



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

FACULTAD DE INGENIERÍA

**“PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS
PETROLEROS Y APLICACIONES”**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO PETROLERO
P R E S E N T A:
MARÍA ELENA CUAUTLI HERNÁNDEZ**

DIRECTOR:

DR. JORGE ALBERTO ARÉVALO VILLAGRÁN



CIUDAD UNIVERSITARIA, MÉXICO, D.F. 2005

M. 345206



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

FACULTAD DE INGENIERÍA
DIRECCIÓN
60-I-523

SRITA. MARÍA ELENA CUAUTLI HERNÁNDEZ
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor Dr. Jorge Alberto Arévalo Villagrán y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS PETROLEROS Y APLICACIONES

RESUMEN
INTRODUCCIÓN
I CONCEPTOS GENERALES
II ECUACIONES DE ESTADO PARA GASES NATURALES
III COMPORTAMIENTO DE FASE
IV ECUACIONES DE ESTADO
V PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS DE LOS YACIMIENTOS PETROLEROS
VI EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR
VII CLASIFICACIÓN DE LOS YACIMIENTOS Y DE LOS FLUIDOS PETROLEROS
VIII APLICACIÓN DE LAS PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS EN EL PROCESO DE SEPARACIÓN
IX CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
NOMENCLATURA
BIBLIOGRAFÍA
ANEXOS

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 17 de mayo de 2005
EL DIRECTOR

[Firma manuscrita]
~~M. en C. GERARDO FERRANDO BRAVO~~
~~GFB*JAGC*gtg~~

Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el contenido de mi trabajo recepcional.
NOMBRE: María Elena Cuautli Hernández
FECHA: 2 de junio - 2005
FIRMA: *[Firma]*

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE INGENIERÍA
DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS PETROLEROS Y APLICACIONES”

TESIS PRESENTADA POR:

MARIA ELENA CUAUTLI HERNÁNDEZ

DIRIGIDA POR:

DR. JORGE ALBERTO AREVALO VILLAGRAN

JURADO DEL EXAMEN PROFESIONAL:

PRESIDENTE: M. I. JOSÉ ÁNGEL GÓMEZ CABRERA

VOCAL: DR. JORGE ALBERTO ARÉVALO VILLAGRAN

SECRETARIO: ING. MARTÍN CARLOS VELÁZQUEZ FRANCO

1ER SUPLENTE: ING. GUILLERMO TREJO REYES

2DO. SUPLENTE: ING. RAFAEL VIÑAS RODRÍGUEZ

Handwritten signatures and initials on a grid. The grid has five horizontal lines. The top line has a large, stylized signature. The second line has a signature with the text "May 24, 05" written next to it. The third line has a signature. The fourth line has a signature. The fifth line has a signature.

Para el motor de este proyecto.
Con el que sólo espero una cosa,
que le agrade y con eso, estoy satisfecha.

Gracias.

Reconocimientos

Dr. Jorge Alberto Arévalo Villagrán, por todo el apoyo brindado, para culminar mi trabajo y mi carrera.

A los profesores que me han apoyado con la revisión del trabajo.

A mi mamá, Judith Hernández Hernández, una persona muy valiosa e importante para mí.

A mis hermanos.

A todas las personas que hicieron realidad este trabajo, no solamente la Tesis y la carrera, sino toda mi trayectoria.

Resumen

En el Capítulo 1 de Conceptos generales, se presentan diversos sistemas de unidades y factores de conversión así como algunos conceptos básicos que se manejan en la Ingeniería Petrolera.

En el Capítulo 2 de Ecuaciones de estado para gases naturales, se describe el comportamiento de los gases ideales y reales, derivando las correspondientes ecuaciones de estado, EdE , a partir de datos experimentales. El término *ecuación de estado* implica una expresión matemática necesaria para describir la relación entre el volumen molar de un gas, V_M , su presión, p , y su temperatura, T .

En el Capítulo 3 de Comportamiento de fase, el objetivo principal es presentar los principios básicos del comportamiento de fase de hidrocarburos e ilustrar el uso de diagramas de fase, en describir y caracterizar el comportamiento volumétrico de una sustancia pura (un solo componente), de mezclas de dos sustancias (dos componentes), de mezclas con tres sustancias (tres componentes) y de mezcla multisustancias (sistemas multicomponentes).

En el Capítulo 4 de Ecuaciones de estado, el objetivo principal es revisar algunos desarrollos y avances en el campo de las ecuaciones cúbicas empíricas de estado así como demostrar su aplicación en la ingeniería petrolera.

En el Capítulo 5 de Propiedades de los fluidos de los yacimientos petroleros, se presentan algunas definiciones y correlaciones para calcular las propiedades de los gases naturales, de los hidrocarburos líquidos y del agua de formación.

En el Capítulo 6 de Equilibrio líquido-vapor, el objetivo es presentar algunos métodos y ejemplos para calcular el comportamiento de mezclas de hidrocarburos en la región de dos fases de la envolvente. Se presentarán tres clases de problemas en los que se calcularán: (1) las condiciones en las cuales una mezcla de hidrocarburos presenta un punto de burbuja, (2) las condiciones en las cuales una mezcla de hidrocarburos presenta un punto de rocío, y (3) las cantidades y composiciones del vapor y del líquido a las condiciones termodinámicas dentro de la región de dos fases.

En el Capítulo 7 de Clasificación de los yacimientos por el tipo de fluido contenido, el objetivo es definir y caracterizar los tipos de yacimientos petroleros acorde con el tipo de fluidos que contiene. Cada tipo de yacimiento se define en referencia a la forma común de su diagrama de fase de presión-temperatura de esos fluidos.

En el inicio se presenta una descripción de la relación de composición respecto a la forma del diagrama de fase como una evidencia para mezclas de dos componentes, (metano y etano).

Se presentan reglas o guías que ayudan en la identificación del tipo de fluido en función del análisis de datos de producción que se obtienen en los pozos y en el sistema de separación (por ejemplo: caudales de producción de fluidos, composición de la mezcla de fluidos, gas en solución en el aceite, etc.) y de algunas propiedades físicas de los fluidos (densidad, viscosidad de los fluidos, etc.).

En el Capítulo 8, en el inicio, se presentan los cinco principales procedimientos que se hacen en un estudio del fluido del yacimiento para obtener las propiedades del aceite negro.

Se presentan, los tipos de análisis PVT realizados en el laboratorio a un aceite negro, de los cuales con la combinación de estos, se obtienen las propiedades de los fluidos.

Con las propiedades de los fluidos obtenidas del estudio de fluidos del yacimiento, se predicen las condiciones óptimas de separación en la superficie. También, a partir de la composición de aceite en el yacimiento, se pueden calcular las propiedades de los fluidos en el separador y en el tanque de almacenamiento, a través del equilibrio líquido-vapor.

Adicionalmente, en los Apéndices se presentan las propiedades físicas de los componentes puros, correlaciones de componentes puros para el cálculo de la constante de equilibrio, K y se presentan distintas correlaciones para el cálculo de las propiedades de los fluidos.



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

Introducción

El conocimiento del tipo de fluidos de un yacimiento petrolero nos permiten obtener beneficios tanto técnicos como económicos.

Cuando se descubre un yacimiento y a lo largo de la vida productiva de este se toman muestras del fluido, realizándoles análisis *PVT* en el laboratorio, con los resultados obtenidos de ellos, se conocen las propiedades de los fluidos, las cuales las podemos aplicar en:

1. Cálculo de reservas de aceite, condensado y gas.
2. Programar el comportamiento del desarrollo y manejo adecuado del yacimiento.
3. Conocer la vida fluyente de los pozos. Capacidad productiva de los pozos y del yacimiento.
4. Diseñar el equipo superficial (capacidad y tipo). Baterías de separación, recolección, líneas de descarga y tanques de almacenamiento.
5. Diseño de plantas de tratamiento, proceso y refinación.
6. Determinar las condiciones óptimas de separación.
7. Desarrollar óptimamente el campo petrolero para la explotación de los hidrocarburos.
8. Conocer el tipo de yacimiento de hidrocarburos en función de los fluidos que contiene.
9. Comportamiento termodinámico (Presión-Volumen-Temperatura) del yacimiento en función de su explotación
10. Cálculo del volumen de líquidos en el yacimiento y a diferentes condiciones de Presión-Volumen-Temperatura.
11. Diseño de métodos de recuperación de hidrocarburos.

Las pruebas de laboratorio que se realizan a las muestras, dependen de qué tipo de fluido contenga el yacimiento, por lo que se debe:

1. Conocer el método de muestreo de fluidos.
2. Seleccionar las pruebas de laboratorio que se deben de emplear para descubrir su comportamiento y explotación.
3. Contar con muestras representativas de los fluidos del yacimiento.

El objetivo de este trabajo, es la aplicación de la Física y la Química para el estudio de las propiedades y comportamiento de los fluidos en un yacimiento, y en las instalaciones sub y subsuperficiales petroleras como una función de la presión el volumen y la temperatura.

En el contenido de este trabajo, se darán a conocer las propiedades del gas, del aceite y del agua que contienen los yacimientos, en función de la Presión, la Temperatura y el Volumen, así como el cálculo de estas propiedades, su uso y otros temas que están relacionados con la Ingeniería Petrolera.



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS PETROLEROS Y APLICACIONES

	Página
RESUMEN	iii
INTRODUCCIÓN	iv
LISTA DE FIGURAS	x
LISTA DE TABLAS	xiv
CAPÍTULO 1-Conceptos generales	
1.1 Introducción.	1
1.2 Sistemas de unidades.	1
1.2.1 Unidades comunes de masa.	1
1.2.1.1 Masa y peso.	2
1.2.1.2 Aceleración de la fuerza de gravedad.	2
1.2.2 Sistema consistente de unidades.	2
1.2.3 Sistema de Ingeniería Inglés (Sistema Inglés).	3
1.2.4 Otras fórmulas afectadas por inconsistencia en las unidades.	4
1.2.4.1 Peso y peso específico.	5
1.2.4.2 Sistema gravitacional inglés.	6
1.2.5 Sistema métrico de unidades.	6
1.2.5.1 Sistema internacional de unidades (SI, sistema <i>mks</i>).	6
1.3 Conceptos generales.	7
Ejercicios resueltos	14
CAPÍTULO 2-Ecuaciones de estado para gases naturales	
2.1 Introducción	17
2.2 Comportamiento ideal de gases puros.	17
2.2.1 Ecuación de Boyle.	18
2.2.2 Ecuación de Charles.	18
2.2.3 Ley de Avogadro.	19
2.2.4 Derivación de la ecuación de estado para gases ideales.	19
2.2.5 Constante universal de los gases reales, <i>R</i> .	24
2.2.5.1 Constante universal de los gases para varios sistemas de unidades.	24
2.2.6 Densidad de un gas ideal.	25
2.2.7 Comportamiento de una mezcla de gases ideales.	25
2.2.7.1 Ley de Dalton de presiones parciales (ley de presiones aditivas).	25
2.2.7.2 Ley de Amagat de volúmenes parciales (ley de volúmenes aditivos).	27
2.2.8 Fracción volumen y fracción de peso.	28
2.2.8.1 Fracción volumen.	28
2.2.8.2 Fracción de peso.	29
2.2.8.3 Procedimiento para convertir de fracción mol a fracción de peso.	29
2.2.8.4 Procedimiento para convertir de fracción peso a fracción mol.	30
2.2.9 Propiedades de las mezclas de gases ideales.	31
2.2.9.1 Volumen estándar.	31
2.2.9.2 Peso molecular aparente de una mezcla de gases.	32
2.2.9.3 Densidad de una mezcla de gases.	32
2.2.9.4 Volumen específico de una mezcla de gases.	32
2.2.9.5 Densidad relativa de una mezcla de gases.	33

2.3 Comportamiento de gases reales.	35
2.3.1 La ecuación de estado de la compresibilidad.	35
2.3.2 La ley de los estados correspondientes.	37
2.3.3 Ecuación de estado de la compresibilidad para mezclas de gases.	42
2.3.4 Métodos para calcular las propiedades pseudocríticas de mezcla de gases y de mezclas formados por <i>heptanos</i> ⁺ .	44
2.3.4.1 Propiedades pseudocríticas de mezclas de gases cuando la composición no se conoce.	44
2.3.4.2 Propiedades pseudocríticas de mezclas de gases cuando la composición se conoce.	48
2.3.4.3 Propiedades pseudocríticas de mezclas formadas por <i>heptanos</i> ⁺ .	50
2.3.5 Efecto de componentes no hidrocarburos sobre el <i>factor z</i> .	51
2.3.5.1 Método de Wichert-Aziz para la corrección de las propiedades pseudocríticas de una mezcla de gases hidrocarburos conteniendo gases no hidrocarburos.	51
2.3.5.2 Método de corrección de Carr-Kobayashi-Burrows para la corrección de las propiedades pseudocríticas de una mezcla de gases considerando gases no hidrocarburos.	52
Ejercicios resueltos.	54

CAPÍTULO 3-Comportamiento de fase

3.1 Introducción.	71
3.2 Sistemas de un solo componente (sustancia pura).	71
3.2.1 Empleo de diagramas de fase	73
3.2.2 Diagrama de fase de presión-volumen para un componente puro.	75
3.2.3 Punto de burbuja y punto de rocío.	76
3.2.4 Envoltente de saturación.	76
3.2.5 Diagrama de fase de densidad-temperatura para un componente puro.	77
3.2.5.1 Ley de los diámetros rectilíneos.	77
3.2.6. Presión de vapor de un componente puro.	80
3.2.6.1 Métodos para determinar la presión de vapor de un sistema con una sustancia pura.	81
3.2.6.1.1 Método de Clausius-Clapeyron.	81
3.2.6.1.2 Cartas de Cox para el cálculo de la presión de vapor.	83
3.2.6.1.3 Ecuación de Lee y Kesler para el cálculo de la presión de vapor.	84
3.2.7 La regla de la fase.	87
3.3 Diagramas de composición para una mezcla de dos componentes.	89
3.3.1 Diagramas de presión-composición para una mezcla de dos componentes.	89
3.3.2 Diagramas de temperatura-composición para una mezcla de dos componentes.	91
3.4 Diagramas de composición para una mezcla de tres componentes. Diagramas ternarios.	93
3.4.1 Diagramas de fase de tres componentes.	94
3.4.2 Diagrama de fase para sistemas multicomponentes de hidrocarburos.	96

CAPÍTULO 4-Ecuaciones de estado

4.1 Introducción.	104
4.2 Ecuación de estado de van der Waals (<i>EdE de vdW</i>).	105
4.3 Ecuaciones de estado en el punto crítico.	106
4.4 Ecuación de estado cúbica de van der Waals de dos parámetros.	109
4.5 Ecuación de estado de Redlich-Kwong (<i>EdE de RK</i>).	112
4.5.1 Reglas de mezclado para la ecuación de estado de Redlich-Kwong.	115
4.6 Ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (<i>EdE de SRK</i>).	119
4.7 Ecuación de Estado de Peng-Robinson (<i>EdE de PR</i>).	122
4.8 Reglas de mezclado para las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong, <i>SRK</i> y Peng-Robinson, <i>PR</i> .	124
Ejercicios resueltos.	127

CAPITULO 5-Propiedades de los fluidos de los yacimientos petroleros.

5.1 Introducción.	137
5.2 Propiedades de gases naturales. Definiciones.	137
5.2.1 Peso molecular aparente de una mezcla de gases.	137
5.2.2 Densidad específica de un gas (densidad relativa).	138
5.2.3 Moles y fracción mol.	139
5.2.4 Factor de desviación de los gases reales (<i>factor de desviación z</i>).	139
5.2.5 Factor de volumen del gas de formación, B_g .	140
5.2.6 Coeficiente de compresibilidad isotérmico del gas, c_g .	140
5.2.6.1 Coeficiente de compresibilidad isotérmico, c_g para un gas ideal.	142
5.2.6.2 Coeficiente de compresibilidad isotérmico, c_g para un gas real.	142
5.2.6.3 Compresibilidad pseudoreducida.	144
5.2.7 Coeficiente de la viscosidad del gas.	147
5.2.8 Viscosidad de gases puros.	148
5.2.9 Viscosidad de una mezcla de gases.	148
5.2.10 Viscosidad del gas a presión alta.	152
5.3 Propiedades del aceite negro-Definiciones.	154
5.3.1 Densidad relativa del aceite, γ_o .	155
5.3.2 Factor de volumen de formación del aceite, B_o .	155
5.3.3 Relación gas en solución-aceite, <i>RGA</i> , o relación de solubilidad, R_s .	156
5.3.4 Factor de volumen total de la formación o <i>factor de la fase mixta</i> , B_t .	157
5.3.5 Coeficiente de compresibilidad isotérmica del aceite (compresibilidad del aceite) c_o .	159
5.3.5.1 Presiones por arriba de la presión de saturación (presión de burbuja).	159
5.3.5.2 Presiones por debajo de la presión de saturación.	162
5.3.6 Coeficiente de viscosidad del aceite, μ_o .	165
5.4 Propiedades del agua del yacimiento. Definiciones.	165
5.4.1 Densidad del agua de formación.	165
5.4.1.1 Composición del agua de formación en el aceite.	165
5.4.1.2 Efecto de la salinidad del agua de formación.	167
5.4.2 Factor de volumen del agua de formación, B_w .	167
5.4.3 Solubilidad del gas natural en el agua (relación gas en solución/agua), R_{sw} .	170
5.4.4 Coeficiente de compresibilidad isotérmica del agua, c_w .	171
5.4.5 Coeficiente de viscosidad de agua de formación, μ_w .	172
Ejercicios resueltos.	173

CAPÍTULO 6-Equilibrio líquido-vapor.

6.1 Introducción.	177
6.2 Soluciones ideales.	177
6.2.1 Ecuación de Raoult.	178
6.2.2 Ecuación de Dalton.	178
6.2.3 Composiciones y cantidades de las fases líquido y vapor en equilibrio de una solución ideal.	178
6.2.4 Cálculo de la presión en el punto de burbuja de una solución líquida ideal.	183
6.2.5 Cálculo de la presión en el punto de rocío de una solución de gases ideales.	183
6.3 Soluciones reales (no ideales).	184
6.3.1 Composiciones y cantidades de las fases líquido y vapor (gas) en equilibrio para una solución real.	185
6.3.2 Verificación de que la mezcla real se encuentre en la región de 2 fases.	187
6.3.3 Método para obtener una convergencia rápida del valor verdadero para	188
6.3.4 Cálculo de la presión en el punto de burbuja de un líquido real.	188

6.3.5 Cálculo de la presión en el punto de rocío de un gas real.	189
Ejercicios resueltos.	192
CAPÍTULO 7-Clasificación de los yacimientos y de los fluidos petroleros.	
7.1 Introducción.	198
7.2 Diagrama de fase de presión-temperatura para mezclas multicomponentes.	199
7.2.1 Mezcla de dos componentes puros.	199
7.2.2 Comportamiento multicomponente de los fluidos en los yacimientos petroleros.	200
7.3 Clasificación de los yacimientos petroleros.	200
7.3.1 Yacimientos de aceite ($T_y < T_c$).	200
7.3.2 Yacimientos de gas natural.	201
7.4 Tipos de fluidos en los yacimientos petroleros.	202
7.4.1 Aceites negros.	202
7.4.2. Aceites volátiles.	202
7.4.3 Gas retrógrado y condensado (gases retrógrados).	203
7.4.4 Gas húmedo.	203
7.4.5 Gas seco.	203
7.5 Diagrama de fase de presión-temperatura para los fluidos petroleros.	203
7.5.1 Diagramas de fase de presión-temperatura para aceites negros.	203
7.5.2 Diagramas de fase de presión-temperatura para aceites volátiles.	204
7.5.3 Diagrama de fase de presión-temperatura para gas y condensados (retrógrado).	205
7.5.4 Diagrama de fase de presión-temperatura para gases húmedos.	206
7.5.5 Diagrama de fase presión-temperatura para gas seco.	207
7.6 Identificación del tipo de fluidos a partir de datos de laboratorio y de producción.	208
7.6.1 Aceites negros.	209
7.6.1.1 Identificación de aceites negros con datos de campo.	209
7.6.1.2 Identificación de aceites negros con análisis de laboratorio.	210
7.6.2 Aceites volátiles.	210
7.6.2.1 Identificación de aceites volátiles con datos de campo.	210
7.6.2.2 Identificación de aceites volátiles con análisis de laboratorio.	210
7.6.3 Condensados de gas.	211
7.6.3.1 Identificación de condensados del gas con datos de campo.	211
7.6.3.2 Identificación de condensados del gas con análisis de laboratorio.	211
7.6.4 Identificación en el campo de gases húmedos.	212
7.6.4.1 Identificación de gases húmedos a partir del análisis de laboratorio.	212
7.6.5 Identificación del gas seco a partir del análisis de la producción.	212
7.6.5.1 Identificación del gas seco a partir del análisis de laboratorio.	212
Ejercicios resueltos.	213

CAPÍTULO 8-Aplicación de las propiedades de los fluidos en el proceso de separación

8.1 Introducción	217
8.2 Estudio del fluido de yacimientos con aceite negro.	218
8.2.1 Composición.	218
8.2.2 Vaporización o separación flash.	219
8.2.3 Separación diferencial	219
8.2.4 Pruebas del separador.	220
8.2.5 Viscosidad del aceite.	222
8.2.6 Viscosidad del gas.	222
8.3 Propiedades de los fluidos para el estudio de fluidos del yacimiento.	222
8.3.1 Selección de las condiciones del separador.	223
8.3.2 Factor de volumen de formación del aceite, B_o .	223

8.3.3 Relación de solubilidad, R_s .	224
8.3.4 Factor de volumen de formación del gas, B_g .	224
8.3.5 Factor de volumen total de la formación, B_t .	224
8.3.6 Viscosidad, μ_o .	225
8.3.7 Coeficiente de compresibilidad isotérmica del aceite, c_o .	225
8.4 Cálculos de separación en la superficie para un aceite negro.	241
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	250
NOMENCLATURA	253
BIBLIOGRAFÍA	260
APÉNDICE A	262
APÉNDICE B	265
APÉNDICE C	279

Lista de Figuras

	Página
Fig. 1.1 -Cantidades de materia en unidades de masa comunes.	1
Fig. 1.2 -Diagrama para el ejemplo 1.5.	16
Fig. 2.1 - Significado físico de la ley de Boyle.	18
Fig. 2.2 - Significado físico de la ley de Charles.	18
Fig. 2.3 -Etapa primera del proceso para derivar la ecuación de estado para gases ideales (ley de Boyle).	19
Fig. 2.4 -Etapa segunda del proceso para derivar la ecuación de estado para gases ideales (ley de Charles).	20
Fig. 2.5 - Forma común del <i>factor z</i> como función de la presión a temperatura constante.	37
Fig. 2.6 - <i>Factor de compresibilidad z</i> para el metano. Brown y colaboradores.	38
Fig. 2.7 - <i>Factor de compresibilidad z</i> para el etano. Brown y colaboradores.	39
Fig. 2.8 - <i>Factor de compresibilidad z</i> para el propano. Brown y colaboradores.	40
Fig. 2.9 - <i>Factores de compresibilidad z</i> a presión y temperatura reducida. para el metano, propano, n-pentano y n-hexano.	41
Fig. 2.10 - <i>Factor de compresibilidad z</i> para gases hidrocarburos puros. Brown y colaboradores.	41
Fig. 2.11 - <i>Factor de compresibilidad z</i> , para gases naturales. Standing y Katz.	45
Fig. 2.12 - <i>Factor de compresibilidad z</i> , para gases naturales a baja presión. Brown y colaboradores.	46
Fig. 2.13 - <i>Factor de compresibilidad z</i> , para gases naturales a alta presión.	46
Fig. 2.14 - Propiedades pseudocríticas de gases naturales.	47
Fig. 2.15 -Propiedades pseudocríticas de gases naturales.	48
Fig. 2.16 -Propiedades pseudocríticas del heptano plus.	50
Fig. 2.17 - Factor de ajuste de la temperatura pseudocrítica.	53
Fig. 2.18 -Gráfica que muestra la corrección de la fracción mol para la mezcla.	68
Fig. 3.1 -Diagrama de fase de presión y temperatura para una sustancia pura (sistema monocomponente).	72
Fig. 3.2 -Proceso de vaporización de una sustancia pura a condiciones isotérmicas.	73
Fig. 3.3 -Diagrama de fase de presión-temperatura para una sustancia pura mostrando dos líneas de expansión isotérmicas.	74
Fig. 3.4 -Proceso de vaporización de una sustancia pura a condiciones isobáricas.	74
Fig. 3.5 -Diagrama de fase de presión-temperatura para una sustancia pura mostrando dos líneas isobáricas.	75
Fig. 3.6 -Diagrama común de presión volumen específico una sustancia pura mostrando dos isotermas: por debajo de la T_c , por arriba de la T_c .	76
Fig. 3.7 -Diagrama de fase de presión-volumen específico para una sustancia pura.	77
Fig. 3.8 -Diagrama de fase de densidad-temperatura para una sustancia pura.	78
Fig. 3.9 -Diagramas de densidades experimentales de fluidos saturados con respecto a la temperatura.	79
Fig. 3.10 -Presión de vapor para un componente puro al aplicar la ecuación de Clausius-Clapeyron representada por la ecuación 3.19.	83
Fig. 3.11 -Carta de Cox para calcular presiones de vapor de parafinas normales.	85
Fig. 3.12 -Carta de Cox para calcular presiones de vapor de parafinas isoméricas.	86
Fig. 3.13 -Diagrama de presión-composición de una mezcla de dos componentes con una línea de unión .	89
Fig. 3.14 -Diagrama de presión-composición para una mezcla de dos componentes (componente <i>A</i> y <i>B</i>).	90

	Página
Fig. 3.15 —Diagrama de temperatura-composición para una mezcla de dos componentes (componente <i>A</i> y <i>B</i>).	91
Fig. 3.16 —Diagrama ternario de composición para una mezcla de tres componentes.	93
Fig. 3.17 —Diagrama de fase ternario de mezcla de metano, propano y n-pentano a 500 lb/pg ² abs y 160 °F conteniendo líneas de unión.	94
Fig. 3.18 —Diagrama de fase ternario de mezclas de metano, propano y n-pentano a 1,500 lb/pg ² abs y 160 °F.	96
Fig. 3.19 —Diagrama de fase pseudoternario de mezclas de aceite con bióxido de carbono. La composición del aceite se representa como una mezcla de metano y etano plus.	96
Fig. 3.20 —Diagrama de fase de presión-temperatura para un sistema multicomponente.	97
Fig. 3.21 —Diagrama de fase ternario de mezcla de metano, propano y n-pentano a 500 lb/pg ² abs y 160 °F para los ejemplos 3.6 y 3.7.	101
Fig. 3.22 —Diagrama de <i>T-composición</i> para una mezcla de dos componentes, para el ejemplo 3.9	103
Fig. 4.1 —Diagrama de presión contra volumen para una sustancia pura mostrando las condiciones en el punto crítico.	107
Fig. 4.2 —Diagrama de fase de <i>p</i> vs. <i>V_M</i> a <i>T</i> constante para un componente puro mostrando el comportamiento volumétrico pronosticado por la ecuación de estado de van der Waals.	109
Fig. 5.1 —Forma común del factor de volumen de gas de formación, <i>B_g</i> , en función de la presión del yacimiento a temperatura constante.	140
Fig. 5.2 —Forma común del coeficiente de compresibilidad isotérmica del gas, <i>c_g</i> , como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.	141
Fig. 5.3 —Comportamiento del <i>factor de compresibilidad z</i> a diferentes presiones.	144
Fig. 5.4 —Compresibilidad pseudoreducida para gases naturales. ²⁶	147
Fig. 5.5 —Comportamiento de la viscosidad del gas en función de la presión a tres temperaturas diferentes.	148
Fig. 5.6 —Viscosidad del Etano.	149
Fig. 5.7 —Viscosidad de gases naturales a presión atmosférica.	150
Fig. 5.8 —Viscosidad de gases puros a presión atmosférica.	151
Fig. 5.9 —Relación de viscosidad para gases naturales con densidades relativas entre 0.56 a 0.9.	152
Fig. 5.10 —Relación de viscosidad para gases naturales con densidades relativas entre 0.9 a 1.2.	153
Fig. 5.11 —Relación de viscosidad para gases naturales con densidades relativas entre 1.2 a 1.5.	154
Fig. 5.12 —Relación de viscosidad para gases naturales con gravedad específica entre 1.5 a 1.7.	154
Fig. 5.13 —Comportamiento típico del factor de volumen del aceite, <i>B_o</i> , para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura.	156
Fig. 5.14 —Comportamiento típico de <i>R_s</i> para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.	157
Fig. 5.15 —Cambio de volumen cuando la presión se reduce por debajo del punto de burbuja a temperatura de yacimiento constante.	159
Fig. 5.16 —Comportamientos típicos de <i>B_i</i> y <i>B_o</i> para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.	159
Fig. 5.17 —Comportamiento de la <i>c_o</i> respecto a la presión del yacimiento, <i>p_y</i> , para un aceite negro a temperatura constante a una <i>p</i> > <i>p_b</i>	162
Fig. 5.18 —Ilustración de la compresibilidad del aceite, <i>c_o</i> , para <i>p</i> < <i>p_b</i> a una temperatura constante.	164
Fig. 5.19 —Comportamiento común de la compresibilidad del aceite, <i>c_o</i> , como función de la presión del yacimiento a temperatura constante.	165
Fig. 5.20 —Forma común de la viscosidad del aceite como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.	165
Fig. 5.21 —Efecto de la salinidad sobre la densidad del agua de formación.	167
Fig. 5.22 —Forma típica del factor de volumen del agua de formación, <i>B_w</i> , como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.	168

	Página
Fig. 5.23—Etapas del cambio en el volumen de agua de formación desde las condiciones de yacimiento hasta la superficie ($V_1 > B_w$, debido a que la expansión resultado de la reducción de la p es menor que la reducción en el volumen del líquido resultado de la liberación del gas). El V_1 ($Bls @ p_{aim}$ y T_y) se convierte a un barril de agua de formación a condiciones de superficie debido a la reducción en T desde T_y a la $T_{aim}=60^\circ F$.	169
Fig. 5.24— ΔV_{wT} como una función de la presión, p_y , y temperatura del yacimiento, T_y .	169
Fig. 5.25— ΔV_{wT} como una función de la temperatura del yacimiento, T_y . ³⁰	170
Fig. 5.26 - Comportamiento común de la relación de solubilidad del gas natural en el agua, R_{sw} , respecto a la presión del yacimiento, p_y .	170
Fig. 5.27—Comportamiento de c_w con respecto a la presión a temperatura constante.	171
Fig. 5.28—Comportamiento común de la μ_w como una función de la p_y a temperatura constante.	172
Fig. 5.29—Comportamiento del volumen molar con respecto a la presión.	176
Fig. 6.1—Gráfica que muestra los valores de μ por ensaye y error para el ejemplo 6.1.	182
Fig. 6.2—Comportamiento común de la ecuación 6.38. Muestra los valores de la sumatoria para presiones y temperaturas donde se tiene una sola fase y dos fases en equilibrio.	187
Fig. 6.3—Comportamiento típico de la ecuación 6.36. Muestra los valores de la sumatoria para presiones y temperaturas donde se tiene una sola fase y dos fases en equilibrio.	188
Fig. 6.4—Gráfica que muestra la sumatoria de $z_j K_j$ vs. valores ensayados de presión en el punto de burbuja.	190
Fig. 6.5—Gráfica que muestra los valores ensayados de n_g vs. la sumatoria para el ejemplo 6.1.	193
Fig. 6.6—Gráfica que muestra los valores ensayados de presión de burbuja vs. la sumatoria para el ejemplo 6.1.	194
Fig. 6.7—Gráfica que muestra los valores ensayados de presión de rocío vs. la sumatoria de $z_j K_j$ para el ejemplo 6.1.	196
Fig. 7.1—Diagrama de fase de una mezcla de metano y etano. ¹⁷	199
Fig. 7.2—Diagrama de fase de presión contra temperatura para una mezcla de hidrocarburos.	201
Fig. 7.3—Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de aceite negro. Presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador.	204
Fig. 7.4—Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de aceite volátil. Presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador.	205
Fig. 7.5—Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de gas retrógrado. Presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador.	206
Fig. 7.6—Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de gas húmedo. Presenta a temperatura constante y reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador.	207
Fig. 7.7—Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de gas seco. Presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador.	209
Fig. 7.8—Gráfica que muestra el comportamiento de la relación de solubilidad con respecto al tiempo.	214
Fig. 7.9—Gráfica que muestra el comportamiento de la relación de solubilidad con respecto al tiempo.	214
Fig. 7.10—Diagrama de fase de una mezcla de metano y etano, que muestra las condiciones del yacimiento para el ejemplo 7.4.	215
Fig. 8.1—Separación en la superficie de dos y tres etapas.	218
Fig. 8.2—Procedimiento de laboratorio para la separación flash.	219
Fig. 8.3—Procedimiento de laboratorio para la separación diferencial	220
Fig. 8.4—Prueba del separador de laboratorio.	221

	Página
Fig. 8-5- Determinación de la presión de burbuja con datos de la separación flash, gráficamente.	231
Fig. 8.6- Gráfica que presenta el comportamiento de la relación de solubilidad, $R_{s,b}$ y la densidad relativa con respecto a la presión, de los resultados obtenidos en pruebas del separador.	235
Fig. 8.7- Gráfica que presenta el comportamiento del factor de volumen del aceite, $B_{o,b}$ con respecto a la presión de los resultados obtenidos en pruebas del separador.	235
Fig. 8.8- Gráfica que presenta el comportamiento de $B_{o,D}$ vs $R_{s,D}$, en pruebas del separador.	239
Fig. 8.9- Gráfica que presenta el comportamiento de la relación de solubilidad, $R_{s,D}$ vs p , de los resultados obtenidos en pruebas del separador.	240
Fig. 8.10- Nomenclatura para los cálculos de dos etapas de separación.	241
Fig. 8.11- Efectos de la presión en el separador en la relación de solubilidad en el tanque de almacenamiento, la relación de solubilidad en el separador y la relación de solubilidad total para dos etapas de separación para el aceite negro del ejemplo 3.2.	249

Lista de Tablas

	Página
Tabla 1.1 -Factores de conversión de unidades	11
Tabla 1.2 -Factores de unidades de conversión.	12
Tabla 1.3 -Constantes fundamentales.	13
Tabla 2.1 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.3.	27
Tabla 2.2 -Resultado de las presiones parciales ejercidas por la mezcla de gases del ejemplo 2.3.	27
Tabla 2.3 -Composición en porcentaje peso de la mezcla de gases para el ejemplo 2.4.	31
Tabla 2.4 -Cálculos para el ejemplo 2.4.	31
Tabla 2.5 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.5.	32
Tabla 2.6 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.6.	33
Tabla 2.7 -Cálculos para el ejemplo 2.6.	34
Tabla 2.8 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.7.	34
Tabla 2.9 -Cálculos para el ejemplo 2.7.	34
Tabla 2.10 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.10.	43
Tabla 2.11 -Cálculos para el ejemplo 2.10.	43
Tabla 2.12 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.13.	50
Tabla 2.13 -Propiedades del heptano plus para el ejemplo 2.13.	51
Tabla 2.14 -Cálculos para el ejemplo 2.13.	51
Tabla 2.15 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.3.	55
Tabla 2.16 -Cálculos para el ejemplo 2.3.	55
Tabla 2.17 - Presiones parciales para la mezcla de gases del ejemplo 2.4.	56
Tabla 2.18 -Cálculos para el ejemplo 2.4.	56
Tabla 2.19 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.5.	57
Tabla 2.20 -Cálculos para el ejemplo 2.5.	57
Tabla 2.21 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.6.	57
Tabla 2.22 -Cálculos para el ejemplo 2.6.	57
Tabla 2.23 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.7.	58
Tabla 2.24 -Cálculos para el ejemplo 2.7.	58
Tabla 2.25 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.14.	62
Tabla 2.26 -Cálculos para el ejemplo 2.14.	62
Tabla 2.27 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.16.	63
Tabla 2.28 -Cálculos para el ejemplo 2.16.	63
Tabla 2.29 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.20.	65
Tabla 2.30 -Cálculos para el ejemplo 2.20.	65
Tabla 2.31 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.21.	66
Tabla 2.32 -Cálculos para el ejemplo 2.21.	66
Tabla 2.33 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.24.	67
Tabla 2.34 -Cálculos para el ejemplo 2.24.	68
Tabla 2.35 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.25.	68
Tabla 2.36 -Cálculos para el ejemplo 2.25.	69
Tabla 2.37 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.26.	69
Tabla 2.38 -Cálculos para el ejemplo 2.26.	69

	Página
Tabla 3.1 -Valores del parámetro z_{RA} para algunos compuestos puros.	80
Tabla 3.2 -Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.8	91
Tabla 3.3 -Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.9.	92
Tabla 3.4 -Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.10.	95
Tabla 3.5 -Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.6.	100
Tabla 3.6 -Cálculos para el ejemplo 3.6.	100
Tabla 3.7 -Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.7.	100
Tabla 3.8 -Cálculos para el ejemplo 3.7.	101
Tabla 3.9 -Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.8.	101
Tabla 3.10 -Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.9.	102
Tabla 4.1 -Composición de los componentes líquido de la mezcla de hidrocarburos para el ejemplo 4.4.	116
Tabla 4.2 - Parámetros a y b para el ejemplo 4.4	117
Tabla 4.3 -Composición de los componentes gaseosos de la mezcla de hidrocarburos para el ejemplo 4.5	118
Tabla 4.4 -Datos para cada componente de la mezcla del ejemplo 4.5.	118
Tabla 4.5 - Fracciones mol del líquido y gas para cada componente del ejemplo 4.7	125
Tabla 4.6 -Datos para cada componente de la mezcla del ejemplo 4.7.	125
Tabla 5.1 -Propiedades físicas de los gases a $14.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y 60° F .	138
Tabla 5.2 -Composición de la mezcla	150
Tabla 5.3 -Cálculos para el ejemplo 5.3.	151
Tabla 5.4 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 5.4.	152
Tabla 5.5 -Cálculos para el ejemplo 5.4.	153
Tabla 5.5 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 5.2.	174
Tabla 5.6 -Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 5.2	175
Tabla 5.7 -Propiedades obtenidas de la mezcla para el ejemplo 5.3.	176
Tabla 5.8 -Volumen molar para la mezcla de gas del ejemplo 5.4.	176
Tabla 6.1 -Composición de la solución ideal del ejemplo 6.1.	182
Tabla 6.2 -Composición de la solución ideal mostrando los resultados obtenidos por ensaye y error.	182
Tabla 6.3 -Cálculo de la presión de burbuja de la solución ideal para el ejemplo 6.2.	183
Tabla 6.4 -Cálculo de la presión de rocío de la solución ideal para el ejemplo 6.3.	184
Tabla 6.5 -Composición de la solución ideal del ejemplo 6.4.	186
Tabla 6.6 -Composición y cantidades de gas y líquido para la mezcla del ejemplo 6.4 estimado por un proceso de ensaye y error.	186
Tabla 6.7 -Composiciones de gas y líquido calculados para el ejemplo 6.4.	187
Tabla 6.8 -Cálculos de la presión de burbuja de la solución real del ejemplo 6.5.	190
Tabla 6.9 -Composición de la mezcla para el ejemplo 6.1.	192
Tabla 6.10 -Cálculos realizados para el ejemplo 6.1.	192
Tabla 6.11 -Cálculos realizados para el ejemplo 6.1.	192
Tabla 6.12 -Composición de la mezcla para el ejemplo 6.1	193
Tabla 6.13 -Cálculos realizados para el ejemplo 6.1.	194
Tabla 6.14 -Cálculos de la presión de burbuja de la solución real del ejemplo 6.5.	194
Tabla 6.15 -Cálculos de la presión de burbuja de la solución real del ejemplo 6.5.	195
Tabla 6.16 -Cálculos de la presión de rocío de la solución real del ejemplo 6.1.	195
Tabla 6.17 -Cálculos de la presión de burbuja de la solución real del ejemplo 6.5.	196
Tabla 6.18 -Cálculos para verificar si la mezcla se encuentra en dos fases.	196
Tabla 6.19 -Cálculos de la presión de burbuja de la solución real del ejemplo 6.5.	197
Tabla 7.1 -Composiciones típicas de mezclas provenientes de yacimientos de hidrocarburos.	200
Tabla 7.2 -Identificación del tipo de fluido a partir de análisis de laboratorio.	208
Tabla 7.3 -Identificación del tipo de fluido a través de datos de campo.	208

	Página
Tabla 7.4 -Datos de producción para el ejemplo 7.2.	213
Tabla 7.5 -Datos obtenidos para el ejemplo 7.2.	213
Tabla 8.1 -Nomenclatura usada en análisis hechos a estudios de fluidos del yacimiento.	222
Tabla 8.2 -Análisis de hidrocarburos de la muestra de fluido del yacimiento.	227
Tabla 8.3 -Datos volumétricos de la muestra del fluido del yacimiento.	227
Tabla 8.4 - Datos volumétricos obtenidos en la separación flash.	227
Tabla 8.5 -Datos de separación diferencial obtenidos en el laboratorio.	228
Tabla 8.6 -Datos de una prueba del separador para el aceite negro.	228
Tabla 8.7 -Datos de viscosidad @ 220 °F.	228
Tabla 8.8 - Análisis de hidrocarburo de la muestra de gas de separador.	229
Tabla 8.9 -Análisis de hidrocarburos de la muestra de gas de separador.	229
Tabla 8.10 -Análisis de hidrocarburos de la muestra de gas de separador.	229
Tabla 8.11 -Análisis de hidrocarburos de la muestra de gas de separador.	230
Tabla 8.12 -Relación de presión-volumen @ 220 °F.	231
Tabla 8.13 -Valores de las propiedades obtenidas en la separación diferencial @ 220 °F.	232
Tabla 8.14 -Pruebas del separador de fluidos del yacimiento.	234
Tabla 8.15 -Resultados obtenidos del factor de volumen del aceite, B_o , para las condiciones óptimas del separador.	237
Tabla 8.16 -Resultados obtenidos de la relación de solubilidad del aceite para las condiciones óptimas del separador.	237
Tabla 8.17 -Resultados obtenidos del factor de volumen total de la formación a condiciones óptimas del separador.	238
Tabla 8.18 -Resultados obtenidos del coeficiente de compresibilidad isotérmica del aceite a condiciones óptimas del separador.	238
Tabla 8.19 -Composición de la mezcla de hidrocarburos para el ejemplo 2.1.	244
Tabla 8.20 -Composición de la mezcla de hidrocarburos en el separador para el ejemplo 2.1.	244
Tabla 8.21 -Composición de la mezcla de hidrocarburos en el tanque de almacenamiento para el ejemplo 2.1.	245
Tabla 8.22 -Composición de la mezcla de hidrocarburos para el ejemplo 8.2.	246
Tabla 8.23 -Composición de la mezcla de hidrocarburos para el ejemplo 2.1.	247
Tabla 8.24 -Composiciones de la mezcla de hidrocarburos en el separador y en el tanque de almacenamiento, ara el ejemplo 8.2.	248
Tabla 8.25 -Comparación de los resultados calculados con los obtenidos experimentalmente.	249

Capítulo 1

Conceptos generales

1.1 Introducción.

En este capítulo, se presentan diversos sistemas de unidades y factores de conversión así como algunos conceptos básicos que se manejarán durante el curso.

