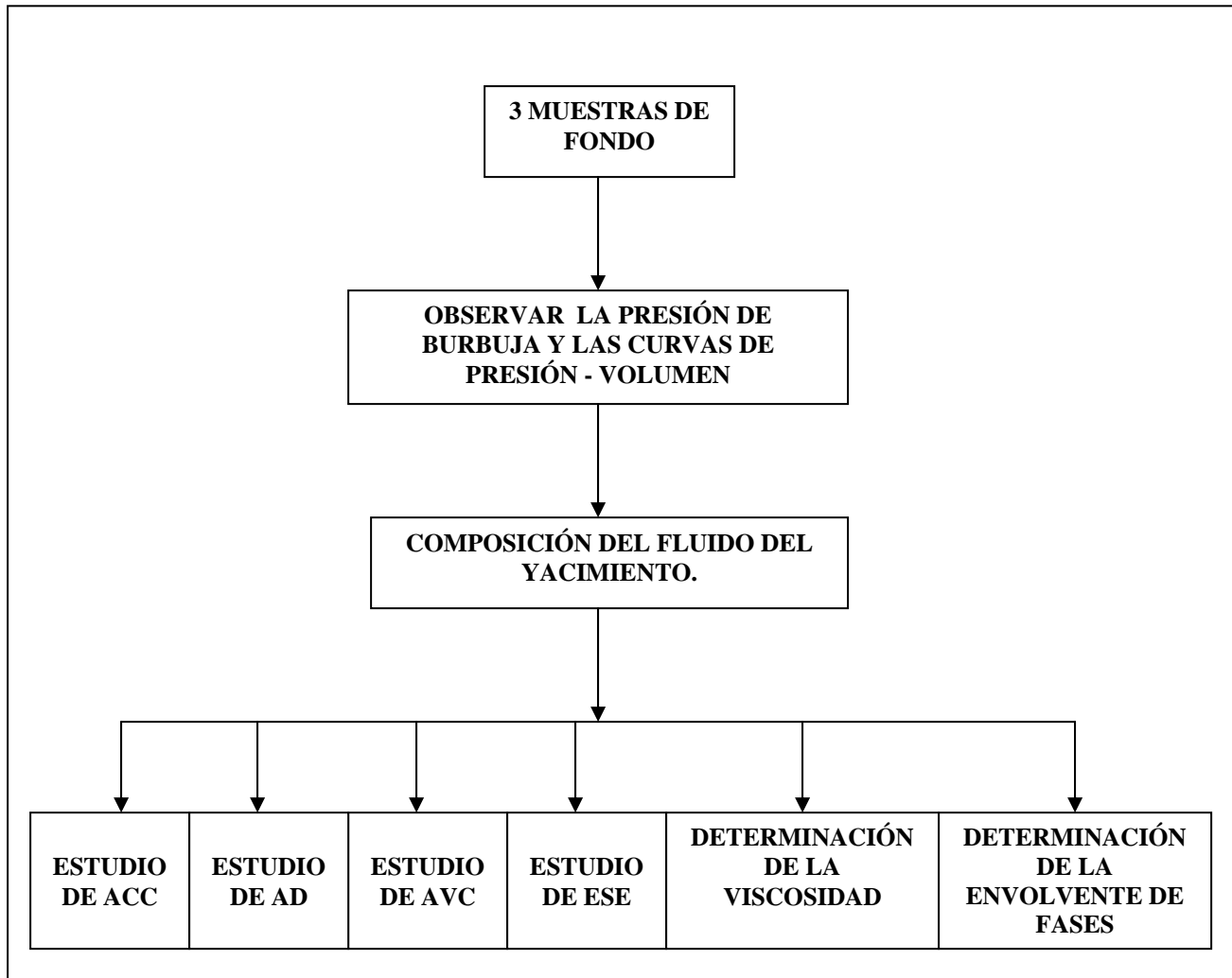


Figura 2.2. Muestreo de Fondo para aceite.

2.2.1.2 Requisitos para obtener muestras representativas.

Este tipo de muestras se puede lograr teniendo limpio y acondicionado el pozo, lo cual se logra observando que el fluido producido no contenga residuos de las sustancias utilizadas durante la perforación o la terminación, así como el caso de una estimulación. Para cumplir con los requisitos anteriores se deben satisfacer las siguientes condiciones:

1. El contenido de lodo debe ser menor que 0.5%
2. El contenido de agua debe ser menor que 5%
3. La salinidad de agua producida debe ser igual a la salinidad de agua de la formación.
4. Si el pozo se acidificó, el PH debe ser igual a 7.
5. El volumen de líquido producido debe ser de 5 a 10 veces el volumen del pozo.
6. Si el tiempo de producción ha sido menor a 12 horas para tener los requisitos anteriores, entonces se recomienda que se deje fluir el pozo un tiempo adicional igual a la mitad del tiempo en que se consideró que estaba limpio.

7. Si la RGA no cambia al reducir la producción cuando menos a través de tres estranguladores diferentes, ello indica que se trata de un yacimiento de aceite bajosaturado cuya presión no ha caído por debajo de la presión de saturación y en este caso el pozo puede considerarse acondicionado.

El acondicionamiento del pozo consiste precisamente en producir el aceite alterado por las operaciones de perforación y/o terminación del pozo, localizando en la formación productora cercana al pozo, y reemplazarlo por un aceite cuya composición sea igual o muy cercana a la del aceite original del yacimiento, que se encuentran alejadas en la zona del pozo.

2.2.1.3 Profundidad de muestreo.

Es necesario contar con un registro de presiones de fondo a pozo cerrado, inmediatamente antes de tomar las muestras, y que la última estación coincida con el nivel medio del intervalo productor; ya que las muestras deben tomarse en el punto medio del intervalo productor.

2.2.2 Muestreo de Superficie.

El muestreo de superficie²⁵ puede ser considerado como el método universal, con el cual se muestrean los pozos de gas, gas y condensado y pozos de aceite.

La **figura 2.3** ilustra la mayoría de las características del equipo y los datos requeridos para el muestreo de superficie.

2.2.2.1 Puntos más importantes en el muestreo de superficie.

Los puntos más importantes que deben ser considerados en la técnica del muestreo de superficie, para análisis PVT son los siguientes:

Estabilización del pozo: El pozo deberá estabilizarse por uno o dos días, teniendo todos los controles del separador y equipo de medición funcionando para la toma de las muestras. Es importante mantener un gasto de producción fijo suficiente para que el pozo se mantenga produciendo bajo condiciones prácticamente estabilizadas.

Datos del pozo en el fondo y en la cabeza: Las presiones estáticas y de fondo fluyendo, así como las temperaturas deben ser medidas. También los datos de presión en la cabeza son muy útiles en el comportamiento, pero no son requeridas para los estudios PVT.

La medición de la temperatura del yacimiento es esencial para el análisis de laboratorio. Esta medida debe hacerse con un termómetro apropiado.

Datos de equilibrio Separador –Tanque: Es necesario tener todas las presiones y temperaturas, con las cuales se realizará la separación. Se debe contar con un regulador de presión con un promedio de 0.5 psig de sensibilidad; el termómetro debe ser puesto lo más cerca posible para obtener la temperatura de liberación de gas-líquido en la superficie del separador y medir la temperatura de la corriente en el tanque. También es bueno tomar la presión en el tanque.

Exactitud en las medidas de volumen: La exactitud de medición se puede considerar excelente si se tiene un promedio de 1% de error; para tener una mayor exactitud en las medidas de gas liberado del separador, éstas deberán ser hechas a la temperatura y densidad del gas que tiene dicho medidor. **Figura 2.3**

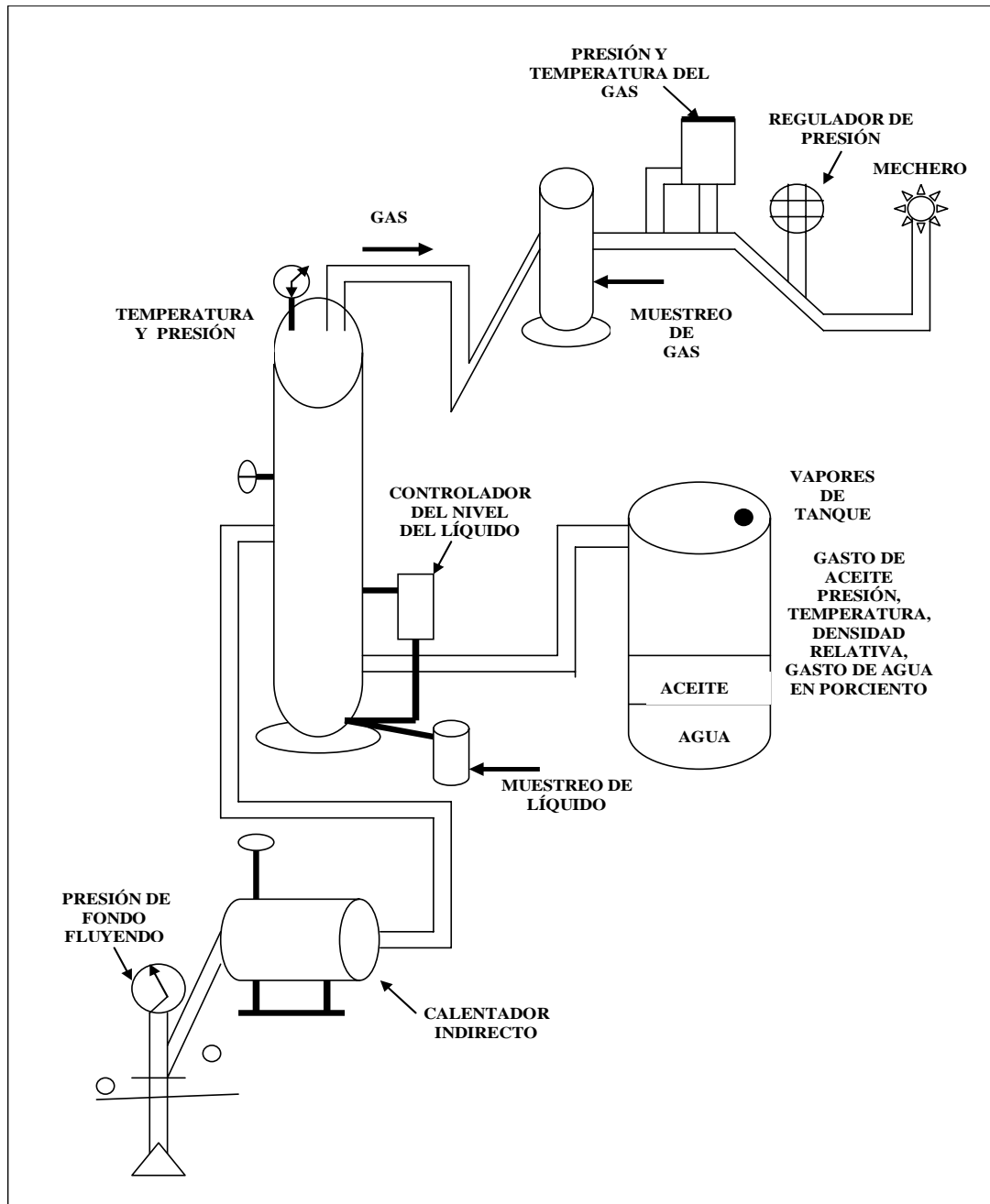


Figura 2.3. Características del equipo para el muestreo de superficie.

Las tomas de aceite y gas se realizan en las muestras correspondientes manteniendo la presión constante; para lograr lo anterior se desplaza cierta cantidad de agua del cilindro de la muestra.

La **figura 2.4**, muestra los pasos para la validación del muestreo de superficie y los experimentos que pueden realizarse en laboratorio.

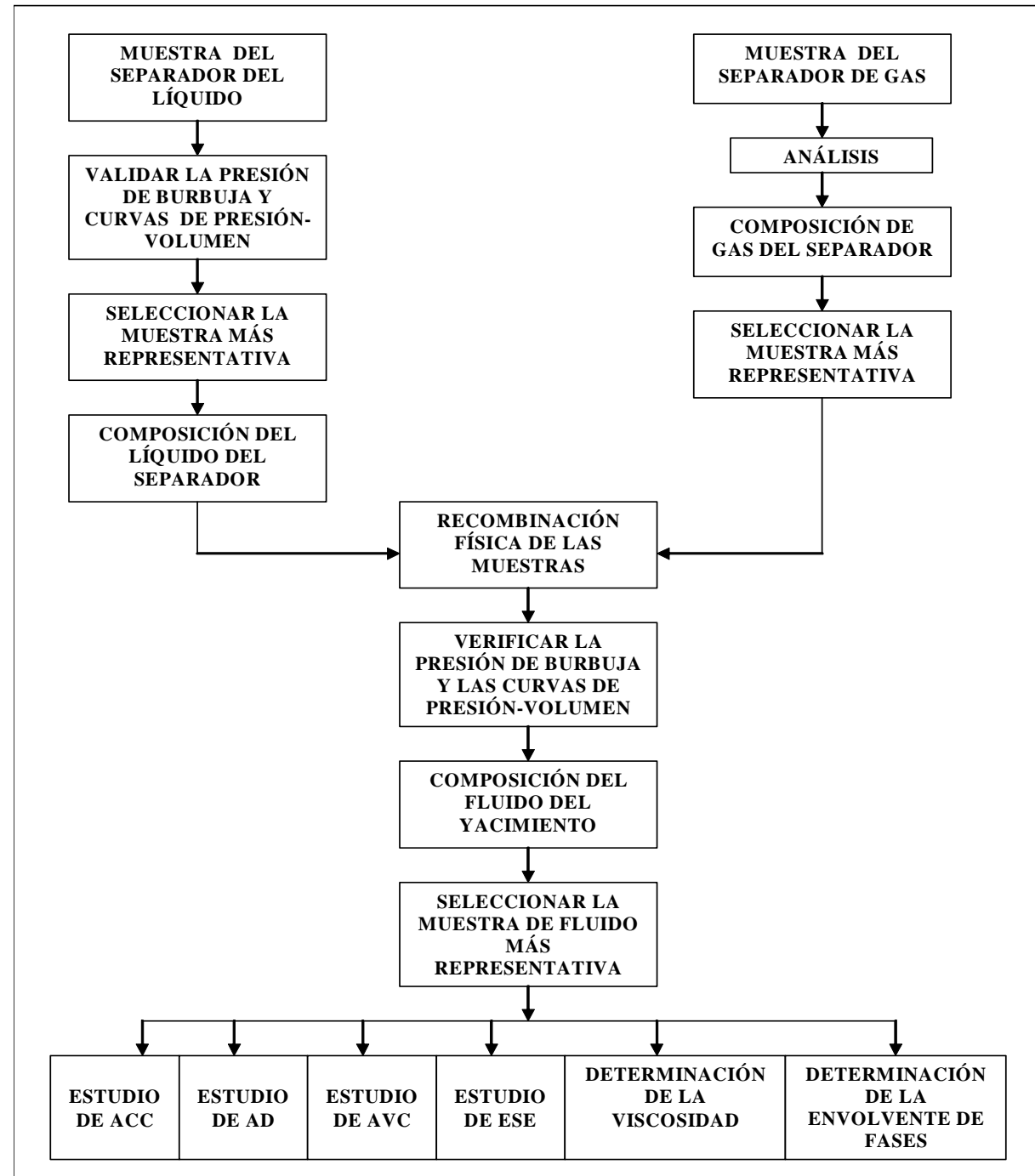


Figura 2.4. Muestreo de superficie para aceites.

2.2.2.2 Recombinación de muestras de superficie.

La recombinación de fluidos de superficie, gas y líquido, usualmente del separador, se realiza con el objetivo de poner el gas y líquido nuevamente juntos para reproducir el hidrocarburo del yacimiento.

Las muestras de gas y líquido del separador se pueden recombinar teniendo en cuenta la RGA o la presión de saturación del yacimiento. Este factor es seleccionado dependiendo de las características del yacimiento y de la información que se tenga de éste.

En yacimientos saturados, el gas producido en superficie, será el gas liberado del líquido del yacimiento más el gas aportado por la capa de gas libre del yacimiento.

La RGA medida en el separador es mayor a la RGA del yacimiento.

Es mucho más confiable usar el dato de la presión de yacimiento actual ($P_{\text{saturación}}$) como objetivo de recombinación, que la relación gas-aceite (RGA).

Es importante el acondicionamiento del pozo y la toma de toda la información que se menciona a continuación, el día del muestreo.

- Presión del Separador
- Temperatura del Separador
- Flujo de gas
- Flujo de Aceite
- RGA

Procedimiento de Recombinación.

1. *Control de calidad de las muestras de Gas.*

El control de calidad de las muestras se realiza para verificar que las muestras son representativas del yacimiento y no ocurrieron pérdidas de fluido o contaminación en el transporte de las muestras del campo al laboratorio.

Para el caso de las muestras del gas se debe considerar:

- Presión de apertura, debe ser muy cercana a la presión de muestreo.
- Análisis composicional del gas. El gas debe estar libre de contaminación con aire.
- Compresión del gas. Se realiza para tener el gas a alta presión para facilitar la mezcla con el aceite.

2. *Control de calidad de las muestras de Aceite.*

- Presión de apertura, puede registrar un valor más bajo que la presión de muestreo, debido a la compresión térmica (Diferencia de temperatura del Separador al laboratorio).
- La presión de saturación a la temperatura del separador, deber de dar un valor muy cercano a la presión de muestreo.
- Liberación instantánea a temperatura del separador, lo cual nos permitirá conocer la RGA y el factor de formación del separador, parámetros claves para los cálculos de recombinación. El gas y aceites obtenidos de la liberación instantánea deben ser analizados por cromatografía.

3. *Cálculos de Recombinación – Datos necesarios.*

- RGA del yacimiento.
- Volumen de aceite a recombinar.
- Presión y factor de compresibilidad del gas.

4. *Preparar la celda de Recombinación.*

- Se hace un buen lavado de la celda con Tolueno y Acetona para disolver los fluidos contenidos anteriormente en la celda. Después se hace vacío por aproximadamente una hora.

5. *Inyectar el volumen de gas y aceite calculado.*

- Transferir el volumen calculado de gas y aceite de los cilindros a la celda de recombinación.

6. *Ajustar las condiciones de yacimiento en la celda*

- Presurizar y calentar la celda a temperatura de yacimiento.

7. *Presurizar y agitar.*

- Se debe presurizar la muestra aún mas, por encima de la presión del yacimiento, y agitar constantemente buscando la mezcla total de las dos fases y logrando la homogenización de la muestra.

8. *Comprobación del resultado final.*

- Sí el objetivo es la RGA del yacimiento entonces se debe realizar una Liberación Instantánea.
- 1. Si la RGA es mas baja de la esperada, se inyecta gas, y se repiten los pasos anteriores, homogenización de la muestra a alta presión con agitación constante hasta lograr dicha homogenización, y nuevamente una liberación

- Instantánea para revisar la RGA, se repiten los pasos anteriores hasta alcanzar la RGA esperada.
2. Si la RGA es mas alta que la esperada, se inyecta aceite, se homogeniza la muestra y se realiza nuevamente la Liberación Instantánea para revisar la RGA, se repiten los pasos anteriores hasta alcanzar la RGA esperada.
- Si el objetivo es la presión de saturación entonces se debe realizar una relación presión-volumen (RPV).
1. Si $p_{sat} < p_{esperada}$ entonces se inyecta gas, se homogeniza la muestra y se repite la RPV. Se repiten los pasos anteriores hasta alcanzar la presión de saturación buscada.
 2. Si $p_{sat} > p_{esperada}$ entonces se inyecta aceite, se homogeniza la muestra y se repite la RPV. Se repiten los pasos anteriores hasta alcanzar la presión de saturación buscada.

La **figura 2.5** muestra de manera gráfica como es el proceso de recombinación.

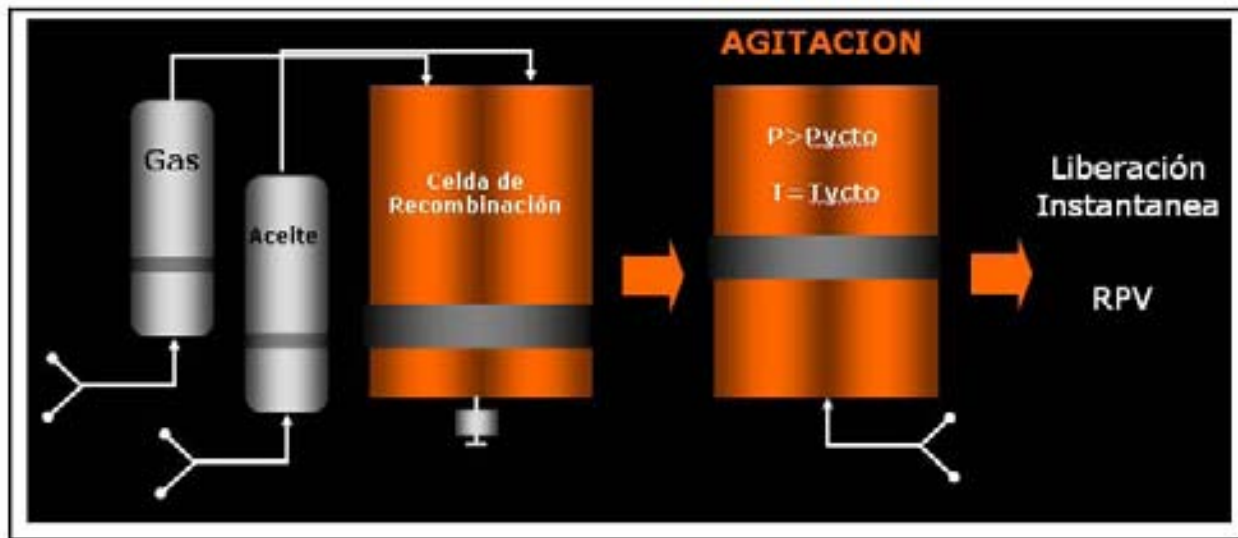


Figura 2.5. Procedimiento de recombinación.

2.3 EXPERIMENTOS QUE DEBEN REALIZARSE EN EL LABORATORIO.

Una vez validada las muestras en el laboratorio, se procede a realizar los diferentes experimentos o pruebas, dependiendo el tipo de fluido ya sea aceite o gas.

Cuando la muestra es de aceite negro se realizan dos análisis básicos.

- Agotamiento a Composición Constante o Prueba de Liberación Flash, Instantánea.
- Agotamiento Diferencial ó Prueba de Liberación Diferencial.

En el caso de existir la duda de que si es el yacimiento es de aceite volátil o de aceite ligero deberán de realizarse cuatro experimentos.

- Agotamiento a Composición Constante o Prueba de Liberación Flash, Instantánea.
- Agotamiento Diferencial o Prueba de Liberación Diferencial.
- Agotamiento a Volumen Constante.
- Estudios de Separadores en Etapas.

Para yacimientos de gas y condensado con condensación retrograda deben realizarse tres experimentos.

- Agotamiento a Composición Constante o Prueba de Liberación Flash, Instantánea.
- Agotamiento de Volumen Constante.
- Estudio de Separadores en Etapas.

La finalidad de realizar estos experimentos es conocer las propiedades físicas y químicas de los fluidos del yacimiento. En cada uno de los experimentos, se obtiene información del fluido que es de gran importancia en todos los estudios que se realicen para la explotación de los campos.

La información que se obtiene de cada uno de los diferentes experimentos es la siguiente.

Agotamiento a Composición constante o Prueba de Liberación Flash, Instantánea.

1. La presión de saturación.
2. La compresibilidad de líquido a presiones arriba de la presión de saturación.
3. El volumen relativo al volumen de fluido (aceite o gas) a la presión de saturación.
4. La compresibilidad de la fase líquida, cuando los componentes ligeros han sido liberados.
5. El factor de compresibilidad del gas liberado.

Agotamiento Diferencial o Pruebas de Liberación Diferencial.

1. El volumen relativo al volumen de aceite residual.
2. El volumen de gas liberado durante cualquier decremento de presión, el cual puede ser convertido a una relación gas disuelto.
3. Densidad del aceite.
4. Factor de compresibilidad del gas.
5. Densidad del gas.
6. La viscosidad del aceite empleando el viscosímetro apropiado.

Agotamiento a Volumen Constante.

1. La presión de saturación, ya sea punto de burbuja o punto de rocío.
2. La compresibilidad del gas extraído o producido en cada etapa.
3. La saturación del líquido como fracción del volumen de la celda.
4. La composición del gas extraído en cada etapa.

5. El peso molecular y la densidad relativa de la fracción pesada del gas en cada etapa.
6. La viscosidad del vapor.
7. La composición del líquido en la última etapa de presión.
8. El peso molecular del líquido en la última etapa de presión.
9. La viscosidad del líquido empleando el viscosímetro apropiado.

Estudio de Separadores en Etapas.

1. El encogimiento del aceite al llevarlo a las condiciones de superficie, como un resultado de la liberación del gas.
2. La densidad del aceite residual y la densidad del gas liberado.
3. Para el caso de un yacimiento de gas y condensado la cantidad de líquido recuperado a condiciones de tanque.
4. Relaciones gas-líquido a cada etapa de presión.
5. Relación gas-líquido total.

Existen otros experimentos o pruebas especiales que se describirán más adelante, las cuales son importantes en procesos de recuperación por inyección de gas ya sea de tipo miscible o inmisible.

2.3.1 Agotamiento a Composición Constante (ACC), o Pruebas de Liberación Flash, Instantánea.

Se define como el proceso en el cual, todo el gas liberado de una mezcla de hidrocarburos durante una reducción de presión, se mantiene en contacto íntimo y en equilibrio con la fase líquida de donde se liberó. Es decir una muestra de líquido del yacimiento se coloca en una celda en el laboratorio. La presión es ajustada a un valor igual o más grande que la presión inicial del yacimiento, la temperatura se ajusta al valor de la temperatura del yacimiento, el decremento continuo de la presión provoca incrementos en el volumen. El procedimiento se ilustra en la **figura 2.6**.

La celda es agitada regularmente para asegurarse que el contenido esté en equilibrio. A cada etapa o paso, la presión y el volumen de los fluidos del yacimiento son medidos, el volumen se denomina volumen total V_T . La presión se grafica contra el volumen total, la gráfica reproduce parte de una isoterma de un diagrama presión-volumen.

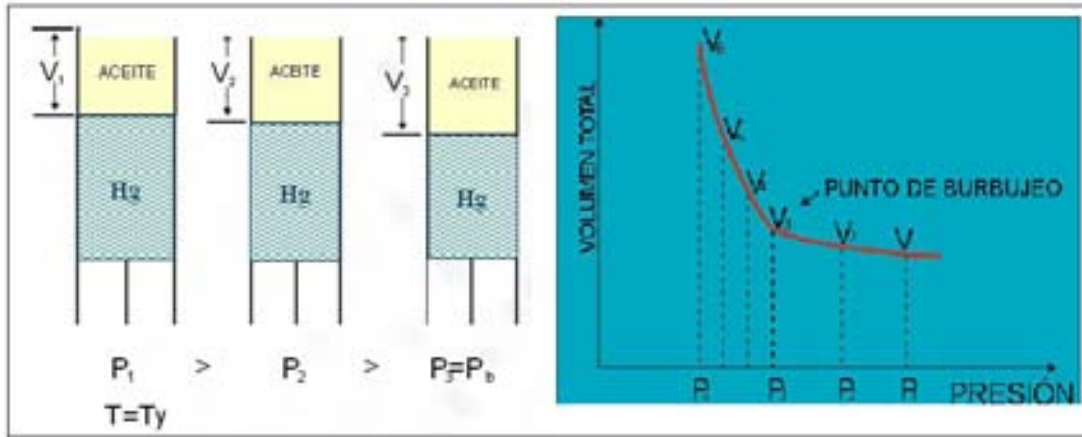


Figura 2.6 Agotamiento a Composición Constante (ACC).

De esta prueba se obtienen los volúmenes de hidrocarburo (V_h), resultantes de la disminución de presión gradual suministrada por la celda PVT a temperatura constante. Con estos datos se calcula la presión de burbujeo y el volumen de hidrocarburo a dicha presión, tal y como se muestra en la **figura 2.7**, en la cual se nota un cambio de pendiente en la secuencia de volúmenes de hidrocarburo contra la presión. Una vez hallada la intersección de ambas rectas se determina el volumen de hidrocarburo a condiciones de presión de burbuja, el cual será una variable importante para el cálculo de las propiedades PVT.

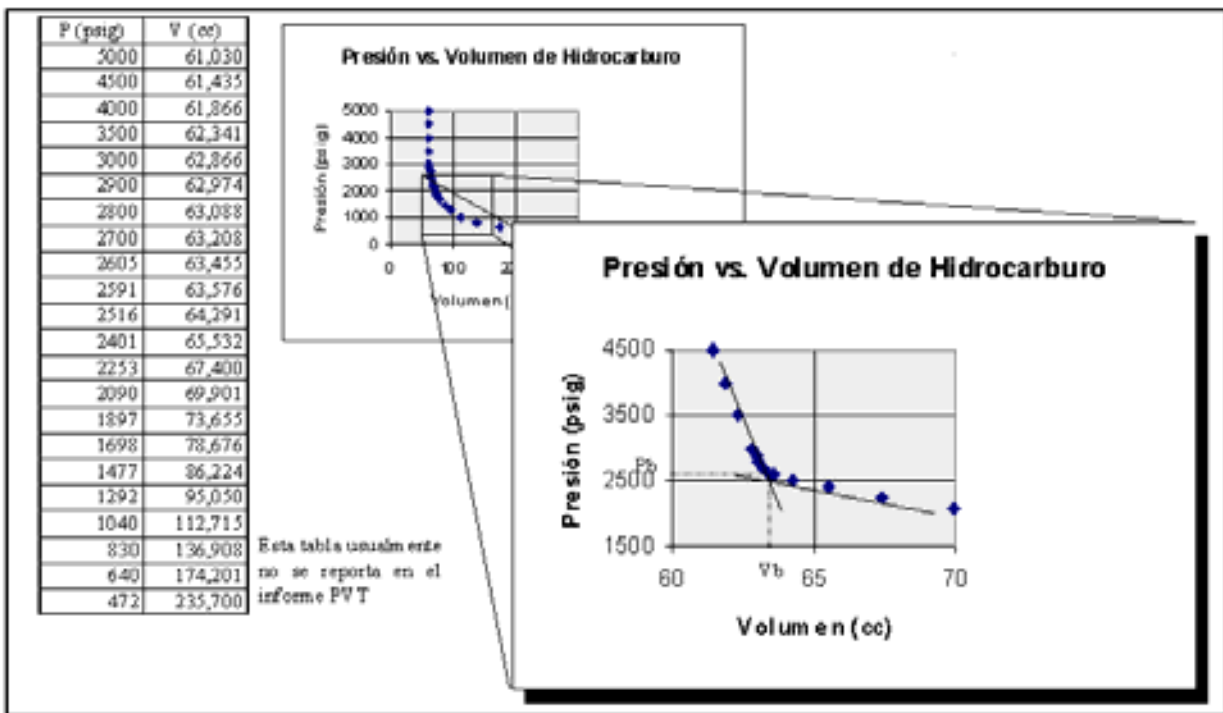


Figura 2.7. Tabla de datos provenientes de la Prueba de Liberación Flash @ 220 °F.

Basándose, en la **figura 2.7**. Al encontrar la intersección de ambas rectas, se obtuvo la Presión de Burbujeo (P_b) y el Volumen de Hidrocarburos (V_b) a dicha presión.

$$P_b = 2620 \text{ [psig]}, V_b = 63.316 \text{ [cm}^3\text{]} \text{ (Figura 2.7)}$$

Luego, se calcula el volumen relativo, dividiendo toda la secuencia de volúmenes por el valor del volumen a la presión de burbujeo V_b . Por ejemplo para la presión de 2516 psig:

$$\text{Volumen relativo (Vr)} = \frac{V_h}{V_b} = \frac{64.291 \text{ [cm}^3\text{]}}{63.316 \text{ [cm}^3\text{]}} = 1.0154 \quad (2.1)$$

Para determinar la validez de la presión de burbujeo, se usa una relación de presión y Volumen relativo denominada función "Y", la cual es expresada de la siguiente manera.

$$\text{Función "Y"} = \frac{P_b - P}{P_{abs}(V_r - 1)} \quad \text{para } P < P_b \quad (2.2)$$

A continuación en la **figura 2.8** se presenta una extensión de la tabla mostrada anteriormente en la **figura 2.7**, mostrando el cálculo y el comportamiento del V_r y de la Función "Y".

En la **figura 2.8** se puede observar que a una presión de 2605 psig y una Y de 2.6, hay un punto fuera de la tendencia normal de los otros puntos. A este tipo de casos se les conoce como anomalías.

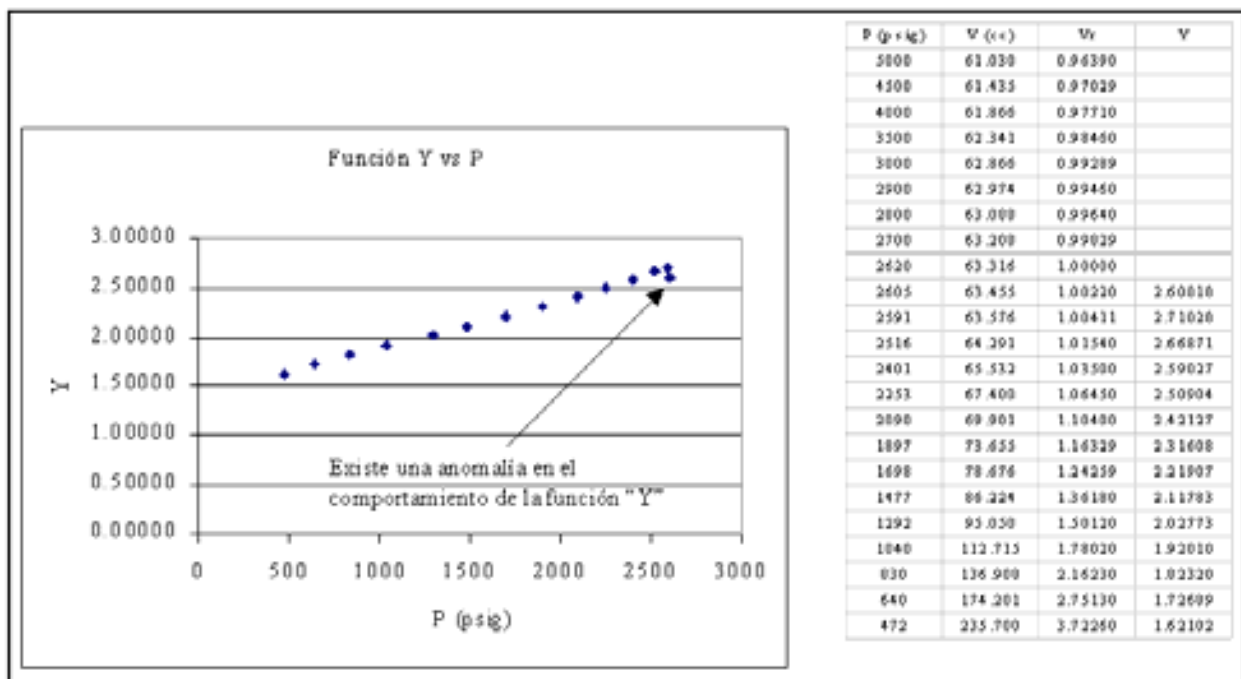


Figura 2.8. Comportamiento del Vr y de la Función "Y".

Lo ideal es que cuando se tiene sistemas compuestos básicamente por hidrocarburos, el comportamiento de V_r vs $\text{Función } Y$ es una recta, tal como se muestra en la **figura 2.9**.

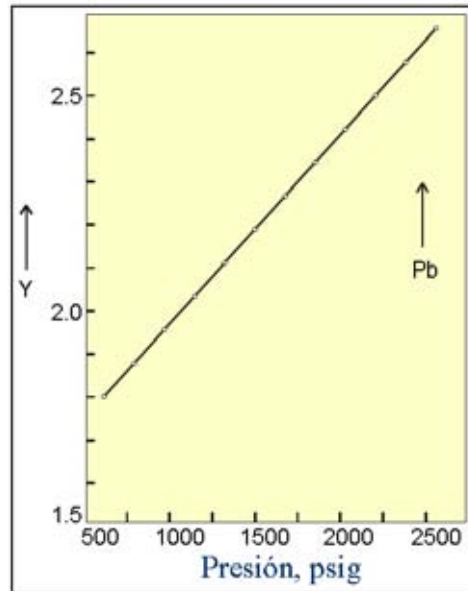


Figura 2.9. Comportamiento ideal de V_r contra la $\text{Función } Y$.

Para cuando se obtuvo un valor de la presión de burbuja mayor a la real, los valores de Y se alejan por encima de la recta, esto se observa en la **figura 2.10**.

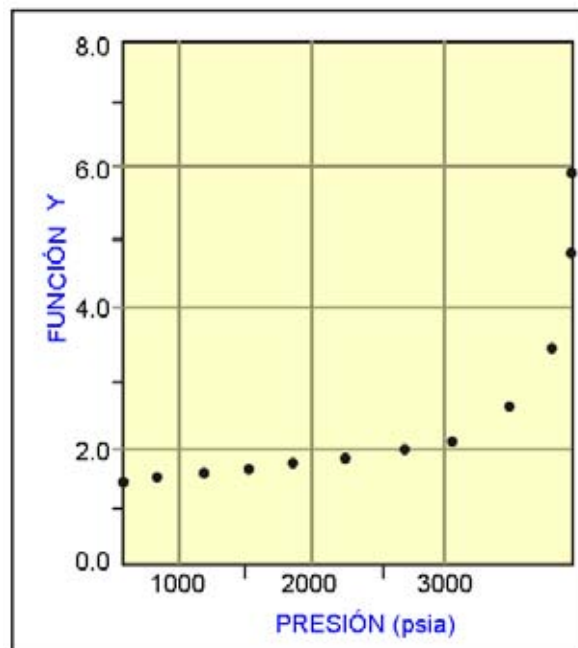


Figura 2.10. Comportamiento de V_r vs $\text{Función } Y$, para cuando se subestima la presión de burbuja.

Sí hay presencia de no hidrocarburos (CO_2 , agua) se aleja del comportamiento lineal, tal como se muestra en la **figura 2.11**.

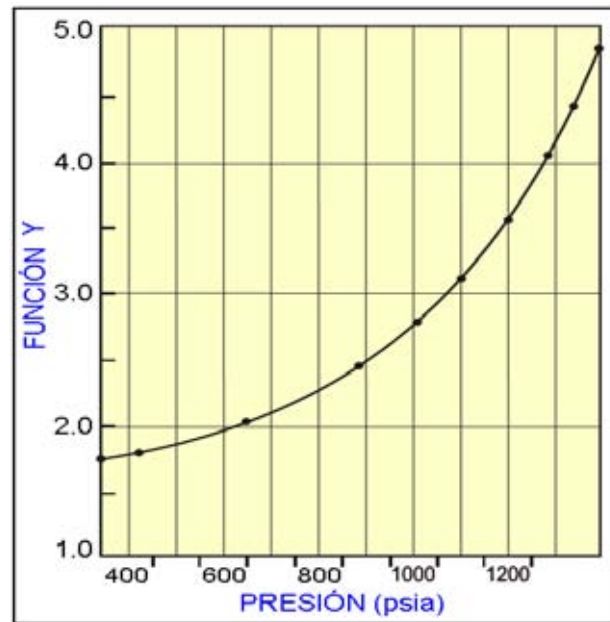


Figura 2.11. Función Y de un crudo con 40% de CO_2

Regresando al análisis de la **figura 2.8**, se puede concluir que se está subestimando la presión de burbuja por lo que se tiene que corregir.

Para corregir esta situación se procede de la siguiente manera:

1. Se eliminan los puntos que están fuera de la tendencia para realizar una regresión lineal ($y=mx + b$). **Figura 2.12**.

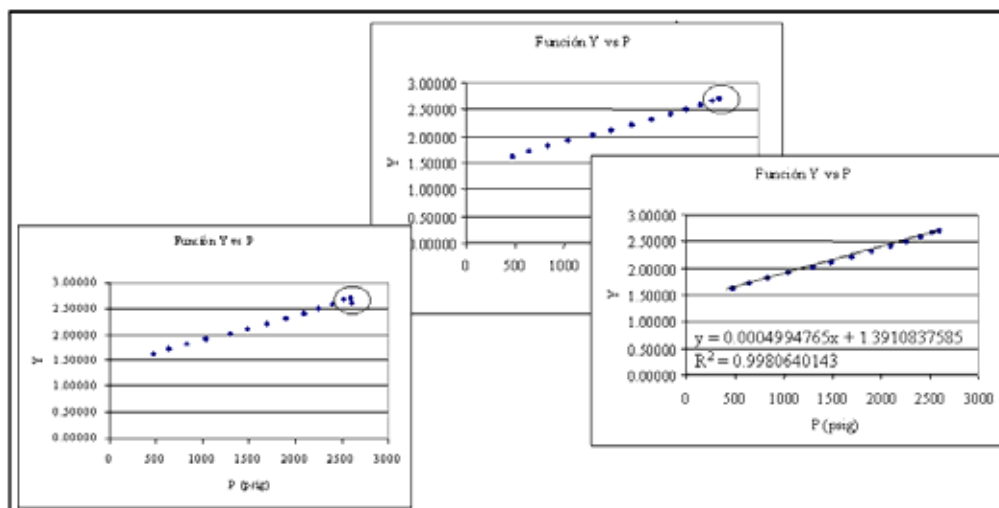


Figura 2.12. Eliminación de los puntos que están fuera de la tendencia.

- Igualar esta regresión con la Función “Y” y despejar P_b . Para generar una P_b por cada presión (P) por debajo del punto de burbuja (solo las “P” que estén dentro del comportamiento ideal). **Figura 2.13**

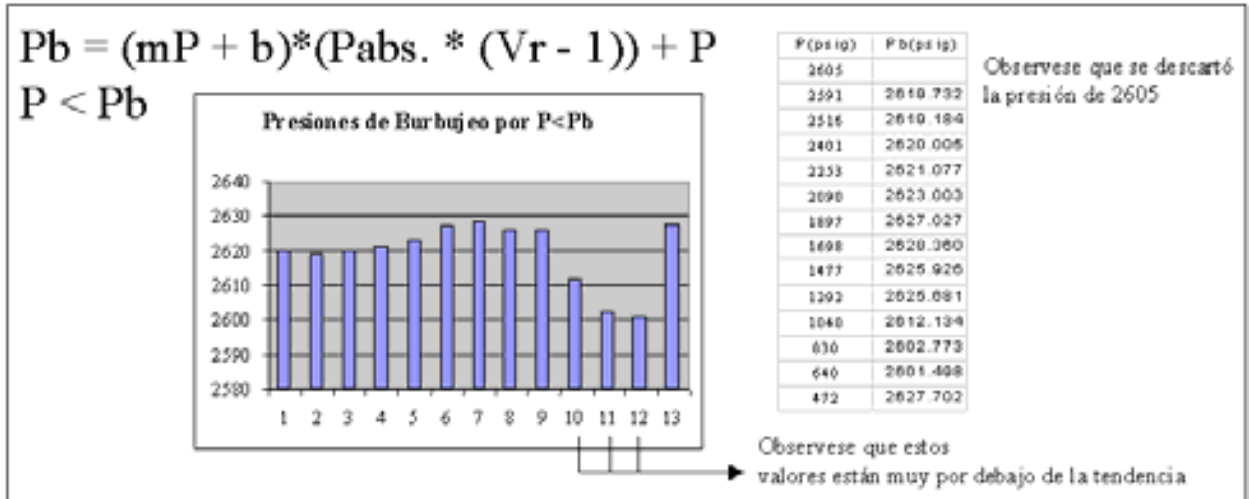


Figura 2.13. Despeje de la función Y

- Determinar la presión de burbujeo promedio, descartando los valores que estén fuera de la tendencia. **Figura 2.14**

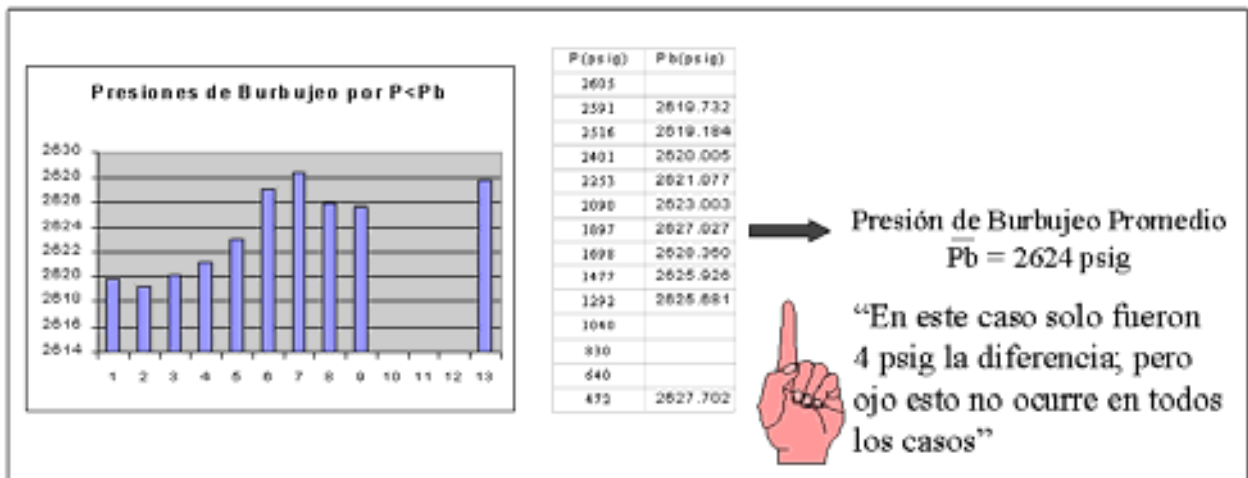


Figura 2.14. Presión de burbujeo promedio, descartando los valores que estén fuera de la tendencia.

2.3.2 Agotamiento Diferencial (AD) o Pruebas de Liberación Diferencial.

En este experimento, una muestra de aceite del yacimiento se coloca en una celda en el laboratorio, se ajusta a la presión de burbujeo, y la temperatura se ajusta a la temperatura del yacimiento. La presión se reduce por el incremento del volumen en la celda, y se agita la celda

para asegurarse que haya equilibrio entre el aceite y el gas: entonces todo el gas es expulsado de la celda mientras la presión en la celda se mantiene constante por reducción de volumen en la celda. El gas removido se conserva, se cuantifica y se le mide su gravedad específica. El volumen de líquido remanente en la celda, V_o , se mide, como se muestra en la **figura 2.15**.

El proceso se repite hasta que se alcanza la presión atmosférica, luego la temperatura se reduce hasta 60 °F, resultando un volumen remanente que será medido y que se llamará: Volumen Residual de Aceite por Agotamiento Diferencial o simplemente Aceite residual.

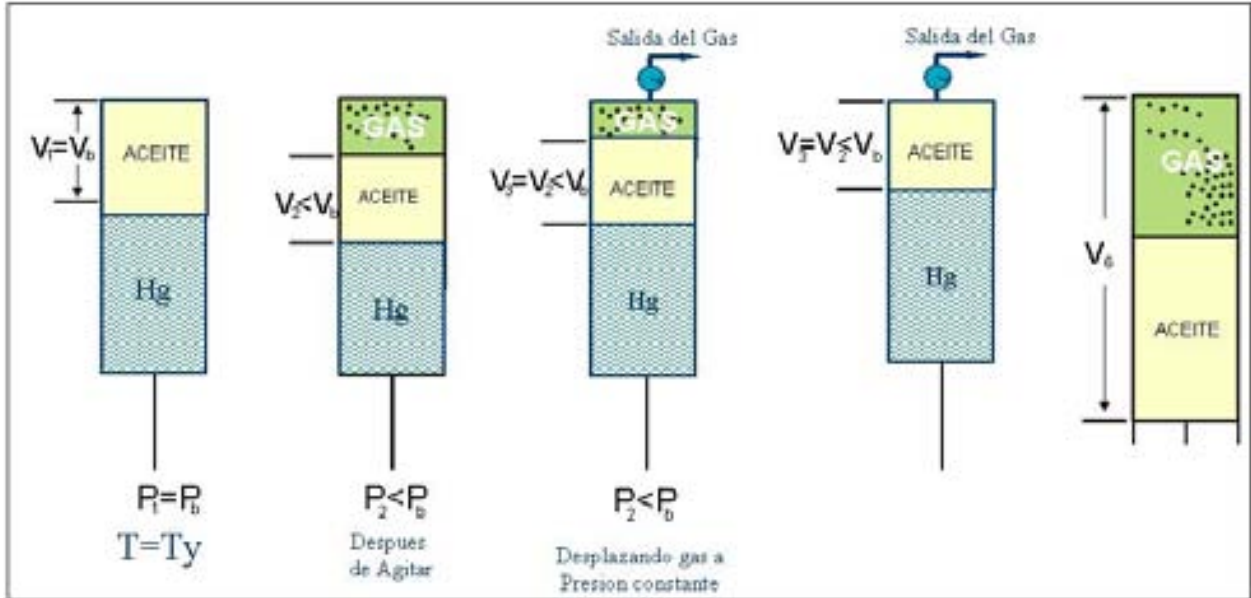


Figura 2.15. Agotamiento Diferencial (AD) o Pruebas de Liberación Diferencial.

Cada valor de volumen de líquido en la celda, V_o , es dividido por el volumen de aceite residual, este resultado es llamado volumen relativo de aceite y está dado por el símbolo B_{oD} . Es decir:

$$B_{oD} = \frac{V_o}{V_R} \quad (2.3)$$

El volumen del gas removido durante cada paso es medido tanto a condiciones estándar o atmosférica como a condiciones de la celda. El factor z se calcula utilizando la ley de Charles.

$$z = \frac{V_R P_R T_{CS}}{V_{CS} P_{CS} T_R} \quad (2.4)$$

Donde el subíndice R representa las condiciones en la celda y el subíndice CS representa las condiciones estándar. Entonces en términos del factor z , se puede calcular el factor de volumen del gas que se extrae en cada paso de la siguiente manera.

$$B_g = 0.0282 \frac{zT}{P} \quad (2.5)$$

Donde T es la temperatura del yacimiento en [°R], P es la presión del yacimiento en [psia] y B_g es el factor de volumen del aceite en [ft³ @ CY / ft³ @ CS].

El volumen total de gas removido durante el proceso completo es la cantidad de gas en solución al punto de burbuja. Este volumen total es dividido por el volumen de aceite residual. El símbolo R_{sDb} representa la cantidad de gas removido por la unidad de aceite residual. Entonces el volumen relativo total (B_{tD}) a cualquier presión se calcula como:

$$B_{tD} = B_{oD} + B_g (R_{sDb} - R_{sD}) \quad (2.6)$$

2.3.3 Agotamiento a Volumen Constante (AVC).

En este experimento durante el agotamiento se extrae solo una parte del gas liberado a presiones menores que la presión de burbuja o de rocío, manteniendo al final de cada etapa de agotamiento un volumen igual al ocupado por la muestra a la presión de burbuja o rocío; dicho volumen estará formado por aceite con gas disuelto más un casquete de gas cada vez más grande.

Figura 2.16.

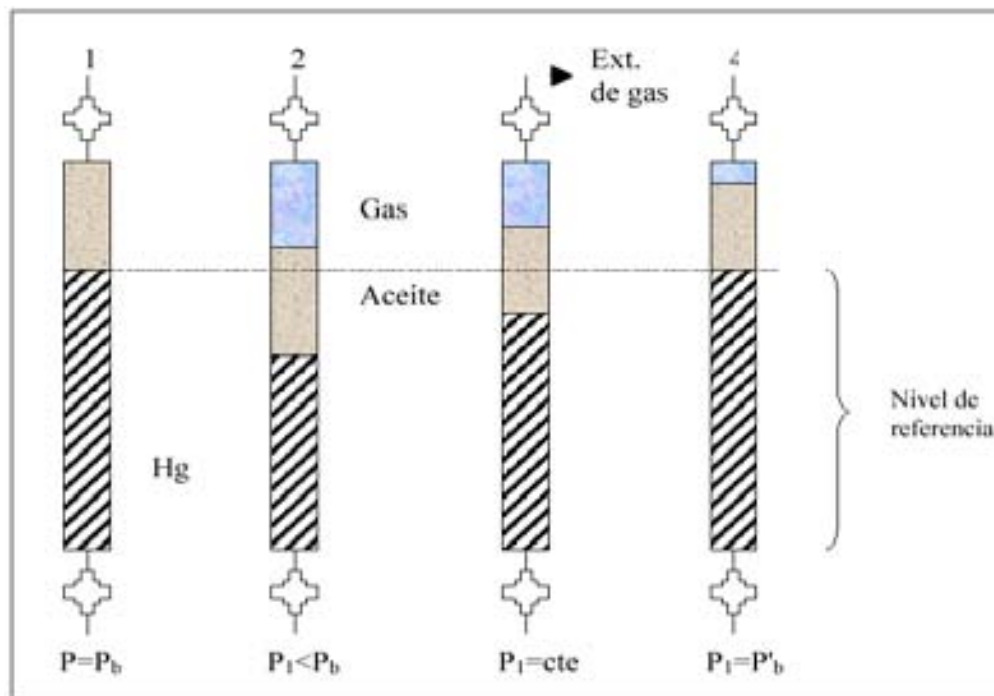


Figura 2.16. Agotamiento a Volumen Constante.

2.3.4 Estudio de Separadores en Etapas (ESE) o Prueba de Separadores.

Una muestra de líquido del yacimiento es colocado en una celda en el laboratorio y se lleva a la temperatura del yacimiento y presión de burbuja. Luego de alcanzar éstas condiciones, el fluido es extraído de la celda y pasado por dos etapas de separación, tal y como se muestra en la **figura 2.17**. La temperatura del separador y del tanque en el laboratorio se ajustan a las condiciones promedio en el campo, la presión del tanque es siempre la presión atmosférica. La presión en el separador es seleccionado por el operador.

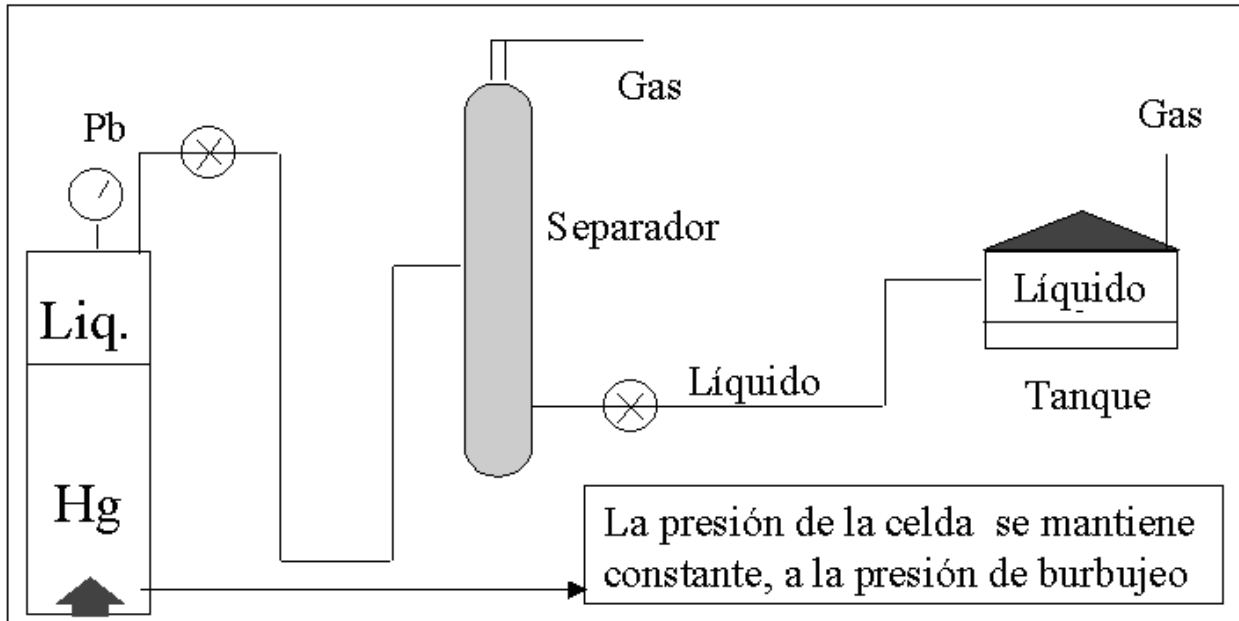


Figura 2.17 Estudio de Separadores en Etapas.

La prueba del separador, es repetida con varios valores de presión (generalmente se hacen cuatro pruebas), para determinar a cual presión del separador se obtiene mayor calidad del fluido.

El factor de volumen del aceite se calcula de la siguiente manera:

$$B_{o, sb} = \frac{\text{Volumen de líquido expulsado de la celda @ } P_b}{\text{Volumen de líquido que llega al tan que @ } C.S.} \quad (2.7)$$

El subíndice *s* indica que es resultado de una prueba en el separador, y el subíndice *b* indica condiciones de punto de burbujeo en el yacimiento.

La relación gas-aceite, se calcula de la siguiente manera:

$$RGA = \frac{\text{Volumen de gas en el separador} + \text{volumen de gas en el tan que.}}{\text{Volumen de líquido en el tan que.}} \quad (2.8)$$

Para n etapas:

$$RGA = \frac{\sum_{i=1}^n q_{gi}}{q_o} \quad (2.9)$$

La gravedad específica del gas en el separador y en el tanque son medidos, además se determina la composición del gas del separador. Finalmente, el factor de volumen en el separador se calcula. Este es el volumen del líquido del separador medido a las condiciones del separador dividido por el volumen de aceite en el tanque a condiciones estándar.

Como se dijo anteriormente, las pruebas del separador, determinan las condiciones óptimas de separación, dando como resultado un fluido de mejor calidad. Para tomar la decisión de cual es la presión óptima, simplemente se debe observar cual de las pruebas arrojó las mejores cantidades, en cuanto a las propiedades, es decir, mayor °API, menor B_o menor R_s . Tal y como podemos observar en la **figura 2.18**.

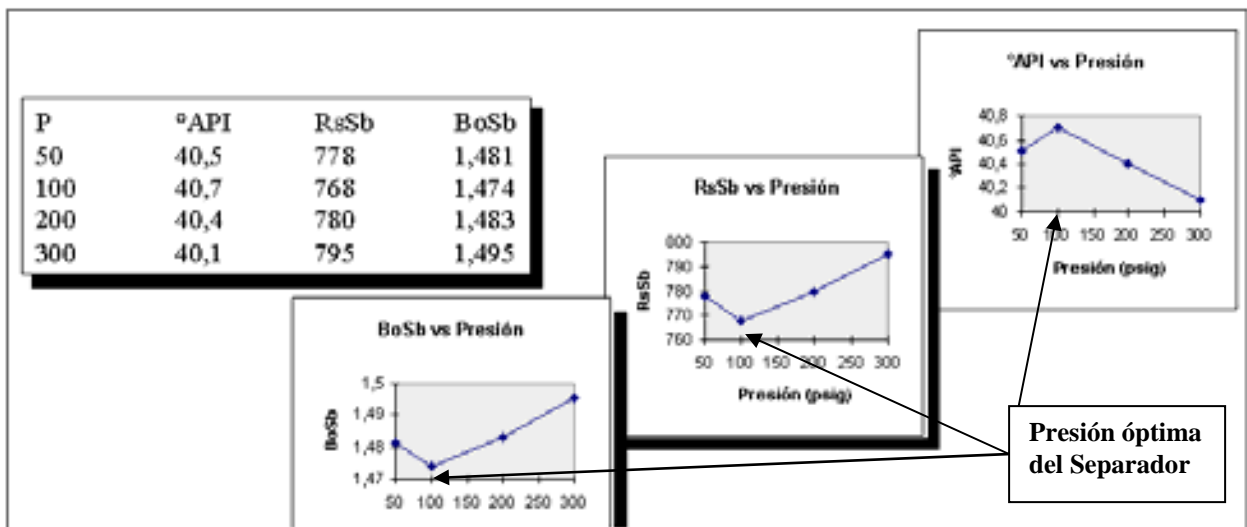


Figura 2.18. Selección óptima de la presión en el separador de datos obtenidos de pruebas de separadores.

2.3.5 Relación Presión Volumen (RPV)

Esta es una prueba realizada tomando lecturas de Presión y Volumen de la muestra a temperatura de yacimiento (**figura 2.19**) para determinar:

- La presión de saturación de la muestra.
- Cambios en volumen de los fluidos.
- Compresibilidad del aceite arriba de la presión de saturación.

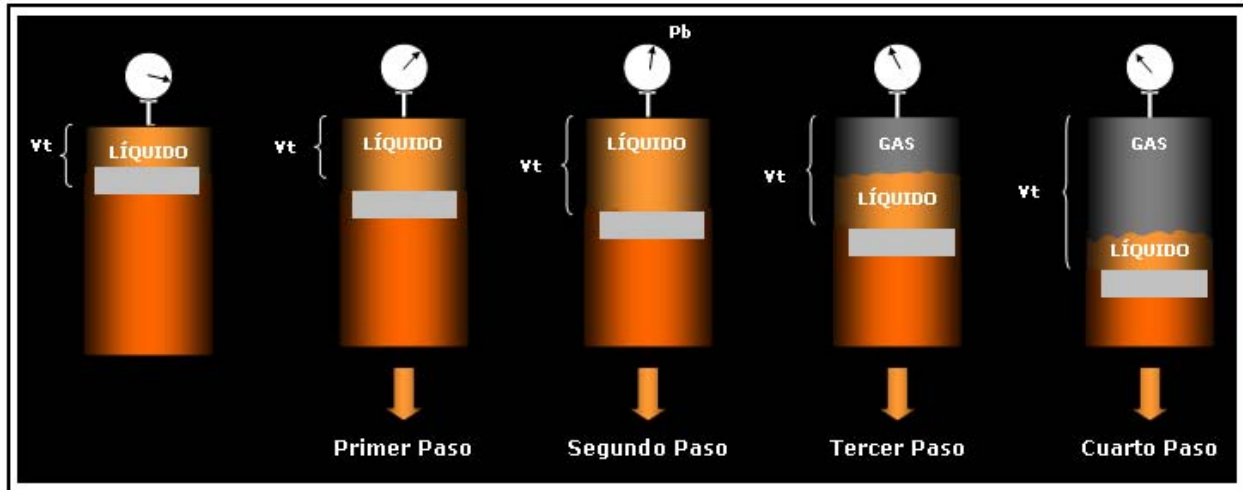


Figura 2.19. Relación Presión Volumen.

2.3.6 Prueba para medir la viscosidad.

La viscosidad del aceite a presión atmosférica y a diferentes temperaturas se mide experimentalmente con un viscosímetro tipo Saybolt, éste se muestra en la **figura 2.20**.



Figura 2.20. Viscosímetro tipo Saybolt.

El viscosímetro mostrado en la figura anterior consiste en una pequeña vasija en cuyo fondo existe un orificio calibrado y de tamaño conocido, y en la que se vierte un volumen conocido de líquido. El tiempo que éste emplea en fluir por el orificio es una medida de su viscosidad.

Los líquidos no son perfectamente fluidos sino viscosos, es decir, tienden a oponerse a su flujo cuando se les aplica una fuerza. La viscosidad viene determinada por la fuerza con la que una

capa de fluido en movimiento arrastra consigo a las capas adyacentes. Con el viscosímetro se mide la densidad relativa del líquido respecto a la del agua, que se toma como unidad. La viscosidad relativa es directamente proporcional a la densidad del líquido y al tiempo que éste tarda en fluir por el orificio, e inversamente proporcional al tiempo que invierte en fluir el mismo volumen del agua. Como la temperatura influye mucho en el valor de la viscosidad, las medidas deben realizarse a la misma temperatura. Los puntos de debilidad de la viscosidad son la temperatura y la densidad, y que la viscosidad depende directamente de estas dos propiedades.

La variación de la viscosidad del aceite con la presión a temperatura del yacimiento, se obtiene experimentalmente en un viscosímetro tipo canica rodante.

2.4 POSIBLES ERRORES EN LOS ANÁLISIS EXPERIMENTALES.

La incertidumbre²⁵ en los análisis experimentales puede deberse a las siguientes razones en general.

1. Que la muestra más representativa del fluido, obtenida por muestreo de fondo o de superficie, en realidad no represente el verdadero fluido del yacimiento.
2. Se observe que muestras de fluido de un yacimiento de diferentes pozos, muestreados relativamente en un mismo tiempo, exhiban diferencias significativas en sus propiedades, Como por ejemplo las presiones de saturación puedan variar de 400 [kg/cm²] a 450 [kg/cm²]. Si esto pasa, lo más seguro es que no se puedan obtener buenas aproximaciones en las propiedades del yacimiento. El verdadero problema es decir cual muestra es la que mejor representa el fluido original del yacimiento y obtener así los datos que mejor se ajusten. Esto es lo que se llama tener consistencia en las muestras.
3. Otro problema es que el equipo usado, no cumple con las especificaciones correctas, aunado al error humano que está presente, ya que entre menos experiencia en el manejo del equipo, el error será mayor. Por esta razón es importante que antes de ajustar y caracterizar un fluido con la ayuda de una ecuación de estado, se tenga la certeza de que es el fluido que mejor representa las características del yacimiento. Efectuando lo anterior, la ecuación de estado puede usarse posteriormente dentro de un simulador numérico y se obtendrán resultados confiables.

El método o análisis más eficiente para detectar variaciones en composición en los yacimientos de aceite volátil o de gas y condensado, es el llamado agotamiento a volumen constante. Además de un método eficiente para validar el análisis hecho en el laboratorio, al observar posibles cruces de las curvas de valores K o constante de equilibrio, que significa que alguna medición es errónea principalmente en la composición del gas.

2.5 COMBINACIÓN DE EXPERIMENTOS PVT PARA OBTENER LAS PROPIEDADES DE LOS HIDROCARBUROS.

2.5.1 Factor de volumen del aceite, B_o .

- B_o , para cuando la presión del yacimiento es mayor que la presión de burbuja ($B_o @ p_y > p_b$)

A una presión por encima de la presión de burbuja, el B_o es calculado combinando datos de la prueba de Liberación Flash y datos de la prueba del Separador y se obtiene de la siguiente manera.

$$B_o = \left(\frac{V_t}{V_b} \right)_F B_{oSb} \quad (2.10)$$

Donde:

B_{oSb} es el factor de volumen del aceite medido en la prueba del separador.

V_t es el volumen total de hidrocarburos que se tiene en la prueba de Liberación Flash.

V_b es el volumen de hidrocarburos medido a la Presión de burbuja en la prueba de Liberación Flash.

- B_o , para cuando la presión del yacimiento es menor que la presión de burbuja ($B_o @ p_y < p_b$)

A una presión por debajo de la presión de burbujeo, el B_o es calculado combinando datos de la prueba de Liberación Flash y datos de la prueba del Separador.

$$B_o = B_{oD} \left(\frac{B_{oSb}}{B_{oDb}} \right) \quad (2.11)$$

Donde:

B_{oD} es el factor de volumen del aceite medido en la prueba de Liberación Diferencial.

B_{oDb} es el factor de volumen del aceite medido en la prueba de Liberación Diferencial a la presión de burbuja.

B_{oSb} es el factor de volumen del aceite medido en la prueba del separador.

2.5.2 Relación gas disuelto en el aceite, R_s .

Como ya se había mencionado en el capítulo 1, la relación gas disuelto en el aceite, se mantiene constante por encima de la presión de burbuja. Por lo tanto, para cuando la presión del yacimiento sea mayor a la presión de burbuja, la R_s va a ser igual a la que se mida en la prueba del separador.

$$R_s = R_{s_{sb}} \quad (2.12)$$

Donde:

$R_{s_{sb}}$ es la relación de gas disuelto medida en la prueba del separador

Para el cálculo de la R_s , para presiones por debajo de la presión de burbuja, se obtendrá por la combinación de la prueba de Liberación Diferencial y la prueba del Separador, tal como se muestra en la ecuación (2.13).

$$R_s = R_{s_{sb}} - (R_{s_{Db}} - R_{s_D}) \frac{B_{oSb}}{B_{oDb}} \quad (2.13)$$

Donde:

$R_{s_{sb}}$ es la relación de gas disuelto medida en la prueba del separador.

$R_{s_{Db}}$ es la relación de gas disuelto medido en la prueba de Liberación Diferencial a la presión de burbuja.

R_{s_D} es la relación de gas disuelto medido en la prueba de Liberación Diferencial a la presión de interés.

B_{oSb} es el factor de volumen del aceite medido en la prueba del separador.

B_{oDb} es el factor de volumen del aceite medido en la prueba de Liberación Diferencial a la presión de burbuja.

2.5.3 Factor de volumen del gas, B_g .

El B_g es calculado con el factor z medido del gas removido de la celda, durante la prueba de Liberación Diferencial.

$$B_g = 0.0282 \frac{zT}{p} \quad (2.14)$$

Donde:

z es el factor de compresibilidad del gas.

T es la temperatura a la que se encuentra la celda e igual a la temperatura del yacimiento en °R.

P es la presión a la que se encuentra la celda e igual a la presión del yacimiento en psia.

2.5.4 Factor de volumen total, B_t .

Para cuando la presión del yacimiento es menor a la presión de burbuja, el B_t puede ser calculado de la siguiente manera.

$$B_t = B_o + B_g (R_{s_b} - R_s) \quad (2.15)$$

Donde:

R_{s_b} es la relación de gas disuelto en el aceite medido a la presión de burbuja.

Por otro lado si se conoce el volumen relativo total de la prueba de Liberación Diferencial. (B_{tD}). Entonces podemos calcular al B_t de la siguiente forma.

$$B_t = B_{tD} \frac{B_{oSb}}{B_{oDb}} \quad (2.16)$$

Donde:

B_{ID} es el factor de volumen total de la formación de la prueba de Liberación Diferencial.

B_{oSb} es el factor de volumen del aceite medido en la prueba del separador.

B_{oDb} es el factor de volumen del aceite medido en la prueba de Liberación Diferencial a la presión de burbuja.

2.6 VALIDACIÓN DE LOS EXPERIMENTOS DEL LABORATORIO MEDIANTE UN SIMULADOR COMERCIAL.

La validación de los datos reportados por el laboratorio se puede realizar por medio de un simulador.

Un simulador de comportamiento de fase PVT es una herramienta que nos permite predecir el comportamiento de una mezcla de hidrocarburos, cuando se ha logrado ajustar el comportamiento volumétrico reportado por el laboratorio, asociado a una mezcla medida por medio de una ecuación de estado. El simulador utilizado contiene programadas varias ecuaciones de estado como son:

- Redlich-Kwong
- Soave-Redlich-Kwong
- Peng-Robinson
- Zudkevitch-Joffe

El ajuste del comportamiento de un fluido por medio de una ecuación de estado consiste en ajustar las gráficas del comportamiento volumétrico reportado por el laboratorio, se reproduce su comportamiento en el simulador, presentando dos gráficas y entre estas una variación, la cual hay que reducir, para considerar adecuado el ajuste. Para lo anterior el simulador grafica en forma conjunta los datos de laboratorio y los calculados con la ecuación de estado.

La mínima diferencia entre los valores calculados por el simulador y reportados por el laboratorio, es el objetivo de la caracterización PVT y se logra por medio de la variación de parámetros que intervienen en la ecuación de estado como son: presión crítica, temperatura crítica, volumen crítico, omega alfa, omega beta, etc. No podemos dar por buena una caracterización de los fluidos hidrocarburos en donde las curvas del simulador y del laboratorio, no se aproximen bajo una tolerancia establecida.

Por otro lado el ir cambiando los valores, de los parámetros de ajuste, no puede ser tan indiscriminado, ya que valores fuera del rango ocasionarían inestabilidad en el comportamiento PVT y por lo tanto en los resultados donde se apliquen

Usar el simulador es muy sencillo y sólo se necesita la composición del fluido como dato de entrada para generar el diagrama de fases.

Las tablas PVT obtenidas en el simulador pueden ser generadas y exportadas automáticamente, para otra aplicación de interés.

Procedimiento de cómo usar el simulador.

1. Abrir la aplicación del simulador.
2. Del menú principal seleccionar FILE y NEW para generar un nuevo proyecto.
3. Definir las unidades a usar (Campo o Métricas)
4. Luego en DEFINE definir las correlaciones a usar: EOS (Trabajar con el default Peng-Robinson). Viscosidad (Lohrenz-Bray-Clark)
5. Cargar la composición del fluido interactivamente asegurándose que la sumatoria del # de moles sea el 100%.
6. Introducir las propiedades del C_{7+}
7. Simular presión de Burbuja, Liberación diferencial, Liberación Flash y prueba en el separador.
8. Ver gráficos de resultados.
9. Comparar los resultados del Simulador con los del Laboratorio.
10. Asegurar consistencia de los datos.
11. Los resultados puede que no sean parecidos.
12. Introducir los datos obtenidos en el Laboratorio, por ejemplo p_b .
13. Afinar la ecuación de estado para cotejar la p_b medida en el Laboratorio.
14. Realizar regresión para afinar la ecuación de estado, posibles parámetros a modificar; T_c , P_c de los C_{7+} .
15. Una vez cotejados los datos de laboratorio con la ecuación de estado, las tablas PVT pueden ser generadas.
16. Definir los experimentos a exportar.
17. Generar las tablas PVT.

El procedimiento anterior se detalla y se comprende mejor en los capítulos 4 y 5.

CAPÍTULO 3

INTERACCIÓN DEL BIÓXIDO DE CARBONO CON LOS HIDROCARBUROS.

3.1 PROPIEDADES DEL BIÓXIDO DE CARBONO (CO₂).

3.1.1 Factor de Compresibilidad. *Z*

Recordando el capítulo 1, la ecuación para los gases reales se puede expresar de la siguiente manera.

$$PV = ZnRT \quad (3.1)$$

Donde; *Z* es el factor de compresibilidad y en donde dicho factor es un factor empírico que se determina experimentalmente para una presión y temperatura específica, *P* es la presión, *n* es el número de moles del componente (para este caso CO₂), *R* es la constante universal de los gases (varía según las unidades), *V* es el volumen molar y *T* es la temperatura.

El concepto y la derivación de la ecuación (3.1) para la aplicación del CO₂, es la misma que se mostró en el capítulo 1 para los gases hidrocarburos (gas natural), en lo que cambia es en el comportamiento.

El comportamiento del factor de compresibilidad del CO₂, en términos de la presión y temperatura se muestra en la **figura 3.1**.

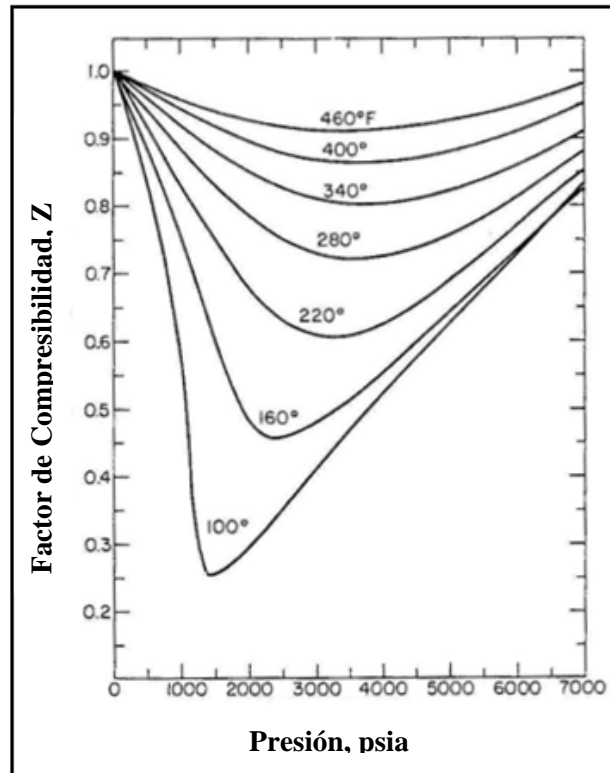


Figura 3.1. Factor de compresibilidad del CO₂

3.1.2 Densidad, ρ_{CO_2}

El CO₂ se presenta normalmente como un gas, pero también existe la posibilidad (aunque más difícil) de que se encuentre como un líquido en el yacimiento a una determinada presión y temperatura. Esta dificultad es debido a su temperatura crítica que es de 87.8 °F, este valor queda por debajo de las temperaturas de varios yacimientos petroleros del mundo, por tal razón el desplazar a los hidrocarburos en el yacimiento con CO₂ en su fase líquida no es muy común.