1.2 Sistemas de unidades.

El propósito de este tema es eliminar la confusión respecto a las diferentes unidades de cada variable empleada en ingeniería petrolera. En particular, para clasificar el uso del así llamado Sistema Inglés, el cual por varios años ha empleado la *libra (pound)* como unidad para ambas magnitudes, fuerza y masa.

En este curso de Propiedades de los fluidos petroleros se espera que la mayoría de los problemas de ingeniería se resuelvan en el sistema inglés o en el sistema internacional de unidades.

1.2.1 Unidades comunes de masa. La selección de una unidad de masa es el factor principal en determinar cuál es el sistema de unidades que se empleará en resolver un problema en particular. Una selección inadecuada de una unidad de masa requiere de un factor de conversión dentro del sistema de unidades. Las unidades comunes de masa son el gramo, *gr*, la libra, *lb*, el kilogramo, *kg*, y el *slug*. La Fig. 1.1 representa diferentes cantidades de materia en función de estas unidades comunes de masa.

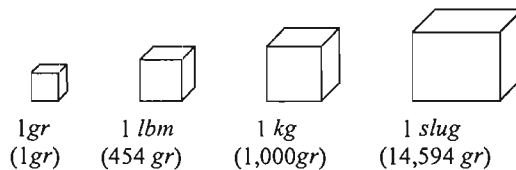


Fig. 1.1-Cantidades de materia en unidades de masa comunes.

Ejemplo 1.1—Conversión de unidades. Realizar los cálculos siguientes:

1. Equivalencia de un *slug* a *kg* y a *lbm*.
2. Equivalencia de un *kg* a *lbm* y de una *lbm* a *kg*.
3. Equivalencias de un *gr* a *lbm* y de una *lbm* a *gr*.

Solución.

1. Equivalencia de un *slug* a *kg* y a *lbm*.



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

$$1 \text{ slug} = (1 \text{ slug}) \left(\frac{14,594 \text{ gr}}{1 \text{ slug}} \right) \left(\frac{1 \text{ kg}}{1,000 \text{ gr}} \right) = 14.594 \text{ kg}$$

y

$$1 \text{ slug} = (1 \text{ slug}) \left(\frac{14,594 \text{ gr}}{1 \text{ slug}} \right) \left(\frac{1 \text{ lbm}}{454 \text{ gr}} \right) = 32.145 \text{ lbm}$$

2. Equivalencia de un *kg* a *lbm* y de una *lbm* a *kg*.

$$1 \text{ kg} = (1 \text{ kg}) \left(\frac{1,000 \text{ gr}}{1 \text{ kg}} \right) \left(\frac{1 \text{ lbm}}{453.3923 \text{ gr}} \right) = 2.205 \text{ lbm}$$

y

$$1 \text{ lbm} = (1 \text{ lbm}) \left(\frac{454 \text{ gr}}{1 \text{ lbm}} \right) \left(\frac{1 \text{ kg}}{1,000 \text{ gr}} \right) = 0.454 \text{ kg}$$

3. Equivalencia de *gr* a *lbm* y de una *lbm* a *gr*.

$$1 \text{ gr} = (1 \text{ gr}) \left(\frac{1 \text{ lbm}}{454 \text{ gr}} \right) = 2.203 \times 10^{-3} \text{ lbm}$$

y

$$1 \text{ lbm} = (1 \text{ lbm}) \left(\frac{454 \text{ gr}}{1 \text{ lbm}} \right) = 454 \text{ gr}$$

1.2.1.1 Masa y peso. El Sistema Internacional, *SI*, emplea kilogramos, *kg*, para masa y Newton, *N*, para peso (fuerza). Las unidades son diferentes y no debe de existir confusión entre las variables. Sin embargo, por años el término libra, *lb*, se ha usado para ambos masa y peso.

El término masa es una propiedad constante de un objeto físico; sin embargo, el término peso implica una variación de la masa en función de la fuerza de gravedad (aceleración gravitacional). El uso convencional de las abreviaturas *lbm* y *lbf* (para diferenciar entre libras masa y libras fuerza, respectivamente) ha ayudado a eliminar esta confusión. Por ejemplo, un objeto físico con una masa de una libra podría tener un peso terrestre de una libra, pero esto es sólo verdadero en la superficie de la Tierra. Sin embargo, el peso del mismo objeto físico podría ser cuantitativamente menor en la superficie de la Luna, por lo que, se debe de tener cuidado cuando en un ejercicio se trabaja con masa y peso. Por lo tanto, la masa y el peso de un objeto físico no significan lo mismo. La relación para convertir masa a peso se expresa como:

$$W = mg, \dots\dots\dots(1.1)$$

Esta expresión indica que el peso, *W*, de un objeto dependerá de la aceleración local de la gravedad, *g*, y de la masa, *m*, del objeto mismo. La masa del objeto es constante, pero la aceleración gravitacional no lo es, ésta es afectada por el lugar (latitud y altitud) y mayormente por las características geográficas.

1.2.1.2 Aceleración de la fuerza de gravedad. La aceleración gravitacional sobre la superficie de la Tierra generalmente se considera como 32.174 *ft/s*² o 9.81 *m/s*².

Ejemplo 1.2—Aceleración de la fuerza de gravedad. Convertir 32.174 *ft/s*² a *m/s*² y un *m/s*² a *ft/s*².

Solución.

$$32.174 \frac{ft}{s^2} = \left(32.174 \frac{ft}{s^2} \right) \left(\frac{1 m}{3.2808 ft} \right) = 9.807 m/s^2$$

$$1 \frac{m}{s^2} = \left(1 \frac{m}{s^2} \right) \left(\frac{3.2808 ft}{1 m} \right) = 3.2808 \frac{ft}{s^2}$$

Los valores calculados y redondeados para la aceleración gravitacional son $32.2 ft/s^2$ y $9.81 m/s^2$. Sin embargo, para una mayor precisión se debe evaluar sobre las bases del problema a resolver.

1.2.2 Sistema consistente de unidades. Un juego de unidades es consistente (coherente u homogéneo) en un cálculo numérico si no se requieren factores de conversión. Por ejemplo, un momento se calcula como el producto de una fuerza, F , y una longitud de momento, d , es decir:

$$M = Fd, \dots\dots\dots(1.2)$$

Cálculos empleando la ecuación anterior se denominan consistentes si F se expresa en newton, N , y d en metros, m . Por el contrario, el cálculo es inconsistente si F se expresa en kilogramos-lb, $kg-lb$, y d en pulgadas, pg , requiriendo de un factor de conversión.

Ejemplo 1.3—Factor de conversión. ¿Cuál será el factor de conversión del sistema inconsistente para el momento M si F se expresa en $kg-lb$ y d en pg ?

Solución.

$$M (1 ft - kg - lb) = F(kg - lb)d(pg) \left(\frac{1 ft}{12 pg} \right) = \frac{1}{12}(ft - kg - lb), \dots\dots\dots(1.3)$$

El concepto de un cálculo consistente se puede extender a un sistema de unidades. Un *sistema consistente de unidades* es aquel en el que no se requieren factores de conversión. Por ejemplo, la Segunda Ley de Newton establece que la fuerza, F , requerida para acelerar un objeto es proporcional a la aceleración del objeto, a , en donde la masa del objeto es la constante de proporcionalidad, es decir,

$$F \propto a, \dots\dots\dots(1.4)$$

Esta expresión se puede representar como:

$$F = ma, \dots\dots\dots(1.5)$$

En donde m es la masa en kg y a es la aceleración en m/s^2 . Nótese que la ecuación 1.5 es consistente ya que no requiere de factores de conversión. Esto implica que en un sistema en donde los factores de conversión no se usan, una vez que las unidades de m y g se han seleccionado, las unidades de F son correctas. Esto tiene el efecto de establecer unidades de trabajo, energía, potencia, propiedades de los fluidos, etc. Los problemas de flujo y de propiedades de los fluidos petroleros se resuelven rutinariamente con sistemas inconsistentes de unidades, por lo que se requiere necesariamente el uso apropiado de factores de conversión.

1.2.3 Sistema de Ingeniería Inglés (Sistema Inglés). Las unidades comunes para la masa y la fuerza en el sistema inglés son libras-masa, lbm , y libras-fuerza, lbf , respectivamente. Las ecuaciones matemáticas para varios problemas en termodinámica, en flujo de fluidos y en transferencia de calor

comúnmente se resuelven usando las unidades de lbm/ft^3 para densidad, Btu/lbm para entalpía y $Btu/lbm \cdot ^\circ F$ para calor específico. Sin embargo, algunas de estas ecuaciones contienen ambas lbm y lbf en las variables relacionadas. Por ejemplo, la ecuación de flujo fraccionario de la energía cambia la entalpía en Btu/lbm con presión en lbf/ft^2 .

Las unidades de libra-masa, lbm , y libra-fuerza, lbf , son tan diferentes como las unidades de litro, l , y metros, m , es decir no se pueden cancelar.

$$lbm \neq lbf, \dots\dots\dots(1.6)$$

Por lo que, se requiere de un factor de conversión de masa, g_c , para realizar las operaciones matemáticas conteniendo lbf y lbm dimensionalmente constantes. El factor se conoce como la *constante gravitacional*, g_c , y tiene un valor de $32.174 \text{ lbm}\cdot\text{ft}/\text{lbf}\cdot\text{s}^2$. El valor numérico es igual a la aceleración estándar de la gravedad, pero g_c no representa la aceleración gravitacional local, g , el factor g_c es una constante de conversión, tal como 12 es el factor de conversión entre pies, ft , y pulgadas, pg .

El Sistema Inglés es un sistema inconsistente, como se definió de acuerdo a la Segunda Ley de Newton. La ecuación 1.5 no se puede definir si lbf , lbm y ft/s^2 son las unidades que se usan. El término g_c debe incluirse, es decir:

$$F(lbf) = \frac{m(lbm)a\left(\frac{ft}{s^2}\right)}{g_c\left(\frac{lbm \cdot ft}{lbf \cdot s^2}\right)}, \dots\dots\dots(1.7)$$

El factor g_c representa una corrección de unidades, teniendo un valor numérico de 32.174. Una fuerza de una unidad de lbf no puede acelerar a una unidad de lbm a un gasto de una unidad de ft/s^2 . En el Sistema Inglés, trabajo y energía normalmente se expresan en $ft\cdot lbf$ (sistemas mecánicos) o en cantidades térmicas británicas (sistemas de fluidos y térmicos) siendo una unidad de Btu igual a $778.26 \text{ ft}\cdot\text{lbf}$.

Ejemplo 1.4—Segunda ley de Newton. Calcular el peso, en libras-fuerza, lbf , de un objeto físico de una libra masa, lbm , en un campo gravitacional con una aceleración de $27.5 \text{ ft}/\text{s}^2$.

Solución.

El valor numérico de la constante gravitacional es dado por:

$$g_c = 32.2 \frac{lbm \cdot ft}{lbf \cdot s^2}$$

Luego entonces,

$$F = \frac{m a}{g_c} = \frac{(1 \text{ lbm})(27.5 \text{ ft} / \text{s}^2)}{\left(32.2 \frac{lbm \cdot ft}{lbf \cdot s^2}\right)} = 0.854 \text{ lbf}$$

1.2.4 Otras fórmulas afectadas por inconsistencia en las unidades. La siguiente lista de fórmulas requiere el empleo de la constante gravitacional, g_c . Considerar que se utiliza el Sistema de Unidades Inglés.

Energía cinética, E_K

$$E_k = \frac{m v^2}{2g_c} (ft-lbf), \dots\dots\dots(1.8)$$

Energía potencial, E_p

$$E_p = \frac{mgz}{g_c} (ft-lbf), \dots\dots\dots(1.9)$$

Presión ejercida por un fluido a una profundidad

$$p = \frac{\rho gh}{g_c}, \dots\dots\dots(1.10)$$

Peso específico de una sustancia

$$\gamma = \frac{\rho g}{g_c}, \dots\dots\dots(1.11)$$

Esfuerzo cortante, τ

$$\tau = \frac{\mu}{g_c} \left(\frac{dv}{dy} \right), \dots\dots\dots(1.12)$$

Ejemplo 1.5—Energía cinética. Un cohete conteniendo una masa de 4,000 lbm viaja a 27,000 ft/s. ¿Cuál es la energía cinética en ft-lbf?

Solución.

$$E_k = \frac{mv^2}{2g_c} = \frac{(4,000 \text{ lbm}) \left(27,000 \frac{ft}{s} \right)^2}{(2) \left(32.2 \frac{lbm-ft}{lbf-s^2} \right)} = 4.527 \times 10^9 \text{ ft-lbf}$$

1.2.4.1 Peso y peso específico. Peso es una fuerza ejercida sobre un objeto en un campo gravitacional. Si se emplea un sistema de unidades consistente. Por ejemplo, el peso de una masa se expresa mediante:

$$W = mg, \dots\dots\dots(1.13)$$

Sin embargo, en el sistema de unidades inglés, la ecuación anterior se transforma en:

$$W = \frac{mg}{g_c}, \dots\dots\dots(1.14)$$

dividiendo la ecuación 1.14 por el volumen de un objeto para obtener el peso específico (unidad de peso, densidad de peso, peso específico del objeto), se tiene,

$$\frac{W}{V} = \left(\frac{m}{V}\right)\left(\frac{g}{g_c}\right) = \rho\left(\frac{g}{g_c}\right), \dots\dots\dots(1.15)$$

es decir,

$$\left(\frac{W}{V}\right) = \frac{m(lbm)\left[32.2 \frac{ft}{s^2}\right]}{V(ft^3)\left[32.2 \frac{lbm-ft}{lbf-s^2}\right]} = \rho \frac{g}{g_c} \left[\frac{lb f}{ft^3}\right], \dots\dots\dots(1.16)$$

El efecto de la ecuación 1.15 es para cambiar las unidades de densidad. El peso no ocupa volumen, sólo la masa tiene volumen. Sin embargo el concepto de peso específico simplifica los cálculos en la mecánica de fluidos y en las propiedades de los fluidos. Por ejemplo, la presión a una determinada profundidad se calcula a partir de la ecuación 1.10 como:

$$p = \frac{\rho \left[\frac{lbm}{ft^3}\right] g \left[32.2 \frac{ft}{s^2}\right] h[ft]}{g_c \left[32.2 \frac{lbm-ft}{lb f-s^2}\right]} = \frac{\rho g h}{g_c} \left[\frac{lb f}{ft^2}\right], \dots\dots\dots(1.17)$$

y

$$p = \left(\frac{m}{v}\right) \frac{gh}{g_c} = \gamma h \left[\frac{lb f}{ft^2}\right], \dots\dots\dots(1.18)$$

1.2.4.2 Sistema gravitacional inglés. A partir de la segunda ley de Newton, se tiene que el término de la masa de la ecuación 1.5 se expresa como:

$$m = \frac{F}{a} = \left[\frac{lb f}{ft / s^2}\right] = \frac{lb f - s^2}{ft}, \dots\dots\dots(1.19)$$

1.2.5 Sistema métrico de unidades. El sistema métrico de unidades se fundamenta en metros, *m*, o parte de metros, y se incluye el sistema *mks* que se expresa en metro, *m*, kilogramo, *kg*, y segundo, *s*. De igual manera el sistema *cgs* se expresa en centímetro, *cm*, gramo, *gm*, y segundo, *s*. En el sistema métrico de unidades se evita la *lbm* vs. *lb f*. Es decir, la materia no se divide en unidades de fuerza. Las cantidades de materia se expresan sólo como masa. Las cantidades de fuerza y masa no se corresponden.

1.2.5.1 Sistema internacional de unidades (SI, sistema *mks*). El *SI* de unidades expresa la cantidad de una sustancia y empleo de la longitud en metros, *m*, la masa en kilogramo, *kg*, el tiempo en

segundos, s , y la temperatura en grados Kelvin, $^{\circ}K$. De la segunda ley de Newton, la unidad de fuerza se define como:

$$F = ma, \dots\dots\dots(1.5)$$

es decir, una unidad de fuerza se define como una unidad de N , o sea,

$$1 N = m(kg) a(m / s^2) = 1 kg - m / s^2, \dots\dots\dots(1.20)$$

y una unidad de *Joule* es equivalente a una unidad de $N \cdot m$.

Ejemplo 1.6-Segunda ley de Newton-Fuerza. Un bloque de 10 kg se cuelga de un cable. ¿Cuál es la tensión en el cable? (la constante gravitacional es 9.81 m/s^2 .)

Datos.

- $m = 10 \text{ kg}$
- $g = 9.81 \text{ m/s}^2$
- $F = ?$

Solución.

$$F = mg = (10 \text{ kg}) \left(9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) = 98.1 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{s}^2} = 98.1 \text{ N}$$

Ejemplo 1.7-Energía potencial. Un bloque de 10 kg se alza verticalmente 3 m . ¿Cuál es el cambio de energía potencial?.

Solución.

$$\Delta E_p = mgh = (10 \text{ kg}) \left(9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) (3 \text{ m}) = 294 \left(\frac{\text{kg} \cdot \text{m}^2}{\text{s}^2} \right) = 294 \text{ N} \cdot \text{m} = 294 \text{ J}$$

1.3 Conceptos generales.

El propósito de esta parte es mencionar algunos conceptos básicos que son necesarios para la comprensión de las propiedades de los fluidos petroleros.

Átomo. El átomo se compone de dos partes, el núcleo en el cual se encuentran los protones con carga positiva y los neutrones (sin carga). Los electrones con carga negativa giran alrededor del núcleo. El número de electrones es igual al número de protones. A la cantidad de protones se le llama número atómico. Las propiedades químicas del átomo dependen del número y disposición de los electrones.

Calor. El calor es la energía en tránsito.

Contorno. El contorno es la porción del universo excluido del sistema.

Densidad. La densidad es la relación entre la masa de un cuerpo y el volumen que ocupa, se expresa en gramos masa por centímetro cúbico, gm/cm^3 .

$$\rho = \frac{m}{V}, \dots\dots\dots(1.21)$$

Densidad relativa. La densidad relativa es un número adimensional que se obtiene de la relación de la masa de un cuerpo a la masa de un volumen igual de una sustancia que se toma como referencia. Los sólidos y líquidos se refieren al agua pura a cuatro grados centígrados, y los gases al aire a condición de presión y temperatura estándar. Para sólidos y líquidos:

$$\gamma = \frac{\text{masa de la sustancia}}{\text{masa de agua pura a } 4^{\circ}\text{C}} = \frac{\text{masa específica de la sustancia}}{\text{masa específica del agua a } 4^{\circ}\text{C}}, \dots\dots\dots(1.22)$$

para un gas,

$$\gamma_g = \frac{\text{masa de la sustancia}}{\text{masa del aire a } p_{ce} \text{ y } T_{ce}}, \dots\dots\dots(1.23)$$

Ecuaciones de estado. Se denomina ecuación de estado a cualquier ecuación que relaciona la presión, el volumen específico y la temperatura.

$$f(p, V, T) = 0, \dots\dots\dots(1.24)$$

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

Hidrocarburos alcanos. Los alcanos se expresa con la fórmula C_nH_{2n+2} , en donde el subíndice n representa el numero de carbonos del hidrocarburo, por ejemplo el metano que presenta un carbono se representa por, $C_1H_{2(1)+2} = C_1H_4$.

Isótopos. Los isótopos de un elemento son varias formas de ese elemento con propiedades químicas idénticas pero que difieren en sus masas reales.

Masa. Es la cantidad de materia contenida en una sustancia.

Molécula. Una molécula es una partícula de materia capaz de una existencia independiente (por ejemplo, las moléculas de oxígeno, O_2 , nitrógeno, N_2 , ácido clorhídrico, HCl , etc.).

Número de Avogadro. Una sustancia cualquiera contiene un número definido constante de moléculas. El valor aceptado para este número es 6.023×10^{23} y se le llama Número de Avogadro. Asimismo, es el número exacto de moléculas en una molécula gramo de cualquier sustancia y el número de átomos en un átomo gramo de cualquier elemento

Peso. El peso es la fuerza con el cuál un cuerpo es atraído hacia el centro de la tierra. Se expresa como:

$$W = mg, \dots\dots\dots(1.13)$$

Peso atómico. El peso atómico de un elemento es el peso promedio de los átomos de los elementos.

Peso específico. El peso específico de una sustancia es el peso de la unidad de volumen de una sustancia, y se define por las ecuaciones 1.15 y 1.16.

Peso molecular. El peso molecular de un compuesto es el peso de una molécula de ese compuesto. Asimismo, es el número de gramos de un elemento numéricamente igual al peso molecular ó molécula gramo (por ejemplo, el peso molecular del metano es 16.043 gm). A una molécula gramo se conoce como mol.

Presión. Medida del desorden (choque entre moléculas, moléculas y la pared del recipiente) de las moléculas. Se expresa en kg/cm^2 , lb/pg^2 (psi en Inglés).

Presión absoluta. La presión absoluta en un sistema, es igual a la suma del valor de la presión manométrica, p_{mans} , más la presión atmosférica ó barométrica, p_{atm} . Se expresa en $kg/cm^2 abs$, $lb/pg^2 abs$ ($psia$ en Inglés).

$$p_{abs} = p_{man} + p_{aim}, \dots\dots\dots(1.25)$$

Presión barométrica. La presión barométrica es el valor de la presión atmosférica medida en un lugar geográfico específico. Se expresa en kg/cm^2 , lb/pg^2 (*psi* en Inglés).

Presión de vapor. La presión de vapor es la presión parcial generada por las moléculas de vapor cuando se presenta el fenómeno de vaporización dentro de un espacio cerrado

Presión manométrica. La presión manométrica es el valor de la presión que registra un manómetro en un sistema. Se expresa en $kg/cm^2 man$, $lb/pg^2 man$ (*psi* en Inglés).

Propiedades extensivas. Propiedades que dependen de la masa (por ejemplo, el volumen).

Propiedades intensivas. Propiedades que son independientes de la cantidad de masa (por ejemplo, la densidad, la viscosidad, la temperatura, la presión, etc).

Sistema. Un sistema es cualquier porción del universo aislado en un recipiente inerte que puede ser real o imaginario y es muy útil para estudiar el efecto de las diversas variables que lo constituyen.

Sistema heterogéneo. Es aquel que contiene más de una fase

Sistema homogéneo. Es aquel que contiene una fase.

Temperatura. La temperatura es la unidad de medir la energía interna de las moléculas ($^{\circ}F$, $^{\circ}R$, $^{\circ}C$ y $^{\circ}K$)

Viscosidad. La viscosidad es la resistencia que presenta una sustancia a fluir.

Volumen específico. Es el volumen de la unidad de masa de una sustancia. Se expresa en cm^3/gr , ft^3/lbm ó m^3/kg .

$$v = \frac{V}{m} = \frac{1}{\rho}, \dots\dots\dots(1.26)$$

Tabla 1.1-Factores de conversión de unidades

Longitud	Área
1 km = 0.62137 mi = 3281 ft = 1000 m 1 mi = 1.60935 km = 5280 ft = 8 furlongs 1 m = 3.2808333 ft = 39.3700 pg = 1.09361 yd 1 ft = 0.3048006096 m 1 cm = 0.3937 pg = 10 ⁸ Å = 10000 μ = 393.7 mm 1 pg = 2.54000508 cm = 25400 μ = 25400 μm 1 μm = 1 μ = 10 ⁻⁶ m	1 km ² = 247.1044 acres = 0.3861006 millas ² 1 milla ² = 640 acres = 2.589998 km ² 1 acre = 0.4046873 ha = 4,046.873 m ² = 43,560 ft ² 1 m ² = 10.76387 ft ² = 1550 pg ² 1 ft ² = 0.09290341 m ² 1 cm ² = 0.001076387 ft ² = 0.15499969 pg ² = 154,999.7 mm ² 1 pg ² = 6.4516258 cm ² = 10 ⁶ mil ²
Densidad relativa del aceite en grados API	Viscosidad
$^{\circ}API = \frac{141.5}{\text{densidad relativa } 60/60 F} - 131.5$ Donde la densidad relativa 60/60 F, significa la densidad relativa del aceite a 60 °F respecto a la densidad del agua a 60 °F	1 mPa.s = 1 cp = 6.895 x 10 ⁶ lb.s/ft ² 1 lb.s/ft ² = 0.1450 x 10 ⁻⁶ cp = 0.145010 ⁻⁶ mPa.s 1 mPa.s = 1 cP = densidad.cSt
Volumen	Presión
1 m ³ = 6.28983 Bl = 264.173 gal = 35.31333 ft ³ = 1000 lts 1 Bl 0.15899 m ³ = 42 gal = 5.61458 ft ³ = 158.99 lts 1 lt = 0.26417022 gal = 61.02329 pg ³ = 1 dm ³ 1 gal = 3.785434 lts = 231 pg ³ = 3785.434 cm ³ 1 ft ³ = 28.31701 lts = 1728 pg ³ = 7.48052 gal 1 quart = 946.3529 cm ³ = 0.25 gal 1 acre-ft = 1233.49 m ³ = 43560 ft ³ = 7758.37 Bl	1 kPa = 0.1450 lb/pg ² = 0.0102 kg/cm ² = 0.0100 bar = 0.0098 atm 1 lb/pg ² = 6.8948 kPa = 0.0703 kg/cm ² = 0.0689 bar = 0.0680 atm 1 kg/cm ² = 98.0665 kPa = 14.2223 lb/pg ² = 0.9806 bar = 0.9678 atm 1 bar = 100 kPa = 14.5003 lb/pg ² = 1.0197 kg/cm ² = 0.9869 atm 1 atm = 101.325 kPa = 14.6959 lb/pg ² = 1.0333 kg/cm ² = 1.0133 bar
Densidad	Gradiente de presión
1 kg/dm ³ = 1 gr/cm ³ = 62.428 lb/ft ³ = 8.3304 lb/gal 1 lb/ft ³ = 0.0160 gr/cm ³ = 0.1334 lb/gal 1 lb/gal = 0.1200 gr/cm ³ = 7.4940 lb/ft ³	1 kPa/m = 0.0476 lb/pg ² /ft = 0.0102 kg/cm ² /m 1 lb/pg ² /ft = 21.0207 kPa/m = 0.2311 kg/cm ² /m 1 kg/cm ² /m = 98.0665 kPa/m = 4.3349 lb/pg ² /ft lb/pg ² /ft = 0.433 x densidad (gr/cm ³) lb/pg ² /ft = 0.0069 x densidad (lb/ft ³) lb/pg ² /ft = 0.0519 x densidad (lb/gal) kPa/m = 9.8066 x densidad (gr/cm ³) bar/m = 0.0981 x densidad (gr/cm ³)
Presión hidrostática	Sistema ingles / campo
$p_h (kPa) = \text{densidad del lodo (kg/dm}^3) \times 9.80665 \times \text{prof (m)}$ $p_h (lb/pg^2) = \text{densidad del lodo (lb/gal)} \times 0.0519 \times \text{prof (ft)}$	1 ft = 12 pg 1 mi = 5280 ft 1 acre = 43560 ft ² 1 mi ² = 640 acres 1 Bl = 42 gal = 5.6146 ft ³ 1 lb = 32.174 lbm x ft ² /s ² 1 psi = 1 lb/pg ² = 144 lb/ft ² 1 atm = 14.696 lb/pg ² 1 BTU = 778.17 lb-ft = 25037 lbm-ft ² /s ² 1 hp = 42.41 BTU/min γ _L = 141.5/(131.5+°API), agua = 1 γ _L = 8.34 pg = 62.4 lbm/ft ³ 1 lbm-mol = 493.52 mol 1 lbm-mol = 380 ft ³ C.R
Conversión de Temperatura	Equivalencias comunmente usadas
$^{\circ}F = 1.8(^{\circ}C) + 32$ $^{\circ}C = \frac{^{\circ}F - 32}{1.8}$ $^{\circ}R = ^{\circ}F + 459.69$ $K = ^{\circ}C + 273.16$	1 gal de agua pesa 8.34 lbf 1 ft ³ de agua pesa 62.4 lbf 1 pg ³ de Hg pesa 0.491 lbf la masa de 1 m ³ de agua es 1,000 kg

Tabla 1.2-Factores de unidades de conversión.

Multiplicar	por	se obtiene	Multiplicar	por	se obtiene
acre	43,560	ft ²	J/s	1.0	W
ångstrom	1 x 10 ⁻¹⁰	m	kg	2.20462	lbm
atm	1.013250	bar	kip	1,000	lb
atm	76.0	cm Hg	kip	4,448	N
atm	33.90	ft agua	kJ	0.9478	Btu
atm	29.92	pg Hg	kJ	737.56	ft-lb
atm	14.696	pg ²	kJ/kg	0.42992	Btu/lbm
atm	101.3	kPa	kJ / kgK	0.23885	Btu/lbm-°R
atm	1.013x10 ⁵	Pa	km	3,280.8	ft
bar	0.9869	atm	km	0.6214	mi
bar	10 ⁵	Pa	km/h	0.6214	mi/hr
Btu	778.17	ft-lb	kPa	9.8693x10 ⁻³	atm
Btu	1055	J	kPa	0.14504	lb/pg ²
Btu	2.928x10 ⁻⁴	kW-h	kW	3,413	Btu/hr
Btu	10 ⁻⁵	calor	kW	0.9481	Btu/s
Btu/hr	0.216	ft-lb / s	kW	737.6	ft-lb/s
Btu/hr	3.929x10 ⁻⁴	hp	kW	1.341	hp
Btu/hr	0.2931	W	kW-h	3,413	Btu
Btu/lbm	2.326	kJ / kg	kW-h	3.6x10 ⁶	J
Btu/hr°R	4.1868	kJ / kg°K	lt	0.03531	ft ³
cal (gr-cal)	3.968x10 ⁻³	Btu	lt	61.02	pg ³
cal (gr-cal)	4.1868	J	lt	0.2642	gal
cm	0.03281	ft	lt	0.001	m ³
cm	0.3937	pg	lt/s	2.119	ft ³ /min
eV	1.602 x 10 ⁻¹⁹	J	lt/s	15.85	gal/min
ft	0.3048	m	lb	4.4482	N
ft ²	2.2957x10 ⁻⁵	acre	lb/pg ²	0.06805	atm
ft ³	7.481	gal	lb/pg ²	2.307	ft agua
ft-lb	1.285x10 ⁻³	Btu	lb/pg ²	2.036	pg Hg
ft-lb	1.35582	J	lb/pg ²	6894.8	Pa
ft-lb	3.766x10 ⁻⁷	kW - h	lbm	0.4536	kg
ft-lb	1.3558	N.m	lbm/ft ²	0.016018	gr/cm ²
gal	0.13368	ft ³	lbm/ft ²	16.018	kg/cm ³
gal	3.785	L	m	3.280830	ft
gal	3.7854x10 ⁻³	m ³	m/s	196.8	ft/min
gal/min	0.002228	ft ³ /s	mi	5,280	ft
gr/cm ³	1,000	kg/m ³	mi	1.6093	km
gr/cm ³	62.428	lbm/ft ³	micrón	1x10 ⁻⁶	m
hp	2,545	Btu/hr	N	0.22481	lb
hp	33,000	ft-lb/min	N - m	0.7376	ft-lb
hp	550	ft-lb/s	N - m	1.0	J
hp	0.7457	kW	Pa	1.4504x10 ⁻⁴	lb/pg ²
hp-hr	2545	Btu	calor	10 ⁵	Btu
pg	2.54	cm	W	3.413	Btu/hr
J	9.478x10 ⁻⁴	Btu	W	0.7376	ft-lb/s
J	6.2415x10 ¹⁸	eV	W	1.341x10 ⁻³	hp
J	0.737560	ft-lb	W	1.0	J/s
J	1.0	N-m			

Tabla 1.3-Constantes fundamentales.

Cantidad	Símbolo	Inglés	SI
Carga			
Electrón	e		$-1.6022 \times 10^{-19} C$
Protón	p		$+1.6021 \times 10^{-19} C$
Densidad			
Aire[STP, 32°F, (0°C)]		0.0805 lbm/ft ³	1.29 kg/m ³
Aire[70°F,(20°C),1 atm]		0.0749 lbm/ft ³	1.20 kg/m ³
Tierra		345 lbm/ft ³	5,520 x10 ³ kg/m ³
Mercurio		849 lbm/ft ³	1,025 kg/m ³
Agua de mar		64.0 lbm/ft ³	1,000 kg/m ³
Agua		62.4 lbm/ft ³	
Distancia			
Radio de la tierra		2.09 x 10 ⁷ ft	6.370 x10 ⁶ m
Distacia de la tierra a la luna		1.26 x 10 ⁸ ft	3.84 x10 ⁸ m
Distancia de la tierra al sol		4.89 x 10 ¹¹ ft	1.49 x10 ¹¹ m
Radio de la luna		5.71 x 10 ⁶ ft	1.74 x10 ⁶ m
Radio del sol		2.28 x 10 ⁸ ft	6.96 x10 ⁸ m
Primer radio de Bohr	a_0	1.736 x 10 ⁻¹⁰ ft	5.292 x10 ⁻¹¹ m
Aceleración gravitacional			
Tierra	g	32.174 (32.2) ft/s ²	9.8067 (9.81) m / s ²
Luna		5.47 ft / s ²	1.67 m / s ²
Masa			
Masa atómica unitaria	u	3.66 x 10 ⁻²⁷ lbm	1.6606 x10 ⁻²⁷ kg
Tierra		1.32 x 10 ²⁵ lbm	6.00 x10 ²⁴ kg
Electrón	m_e	2.008 x 10 ⁻³⁶ lbm	9.109 x10 ⁻³¹ kg
Luna		1.623 x10 ²³ lbm	7.36 x10 ²² kg
Neutron	m_n	3.693 x 10 ⁻²⁷ lbm	1.675 x10 ⁻²⁷ kg
Protón	m_p	3.688 x 10 ⁻²⁷ lbm	1.673 x10 ⁻²⁷ kg
Sol		4.387 x 10 ³⁰ lbm	1.99 x10 ³⁰ kg
Presión, atmosférica		14.696(14.7) lb/pg ²	1.0133 x10 ⁵ Pa
Temperatura, estandar		32 °F (492 °R)	0 °C (273 °K)
Velocidad			
Escape de la tierra		3.67 x10 ⁴ ft/s	1.12 x10 ⁴ m / s
Vacío	c	9.84 x10 ⁸ ft/s	2.999792(3.00) x10 ⁸ m / s
Sonido (aire, STP)	a	1,090 ft/s	331 m / s
Aire, 70°F(20°C)		1,130 ft/s	344 m / s
Volumen, molar, gas ideal (STP)	V_m	359 ft ³ /lbm-mol	22.414 m ³ / kmol 22414 L / kmol
Constantes fundamentales			
Numero de Avogadro	N_A		6.022 x10 ²³ mol ⁻¹
Magneton de Bohr	μ_B		9.2732 x10 ⁻²⁴ J / T
Constante de Boltzmann	k	5.65 x10 ⁻²⁴ ft-lb /°R	1.3807 x10 ⁻²³ J / T
Constante de Faraday	F		96,485 C / mol
Constante gravitacional	g_c	32.174 lbm-ft/lb-s ²	
Constante gravitacional	g	3.44 x10 ⁻⁸ ft ³ /lb-s ⁴	6.673 x10 ⁻¹¹ N m ² / kg ²
Magneton nuclear	μ_N		5.050 x10 ⁻²⁷ J / T
Permeabilidad al vacío	μ_0		1.2566 x10 ⁻⁶ N / A ² (H/m)
Permeabilidad al vacío	ϵ_0		8.854 x10 ⁻¹² C ² / N m ² (F/m)
Constante de Planck	h		6.6256 x10 ⁻³⁴ J*s
Constante de Rydberg	R_∞		1.097 x10 ⁷ m ⁻¹
Constante del gas específico, aire	R	53.3 ft-lb/lbm-°R	287 J / kg K
Constante de Stefan-boltzmann		1.71 x10 ⁻⁹ btu /ft ² -hr-°R ⁴	5.670 x10 ⁻⁸ W/m ² K ⁴
Punto triple, agua		32.02 °F, 0.0888 psia	0.01109 °C, 0.6123 kPa
Constante universal del gas	R	1,545 ft-lb/lbmol-°R	8,314 J/kmol K
	R	1.986 btu/lbmol-°R	8.314 kPa m ³ / kmol K

Ejercicios resueltos

Ejemplo 1.1—Calcular la masa de gas metano contenido en un cilindro a 100 atm de presión y 40°C , con un volumen de 100 lts . Asumir que el metano es un gas ideal (es decir usar la ecuación de gas ideal. Expresar el resultado en lb , kg y oz . Considere el peso molecular del metano, C_1H_4 , igual a $16.074 \text{ lbm/lbm-mol}$ y la constante universal de los gases $R=10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ\text{R}}$.

Solución.

De la ecuación para gases ideales, $pV = nRT$, se considera que $n=m/M$, sustituyendo n y despejando

m queda: $m = \frac{pMV}{RT}$. Luego, considerando al metano como gas ideal, entonces $z=1$.

Se hace la conversión de unidades correspondientes para cada una de las unidades:

Temperatura:

$$^\circ\text{F}=1.8(^\circ\text{C})+32=1.8(40)+32=104$$

$$^\circ\text{R}=^\circ\text{F}+459.69=104+459.69=563.69$$

Presión:

$$p = 100 \text{ atm} \left(\frac{14.695 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}}{1 \text{ atm}} \right) = 1,469.59 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}$$

Volumen:

$$V = 100 \text{ lts} \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1,000 \text{ lts}} \right) \left(\frac{3.28 \text{ ft}}{1 \text{ m}} \right)^3 = 3.528 \text{ ft}^3$$

sustituyendo los datos en la ecuación: $m = \frac{pMV}{RT}$:

$$m = \frac{(16.043 \text{ lbm} / \text{lbm} - \text{mol}) (1,469.59 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}) (3.528 \text{ ft}^3)}{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ\text{R}} \right) (563.69^\circ\text{R})} = 13.75 \text{ lbm}$$

$$m = 220 \text{ oz} \text{ y } m = 6.2368 \text{ kg}.$$

Ejemplo 1.2—Calcular la densidad del metano a las condiciones del ejercicio 1.1. Asumir que el metano es gas ideal. Expresar el resultado en $\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$, $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$, $\frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$, $\frac{\text{lb}}{\text{gal}}$ y $\frac{\text{slug}}{\text{Bl}}$.

Solución.

De la definición de densidad $\rho = \frac{m}{V}$ y con los resultados obtenidos anteriormente se calcula la densidad:

$$\rho = \left(\frac{13.75 \text{ lb}}{3.528 \text{ ft}^3} \right) = 3.8973 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}, \quad \rho = 62.428 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}, \quad \rho = 0.0624303 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}, \quad \rho = 0.521007 \frac{\text{lb}}{\text{gal}} \text{ y}$$

$$\rho = 0.6866 \frac{\text{slug}}{\text{Bl}}.$$

Ejemplo 1.3—Calcular la masa del gas metano contenido en un cilindro a $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ de presión y 350°K , con un volumen de 20 gal . Asumir que el metano es un gas real con un factor $z=0.7$. Expresar el resultado en lb , kg y oz . Considere $R=10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ\text{R}}$.

Solución.

De la ecuación para gases ideales, $pV = nRT$, se considera que $n=m/M$, sustituyendo n y despejando m queda: $m = \frac{pMV}{RT}$.

Se hace la conversión de unidades correspondientes para cada una de las unidades:

Temperatura:

$$^\circ\text{C} = \text{K} - 273.16 = 350 - 273.16 = 76.84$$

$$^\circ\text{F} = 1.8(^\circ\text{C}) + 32 = 1.8(76.84) + 32 = 170.31$$

$$^\circ\text{R} = ^\circ\text{F} + 459.69 = 170.31 + 459.69 = 630.00$$

Volumen:

$$V = (20 \text{ gal}) \left(\frac{3.7854 \text{ lt}}{1 \text{ gal}} \right) \left(\frac{35.31 \text{ ft}^3}{1,000 \text{ lt}} \right) = 2.673 \text{ ft}^3$$

luego sustituyendo los datos en la ecuación de $m = \frac{pMV}{RT}$,

$$m = \frac{(16.043 \text{ lbm/lbm-mol})(1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(2.673 \text{ ft}^3)}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ\text{R}} \right) (630^\circ\text{R})(0.7)} = 9.06 \text{ lbm}$$

$$m = 4.11 \text{ kg} \text{ y } m = 145.05 \text{ oz}.$$

Ejemplo 1.4—Calcular el volumen específico de los gases de los ejercicios 1.1 y 1.3 (gas ideal y gas real). Expresar el resultado en $\frac{\text{ft}^3}{\text{lbm}}$, $\frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$, $\frac{\text{cm}^3}{\text{gr}}$, $\frac{\text{gal}}{\text{lbm}}$ y $\frac{\text{Bl}}{\text{slug}}$.

Solución.

Para el ejercicio 1.1

$$v = \frac{1}{\rho} = \frac{1}{\frac{m}{V}} = \frac{V}{m}$$

$$v = \frac{V}{m} = \frac{3.528 \text{ ft}^3}{13.75 \text{ lbm}} = 0.25658 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm}}, \quad v = 0.01601 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}, \quad v = 16.0178 \frac{\text{cm}^3}{\text{gr}}, \quad v = 1.91936 \frac{\text{gal}}{\text{lbm}} \text{ y}$$

$$v = 1.47028 \frac{\text{Bl}}{\text{slug}}$$

Para el ejercicio 1.3:

$$v = \frac{V}{m} = \left(\frac{2.673 \text{ ft}^3}{9.06 \text{ lbm}} \right) = 0.29503 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm}}, \quad v = 0.1841 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}, \quad v = 18.416 \frac{\text{cm}^3}{\text{gr}}, \quad v = 2.2067 \frac{\text{gal}}{\text{lbm}} \text{ y}$$

$$v = 1.6904 \frac{\text{Bl}}{\text{slug}}$$

Ejemplo 1.5—Considere el bloque de masa ($m=2.5 \text{ kg}$). Si este bloque se deja caer y lo hacemos jalar una cuerda, podemos expresar el trabajo total realizado entre las posiciones z_1 y z_2 como

$$W = mg(z_2 - z_1) + \frac{m}{2}(v_2^2 - v_1^2)$$

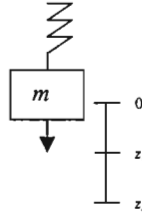


Fig. 1.2—Diagrama para el ejemplo 1.5.

Donde el primer término expresa el cambio de energía potencial entre z_1 y z_2 ; y el segundo expresa la energía cinética. Si $z_1=1.5 \text{ m}$ y $z_2=10 \text{ ft}$ y $v_1=5 \text{ mi/hr}$ y $v_2=5 \text{ m/s}$, exprese el trabajo total del gas en J , BTU , kJ y erg .

Solución:

Se hace la conversión de unidades correspondientes:

Altura:

$$z_2 = (10 \text{ ft}) \left(\frac{0.3028 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \right) = 3.028 \text{ m}$$

Velocidad:

$$v_1 = \left(5 \frac{\text{mi}}{\text{hr}} \right) \left(\frac{1 \text{ hr}}{3,600 \text{ s}} \right) \left(\frac{1.60935 \text{ km}}{1 \text{ mi}} \right) \left(\frac{1,000 \text{ m}}{1 \text{ km}} \right) = 2.2352 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

luego, sustituyendo los datos en la ecuación $W = mg(z_2 - z_1) + \frac{m}{2}(v_2^2 - v_1^2)$:

$$W = \left[(2.5 \text{ kg}) \left(9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) (3.028 - 1.5) \text{ m} \right] + \left[\left(\frac{2.5}{2} \text{ kg} \right) (5^2 - 2.2347^2) \left(\frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2 \right] = 62.4818 \text{ kgm}^2 / \text{s}^2 = J$$

$$W = 0.059 \text{ BTU}, W = 0.06248 \text{ kJ} \text{ y } W = 6.2481 \times 10^8 \text{ erg}.$$

Ejemplo 1.6—En la ecuación de estado a condiciones críticas se establece que: $\left(\frac{\partial p}{\partial V_M} \right)_{T_c} = 0$ y

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

En el caso de van der Waals se tiene que:

$$\left(p_c + \frac{a}{V_M^2} \right) (V_M c - b) = RT_c, \dots\dots\dots (1)$$

$$\left(\frac{\partial p}{\partial V_M^2} \right)_{T_c} = -\frac{2RT_c}{(V_{Mc} - b)^2} + \frac{2a}{V_{Mc}^3} = 0, \dots\dots\dots (2)$$

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial V_M^2} \right)_{T_c} = -\frac{2RT_c}{(V_{Mc} - b)^3} - \frac{6a}{V_{Mc}^4} = 0, \dots\dots\dots (3)$$

Combinando estas ecuaciones se pueden llegar a;

$$a = \frac{27R^2T_c^2}{64p_c}; \quad b = \frac{RT_c}{8p_c}$$

Calcular las constantes de van der Waals para 3-Metil-etano, que tienen una $T_c=963.8^\circ R$ y $p_c=408.1 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$. Expresar el resultado en $\frac{(\text{lb/pg}^2 \text{ abs})(\text{ft}^3)^2}{(\text{lb-mol})^2}$ y en $\text{ft}^3/\text{lb-mol}$.

Solución:

$$a = \frac{(27) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ R} \right)^2 (963.8^\circ R)^2}{(64)(408.1 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})} = 110,599.29 \frac{(\text{lb/pg}^2 \text{ abs})(\text{ft}^3)^2}{(\text{lb-mol})^2}$$

$$b = \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ R} \right) (963.8^\circ R)}{(8)(408.1 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})} = 3.168 \text{ ft}^3/\text{lb-mol}$$

Capítulo 2

Ecuaciones de estado para gases naturales

2.1 Introducción

Un gas se define como un fluido homogéneo de baja densidad y viscosidad. El gas no tiene volumen y forma determinada, sin embargo, cuando el gas se expande llena completamente el cilindro o tanque que lo contiene.

Las propiedades del gas cambian considerablemente respecto a las propiedades de los fluidos, principalmente debido a que las moléculas en el gas se encuentran más alejadas respecto a las moléculas en los líquidos. Por lo tanto, un cambio en la presión tiene un efecto mayor sobre la densidad de un gas que la que ejercería en un líquido.

El conocimiento de las relaciones Presión-Volumen-Temperatura, *PVT*, y otras propiedades físicas y químicas de los gases es esencial para resolver problemas en la ingeniería de yacimientos de gas natural.

Las propiedades físicas de un gas natural se pueden calcular directamente por mediciones de laboratorio o por pronósticos a partir de la composición química de la mezcla de gases. En este último caso, los cálculos se basan sobre las propiedades físicas de los componentes individuales del gas y sus leyes físicas, frecuentemente referidas como *reglas de mezclado*, en las que se relacionan las propiedades de cada componente a la mezcla de gas.

En este capítulo, se describe el comportamiento de los gases ideales y reales, derivando las correspondientes ecuaciones de estado, *EdE*, a partir de datos experimentales. El término *ecuación de estado* implica una expresión matemática necesaria para describir la relación entre el volumen molar de un gas, V_M , su presión, p , y su temperatura, T .

2.2 Comportamiento ideal de gases puros.

Como punto inicial para derivar la ecuación de estado para gases reales, se considera un *gas teórico* o *hipotético* conocido como un gas ideal. En esta sección se deriva la ecuación de estado de un *gas ideal* a partir de datos experimentales (empleando las leyes de Boyle, Charles y Avogadro). La forma de la ecuación para gases ideales posteriormente se emplea como la base para desarrollar la ecuación de estado para gases reales.

La teoría cinética de los gases establece que un gas está formado por una gran cantidad de partículas llamadas moléculas. Un gas ideal (perfecto) presenta las propiedades siguientes:

1. El volumen ocupado por las moléculas es insignificante en comparación con el volumen total ocupado por el gas.
2. Las fuerzas de atracción y repulsión entre las moléculas y las paredes del contenedor en donde se aloja el gas son despreciables.



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

3. Los choques entre las moléculas son perfectamente elásticas (no existiendo pérdida de energía interna durante los choques).

2.2.1 Ecuación de Boyle. La ley de Boyle establece en función de datos experimentales que a condiciones de temperatura constante, el volumen de un gas ideal es inversamente proporcional a la presión para una masa de gas definida (**Fig. 2.1**).

$$V \approx \frac{1}{p}, \dots\dots\dots(2.1)$$

es decir,

$$pV = cte, \dots\dots\dots(2.2)$$

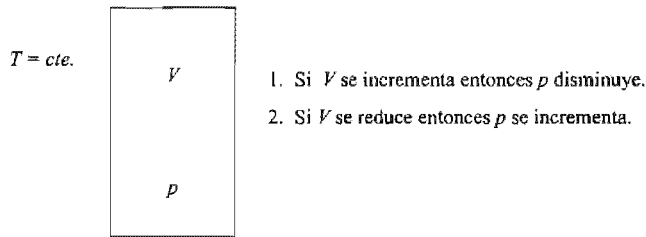


Fig. 2.1 - Significado fisico de la ley de Boyle.

2.2.2 Ecuación de Charles. La ecuación de Charles establece que en función de datos experimentales a condiciones de presión constante, el volumen de un gas ideal es directamente proporcional a la temperatura para una masa de gas definida (**Fig. 2.2**).

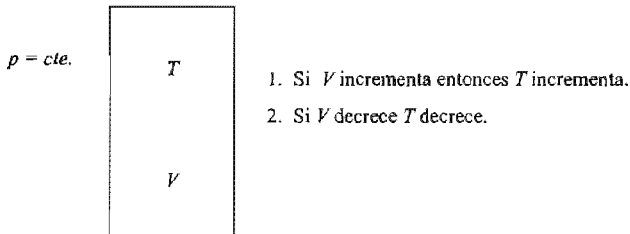


Fig. 2.2 - Significado fisico de la ley de Charles.

$$V \approx T, \dots\dots\dots(2.3)$$

es decir,

$$\frac{V}{T} = cte, \dots\dots\dots(2.4)$$

2.2.3 Ley de Avogadro. La ley de Avogadro establece que bajo las mismas condiciones de T y p , volúmenes iguales de todos los gases ideales contienen el mismo número de moléculas. A una p y T dadas, un peso molecular de cualquier gas ideal ocupa el mismo volumen que un peso molecular de cualquier otro gas ideal. Por lo tanto, se tienen 6.02×10^{23} moléculas por libra-mol de gas ideal. En una unidad de masa molecular en libras-mol, $lb\text{-mol}$, de cualquier gas ideal a condiciones estándar de $60^\circ F$ y $14.696 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ se ocupa un volumen de 379.4 ft^3 .

2.2.4 Derivación de la ecuación de estado para gases ideales. En función de la teoría cinética de los gases, se requiere derivar una ecuación matemática (por ejemplo, una ecuación de estado) para expresar la relación que prevalece entre la p , V y T para una cantidad de gas establecida. La relación para gases ideales (perfectos) se denomina la *ley para gases ideales*. Las ecuaciones de Boyle, Charles y Avogadro se combinan para derivar la ecuación de estado para un gas ideal.

Imagínese un proceso en dos etapas en donde las ecuaciones de Boyle y Charles se combinan para describir el comportamiento de un gas ideal cuando la T y la p cambian.

En la etapa primera considérese una masa definida de gas con un volumen V_1 a una presión p_1 y temperatura constante T_1 . Como se observa en la Fig. 2.3 existe un cambio en la presión desde p_1 a p_2 mientras la temperatura se mantiene constante (ley de Boyle).

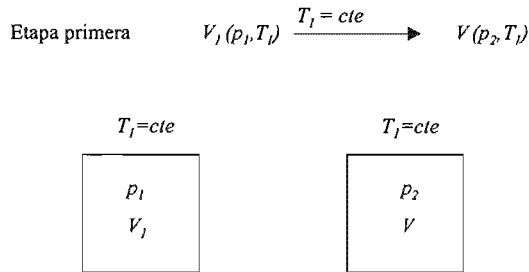


Fig. 2.3—Etapa primera del proceso para derivar la ecuación de estado para gases ideales (ley de Boyle).

Lo anterior causa que el volumen cambie de V_1 a V . En la etapa segunda, la presión se mantiene constante a un valor de p_2 . La temperatura se cambia a un valor de T_2 lo que origina un cambio de volumen a V_2 , tal como se observa en la Fig. 2.4.

En las Figs. 2.3 y 2.4, se observa que la variación del volumen de gas durante la etapa primera se explica mediante la ecuación de Boyle, debido a que la masa de gas y la temperatura se mantienen constantes. Por lo tanto, se puede escribir la expresión siguiente:

$$p_1 V_1 = p_2 V, \dots\dots\dots(2.5)$$

para una temperatura T_1 constante. Despejando el volumen, V , a la presión, p_2 , y temperatura, T_1 , se tiene:

$$V = \frac{p_1 V_1}{p_2}, \dots\dots\dots(2.6)$$

Similarmente, durante la etapa segunda en donde existe un cambio de volumen de gas, manteniendo la presión y la masa de gas constantes se aplica la ecuación de Charles, es decir:

$$\frac{V}{T_1} = \frac{V_2}{T_2}, \dots\dots\dots(2.7)$$

para una presión p_2 constante, despejando el volumen, V , a las temperaturas T_2 y T_1 se tiene,

$$V = \frac{V_2 T_1}{T_2}, \dots\dots\dots(2.8)$$

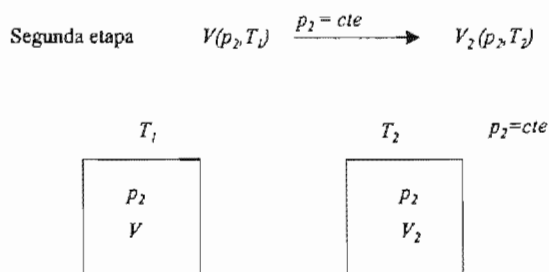


Fig. 2.4—Etapa segunda del proceso para derivar la ecuación de estado para gases ideales (ley de Charles).

igualando las ecuaciones 2.6 y 2.8 se obtiene:

$$\frac{p_1 V_1}{p_2} = \frac{V_2 T_1}{T_2}, \dots\dots\dots(2.9)$$

ó

$$\frac{p_1 V_1}{T_1} = \frac{p_2 V_2}{T_2}, \dots\dots\dots(2.10)$$

Luego entonces, para una masa de gas establecida, la relación pV/T es una constante, definida con el símbolo R cuando la cantidad de gas es igual a un peso molecular. Es decir,

$$\frac{p_1 V_1}{T_1} = \frac{p_2 V_2}{T_2} = cte = R, \dots\dots\dots(2.11)$$

ó

$$\frac{p_1 V_1}{T_1} = R, \dots\dots\dots(2.12)$$

de manera similar,

$$\frac{p_2 V_2}{T_2} = R, \dots\dots\dots(2.13)$$

generalizando, las expresiones 2.12 y 2.13, se tiene:

$$\frac{pV}{T} = R, \dots\dots\dots(2.14)$$

cuando la cantidad de gas es igual a un peso molecular, se tiene:

$$\frac{pV_M}{T} = R, \dots\dots\dots(2.15)$$

A partir de la ecuación 2.15, no se puede conocer si R es igual para todos los gases ideales. Por lo tanto, se tiene que tomar en cuenta la ley de Avogadro. La ecuación 2.15 indica la expresión que describe el comportamiento de un gas perfecto (ideal) para un volumen molar, V_M , en donde R es la *constante universal de los gases*.

Como se explicó anteriormente, la ley de Avogadro indica que un peso molecular de un gas ideal ocupa el mismo volumen que un peso molecular de otro gas ideal a las mismas condiciones de p y T , es decir:

$$V_{MA} = V_{MB}, \dots\dots\dots(2.16)$$

en donde V_{MA} representa el volumen de un peso molecular de un gas A y V_{MB} representa el volumen de un peso molecular de un gas B , ambos a las mismas condiciones de p y T . De la ecuación 2.15 se tiene,

$$\frac{pV_{MA}}{T} = R_A, \dots\dots\dots(2.17)$$

para el gas A , y

$$\frac{pV_{MB}}{T} = R_B, \dots\dots\dots(2.18)$$

para el gas B . Despejando V_{MA} y V_{MB} de las ecuaciones 2.17 y 2.18, respectivamente,

$$V_{MA} = \frac{R_A T}{p}, \dots\dots\dots(2.19)$$

y

$$V_{MB} = \frac{R_B T}{p}, \dots\dots\dots(2.20)$$

en donde R_A y R_B representan las constantes universales para los gases A y B , respectivamente. Combinando las ecuaciones 2.19 y 2.20 se tiene,

$$\frac{R_A T}{p} = \frac{R_B T}{p}, \dots\dots\dots(2.21)$$

obteniendo,

$$R_A = R_B, \dots\dots\dots(2.22)$$

por lo que la constante R es la misma para todos los gases ideales.

Así, la ecuación de estado para un peso molecular de cualquier gas ideal es descrita mediante la ecuación 2.15 como:

$$pV_M = RT, \dots\dots\dots(2.23)$$

en donde V_M es el volumen de una unidad de peso molecular del gas (volumen molar). Luego, para n moles de un gas ideal, la ecuación 2.23 se transforma en,

$$pV = nRT, \dots\dots\dots(2.24)$$

en donde V es el volumen de n moles de gas a una temperatura T y presión p . Considerando que n representa la masa del gas, m , dividida por el peso molecular, M ; se tiene

$$n = \frac{m}{M}, \dots\dots\dots(2.25)$$

la ecuación 2.24 se transforma en:

$$pV = \left(\frac{m}{M}\right)RT, \dots\dots\dots(2.26)$$

la ecuación 2.26 representa la ecuación de estado que se conoce como *la ley de los gases ideales*, y también se escribe como:

$$pV = nRT = \left(\frac{m}{M}\right)RT, \dots\dots\dots(2.26)$$

luego, si el volumen específico, V_e , que es una unidad de volumen se define como:

$$V_e = \frac{V}{m}, \dots\dots\dots(2.27)$$

entonces,

$$V = mV_e, \dots\dots\dots(2.28)$$

sustituyendo la ecuación 2.28 en 2.26 se obtiene,

$$pV_e m = \left(\frac{m}{M}\right)RT, \dots\dots\dots(2.29)$$

es decir,

$$pV_e = \frac{RT}{M}, \dots\dots\dots(2.30)$$

Las ecuaciones 2.24, 2.26 y 2.30 se les conocen como la *ley de los gases ideales, ley general de los gases, o ley de los gases perfectos.*

Las unidades de campo (que se emplean en la industria petrolera) para cada variable y constante son: *p* es la presión absoluta, *lb/pg²abs*, *V* es el volumen en *ft³*, *V_e* es el volumen específico en *ft³/lbm*, *T* es la temperatura absoluta en ^oR, *n* es el número de moles de gas, en *lbm-mol*, *m* es la masa de gas en *lbm*, *M* es el peso molecular en *lbm/lbm-mol* y *R* es la constante universal de los gases, la cual es definida posteriormente.

Estas ecuaciones presentan valores prácticos limitados en cuanto a *p* y *T*, debido a que el gas no se comporta como un gas ideal. Sin embargo, en la práctica se ha observado que dichas ecuaciones describen correctamente el comportamiento de varios gases reales a presiones bajas y el empleo de estas ecuaciones de estado para gases naturales a presiones elevadas puede proporcionar errores hasta del 500% en comparación con errores del 2 al 3% a la presión atmosférica.

Adicionalmente, estas ecuaciones proporcionan un punto de partida para el desarrollo de otras ecuaciones de estado que se presentarán en capítulos posteriores, las cuáles describen en una forma más adecuada el comportamiento de gases reales en cualquier rango de presiones y temperaturas.

Ejemplo 2.1. Ley de los gases ideales. Calcular la masa de gas metano contenida en un cilindro cuyo volumen es de 4 ft³ a condiciones de presión de 2,000 lb/pg²abs y temperatura de 88 °F. Considerar que el gas metano se comporta como un gas perfecto.

Solución.

Sustituyendo la ecuación 2.27 en la ecuación 2.30 para gases ideales, y expresando la ecuación resultante en función de *m*, se obtiene,

$$m = \frac{pMV}{RT}, \dots\dots\dots(2.31)$$

transformando unidades para la temperatura,

$$T=88^{\circ}F=88+460=548 \text{ }^{\circ}R$$

el peso molecular para el gas metano es:

$$M_{C,H_4} = (12.01 \text{ lxl}) + (1.008x4) = 16.043 \text{ lbm / lbm - mol}$$

la constante universal es:

$$R = 10.732 \frac{\text{lb / pg}^2\text{abs - ft}^3}{\text{lbm - mol - }^{\circ}R},$$

sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación 2.31 se tiene,

$$m = \frac{(2,000 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs})(16.043 \text{ lbm} / \text{lbm} - \text{mol})(4 \text{ ft}^3)}{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ R}\right)(548 ^\circ R)} = 21.822 \text{ lbm}$$

2.2.5 Constante universal de los gases reales, R. La ley de los gases ideales (ley general de los gases o ley de los gases perfectos) se define como una ecuación de estado para un gas ideal o la ecuación para un gas ideal, y se representa por la ecuación 2.24, es decir,

$$pV = nRT, \dots\dots\dots(2.24)$$

en donde R representa la constante universal de los gases, V el volumen de n moles de gas a una presión p y a una temperatura, T. El valor numérico de la constante R es función de las unidades empleadas en cada una de las variables.

2.2.5.1 Constante universal de los gases para varios sistemas de unidades. La ecuación matemática para calcular la constante universal de los gases, R, se obtiene a partir de la ecuación 2.24,

$$R = \frac{pV}{nT}, \dots\dots\dots(2.32)$$

para las unidades base de 379.4 ft³ a 520 °R y 14.696 lb/pg² abs para una masa de 1 lbm-mol se tiene,

$$R = \frac{pV}{nT} = \frac{(14.696 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs})(379.4 \text{ ft}^3)}{(1 \text{ lbm} - \text{mol})(520 ^\circ R)} = 10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ R}, \dots\dots\dots(2.33)$$

Ahora bien, para las unidades base de 22.4128 lt a 0 °C y 1 atm para el volumen de 1 gm-mol, se tiene:

$$R = \frac{pV}{nT} = \frac{(1 \text{ atm})(22.4128 \text{ lt})}{(1 \text{ gm-mol})(0 + 273.16 ^\circ R)} = 0.08205 \frac{\text{atm} - \text{lt}}{\text{gm} - \text{mol} - ^\circ K}, \dots\dots\dots(2.34)$$

o bien, convirtiendo unidades para p, V y T, se tiene:

$$p = (14.696 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}) \left(\frac{1 \text{ atm}}{14.696 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}} \right) = 1 \text{ atm}$$

$$V = (379.4 \text{ ft}^3) \left(\frac{1,000 \text{ lt}}{35.314 \text{ ft}^3} \right) = 10,743.61 \text{ lt}$$

$$^\circ F = 520 - 459.67 = 60.33 ^\circ F = 0.555(60.33 - 32) = 15.72 ^\circ C$$

$$^\circ K = 15.723 + 273.16 = 288.88 ^\circ K$$

luego entonces,

$$R = \frac{pV}{nT} = \frac{(1 \text{ atm})(10,743.61 \text{ lt})}{(288.8 ^\circ K)(1 \text{ lbm} - \text{mol}) \left(\frac{453.3923 \text{ gm-mol}}{1 \text{ lbm} - \text{mol}} \right)} = 0.08205 \frac{\text{atm} - \text{lt}}{\text{gm} - \text{mol} - ^\circ K}$$

2.2.6 Densidad de un gas ideal. La densidad de un gas se define como la masa por unidad de volumen de la sustancia, es decir:

$$\rho_g = \frac{m}{V}, \dots\dots\dots(2.35)$$

la ecuación 2.26 se puede arreglar como:

$$\frac{m}{V} = \frac{pM}{RT}, \dots\dots\dots(2.36)$$

sustituyendo la ecuación 2.35 en la ecuación 2.36,

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{pM}{RT}, \dots\dots\dots(2.37)$$

en donde ρ_g es la densidad del gas en lbm/ft^3 .

Ejemplo 2.2-Densidad de un gas ideal. Calcular la densidad del etano a una temperatura y presión constante de $110^\circ F$ y $30 lb/pg^2 abs$, respectivamente. Considerar un comportamiento de gas ideal.

Solución.

Transformando unidades para la temperatura,

$$T = 110^\circ F = 110 + 460 = 570^\circ R$$

El peso molecular para el etano se calcula como:

$$M_{C_2H_6} = (12.011 \times 2) + (1.008 \times 6) = 30.07 lbm/lbm - mol$$

sustituyendo valores en la ecuación 2.37,

$$\rho_g = \frac{pM}{RT} = \frac{(30 lb/pg^2 abs)(30.07 lbm/lbm - mol)}{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs - ft^3}{lbm - mol - ^\circ R}\right)(570^\circ R)} = 0.147 lbm/ft^3$$

2.2.7 Comportamiento de una mezcla de gases ideales. En estudios de ingeniería petrolera se requiere conocer el comportamiento de mezcla de gases más que el comportamiento de gases puros (por ejemplo, metano, etano, propano, etc.)

El gas natural es una mezcla de componentes de hidrocarburos. La determinación de las propiedades químicas y físicas de la mezcla gaseosa, se estiman a partir de las propiedades físicas de los componentes individuales puros de dicha mezcla, esto a través del empleo apropiado de *reglas de mezclado*.

En esta parte, se describen las leyes que gobiernan el comportamiento de las mezclas de gases bajo condiciones ideales, necesarias para la comprensión del comportamiento de mezclas de gases reales (no ideales).

2.2.7.1 Ley de Dalton de presiones parciales (ley de presiones aditivas). Dalton enunció que la presión de cada componente de una mezcla de gases es igual a la presión que cada componente ejerce si éste estuviese presente en el volumen ocupado por la mezcla de gases. Es decir, la ley de Dalton establece que *la presión total ejercida por una mezcla de gases es igual a la suma de la presión*

ejercida por sus componentes. Entonces, la presión parcial es la presión ejercida por cada uno de los componentes de la mezcla.

La ley de Dalton es válida sólo cuando la mezcla y cada componente de la misma se comportan de acuerdo a la teoría para los gases ideales.

Considerar que una mezcla de gases contiene n_A moles del componente A , n_B moles del componente B , n_C moles del componente C , y así sucesivamente. Luego, la presión parcial ejercida por cada componente de la mezcla se determina empleando la ecuación de estado para gases ideales, es decir retomado la ecuación 2.24, se tiene:

$$pV = nRT, \dots\dots\dots(2.24)$$

Considerando la presión ejercida por cada componente de la mezcla, se tiene el siguiente sistema de ecuaciones a partir de la ecuación 2.24,

$$p_A = \frac{RT}{V} n_A, \quad p_B = \frac{RT}{V} n_B, \quad p_C = \frac{RT}{V} n_C, \dots\dots\dots(2.38)$$

la ley de Dalton, establece que,

$$p = p_A + p_B + p_C + \dots + p_N, \dots\dots\dots(2.39)$$

sustituyendo el juego de ecuaciones expresadas por 2.38 en la ecuación 2.39, se tiene:

$$p = \frac{RT}{V} n_A + \frac{RT}{V} n_B + \frac{RT}{V} n_C + \dots + \frac{RT}{V} n_N, \dots\dots\dots(2.40)$$

es decir,

$$p = \frac{RT}{V} (n_A + n_B + n_C + \dots + n_N) = \frac{RT}{V} \sum_{j=1}^n n_j = \frac{RT}{V} n, \dots\dots\dots(2.41)$$

Para un *componente j*, la presión parcial se calcula con:

$$p_j = \frac{RT}{V} n_j, \dots\dots\dots(2.42)$$

dividiendo la presión parcial del *componente j* (ecuación 2.42) entre la presión total de la mezcla (ecuación 2.41), se tiene:

$$\frac{p_j}{p} = \frac{\left(\frac{RT}{V}\right)n_j}{\left(\frac{RT}{V}\right)\sum_{j=1}^n n_j} = \frac{n_j}{\sum_{j=1}^n n_j} = \frac{n_j}{n} = y_j, \dots\dots\dots(2.43)$$

en donde y es la fracción mol del *componente j* en la mezcla de gases. Por lo tanto, la presión parcial de un componente de una mezcla de gases ideales es igual al producto de la fracción mol del

componente por la presión total de la mezcla. Despejando p de la ecuación 2.43 se obtiene la expresión de la presión parcial para una mezcla de gases ideales.

$$p_j = y_j P, \dots\dots\dots(2.44)$$

Ejemplo 2.3-Ley de Dalton. Calcular la presión parcial ejercida por cada componente de la mezcla de gas proporcionada en la **Tabla 2.1** a una presión de $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$. Considerar que la mezcla de gases se comporta de acuerdo a la ecuación de estado para gases ideales.

Tabla 2.1-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.3.

Componente	Composición (% mol)
Metano, C_1H_4	80
Etano, C_2H_6	15
Propano, C_3H_8	5
Total	100

Solución.

Los cálculos de la presión parcial ejercida por cada componente, se muestra en la **Tabla 2.2**.

Tabla 2.2-Resultado de las presiones parciales ejercidas por la mezcla de gases del ejemplo 2.3.

$p_{C_1H_4} = y_{C_1H_4} P$	$p_{C_2H_6} = y_{C_2H_6} P$	$p_{C_3H_8} = y_{C_3H_8} P$
$p_{C_1H_4} = (0.8)(1,000)$	$p_{C_2H_6} = (0.15)(1,000)$	$p_{C_3H_8} = (0.05)(1,000)$
$p_{C_1H_4} = 800 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$	$p_{C_2H_6} = 150 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$	$p_{C_3H_8} = 50 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$

Finalmente, $P = p_{C_1H_4} + p_{C_2H_6} + p_{C_3H_8} = 800 + 150 + 50 = 1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

2.2.7.2 Ley de Amagat de volúmenes parciales (ley de volúmenes aditivos). Amagat enunció que el volumen total ocupado por una mezcla gases, es igual a la suma de los volúmenes que los componentes puros (individuales) ocupan a las mismas condiciones de presión y temperatura (la ley de Amagat es análoga a la ley de Dalton de presiones parciales).

Los volúmenes ocupados por los componentes individuales se conocen como *volúmenes parciales*. Esta ley aplica para mezclas en que cada componente se comporta de acuerdo a la ley de los gases ideales.

Considérese una mezcla de gases consistiendo de n_A moles del componente A , n_B moles del componente B , n_C moles del componente C , y así sucesivamente. El volumen parcial ocupado por cada componente se calcula empleando la ecuación 2.24 para gases ideales, en función del volumen, es decir:

$$V_A = \frac{RT}{P} n_A, \quad V_B = \frac{RT}{P} n_B, \quad V_C = \frac{RT}{P} n_C, \dots\dots\dots(2.45)$$

aplicando la ley de Amagat se tiene que,

$$V = V_A + V_B + V_C + \dots + V_N, \dots\dots\dots(2.46)$$

sustituyendo el juego de ecuaciones 2.45 en la ecuación 2.46,

$$V = \frac{RT}{p} n_A + \frac{RT}{p} n_B + \frac{RT}{p} n_C + \dots + \frac{RT}{p} n_N, \dots\dots\dots(2.47)$$

es decir,

$$V = \frac{RT}{p} (n_A + n_B + n_C + \dots + n_N) = \frac{RT}{p} \sum_{j=1}^n n_j = \frac{RT}{p} n, \dots\dots\dots(2.48)$$

en donde el volumen parcial del *componente j* se evalúa con,

$$V_j = \frac{RT}{p} n_j, \dots\dots\dots(2.49)$$

dividiendo la ecuación 2.49 entre la ecuación 2.48 se tiene,

$$\frac{V_j}{V} = \frac{\left(\frac{RT}{p}\right)^{n_j}}{\left(\frac{RT}{p}\right)^n} = \frac{n_j}{n} = y_j, \dots\dots\dots(2.50)$$

Esta última ecuación establece que para un gas ideal la fracción de volumen de un componente en una mezcla de gases es igual a la fracción mol de este componente.

Comúnmente las composiciones de gases naturales se expresan en función de la fracción mol. A partir de la ley de Dalton (ecuación 2.44) y de la ley de Amagat (ecuación 2.50) se estima la fracción mol de un componente en particular, y_j , de una mezcla de gases. Se observa que la fracción mol de un componente es igual al número de moles de ese componente dividido por el número de moles totales de todos los componentes en la mezcla, es decir:

$$y_j = \frac{n_j}{\sum_{j=1}^n n_j} = \frac{n_j}{n}, \dots\dots\dots(2.51)$$

en donde, y_j es la fracción mol del *componente j* en la mezcla, n_j es el número de moles del *componente j*, y n es el número total de moles en la mezcla.

2.2.8 Fracción volumen y fracción de peso.

2.2.8.1 Fracción volumen. A partir de la ley de Amagat se puede estimar la fracción de volumen de un componente en particular, V_j , en una mezcla de gases. Se observa que la fracción de volumen de un componente es igual al volumen del componente dividido por el volumen total de la mezcla, es decir:

$$v_j = \frac{V_j}{\sum_{j=1}^n V_j} = \frac{V_j}{V}, \dots\dots\dots(2.52)$$

en donde, v_j es la fracción de volumen del componente j en la fase gas, V_j es el volumen ocupado por el componente j en unidades de volumen, y V es el volumen total de la mezcla en unidades de volumen.

2.2.8.2 Fracción de peso. La fracción de peso de cualquier componente se define como el peso de dicho componente dividido por el peso total.

$$w_j = \frac{m_j}{\sum_{j=1}^n m_j} = \frac{m_j}{m}, \dots\dots\dots(2.53)$$

en donde, w_j es la fracción del peso del componente j , m_j es el peso del componente j en la fase gaseosa en unidades de peso, y m es el peso total de la mezcla de gas en unidades de peso.

2.2.8.3 Procedimiento para convertir de fracción mol a fracción de peso. Para transformar de fracción mol a fracción peso, se recomienda el procedimiento siguiente:

Etapas 1. Considerar que el número total de moles de la fase gas es la unidad (es decir, $n = 1$).

Etapas 2. A partir de la ecuación 2.51 se tiene que para $n = 1$,

$$y_j = n_j, \dots\dots\dots(2.54)$$

Etapas 3. El número de moles de un componente es igual al peso del componente dividido por el peso molecular del componente, es decir,

$$n_j = \frac{m_j}{M_j}, \dots\dots\dots(2.55)$$

luego, el peso del componente se puede expresar como:

$$m_j = n_j M_j = y_j M_j, \dots\dots\dots(2.56)$$

y

$$m = \sum_{j=1}^n m_j = \sum_{j=1}^n (y_j M_j), \dots\dots\dots(2.57)$$

Etapas 4. La fracción peso se define por la ecuación 2.53 como:

$$w_j = \frac{m_j}{m}, \dots\dots\dots(2.58)$$

sustituyendo las ecuaciones 2.56 y 2.57 en 2.53 se tiene,

$$w_j = \frac{y_j M_j}{\sum_{j=1}^n (y_j M_j)}, \dots\dots\dots(2.58)$$

2.2.8.4 Procedimiento para convertir de fracción peso a fracción mol. Para transformar de fracción peso a fracción mol se recomienda el procedimiento siguiente:

Etapa 1. Considerar que el peso total de la fase gas es la unidad (es decir, $m = 1$).

Etapa 2. A partir de la ecuación 2.53 se tiene que para $m = 1$,

$$w_j = m_j, \dots\dots\dots(2.59)$$

Etapa 3. El número de moles de un componente es igual al peso del componente dividido por el peso molecular del componente, es decir,

$$n_j = \frac{m_j}{M_j}, \dots\dots\dots(2.55)$$

sustituyendo la identidad 2.59 en la ecuación 2.55,

$$n_j = \frac{w_j}{M_j}, \dots\dots\dots(2.60)$$

luego, el número de moles de la mezcla se puede expresar como,

$$n = \sum_{j=1}^n n_j = \sum_{j=1}^n \left(\frac{w_j}{M_j} \right), \dots\dots\dots(2.61)$$

Etapa 4. La fracción mol de un componente es igual al número de moles de ese componente dividido por el número de moles totales de todos los componentes de la fase gaseosa, es decir;

$$y_j = \frac{n_j}{\sum_{j=1}^n n_j} = \frac{n_j}{n}, \dots\dots\dots(2.51)$$

sustituyendo las ecuaciones 2.60 y 2.61 en 2.51 se tiene,

$$y_j = \frac{\left(\frac{w_j}{M_j} \right)}{\sum_{j=1}^n \left(\frac{w_j}{M_j} \right)}, \dots\dots\dots(2.62)$$

Ejemplo 2.4-Fración peso a fracción mol. Calcular la composición en fracción mol de la mezcla de gases, que se presenta en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3-Composición en por ciento peso de la mezcla de gases para el ejemplo 2.4.

Componente	Peso, w_j (%)
Metano, C_1H_4	40
Etano, C_2H_6	10
Propano, C_3H_8	20
n-Butano, nC_4H_{10}	20
n-Pentano, nC_5H_{12}	10

Solución.

Los cálculos para la fracción mol de la mezcla de gases se presentan en la Tabla 2.4.

Tabla 2.4-Cálculos para el ejemplo 2.4.

Componente	Peso, w_j (fracción)	M_j (lbm/lbm-mol)	$n_j=w_j/M_j$ (mol/lbm)	$y_j=n_j/n$ (fracción)
Metano, C_1H_4	0.40	16.04	0.02494	0.6626
Etano, C_2H_6	0.10	30.07	0.00333	0.0885
Propano, C_3H_8	0.20	44.10	0.00454	0.1206
n-Butano, nC_4H_{10}	0.20	58.12	0.00344	0.0914
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.10	72.15	0.00139	0.0369
Total	1.00		$n = 0.03764$	1.0000

2.2.9 Propiedades de las mezclas de gases ideales. En estudios de ingeniería petrolera se requiere evaluar el comportamiento volumétrico y las propiedades básicas de las mezclas de gases naturales. Las propiedades físicas de los gases ideales generalmente se expresan en función del peso molecular aparente, volumen estándar, densidad, volumen específico y densidad relativa.