El CO₂ es un gas relativamente denso, se puede decir que es 50% más denso que el aire a condiciones atmosféricas y a condiciones de yacimiento tiene un factor de compresibilidad mucho más bajo. En la **figura 3.2**, se muestra con más detalle la relación de equilibrio de las fases sólido-líquido-vapor para el CO₂ por debajo de su temperatura crítica.

Condiciones de una temperatura mayor a la temperatura crítica e independientemente de la presión que se aplique, el CO₂ se comportará como un gas, incrementando su densidad cada vez que se incremente la presión. **La figura 3.3** muestra que la densidad del CO₂ está como una función continua a una determinada presión para una temperatura mayor a la temperatura crítica, pero las discontinuidades abruptas que se observan en la misma figura para una determinada presión, se presentarán para una temperatura por debajo de la temperatura crítica, en consecuencia, la disminución de la densidad del CO₂ por debajo de la temperatura crítica para una determinada presión son más grandes. También hay que notar que cerca de la región crítica

(87.8 °F) las densidades del CO₂ son mayores durante un proceso isobárico (presión constante), por lo que al tratar de desplazar al hidrocarburo, el CO₂ puede ser más pesado y en consecuencia tener una eficiencia de barrido muy pobre.

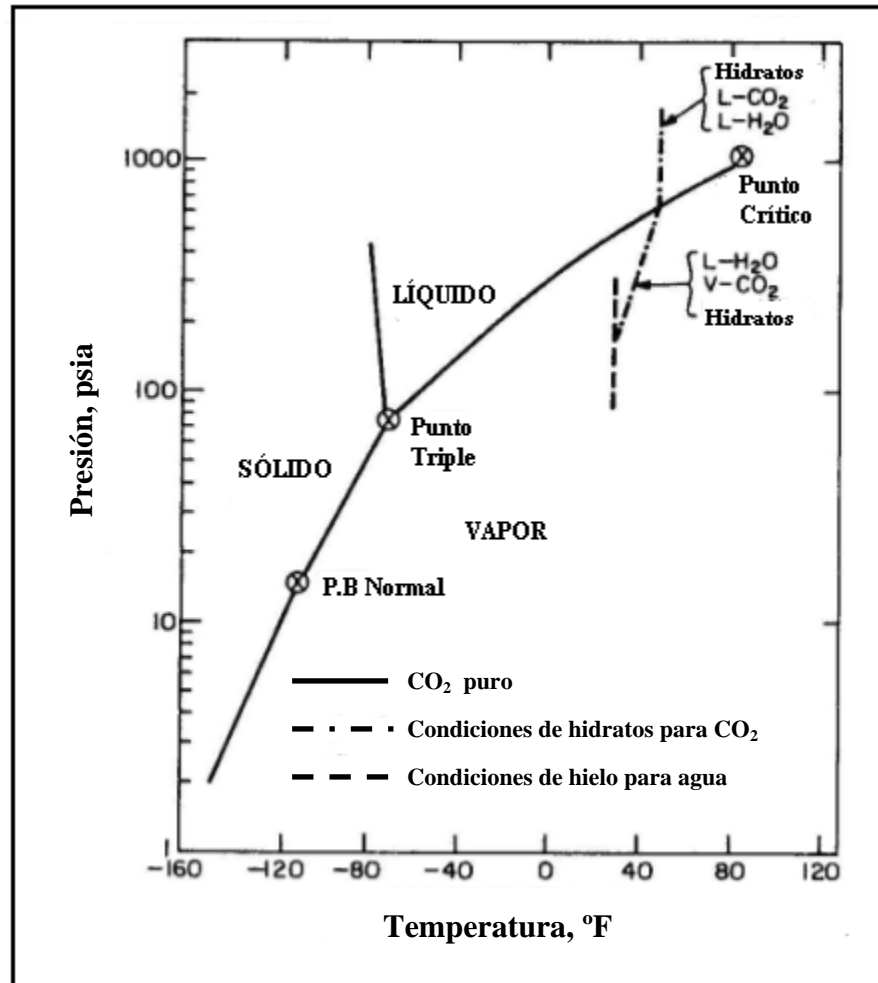


Figura 3.2 Diagrama de Presión - Temperatura del CO₂

La densidad del CO₂ en [lb/ft³] a presiones bajas puede ser calculada por la siguiente ecuación.

$$\rho = \frac{PM}{ZRT} \quad (3.2)$$

Donde:

P es la presión, psia.

M es el peso molecular (CO₂ = 44.01).

Z es el factor de compresibilidad.

T es la temperatura, °R.

R es la constante del gas universal, 10.73 (psia, ft³ / lb-mol, °R).

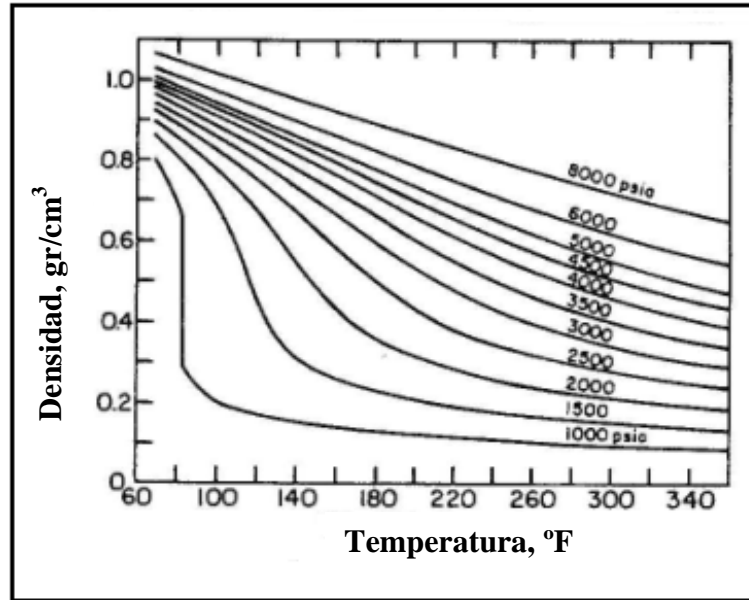


Figura 3.3. Densidad del CO₂ en función de la presión y temperatura.

3.1.3 Viscosidad, μ_{CO_2}

La viscosidad del bióxido de carbono depende en gran medida o se ve afectada de acuerdo a las condiciones de presión y temperatura en las que se encuentre. La **figura 3.4** muestra lo anterior. En esta figura se puede observar que si la presión en el yacimiento se incrementa manteniendo la temperatura constante, la viscosidad aumentará considerablemente.

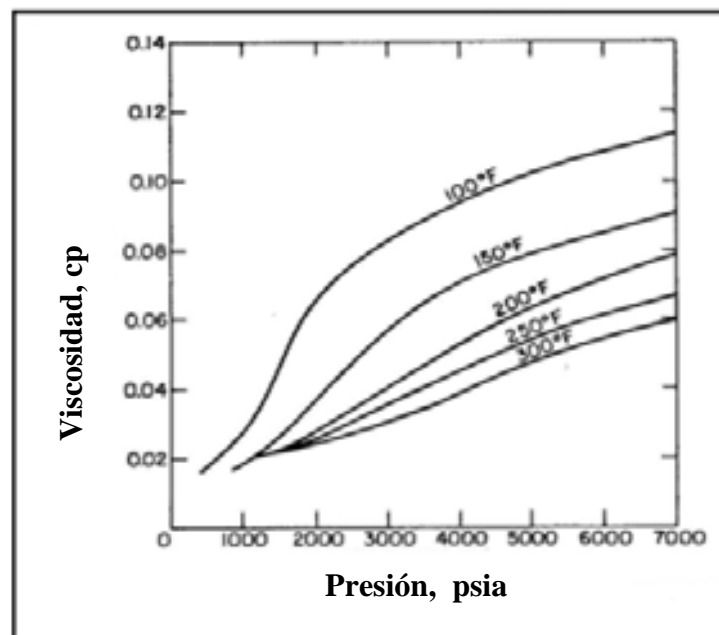


Figura 3.4. Viscosidad del CO₂ en función de la presión.

La **figura 3.5** muestra una comparación del valor de la viscosidad de diferentes componentes puros, a diferentes temperaturas y a una presión de 1 atm, Hay que notar que el CO₂ es menos viscoso que el aire y el nitrógeno.

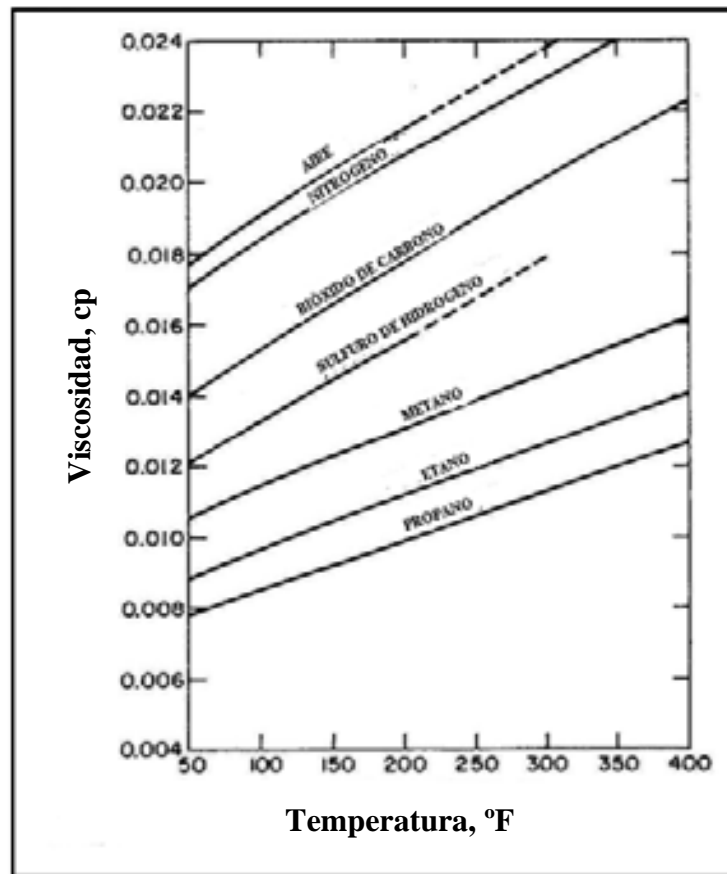


Figura 3.5. Viscosidad de varios gases en común a presión atmosférica y diferentes temperaturas.

3.1.4 Entalpía, H_{CO_2}

La entalpía es una magnitud de la termodinámica simbolizada con la letra H, la variación de entalpía expresa una medida de la cantidad de energía absorbida o cedida por un sistema termodinámico, que es igual a la cantidad de energía que tal sistema puede intercambiar con su entorno.

La entalpía total de un sistema no puede ser medida directamente al igual que la energía interna, en cambio, la variación de entalpía de un sistema si puede ser medida experimentalmente. El cambio de la entalpía del sistema causado por un proceso llevado a cabo a presión constante, es igual al calor absorbido por el sistema durante dicho proceso.

La entalpía se define mediante la siguiente fórmula:

$$H = U + pV \quad (3.3)$$

Donde:

H es la entalpía, (en Juoles).

U es la energía interna, (en Juoles).

p es la presión del sistema (en pascal).

V es el volumen del sistema, (en metros cúbicos).

El cambio de la entalpía en un sistema es normalmente asociado con el diseño de la potencia requerida para los compresores. En la inyección de CO₂ la entalpía tiene que ser considerada para determinar las presiones en la cabeza y en el fondo del pozo inyector, debido a que durante el viaje del gas, de la superficie al yacimiento puede ocurrir un flujo de dos fases (fenómeno no deseado). El efecto de la presión y la temperatura en la entalpía de un sistema con CO₂ esta mostrado en la **figura 3.6**. Notemos que si se tiene una entalpía de [100 BTU/lb] la presión con la que se tiene que trabajar en el sistema de la inyección de CO₂ debe a ser mayor a 1100 [psia].

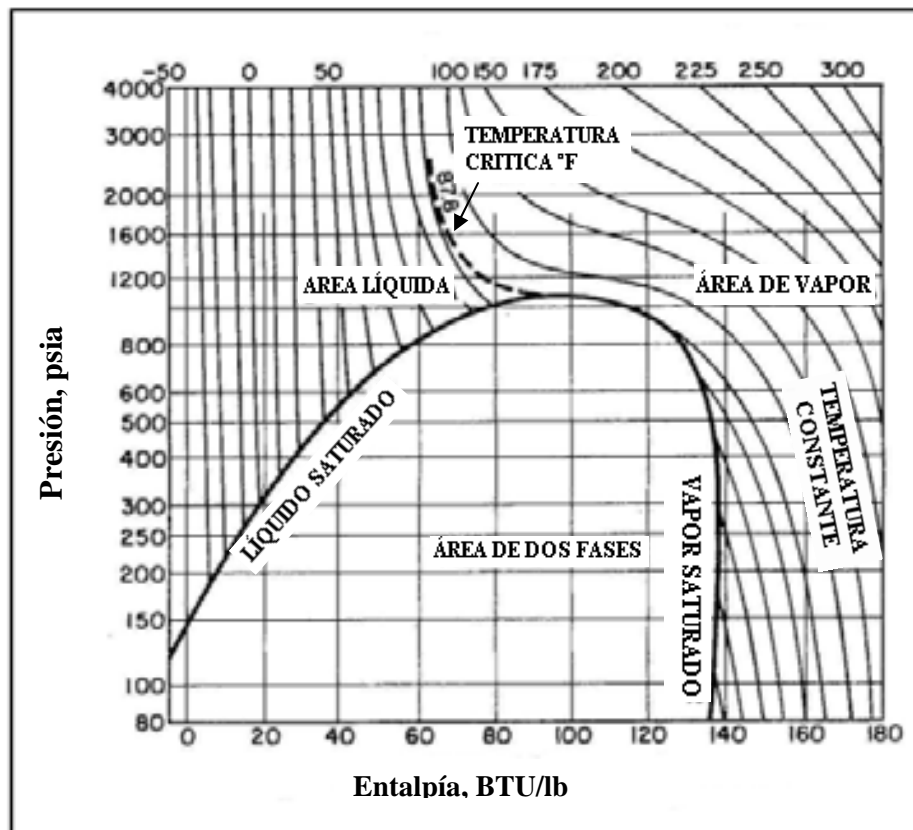


Figura 3.6. Entalpía del CO₂.

3.2 EL BIÓXIDO DE CARBONO (CO₂), COMO UN FLUIDO DESPLAZANTE.

El uso del bióxido de carbono para incrementar la recuperación de hidrocarburos (aceite principalmente) no es una idea nueva. En 1952 Whorton y colaboradores²⁶ obtuvieron la primera patente para la recuperación de aceite usando CO₂. Estos investigadores consideraron usar CO₂ como un solvente para el aceite crudo o como una inyección de agua carbonatada. Desde entonces, varios esquemas de inyección de CO₂ ya sea en fase líquida o gas han sido sugeridos.

Algunos de estos esquemas son:

- Inyección continua de gas CO₂.
- Inyección de agua carbonatada (Mezcla de CO₂ con agua)
- Inyección de un bache de CO₂ en fase líquida o gas, seguido por inyección de agua.
- Inyección de un bache de CO₂ en fase líquida o gas, seguido por inyección alterna de agua y gas CO₂ (proceso WAG).
- Inyección simultánea de gas CO₂ y agua a través de un sistema de inyección doble (proceso SWAG).
- Inyección de un bache de gas CO₂ seguido de una espuma (proceso FAWAG).
- Inyección cíclica de CO₂ (Huff and Puff).
- Inyección alternada de gas CO₂ (proceso SAG).

En la **figura 3.2** del presente capítulo se mostró el comportamiento de fase del bióxido de carbono. Note que el CO₂ tiene una temperatura crítica de 30 °C (87 °F). Se puede concluir que debido a esta temperatura, la fase líquida y gaseosa del CO₂ puede estar presente en la superficie, mientras que a condiciones de yacimiento muy difícilmente va a poder estar presente la fase líquida.

3.2.1 Inyección continua de gas CO₂

Es un proceso importante para identificarlo como un mecanismo de desplazamiento, pero es muy poco probable aplicarlo en la práctica, debido a que por lo regular no es rentable por el costo que tiene el CO₂, a menos que una gran cantidad de CO₂ reciclado se tenga almacenado y esté en buenas condiciones, es decir, que sus propiedades fisicoquímicas sean las idóneas para poderlo emplear. En todos los procesos de inyección de CO₂ están ligados con la relación de movilidad y el control de la gravedad (barrido areal y vertical) necesarios para barrer o desplazar porciones significantes de aceite en el yacimiento. Por lo tanto, el remplazar el alto costo del CO₂ por un fluido más barato tal como la inyección de agua para desplazamientos horizontales o nitrógeno para establecer la gravedad parece económicamente atractivo y una mejor opción, que el proceso de inyección de CO₂ continuo.

3.2.2 Inyección de agua carbonatada.

Esta técnica, consiste en agregar bióxido de carbono al agua de inyección, con el objeto de lograr una relación de movilidad favorable entre la fase desplazante y la fase desplazada por

efecto en la reducción de la viscosidad del aceite al mezclarse con el bióxido de carbono del agua. La zona de agua carbonatada se desplaza posteriormente mediante la inyección de agua.

Para la inyección de agua carbonatada, como se muestra en la **figura 3.7A**, se espera que la difusión del CO₂ en el yacimiento se de cuando la mezcla inyectada de Agua-CO₂ (agua carbonatada) entre en contacto con el aceite.

Para explicar el párrafo anterior hay que recordar que la difusión es un mecanismo de transferencia de materia en la que no intervienen los movimientos moleculares masivos, los desplazamientos o transferencias moleculares se hacen a expensas de los movimientos intrínsecos propios de las partículas, de la zona de mayor concentración a la zona de menor concentración. En el caso del gas CO₂, la difusión hacia el agua, se ve muy favorecida, debido a que el bióxido de carbono es altamente soluble en el agua. Cuando el CO₂ está totalmente disuelto en el agua de manera uniforme y se inyecta al yacimiento, esta mezcla al ponerse en contacto con el aceite, el CO₂ se difundirá hacia el aceite, es decir, parte del gas que estaba disuelto en el agua ahora estará disuelto en el aceite, considerando como condiciones principales a la presión y la temperatura.

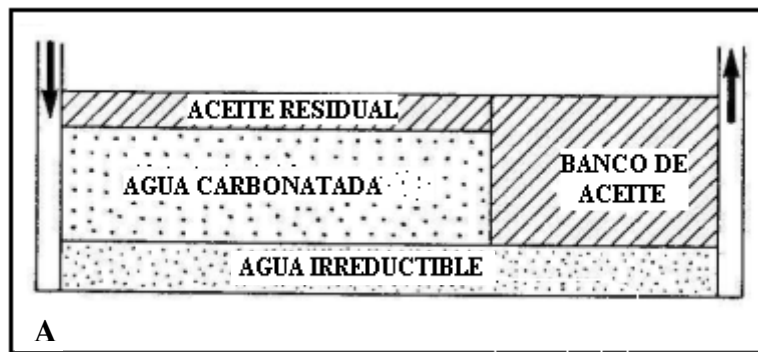


Figura 3.7A. Esquema de un proceso de inyección de agua carbonatada.

El tiempo que tarde el CO₂ en difundirse en el aceite dependerá de la velocidad de difusión, que para el caso mencionado anteriormente sería directamente proporcional a la diferencia de concentraciones del gas CO₂ entre ambos líquidos (agua-aceite) e inversamente proporcional a la diferencia de solubilidad. De esta manera el alcance de la difusión del CO₂ o lo que es lo mismo, la distancia a la que difunden las moléculas del CO₂ del agua al aceite es directamente proporcional a la velocidad de difusión y al tiempo de la misma.

En la inyección de agua carbonatada, la difusión del CO₂ es más lenta en contacto con el aceite en comparación con la inyección de un slug de CO₂ puro. Se entiende por un slug (en ingeniería de yacimientos), un volumen específico de algún fluido a inyectar al yacimiento y se usa este término para indicar que dicho fluido se mueve lentamente como un bloque, en su traducción al español, un slug significaría; tapón, bache o colchón de algún fluido a inyectar al yacimiento.

Por lo tanto la posibilidad de obtener una efectiva concentración de CO₂ en el frente del desplazamiento será mayor cuando el fluido inyectado sea un bache o un slug de CO₂ puro. Holm²⁷ en 1963 confirmó esta premisa y su trabajo se resume en la **figura 3.7A'**. En este estudio se inyectó un bache de CO₂ y agua carbonatada por separado como fluidos desplazantes, a un

yacimiento que tiene un aceite crudo de una viscosidad de 5 cp (fluido desplazado). Después de haber inyectado dos veces el volumen de poros del yacimiento, el proceso de inyección de un bache de CO₂ recuperó del 25 al 35 % más de aceite crudo que en el proceso de inyección de agua carbonatada.

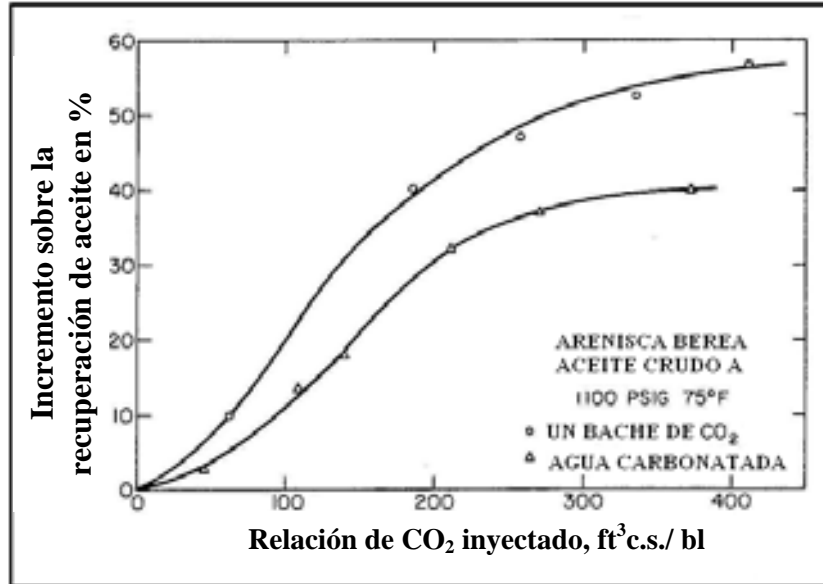


Figura 3.7A'. Recuperación de aceite usando un bache de CO₂ y agua carbonatada.

3.2.3 Inyección de un bache de CO₂ en fase líquida o gas, seguido por inyección de agua.

En la **figura 3.7B**, se muestra un esquema típico del proceso de inyección de un bache de CO₂, seguido por inyección de agua continua para empujar el bache a través del yacimiento. El agua desplaza al CO₂ de manera inmiscible dejando una saturación residual de CO₂ en el yacimiento.

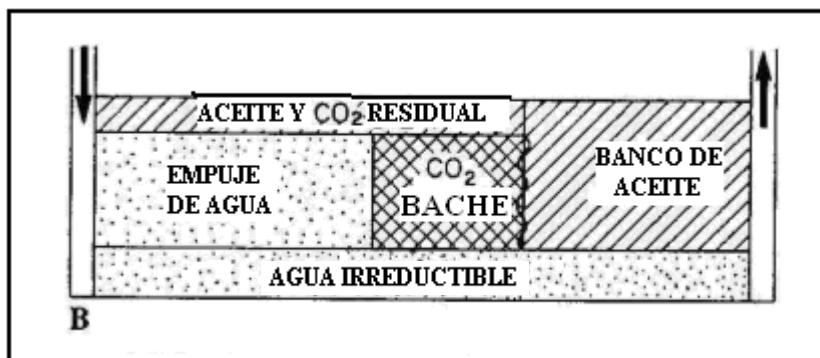


Figura 3.7B. Esquema de un proceso de inyección de un bache de CO₂ con empuje de agua.

3.2.4 Inyección de un bache de CO₂ en fase líquida o gas, seguido por inyección alterna de agua y gas CO₂ (proceso WAG).

En este proceso se alternan pequeños volúmenes (5 % del volumen de poros o menos) de CO₂ (fase gas) y agua, hasta el volumen de CO₂ (usualmente del 15 al 20% del volumen de poros) que va a ser inyectado. El objetivo de este proceso es reducir la movilidad del CO₂ y tener un mejor desplazamiento vertical y de esta manera una mejor estabilización del frente, así el rendimiento volumétrico será más grande. Después de haber inyectado alternadamente varias veces un bache de CO₂ y agua, comienza la inyección continua de agua. **Figura 3.7C.**

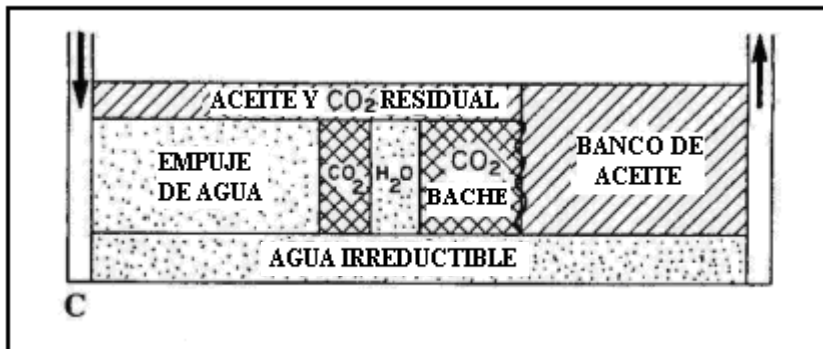


Figura 3.7C. Esquema de un proceso de inyección WAG.

La inyección WAG (Water-Alternating-Gas) da lugar a un patrón complejo de saturaciones, debido a que las dos saturaciones (agua-gas) presentes aumentarán y disminuirán alternadamente, razón por la cual se debe tener especial cuidado en la descripción de las permeabilidades relativas para las tres fases (agua-aceite-gas).

El mecanismo de desplazamiento del proceso WAG se presenta en un régimen trifásico, por lo que la naturaleza de los ciclos genera en el proceso una combinación de drene e imbibición; una condición ideal de desplazamiento del proceso WAG es que el agua y el gas tengan las mismas velocidades dentro del yacimiento.

El método de recuperación WAG, utilizando CO₂, es económico ya que el volumen de CO₂ requerido es menor en comparación con la inyección continua de CO₂; los baches de agua proveen una movilidad más favorable, generando así una mejor eficiencia de barrido y por ende una menor canalización por viscosidad y poca o casi nula segregación gravitacional.

La inyección WAG es muy sensible a heterogeneidades y necesita una adecuada descripción del yacimiento por medio de la caracterización; del mismo modo, éste método requiere de una descripción especial de las permeabilidades relativas, ya que las saturaciones de gas y de agua aumentaran y disminuirán alternadamente; nuevos modelos de presiones capilares, donde se tome en cuenta la histéresis y las permeabilidades relativas, son requeridos.

Problemas operacionales y restricciones técnicas:

- La formación de hidratos y de asfaltenos puede provocar problemas de inyección.
- Corrosión de las tuberías.
- Presentación de una temprana irrupción del gas.
- Pérdidas de gas o de agua.
- Presión, temperatura y composición de los fluidos de inyección y del aceite dentro del yacimiento.
- Diseño del arreglo de pozos inyectoros y productores.
- Técnicas de inyección.
- Espesor del yacimiento.
- Mojabilidades.
- Propiedades de los fluidos.
- Condiciones de miscibilidad.
- Tensiones interfaciales.
- Dispersión física.
- Geometría de flujo.
- Efectos de saturación.
- Anisotropía en las permeabilidades.

3.2.5 Inyección simultánea de gas CO₂ y agua a través de un sistema de inyección doble (proceso SWAG)

El agua es inyectada en la cima de la zona de aceite a desplazar y el CO₂ en la parte cercana al fondo de la zona de aceite a desplazar, por segregación gravitacional se busca que el agua fluya hacia la parte baja y el CO₂ hacia la parte alta de la zona inyectada. **Figura 3.7D**. De esta manera se busca mejorar el barrido vertical, teniendo un mejor desplazamiento del aceite. Sin embargo el incremento en la recuperación de aceite puede que sea compensado por los altos costos de operación y terminación de pozos e instalaciones superficiales que se requieren.

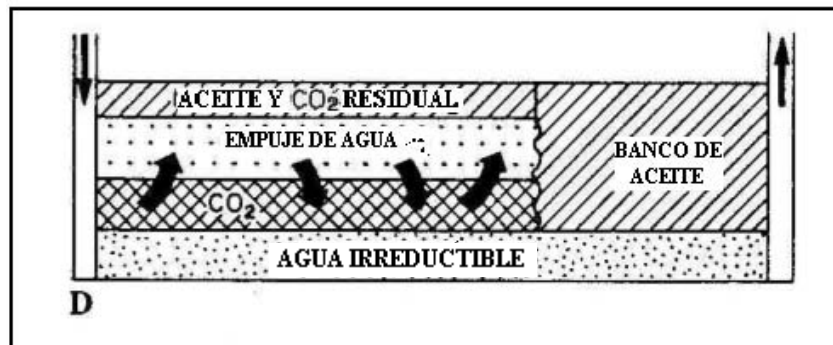


Figura 3.7D Esquema de un Proceso de inyección SWAG.

En el proceso SWAG se mezcla el gas en el agua a una presión suficiente para mantener un régimen de flujo burbuja (gas disperso en el agua) a través del pozo; el mayor reto en SWAG es mantener tales presiones (cerca de la presión de burbuja del agua), debido a que la presencia de agua y gas en la boca del pozo reduce la presión de fondo y por lo tanto la inyectividad. Así

mismo, en tanto se hace una inyección SWAG, el gas probablemente se segregue rápidamente en el yacimiento, causando una irrupción temprana.

Cuando se utiliza el CO₂ como desplazante en el proceso SWAG se presentan mejores resultados, en particular en yacimientos carbonatados debido a los gases ácidos disueltos en el agua, generando canales preferentes de flujo con alta permeabilidad; el agua carbonatada que se obtiene en este proceso es recomendada para yacimientos naturalmente fracturados con bajas permeabilidades.

Problemas operacionales y restricciones técnicas:

- Aumento en el monitoreo del sistema debido a la inestabilidad (segregación).
- La inyectividad probablemente se vea reducida debido a la presencia de dos fases y a los efectos que éstas causen respecto a las permeabilidades relativas en la vecindad del pozo, las cuales seguramente se verán más afectadas en fracturas y vóculos.
- Posible formación de hidratos.
- Relación de agua y gas inyectado, espaciamiento de los pozos, descripción del yacimiento, distribución de las permeabilidades y el barrido del flujo.

3.2.6 Inyección de un bache de gas CO₂ seguido de una espuma (proceso FAWAG).

Este proceso tiene el potencial de conectar entre sí determinadas zonas o canales permeables, mediante la generación de espuma en el yacimiento mientras éste se encuentra bajo la inyección WAG; el gas suele mezclarse con la fase que entre en contacto con él, pero la cantidad de aceite en contacto es limitada en los últimos ciclos. Con la espuma se logra que la viscosidad aparente de la fase gas se incremente, con lo cual se reduce la movilidad del gas en las zonas de alta permeabilidad, forzándolo a que entre en las zonas con menor permeabilidad, incrementando así la eficiencia de barrido del gas y por ende el factor de recuperación.

Así se ve remediada la temprana irrupción del gas gracias al control de su movilidad; también se incrementa el almacenamiento del mismo en el yacimiento, presentándose la transferencia de masa y haciendo más efectiva la eficiencia de barrido microscópica.

La espuma se formará cuando la fase gas entre en contacto con la solución surfactante acuosa; también se puede formar en el yacimiento, cuando un bache de solución surfactante sea seguido por gas de inyección, o en el pozo cuando el gas y la solución surfactante sean inyectados simultáneamente.

El surfactante puede ser aplicado de diferentes maneras: alternando gas con surfactante y como una co-inyección de surfactante en una solución acuosa; la co-inyección es el método preferible, ya que operacionalmente es muy parecido al WAG.

Criterios de selección de espumas:

- Baja retención (adsorción y baja degradación microbiana).
- Concentración mínima de surfactante para la formación de la espuma.
- Reducción adecuada de movilidad.

Problemas operacionales y restricciones técnicas:

- La alta movilidad del gas puede dar lugar a una temprana irrupción en los pozos productores.
- Reducción de la RGA en comparación con el proceso WAG.
- La adsorción (0.5 mg/g roca), será el limitante en cuestión de extensión y propagación de la espuma, para un volumen de surfactante.
- La concentración mínima crítica de compuestos químicos es del orden de 0.01% por peso de espuma.
- Las principales fuentes que causan la pérdida de eficiencia de los surfactantes son: la adsorción, la irrupción de la fase aceite y la degradación microbiana; pero si la saturación de agua no se encuentra al menos entre el 15 y el 20%, la espuma se colapsará.
- La presión de fractura y la capacidad de inyección son factores importantes a considerar, debido a que la movilidad de la espuma es muy alta.
- La dimensión espacial del tratamiento debe ser estimada antes de la inyección de gas (cantidad de surfactante, el nivel de adsorción y características del yacimiento).

3.2.7 Inyección cíclica de CO₂ (Huff and Puff).

Otra alternativa de inyección de CO₂ es la estimulación cíclica de CO₂ o “Huff and Puff” CO₂. Este proceso depende más de la extracción que del proceso de desplazamiento físico, como lo ha descrito Stern²⁹. Los mecanismos de recuperación de la estimulación cíclica mediante CO₂ son: la expansión del aceite, la reducción de la viscosidad y cambios en las permeabilidades relativas, debido al desplazamiento del agua movable por el gas.

El proceso “Huff and Puff” mediante CO₂ se compone por: el periodo de inyección de gas, el periodo de cierre del pozo y en la etapa de producción.

Mientras se desarrolla la etapa de inyección de gas, la cual se realiza de manera inmisible y barriendo o no al aceite; es deseable que exista una saturación de agua movable como un medio de prevenir el desplazamiento del aceite hacia el o los pozos productores.

El método utilizado para retardar la miscibilidad es inyectar CO₂ impuro (con N₂) a un gasto alto pero con una presión pequeña.

Al final de la etapa de inyección el CO₂ se dispersa a través del yacimiento, dando lugar a la transferencia de masa entre el CO₂ y el aceite; la presión del yacimiento al final del ciclo de inyección es significativamente alta en comparación con la presión al inicio, lo cual es de gran ayuda para lograr la miscibilidad, aunque por otra parte es deseable que no se presente sino hasta el final del proceso.

En el periodo de cierre la transferencia de masa entre el aceite y el CO₂ ocurre cuando la fase aceite se expande a hidrocarburos más ligeros o intermedios dentro del CO₂; el periodo de cierre es necesario para generar la miscibilidad debido a las condiciones de inyección.

La etapa de producción se presenta debido a la disminución de la viscosidad, a la expansión del aceite, a la baja tensión interfacial y al cambio de las permeabilidades relativas; la expansión del

aceite ocurre a través de todas las regiones que entran en contacto con el flujo continuo, cambiando las permeabilidades, así como reduciendo la viscosidad y la tensión interfacial para que la migración del aceite hacia los pozos productores sea más sencilla.

Estos pasos son continuamente repetidos en un número óptimo de ciclos; en el proceso WAG o en el proceso de inyección continua de CO₂, algunas zonas no son completamente barridas debido a que no existe un contacto total entre el aceite y el CO₂ y a la canalización; estos problemas se pueden resolver mediante la inyección del CO₂ a bajas presiones y mezclado con gases menos miscibles, como el N₂, ya que la transferencia de masa se ve retardada hasta cerrar el pozo y dejar que interactúen los gases.

El método “Huff and Puff” es viable ya que ofrece una recuperación de aceite alta cuando no existe comunicación entre pozos adyacentes y cuando los métodos de inyección continua son imposibles de aplicar.

3.2.8 Inyección alternada de gas CO₂ (proceso SAG)

El método SAG (Soak-Alternating-Gas²⁹) se ha conceptualizado en base a la combinación de la inyección continua de CO₂, a la estimulación cíclica “Huff and Puff” y a algunas técnicas de la inyección WAG, cuando las condiciones de inyectividad de agua son escasas y la movilidad es pequeña.

El objetivo de este método es optimizar el uso del CO₂, utilizando periodos de cierre dentro de una inyección continua para mantener la efectividad de la zona de transición del frente de inyección, maximizando la cantidad de aceite mediante la expansión y la movilización en el frente de inyección, así como causar la movilización del aceite de la parte trasera del frente de inyección, extendiendo el frente de inyección; esto creará un buen control de movilidad en el proceso de inyección de CO₂ sin la necesidad de implementar el proceso WAG; también reduce el trayecto necesario para alcanzar la miscibilidad e incrementa la transferencia de masa entre el CO₂ y el aceite.

Algunos parámetros importantes dentro del método SAG son: el gasto de inyección del CO₂, el volumen de CO₂ inyectado y la duración del cierre; esto depende de las condiciones a las que se encuentre el yacimiento, pero cuando no se encuentra bajo las condiciones ideales o adecuadas para llevar a cabo la inyección continua de CO₂, se debe optimizar la recuperación mediante la utilización de un gasto mínimo.

3.3 APLICACIONES DEL CO₂ A DIFERENTES CONDICIONES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA PARA RECUPERACIONES ALTAS DE ACEITE CRUDO.

De todos los procesos de desplazamiento de aceite por inyección de CO₂ mencionados en el presente capítulo, el proceso de inyección a elegir va a depender principalmente del comportamiento de fase que se tenga de la mezcla del CO₂ con el aceite crudo del yacimiento, fuertemente dependientes de la temperatura y presión que se tenga en el yacimiento y de la

composición del aceite crudo. Las características específicas de desplazamiento que debe de tener el CO₂ caen en una de las 5 regiones que se muestra en la **figura 3.8**.

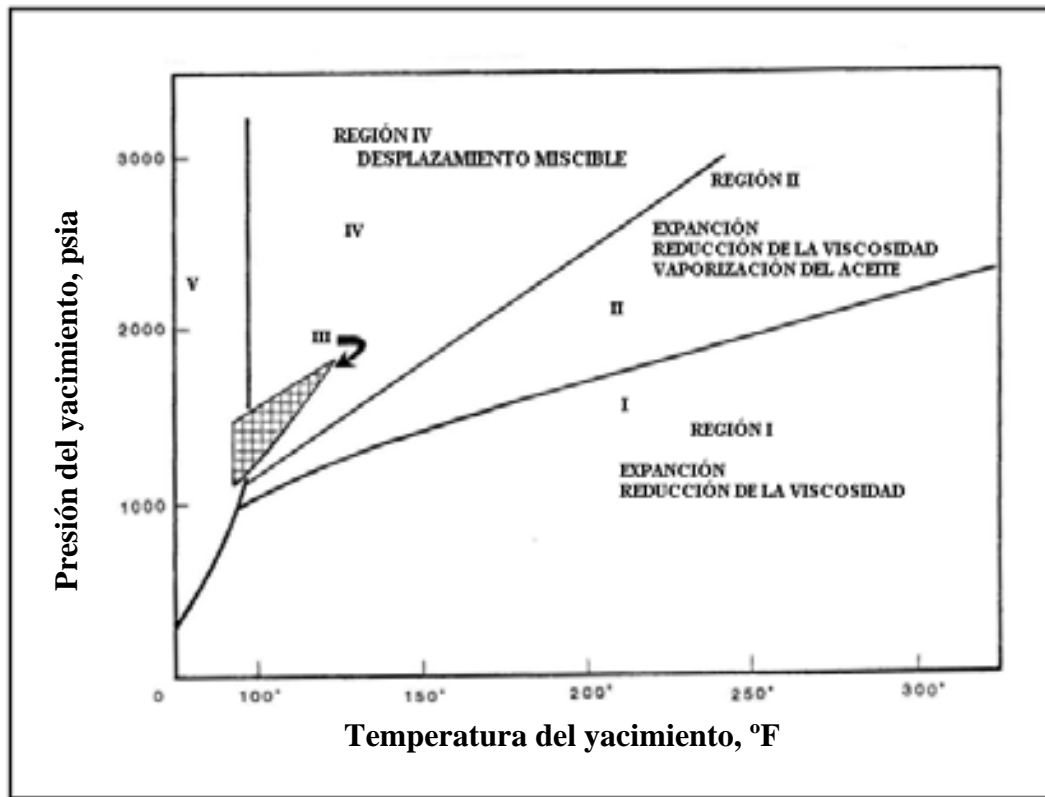


Figura 3.8. Efecto de la temperatura y presión del yacimiento en mecanismos de desplazamiento por inyección de CO₂.

Región I: Aplicaciones a presiones bajas.

Región II: Aplicaciones a presiones intermedias con temperatura alta.

Región III: Aplicaciones a presiones intermedias con temperatura baja.

Región IV: Aplicaciones a presiones altas.

Región V: Aplicaciones con presiones altas con baja temperatura (fase líquida)

Es importante notar que las líneas que dividen una región de otra son generalizadas y estas podrán variar de acuerdo al tipo de aceite que se tenga en el yacimiento. En aceites más pesados por ejemplo las divisiones mostradas por la **figura 3.8** se desplazarán más hacia arriba.

Debido a que la temperatura crítica del CO₂ es de 87 °F, varios yacimientos del mundo son excluidos de tener presencia de CO₂ en fase líquida. Por esta razón hay muy poca investigación que se ha hecho sobre la aplicación de inyección de líquido CO₂ (Región V, en la **figura 3.8**).

3.3.1 Propiedades del aceite crudo saturado con CO₂.

El CO₂ como un fluido desplazante a presiones bajas, hay muy poca o nula transferencia de masa de la fase aceite a la fase gas. Puesto que esto también se considera para sistemas de gas

natural-aceite, de esta manera nos será posible describir el comportamiento de fase CO₂ – aceite en ingeniería de yacimientos.

3.3.1.1 Relación de solubilidad, R_{oCO_2} .

La alta solubilidad del CO₂ en el aceite hace que el aceite se expanda y que haya una reducción en su viscosidad. Una correlación para el cálculo de la relación de solubilidad del aceite saturado por CO₂ (R_{oCO_2}) ha sido desarrollada por Simon y Grue³³ y es presentada en la **figura 3.9A**. En esta figura la relación de solubilidad esta expresada en términos de la fracción mol del CO₂ (X_{CO_2}) de una mezcla de CO₂ – aceite. Para una determina presión y temperatura del yacimiento, X_{CO_2} puede ser convertido a R_{oCO_2} mediante la siguiente ecuación.

$$R_{oCO_2} = \frac{X_{CO_2}}{(1 - X_{CO_2})} \left(\frac{\text{moles de } X_{CO_2}}{\text{moles de aceite}} \right) \quad (3.4)$$

Primero, se convierten los moles de CO₂ a ft³, esto se hace multiplicando la fracción mol por 379.4 (asumiendo condiciones estándar, T = 60 °F y p = 14.7 psia). Después se convierten los moles de aceite a barriles medidos a condiciones del tanque de almacenamiento. Si se desconocen los moles de aceite, se pueden estimar por medio de su peso molecular de acuerdo a la siguiente ecuación propuesta por Cragoe's³⁴:

$$M_{aceite} = \frac{6084}{\gamma_o - 5.9} \quad (3.5)$$

Posteriormente se estima la densidad del aceite a condiciones estándar con la siguiente expresión.

$$\rho_{osc} = (62.4) \left(\frac{141.5}{131.5 - \gamma_o} \right) \quad (3.6)$$

Donde:

M_{aceite} es peso molecular del aceite medido en el tanque de almacenamiento.

γ_o es la densidad del aceite en °API.

ρ_{osc} es la densidad del aceite a condiciones estándar en lb/ ft³.

Finalmente la relación de solubilidad se calcula con la siguiente expresión:

$$R_{oCO_2} = \frac{(X_{CO_2})(379.4)}{(1 - X_{CO_2})(M_{aceite}) / [(\rho_{osc})(5.615)]} \quad (3.7)$$

La **figura 3.9C** proporciona un factor de corrección para el valor de la solubilidad para aceites cuyos factores de caracterización K difieren de 11.7. Estos factores de caracterización para la

fracción C₇₊ en función de la viscosidad y densidad pueden ser determinados usando la **figura 3.9B**.

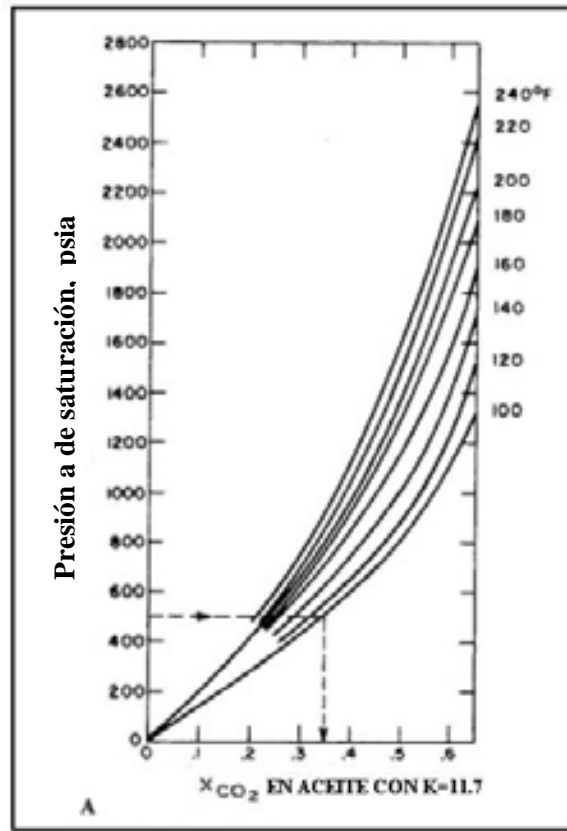


Figura 3.9A. Solubilidad del CO₂ en aceites crudos, para una determinada presión y temperatura.

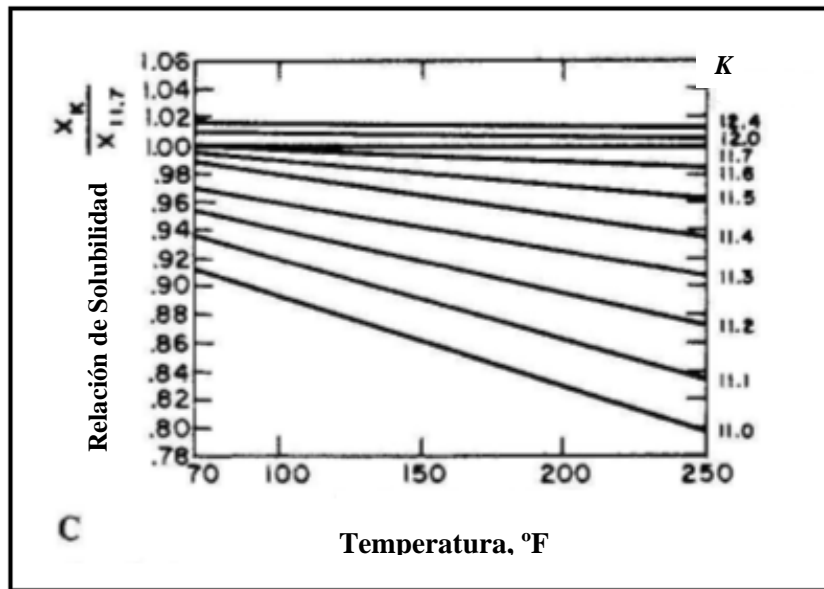


Figura 3.9C. Factor de corrección para la Solubilidad del CO₂ en aceites crudos, en función de K.

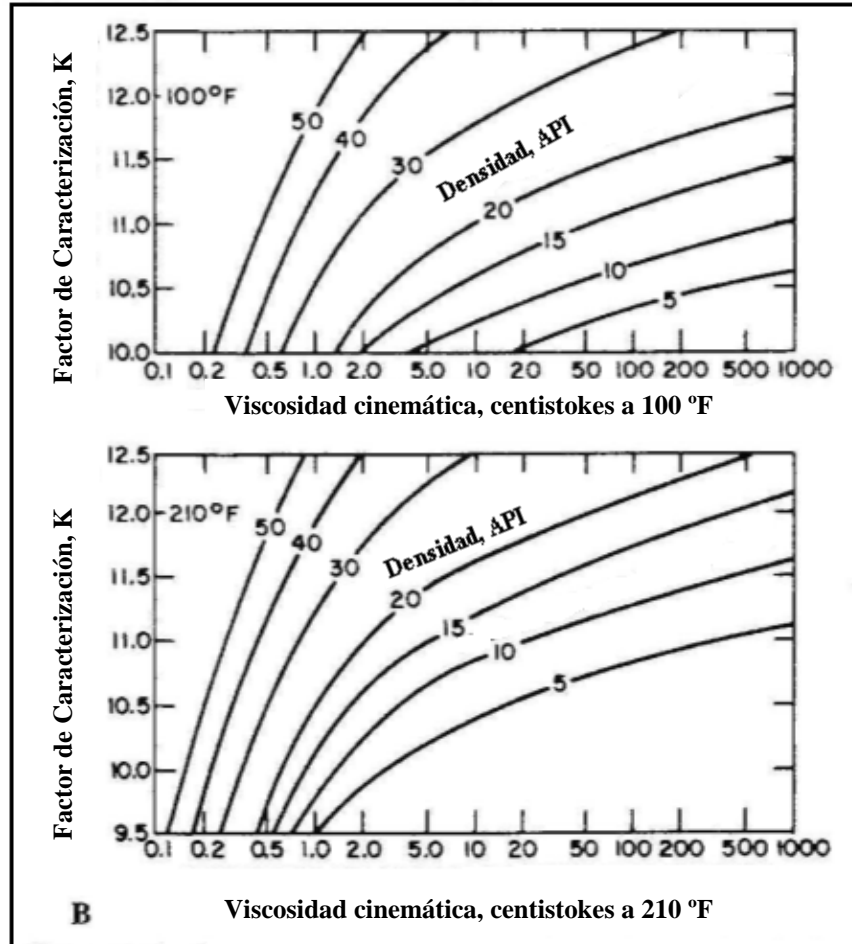


Figura 3.9B. Factor de caracterización (K) para fracción C₇₊ dada una viscosidad y densidad. en función de K.

La correlación de Simon y Graue sirven de primera instancia para obtener de manera empírica el valor de R_{oCO_2} , sin embargo no se deben de sustituir por el valor verdadero que se mide en el laboratorio.

3.3.1.2 Factor de volumen del aceite, B_{oCO_2}

La expansión del aceite cuando está mezclado con CO₂ ha sido señalada previamente como un buen factor para el incremento de la recuperación de aceite en procesos miscibles e inmiscibles de inyección de CO₂. El trabajo por Simon y Graue³⁶ correlaciona este efecto en función de la presión, temperatura, la composición y el peso molecular del aceite, tal como se muestra en la **figura 3.10**.

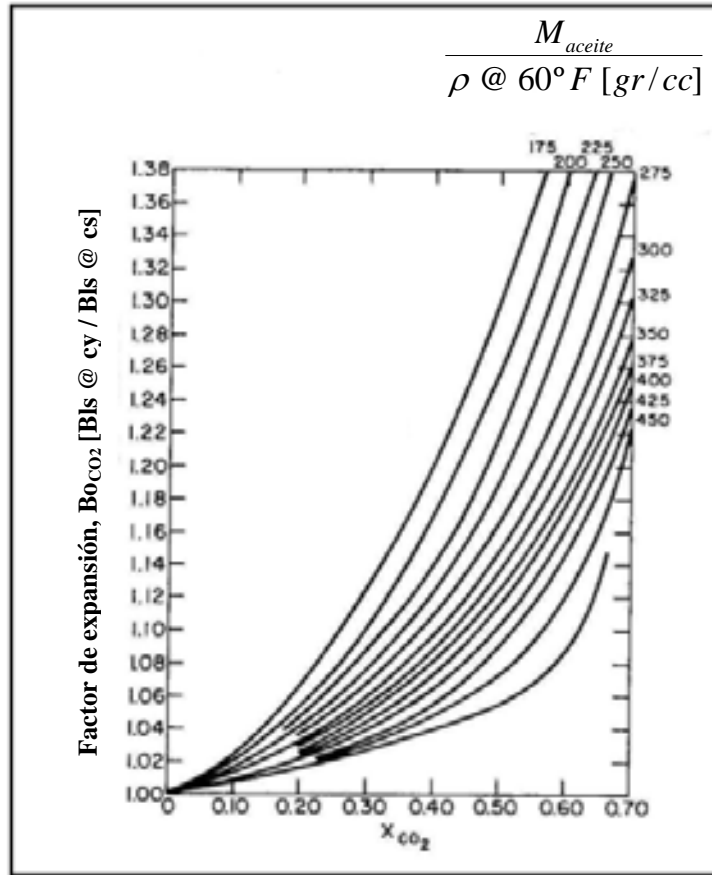


Figura 3.10. Factor de volumen del aceite saturado con CO₂,

La fracción mol de CO₂, (X_{CO_2}), puede ser encontrado como anteriormente ya se mencionó, usando la **figura 3.9A, B y C**. Si el peso molecular del aceite a condiciones del tanque de almacenamiento se desconoce, podemos usar la correlación de Cragoe, (ecuación 3.5). Por último la densidad del aceite a condiciones del tanque de almacenamiento, (ρ_{osc}) está en [gr/cc] y deberá ser calculado para determinar el factor [M_{aceite} / ρ_{osc}].

3.3.1.3 Densidad del aceite, ρ_{oCO_2}

La densidad del aceite saturado con CO₂ puede ser calculada por la siguiente expresión.

$$\rho_{oCO_2} = \frac{(5.615) + \frac{(R_{oCO_2})(M)}{379.4}}{(B_{oCO_2})(5.615)} = \frac{\rho_{ocs} + \frac{(R_{oCO_2})(M)}{2130.3}}{B_{oCO_2}} \tag{3.8}$$

Donde:

ρ_{osc} es la densidad del aceite a condiciones estándar en lb / ft³.

$$\rho_{osc} = (62.4)(141.5)/(131.5 + ^\circ\text{API})$$

R_{oCO_2} es la relación de solubilidad del sistema CO₂ – aceite, ft³ @ cs / Barriles @ cs.

M es el peso molecular del gas.

B_{oCO_2} es el factor de volumen del aceite saturado por CO₂, bls @ cy / bls @ cs.

ρ_{oCO_2} es la densidad del aceite saturado por CO₂, lb / ft³.

3.3.1.4 Viscosidad del aceite, μ_{oCO_2}

Simon y Grue³³ han presentado una correlación para determinar la viscosidad del aceite saturado por CO₂, (μ_{oCO_2}). Estos datos son graficados en la **figura 3.11** para una temperatura de 120 °F y en donde se muestra un decremento en la viscosidad del aceite arriba del 90% en muchos casos. Correlaciones para otras temperaturas se muestran en el trabajo de Simon y Grue³³. Si se desea obtener la viscosidad del aceite libre de gas a la temperatura de 120 °F, que no es conocida, la **figura 3.12** puede ser usada para hacer una estimación de este valor.

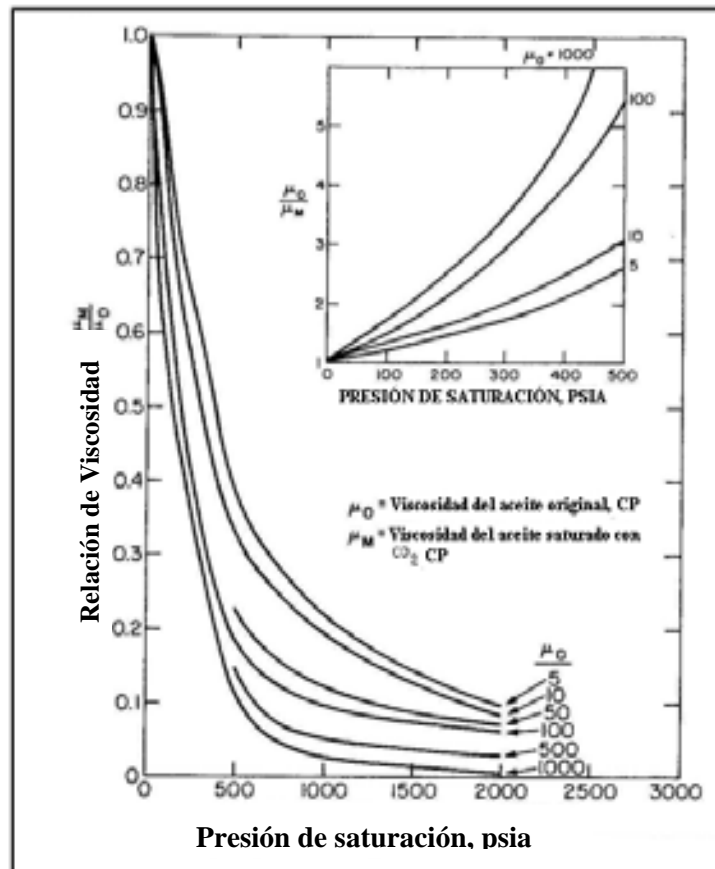


Figura 3.11. Viscosidad de aceite crudo saturado con CO₂ a 120 °F.

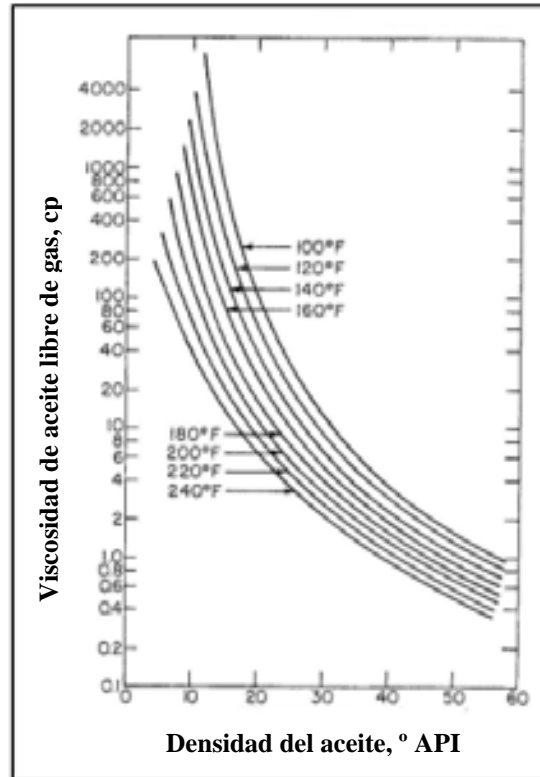


Figura 3.12. Viscosidad de aceite libre de gas en función de la densidad y de la temperatura.

3.3.2 Aplicaciones del CO₂ a presiones bajas.

A una presión de un yacimiento por debajo de 1000 psia (Región I, en la figura 3.8), el mayor efecto de la inyección de gas CO₂ sobre la recuperación de aceite es debido a la solubilidad del CO₂ en el aceite crudo. Además, un incremento en la presión del yacimiento, la inyección de CO₂ en dicho yacimiento provocaría:

- Una expansión en el aceite.
- Reducción en la viscosidad del aceite.
- Mejor empuje de gas en solución
- Mejoramiento en la inyectividad.

Esta aplicación de inyección de gas CO₂ a una presión baja es el tipo de proceso que puede ser aplicado de manera satisfactoria en yacimientos pocos profundos (someros), en campos de aceites viscosos en donde los métodos de agua y térmicos de recuperación (secundaria y mejorada) sean ineficientes.

Expansión del aceite: El aceite se expande principalmente porque el CO₂ es altamente soluble en el aceite (más que en el agua), la magnitud de este fenómeno dependerá de la presión en la que el gas se pueda disolver en el aceite, la temperatura del yacimiento y la composición del aceite crudo. Por ejemplo la figura 3.13 muestra que para un aceite crudo de una densidad de 17 °API,

700 ft³ medidos a condiciones estándar se disolverán en un barril de aceite, incrementando de un 10 a 30 % el volumen del aceite, a este fenómeno se le conoce como “hinchamiento o expansión del aceite” (**figura 3.14**), (Miller and Jones³⁰).

El que se expanda el aceite es muy importante por dos razones:

1. El aceite residual en el yacimiento después de la inyección de CO₂ es inversamente proporcional al factor de expansión, es decir, en cuanto más grande sea la expansión del aceite menos aceite se quedará en el yacimiento.
2. Una vez expandido el aceite obligará a que el agua se desplace por el medio poroso, creando un proceso de drene en vez de imbibición para un sistema mojado por agua.

Las curvas de permeabilidad relativa para un proceso de drene en donde la fase mojante es el agua tienen valores de permeabilidades relativas al aceite más altos que para un proceso de imbibición, creando un medio de flujo más favorable para el aceite en algunos valores de saturación.

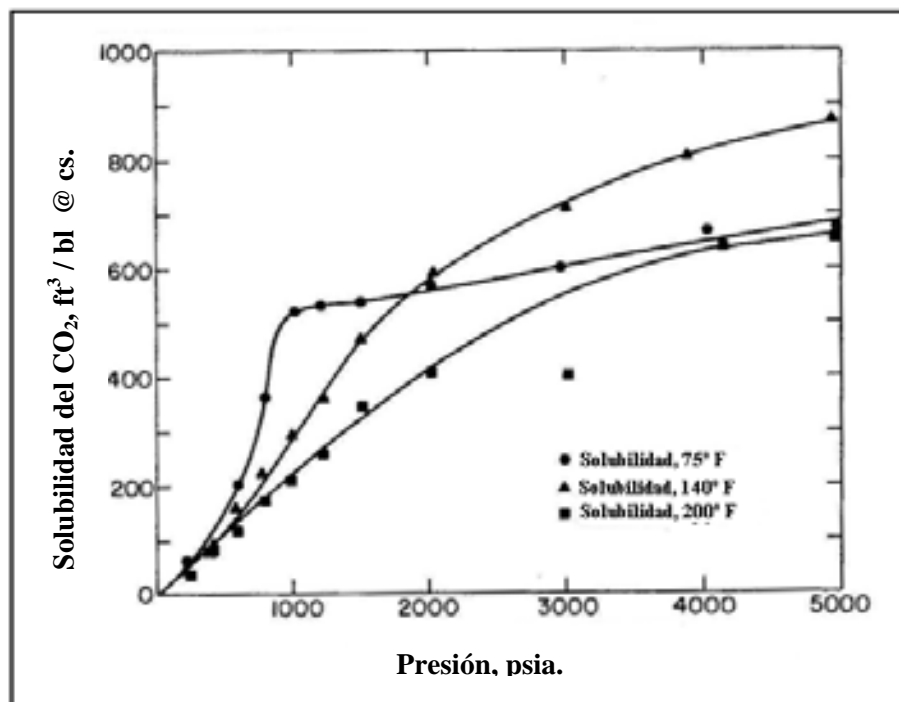


Figura 3.13. Solubilidad de CO₂ en el aceite (Densidad de 17° API).

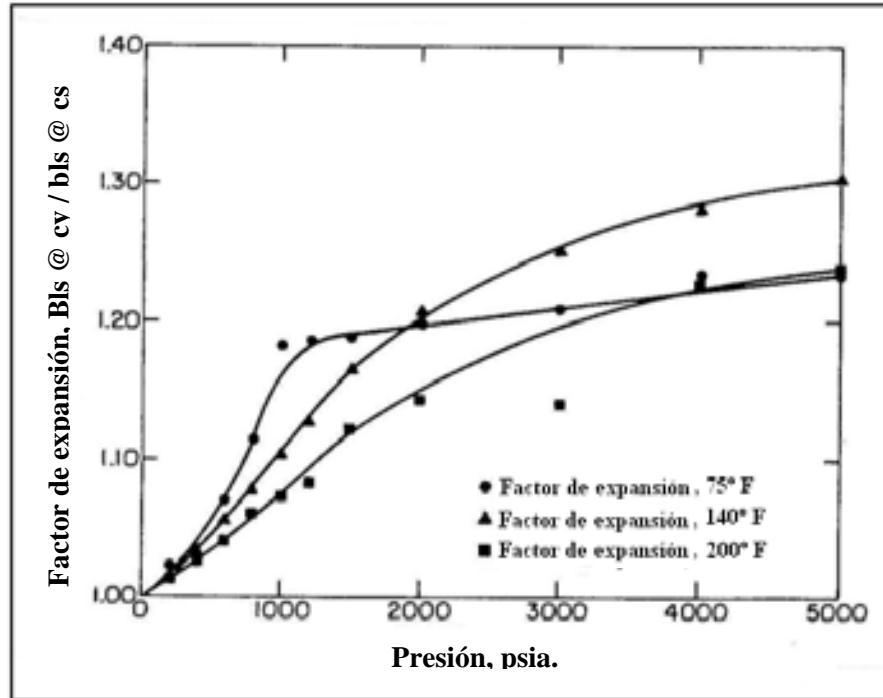


Figura 3.14. Factor de expansión del aceite saturado con CO₂ (Densidad de 17° API).

Reducción de la viscosidad: Cuando el CO₂ satura al aceite, el aceite sufre una reducción en la viscosidad considerablemente. Esta reducción se debe principalmente al incremento de la temperatura debido a que el CO₂ se disuelve en el aceite. La viscosidad en este proceso para yacimientos de aceites muy viscosos puede disminuir de 10 a 100 veces de la viscosidad original que tenga el aceite. Un ejemplo de esta reducción se muestra en la **figura 3.15** (Miller and Jones³⁰). Notemos que la reducción más grande de la viscosidad ocurre en aceites más viscosos.

Por ejemplo, a una presión de 1000 psia, el aceite más viscoso reduce su viscosidad de 120 cp a 10 cp, doce veces decreció, mientras que el aceite de 18 cp solo decreció tres veces a 6 cp. Así la reducción de la viscosidad y su efecto sobre la relación de la movilidad es más significativa cuantitativamente en aceites mas pesados con viscosidad alta que en los ligeros con viscosidad baja. Este efecto de viscosidades altas de aceites crudos (> 20 cp) ha sido documentado en el libro “core floods”²⁷ por Holm y deNevers.

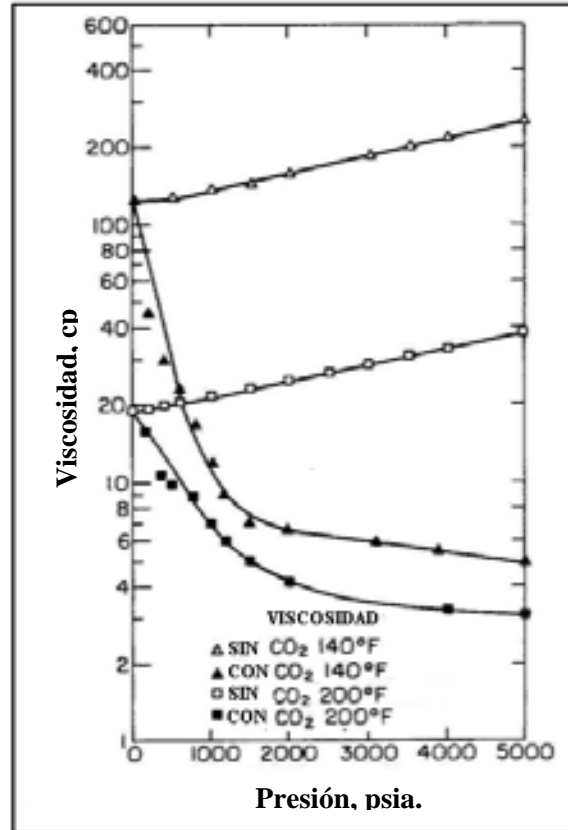


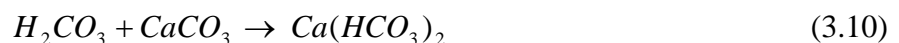
Figura 3.15. Viscosidad del aceite (Densidad de 17° API) con y sin CO₂.

Empuje por gas disuelto: El CO₂ entra en solución al aceite con un incremento en la presión del yacimiento. Después de que se termina la fase de inyección de CO₂, el gas vendrá en solución y continuará empujando al aceite hasta el pozo productor. Este mecanismo de recuperación es muy similar al de empuje de gas disuelto durante la producción normal (recuperación primaria) por el abatimiento de presión en un yacimiento de aceite. Holm y Josendal³¹ han demostrado que hasta un 18.6% de aceite se ha recuperado por empuje de gas CO₂ en solución. En aceites con una viscosidad alta, Klins y Farouq Ali³² encontraron que la recuperación del aceite por empuje de gas CO₂ en solución es de 0.3 a 2 % de el volumen original de hidrocarburos.

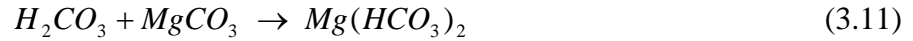
Mejoramiento en la inyectividad: Mezclas de CO₂ y agua son ligeramente acidas y reaccionan de acuerdo con las características de la matriz de la formación. En lutitas, el ácido carbónico se estabiliza con las arcillas debido a una reducción en el pH.



En carbonatos, la inyectividad es mejorada por que hay una disolución parcial de la roca del yacimiento por las siguientes reacciones:



Y



Los bicarbonatos formados son bastantes solubles en agua, lo cual puede conducir a un incremento en la permeabilidad en rocas carbonatadas, especialmente alrededor del pozo inyector en donde hay mayor volumen de CO₂ y agua. La **figura 3.16** muestra los resultados de una inyección a un núcleo de roca calcárea con agua carbonatada y el resultado fue un incremento de tres veces la permeabilidad debido a la disolución de la roca.

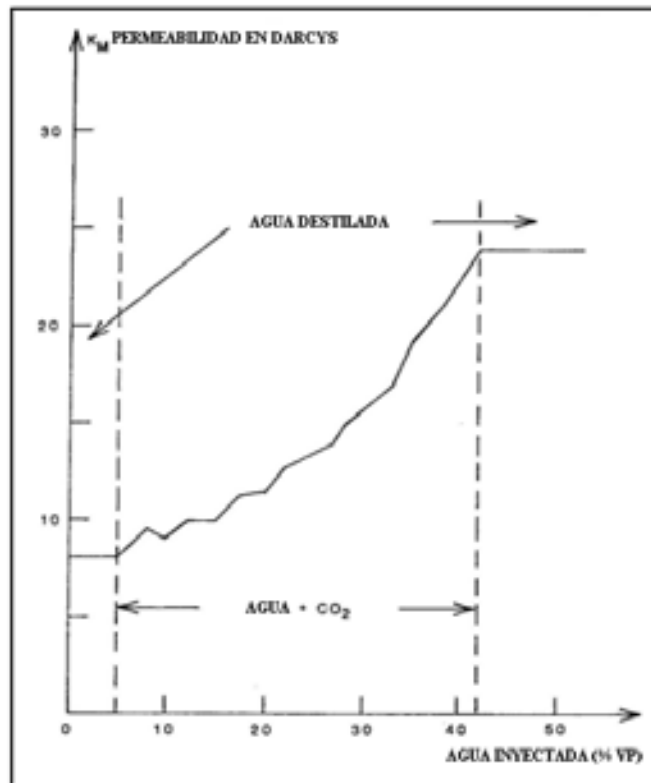


Figura 3.16. Incremento en la permeabilidad de la roca debido a la inyección de CO₂.

Sin embargo hay la posibilidad de que la inyectividad pueda ser reducida. La disolución de materiales carbonatos puede formar granos finos en el yacimiento que obstruyan el paso de flujo en los canales que se interconectan entre los poros también llamadas gargantas. Parte de esta obstrucción también se deberá a la precipitación del sulfato de calcio o asfaltenos, lo anterior podría ser una de las desventajas a analizar para cuando usamos procesos de inyección de CO₂ para incrementar la recuperación de hidrocarburos.

3.3.3 Aplicaciones del CO₂ en presiones intermedias con temperatura alta (>122 °F).

En la **figura 3.8**, nos podemos referir específicamente a la Región II. Debido a las condiciones de presión y temperatura que presenta esta región, los hidrocarburos líquidos se pueden vaporizar y expandir teniendo como consecuencia una reducción en su viscosidad.

Para un aceite crudo específico a una determinada temperatura del yacimiento, el CO₂ extrae aceite en grandes cantidades con un incremento en la presión. La expansión del aceite crudo ocurre sólo en un punto. Después de una determinada presión, el aceite comienza a vaporizarse, presentándose una fase gas en el yacimiento rica en CO₂. La expansión y subsecuentemente la vaporización del aceite es mostrado por Holm and Josendal en la **figura 3.17**

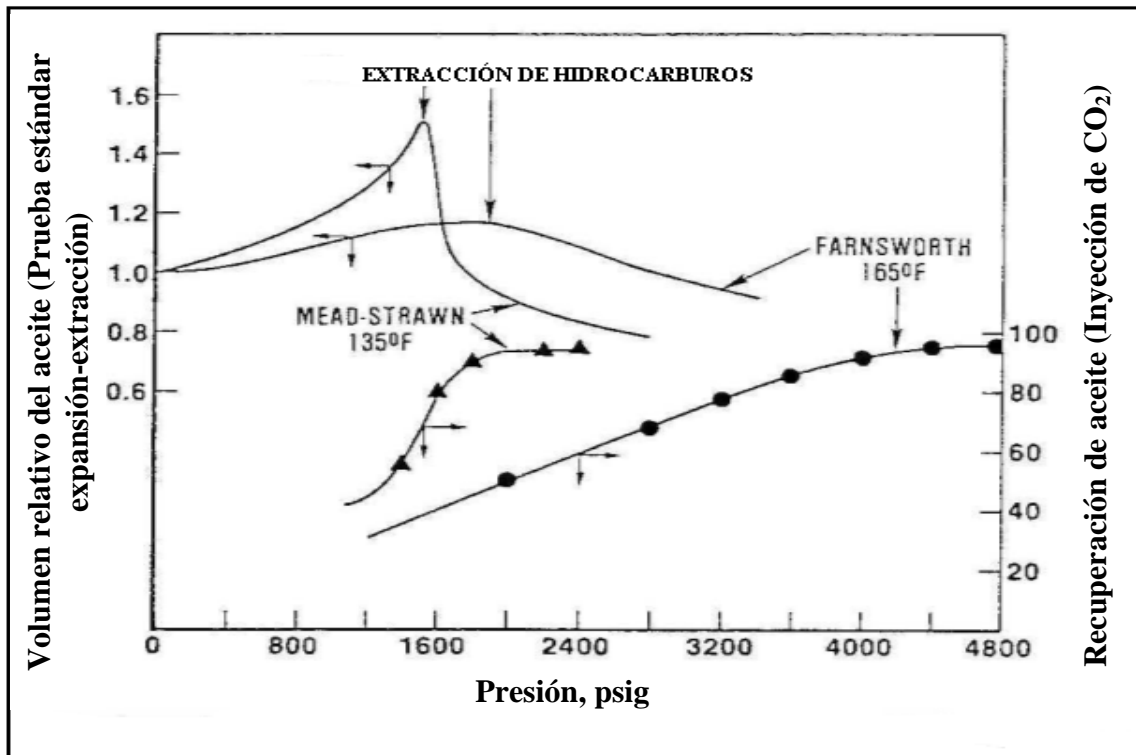


Figura 3.17. Resultados de pruebas estándar expansión-extracción e inyección de CO₂ en aceites crudos de los campos Mead-Strawn y Farnsworth (USA) a condiciones de tanque de almacenamiento

Por ejemplo a 1400 psia, el aceite crudo del campo Mead-Strawn se ha expandido el 40% del volumen original. Arriba de 1400 psia, la fase aceite comienza a reducirse significativamente, indicando la extracción o vaporización de los hidrocarburos. Hay que notar que como ocurre la vaporización, hay un incremento considerable en la recuperación de aceite hasta presiones de inyección de 2400 psia, esencialmente se recuperó el 100% de aceite durante la prueba.