2.2.9.1 Volumen estándar. En cálculos de ingeniería de gas natural, conviene conocer el volumen ocupado por una *lbm-mol* de gas a una presión y temperatura de referencia. Las condiciones de referencia generalmente son *14.7 lb/pg²abs* para la presión y *60 °F* para la temperatura, comúnmente referenciadas como *condiciones estándar, c.e.*

Luego, el volumen estándar se define como el volumen ocupado por una *lbm-mol* de un gas ideal a condiciones estándar, a partir de la ecuación de estado para un gas ideal en función del volumen estándar (ecuación 2.26) se tiene,

$$V = \frac{nRT}{p}, \dots\dots\dots(2.63)$$

aplicando las condiciones estándar para una unidad de *lbm-mol*,

$$V_{ce} = \frac{RT_{ce}}{P_{ce}}, \dots\dots\dots(2.64)$$

sustituyendo para la presión y la temperatura a condiciones estándar, se obtiene el volumen estándar como:

$$V_{ce} = 379.4 \text{ ft}^3 \text{ c.e.} / \text{lbm} - \text{mol} , \dots\dots\dots(2.65)$$

en donde V_{ce} es el volumen estándar en ft^3 a c.e./lbm-mol, T_{ce} es la temperatura estándar en $^{\circ}R$ y p_{ce} es la presión estándar en lb/pg^2abs .

2.2.9.2 Peso molecular aparente de una mezcla de gases. El peso molecular de la mezcla (peso molecular aparente) se define por:

$$M_a = \sum_{j=1}^n y_j M_j, \dots\dots\dots(2.66)$$

en donde y_j representa la fracción mol del j^{th} componente en la mezcla de gases, M_a es el peso molecular aparente de la mezcla de gases en $lbm/lbm-mol$, y M_j es el peso molecular del j^{th} componente en la mezcla en $lbm/lbm-mol$.

Ejemplo 2.5-Peso molecular aparente del aire seco. Calcular el peso molecular aparente del aire seco (el aire seco es una mezcla de gases conteniendo básicamente nitrógeno, oxígeno, argón y pequeñas cantidades de otros gases). La composición aproximada del aire seco se presenta en la **Tabla 2.5**.

Tabla 2.5-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.5.

Componente	Composición mol (%)
Nitrógeno, N_2	78
Oxígeno, O_2	21
Argón, Ar	1
Total	100

Solución.

$$M_{aire} = \sum_{j=1}^{j=3} y_j M_j = y_{N_2} M_{N_2} + y_{O_2} M_{O_2} + y_{Ar} M_{Ar}$$

$$M_{aire} = (0.78)(28.01) + (0.21)(32) + (0.01)(39.94) = 28.97 \text{ lbm/lbm-mol}$$

2.2.9.3 Densidad de una mezcla de gases. Previamente se definió la densidad de un gas ideal como la ecuación 2.37, es decir,

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{pM}{RT}, \dots\dots\dots(2.37)$$

Luego, la densidad de una mezcla de gases ideales se obtiene reemplazando el peso molecular, M , por el peso molecular aparente de la mezcla de gases, M_a , es decir

$$\rho_g = \frac{pM_a}{RT}, \dots\dots\dots(2.67)$$

en donde ρ_g es la densidad de la mezcla de gases en lbm/ft^3 y M_a es el peso molecular aparente de la mezcla de gases en $lbm/lbm-mol$.

2.2.9.4 Volumen específico de una mezcla de gases. El volumen específico se define como el volumen ocupado por una unidad de masa del gas. Para un gas ideal, se tiene:

$$pV = \left(\frac{m}{M_a} \right) RT, \dots\dots\dots(2.68)$$

luego,

$$v = \frac{V}{m} = \frac{RT}{pM_a} = \frac{1}{\rho_g}, \dots\dots\dots(2.69)$$

en donde v es el volumen específico de la mezcla de gases en ft^3/lbm .

2.2.9.5 Densidad relativa de una mezcla de gases. La densidad relativa de un gas se define como la relación de la densidad del gas a la densidad del aire seco, ambas densidades se expresan a las mismas condiciones de presión y temperatura, es decir:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_{aire}}, \dots\dots\dots(2.70)$$

considerando que el comportamiento de ambas densidades de gases se pueden representar por la ecuación de estado para los gases ideales, se tiene:

$$\gamma_g = \frac{\left(\frac{pM_g}{RT} \right)}{\left(\frac{pM_{aire}}{RT} \right)} = \frac{M_g}{M_{aire}} = \frac{M_g}{28.96}, \dots\dots\dots(2.71)$$

en donde γ_g es la densidad relativa del gas, M_{aire} es el peso molecular del aire e igual a $28.96 \text{ lbm/lbm-mol}$ y M_g es el peso molecular del gas en $lbm/lbm-mol$. Si el gas es una mezcla de gases la ecuación 2.71 se transforma en:

$$\gamma_g = \frac{M_a}{M_{aire}} = \frac{M_a}{28.96}, \dots\dots\dots(2.72)$$

en donde M_a es el peso molecular aparente de la mezcla de gases en $lbm/lbm-mol$.

Ejemplo 2.6-Densidad relativa de un gas. Calcular la densidad relativa de una mezcla de gases con la composición que se presenta en la **Tabla 2.6**.

Tabla 2.6-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.6.

Componente	Composición mol (%)
Metano, C_1H_4	85
Etano, C_2H_6	9
Propano, C_3H_8	4
n-Butano, nC_4H_{10}	2
Total	100

Solución.

La **Tabla 2.7** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.7-Cálculos para el ejemplo 2.6.

Componente	y_j (fracción mol)	Peso molecular, M_j (lbm/lbm-mol)	$y_j M_j$ (lbm/lbm-mol)
Metano, C_1H_4	0.85	16.04	13.63
Etano, C_2H_6	0.09	30.07	2.71
Propano, C_3H_8	0.04	44.10	1.76
n-Butano, nC_4H_{10}	0.02	58.12	1.16
Total	1.00		$M_a = 19.26$

$$\text{luego, } \gamma_g = \frac{M_a}{28.96} = \frac{19.26}{28.96} = 0.664$$

Ejemplo 2.7-Propiedades de una mezcla de gases. Una mezcla de gases tiene la composición presentada en la **Tabla 2.8**.

Tabla 2.8-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.7.

Componente	y_j (fracción mol)
Metano, C_1H_4	0.75
Etano, C_2H_6	0.07
Propano, C_3H_8	0.05
n-Butano, nC_4H_{10}	0.04
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.04
Hexano, C_6H_{14}	0.03
Heptano, C_7H_{16}	0.02
Total	1.00

Calcular las propiedades de la mezcla de gases bajo un comportamiento ideal a una presión de 1,000 lb/pg² abs y a una temperatura de 100 °F (peso molecular aparente, densidad relativa, densidad del gas y volumen específico).

Solución.

La **Tabla 2.9** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.9-Cálculos para el ejemplo 2.7.

Componente	y_j (fracción mol)	M_j (lbm/lbm-mol)	$y_j M_j$ (lbm/lbm-mol)
Metano, C_1H_4	0.75	16.04	12.030
Etano, C_2H_6	0.07	30.07	2.105
Propano, C_3H_8	0.05	44.10	2.205
n-Butano, nC_4H_{10}	0.04	58.12	2.325
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.04	72.15	2.886
Hexano, C_6H_{14}	0.03	86.18	2.585
Heptano, C_7H_{16}	0.02	100.21	2.004
Total	1.00		$M_a = 26.14$

luego,

$$M_a = \sum_{j=1}^{j=7} y_j M_j = 26.14 \text{ lbm/lbm-mol}$$

$$\gamma_g = \frac{M_a}{28.96} = \frac{26.14}{28.96} = 0.9026$$

$$\rho_g = \frac{pM_a}{RT} = \frac{(1,000 \text{ lb/pg}^2\text{abs})(26.14 \text{ lbm/lbm-mol})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2\text{abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-R}}\right)(560^\circ\text{R})} = 4.35 \text{ lbm/ft}^3$$

$$v = \frac{RT}{pM_a} = \frac{1}{\rho_g} = \frac{1}{4.35 \text{ lbm/ft}^3} = 0.229 \text{ ft}^3/\text{lbm}$$

2.3 Comportamiento de gases reales.

La magnitud de la desviación de un gas real a partir de las condiciones de un gas ideal, es mayor conforme la presión y temperatura se incrementan y/o cuando la composición del gas varía en forma sustantiva.

La razón para justificar esta variación, es que la ley de los gases ideales se derivó bajo la suposición de que el volumen de las moléculas es insignificante y de que no existe atracción y repulsión molecular entre ellas.

Actualmente se han desarrollado suficientes ecuaciones de estado (*EdE* ó *EoS* en Inglés), con el objetivo de correlacionar las variables presión-volumen-temperatura para gases reales a partir de datos experimentales.

En esta sección se discutirá *la ecuación de estado de la compresibilidad*. Esta ecuación de estado se emplea ampliamente en los estudios de ingeniería petrolera de gas natural, y expresa una relación más exacta entre las variables presión, volumen y temperatura mediante el empleo de un factor de corrección denominado *factor de desviación del gas z* (*factor de supercompresibilidad del gas, factor z* o *factor de compresibilidad*). La ecuación de estado para gases reales presenta algunas limitaciones que se verán posteriormente, por lo que en capítulos posteriores se discutirán otras ecuaciones de estado usadas extensivamente en estudios de ingeniería petrolera.

2.3.1 La ecuación de estado de la compresibilidad. Se ha demostrado tanto experimentalmente como por la teoría cinética de los gases que la ecuación para gases ideales es correcta. El comportamiento de varios gases reales no se desvía significativamente del comportamiento evaluado por esta ecuación.

Una manera de escribir una ecuación de estado para gases reales es introduciendo el *factor de desviación del gas, z*, dentro de la ecuación de estado para gases ideales (ecuación 2.24), es decir:

$$pV = znRT, \dots\dots\dots(2.73)$$

en donde *z* es el *factor de compresibilidad* y es una cantidad adimensional. La ecuación 2.73 se representa en función de la densidad y el volumen específico como:

$$pV = z\left(\frac{m}{M}\right)RT, \dots\dots\dots(2.74)$$

si la densidad del gas se define como,

$$\rho_g = \frac{m}{V}, \dots\dots\dots(2.35)$$

arreglando la ecuación 2.74 y sustituyendo la ecuación 2.35 se tiene,

$$\rho_g = \frac{pM}{zRT}, \dots\dots\dots(2.75)$$

y si el volumen específico se definió con la ecuación 2.69 representada por,

$$v = \frac{V}{m}, \dots\dots\dots(2.69)$$

entonces arreglando la ecuación 2.74 y substituyendo la ecuación 2.69, se tiene:

$$v = \frac{zRT}{pM} = \frac{1}{\rho_g}, \dots\dots\dots(2.76)$$

en donde v es el volumen específico en ft^3/lbm y ρ_g es la densidad del gas en lbm/ft^3 .

El *factor de compresibilidad* z se define como la relación del volumen real ocupado por n -moles de gas a condiciones dadas de presión y temperatura, respecto al volumen ideal ocupado por n -moles de gas a las mismas condiciones de presión y temperatura (gases ideales), es decir,

$$z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}}, \dots\dots\dots(2.77)$$

en donde V_{real} representa el volumen de gas real en ft^3 y V_{ideal} representa el volumen de gas ideal en ft^3 . Para un gas ideal, el *factor de compresibilidad* es igual a la unidad ($z=1$). Para un gas real, el *factor* z es mayor o menor que la unidad dependiendo de la presión, temperatura y de la composición del gas (el *factor* z no es constante).

Los valores del *factor* z a cualquier presión y temperatura dada, se determinan experimentalmente midiendo volúmenes de gas real de alguna cantidad de gas a una presión y temperatura específicas y resolviendo la ecuación 2.77 para el *factor* z .

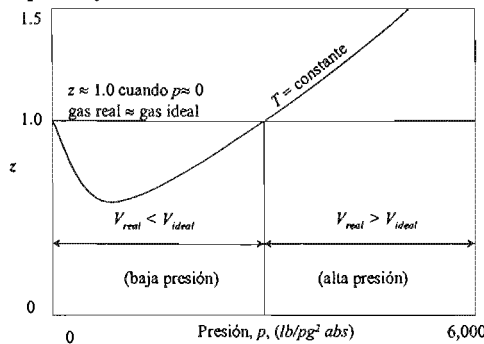


Fig. 2.5 - Forma común del *factor* z como función de la presión a temperatura constante.

Los resultados experimentales del *factor* z generalmente toman la forma de la Fig. 2.5 para diferentes presiones y a temperatura constante. Para diferentes temperaturas, el *factor* z proporciona diversas curvas que se comportan siguiendo un patrón definido.

A muy bajas presiones las moléculas se encuentran muy separadas y las condiciones de gas ideal se cumplen, es decir $z \approx 1$. Datos experimentales muestran que a muy bajas presiones el *factor z* se aproxima a la unidad (este hecho comprueba que el comportamiento de gas ideal ocurre a muy baja presión).

A moderada presión, las moléculas se encuentran cercanas una de otra lo suficiente para ejercer alguna fuerza de atracción entre ellas. La fuerza de atracción causa que el volumen real sea menor que el volumen ideal (calculado con la ecuación de estado para gases ideales) y el *factor z* es menor que la unidad.

A alta presión la fuerza de atracción entre las moléculas de gas es muy fuerte y existen fuerzas de repulsión entre ellas, debido a esto el volumen real es mayor que el volumen ideal y en consecuencia el *factor z* es mayor que la unidad.

Ejemplo 2.8-Masa de un gas real. Calcular la masa de gas metano contenido en un cilindro con volumen de 3.20 ft^3 a una presión de $1,000 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$ y a una temperatura de 68°F .

- Suponiendo que el metano se comporta de acuerdo a los gases ideales, y
- Suponiendo que el metano se comporta como un gas real.

Solución.

Transformando unidades para la temperatura:

$$T = 68^\circ\text{F} = 68^\circ\text{F} + 460 = 528^\circ\text{R}$$

El peso molecular para el etano se calcula como:

$$M_{C_2H_6} = 16.043 \text{ lbm/lbm-mol}$$

- Suponiendo que el metano se comporta de acuerdo a los gases ideales, a partir de la ecuación 2.36 se tiene:

$$m = \frac{pMV}{RT} = \frac{(1,000 \text{ lb/pg}^2\text{abs}) \left(16.043 \frac{\text{lbm}}{\text{lbm-mol}} \right) (3.20 \text{ ft}^3)}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2\text{abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ\text{R}} \right) (528^\circ\text{R})} = 9.059 \text{ lbm}$$

- A una presión de $1,000 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$ y una temperatura de 528°R , a partir de la Fig. 2.6 se obtiene un *factor z* de 0.890 . Luego, sustituyendo estos valores en la expresión siguiente,

$$m = \frac{pMV}{zRT} = \frac{(1,000 \text{ lb/pg}^2\text{abs}) \left(16.043 \frac{\text{lbm}}{\text{lbm-mol}} \right) (3.20 \text{ ft}^3)}{(0.89) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2\text{abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ\text{R}} \right) (528^\circ\text{R})} = 10.179 \text{ lbm}$$

si se considera que el gas metano se comporta idealmente resulta en un error de cálculo de masa de casi el 11% respecto al comportamiento real.

2.3.2 La ley de los estados correspondientes. Varios estudios experimentales de gases puros mostraron una relación entre los *factores de compresibilidad*, z , y la presión y temperatura. En las Figs. 2.6, 2.7 y 2.8 se observa la similitud de las formas de las isotermas de *factores de compresibilidad* para el metano, etano y propano respectivamente.

Las determinaciones experimentales de los *factores z* para un gas específico como una función de p y T , representan el método más confiable que existe entre las relaciones z , p y T , permitiendo la construcción de una *correlación*, que se sustenta en la ley de los estados correspondientes.

La ley de los estados correspondientes establece que todos los gases reales se comportan similarmente (por ejemplo, el *factor z*) cuando son analizados en función de la presión reducida, el

volumen reducido y la temperatura reducida. El término reducido significa que cada variable (p , V y T) se expresa como una relación de su valor crítico, es decir:

$$p_r = \frac{p}{p_c}, \dots\dots\dots(2.78)$$

$$V_r = \frac{V}{V_c}, \dots\dots\dots(2.79)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}, \dots\dots\dots(2.80)$$

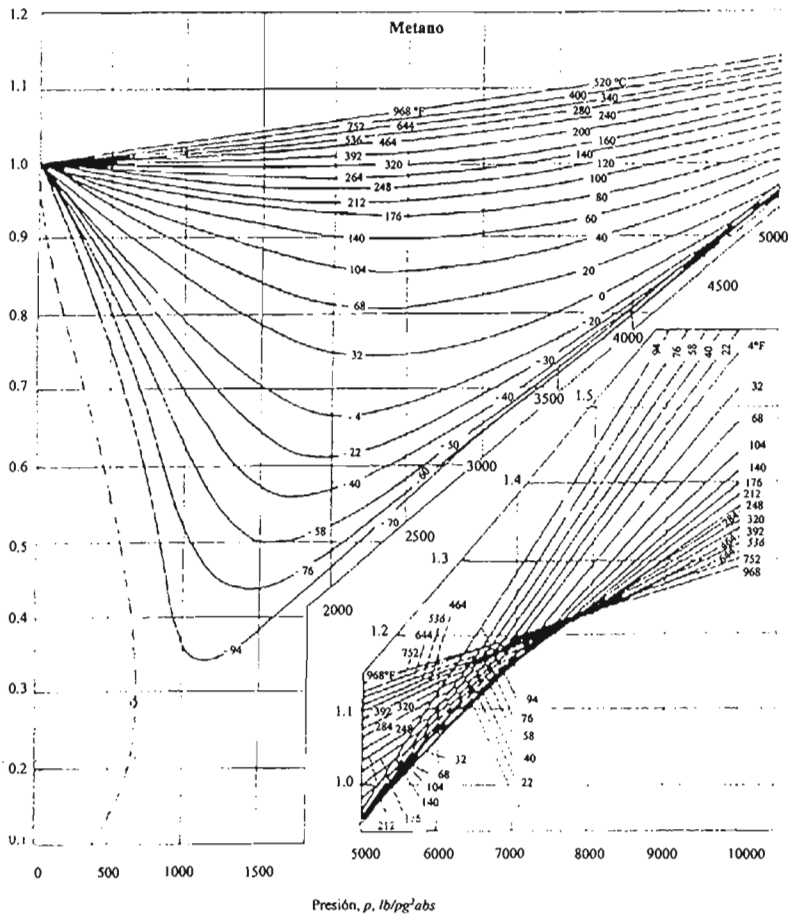


Fig. 2.6 – Factor de compresibilidad z para el metano. Brown y colaboradores.¹

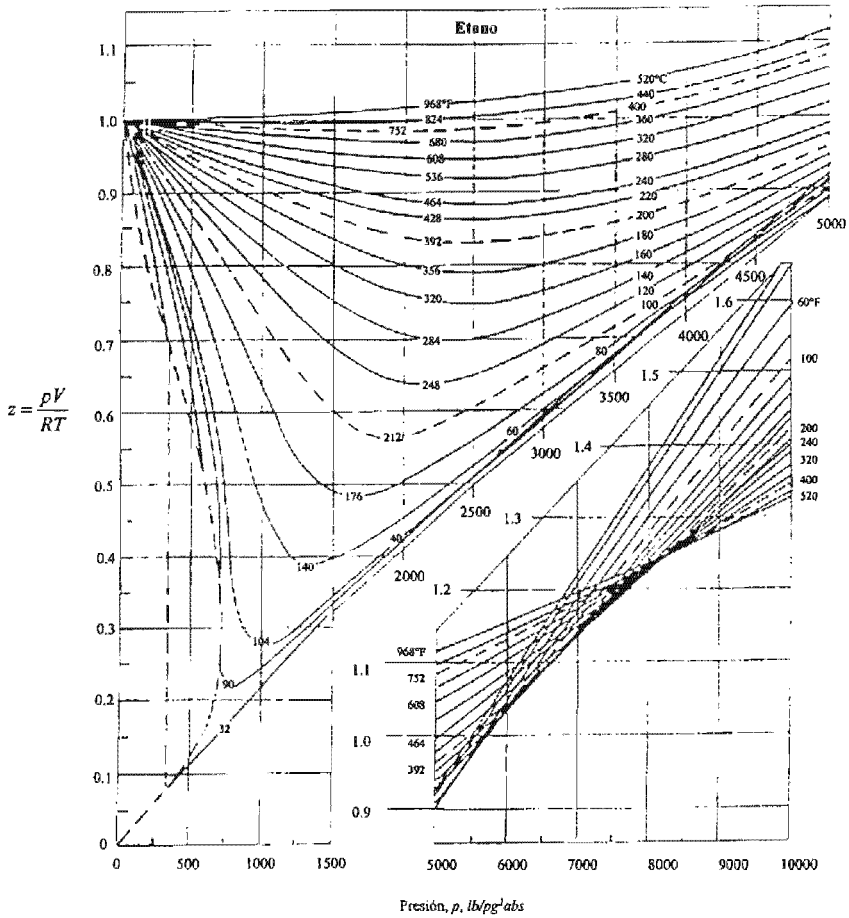


Fig. 2.7—Factor de compresibilidad z para el etano. Brown y colaboradores.¹

en donde, p_r es la presión reducida (adimensional), p_c es la presión crítica en $\text{lb/pg}^2 \text{abs}$, V_r es el volumen reducido (adimensional), V_c es el volumen crítico en ft^3 , T_r es la temperatura reducida (adimensional), T_c es la temperatura crítica en $^{\circ}\text{R}$.

Actualmente se conoce que los gases puros presentan valores distintos de sus propiedades críticas. Por lo tanto, si la teoría de estados correspondientes se aplica (existiendo un insignificante error), todos los gases tendrían valores aproximados de z a la misma presión y temperatura reducida.

La Fig. 2.9 muestra una prueba de esta teoría para datos de compresibilidad de metano, propano, n-pentano y n-hexano. Se explica que la desviación entre las líneas a una presión reducida constante se deben a errores experimentales y/o a la inexactitud de la teoría.

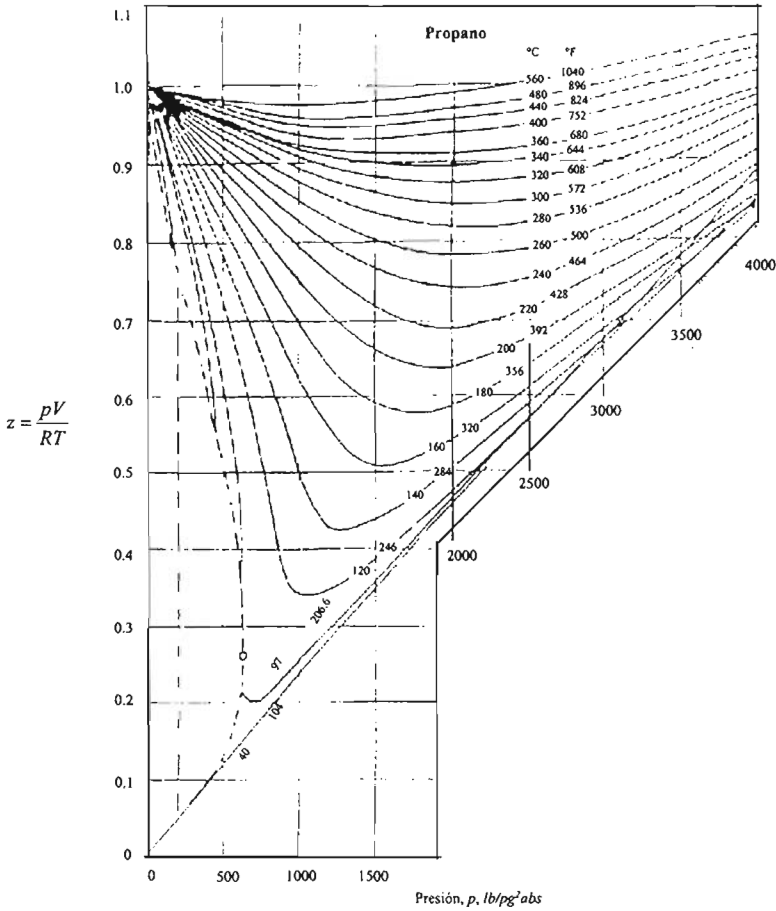


Fig. 2.8—Factor de compresibilidad z para el propano. Brown y colaboradores.¹

La Fig. 2.10 presenta las isotermas para los gases metano, etano y propano (mostradas individualmente en las Figs. 2.6, 2.7 y 2.8, respectivamente) evaluadas en bases de presión y temperaturas reducidas.

La ley de los estados correspondientes es más precisa si los gases tienen características moleculares similares. Atortunadamente, varios de los gases que se producen en la industria petrolera, están primariamente compuestos de moléculas de la misma clase de compuestos orgánicos conocidos como hidrocarburos parafínicos.

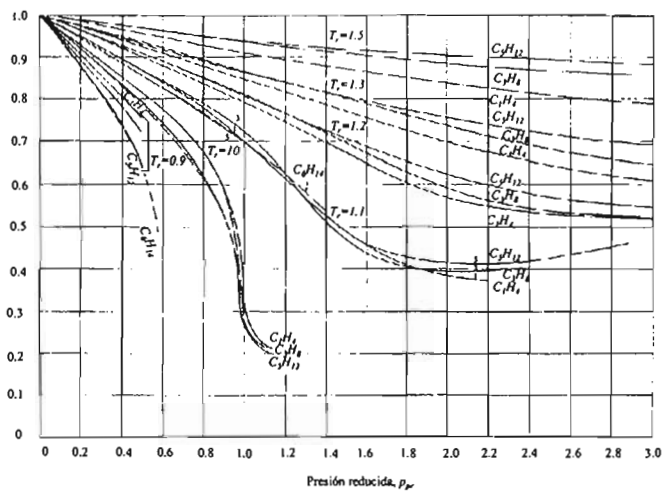


Fig. 2.9 – Factores de compresibilidad z a presión y temperatura reducida para el metano, propano, pentano y n-hexano.²

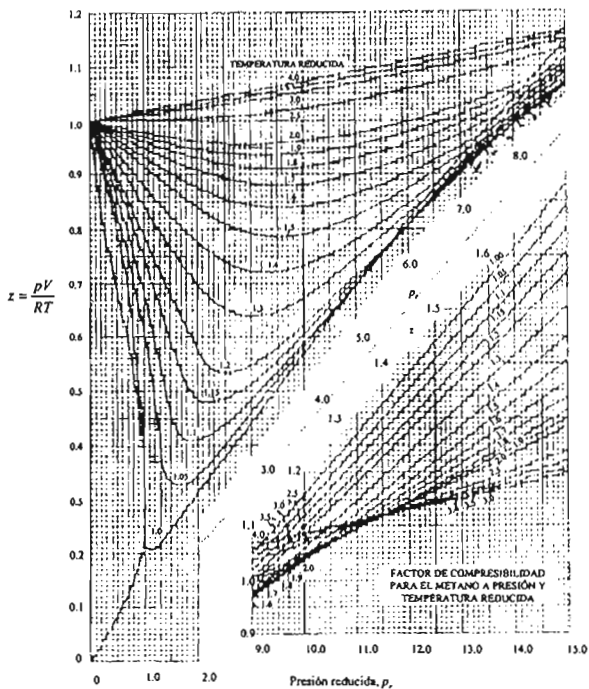


Fig. 2.10-Factor de compresibilidad z para gases hidrocarburos puros. Brown y colaboradores.¹

Ejemplo 2.9-Ley de los estados correspondientes. Determinar el volumen específico del etano a 800 lb/pg²abs y 102 °F. Para determinar el *factor de compresibilidad z*, utilizar la Fig. 2.10.

Solución

1. Se calculan la temperatura y la presión reducida para determinar z.

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{562^\circ R}{549.9^\circ R} = 1.02$$

$$p_r = \frac{p}{p_c} = \frac{800 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{706.5 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 1.14$$

2. De la Fig. 2.10 se obtiene z=0.28.

3. Se calcula el volumen específico del etano con la ecuación 2.76.

$$v = \frac{zRT}{pM} = \frac{(0.28) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs/ft}^3}{\text{lb-mol}^\circ R} \right) (562^\circ R)}{\left(800 \frac{\text{lb}}{\text{pg}^2 \text{ abs}} \right) \left(30.07 \frac{\text{lbm}}{\text{lbm-mol}} \right)} = 0.0702 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm}}$$

2.3.3 Ecuación de estado de la compresibilidad para mezclas de gases. La ley de los estados correspondientes se puede extender para mezclas de gases. La aplicación de los estados correspondientes a mezclas de gases se fundamenta en la observación de que z es una función universal de presión y temperatura reducida. Esto significa que los principios de la ley de estados correspondientes se pueden aplicar a mezclas si se usan valores adecuados para las propiedades en el punto crítico.

La medición del punto crítico para mezclas multicomponentes es muy difícil en experimentos de laboratorio, por lo que se definieron la *presión pseudocrítica* y la *temperatura pseudocrítica*. Estas cantidades se definen como:

$$p_{pc} = \sum_{j=1}^{j=n} y_j p_{cj}, \dots\dots\dots(2.81)$$

y,

$$T_{pc} = \sum_{j=1}^{j=n} y_j T_{cj}, \dots\dots\dots(2.82)$$

en donde p_{pc} es la presión pseudocrítica en lb/pg²abs, T_{pc} es la temperatura pseudocrítica en °R, p_{cj} es la presión crítica del *componente j* en lb/pg²abs, T_{cj} es la temperatura crítica del *componente j* en °R y y_j es la fracción mol del *componente j* en la mezcla.

Estas propiedades pseudocríticas se derivaron para su utilización en la correlación de propiedades críticas reales de una mezcla de gas. Kay⁷ en 1936, introdujo el concepto de valores pseudocríticos para ser empleados en lugar de la presión y temperatura crítica de mezclas de hidrocarburos.

A las ecuaciones 2.81 y 2.82 se les denomina *reglas de mezclado de Kay*⁷. El método de Kay proporciona valores razonables del *factor de compresibilidad z* a presiones por debajo de las 3,000 lb/pg²abs y para gases con densidades relativas menores que 0.75.

Ejemplo 2.10-Factor de compresibilidad z. Calcular la temperatura y la presión pseudocríticas del gas con la composición que se presenta en la **Tabla 2.10**.

Tabla 2.10-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.10.

Componente	Fracción mol y_i
Metano, C_1H_4	0.75
Etano, C_2H_6	0.10
Propano, C_3H_8	0.10
n-Butano, nC_4H_{10}	0.05
Total	1.00

Solución.

Con las ecuaciones 2.81 y 2.82, se calculan las propiedades pseudocríticas presentadas en la **Tabla 2.11**.

Tabla 2.11-Cálculos para el ejemplo 2.10.

Componente	Fracción mol, y_i	Temperatura crítica, $T_{c,i}$, ($^{\circ}R$)	$y_i T_{c,i}$	Presión crítica, $p_{c,i}$, (lb/pg ² abs)	$y_i p_{c,i}$
Metano, C_1H_4	0.75	343.3	257.47	666.4	499.8
Etano, C_2H_6	0.10	549.9	54.99	706.5	70.65
Propano, C_3H_8	0.10	666.1	66.61	616	61.6
n-Butano, nC_4H_{10}	0.05	765.6	38.28	550.6	27.53
Total	1.00	$T_{pc} =$	417.35	$p_{pc} =$	659.58

Ahora bien, las propiedades físicas de mezclas de gases se pueden correlacionar con la presión pseudoreducida y la temperatura pseudoreducida, de manera similar que las propiedades físicas de los gases puros se correlacionan con la temperatura y presión reducida, es decir,

$$p_{pr} = \frac{P}{P_{pc}}, \dots\dots\dots(2.83)$$

y,

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}}, \dots\dots\dots(2.84)$$

en donde p_{pr} es la presión pseudoreducida de la mezcla de gases adimensional y T_{pr} es la temperatura pseudoreducida de la mezcla de gases adimensional.

Investigaciones de los *factores de compresibilidad* para gases naturales de varias composiciones, indicaron que los factores de compresibilidad se pueden generalizar con bastante precisión para la mayoría de los propósitos de ingeniería petrolera introduciendo los conceptos mencionados de presión pseudoreducida y temperatura pseudoreducida.

Standing y Katz en 1942 presentaron una correlación generalizada para el *factor de compresibilidad z* (**Fig. 2.11**). Esta correlación representa *factores de compresibilidad* para gases naturales dulces con cantidades mínimas de gases no hidrocarburos (por ejemplo: N_2 , H_2S , CO_2 , etc.) La correlación se emplea para cálculo de *factores de compresibilidad* para gases naturales en función de p_{pr} y T_{pr} .

Las **Figs. 2.12 y 2.13** muestran diferentes gráficas para calcular z de mezclas de gases naturales para presiones bajas y altas, respectivamente. Los *factores z* son una función del tipo del gas del

yacimiento a determinada presión y temperatura. Estas correlaciones (Figs. 2.11, 2.12 y 2.13) representan varios componentes de gases naturales hidrocarburos de la misma familia.

La correlación de la Fig. 2.11 es muy práctica en ingeniería petrolera, debido a que los componentes de varios gases naturales se encuentran aproximadamente en la misma relación uno con otro.

El comportamiento volumétrico para mezclas de gases conteniendo sólo cantidades de gases no hidrocarburos menores a 3% mol, se calcula con las gráficas de las Figs. 2.11, 2.12 y 2.13.

Ejemplo 2.11—Standing y Katz para factor z . Calcular la masa en $lbm\text{-mol}$ de la mezcla de gases del ejemplo 2.10, que esta contenida en $30,000\text{ ft}^3$ a una presión de $7,000\text{ lb/pg}^2\text{abs}$ y $T=260^\circ\text{F}$.

Solución.

1. Se calculan las propiedades pseudoreducidas, con los valores obtenidos se utiliza la gráfica de la Fig. 2.11 para calcular el factor de compresibilidad z .

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{(260 + 460)}{417.35} = \frac{720^\circ\text{R}}{417.35^\circ\text{R}} = 1.72 \text{ y } p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{7,000\text{ lb/pg}^2\text{abs}}{659.58\text{ lb/pg}^2\text{abs}} = 10.61$$

de la Fig. 2.11 $z = 1.18$

2. Calcular la masa en $lbm\text{-mol}$.

$$n = \frac{pV}{zRT} = \frac{(7,000\text{ lb/pg}^2\text{abs})(30,000\text{ ft}^3)}{(1.18) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2\text{abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ\text{R}} \right) (720^\circ\text{R})} = 23,031.60\text{ lbm-mol}$$

2.3.4 Métodos para calcular las propiedades pseudocríticas de mezcla de gases y de mezclas formados por heptanos⁺.

2.3.4.1 Propiedades pseudocríticas de mezclas de gases cuando la composición no se conoce. Algunas veces la composición de la mezcla de gases naturales se desconoce. En esta sección se presentan dos métodos para determinar las propiedades pseudocríticas de mezclas de gases cuando sólo se conoce la densidad relativa de la mezcla de gases.

Método 1. Las propiedades pseudocríticas se pueden calcular con la correlación que se presenta en la Fig. 2.14.

Ejemplo 2.12—Cálculo de propiedades pseudocríticas de mezclas de gases cuando la composición no se conoce. Determinar el factor de compresibilidad z de un gas natural con densidad relativa de 1.6 para usarse a 300°F y $7,000\text{ lb/pg}^2\text{abs}$.

Solución.

1. Se determinan las propiedades pseudocríticas de la Fig. 2.14.

$$T_{pc}=537^\circ\text{R} \text{ y } p_{pc}=538\text{ lb/pg}^2\text{abs}.$$

2. Se determinan las propiedades pseudoreducidas.

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{(300 + 460)}{537} = \frac{760^\circ\text{R}}{537^\circ\text{R}} = 1.41 \text{ y } p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{7,000\text{ lb/pg}^2\text{abs}}{538\text{ lb/pg}^2\text{abs}} = 13.01$$

3. Se determina el factor de compresibilidad z , con la Fig. 2.11.

$$z = 1.375$$

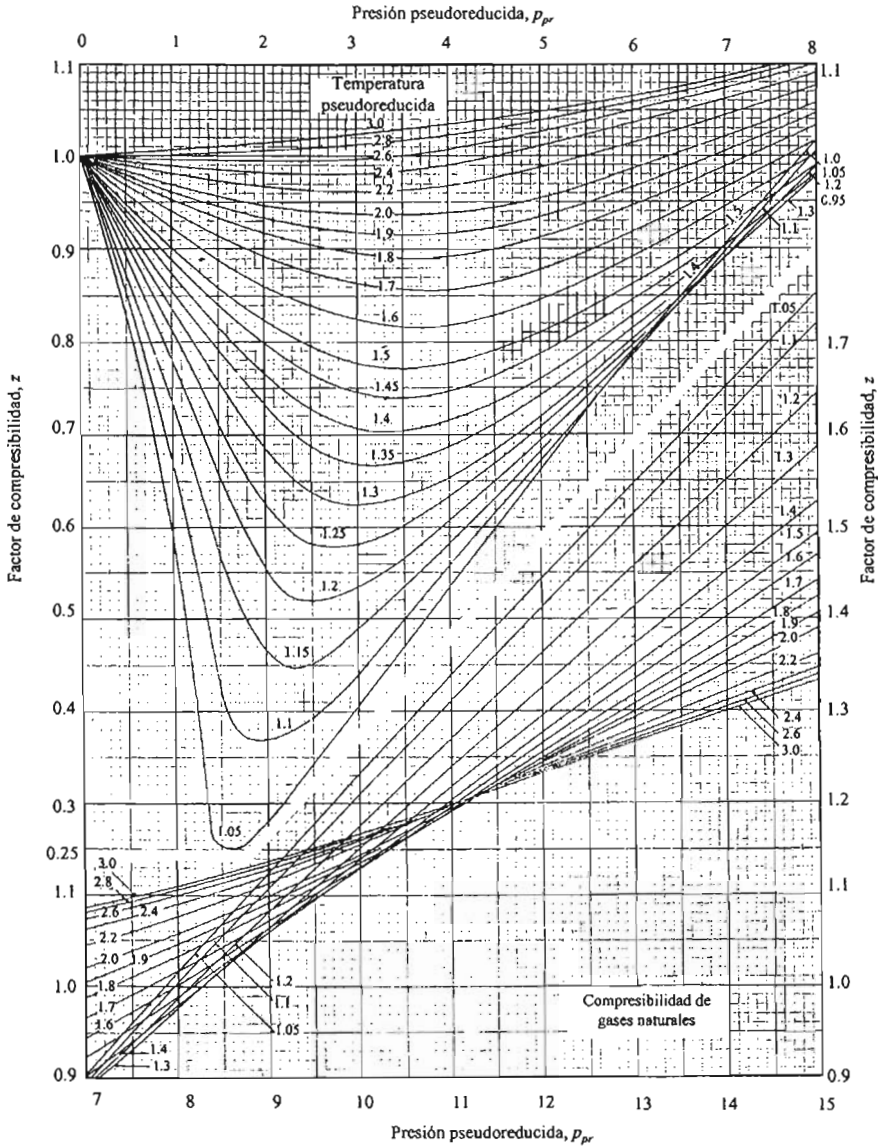


Fig. 2.11-Factor de compresibilidad z, para gases naturales. Standing y Katz.³

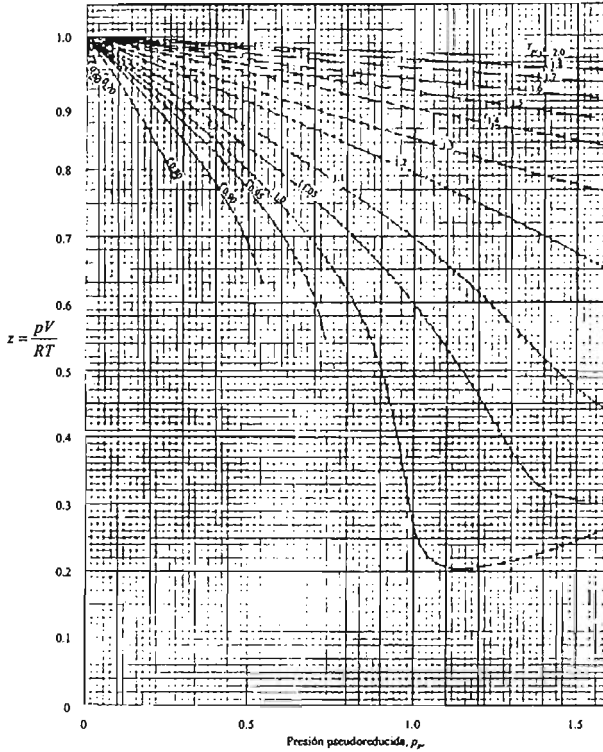


Fig. 2.12-Factor de compresibilidad z , para gases naturales a baja presión. Brown y colaboradores.¹

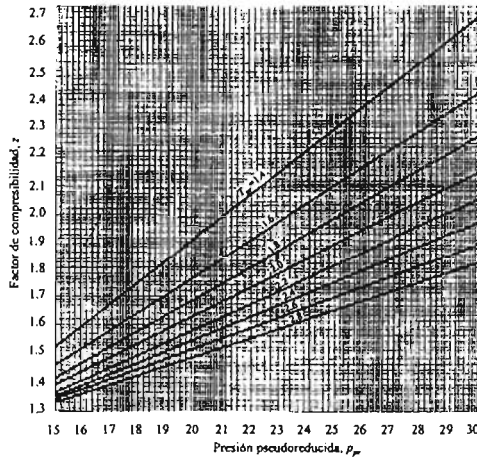


Fig. 2.13-Factor de compresibilidad z , para gases naturales a alta presión.²

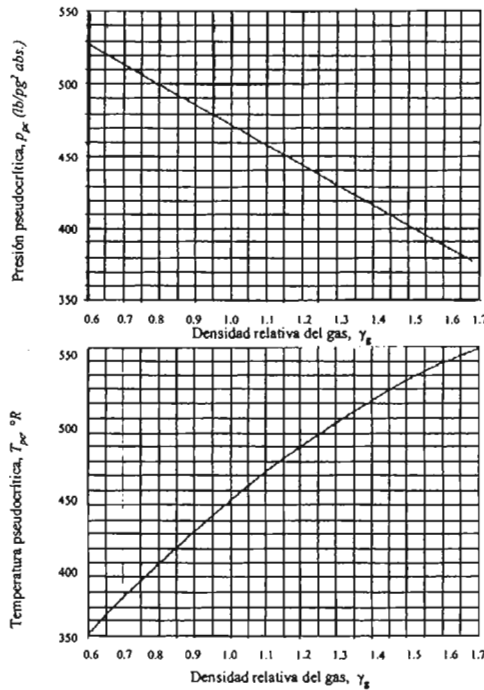


Fig. 2.14 – Propiedades pseudocríticas de gases naturales.⁴

Método 2. Brown y colaboradores¹ en 1948, presentaron un método gráfico para calcular aproximadamente la presión pseudocrítica y la temperatura pseudocrítica de una mezcla de gases, cuando solo se conoce la densidad relativa del gas. La correlación se muestra en la Fig. 2.15. Posteriormente, Standing⁵ en 1977, representó esta correlación en forma matemática; es decir,

Caso 1. Para un sistema de gas natural.

$$P_{pc} = 677 + 15\gamma_g - 37.5\gamma_g^2, \dots\dots\dots(2.85)$$

y,

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2, \dots\dots\dots(2.86)$$

Caso 2. Para un sistema de gas y condensado.

$$P_{pc} = 706 + 517\gamma_g - 11.1\gamma_g^2, \dots\dots\dots(2.87)$$

y,

$$T_{pc} = 187 + 330\gamma_g - 71.55\gamma_g^2, \dots\dots\dots(2.88)$$

en donde T_{pc} es la temperatura pseudocrítica en $^{\circ}R$, p_{pc} es la presión pseudocrítica en $lb/pg^2 abs$ y γ_g es la densidad relativa de la mezcla de gas.

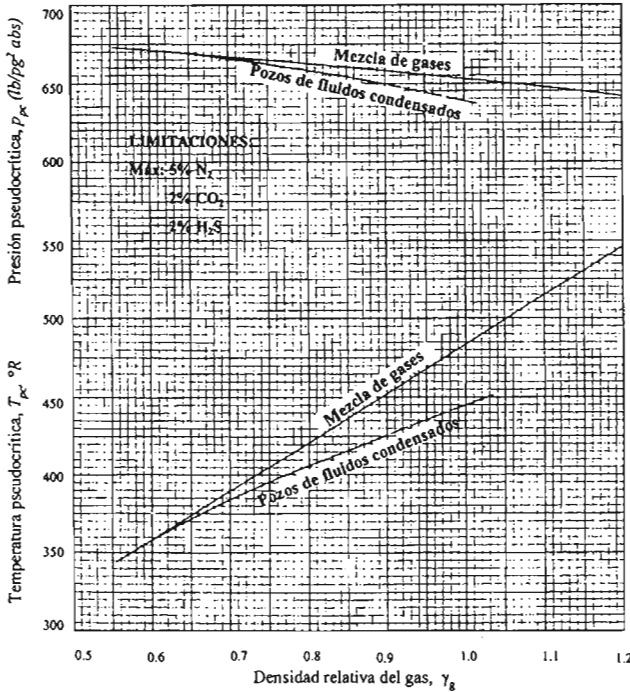


Fig. 2.15—Propiedades pseudocríticas de gases naturales.⁶

La precisión de las correlaciones para cálculo de *factores z* para gases naturales a partir de la Fig. 2.13 (para presiones altas) se probaron con datos de 634 muestras de gas natural de composición conocida. Se determinaron datos experimentales de los *factores z* de estos gases, y se compararon con los *factores z* calculados con las correlaciones empleando las *reglas de mezclado de Kay*⁷, y para determinar las propiedades pseudocríticas y la correlación de las propiedades pseudocríticas de *heptanos*⁺ (Fig. 2.16).

Cálculos realizados del *factor z* para gases naturales con densidades relativas iguales a la unidad o menores mostraron errores absolutos promedio de 1.5% o menores. De igual manera, gases naturales con densidades relativas mayores que la unidad presentaron errores absolutos promedio mayores del 8% en cálculos del *factor z*.

2.3.4.2 Propiedades pseudocríticas de mezclas de gases cuando la composición se conoce. Un método alternativo al método de Kay para calcular propiedades pseudocríticas cuando la composición de la mezcla de gases es conocida, es el método de Stewart, Burkhardt y Voo, el cual fue modificado por Sutton para su empleo a presiones altas. Este método se emplea para cuando se tienen densidades relativas de una mezcla de gases mayor que la unidad.

El método proporciona mejores resultados para el cálculo de las propiedades pseudocríticas que empleando la correlación de Standing y Katz (Figs. 2.11, 2.12 y 2.13).

$$T_{pc} = (K')^2 / J', \dots\dots\dots(2.89)$$

y,

$$p_{pc} = T_{pc} / J', \dots\dots\dots(2.90)$$

en donde:

$$J' = J - \epsilon_j, \dots\dots\dots(2.91)$$

$$K' = K - \epsilon_k, \dots\dots\dots(2.92)$$

y,

$$J = \left(\frac{1}{3}\right) \sum_{j=1}^n y_j \left(\frac{T_c}{p_c}\right)_j + \left(\frac{2}{3}\right) \left\{ \sum_{j=1}^n y_j \left(\frac{T_c}{p_c}\right)_j^{1/2} \right\}^2, \dots\dots\dots(2.93)$$

$$K = \sum_{j=1}^n y_j \left(\frac{T_c}{p_c^{1/2}}\right), \dots\dots\dots(2.94)$$

en donde:

$$\epsilon_j = 0.6081F_j + 1.1325F_j^2 - 14.004F_j y_{C7+} + 64.434F_j y_{C7+}^2, \dots\dots\dots(2.95)$$

$$\epsilon_k = \left\{ \left(\frac{T_c}{p_c^{1/2}}\right)_{C7+} \right\} \left\{ 0.3129 y_{C7+} - 4.8156 y_{C7+}^2 + 27.375 y_{C7+}^3 \right\}, \dots\dots\dots(2.96)$$

y

$$F_j = \left(\frac{1}{3}\right) \left[y \left(\frac{T_c}{p_c}\right) \right]_{C7+} + \left(\frac{2}{3}\right) \left[y \left(\frac{T_c}{p_c}\right)^{1/2} \right]_{C7+}^2, \dots\dots\dots(2.97)$$

en donde las unidades de las propiedades críticas y pseudocríticas para la presión y temperatura se dan en lb/pg²abs y °R, respectivamente.

Factores z medidos en laboratorio para los mismos gases naturales se compararon con los factores z calculados empleando las Figs. 2.12, 2.13 y 2.16. Los errores absolutos promedio que se obtuvieron son menores al 2% en el rango de densidades relativas entre 0.57 a 1.68.

2.3.4.3 Propiedades pseudocríticas de mezclas formadas por heptanos⁺. Normalmente la composición de un fluido hidrocarburo, se proporciona con todos los componentes más pesados que el hexano a través del agrupamiento de varios componentes en un solo componente denominado heptano y componentes más pesados, *heptanos⁺*.

La Fig. 2.16 presenta una correlación para el cálculo de las propiedades pseudocríticas del componente *heptano⁺*. Se requieren conocer como datos el peso molecular y la densidad relativa.

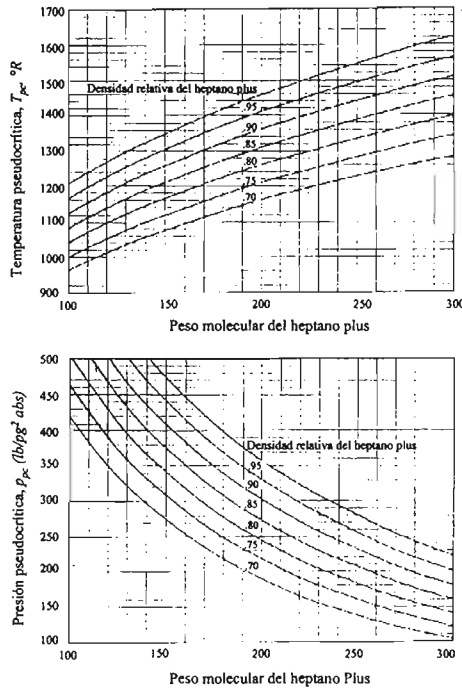


Fig. 2.16—Propiedades pseudocríticas del heptano plus.⁸

Ejemplo 2.13—Cálculo de propiedades pseudocríticas de los componentes formados por heptanos⁺. Determinar el valor del *factor de compresibilidad de z* para un gas seco cuya composición se presenta en la **Tabla 2.12**, y se encuentra a una presión de $3,600 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y $170 \text{ }^\circ\text{F}$,

Tabla 2.12—Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.13.

Componente	% mol
	y_i
Metano, C_1H_4	92.36
Etano, C_2H_6	4.50
Propano, C_3H_8	2.40
i-Butano, iC_4H_{10}	0.51
n-Butano, nC_4H_{10}	0.14
i-Pentano, iC_5H_{12}	Traza
n-Pentano, nC_5H_{12}	Traza
Hexano, C_6H_{14}	0.06
Heptano plus ⁺ , C_7H_{16} ⁺	0.03
Total	1.00

Tabla 2.13-Propiedades del heptano plus para el ejemplo 2.13.

Gravedad Especifica	0.95
Peso molecular	190 lbm/lbm-mole

Solución.

1. Se calculan las propiedades pseudocríticas. La **Tabla 2.14** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.14-Cálculos para el ejemplo 2.13.

Componente	Fracción mol, y_j	Temperatura crítica, T_{cj} , (°R)	$y_j T_{cj}$	Presión crítica, p_{cj} , (lb/pg ² abs)	$y_j p_{cj}$
Metano, C_1H_4	0.9236	343.30	317.07	666.40	615.49
Etano, C_2H_6	0.0450	549.90	24.75	706.50	31.79
Propano, C_3H_8	0.0240	666.06	15.99	616.00	14.78
i-Butano, iC_4H_{10}	0.0051	734.46	3.75	527.90	2.69
n-Butano, nC_4H_{10}	0.0014	765.62	1.07	550.60	0.77
i-Pentano, iC_5H_{12}	Traza				
n-Pentano, nC_5H_{12}	Traza				
Hexano, C_6H_{12}	0.0006	913.60	0.55	436.90	0.26
Heptano, C_7H_{14}	0.0003	1,387.00	0.42	348.00	0.10
Total	1.0000	$T_{pc} =$	363.58	$p_{pc} =$	665.89

* Propiedades del heptano plus, se calculan de la Fig. 2.16

2. Se calculan las propiedades pseudoreducidas.

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{630^\circ R}{363.58^\circ R} = 1.73 \quad \text{y} \quad p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{3,600 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{665.89 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 5.40$$

3. Se determina el *factor de compresibilidad* z con la Fig. 2.11.

$$z = 0.895$$

2.3.5 Efecto de componentes no hidrocarburos sobre el factor z . Frecuentemente, los gases naturales contienen otros gases no hidrocarburos, tales como nitrógeno, N_2 , bióxido de carbono, CO_2 , y ácido sulfhídrico, H_2S . Los gases naturales (gases hidrocarburos) se clasifican como *gases dulces* o *gases amargos*, en función de la concentración del gas sulfhídrico que contenga. Ambos gases (dulces o amargos) pueden contener nitrógeno, bióxido de carbono o ambos.

Un gas hidrocarburo se denomina *gas amargo* si contiene un grano de H_2S por cada 100 ft³. En las correlaciones que se mostraron anteriormente para el cálculo del *factor* z , una concentración entre 1 y 6% de N_2 y CO_2 respectivamente, no afecta significativamente el valor calculado para el *factor* z . Sin embargo, para concentraciones de N_2 y CO_2 mayores al 6% se pueden calcular errores del *factor* z hasta del 10%.

La presencia de N_2 no afecta en forma significativa el *factor* z , si este se calcula con el empleo de las correlaciones descritas anteriormente; el *factor de compresibilidad* z se incrementa cerca del 1% por cada 5% de N_2 en la mezcla de gases.

2.3.5.1. Método de Wichert-Aziz para la corrección de las propiedades pseudocríticas de una mezcla de gases hidrocarburos conteniendo gases no hidrocarburos. La presencia de H_2S y CO_2 en la mezcla de gases hidrocarburos provoca grandes errores en el valor de los factores de compresibilidad calculados previamente. De igual manera, las mezclas de gases naturales que contienen H_2S y/o CO_2 , frecuentemente exhiben comportamientos de los *factores* z diferentes a los calculados para gases dulces. Para resolver este problema las propiedades pseudocríticas de las mezclas se ajustan para tomar en cuenta este comportamiento anormal de la mezcla de gases amargos (gases ácidos).

Wichert y Aziz (1972)⁹ desarrollaron un procedimiento de cálculo simple y fácil de usar para corregir los factores z causado por la presencia de gases amargos. El método permite el empleo de la correlación de Standing-Katz (Fig. 2.11) mediante el empleo de un factor de ajuste de la temperatura pseudocrítica, T_{pc} , la cual es dependiente de las concentraciones de CO_2 y H_2S en la mezcla de gases amargos. Este factor de ajuste se emplea para ajustar la temperatura pseudocrítica, T_{pc} , a la presión pseudocrítica, p_{pc} . La correlación consiste de las ecuaciones siguientes:

$$T'_{pc} = T_{pc} - \epsilon, \dots\dots\dots(2.98)$$

y

$$p'_{pc} = \frac{p_{pc} T'_{pc}}{T_{pc} + y_{H_2S} [1 - y_{H_2S}]} \epsilon, \dots\dots\dots(2.99)$$

en donde T_{pc} es la temperatura pseudocrítica en °R, p_{pc} es la presión pseudocrítica, en lb/pg^2abs , T'_{pc} , es la temperatura pseudocrítica corregida en °R, p'_{pc} es la presión pseudocrítica corregida en lb/pg^2abs , y_{H_2S} es la fracción mol de H_2S en la mezcla de gases y ϵ es el factor de ajuste de la temperatura pseudocrítica T_{pc} . La T'_{pc} y la p'_{pc} se emplean para calcular la T_{pr} y la p_{pr} en gases amargos.

El factor de ajuste de la temperatura pseudocrítica, ϵ , se estima mediante la Fig. 2.17 con los datos del porcentaje mol de H_2S y de CO_2 . Similarmente, el factor ϵ se puede calcular con las expresiones siguientes,

$$\epsilon = 120(A^{0.9} - A^{1.6}) + 15(B^{0.5} - B^{4.0}), \dots\dots\dots(2.100)$$

en donde:

$$A = y_{H_2S} + y_{CO_2}, \dots\dots\dots(2.101)$$

$$B = y_{H_2S}, \dots\dots\dots(2.102)$$

en donde el coeficiente B es la fracción mol del H_2S y el coeficiente A es la suma de las fracciones mol de H_2S y CO_2 en la mezcla de gases.

2.3.5.2 Método de corrección de Carr-Kobayashi-Burrows para la corrección de las propiedades pseudocríticas de una mezcla de gases considerando gases no hidrocarburos. Carr, Kobayashi y Burrows (1954)¹⁰ propusieron un procedimiento simplificado para ajustar las propiedades pseudocríticas de una mezcla de gases naturales cuando existen gases no hidrocarburos. Este método se utiliza cuando la composición de la mezcla de gas natural no se conoce y las fracciones de H_2S , CO_2 y N_2 si son conocidas. El método consiste de las etapas siguientes:

Etapas 1. Teniendo como información la densidad relativa de la mezcla de gases naturales, se calcula la temperatura pseudocrítica, T_{pc} , y la presión pseudocrítica, p_{pc} , a partir de la Fig. 2.15 o bien con las ecuaciones 2.85 y 2.86 (gases naturales) ó las ecuaciones 2.87 y 2.88 (gas y condensado).

Etapa 2. Se ajustan las propiedades pseudocríticas mediante las correlaciones siguientes:

$$T'_{pc} = T_{pc} - 80y_{CO_2} + 130y_{H_2S} - 250y_{N_2}, \dots\dots\dots(2.103)$$

$$p'_{pc} = p_{pc} + 440 y_{CO_2} + 600 y_{H_2S} - 170 y_{N_2}, \dots\dots\dots(2.104)$$

en donde T_{pc} es la temperatura pseudocrítica en °R (no ajustada), p_{pc} es la presión pseudocrítica, en lb/pg^2abs (no ajustada), T'_{pc} es la temperatura pseudocrítica corregida en °R, p'_{pc} es la presión pseudocrítica corregida en lb/pg^2abs , y_{CO_2} es la fracción mol de CO_2 , y_{H_2S} es la fracción mol de H_2S , y y_{N_2} es la fracción mol de N_2 . La T'_{pc} y la p'_{pc} se emplean para calcular la T_{pr} y la p_{pr} en gases amargos.

Etapa 3. Calcular las propiedades pseudoreducidas usando las propiedades pseudocríticas calculadas en la etapa 2 y las ecuaciones 2.103 y 2.104, respectivamente.

Etapa 4. Calcular el factor z a partir de la correlación de Standing-Katz (Fig. 2.11).

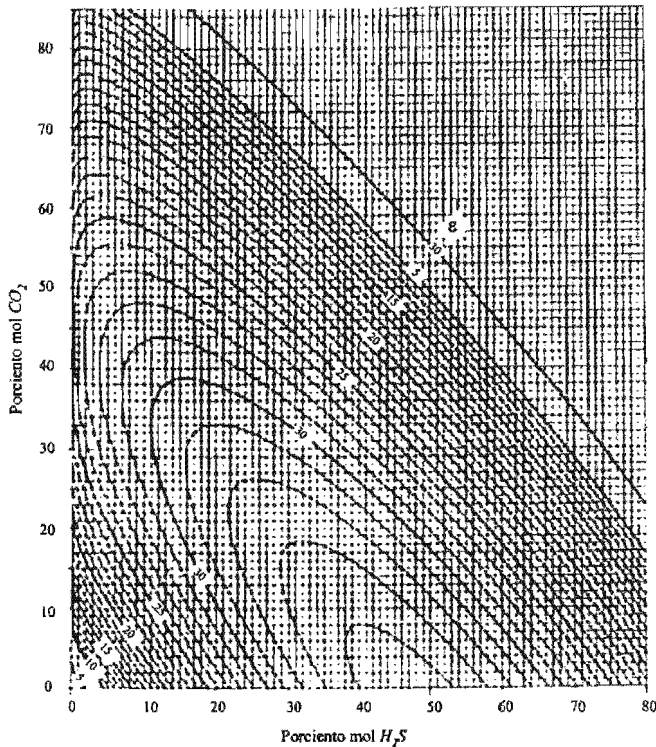


Fig. 2.17 – Factor de ajuste de la temperatura pseudocrítica.

Ejercicios resueltos.

Ejemplo 2.1—Encontrar el valor de la constante R , cuando:

- $(p, V, T, n) = (\text{atm}, \text{ft}^3, ^\circ\text{R}, \text{lbm-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{lb/ft}^2 \text{ abs}, \text{ft}^3, ^\circ\text{R}, \text{lbm-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{pgHg}, \text{ft}^3, ^\circ\text{R}, \text{lbm-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{mmHg}, \text{ft}^3, ^\circ\text{R}, \text{lbm-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{atm}, \text{cm}^3, ^\circ\text{K}, \text{gr-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{mmHg}, \text{lt}, ^\circ\text{K}, \text{gr-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{bar}, \text{lt}, ^\circ\text{K}, \text{gr-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{kg/cm}^2, \text{lt}, ^\circ\text{K}, \text{gr-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{kPa}, \text{m}^3, ^\circ\text{K}, \text{gr-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{atm}, \text{ft}^3, ^\circ\text{K}, \text{lbm-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{mmHg}, \text{ft}^3, ^\circ\text{K}, \text{lbm-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{kPa}, \text{m}^3, ^\circ\text{K}, \text{k-mol})$
- $(p, V, T, n) = (\text{bar}, \text{m}^3, ^\circ\text{K}, \text{k-mol})$

Solución.

$$\begin{aligned}
 \text{a. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ\text{R}} \right) \left(\frac{1 \text{ atm}}{14.696 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}} \right) = 0.7302 \frac{\text{atm} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ\text{R}} \\
 \text{b. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ\text{R}} \right) \left(\frac{(12^2 \text{ pg}^2) (1 \text{ ft}^2 - \text{ft}^3)}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ\text{R}} \right) = 1,545.3 \frac{\text{lb} / \text{ft}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ\text{R}} \\
 \text{c. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ\text{R}} \right) \left(\frac{1 \text{ atm}}{14.696 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}} \right) \left(\frac{29.92 \text{ pgHg}}{1 \text{ atm}} \right) = 21.85 \frac{\text{pg Hg} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ\text{R}} \\
 \text{d. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(0.7302 \frac{\text{atm} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ\text{R}} \right) \left(\frac{76 \text{ cmHg}}{1 \text{ atm}} \right) \left(\frac{10 \text{ mm}}{1 \text{ cm}} \right) = 554.95 \frac{\text{mm Hg} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ\text{R}} \\
 \text{e. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(0.08205 \frac{\text{atm} - \text{lt}}{\text{gr} - \text{mol}^\circ\text{K}} \right) \left(\frac{1,000 \text{ cm}^3}{1 \text{ lt}} \right) = 82.057 \frac{\text{atm} - \text{cm}^3}{\text{gr} - \text{mol} - ^\circ\text{K}} \\
 \text{f. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(0.08205 \frac{\text{atm} - \text{lt}}{\text{gr} - \text{mol}^\circ\text{K}} \right) \left(\frac{76 \text{ cmHg}}{1 \text{ atm}} \right) \left(\frac{10 \text{ mm}}{1 \text{ cm}} \right) = 62.358 \frac{\text{cm Hg} - \text{lt}}{\text{gr} - \text{mol} - ^\circ\text{K}} \\
 \text{g. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(0.08205 \frac{\text{atm} - \text{lt}}{\text{gr} - \text{mol}^\circ\text{K}} \right) \left(\frac{1.01325 \text{ bar}}{1 \text{ atm}} \right) = 0.08314 \frac{\text{bar} - \text{lt}}{\text{gr} - \text{mol} - ^\circ\text{K}} \\
 \text{h. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(0.08205 \frac{\text{atm} - \text{lt}}{\text{gr} - \text{mol}^\circ\text{K}} \right) \left(\frac{1.033 \text{ kg} / \text{cm}^2}{1 \text{ atm}} \right) = 0.08476 \frac{\text{kg} / \text{cm}^2 - \text{lt}}{\text{gr} - \text{mol} - ^\circ\text{K}} \\
 \text{i. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(0.08205 \frac{\text{atm} - \text{lt}}{\text{gr} - \text{mol}^\circ\text{K}} \right) \left(\frac{101.325 \text{ kPa}}{1 \text{ atm}} \right) \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1,000 \text{ lt}} \right) = 0.008314 \frac{\text{kPa} - \text{m}^3}{\text{gr} - \text{mol} - ^\circ\text{K}} \\
 \text{j. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(0.08205 \frac{\text{atm} - \text{lt}}{\text{gr} - \text{mol}^\circ\text{K}} \right) \left(\frac{453.3923 \text{ gr} - \text{mol}}{1 \text{ lb} - \text{mol}} \right) \left(\frac{1 \text{ ft}^3}{28.31701 \text{ lt}} \right) = 1.3137 \frac{\text{atm} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ\text{K}} \\
 \text{k. } R &= \frac{pV}{nT} = \left(1.3137 \frac{\text{atm} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ\text{K}} \right) \left(\frac{76 \text{ cmHg}}{1 \text{ atm}} \right) \left(\frac{10 \text{ mm}}{1 \text{ cm}} \right) = 998.412 \frac{\text{mm Hg} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ\text{K}}
 \end{aligned}$$

$$l. R = \frac{pV}{nT} = \left(0.08205 \frac{atm \cdot lt^3}{gr \cdot mol^\circ K} \right) \left(\frac{1,000 \text{ gr} \cdot mol}{1 \text{ kmol}} \right) \left(\frac{101.325 \text{ kPa}}{1 \text{ atm}} \right) \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1,000 \text{ lt}} \right) = 8.314 \frac{\text{kPa} \cdot \text{m}^3}{\text{kmol} \cdot ^\circ K}$$

$$m. R = \frac{pV}{nT} = \left(0.08205 \frac{atm \cdot lt}{gr \cdot mol^\circ K} \right) \left(\frac{1.0133 \text{ bar}}{1 \text{ atm}} \right) \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1,000 \text{ lt}} \right) \left(\frac{1,000 \text{ gr} \cdot mol}{1 \text{ kmol}} \right) = 0.08314 \frac{\text{bar} \cdot \text{m}^3}{\text{kmol} \cdot ^\circ K}$$

Ejemplo 2.2-Calcular el volumen molar de un gas ideal a una presión de 150 lb/pg²abs y temperatura de 92 °F para una lbm/lbm-mol. Considerar R=10.732 lb / pg²abs - ft³ / lbm - mol°R .

Solución.

De la ecuación 2.24 de los gases ideales $pV = nRT$, se despeja $V = nRT / p$.

Transformando unidades para la temperatura:

$$T = ^\circ F + 460 = 92 + 460 = 552 ^\circ R$$

luego, sustituyendo los datos en la ecuación:

$$V = \frac{nRT}{p} = \frac{(1 \text{ lbm} \cdot \text{mol}) \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} \cdot \text{ft}^3}{\text{lbm} \cdot \text{mol}^\circ R} \right) (552 ^\circ R)}{(150 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})} = 39.493 \text{ ft}^3$$

Ejemplo 2.3—Calcular la composición en fracción mol de la mezcla que se presenta en la **Tabla 2.15**. Considerar un comportamiento ideal.

Tabla 2.15-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.3.

Componente	Composición (fracción peso)
Metano, C ₁ H ₄	0.810
Etano, C ₂ H ₆	0.101
Propano, C ₃ H ₈	0.051
n-Butano, nC ₄ H ₁₀	0.038
Total	1.000

Posteriormente calcular: el peso molecular aparente, densidad del gas, densidad relativa y volumen específico.

Solución.

La **Tabla 2.16** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.16-Cálculos para el ejemplo 2.3.

Componente	Composición, w (fracción peso)	M	n = w /M	y = n /n
Metano, C ₁ H ₄	0.810	16.04	0.0505	0.9071
Etano, C ₂ H ₆	0.101	30.07	0.0034	0.0603
Propano, C ₃ H ₈	0.051	44.10	0.0012	0.0208
n-Butano, nC ₄ H ₁₀	0.038	58.12	0.0007	0.0117
Total	1.000		n = 0.0557	1.0000

1. Con la ecuación 2.66, se calcula la masa aparente.

$$M_a = \sum_{j=1}^n y_j M_j = (0.9071 \times 16.04) + (0.0603 \times 30.07) + (0.0208 \times 44.1) + (0.0117 \times 58.12)$$

$$M_a = 17.96 \text{ lbm} / \text{lbm} \cdot \text{mol}$$

2. Con la ecuación 2.37 se calcula la densidad del gas.

$$\rho_g = \frac{pM_a}{RT}, \text{ considerando un gas ideal: } p_{cs} = 14.696 \text{ lb/pg}^2\text{abs y } T = 60^\circ F = 520^\circ R$$

$$\rho_g = \frac{(14.696 \text{ lb/pg}^2\text{abs})(17.96 \text{ lbm/lbm-mol})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2\text{abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ R}\right)(520^\circ R)} = 0.0473 \text{ lbm/ft}^3$$

3. Con la ecuación 2.72 se calcula la densidad relativa.

$$\gamma = \frac{Ma}{28.96} = \frac{17.9637}{28.96} = 0.6203$$

4. Con la ecuación 2.69 se calcula el volumen específico.

$$v = \frac{RT}{pM_a} = \frac{1}{\rho_g} = \frac{1}{0.0473 \text{ lb/ft}^3} = 21.1416 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm}}$$

Ejemplo 2.4—¿Cuál es la densidad relativa de la mezcla de gas con presiones parciales que se presentan la en la **Tabla 2.17**?

Tabla 2.17- Presiones parciales para la mezcla de gases del ejemplo 2.4.

Componente	Presión parcial, (lb/pg ² abs)
Metano, C ₁ H ₄	15.8
Etano, C ₂ H ₆	2.2
Propano, C ₃ H ₈	0.9
i-Butano, iC ₄ H ₁₀	0.5
n-Butano, nC ₄ H ₁₀	0.2

Solución.

La **Tabla 2.18** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.18—Cálculos para el ejemplo 2.4.

Componente	Presión parcial, (lb/pg ² abs)	M (lbm/lbm-mol)	y = p / p _t	M y (lbm/lbm-mol)
Metano, C ₁ H ₄	15.80	16.04	0.8061	12.9302
Etano, C ₂ H ₆	2.20	30.07	0.1122	3.3752
Propano, C ₃ H ₈	0.90	44.10	0.0459	2.0250
i-Butano, iC ₄ H ₁₀	0.50	58.12	0.0255	1.4827
n-Butano, nC ₄ H ₁₀	0.20	72.15	0.0102	0.7362
	19.60		M _a =	20.5493

La presión parcial se calcula con la ecuación 2.39:

$$p = p_{C1} + p_{C2} + p_{C3} + p_{i-C4} + p_{n-C4}$$

$$p = 15.8 + 2.2 + 0.9 + 0.5 + 0.2 = 19.6 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$$

La fracción mol se calcula con la ecuación 2.43

$$p_j = y_j p, \text{ por lo que } y_j = p_j / p$$

La densidad relativa de la mezcla se calcula con la ecuación 2.72:

$$\gamma = \frac{Ma}{28.96} = \frac{20.5493}{28.96} = 0.7095$$

Ejemplo 2.5—Calcular la presión parcial de cada componente de la mezcla de gas proporcionado si la

presión total es de $350 \text{ lb/pg}^2 \text{ man}$ y la temperatura es de 90°F .

Tabla 2.19- Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.5.

Componente	Composición (fracción mol)
Metano, C_1H_4	0.85
Etano, C_2H_6	0.10
Propano, C_3H_8	0.05
Total	1.00

Solución.

Como la presión es manométrica, le sumamos la presión atmosférica:

$$p_{abs} = p_{man} + p_{atm} = 350 + 14.696 = 364.696 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

luego con la ecuación 2.44 $p_j = y_j p$, se calcula la presión parcial para cada componente. La **Tabla 2.20** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.20- Cálculos para el ejemplo 2.5.

Componente	Composición (fracción mol)	$p = y p_{abs}$
Metano, C_1H_4	0.85	309.991
Etano, C_2H_6	0.10	36.469
Propano, C_3H_8	0.05	18.234

$$p = 364.696$$

Ejemplo 2.6- Determinar la composición en fracción peso y la composición en fracción de volumen de la mezcla de gas que se presenta en la **Tabla 2.21**. ¿Qué suposición se tiene que hacer?

Tabla 2.21- Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.6.

Componente	Composición (fracción mol)
Metano, C_1H_4	0.6904
Etano, C_2H_6	0.0864
Propano, C_3H_8	0.0534
i-Butano, iC_4H_{10}	0.0115
n-Butano, nC_4H_{10}	0.0233
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.0093
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.0085
Hexano, C_6H_{14}	0.0173
Heptano*, C_7H_{16}	0.0999

Propiedades del heptano*: $\gamma_{C7+} = 0.827$ y $M_{C7+} = 158 \text{ lbm/lbm-mol}$

Solución.

La **Tabla 2.22** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.22- Cálculos para el ejemplo 2.6.

Componente	Composición (fracción mol)	M (lbm/lbm-mol)	$m = M y$ (lbm/lbm-mol)	$\bar{W} = m / m$ (fracción peso)	$V = y V$ (f^3)	$v = v / V = y$ (fracción volumen)
Metano, C_1H_4	0.6904	16.04	11.0740	0.3025	262.0758	0.6904
Etano, C_2H_6	0.0864	30.07	2.5980	0.0710	32.7974	0.0864
Propano, C_3H_8	0.0534	44.1	2.3549	0.0643	20.2706	0.0534
i-Butano, iC_4H_{10}	0.0115	58.12	0.6684	0.0183	4.3654	0.0115
n-Butano, nC_4H_{10}	0.0233	58.12	1.3542	0.0370	8.8447	0.0233
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.0093	72.15	0.6710	0.0183	3.5303	0.0093
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.0085	72.15	0.6133	0.0168	3.2266	0.0085
Hexano, C_6H_{14}	0.0173	86.18	1.4909	0.0407	6.5671	0.0173
Heptano*, C_7H_{16}	0.0999	158.0	15.7842	0.4312	37.9220	0.0999
Total	1.0000		$m = 36.6090$	1.0000	379.6000	1.0000

Calculando el volumen con la ecuación 2.24 de gases ideales:

$$V = \frac{(1 \text{ lbm} - \text{mol}) \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ \text{R}} \right) (520^\circ \text{R})}{(14.696 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})} = 379.73 \text{ ft}^3$$

Para un gas ideal la fracción de volumen de un componente es igual a la fracción mol de este componente.

Suposición: Todos los componentes de la mezcla son considerados gases ideales (C_6 y C_7^+ son considerados gases). El gas ideal se encuentra a condiciones estándar de p y T ($V_{ce}=379.6 \text{ ft}^3$).

Ejemplo 2.7—Calcular la composición en fracción peso y la composición en fracción de volumen de una mezcla de gases con la composición que se presenta en la **Tabla 2.23**.

Tabla 2.23-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.7.

Componente	Composición, (fracción mol)
Metano, C_1H_4	0.870
Etano, C_2H_6	0.0490
Propano, C_3H_8	0.036
i-Butano, iC_4H_{10}	0.025
n-Butano, nC_4H_{10}	0.020

Solución.

Con la ecuación 2.50 $\frac{v_j}{v} = \frac{n_j RT / p}{n RT / p} = \frac{n_j}{n} = y_j$, se calcula la fracción mol de la mezcla y con la

ecuación 2.53 $w_j = \frac{y_j M_j}{\sum_{j=1}^n (y_j M_j)}$ se calcula la fracción peso. La **Tabla 2.24** muestra los cálculos

realizados.

Tabla 2.24-Cálculos para el ejemplo 2.7.

Componente	Composición (fracción mol)	M (lbm/lbm-mol)	$m = M y$ (lbm/lbm-mol)	$W = m / m$ (fracción peso)	$V = y V$ (ft^3)	$v = v / V = y$ (fracción volumen)
Metano, C_1H_4	0.870	16.04	13.9548	0.7108	330.3129	0.8700
Etano, C_2H_6	0.049	30.07	1.4734	0.0751	18.6038	0.0490
Propano, C_3H_8	0.036	44.10	1.5876	0.0809	13.6681	0.0360
i-Butano, iC_4H_{10}	0.025	58.12	1.4530	0.0740	9.4918	0.0250
n-Butano, nC_4H_{10}	0.020	58.12	1.1624	0.0592	7.5934	0.0200
		$m = 19.6312$ (lbm-lbm-mol)		1.0000	379.67 ft^3	1.0000

Para un gas ideal la fracción de volumen de un componente es igual a la fracción mol de este componente (ley de Amagat).

El volumen a condiciones estándar de p y T es:

$$V = \frac{(1 \text{ lbm} - \text{mol}) \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ \text{R}} \right) (520^\circ \text{R})}{(14.696 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})} = 379.73 \text{ ft}^3$$

Ejemplo 2.8—Determinar la masa de un gas n-pentano almacenado en un cilindro a una presión de $2,500 \text{ lb/pg}^2 \text{ man}$ y temperatura ambiente (Cd. de México).

Solución.

El peso molecular del n-pentano se calcula:

$$M_{C_3H_{12}} = (5 \times 12.011) + (12 \times 1.008) = 60 + 12 = 72.151 \text{ lbm/lbm-mol}$$

Se hace la conversión de unidades correspondientes:

$$P_{abs} = P_{man} + P_{atm} = 2500 + 14.696 = 2,514.696 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

$$V = \left(3 \text{ m}^3\right) \left(35.314 \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3}\right) = 105.942 \text{ ft}^3$$

$$T = 60^\circ\text{F} + 460 = 520^\circ\text{R}$$

Nota: La T_{cc} en la Ciudad de México varía entre 15°C (59°F) y 20°C (68°F).

$$m = \frac{(2,514.696 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(72.151 \text{ lbm-mol})(105.942 \text{ ft}^3)}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ\text{R}}\right)(520^\circ\text{R})} = 3,444.38 \text{ lbm}$$

Ejemplo 2.9—Calcular la densidad del propano a las condiciones de presión y temperatura de 1,600 atm y 30°C , en gr/cm^3 y lbm/ft^3 .

Solución.

Se calcula el peso molecular del propano:

$$M_{C_3H_8} = (3 \times 12.011) + (8 \times 1.008) = 44.054 \text{ lbm/lbm-mol}$$

transformando unidades para la temperatura:

$$^\circ\text{K} = 30^\circ\text{C} + 273.16 = 303.16^\circ\text{K}$$

Sustituyendo $n=m/M$ en la ecuación 2.24 de gases ideales y despejando la densidad nos queda la

$$\text{ecuación 2.37 } \rho_g = \frac{m}{V} = \frac{pM}{RT}. \text{ Considerando } R = 0.08205 \times 10^3 \frac{\text{atm-cm}^3}{\text{gr-mol}^\circ\text{K}}$$

sustituyendo valores en la ecuación 2.37,

$$\rho_g = \frac{(1,600 \text{ atm})(44.054 \text{ gr/gr-mol})}{\left(82.06 \frac{\text{atm-cm}^3}{\text{gr-mol}^\circ\text{K}}\right)(303.16^\circ\text{K})} = 2.8334 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

luego,

$$\rho_g = \left(2.8334 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}\right) \left(\frac{62.428 \text{ lbm/ft}^3}{1 \text{ gr/cm}^3}\right) = 176.88 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Ejemplo 2.10—Calcular el contenido de un cilindro de etano en moles, masa, moléculas y el volumen a condiciones estándar. El volumen del cilindro es de 20 m^3 , con condiciones de presión de 15 $\text{kg/cm}^2 \text{ man}$ y 89°F de temperatura. Considere un gas ideal.

Solución.