En un experimento similar, Menzie y Nielsen³⁵ determinaron que el aceite crudo podría ser producido exitosamente por un proceso de vaporización de aceite crudo usando CO₂. El aceite crudo fue introducido en una celda de alta presión cargada con CO₂. Durante la prueba se extraía el vapor y el aceite remanente era puesto nuevamente en contacto con el CO₂. Ellos encontraron, tal como se muestra en la **figura 3.18** que más de la mitad del aceite original medido a condiciones estándar podría ser vaporizado mediante contactos múltiples con CO₂. Ellos también descubrieron que la vaporización del aceite está fuertemente ligada a la presión y que poca extracción de aceite ocurría a una presión de saturación por debajo de 1000 psia.

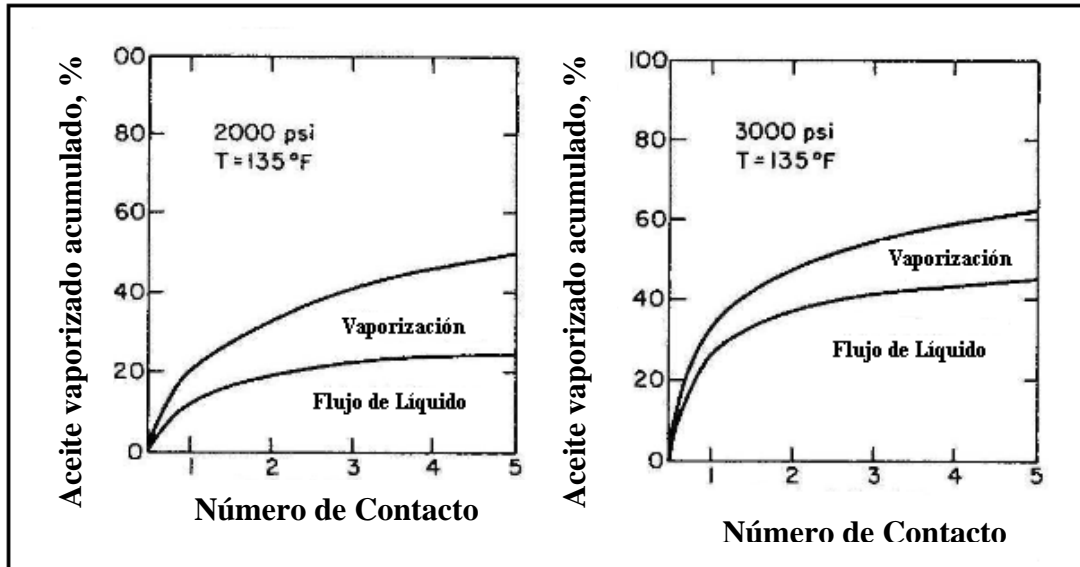


Figura 3.18. Vaporización de aceite crudo por contacto múltiple con CO₂.

Datos de una prueba piloto en la Isla Weeks (Perry³⁶ 1980), también indicaron que una gran cantidad de aceite fue recuperado como resultado de la vaporización del aceite.

Holm y Jousendel reportan que la vaporización de los hidrocarburos líquidos (aceite) en una fase vapor enriquecida de CO₂ ocurre cuando la densidad del CO₂ está entre el intervalo de 0.25 a 0.35 gr/cc. Para el correspondiente par de datos de presión y temperatura que dan como resultado las densidades que se requieren para que ocurra la vaporización de hidrocarburos es mostrado en la **figura 3.19**. Este par de valores de presión y temperatura equivalen a los límites más bajos de la Región II de la **figura 3.8**

Por otro lado la máxima densidad del CO₂ en la cual haya una extracción suficiente de hidrocarburos (aproximadamente el 94%) está sobre 0.42 gr/cc. A esta densidad, el CO₂ tiene bastante solvencia para disolverse completamente en los hidrocarburos hasta C₃₀. Los tipos de desplazamiento para la región II, entonces, están definidos por el régimen de la presión y temperatura donde la densidad del CO₂ se encuentre entre 0.25 y 0.42 gr/cc. Por lo tanto cuando la presión y la temperatura de desplazamiento caen dentro de esta región, ocurrirá la vaporización de aceite formando una fase vapor, pero no usualmente en cantidades suficientes para tener una alta recuperación de aceite.

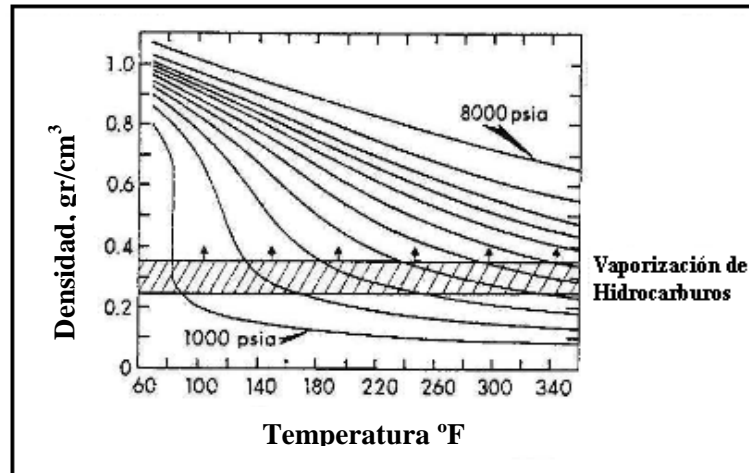


Figura 3.19. Densidad del CO₂ en función de la presión y temperatura.

Los procesos de inyección-vaporización conducen a una gradación de los fluidos dentro de la sección transversal del yacimiento que se inyecta y posteriormente esta gradación se extiende hacia la zona virgen del yacimiento teniendo en toda el área 100% vapor de CO₂. Una forma útil de mostrar esta gradación del aceite es a través de diagramas de presión-composición (p - X). Los diagramas, similares como el que se presenta en la **figura 3.20** son construidos por inyección de varias cantidades de CO₂ en una celda de alta presión cargada de aceite del yacimiento y midiendo los volúmenes relativos de líquido y vapor que se presentan durante el proceso. Cabe señalar que el diagrama representa un solo contacto del CO₂ con el aceite del yacimiento y presenta la composición de CO₂ en el aceite en lugar de una composición de fase individual. Sin embargo el diagrama p - X no contiene toda la información de interés, esto es sólo una muestra y un método rápido para resumir el comportamiento de fases de un sistema CO₂ – aceite crudo del yacimiento.

La **figura 3.20** muestra que el punto de burbuja incrementa con la presión a medida que el CO₂ es agregado a la mezcla de hidrocarburos. Este continúa aumentando hasta que el punto crítico es alcanzado. Más allá de este punto es la región del punto de rocío.

El entendimiento o comprensión de un proceso de desplazamiento con CO₂, se puede hacer mediante el análisis de un proceso isobárico, para el caso de la **figura 3.20** representado por la línea (1-2). Cerca del comienzo de la zona de la mezcla del aceite con el CO₂, tenemos sólo el fluido original del yacimiento (representado por el punto 1), posteriormente se pasa a un punto de referencia. Como el desplazamiento es continuo, el porcentaje del volumen de líquido va disminuyendo conforme el punto de referencia en el yacimiento se va deslizando sobre la línea 1-2 hasta que el punto de rocío (punto 2) es alcanzado. Después de este punto cuando se alcance el punto de referencia se va a tener solamente CO₂ puro.

Un análisis del proceso isobárico es necesario en modelos de procesos de desplazamiento gas – aceite. Puesto que hay una transferencia de aceite de la fase líquida a la fase vapor, la correlación de solubilidad que se presentó anteriormente (ecuación 3.4) del comportamiento de fase CO₂ – aceite no se puede usar para predecir las propiedades de los fluidos durante el proceso de

desplazamiento. Una ecuación de estado acoplada o bien calibrada con un simulador tiene que ser usada para hacer un buen diagrama del comportamiento de fase de los fluidos del yacimiento. Tal ecuación de estado es entonces usada para predecir las propiedades de los fluidos de la mezcla entre el CO₂ y el aceite original del yacimiento y poder calcular la eficiencia de desplazamiento de dicha mezcla.

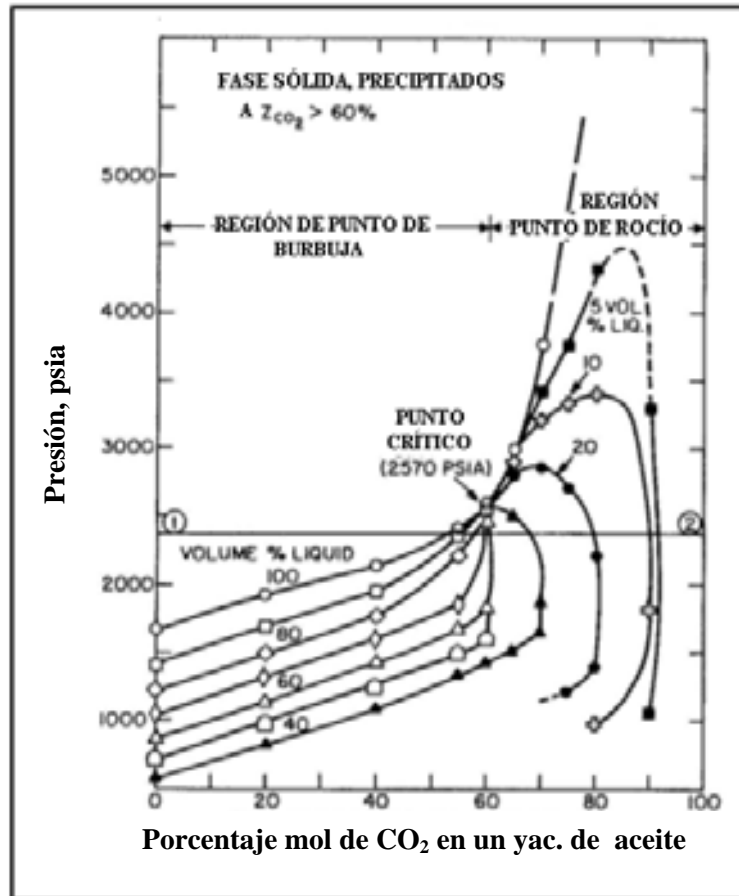


Figura 3.20. Diagrama de comportamiento de fases para una mezcla de CO₂ y aceite.

3.3.4 Aplicaciones del CO₂ en presiones intermedias con temperatura baja (< 122 °F).

En la **figura 3.8**, nos podemos referir específicamente a la Región III. Yacimientos con características de presión y temperatura que se encuentren en esta región, lo que sucede es que antes de que se vaporice el aceite crudo, el CO₂ al contacto con los hidrocarburos forma múltiples fases líquidas ricas en CO₂, es decir, diferentes mezclas de líquidos inmiscibles. Un número de investigadores han observado este fenómeno a temperaturas bajas (<122 °F) y a presiones mayores a 1000 psia.

Este fenómeno de múltiples fases líquidas puede ser analizado por una reexaminación de los diagramas de equilibrio de fases. La **figura 3.21** en el diagrama de la izquierda muestra el comportamiento de las fases líquido-vapor de un yacimiento con temperatura menor a 122 °F y

se puede observar que a presiones altas de inyección (línea isobárica 1), dos líquidos inmiscibles estarán presentes (L_1 y L_2) en algún punto de la zona de mezcla entre el CO₂ y los hidrocarburos. Con presiones más bajas de inyección (línea isobárica 2), dos fases líquidas inmiscibles y una fase gas pueden estar presentes en algún punto dentro del yacimiento. Por otro lado con un aumento en la temperatura, mayor a 122 °F (diagrama de lado derecho de la **figura 3.21**) no habría el fenómeno de múltiples fases.

Sin embargo la existencia de múltiples fases nos es un problema para que el CO₂ genere altas recuperaciones de aceite. El potencial para reducir la relación de movilidad y se desplace mejor el aceite, Orr y colaboradores³⁷ reportaron que en la región de las tres fases, se extrae más aceite (incluyendo mayores cantidades de aceite pesado), que cuando se busca extraer el aceite mediante una fase vapor rica en CO₂

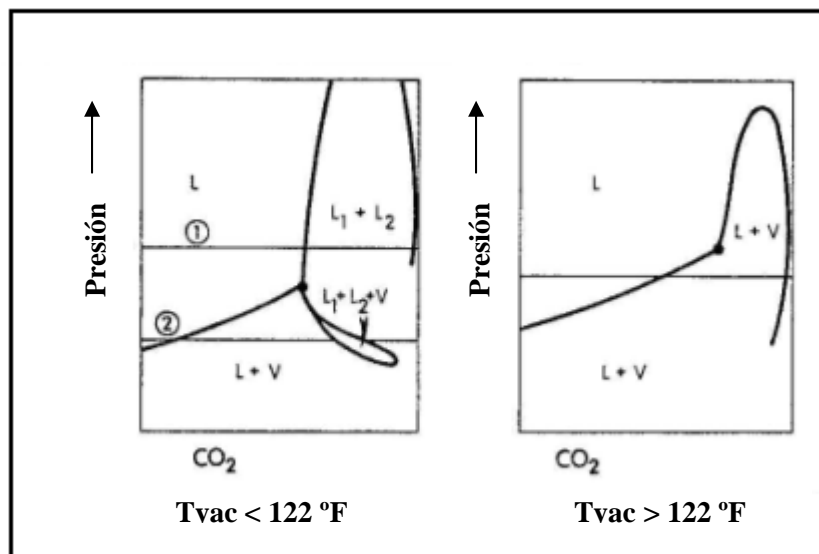


Figura 3.21. Efecto de la temperatura en el comportamiento de fases del CO₂ en contacto con el aceite.

Lo que menciona Orr y colaboradores es dudoso, sin embargo, sí podemos usar los datos presentados en la **figura 3.21**, para predecir con una mejor exactitud el comportamiento de desplazamiento. El trabajo de Gardner y colaboradores³⁸, se apoyó en los experimentos de contacto múltiple para incrementar la información sobre equilibrio de fases que se tenían por un simple contacto de CO₂ – aceite. Ambos datos (un solo contacto y múltiple contacto) fueron combinados para construir diagramas ternarios que se mencionarán más adelante en el presente capítulo.

3.3.5 Aplicaciones del CO₂ en procesos miscibles a altas presiones.

En presiones altas de yacimientos (>2000 psia y representado por la región IV de la **figura 3.8**), el CO₂ puede vaporizar significativamente grandes cantidades de aceite crudo tan rápidamente que la miscibilidad por contacto múltiple ocurre en un corto periodo de tiempo. Por lo tanto es

muy bien asumido que en el desplazamiento con CO₂ en yacimientos con presión y temperatura ubicada en la región IV, se obtenga instantáneamente la miscibilidad.

3.3.5.1 Presión mínima de miscibilidad, PMM.

Antes de presentar las correlaciones generalizadas para determinar si la inyección de CO₂ (1) se evaporizará o se condensará en el aceite crudo del yacimiento en cantidades suficientes para ser miscible por primer contacto o múltiple contacto o (2) se condensará o vaporizará y será inmisible, es conveniente dar la definición de miscibilidad y la de presión mínima de miscibilidad (PMM).

La miscibilidad es el fenómeno físico que consiste en la mezcla de dos fluidos en todas proporciones sin que se forme entre ellos una interfase. Se dice que un fluido es solvente del otro.

La PMM está definida como la presión más baja a la cual el 95% del aceite contactado es recuperado a una temperatura dada. Este concepto se muestra mejor en la **figura 3.22**.

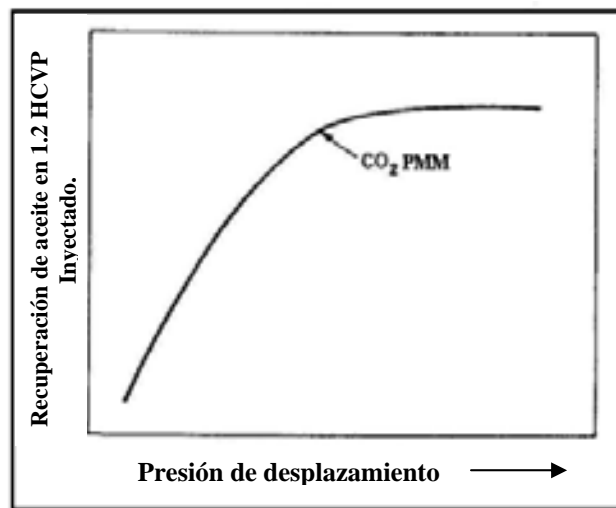


Figura 3.22. Definición de la presión mínima de miscibilidad.

Una fórmula aproximada para estimar la presión necesaria en el yacimiento para que haya miscibilidad, basada en la densidad del aceite, temperatura y profundidad del yacimiento fue propuesta por la National Petroleum Council y esta presentada en la **tabla 3.1**. En un momento dado para saber si el yacimiento puede alcanzar la presión mínima de miscibilidad, se usa la ecuación 3.12 para saber cual es la máxima presión alcanzable del yacimiento.

$$P_{ma} = (0.6D) - 300 \quad (3.12)$$

Donde:

P_{max} es la máxima presión que puede alcanzar el yacimiento en psia.

D es la profundidad a la que se encuentra el yacimiento en ft.

Tabla 3.1. Estimación de la Presión mínima de miscibilidad

Presión de Miscibilidad vs Densidad °API	
Densidad, °API	Presión de Miscibilidad, psi
<27	4,000
27 a 30	3,000
>30	1,200
Corrección por Temperatura del Yacimiento	
Temperatura, °F	Presión adicional requerida, psi
< 120	Ninguna
120 a 150	+200
150 a 200	+350
200 a 250	+500

Dos estudios más rigurosos por Yelling – Matcalfe³⁹ y Holm – Josendal³¹ estimaron la presión mínima de miscibilidad en función de la temperatura del yacimiento y la composición de los hidrocarburos. Estas correlaciones se muestran en la **figura 3.23**. Notemos que la correlación de Yelling – Matcalfe no considera los cambios en la composición del aceite mientras que la correlación de Holm – Josendal determina la PMM en base a la temperatura y el peso molecular de la fracción C₅₊ del aceite, es decir, ellos si consideran la variación de la composición del aceite. También podemos concluir de la correlación de Holm – Josendal que si aumenta la fracción C₅₊ notablemente se incrementará la PMM.

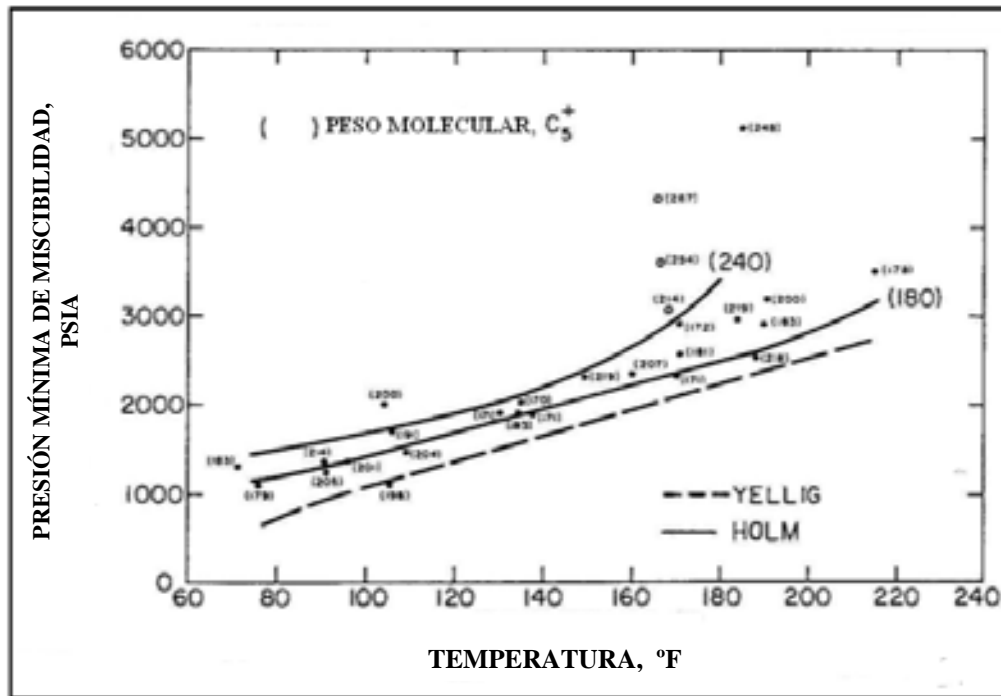


Figura 3.23. Correlaciones para estimar la PMM de Yelling – Matcalfe y de Holm – Josendal para mezclas de CO₂ con aceite crudo.

Un método más reciente para la determinación de la presión mínima de miscibilidad dinámica (PMMD) del CO₂ ha sido desarrollado por Johnson y Pollin⁴⁰. Esta correlación considera cambios en la presión de miscibilidad debido a la densidad del aceite, peso molecular, temperatura del yacimiento y la composición del gas inyectado, y muestra resultados experimentales mejores que en los dos métodos previamente vistos. Para temperaturas del yacimiento que estén en el rango de 80 °F a 208 °F, la correlación tiene la siguiente forma:

$$P_{pmm} - P_{c,inj} = \alpha_{inj} (T_{res} - T_{c,inj}) + I(\beta M - M_{inj})^2 \quad (3.13)$$

Donde:

P_{pmm} es la presión mínima de miscibilidad dinámica, psia.

$P_{c,inj}$ es la presión crítica del gas a inyectar, psia.

M es el peso molecular promedio del aceite.

β es una constante = 0.285.

T_{res} es la temperatura del yacimiento, °K.

$T_{c,inj}$ es la temperatura crítica del gas a inyectar, °K.

M_{inj} es el peso molecular del gas a inyectar.

I es el índice de caracterización del aceite, que esta en términos del factor de caracterización, K , mediante la siguiente expresión.

$$I = 2.22K - 25.84 + 0.66K^{-2} \quad (3.14)$$

α_{inj} es 18.9 psia/°K (para CO₂ puro).

Para nitrógeno diluido en el gas a inyectar (fracción mol del CO₂ > 0.9)

$$\alpha_{inj} = 10.5 \left(1.8 + \frac{10^3 Y_2}{T_{res} - T_{c,inj}} \right) \quad (3.15)$$

Para la inyección de gas conteniendo metano (fracción mol del CO₂ > 0.9)

$$\alpha_{inj} = 10.5 \left(1.8 + \frac{10^2 Y_2}{T_{res} - T_{c,inj}} \right) \quad (3.16)$$

Y_2 es la fracción mol del componente diluido.

En este método para determinar la PMM para procesos de inyección de CO₂ toma en cuenta los hallazgos de Holm y Josendal. Esto nos dice que entre más grande sea el peso molecular del aceite que introduzcamos en la ecuación 3.13, mayor será la PMM. También Johnson y Pollin han incluido otros aspectos experimentales muy importantes como la dilución de nitrógeno y metano en el CO₂ durante el proceso de inyección, esto sin duda alguna, puede alterar a la presión necesitada para que ocurra la miscibilidad de una manera significativa, incrementando el tamaño de la región de dos fases en los diagramas ternarios.

Debido lo anterior Cronquist⁴¹ obtuvo la PMM en función de la temperatura del yacimiento, el peso molecular de la fracción del pentano plus (C₅₊) del aceite crudo del yacimiento y el porcentaje mol del metano y nitrógeno. La relación que él encontró entre los parámetros mencionados fue la siguiente.

$$P_{pmmd} = 15.988 (T_{res})^{0.744206 + 0.0011038 (MWC_{5+}) + 0.0015279 (Y_{C1})} \quad (3.17)$$

Donde:

P_{pmmd} es la presión mínima de miscibilidad dinámica, psia.

T_{res} es la temperatura del yacimiento, °K.

MWC_{5+} es el peso molecular de la fracción del pentano plus.

Y_{C1} es el porcentaje mol del nitrógeno y el metano.

La correlación de Cronquist es un ajuste de 58 datos obtenidos de pruebas de laboratorio a aceites con densidades entre un rango de 23.7 a 44 °API y con rangos de temperaturas de 71 a 248 °F. Un rango de presiones de miscibilidad de 1075 a 5000 psi fueron obtenidas.

Una sexta correlación para obtener la presión mínima de miscibilidad de sistemas de flujo de CO₂ impuro y aceite vivo ha sido preparada por Alston y colaboradores⁴². Su correlación es derivada empíricamente, como factores principales correlaciono; a la temperatura del yacimiento, el peso molecular de la fracción del pentano plus (C₅₊) del aceite crudo del yacimiento, una relación entre componentes volátiles y componentes intermedios y CO₂ puro. A la ecuación que llegó fue la siguiente:

$$P_{pmmd} = 8.78 * 10^{-4} (T)^{1.06} (C_{5+})^{1.78} \left(\frac{VOL}{INT} \right)^{0.136} * \left(\frac{87.8}{T_{cm}} \right)^{\left(\frac{170}{T_{cm}} \right)} \quad (3.18)$$

Donde:

P_{pmmd} es la presión mínima de miscibilidad dinámica, psia

T es la temperatura del yacimiento, °F.

C_{5+} es el peso molecular de la fracción del pentano y más pesado.

VOL/INT es la relación de fracción mol entre los componentes volátiles (C₁ y N₂) y los intermedios (C₂ - C₄, CO₂ y H₂S).del fluido a extraer del yacimiento.

T_{cm} es la temperatura pseudocrítica de la corriente de inyección de gas CO₂ ya sea puro o impuro en °F.

La temperatura pseudocrítica de la corriente de inyección puede ser calculada usando la regla de mezclado que involucra a la fracción peso.

$$T_{cm} = \sum_{i=1}^n w_i T_{ci} - 459.7 \quad (3.19)$$

Donde n es el número total de los componentes y el subíndice i representa cada uno de los componentes de la corriente de inyección (CO₂, C₁, C₃, C₄, N₂...).

T_{ci} es la temperatura crítica de cada componente.

w_{ci} es la fracción peso de cada componente.

Aunque estas correlaciones son de gran ayuda para tener una idea general del valor de la PMM. Estos valores no son los adecuados para un diseño final. El mejor camino es determinar la PMM por pruebas de laboratorio en el cual el CO₂ desplaza al aceite crudo del yacimiento (experimento Slim tube). Este experimento y otros esenciales para proyectos de desplazamiento con CO₂ se explicarán más adelante.

3.3.5.2 Miscibilidad por primer contacto.

La miscibilidad por primer contacto entre el CO₂ y el aceite puede ser representado sobre un diagrama de presión-composición como una isobara que no pasa através de una región de varias fases. Tal proceso es mostrado en la **figura 3.24** por la línea 1-2; es decir, que a una determinada presión y temperatura del yacimiento, el aceite del yacimiento (1) y el gas CO₂ inyectado (2) son miscibles en cualquier proporción.

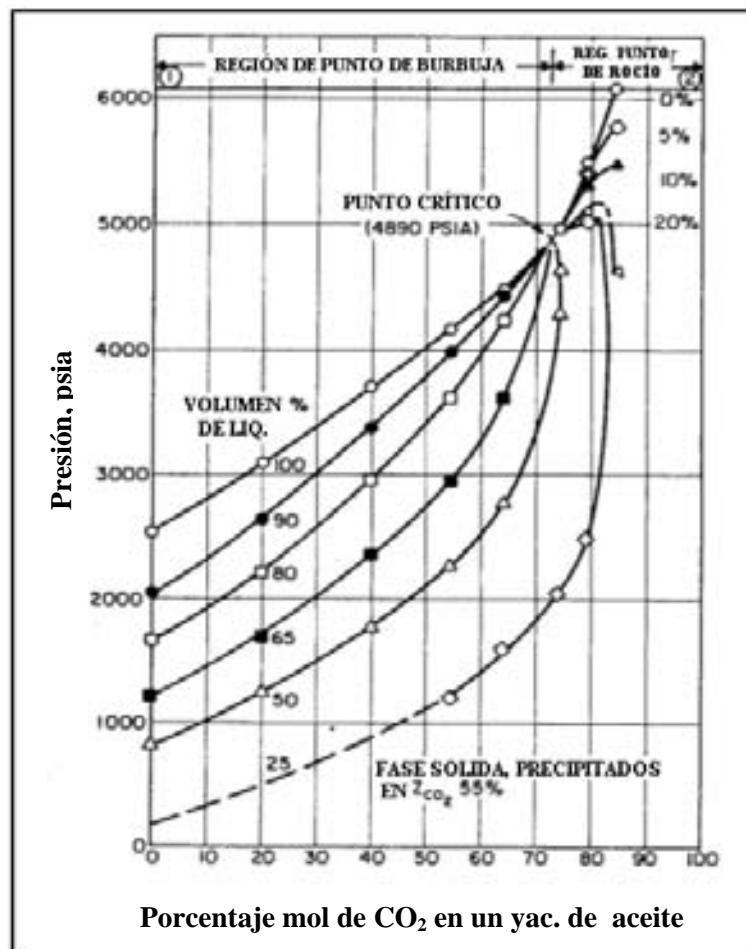


Figura 3.24 Diagrama de Fases de un aceite crudo mezclado con CO₂

Una forma alterna de analizar los procesos de miscibilidad por primer contacto es a través de diagramas ternarios. Un ejemplo de diagrama ternario, se muestra en la **figura 3.25A**. Este diagrama triangular representa mezclas de tres componentes puros o pseudocomponentes, cada uno de los vértices en la figura representa una determinada mezcla. También, los datos que se muestran sobre los diagramas ternarios representan condiciones únicas a una determinada presión y temperatura, usualmente estas condiciones de presión y temperatura son a las que se lleva a cabo el desplazamiento en el yacimiento.

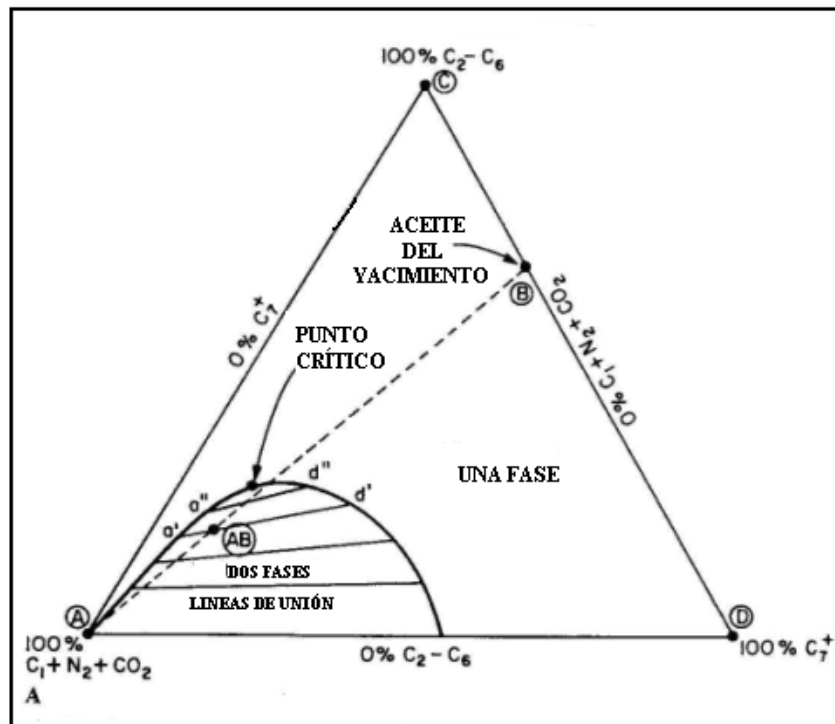


Figura 3.25A. Muestra de un diagrama de fases ternario.

Supongamos que el componente A es agregado a una mezcla de C y D representado por el punto B, entonces el resultado consistiría a lo largo de una línea recta, juntando A y B. La composición final de la mezcla A y B dependerá del número de moles de cada una de las mezclas combinadas. Si todas las mezclas de A y B en cualquier proporción (representada por la línea punteada) caen en la región de una sola fase, entonces todas las mezclas de A y B son miscibles en el primer contacto. Sin embargo para el caso que se está mostrando (**figura 3.25A**), algunas de las posibles mezclas de A y B caen en la región de dos fases, significando que ellas no serán miscibles y que más bien estarán separadas en dos fases con dos composiciones distintas. Por ejemplo si una mezcla de A y B tiene una composición representada por el punto AB, dos fases estarán presentes con composiciones a los extremos de las líneas de unión a través del punto AB. Una fase será una mezcla enriquecida del componente A mostrado por el punto a', mientras que la otra fase será enriquecida del componente D y representado por el punto d'. La cantidad presente de cada fase es inversamente proporcional a la distancia de los puntos extremos al punto de composición, AB.

Cabe aclarar que las líneas de unión no son usualmente paralelas ya que el gas inyectado (A) no es distribuido asimismo uniformemente cuando dos fases están presentes. Por la misma razón el punto crítico casi nunca está en el pico de la curva de la envolvente de las dos fases. Con respecto a la pendiente de las líneas de unión depende sobre el valor del coeficiente de equilibrio para el componente A.

Como ya se mencionó la miscibilidad al primer contacto ocurre cuando una línea pueda ser dibujada entre el fluido inyectado y el fluido del yacimiento sin que esta línea pase a través de la región de dos fases sobre un diagrama ternario. Un esquema idealizado de este proceso se muestra en la **figura 3.25B**. Hay que recordar que la temperatura del yacimiento es constante. El tamaño de la envolvente de dos fases se reduce con el incremento de la presión de desplazamiento. En consecuencia a presiones muy altas, la región de dos fases puede desaparecer. Para este diagrama (**figura 3.25B**), es muy fácil ver que la presión mínima de desplazamiento con CO₂ debe ser de 5000 psia para que se logre la miscibilidad por primer contacto. A presiones de inyección más bajas pueden ocurrir vaporización de aceite o condensación de CO₂, y puede o no desarrollarse la miscibilidad por contacto múltiple, dependiendo sobre la relación entre la composición de los hidrocarburos del yacimiento, el punto crítico, las líneas de unión y la envolvente de dos fases.

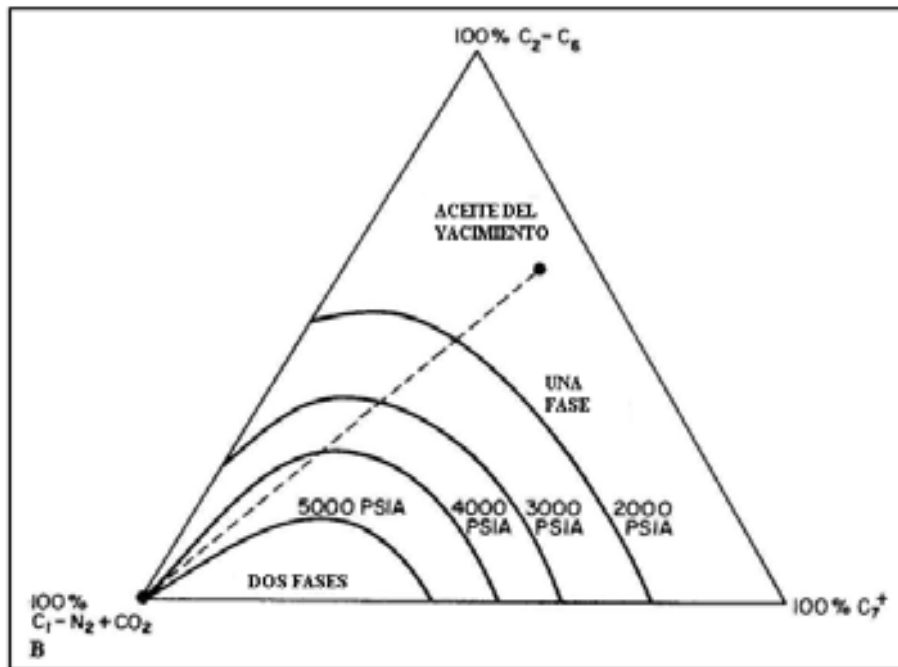


Figura 3.25B. Efecto de la presión sobre el tamaño de la región de dos fases y miscibilidad de primer contacto.

Gardner y colaboradores³⁸, llegaron a la conclusión que la miscibilidad de primer contacto sólo se alcanza en sistemas secos cuando se tienen gases muy ricos o a presiones muy altas.

3.3.5.3 Miscibilidad por múltiple contacto.

La determinación de que sí ocurrirá vaporización o condensación en una inyección de CO₂ esta relacionado directamente a los diagramas de fases de los sistemas CO₂ – aceite del yacimiento. A presiones y temperaturas altas (Región IV de la **figura 3.8**), el mecanismo es usualmente una vaporización del aceite crudo. A temperaturas bajas (Región III de la **figura 3.8**), el mecanismo es mejor descrito como la condensación de CO₂ en la fase aceite.

La miscibilidad por contacto múltiple ocurre cuando el fluido inyectado entra en contacto en forma repentina y vaporiza fracciones ligeras del aceite, creando un bache enriquecido de solvente con hidrocarburos ligeros. La miscibilidad por contacto múltiple puede alcanzarse a presiones menores que la miscibilidad por primer contacto, pero los sistemas de contacto múltiple requieren mayores distancias desde el pozo inyector al pozo productor para que la miscibilidad se desarrolle.

A temperaturas altas de un yacimiento, la extracción de CO₂ de componentes hidrocarburos (C₂ - C₃₀) en la fase gas CO₂ puede después de varios contactos CO₂-aceite, conducir al desarrollo de una fase gas rica en hidrocarburos que puede ser miscible con el aceite no contactado.

El desarrollo de miscibilidad por vaporización de CO₂ puede ser visualizado conceptualmente con un diagrama de fase ternario construido por los pseudocomponentes, metano-nitrógeno-bióxido de carbono, etano – hexano y heptano plus. Metcalfe y Yarborough⁴³ plantean el siguiente análisis del proceso. La **figura 3.26** presenta el límite de la región de dos fases para una presión y temperatura de desplazamiento en particular. El vapor tiene que ser enriquecido continuamente por el cambio de fases de los componentes intermedios de la fase líquida. Este enriquecimiento del vapor, continúa hasta que una composición crítica sea alcanzada. La composición crítica tiene que ser estabilizada continuamente por este mismo proceso debido a que dicha composición es continuamente destruida por efectos de dispersión. A fin de que la miscibilidad por contacto múltiple sea de manera exitosa en procesos de vaporización, la composición del fluido del yacimiento debe tender a la derecha de la línea de unión crítica. Si ambos fluidos (CO₂ y aceite) tienden a la izquierda, la evaporización ocurrirá pero no en cantidades suficientes para desarrollar la miscibilidad. Por otro lado sí el fluido de inyección y el aceite original, ambos tienden a la derecha de la línea de unión crítica, los fluidos son miscibles por el primer contacto.

A temperaturas bajas de un yacimiento, la condensación de CO₂ en la fase líquida (rica en CO₂) es similar a la inyección de gas enriquecido en donde se forma un anillo de aceite enriquecido con hidrocarburos ligeros alrededor del pozo inyector y promueve la miscibilidad entre el aceite del yacimiento y el gas inyectado.

Un estudio por Leach y Yelling⁴⁴, describieron el proceso de la condensación con diagramas ternarios. La **figura 3.27** representa su sistema multicomponente. Conforme el desplazamiento avanza, el CO₂ enriquece al aceite del yacimiento, punto C (**figura 3.27**), y las composiciones de las mezclas alrededor del pozo separa la trayectoria del punto C al punto D. Continuando con la inyección de CO₂ causa que la composición del fluido alrededor del pozo inyector se mueva del punto D al punto B y después del punto B al punto A. Como la trayectoria de la composición avanza del punto D al punto B, el líquido saturado esta siendo enriquecido con CO₂; por lo tanto,

el CO₂ esta condensado en la fase aceite, eventualmente generando un punto de miscibilidad, punto B.

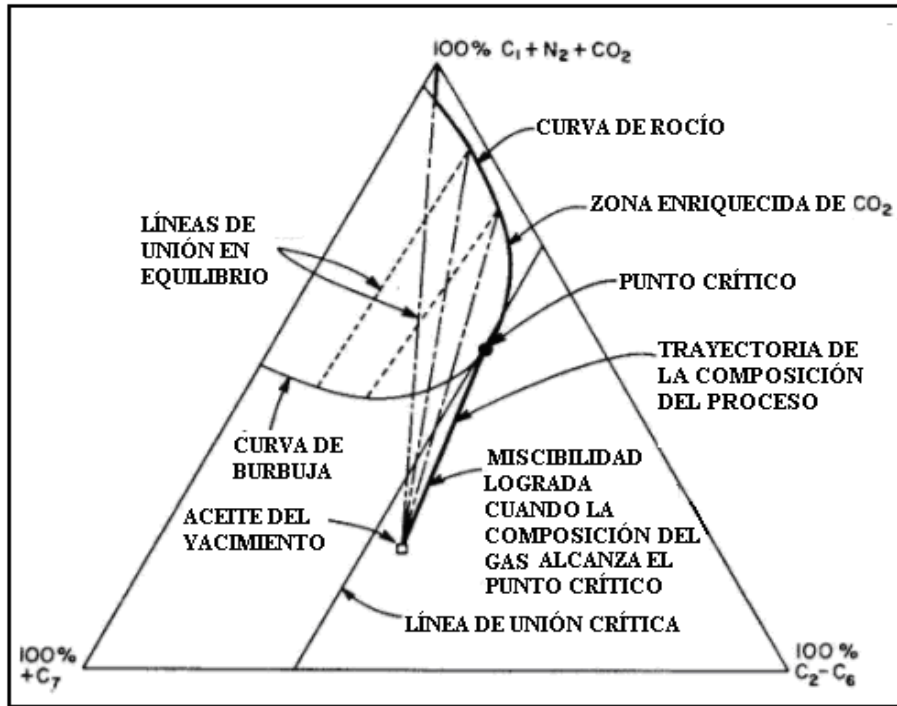


Figura 3.26. Concepto de miscibilidad contacto-múltiple por vaporización.

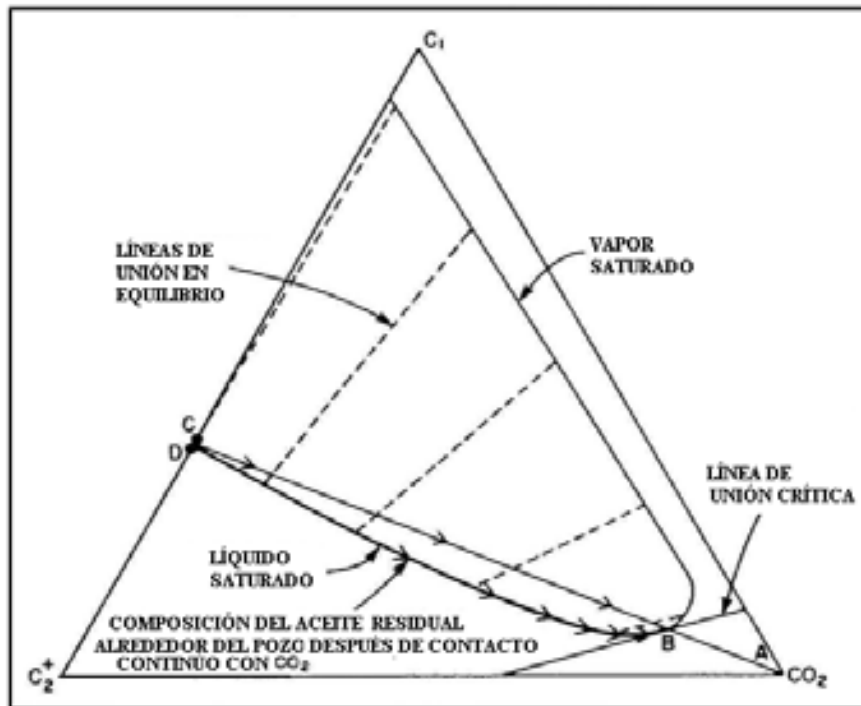


Figura 3.27 Concepto de miscibilidad contacto-múltiple por condensación.

Para que ocurra miscibilidad por contacto múltiple en procesos de condensación, el fluido inyectado, A, tiene que estar a la derecha de la línea de unión crítica, de no ser así, la condensación del CO₂ en el aceite del yacimiento ocurrirá, pero la miscibilidad no se llevará a cabo.

3.4 PROPIEDADES DEL AGUA SATURADA CON CO₂.

3.4.1 Relación de solubilidad, R_{wCO_2} .

La solubilidad del CO₂ en el agua es un factor muy importante que no puede ser omitido en los procesos de simulación, especialmente cuando el CO₂ es inyectado después de que el yacimiento fue sometido a una recuperación secundaria (inyección de agua) o cuando el CO₂ está siendo inyectado con agua (WAG). Un estudio minucioso del CO₂ disuelto en agua destilada fue presentado por Dodds y colaboradores⁴⁵, y se muestra en la **figura 3.28**. En esta figura podemos obtener la R_{wCO_2} en función de la presión y la temperatura del yacimiento.

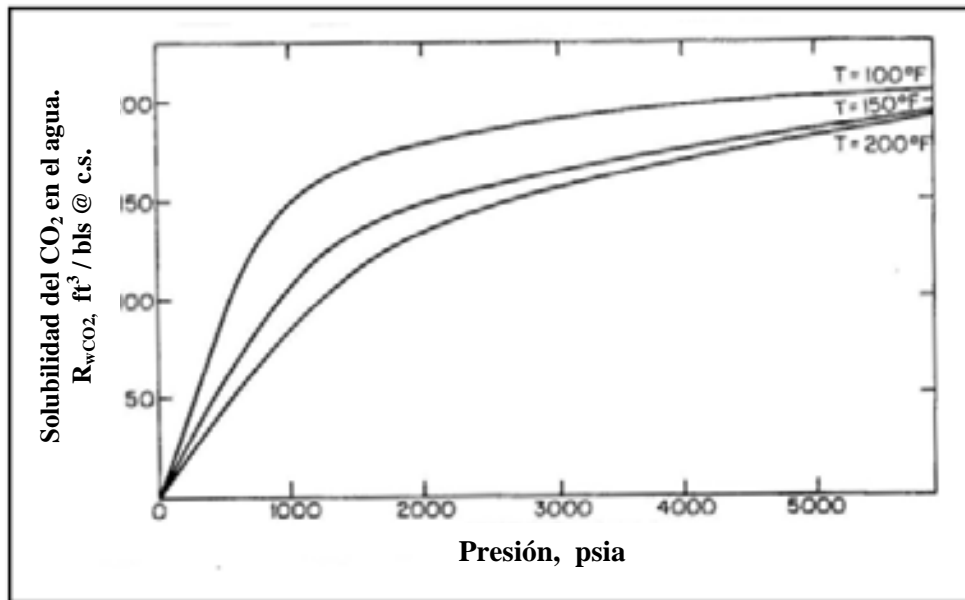


Figura 3.28. Solubilidad del CO₂ en agua pura.

Posteriormente se obtuvo un factor de corrección en base a la salinidad del agua. Este factor se obtuvo combinando los trabajos de Crawford et al, Holm, Johnson et al y Martín, mostrado en la **figura 3.29**. Se puede decir que con un incremento en la salinidad del agua decrece la solubilidad del CO₂ significativamente.

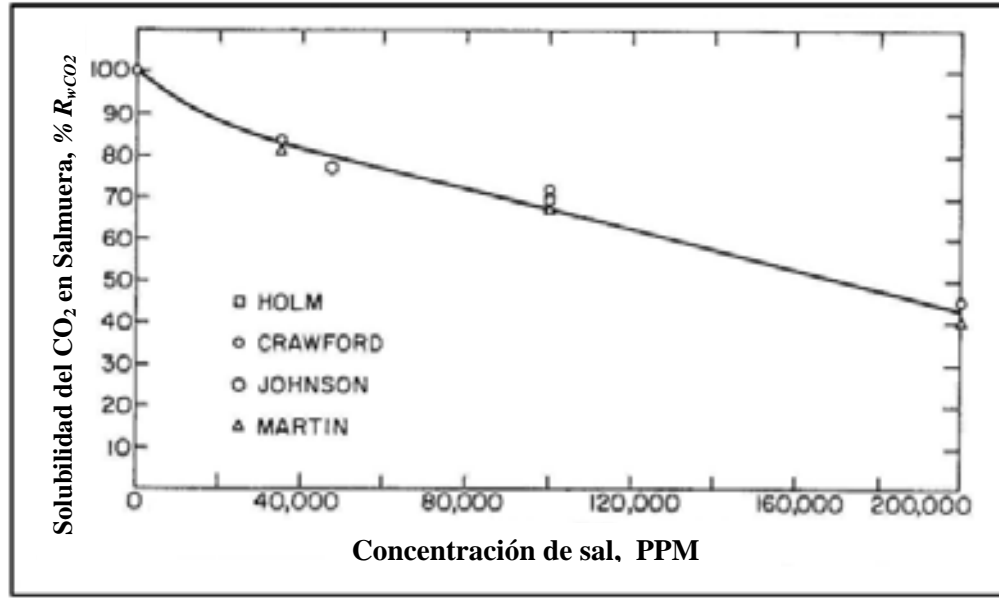


Figura 3.29. Efecto de salinidad en la solubilidad del CO₂.

3.4.2 Factor de volumen del agua, B_{wCO_2}

Datos de expansión del agua debido a la saturación del CO₂, hasta la actualidad no se ha tenido un estudio a profundidad. Sin embargo la B_{wCO_2} puede ser derivada usando la siguiente relación.

$$B_{wCO_2} = \frac{(\rho_{wsc})(5.615) + \frac{(R_{wCO_2})(M)}{379.4}}{(\rho_{wCO_2})(5.615)} = \frac{(\rho_{wsc}) + \frac{(R_{wCO_2})(M)}{2130.3}}{(\rho_w)} \quad (3.20)$$

Donde:

ρ_{wsc} es la densidad del agua no saturada con CO₂ medida a condiciones estándar, #/ft³

R_{wCO_2} es la solubilidad del CO₂ en Salmuera, (ft³ / bl) @ c.s.

M es el peso molecular del CO₂.

ρ_{wCO_2} es la densidad del agua saturada con CO₂, lb/ft³

3.4.3 Densidad del agua, ρ_{wCO_2}

Un estudio extenso de la medición de la densidad del agua saturada con CO₂ ha sido presentado por Parkinson y Nevers⁴⁶, estas mediciones se muestran en la **figura 3.30**. Hay que notar que en su trabajo la presión máxima es de sólo 500 psia. Sin embargo, un arreglo de extrapolación lineal hasta 65 atm de los datos mostrados en la **figura 3.30**, fue llevada a cabo por Francis⁴⁶.

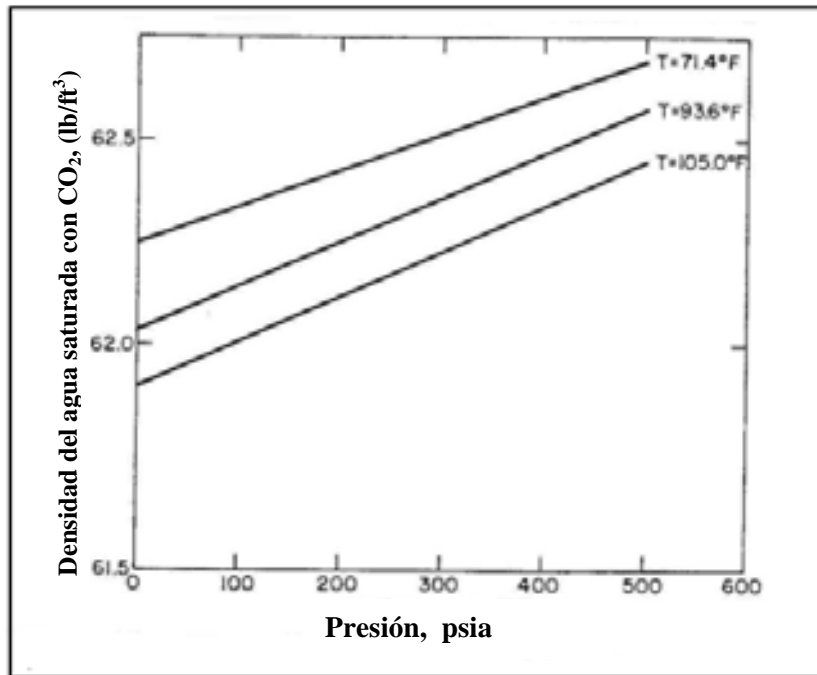


Figura 3.30. Densidad de mezcla en equilibrio de agua-CO₂ a tres diferentes temperaturas.

3.4.4 Viscosidad del agua. μ_{wCO_2}

Como ya se ha mencionado la viscosidad depende en gran medida de la presión y la temperatura, más de está última. Sin embargo, para el caso del agua es la excepción, pues en experimentos en donde se varía la presión de 14.7 a 7,100 psi, la viscosidad no incrementa ni el doble de su valor original. Por otro lado, expresando la viscosidad del agua solamente en función de la temperatura, Hawkins⁴⁷ encontró una fuerte dependencia, y lo expresó en la siguiente correlación.

$$\mu_{wCO_2} = \frac{2.185}{0.04012T + 0.0000051547T^2 - 1} \quad (3.21)$$

Donde, T es la temperatura del agua.

El efecto del CO₂ sobre la viscosidad del agua fue investigada por Tumasyan⁴⁸. Su reporte mostró que el agua saturada con CO₂ a una presión de 1,422 psia y a otra de 2,130 psia ambas con una temperatura de 20 °C, la viscosidad del agua incrementó 18.9% y 27.3% respectivamente. Este efecto es mostrado en la **figura 3.31**. Hay poca información, sin embargo, se pueden extrapolar estos datos a otras temperaturas.

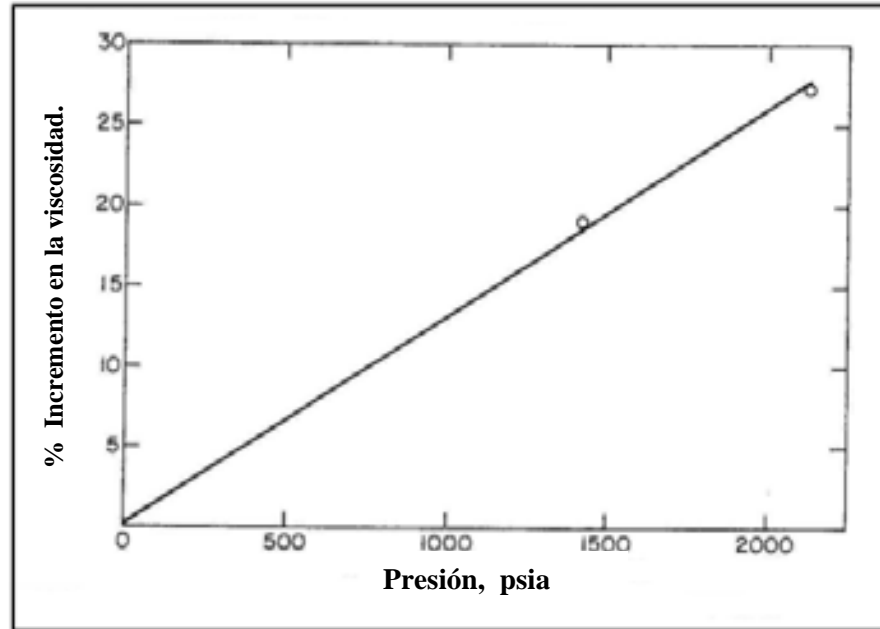


Figura 3.31. Efecto del CO₂ en la viscosidad del agua.

3.5 PRECIPITACIÓN DE ASFALTENOS.

Cuando se mezcla el CO₂ y los hidrocarburos del yacimiento, como ya se había mencionado anteriormente pueden existir múltiples fases líquidas en equilibrio. En algún momento dado hasta una fase sólida puede estar presente. Los componentes más pesados del aceite, muchas de las veces llegan a ser menos solubles con la adición del CO₂ y precipitan, causando una disminución en la permeabilidad. La cantidad de precipitado y su efecto subsecuente sobre la recuperación de aceite es difícil de cuantificar.

El aceite crudo normalmente consiste en una mezcla de parafinas, resinas, asfaltenos y otros materiales semisólidos.

Los asfaltenos son partículas sólidas semicristalinas de color café o negro que contienen anillos condensados de hidrocarburos aromáticos; básicamente contienen cerca del 80% de carbón y además tienen hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, azufre, metales, etc.

Sus principales características:

- Compuestos polares.
- Hidrocarburos acromáticos.
- Peso molecular 1,000.
- Precipitan como sustancias oscuras por dilución con parafina de bajo punto de ebullición.

Como también ya se ha dicho, cuando el CO₂ es inyectado al yacimiento y se pone en contacto con el aceite crudo, esto provoca un cambio en el comportamiento y las condiciones de equilibrio del aceite lo cual provoca que haya una precipitación de sólidos orgánicos principalmente asfaltenos. La precipitación de asfaltenos puede cambiar la mojabilidad de la matriz del yacimiento y consecuentemente afectar la eficiencia de la inyección. Esto también puede causar daños a la formación y taponamiento en el pozo, requiriendo tratamientos muy costosos para solucionar el problema

Las mezclas de agua con CO₂ son ligeramente ácidas (ácido carbónico) y reaccionan acorde a la proporción de carbonato que tenga la roca del yacimiento disolviendo la formación de la matriz e incrementando la permeabilidad.

Dependiendo de las características del aceite crudo, la precipitación de asfaltenos puede ser un mayor problema en diseños de inyección de CO₂. Por esta razón se debería examinar muy cuidadosamente este efecto en el laboratorio antes de que el proceso sea implementado en el campo.

Srivastava y colaboradores⁴⁹ presentaron una investigación sobre “La depositación de asfaltenos durante la inyección de CO₂.” Este estudio presenta resultados de pruebas estáticas y dinámicas de precipitación para estudiar la probabilidad de problemas de depositación de asfaltenos en el yacimiento Weyburn del sureste de Saskatchewan Oklahoma. Las pruebas se llevaron a condiciones de presión y temperatura del yacimiento. El efecto sobre la precipitación de asfaltenos en la presión operativa, concentración de CO₂, gases contaminantes en CO₂ y presencia de la salmuera de la formación, fueron investigadas para tres diferentes muestras de aceite, usando pruebas PVT. Para la depositación de asfaltenos se tuvo que recurrir a experimentos de inyección de CO₂ a núcleos y una tomografía de rayos x escaneada por computadora (X-ray CAT-scanning en inglés).

La pruebas estáticas indicaron que el factor más importante de la cual depende la precipitación de asfaltenos fue la concentración de CO₂. En los experimento de inyección de CO₂ a núcleos mostraron un incremento considerable en la depositación de asfaltenos en la matriz de dicho núcleo. La topografía de poro de la matriz del núcleo jugó un papel importante para la detección de precipitación de asfaltenos inducida por inyección de CO₂. En las pruebas de tomografía de rayos X escaneada por computadora, detectaron en áreas específicas a lo largo de la longitud del núcleo la depositación de asfaltenos.

3.6 PRUEBAS ESPECIALES DE LABORATORIO PARA PROCESOS DE INYECCIÓN DE CO₂.

Aunque la inyección de CO₂ ha sido investigada desde el comienzo de los años cincuenta no se ha desarrollado un consenso para los experimentos de laboratorio requeridos para la evaluación de un campo prospecto a la inyección de CO₂.

Además de las pruebas PVT previamente descritas en el capítulo 2 del presente trabajo, las cuales son las necesarias para la caracterización de hidrocarburos sin y con procesos de

recuperación mejorada, un número de otras pruebas especiales pueden ser llevadas a cabo para aplicaciones muy específicas. Si un yacimiento está para ser explotado bajo un proceso miscible de inyección de gas. Las siguientes pruebas deberían de ser ejecutadas:

- Prueba de expansión.
- Desplazamiento en “Slim Tube”.
- Desplazamiento en núcleos.
- Pruebas de vaporización.
- Pruebas de contacto.

3.6.1 Prueba de expansión.

La inyección de CO₂ a un yacimiento de aceite tiene varios efectos, el gas puede entrar en solución en el aceite provocando una expansión con una disminución en la densidad y en la viscosidad del aceite. La solución del gas en el aceite tiene efecto de aumentar la presión de saturación.

La simulación experimental de este proceso consiste en conocer la presión de saturación del aceite a temperatura del yacimiento y a estas condiciones conocer el volumen de aceite saturado conocido como volumen de referencia, después se agregan cantidades fijas de gas (como porcentaje molar o porcentaje en volumen del volumen de referencia del fluido del yacimiento), a cada cantidad de gas inyectado se fuerza a disolverse en el aceite, mediante presión y agitación hasta tenerlo bajosaturado; después mediante una prueba presión-volumen a composición constante se determina la nueva presión de saturación de la mezcla y el volumen ocupado por la mezcla a la nueva presión de saturación

El proceso se repite para cada nueva cantidad de gas agregado, hasta que la presión de saturación alcanza una presión fijada con anterioridad.

De esta prueba se calcula el factor de expansión que se define como el cociente del volumen de fluidos a la presión de saturación con gas agregado, entre el volumen del fluido a la presión de saturación original, denominado volumen de referencia.

Al final la prueba de expansión, generalmente se efectúa una separación diferencial a volumen constante para conocer los nuevos parámetros PVT de la muestra original más el gas inyectado.

3.6.2 Desplazamiento en “Slim Tube”

El desplazamiento de muestras de un fluido del yacimiento en un “Slim Tube” son modelos de yacimiento en una dimensión, el equipo es un tubo delgado empaquetado con arena o esferas de vidrio muy pequeñas, con una longitud entre 5 y 40 m. El diagrama esquemático del tubo y equipo auxiliar para realizar pruebas de desplazamiento se presenta en la **figura 3.32**

Usando el mercurio como fluido desplazante, se pueden obligar al fluido del yacimiento y al CO₂ fluir a través de la tubería de acero.

Una ventana para observación de los fluidos producidos y un separador de fases para determinar la cantidad de fluidos producidos completan el equipo.

La columna empacada como las botellas portamuestra se encuentran dentro de un baño de temperatura controlada.

El empacamiento de arena se satura primero con la muestra de aceite a ser estudiada, y el volumen inicial de fluido en la tubería enrollada se anota como fluido original en la columna empacada y es igual al volumen poroso con hidrocarburos (VPH),

La presión de desplazamiento del sistema es fija, y se permite al gas ocupar el sitio del aceite a través del empacamiento de arena.

La cantidad de fluidos producidos se cuantifica en % de recuperación del volumen poroso, de gas inyectado, así como la relación gas-aceite producidos.

La recuperación de aceite es proporcional a la cantidad de gas inyectado, manteniéndose la relación gas-aceite casi constante antes que el frente de desplazamiento alcance la salida, cuando esto se aproxima se notan cambios de color en la ventana de observación y un aumento repentino en la relación gas-aceite.

La prueba se suspende generalmente cuando se tiene desplazado 1.2 volumen de poros.

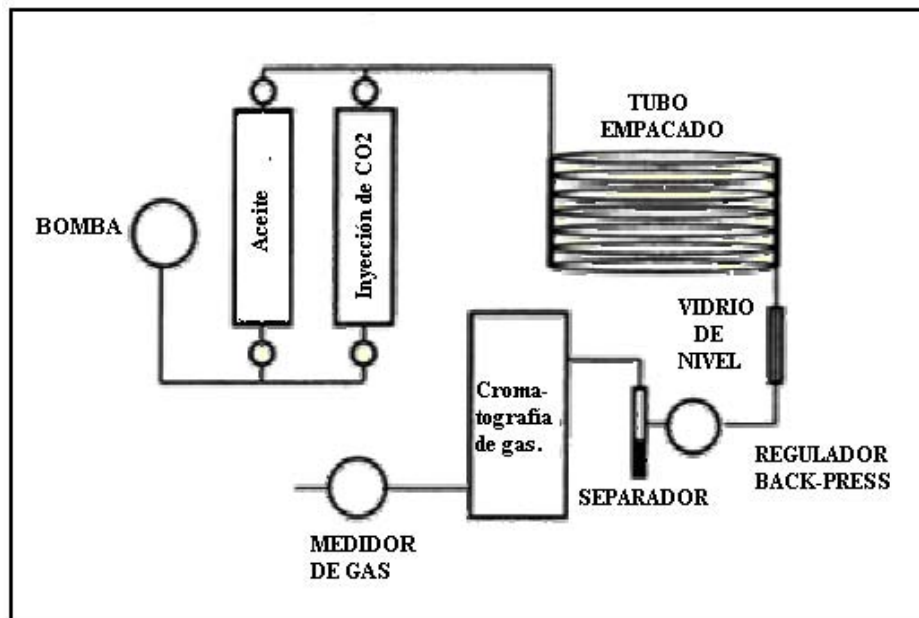


Figura 3.32. Diagrama de equipo "Slim Tube".

Es muy común que en este experimento, el CO₂ desplace al aceite a diferentes presiones. Por ejemplo En la **figura 3.33** se presentan las curvas de las recuperaciones de aceite típicas a dos presiones. A 24.15 MPa el gas irrumpe a 50% del volumen poroso del gas inyectado, siendo la

recuperación final de 50 % VP. En cambio para una presión de 26.25 MPa se tiene una recuperación hasta del 70%.

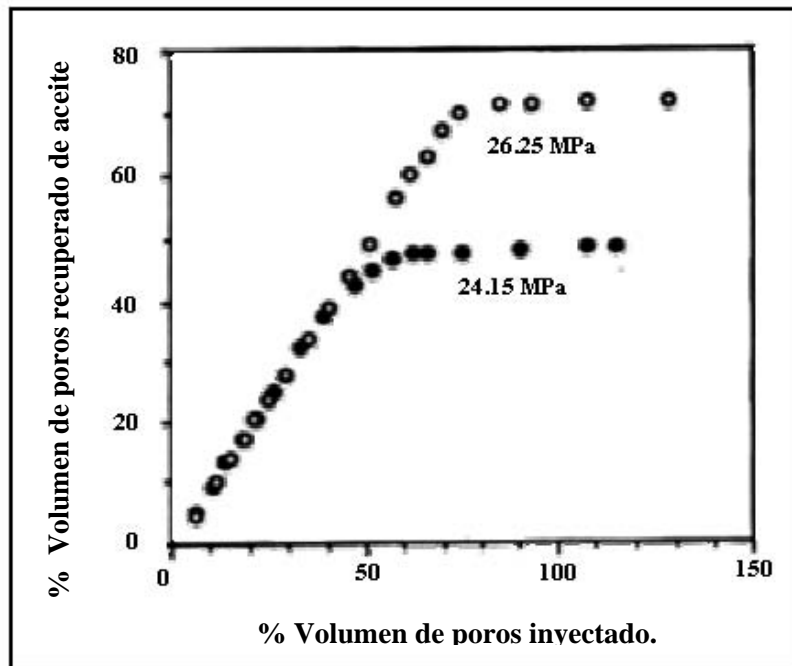


Figura 3.33. Recuperación de aceite por inyección de CO₂ para dos diferentes presiones (Slim Tube).

El volumen de aceite recuperado antes de la irrupción del gas es casi igual al volumen de gas inyectado

Por lo general el volumen de aceite recuperado es ligeramente menor que el volumen inyectado debido al encogimiento del volumen gas-aceite total en contacto.

3.6.3 Desplazamiento en núcleos.

De los experimentos anteriormente mencionados, la inyección de CO₂ en núcleos son los más difíciles de interpretar debido a que, aún en núcleos lineales, la eficiencia de desplazamiento puede ser afectada por la digitación viscosa, la segregación gravitacional, la canalización o desviación del aceite debido a la heterogeneidad del núcleo y por las complejidades del comportamiento de fases de la mezcla aceite crudo - CO₂. La mayoría de los trabajos de laboratorio de inyección de CO₂ en núcleos han sido efectuados en núcleos de arenisca.

Los experimentos de desplazamiento en núcleos se diseñaron para determinar los efectos del tamaño del bache de CO₂ y de la contaminación de N₂ en el CO₂ sobre la eficiencia de recuperación de la inyección de CO₂.

Las inyecciones en núcleos pueden utilizarse para investigar si las interacciones del CO₂ con el aceite del yacimiento, salmuera, arcilla y materiales cementales pueden causar problemas inesperados, sin embargo no se han publicado estudios detallados de tales interacciones

La inyección de núcleos fue usada por Huang y Tranch⁵⁰ para investigar los efectos del tamaño del bache de CO₂ en la recuperación de aceite. Debido a que los requerimientos del tamaño del bache son influenciados por la cantidad y distribución de la saturación residual del aceite, esto parece no ser una alternativa para los desplazamientos en núcleos si el objetivo es ser investigados experimentalmente, es obvio que el tamaño del bache determinado en núcleos relativamente pequeños no son apropiados para los desplazamientos a escala de campo.

La inyección en núcleos también puede ser importante para la comprobación de los métodos de simulación numérica. La recuperación del aceite, la caída de presión y la composición de los fluidos producidos pueden ser comparados con las predicciones del simulador. Por ejemplo Leach y Yelling⁴⁰ simularon exitosamente los desplazamientos de un aceite sintético mediante CO₂ con un simulador composicional de una ecuación de estado. En algunos casos, la comparación de desplazamientos de laboratorio pueden ser usados para determinar algunos datos de entrada desconocidos.

Una técnica posible sería usar datos independientes del comportamiento de fases para simular la inyección de núcleos y verificar la exactitud del simulador para la combinación del comportamiento de fases y flujo a condiciones representativas del yacimiento y entonces usar el simulador para las predicciones a escala de campo.

Desarrollo del experimento.

1. Se prepara el núcleo. El núcleo se satura con salmuera de la formación, la cual se desplaza con aceite hasta alcanzar la saturación de agua congénita. Posteriormente el aceite se desplaza con aproximadamente 4 veces el volumen de poros ocupado por los hidrocarburos (HCPV) de tolueno, y éste se desplaza con casi 4 HCPV de aceite del yacimiento
2. Se trata de restablecer la mojabilidad original que tiene el yacimiento.
3. Empieza la inyección de CO₂. Se inyecta un bache aproximadamente del 25 al 30% del volumen de poros y se realiza una gráfica de recuperación de aceite contra volumen de poros inyectados.
4. Se limpia el núcleo.
5. Finalmente se hace una nueva inyección de agua para determinar la saturación de aceite residual al finalizar la inyección de CO₂.

3.6.4 Prueba de vaporización.

Esta prueba es similar a una prueba de expansión, excepto que se realiza a una presión menor que la presión de saturación donde ya se tienen dos fases en equilibrio.

Una cantidad de aceite crudo a la presión de saturación y temperatura de yacimiento, denominada volumen de referencia, se le lleva a las condiciones de pruebas y se estabilizan las dos fases, se extrae la cantidad de gas formado y se le determina su composición de referencia.

Se inyecta a presión constante una cantidad de gas de composición conocida y se deja estabilizar un determinado tiempo, el gas levantará los componentes ligeros del aceite enriqueciéndose, se extrae todo el gas y se determina su composición, también se mide el líquido residual a las condiciones de prueba.

El proceso se repite hasta un determinado porcentaje de gas inyectado.

3.6.5 Prueba de contacto.

Las pruebas de tubo delgado (Slim-Tube) no generan totalmente los datos volumétricos y composicionales requeridos para la evaluación y calibración del modelo de comportamiento de fases. Por consiguiente, los procesos de inyección de gas son frecuentemente simulados en una variedad de pruebas, conocidas como experimentos de contacto múltiple en celdas PVT.

La miscibilidad por contacto múltiple ocurre cuando el fluido inyectado entra en contacto en forma repentina y vaporiza fracciones ligeras del aceite, creando un bache enriquecido de solvente con hidrocarburos ligeros. La miscibilidad por contacto múltiple puede alcanzarse a presiones menores que la miscibilidad al primer contacto, pero los sistemas de contacto múltiple requieren mayores distancias desde el pozo inyector al pozo productor para que la miscibilidad se desarrolle.

Aunque la pruebas de un contacto no simulan el contacto continuo entre fases, como ocurre en los desplazamientos de gas-aceite, proporcionan datos valiosos para ajustar las ecuaciones de estado.

La prueba de contacto múltiple frontal, simula las condiciones en el frente de inyección, en el cual el aceite y gas son contactados a la presión y temperatura de yacimiento.

El gas en equilibrio en cada contacto es usado en el siguiente contacto con el aceite original del yacimiento, simulando el avance del gas en el yacimiento (**Figura 3.34**).

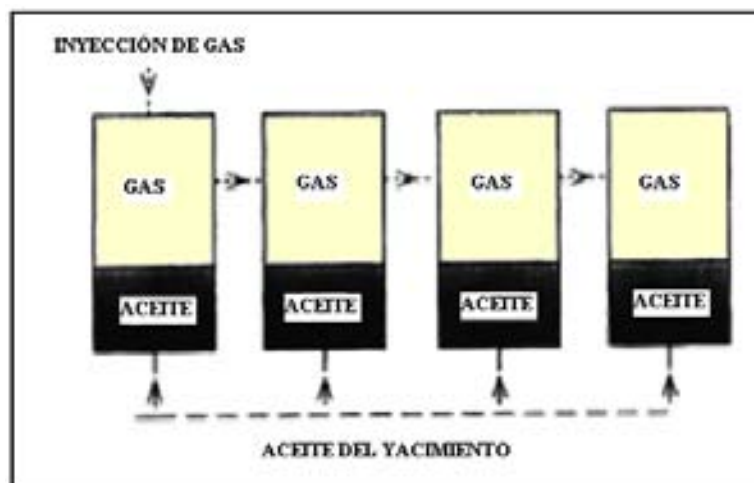


Figura 3.34. Diagrama de flujo en un experimento de contacto múltiple frontal.

Se mide el volumen, densidad y composición de la fase en equilibrio en cada contacto.

El procedimiento anterior se continua hasta que el gas de la inyección se vuelve miscible con el aceite original o alcanzando el equilibrio de este (limitado por línea de unión)

La **tabla 3.2** presenta la composición del gas y aceite en equilibrio en una prueba de contacto múltiple hacia delante de aceite volátil y metano a 373 K y 35.26 MPa, donde el gas se enriquece progresivamente por contactar al aceite.

La composición del aceite en equilibrio en el último contacto es casi el mismo que el del aceite original, indicando un acercamiento al límite de la línea de unión al no alcanzarse la miscibilidad.

Tabla 3.2. Composición (%mol) del aceite y gas en equilibrio en una prueba de cuatro etapas por contacto múltiple frontal.