Se calcula el peso molecular del etano:

$$\text{Etano, } M_{C_2H_6} = (2 \times 12.011) + (6 \times 1.008) = 30.07 \text{ lbm/lbm-mol}$$

Se hace la conversión de unidades correspondientes:

$$T = 89^\circ\text{F} = 89 + 460 = 549^\circ\text{R}$$

$$V = \left(20 \text{ m}^3\right) \left(\frac{35.314 \text{ ft}^3}{\text{m}^3}\right) = 706.28 \text{ ft}^3$$

$$p_{abs} = p_{man} + p_{atm} = \left(15 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}\right) \left(\frac{14.2233 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{1 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}}\right) + (14.696 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})$$

$$p_{obs} = 228.05 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

Considerando que es un gas ideal y $R = 10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ \text{R}}$.

a) Número de moles.

$$n = \frac{pV}{RT} = \frac{(228 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(706.28 \text{ ft}^3)}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ \text{R}}\right)(549^\circ \text{R})} = 27.34 \text{ lbm-mol}$$

b) Masa en lbm.

$$m = nM = (27.34 \text{ lbm-mol})(30.07 \text{ lbm/lbm-mol}) = 822.11 \text{ lbm}$$

$$m = \frac{(228.05 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(30.07 \text{ lbm-mol})(706.28 \text{ ft}^3)}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ \text{R}}\right)(549^\circ \text{R})} = 822.02 \text{ lbm}$$

c) Número de moléculas

$$\text{No. de moléculas} = n(2.733 \times 10^{26} \text{ moléculas/lbm-mol})$$

$$\text{No. de moléculas} = (27.34 \text{ lbm-mol})(2.733 \times 10^{26} \text{ moléculas/lbm-mol}) = 74.7202 \times 10^{26} \text{ moléculas}$$

d) Volumen a condiciones estándar

$$V = \frac{mRT}{pM} \quad \text{o} \quad V = \frac{nRT}{p}$$

$$V_{cs} = \frac{(27.34 \text{ lbm-mol}) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ \text{R}}\right) (520^\circ \text{R})}{(14.696 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})} = 10,382.06 \text{ ft}^3$$

Ejemplo 2.11—Calcular la densidad en kg/m^3 y lbm/ft^3 del metano a condiciones estándar. Considere que el metano se comporta como un gas ideal.

Solución.

Se calcula el peso molecular del Metano:

$$\text{Metano, } M_{CH_4} = (1 \times 12.011) + (4 \times 1.008) = 16.043 \text{ lbm/lbm-mol}$$

Considerando $R = 8.314 \frac{\text{kPa-m}^3}{\text{kg-mol}^\circ \text{K}}$ y condiciones de $T_{ce} = 288.72^\circ \text{K}$ y $p_{ce} = 101.325 \text{kPa}$.

Sustituyendo valores en la ecuación 2.37:

$$\rho_g = \frac{(101.325 \text{ kPa}) \left(16.043 \frac{\text{kg}}{\text{kg-mol}}\right)}{\left(8.314 \frac{\text{kPa-m}^3}{\text{kg-mol}^\circ \text{K}}\right) (288.72^\circ \text{K})} = 0.677 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{luego, } \rho_g = 0.0421 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Ejemplo 2.12—Calcular el volumen específico del etano a $900 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$ y 100°F . Emplear la correlación para el cálculo del *factor de compresibilidad* z de gases hidrocarburos puros. Considere

$$R = 10.732 \frac{\text{lb/pg}^2\text{abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ\text{R}}$$

Solución.

Se calcula el peso molecular del Etano:

$$M_{C_2H_6} = (2 \times 12.011) + (6 \times 1.008) = 30.07 \text{ lbm/lbm-mol}$$

Transformando unidades para la temperatura,

$$T = 100^\circ\text{F} = 100 + 460 = 560^\circ\text{R}$$

del **Apéndice A**, $T_c = 549.9^\circ\text{R}$ y $p_c = 706.5 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$.

Se calcula la temperatura reducida y la presión reducida:

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{560^\circ\text{R}}{549.9^\circ\text{R}} = 1.02 \text{ y } p_r = \frac{p}{p_c} = \frac{900 \text{ lb/pg}^2\text{abs}}{706.5 \text{ lb/pg}^2\text{abs}} = 1.27$$

De la **Fig. 2-6** se lee el valor del *factor de compresibilidad* z , $z=0.27$; luego, se calcula el volumen específico:

$$v = \frac{zRT}{pM} = \frac{(0.27) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2\text{abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ\text{R}} \right) (560^\circ\text{R})}{(900 \text{ lb/pg}^2\text{abs}) (30.07 \text{ lbm/lbm-mol})} = 0.060 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm}}$$

Ejemplo 2.13—Calcular los *factores de compresibilidad* de a) Metano, b) Etano, c) Propano a una presión reducida $p_r=2$ y una temperatura reducida, $T_r=1.6$.

Solución.

a. *Factor de compresibilidad* z para metano.

Con las ecuaciones 2.78 y 2.80 se despejan la presión y la temperatura:

$$T = T_r T_c$$

$$p = p_r p_c$$

Sustituyendo valores:

$$T = (1.6)(-116.63 + 460) = 549.392^\circ\text{R}$$

$$p = (2)(667.8) = 1335.6 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$$

De la **Fig-2.6** se tiene el *factor de compresibilidad* $z=0.88$.

b. *Factor de compresibilidad* z para etano.

Sustituyendo valores en las ecuaciones para T y p

$$T = (1.6)(90.09 + 460) = 880.144^\circ\text{R}$$

$$p = (2)(707.8) = 1,415.6 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$$

De la **Fig-2.7** se tiene el *factor de compresibilidad* $z=0.882$

c. *Factor de compresibilidad* z para propano.

Sustituyendo valores en las ecuaciones para T y p

$$T = (1.6)(206.01 + 460) = 1,065.166^\circ\text{R}$$

$$p = (2)(616.3) = 1232.6 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$$

De la Fig-2.8 se tiene el factor de compresibilidad $z=0.886$

Ejemplo 2.14-Calcular la temperatura pseudocrítica y la presión pseudocrítica de la mezcla de gas real que se presenta en la **Tabla 2.25**. Emplear las constantes críticas del **Apéndice A**.

Tabla 2.25-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.14.

Componente	Presión parcial, (fracción mol)
Metano, C_1H_4	0.850
Etano, C_2H_6	0.090
Propano, C_3H_8	0.040
n-Butano, nC_4H_{10}	0.020
Total	1.000

Solución.

Se calcula la p_{pc} y la T_{pc} con las ecuaciones 2.81 y 2.82 respectivamente. La **Tabla 2.24** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.26-Cálculos para el ejemplo 2.14.

Componente	Presión parcial, (fracción mol)	T_c ($^{\circ}R$)	p_c (lb/pg ² abs)	$y T_c$	$y p_c$
Metano, C_1H_4	0.85	343.3	666.4	291.805	566.440
Etano, C_2H_6	0.09	549.9	706.5	49.491	63.585
Propano, C_3H_8	0.04	666.1	616	26.644	24.640
n-Butano, nC_4H_{10}	0.02	765.6	550.6	15.312	11.012
Total	1.00			383.252	665.677

Por lo que el resultado es: $p_{pc} = 665.677 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$ y $T_{pc} = 383.252 \text{ }^{\circ}R$

Ejemplo 2.15-A temperatura constante y para presiones bajas, moderadas y altas explique: a. el comportamiento de las moléculas de un gas, b. las fuerzas de atracción y repulsión entre las moléculas, c. el volumen de gas real respecto al ideal y d. los valores comunes del factor de compresibilidad.

Solución.

a. Baja presión

- Las moléculas se encuentran muy separadas.
- La fuerza de atracción y repulsión son muy bajas.
- $V_{real} \approx V_{ideal}$, las condiciones de comportamiento de gas ideal se cumplen ($z \approx 1$).

b. Presión moderada

- Las moléculas se encuentran cercanas una de otra.
- Las moléculas ejercen una mediana fuerza de atracción repulsión entre ellas.
- Las fuerzas de atracción causan que el volumen ideal sea mayor que el volumen real ($V_{real} > V_{ideal}$) y el factor z es menor que la unidad.

c. Alta presión

- Las moléculas se encuentran muy cercanas una de otra.
- Las fuerza de atracción es muy fuerte existiendo fuerza de repulsión entre ellas.
- El volumen real es mayor que el volumen ideal, ($V_{real} > V_{ideal}$)
- El factor z es mayor que la unidad, ($z > 1$).

Ejemplo 2.16-El campo Lankahuasa se localiza en las costas del Golfo de México. La producción de gas del campo proviene de un yacimiento de areniscas del terciario que se encuentran a una

profundidad de 2000 m.b.n.m. a 70 °C y 310 kg/cm²man. La mezcla de gas presenta la composición dada en la **Tabla 2.27**:

Tabla 2.27-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.16.

Componente	y (fracción mol)
Metano, C ₁ H ₄	0.81
Etano, C ₂ H ₆	0.10
Propano, C ₃ H ₈	0.09
Total	1.00

Determinar para la mezcla de gases:

- La temperatura pseudoreducida, T_{pr} y la presión pseudoreducida, p_{pr} .
- La densidad de la mezcla si se tiene una relación del volumen ideal al volumen real de 0.8.

Solución.

La **Tabla 2.28** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.28-Cálculos para el ejemplo 2.16.

Componente	Composición (fracción mol)	M (lbm/lbm-mol)	T _c (°R)	p _c (lb/pg ² abs)	y T _c (°R)	y p _c (lb/pg ² abs)	M y (lbm/lbm-mol)
Metano, C ₁ H ₄	0.81	16.04	343.30	666.40	278.073	539.784	12.992
Etano, C ₂ H ₆	0.10	30.07	549.90	706.50	54.990	70.650	3.007
Propano, C ₃ H ₈	0.09	44.10	666.10	616.00	59.949	55.440	3.969
					T _{pc} =393.012	p _{pc} =665.874	M _g =19.9684

Conversión de unidades:

$$^{\circ}F = 1.8^{\circ}C + 32 = (1.8 \times 70) + 32 = 158^{\circ}F$$

$$^{\circ}R = ^{\circ}F + 460 = 158 + 460 = 618^{\circ}R$$

$$p_y = (310 \text{ kg/cm}^2 \text{man}) \left(\frac{14.2223 \text{ lb/pg}^2 \text{man}}{1 \text{ kg/cm}^2 \text{man}} \right) + (14.696 \text{ lb/pg}^2) = 4,423.61 \text{ lb/pg}^2 \text{abs}$$

$$T_{pr} = \frac{T_y}{T_{pc}} = \frac{618^{\circ}R}{393.012^{\circ}R} = 1.57 \text{ y } p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{4,423.61 \text{ lb/pg}^2 \text{abs}}{665.874 \text{ lb/pg}^2 \text{abs}} = 6.64$$

luego, como $z = \frac{V_{ideal}}{V_{real}} = \frac{1.0}{0.8} = 1.25$. Sustituyendo los datos obtenidos:

$$\rho_g = \frac{pM}{zRT} = \frac{(4,423.61 \text{ lb/pg}^2 \text{abs})(19.9684 \text{ lbm/lbm-mol})}{(1.25) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^{\circ}R} \right) (618^{\circ}R)} = 10.66 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Ejemplo 2.17-Un tanque contiene una masa de gas n-butano con un volumen molar de 10 ft³ a condiciones reales, con una presión de 1,750 lb/pg²man y una temperatura de 65°F. ¿Cuál es la masa del gas? Considere que el volumen del gas a condiciones ideales es 0.75 veces el volumen del gas a condiciones reales.

Solución:

Se realiza la conversión de unidades correspondiente:

$$p_{abr} = p_{man} + p_{atm} = 1,750 + 14.696 = 1,764.7 \text{ lb/pg}^2 \text{abs}$$

$$^{\circ}R = ^{\circ}F + 460 = 65 + 460 = 525^{\circ}R$$

Se calcula el peso molecular del n-butano:

$$M_{C_4H_{10}} = (12.011 \times 4) + (10 \times 1.008) = 58.124 \text{ lbm/lbm-mol}$$

Como el V_{ideal} es $0.75 V_{real}$:

$$z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}} = \frac{1}{0.75} = 1.33$$

$$pV_m = znRT = z(m/M_{C_4H_{10}})RT$$

$$m = \frac{pV_m M}{zRT} = \frac{(1,764.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(10 \text{ ft}^3)(58.124 \text{ lbm/lbm-mol})}{(1.33)\left(10.73 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-lbm-}^\circ\text{R}}\right)(525^\circ\text{R})} = 136.90 \text{ lbm-mol}$$

Ejemplo 2.18—Considerando un comportamiento ideal determinar que tipo de gas contiene un gasoducto operando a $500 \text{ lb/pg}^2 \text{ man}$ y temperatura de 67°F . El volumen de gas es de 10 m^3 con una masa de $1,414.26 \text{ lbm}$. Posteriormente, calcule el *factor de compresibilidad* considerando que el gas que contiene el gasoducto se comporta como real con una presión y temperatura críticas de $43.3 \text{ kg/cm}^2 \text{ abs}$ y 206.06°F , respectivamente. Explique el resultado obtenido.

Solución.

1. Tipo de gas

Conversión de unidades:

$$^\circ\text{R} = ^\circ\text{F} + 460 = 67 + 460 = 527^\circ\text{R}$$

$$p_{abs} = p_{man} + p_{atm} = 500 \text{ lb/pg}^2 \text{ man} + 14.696 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs} = 514.696 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

$$V = (10 \text{ m}^3) \left(\frac{35.313 \text{ ft}^3}{1 \text{ m}^3} \right) = 353.133 \text{ ft}^3$$

$$pV = nRT = (m/M)RT$$

$$M = \frac{mRT}{pV} = \frac{(1,414.26 \text{ lbm}) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ\text{R}} \right) (527^\circ\text{R})}{(353.133 \text{ ft}^3) (514.696 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})} = 44.007 \text{ lbm/lbm-mol}$$

$$\text{luego: } M_{C_3H_8} = (3 \times 12.011) + (8 \times 1.008) = 36 + 8 = 44.097 \text{ lbm/lbm-mol}$$

Entonces el gas que transporta el gasoducto es propano, ya que $M_{C_3} = M_{C_3H_8} = 44 \text{ lbm/lbm-mol}$.

2. Cálculo del *factor de compresibilidad* z $pV = znRT$, en la ecuación se sustituye $n = \frac{m}{M_{C_3}}$,

finalmente $z \approx 1.0$ (gas ideal)

$$z = \frac{pV}{nRT} = \frac{(514.696 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(353.133 \text{ ft}^3)}{\left(\frac{1,414.26 \text{ lbm}}{44.097 \text{ lbm/lbm-mol}} \right) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ\text{R}} \right) (527^\circ\text{R})} = 1.002$$

Explicación: Se observa que $z \approx 1.0$ debido a que la presión y temperatura en el gasoducto son bajas.

Ejemplo 2.19—Calcular la masa en lbm-mol de una mezcla de gases que se encuentra en un cilindro de volumen de $43,560 \text{ ft}^3$, a las condiciones de $9,300 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y 290°F .

Solución.

Se determina la T_{pr} y p_{pr} para calcular z .

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{750^\circ\text{R}}{383^\circ\text{R}} = 1.96 \text{ y } p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{9,300 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{666.0 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 13.96$$

de la Fig. 2.11 se obtiene $z = 1.35$, luego de la ecuación de estado para gases reales, se calcula n .

$$n = \left(\frac{pV}{zRT} \right) = \frac{(9,300 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(43,560 \text{ ft}^3)}{(1.35) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} \cdot \text{ft}^3}{\text{lbm} \cdot \text{mol}^\circ \text{R}} \right) (750^\circ \text{R})} = 37,281.65 \text{ lbm} \cdot \text{mol}$$

Ejemplo 2.20—Usando la composición de la mezcla de gases y considerando un comportamiento real a una $p=1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y una $T=100^\circ \text{F}$, calcular la densidad de la mezcla que se presenta en la **Tabla 2.29**.

Tabla 2.29—Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.20.

Componente	Composición (fracción mol)
Metano, C_1H_4	0.75
Etano, C_2H_6	0.07
Propano, C_3H_8	0.05
n-Butano, nC_4H_{10}	0.04
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.04
Hexano, C_6H_{14}	0.03
Heptano, C_7H_{16}	0.02
Total	1.00

Solución.

La **Tabla 2.30** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.30—Cálculos para el ejemplo 2.20.

Componente	Composición (fracción mol)	M (lbm/lbm-mol)	M (lbm/lbm-mol)	T_c ($^\circ \text{R}$)	p_c (lb/pg ² abs)	$y T_c$ ($^\circ \text{R}$)	$y p_c$ (lb/pg ² abs)
Metano, C_1H_4	0.75	16.040	12.030	343.50	673.00	257.63	504.75
Etano, C_2H_6	0.07	30.070	2.105	550.10	708.00	38.51	49.56
Propano, C_3H_8	0.05	44.100	2.205	666.20	617.00	33.31	30.85
n-Butano, nC_4H_{10}	0.04	58.120	2.325	765.60	551.00	30.62	22.04
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.04	72.150	2.886	847.00	485.00	33.88	19.40
Hexano, C_6H_{14}	0.03	86.180	2.585	914.60	434.00	27.44	13.02
Heptano, C_7H_{16}	0.02	100.204	2.004	972.80	397.00	19.46	7.94
Total	1.00		$M_g=26.14$			$T_{gc}=440.84$	$p_{gc}=647.56$

Con las ecuaciones 2.83 y 2.84 se calculan las propiedades pseudoreducidas:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{gc}} = \frac{1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{647.56 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 1.54 \quad \text{y} \quad T_{pr} = \frac{T}{T_{gc}} = \frac{(100 + 460)}{440.84} = \frac{560^\circ \text{R}}{440.84^\circ \text{R}} = 1.27$$

de la **Fig. 2.11** se obtiene $z=0.725$, luego de la ecuación de estado 2.75 para gases reales, se calcula ρ_g :

$$\rho_g = \frac{1}{v} = \frac{pM}{zRT} = \frac{(1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(26.14 \text{ lbm/lbm} \cdot \text{mol})}{(0.725) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} \cdot \text{ft}^3}{\text{lbm} \cdot \text{mol}^\circ \text{R}} \right) (560^\circ \text{R})} = 5.99 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Ejemplo 2.21—Calcular un valor para el factor z para la mezcla de gas que se presenta en la **Tabla 2.31**. Considere condiciones de presión-temperatura respectivamente de $3,810 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y 194°F .

Tabla 2.31—Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.21.

Componente	Composición, (fracción mol)
Metano, C_1H_4	97.12
Etano, C_2H_6	2.42
Propano, C_3H_8	0.31
i-Butano, iC_4H_{10}	0.05
n-Butano, nC_4H_{10}	0.02
i-Pentano, iC_5H_{12}	Trazas
n-Pentano, nC_5H_{12}	Trazas
Hexano, C_6H_{14}	0.02
Heptano, $C_7H_{16}^*$	0.06
Total	100.00

Solución.

La **Tabla 2.32** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.32—Cálculos para el ejemplo 2.21.

Componente	Composición, (por ciento mol)	Composición, (fracción mol)	T_c ($^{\circ}R$)	p_c ($lb/pg^2 abs$)	$y T_c$ ($^{\circ}R$)	$y p_c$ ($lb/pg^2 abs$)
Metano, C_1H_4	97.120	0.971	343.330	666.400	333.442	647.208
Etano, C_2H_6	2.420	0.024	549.920	706.500	13.308	17.097
Propano, C_3H_8	0.310	0.003	666.060	616.000	2.065	1.910
i-Butano, iC_4H_{10}	0.050	0.001	734.460	527.900	0.367	0.264
n-Butano, nC_4H_{10}	0.020	0.000	765.620	550.600	0.153	0.110
i-Pentano, iC_5H_{12}	Trazas	-	-	-	-	-
n-Pentano, nC_5H_{12}	Trazas	-	-	-	-	-
Hexano, C_6H_{14}	0.020	0.000	913.600	436.900	0.183	0.087
Heptano, $C_7H_{16}^*$	0.060	0.001	*1082.000	*372.000	0.649	0.223
Total		1.000			350.167	666.899

Propiedades del C_{7+} : $\gamma_g = 0.758(C_{7+})$

$$M_{C_{7+}} = 128 lbm / lbm - mol$$

T_{pc} y p_{pc} del C_{7+} calculados con la **Fig. 2.16**.

Calculando las propiedades pseudoreducidas con las ecuaciones 2.83 y 2.84:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{3,810 lb / pg^2 abs}{666.9 lb / pg^2 abs} = 5.71 \text{ y } T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{654^{\circ}R}{350.167^{\circ}R} = 1.87$$

Determinando el *factor de compresibilidad* z de la **Fig. 2.11**: $z = 0.951$

Ejemplo 2.22—Determinar el *factor* z de una mezcla de gases naturales con densidad relativa de 1.26 para emplearse a $256^{\circ}F$ y $6,025 lb/pg^2 abs$.

Solución.

De la **Fig. 2.14**, se calculan las propiedades pseudocríticas:

$$T_{pc} = 492 lb/pg^2 abs$$

$$p_{pc} = 587^{\circ}R$$

Se calculan las propiedades pseudoreducidas con las ecuaciones 2.83 y 2.84:

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{716^{\circ}R}{492^{\circ}R} = 1.46 \text{ y } p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{6,025 lb / pg^2 abs}{587 lb / pg^2 abs} = 10.26$$

Se determina el *factor de compresibilidad* z de la **Fig. 2.11**: $z = 1.154$

Ejemplo 2.23—Empleando los datos en el **ejemplo 2.20**, recalculer la densidad del gas estimando las propiedades pseudocríticas con la correlación para un sistema de gases naturales.

Solución.

Calculando la densidad relativa de la mezcla con la ecuación 2.72:

$$\gamma_g = \frac{Ma}{28.96} = \frac{26.14 \text{ lbm/lbm-mol}}{28.96 \text{ lbm/lbm-mol}} = 0.903$$

Calculando la T_{pc} y p_{pc} mediante las ecuaciones 2.85 y 2.86.

$$p_{pc} = 677 + 15\gamma_g - 37.5\gamma_g^2$$

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2$$

sustituyendo valores,

$$p_{pc} = 677 + 15(0.903) - 37.5(0.903)^2 = 659.97 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$$

$$T_{pc} = 168 + 325(0.903) - 12.5(0.903)^2 = 451.28^\circ R$$

Se calculan las propiedades pseudoreducidas con las ecuaciones 2.83 y 2.84:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{1,000 \text{ lb/pg}^2\text{abs}}{659.97 \text{ lb/pg}^2\text{abs}} = 1.52 \text{ y } T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{560^\circ R}{451.28^\circ R} = 1.24$$

Se determina el factor de compresibilidad z de la Fig. 2.11 y posteriormente la densidad:

$$z = 0.68$$

$$\rho_g = \frac{1}{v} = \frac{pM}{zRT} = \frac{(1,000 \text{ lb/pg}^2\text{abs})(26.14 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.68)\left(10.372 \frac{\text{lb/pg}^2\text{abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ R}\right)(560^\circ R)} = 6.61 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Ejemplo 2.24—El campo Vistoso se localiza en las costas del Golfo de México. La producción de gas del campo proviene de un yacimiento de areniscas del terciario que se encuentra a una profundidad de 2500 m.b.n.m. a 100 °F y 300 kg/cm²man. La mezcla de gas que se presenta en la Tabla 2.33.

Tabla 2.33—Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.24.

Componente	y (fracción mol)
Metano, C ₁ H ₄	0.81
Etano, C ₂ H ₆	0.10
Propano, C ₃ H ₈	0.12
Total	1.03

Determinar para la mezcla de gases:

- La temperatura pseudoreducida y la presión pseudoreducida
- La densidad de la mezcla si se tiene una relación del volumen ideal al volumen real de 1.17

Solución.

Conversión de unidades:

$$^\circ R = ^\circ F + 460 = 100 + 460 = 560^\circ R$$

$$p_y = (300 \text{ kg/cm}^2\text{man})\left(\frac{14.2223 \text{ lb/pg}^2\text{man}}{1 \text{ kg/cm}^2\text{man}}\right) + (14.696 \text{ lb/pg}^2) = 4281.59 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$$

Se observa que la fracción mol, y , de la mezcla es mayor que la unidad. Si se toma en cuenta que la y debe disminuir conforme el número de carbonos aumenta (por ser más pesados), se requiere entonces corregir la fracción mol del propano.

Esto puede hacerse graficando los valores de fracción mol vs componente y trazando una línea de tendencia para posteriormente interpolar el valor correspondiente. Para este caso es del 9% según la Fig. 2.18. Una vez ajustada la fracción mol se realizan los cálculos requeridos.

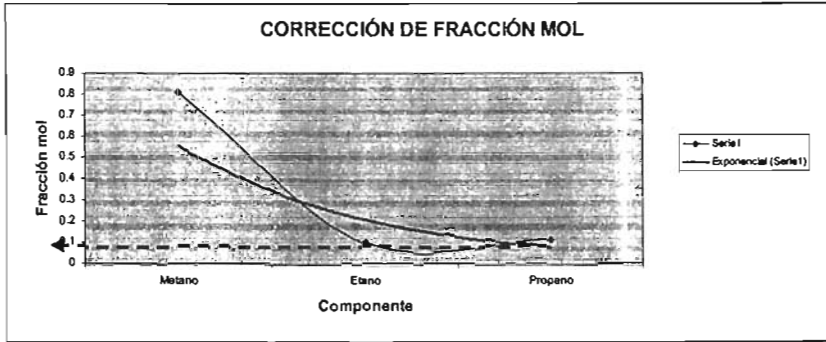


Fig. 2.18—Gráfica que muestra la corrección de la fracción mol para la mezcla. La **Tabla 2.34** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.34—Cálculos para el ejemplo 2.24.

Componente	Composición (fracción mol)	<i>M</i> (lbm/lbm-mol)	<i>T_c</i> (°R)	<i>p_c</i> (lb/pg ² abs)	<i>y T_c</i> (°R)	<i>y p_c</i> (lb/pg ² abs)	<i>M_y</i> (lbm/lbm-mol)
Metano, C ₁ H ₄	0.81	16.04	343.30	666.40	278.073	539.784	12.992
Etano, C ₂ H ₆	0.10	30.07	549.90	706.50	54.990	70.650	3.007
Propano, C ₃ H ₈	0.09	44.10	666.10	616.00	59.949	55.440	3.969
Total	1.00				<i>T_{pc}</i> =393.012	<i>p_{pc}</i> =665.874	<i>M₀</i> =19.9684

Se calculan las propiedades pseudoreducidas con las ecuaciones 2.83 y 2.84:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{4,282 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{665.874 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}$$

$$T_{pr} = \frac{T_y}{T_{pc}} = \frac{560^\circ \text{R}}{393.012^\circ \text{R}} = 1.42$$

luego, $z = \frac{V_{ideal}}{V_{real}} = \frac{1}{1.17} = 0.855$, sustituyendo los datos obtenidos:

$$\rho_g = \frac{pM_0}{zRT} = \frac{(4,282 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(19.9684 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.855) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ \text{R}} \right) (560^\circ \text{R})} = 16.64 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Ejemplo 2.25—Calcular valores de *T_{pc}* y *p_{pc}* para la mezcla de gas proporcionada en la **Tabla 2.35**.

Tabla 2.35—Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.25.

Componente	Composición, (fracción mol)	Componente	Composición, (fracción mol)
Acido sulfhídrico, H ₂ S	0.0491	i-Butano, iC ₄ H ₁₀	0.0096
Bióxido de carbono, CO ₂	0.1101	n-Butano, nC ₄ H ₁₀	0.0195
Nitrógeno, N ₂	0.0051	i-Pentano, iC ₅ H ₁₂	0.0078
Metano, C ₁ H ₄	0.5770	n-Pentano, nC ₅ H ₁₂	0.0071
Etano, C ₂ H ₆	0.0722	Hexano, C ₆ H ₁₄	0.0145
Propano, C ₃ H ₈	0.0445	Heptano plus*, C ₇ H ₁₆ *	0.0835
		Total	1.0000

Solución.

La **Tabla 2.36** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.36—Cálculos para el ejemplo 2.25.

Componente	Composición, (fracción mol)	T_c ($^{\circ}R$)	p_c (lb/pg ² abs)	$y T_c$ ($^{\circ}R$)	$y p_c$ (lb/pg ² abs)
Ácido sulfhídrico, H_2S	0.0491	672.4	1300.0	33.0148	63.8300
Bióxido de carbono, CO_2	0.1191	547.9	1071.0	60.3238	117.9171
Nitrógeno, N_2	0.0051	227.5	493.1	1.1603	2.5148
Metano, C_1H_4	0.5770	343.3	666.4	198.0841	384.5128
Etano, C_2H_6	0.0722	549.9	706.5	39.7028	51.0093
Propano, C_3H_8	0.0445	666.1	616.0	29.6415	27.4120
i-Butano, iC_4H_{10}	0.0096	734.5	527.9	7.0512	5.0678
n-Butano, nC_4H_{10}	0.0195	465.69	550.6	9.0810	10.7367
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.0078	829.1	490.4	6.4670	3.8251
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.0071	845.8	488.6	6.0052	3.4691
Hexano, C_6H_{14}	0.0145	913.6	436.9	13.2472	6.3351
Heptano plus*, C_7H_{16} *	0.0835	1157.0	367.0	96.6095	30.6445
Total				$T_{pc}=500.3884$	$p_{pc}=707.2743$

Propiedades del C_{7+} : $\gamma_g = 0.807$ y $M_{C_{7+}} = 142 \text{ lbm/lbm-mol}$,

Se calcular el valor de ϵ con la Fig. 2.17 y se ajustan las propiedades pseudocríticas corregidas con las ecuaciones 2.98 y 2.99:

$$\epsilon = 19.9^{\circ}R$$

$$T'_{pc} = T_{pc} - \epsilon = 500.39 - 19.9 = 480.49^{\circ}R$$

$$p'_{pc} = \frac{p_{pc} T'_{pc}}{T_{pc} + y_{H_2S} [1 - y_{H_2S}] \epsilon} = \frac{(707.27 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(480.49^{\circ}R)}{500.39^{\circ}R + 0.0491 [1 - 0.0491] 19.9^{\circ}R} = 678.41 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

Ejemplo 2.26—Un gas amargo tiene la composición proporcionada en la **Tabla 2.37**.

Tabla 2.37—Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 2.26.

Componente	Composición, (fracción mol)
Ácido sulfhídrico, H_2S	0.10
Bióxido de carbono, CO_2	0.20
Nitrógeno, N_2	0.05
Metano, C_1H_4	0.63
Etano, C_2H_6	0.02
Total	1.00

Determinar la densidad de la mezcla a $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y $110^{\circ}F$.

- a) Sin realizar correcciones por la presencia de componentes no hidrocarburos.
- b) Usando el método de corrección de Wichert-Aziz.

Solución.

La **Tabla 2.38** muestra los cálculos realizados.

Tabla 2.38—Cálculos para el ejemplo 2.26.

Componente	Composición, (fracción mol)	M (lbm/lbm-mol)	$M y$ (lbm/lbm-mol)	T_c ($^{\circ}R$)	p_c (lb/pg ² abs)	$y T_c$ ($^{\circ}R$)	$y p_c$ (lb/pg ² abs)
Ácido sulfhídrico, H_2S	0.10	44.01	4.4010	547.57	1071.00	54.757	107.100
Bióxido de carbono, CO_2	0.20	34.08	6.8160	672.37	1300.00	134.474	260.000
Nitrógeno, N_2	0.05	28.01	1.4005	227.29	493.10	11.365	24.655
Metano, C_1H_4	0.63	16.04	10.1052	343.06	666.40	216.128	419.832
Etano, C_2H_6	0.02	30.07	0.6014	549.78	706.50	10.996	14.130
			23.3241			427.7189	825.717

Calculando la densidad relativa de la mezcla con la ecuación 2.72:

$$\gamma_g = \frac{Ma}{28.96} = \frac{26.14 \text{ lbm/lbm-mol}}{28.96 \text{ lbm/lbm-mol}} = 0.903$$

De la Fig. 2.14, se calculan las propiedades pseudocríticas:

$$T_{pc} = 425 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs y } p_{pc} = 637 \text{ }^\circ\text{R}$$

a. Densidad del gas sin corrección:

Se calculan las propiedades pseudoreducidas con las ecuaciones 2.83 y 2.84:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{825.717 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 1.21$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{570^\circ\text{R}}{427.72^\circ\text{R}} = 1.33$$

Se determina el factor de compresibilidad z de la Fig. 2.11 y posteriormente la densidad: $z = 0.82$

Se calcula la densidad del gas con la ecuación 2.75:

$$\rho_g = \frac{pM}{zRT} = \frac{(1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(23.324 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.820) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ\text{R}} \right) (570^\circ\text{R})} = 4.65 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

b. Densidad del gas con corrección:

El valor de B es igual a la fracción mol de y_{H_2S} , representado por la ecuación 2.102.

$$B = y_{H_2S} = 0.10$$

Se calcula el valor A con la ecuación 2.101.

$$A = y_{H_2S} + y_{CO_2} = 0.10 + 0.20 = 0.30$$

Se calcula el factor de corrección ϵ con la ecuación 2.100.

$$\epsilon = 120(A^{0.9} - A^{1.6}) + 15(B^{0.5} - B^{4.0})$$

$$\epsilon = 120(0.30^{0.9} - 0.30^{1.6}) + 15(0.10^{0.5} - 0.10^{4.0}) = 27.86$$

Se calcula el factor las propiedades pseudocríticas corregidas con las ecuaciones 2.98 y 2.99.

$$T'_{pc} = T_{pc} - \epsilon = 427.72 - 27.86 = 399.86^\circ\text{R}$$

$$p'_{pc} = \frac{p_{pc} T'_{pc}}{T_{pc} + y_{H_2S} [1 - y_{H_2S}] \epsilon} = \frac{(825.72 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(399.86^\circ\text{R})}{427.72^\circ\text{R} + 0.10 [1 - 0.10] 27.86^\circ\text{R}} = 767.44 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

Se calculan las propiedades pseudoreducidas con las ecuaciones 2.83 y 2.84.

$$p'_{pr} = \frac{p}{p'_{pc}} = \frac{1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{767.44 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 1.30$$

$$T'_{pr} = \frac{T}{T'_{pc}} = \frac{570^\circ\text{R}}{399.86^\circ\text{R}} = 1.43$$

Se determina el factor de compresibilidad z de la Fig. 2.11 y posteriormente la densidad: $z = 0.845$.

$$\rho_g = \frac{pM}{zRT} = \frac{(1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(23.324 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.837) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ\text{R}} \right) (570^\circ\text{R})} = 4.56 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Capítulo 3

Comportamiento de fase

3.1 Introducción.

Una *Fase* es cualquier parte de un sistema que contiene una sustancia homogénea que físicamente es distinta y que esta separada por superficies fronterizas de otras partes del sistema. Por ejemplo: hielo, agua líquida y vapor de agua son tres fases. Cada fase es homogénea, físicamente distinta y existe una separación entre las fronteras del hielo y del vapor de agua, entre el hielo y el agua y el agua líquida y el vapor de agua. Por lo tanto, para este caso se tiene un sistema de tres fases: sólido, líquido y gas. No es necesario que una fase sea continua. Por ejemplo; el hielo puede existir en el agua líquida.

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 petrolero normalmente se encuentran la fase líquida (aceite crudo, condensado, agua) y la fase gas (disuelto en la fase líquida o libre). Los sistemas de hidrocarburos encontrados en estos yacimientos presentan un comportamiento multifásico sobre amplios rangos de presiones y temperaturas. Por lo que es muy importante en la industria petrolera conocer 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 gráficas o diagramas (por ejemplo presión contra temperatura, presión contra volumen específico, densidad contra temperatura, presión contra composición, temperatura contra composición, etc.), que presentan las condiciones bajo las cuales se pueden presentar las diferentes fases de una sustancia.

El objetivo principal de este capítulo es presentar los principios básicos del comportamiento de fase de hidrocarburos e ilustrar el uso de diagramas de fase, en describir y caracterizar el comportamiento volumétrico de una sustancia pura (un solo componente), de mezclas de dos sustancias (dos componentes), de mezclas con tres sustancias (tres componentes) y de mezcla multisustancias (sistemas multicomponentes).

3.2 Sistemas de un solo componente (sustancia pura).

Un componente es el número molecular o especies atómicas que se encuentran presentes en una sustancia. Un sistema de un solo componente está formado totalmente de una clase de átomos o moléculas. 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.



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

En esta sección se describen las relaciones convenientemente manejadas en términos de medidas experimentales realizadas en un componente puro, sujeto a varios cambios en la presión y en el volumen a temperatura constante (proceso isotérmico).

La Fig. 3.1 presenta el diagrama de fase de presión-temperatura para una sustancia pura (un componente puro). La línea \overline{TC} en la Fig. 3.1 se denomina *línea de presión de vapor*, y separa las condiciones de presión y temperatura para cuando la sustancia es un líquido de las condiciones para cuando es un gas (vapor). Los puntos p - T por arriba de la línea \overline{TC} indican que la sustancia se encuentra en fase líquida. Los puntos p - T por debajo de la línea \overline{TC} indican que la sustancia es un gas. Los puntos p - T que caen exactamente sobre la línea \overline{TC} indican condiciones en donde coexisten líquido y gas.

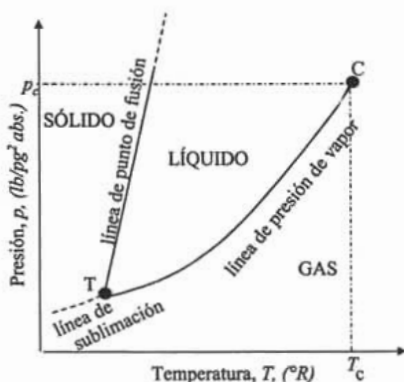


Fig. 3.1—Diagrama de fase de presión y temperatura para una sustancia pura (sistema monocomponente).

El límite superior de la línea de presión de vapor es el *punto crítico* indicado por el punto C indicado en la Fig. 3.1. Para un sistema formado por un solo componente, el *punto crítico* implica el estado crítico de un componente puro y representa el estado límite (máximos valores de presión y temperatura) para la coexistencia de dos fases (por ejemplo, líquido y gas). 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 idénticas*. 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, una propiedad que es independiente de la masa del sistema). La presión, temperatura, densidad, composición y viscosidad son ejemplos de propiedades intensivas.

A la temperatura y a la presión representadas por el *punto crítico* C , se les denomina la *presión crítica*, p_c , y la *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.

Al punto T 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 triple punto 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 casi vertical que se observa por arriba del triple punto, T , 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). El límite superior de la línea de punto de fusión no se ha determinado en forma experimental.

Bastantes propiedades de las sustancias o componentes puros se han determinado o medido al paso de los años. Estas propiedades proporcionan información importante para el análisis cuantitativo de las propiedades termodinámicas de componentes puros así como de mezclas de componentes. La **Tabla A-1** presentada en el Apéndice A proporciona las propiedades físicas que se requieren para cálculos de comportamiento de fase de fluidos hidrocarburos. Esta tabla incluye componentes hidrocarburos y no hidrocarburos.

3.2.1 Empleo de diagramas de fase. Considérese un experimento teórico en el que existe una celda cilíndrica llena con fluido líquido y un pistón a condiciones de presión y temperatura establecidas.

Proceso isotérmico. Considérese que la temperatura se controla y el volumen de la celda se puede variar mediante la inyección y eliminación de mercurio tal como se muestra en las etapas de la **Fig. 3.2**. Se considera que existe un componente puro el cuál se encuentra dentro de la celda a una presión p_1 y a una temperatura arbitraria por debajo de la temperatura crítica del componente (etapa A en la **Fig. 3.2** y punto 1 en la **Fig. 3.3**)

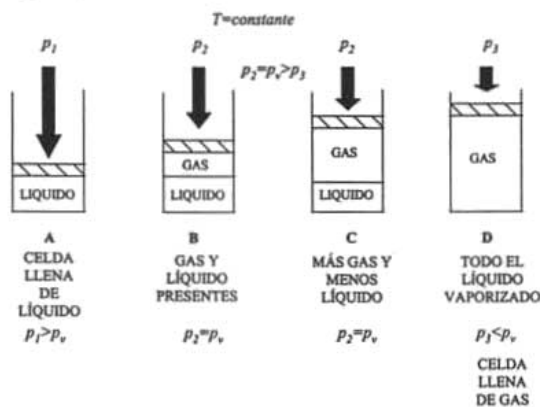


Fig. 3.2—Proceso de vaporización de una sustancia pura a condiciones isotérmicas.

En el experimento la temperatura se mantiene constante, y el volumen dentro de la celda se incrementará al levantar el pistón y eliminar mercurio lo que ocasionan un descenso de la presión dentro del cilindro. El proceso de incrementar el volumen en forma continua dentro de la celda, seguirá la trayectoria de la línea vertical 1-2-3 en el diagrama presión-temperatura que se presenta en la **Fig. 3.3**. Conforme el pistón se levanta, la presión disminuye rápidamente hasta alcanzar un valor de *presión de vapor del fluido o sustancia*, p_v (etapa B en la **Fig. 3.2** y punto 2 en la **Fig. 3.3**). En este punto, se inicia a formar la fase vapor (gas) a medida que las moléculas salen del líquido debido al despresionamiento de la celda.

Como el pistón se levanta de una manera continua (etapa C en la **Fig. 3.2**), el volumen de la fase gaseosa se incrementará y el volumen de la fase líquida disminuirá; sin embargo, la presión

permanecerá constante en un valor de p_v . Una vez que toda la fase líquida se ha vaporizado (etapa D en la Fig. 3.2), un levantamiento adicional del pistón causará una disminución en la presión a medida que la fase vapor (gas) se expande hasta alcanzar la presión p_3 (punto 3 en la Fig. 3.3).

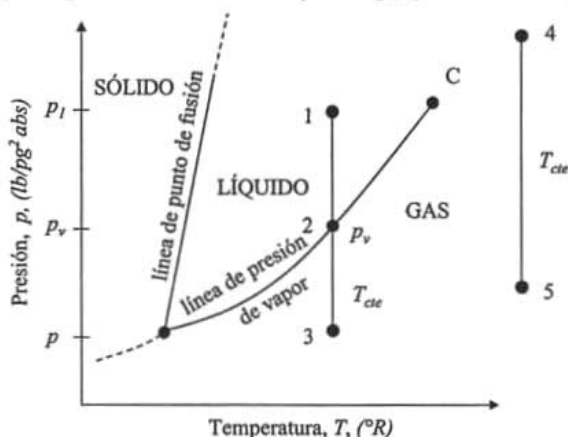


Fig. 3.3—Diagrama de fase de presión-temperatura para una sustancia pura mostrando dos líneas de expansión isotérmicas.

Posteriormente, si al mismo proceso se le aplica una temperatura mayor que la temperatura crítica (por ejemplo, la línea 4-5 en la Fig. 3.3 a $T > T_c$), el levantamiento del pistón causará un decremento en la presión; sin embargo, no se tendrá un cambio repentino en la densidad de la sustancia. En este caso la línea de presión de vapor no será atravesada y no existirá un cambio de fase (el gas no podrá ser licuado).

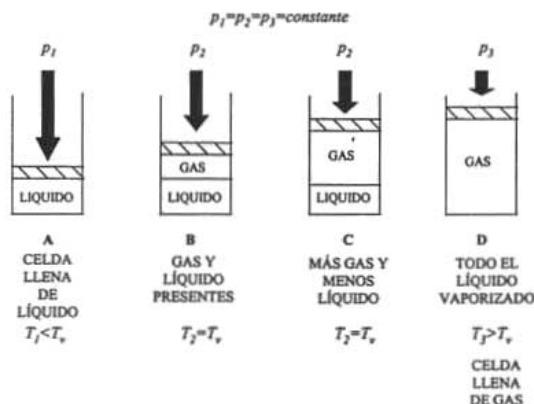


Fig. 3.4—Proceso de vaporización de una sustancia pura a condiciones isobáricas.

Proceso isobárico. Para este caso, en el experimento se incrementa la temperatura adicionando calor y controlando la presión constante al levantar el pistón y eliminar mercurio a medida que se requiere, tal como se muestra en las etapas de la Fig. 3.4. Se considera que existe un componente puro, el cuál se encuentra dentro de la celda a una temperatura T_1 y a una presión arbitraria, p .

El proceso de incrementar la temperatura dentro de la celda seguirá la trayectoria de la línea horizontal 1-2-3 que se presenta en el diagrama de presión-temperatura en la Fig. 3.5.

La Fig. 3.4 en la etapa A muestra la celda llena de líquido a una temperatura T_1 , la cual es menor que la temperatura a la presión de vapor de la sustancia, T_v , (punto 1 en la Fig. 3.5). En la etapa B, la sustancia se calienta a una presión constante hasta alcanzar la temperatura de vapor T_v , (punto 2 en la Fig. 3.5). Formándose una fase vapor (gas), la cual coexiste con la fase líquida. En la etapa C, el volumen de la fase vapor se incrementará y el volumen de la fase líquida disminuirá, permaneciendo la temperatura constante en un valor de T_v , (punto 2 en la Fig. 3.5). La etapa D (Fig. 3.4), indica que se ha introducido el suficiente calor para evaporar todo el líquido y el calor adicionado causa un incremento en la temperatura hasta alcanzar la T_3 , (punto 3 en la Fig. 3.5).

La línea 4-5 de la Fig. 3.5 muestra el mismo proceso a presiones por arriba de la presión crítica, observando que no presenta un cambio de fase repentino como el que se presenta en los procesos por debajo de la presión crítica.

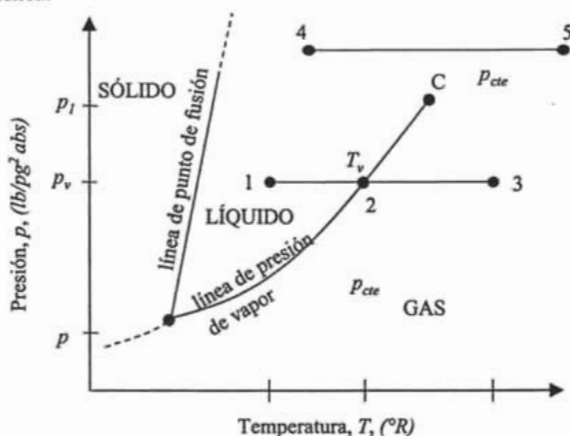


Fig. 3.5—Diagrama de fase de presión-temperatura para una sustancia pura mostrando dos líneas isobáricas.

3.2.2 Diagrama de fase de presión-volumen para un componente puro. Los resultados de los procesos descritos en las celdas de la Fig. 3.2 se pueden presentar en forma de un diagrama de presión-volumen. La Fig. 3.6, muestra un diagrama típico de presión-volumen específico para una sustancia pura. Los procesos 1-2-3 y 4-5, corresponden a los procesos indicados en la Fig. 3.3.

Considerando un proceso que comienza en el punto 1 con una sustancia en la fase líquida (ver Figs. 3.2, 3.3 y 3.6). La temperatura se mantiene constante y la presión se reduce desde p_1 a p_v debido al levantamiento del pistón. Un cambio relativamente grande en la presión, resulta en un pequeño cambio en volumen. Esto se debe a que los líquidos son relativamente incompresibles (etapas A y B en la Fig. 3.2 y trayectoria 1-2 en las Figs. 3.3 y 3.6).

Cuando la presión se reduce hasta la presión de vapor, p_v , el gas comienza a formarse y un levantamiento adicional del pistón causa vaporización del líquido. Este proceso continua a presión constante hasta que todo el líquido es vaporizado. El proceso se representa por una línea recta horizontal, la cual indica que la presión permanece constante, en tanto que el líquido y el gas coexisten a temperatura constante (etapa B y C en la Fig. 3.2, punto 2 en la Fig. 3.3 y trayectoria 2-2 en la Fig. 3.6). Después de que todo el líquido es vaporizado, el constante levantamiento del pistón causa expansión del gas y una disminución en la presión (etapa D en la Fig. 3.2 y trayectoria 2-3 en las Figs. 3.3 y 3.6). Puesto que el gas es altamente compresible, la pendiente de la línea de gas es menos

pronunciada (línea 2-3 en las Fig. 3.6) que la pendiente de la línea del líquido (línea 1-2 en las Fig. 3.6). La línea 4-5 de la Fig. 3.6 ilustra el mismo proceso a una temperatura mayor que la temperatura crítica de la sustancia. Esta línea muestra una expansión de la sustancia y no ocurre un cambio de fase.

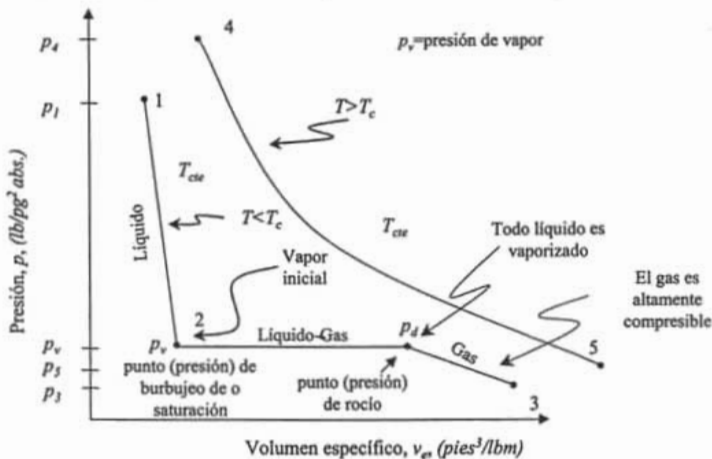


Fig. 3.6—Diagrama común de presión volumen específico una sustancia pura mostrando dos isotermas: 1-2, 2-3 por debajo de la T_c , 4-5 por arriba de la T_c .

3.2.3 Punto de burbuja y punto de rocío. Si se considera la expansión a temperatura constante, ilustrada por la línea 1-2 de la Fig. 3.6, el punto en el cual aparece la primera pequeña cantidad de moléculas de vapor, formando una pequeña burbuja de gas se denomina *presión de vapor* o *presión de saturación*. El punto en el cual se tiene solamente una pequeña gota de líquido es conocido como *presión de rocío*. Los puntos en donde se unen las líneas 1- p_v , 2- p_d y p_d -3 representan el *punto de burbujeo* y el *punto de rocío*. Para una sustancia pura la presión en el *punto de burbujeo* y en el *punto de rocío* es igual a la presión de vapor de la sustancia a la temperatura de interés.

3.2.4 Envoltente de saturación. La Fig. 3.7 muestra varias isotermas en el diagrama presión-volumen específico. 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 (envoltente de saturación)*, en esta región el gas y el líquido coexisten en equilibrio geométricamente. 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*).

Obsérvese que conforme la temperatura se incrementa de T_1 a T_3 , la longitud de la presión de la porción de la línea recta de la isoterma decrece hasta que la envoltente desaparece. Luego, la isoterma presenta una línea tangente horizontal con un punto de inflexión en el *punto crítico*, T_c . Esta isoterma se denomina la temperatura crítica del sistema, T_c , formado por un componente puro. Esta observación en el *punto crítico* se expresa matemáticamente por las relaciones siguientes:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial V}\right)_{T_c} = 0, \dots\dots\dots(3.1)$$

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial V^2}\right)_{T_c} = 0, \dots\dots\dots(3.2)$$

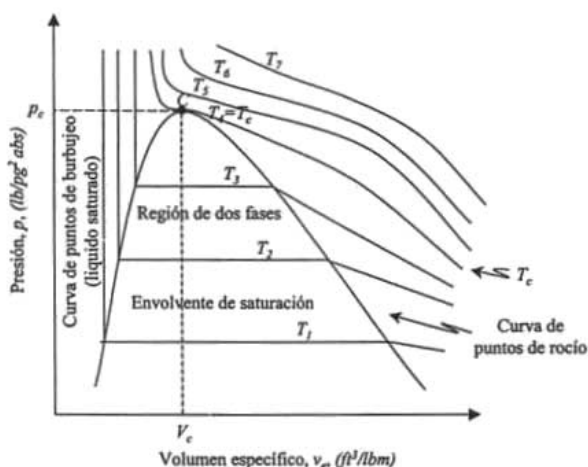


Fig. 3.7—Diagrama de fase de presión-volumen específico para una sustancia pura.

3.2.5 Diagrama de fase de densidad-temperatura para un componente puro. La Fig. 3.8 muestra 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).

La Fig. 3.8 presenta las densidades de las fases saturadas para un componente puro. 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* C, las densidades del vapor y del líquido convergen, es decir, son equivalentes. En esta presión y temperatura crítica todas las propiedades de las fases son idénticas.

3.2.5.1 Ley de los diámetros rectilíneos. La Fig. 3.8 proporciona una observación muy útil que se conoce como la *ley de los diámetros rectilíneos*. Esta ley establece que el promedio aritmético de las densidades de la fase vapor y líquido es una función lineal de la temperatura. La línea recta de la densidad promedio contra la temperatura proporciona una intersección fácilmente definida con la línea curva de densidades. Esta intersección proporciona la temperatura crítica y la densidad crítica.

La Fig. 3.9¹ proporciona las densidades saturadas para varios componentes puros de interés a la ingeniería petrolera. Matemáticamente la ley de los diámetros rectilíneos se expresa como sigue:

$$\frac{\rho_v + \rho_L}{2} = a + bT, \dots\dots\dots(3.3)$$

en donde ρ_v es la densidad de vapor saturado en lbm/ft^3 , ρ_L es la densidad del líquido saturado en lbm/ft^3 , T es la temperatura en $^{\circ}R$, a y b son la intercepción y la pendiente de la línea recta.

En el *punto crítico*, la ecuación 3.3 se expresa en función de la densidad crítica como:

$$\rho_c = a + bT_c, \dots\dots\dots(3.4)$$

en donde ρ_c es la densidad crítica de la sustancia pura en lbm/ft^3 .

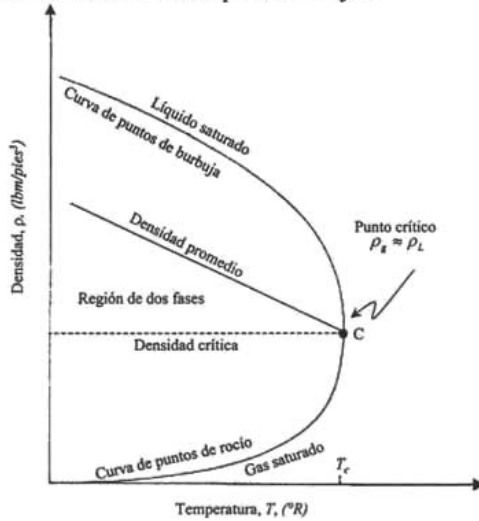


Fig. 3.8—Diagrama de fase de densidad-temperatura para una sustancia pura.

Rackett en 1970¹¹, estableció una ecuación generalizada simple para predecir la densidad del líquido saturado, ρ_L , de componentes puros. La expresión proporcionada por Rackett es:

$$\rho_L = \frac{Mp_c}{RT_c z_c [1+(1-T_r)^{3/2}]}, \dots\dots\dots(3.5)$$

en donde ρ_L es la densidad del líquido saturado del componente puro en lbm/ft^3 ; M es el peso molecular del componente puro en $lbm/lbm-mol$, p_c es la presión crítica del componente puro en $lb/pg^2 abs$, T_c es la temperatura crítica del componente puro en $^{\circ}R$, z_c es el factor de compresibilidad del gas crítico, R es la constante universal de los gases e igual a $10.732 (lb/pg^2 abs-ft^3)/(lbm-mol-^{\circ}R)$ y T_r es la temperatura reducida adimensional expresada por:

$$T_r = \frac{T}{T_c}, \dots\dots\dots(2.80)$$

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

Spencer y Danner en 1973¹², modificaron la correlación de Rackett reemplazando el factor de compresibilidad crítico en la ecuación 3.5 con el parámetro z_{RA} , el cual es una constante única para cada componente. Estos investigadores proporcionaron la correlación siguiente:

$$\rho_L = \frac{Mp_c}{RT_c z_{RA} [1+(1-T_r)^{1/2}]}, \dots\dots\dots(3.6)$$

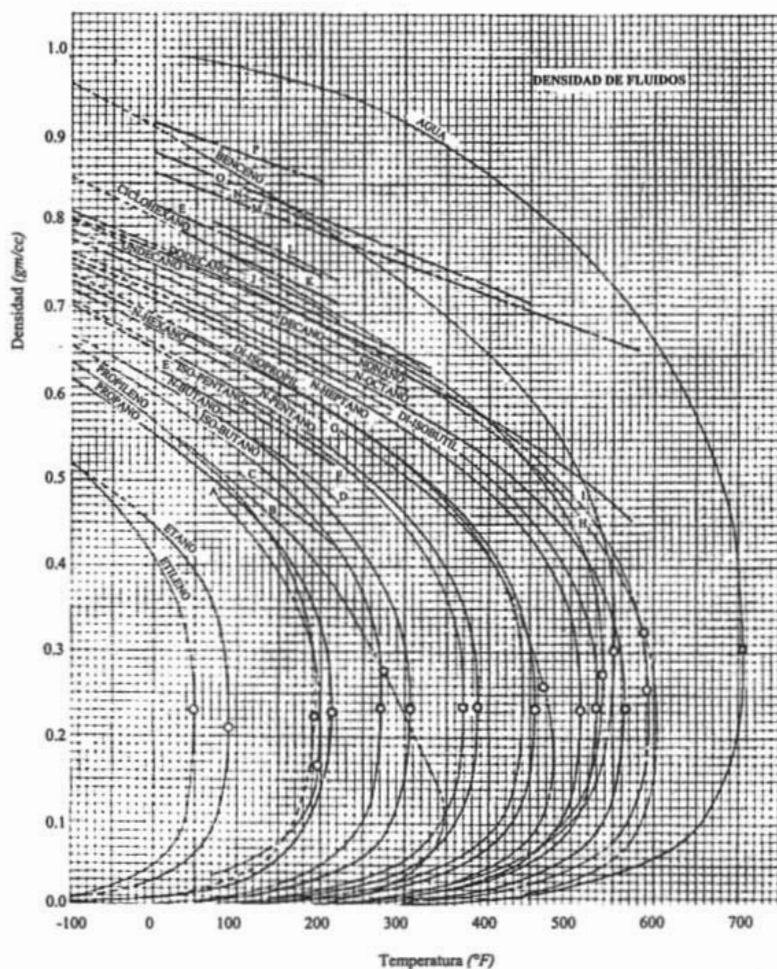


Fig. 3.9-Diagramas de densidades experimentales de fluidos saturados con respecto a la temperatura.

Los valores del parámetro z_{RA} se proporcionan en la **Tabla 3.1** para algunos componentes. En el caso de un valor no encontrado, Yamada y Gunn en 1973¹³, recomiendan la correlación siguiente para estimar z_{RA} :

$$z_{RA} = 0.29056 - 0.08775\omega, \dots\dots\dots(3.7)$$

en donde ω es el factor acéntrico del componente puro.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

Tabla 3.1-Valores del parámetro z_{RA} para algunos compuestos puros.

Compuesto	z_{RA}	Compuesto	z_{RA}
Bióxido de carbono, CO_2	0.2722	n-Pentano, $n-C_5H_{12}$	0.2684
Nitrógeno, N_2	0.2900	n-Hexano, $n-C_6H_{14}$	0.2635
Acido sulfhídrico, H_2S	0.2855	n-Heptano, $n-C_7H_{16}$	0.2604
Metano, C_1H_4	0.2892	i-Octano, $i-C_8H_{18}$	0.2684
Etano, C_2H_6	0.2808	n-Octano, $n-C_8H_{18}$	0.2571
Propano, C_3H_8	0.2766	n-Nonano, $n-C_9H_{20}$	0.2543
i-Butano, $i-C_4H_{10}$	0.2754	n-Decano, $n-C_{10}H_{22}$	0.2507
n-Butano, $n-C_4H_{10}$	0.2730	n-Undecano, $n-C_{11}H_{24}$	0.2499
i-Pentano, $i-C_5H_{12}$	0.2717		

Ejemplo 3.1-Densidad de un líquido. Calcular la densidad del líquido saturado del propano a $160^\circ F$ empleando: a) la correlación de Rackett y b) la ecuación de Rackett modificada.

Solución.

- Se obtienen los valores de T_c , p_c , V_c y M de la **Tabla A-1**, es decir, $T_c = 666.06^\circ R$, $p_c = 616 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, $M_{C_3H_8} = 44.097 \text{ lbm/lbm-mol}$ y $V_c = 0.0727 \text{ ft}^3/\text{lbm}$ considerando ($m=1 \text{ lbm-mol}$).
- Se calcula z_c a partir de la ecuación de estado para los gases reales en función del *factor de compresibilidad* z a condiciones críticas, es decir:

$$z_c = \frac{p_c M}{RT_c} V_c \dots \dots \dots (3.8)$$

sustituyendo valores:

$$z_c = \frac{(616 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(44.097 \text{ lbm/lbm-mol})(0.0727 \text{ ft}^3/\text{lbm})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ R}\right)(666.03^\circ R)} = 0.2763$$

- Se calcula la T_r , y posteriormente la densidad del líquido, es decir:

$$T_r = (160 + 460) / 666.06 = 0.93085$$

- Correlación de Rackett. Sustituyendo valores en la ecuación 3.5, se tiene:

$$\rho_L = \frac{Mp_c}{RT_c z_c \left[1 + (1 - T_r)^{2/3}\right]} = \frac{(44.097 \text{ lbm/lbm-mol})(616 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ R}\right)(666.06^\circ R)(0.2763)^{1.4661}} = 25.05 \text{ lbm/ft}^3$$

- Ecuación modificada de Rackett. De la **Tabla 3-1**, para el propano, se tiene que $z_{RA} = 0.2766$. Sustituyendo valores en la ecuación 3.6, se tiene:

$$\rho_L = \frac{Mp_c}{RT_c z_{RA} \left[1 + (1 - T_r)^{2/3}\right]} = \frac{(44.097 \text{ lbm/lbm-mol})(616 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ R}\right)(666.06^\circ R)(0.2766)^{1.4661}} = 25.01 \text{ lbm/ft}^3$$

3.2.6. Presión de vapor de un componente puro. Debido a que el ingeniero petrolero se relaciona bastante con hidrocarburos líquidos y gaseosos se discutirá a continuación la línea de presión de vapor del diagrama de fase.

La **Figs. 3.1, 3.3 y 3.5** muestran diagramas de fase presión-temperatura para un sistema con una sustancia pura. La línea TC representa la división entre las áreas en donde el líquido y vapor existen. A la curva TC se le denomina *curva de presión de vapor* o *curva de punto de ebullición*. A la presión en cualquier punto sobre la curva se le denomina *presión de vapor*.

Estas figuras muestran que a las condiciones de presión y temperatura especificadas por la presión de vapor, dos fases pueden coexistir en equilibrio. Los sistemas representados por puntos localizados

por debajo de la curva de presión de vapor son compuestos que se encuentran solamente en la fase vapor o gas. De manera similar, los puntos localizados por arriba de la curva representan compuestos que se encuentran sólo en la fase líquida.

Si la presión ejercida sobre el componente puro es menor que la presión de vapor ($p < p_v$), el sistema esta totalmente en la fase de vapor. Si la presión ejercida sobre el componente puro es mayor que la presión de vapor ($p > p_v$), el sistema esta totalmente en la fase líquida y si la presión ejercida sobre el componente puro del sistema es igual a la presión de vapor ($p = p_v$) el sistema esta totalmente en equilibrio (el vapor y el líquido coexisten en equilibrio). Estas condiciones son válidas si la temperatura del sistema se encuentra solo por debajo de la temperatura crítica del componente puro.

3.2.6.1 Métodos para determinar la presión de vapor de un sistema con una sustancia pura.

3.2.6.1.1 Método de Clausius-Clapeyron. La ecuación de Clapeyron, proporciona el comportamiento de la línea de vapor, relacionando la presión de vapor y la temperatura.

La ecuación de Clapeyron se desarrolla empleando la teoría termodinámica, y se expresa como:

$$p_v = \frac{L_v T}{T(V_{Mg} - V_{ML})}, \dots\dots\dots(3.9)$$

en donde L_v es el calor de vaporización de una mol de líquido, T es la temperatura absoluta, V_{Mg} es el volumen de una mol de gas, V_{ML} es el volumen de una mol de líquido, $(V_{Mg} - V_{ML})$ indica el cambio en volumen de una mol de gas a líquido. Diferenciando ambos miembros de la ecuación 3.9, se obtiene:

$$dp_v = \frac{L_v}{T(V_{Mg} - V_{ML})} dT, \dots\dots\dots(3.10)$$

Se observa que la relación dp_v/dT expresa el gradiente de la presión de vapor respecto a la temperatura, es decir:

$$\frac{dp_v}{dT} = \frac{L_v}{T(V_{Mg} - V_{ML})}, \dots\dots\dots(3.11)$$

Generalmente, el volumen molar de un líquido es más pequeño que el volumen molar de un gas. Despreciando el volumen molar del líquido en la ecuación 3.11 ($V_{ML}=0$), se tiene:

$$\frac{dp_v}{dT} = \frac{L_v}{TV_{Mg}}, \dots\dots\dots(3.12)$$

La ecuación de estado para gases ideales en función de p_v y V_{Mg} se puede escribir como:

$$p_v V_{Mg} = RT, \dots\dots\dots(3.13)$$

expresando la ecuación 3.13 en términos de V_{Mg} y sustituyendo en la ecuación 3.12, proporciona la ecuación de Clausius-Clapeyron,

$$V_{Mg} = \frac{RT}{p_v}, \dots\dots\dots(3.14)$$

y

$$\frac{dp_v}{dT} = \frac{p_v L_v}{RT^2}, \dots\dots\dots(3.15)$$

Suponiendo que L_v es constante y arreglando e integrando la ecuación de Clausius-Clapeyron (ecuación 3.15), se tiene:

$$\frac{dp_v}{p_v} = \frac{L_v}{R} \frac{dT}{T^2}, \dots\dots\dots(3.16)$$

es decir,

$$\int \frac{dp_v}{p_v} = \frac{L_v}{R} \int \frac{dT}{T^2}, \dots\dots\dots(3.17)$$

ó

$$\ln p_v = -\frac{L_v}{R} \left(\frac{1}{T} \right) + C, \dots\dots\dots(3.18)$$

siendo C la constante de integración; tomando límites superior e inferior para la presión de vapor y la temperatura,

$$\int_{p_1}^{p_2} \frac{dp_v}{p_v} = \frac{L_v}{R} \int_{T_1}^{T_2} \frac{dT}{T^2}$$

obteniendo,

$$\ln \left(\frac{p_{v_2}}{p_{v_1}} \right) = -\frac{L_v}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right), \dots\dots\dots(3.19)$$

en donde los subíndices 1 y 2 involucran condiciones diferentes de T y p . La ecuación 3.19 y la Fig. 3.10 indican que cuando se traza el logaritmo de la presión de vapor contra el inverso de la temperatura absoluta se obtiene una línea recta con pendiente igual a $-L_v/R$ e intercepción al eje de las ordenadas igual a C .

3.2.6.1.2 Cartas de Cox para el cálculo de la presión de vapor. 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 no son totalmente válidas.

Las limitaciones de la teoría en las que se fundamente la ecuación 3.19 originan que en la gráfica de presión de vapor como la mostrada en la Fig. 3.10, se obtenga una línea con alguna curvatura en rangos de temperaturas altas. Esta limitación, se resolvió al graficar el logaritmo de la presión de vapor contra una escala de temperatura arbitraria relacionada al recíproco de la temperatura. En el diseño de estas gráficas, la escala de temperatura se construyó dibujando una línea recta sobre la carta, y ajustando la escala de temperatura de manera que la presión de vapor del agua corresponda a la línea recta.

Las cartas de Cox representan la modificación a la gráfica de los datos de presiones de vapor que se muestran en gráficas similares a la Fig. 3.10, son un método particularmente conveniente para trazar la presión de vapor como una función de la temperatura en componentes puros. Las Figs. 3.11¹⁴ y 3.12¹⁴ representan cartas de Cox de presiones de vapor para parafinas normales e hidrocarburos parafínicos isoméricos, respectivamente. En estas cartas la escala de la presión de vapor es logarítmica en el eje de las abscisas, mientras la escala de la temperatura es arbitraria en el eje de las ordenadas. Estas cartas permiten una rápida estimación de la presión de vapor, p_v , de una sustancia pura a una temperatura, T . El *punto crítico* se observa en el punto de cada presión de vapor. La línea de presión de vapor no se debe de extrapolar a temperaturas mayores que a la temperatura crítica. Sin embargo, en algunos cálculos prácticos es válido extrapolar estas líneas de vapor.

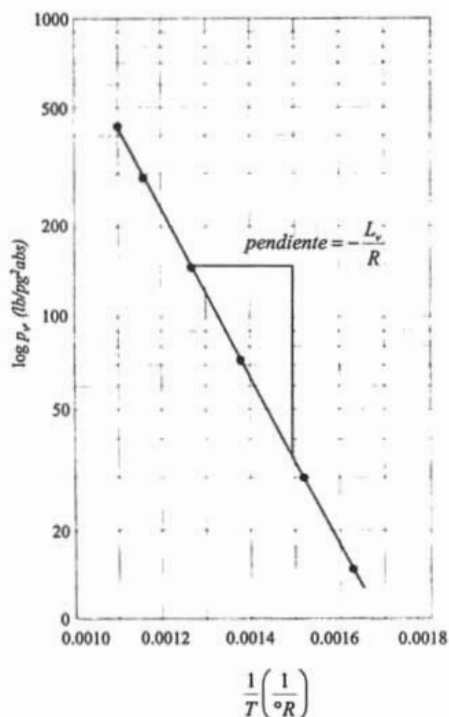


Fig. 3.10—Presión de vapor para un componente puro al aplicar la ecuación de Clausius-Clapeyron representada por la ecuación 3.19.

Ejemplo 3.2—Cálculo de la presión de vapor empleando las cartas de Cox. Un volumen de propano puro se mantiene en una celda de laboratorio a $80\text{ }^{\circ}\text{F}$ y $200\text{ lb/pg}^2\text{abs}$. Determinar el estado existente del componente (por ejemplo, gas ó líquido).

Solución.

A partir de la carta de Cox mostrada en la Fig. 3.11, se entra con $80\text{ }^{\circ}\text{F}$ en las ordenadas interceptando la curva correspondiente al propano, se lee en el eje de las abscisas una $p_v=147\text{ lb/pg}^2\text{abs}$ (es decir, $p=200\text{ lb/pg}^2\text{abs} > p_v=150\text{ lb/pg}^2\text{abs}$), lo que significa que la celda de laboratorio contiene propano líquido.

3.2.6.1.3 Ecuación de Lee y Kesler para el cálculo de la presión de vapor. Para aplicaciones en programación, para el cálculo de la presión de vapor, Lee y Kesler en 1975¹⁵, propusieron la ecuación generalizada siguiente:

$$p_v = p_c \text{EXP}(A + \omega B), \dots\dots\dots(3.20)$$

en donde:

$$A = 5.92714 - \frac{6.09648}{T_r} - 1.2886 \ln(T_r) + 0.16934(T_r)^6, \dots\dots\dots(3.21)$$

$$B = 15.2518 - \frac{15.6875}{T_r} - 13.4721 \ln(T_r) + 0.4357(T_r)^6, \dots\dots\dots(3.22)$$

y,

$$T_r = \frac{T}{T_c}, \dots\dots\dots(2.80)$$

en donde T_r es la temperatura reducida en $^{\circ}\text{R}$, T es la temperatura absoluta en $^{\circ}\text{R}$, T_c es la temperatura crítica de la sustancia en $^{\circ}\text{R}$, p_c es la presión crítica de la sustancia en $\text{lb/pg}^2\text{abs}$ y ω es el factor acéntrico de la sustancia.

El factor acéntrico, ω , fue propuesto por Pitzer en 1955, como un parámetro de correlación para caracterizar la excentricidad (no-esfericidad) de una molécula, y se define por la expresión siguiente:

$$\omega = -\text{Log} \left(\frac{p_v}{p_c} \right) - 1, \dots\dots\dots(3.23)$$

en donde p_v es la presión de vapor de la sustancia en $\text{lb/pg}^2\text{abs}$ a una $T_r=0.7$ y p_c es la presión crítica de la sustancia en $\text{lb/pg}^2\text{abs}$.

El factor acéntrico, ω , se emplea con frecuencia como un tercer parámetro en los estados correspondientes y en algunas ecuaciones de estado. Valores del factor acéntrico para sustancias puras se presentan en la **Tabla A-1** del Apéndice A.

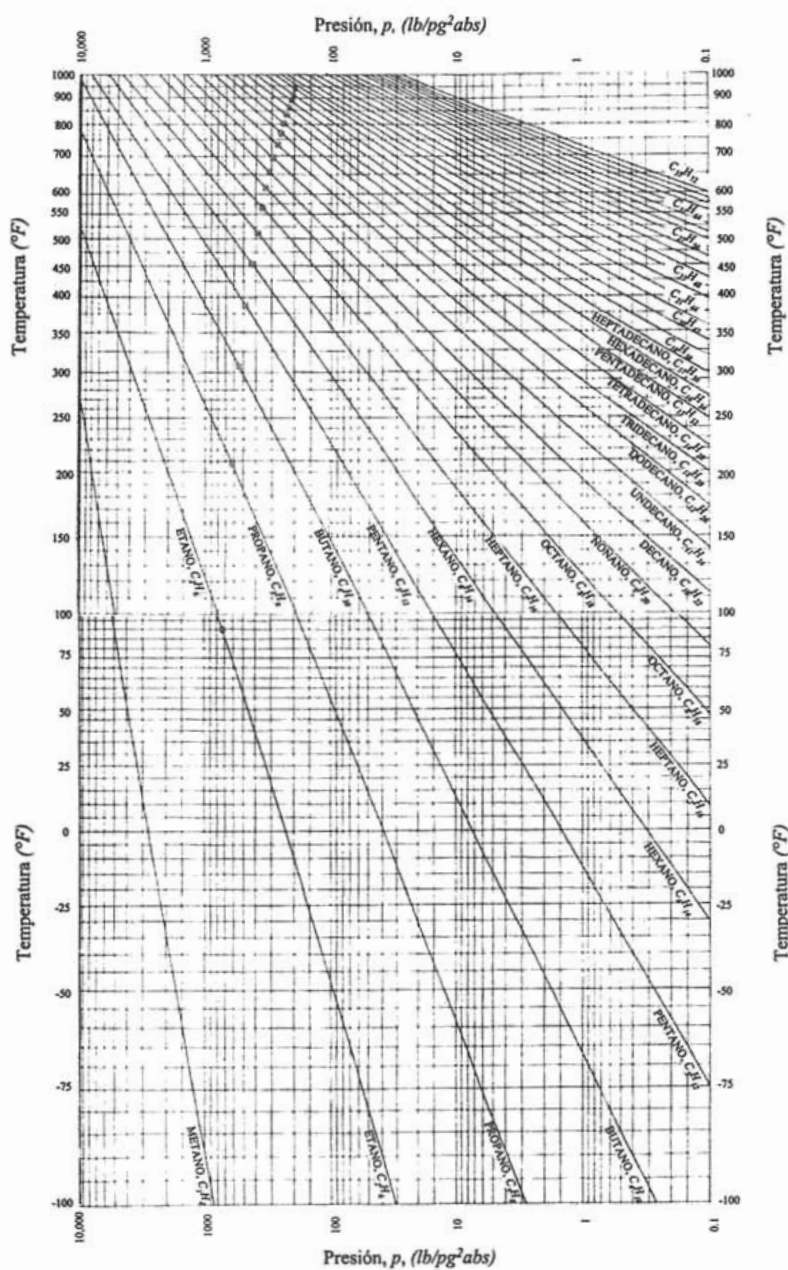


Fig. 3.11—Carta de Cox para calcular presiones de vapor de parafinas normales.

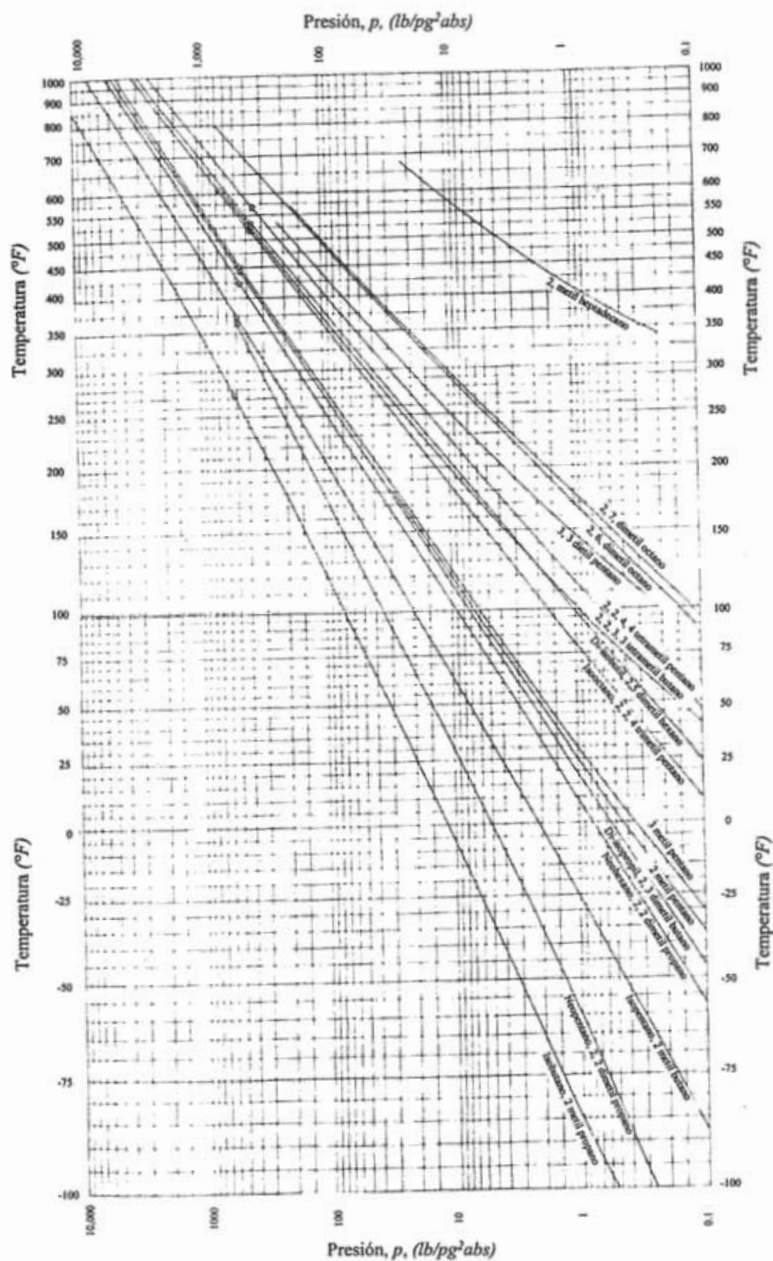


Fig. 3.12—Carta de Cox para calcular presiones de vapor de parafinas isoméricas.

Ejemplo 3.3—Cálculo de la presión de vapor empleando la correlación de Lee y Kesler. Calcular la presión de vapor del propano a 80 °F empleando la correlación de Lee y Kesler.

Solución.

1. Las propiedades críticas y el factor acéntrico se obtienen a partir de la **Tabla A-1**, del Apéndice A, es decir:

$$T_c = 666.01 \text{ } ^\circ\text{R}, p_c = 616.3 \text{ lb/pg}^2\text{abs y } \omega = 0.1522$$

2. Cálculo de la temperatura reducida a partir de la ecuación 2.80,

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{540}{666.01} = 0.81108$$

3. Cálculo de los parámetros A y B aplicando las ecuaciones 3.21 y 3.22, respectivamente

$$A = 5.92714 - \frac{6.09648}{0.81108} - 1.2886 \ln(0.81108) + 0.16934(0.81108)^6 = -1.27359$$

$$B = 15.2518 - \frac{15.6875}{0.81108} - 13.4721 \ln(0.81108) + 0.4357(0.81108)^6 = -1.147045$$

4. Cálculo de la p_v aplicando la ecuación 3.20,

$$p_v = p_c \text{EXP}(A + \omega B) = 616.3 \text{EXP}[-1.27359 + 0.1522(-1.147045)] = 145 \text{ lb/pg}^2\text{abs}$$

3.2.7 La regla de la fase. Una fase se definió como un sistema homogéneo de composición química y física uniforme. Gibbs en 1876, derivó una relación simple entre el número de fases en equilibrio, el número de componentes y el número de variable independientes que se deben de especificar para describir el estado total del sistema. La regla de fase de Gibbs se denomina como:

$$F = C - P + 2, \dots\dots\dots(3.24)$$

en donde F es el número de variables requeridas para determinar el estado del sistema en equilibrio, un número de grados de libertad, C es el número de componentes independientes y P es el número de fases.

Los grados de libertad, F , para un sistema incluyen la temperatura, la presión, y la composición (concentración) de las fases. Las variables independientes se deben de especificar para definir el sistema completamente. La regla de la fase proporciona el máximo número posible de fases en equilibrio que puedan coexistir y el número de componentes presentes. Esta regla no determina la naturaleza, ni la composición exacta, ni la cantidad total de las fases. Además, esta regla aplica solamente a un sistema en equilibrio estable y no determina el caudal al cual este equilibrio se logra.