No. Contacto Componente	0		1		2		3		4	
	Aceite yac.	Aceite	Gas	Aceite	Gas	Aceite	Gas	Aceite	Gas	
C1	57.53	54.87	78.24	57.03	74.46	57.10	72.25	56.73	71.47	
C2	10.26	7.87	7.52	9.00	8.91	9.71	9.72	10.04	10.08	
C3	5.83	4.89	4.04	5.40	4.69	5.69	5.06	5.80	5.22	
i-C4	1.22	1.06	0.79	1.15	0.92	1.19	0.99	1.21	1.02	
n-C4	2.06	1.85	1.28	1.98	1.49	2.03	1.60	2.06	1.65	
i-C5	1.01	0.95	0.59	0.99	0.69	1.01	0.74	1.02	0.76	
n-C5	1.70	1.62	0.93	1.68	1.12	1.70	1.20	1.22	1.24	
C6	1.40	1.41	0.75	1.41	0.85	1.41	0.92	1.42	0.95	
C7	2.16	2.26	1.04	2.32	1.23	2.27	1.33	2.27	1.36	
C8	2.55	2.76	1.12	2.65	1.26	2.55	1.36	2.58	1.42	
C9	2.00	2.23	0.82	2.19	0.98	2.11	1.05	2.11	1.08	
C10	1.55	1.69	0.58	1.66	0.69	1.52	0.72	1.47	0.74	
C11	1.10	1.36	0.36	1.30	0.41	1.16	0.51	1.18	0.54	
C12	1.00	1.14	0.35	1.07	0.41	1.09	0.39	1.08	0.41	
C13	0.99	1.19	0.29	1.10	0.36	1.05	0.47	1.03	0.40	
C14	0.78	0.96	0.23	0.87	0.27	0.81	0.22	0.82	0.31	
C15	0.83	1.05	0.23	0.97	0.28	0.92	0.31	0.90	0.32	
C16	0.72	0.86	0.18	0.74	0.21	0.26	0.24	0.75	0.25	
C17	0.49	0.66	0.11	0.65	0.15	0.54	0.16	0.54	0.16	
C18	0.60	0.76	0.13	0.67	0.16	0.65	0.18	0.64	0.19	
C19	0.51	0.65	0.10	0.61	0.13	0.56	0.15	0.55	0.15	
C20+	3.81	4.92	0.26	4.57	0.33	4.87	0.38	4.13	0.39	

La prueba de contacto múltiple inverso, simula la zona trasera, que es donde se ubica el punto de inyección. Esta es similar a la prueba de contacto múltiple hacia delante, pero el aceite en equilibrio en cada contacto es con la inyección de gas puro (**Figura 3.35**).

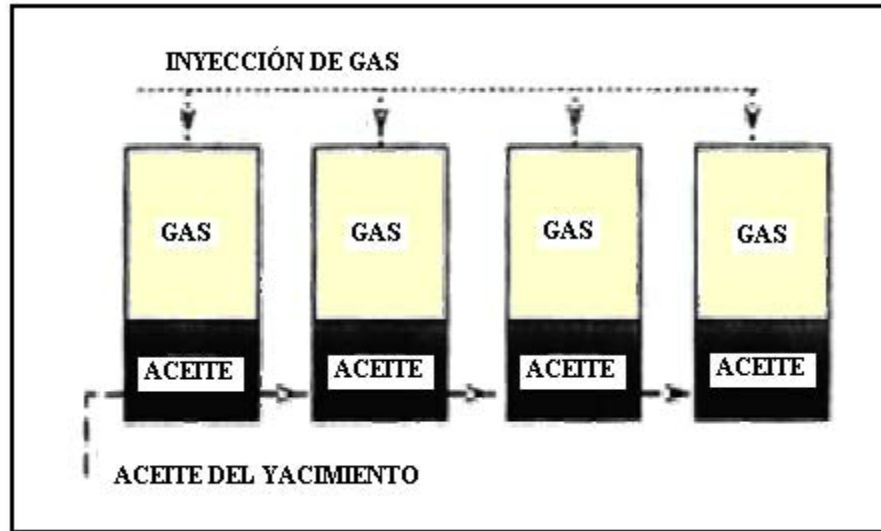


Figura 3.35. Diagrama de flujo en un experimento de contacto múltiple inverso.

3.7 DATOS QUE SE REQUIEREN PARA MODELAR PROYECTOS DE INYECCIÓN DE CO₂.

El objetivo primario en un proceso miscible, es desplazar al aceite con un fluido miscible en el aceite (y/o formar una fase simple cuando se mezcle por completo en el aceite) a las condiciones existentes entre las interfases del fluido inyectado y del banco de aceite que está siendo desplazado. Hay que recordar que las altas recuperaciones son el resultado de la transferencia de masa entre las fases en equilibrio.

Conforme el gas se va inyectando paso a paso en volúmenes previamente diseñados al yacimiento a una temperatura constante y a una determinada presión, éste se disolverá en el aceite hasta un punto en el cual el aceite llegue a estar totalmente saturado del gas (CO₂). Después de este punto al seguir agregando gas al yacimiento dará como resultado la formación de una segunda fase, esta fase puede ser líquida o vapor dependiendo de si la presión esta por debajo o por arriba de la presión pseudo-crítica del sistema y también puede que quizás se forme una tercera fase (múltiples líquidos) o una cuarta fase (asfaltenos).

Para modelar los procesos de inyección de CO₂ es necesario asociar la descripción del flujo de fluidos con un método de equilibrio de fases representado analíticamente y con las propiedades de dicha fase. El uso de este método es para desarrollar un número razonable de pseudocomponentes (4 a 8) y sus parámetros correspondientes para aplicar una ecuación de estado que modele el comportamiento de fase determinado experimentalmente.

Los pasos requeridos para poder obtener los datos necesarios para modelar los diagramas de fase son:

- 1) Determinar las propiedades de los fluidos del yacimiento a condiciones originales y a las condiciones a las cuales el gas inyectado va ser conducido durante el proceso de recuperación.
- 2) Se determina el comportamiento de fase del CO₂ y del aceite del yacimiento mediante un experimento similar al de la prueba de expansión, donde la inyección de gas es agregado al aceite del yacimiento en incrementos y la presión de saturación y la densidad del fluido saturado son medidos. La experiencia ha mostrado que es necesario continuar la inyección de gas más allá de la composición crítica del sistema (punto donde la presión de saturación cambia del punto de burbuja al punto de rocío) hacia fracciones moles muy altas de CO₂ (90% +) a fin de caracterizar con exactitud el comportamiento de fase del sistema. Además de que para cada mezcla, el volumen de líquido y el volumen de vapor deben ser medidos a varias presiones por debajo de la presión de saturación de la mezcla. Estos datos son críticos para determinar la habilidad del gas inyectado para vaporizar al aceite. La **figura 3.36** muestra una envolvente de fase típica (presión-composición) determinado mediante un arreglo experimental. Hay que notar en esta figura, que los valores obtenidos de la ecuación de estado de Peng-Robinson son muy parecidos a los resultados del laboratorio.

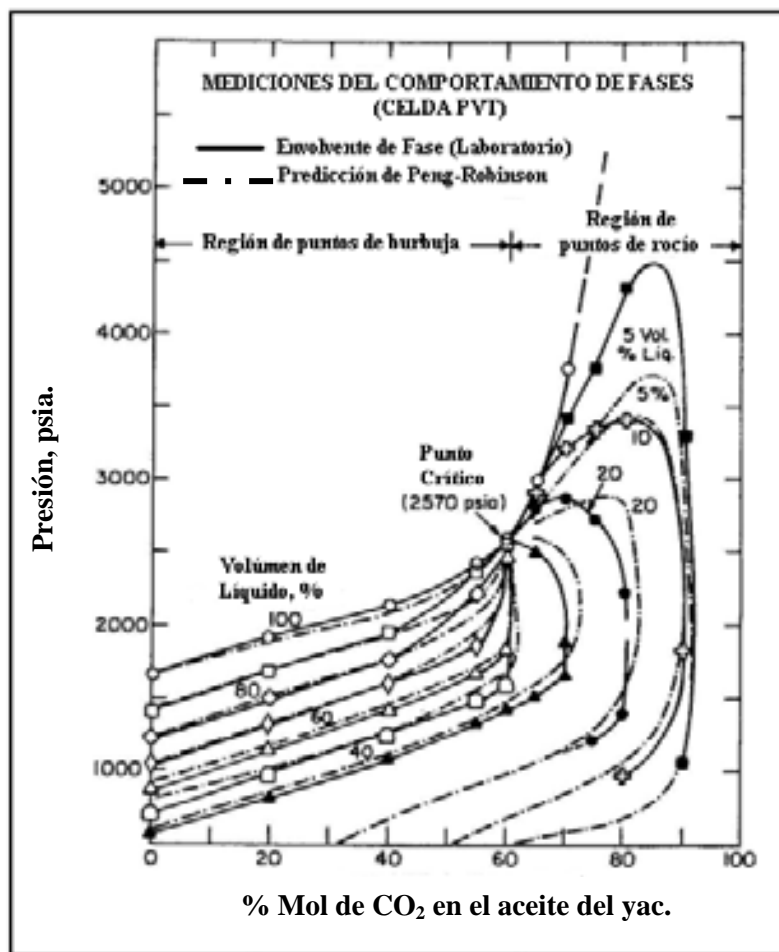


Figura 3.36 Diagrama de fases presión-composición para un sistema CO₂-aceite.

- 3) Algunas de las mediciones precedentes (pruebas de expansión, punto de burbuja, etc.) son normalmente obtenidas en una celda con una ventana de cuarzo. La celda deberá ser observada visualmente para determinar si algunas partículas de asfaltenos han precipitado después de estar en contacto con el gas inyectado. Además, alguna aparición de fases múltiples debe ser reportado y medir sus volúmenes.
- 4) Experimentos de desplazamiento en "Slim Tube" deben ser realizados a varias presiones para determinar el efecto de la presión en la habilidad del gas para recuperar al aceite en condiciones dinámicas. Los niveles de presión usados deben ser por debajo de la presión mínima de miscibilidad y a presiones muy arriba de este punto.

En resumen, la cantidad mínima de datos necesarios para describir adecuadamente los procesos de desplazamiento CO₂-aceite crudo se muestra en las siguientes secciones.

3.7.1 Propiedades del aceite crudo.

Los siguientes datos deberán estar disponibles del fluido original, obtenidos de una muestra recombinada.

Estos datos son:

- Análisis de la fracción C₇₊ del aceite.
- Factor de volumen de la formación (B_o) en función de la presión,
- Relación de gas disuelto en el aceite (R_{so}) en función de la presión,
- Medido en una prueba de expansión diferencial; densidad del gas y viscosidad del líquido saturado a varias presiones.

3.7.2 Propiedades del aceite saturado con CO₂ para proyectos inmiscibles de inyección de CO₂.

Los proyectos de inyección de CO₂ de manera inmisible implican que el CO₂ puede disolverse en el aceite hasta un cierto grado (determinado por la presión), pero cuando se forma una fase de gas, esta fase tendrá una insignificante o nula cantidad de hidrocarburos. Para este caso, los mecanismos de recuperación principal son la expansión de líquidos y reducción de la viscosidad.

Los datos que se requieren son:

- Datos de pruebas de expansión midiendo principalmente el volumen de expansión para diferentes presiones, (presiones por arriba y por debajo de la presión crítica para una determinada temperatura.)
- Viscosidades de líquido en función de la presión y del contenido de CO₂.

3.7.3 Propiedades del aceite saturado con CO₂ para proyectos miscibles de inyección de CO₂.

Los proyectos miscibles implican, que cuando existan dos fases en el yacimiento, cantidades significantes de los componentes hidrocarburos existirán en ambas fases, habiendo la posibilidad de un desplazamiento miscible por contacto múltiple, si es que dicha miscibilidad no se da en el primer contacto.

Los datos que se requieren son:

- Datos de pruebas de expansión, obteniendo una presión de saturación y volúmenes de expansión. La adición de CO₂ deberá ser continuada muy por arriba de la composición crítica del sistema CO₂-aceite. En cada adición de CO₂ deberá ser medida la saturación de líquido para presiones por debajo de la presión de saturación.
- La viscosidad del líquido deberá ser medido en función de la presión a diferentes concentraciones de CO₂
- Desplazamientos en “Slim-Tube“ deberán ser conducidas a varias presiones por abajo y por arriba de la presión mínima de miscibilidad.

3.8 PSEUDOCOMPONENTES.

Aunque la aplicación de una ecuación de estado a mezclas de aceite es relativamente muy recurrente y facilita mucho la caracterización de los hidrocarburos, las mezclas de aceite presentan muchos problemas insuperables. Un número vicesimal de componentes contienen las mezclas hidrocarburos que hace de esto algo imposible para obtener un análisis químico completo.

Por tal razón para un análisis de aceite crudo se ponen juntos todos los componentes más pesados, por lo regular a partir del heptano, a este conjunto de todos los componentes más pesados se simboliza C₇₊ lo cual se considera como un pseudocomponente que se caracteriza por su peso molecular promedio y su densidad. Un análisis más extensos sobre el estudio de esta fracción (C₇₊) hasta la actualidad solo se podría obtener un punto de ebullición y posibles cantidades de componentes naftenicos, parafínicos y aromáticos. Aún si fuera posible tener el análisis de todos los componentes de los hidrocarburos que componen esta fracción, las propiedades críticas de muchos de estos componentes no se podrían conocer. En consecuencia la información necesaria para determinar los coeficientes de interacción binaria (capítulo 1) está relativamente disponible para pocos componentes. Por lo tanto para la aplicación de una ecuación de estado para los cálculos sobre las propiedades de las mezclas hidrocarburos es una necesidad requerir del uso de pseudocomponentes.

Se entiende por un pseudocomponente a un componente caracterizado por al menos dos de tres propiedades, como su temperatura de ebullición, densidad relativa y peso molecular.

En el caso de miscibilidad por primer contacto, uno no esta preocupado con los cálculos de la presión de saturación (punto de burbuja); Por consiguiente, la ecuación de estado sólo se necesita

para calcular la viscosidad y la densidad de las mezclas hidrocarburos-CO₂ de una sola fase. Idealmente, se obtendrían parámetros para dos pseudocomponentes tal que la ecuación de estado para esos dos pseudocomponentes daría la misma densidad y viscosidad contra composición y presión que para sistemas de ocho componentes.

La **figura 3.37 y 3.38** muestran el cálculo de la viscosidad y la densidad para un aceite saturado con CO₂ contra presión y composición calculadas para ocho componentes y dos pseudocomponentes con una ecuación de estado.

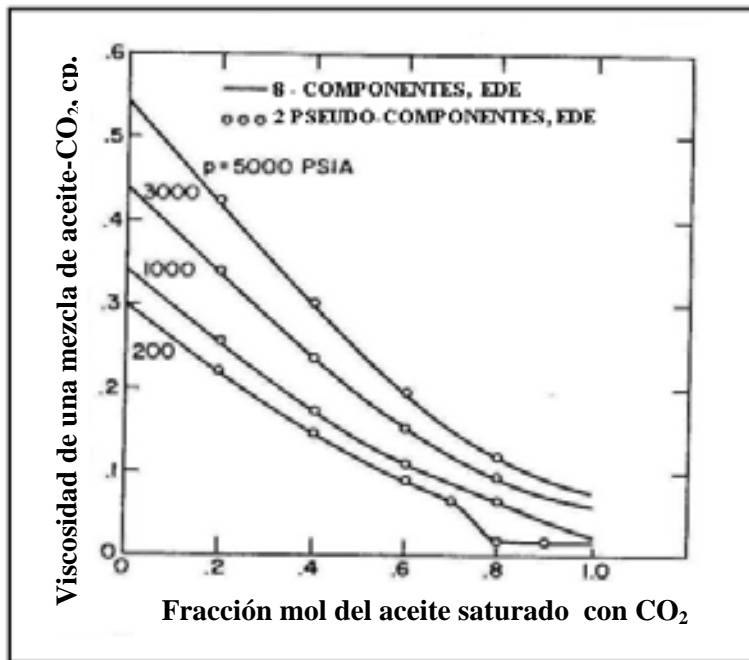


Figura 3.37. Viscosidad contra presión y composición para una mezcla de CO₂-aceite.

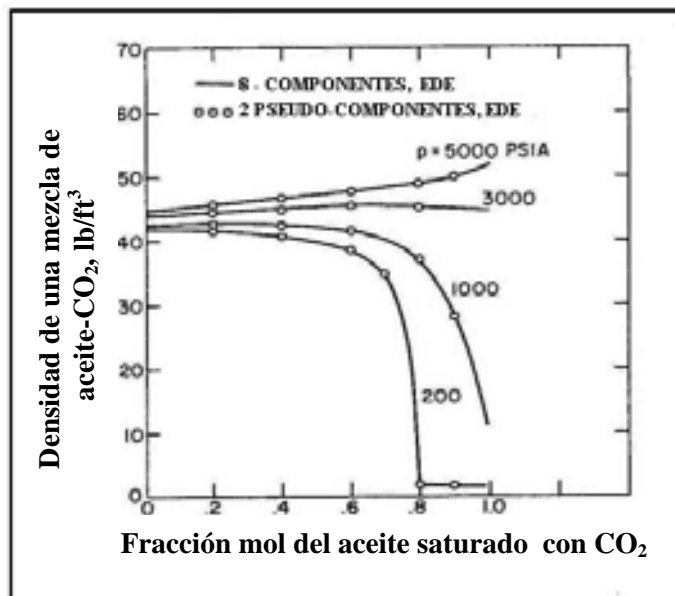


Figura 3.38. Densidad contra presión y composición para una mezcla de CO₂-aceite.

Para casos de miscibilidad por contacto múltiple donde dos o tres fases están presentes, estas fases dependen de la composición del aceite, viscosidades del gas, tensión interfacial y permeabilidades relativas. Las densidades y composiciones del aceite y el gas se pueden predecir con una ecuación de estado. Las viscosidades del aceite y el gas pueden ser calculadas por la correlación de Jossi y colaboradores⁵¹. La tensión interfacial entre el gas y el aceite y sus efectos sobre las permeabilidades relativas pueden ser calculadas por los modelos de Macleod-Sugden, Coats y Ngiem y colaboradores⁵².

Para cuando se tiene la miscibilidad por contacto múltiple o el comportamiento de fase manifiesta la aparición de múltiples líquidos. Fussell⁵³, por ejemplo, necesitó más de 20 componentes en una ecuación de estado de Redlich-Kwong modificada para predecir con precisión el comportamiento de fase. El número de pseudocomponentes requeridos y su caracterización están también analizados por Katz y Firoozabadi⁵⁴ y por Williams y colaboradores⁴¹ para mezclas hidrocarburos y por Turek y colaboradores⁵⁵ para mezclas de CO₂-Hidrocarburos. Estos autores usaron de 12 hasta 40 componentes para caracterizar el aceite crudo. Por lo que el uso de un simulador composicional ayudaría bastante para caracterizar mezclas CO₂-aceite para ahorrarse costos y tiempo.

Hong⁵⁶ ha desarrollado un método de pseudoización que sistemáticamente ajusta a la fracción C₇₊, valores críticos y coeficientes de interacción. Su método permite el equilibrio de fases de un sistema CO₂ sencillo (no múltiples líquidos) para ser modelado con pocos componentes (4 a 8) sin una pérdida significativa en la exactitud de describir el comportamiento de fases y por lo tanto, una mayor reducción en tiempo. Si la pseudoización de componentes puede ser alcanzada exitosamente, un problema grande para modelar procesos de inyección de CO₂ será eliminado.

CAPÍTULO 4

CARACTERIZACIÓN INICIAL DE LOS HIDROCARBUROS DE UN YACIMIENTO, MEDIANTE ANÁLISIS PVT.

4.1 CARACTERIZACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS MEDIANTE ESTUDIOS O ANÁLISIS PVT.

En el capítulo 2 se explicó en que consiste un análisis o estudio PVT. El objetivo de caracterizar a los hidrocarburos mediante un análisis PVT es el de predecir el comportamiento termodinámico de los mismos hidrocarburos, en cualquier punto en donde estos se muevan, desde el yacimiento hasta la batería de separación.

La caracterización de los hidrocarburos empieza con el muestreo en el pozo, por medio del cual, tenemos físicamente la muestra que será utilizada en el laboratorio para realizarle los experimentos. El transporte de las muestras se debe hacer en celdas perfectamente selladas donde no se permita la transferencia de masa ni de calor quedando la muestra totalmente independiente al medio ambiente.

El análisis que se debe realizar a la muestra debe incluir la validación de los siguientes puntos.

- Preparación del pozo.
- Operaciones de toma de la muestra.
- Transporte de la muestra.
- Tiempo entre muestreo y análisis del laboratorio.
- Validación de los datos obtenidos en el laboratorio con fórmulas básicas.
- Validación a través de Software comercial.

Considerando entonces que el estudio PVT es: preparar el pozo para tomar la muestra, el transporte de la muestra, el análisis en el laboratorio y la predicción por medio del simulador en base a las ecuaciones de estado. Lo anterior es esencial para que la información resultante sea la

mejor herramienta para la toma de decisiones en la explotación del yacimiento. Pero toda esta información, será muy importante después de que el ingeniero petrolero haya hecho una discretización de datos.

La **figura 4.1** muestra un diagrama de lo que es una caracterización de hidrocarburos mediante análisis PVT. Algunos autores lo llaman (Caracterización PVT de los Fluidos Hidrocarburos.).

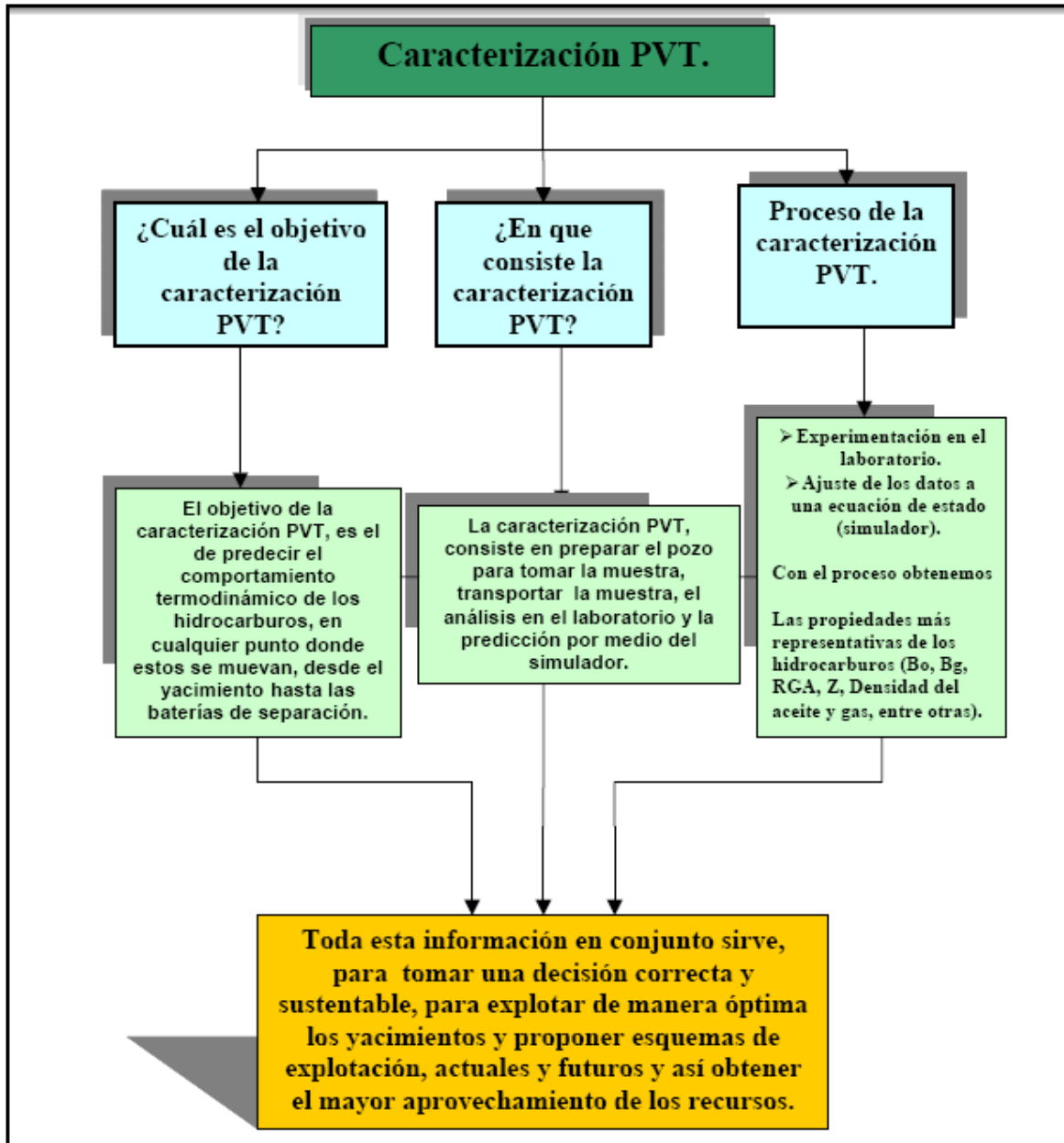


Figura 4.1. Caracterización de los Hidrocarburos mediante análisis PVT (Caracterización PVT).

4.2 CARACTERÍSTICAS GEOLÓGICAS Y PETROFÍSICAS DE UN YACIMIENTO DE LA ZONA SUR DE MÉXICO.

A este yacimiento lo podemos ubicar en la parte Noreste del Estado de Tabasco (**figura 4.2**). Geográficamente se encuentra localizado en la planicie costera del Golfo de México, dentro de la Cuenca Salina del Istmo, formando parte de la provincia geológica Cuencas Terciarias del sureste. Corresponde a una estructura anticlinal asociada a la tectónica salina.

El yacimiento corresponde a una formación de arenas turbidíticas del Mioceno y del Plioceno. El campo al que pertenece dicho yacimiento inició su explotación en mayo de 1957. El área probada del campo es de 18 Km², tiene una permeabilidad que varía de 10 a 140 mD con un espesor neto de 5 a 70 m. La profundidad media de sus yacimientos varia desde 2083 m hasta 2819 m. La porosidad es de 0.22

El tipo de fluido que tiene el yacimiento es de aceite ligero de 39.1 °API.

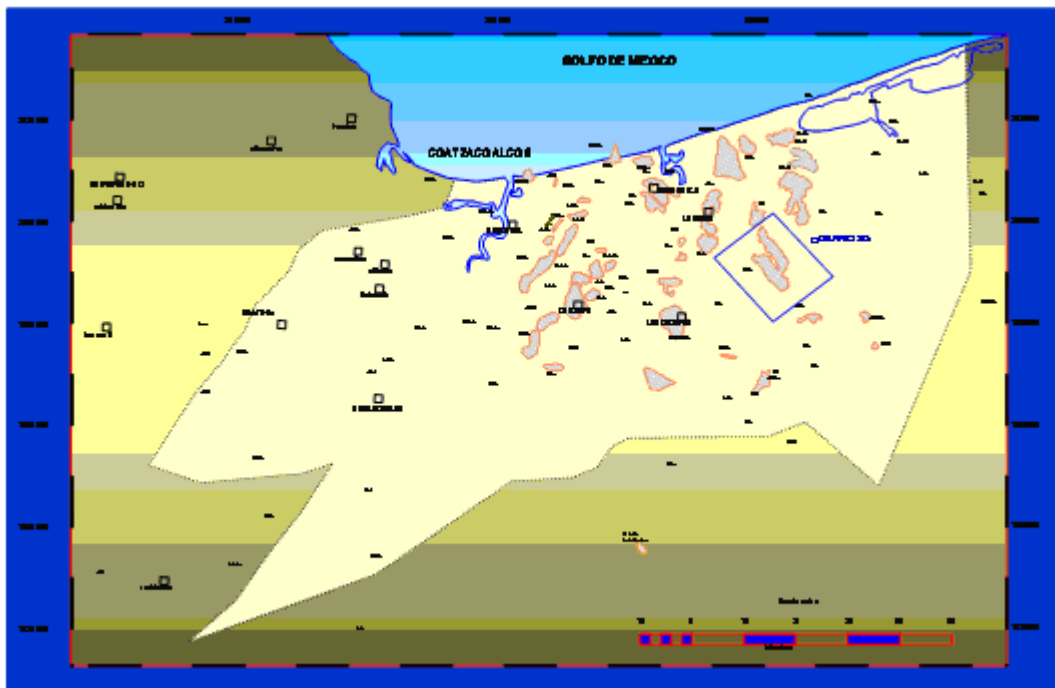


Figura 4.2. Ubicación del yacimiento en la zona sur de México.

La formación del yacimiento en estudio tiene por nombre Encanto. Esta formación, litológicamente está constituida por lutitas de color gris verdoso suave a dura con alternancia de cuerpos arenosos de color gris claro de grano medio a fino. Desde el punto de vista económico petrolero es una de las litofacies más importantes, ya que es la principal roca almacén del campo en general y campos aledaños.

El yacimiento en estudio es el número 3 de la formación Encanto, la cima se encuentra a una profundidad promedio de 2790 m y la base a 2840 m.

4.3 MUESTREO REALIZADO EN EL YACIMIENTO DE LA ZONA SUR DE MÉXICO.

El muestreo que se utilizó fue el de fondo, ya que el yacimiento es bajosaturado y de aceite ligero. Actualmente se encuentra la presión del yacimiento por encima de la presión de saturación, aunque la diferencia entre ambas presiones no es grande (400 psia).

Se ha llevado a cabo solamente un análisis PVT convencional. Cabe mencionar que este reporte del fluido del pozo 1311 es un PVT Express⁵⁷. El PVT Express es un sistema para análisis de fluidos en campo con el propósito de proveer datos del fluido del yacimiento, rápidos y confiables. Se tomaron estos datos como resultados de laboratorio.

Cuando se descubrió el campo al que pertenece el yacimiento en estudio (1957), no se llevo a cabo ningún tipo de análisis composicional, por lo que no se tiene información de la composición original del fluido cuando se descubrió, pero en los estudios PVT del pozo 1311 se cuenta con un análisis composicional hasta la fracción pesada C₃₆₊. Se tomó en cuenta hasta esta fracción para agruparla en el simulador PVT comercial y tener una composición original del aceite en función de pseudocomponentes.

Debido a que el yacimiento es de un aceite ligero es muy factible tener variaciones de la composición con la profundidad, por esta razón es conveniente tener más y mejores muestras para realizar estudios completos, que ayuden a un mejor diseño en las instalaciones de producción tanto de fondo como superficiales.

La **tabla 4.1**, presenta las propiedades del muestreo de fondo para el yacimiento en estudio obtenidas del pozo 1311.

Tabla 4.1. Datos del muestreo del yacimiento en estudio obtenidos del pozo 1311.

Detalles de la Muestra		
Muestrero	MPSR-2482	
Volumen del Muestrero	400 cm ³	
Profundidad de Muestreo	9250 ft	2819 m
Presión a Profundidad de Muestreo	3282. psia	22.63 MPa
Temperatura a Profundidad de Muestreo	89.6 °C	362.8 K
Restauración de la Muestra		
Presión de Apertura	2400. psia	16.55 MPa
a Temp.:	69.44 °F	293.95 K
Presión:	4000. psia	27.58 MPa
Temperatura:	203.0 °F	368.2 K
Duración:	2160 min	

4.3.1 Validación y Consistencia de los resultados del análisis PVT del pozo 1311 a una profundidad de 2819 m.

Se puede decir que la muestra obtenida del pozo 1311 fue representativa, porque al momento que se obtuvo, la presión del yacimiento era mayor a la presión de saturación, el pozo no producía agua y se acondicionó.

La consistencia de los resultados del análisis PVT de los hidrocarburos del pozo 1311 se llevará a cabo mediante dos pruebas. Prueba de densidad y prueba de la linealidad de la función “Y”.

4.3.1.1 Prueba de densidad.

Se debe cumplir que la densidad del aceite saturado con gas a la presión de burbujeo de la prueba de liberación diferencial, sea igual a la calculada a partir de los datos de las pruebas de los separadores.

En la prueba de liberación diferencial se obtuvo una densidad del aceite de **0.627** (gr/cm³) a una presión de saturación de 2881 psia. El B_o que se establece a la presión de burbuja es de 1.71 BLS@C.Y/ BLS@C.S.

En la prueba de separador se tienen los siguientes datos:

Separador :	Rs= 680	PCN/BN	$\gamma_{gd} = 0.815$
Tanque :	Rs= 309	PCN/BN	$\gamma_{gd} = 1.350$

Donde: PCN/BN son pies cúbicos entre barriles, ambos a condiciones estándar.

°API en el Tanque: 39.1

Sustituyendo los datos anteriores en la ecuación 4.1, se obtiene la siguiente densidad del aceite.

$$Den - sep = \left(\frac{141.5}{131.5 + \text{°API}} \right) \left(\frac{350}{Bob} \right) + \frac{0.0763277}{Bob} \left[(R_{s \text{ separador}}) (\gamma_{gd}) + (R_{s \text{ tanque}}) (\gamma_{gd}) \right] \quad (4.1)$$

$$Den - sep = \left[\left(\frac{141.5}{131.5 + 39.1} \right) \left(\frac{350}{1.71} \right) + \frac{0.0763277}{1.71} [(680)(0.815) + (309)(1.350)] \right] (0.002856)$$

Finalmente la densidad calculada en el separador es de **0.609** (gr/cm³).

El porcentaje de diferencia con respecto al valor de la prueba de liberación diferencial es:

$$\% \text{ Error} = \left(\frac{0.627 - 0.609}{0.627} \right) * 100 = 2.87\%$$

Esta prueba se considera válida, sí la diferencia no es mayor de 5%.

4.3.1.2 Prueba de la linealidad de la función “Y”.

En el capítulo 2 se explicó detalladamente en qué consistía esta prueba, a continuación se aplicará para el análisis PVT del pozo 1311.

En la **tabla 4.2** se muestra el valor de la función “Y” y en la **figura 4.3** la gráfica.

Tabla 4.2. Cálculo de la función “Y”.

Presión psia	Volumen cc	Volumen Relativo	Función "Y"
2881	34.97	1.0000	
2386	37.7	1.0781	2.657
2106	40.23	1.1504	2.447
1970	41.78	1.1947	2.375
1820	44.06	1.2599	2.243

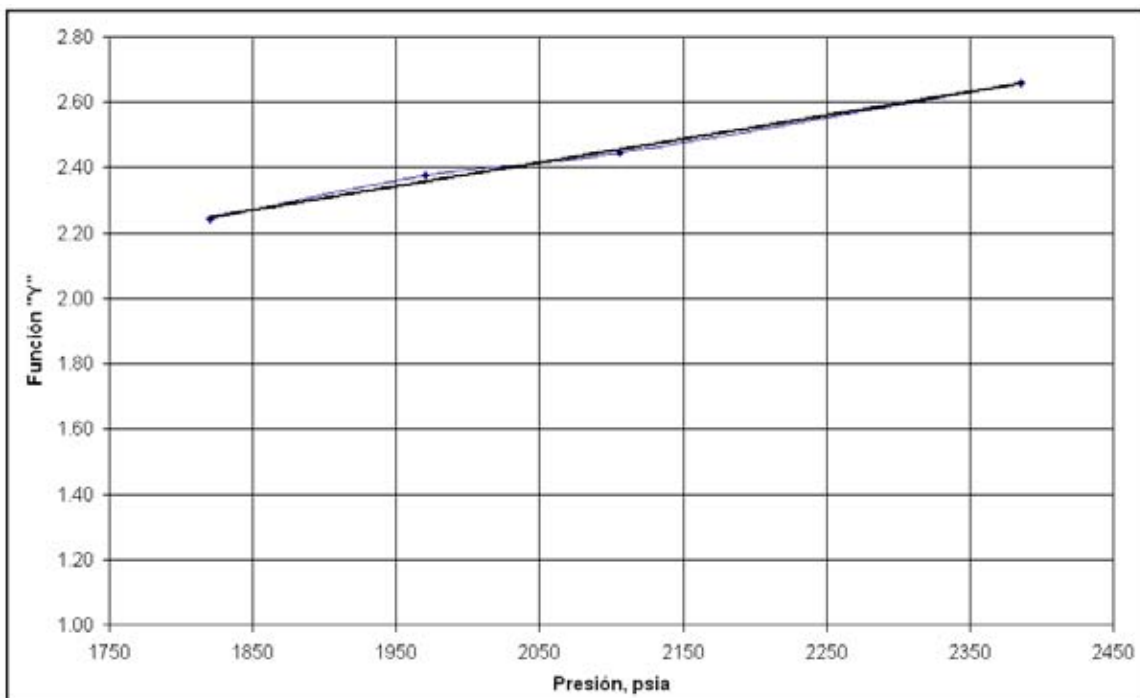


Figura 4.3. Comportamiento de la función “Y” contra la presión, de los datos PVT del pozo 1311.

Como se puede observar en la **figura 4.3**, se comprueba la linealidad de la función “Y” contra la presión, lo cual indica principalmente que la presión de burbuja obtenida del informe PVT no está sobrestimada.

Por los resultados obtenidos en la presente sección, se llega a la conclusión que el informe PVT del pozo 1311 es confiable y que los resultados proporcionados en dicho análisis, se pueden usar para llevar a cabo la caracterización de los hidrocarburos del yacimiento en estudio.

4.4 CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN PESADA.

La importancia de caracterizar la fracción más pesada de mezclas de hidrocarburos, se debe al uso de simuladores matemáticos que consideran la composición variable de los fluidos basados en ecuaciones de estado, que toman en cuenta la transferencia de masa entre componentes, y también en poder predecir el comportamiento de equilibrio gas-líquido, ya que los resultados obtenidos dependerán en gran parte de esta fracción que contiene a un grupo de componentes que tienen propiedades distintas.

Cualquier ecuación de estado, requiere valores de sus propiedades termodinámicas para cada uno de sus componentes, como son la temperatura crítica y presión crítica, además del factor acéntrico y el coeficiente de interacción binario. Para la fracción pesada estas propiedades tienen que estimarse por medio de una caracterización apropiada. Si no se hace la caracterización de esta fracción, se puede caer en predicciones y conclusiones erróneas al usar directamente como un componente simple a la fracción plus en el cálculo de comportamiento de fases.

4.4.1 Expansión de la fracción pesada en un número simple de carbonos.

El método que se aplica para caracterizar esta fracción en el presente trabajo es la técnica de Whitson por medio de un simulador comercial. Esta técnica consiste en expandir la fracción pesada en un número simple de carbonos (NSC). Entiéndase como componentes de NSC, aquellos en los cuales el número de carbonos puede contener diferentes arreglos de hidrocarburos, por ejemplo C₆ tiene el hidrocarburo parafínico C₆H₁₄ y puede contener a los hidrocarburos nafténicos o cicloalcanos y a los aromáticos como son el ciclohexano C₆H₁₂ o el benceno C₆H₆. El procedimiento de Whitson es el siguiente:

Whitson se basa en una función de densidad de probabilidad que también se le llama modelo de distribución molar y que está representada por la función gamma de tres parámetros teniendo la forma siguiente:

$$P(M) = \frac{(M - n)^{\alpha-1} \exp[-(M - n) / \beta]}{\beta^{\alpha} \Gamma(\alpha)} \quad (4.2)$$

Donde:

$P(M)$ es la función densidad de probabilidad.

M es el peso molecular usado como la variable independiente.

α, β, n son parámetros de distribución.

α es el parámetro que define la forma de la distribución.

n es el peso molecular mínimo, con cero probabilidad de ocurrencia.

β es expresado en términos de α , n y el peso molecular promedio de la fracción C₇₊

Γ es la función gamma.

Posteriormente Whitson aproxima la distribución molar continua con un número discreto de nuevos componentes y así encontrar las fracciones mol y pesos moleculares. Entonces empleando el método de integración de Gauss para la representación discreta de la distribución gamma, se obtiene:

$$\int_n^{\infty} \frac{[(M - n) / \beta]^{\alpha-1} \exp[-(M - n) / \beta]}{\beta^{\alpha} \Gamma(\alpha)} dM = 1 \quad (4.3)$$

Sí se usa la siguiente definición:

$$X = \frac{M - n}{\beta} \quad (4.4)$$

donde $dM = \beta dX$. Entonces la ecuación 4.4 se puede escribir de la siguiente forma:

$$\int_0^{\infty} \frac{X^{\alpha-1} \exp(-X)}{\Gamma(\alpha)} dX = \sum_{i=1}^N W_i f(X_i) \quad (4.5)$$

Donde:

$$f(X_i) = \frac{X_i^{\alpha-1}}{\Gamma(\alpha)}$$

X_i son los puntos de cuadratura o integración.

W_i son los factores de peso determinados de una clase de polinomios de Laguerre, los cuales se encuentra para varios valores de N.

N es el número de puntos de integración numérica.

Por lo tanto para el nuevo componente i la fracción mol Z_i esta dada por:

$$Z_i = W_i f(X_i) \quad (4.6)$$

El peso molecular M_i puede expresarse por medio de la ecuación siguiente:

$$M_i = n + \beta X_i \quad (4.7)$$

Una vez obtenida la fracción mol y el peso molecular de cada nuevo pseudocomponente se procede a estimar la densidad relativa y la temperatura de ebullición de dichos pseudocomponentes. Whitson propone un procedimiento basado en el factor de Watson (K_w) que por definición es igual a:

$$K_w = \frac{T_b^{1/3}}{\gamma} \quad (4.8)$$

Este factor es una constante y ayuda a encontrar la densidad relativa y la temperatura de ebullición para cada nuevo pseudocomponente o grupo de NSC.

Al desarrollar una relación entre el peso molecular, la densidad relativa y el factor de Watson, Whitson obtiene:

$$K_w = 4.5579M^{0.15178}\gamma^{-1.18241} \quad (4.9)$$

Despejando la densidad relativa de la ecuación 4.9 se puede calcular la densidad relativa de la forma siguiente:

$$\gamma_i = 6.0108M_i^{0.17947}K_w^{-1.18241} \quad (4.10)$$

Un valor ideal para escoger K_w es mediante la siguiente expresión:

$$K_w = \left(\frac{0.16637\gamma_{7+}S^o}{X_{7+}M_{7+}} \right)^{-0.84573} \quad (4.11)$$

Donde: $S^o = \sum_{i=1}^N X_i M_i^{0.82053}$

Entonces teniendo calculado el factor de caracterización de Watson y la densidad relativa de cada fracción, la temperatura de ebullición se calcula directamente de la definición de K_w para cada fracción.

$$T_b = (K_w \gamma_i)^3 \quad (4.12)$$

La composición del fluido del yacimiento en estudio hasta el C_{36+} se muestra en la **tabla 4.3**.

A continuación se va a expandir la fracción más pesada C_{36+} en 10 números simples de carbonos en el simulador tal como se muestra en la **figura 4.4**. El resultado de esta expansión se muestra en la **tabla 4.4**. En este estudio se utilizó la correlación de Kesler-Lee⁵⁹ para encontrar los valores de presión crítica, temperatura crítica y factor acéntrico para cada uno de los pseudocomponentes que resultan de la expansión de la fracción C_{36+} o de NSC.

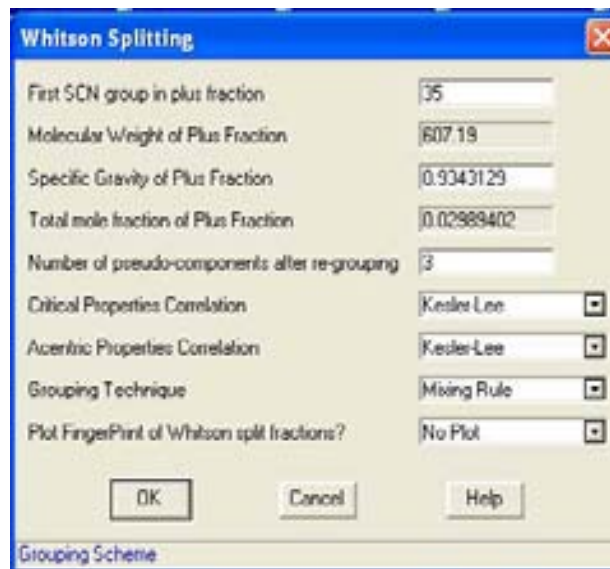


Figura 4.4. Expansión de la fracción pesada mediante un simulador comercial.

Se escogió la correlación de Kesler-Lee porque no hay ningún límite para su elección y solamente requiere de dos valores (temperatura de ebullición y densidad relativa) para determinar la presión crítica, temperatura crítica y factor acéntrico de cada pseudocomponente.

Tabla 4.3. Composición del fluido original del yacimiento en estudio.

COMPONENTE	PESO MOLECULAR (g/mol)	COMPOSICIÓN DEL FLUIDO % mol
N2	28.01	0.77
CO2	44.01	0.21
H2S	34.08	0
C1	16.04	39.51
C2	30.07	10.12
C3	44.1	7.78
iC4	58.12	2.36
nC4	58.12	4.49
iC5	72.15	2.33
nC5	72.15	1.41
C6	84	2.06
C7	96	3.29
C8	107	2.75
C9	121	2.94
C10	134	2.61
C11	147	2.09
C12	161	1.89
C13	175	1.5
C14	190	1.25
C15	206	1.14
C16	222	0.98
C17	237	0.77
C18	251	0.79
C19	263	0.69
C20	275	0.59
C21	291	0.48
C22	300	0.42
C23	312	0.37
C24	324	0.29
C25	337	0.26
C26	349	0.2
C27	360	0.15
C28	372	0.15
C29	382	0.1
C30	394	0.09
C31	404	0.06
C32	415	0.04
C33	426	0.03
C34	437	0.03
C35	445	0.02
C36+	607.19	2.99

Tabla 4.4 Sistema de hidrocarburos hasta el grupo 50 de NSC.

#	NOMBRE	FRACCIÓN MOL Zj	PESO MOLECULAR	TEMPERATURA CRÍTICA ° R	PRESIÓN CRÍTICA PSIA	FACTOR ACÉNTRICO W
1	N2	0.0077	28.013	227.16	492.31	0.04
2	CO2	0.0021	44.01	548.46	1071.3	0.225
3	C1	0.3951	16.043	343.08	667.78	0.013
4	C2	0.1012	30.07	549.77	708.34	0.0986
5	C3	0.0778	44.097	665.64	615.76	0.1524
6	IC4	0.0236	58.124	734.58	529.05	0.1848
7	NC4	0.0449	58.124	765.36	550.66	0.201
8	IC5	0.0233	72.151	828.72	491.58	0.227
9	NC5	0.0141	72.151	845.28	488.79	0.251
10	C6	0.0206	84	913.5	436.62	0.299
11	C7	0.0329	96	986.4	426.18	0.3
12	C8	0.0275	107	1035	417.66	0.312
13	C9	0.0294	121	1085.4	381.51	0.348
14	C10	0.0261	134	1126.8	350.94	0.385
15	C11	0.0209	147	1166.4	323.46	0.419
16	C12	0.0189	161	1202.4	301.71	0.454
17	C13	0.015	175	1236.6	284.22	0.484
18	C14	0.0125	190	1270.8	269.82	0.516
19	C15	0.0114	206	1303.2	255.27	0.55
20	C16	0.0098	222	1332	240.72	0.582
21	C17	0.0077	237	1359	230.58	0.613
22	C18	0.0079	251	1380.6	221.91	0.638
23	C19	0.0069	263	1400.4	214.71	0.662
24	C20	0.0059	275	1422	207.95	0.69
25	C21	0.0048	291	1441.8	202.8	0.717
26	C22	0.0042	300	1461.6	195.46	0.743
27	C23	0.0037	312	1479.6	191.05	0.768
28	C24	0.0029	324	1497.6	185.17	0.793
29	C25	0.0026	337	1515.6	179.29	0.819
30	C26	0.002	349	1530	174.88	0.844
31	C27	0.0015	360	1546.2	170.47	0.868
32	C28	0.0015	372	1560.6	166.06	0.894
33	C29	0.001	382	1573.2	163.12	0.915
34	C30	0.0009	394	1587.6	160.19	0.941
35	C31	0.0006	404	1602	144.61	0.897
36	C32	0.0004	415	1616.4	139.9	0.909
37	C33	0.0003	426	1629	136.08	0.921
38	C34	0.0003	437	1639.8	131.68	0.932
39	C35	0.0002	445	1650.6	128.88	0.942
40	FR40	0.004598282	563.84	1748.8	56.671	1.5995
41	FR41	0.004712898	575.58	1762.5	54.746	1.6202
42	FR42	0.004192491	586.68	1775.3	52.996	1.6394
43	FR43	0.00359045	597.71	1787.9	51.32	1.6582
44	FR44	0.002951799	608.88	1800.5	49.688	1.6769
45	FR45	0.00219044	619.74	1812.6	48.157	1.6947
46	FR46	0.001618311	629.79	1823.7	46.789	1.711
47	FR47	0.001361577	639.65	1834.5	45.489	1.7267
48	FR48	0.00116339	650.27	1846.1	44.136	1.7434
49	FR47	0.000858778	661.28	1858	42.782	1.7605
50	FR50	0.002661586	704.32	1903.3	37.916	1.8246
TOTAL		1.000000				

4.4.2 Pseudoización o agrupamiento de componentes.

Por el número de fracciones mol que se muestran en la **tabla 4.4** no es conveniente (para cuestiones de cálculo) trabajar con tal número, es necesario agruparlos. Esto se hará mediante una primera pseudoización de componentes.

Para el cálculo del peso molecular de los pseudocomponentes de NMC. El método de Whitson usa la siguiente regla de mezclado

$$M_I = \sum \left(\frac{Z_i}{Z_I} \right) M_i \quad (4.13)$$

Donde:

I es el número de pseudocomponentes de NMC.

Z_I es la suma de Z_i encontrado para cada pseudocomponente I de NMC.

Es de uso común agruparla en tres o cinco pseudocomponentes de un número múltiple de carbono (NMC), como se muestra en la **tabla 4.5** para el sistema de hidrocarburos del yacimiento en estudio, donde pueden observarse las propiedades correspondientes que distinguen un componente de otro. El significado de pseudocomponentes de NMC es que por ejemplo; el grupo GRP6 contiene al carbono C_6 y además a otros componentes de diferente número de carbonos.

Tabla 4.5. Sistema de hidrocarburos agrupados del aceite del yacimiento en estudio.

#	NOMBRE	FRACCIÓN	PESO	TEMPERATURA	PRESIÓN	FACTOR	TEMPERATURA
		MOL	MOLECULAR	CRÍTICA	CRÍTICA	ACÉNTRICO	DE EBULLICIÓN
		Z_j		° R	PSIA	W	° R
1	N2	0.0077000	28.013	227.16	492.31	0.0400	139.32
2	CO2	0.0021000	44.010	548.46	1071.3	0.2250	350.46
3	C1	0.3951000	16.043	343.08	667.78	0.0130	200.88
4	C2	0.1012000	30.070	549.77	708.34	0.0986	332.28
5	C3	0.0778000	44.097	665.64	615.76	0.1524	415.98
6	IC4	0.0236000	58.124	734.58	529.05	0.1848	470.34
7	NC4	0.0449000	58.124	765.36	550.66	0.2010	490.86
8	IC5	0.0233000	72.151	828.72	491.58	0.2270	541.80
9	NC5	0.0141000	72.151	845.28	488.79	0.2510	556.56
10	C6	0.0206000	84.000	913.5	436.62	0.2990	615.42
11	GRPC	0.1832000	132.48	1112.3	360.16	0.3809	778.31
12	GRPD	0.0586000	246.17	1371.9	226.97	0.6303	1046.00
13	GRPE	0.0161000	341.79	1520.5	178.38	0.8300	1214.10
14	GRPF	0.0153037	556.81	1745.3	64.666	1.5362	1581.70
15	GRPG	0.0163963	633.68	1827.4	46.54	1.7158	1700.90
TOTAL		1.000000					

La segunda pseudoización o agrupación final de componentes y pseudocomponentes con la cual se pretende ajustar la ecuación de estado se debe realizar con bastante precaución, dependiendo del tipo de simulación que se quiera realizar. La forma más antigua y común de hacer la agrupación final de componentes está basada en las temperaturas de ebullición, en la cual se agrupan los componentes con temperaturas de ebullición muy parecidas. Este método es el que se aplicará para el yacimiento en estudio con el cual se encontró que con 7 pseudocomponentes

agrupados en la forma mostrada en la **tabla 4.6** se pueden obtener buenos resultados en el ajuste. Los pseudocomponentes se formaron de la siguiente forma.

$$\begin{aligned} \text{GRP1} &= \text{N}_2 + \text{C}_1 & \text{GRP2} &= \text{CO}_2 + \text{C}_2 & \text{C}_3 &= \text{C}_3 \\ \text{GRP4} &= \text{IC}_4 + \text{NC}_4 & \text{GRP5} &= \text{IC}_5 + \text{NC}_5 + \text{C}_6 & \text{GRP6} &= \text{GRPC} + \text{GRPD} + \text{GRPE} \\ \text{GRP7} &= \text{GRPF} + \text{GRPG} \end{aligned}$$

Tabla 4.6. Agrupamiento final de los Hidrocarburos del yacimiento en estudio en pseudocomponentes de número múltiples de carbonos (NMC).

#	NOMBRE	COMPOSICIÓN FINAL FRACCIÓN MOL	PESO MOLECULAR	TEMPERATURA CRÍTICA °R	PRESIÓN CRÍTICA PSIA	FACTOR ACÉNTRICO W	TEMPERATURA DE EBULLICIÓN °R
1	GRP1	0.4028	16.272	340.86	664.43	0.01352	199.7
2	GRP2	0.1033	30.353	549.75	715.72	0.10117	332.65
3	C3	0.0778	44.097	665.64	615.76	0.15240	415.98
4	GRP4	0.0685	58.124	754.76	543.21	0.19542	483.79
5	GRP5	0.058	77.133	862.86	471.38	0.25841	571.54
6	GRP6	0.2579	171.380	1196.8	318.55	0.46559	866.33
7	GRP7	0.0317	596.570	1787.8	55.29	1.62910	1643.3
TOTAL		1.000000					

COEFICIENTES DE INTERACCIÓN BINARIA.

		GRP1	GRP2	C3	GRP4	GRP5	GRP6	GRP7
1	GRP1	0.0000000	0.0038621	0.0019116	0.0019116	0.0119241	0.0451144	0.0579172
2	GRP2	0.0038621	0.0000000	0.0020329	0.0020329	0.0055124	0.0118296	0.0118296
3	C3	0.0019116	0.0020329	0.0000000	0.0000000	0.0035517	0.0100000	0.0100000
4	GRP4	0.0019116	0.0020329	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
5	GRP5	0.0119241	0.0055124	0.0035517	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
6	GRP6	0.0451144	0.0118296	0.0100000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
7	GRP7	0.0579172	0.0118296	0.0100000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000

4.5 SELECCIÓN Y AJUSTE DE UNA ECUACIÓN DE ESTADO.

Para el presente trabajo, se iniciará la caracterización con la ecuación de Peng-Robinson de tres parámetros y posteriormente con la de Soave-Redlich-Kwong de tres parámetros. Cabe mencionar que las ecuaciones de estado mostradas en el capítulo uno, el simulador las considera como ecuaciones de estado de dos parámetros para el caso de Peng-Robinson y Soave-Redlich-Kwong debido a que manejan dos constantes; alfa y gamma.

Las ecuaciones de estado de tres parámetros de Peng-Robinson y Soave-Redlich-Kwong que considera el simulador resultan de una aportación que hicieron Peneloux, Rauzy y Freze que consiste en el uso de un volumen modificado, que se puede considerar una traslación de volumen que no afecta el cálculo de la presión de vapor. La aportación es la siguiente:

Peng- Robinson

$$P = \frac{RT}{\tilde{v} - \tilde{b}} - \frac{\alpha(T)}{\tilde{v}^2 - 2\tilde{b}\tilde{v} - \tilde{b}^2} \quad (4.14)$$

Donde:

$$\tilde{v} = v + c$$

$$\alpha(T_c) = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$\alpha(T) = \alpha(T_c) \cdot \alpha(T_r, \omega)$$

$$\tilde{b} = 0.0778 \frac{RT_c}{P_c}$$

Soave- Redlich-Kwong

$$P = \frac{RT}{\tilde{v} - \tilde{b}} - \frac{a(T)}{\tilde{v}(\tilde{v} + \tilde{b})} \quad (4.15)$$

Donde:

$$\tilde{v} = v + c \quad a(T) = a_c \cdot a(T) \quad \tilde{b} = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c}$$

En ambas ecuaciones v representa el volumen que se obtiene con las ecuaciones de dos parámetros, mientras que “c” es una constante particular para cada sustancia que debe ser encontrada experimentalmente pero se puede generalizar mediante la siguiente expresión.

$$c = 0.40768(0.29441 - Z_{RA}) \frac{RT_c}{P_c} \quad (4.16)$$

Y el factor de compresibilidad de Rackett puede ser calculada como:

$$Z_{RA} = 0.29056 - 0.08775\omega \quad (4.17)$$

Donde ω es el factor acentrico.

4.5.1 Ecuación de Estado de Peng-Robinson de tres parámetros. (EDE-PR)

En el simulador se selecciona la ecuación de Peng-Robinson de tres parámetros como se muestra en la **figura 4.5**. Hay que enfatizar que la composición del fluido ya esta introducida en el software, pues en éste agrupamos a los componentes, armando una composición original del fluido de 7 pseudocomponentes.

Posteriormente se obtiene el diagrama de fases, este se muestra en la **figura 4.6**. Hay que recordar que el fluido está representado por 7 pseudocomponentes finales que deben describir perfectamente el equilibrio vapor-líquido; si se usa la ecuación de estado para definir la presión de saturación y el comportamiento de fases para el fluido a la temperatura del yacimiento de 89.9 ° C, se puede observar en la **figura 4.6** que la ecuación de estado no predice la presión de saturación correcta está es de 2038.3 psia, y la que debería calcular es de 2881 psia.

Por tal motivo es necesario hacer uso de la regresión no-lineal teniendo como base las diferentes variables de la que es función la ecuación de estado.

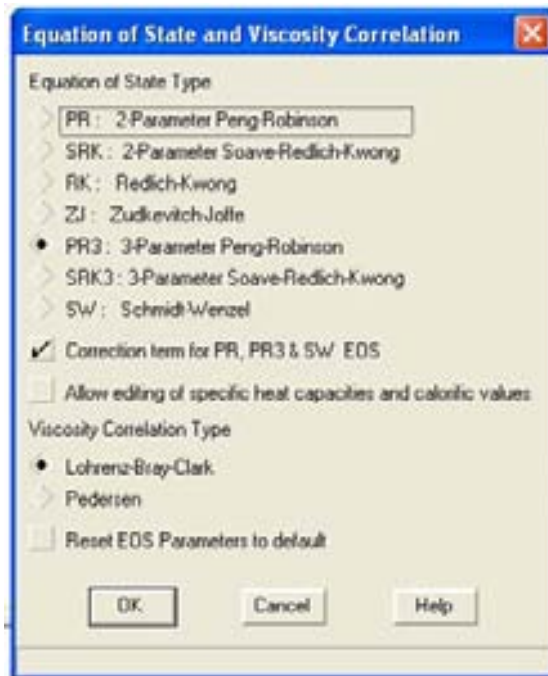


Figura 4.5. Selección de la ecuación de estado de Peng-Robinson de 3 parámetros en el simulador.

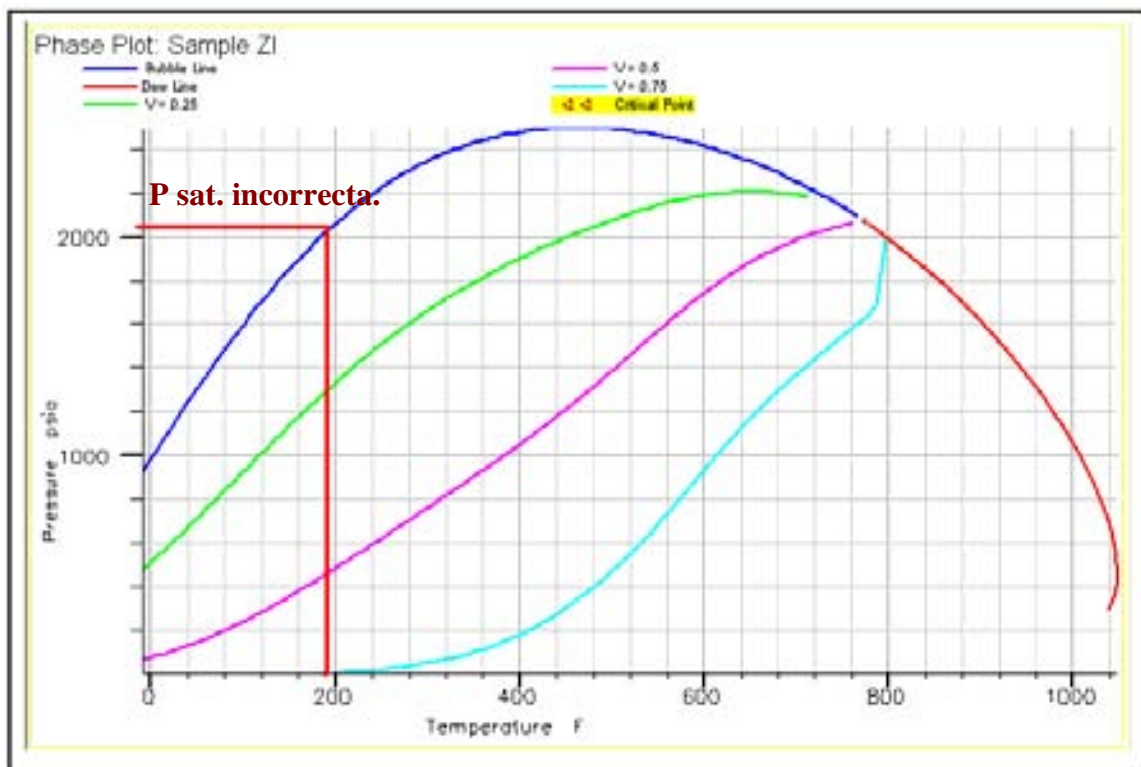


Figura 4.6. Diagrama de fases presión-temperatura del yacimiento en estudio sin ajustar la EDE-PR.

4.5.1.1 Regresión no lineal para ajustar la ecuación de estado.

El concepto de regresión no lineal teniendo como base las variables de las cuales depende la EDE fue introducido por Coats⁶⁰, estableciendo que para cuestiones prácticas los valores de los parámetros Ω_a y Ω_b se pueden tratar como funciones dependientes de temperatura de las diferentes ecuaciones de estado. Otros investigadores (Hong, K. Turek, E., et al⁵⁶) discuten este criterio, ya que argumentan que al tomar las constantes Ω_a y Ω_b como variables de ajuste, en ese momento se tratan de otras ecuaciones de estado y no de las originales, razón por la que proponen que las variables de ajuste deben ser, la presión crítica, temperatura crítica, factores acéntricos y los coeficientes de interacción binarios, principalmente.

Para el caso del fluido del yacimiento en estudio las variables que se modificaron en la regresión no lineal en el Software para la EDE-PR tres parámetros, fueron las presiones críticas de los pseudocomponentes GRP6 y GRP7. Lo anterior se muestra en la **figura 4.7**.

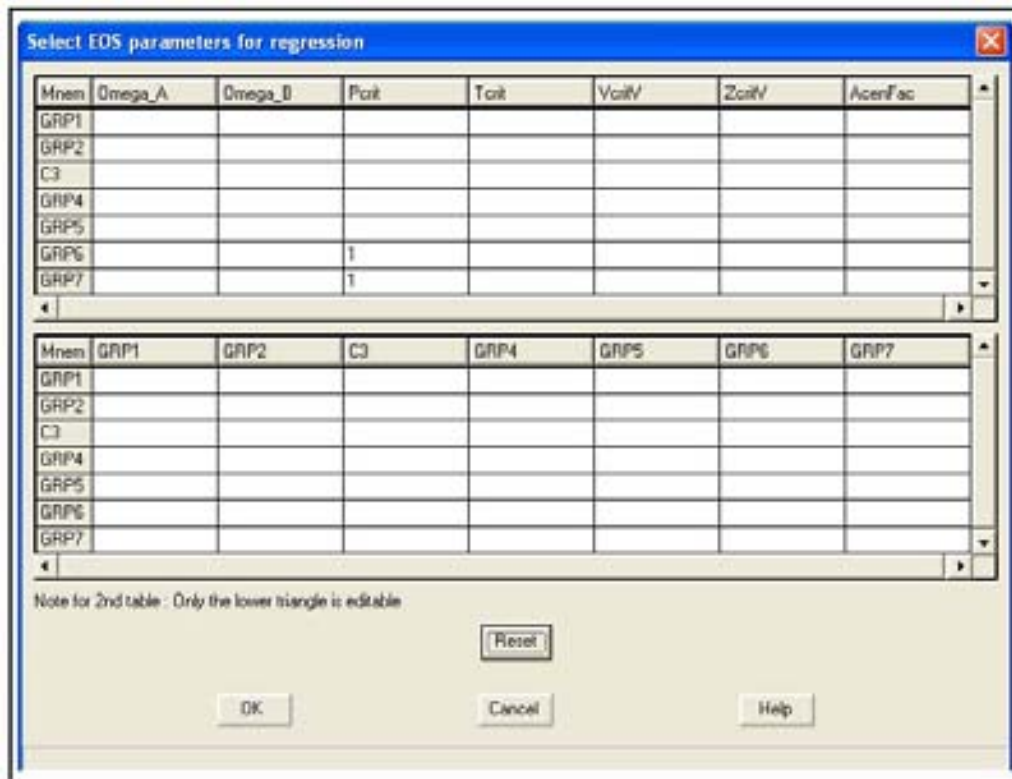


Figura 4.7. Regresión no lineal para ajustar la EDE-PR de tres parámetros, modificando la presión crítica.

Con el ajuste anterior se pueden obtener (por medio de la ecuación de estado) valores muy similares de la presión de saturación y de la densidad del líquido a los valores medidos experimentalmente en el laboratorio. Esto se muestra en la **figura 4.8**.

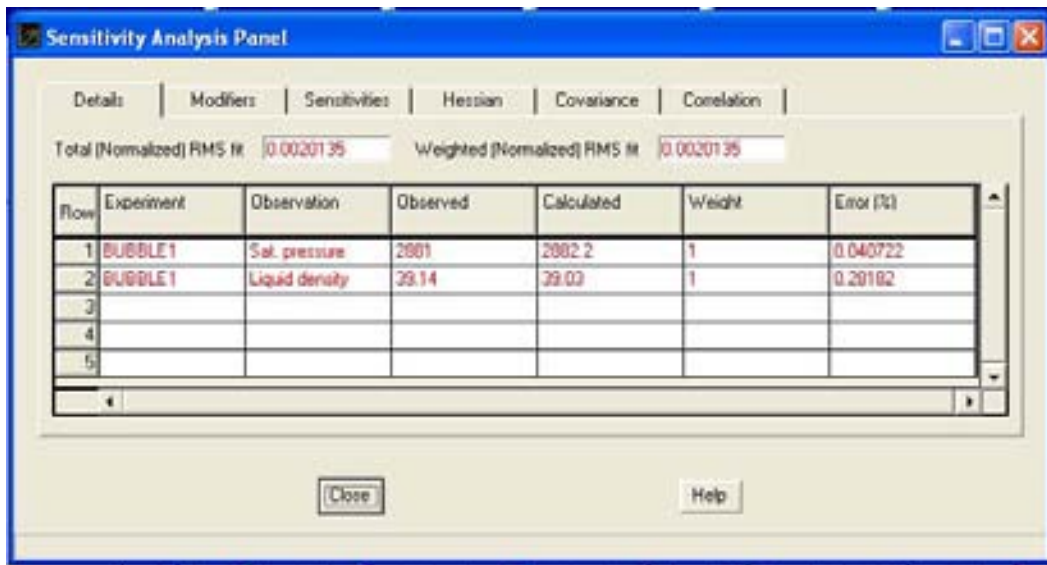


Figura 4.8. EDE-PR 3 parámetros, ajustada a la presión de saturación en el simulador.

En la **figura 4.9** se muestra el diagrama de fases obtenido de la ecuación de estado Peng Robinson de 3 parámetros ya ajustada y nos confirma que efectivamente se trata de un yacimiento de aceite ligero.

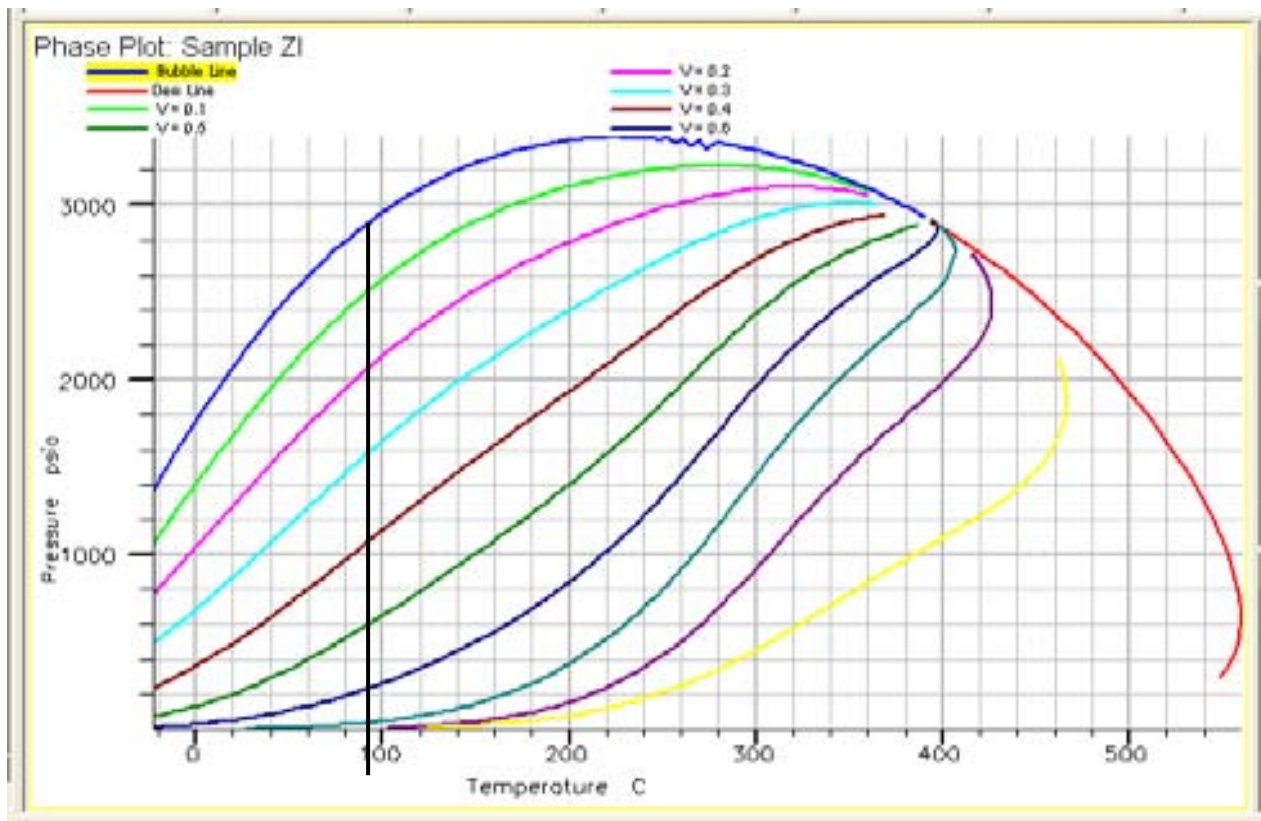


Figura 4.9. Diagrama de fases con la EDE-PR 3 parámetros ajustada, del pozo 1311.

El siguiente paso (con respecto al proceso de ajuste de la ecuación de estado) es comparar los resultados proporcionados por la ecuación de estado con los otros experimentos realizados en el laboratorio como el de Agotamiento a Composición Constante, Agotamiento Diferencial y Agotamiento a Volumen Constante.

Primero se compararán los resultados de la EDE-PR tres parámetros con el experimento a composición constante y posteriormente al de separación diferencial.

En las siguientes **figuras (4.10-4.16)** se muestra la comparación de los valores obtenidos en el laboratorio con los obtenidos con la ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros ya ajustada. Estas gráficas presentan valores menores a la presión de saturación porque son los datos que se manejan en el análisis PVT. En el **APÉNDICE A** se muestran los valores graficados de dichas figuras.

En el experimento de Liberación Diferencial.

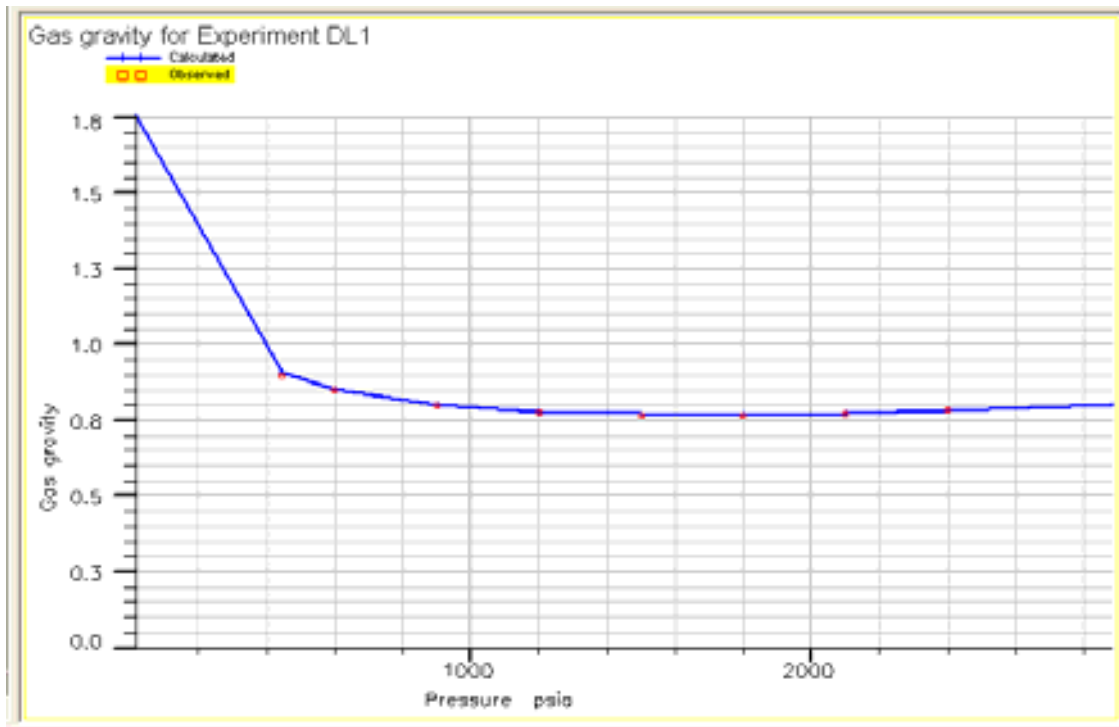


Figura 4.10. Densidad relativa del gas contra presión

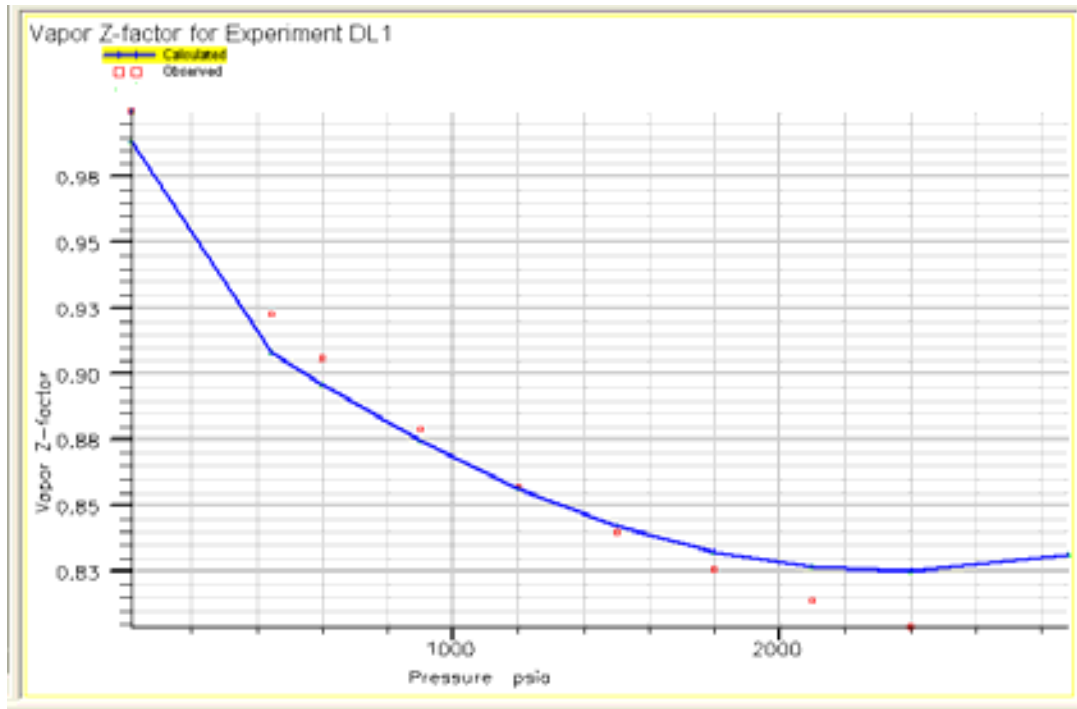


Figura 4.11. Factor de desviación Z contra presión

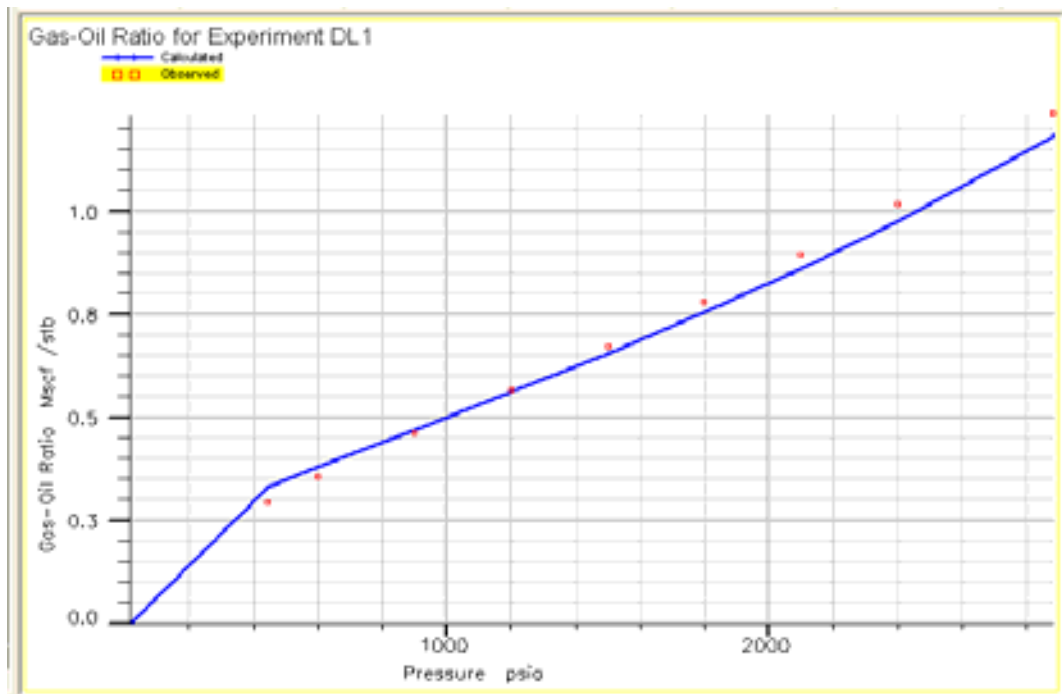


Figura 4.12. Relación de solubilidad del aceite contra Presión.

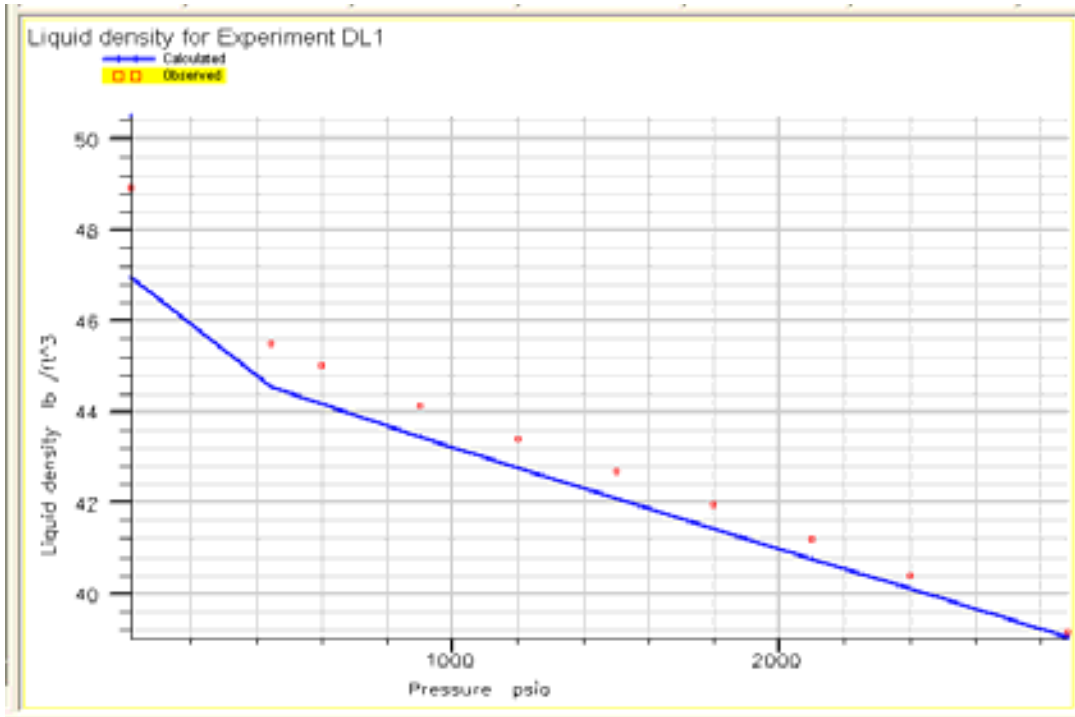


Figura 4.13. Densidad del líquido contra presión.

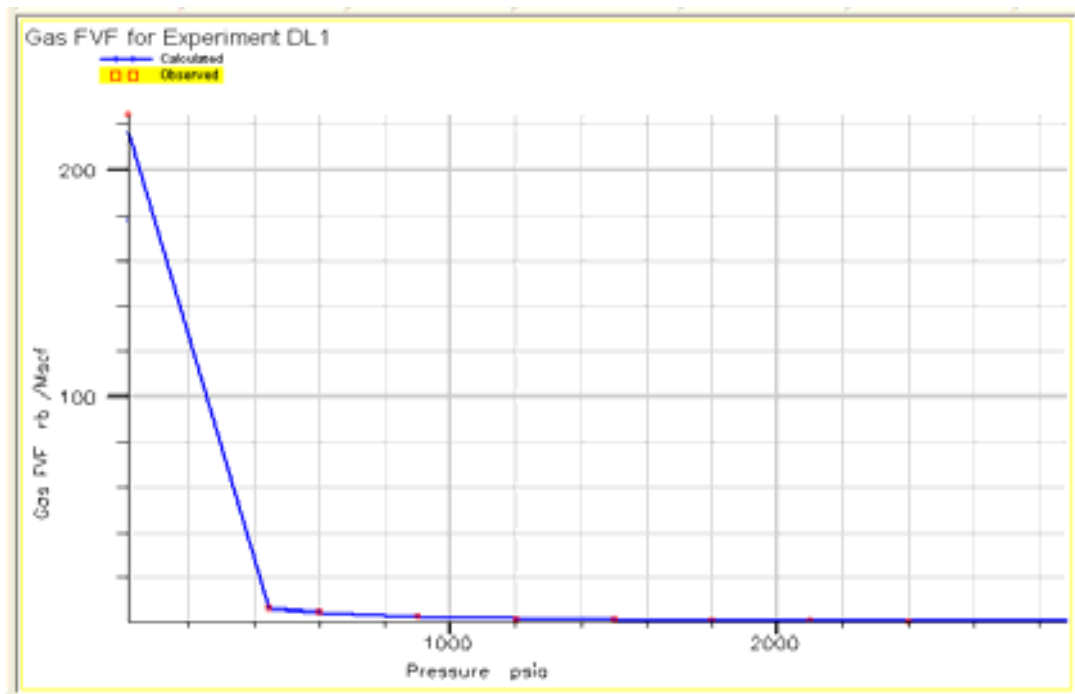


Figura 4.14. Gas FVF contra presión.

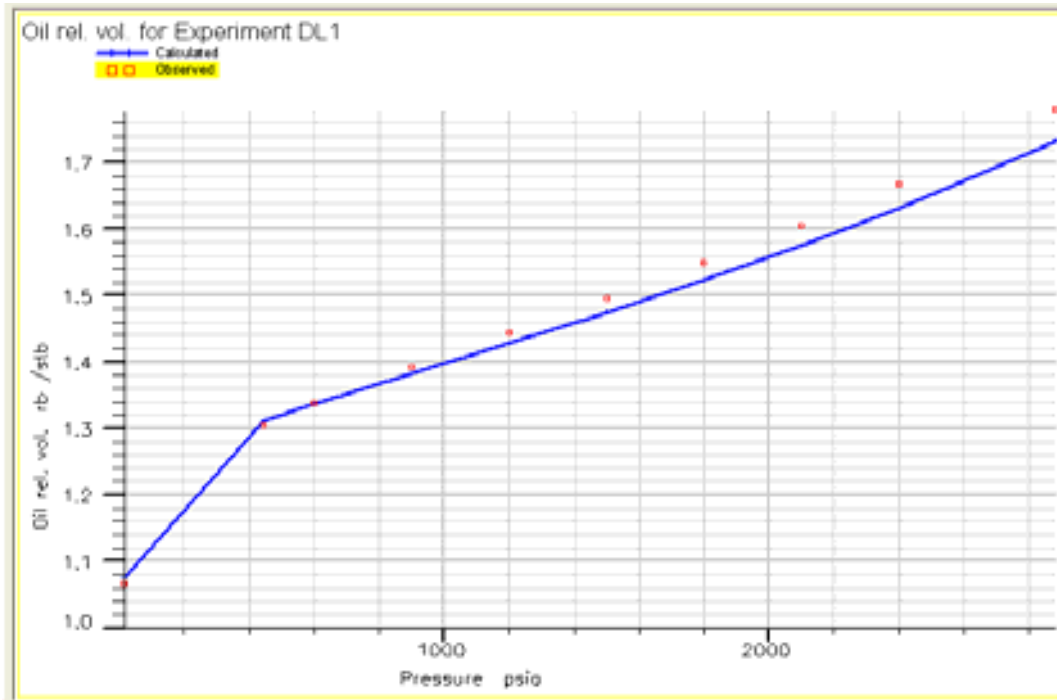


Figura 4.15 Factor de volumen del aceite contra Presión.

En el experimento de agotamiento a composición constante ACC.

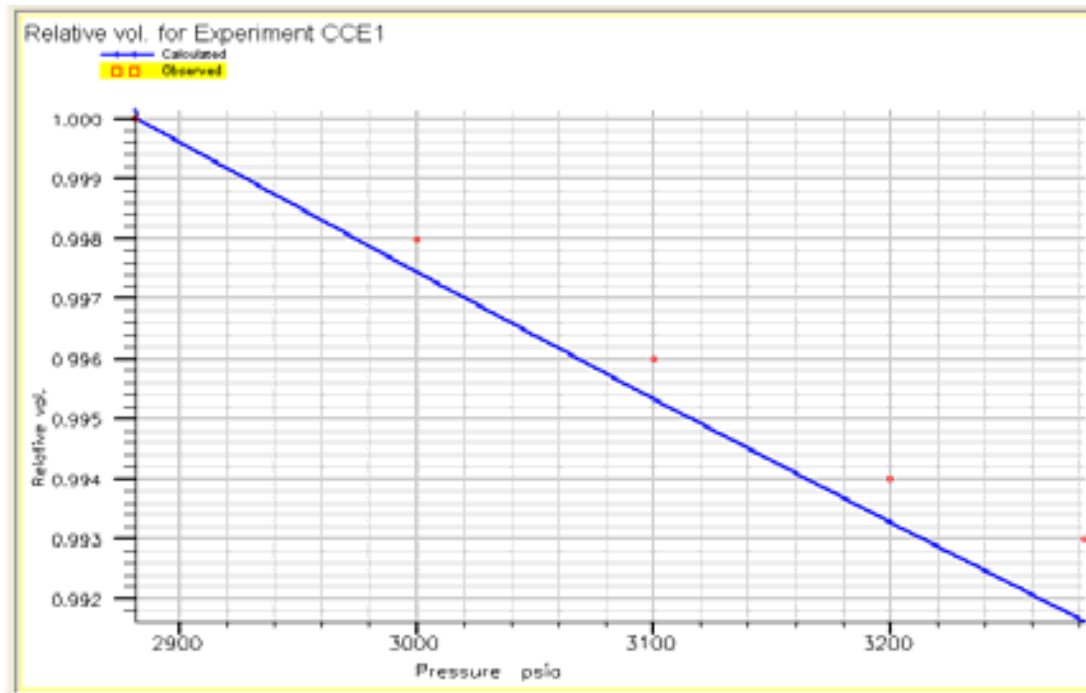


Figura 4.16. Volumen Relativo contra Presión.

4.5.2 Ecuación de Estado de Soave-Redlich-Kwong de tres parámetros. (EDE-SRW)

El mismo procedimiento que se hizo en el apartado anterior con la EDE-PR de tres parámetros, se hará con la EDE-SRW de tres parámetros. Posteriormente se llevará a cabo un análisis en la comparación de ambas ecuaciones para obtener una ecuación representativa que prediga el comportamiento del fluido original del yacimiento a condiciones de yacimiento y de superficie.

Las variables del ajuste de regresión no lineal para la EDE-SRW fueron las presiones críticas del GRP6 y GRP7 y las Ω_b de los mismos pseudocomponentes, esto se observa en la **figura 4.17**.

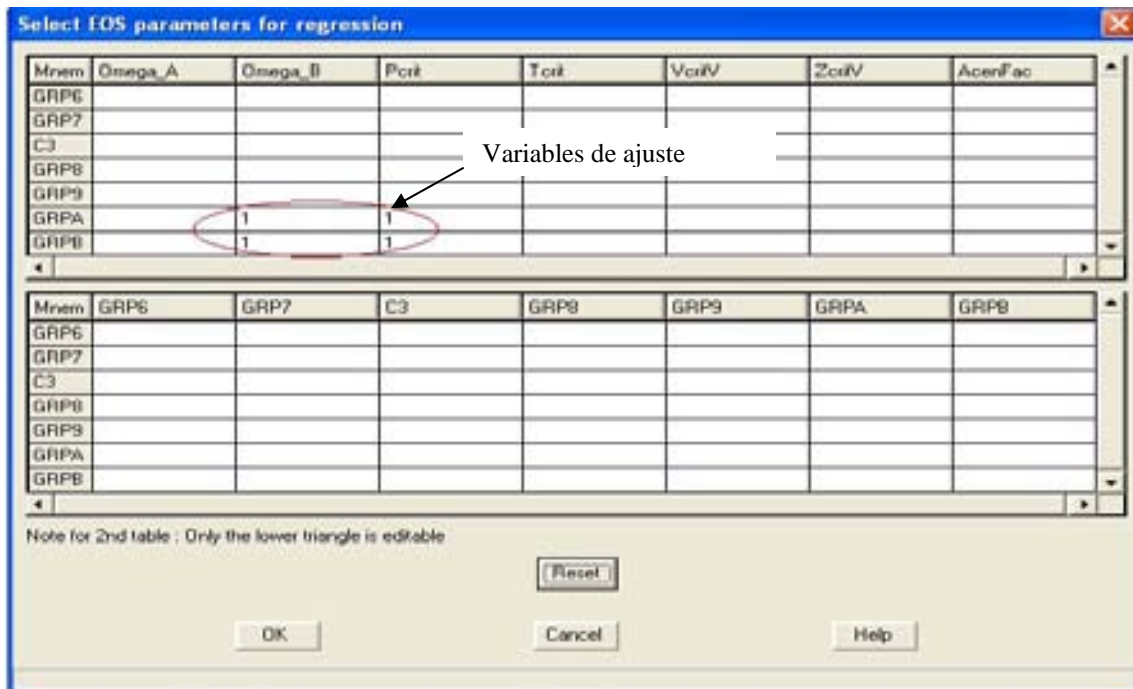


Figura 4.17. Variables de ajuste para la EDE SRW; presión crítica y la Omega B.

En la **figura 4.18** se muestra el diagrama de fases ya ajustado con la EDE-SRK de tres parámetros y en las siguientes **figuras (4.19 - 4.25)** las gráficas que representan los valores de laboratorio con los valores calculados por el simulador por medio de la ecuación de estado. También los valores presentados en estas gráficas son datos menores a la presión de saturación.

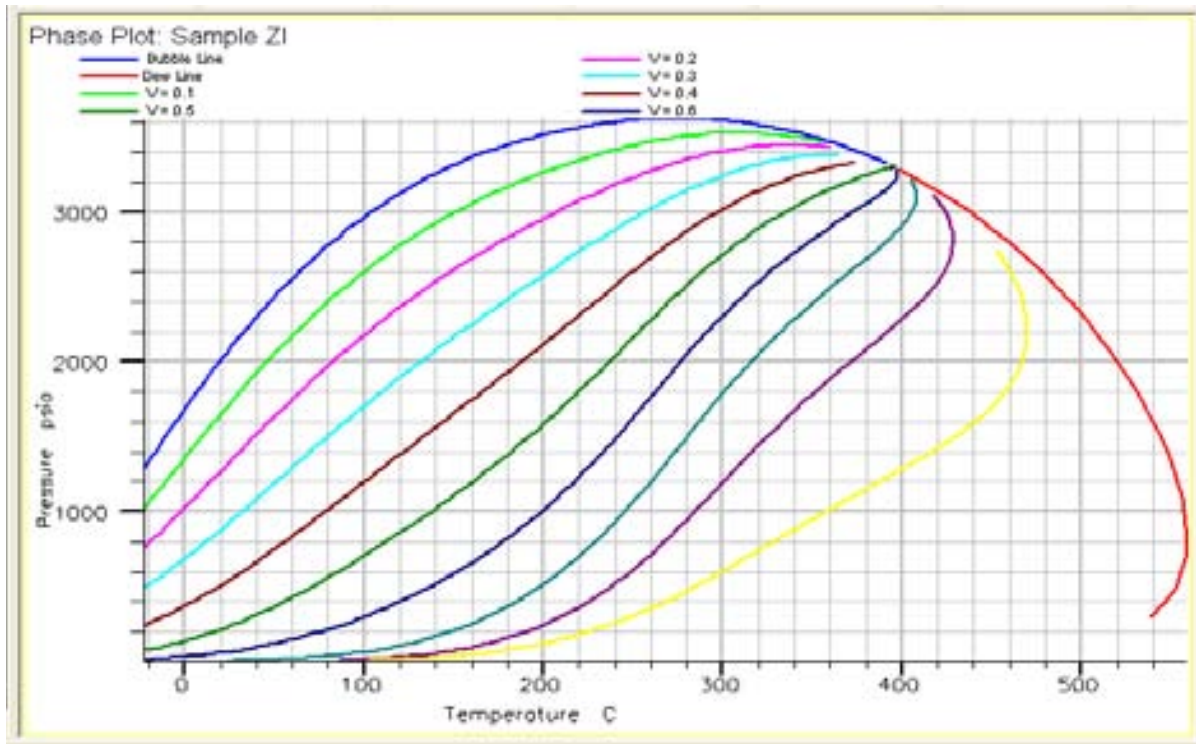


Figura 4.18. Diagrama de fases con la EDE-SRW de tres parámetros ajustada, del pozo 1311.

Experimento de Liberación Diferencial.

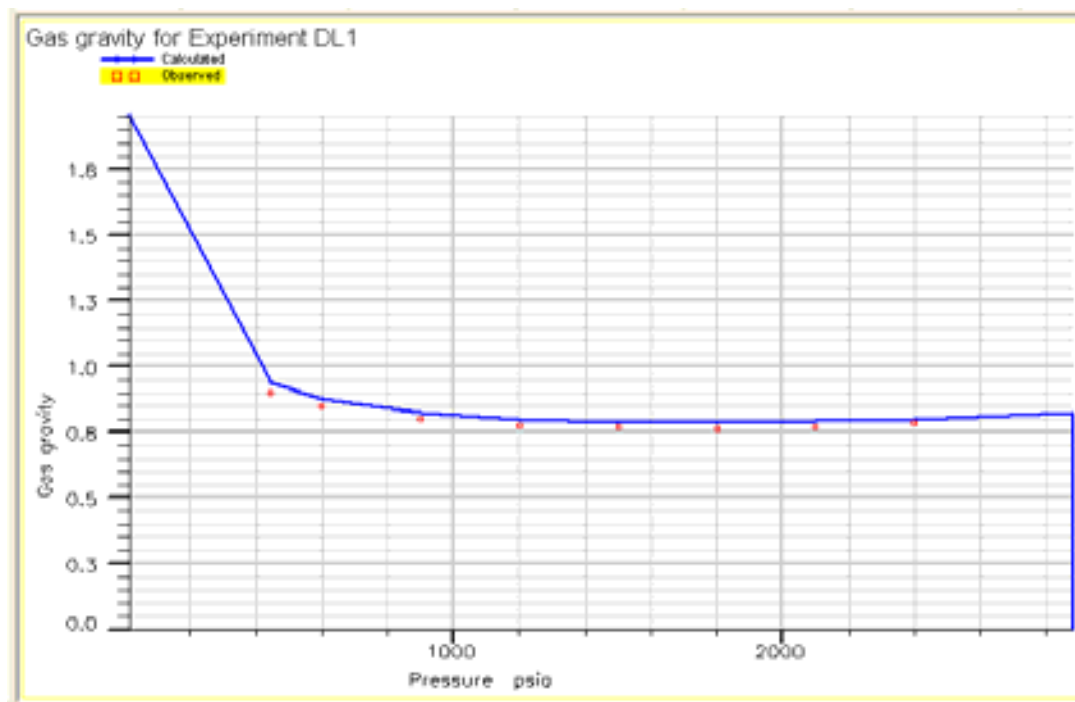


Figura 4.19. Densidad del relativa del gas contra Presión

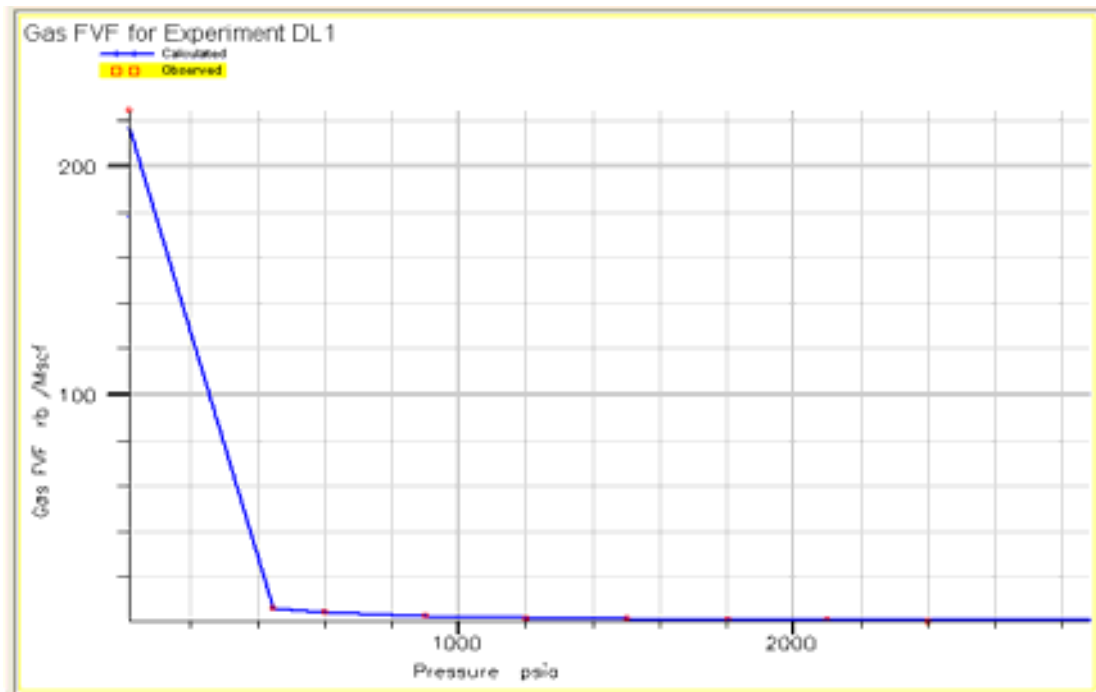


Figura 4.20. FVF del gas contra Presión.

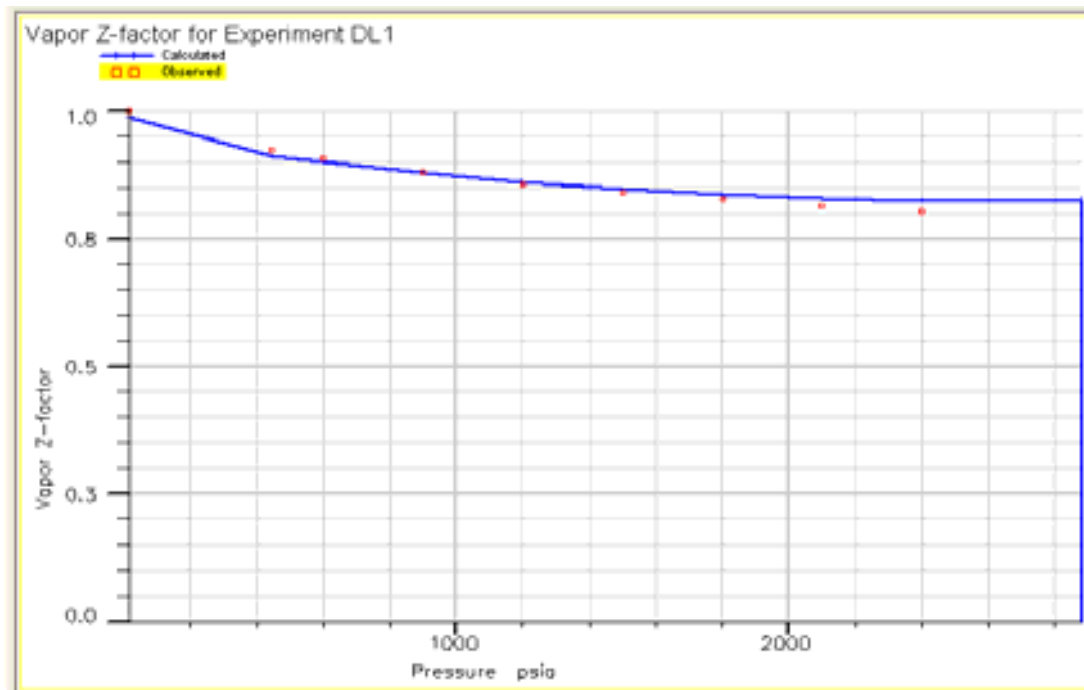


Figura 4.21. Factor de desviación Z contra Presión.

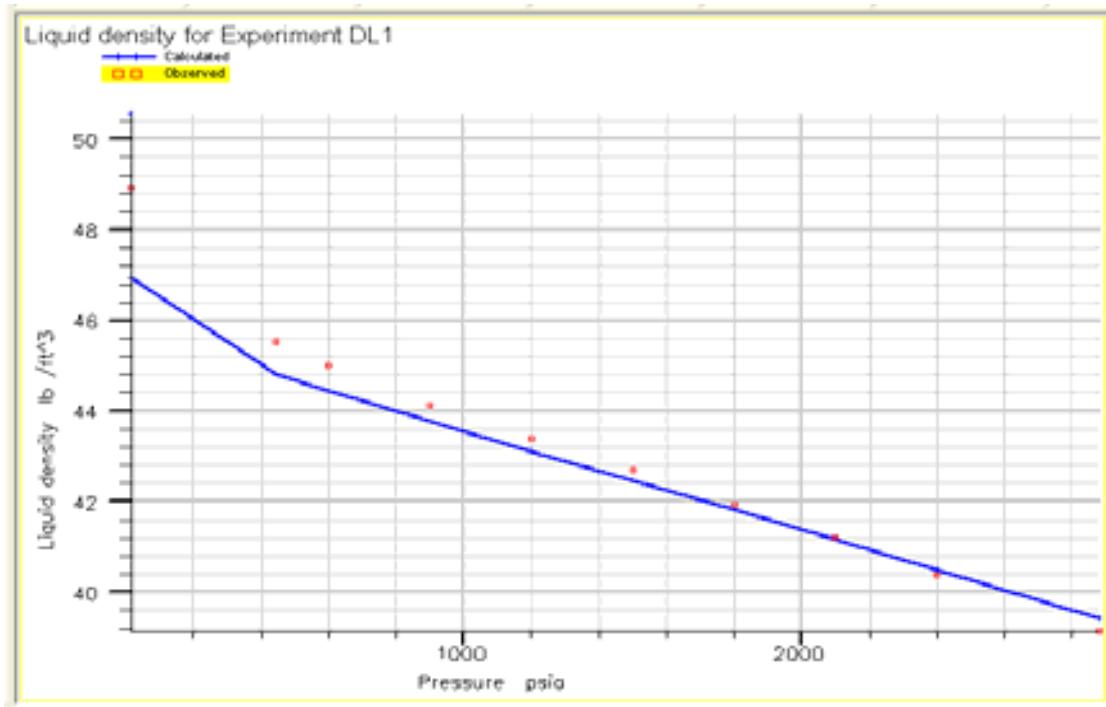


Figura 4.22. Densidad del líquido contra Presión

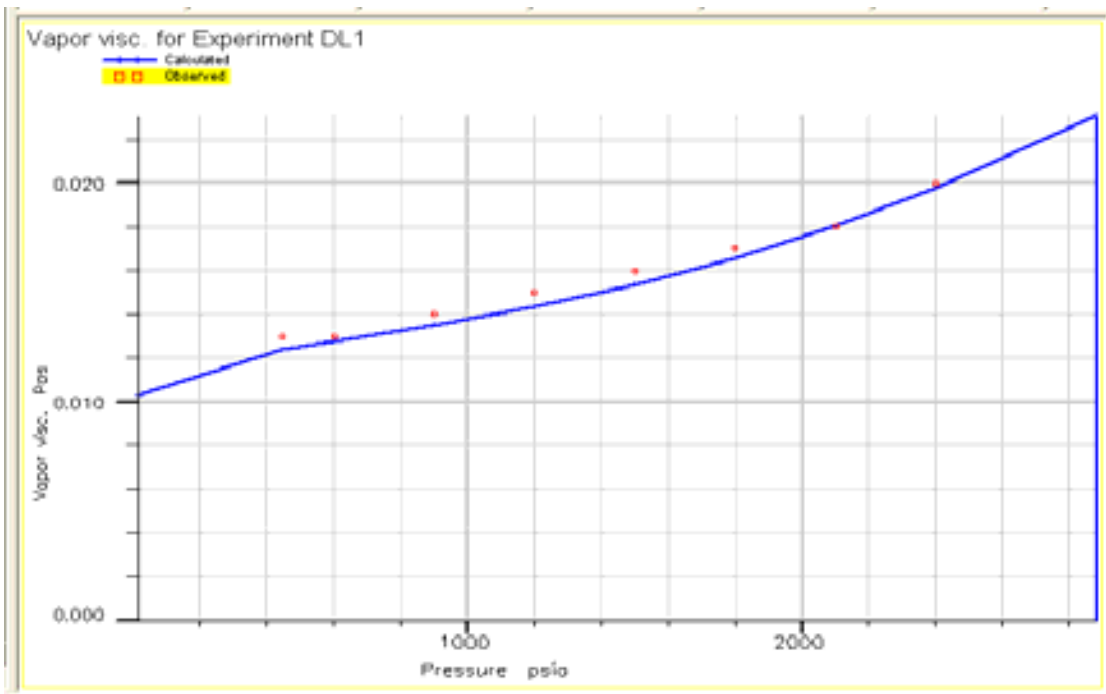


Figura 4.23. Viscosidad del gas contra Presión

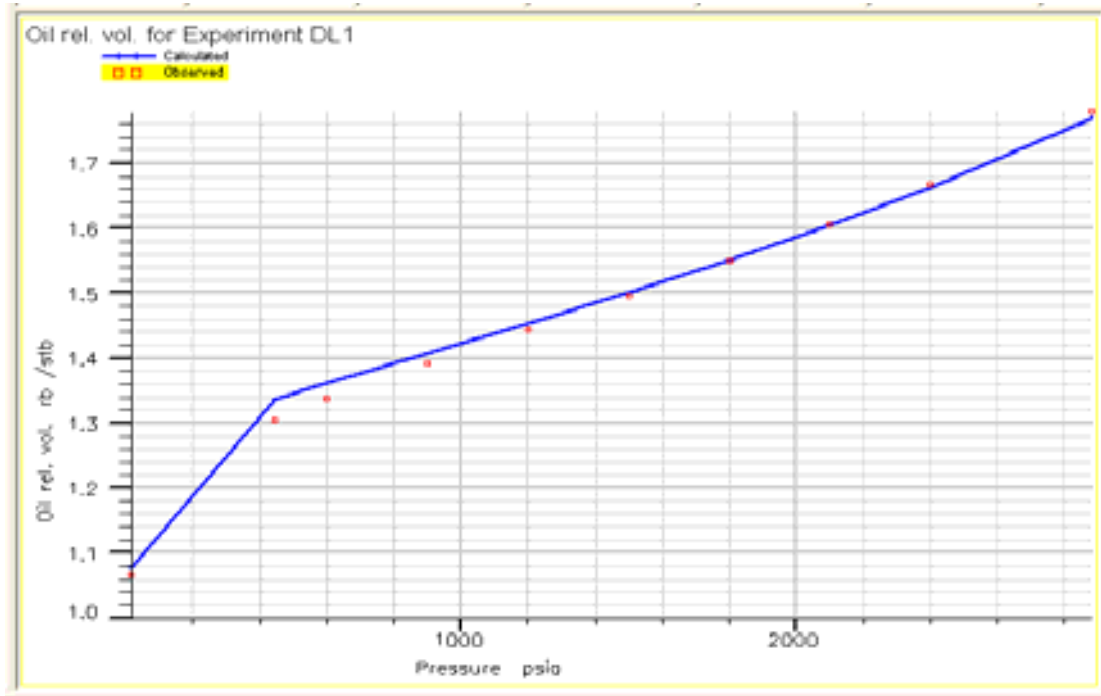


Figura 4.24. Factor de volumen del aceite contra Presión.

Experimento de Agotamiento a Composición Constante.

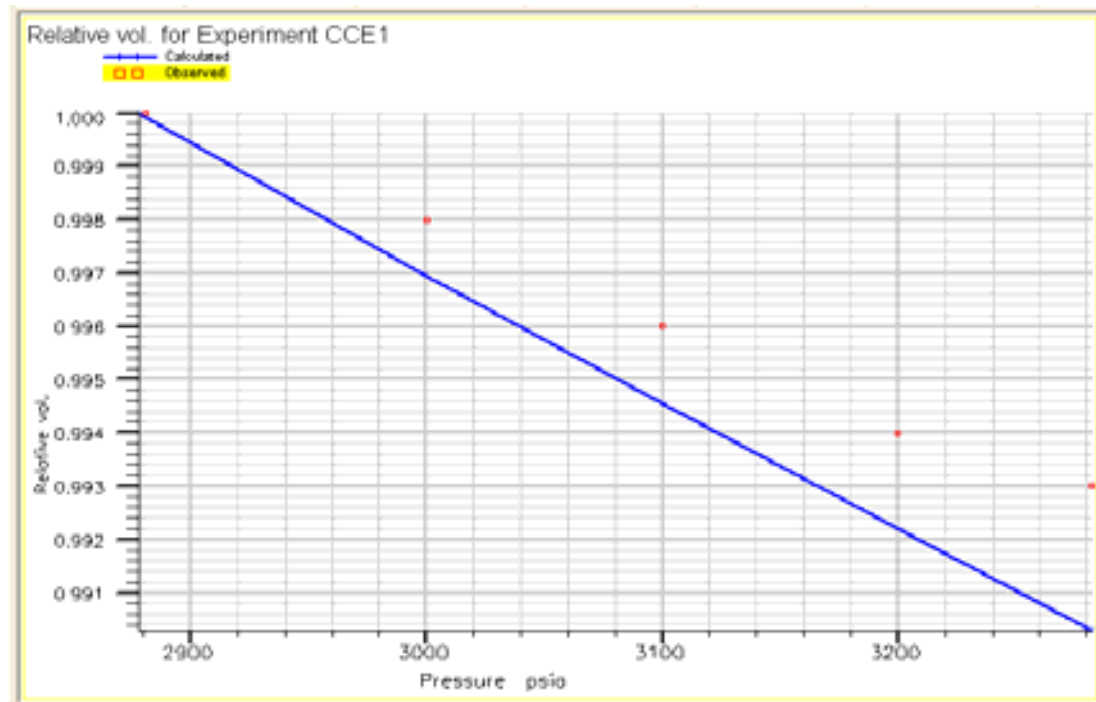


Figura 4.25. Volumen relativo contra Presión.

4.5.3 Análisis de los resultados de la EDE-PR tres parámetros y de la EDE-SRK tres parámetros y selección de una EDE.

Se tomará como punto de partida los resultados obtenidos en el laboratorio con respecto a los calculados por la ecuación de estado. Esto se muestra en la **tabla 4.7**.

Para poder desarrollar la **tabla 4.7**, en el simulador se llevó a cabo un análisis de sensibilidad de ambas ecuaciones de estado, estos análisis se muestran en las **figuras 4.26 y 4.27**. Estas figuras nos proporcionan los valores obtenidos en el laboratorio y los calculados por las ecuaciones de estado y el porcentaje de error que hay entre ambos. El análisis de sensibilidad son predicciones de los datos o valores que se obtendrían al aceptar el cambio en las variables de regresión no-lineal en el simulador.

Se puede decir que la **tabla 4.7** es un resumen de las **figuras 4.26 y 4.27**.

Como se puede observar en la **tabla 4.7** la ecuación de estado de Peng-Robinson es más precisa que la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong.

The screenshot shows a 'Sensitivity Analysis Panel' window with a table of data. The table has columns for Row#, Experiment, Observation, Observed, Calculated, Weight, and Error (%). The data includes various experiments such as BUBBLE1, CCE1, and DL1, with observations like Sat. pressure, Liquid density, Relative vol., Bo at Pbubble, Vapor Z-factor, and Vapor visc. The error percentages range from 0.0001709% to 4.3624%.

Row#	Experiment	Observation	Observed	Calculated	Weight	Error (%)
1	BUBBLE1	Sat. pressure	2981	2977.8	1	0.11207
2	BUBBLE1	Liquid density	39.14	39.423	1	0.72245
3	CCE1	Relative vol.	0.993	0.99031	1	0.27139
4	CCE1	Relative vol.	0.994	0.99213	1	0.1822
5	CCE1	Relative vol.	0.996	0.99454	1	0.14645
6	CCE1	Relative vol.	0.998	0.99636	1	0.10451
7	CCE1	Relative vol.	1	0.99992	1	0.0001709
8	DL1	Bo at Pbubble	1.79	1.7692	1	0.60798
9	DL1	Vapor Z-factor	0.804	0.82374	1	2.4547
10	DL1	Vapor Z-factor	0.814	0.82796	1	1.6658
11	DL1	Vapor Z-factor	0.826	0.82530	1	1.1353
12	DL1	Vapor Z-factor	0.84	0.84695	1	0.81547
13	DL1	Vapor Z-factor	0.857	0.86159	1	0.53479
14	DL1	Vapor Z-factor	0.879	0.8792	1	0.022635
15	DL1	Vapor Z-factor	0.906	0.89949	1	0.71844
16	DL1	Vapor Z-factor	0.923	0.91052	1	1.3517
17	DL1	Vapor Z-factor	1	0.98802	1	1.1979
18	DL1	Liquid density	39.14	39.426	1	0.73068
19	DL1	Liquid density	40.39	40.502	1	0.27624
20	DL1	Liquid density	41.2	41.164	1	0.088325
21	DL1	Liquid density	41.95	41.818	1	0.31503
22	DL1	Liquid density	42.7	42.467	1	0.54951
23	DL1	Liquid density	43.39	43.115	1	0.63454
24	DL1	Liquid density	44.14	43.767	1	0.8467
25	DL1	Liquid density	45.01	44.439	1	1.269
26	DL1	Liquid density	45.51	44.797	1	1.5674
27	DL1	Liquid density	46.94	46.947	1	4.0721
28	DL1	Vapor visc.	0.02	0.019777	1	1.1127
29	DL1	Vapor visc.	0.018	0.018029	1	0.16384
30	DL1	Vapor visc.	0.017	0.016596	1	2.6134
31	DL1	Vapor visc.	0.016	0.015329	1	4.1283
32	DL1	Vapor visc.	0.015	0.014346	1	4.3624

Figura 4.26. Análisis de sensibilidad para la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong

Row	Experiment	Observation	Observed	Calculated	Weight	Error (%)
1	BUBBLE1	Sat. pressure	2091	2092.2	1	0.040629
2	BUBBLE1	Liquid density	39.14	39.03	1	0.281184
3	CCE1	Relative vol.	0.993	0.99163	1	0.13774
4	CCE1	Relative vol.	0.994	0.99328	1	0.072502
5	CCE1	Relative vol.	0.996	0.99533	1	0.066808
6	CCE1	Relative vol.	0.998	0.99744	1	0.055781
7	CCE1	Relative vol.	1	1.0001	1	0.014261
8	DL1	Vapor Z-factor	0.804	0.82913	1	2.6279
9	DL1	Vapor Z-factor	0.814	0.82667	1	1.556
10	DL1	Vapor Z-factor	0.826	0.83249	1	0.78626
11	DL1	Vapor Z-factor	0.84	0.84252	1	0.30056
12	DL1	Vapor Z-factor	0.857	0.85657	1	0.050276
13	DL1	Vapor Z-factor	0.879	0.87439	1	0.51426
14	DL1	Vapor Z-factor	0.906	0.89586	1	1.115
15	DL1	Vapor Z-factor	0.923	0.90795	1	1.631
16	DL1	Vapor Z-factor	1	0.99838	1	1.1617
17	DL1	Liquid density	39.14	39.032	1	0.27513
18	DL1	Liquid density	40.29	40.104	1	0.70838
19	DL1	Liquid density	41.2	40.767	1	1.05
20	DL1	Liquid density	41.95	41.431	1	1.2381
21	DL1	Liquid density	42.7	42.096	1	1.4141
22	DL1	Liquid density	43.39	42.768	1	1.4345
23	DL1	Liquid density	44.14	43.451	1	1.5611
24	DL1	Liquid density	45.01	44.162	1	1.8829
25	DL1	Liquid density	45.51	44.544	1	2.1218
26	DL1	Liquid density	46.94	46.543	1	4.0795
27	DL1	Gas-Oil Ratio	1.237	1.1803	1	4.5803
28	DL1	Gas-Oil Ratio	1.016	0.97474	1	4.0607
29	DL1	Gas-Oil Ratio	0.895	0.85998	1	3.9127
30	DL1	Gas-Oil Ratio	0.781	0.7526	1	3.5214
31	DL1	Gas-Oil Ratio	0.672	0.6538	1	2.7077
32	DL1	Gas-Oil Ratio	0.566	0.55948	1	1.1517

Figura 4.27. Análisis de sensibilidad para la ecuación de estado de Peng-Robinson

Tabla 4.7. Análisis de sensibilidad con respecto al porcentaje-error de las ecuaciones de estado (PR y SRW).

EXPERIMENTO	PROPIEDAD	PORCENTAJE PROMEDIO DE ERROR	
		EDE-PR	EDE-SRW
Punto de Burbuja	Presión de burbuja	0.04	0.11
	Densidad de líq.	0.28	0.72
Agotamiento a comp. constante. ACC	Volumen relativo	0.069	0.143
Liberación Diferencial	Factor de vapor Z	1.084	1.100
	Desidad de líq.	1.577	1.035
	RGA	4.570	4.874
	Bo	1.352	0.848
	Densidad relativa del gas	0.496	2.857
	Bg	2.338	2.021
Total de error		1.31	1.52

Otro parámetro importante para decidir que ecuación de estado sería la mejor para predecir el comportamiento del fluido original del yacimiento, es el análisis de las variables que se ocuparon para ajustar dichas ecuaciones. En la figura 4.7 para la ecuación de estado de Peng-Robinson se puede ver que la única variable que se modificó fue la presión crítica para GRP6 y GRP7. Por

otro lado la **figura 4.17** deja ver que para ajustar la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong se tuvieron que modificar dos variables; la presión crítica y la omega b de GRP6 y GRP7. Si se sigue el criterio de algunos investigadores de que al modificar las constantes omega a y b ya no se hablaría de la ecuación de estado en estudio sí no de otra, esto posiblemente nos podría causar algunos problemas en análisis futuros para un nuevo ajuste de la ecuación, pues los criterios establecidos para esta ecuación presentados en el capítulo uno, no serían válidos.

Con lo anterior no cabe la menor duda que la ecuación que representaría mejor el comportamiento de fluido del pozo 1311 sería la **ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros**.

4.5.4 Ajuste de la ecuación de estado para los fluidos en la superficie.

El tener ajustada una ecuación de estado para el yacimiento, en muchas ocasiones, no implica que prediga correctamente el comportamiento de los fluidos en la superficie por lo cual es necesario ajustar la ecuación de estado con diferentes valores en los parámetros de ajuste. Para esto, una de las maneras en que se puede saber si la EDE ajustada para el yacimiento funciona también para la superficie, es comparando el proceso flash o de separadores realizado en el laboratorio, con el ejecutado en el simulador por medio de la EDE; si los resultados de RGA son muy parecidos, se puede concluir que la EDE sirve tanto para el yacimiento como para la superficie.

En este segundo ajuste se toman en cuenta otras propiedades que ayudan a su confirmación, como la densidad del aceite, densidad del gas, viscosidades, peso molecular, etc.

Los trabajos presentados por Coats⁶⁰ discuten el ajuste de la ecuación de estado, tanto para el yacimiento como para la superficie.

Datos de estudios de separadores en dos etapas obtenidos en el laboratorio y comparado con los valores calculados con la ecuación de estado Peng-Robinson en el simulador del fluido del pozo 1311 se muestra en la **tabla 4.8**, en donde se observa cómo la ecuación de estado elegida también se ajusta muy bien a condiciones de superficie.

Tabla 4.8. Estudio de separadores en dos etapas.

	1a ETAPA	TANQUE
Presión de Separación (psia)	450	15
Temperatura de Separación (°C)	40	15.5
RGA (Laboratorio) @ C.S. (MSCF/STB)	0.68	0.292
RGA (EDE-PR 3 parámetros) @ C.S. (MSCF/STB)	0.68749	0.2493
Densidad del líquido (Laboratorio) lbm/ft ³	50.879	51.441
Densidad del líquido (EDE-PR 3 parámetros) lbm/ft ³	46.15	49.637

El detalle de las propiedades de los fluidos a condiciones estándar se muestran en el **APENDICE A** del presente trabajo.

4.6 CARACTERIZACIÓN Y PROPIEDADES DEL FLUIDO ORIGINAL DE UN YACIMIENTO DE LA ZONA SUR DE MÉXICO.

Después del ajuste que se le realizó a la ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros modificando los valores de la presión crítica de la fracción GRP6 y GRP7, los datos mostrados en la **tabla 4.6** no son los originales. A continuación en la **tabla 4.9** se muestra la caracterización y propiedades finales de los pseudocomponentes del fluido original del yacimiento en estudio.

Tabla 4.9. Caracterización y propiedades de los pseudocomponentes del fluido Original de un yacimiento de la zona sur de México.

#	NOMBRE	COMPOSICIÓN FINAL FRACCIÓN MOL	PESO MOLECULAR	TEMPERATURA CRÍTICA ° R	PRESIÓN CRÍTICA PSIA	FACTOR ACÉNTRICO W	TEMPERATURA DE EBULLICIÓN ° R
1	GRP1	0.4028	16.272	340.86	664.43	0.01352	199.7
2	GRP2	0.1033	30.353	549.75	715.72	0.10117	332.65
3	C3	0.0778	44.097	665.64	615.76	0.15240	415.98
4	GRP4	0.0685	58.124	754.76	543.21	0.19542	483.79
5	GRP5	0.058	77.133	862.86	471.38	0.25841	571.54
6	GRP6	0.2579	171.380	1196.8	470.64	0.46559	866.33
7	GRP7	0.0317	596.570	1787.8	81.689	1.62910	1643.3
TOTAL		1.000000					

COEFICIENTES DE INTERACCIÓN BINARIA.

		GRP1	GRP2	C3	GRP4	GRP5	GRP6	GRP7
1	GRP1	0.0000000	0.0038621	0.0019116	0.0019116	0.0119241	0.0451144	0.0579172
2	GRP2	0.0038621	0.0000000	0.0020329	0.0020329	0.0055124	0.0118296	0.0118296
3	C3	0.0019116	0.0020329	0.0000000	0.0000000	0.0035517	0.0100000	0.0100000
4	GRP4	0.0019116	0.0020329	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
5	GRP5	0.0119241	0.0055124	0.0035517	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
6	GRP6	0.0451144	0.0118296	0.0100000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000
7	GRP7	0.0579172	0.0118296	0.0100000	0.0000000	0.0000000	0.0000000	0.0000000

En verdad solo cambiaron los dos valores de la presión crítica de GRP6 y GRP7, si se hubiera elegido a la EDE-SRW por ejemplo, los coeficientes de interacción binaria y las constantes omegas a y b hubieran sido diferentes.

Con la ecuación de estado ya ajustada, se puede realizar la gráfica de las curvas de las constantes de equilibrio (K) contra la presión. Si se ajustó correctamente la ecuación de estado propuesta (Peng Robinson tres parámetros) las curvas entre sí de cada componente a diferentes presiones y valores de equilibrio K no se deben de cruzar. Esta gráfica se muestra en la **figura 4.28**.

Cabe resaltar que la gráfica presentada en la **figura 4.28** es obtenida sin comparación alguna del simulador, pues como se comentó al principio del presente capítulo, el yacimiento en estudio cuenta con muy poca información y en el reporte PVT de este yacimiento no se encuentra el experimento de Agotamiento a volumen constante (AVC) ni un análisis composicional a detalle.

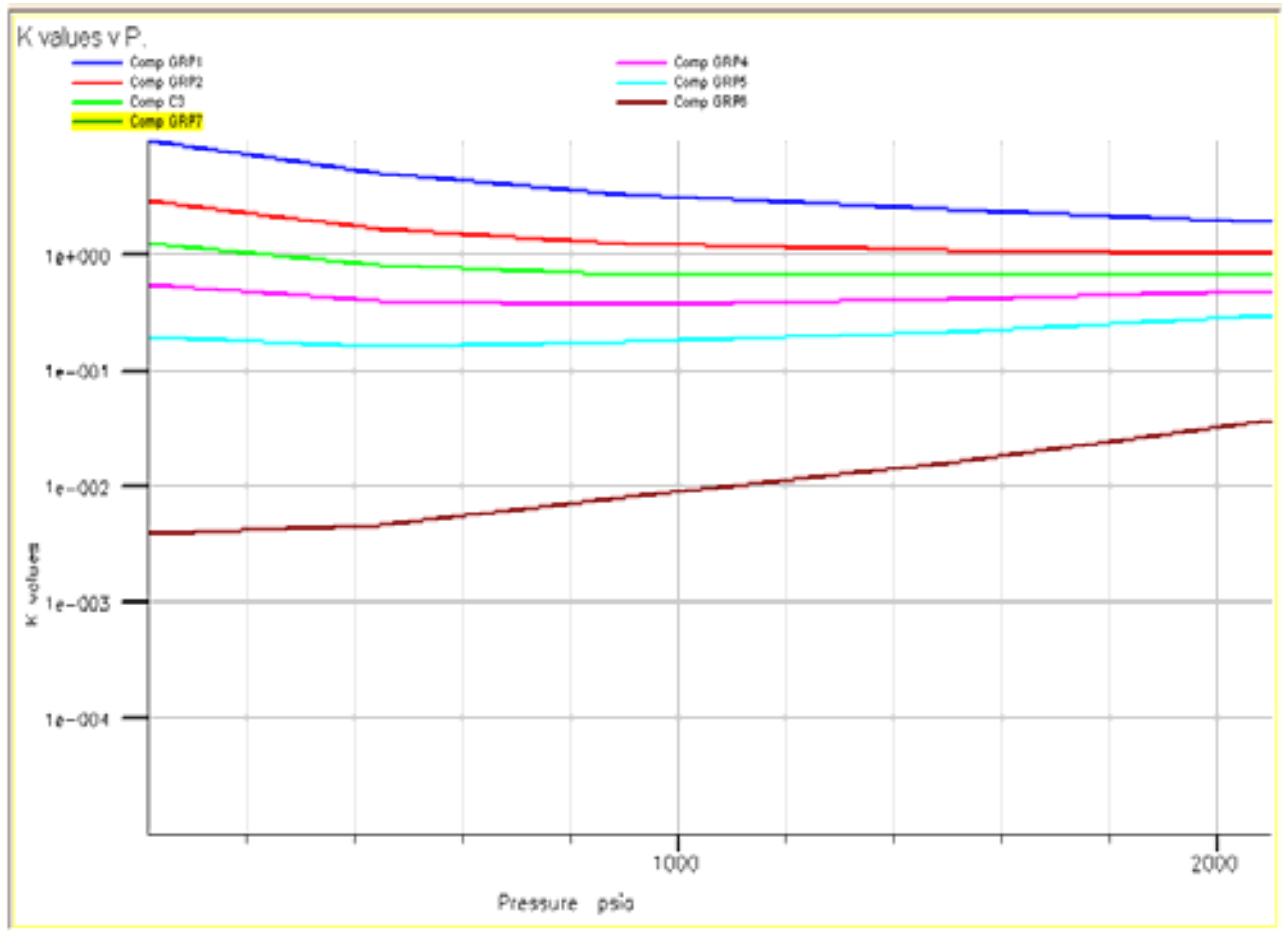


Figura 4.28. Constante de equilibrio (K) contra presión, del fluido original del pozo 1311.

En la **tabla 4.10** se muestra un resumen de las propiedades de los hidrocarburos calculados en; el laboratorio, con la ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros y con una correlación empírica.

La comparación de los resultados de la **tabla 4.10** se pueden interpretar o leer mejor mediante las **figuras 4.29-4.35**. Donde se muestra claramente como la EDE Peng Robinson de tres parámetros está muy bien ajustada a los datos proporcionados por el reporte PVT del pozo 1311. También se puede analizar que si no se tuvieran reportes o datos reales del yacimiento en estudio y se trabajara sólo con correlaciones empíricas, se tendrían errores de hasta 36%. Situación que proporcionaría una mala planeación o diseño de las instalaciones para extraer el hidrocarburo de manera óptima.

Tabla 4.10. Resumen de las propiedades de los hidrocarburos de un yacimiento de la zona sur de México, calculados en; el laboratorio, con un simulador comercial y con una correlación empírica.

PROPIEDADES DEL ACEITE

TEMPERATURA 89.9 °C

Presión (psia)	Densidad del aceite (lb/ft ³)			Viscosidad del aceite (cp)			Factor de volumen del aceite (Bo (bbl/stb))			Relación de Solubilidad Rs (Mscf/bbl)			
	SIMULADOR		CORRELACIÓN	SIMULADOR		CORRELACIÓN	SIMULADOR		CORRELACIÓN	SIMULADOR		CORRELACIÓN	
	LABORATORIO ANÁLISIS PVT	EDE PR	E _g ghgah-B-R	LABORATORIO ANÁLISIS PVT	EDE PR	S-katz	LABORATORIO ANÁLISIS PVT	EDE PR	Standing	LABORATORIO ANÁLISIS PVT	EDE PR	Standing	
3282		39.359	39.50169		0.2248	0.2357		1.768			1.237	1.1809	0.8692
3200		39.2938	39.43485		0.2225	0.2338		1.77			1.237	1.1809	0.8692
3100		39.2126	39.34872		0.2197	0.2316		1.773			1.237	1.1809	0.8692
3000		39.1297	39.25706		0.2169	0.2295		1.776			1.237	1.1809	0.8692
2881		39.0297	39.14000		0.2136	0.2270		1.78	1.7323		1.237	1.1809	0.8692
2400		40.1039	37.77292		0.2439	0.34228		1.669	1.6313	1.407500	1.016	0.9747	0.6791
2100		41.2	40.7674		0.2653	0.36546		1.606	1.5751	1.344165	0.895	0.86	0.5679
1800		41.95	41.4306		0.289	0.39184		1.549	1.523	1.290994	0.781	0.7535	0.4686
1500		42.0962	39.59574		0.3155	0.42274		1.495	1.4741	1.243920	0.672	0.6358	0.3767
1200		42.7676	40.27440		0.3452	0.46034		1.444	1.4276	1.201937	0.566	0.5595	0.2912
900		44.14	43.4509		0.3786	0.50793		1.393	1.3824	1.164526	0.462	0.4688	0.2120
600		45.01	44.1625		0.4173	0.57514		1.338	1.3364	1.130650	0.354	0.3786	0.1381
445		45.51	44.5443		0.4397	0.62485		1.304	1.3118	1.114469	0.294	0.3315	0.1020
15		48.94	48.93659		0.6213			1.066	1.0761	0.972000			

PROPIEDADES DEL GAS

TEMPERATURA 89.9 °C

Presión (psia)	Densidad del Gas (lb/ft ³)			Viscosidad del Gas (cp)			Factor de volumen del gas (Bg (bbl/stb))			
	SIMULADOR		CORRELACIÓN	SIMULADOR		CORRELACIÓN	SIMULADOR		CORRELACIÓN	
	LABORATORIO ANÁLISIS PVT	EDE PR	LEE-GZLZ	LABORATORIO ANÁLISIS PVT	LORENZ	LEE-GZLZ	LABORATORIO ANÁLISIS PVT	EDE PR	CORRELACIÓN	
2881		11.4686			0.0225			11.29	1131.6	769.4
2400		9.3866	15.2356	0.02	0.0194	0.03253		1307	1295.7	548.5
2100		8.1148	14.8570	0.018	0.0178	0.02521		1547	1522.3	751.1
1800		6.8726	9.3974	0.017	0.0164	0.01831		1888	1848.8	974.1
1500		5.6701	6.8063	0.016	0.0153	0.01610		2409	2349.5	1293.4
1200		4.5154	4.9074	0.015	0.0143	0.01482		3292	3197.8	1817.3
900		3.4136	3.3633	0.014	0.0135	0.01400		5091	4914.5	2853.7
600		2.363	2.0687	0.013	0.0128	0.01346		6994	6715.7	3931.9
445		1.8406	1.4731	0.013	0.0124	0.01328		224731	216882.2	122877.5
15		0.1101	0.0497		0.0101					

4.6.1 Propiedades del aceite del yacimiento de la zona sur de México.

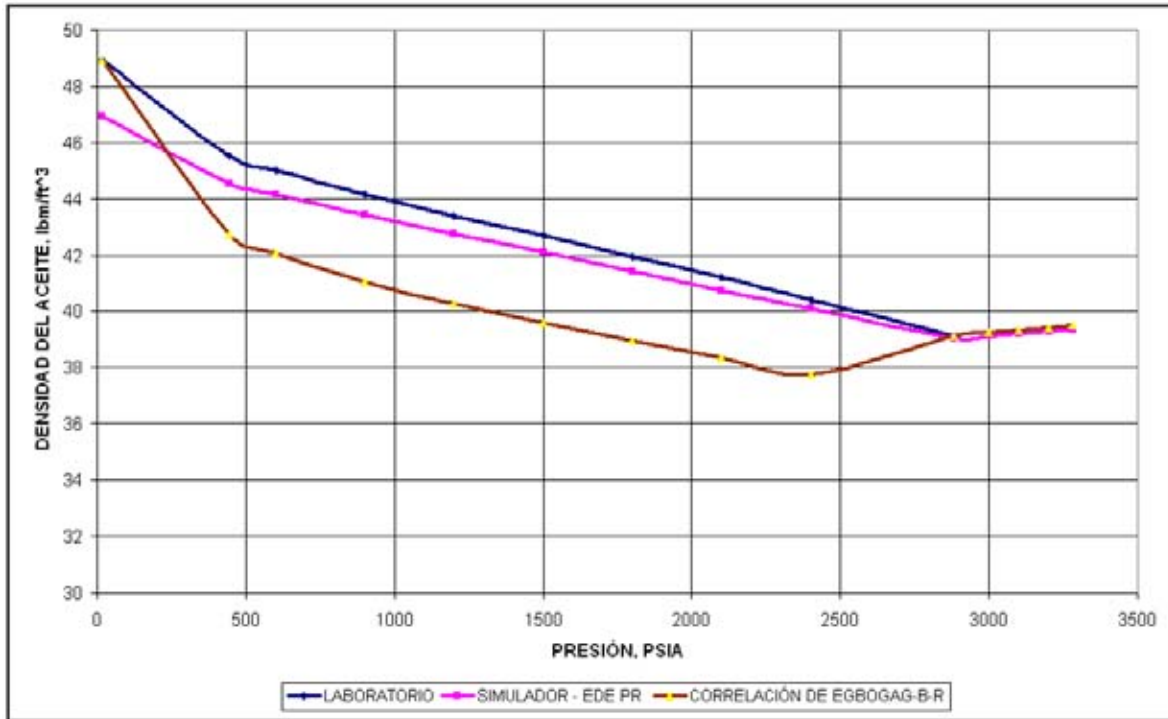


Figura 4.29. Densidad del aceite contra presión.

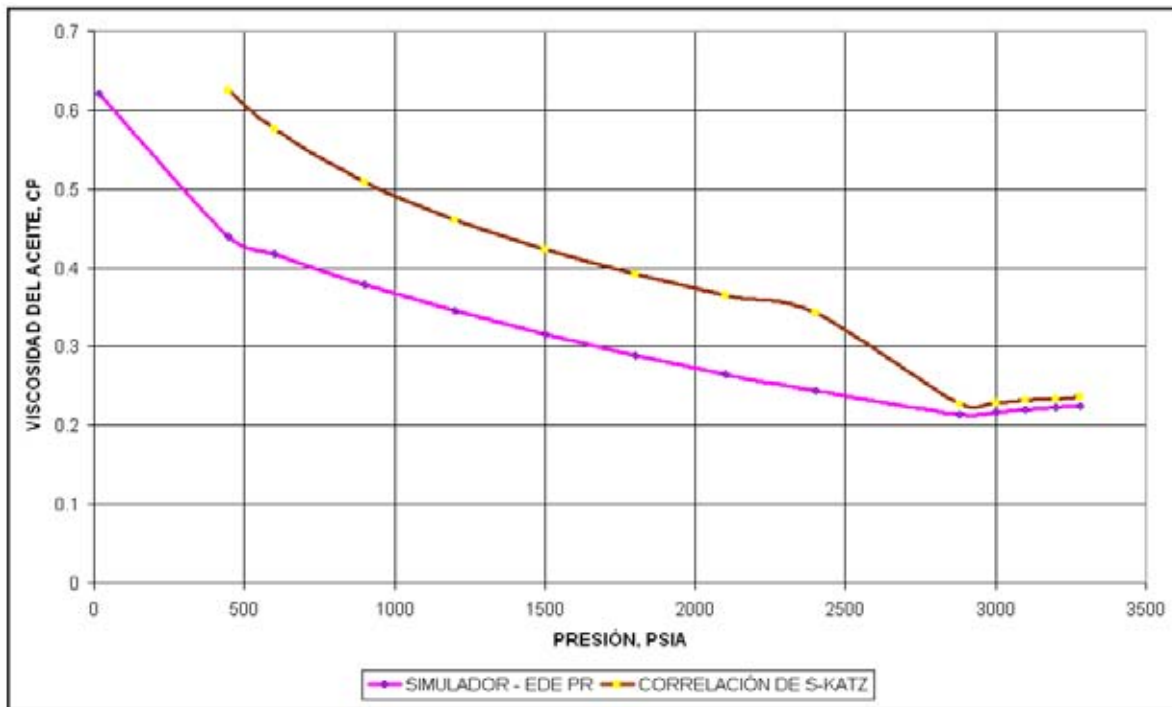


Figura 4.30. Viscosidad del aceite contra presión.

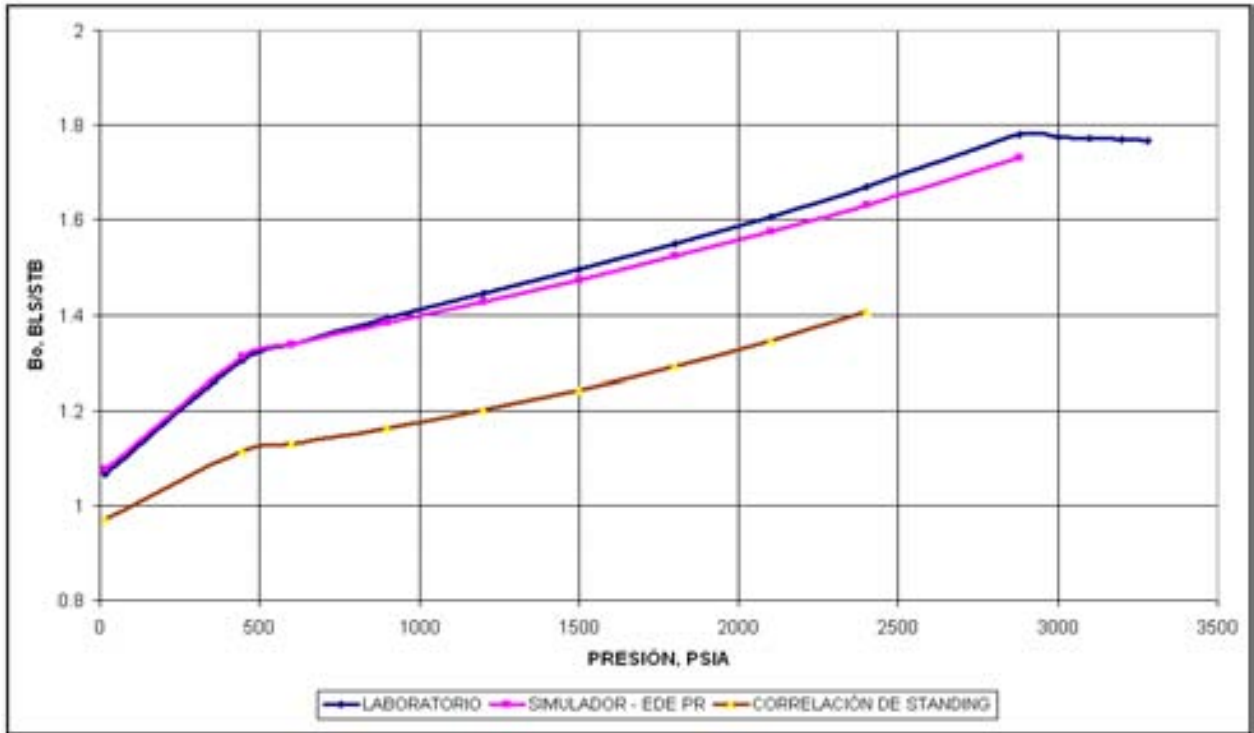


Figura 4.31. Factor de volumen del aceite contra presión.

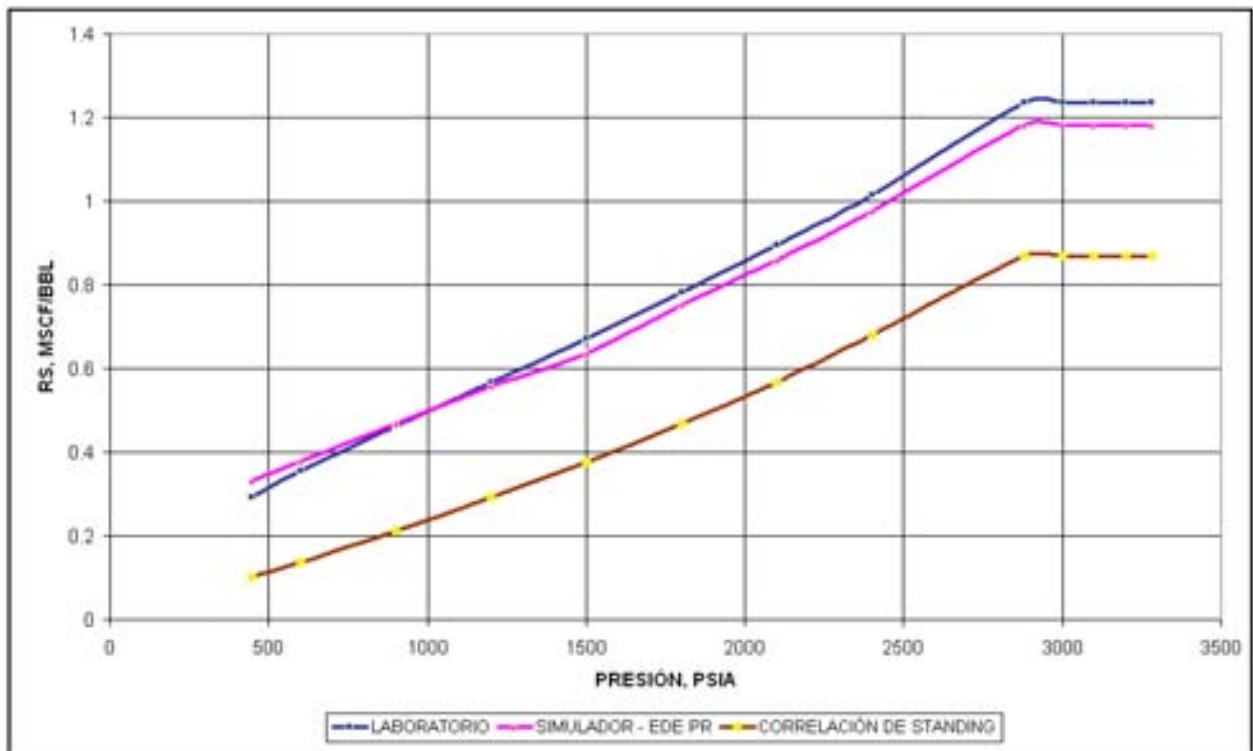


Figura 4.32. Relación de solubilidad del aceite contra presión.

4.6.2 Propiedades del gas del yacimiento de la zona sur de México.

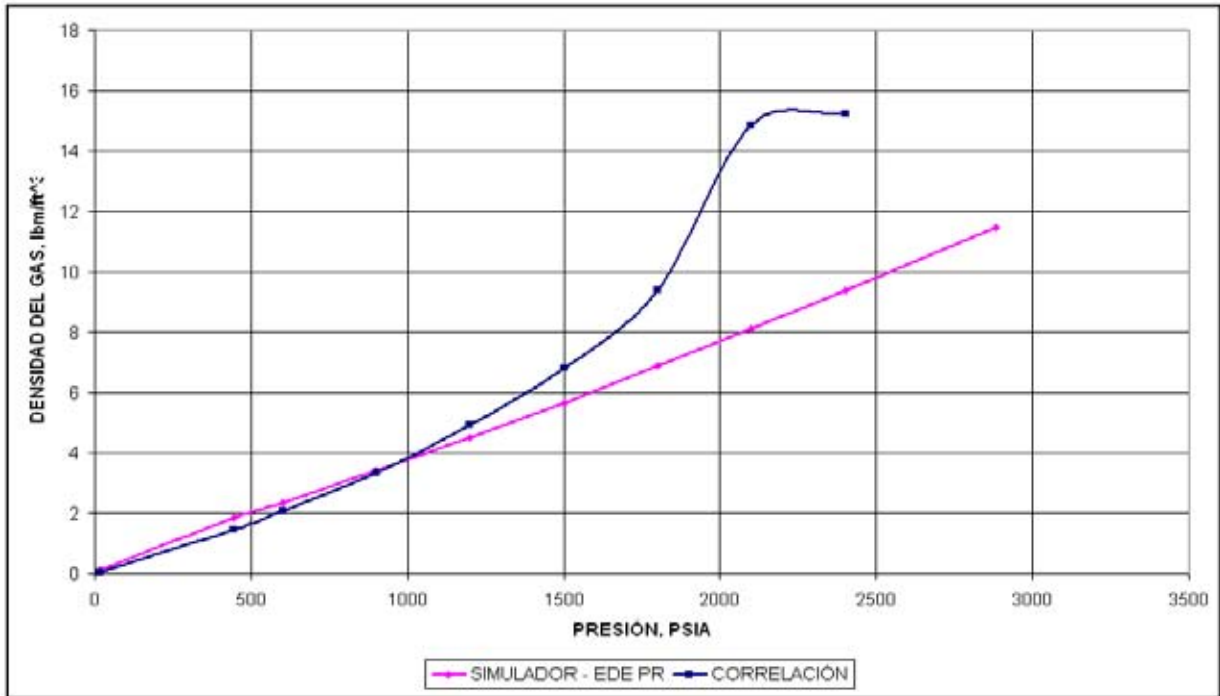


Figura 4.33. Densidad del gas contra presión.

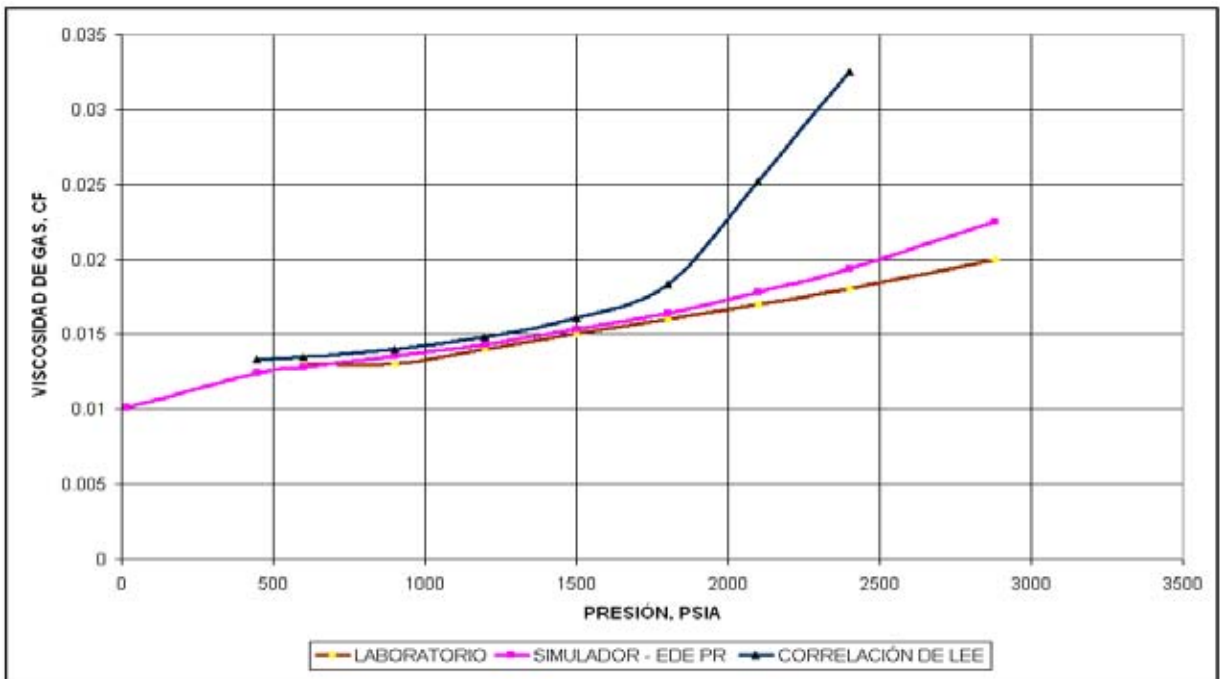


Figura 4.34. Viscosidad del gas contra presión.

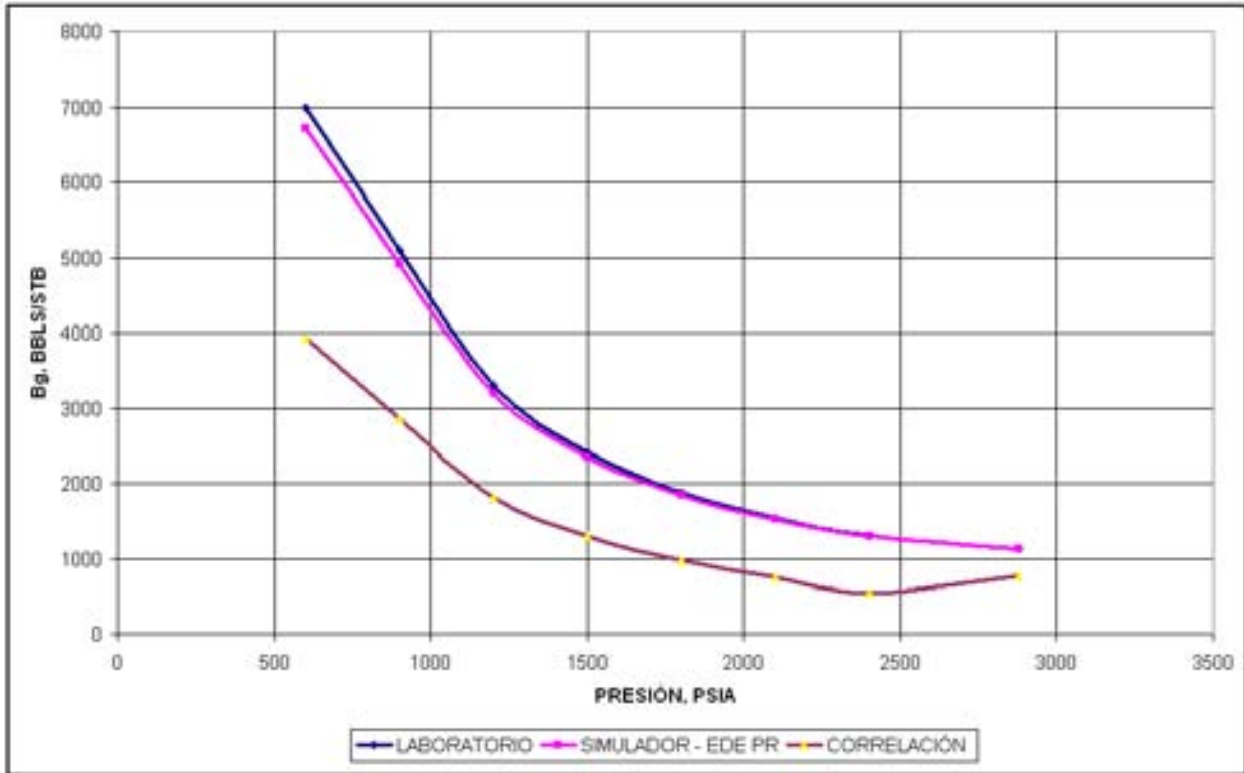


Figura 4.35. Factor de volumen del gas contra presión.

Las correlaciones empíricas trabajadas y mencionadas en esta sección, son las que se mostraron y se derivaron en el capítulo uno.

4.6.3 Uso correcto de los factores de volumen y relaciones gas-líquido.

El usar los factores de volumen y las relaciones de solubilidad en una forma incorrecta, puede conducir a tener errores hasta de un 20% en los cálculos realizados, ya que comúnmente el ingeniero toma el volumen relativo del agotamiento diferencial como si fuera el factor de volumen de la fase líquida B_o . Como se mostró en el capítulo dos, el factor de volumen del aceite y la relación gas-aceite, deben obtenerse de una combinación del proceso flash o de separadores y del agotamiento diferencial. Ecuaciones 2.11 y 2.13 del capítulo dos.

$$B_o = B_{oD} \left(\frac{B_{oSb}}{B_{oDb}} \right) \quad (2.11)$$

$$R_s = R_{s_{Sb}} - (R_{s_{Db}} - R_{s_D}) \frac{B_{oSb}}{B_{oDb}} \quad (2.12)$$

Donde:

$$B_{oSb} = 1.603$$

$$B_{oDb} = 1.711$$

$$R_{s_{Db}} = 1237 \text{ scf/bbl}$$

$$R_{s_{Sb}} = 989 \text{ scf/bbl.}$$

Sustituyendo los datos anteriores en la ecuación 2.11 y 2.12 y tomando en cuenta los valores del experimento de separación diferencial se construye la **tabla 4.11**.

En las **figuras 4.36 y 4.37** se muestran las gráficas de Bo y Rs antes y después de ajustar.

Tabla 4.11 Propiedades correctas para los valores de Bo y de Rs.

		Aceite FVF Bo (bbl/stb)	Gas en Solución Rs (scf/bbl)	Bo Ajustado (bbl/stb)	Rs Ajustado (scf/bbl)
pi	3282	1.768	1237	1.656	989.00
	3200	1.77	1237	1.658	989.00
	3100	1.773	1237	1.661	989.00
	3000	1.776	1237	1.664	989.00
pb	2881	1.78	1237	1.668	989.00
	2400	1.669	1016	1.564	781.95
	2100	1.606	895	1.505	668.59
	1800	1.549	781	1.451	561.78
	1500	1.495	672	1.401	459.66
	1200	1.444	566	1.353	360.35
	900	1.393	462	1.305	262.92
	600	1.338	354	1.254	161.74
	445	1.304	294	1.222	105.52
	15	1.066	0	1.009	

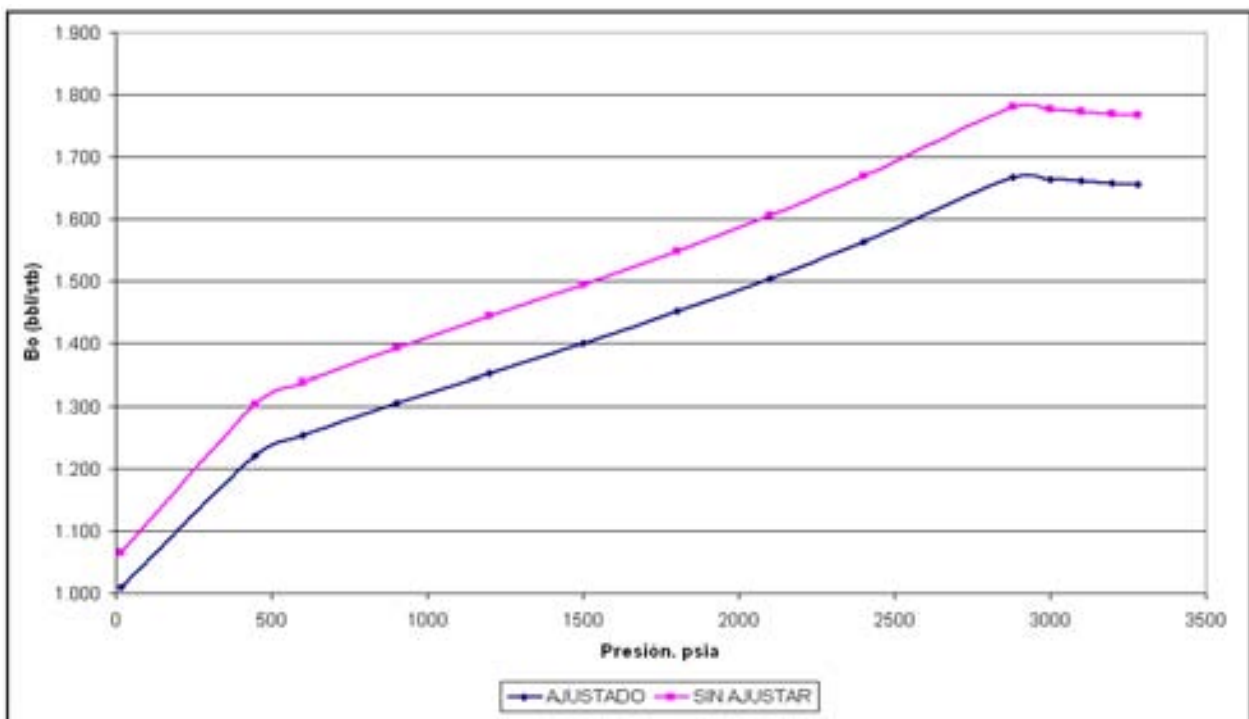


Figura 4.36. Bo ajustado del yacimiento en estudio.

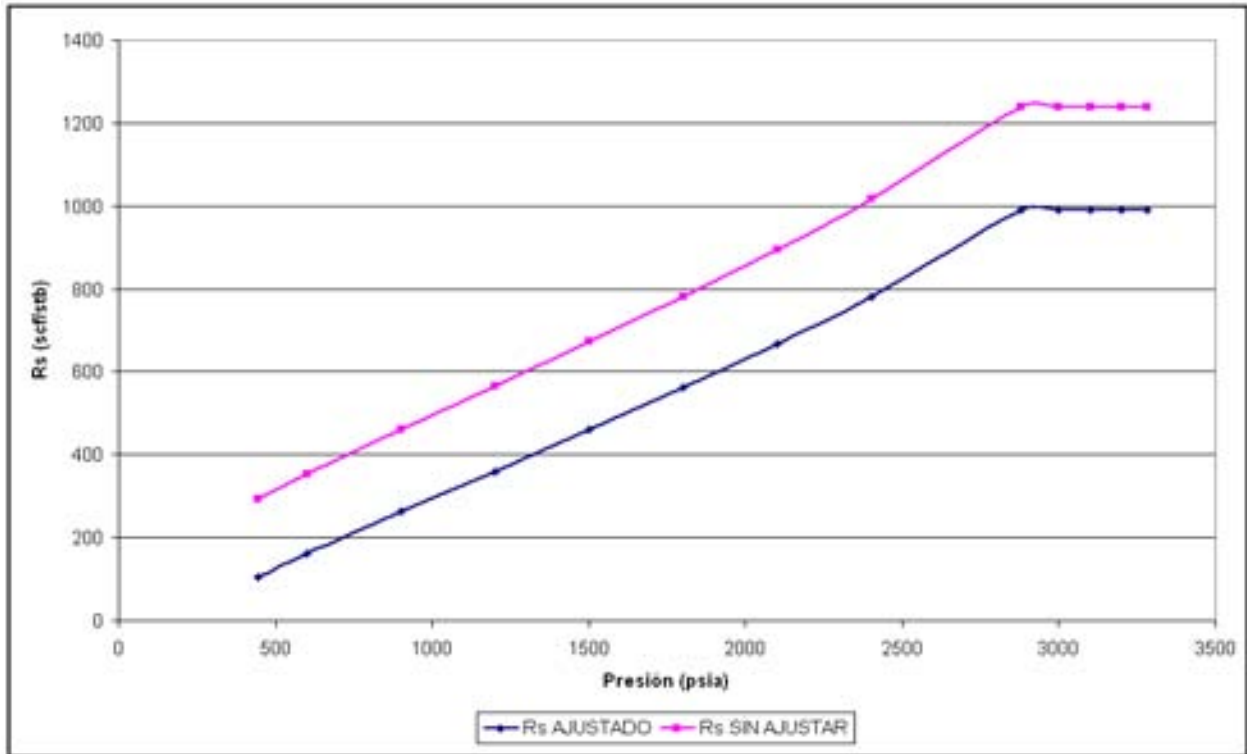


Figura 4.37. Rs ajustado del yacimiento en estudio.

4.6.4 Variación de la composición de los hidrocarburos con respecto a la profundidad del yacimiento en estudio.

Debido al efecto de la distribución de componentes en un fluido en el cual existe transferencia molecular, es de esperarse que las moléculas más pesadas tiendan a irse a la parte más profunda del yacimiento. Es por esto que los efectos gravitacionales son importantes y deben de tomarse en consideración para realizar una explotación adecuada de los hidrocarburos que presentan cambios de composición con la profundidad.

Se han presentado en relación a este problema varios trabajos, donde se enfatiza la importancia que esto representa, ya que por ejemplo, con yacimientos de aceite ligero (densidad del aceite > 35 °API) muestran cambios muy fuertes en composición, y los factores de volumen varían con la profundidad.

En aceites que se encuentran en transición entre ligeros y de aceite pesado que muestren variación en composición, esta es causada por la segregación de asfaltenos, y por lo tanto muestran una variación en la viscosidad. Si este tipo de problemas lograra visualizarse en la etapa inicial de la explotación del yacimiento en base a disponer de una caracterización de los fluidos, se lograrán factores de recuperación mayores para este tipo de yacimientos.

Este tipo de análisis se efectuó para el yacimiento en estudio (después de tener caracterizado el fluido) por medio del simulador que a la vez sigue el principio de la energía libre de Gibbs⁶¹.

Los cambios en la energía de Gibbs para un componente, puede relacionarse con el cambio del logaritmo de la fugacidad de dicho componente de la siguiente forma:

$$dG_i = RTd(\ln f_i) \quad (i = 1,2,3,\dots,N) \quad (4.18)$$

Y también la energía de Gibbs puede relacionarse con el peso molecular en la forma siguiente:

$$dG_i = M_i g dh \quad (i = 1,2,3,\dots,N) \quad (4.19)$$

Donde:

f_i es la fugacidad de cada componente.

R es la constante universal de los gases.

T es la temperatura.

M_i es el peso molecular de cada componente.

g es la constante gravitacional.

dh es el cambio de altura con respecto a un nivel de referencia especificada.

Al integrar las ecuaciones 4.18 y 4.19 se obtiene:

$$\ln f_i = \ln f_i^0 + \frac{M_i g}{RT} (h - h^0) \quad (4.20)$$

El subíndice ⁰ denota condiciones de referencia. Así conociendo la composición Z_i^0 y la presión P^0 a una altura de referencia h^0 , entonces se puede calcular la composición y presión para otras condiciones (alturas).

Los resultados provenientes del simulador para el fluido del yacimiento en estudio, basándose en la técnica de Gibbs se muestran en la **tabla 4.12**.

Tabla 4.12. Variación de la composición con respecto a la profundidad del yacimiento en estudio.

Comp. del Fluido	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)	Com(5 ,GRP5)	Com(6 ,GRP6)	Com(7 ,GRP7)	
Profundidad m	Fracción mol	Fracción mol	Fracción mol	Fracción mol	Fracción mol	Fracción mol	Fracción mol	Total
2134	0.7917	0.1039	0.0512	0.0306	0.0155	0.0072	1.14E-08	1
2210	0.7885	0.1045	0.0519	0.0313	0.016	0.0078	1.55E-07	1
2286	0.7852	0.1052	0.0528	0.032	0.0166	0.0084	2.18E-07	1
2438	0.7779	0.1065	0.0545	0.0335	0.0178	0.0098	4.45E-07	1
2515	0.7738	0.1072	0.0554	0.0344	0.0184	0.0107	6.49E-07	1
2570	0.4189	0.1057	0.0782	0.0689	0.0579	0.243	0.0273	1
2570	0.7707	0.1078	0.0562	0.0351	0.019	0.0114	8.63E-07	1
2667	0.4122	0.1047	0.078	0.0688	0.058	0.2494	0.029	1
2743	0.4073	0.104	0.0779	0.0686	0.058	0.2539	0.0303	1
2819	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685	0.058	0.2579	0.0317	1
2819	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685	0.058	0.2579	0.0317	1
2835	0.4019	0.1032	0.0778	0.0685	0.058	0.2587	0.032	1
2896	0.3986	0.1026	0.0777	0.0684	0.058	0.2615	0.0332	1
2911	0.3978	0.1025	0.0777	0.0683	0.058	0.2622	0.0335	1
2957	0.3954	0.1021	0.0776	0.0682	0.058	0.2642	0.0345	1

En la **tabla 4.12** claramente se puede observar que a mayor profundidad se van obteniendo fracciones de mol más grandes de los pseudocomponentes más pesados (GRP7) así como

también van decreciendo las fracciones mol de los pseudocomponentes más ligeros (GRP1, GRP2). Pero hay excepciones, como por ejemplo en un intervalo de 2570 –2667 m, hay una variación de la composición del pseudocomponente GRP1 con respecto a la profundidad de manera anormal. Esto probablemente quiere decir que la difusión molecular no ha concluido en la mezcla de hidrocarburos del yacimiento en estudio, de acuerdo a la investigación que se llevo a cabo en el capítulo uno. Para el caso del intervalo productor del yacimiento en estudio que se muestra sombreado en la **tabla 4.12** es notorio que la variación de la composición del aceite que se esta analizando es casi nula, se puede considerar constante.

De la **figura 4.38** obtenida del simulador se pueden obtener dos tipos de gradientes, comenzando un gradiente de gas y conforme aumenta la profundidad, se encuentra el cambio hacia un gradiente de aceite, siendo este nivel al que se encuentra el cambio de gradientes la profundidad a la cual se tiene el contacto gas-aceite dentro del yacimiento. Esto es de suma importancia para cualquier tipo de yacimiento, ya que si se tiene la incertidumbre de que si originalmente el yacimiento presenta un contacto gas-aceite, este procedimiento aclara la situación con bastante aproximación. Por lo tanto de la **figura 4.38** se puede concluir que existe un contacto gas-aceite a la profundidad de 2570 m, la profundidad del la cima del yacimiento en estudio es de 2790 m, lo que significa que el yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México es bajosaturado y no hay presencia de una sola burbuja de gas.

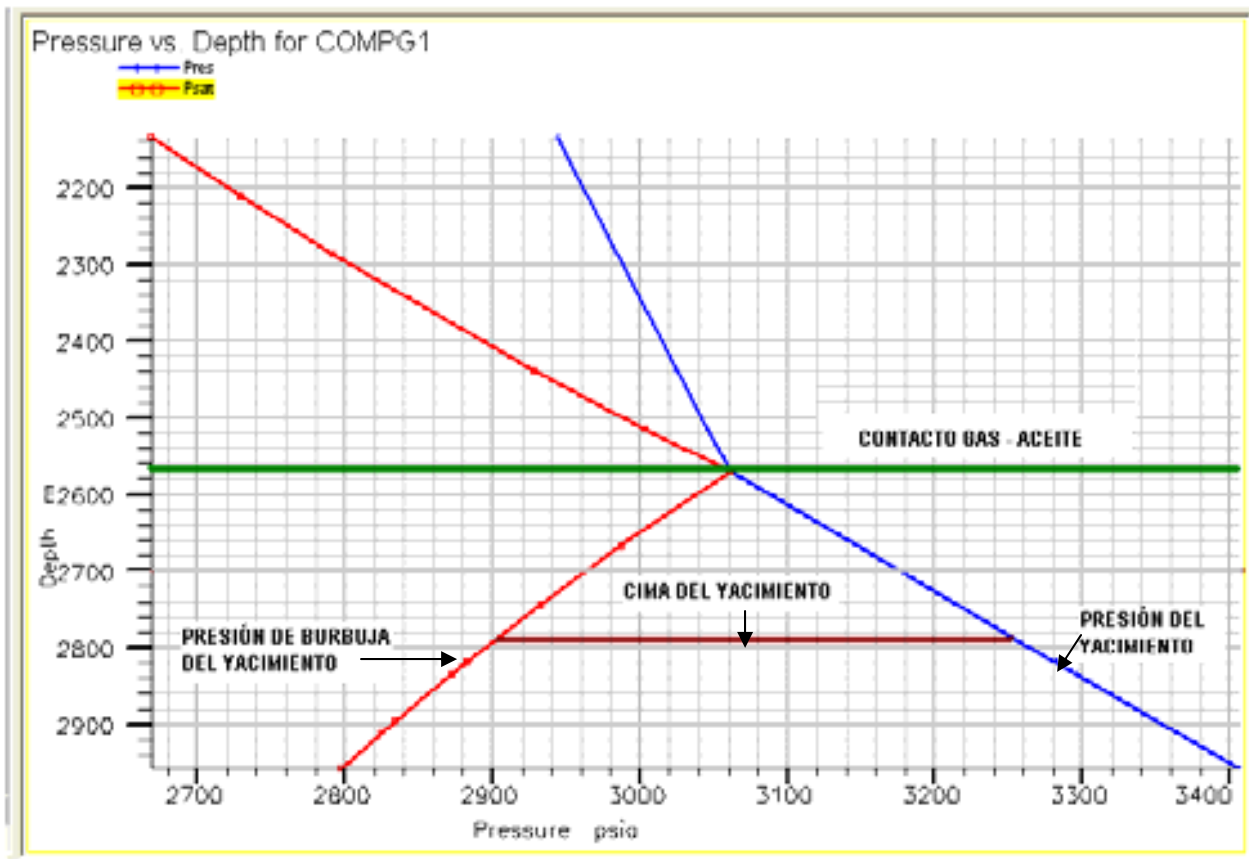


Figura 4.38. Nivel de Profundidad en donde se encuentra un contacto gas-aceite del yacimiento número 3 de la formación Encanto de la zona sur de México.

La tabla 4.12 y la figura 4.38 son muy importantes no sólo para el yacimiento en estudio si no para el campo en general al que pertenece el yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México, porque sirve como una correlación para tener una idea y saber de manera cuantitativa cual es la composición de un aceite crudo a una determinada profundidad del campo, si es que en el nuevo yacimiento a analizar que contiene este tipo de crudo no se tiene experimentos o pruebas PVT.

CAPÍTULO 5

CARACTERIZACIÓN DE LOS HIDROCARBUROS DESPUÉS DE UN PROCESO DE INYECCIÓN DE CO₂ A UN YACIMIENTO, UTILIZANDO UN SIMULADOR COMERCIAL.

5.1 INTRODUCCIÓN.

Tradicionalmente, las operaciones de recuperación de hidrocarburos se han estado subdividiendo en tres etapas: primaria, secundaria y terciaria. Históricamente, estas etapas describen la producción de un yacimiento en un sentido cronológico.

La producción primaria, es la etapa inicial de producción en la cual el desplazamiento de los hidrocarburos es por energía natural, existente en el yacimiento. La recuperación secundaria, que es la segunda etapa de operación, generalmente ha sido implantada después de que ha declinado la producción primaria.

Los procesos de recuperación secundaria tradicional son: inyección de agua, mantenimiento de presión por inyección de agua o gas e inyección de gas, aunque el término recuperación secundaria es casi sinónimo de inyección de agua. La recuperación terciaria, que es la tercera etapa de producción, ha sido la que se aplica después de la inyección de agua (o de cualquier proceso secundario usado). En los procesos terciarios se han usado gases miscibles, productos químicos y/o energía térmica, para el desplazamiento adicional de aceite después de que un proceso de recuperación secundaria ya no sea económico.

La desventaja de la consideración de estas tres etapas como una secuencia cronológica, es que muchas operaciones de producción de yacimientos no se han realizado en el orden especificado. Un claro ejemplo en muchas partes del mundo es la producción de aceites pesados. Si éstos son lo suficientemente viscosos, probablemente no fluyan a gastos económicos con los mecanismos de energía natural, por lo que la producción primaria será insignificante. Para tales yacimientos, la inyección de agua no será factible, por lo tanto, el uso de la energía térmica podría ser el único

camino para recuperar una cantidad significativa de aceite. En este caso, es el proceso terciario el método que normalmente se ha considerado; siendo así, la secuencia cronológica del agotamiento es el primero, y quizá único, método de recuperación.

En otras situaciones, el supuesto proceso terciario podría ser aplicado como una operación secundaria, en lugar de la inyección de agua. Esta acción podría ser dictada por factores técnicos y económicos, tales como la naturaleza del proceso terciario, disponibilidad de reactivos de inyección, etc. Por ejemplo si la inyección de agua antes de la aplicación del proceso terciario disminuye la eficiencia, entonces la etapa de inyección de agua podría ser razonablemente omitida.

A causa de tales situaciones, el término “Recuperación Terciaria” no es aprobado dentro de la literatura de Ingeniería Petrolera, cambiándolo por “Enhanced Oil Recovery” (EOR), que se ha convertido en lo más aceptado.

Otra designación descriptiva comúnmente usada es “Improved Oil Recovery” (IOR), la cual incluye el proceso de EOR pero también abarca un rango más amplio de actividades, como son: la caracterización del yacimiento, el mejoramiento en la administración del yacimiento y pozos de relleno.

El proceso de EOR resulta principalmente de la inyección de: gases, productos químicos y/o el uso de energía térmica. Los gases usados en los procesos son: gases hidrocarburos, CO₂, nitrógeno y gases de combustión. Para fines prácticos, el uso de gas se ha de considerar un proceso de EOR si la eficiencia de recuperación depende significativamente de otro mecanismo que no haya sido el desplazamiento frontal inmisible, caracterizado por la alta tensión interfacial en las permeabilidades.

Un gran número de productos químicos se han estado usado comúnmente, como son: polímeros, surfactantes, y solventes hidrocarburos.

Los procesos térmicos consisten típicamente en el uso de vapor o agua caliente; también pueden depender de la generación in-situ de energía térmica, a través de la combustión del aceite que se encuentra en la formación.

Los procesos de EOR implican la inyección al yacimiento, de uno o varios fluidos de diferentes tipos. Estos fluidos inyectados y los procesos de inyección sustituyen a la energía presente en el yacimiento, para así desplazar al aceite hacia los pozos productores. Adicionalmente, los fluidos inyectados interactúan con el sistema roca-fluido del yacimiento, creando las condiciones favorables para la recuperación del aceite. Estas interacciones podrían resultar en: bajar la tensión interfacial, reducir la densidad del aceite, reducir la viscosidad del aceite, cambiar la mojabilidad o crear un comportamiento de fase favorable.

La interacción se ha atribuido a mecanismos físicos y químicos, debidos a inyección o generación de energía térmica. La simple inyección de agua y gas seco para el mantenimiento de presión o desplazamiento de aceite son excluidos de la definición.

En los últimos años la inyección de CO₂ ha sido uno de los procesos más difundido y aplicado en el mundo. El mecanismo asociado a este proceso es complejo, y no se puede llevar a cabo si no se tiene bien caracterizado el fluido. El aumento de la producción actual debido a la inyección de CO₂, continúa en incremento y ahora excede las predicciones que se tenían.

El CO₂ existe o se puede obtener de diversas fuentes, estas son:

1. Fuentes naturales.
2. Producto de la combustión.
3. Producto secundario en procesos industriales petroquímicos.
4. Producto de la descomposición.
5. Producto de la fermentación.

El CO₂ afecta físicamente al aceite, principalmente reduciendo su viscosidad y aumentando su volumen. Estos efectos son más acentuados en crudos densos y viscosos. El aceite reacciona bajo condiciones de yacimiento con algunos componentes del aceite para formar compuestos polares por ejemplo; ácidos orgánicos, los que tienen un efecto marcado en reducir la tensión superficial y evitar o eliminar las precipitaciones de iones particulares, por ejemplo el Fe. El CO₂ bajo presiones elevadas tiene la propiedad de formar compuestos libres (o complejos) con los componentes del aceite. Estos compuestos son de más baja viscosidad que el aceite original y posiblemente actúan como solvente del crudo.

El CO₂ es soluble tanto en agua como en mayor parte de los aceites, por lo que afecta en solución al fluido que moja la roca, disminuyendo así la tensión interfacial.

A la fecha, el proceso de inyección de CO₂ en México se cuenta con un yacimiento conocido (otro en estudio) y que está en etapa de explotación. Este yacimiento (Campo A) se encuentra situado al sureste mexicano. El campo fue descubierto en el año 1980 y es productor de gas y condensado. Son productores 10 pozos con un promedio de 57 MMscf/d (70 % del gas producido es CO₂). Un 80 % del CO₂ separado es inyectado a un yacimiento cercano el cual ya presenta resultados satisfactorios con este proceso de recuperación. La reserva remanente es de 357 MMMscf de gas y 18 MMSTBL, siendo alrededor de un 52 % el volumen producido.

El siguiente yacimiento, Campo B, ocupa una extensión mucho más grande que el primero, se encuentra localizado en el norte de México entre los estados de Veracruz, Tamaulipas y San Luis Potosí. Datos históricos con pozos produciendo más de 50 MMscf/d fueron localizados pero la mayoría cuentan con datos escasos y muchos de ellos están taponados. Se tienen en explotación cerca de 17 pozos produciendo diferentes gastos y diferentes concentraciones de CO₂. Estudios recientes demuestran el potencial que el área tiene. Caracterización dinámica, métodos probabilísticos para estimar el volumen original, cálculos volumétricos, pronósticos de producciones y expectativas de desarrollo a campos maduros

5.2 CRITERIOS DE SELECCIÓN TÉCNICA (CRITERIOS SCREENING)

Los criterios de selección técnica han sido propuestos para todos los métodos de Recuperación Mejorada. Datos de diferentes proyectos exitosos de Recuperación Mejorada aplicados alrededor del mundo han sido analizados y se han anotado las propiedades principales del aceite y el yacimiento en una forma de resumen que sirva como guía o criterio para saber qué yacimientos petroleros son candidatos a implantar un método de Recuperación Mejorada para incrementar la extracción de hidrocarburos a un bajo costo, especificando qué gases o líquidos podrían ser usados. Dos de las propiedades principales en las que se basan estos criterios son la densidad relativa del aceite y la profundidad a la que se encuentra el yacimiento. Lo anterior se puede visualizar mediante la **figura 5.1**.

La **figura 5.1** muestra que para la mayoría de los proyectos exitosos de inyección de CO₂ la densidad del aceite está entre un rango de 30 y 45 °API. Aunque hoy en día se han tenido proyectos exitosos de inyección de CO₂ con densidad de hasta 12 °API. También los criterios de selección técnica indican para el caso del CO₂ que si sólo se consideran; la densidad del aceite y la profundidad del yacimiento, cerca del 80 % de los yacimientos del mundo podrían ser candidatos por algún tipo de proceso de inyección de CO₂.

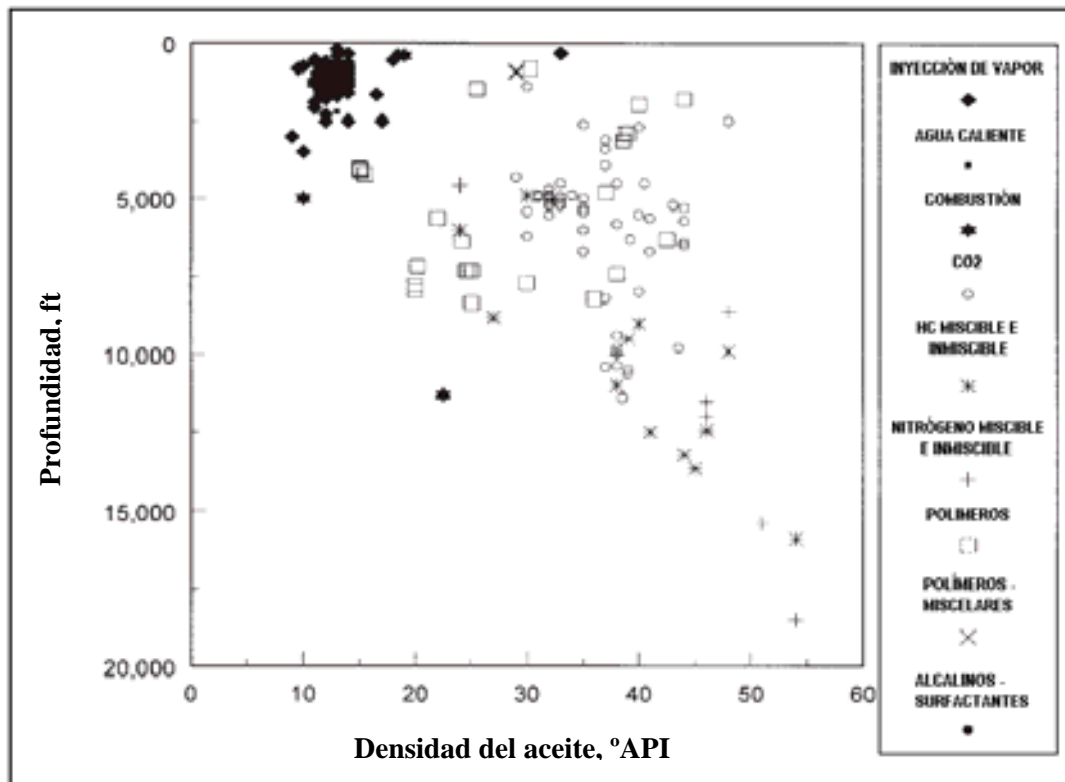


Figura 5.1. Profundidad contra densidad del aceite de diferentes proyectos exitosos de métodos de Recuperación Mejorada.

La miscibilidad e inmiscibilidad en criterios de selección técnica para la inyección de CO₂ se puede analizar en la **tabla 5.1** en donde se puede decir que una de las restricciones en la

aplicación de un proceso miscible de CO₂ se ve limitado para yacimientos con una profundidad suficiente tal que se obtenga una presión de miscibilidad apropiada. También en la misma tabla, la International Energy Annual (IEA) dentro del programa Green House Gas R&D estimó la cantidad total de CO₂ que se necesitaría para recuperar el aceite remanente de diferentes yacimientos del mundo. El potencial para llevar a cabo una inyección de proceso miscible o inmisible de CO₂ en aproximadamente 1000 campos de aceite fue estimado usando la densidad del aceite y la profundidad. El resultado fue que se necesita cerca de 67 millones de toneladas de CO₂ para producir 206 billones de barriles adicionales de aceite de los 1000 campos analizados.

5.2.1 Análisis de los criterios de selección técnica para la inyección de CO₂ en el yacimiento en estudio.

Las propiedades del aceite del yacimiento número tres de la formación Encanto, se muestran en la **tabla 5.2**.

Tabla 5.1. Criterios de selección técnica para procesos la inyección de CO₂

	Recomendación	Rango de proyectos actuales
Aceite crudo		
Densidad, °API	>22	27 a 44
Viscosidad, cp	<10	0.3 a 6
Composición	Alto porcentaje de hidrocarburos intermedios (especialmente de C5 - C12)	
Yacimiento		
Saturación de aceite, % VP	>20	15 a 70
Tipo de formación	Arenas ó Cabonatos	
Permeabilidad promedio	No es crítica sí el volumen de inyección de CO ₂ puede ser mantenido.	
Profundidad y temperatura	Para desplazamiento miscible la profundidad tiene que ser más grande, suficiente para permitir que la presión de inyección sea mayor a la presión mínima de miscibilidad la cual incrementa con la temperatura y con aceites más pesados. La profundidad recomendada para la inyección de CO ₂ es la siguiente:	
	Densidad del aceite, °API	La profundiad (ft) tiene que ser mayo a:
Para la inyección de CO₂ - miscible	>40	2500
	32 a 39.9	2800
	28 a 31.9	3300
	22 a 27.9	4000
	<22	Candidato a desplazamiento inmisible
Para la inyección de CO₂ - inmisible	13 a 21.9	1800
	<13	Fracaso a cualquier profundiad

Tabla 5.2. Propiedades del aceite del yacimiento número tres de la formación Encanto de la zona sur de México.

DENISDAD, °API	39.1
TIPO DE FORMACIÓN	ARENAS
VISCOSIDAD, cp	0.349
PROFUNDIDAD, ft	9249
TEMPERATURA, °C	89.9

Si se analizan las propiedades de la **tabla 5.2** con los criterios de selección de la **tabla 5.1**, se puede concluir que el aceite del yacimiento en estudio es candidato a que sea desplazado de forma miscible por Bióxido de Carbono con grandes posibilidades de que el proyecto sea exitoso. Esta conclusión u observación al comparar las dos **tablas (5.1 y 5.2)** carece de convicción, pues sólo se están considerando algunas propiedades del aceite, faltaría llevar a cabo una serie de pruebas a núcleos o muestras en el laboratorio para conocer las propiedades del sistema roca-fluido actuales y estar 100% seguros de que el proceso que se opte por aplicar sea el mejor y proporcione una recuperación de aceite grande.

Una vez que se ha podido constatar que el yacimiento en estudio cumple con las condiciones mínimas para que sea desplazado por inyección de CO₂, se llevará a cabo en el presente capítulo la caracterización de los hidrocarburos con la presencia de este nuevo componente, considerando que los proyectos de Recuperación Mejorada que tiene pensado PEMEX-Exploración y Producción llevar a cabo en un futuro no muy lejano en yacimientos ubicados en la zona sur es la implementación de el proceso de inyección de CO₂.

5.3 MECANISMO DE DESPLAZAMIENTO (MISCIBLE O INMISCIBLE) QUE SE DEBE APLICAR AL YACIMIENTO EN ESTUDIO, DURANTE EL PROCESO DE INYECCIÓN DE CO₂.

Todo lo referente al proceso de inyección de CO₂ se explicó en el capítulo tres del presente trabajo. Sí analizamos la **figura 3.8** de ese capítulo fácilmente se puede analizar que por las condiciones actuales de presión y temperatura del yacimiento en estudio, éste se ubica en la región IV, lo que significaría en primera instancia, que al implementar el proceso de inyección de CO₂ al yacimiento, sería por desplazamiento miscible. Lo anterior se puede mostrar en la **figura 5.2**. Sin embargo no es una buena medida para decidir que el proceso ideal para el yacimiento en estudio es por desplazamiento miscible debido a que ésta figura es generalizada y está sujeta a modificaciones según el tipo de aceite que se tenga en el yacimiento.

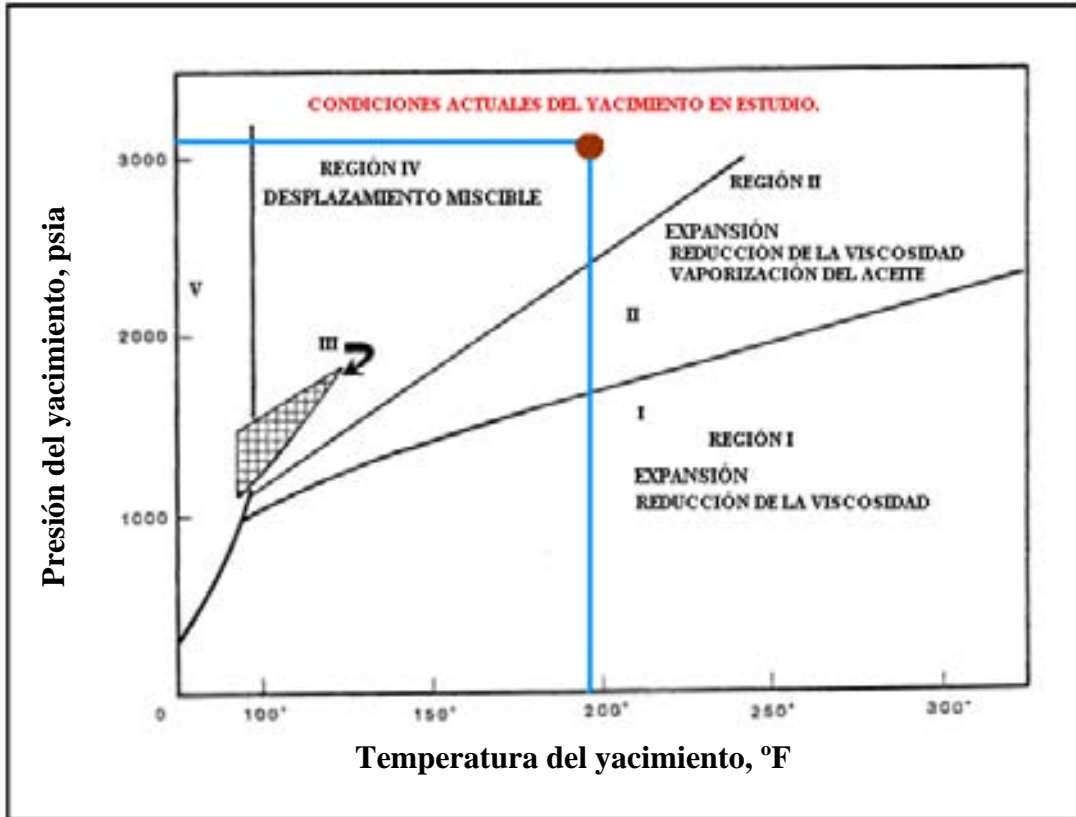


Figura 5.2. Inyección de CO₂ de manera miscible en el yacimiento tres de la formación Encanto. (Mark A. Klins., *Carbon dioxide flooding*, pag. 69)

A continuación en el presente capítulo se llevará a cabo el desarrollo necesario para verificar si el desplazamiento de tipo miscible es el ideal o se puede realizar para el yacimiento en estudio. Un parámetro muy importante que hay que determinar es la presión de inyección u operación con la que se va a inyectar el CO₂ debido a que este parámetro es el indicador para determinar si el proceso de desplazamiento es de tipo miscible o inmisible.

5.3.1 Cálculo de la presión de inyección u operación para el yacimiento en estudio.

Para poder calcular la presión de inyección óptima de un proceso de inyección de CO₂ se deben tomar en cuenta otras presiones entre las cuales se encuentran; la presión del yacimiento, la presión máxima que puede alcanzar el yacimiento cuando se está inyectando un fluido a una presión constante, la presión de fractura y cuando se quiere realizar un proceso de desplazamiento miscible se debe de considerar la presión mínima de miscibilidad (PMM). Además otros parámetros deben ser considerados como lo son; la temperatura y la profundidad.

A continuación se calculará cual es la presión máxima que puede alcanzar el yacimiento en estudio y posteriormente se analizará si es la presión suficiente para que haya miscibilidad por primer contacto con la inyección del gas. Con la ecuación 3.12 del capítulo 3, la presión máxima que puede alcanzar el yacimiento es:

$$P_{\max} = (0.6 * 9248.68) - 300 = 5249.21 \text{ psia} \quad (5.1)$$

Por lo tanto un primer margen o intervalo de donde se puede elegir a la presión de inyección del gas es “3282>P_{iny}<5249.21”. Para poder manejar este intervalo de presiones se debe tomar en cuenta la presión de fractura del yacimiento, ésta puede ser un límite si es menor a 5249.21 psia y si es mayor no hay problema alguno. Otro factor importante que también podría ser un límite en el intervalo propuesto para que el proceso sea de forma miscible es la presión mínima de miscibilidad (PMM), se debe tener un margen o intervalo de presiones que sean mayores a la presión mínima de miscibilidad pero menores a la presión de fractura. Este margen de presiones se puede obtener graficando la presión mínima de miscibilidad y la presión de fractura contra la profundidad.

La variación de la presión mínima de miscibilidad con respecto a la temperatura es de un comportamiento lineal y puede ser razonablemente representado por la ecuación (5.2).

$$PMM = P_o + \gamma T \quad (5.2)$$

Los valores de P_o y γ son parámetros que dependen de la composición del aceite y una muy buena estimación de estos parámetros pueden ser obtenidos de un artículo reciente por Holm y Josendal³¹ que se mostró en el capítulo tres. Un resumen de la aportación de estos autores se muestra en la **tabla 5.3**. Por otro lado T es la temperatura del yacimiento que puede ser representada por un gradiente geotérmico como se muestra en la ecuación 5.3.

$$T = T_s + Gd \quad (5.3)$$

Donde T_s es la temperatura promedio a condiciones de superficie, °F, G es el gradiente geotérmico y d es la profundidad, ft.

Tabla 5.3. Parámetros para calcular la presión mínima de miscibilidad influenciada por la composición del aceite y calculada por la correlación de Holm y Josendal.

Relación de Holm y Josendal $\left[\frac{(C_5 \text{ to } C_{30})}{C_{5+}} \right]$ % Wt	Densidad del aceite ° API	Parámetros para usar en la ecuación 5.2	
		P_o psi	γ psi/°F
0.95	50	-34	12.3
0.85	44	-113	13.6
0.79	40	-384	17.3
0.74	36	-554	19.8
0.68	32	-764	22.8
0.62	28	-1298	30.6
0.52	22	-1780	37.5

Para obtener la presión de fractura, se puede sustituir los valores correspondientes en la ecuación 5.4.

$$P_f = g_f d \quad (5.4)$$

Donde; d es la profundidad en ft y g_f es el gradiente de fractura en psi/ft. Un artículo reciente por J.C. y W.R. Matthews uso correlaciones diferentes para el cálculo del gradiente de fractura basándose principalmente en la edad de la roca y de esta manera obtener los gradientes de fractura de diferentes partes del mundo. Los resultados que obtuvieron estos investigadores se muestran en la **figura 5.5**.

Por lo tanto para el aceite crudo del yacimiento tres de la formación Encanto perteneciente a la edad geológica del mioceno tardío con una densidad de 39.1 °API y los siguientes valores;

- $T_s = 60$ °F
- $G = 0.01447$ °F/ft
- $P_o = -384$ psi
- $\gamma = 17.3$ psi/°F
- $d = 2819$ m

se obtiene la **tabla 5.4** con apoyo de la **figura 5.5** utilizando la curva 1.

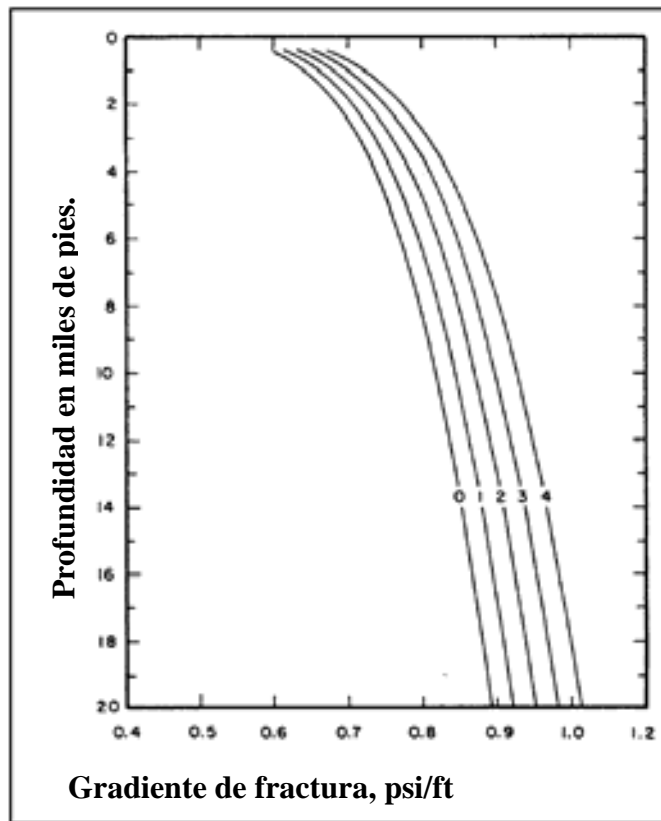


Figura 5.5. Gradiente de fractura (J.C. y W.R. Matthews). Edad geológica de la roca: 0 para la más reciente (Plioceno); 1 para el Mioceno; 3 para el Cretácico (Jurásico); y 4 para el Permian (el más viejo).

Tabla 5.4. Valores de la presión mínima de miscibilidad, PMM y la presión de fractura para una determinada profundidad para el yacimiento en estudio.

PROFUNDIDAD m	PROFUNDIDAD ft	TEMPERATURA ° F	GRADIENTE DE FRACTURA PSI	PMM PSI	PRESIÓN DE FRACTURA PSI
3658	12000	233.63	0.86	3657.785	10320
3048	10000	204.69	0.84	3157.154	8400
2819	9249	193.82	0.83	2969.089	7676
2438	8000	175.75	0.82	2656.523	6560
1829	6000	146.81	0.79	2155.893	4740
1219	4000	117.88	0.75	1655.262	3000
610	2000	88.94	0.7	1154.631	1400
305	1000	74.47	0.66	904.315	660

Sí se grafican los valores de la **tabla 5.4**, se observa mejor cómo la presión mínima de miscibilidad y la presión de fractura incrementan con la profundidad, esta gráfica se muestra en la **figura 5.6**.

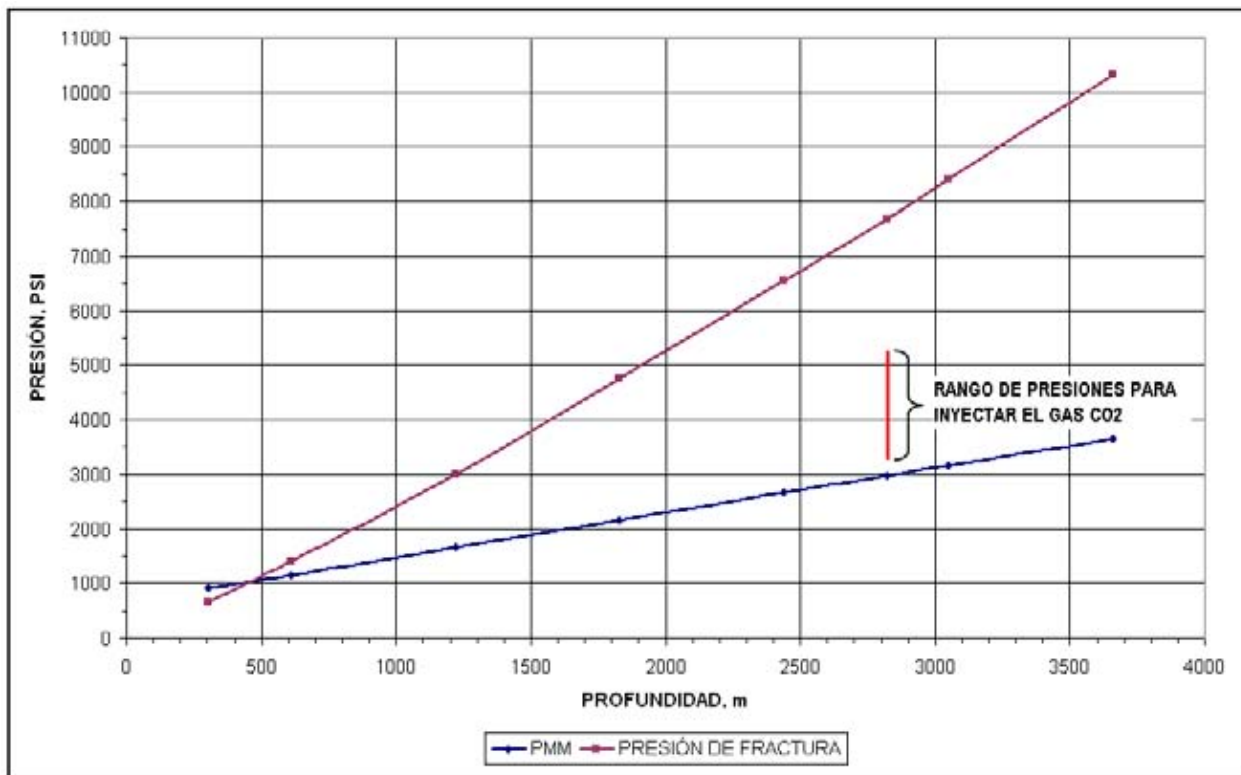


Figura 5.6. Incremento de la presión mínima de miscibilidad (PMM) y presión de fractura con respecto a la profundidad, para un yacimiento perteneciente al mioceno tardío con $T_s = 60$ °F, $G = 0.01447$ °F/ft y una densidad del aceite de 39.1 °API.

Sí se analiza la **figura 5.6** ó la **tabla 5.4** a una profundidad de interés de 2819 m se tiene una presión mínima de miscibilidad de 2919.089 psi y una presión de fractura de 7676 psi. Estos dos valores obtenidos son muy importantes por que quieren decir que los rangos de presiones con las

que se puede inyectar el gas CO₂ de manera miscible al yacimiento tres de la formación Encanto sin ningún problema es de;

$$3282 < P_{\text{inyección}} > 5249.21$$

Otro valor de la presión mínima de miscibilidad para compararlo con el obtenido anteriormente con la ecuación 5.2 se obtiene sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación de Cronquist⁴¹ (ecuación 3.17 del capítulo 3), este valor es:

$$PMM = 15.988(363.05)^{0.744206 + 0.0011038(122.467) + 0.0015279(0.4028)}$$

$$PMM = 2861.3 \text{ psia}$$

Como se puede notar, son valores muy cercanos, sólo hay una diferencia de 57.789 psia. El valor de la presión mínima de miscibilidad verdadera va a ser la que se obtenga experimentalmente en pruebas de desplazamiento “Slim tube”. Mientras con los dos valores obtenidos anteriormente de la presión mínima de miscibilidad debido a que estos están por debajo de la presión del yacimiento (3282 psia), podemos concluir que en el proceso de desplazamiento por inyección de CO₂ en el yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México será de forma miscible, confirmando de esta manera el pronóstico que proporcionó la **figura 5.2**

El siguiente paso es analizar cuál es la presión de miscibilidad al primer contacto y si esta presión se encuentra entre el intervalo de presiones de inyección ya mencionado y habrá que estudiar o analizar su factibilidad para trabajar con ésta. Si es posible trabajar con esta presión será excelente porque se tendrá un alta recuperación de hidrocarburos y en el yacimiento en todo momento del proceso de inyección de CO₂ habrá una sola fase (líquido). Para llevar a cabo este análisis se graficó la presión contra la fracción mol de CO₂ en la mezcla de “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio, esta gráfica se muestra en la **figura 5.7** que se obtuvo del simulador.

Analizando la **figura 5.7** se puede ver que para tener una miscibilidad al primer contacto, la presión que se debe tener en el yacimiento es de aproximadamente **4500 psia**. En primera instancia se podría decir que si se puede trabajar con esta presión debido a que se encuentra en el intervalo de presiones de operación, pero hay que hacer un análisis para verificar su factibilidad.

En la industria del comercio se puede comprar un compresor que trabaje con una presión de descarga de 4500 psia a una temperatura de 89.9 °C. Trabajar bajo estas condiciones de presión y temperatura la densidad del CO₂ se incrementa aproximadamente de 0.18 a 0.7 gr/cm³, la tubería con la que se podría trabajar sería de 0.2557 pies de diámetro interior, a una profundidad de 2819 m la capacidad de la tubería es de 474.8366 ft³, por lo tanto basándose en la ley de los gases reales, el volumen que se requiere de CO₂ a condiciones estándar para poder mantener constante una presión de 4500 psia dentro de la tubería es de 177,397.134 ft³ que es alrededor de 212,3039.26 moles de CO₂.

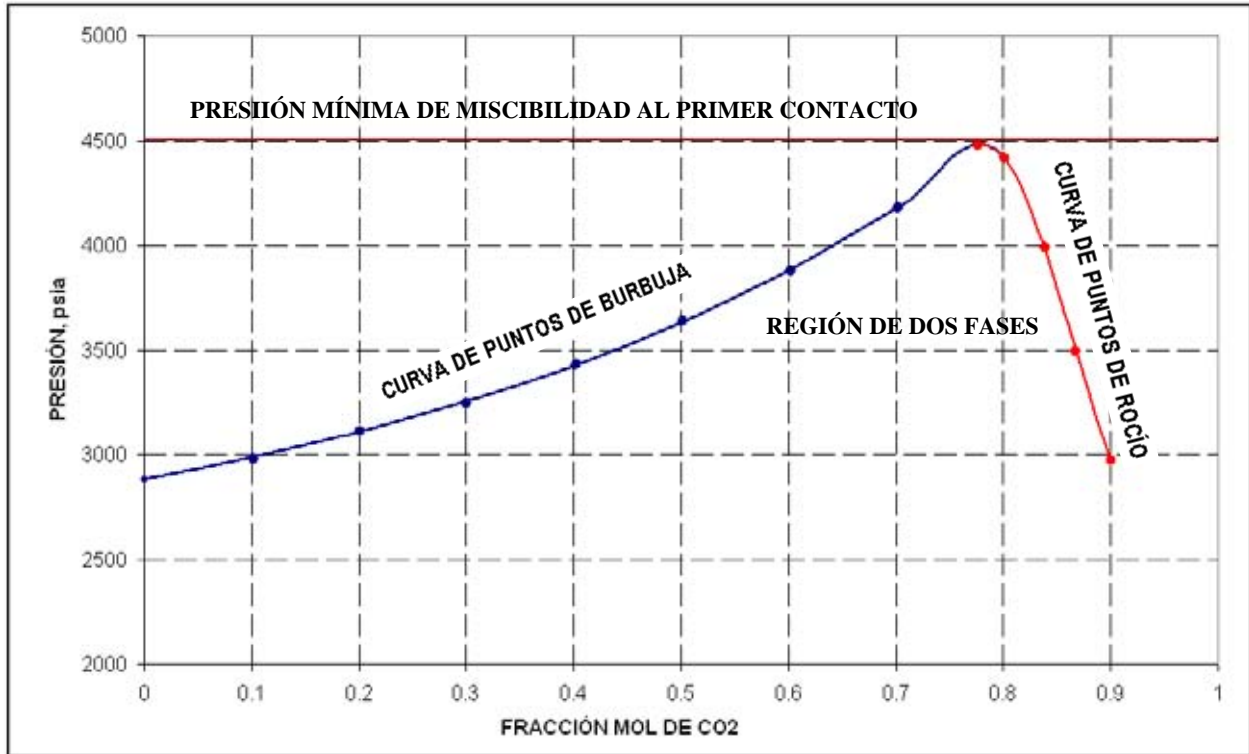


Figura 5.7. Diagrama de presión contra fracción mol de CO₂ en la mezcla de “aceite-CO₂” del yacimiento tres de la zona sur de México a una temperatura de 89.9 °C.

Con los resultados obtenidos se puede concluir que a 4500 psia es una presión muy alta, el volumen que se requiere de CO₂ para mantener constante la presión de inyección es muy grande y aumentar o inflar el yacimiento de 3282 a 4500 psia aún es más difícil requiriendo tener cerrado el yacimiento un cierto periodo de tiempo, además el inyectar el CO₂ en grandes concentraciones al aceite del yacimiento en estudio de acuerdo a la teoría, aumentaría la probabilidad de precipitación de asfaltenos.

Finalmente para poder establecer la presión de inyección ideal, se consideró que la máxima fracción mol de CO₂ en el aceite del yacimiento en estudio debe estar aproximadamente en un intervalo de 0.6 para evitar la mayor probabilidad de precipitación de asfaltenos. Por lo tanto se eligió un valor de 0.5. Analizando nuevamente la **figura 5.7** se observa que para una presión en el yacimiento de 3628 psia, el seguir agregando más cantidad de CO₂ después de que la fracción mol de CO₂ en el aceite ya es de 0.5 se entraría a una región de dos fases, de seguir inyectando más gas, habría que analizar si hay miscibilidad por contacto múltiple a esta presión. Un diagrama ternario ayudaría a confirmar si el proceso es de tipo miscible por múltiple contacto. Si la composición original del aceite del yacimiento cae a la derecha de la línea tangente al punto crítico del diagrama ternario, la miscibilidad por múltiple contacto del CO₂ con el aceite en la región de dos fases será por vaporización de hidrocarburos intermedios (C₂-C₆). En cambio si la composición del aceite se encuentra a la izquierda de la línea crítica, la miscibilidad será por condensación de la fase enriquecida por CO₂ en el aceite.

Después de tener el fluido del yacimiento en estudio caracterizado por medio de una ecuación de estado (EDE-PR), se realizará el diagrama ternario considerando una presión de inyección de 3628 psia y a temperatura del yacimiento (89.9 °C) en el simulador. El diagrama ternario se muestra en la **figura 5.8**.

Donde:

$$\text{GRP1} = \text{C1- CO}_2$$

$$\text{GRP2} + \text{C3} + \text{GRP4} + \text{GRP5} = \text{C2} - 6$$

$$\text{GRP6} + \text{GRP7} = \text{C7+}$$

La **figura 5.8** confirma que al seguir inyectando más cantidad de CO₂ puro a una presión de 3628 psia y se tenga una fracción mol mayor a 0.5 en la mezcla del aceite del yacimiento tres se va a empezar a formar una región de dos fases, las cuáles serán inmiscibles. También del análisis de la **figura 5.8** se puede concluir que para continuar con la miscibilidad a una presión de 3628 psia y una temperatura de 89.9 °C se tiene que mezclar el CO₂ con gases licuables. Para el presente trabajo se considerará el término del periodo de inyección cuando el aceite del yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México contenga una fracción mol de CO₂ de 0.5. Por lo que la presión de inyección obtenida y que se va a utilizar para el desarrollo del presente capítulo va a ser de **3628 psia**.

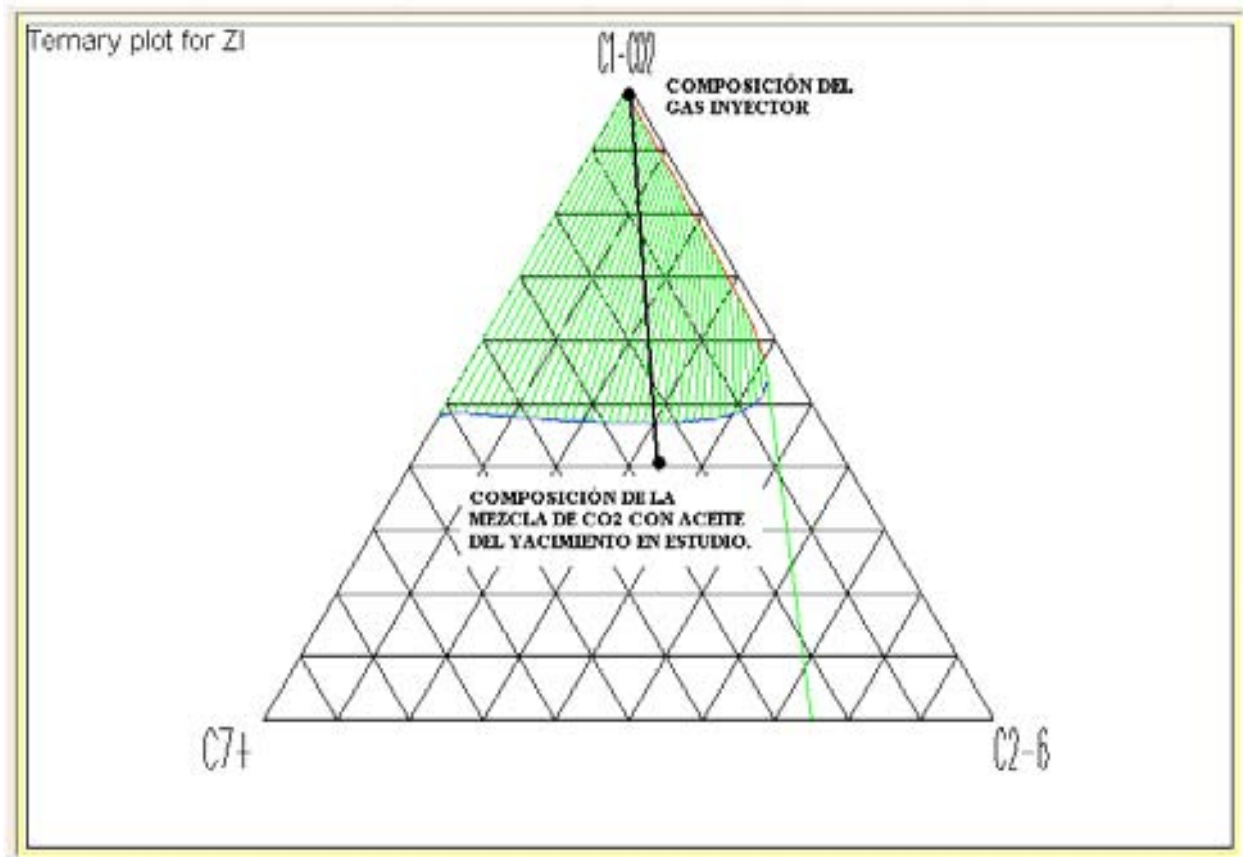


Figura 5.8. Diagrama ternario de 50% mol de CO₂ en la mezcla del aceite del yacimiento en estudio a una presión de 3628 psia y una temperatura de 89.9 °C

En el simulador comercial se llevó a cabo una prueba de miscibilidad por contacto múltiple y la presión que dio como resultado para que se diera esta miscibilidad por condensación en la región de dos fases fue de 3912.2789 psia. Para esta presión se tendría en la mezcla CO₂ – aceite una fracción mol de 0.5875 de CO₂ lo que implicaría grandes posibilidades de precipitación de asfaltenos. Por tal motivo no se maneja esta presión. Esta prueba de miscibilidad por contacto múltiple se muestra en el **APÉNDICE B**.

5.3.2 Simulación de pruebas especiales en un simulador comercial.

En el desarrollo de los experimentos de este capítulo, sólo se simularán en el software comercial sin comparación ni ajuste alguno debido a que no hay datos reales de laboratorio que sirvan de apoyo para validar los datos. Por lo anterior se deberá tener toda la precaución, experiencia y conocimiento para el manejo de los resultados, los cuales son presentados en el **APÉNDICE B**.

5.3.2.1 Prueba de expansión.

Cuando se inyecta el gas CO₂ a un yacimiento de aceite bajo saturado, el gas puede disolverse dentro del aceite, trayendo como consecuencia un efecto de expansión, es decir, el volumen del aceite crece lo cual resulta en cambios de la presión de saturación como función del gas inyectado. Este experimento concluye hasta que la presión de saturación sea igual a la presión de inyección.

La presión del yacimiento en estudio aproximadamente es de 3282 psia. La presión de inyección que se utiliza para simular este experimento es la que se obtuvo anteriormente (3628 psia).

Con la inyección de CO₂ al yacimiento, como ya se ha mencionado la presión de saturación cambia es decir, aumenta conforme se agrega la cantidad de CO₂. Este efecto se puede apreciar en la **figura 5.7**, pero para una mejor visualización de este concepto se puede analizar en la **figura 5.9**.

Como se puede observar en la **figura 5.9**, para alcanzar una presión de saturación igual a la presión de inyección planteada, se tiene que agregar una fracción mol de CO₂ de 0.5. Lo anterior quiere decir que una vez alcanzando esta fracción de CO₂ en el aceite saturado y al seguir inyectando el CO₂ a una presión de 3628 psia, el CO₂ ya no puede disolverse más en el aceite y debido a que no hay miscibilidad por primer contacto se empezarán a formar dos fases (vapor y líquido).

El siguiente paso en el experimento simulado sería saber cuál es el factor de expansión, es decir saber qué tanto se hinchó el aceite del yacimiento al tener una fracción mol de 0.5 de CO₂ en la mezcla. Este factor de expansión lo podemos calcular en la **figura 5.10**. Por lo tanto a la presión de saturación de 3628 psia que es cuando se pretende parar el proceso de inyección de CO₂ le va a corresponder un factor de expansión de **1.46**. Es decir que el volumen del aceite original del yacimiento se va a incrementar un **46%** aproximadamente.

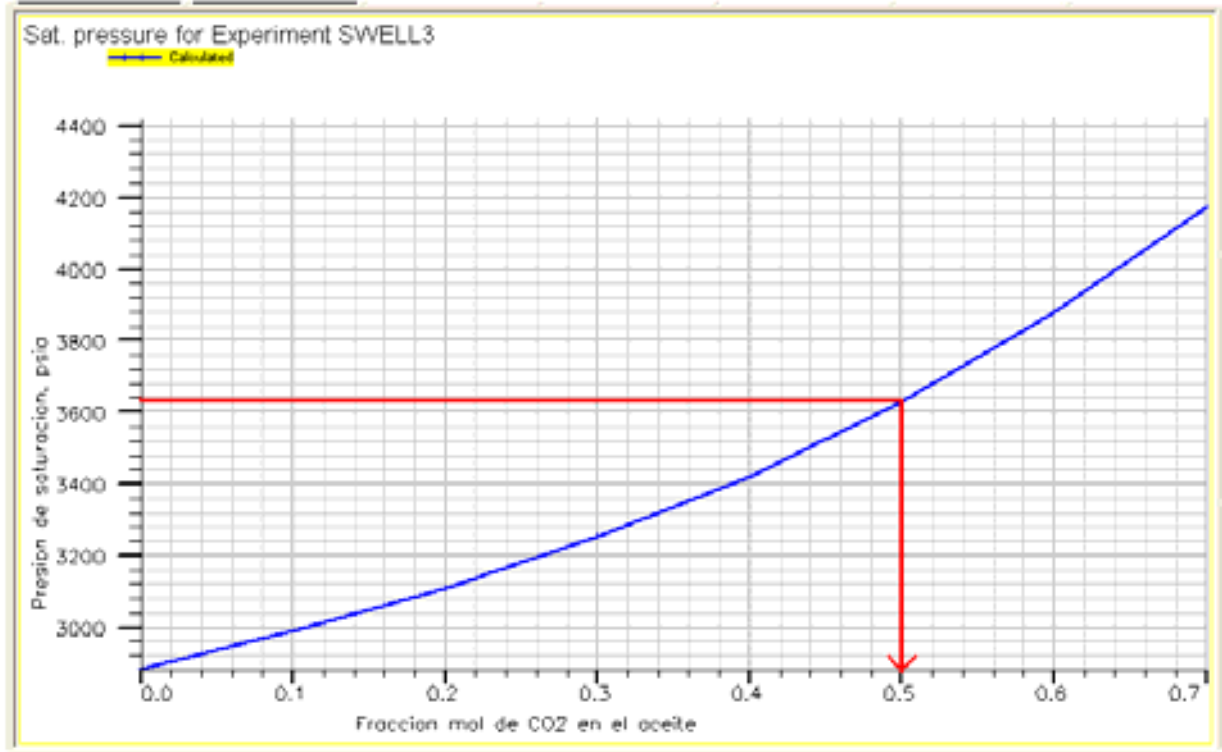


Figura 5.9. Variación de la presión de saturación con respecto a la inyección de fracción mol de CO₂.

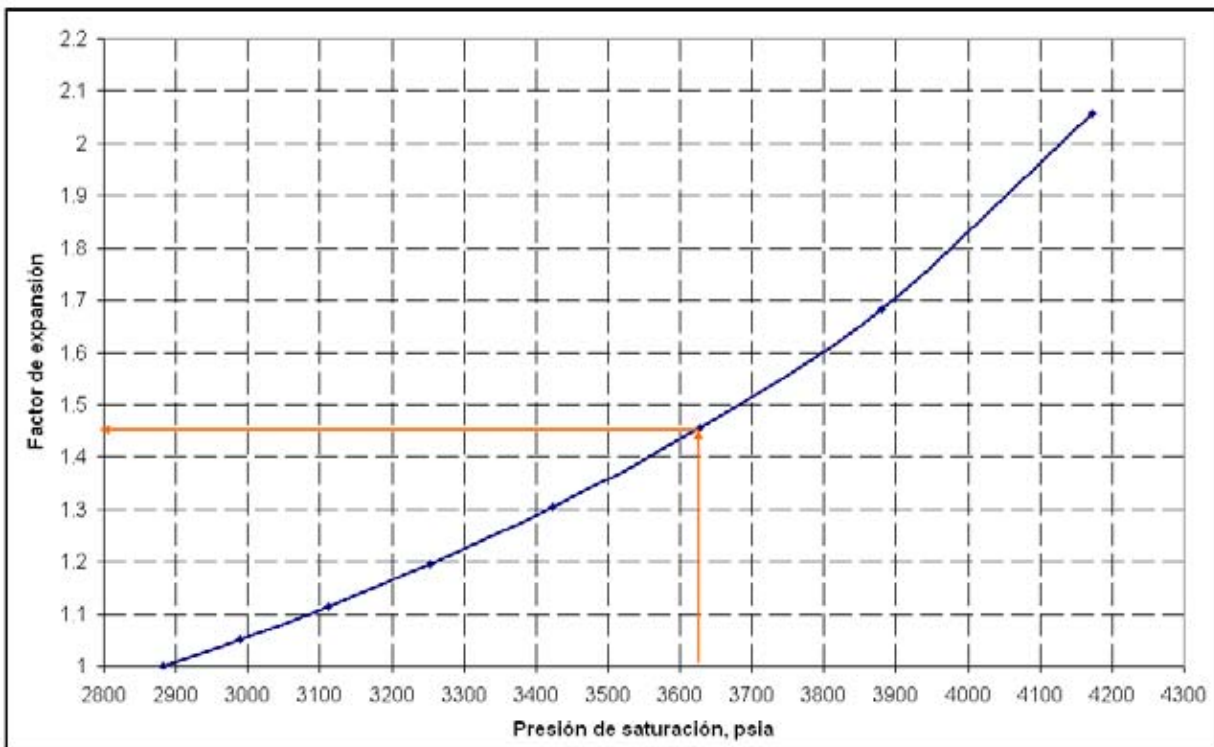


Figura 5.10. Factor de expansión contra presión de saturación del yacimiento en estudio.

El que se expanda el aceite conforme se va agregando moles de CO₂ es de esperarse que la densidad del aceite incremente y que su viscosidad disminuya. Cuantitativamente podemos observar en las **figuras 5.11 y 5.12** el aumento de la densidad y la disminución de la viscosidad del aceite cuando se tiene en la mezcla “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio una fracción mol de CO₂ de 0.5 a condiciones de 3628 psia y 89.9 °C.

De la **figura 5.11**, podemos analizar que la densidad incrementa debido a la gran solubilidad del CO₂ en el aceite ligero y que la densidad del CO₂ al incrementar la presión y temperatura aumenta su valor significativamente. Hay que recordar del capítulo tres que si se tratara de un aceite pesado la densidad disminuiría, el efecto es contrario, pues la solubilidad del CO₂ en este tipo de aceites es muy pequeña y son otros efectos los que se producen. El valor de la densidad incrementó la presión del yacimiento hasta la nueva presión de saturación de 0.636 gr/cc a 0.664 gr/cc.

De la **figura 5.12**, se puede decir que debido a la solubilidad del CO₂ en el aceite del yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México, la viscosidad disminuyó de 0.22 a 0.1320 cp, para cuando se tenga 0.5 mol de CO₂ en el aceite saturado, a una presión de 3628 psia y una temperatura de 89.9 °C.

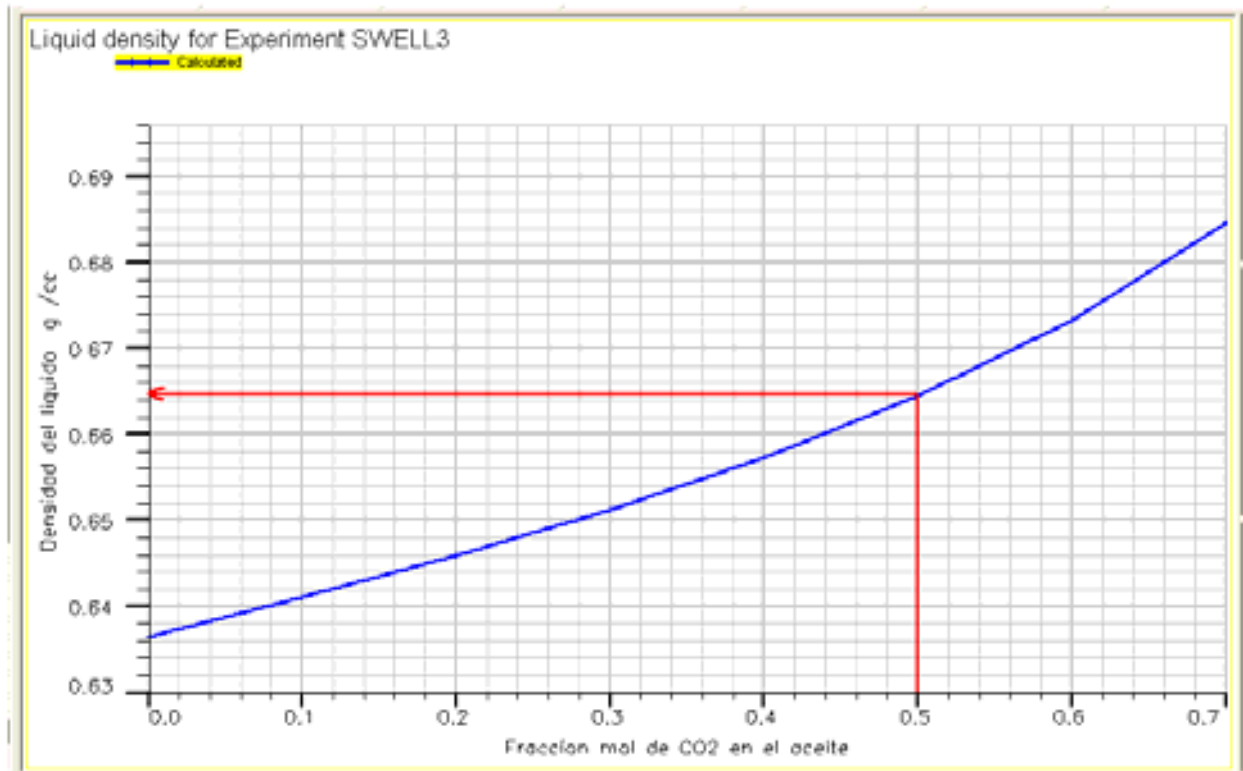


Figura 5.11. Aumento de la densidad debido al incremento de la presión y a la solubilidad del CO₂ en el aceite del yacimiento tres de la formación Encanto en el punto de saturación.

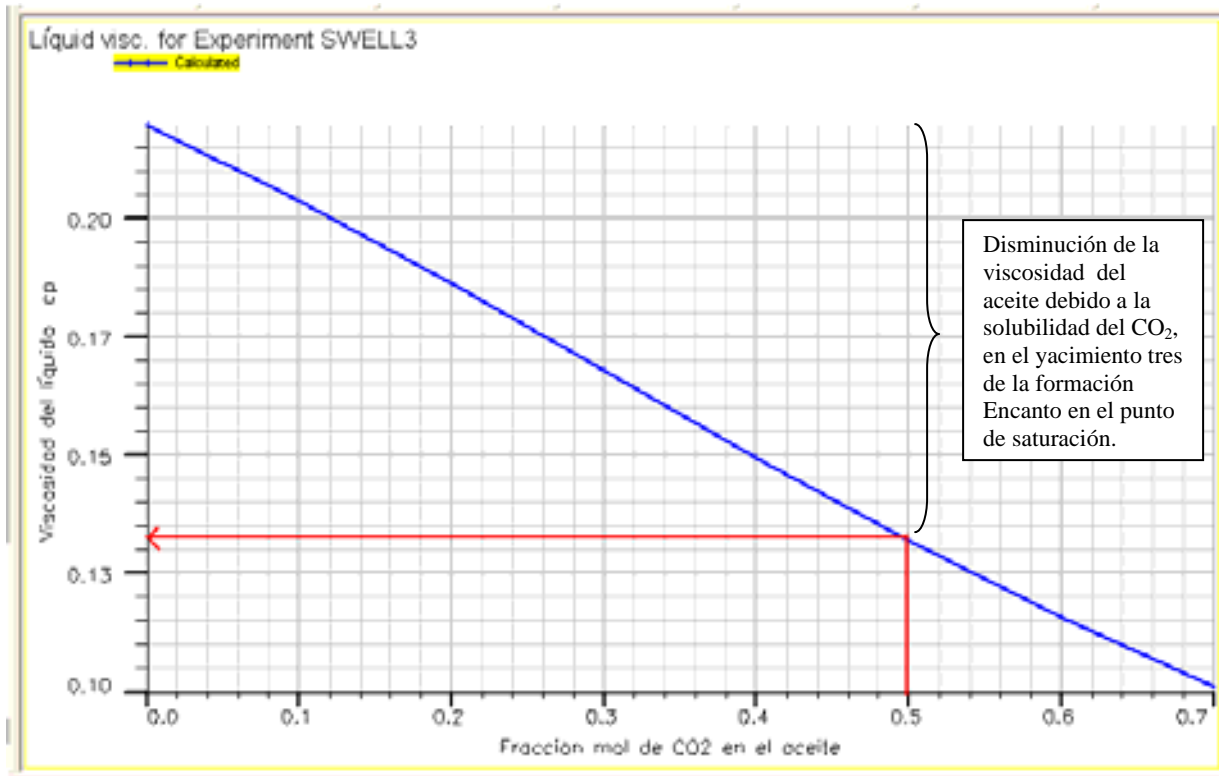


Figura 5.12. Disminución de la viscosidad del aceite debido a la solubilidad del CO₂.

5.3.2.2 Prueba de vaporización.

Esta prueba sólo se simuló para verificar lo que se concluyó del diagrama ternario de la **figura 5.8** de que cuando se tienen dos fases a una presión de inyección de 3628 psia estas son inmiscibles.

Se considera para simular esta prueba la presión de inyección de 3628 psia pero con una concentración de fracción mol acumulado de uno en adelante que es cuando se presentan dos fases. Con la **figura 5.13** se puede observar que con la agregación de moles acumulados de CO₂, en la región de dos gases hay una pequeña disminución de la fase líquida debido a una vaporización muy pobre de hidrocarburos, posteriormente hay un incremento en el volumen del líquido debido a la condensación de componentes de la fase vapor en el líquido. Para saber que componentes son los que se vaporan y se condensan es necesario hacer un análisis más a detalle.

Para entrar en detalle y saber qué componentes de la mezcla CO₂-aceite del yacimiento en estudio se vaporizaron y posteriormente se condensaron, hay que analizar cuales eran las propiedades de la fracción líquida a las condiciones iniciales de presión y temperatura cuando comienza la región de dos fases. La composición de la fase líquida se muestra en la **tabla 5.5**.

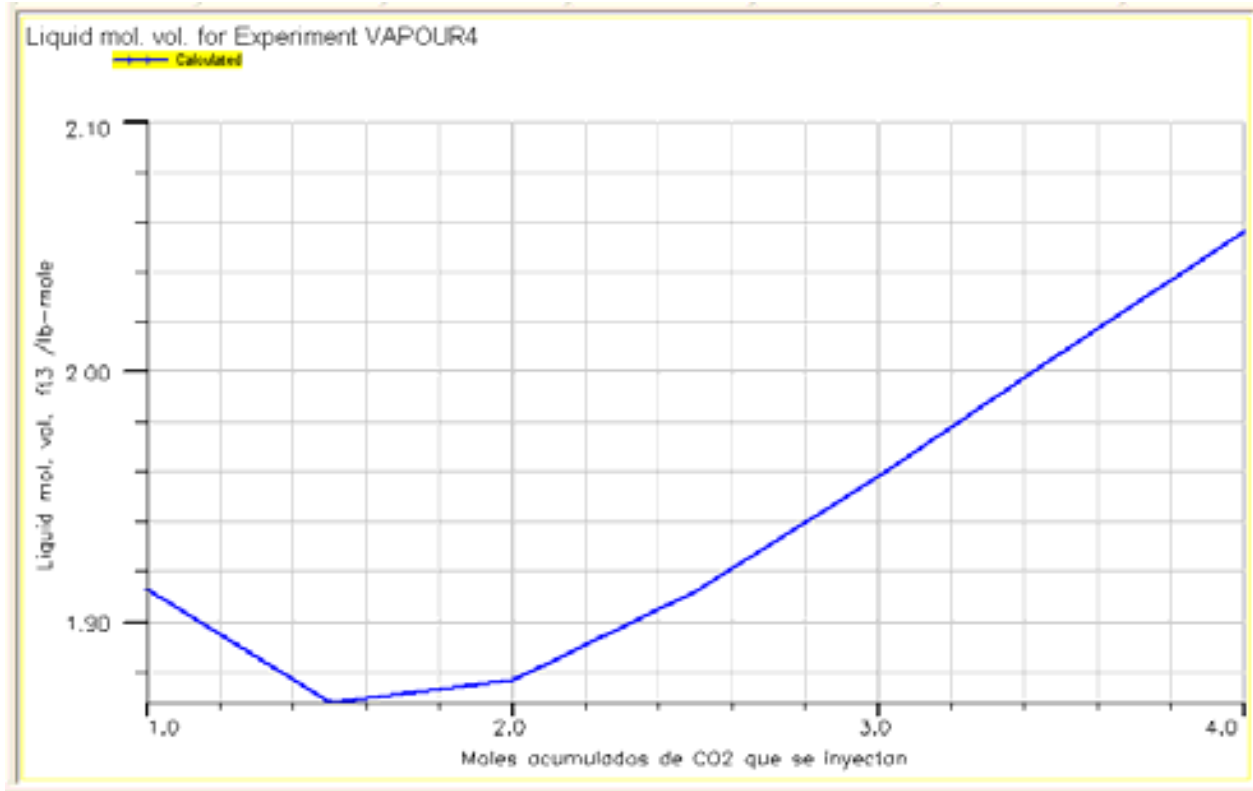


Figura 5.13. Disminución e incremento del volumen molar del aceite debido a la vaporización y condensación de los hidrocarburos ligeros e intermedios por inyección de moles acumulados de gas CO₂ en el yacimiento tres.

Tabla 5.5. Fracción mol de líquido de cada componente del aceite a una presión de saturación de 3628 psia y una temperatura de 89.9°C.

COMPONENTE	FRACCIÓN MOL LÍQUIDO X _j
N2	0.0039
CO2	0.501
C1	0.1976
C2	0.0506
C3	0.0389
IC4	0.0118
NC4	0.0225
IC5	0.0117
NC5	0.007
C6	0.0103
C7	0.0164
C8	0.0138
C9	0.0147
C10	0.0131
C11	0.0104
C12+	0.0763
TOTAL	1.0000

A continuación en la **tabla 5.6** se puede observar qué componentes principalmente conformarían la fase vapor y líquido cuando se han agregado 1.5 y 3 moles de CO₂ para que de esta manera el lector pueda observar con más claridad el por que cuando hay dos fases son totalmente inmiscibles.

Tabla 5.6. Fracción mol de líquido y vapor de cada componente de la mezcla CO₂-aceite del yacimiento en estudio en la región de dos fases a una presión de inyección de 3628 psia y una temperatura de 89.9°C.

FRACCIÓN MOL ACUMULADA	1.5 MOLES DE CO ₂ INYECTADOS		3 MOLES DE CO ₂ INYECTADOS	
	FRACCIÓN MOL VAPOR Y _j	FRACCIÓN MOL LÍQUIDO X _j	FRACCIÓN MOL VAPOR Y _j	FRACCIÓN MOL LÍQUIDO X _j
COMPONENTE				
N ₂	0.0035	0.0024	0.0012	0.0007
CO ₂	0.6904	0.6024	0.8576	0.7072
C ₁	0.1629	0.1329	0.0612	0.0489
C ₂	0.0367	0.0371	0.016	0.0169
C ₃	0.0262	0.0298	0.0124	0.0151
IC ₄	0.0075	0.0093	0.0037	0.0052
NC ₄	0.0138	0.018	0.0071	0.0104
IC ₅	0.0068	0.0096	0.0037	0.0059
NC ₅	0.004	0.0058	0.0022	0.0037
C ₆	0.0054	0.0088	0.0032	0.0062
C ₇	0.008	0.0145	0.005	0.0111
C ₈	0.0061	0.0123	0.0041	0.0101
C ₉	0.0062	0.0135	0.0043	0.0118
C ₁₀	0.0052	0.0121	0.0037	0.0113
C ₁₁	0.0039	0.0099	0.0029	0.0097
C ₁₂₊	0.0134	0.0816	0.0117	0.1258
TOTAL	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

Si comparamos las fracciones mol de líquido de las **tablas 5.5 y 5.6** se puede confirmar que hay una disminución en la fracción mol de los componentes ligeros (N₂, C₁) e intermedios (C₂-C₆) y un aumento en la fracción mol de CO₂ y fracción plus (C₁₂₊). Por otro lado sí analizamos las fracciones mol de vapor de la **tabla 5.6** se puede comentar que a una mayor cantidad de inyección de moles de CO₂ va ocupando una mayor concentración en la fase vapor disminuyendo la fracción mol de los otros componentes.

Del análisis de las **tablas 5.5 y 5.6** mencionado en el párrafo anterior se puede concluir que cuando se forman las dos fases (líquido y vapor), la fase vapor esta constituida principalmente por el gas CO₂ con una cantidad pequeña de hidrocarburos ligeros e intermedios y esta fase ya no puede ser miscible con el líquido por que el aceite permanente en esta fase es de hidrocarburos pesados y estos a su vez ya no son miscibles con el CO₂, en otras palabras la fase gas se debe al incremento de CO₂, al gas disuelto que se esta liberando de la mezcla CO₂-aceite y a que los componentes de hidrocarburos pesados ya no son capaces de disolver gran cantidad de gas a las condiciones de operación planteadas, formándose de esta manera dos fases inmiscibles. Se recomienda que para la extracción de estos hidrocarburos pesados, es necesario inyectar un gas enriquecido con hidrocarburos licuables. Cabe resaltar que cuando se lleguen a las condiciones anteriormente mencionadas de dos fases ya se recuperó un gran porcentaje del aceite original del

yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México debido a que la expansión es muy grande.

En las **figuras 5.14 y 5.15**, se entiende mejor lo que se ha explicado anteriormente, dejando ver más claro al lector cómo se comportan los componentes de la mezcla CO₂-aceite en cada una de las fases de acuerdo a los moles inyectados de gas, sus datos de las gráficas mostradas en ambas figuras se muestran en el **APENDICE B** en la prueba de vaporización.

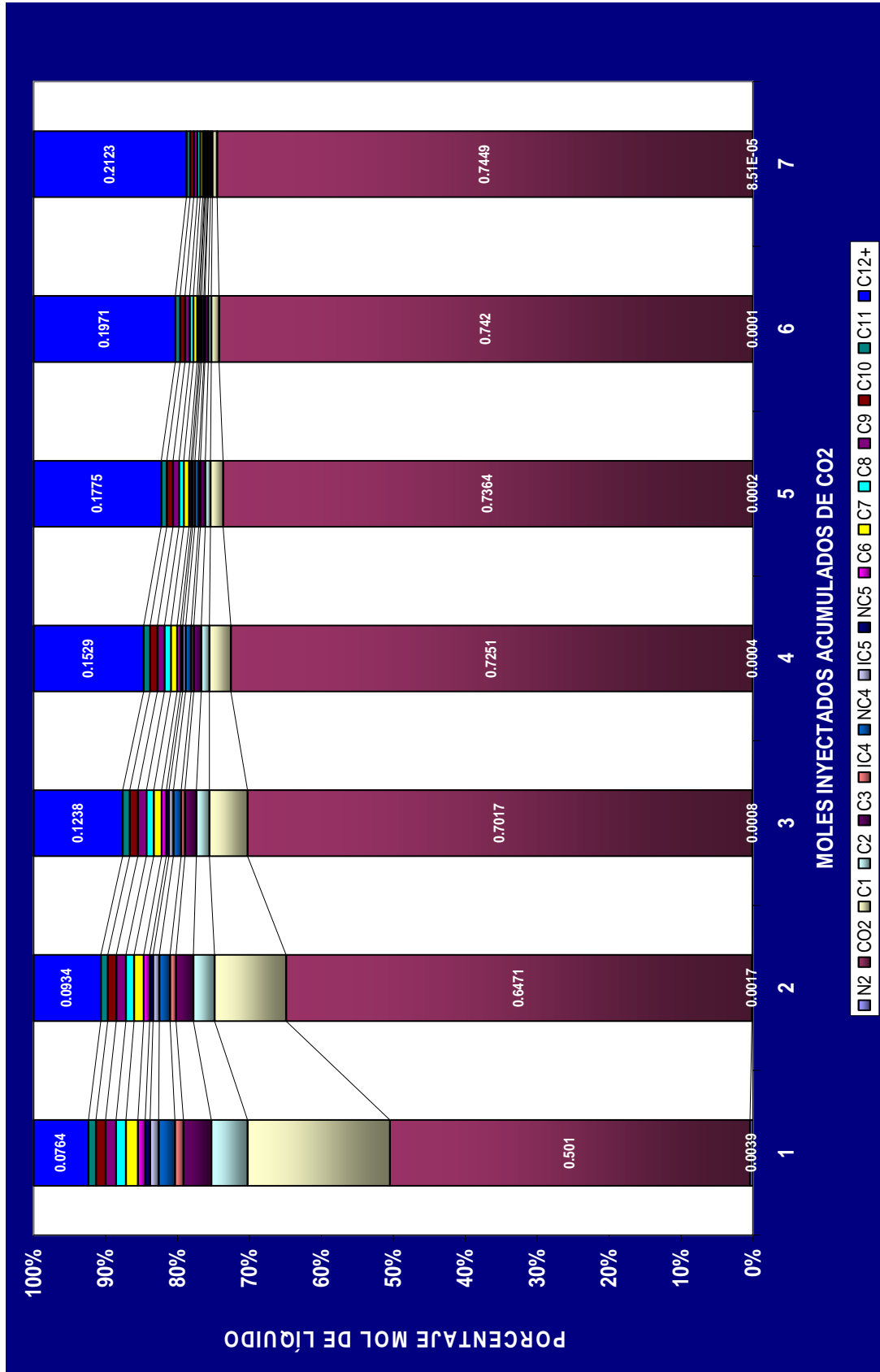


Figura 5.14. Composición de la fase líquida debido a los moles inyectados acumulados de CO₂ al aceite del yacimiento tres, a una presión de inyección de 3628 psia y una temperatura de 89.9 °C.

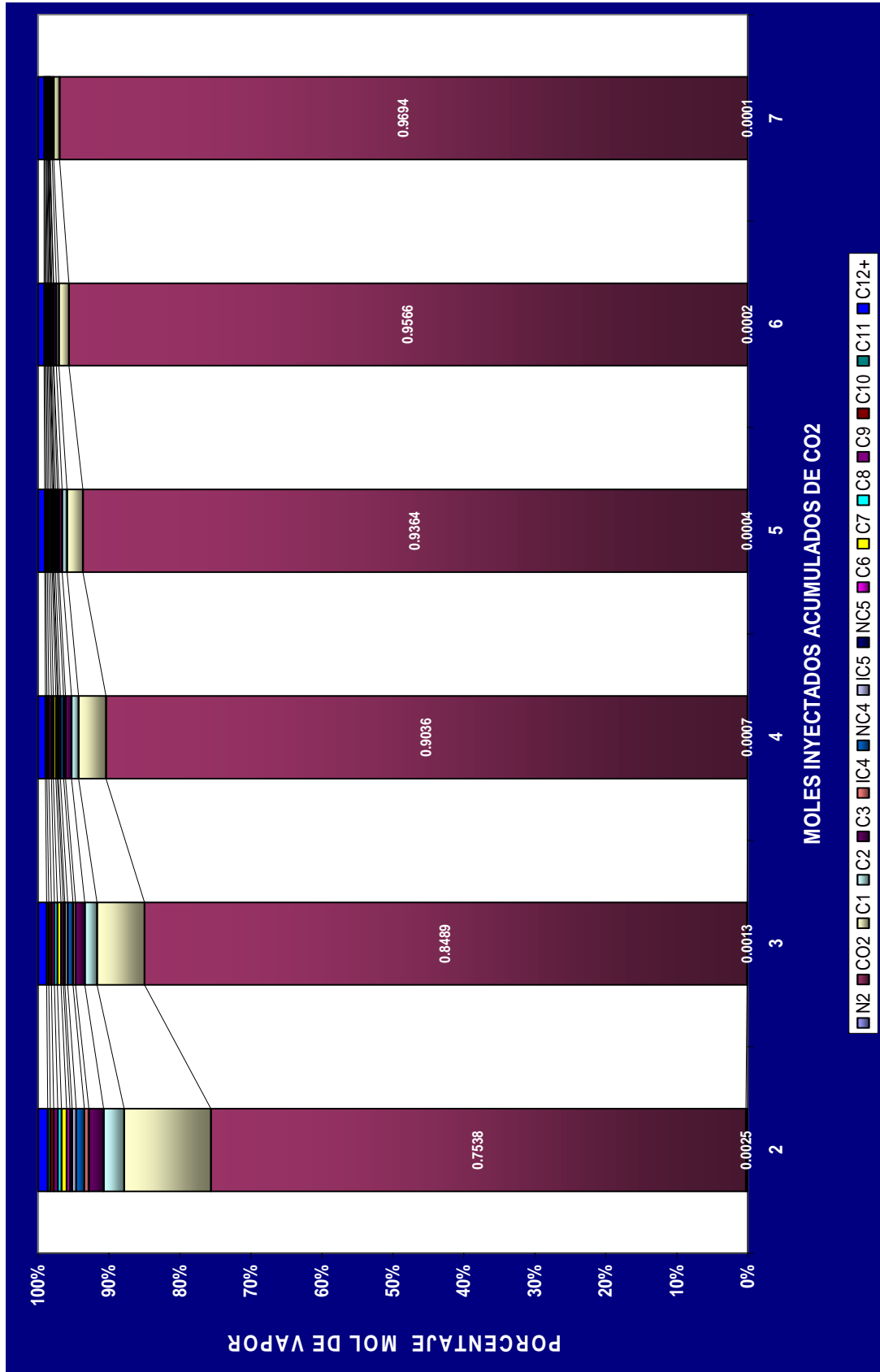


Figura 5.15. Composición de la fase vapor debido a los moles inyectados acumulados de CO₂ al aceite del yacimiento tres, a una presión de inyección de 3628 psia y una temperatura de 89.9 °C.

5.4 NUEVA COMPOSICIÓN Y CARACTERIZACIÓN DEL ACEITE SATURADO CON CO₂ DEL YACIMIENTO EN ESTUDIO.

Como bien se sabe, durante el proceso de inyección de CO₂ se opera con dos fluidos diferentes, el fluido que se inyecta y el fluido original que actualmente se encuentra en el yacimiento. También como característica fundamental de un proceso de Recuperación Mejorada es que el fluido que se inyecta normalmente altera la composición del fluido original del yacimiento mezclándose entre sí y dando como resultado una nueva composición del fluido. Este nuevo fluido hay que caracterizarlo y ajustarlo a una EDE.

Siguiendo con nuestro objetivo de recharacterizar a los hidrocarburos del yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México, pero ahora con presencia de CO₂, se va a analizar el comportamiento de la mezcla resultante que se obtenga entre el fluido original y el gas a inyectar por medio de una ecuación de estado. Esto se simulará en un software comercial.

En la **tabla 4.3** del capítulo 4 se muestra la composición del fluido original del yacimiento en estudio. Esta composición se introdujo en el simulador pero ahora con el gas CO₂, como se muestra en la **figura 5.16**.

Compon	Z1	CO
N2	0.0077	0
CO2	0.0021	1
H2S	0	0
C1	0.3951	0
C2	0.1012	0
C3	0.0778	0
IC4	0.0236	0
NC4	0.0449	0
IC5	0.0233	0
NC5	0.0141	0
Total	1	1

Figura 5.16. Composiciones de los dos fluidos introducidos en el simulador (Z1 es la composición del fluido original de yacimiento y CO es la composición de la muestra de gas a inyectar).

De acuerdo a la teoría, el tener en el yacimiento una composición mol mayor al 60% de bióxido de carbono, hay una grande probabilidad de que haya precipitados, es decir se pueden formar asfaltenos. Por tal razón es un valor límite que se toma en cuenta tanto en el laboratorio como en el simulador.

El siguiente paso es hacer la mezcla de las dos composiciones anteriormente mencionadas en el simulador considerando varias fracciones mol de CO₂ (0.1 – 0.5) en la mezcla “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio, se toma como límite la fracción mol de 0.5 porque es cuando se termina el periodo de inyección. En la **tabla 5.7** se muestra la mezcla del fluido resultante por cada fracción mol de CO₂ en la mezcla.

Tabla 5.7. Composición de diferentes mezclas “CO₂-aceite” de acuerdo a la fracción mol de CO₂.

FRAC. MOL DE CO ₂ EN LA MEZCLA	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5
COMPONENTE	COMPOSICIÓN DE LA MEZCLA FRACCIÓN MOL				
N2	0.00693	0.00616	0.00539	0.00462	0.00385
CO2	0.10189	0.20168	0.30147	0.40126	0.50105
C1	0.35559	0.31608	0.27657	0.23706	0.19755
C2	0.09108	0.08096	0.07084	0.06072	0.0506
C3	0.07002	0.06224	0.05446	0.04668	0.0389
IC4	0.02124	0.01888	0.01652	0.01416	0.0118
NC4	0.04041	0.03592	0.03143	0.02694	0.02245
IC5	0.02097	0.01864	0.01631	0.01398	0.01165
NC5	0.01269	0.01128	0.00987	0.00846	0.00705
C6	0.01854	0.01648	0.01442	0.01236	0.0103
C7	0.02961	0.02632	0.02303	0.01974	0.01645
C8	0.02475	0.0220	0.01925	0.0165	0.01375
C9	0.02646	0.02352	0.02058	0.01764	0.0147
C10	0.02349	0.02088	0.01827	0.01566	0.01305
C11	0.01881	0.01672	0.01463	0.01254	0.01045
C12+	0.13752	0.12224	0.10696	0.09168	0.0764
TOTAL	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000

Para que se pueda apreciar de una manera más clara como el CO₂ afecta las propiedades físicas del aceite, se van a caracterizar las cinco mezclas “CO₂-aceite” presentadas en la **tabla 5.7**, para la caracterización se hará lo mismo que se hizo con la composición original del yacimiento en estudio, se expandirá la fracción pesada por el método de Whitson y se agruparán los componentes por pseudoización, el primer agrupamiento de cada muestra se presenta en la **tabla 5.8**.

Tabla 5.8. Primer sistema de hidrocarburos agrupados para diferentes fracciones mol de CO₂ en la mezcla “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio.

FRAC. MOL DE CO ₂ EN LA MEZCLA	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5
COMPONENTE	COMPOSICIÓN DE LA MEZCLA				
	FRACCIÓN MOL				
N2	0.00693	0.00616	0.00539	0.00462	0.00385
CO2	0.10189	0.20168	0.30147	0.40126	0.50105
C1	0.35559	0.31608	0.27657	0.23706	0.19755
C2	0.09108	0.08096	0.07084	0.06072	0.05060
C3	0.07002	0.06224	0.05446	0.04668	0.03890
IC4	0.02124	0.01888	0.01652	0.01416	0.01180
NC4	0.04041	0.03592	0.03143	0.02694	0.02245
IC5	0.02097	0.01864	0.01631	0.01398	0.01165
NC5	0.01269	0.01128	0.00987	0.00846	0.00705
C6	0.01854	0.01648	0.01442	0.01236	0.01030
C7	0.02961	0.02632	0.02303	0.01974	0.01645
C8	0.02475	0.02200	0.01925	0.01650	0.01375
C9	0.02646	0.02352	0.02058	0.01764	0.01470
C10	0.02349	0.02088	0.01827	0.01566	0.01305
C11	0.01881	0.01672	0.01463	0.01254	0.01045
GRP1	0.02195	0.01951	0.01707	0.01463	0.01219
GRP2	0.03866	0.03437	0.03007	0.02577	0.02148
GRP3	0.03860	0.03431	0.03002	0.02574	0.02145
GRP4	0.02336	0.02076	0.01817	0.01557	0.01298
GRP5	0.01495	0.01329	0.01163	0.00997	0.00831
TOTAL	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000

Con la segunda pseudoización o agrupamiento final con la cual se pretende ajustar la ecuación de estado se hará basándose nuevamente en las temperaturas de ebullición, en la cual se agrupan los componentes y pseudocomponentes con temperaturas de ebullición parecidas. Este agrupamiento final para cada una de las mezclas mostradas en la **tabla 5.7** se muestra en la **tabla 5.9**.

Tabla 5.9. Agrupamiento final del sistema de hidrocarburos para diferentes fracciones mol de CO₂ en la mezcla “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio.

FRAC. MOL DE CO ₂ EN LA MEZCLA	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5
COMPONENTE	COMPOSICIÓN DE LA MEZCLA				
	FRACCIÓN MOL				
GRP1	0.19297	0.28264	0.37231	0.46198	0.55165
GRP2	0.36252	0.32224	0.28196	0.24168	0.2014
GRP3	0.13167	0.11704	0.10241	0.08778	0.07315
GRP4	0.03366	0.02992	0.02618	0.02244	0.0187
GRP5	0.04815	0.04280	0.03745	0.03210	0.02675
GRP6	0.07470	0.06640	0.05810	0.04980	0.0415
GRP7	0.15633	0.13896	0.12159	0.10422	0.08685
TOTAL	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000

La **tabla 5.9** proporciona la información de que 7 pseudocomponentes fueron suficientes para representar la mezcla de “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio. Cabe resaltar que en el pseudocomponente GRP2 está agrupado el componente CO₂ con el componente C₂ con una temperatura de ebullición de 350.46 °R y 332.28 °R respectivamente. Hay que recordar que el trabajar con pseudocomponentes ha demostrado que se logra una mejor caracterización del fluido, que al trabajar con componentes puros.

5.4.1 Ajuste de la ecuación de estado y propiedades finales de los pseudocomponentes del aceite saturado con CO₂ del yacimiento en estudio.

Desafortunadamente no se tienen datos de laboratorio que nos ayuden a ajustar la ecuación de estado que se elija. Pero de acuerdo a la prueba de expansión que anteriormente se simuló, predice que la presión de saturación cuando hay una fracción mol de CO₂ de 0.5 en la mezcla CO₂-aceite esta cambia a 3628 psia, por tal razón será el único parámetro de ajuste para la ecuación de estado que se elija. No se puede decir que para este caso la ecuación de estado de Peng-Robinson pueda ser la ideal, puesto que la composición del fluido ha cambiado y por consecuencia cambian los coeficientes de interacción binarios, motivo por el cual la ecuación de estado no podría ser la misma.

Después de analizar todas las ecuaciones de estado que tiene el simulador, se llegó a la conclusión que la que proporciona mejores resultados sigue siendo la ecuación de Peng Robinson de tres parámetros. Las variables que se tuvieron que ajustar para tener una presión de saturación de 3628 psia para una fracción mol de 0.5 de CO₂ en la mezcla “CO₂-aceite” fueron las presiones críticas. A los pseudocomponentes que se le modificó el valor de la presión crítica se puede observar en la **figura 5.17**.

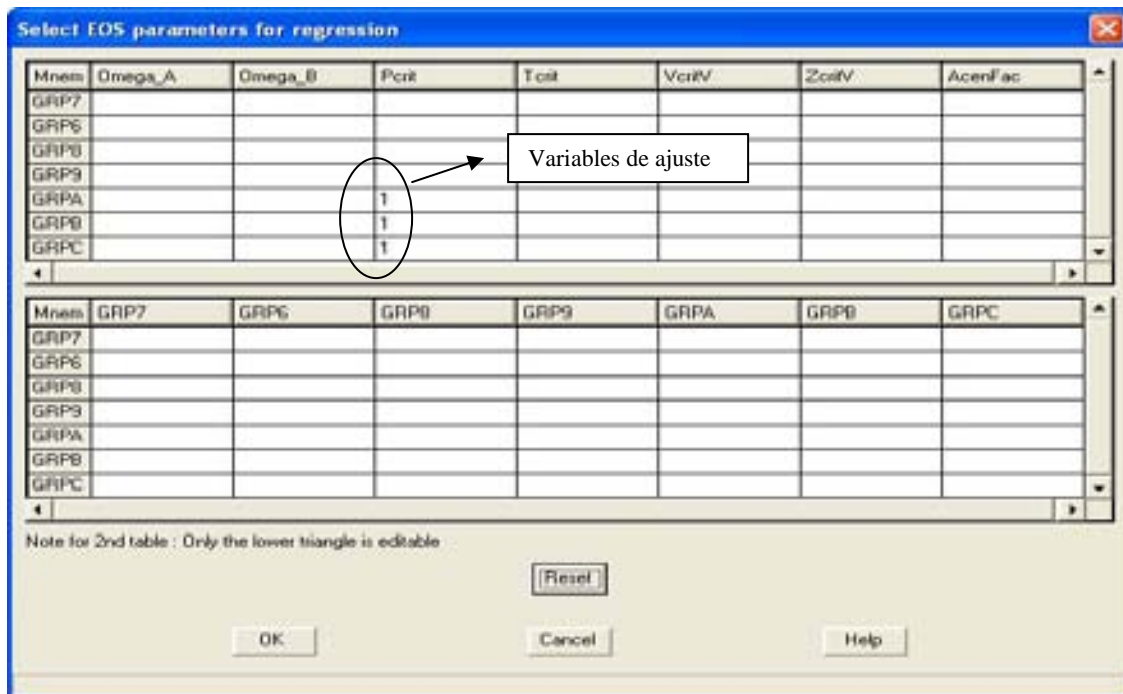


Figura 5.17 Variables de ajuste para la EDE PR de tres parámetros.

El porcentaje de error al que se llegó con el ajuste se muestra en la **figura 5.18**.

Row	Experiment	Observation	Observed	Calculated	Weight	Error (%)
1	BUBBLE1	Sat. pressure	3620	3620	1	0.001192

Figura 5.18. Porcentaje de Error de la presión de saturación observada con respecto a la calculada con la EDE PR de tres parámetros.

Como se puede observar en la **figura 5.18** el porcentaje de error es de 0.001192 %, valor muy pequeño e indicando que el ajuste que se hizo en el software es muy bueno.

A continuación en la **figura 5.19** se muestra los diagramas de fase para cada una de las mezclas mostradas en la **tabla 5.9** a una temperatura de 89.9 °C. Estos diagramas de fases, el simulador los representa con la ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros ya ajustada.

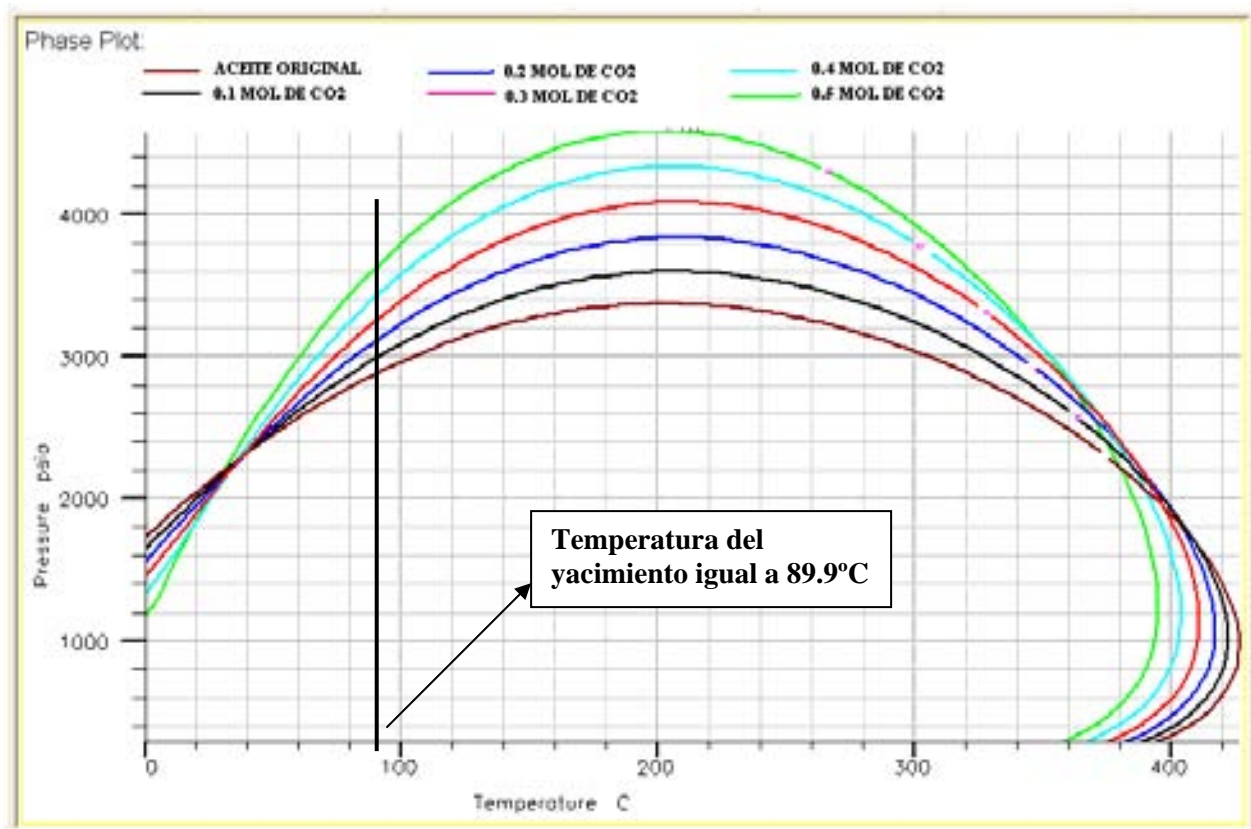


Figura 5.19. Diagramas de fases presión-temperatura del aceite del yacimiento en estudio saturado con diferentes fracciones mol de CO₂, calculado con la EDE PR.

Sí se comparan los diagramas de fases del aceite original y del aceite saturado con CO₂ del yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México mostrados en la **figura 5.19** se

puede observar un comportamiento de manera uniforme, es decir, que conforme aumenta la fracción mol de CO₂ en el aceite, el área de la envolvente de fase aumenta en forma proporcional debido a que la curva de rocío es más grande desplazando o ubicando el punto crítico más hacia la izquierda. Lo anterior indica que se tiene una temperatura crítica y presión crítica diferentes en todos los casos, razón fundamental del por qué las propiedades del aceite cambian cuando está saturado con CO₂, debido a que las propiedades pseudocríticas con las que trabaja la ecuación de estado son diferentes.

Por otro lado las líneas de calidad para cada envolvente de fase se van ir pegando más hacia la curva de burbuja, debido a que el punto crítico se desplaza hacia la izquierda y la curva de rocío es cada vez más grande. Lo que significaría que con un abatimiento mínimo de presión se liberaría mayor cantidad de gas. Lo anterior se muestra comparando la **figura 5.20** con la **figura 4.9** del capítulo 4, en donde para una temperatura de 89.9 °C en la **figura 4.9** se observa que hay 0.9 % de líquido para cuando la presión disminuya de 2882 a 2500 psia, mientras que en la **figura 5.20** para la misma temperatura habrá 0.8% de líquido cuando la presión disminuya de 3628 psia a 3300 psia.

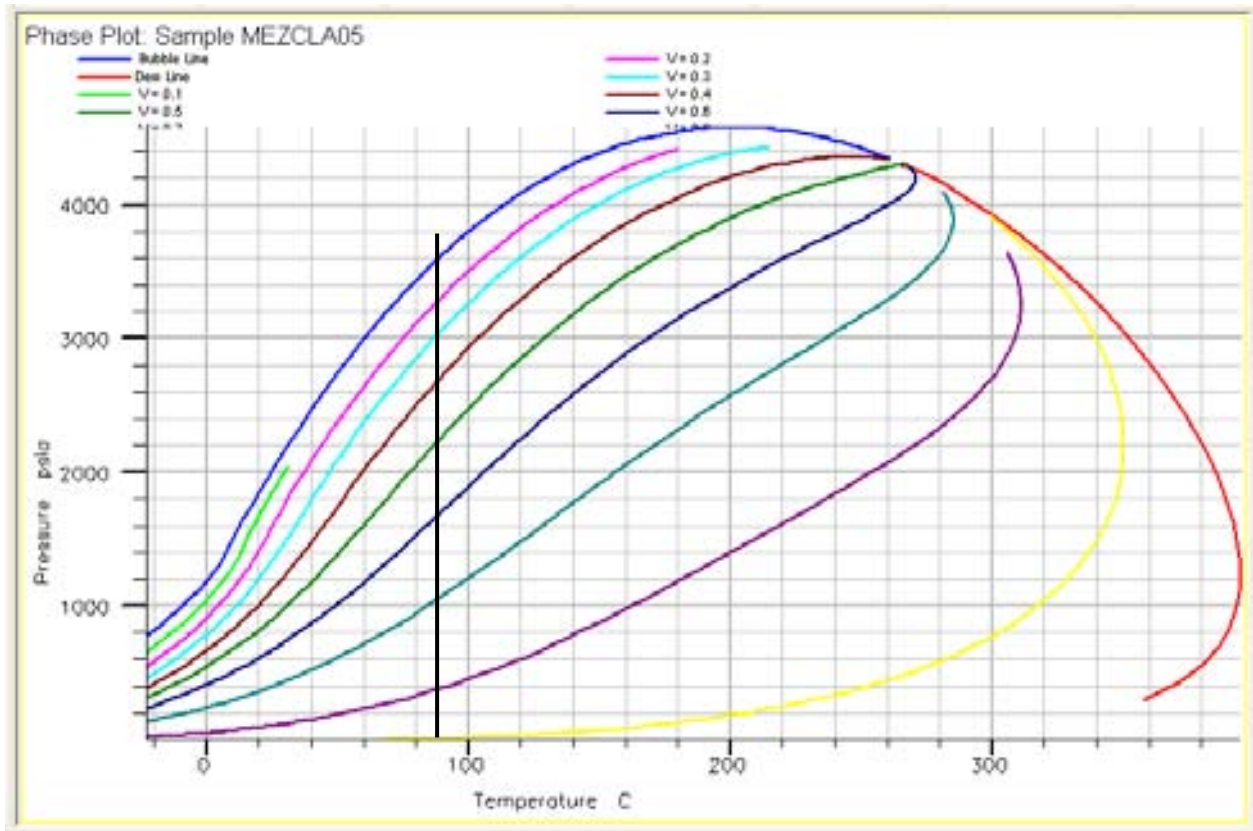


Figura 5.20. Diagrama de fases presión-temperatura con una fracción mol de CO₂ de 0.5 en la mezcla “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio, utilizando la EDE-PR ajustada.

Después del ajuste de la EDE con respecto a la presión de saturación, como se mostró en la **figura 5.19** y **5.20** se modificaron algunas variables (presión crítica). En la **tabla 5.10** se muestra la caracterización y las propiedades finales de los pseudocomponentes del aceite saturado con

CO₂ del yacimiento en estudio independientemente de la fracción mol de CO₂ que haya en la mezcla “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio.

Tabla 5.10. Propiedades finales de los pseudocomponentes del aceite saturado con CO₂ del yacimiento en estudio.

COMPONENTE	PESO MOLECULAR	PRESIÓN CRÍTICA (PSIA)	TEMPERATURA CRÍTICA (°R)	OMEGA A	OMEGA B	FACTOR ACENTRICO W	TEMPERATURA EBUCLLCIÓN (°R)
GRP1	37.430	900	549.08	0.45724	0.077796	0.16534	341.880
GRP2	16.272	664.43	340.86	0.45724	0.077796	0.01352	199.700
GRP3	50.665	581.79	707.37	0.45724	0.077796	0.17254	447.730
GRP4	72.151	490.53	834.96	0.45724	0.077796	0.23605	547.360
GRP5	92.218	506.67	958.33	0.45724	0.077796	0.29961	642.100
GRP6	120.450	452.11	1081.7	0.45724	0.077796	0.34771	746.310
GRP7	287.590	227.02	1428.7	0.45724	0.077796	0.89746	1144.700

COEFICIENTES DE INTERACCIÓN BINARIA

	GRP1	GRP2	GRP3	GRP4	GRP5	GRP6	GRP7
GRP1	0.000000	0.0525727	0.0528010	0.0528010	0.0575209	0.0575209	0.0575209
GRP2	0.0525727	0.000000	0.0019116	0.0019116	0.0332268	0.0405535	0.0522851
GRP3	0.0528010	0.0019116	0.000000	0.000000	0.0053178	0.0053178	0.0053178
GRP4	0.0528010	0.0019116	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
GRP5	0.0575209	0.0332268	0.0053178	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
GRP6	0.0575209	0.0405535	0.0053178	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
GRP7	0.0575209	0.0522851	0.0053178	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000

5.5 PREDICCIÓN DE LAS PROPIEDADES DEL FLUIDO SATURADO CON CO₂ DEL YACIMIENTO EN ESTUDIO.

Al comienzo del presente capítulo se hizo un análisis para elegir la presión de inyección adecuada durante el proceso de inyección de CO₂, esta presión fue de 3628 psia y la temperatura de 89.9 ° C. Como ya se ha mencionado con anterioridad el comenzar a inyectar el CO₂ y al mezclarse con el aceite original del yacimiento en estudio, la composición resultante de la mezcla cambia teniendo como consecuencia de igual manera un cambio en las propiedades físicas del aceite. Estas propiedades son las que se analizarán en el presente apartado.

Es recomendable que después de que se haya hecho la prueba de expansión o hinchamiento se lleve a cabo una prueba de liberación diferencial para saber cuales son las nuevas propiedades del aceite saturado con CO₂. Para este trabajo se simuló una prueba de liberación diferencial para cada mezcla que se presentó en la **tabla 5.7**. Posteriormente por medio de gráficas mostradas en las siguientes **figuras (5.21-5.24)** se analizaron los cambios físicos que tuvo el aceite del yacimiento en estudio conforme se fue saturando con CO₂.

5.5.1 Propiedades del aceite

5.5.1.1 Factor de volumen del aceite.

Debido a la expansión por la solución del CO₂ en el aceite, es de esperarse que el factor de volumen aumente en cada incremento en la fracción mol de CO₂ en la mezcla “CO₂-aceite” del

yacimiento en estudio, este efecto fue el que mostró el simulador cuando se efectuó una prueba de liberación diferencial, los resultados obtenidos del simulador se presentan en la **figura 5.21**.

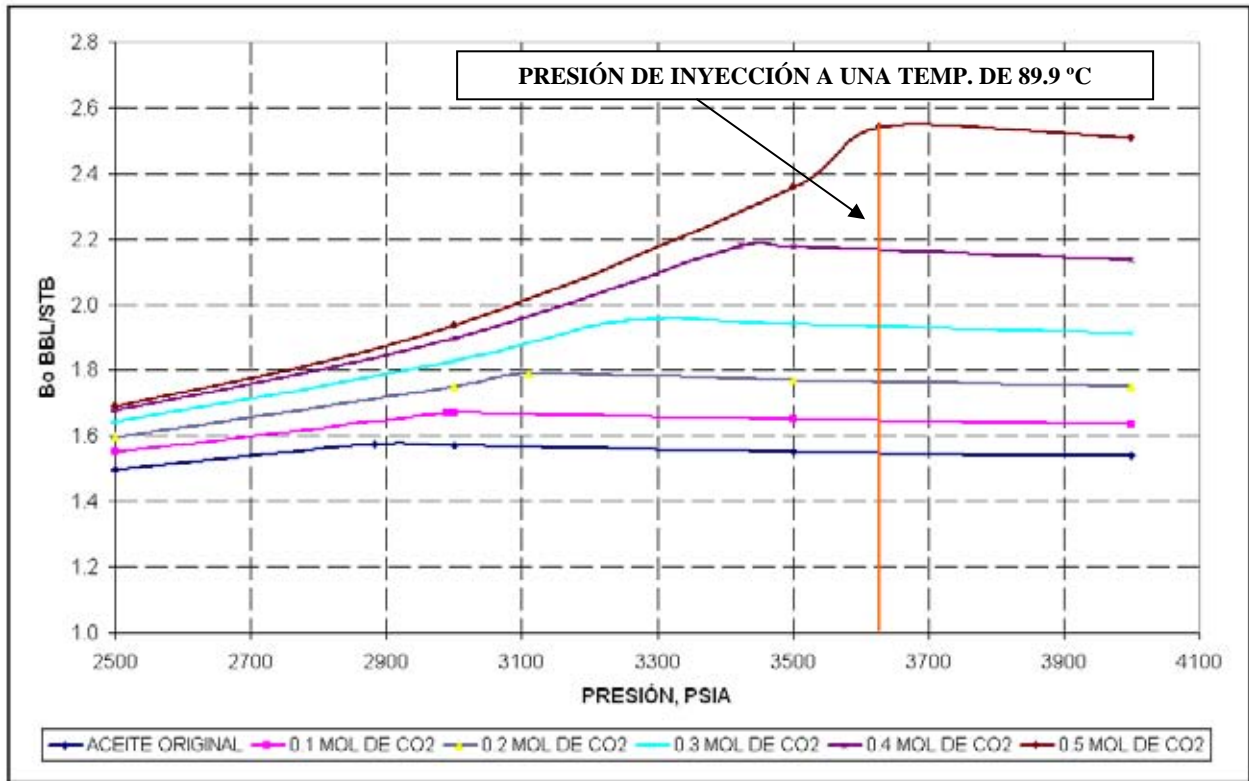


Figura 5.21. Factor de volumen del aceite saturado con CO₂ contra presión.

En **figura 5.21** se muestra como a la presión de inyección de 3628 psia y a una temperatura de 89.9 °C el ir saturando al aceite con el gas CO₂ provoca un incremento grande en el factor de volumen de el aceite, esto es porque el aceite incrementa su volumen en el yacimiento aproximadamente un 46% de acuerdo a la prueba de expansión o hinchamiento que se simuló. Cabe mencionar que el factor de volumen del aceite mostrado en la figura anterior es el valor corregido de acuerdo a la ecuación **2.11** del capítulo dos.

5.5.1.2 Relación de Solubilidad del aceite.

Al igual que en el factor de volumen, la relación de solubilidad del aceite saturado con CO₂ debe incrementar, porque el volumen del gas disuelto en el aceite aumenta, los resultados del simulador se muestran en la **figura 5.22**

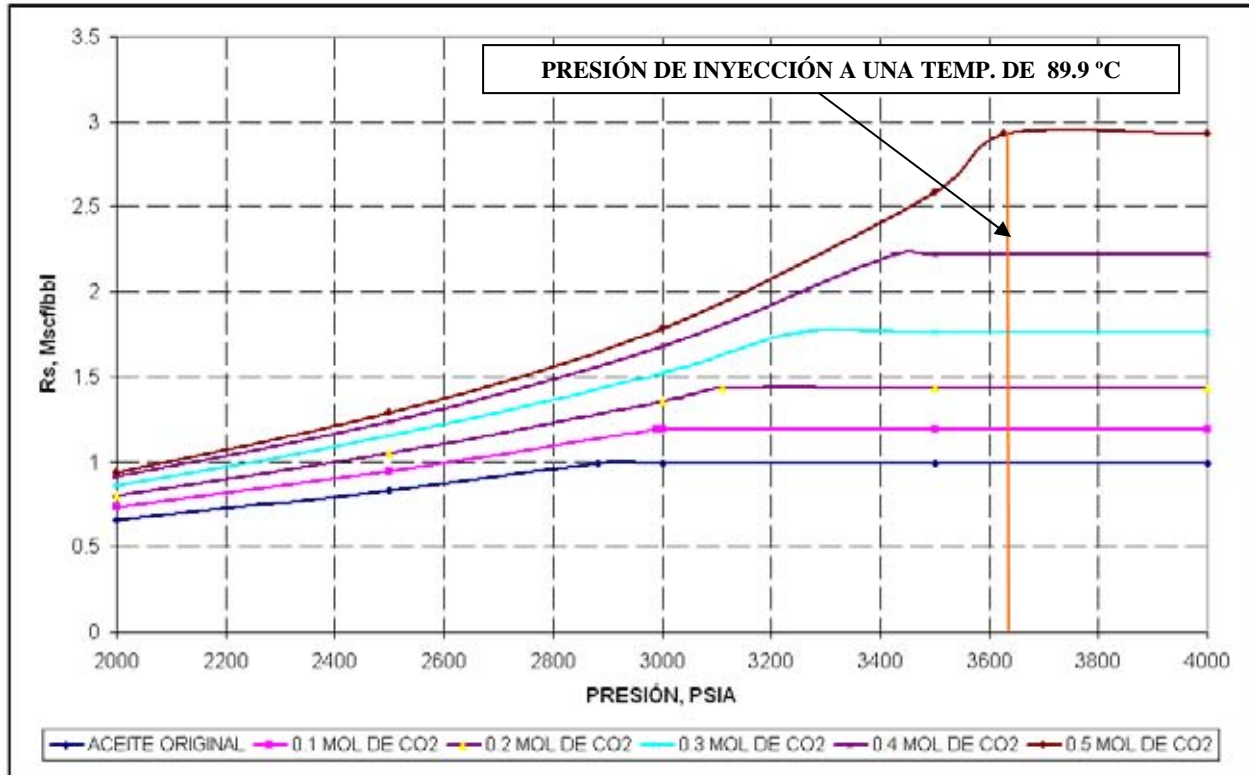


Figura 5.22 Relación de solubilidad del aceite saturado con CO₂ contra presión.

Los resultados mostrados en la **figura 5.22** también fueron corregidos por la **ecuación 2.12** del capítulo dos. El que se tengan relaciones de solubilidad altas es aceptable por que el aceite con el que se está trabajando es ligero con un 39% de metano y con el gas CO₂ incrementa hasta un 50% de gas disuelto en el aceite.

5.5.1.3 Viscosidad del aceite

Uno de los efectos fundamentales y el más importante de mezclar el CO₂ con el aceite en el yacimiento a condiciones de presión de inyección y temperatura del yacimiento es la mejora de la relación de movilidad, esta se incrementa por la reducción de la viscosidad creando un frente de barrido más uniforme y en consecuencia aumentando la recuperación del aceite. Los resultados que mostró el simulador mediante una prueba de liberación diferencial para la mezcla de “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio se muestra en la **figura 5.23**. En esta figura se puede observar de manera cuantitativa que a una presión de inyección de 3628 psia y a una temperatura de 89.9 °C con una fracción mol de CO₂ de 0.5 en la mezcla “CO₂-aceite” la viscosidad disminuye de 0.227 cp a 0.13 cp.

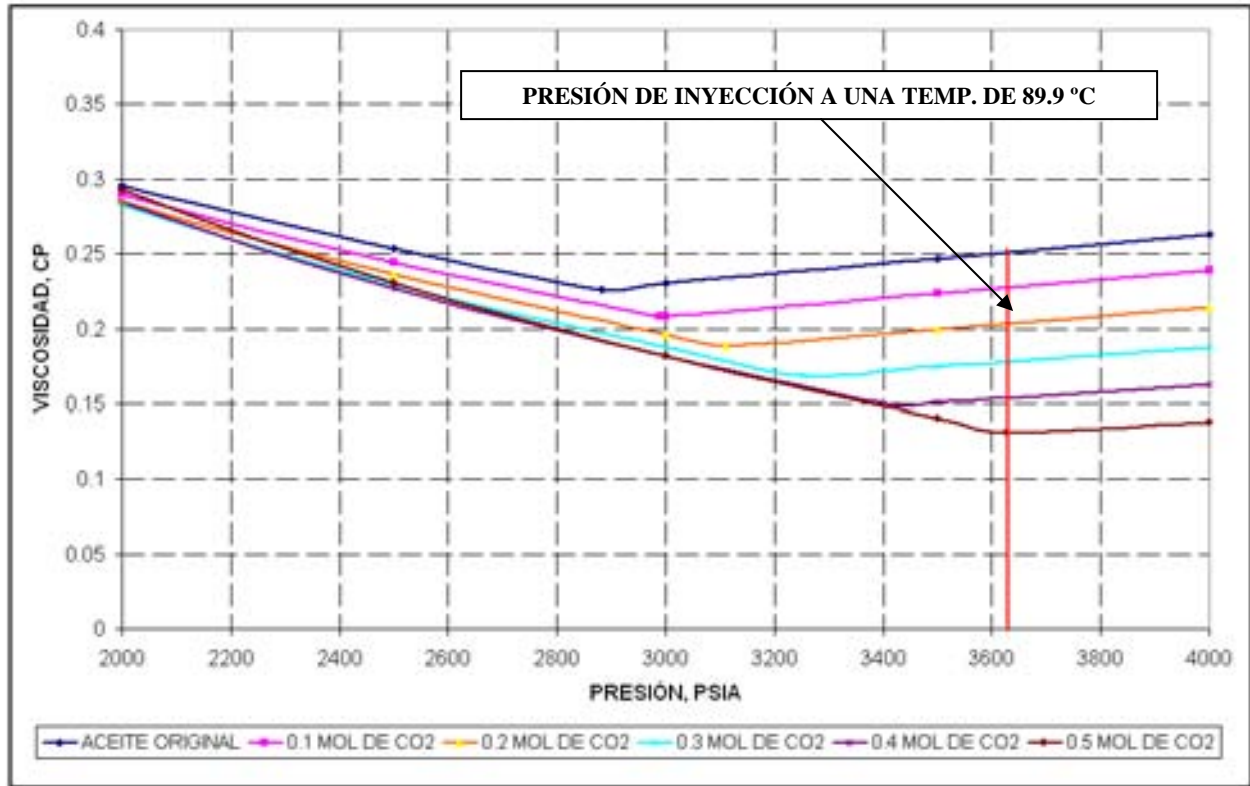


Figura 5.23. Viscosidad del aceite saturado con diferentes fracciones mol de CO₂ contra presión.

5.5.1.4 Densidad del aceite.

Como ya se mencionó anteriormente el efecto de la densidad del aceite debido a la disolución de CO₂, en aceites ligeros provoca que la densidad se incremente, este efecto es contrario en aceites pesados, la densidad para este caso disminuye. Lo anterior es debido principalmente a que en aceites ligeros la solubilidad es mayor que en aceites pesados. En la **figura 5.24** se muestra de forma cuantitativa mediante una gráfica, la variación de esta propiedad física con respecto a la presión y cambio de la fracción mol de CO₂ en la mezcla “CO₂-aceite” del yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México, obtenida de igual manera de una prueba de liberación diferencial en el simulador, en donde sí se establece la presión de inyección de 3628 psia y una fracción mol de CO₂ de 0.5 en la mezcla “CO₂-aceite” se observa que la densidad aumenta de 40 lbm/ft³ a 41.36 lbm/ft³ un incremento muy pequeño. Por otro lado en la etapa de dos fases es más notorio el incremento de la densidad de la fase líquida.

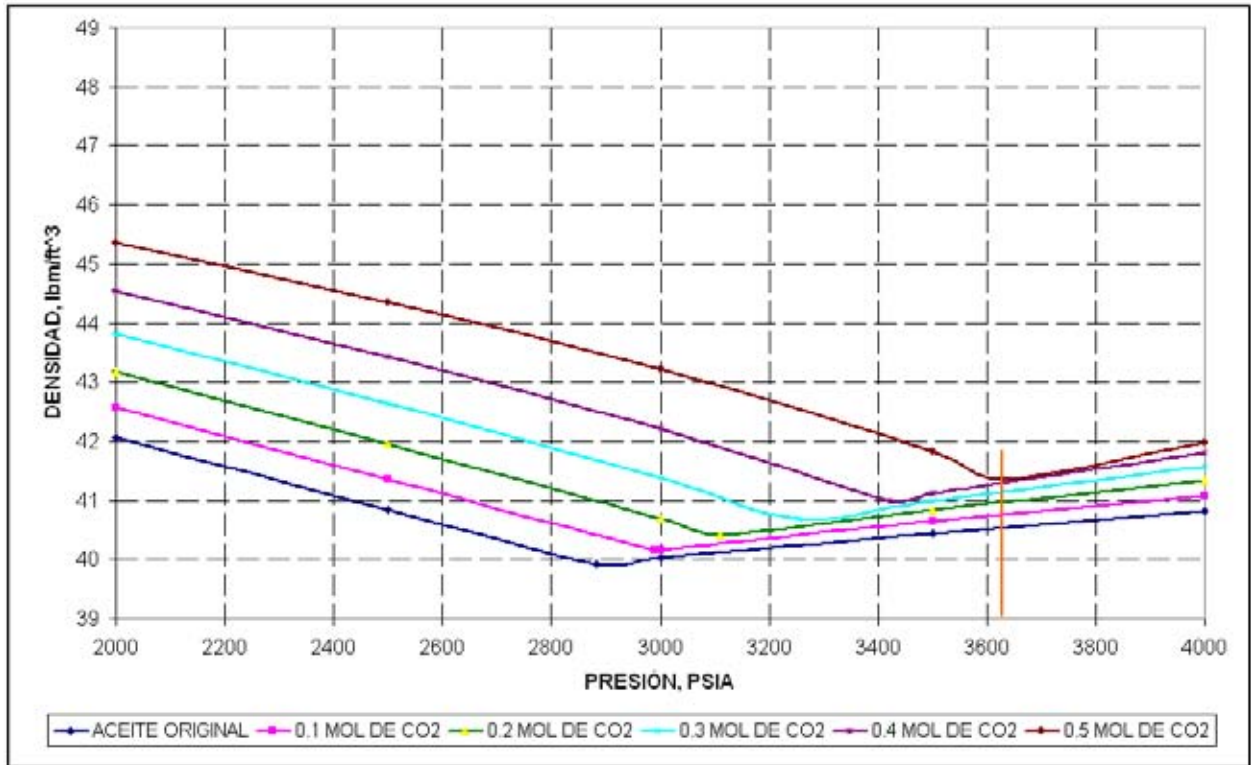


Figura 5.24. Densidad del aceite saturado con diferentes fracciones mol CO₂ contra presión.

5.5.2 Propiedades del gas con CO₂ del yacimiento en estudio.

Las propiedades del gas para el presente trabajo no tienen la misma magnitud de importancia que para el aceite debido a que en todo el proceso de inyección del gas CO₂ se está considerando que se tiene una sola fase (líquida), pero para un análisis y desarrollos de trabajos futuros del yacimiento en estudio es bueno contar con las propiedades del gas, por tal motivo en la presente sección mediante las **figuras 5.25-5.27** se muestran estas propiedades obtenidas de igual manera de un simulador comercial mediante una prueba de liberación diferencial.

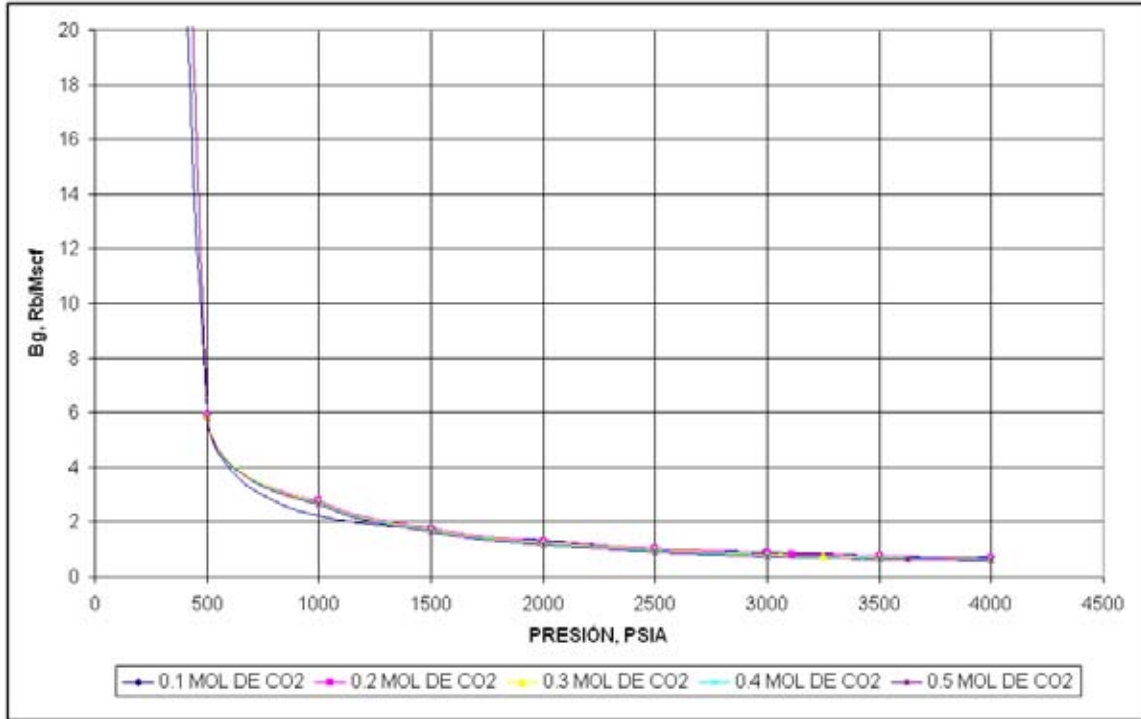


Figura 5.25. Factor de volumen del gas contra presión para diferentes fracciones mol de CO₂ en la mezcla “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio.

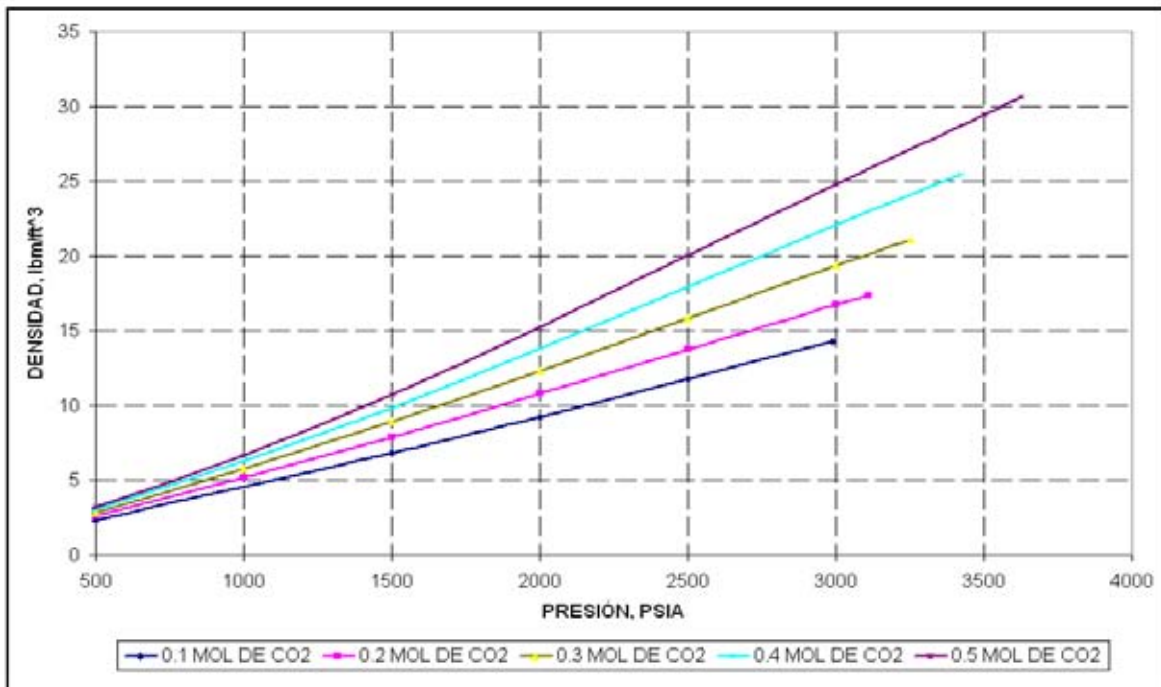


Figura 5.26. Densidad del vapor contra presión para diferentes fracciones mol de CO₂ en la mezcla “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio.

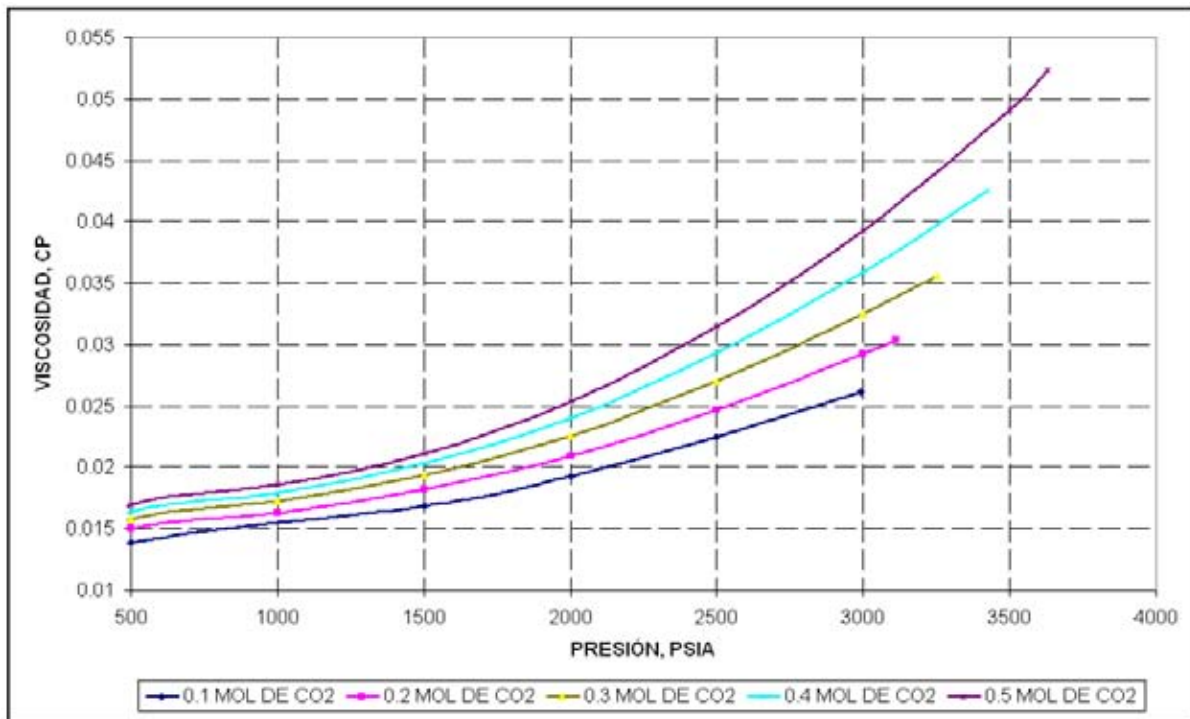


Figura 5.27. Viscosidad del vapor contra presión para diferentes fracciones mol de CO₂ en la mezcla “CO₂-aceite” del yacimiento en estudio.

CAPÍTULO 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 CONCLUSIONES.

Caracterizar a los hidrocarburos no es sencillo, aún es más difícil cuando no se tienen disponibles todos los datos, como fue el caso de este trabajo en el que no se contó específicamente con un análisis de tipo composicional del aceite del yacimiento en estudio, esto puede traer errores de hasta un 10% de los resultados obtenidos, considerando que esta sea la mayor problemática que se presentó en el trabajo para caracterizar el fluido original del yacimiento en estudio.

El informe PVT del pozo 1311 con el que se trabajó para desarrollar la presente tesis es confiable y que los resultados proporcionados en dicho análisis, se pueden usar para llevar a cabo la caracterización de los hidrocarburos del yacimiento en estudio. Para el fluido en estudio se consideró que 7 pseudocomponentes fueron necesarios para su caracterización.

En caso de realizar un proyecto de inyección de gas, es necesario que se lleven a cabo las pruebas especiales en el laboratorio, como son las de; expansión, vaporización, contacto, inyección de núcleos y desplazamiento “Slim tube”. Para el caso del Yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México, se podría obtener hasta una recuperación del 70% del volumen original de aceite debido a la expansión del aceite según la prueba de hinchamiento.

La presión de inyección adecuada para el yacimiento en estudio se estimó en 3628 psia, considerando como límite en la inyección de CO₂ cuando la mezcla “CO₂-aceite” contenga una fracción mol de CO₂ de 0.5. Con esta fracción mol en la mezcla, el volumen del aceite se incrementará un 46% aproximadamente. El rango de presión de inyección que se le puede aplicar al yacimiento en estudio es de 3282 a 5249.21 psia.

Los valores de las propiedades físicas como el factor de volumen del aceite y la relación de solubilidad incrementan debido a la cantidad de gas CO₂ que se disuelve en el aceite. Por otro lado la viscosidad y la densidad disminuyen por el mismo efecto de la disolución de gas.

En el estudio que se llevó a cabo en el simulador PVT comercial con los datos del yacimiento tres de la formación Encanto resultó un contacto gas-aceite a la profundidad de 2570 m, la profundidad del la cima del yacimiento en estudio es de 2790 m, lo que significa que el yacimiento es bajosaturado y no hay presencia de una sola burbuja de gas.

Finalmente terminada la caracterización del fluido saturado con CO₂ del yacimiento en estudio, el siguiente paso es discretizar la información y posteriormente (ya corregida y validada) introducirla en un simulador de tipo composicional. Es aquí en donde se nota la gran ayuda al tener caracterizado el fluido.

Basándose en la teoría y en los resultados obtenidos se puede decir que el yacimiento tres de la formación Encanto de la zona sur de México es de gran potencial para que sea sometido a un proceso de desplazamiento miscible por inyección de CO₂.

Como conclusión final podemos decir que el éxito de todo estudio de yacimientos está estrictamente relacionado con la calidad y suficiencia de la información de que se disponga para el yacimiento en estudio, por tal razón la caracterización de los hidrocarburos juega un papel muy importante y ha sido el objetivo principal de este trabajo hacerle notar al lector qué tan importante es llevar a cabo el desarrollo de esta etapa en el estudio del yacimiento.

6.2 RECOMENDACIONES.

En base a la experiencia obtenida durante el desarrollo del presente trabajo es recomendable lo siguiente:

1. Es requisito tener perfectamente estabilizado el pozo antes de cualquier operación de muestreo, ya sea de fondo o de superficie; además la toma de muestras de fluido del yacimiento debe realizarse al principio de la vida productiva del campo, ya que estas muestras deben de representar el fluido original en el yacimiento, y de esta manera conocer sus características iniciales.
2. Dependiendo de las características del fluido y de la dimensión de la estructura se planificará la explotación óptima del yacimiento, perforando el número apropiado de pozos, diseñando las condiciones adecuadas de separación de los fluidos en la superficie y calculando las reservas de gas y aceite.
3. El diseño adecuado de los experimentos PVT que deben de realizarse en el laboratorio, es un punto importante para tomar decisiones tanto de tipo técnico como económico, ya que la información que proporcionan es fundamental para los estudios que se pretendan realizar al yacimiento.

4. Es indispensable contar con un análisis de tipo composicional que describa el proceso de agotamiento a volumen constante del yacimiento tres de la zona sur de México, a condiciones actuales.
5. Para ajustar el comportamiento del fluido por medio de una ecuación de estado, es necesario emplear la teoría de regresión no-lineal en base a las principales variables para obtener un buen ajuste, además es primordial caracterizar previamente la fracción pesada.
6. Es conveniente agrupar los componentes finales en pseudocomponentes, para obtener el ajuste final cuidando que no se pierda consistencia, y validar el ajuste comparando las propiedades obtenidas en el laboratorio con las obtenidas con la ecuación de estado.
7. El objetivo principal de emplear pseudocomponentes, es disminuir el tiempo de la unidad central de proceso en un estudio de simulación matemática composicional.
8. El poder detectar al principio de la vida productiva de un campo que tiene variación de la composición con la profundidad, ayudará a definir mejor las condiciones de explotación, y poder tener factores de recuperación mayores a los comúnmente obtenidos para este tipo de yacimientos.
9. No se debe confundir el volumen relativo del agotamiento diferencial, con el factor de volumen de la fase líquida B_o , ya que este factor es afectado directamente por un proceso (flash) o de separadores en superficie. Por lo tanto el B_o así como la relación gas-aceite, involucran una combinación de los procesos liberación diferencial y de separadores.
10. Desde un punto de vista técnico, lo que determina si se trata de un aceite volátil o de un aceite ligero, es la posición de las condiciones iniciales de presión y temperatura con respecto al punto crítico de la mezcla, en un diagrama P-T obtenido en base al fluido ajustado.
11. Es conveniente utilizar los diagramas de fase y ternarios para definir qué tipo de proceso de inyección es el recomendable para las condiciones del yacimiento, ya que ayudan en forma semi-cuantitativa a definir si la inyección debe de ser de tipo miscible o inmisible.
12. De no inyectarse CO_2 al yacimiento en estudio, es recomendable que por sus características se inyecte gas enriquecido, lo más seguro es que se alcance una miscibilidad por contacto múltiple a una presión de inyección no muy alta.
13. La corrosión de instalaciones y equipo, causada por el CO_2 no ha significado problemas serios; puede ser más importante en su caso, la inestabilidad química que pudiese causar. Las posibles y factibles reacciones químicas entre el CO_2 y los hidrocarburos, sujetos a condiciones de yacimiento no han sido explicados claramente, aunque es posible que favorezcan el proceso.

14. El CO_2 puede aplicarse en yacimientos ya agotados por recuperación primaria o secundaria. La reducción de la viscosidad de un aceite por la presencia de CO_2 en solución, parece ser el mecanismo más importante del proceso
15. El uso de un simulador comercial fue de gran utilidad en el presente trabajo debido a que ayudó a comprobar la validez de los datos de laboratorio comparando éstos con las predicciones de una simulación del comportamiento del fluido, además de predecir las propiedades del aceite saturado con CO_2 .
16. Al contar con los valores correctos de las propiedades físicas y críticas que necesita la EDE para describir los procesos termodinámicos y de equilibrio de fases, le será mucho más rápido y preciso encontrar la solución a cada paso de tiempo al simulador composicional de esta manera se podrán llevar a cabo las predicciones de producción para diferentes condiciones de explotación (producción primaria y recuperación mejorada), de tal manera que se pueda seleccionar la forma óptima de explotación.

APÉNDICE A

RESULTADOS DE LOS EXPERIMENTOS PVT, SIMULADOS EN UN SOFTWARE COMERCIAL.

A.1 PRESIÓN DE BURBUJA.

Expt 1 BUBBLE : Bubble Point Pressure Calculation

Peng-Robinson (3-Param) on ZI with PR corr.
Lohrenz-Bray-Clark Viscosity Correlation

Specified temperature	Deg C	89.9000
Calculated bubble point pressure	PSIA	2882.1649
Observed bubble point pressure	PSIA	2881.0000

Fluid properties	Liquid		Vapour
	Observed	Calculated	Calculated
Mole Weight		84.6865	23.2041
Z-factor		0.8918	0.8316
Viscosity		0.2136	0.0225
Density LB/FT3	39.1400	39.0297	11.4683
Molar Vol CF/LB-ML		2.1698	2.0233

Molar Distributions		Total, Z	Liquid, X	Vapour, Y	K-Values
Components					
Mnemonic	Number	Measured	Calculated	Calculated	Calculated
GRP1	1	0.4028	0.4028	0.7796	1.9354
GRP2	2	0.1033	0.1033	0.1059	1.0255
C3	3	0.0778	0.0778	0.0545	0.7011
GRP4	4	0.0685	0.0685	0.0330	0.4823
GRP5	5	0.0580	0.0580	0.0173	0.2985
GRP6	6	0.2579	0.2579	0.0096	0.0372
GRP7	7	0.0317	0.0317	1.1661E-09	3.6785E-08
Composition Total		1.0000	1.0000	1.0000	

A.2 AGOTAMIENTO A COMPOSICIÓN CONSTANTE (ACC).

Expt 2 CCE : Constant Composition Expansion

Peng-Robinson (3-Param) on ZI with PR corr.

Lohrenz-Bray-Clark Viscosity Correlation

Density units are LB/FT3

Specific volume units are CF/LB-ML

Viscosity units are CPOISE

Surface Tension units are DYNES/CM

Specified temperature Deg C 89.9000

Liq Sat calc. is Vol oil/Vol Fluid at Sat. Vol

Pressure PSIA	Inserted Point	Rel Volume		Vap Mole Frn	Liq Density
		Observed	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000		0.9930	0.9916		39.3590
3200.000		0.9940	0.9933		39.2938
3100.000		0.9960	0.9953		39.2126
3000.000		0.9980	0.9974		39.1297
2882.164	- Psat		1.0000		39.0297
2881.000		1.0000	1.0001	0.0003	39.0323

Pressure PSIA	Inserted Point	Vap Density	Liq Z-Fac	Vap Z-Fac	Surf Tension
		Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000			1.0070		
3200.000			0.9834		
3100.000			0.9547		
3000.000			0.9258		
2882.164	- Psat	11.4683	0.8918	0.8316	1.5649
2881.000		11.4635	0.8915	0.8315	1.5669

Pressure PSIA	Inserted Point	Liq Sat	Liq Visc	Vap Visc	Liq Mole Wt
		Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000		1.0000	0.2248		84.6865
3200.000		1.0000	0.2225		84.6865
3100.000		1.0000	0.2197		84.6865
3000.000		1.0000	0.2169		84.6865
2882.164	- Psat	1.0000	0.2136	0.0225	84.6865
2881.000		0.9998	0.2137	0.0225	84.7061

Pressure PSIA	Inserted Point	Vap Mole Wt	Liq Mol Vol	Vap Mol Vol
		Calculated	Calculated	Calculated
3282.000			2.1516	
3200.000			2.1552	
3100.000			2.1597	
3000.000			2.1643	
2882.164	- Psat	23.2041	2.1698	2.0233
2881.000		23.2028	2.1702	2.0241

Molar Distributions K-Values	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
3200.000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
3100.000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
3000.000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
2882.164 - Psat	1.9354	1.0255	0.7011	0.4823
2881.000	1.9360	1.0256	0.7011	0.4822

Molar Distributions K-Values	Com(5 ,GRP5)	Com(6 ,GRP6)	Com(7 ,GRP7)
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000	1.0000	1.0000	1.0000
3200.000	1.0000	1.0000	1.0000
3100.000	1.0000	1.0000	1.0000
3000.000	1.0000	1.0000	1.0000
2882.164 - Psat	0.2985	0.0372	3.6785E-08
2881.000	0.2984	0.0371	1.0056E-05

Molar Distributions Liquid, X	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
3200.000	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
3100.000	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
3000.000	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
2882.164 - Psat	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
2881.000	0.4027	0.1033	0.0778	0.0685

Molar Distributions Liquid, X	Com(5 ,GRP5)	Com(6 ,GRP6)	Com(7 ,GRP7)	Total
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
3200.000	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
3100.000	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
3000.000	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
2882.164 - Psat	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
2881.000	0.0580	0.2580	0.0317	1.0000

Molar Distributions Vapour, Y	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000				
3200.000				
3100.000				
3000.000				
2882.164 - Psat	0.7796	0.1059	0.0545	0.0330
2881.000	0.7796	0.1059	0.0545	0.0330

Molar Distributions Vapour, Y Inserted Point	Com(5 ,GRP5) Calculated	Com(6 ,GRP6) Calculated	Com(7 ,GRP7) Calculated	Total Calculated
3282.000				
3200.000				
3100.000				
3000.000				
2882.164 - Psat	0.0173	0.0096	1.1661E-09	1.0000
2881.000	0.0173	0.0096	3.1888E-07	1.0000

A.3 AGOTAMIENTO DIFERENCIAL (AD).

Expt 3 DL : Differential Liberation

Peng-Robinson (3-Param) on ZI with PR corr.

Lohrenz-Bray-Clark Viscosity Correlation

Density units are LB/FT3
 Specific volume units are CF/LB-ML
 Viscosity units are CPOISE
 Surface Tension units are DYNES/CM
 Gas-Oil Ratio units are MSCF/STB
 Relative Volume units are RB/STB
 Gas FVF units are RB/MSCF
 Extracted Gas Volume units are FT3
 Oil Relative Volume units are BBL/STB

Specified temperature Deg C 89.9000

Relative Oil Saturated Volume (Bo(Psub)) 1.7323

GOR calc. is Gas Vol at STC/Stock Tank Oil Vol

Oil Rel Vol calc. is Stage Vol oil/Stock Tank Oil Vol

Pressure PSIA	Inserted Point	GOR		Total RelVol
		Observed	Calculated	Calculated
2882.164 - Psat			1.1809	1.7323
2881.000		1.2370	1.1803	1.7325
2400.000		1.0160	0.9747	1.8646
2100.000		0.8950	0.8600	1.9909
1800.000		0.7810	0.7535	2.1736
1500.000		0.6720	0.6538	2.4486
1200.000		0.5660	0.5595	2.8876
900.000		0.4620	0.4688	3.6594
600.000		0.3540	0.3786	5.2792
445.000		0.2940	0.3315	7.0158
15.000 @ Tres			1.9132E-16	257.1887
14.695 @ Tstd			1.9132E-16	211.3243

Pressure PSIA	Inserted Point	Oil RelVol		Liq Dens	
		Observed	Calculated	Observed	Calculated
2882.164	- Psat		1.7323		39.0297
2881.000		1.7800	1.7320	39.1400	39.0323
2400.000		1.6690	1.6313	40.3900	40.1039
2100.000		1.6060	1.5751	41.2000	40.7674
1800.000		1.5490	1.5230	41.9500	41.4306
1500.000		1.4950	1.4741	42.7000	42.0962
1200.000		1.4440	1.4276	43.3900	42.7676
900.000		1.3930	1.3824	44.1400	43.4509
600.000		1.3380	1.3364	45.0100	44.1625
445.000		1.3040	1.3118	45.5100	44.5443
15.000	@ Tres	1.0660	1.0761	48.9400	46.9435
14.695	@ Tstd		1.0000		50.5162

Pressure PSIA	Inserted Point	Vap Dens	Gas Grav	
		Calculated	Observed	Calculated
2882.164	- Psat	11.4683		0.8010
2881.000		11.4635		0.8009
2400.000		9.3866	0.7860	0.7812
2100.000		8.1148	0.7720	0.7733
1800.000		6.8726	0.7670	0.7694
1500.000		5.6701	0.7680	0.7709
1200.000		4.5154	0.7770	0.7802
900.000		3.4136	0.8000	0.8028
600.000		2.3630	0.8490	0.8541
445.000		1.8406	0.8990	0.9091
15.000	@ Tres	0.1101		1.7567
14.695	@ Tstd			

Pressure PSIA	Inserted Point	Vap Z-Fac		Liq Z-Fac	Surf Tension
		Observed	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164	- Psat		0.8316	0.8918	1.5649
2881.000			0.8315	0.8915	1.5669
2400.000		0.8040	0.8251	0.7957	2.6496
2100.000		0.8140	0.8267	0.7282	3.5680
1800.000		0.8260	0.8325	0.6540	4.7011
1500.000		0.8400	0.8425	0.5723	6.0651
1200.000		0.8570	0.8566	0.4821	7.6692
900.000		0.8790	0.8744	0.3822	9.5178
600.000		0.9060	0.8959	0.2711	11.6204
445.000		0.9230	0.9079	0.2083	12.8058
15.000	@ Tres	1.0000	0.9884	0.0094	17.6879
14.695	@ Tstd		1.0000	0.0108	

Pressure PSIA	Inserted Point	Moles Extrac	GasVol Extrc	Liquid Sat	Vapour Sat
		Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164	- Psat			1.0000	
2881.000		0.0003	0.2658	0.9997	0.0003
2400.000		0.1212	101.3854	0.8752	0.1248
2100.000		0.1887	157.8288	0.9137	0.0863
1800.000		0.2513	210.2009	0.9038	0.0962
1500.000		0.3099	259.2332	0.8889	0.1111
1200.000		0.3653	305.6241	0.8656	0.1344
900.000		0.4186	350.2211	0.8266	0.1734
600.000		0.4717	394.5857	0.7509	0.2491
445.000		0.4993	417.7331	0.8058	0.1942
15.000	@ Tres	0.6942	580.7943	0.0147	0.9853
14.695	@ Tstd	0.6942	580.7943	1.0000	

Pressure PSIA	Inserted Point	Liq Mol Wt	Vap Mol Wt	Liq Visc	Vap Visc
		Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164	- Psat	84.6865	23.2041	0.2136	0.0225
2881.000		84.7061	23.2028	0.2137	0.0225
2400.000		93.2436	22.6313	0.2439	0.0194
2100.000		99.1345	22.4016	0.2653	0.0178
1800.000		105.5593	22.2906	0.2890	0.0164
1500.000		112.6270	22.3343	0.3155	0.0153
1200.000		120.4923	22.6033	0.3452	0.0143
900.000		129.4078	23.2581	0.3786	0.0135
600.000		139.9129	24.7427	0.4173	0.0128
445.000		146.1893	26.3367	0.4397	0.0124
15.000	@ Tres	206.9347	50.8926	0.6213	0.0101
14.695	@ Tstd	206.9347		1.2923	

Pressure PSIA	Inserted Point	Liq Mol Vol	Vap Mol Vol
		Calculated	Calculated
2882.164	- Psat	2.1698	2.0233
2881.000		2.1702	2.0241
2400.000		2.3251	2.4110
2100.000		2.4317	2.7606
1800.000		2.5479	3.2434
1500.000		2.6755	3.9390
1200.000		2.8174	5.0058
900.000		2.9783	6.8133
600.000		3.1681	10.4709
445.000		3.2819	14.3084
15.000	@ Tres	4.4082	462.0900
14.695	@ Tstd	4.0964	

Molar Distributions K-Values	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164 - Psat	1.9354	1.0255	0.7011	0.4823
2881.000	1.9360	1.0256	0.7011	0.4822
2400.000	2.2304	1.0660	0.6769	0.4346
2100.000	2.4797	1.1072	0.6687	0.4097
1800.000	2.8102	1.1688	0.6693	0.3902
1500.000	3.2709	1.2642	0.6845	0.3787
1200.000	3.9601	1.4193	0.7248	0.3796
900.000	5.1074	1.6944	0.8142	0.4028
600.000	7.4033	2.2691	1.0238	0.4773
445.000	9.8002	2.8812	1.2574	0.5680
15.000 @ Tres	292.6649	73.3080	28.4254	11.4009
14.695 @ Tstd	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

Molar Distributions K-Values	Com(5 ,GRP5)	Com(6 ,GRP6)	Com(7 ,GRP7)
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164 - Psat	0.2985	0.0372	3.6785E-08
2881.000	0.2984	0.0371	1.0056E-05
2400.000	0.2456	0.0221	7.2387E-07
2100.000	0.2176	0.0159	1.1385E-07
1800.000	0.1940	0.0114	1.5313E-08
1500.000	0.1756	0.0082	1.7848E-09
1200.000	0.1637	0.0061	1.8442E-10
900.000	0.1610	0.0047	1.7483E-11
600.000	0.1762	0.0041	1.6038E-12
445.000	0.2011	0.0041	4.8252E-13
15.000 @ Tres	3.4635	0.0441	6.8991E-14
14.695 @ Tstd	1.0000	1.0000	1.0000

Molar Distributions Fluid, Z	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164 - Psat	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
2881.000	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
2400.000	0.4027	0.1033	0.0778	0.0685
2100.000	0.3505	0.1025	0.0810	0.0735
1800.000	0.3148	0.1016	0.0831	0.0770
1500.000	0.2762	0.1003	0.0853	0.0808
1200.000	0.2345	0.0983	0.0874	0.0850
900.000	0.1895	0.0951	0.0894	0.0894
600.000	0.1409	0.0899	0.0908	0.0941
445.000	0.0889	0.0805	0.0906	0.0989
15.000 @ Tres	0.0609	0.0733	0.0894	0.1011
14.695 @ Tstd	0.0005	0.0025	0.0077	0.0200

Molar Distributions Fluid, Z	Com(5 ,GRP5)	Com(6 ,GRP6)	Com(7 ,GRP7)	Total
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164 - Psat	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
2881.000	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
2400.000	0.0580	0.2580	0.0317	1.0000
2100.000	0.0638	0.2926	0.0361	1.0000
1800.000	0.0679	0.3165	0.0391	1.0000
1500.000	0.0724	0.3426	0.0423	1.0000
1200.000	0.0774	0.3715	0.0459	1.0000
900.000	0.0830	0.4037	0.0499	1.0000
600.000	0.0893	0.4405	0.0545	1.0000
445.000	0.0965	0.4845	0.0600	1.0000
15.000 @ Tres	0.1008	0.5112	0.0633	1.0000
14.695 @ Tstd	0.0514	0.8142	0.1037	1.0000

Molar Distributions Liquid, X	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164 - Psat	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
2881.000	0.4027	0.1033	0.0778	0.0685
2400.000	0.3505	0.1025	0.0810	0.0735
2100.000	0.3148	0.1016	0.0831	0.0770
1800.000	0.2762	0.1003	0.0853	0.0808
1500.000	0.2345	0.0983	0.0874	0.0850
1200.000	0.1895	0.0951	0.0894	0.0894
900.000	0.1409	0.0899	0.0908	0.0941
600.000	0.0889	0.0805	0.0906	0.0989
445.000	0.0609	0.0733	0.0894	0.1011
15.000 @ Tres	0.0005	0.0025	0.0077	0.0200
14.695 @ Tstd	0.0005	0.0025	0.0077	0.0200

Molar Distributions Liquid, X	Com(5 ,GRP5)	Com(6 ,GRP6)	Com(7 ,GRP7)	Total
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164 - Psat	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
2881.000	0.0580	0.2580	0.0317	1.0000
2400.000	0.0638	0.2926	0.0361	1.0000
2100.000	0.0679	0.3165	0.0391	1.0000
1800.000	0.0724	0.3426	0.0423	1.0000
1500.000	0.0774	0.3715	0.0459	1.0000
1200.000	0.0830	0.4037	0.0499	1.0000
900.000	0.0893	0.4405	0.0545	1.0000
600.000	0.0965	0.4845	0.0600	1.0000
445.000	0.1008	0.5112	0.0633	1.0000
15.000 @ Tres	0.0514	0.8142	0.1037	1.0000
14.695 @ Tstd	0.0514	0.8142	0.1037	1.0000

Molar Distributions Vapour, Y Inserted Point	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)
	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164 - Psat	0.7796	0.1059	0.0545	0.0330
2881.000	0.7796	0.1059	0.0545	0.0330
2400.000	0.7818	0.1092	0.0548	0.0320
2100.000	0.7806	0.1125	0.0556	0.0316
1800.000	0.7762	0.1173	0.0571	0.0315
1500.000	0.7671	0.1243	0.0598	0.0322
1200.000	0.7503	0.1350	0.0648	0.0339
900.000	0.7194	0.1523	0.0739	0.0379
600.000	0.6583	0.1827	0.0928	0.0472
445.000	0.5965	0.2112	0.1124	0.0574
15.000 @ Tres	0.1555	0.1844	0.2177	0.2284
14.695 @ Tstd				

Molar Distributions Vapour, Y Inserted Point	Com(5 ,GRP5)	Com(6 ,GRP6)	Com(7 ,GRP7)	Total
	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
2882.164 - Psat	0.0173	0.0096	1.1661E-09	1.0000
2881.000	0.0173	0.0096	3.1888E-07	1.0000
2400.000	0.0157	0.0065	2.6111E-08	1.0000
2100.000	0.0148	0.0050	4.4484E-09	1.0000
1800.000	0.0141	0.0039	6.4832E-10	1.0000
1500.000	0.0136	0.0031	8.1979E-11	1.0000
1200.000	0.0136	0.0025	9.2110E-12	1.0000
900.000	0.0144	0.0021	9.5326E-13	1.0000
600.000	0.0170	0.0020	9.6228E-14	1.0000
445.000	0.0203	0.0021	3.0550E-14	1.0000
15.000 @ Tres	0.1781	0.0359	7.1524E-15	1.0000
14.695 @ Tstd				

A.4 AGOTAMIENTO A VOLUMEN CONSTANTE (AVC).

Expt 4 CVD : Constant Volume Depletion

Peng-Robinson (3-Param) on ZI with PR corr.
 Lohrenz-Bray-Clark Viscosity Correlation
 Density units are LB/FT3
 Specific volume units are CF/LB-ML
 Viscosity units are CPOISE
 Surface Tension units are DYNES/CM

Specified temperature Deg C 89.9000

Pressure PSIA	Inserted Point	Rel Volume	Vap Mole Frn	Liq Density	Vap Density
		Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000		0.9916		39.3590	
3200.000		0.9933		39.2938	
3100.000		0.9953		39.2126	
3000.000		0.9974		39.1297	
2882.164	- Psat	1.0000	1.0000E-35	39.0297	11.4683
2881.000		0.9998	0.0003	39.0323	11.4635
2400.000		0.9417	0.1211	40.1039	9.3866
2100.000		0.9094	0.1288	40.7691	8.1125
1800.000		0.8792	0.1519	41.4369	6.8661
1500.000		0.8507	0.1689	42.1113	5.6572
1200.000		0.8231	0.1801	42.7971	4.4943
900.000		0.7957	0.1860	43.5020	3.3826
600.000		0.7673	0.1882	44.2441	2.3204
445.000		0.7518	0.1364	44.6463	1.7913
15.000		0.6175	0.4286	46.9837	0.1034

Pressure PSIA	Inserted Point	Liq Z-Fac	Vap Z-Fac	Surf Tension	Liq Sat
		Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000		1.0070			1.0000
3200.000		0.9834			1.0000
3100.000		0.9547			1.0000
3000.000		0.9258			1.0000
2882.164	- Psat	0.8918	0.8316	1.5649	1.0000
2881.000		0.8915	0.8315	1.5669	0.9998
2400.000		0.7957	0.8251	2.6496	0.9417
2100.000		0.7283	0.8268	3.5698	0.9094
1800.000		0.6542	0.8328	4.7077	0.8792
1500.000		0.5729	0.8432	6.0817	0.8507
1200.000		0.4832	0.8579	7.7030	0.8231
900.000		0.3840	0.8767	9.5785	0.7957
600.000		0.2733	0.8997	11.7195	0.7673
445.000		0.2106	0.9130	12.9302	0.7518
15.000		0.0095	0.9899	17.7203	0.6175

Pressure PSIA	Inserted Point	Liq Visc	Vap Visc	Moles Extrac	2-Ph Z-Fac
		Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000		0.2248			1.0070
3200.000		0.2225			0.9834
3100.000		0.2197			0.9547
3000.000		0.2169			0.9258
2882.164	- Psat	0.2136	0.0225		0.8918
2881.000		0.2137	0.0225	0.0002	0.8915
2400.000		0.2439	0.0194	0.0687	0.7974
2100.000		0.2653	0.0178	0.1174	0.7362
1800.000		0.2893	0.0164	0.1708	0.6716
1500.000		0.3161	0.0153	0.2287	0.6017
1200.000		0.3465	0.0143	0.2910	0.5237
900.000		0.3812	0.0135	0.3580	0.4338
600.000		0.4219	0.0128	0.4308	0.3261
445.000		0.4458	0.0124	0.4710	0.2603
15.000		0.6259	0.0103	0.6960	0.0153

Pressure PSIA	Inserted Point	Liq Mol Vol	Vap Mol Vol
		Calculated	Calculated
3282.000		2.1516	
3200.000		2.1552	
3100.000		2.1597	
3000.000		2.1643	
2882.164	- Psat	2.1698	2.0233
2881.000		2.1702	2.0241
2400.000		2.3251	2.4110
2100.000		2.4319	2.7609
1800.000		2.5489	3.2446
1500.000		2.6783	3.9422
1200.000		2.8240	5.0135
900.000		2.9917	6.8312
600.000		3.1943	10.5155
445.000		3.3184	14.3876
15.000		4.4327	462.7777

Molar Distributions K-Values	Inserted Point	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)
		Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
3200.000		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
3100.000		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
3000.000		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
2882.164	- Psat	1.9354	1.0255	0.7011	0.4823
2881.000		1.9360	1.0256	0.7011	0.4822
2400.000		2.2304	1.0660	0.6769	0.4346
2100.000		2.4800	1.1071	0.6686	0.4096
1800.000		2.8112	1.1687	0.6691	0.3899
1500.000		3.2736	1.2641	0.6840	0.3781
1200.000		3.9662	1.4192	0.7239	0.3787
900.000		5.1212	1.6946	0.8128	0.4014
600.000		7.4367	2.2704	1.0218	0.4751
445.000		9.8587	2.8846	1.2550	0.5651
15.000		293.1452	73.3715	28.4389	11.3999

Molar Distributions K-Values	Inserted Point	Com(5 ,GRP5) Calculated	Com(6 ,GRP6) Calculated	Com(7 ,GRP7) Calculated
3282.000		1.0000	1.0000	1.0000
3200.000		1.0000	1.0000	1.0000
3100.000		1.0000	1.0000	1.0000
3000.000		1.0000	1.0000	1.0000
2882.164	- Psat	0.2985	0.0372	3.6785E-08
2881.000		0.2984	0.0371	1.0056E-05
2400.000		0.2456	0.0221	7.2386E-07
2100.000		0.2175	0.0159	1.1346E-07
1800.000		0.1938	0.0113	1.5144E-08
1500.000		0.1753	0.0082	1.7418E-09
1200.000		0.1631	0.0060	1.7647E-10
900.000		0.1600	0.0047	1.6287E-11
600.000		0.1748	0.0040	1.4440E-12
445.000		0.1992	0.0040	4.2525E-13
15.000		3.4612	0.0440	6.7563E-14

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(1 ,GRP1) Calculated	Com(2 ,GRP2) Calculated	Com(3 ,C3) Calculated	Com(4 ,GRP4) Calculated
3282.000		0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
3200.000		0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
3100.000		0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
3000.000		0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
2882.164	- Psat	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
2881.000		0.4027	0.1033	0.0778	0.0685
2400.000		0.3748	0.1029	0.0795	0.0712
2100.000		0.3524	0.1023	0.0808	0.0734
1800.000		0.3251	0.1014	0.0824	0.0761
1500.000		0.2918	0.0998	0.0841	0.0794
1200.000		0.2511	0.0970	0.0858	0.0834
900.000		0.2014	0.0919	0.0872	0.0881
600.000		0.1405	0.0822	0.0870	0.0935
445.000		0.1035	0.0741	0.0856	0.0963
15.000		0.0022	0.0033	0.0078	0.0187

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(5 ,GRP5) Calculated	Com(6 ,GRP6) Calculated	Com(7 ,GRP7) Calculated	Total Calculated
3282.000		0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
3200.000		0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
3100.000		0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
3000.000		0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
2882.164	- Psat	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
2881.000		0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
2400.000		0.0611	0.2765	0.0340	1.0000
2100.000		0.0637	0.2914	0.0359	1.0000
1800.000		0.0669	0.3099	0.0382	1.0000
1500.000		0.0709	0.3330	0.0411	1.0000
1200.000		0.0759	0.3620	0.0447	1.0000
900.000		0.0823	0.3996	0.0494	1.0000
600.000		0.0907	0.4504	0.0557	1.0000
445.000		0.0960	0.4845	0.0599	1.0000
15.000		0.0474	0.8163	0.1043	1.0000

Molar Distributions Liquid, X	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
3200.000	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
3100.000	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
3000.000	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
2882.164 - Psat	0.4028	0.1033	0.0778	0.0685
2881.000	0.4027	0.1033	0.0778	0.0685
2400.000	0.3505	0.1025	0.0810	0.0735
2100.000	0.3148	0.1015	0.0830	0.0771
1800.000	0.2764	0.0998	0.0851	0.0809
1500.000	0.2349	0.0971	0.0870	0.0850
1200.000	0.1902	0.0928	0.0885	0.0894
900.000	0.1422	0.0859	0.0889	0.0938
600.000	0.0911	0.0742	0.0869	0.0978
445.000	0.0636	0.0654	0.0841	0.0994
15.000	0.0008	0.0023	0.0067	0.0176

Molar Distributions Liquid, X	Com(5 ,GRP5)	Com(6 ,GRP6)	Com(7 ,GRP7)	Total
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
3200.000	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
3100.000	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
3000.000	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
2882.164 - Psat	0.0580	0.2579	0.0317	1.0000
2881.000	0.0580	0.2580	0.0317	1.0000
2400.000	0.0638	0.2926	0.0361	1.0000
2100.000	0.0680	0.3166	0.0391	1.0000
1800.000	0.0726	0.3429	0.0424	1.0000
1500.000	0.0777	0.3723	0.0460	1.0000
1200.000	0.0834	0.4056	0.0501	1.0000
900.000	0.0900	0.4443	0.0549	1.0000
600.000	0.0975	0.4917	0.0608	1.0000
445.000	0.1018	0.5212	0.0645	1.0000
15.000	0.0467	0.8209	0.1049	1.0000

Molar Distributions Vapour, Y	Com(1 ,GRP1)	Com(2 ,GRP2)	Com(3 ,C3)	Com(4 ,GRP4)
Inserted Point	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
3282.000				
3200.000				
3100.000				
3000.000				
2882.164 - Psat	0.7796	0.1059	0.0545	0.0330
2881.000	0.7796	0.1059	0.0545	0.0330
2400.000	0.7818	0.1092	0.0548	0.0320
2100.000	0.7808	0.1123	0.0555	0.0316
1800.000	0.7770	0.1166	0.0569	0.0315
1500.000	0.7690	0.1227	0.0595	0.0321
1200.000	0.7543	0.1317	0.0640	0.0338
900.000	0.7280	0.1456	0.0723	0.0377
600.000	0.6773	0.1685	0.0888	0.0465
445.000	0.6274	0.1885	0.1056	0.0562
15.000	0.2404	0.1697	0.1909	0.2012

Molar Distributions Vapour, Y Inserted Point	Com(5 ,GRP5) Calculated	Com(6 ,GRP6) Calculated	Com(7 ,GRP7) Calculated	Total Calculated
3282.000				
3200.000				
3100.000				
3000.000				
2882.164 - Psat	0.0173	0.0096	1.1661E-09	1.0000
2881.000	0.0173	0.0096	3.1888E-07	1.0000
2400.000	0.0157	0.0065	2.6111E-08	1.0000
2100.000	0.0148	0.0050	4.4331E-09	1.0000
1800.000	0.0141	0.0039	6.4137E-10	1.0000
1500.000	0.0136	0.0030	8.0120E-11	1.0000
1200.000	0.0136	0.0024	8.8457E-12	1.0000
900.000	0.0144	0.0021	8.9466E-13	1.0000
600.000	0.0170	0.0020	8.7827E-14	1.0000
445.000	0.0203	0.0021	2.7423E-14	1.0000
15.000	0.1617	0.0361	7.0860E-15	1.0000

A.5 PRUEBA DE SEPARADORES.

Expt 5 SEPS : Separators

Peng-Robinson (3-Param) on ZI with PR corr.
Lohrenz-Bray-Clark Viscosity Correlation

Stage number 1

Specified pressure PSIA 450.0000
Specified temperature Deg C 40.0000

GOR calc. is Gas Vol at STC/Stock Oil Vol

Feed is wellstream only

Output is 100.0% of liquid to stage 2 number moles 0.5494
100.0% of vapour to cumulative number moles 0.4506

Total number moles output to liquid stream 0.5494
Total number moles output to vapour stream 0.4506

Total liquid volume output BBL 0.2901
Total vapour volume output MSCF 0.1710

Stage Gas-oil ratio (Calculated) MSCF/STB 0.6875

Vapour mole fraction (Calculated) 0.4506

Stage Oil FVF (Calculated) RB/STB 1.1664

Fluid properties	Liquid		Vapour	
	Observed	Calculated	Observed	Calculated
Mole Weight		136.8365		21.1034
Z-factor		0.2206		0.9079
Viscosity		0.6101		0.0116
Density LB/FT3		46.1500		1.7293
Molar Vol CF/LB-ML		2.9650		12.2035

Molar Distributions Components		Fluid, Z	K-Values	Liquid, X	Vapour, Y
Mnemonic	Number	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
GRP1	1	0.4028	8.2992	0.0939	0.7794
GRP2	2	0.1033	1.7275	0.0778	0.1344
C3	3	0.0778	0.6013	0.0948	0.0570
GRP4	4	0.0685	0.2189	0.1057	0.0231
GRP5	5	0.0580	0.0581	0.1008	0.0059
GRP6	6	0.2579	0.0004	0.4693	0.0002
GRP7	7	0.0317	5.7470E-17	0.0577	3.3160E-18
Composition Total		1.0000		1.0000	1.0000

Stage number 2

Specified pressure PSIA 15.0000
 Specified temperature Deg C 15.5000

GOR calc. is Gas Vol at STC/Stock Oil Vol

Feed is 100.0% of liquid from stage 1 number moles 0.5494

Output is 100.0% of liquid to cumulative number moles 0.3860
 100.0% of vapour to cumulative number moles 0.1634

Total number moles output to liquid stream 0.3860
 Total number moles output to vapour stream 0.1634

Total liquid volume output BBL 0.2487
 Total vapour volume output MSCF 0.0620

Stage Gas-oil ratio (Calculated) MSCF/STB 0.2493

Vapour mole fraction (Calculated) 0.2974

Stage Oil FVF (Calculated) RB/STB 0.9999

Fluid properties	Liquid		Vapour	
	Observed	Calculated	Observed	Calculated
Mole Weight		179.5775		35.8674
Z-factor		0.0097		0.9879
Viscosity		1.1077		0.0090
Density LB/FT3		49.6373		0.0977
Molar Vol CF/LB-ML		3.6178		367.2267

Molar Distributions Components		Fluid, Z	K-Values	Liquid, X	Vapour, Y
Mnemonic	Number	Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
GRP1	1	0.0939	206.9657	0.0015	0.3122
GRP2	2	0.0778	28.1412	0.0086	0.2413
C3	3	0.0948	7.2451	0.0332	0.2405
GRP4	4	0.1057	1.9665	0.0821	0.1615
GRP5	5	0.1008	0.3539	0.1247	0.0441
GRP6	6	0.4693	0.0006	0.6678	0.0004
GRP7	7	0.0577	3.1332E-21	0.0821	2.5732E-22
Composition Total		1.0000		1.0000	1.0000

Cumulatives for Separator Train

Standard pressure PSIA	14.6959
Standard temperature Deg C	15.5556
Cumulative liquid mole fraction	0.3860
Cumulative vapour mole fraction	0.6140
Cumulative Surface volume oil BBL	0.2487
Cumulative Surface volume gas MSCF	0.2330
Cumulative GOR (Calculated) MSCF/STB	0.9368

Fluid properties	Liquid	Vapour
	Calculated	Calculated
Mole Weight	179.5775	25.0323
Z-factor	0.0095	0.9943
Viscosity	1.1070	0.0099
Density LB/FT3	49.6343	0.0663
Molar Vol CF/LB-ML	3.6180	377.2968

Molar Distributions Components		Total, Z	Liquid, X	Vapour, Y	K-Values
Mnemonic	Number	Measured	Calculated	Calculated	Calculated
GRP1	1	0.4028	0.0015	0.6551	434.2586
GRP2	2	0.1033	0.0086	0.1628	18.9900
C3	3	0.0778	0.0332	0.1058	3.1891
GRP4	4	0.0685	0.0821	0.0599	0.7302
GRP5	5	0.0580	0.1247	0.0160	0.1286
GRP6	6	0.2579	0.6678	0.0002	0.0004
GRP7	7	0.0317	0.0821	2.4336E-18	2.9633E-17
Composition Total		1.0000	1.0000	1.0000	

APÉNDICE B

RESULTADOS DE LAS PRUEBAS ESPECIALES POR INYECCIÓN DE CO₂, SIMULADOS EN EL SOFTWARE COMERCIAL

B.1 PRUEBA DE EXPANSIÓN.

Expt SWELL : Swelling Test

Peng-Robinson on ZI with PR corr.
 Lohrenz-Bray-Clark Viscosity Correlation
 Density units are LB/FT3
 Specific volume units are CF/LB-ML
 Viscosity units are CPOISE
 Surface Tension units are DYNES/CM
 Pressure units are PSIA

Specified temperature Deg C 89.9000
 Injection gas CO

Initial Psat is Bubble point

Fluid Type: D => Dew Point, B => Bubble Point

Mol Frac Gas Added	Inserted Point	GOR	Psat	Swell Factor	Mole Weight
		Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
0.000	-No Gas		2882.4142	1.0000	84.6865
0.100	B	0.1111	2988.5373	1.0503	80.6189
0.200	B	0.2499	3110.8012	1.1134	76.5512
0.300	B	0.4284	3253.3959	1.1949	72.4836
0.400	B	0.6664	3422.6248	1.3037	68.4159
0.500	B	0.9997	3627.7055	1.4557	64.3483
0.600	B	1.4995	3879.1147	1.6822	60.2806
0.700	B	2.3326	4173.0707	2.0570	56.2130
0.800	D	3.9987	4422.2213	2.8152	52.1453
0.900	D	8.9970	4178.4731	5.3125	48.0777
1.000	B				

Mol Frac Gas Added	Inserted Point	Z-Factor	Viscosity	Density	MolarVolume
		Calculated	Calculated	Calculated	Calculated
0.000	-No Gas	0.8760	0.2200	39.7345	2.1313
0.100	B	0.8585	0.2040	40.0171	2.0146
0.200	B	0.8421	0.1863	40.3234	1.8984
0.300	B	0.8270	0.1680	40.6593	1.7827
0.400	B	0.8137	0.1496	41.0366	1.6672
0.500	B	0.8025	0.1320	41.4796	1.5513
0.600	B	0.7933	0.1158	42.0321	1.4342
0.700	B	0.7827	0.1011	42.7394	1.3153
0.800	D	0.7567	0.0868	43.4541	1.2000
0.900	D	0.6746	0.0690	42.4618	1.1323
1.000	B				

Mol Frac Gas Added	Inserted Point	Surf Tension Calculated
0.000	-No Gas	1.5898
0.100	B	1.1659
0.200	B	0.7700
0.300	B	0.4333
0.400	B	0.1876
0.500	B	0.0502
0.600	B	0.0046
0.700	B	1.3124E-06
0.800	D	0.0015
0.900	D	0.0524
1.000	B	

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(1 ,N2) Calculated	Com(2 ,CO2) Calculated	Com(3 ,H2S) Calculated	Com(4 ,C1) Calculated
0.000	-No Gas	0.0077	0.0021		0.3951
0.100	B	0.0069	0.1019		0.3556
0.200	B	0.0062	0.2017		0.3161
0.300	B	0.0054	0.3015		0.2766
0.400	B	0.0046	0.4013		0.2371
0.500	B	0.0039	0.5010		0.1976
0.600	B	0.0031	0.6008		0.1580
0.700	B	0.0023	0.7006		0.1185
0.800	D	0.0015	0.8004		0.0790
0.900	D	0.0008	0.9002		0.0395
1.000	B				

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(9 ,IC5) Calculated	Com(10 ,NC5) Calculated	Com(11 ,C6) Calculated	Com(12 ,C7) Calculated
0.000	-No Gas	0.0233	0.0141	0.0206	0.0329
0.100	B	0.0210	0.0127	0.0185	0.0296
0.200	B	0.0186	0.0113	0.0165	0.0263
0.300	B	0.0163	0.0099	0.0144	0.0230
0.400	B	0.0140	0.0085	0.0124	0.0197
0.500	B	0.0117	0.0070	0.0103	0.0164
0.600	B	0.0093	0.0056	0.0082	0.0132
0.700	B	0.0070	0.0042	0.0062	0.0099
0.800	D	0.0047	0.0028	0.0041	0.0066
0.900	D	0.0023	0.0014	0.0021	0.0033
1.000	B				

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(13 ,C8) Calculated	Com(14 ,C9) Calculated	Com(15 ,C10) Calculated	Com(16 ,C11) Calculated
0.000	-No Gas	0.0275	0.0294	0.0261	0.0209
0.100	B	0.0247	0.0265	0.0235	0.0188
0.200	B	0.0220	0.0235	0.0209	0.0167
0.300	B	0.0192	0.0206	0.0183	0.0146
0.400	B	0.0165	0.0176	0.0157	0.0125
0.500	B	0.0138	0.0147	0.0131	0.0104
0.600	B	0.0110	0.0118	0.0104	0.0084
0.700	B	0.0083	0.0088	0.0078	0.0063
0.800	D	0.0055	0.0059	0.0052	0.0042
0.900	D	0.0027	0.0029	0.0026	0.0021
1.000	B				

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(17,C12+) Calculated	Total Calculated
0.000	-No Gas	0.1528	1.0000
0.100	B	0.1375	1.0000
0.200	B	0.1222	1.0000
0.300	B	0.1070	1.0000
0.400	B	0.0917	1.0000
0.500	B	0.0764	1.0000
0.600	B	0.0611	1.0000
0.700	B	0.0458	1.0000
0.800	D	0.0306	1.0000
0.900	D	0.0153	1.0000
1.000	B		

Molar Distributions Liquid, X	Inserted Point	Com(1 ,N2) Calculated	Com(2 ,CO2) Calculated	Com(3 ,H2S) Calculated	Com(4 ,C1) Calculated
0.000	-No Gas	0.0077	0.0021		0.3951
0.100	B	0.0069	0.1019		0.3556
0.200	B	0.0062	0.2017		0.3161
0.300	B	0.0054	0.3015		0.2766
0.400	B	0.0046	0.4013		0.2371
0.500	B	0.0039	0.5010		0.1976
0.600	B	0.0031	0.6008		0.1580
0.700	B	0.0023	0.7006		0.1185
0.800	D	0.0013	0.7444		0.0736
0.900	D	0.0005	0.7508		0.0335
1.000	B				

Molar Distributions Liquid, X	Inserted Point	Com(5 ,C2) Calculated	Com(6 ,C3) Calculated	Com(7 ,IC4) Calculated	Com(8 ,NC4) Calculated
0.000	-No Gas	0.1012	0.0778	0.0236	0.0449
0.100	B	0.0911	0.0700	0.0212	0.0404
0.200	B	0.0810	0.0622	0.0189	0.0359
0.300	B	0.0708	0.0545	0.0165	0.0314
0.400	B	0.0607	0.0467	0.0142	0.0269
0.500	B	0.0506	0.0389	0.0118	0.0225
0.600	B	0.0405	0.0311	0.0094	0.0180
0.700	B	0.0304	0.0233	0.0071	0.0135
0.800	D	0.0209	0.0169	0.0054	0.0104
0.900	D	0.0110	0.0097	0.0033	0.0066
1.000	B				

Molar Distributions Liquid, X	Inserted Point	Com(9 ,IC5) Calculated	Com(10,NC5) Calculated	Com(11,C6) Calculated	Com(12,C7) Calculated
0.000	-No Gas	0.0233	0.0141	0.0206	0.0329
0.100	B	0.0210	0.0127	0.0185	0.0296
0.200	B	0.0186	0.0113	0.0165	0.0263
0.300	B	0.0163	0.0099	0.0144	0.0230
0.400	B	0.0140	0.0085	0.0124	0.0197
0.500	B	0.0117	0.0070	0.0103	0.0164
0.600	B	0.0093	0.0056	0.0082	0.0132
0.700	B	0.0070	0.0042	0.0062	0.0099
0.800	D	0.0056	0.0034	0.0053	0.0089
0.900	D	0.0038	0.0024	0.0039	0.0071
1.000	B				

Molar Distributions Liquid, X	Inserted Point	Com(13,C8) Calculated	Com(14,C9) Calculated	Com(15,C10) Calculated	Com(16,C11) Calculated
0.000	-No Gas	0.0275	0.0294	0.0261	0.0209
0.100	B	0.0247	0.0265	0.0235	0.0188
0.200	B	0.0220	0.0235	0.0209	0.0167
0.300	B	0.0192	0.0206	0.0183	0.0146
0.400	B	0.0165	0.0176	0.0157	0.0125
0.500	B	0.0138	0.0147	0.0131	0.0104
0.600	B	0.0110	0.0118	0.0104	0.0084
0.700	B	0.0083	0.0088	0.0078	0.0063
0.800	D	0.0077	0.0086	0.0079	0.0066
0.900	D	0.0065	0.0077	0.0075	0.0066
1.000	B				

Molar Distributions Liquid, X	Inserted Point	Com(17,C12+) Calculated	Total Calculated
0.000	-No Gas	0.1528	1.0000
0.100	B	0.1375	1.0000
0.200	B	0.1222	1.0000
0.300	B	0.1070	1.0000
0.400	B	0.0917	1.0000
0.500	B	0.0764	1.0000
0.600	B	0.0611	1.0000
0.700	B	0.0458	1.0000
0.800	D	0.0731	1.0000
0.900	D	0.1391	1.0000
1.000	B		

Molar Distributions Vapour, Y	Inserted Point	Com(1 ,N2) Calculated	Com(2 ,CO2) Calculated	Com(3 ,H2S) Calculated	Com(4 ,C1) Calculated
0.000	-No Gas	0.0218	0.0027		0.7495
0.100	B	0.0180	0.1287		0.6394
0.200	B	0.0145	0.2516		0.5322
0.300	B	0.0112	0.3689		0.4299
0.400	B	0.0083	0.4775		0.3350
0.500	B	0.0058	0.5732		0.2503
0.600	B	0.0038	0.6515		0.1784
0.700	B	0.0024	0.7087		0.1202
0.800	D	0.0015	0.8004		0.0790
0.900	D	0.0008	0.9002		0.0395
1.000	B				

Molar Distributions Vapour, Y	Inserted Point	Com(5 ,C2) Calculated	Com(6 ,C3) Calculated	Com(7 ,IC4) Calculated	Com(8 ,NC4) Calculated
0.000	-No Gas	0.1037	0.0553	0.0127	0.0211
0.100	B	0.0935	0.0517	0.0122	0.0206
0.200	B	0.0830	0.0479	0.0117	0.0200
0.300	B	0.0723	0.0437	0.0110	0.0192
0.400	B	0.0614	0.0392	0.0103	0.0182
0.500	B	0.0505	0.0342	0.0094	0.0169
0.600	B	0.0401	0.0288	0.0083	0.0153
0.700	B	0.0303	0.0231	0.0069	0.0132
0.800	D	0.0202	0.0156	0.0047	0.0090
0.900	D	0.0101	0.0078	0.0024	0.0045
1.000	B				

Molar Distributions Vapour, Y	Inserted Point	Com(9 , IC5) Calculated	Com(10, NC5) Calculated	Com(11, C6) Calculated	Com(12, C7) Calculated
0.000	-No Gas	0.0085	0.0047	0.0048	0.0054
0.100	B	0.0085	0.0048	0.0050	0.0059
0.200	B	0.0085	0.0048	0.0053	0.0064
0.300	B	0.0085	0.0049	0.0056	0.0071
0.400	B	0.0083	0.0048	0.0059	0.0078
0.500	B	0.0081	0.0047	0.0061	0.0086
0.600	B	0.0076	0.0045	0.0061	0.0092
0.700	B	0.0068	0.0041	0.0059	0.0094
0.800	D	0.0047	0.0028	0.0041	0.0066
0.900	D	0.0023	0.0014	0.0021	0.0033
1.000	B				

Molar Distributions Vapour, Y	Inserted Point	Com(13, C8) Calculated	Com(14, C9) Calculated	Com(15, C10) Calculated	Com(16, C11) Calculated
0.000	-No Gas	0.0035	0.0028	0.0019	0.0012
0.100	B	0.0039	0.0032	0.0023	0.0014
0.200	B	0.0044	0.0038	0.0027	0.0018
0.300	B	0.0050	0.0045	0.0033	0.0023
0.400	B	0.0057	0.0053	0.0042	0.0029
0.500	B	0.0065	0.0063	0.0052	0.0038
0.600	B	0.0073	0.0074	0.0063	0.0048
0.700	B	0.0078	0.0083	0.0073	0.0058
0.800	D	0.0055	0.0059	0.0052	0.0042
0.900	D	0.0027	0.0029	0.0026	0.0021
1.000	B				

Molar Distributions Vapour, Y	Inserted Point	Com(17, C12+) Calculated	Total Calculated
0.000	-No Gas	0.0005	1.0000
0.100	B	0.0008	1.0000
0.200	B	0.0014	1.0000
0.300	B	0.0026	1.0000
0.400	B	0.0052	1.0000
0.500	B	0.0104	1.0000
0.600	B	0.0207	1.0000
0.700	B	0.0397	1.0000
0.800	D	0.0306	1.0000
0.900	D	0.0153	1.0000
1.000	B		

B.2 PRUEBA DE VAPORIZACIÓN

Expt VAPOUR : Vapourisation Test

Peng-Robinson on ZI with PR corr.
 Lohrenz-Bray-Clark Viscosity Correlation
 Density units are LB/FT3
 Specific volume units are CF/LB-ML
 Viscosity units are CPOISE
 Gas Volume Added units are FT3

Specified temperature Deg C 89.9000
 Specified pressure PSIA 3628.0000
 Injection gas CO

Initial Psat is Bubble point

Fluid Type: D => Dew Point, B => Bubble Point

Cum Moles Gas Added	Inserted Point	Vol Gas Add Calculated	Psat Calculated	Relative Vol Calculated	Liq Mole Wt Calculated
0.000	-No Gas		2882.4142	1.0000	84.6865
1.000	B	836.6028	3627.7055	1.4785	64.3483
1.500	B	1254.9042	3809.7035	1.2782	67.0594
2.000	B	1673.2056	4098.8530	1.2762	71.5412
3.000	B	2509.8084	4819.7306	1.5440	80.3662
4.000	D	3346.4112	5732.7909	1.5383	87.8951
5.000	D	4183.0140	6980.0350	1.5358	93.8435

Cum Moles Gas Added	Inserted Point	Vap Mole Wt Calculated	Liq Mol Vol Calculated	Vap Mol Vol Calculated	Liq Sat Calculated
0.000	-No Gas		2.0985		1.0000
1.000	B		1.5513		1.0000
1.500	B	45.3963	1.5393	1.2976	0.8446
2.000	B	46.7059	1.5757	1.2639	0.6578
3.000	B	47.1255	1.6873	1.2224	0.4363
4.000	D	46.9867	1.7984	1.1964	0.3199
5.000	D	46.7628	1.8920	1.1801	0.2464

Cum Moles Gas Added	Inserted Point	Vap Sat Calculated	Liq Dens Calculated	Vap Dens Calculated	Oil RelVol Calculated
0.000	-No Gas		40.3561		1.0000
1.000	B		41.4801		1.0000
1.500	B	0.1554	43.5656	34.9859	0.8446
2.000	B	0.3422	45.4042	36.9541	0.6578
3.000	B	0.5637	47.6311	38.5527	0.4363
4.000	D	0.6801	48.8738	39.2744	0.3199
5.000	D	0.7536	49.6009	39.6262	0.2464

Cum Moles Gas Added	Inserted Point	Liq Z-Fac Calculated	Vap Z-Fac Calculated	Gas Grav Calculated	Vap Mol-Frac Calculated
0.000	-No Gas	1.0856			
1.000	B	0.8025			
1.500	B	0.7963	0.6713	1.5670	0.3785
2.000	B	0.8151	0.6539	1.6122	0.5396
3.000	B	0.8729	0.6324	1.6267	0.7780
4.000	D	0.9304	0.6189	1.6219	0.8513
5.000	D	0.9788	0.6105	1.6142	0.8935

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(1 ,N2) Calculated	Com(2 ,CO2) Calculated	Com(3 ,H2S) Calculated	Com(4 ,C1) Calculated
0.000	-No Gas	0.0077	0.0021		0.3951
1.000	B	0.0038	0.5010		0.1975
1.500	B	0.0026	0.6181		0.1382
2.000	B	0.0018	0.7024		0.0989
3.000	B	0.0010	0.8035		0.0568
4.000	D	0.0006	0.8656		0.0335
5.000	D	0.0003	0.9053		0.0202

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(5 ,C2) Calculated	Com(6 ,C3) Calculated	Com(7 ,IC4) Calculated	Com(8 ,NC4) Calculated
0.000	-No Gas	0.1012	0.0778	0.0236	0.0449
1.000	B	0.0506	0.0389	0.0118	0.0224
1.500	B	0.0370	0.0291	0.0090	0.0172
2.000	B	0.0274	0.0219	0.0069	0.0133
3.000	B	0.0163	0.0133	0.0043	0.0083
4.000	D	0.0099	0.0082	0.0027	0.0052
5.000	D	0.0061	0.0051	0.0017	0.0033

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(9 ,IC5) Calculated	Com(10 ,NC5) Calculated	Com(11 ,C6) Calculated	Com(12 ,C7) Calculated
0.000	-No Gas	0.0233	0.0141	0.0206	0.0329
1.000	B	0.0116	0.0070	0.0103	0.0164
1.500	B	0.0091	0.0055	0.0082	0.0133
2.000	B	0.0071	0.0043	0.0065	0.0107
3.000	B	0.0045	0.0028	0.0043	0.0072
4.000	D	0.0029	0.0018	0.0028	0.0048
5.000	D	0.0018	0.0011	0.0018	0.0032

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(13 ,C8) Calculated	Com(14 ,C9) Calculated	Com(15 ,C10) Calculated	Com(16 ,C11) Calculated
0.000	-No Gas	0.0275	0.0294	0.0261	0.0209
1.000	B	0.0137	0.0147	0.0130	0.0104
1.500	B	0.0113	0.0122	0.0109	0.0088
2.000	B	0.0092	0.0100	0.0091	0.0074
3.000	B	0.0062	0.0070	0.0064	0.0053
4.000	D	0.0042	0.0048	0.0045	0.0038
5.000	D	0.0029	0.0033	0.0032	0.0027

Molar Distributions Fluid, Z	Inserted Point	Com(17,C12+) Calculated	Total Calculated
0.000	-No Gas	0.1528	1.0000
1.000	B	0.0764	1.0000
1.500	B	0.0694	1.0000
2.000	B	0.0630	1.0000
3.000	B	0.0529	1.0000
4.000	D	0.0448	1.0000
5.000	D	0.0380	1.0000

Molar Distributions Liquid, X	Inserted Point	Com(1,N2) Calculated	Com(2,CO2) Calculated	Com(3,H2S) Calculated	Com(4,C1) Calculated
0.000	-No Gas	0.0077	0.0021		0.3951
1.000	B	0.0039	0.5010		0.1976
1.500	B	0.0024	0.6024		0.1329
2.000	B	0.0015	0.6592		0.0908
3.000	B	0.0007	0.7072		0.0489
4.000	D	0.0004	0.7280		0.0278
5.000	D	0.0002	0.7380		0.0164

Molar Distributions Liquid, X	Inserted Point	Com(5,C2) Calculated	Com(6,C3) Calculated	Com(7,IC4) Calculated	Com(8,NC4) Calculated
0.000	-No Gas	0.1012	0.0778	0.0236	0.0449
1.000	B	0.0506	0.0389	0.0118	0.0225
1.500	B	0.0371	0.0298	0.0093	0.0180
2.000	B	0.0277	0.0232	0.0075	0.0148
3.000	B	0.0169	0.0151	0.0052	0.0104
4.000	D	0.0105	0.0098	0.0035	0.0072
5.000	D	0.0066	0.0064	0.0024	0.0049

Molar Distributions Liquid, X	Inserted Point	Com(9,IC5) Calculated	Com(10,NC5) Calculated	Com(11,C6) Calculated	Com(12,C7) Calculated
0.000	-No Gas	0.0233	0.0141	0.0206	0.0329
1.000	B	0.0117	0.0070	0.0103	0.0164
1.500	B	0.0096	0.0058	0.0088	0.0145
2.000	B	0.0081	0.0050	0.0078	0.0132
3.000	B	0.0059	0.0037	0.0062	0.0111
4.000	D	0.0043	0.0027	0.0047	0.0088
5.000	D	0.0030	0.0019	0.0035	0.0068

Molar Distributions Liquid, X	Inserted Point	Com(13,C8) Calculated	Com(14,C9) Calculated	Com(15,C10) Calculated	Com(16,C11) Calculated
0.000	-No Gas	0.0275	0.0294	0.0261	0.0209
1.000	B	0.0138	0.0147	0.0131	0.0104
1.500	B	0.0123	0.0135	0.0122	0.0099
2.000	B	0.0115	0.0129	0.0119	0.0098
3.000	B	0.0101	0.0118	0.0113	0.0097
4.000	D	0.0083	0.0101	0.0100	0.0089
5.000	D	0.0066	0.0083	0.0085	0.0078

Molar Distributions Vapour, Y Inserted Point	Com(1 ,N2) Calculated	Com(2 ,CO2) Calculated	Com(3 ,H2S) Calculated	Com(4 ,C1) Calculated
0.000 -No Gas				
1.000 B				
1.500 B	0.0035	0.6904		0.1629
2.000 B	0.0022	0.7691		0.1114
3.000 B	0.0012	0.8576		0.0612
4.000 D	0.0006	0.9087		0.0353
5.000 D	0.0004	0.9394		0.0209

Molar Distributions Vapour, Y Inserted Point	Com(5 ,C2) Calculated	Com(6 ,C3) Calculated	Com(7 ,IC4) Calculated	Com(8 ,NC4) Calculated
0.000 -No Gas				
1.000 B				
1.500 B	0.0367	0.0262	0.0075	0.0138
2.000 B	0.0270	0.0200	0.0059	0.0109
3.000 B	0.0160	0.0124	0.0037	0.0071
4.000 D	0.0097	0.0077	0.0024	0.0046
5.000 D	0.0060	0.0049	0.0015	0.0030

Molar Distributions Vapour, Y Inserted Point	Com(9 ,IC5) Calculated	Com(10,NC5) Calculated	Com(11,C6) Calculated	Com(12,C7) Calculated
0.000 -No Gas				
1.000 B				
1.500 B	0.0068	0.0040	0.0054	0.0080
2.000 B	0.0055	0.0033	0.0046	0.0069
3.000 B	0.0037	0.0022	0.0032	0.0050
4.000 D	0.0024	0.0015	0.0022	0.0035
5.000 D	0.0016	0.0010	0.0015	0.0025

Molar Distributions Vapour, Y Inserted Point	Com(13,C8) Calculated	Com(14,C9) Calculated	Com(15,C10) Calculated	Com(16,C11) Calculated
0.000 -No Gas				
1.000 B				
1.500 B	0.0063	0.0062	0.0052	0.0039
2.000 B	0.0055	0.0056	0.0048	0.0036
3.000 B	0.0041	0.0043	0.0037	0.0029
4.000 D	0.0030	0.0032	0.0028	0.0022
5.000 D	0.0021	0.0023	0.0021	0.0017

Molar Distributions Vapour, Y Inserted Point	Com(17,C12+) Calculated	Total Calculated
0.000 -No Gas		
1.000 B		
1.500 B	0.0134	1.0000
2.000 B	0.0137	1.0000
3.000 B	0.0119	1.0000
4.000 D	0.0103	1.0000
5.000 D	0.0093	1.0000

B.3 PRUEBA DE CONTACTO.

Expt MCMP : Multiple Contact Miscibility Calculation

Peng-Robinson on ZI with PR corr.
 Lohrenz-Bray-Clark Viscosity Correlation

Specified temperature Deg C 89.9000

Vapourising drive injection gas CO

Multiple contact miscibility pressure PSIA 3912.2789
 (to 1 atmosphere accuracy)

Fluid properties	Liquid
	Calculated
Mole Weight	52.9713
Z-factor	0.7550
Viscosity	0.0889
Density LB/FT3	39.1399
Molar Vol CF/LB-ML	1.3534

Molar Distributions		Total, Z	Liquid, X
Mnemonic	Number	Measured	Calculated
N2	1	0.0038	0.0038
CO2	2	0.5875	0.5875
H2S	3		
C1	4	0.1889	0.1889
C2	5	0.0457	0.0457
C3	6	0.0340	0.0340
IC4	7	0.0100	0.0100
NC4	8	0.0188	0.0188
IC5	9	0.0096	0.0096
NC5	10	0.0057	0.0057
C6	11	0.0081	0.0081
C7	12	0.0125	0.0125
C8	13	0.0102	0.0102
C9	14	0.0106	0.0106
C10	15	0.0091	0.0091
C11	16	0.0071	0.0071
C12+	17	0.0384	0.0384
Composition Total		1.0000	1.0000

NOMENCLATURA.

N_2	Nitrógeno
CO_2	Dióxido de Carbono
H_2S	Acido Sulhídrico
p	Presión
p_b	Presión de burbuja
p_y	Presión de yacimiento
p_c	Presión crítica
p_{pc}	Presión pseudocrítica
p_{pc}	Presión pseudocrítica modificada .por presencia de H_2S y CO_2 .
p_{pr}	Presión pseudoreducida.
T	Temperatura
T_c	Temperatura Crítica
T_r	Temperatura reducida
T_{pc}	Temperatura pseudocrítica
T_{pc}	Temperatura modificada .por presencia de H_2S y CO_2 .
T_{pr}	Temperatura pseudoreducida.
V	Volumen.
V_M	Volumen molar real.
V_{Mc}	Volumen molar en el punto crítico.
V_o	Volumen de aceite.
V_g	Volumen de gas.
V_{gl}	Volumen de gas libre.
V_{gd}	Volumen de gas disuelto en el aceite
V_r	Volumen real de un gas
V_i	Volumen ideal de un gas
K	Relación de equilibrio líquido-vapor.
n	Número total de moles en la mezcla.
\bar{n}_L	Fracciones de mol en <i>lbm-mol de líquido</i> respecto a <i>lbm-mol totales</i> .
\bar{n}_g	Fracciones de mol en <i>lbm-mol de vapor</i> respecto a <i>lbm-mol totales</i> .
n_g	Número total de moles presentes en el vapor (gas), en <i>lbm-mol</i> del j^{th} componente.
n_L	Número total de moles presentes en el líquido, en <i>lbm-mol</i> del j^{th} componente.
p_b	Presión de burbuja.
p_d	Presión de rocío.
p_{vj}	Presión de vapor que ejerce el componente puro j a la temperatura deseada.
x_j	Fracción mol del componente j en el líquido en <i>fracción</i> .
$x_j n_L$	Número de moles del componente j en la fase líquida.
y_j	Fracción mol del componente j en el vapor expresada en <i>fracción</i> .
$y_j n_g$	Número de moles del componente j en la fase de vapor.
z_j	Fracción mol del componente j en la mezcla total incluyendo las fases líquido y vapor
$z_j n$	Número de moles del componente j en la mezcla.
Rs	Relación de solubilidad.
R_{sb}	Relación de solubilidad en el punto de burbuja.
RGA	Relación gas-aceite.
Rsw	Relación gas-agua.

Rswp	Relación de solubilidad del agua pura.
γ_g	Densidad relativa del gas.
γ_{gs}	Densidad relativa del gas a condiciones del separador.
γ_o	Densidad relativa del aceite.
$^{\circ}\text{API}$	Grados API (unidades para medir la densidad de un fluido en la industria petrolera)
B_o	Factor de volumen del aceite.
B_{ob}	Factor de volumen del aceite en el punto de burbuja.
B_t	Factor de volumen total.
B_g	Factor de volumen del gas.
B_w	Factor de volumen del agua.
C_o	Compresibilidad de aceite.
C_g	Compresibilidad del gas.
C_w	Compresibilidad del agua.
ρ	Densidad.
ρ_o	Densidad del aceite.
ρ_g	Densidad del gas.
ρ_w	Densidad del agua.
ρ^v	Densidad de la fase vapor.
ρ^L	Densidad de la fase líquida.
ρ_{al}	Densidad aparente del gas en estado líquido.
ρ_{ao}	Densidad de aceite aparente.
μ_o	Viscosidad del aceite.
μ_g	Viscosidad del gas.
μ_w	Viscosidad del agua.
R	Constante universal de los gases.
M_g	Peso molecular del gas.
M_{aire}	Peso molecular del aire.
z	Factor de compresibilidad del gas.
z_c	Factor de compresibilidad crítica del gas.
z^L	Factor de compresibilidad de la fase líquida.
z^v	Factor de compresibilidad de la fase vapor (gas) adimensional.
S	Salinidad del agua.
a_C	Constante en la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong, valor de a_T a la T_c
a_j	Parámetro a de la ecuación de estado de Redlich-Kwong para el componente \hat{j}
a_m	Parámetro a de la mezcla.
a_T	Constante dependiente de la temperatura, en las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong
a_{Ti}	Término dependiente de la temperatura del componente \hat{i} , en la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong.
a_{Tj}	Término dependiente de la temperatura del componente \hat{j} , en la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong.
b_j	Parámetro b de la ecuación de Redlich-Kwong para el componente \hat{j} .

b_m	Parámetro b de la mezcla.
EdE	Ecuación de estado.
EoS	Ecuaciones de estado en inglés (equations of state)
m	Constante en las ecuaciones de Soave-Redlich-Kwong y Peng Robinson.
q	Número de componentes en la mezcla
α	Término dependiente de la temperatura en las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong y Peng Robinson.
α_j	Coefficiente dependiente de la temperatura en las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong y Peng Robinson del componente j .
ω	Factor acéntrico de Pitzer
Ω_a	Parámetro de las sustancias puras adimensionales de la ecuación de Soave-Redlich-Kwong y Peng Robinson, respectivamente e igual a 0.421875 y 0.42748.
Ω_b	Parámetro de las sustancias puras adimensionales de las ecuaciones de Soave-Redlich-Kwong y Peng Robinson, respectivamente e igual a 0.125 y 0.0866.
δ_{ij}	Coefficientes de interacción binarios.
ACC	Agotamiento a Composición Constante.
AD	Agotamiento Diferencial.
AVC	Agotamiento a Volumen Constante.
ESE	Estudio de Separadores en Etapas.
p_{wf}	Presión de fondo fluyendo.
RGA	Relación gas-aceite.
p_{sat}	Presión de saturación.
V_t	Volumen total.
V_r	Volumen relativo.
RS_{Sb}	Relación de gas disuelto medida en la prueba del separador
RS_{Db}	Relación de gas disuelto medido en la prueba de Liberación Diferencial a la presión de burbuja.
RS_D	Relación de gas disuelto medido en la prueba de Liberación Diferencial a la presión de interés.
B_{oSb}	Factor de volumen del aceite medido en la prueba del separador.
B_{oDb}	Factor de volumen del aceite medido en la prueba de Liberación Diferencial a la presión de burbuja.
V_b	Volumen de hidrocarburos medido a la Presión de burbuja en la prueba de Liberación Flash
B_{ID}	Factor de volumen total de la formación de la prueba de Liberación Diferencial.
Pycto	Presión del yacimiento.
Tycto	Temperatura del yacimiento.
q_{gi}	Gasto de gas a una determinada etapa.
q_o	Gasto de aceite.
CO ₂	Bióxido de Carbono.
M	Peso molecular.
ρ_{CO_2}	Densidad del CO ₂ .
μ_{CO_2}	Viscosidad del CO ₂ .
H_{CO_2}	Entalpía del CO ₂

U	Energía interna.
R_{oCO_2}	Relación de solubilidad del aceite saturado con CO_2 .
X_{CO_2}	Fracción mol del CO_2 .
M_{aceite}	Peso molecular del aceite.
ρ_{osc}	Densidad del aceite a condiciones estándar
B_{oCO_2}	Factor de volumen del aceite saturado con CO_2
ρ_{oCO_2}	Densidad del aceite saturado con CO_2
μ_{oCO_2}	Viscosidad del aceite saturado con CO_2
P_{max}	Máxima presión que puede alcanzar el yacimiento.
D	Profundidad a la que se encuentra el yacimiento
PMM	Presión mínima de miscibilidad.
P_{pmm}	Presión mínima de miscibilidad dinámica.
$P_{c,inj}$	Presión crítica del gas a inyectar
T_{res}	Temperatura del yacimiento.
$T_{c,inj}$	Temperatura crítica del gas a inyectar.
M_{inj}	Peso molecular del gas a inyectar.
I	Índice de caracterización del aceite
MWC_5	Peso molecular de la fracción del pentano y más pesado.
Y_{C1}	Porcentaje mol del nitrógeno y el metano.
T_{cm}	Temperatura pseudocrítica de la corriente de inyección de gas CO_2 ya sea puro o impuro.
w_{ci}	Fracción peso de cada componente.
R_{wCO_2}	Relación de solubilidad del aceite saturada con CO_2
B_{wCO_2}	Factor de volumen del agua saturada con CO_2
ρ_{wCO_2}	Densidad del agua saturada con CO_2 .
μ_{wCO_2}	Viscosidad del agua saturada con CO_2

BIBLIOGRAFÍA.

1. Hunt, J.A.M: "Petroleum Geochemistry and Geology", W.H. Freeman and Co., San Francisco (1979)
2. England, W.A and Mackenzie, A.S: "Geochemistry of Petroleum Reservoirs", Geologische Rundschau, 78, 214-237 (1989)
3. Nelson, W.L.: "Petroleum Refinery Engineering", 4^{ta} Ed., McGraw-Hill, New York (1958).
4. Institute of Petroleum: "Methods for Analysis and Testing", The Institute of Petroleum, John Wiley and Sons, New York (1984)
5. McCain, W.D: "The Properties of Petroleum Fluids", 2nd Ed., Pennwell Books, Tulsa (1990).
6. Craft, B.C. Hawkins, M: "Applied Petroleum Reservoir Engineering", 2nd Ed,
7. Garaicochea Petrirena, Francisco, et.al. "Transporte de Hidrocarburos por ductos", CIPM, México (1991).
8. Standing, M.B: "Volumetric and Phase Behaviour of Oil Field Hydrocarbon Systems, 9th Printing, SPE, Dallas, Texas (1941).
9. Vasquez, M. and Beggs, H.D: "Correlations for Fluid Physical Property Prediction", JPT, 968-970 (1980).
10. Frick, T.C: "Petroleum Production Handbook", Volume II, SPE, Dallas (1962).
11. Glaso, O: "Generalised Pressure-Volume-Temperature Correlations", JPT, 785-795 (1980).
12. Marhoun, M.A: "PVT Correlation for Middle East Crude Oil", JPT, 650-665 (1988).
13. Katz, D.L: "Prediction of the Shrinkage of Crude Oils", Drill. and Prod. Prac., API, 137-147 (1942).
14. Standing, M.B. and Katz, D.L: "Density of Crude Oils Saturated with Natural Gas", AIME Trans., 159-165 (1942).
15. Beggs, H.D. and Robinson, J.R: "Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems", JPT, 27 (1975).
16. Sutton, R.P: "Compressibility Factors for High Molecular Weight Reservoir Gases", SPE (1985).
17. Dranchut, P.M. and Abou-Kassem, J.H: "Calculation of Z-Factors for Natural Gases using Equation of State", JCPT, 34-36 (1975).
18. F. Scheid y R. Di Constanzo: "Métodos Numéricos" Ed. Mc Graw - Hill 1991
19. Wichert, E. and Aziz, K: "Calculate Zs for Sour Gases", Hydrocarbon Processing, 119 – 122 (1972).
20. Lee, A. and Gonzalez, M.H. and Eakin, B.E: "The viscosity of Natural Gases", JPT, 997-1000 (1966).
21. Ali Danesh: "PVT AND PHASE BEHAVIOUR OF PETROLEUM RESERVOIR FLUIDS", Developments in petroleum science, 153-158 (1998).
22. Amyx J.W., Bass D.M. y Whiting R.L.: "Petroleum Reservoir Engineering-Physical Properties", Mc. Graw Hill Book Company, (1960)
23. Flopetrol-Johnston-Schlumberger: PVT Laboratory Services, 1983.
24. Petróleos Mexicanos.: "Muestreo de Fondo, Subdirección de Explotación", Gerencia de Explotación de Yacimientos, (Febrero, 1981).

25. Scientific Software-Intercomp.: "Course of Reservoir Fluid Properties", Denver, Colorado. Nov. 1987.
26. Whorton, L. P., Brownscombe, E. R., and Dyes, A.B.: "A method for Producing Oil by Means of Carbon Dioxide," U.S. Patent No. 2623596 (1952).
27. Holm, L. W.: "CO₂ Requirements in CO₂ Slug and Carbonated Water-Oil Recovery Processes," Producers Monthly (Sept. 1963) 6-28.
28. Stern, D.: "Mechanism of Miscible Oil Recovery: Effects of pore-Level Fluid Distribution", SPE 22652, presented at the 1991 SPE Annual fall Meeting, Dallas, October 6-9.
29. Malcom D.M., Scott M. Frailey and Akanni S.L., "New Approach to Flood: Soak Alternating Gas", paper 70023, presented at the SPE Permian Basin Oil and Gas Recovery Conference held in Midland, Texas 15-16 May 2001.
30. Miller, J. A., and Jones, R. A.: "A Laboratory Study to Determine Physical Characteristics of Heavy Oil after CO₂ saturation," paper SPE 9789, Tulsa, April 5-8, 1981.
31. Holm, L. W., and Josendal, V. A.: "Mechanisms of Oil Displacement by Carbon Dioxide," J, Pet Tech. 1427-1438.
32. Klins, M. A. and Farouq Ali, S.M.: "Heavy Oil Productions by Carbon Dioxide Injection," J, Pet Tech 59-72.
33. Simon R., and D.J. Graue, "Generalized Correlations for Predicting Solubility, Swelling and Viscosity Behavior of CO₂-Crude Oil System," *Journal of Petroleum Technology* (January 1965), pp. 102-106.
34. Cragoe, C.E.: "Thermodynamic Properties of Petroleum Products," Monograph 10 Bureau of Mines, Washington, D.C.
35. Menzie, D. E., and Nielsen, R.F.: "A Study of the Vaporizations of Crude Oil by Carbon Dioxide Repressuring," J. Pet. Tech. 1247.
36. Perry, G.E.: "Weeks Island Sand Reservoir B Gravity Stable Miscible CO₂ Displacement, Iberia Parish, Louisiana, Third Annual Report," DOE/METC-5232-4, June 1980.
37. Orr, F. M. and Lien, C.L.: "Phase Behavior de CO₂ and Crude Oil in Low Temperature Reservoirs," paper SPE 8813, April 20-23, 1980.
38. Gardner, J. W., et al.: "The effect of Phase Behavior on CO₂ Flood Displacement Efficiency," J, Pet Tech 2067-2081.
39. Yelling, W. F., and Matcalfe, R. S.: "Determination and Prediction of the CO₂ Minimum Miscibility Pressure," J, Pet. Tech. 16-168.
40. Johnson, J.P., and Pollin, J.S.: "Measurements and Correlation of CO₂ Miscibility Pressures," paper SPE 9790. April 5-8 1981
41. Cronquist, C.: "Carbon Dioxide Dynamic Miscibility with Light Reservoir Oils," paper 47d. Dallas. 20-23
42. Alston, R.B., G.P., and James, C.F.: "CO₂ Minimum Miscibility Pressure: A Correlation for impure CO₂ Streams and Live Oil Systems," paper SPE 11959. San Francisco, Oct. 5-8, 1983.
43. Metcalfe, R. S., and Yarborough, L.: "The effect of phase equilibrium on the CO₂ Displacement Mechanism," Soc. Pet. Eng. J. 242-252.
44. Leach, M. P., and Yelling, W. F.: "Compositional Model Studies – CO₂ Oil-Displacement Mechanisms," Soc. Pet. Eng. J. 89-97

45. Dodds, W. S., et al.: "Carbon Dioxide Solubility in Water," J. Ind. And Eng. Chem. 92-95.
46. Francis, A. W.: "Ternary Systems of Liquid Carbon Dioxide," J. Phys. Chem. 1099.
47. Hawkins, G. A., et al.: "The viscosity of Water and Superheated Steam," Trans., AIME. 62, 677.
48. Tumasyan A. B., et al.: "Effect of Carbon Dioxide on the Physical Properties of Petroleum and Water", Neftepron. Delo. 20.
49. Srivastava, R. K., et al.: "Asphaltene Deposition during CO₂ Flooding," paper SPE 59092. Oklahoma City. 1999. 243-244.
50. Huang, E. T. S. and Tranch, J. H.: "The Displacement of Residual Oil by Carbon Dioxide," paper SPE 4635. Tulsa. 1945.
51. Jossi, J. A., et al.: "The Viscosity of Pure Substances in the Dense Gaseous and Liquid Phases," AICHE J. 56-63.
52. Ngiam, L. M., Fong, D. F., and Aziz, K.: "Compositional Modeling with an Equation of State," Soc. Pet. Eng. J. 687-698.
53. Fussell, L. T.: "A Technique for Calculating Phase Equilibria of Three Coexisting Hydrocarbon Phases," Soc. Pet. Eng. J. 203-210.
54. Katz, D. L., Firoozabadi, A.: "Predicting Phase Behavior of Condensate/Crude-Oil Systems Using Methane Interactions Coefficients," J. Pet. Tech. 1649-1654.
55. Turek, E. A., et al.: "Phase Equilibria in Carbon Dioxide-Multicomponent Hydrocarbon Systems. Experimental Data and an Improved Prediction Technique," paper SPE 9231. Dallas. 21-24.
56. Hong, K. C.: "Lumped Component Characterizations of Crude Oil for Compositional Stimulation," paper SPE/DOE 10691. Tulsa. April. 4-7.
57. Schlumberger., "PVT Express. Reporte de las Propiedades del Fluido Ogarrío 1311", 2006.
58. Whitson C. H.: "Characterizing Hydrocarbon plus Fractions". SPE. J. pp. 683-394, Agosto 1983.
59. Kesler M. G. y Lee B. I.: "Improve Predictions of Enthalpy of Fractions", Hydro. Proc., pp. 153 158, 1977.
60. Coats K.H. y Smart G.T.: "Application of Regression - Based EOS PVT Program Laboratory Data", Artículo SPE 11197. New Orleans, September 1982.
61. Dodge B.F.: "Chemical Engineering Thermodynamics", Chemical Engineering Series, Mc Graw-Hill Book Company, New York, 1994.