Ejercicio 3.4—La regla de la fase para un componente de tres fases. En un sistema conteniendo hielo, agua líquida y vapor de agua en equilibrio existen tres fases ($P=3$). El número de componentes independientes en el sistema es la unidad ($C=1$) debido a que el sistema solo contiene agua, H_2O . ¿Cuál es el número de grados de libertad?

Solución.

Aplicando la ecuación 3.24, se tiene:

$$F = C - P + 2 = 1 - 3 + 2 = 0 \text{ grados de libertad.}$$

No existen grados de libertad para el sistema para que exista en tres fases.

Ejercicio 3.5—La regla de la fase para un componente en una fase. Determine el número de grados de libertad de un sistema con un componente para existir en la región de una sola fase.

Solución.

Aplicando la ecuación 3.24, se obtiene

$F = C - P + 2 = 1 - 1 + 2 = 2$ grados de libertad.

Existen dos grados de libertad que se deben de especificar para que el sistema en equilibrio exista en una sola fase. Estos grados de libertad son la presión, p , y la temperatura, T .

Ejemplo 3.6—La regla de la fase para dos componentes en dos fases. Calcule los grados de libertad que se permiten para un sistema de dos componentes en dos fases.

Solución.

Debido a que $C=2$ y $P=2$, aplicando la ecuación 3.24 se obtiene:

$$F = C - P + 2 = 2 - 2 + 2 = 2$$

Existen dos grados de libertad para que el sistema en equilibrio exista en dos fases, estos pueden ser cualesquiera de los pares siguientes: presión y temperatura, presión y concentración (fracción mol) o temperatura y concentración (fracción mol)

Ejemplo 3.7—La regla de la fase para tres componentes en una, dos y tres fases. Para un sistema de tres componentes, calcule el número de grados de libertad que se debe de especificar para el sistema de tal manera que exista en la región de una, dos y tres fases.

Solución.

a. $C=3$, $P=1$ fase

Empleando la ecuación 3.24 de la regla de la fase se obtiene:

$$F = C - P + 2 = 3 - 1 + 2 = 4 \text{ grados de libertad}$$

Existen cuatro variables independientes que se deben de especificar para que el sistema en equilibrio exista en una fase. Las variables pueden ser la presión, la temperatura y la fracción mol de dos de los tres componentes.

b. $C=3$, $P=2$ fases

Empleando la ecuación 3.24 de la regla de la fase se obtiene:

$$F = C - P + 2 = 3 - 2 + 2 = 3 \text{ grados de libertad}$$

Existen tres variables independientes que se deben de especificar para que el sistema en equilibrio exista en dos fases. Las variables pueden ser la presión, la temperatura y la fracción mol de un componente de los tres componentes.

c. $C=3$, $P=3$ fases

Empleando la ecuación 3.24 de la regla de la fase se obtiene:

$$F = C - P + 2 = 3 - 3 + 2 = 2 \text{ grados de libertad}$$

Existen dos variables independientes, que se deben de especificar para que el sistema en equilibrio exista en tres fases. Las variables pueden ser cualesquiera de los pares siguientes: presión y temperatura; presión y fracción mol o temperatura y fracción mol.

3.3 Diagramas de composición para una mezcla de dos componentes.

Los experimentos de laboratorio con un componente puro (mostrados previamente en las Figs. 3.2 y 3.4) proporcionan datos de presión, temperatura y volumen.

Experimentos de laboratorio similares realizados con un sistema de dos componentes puros proporcionan datos para variables adicionales. Dentro de estas variables están la composición de la mezcla de los dos componentes, la composición de la fase líquida en equilibrio y la composición de la fase gaseosa (vapor) en equilibrio. Por lo tanto, se pueden realizar gráficas de presión, volumen y/o temperatura respecto a la composición (concentración) de los componentes puros.

3.3.1 Diagramas de presión-composición para una mezcla de dos componentes. La Fig. 3.13 muestra un diagrama de presión-composición de una mezcla de dos componentes cuando el sistema se encuentra a una temperatura T_1 constante.

A una presión, p_1 y temperatura, T_1 , del sistema, el punto 1 representa una mezcla de dos componentes en equilibrio en dos fases, el punto 2 representa la composición del líquido en equilibrio y el punto 3 muestra la composición del gas en equilibrio.

Para una mezcla de dos componentes, las líneas de unión siempre son horizontales, estas líneas unen la composición del líquido con la composición del gas en equilibrio.

La línea de unión se puede emplear para calcular las cantidades de gas (vapor) y líquido presente en el punto 1. La longitud de la línea 12 dividida por la longitud de la línea de unión 23, representa la relación de moles de gas a los moles totales de la mezcla. De igual manera la longitud de la línea 13 dividida por la longitud de la línea 23 representa la relación de moles de líquido a los moles totales de la mezcla.

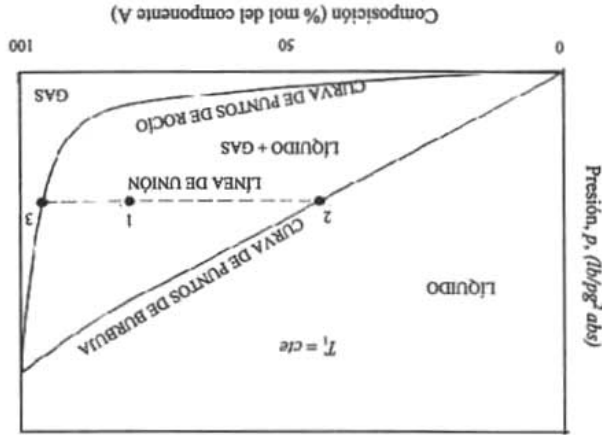


Fig. 3.13—Diagrama de presión-composición de una mezcla de dos componentes con una línea de unión 123.

En la Fig. 3.13 las combinaciones de presión y composición de la mezcla por arriba de la envolvente, indican condiciones en las que la mezcla se encuentra totalmente en fase líquida. Las combinaciones de presión y composición de la mezcla por debajo de la envolvente indican condiciones en las que la mezcla se encuentra totalmente en fase gas. Cualesquiera combinaciones de presión y composición dentro de la envolvente indican que la mezcla existe en dos fases (gas y líquido).

La línea de puntos de burbuja representa la localización de las composiciones del líquido cuando las dos fases (gas y líquido) están presentes. De igual manera, la línea de puntos de rocío representa la localización de las composiciones del gas cuando el gas y el líquido están en equilibrio. La Fig. 3.14¹⁷ muestra una serie de diagramas de presión-composición para mezclas de dos componentes (A y B). Se observa que existen cuatro envolventes de saturación que corresponden a cuatro temperaturas.

La esquina derecha inferior representa 100% mol del componente A e indica todas las presiones de vapor del componente A sobre el eje derecho de las ordenadas en el diagrama, así como la presión crítica del componente A de 668 lb/pg² abs. La esquina izquierda inferior representa 100% mol del componente B e indica todas las presiones de vapor del componente B sobre el eje izquierdo de las ordenadas en el diagrama, así como la presión crítica del componente B de 708 lb/pg² abs. Las líneas de puntos de rocío y puntos de burbuja se juntan en el punto crítico. Por ejemplo, cuando la T_c de una mezcla del componente A y del componente B es $-100^\circ F$, la p_c es 750 lb/pg² abs, y la composición de la mezcla es 95% mol del componente A y 5% mol del componente B.

La localización de los *puntos críticos* (línea superior interrumpida) conecta la presión crítica del componente *A* ($668 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$) a la presión crítica del componente *B* ($708 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$).

Cuando la temperatura excede la T_c de uno de los componentes, la envolvente de saturación no continúa a lo largo del diagrama. Cuando la temperatura excede la T_c de ambos componentes, no es posible tener las dos fases.

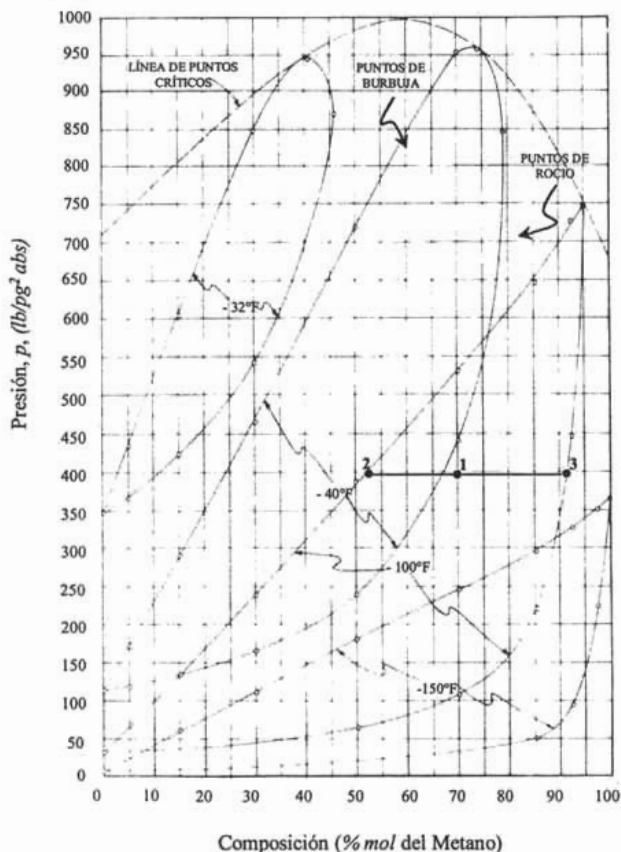


Fig. 3.14—Diagrama de presión-composición para una mezcla de dos componentes (componente *A* y *B*).

Ejemplo 3.8—Composición de una mezcla con dos componentes. Calcular las composiciones y cantidades de gas y líquido formado cuando 3 lbm-mol de una mezcla conformada de $70\% \text{ mol}$ del componente *A* (metano) y $30\% \text{ mol}$ del componente *B* (etano) se lleva a un estado de equilibrio a -100°F y $400 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$. Emplear el diagrama de fases de presión-composición que se presenta en la Fig. 3.14.

Solución.

1. Se localiza el punto 1 que corresponde 70% y $400 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, dentro de la envolvente de saturación de -100°F en la Fig. 3.14.

2. Se dibuja la línea de unión $\bar{1}2\bar{3}$ y se lee la composición del líquido en equilibrio sobre la línea de *puntos de burbujeo* y la composición de gas sobre la línea de *puntos de rocío*. La composición de la mezcla de gases en por ciento mol de gas y líquido obtenidos se presentan en la **Tabla 3.2**.

Tabla 3.2-Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.8

Componente	Composición de líquido (% mol)	Composición de gas (% mol)
Metano, C_1H_4	52.2	91.8
Etano, C_2H_6	47.8	8.2
Total	100.0	100.0

3. Se calculan las cantidades de gas y líquido a partir de la longitud de la línea de unión. Las fracciones de gas y líquido son:

$$\text{fracción de gas} = \frac{\bar{1}2}{\bar{2}3} = \frac{70.0 - 52.2}{91.8 - 52.2} = 0.45 \text{ (lbm - mol de gas/lbm - mol total)}$$

$$\text{fracción de líquido} = \frac{\bar{1}3}{\bar{2}3} = \frac{91.8 - 70.0}{91.8 - 52.2} = 0.55 \text{ (lbm - mol de líquido/lbm - mol total)}$$

luego, las cantidades de gas y líquido en las 3 lbm-mol se calculan como:

$$\text{cantidad de gas} = (0.45)(3 \text{ lbm - mol}) = 1.35 \text{ (lbm - mol) de gas}$$

$$\text{cantidad de líquido} = (0.55)(3 \text{ lbm - mol}) = 1.65 \text{ (lbm - mol) de líquido}$$

3.3.2 Diagramas de temperatura-composición para una mezcla de dos componentes. La Fig. 3.15³ muestra una serie de diagramas temperatura-composición para mezclas de dos componentes. Se muestran seis envoltentes de saturación que corresponden a seis presiones del sistema.

La línea inferior de cualquier envoltente de saturación representa la línea de *puntos de burbuja* y la línea superior de cualquier envoltente de saturación representa la línea de *puntos de rocío*.

Cuando la presión es menor que la presión crítica de ambos componentes, las curvas de *punto de burbuja* y de *punto de rocío* convergen a las presiones de vapor de los componentes puros en cualquier lado del diagrama. Por ejemplo, los puntos críticos que convergen en la ordenada derecha e izquierda.

Cuando la presión excede la presión crítica de uno de los componentes, la curva de *puntos de burbuja* y de *puntos de rocío* convergen en un *punto crítico*. Por ejemplo, una mezcla de 98% mol de componente A y 2% mol del componente B tiene una T_c de $-110^\circ F$ a una p_c de 700 lb/pg²abs (punto C).

Cuando la presión de la mezcla excede las presiones críticas de ambos componentes, la envoltente de fase presenta dos *puntos críticos*. Por ejemplo; las mezclas del componente A y del componente B muestran *puntos críticos* los puntos D y E a 900 lb/pg²abs y $-62^\circ F$ a 900 lb/pg²abs y $46^\circ F$.

En los diagramas de presión-composición y temperatura-composición representados por las Figs. 3.14 y 3.15, respectivamente, las *líneas de unión* son horizontales y proporcionan las composiciones del líquido y gas en equilibrio.

Asimismo, la curva de *puntos de burbuja* proporciona la composición del líquido en equilibrio y la curva de *puntos de rocío* indica la composición del gas en equilibrio. Las longitudes de las líneas de unión representan las cantidades de gas y líquido en equilibrio.

Ejemplo 3.9-Composición de una mezcla con dos componentes. Determinar las composiciones y cantidades de gas y líquido que se forman con 10 lbm-mol de una mezcla binaria de gases de 30% mol del componente A (metano) y 70% mol del componente B (etano) a condiciones de equilibrio de 100

$lb/pg^2 abs$ y $-110^{\circ}F$ a partir del diagrama de fases de temperatura-composición (isobárica) que se presenta en la Fig. 3.15.

Solución.

- Se traza el punto 1 en 30% mol del componente A (metano) a $-110^{\circ}F$ dentro de la envolvente de saturación de $100 lb/pg^2 abs$ en la Fig. 3.15.

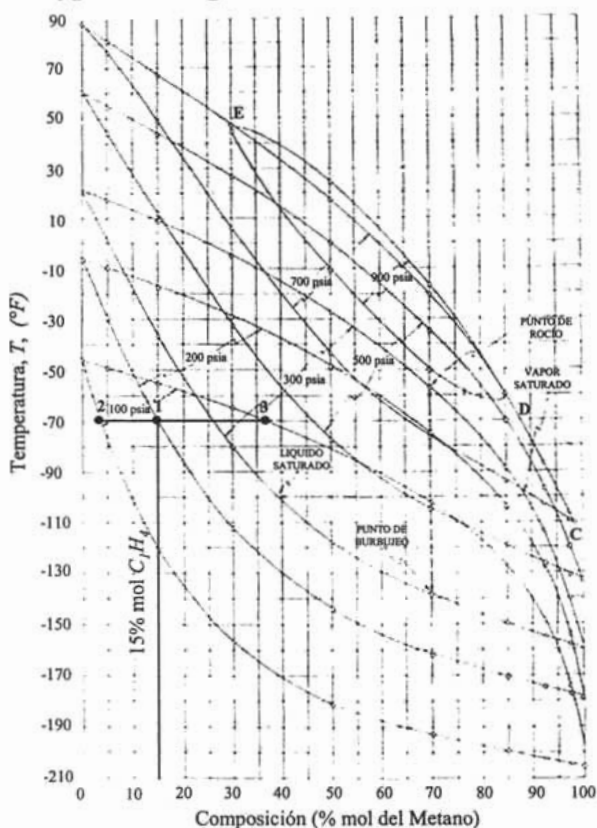


Fig. 3.15-Diagrama de temperatura-composición para una mezcla de dos componentes (componente A y B).

- Se dibuja la línea de unión $\overline{123}$ y se lee la composición del líquido en equilibrio sobre las curvas de *puntos de burbuja* y la composición del gas en equilibrio sobre las curvas de *puntos de rocío*. La composición de la mezcla de gases en por ciento mol de gas y líquido obtenidos se presentan en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3-Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.9.

Componente	Composición de líquido (% mol)	Composición del gas (% mol)
Metano, C_1H_4	12.5	75.0
Etano, C_2H_6	87.5	25.0
Total	100.0	100.0

3. Se calcula las fracciones de gas y líquido a partir de la magnitud de las líneas de unión, es decir,

$$\text{fracción de gas} = \frac{12}{23} = \frac{30.0 - 12.5}{75.0 - 12.5} = 0.28 \text{ (lbm - mol de gas/lbm - mol total)}$$

$$\text{fracción de líquido} = \frac{13}{23} = \frac{75.0 - 30.0}{75.0 - 12.5} = 0.72 \text{ (lbm - mol de líquido/lbm - mol total)}$$

luego se calculan las cantidades de gas y líquido a partir de las 10 lbm/mol, es decir:

$$\text{cantidad gas} = (0.28 \text{ lbm - mol gas / lbm - mol total})(10 \text{ lbm - mol}) = 2.8 \text{ (lbm - mol gas)}$$

$$\text{cantidad líquido} = (0.72 \text{ lbm - mol líquido / lbm - mol total})(10 \text{ lbm - mol}) = 7.2 \text{ (lbm - mol líquido)}$$

3.4 Diagramas de composición para una mezcla de tres componentes. Diagramas ternarios.

La Fig. 3.16 muestra la representación de un diagrama ternario en forma de un triángulo equilátero, en donde cada vértice del triángulo representa 100% mol de un componente puro. Por conveniencia se traza el componente más ligero en la cima del triángulo y el componente de mayor peso molecular en el vértice inferior izquierdo. Cada lado del triángulo representa una mezcla de dos componentes. El lado izquierdo del triángulo representa todas las posibles combinaciones de mezclas de los componentes ligeros y pesados. Una mezcla localizada en el interior del triángulo (por ejemplo, los puntos dentro del triángulo) representa mezclas de tres componentes.

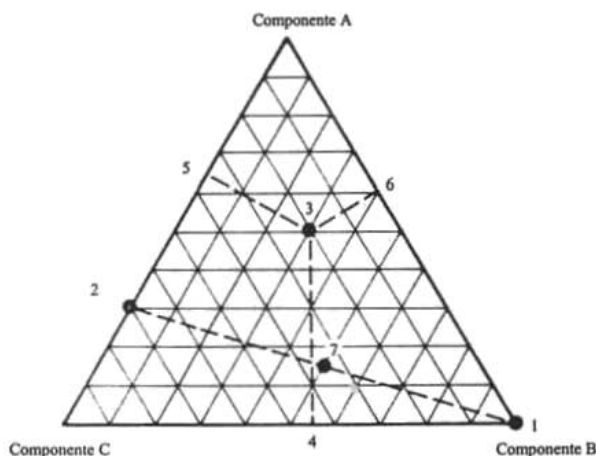


Fig. 3.16—Diagrama ternario de composición para una mezcla de tres componentes.

Generalmente la composición se traza en función de fracción mol o por ciento mol. Para un solo diagrama, la presión y temperatura del sistema son constantes, solo la composición cambia.

El punto 1 de la Fig. 3.16 representa 100% mol del componente puro B. El punto 2 representa una mezcla de dos componentes de 30% mol del componente A y 70% mol del componente C. El punto 3 representa una mezcla de tres componentes la cual consiste de 50% mol del componente A, 30% mol del componente B y 20% mol del componente C. La composición de la mezcla representada por el punto 3 se puede determinar de una mejor manera, imaginando tres líneas perpendiculares que parten desde el punto 3 hacia los lados del diagrama triangular. La longitud de la línea $\overline{34}$ muestra la

composición del componente A en la mezcla. La longitud de la línea $\bar{35}$ representa la composición del componente B , y la longitud de la línea $\bar{36}$ muestra la composición del componente C .

La línea $\bar{12}$ representa un proceso que es de interés para la ingeniería de yacimientos petroleros. El punto 2 muestra la composición de una mezcla binaria de un componente A (30% mol) y un componente C (70% mol). El componente puro B no se encuentra presente. Luego, la línea $\bar{12}$ representa la composición de todas las mezclas que se forman por los componentes de la mezcla original A y C adicionando el componente puro B .

Por lo tanto, el punto 7 representa una mezcla similar (idéntica) a la mezcla original de los componentes A y C con el componente B . La composición en el punto 7 es 50% mol del componente B , 15% mol del componente A y 35% mol del componente C . La relación de los componentes A y C es de 15/35 siendo igual a la relación original de la mezcla A a C , es decir, 30/70.

3.4.1 Diagramas de fase de tres componentes. La Fig. 3.17¹⁸ representa un ejemplo de un diagrama de fase de tres componentes a una presión de 500 lb/pg²abs y temperatura de 160 °R. El metano es el componente puro de menor peso molecular (más ligero) y se coloca en el vértice superior del triángulo.

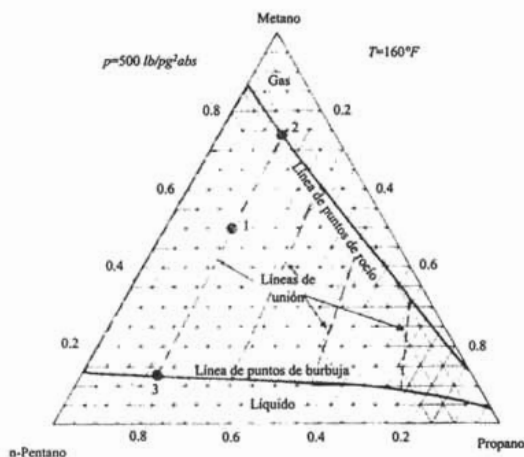


Fig. 3.17—Diagrama de fase ternario de mezcla de metano, propano y n-pentano a 500 lb/pg²abs y 160 °F conteniendo líneas de unión.

La línea de puntos de rocío se localiza a lo largo de la envolvente de saturación superior. La línea de puntos de burbuja se localiza a lo largo de la envolvente de saturación inferior. El diagrama representa la mezcla de tres componentes puros con valores fijos de presión y temperatura.

Las líneas de unión en equilibrio son líneas rectas no horizontales. Recuérdese que estas líneas de unión en equilibrio son horizontales en los diagramas de presión-composición y temperatura-composición. Para el caso de mezclas de tres componentes puros, estas líneas de unión se determinan experimentalmente y se proporcionan sobre los diagramas de fase.

El punto 1 en la Fig. 3.17 representa una mezcla de metano, propano y n-pentano mostrando composiciones de gas y líquido en equilibrio a la temperatura de 160°F y presión de 500 lb/pg²abs. Luego, el punto 2 muestra la composición del gas en equilibrio, y el punto 3 representa la composición del líquido en equilibrio. La cantidad de gas, en fracción mol respecto a los moles totales de la mezcla, se determina con la magnitud de la línea $\bar{13}$ dividida por la magnitud de la línea $\bar{23}$. De igual manera,

la cantidad de líquido, en fracción mol respecto a los moles totales de la mezcla, se calcula con la magnitud de la línea $\overline{12}$ dividida por la magnitud de la línea $\overline{23}$.

Ejemplo 3.10—Composición de una mezcla con tres componentes. Calcular las composiciones y cantidades de gas y líquido en equilibrio cuando 6 *lbm-mol* mezcla de 50% *mol* de metano, 15% *mol* de propano y 35% *mol* de n-pentano se encuentran en equilibrio termodinámico a 160 °F y 500 *lb/pg²abs*. Emplear el diagrama ternario de la Fig. 3.17.

Solución.

1. Se traza la composición de la mezcla sobre el diagrama ternario correspondiente a la temperatura y presión proporcionada. Esta composición se localiza en el punto 1 de la Fig. 3.17.
2. Se lee la composición del gas en equilibrio en donde la línea de unión se conecta desde el punto 1 con la curva de *puntos de rocío* (punto 2) y se lee la composición del líquido en equilibrio en donde la línea de unión se conecta desde el punto 1 con la curva de *puntos de burbuja* (punto 3). Las lecturas se presentan en la **Tabla 3.4**.

Tabla 3.4—Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.10.

Componente	Composición de gas (% mol)	Composición de líquido (% mol)
Metano, C_1H_4	74	13
Propano, C_3H_8	14	17
n-Pentano, nC_5H_{12}	12	70
Total	100	100

3. Se calculan las fracciones de la mezcla de gas y líquido.

$$\text{fracción de gas} = \frac{\overline{13}}{\overline{23}} = \frac{7.2}{12} = 0.607 \text{ (lbm - mol de gas/lbm - mol total de gas)}$$

$$\text{fracción de líquido} = \frac{\overline{12}}{\overline{23}} = \frac{4.8}{12.0} = 0.393 \text{ (lbm - mol de líquido/lbm - mol total de líquido)}$$

4. Se calculan las cantidades de gas y líquido.

$$\text{cantidad gas} = (0.607 \text{ lbm - mol gas / lbm - mol total})(6 \text{ lbm - mol}) = 3.6 \text{ (lbm - mol gas)}$$

$$\text{cantidad líquido} = (0.393 \text{ lbm - mol líquido / lbm - mol total})(6 \text{ lbm - mol}) = 2.4 \text{ (lbm - mol líquido)}$$

Se observa la envolvente de saturación y el *punto crítico* que es en donde convergen las líneas del *punto de burbuja* y de *punto de rocío*. El *punto crítico* proporciona la composición de la mezcla, la cual presenta una presión crítica de 1,500 *lb/pg²abs* y a una temperatura crítica de 160 °F.

En el estudio de procesos de desplazamientos miscibles de fluidos en yacimientos petroleros, generalmente se emplean diagramas de fase de tres componentes. Por ejemplo, en la Fig. 3.19¹⁹ se observa la envolvente de fase de aceite al que se le inyecta bióxido de carbono, CO_2 . La composición del aceite se caracteriza como una mezcla de dos componentes, es decir, un componente puro ligero como metano y un componente denominado C_2^+ que agrupa todos los otros componentes. Es decir, ésta técnica separa el aceite dentro de dos pseudocomponentes, siendo uno de ellos todos los componentes que contienen 12 átomos de carbono o menor. El otro pseudocomponente contiene los componentes de 13 átomos de carbono o mayores. El tercer componente del diagrama es el bióxido de carbono.

La Fig. 3.18¹⁸ representa el diagrama de fase ternario de la mezcla de metano, propano y n-pentano que se muestra en la Fig. 3.17, a la misma temperatura de 160 °F pero a una presión mayor o igual a 1,500 *lb/pg²abs*.

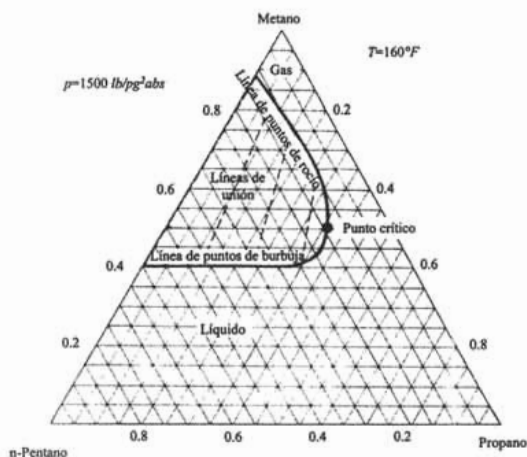


Fig. 3.18—Diagrama de fase ternario de mezclas de metano, propano y n-pentano a $1,500 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y 160°F .

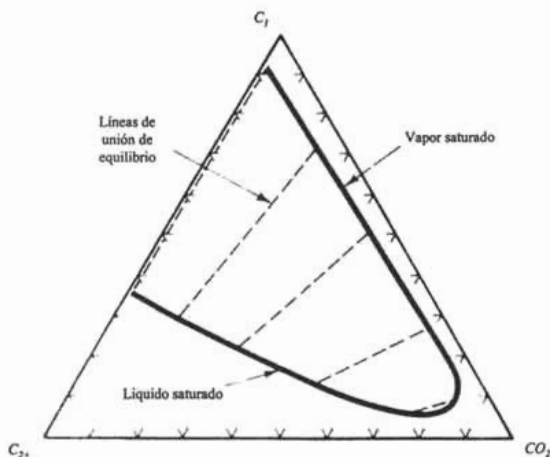


Fig. 3.19—Diagrama de fase pseudoternario de mezclas de aceite con bióxido de carbono. La composición del aceite se representa como una mezcla de metano y etano plus.

3.4.2 Diagrama de fase para sistemas multicomponentes de hidrocarburos. El comportamiento de fase de sistemas multicomponentes de hidrocarburos en la región líquido-vapor es muy semejante al comportamiento de fase de sistemas de dos componentes puros. Sin embargo, los rangos de presión y temperatura en los cuales las dos fases existen se incrementan significativamente si el sistema llega a ser más complejo con un gran número de diferentes componentes puros.

Es decir, conforme el número y complejidad de las moléculas en una mezcla de hidrocarburos se incrementa, la separación entre las líneas de *puntos de burbuja* y *puntos de rocío* sobre el diagrama de fase es mucho mayor, existiendo una amplia variedad de presiones críticas y temperaturas críticas así como diferentes localizaciones de los *puntos críticos* sobre las envolventes de saturación.

La Fig. 3.20 representa un diagrama de presión-temperatura para un sistema multicomponente con una composición total específica. Como se mencionó previamente, existen diferentes diagramas de fase para diferentes sistemas de hidrocarburos. Sin embargo, la configuración general es muy idéntica.

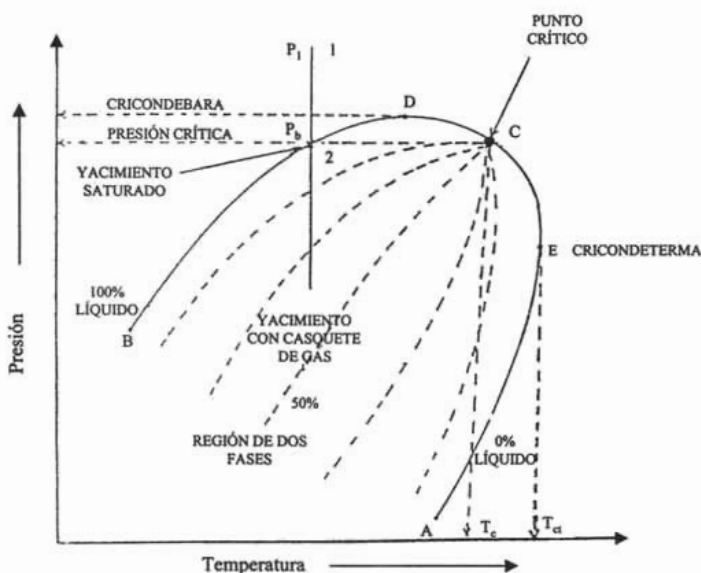


Fig. 3.20—Diagrama de fase de presión-temperatura para un sistema multicomponente.

Los diagramas de fase presión-temperatura para sistemas multicomponentes se emplean esencialmente para clasificar los yacimientos petroleros en función del tipo de fluidos que contiene, clasificar los sistemas de hidrocarburos que ocurren en forma natural y para describir el comportamiento de fase de los fluidos del yacimiento.

La comprensión adecuada del significado de los diagramas de fase de presión-temperatura es muy útil para identificar y definir los puntos clave sobre dichos diagramas, a partir de la Fig. 3.20 se pueden observar los elementos siguientes:

Curva de puntos de burbuja-La curva de *puntos de burbuja* (línea BC de la Fig. 3.20) se define como la línea que separa la región de la fase líquida de la región de dos fases (vapor-líquido).

Curva de puntos de rocío-La curva de *puntos de rocío* (línea AC de la Fig. 3.20) se define como la línea que separa la región de la fase de vapor de la región de dos fases (vapor-líquido).

Punto crítico-El *punto crítico* de una mezcla multicomponente se refiere como el estado a determinada presión y temperatura en la cual todas las propiedades intensivas de las fases líquido y vapor son idénticas (punto C de la Fig. 3.20). En el *punto crítico*, la correspondiente presión y temperatura se denominan presión crítica, p_c , y temperatura crítica, T_c , de la mezcla.

Cricondeterma, T_{ct} -La cricondeterma se define como la temperatura máxima por arriba de la cual la fase líquida no se puede formar independientemente de la presión que se tenga (punto E en la Fig. 3.20). La presión en el punto E se denomina presión cricondeterma, p_{ct} .

Cricondenbara, p_{cb} -La cricondenbara es la presión máxima por arriba de la cual la fase de vapor (gas) no se puede formar independientemente de la temperatura que se tenga (punto D de la Fig. 3.20). La temperatura en el punto D se denomina temperatura cricondenbara, T_{cb} .

Lineas de calidad - Las líneas interrumpidas dentro de la región de dos fases del diagrama de fase de presión-temperatura se denominan *lineas de calidad*. Estas líneas proporcionan las condiciones de presión y temperatura para volúmenes equivalentes de líquidos. Observe que todas las líneas de calidad convergen en el *punto crítico, C*.

En el Capítulo 7 se presenta la clasificación de los yacimientos petroleros en función del tipo de fluidos que contiene.

La localización del punto crítico, así como la forma y tamaño del diagrama de fase son función del tipo de fluidos que contiene el yacimiento. Se observará que existe una gran separación entre la presión crítica y la máxima presión de la envolvente de fases (cricondenbara) para mezclas ligeras de hidrocarburos. De igual manera que existe una gran separación entre la temperatura y la temperatura máxima de la envolvente de fases (cricondenterma) para cualquier mezcla de hidrocarburos.

Ejercicios resueltos

Ejemplo 3.1-¿Cuál es el máximo número de fases que pueden estar en equilibrio a temperatura constante y presión en sistema de uno, dos y tres componentes?

Solución.

Se tiene que $C=1$, $C=2$ y $C=3$

$$P_1=?$$

$$P_2=?$$

$$P_3=?$$

$$F = C + P - 2$$

$F=2$ (presión es una variable independiente), temperatura es una variable independiente.

Luego, para $C = 1$, $P = C - F + 2 = 1 - 2 + 2 = 1$ fases

$$C = 2, \quad P = C - F + 2 = 2 - 2 + 2 = 1 \text{ fases}$$

$$C = 3, \quad P = C - F + 2 = 3 - 2 + 2 = 1 \text{ fases}$$

Ejemplo 3.2-Para un sistema de siete componentes, calcular el número de grados de libertad que se debe de especificar para el sistema para existir en las regiones siguientes:

- a) región de una fase, b) región de dos fases y c) región de tres fases

Solución.

- a) $C=7$ componentes, $p=1$ fase

luego, $F=7-1+2=8$ grados de libertad.

Existen 8 variables independientes que se deben de especificar para el sistema. Las variables pueden ser presión, temperatura y la composición (fracción mol) de seis de los 7 componentes.

- b) $C=7$ componentes, $p=2$ fases

luego, $F=7-2+2=7$ grados de libertad

Existen 7 variables independientes que se deben de especificar para el sistema. Las variables pueden ser presión, temperatura y la composición fracción mol de cinco de los 7 componentes.

- c) $C=7$ componentes, $p=3$ fases

luego, $F=7-3+2=6$ grados de libertad

Existen 6 variables independientes que se deben de especificar para el sistema. Las variables independientes que se deben de especificar pueden ser presión, temperatura y la composición (fracción mol) de cuatro de los 7 componentes.

Ejemplo 3.3-Para un sistema de un componente, calcular el número de grados de libertad que se deben especificar para el sistema para el sistema para existir en equilibrio en las regiones siguientes:

- a) región de una fase
b) región de dos fases

Solución.

- a) $C=1$ componente, $P=1$ fase

$$F=C-P+2=1-1+2=2 \text{ grados de libertad}$$

Variables independientes a especificar: presión y temperatura

- b) $C=1$ componente, $P=2$ fases

$$F=C-P+2=1-2+2=1 \text{ grado de libertad}$$

Variables independientes a especificar: presión y temperatura

Ejemplo 3.4-Para un sistema de 2 componentes, calcular el número de grados de libertad que se deben de especificar para el sistema para existir en equilibrio en las regiones siguientes:

- a) $C=2$ componentes, $P=1$ fase
 b) $C=2$ componentes, $P=2$ fases

Solución.

- a) $C=2$ componentes, $P=1$ fase

$$F=C-P+2=2-1+2=3 \text{ grados de libertad}$$

Variables independientes a especificar: presión, temperatura y fracción mol de uno de los componentes

- b) $C=2$ componentes, $P=2$ fases

$$F=C-P+2=2-2+2=2 \text{ grados de libertad}$$

Variables independientes a especificar: presión y temperatura, presión y concentración (fracción mol) de un componente, concentración y temperatura de un componente.

Ejemplo 3.5-Mencione los diagramas de fase mas comunes para cuando se tiene un componente puro, dos componentes puros y tres componentes puros.

Solución:

Los diagramas más comunes son:

- Un componente puro: (pT) , (pV) , (VT)
- Dos componentes puros: $(pT)_{zi}$, $(pV)_{zi}$, $(p,x,y)_T$, $(T,x,y)_p$
- Tres componentes puros: relaciones de composición p y T constantes

Ejemplo 3.6-Determine las composiciones del gas y liquido en equilibrio para la mezcla de gases con el porcentaje mol que se presenta en la **Tabla 3.5** a $160^\circ F$ y $1,500 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

Tabla 3.5-Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.6.

Componente	% mol de la mezcla
Metano, C_1H_4	50
Etano, C_2H_6	30
Propano, C_3H_8	20
Total	100

Solución:

Del diagrama ternario para tres componentes a la temperatura de $160^\circ F$ y presión de $1,500 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, se ubica el punto correspondiente como se muestra en la **Fig. 3.21**. La composición de la mezcla de gases en porcentaje mol de gas y liquido obtenidos se presentan en la **Tabla 3.6**.

Tabla 3.6-Cálculos para el ejemplo 3.6.

Componente	% mol de la mezcla	% mol liquido	% mol de gas
Metano, C_1H_4	50	15	60
Etano, C_2H_6	30	30	30
Propano, C_3H_8	20	55	10
Total	100	100	100

Ejemplo 3.7-Determine las composiciones y cantidades del gas y liquido de una mezcla de gases hidrocarburos que se presenta en la **Tabla 3.7**, cuando se tiene 75 lbm/lbm mol a una $T=160^\circ F$ y $p=1,500 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

Tabla 3.7-Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.7.

Componente	% mol de la mezcla
Metano, C_1H_4	65
Etano, C_2H_6	20
Propano, C_3H_8	15
Total	100

Nota: Utilice el diagrama de fase ternario del ejemplo anterior.

Solución:

La composición de la mezcla de gases en por ciento mol de gas y líquido obtenidos se presenta en la **Tabla 3.8**.

Tabla 3.8—Cálculos para el ejemplo 3.7.

Componente	% mol de la mezcla	% mol del líquido	% mol de gas
Metano, C_1H_4	65	40	73
Etano, C_2H_6	20	26	17
Propano, C_3H_8	15	34	10
Total	100	100	100

Cantidad de gas y líquido para 75 lbm/lbm mol total:

Gas (fracción) = $(13/23) = 8/33 = 0.24$ lbm-mol de gas/lbm mol total

Cantidad de gas = $(0.24$ lbm-mol de gas/lbm mol total) $(75$ lbm mol total) $=18$ lbm-mol gas

Líquido (fracción) = $(12/23) = (25/33) = 0.76$ lbm-mol de gas/lbm mol total

Cantidad de líquido = $(0.76$ lbm-mol de gas/lbm mol total) $(75$ lbm mol total) $=57$ lbm-mol líquido

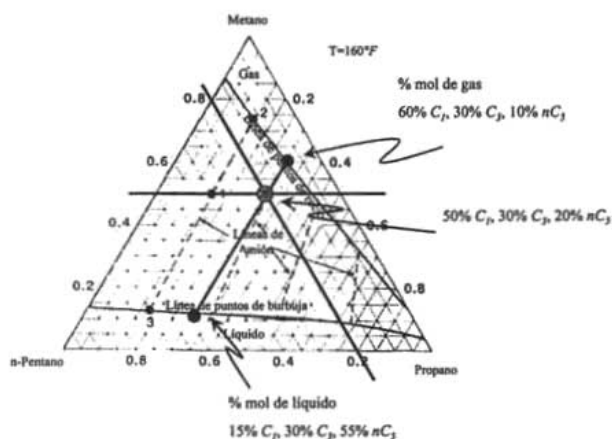


Fig. 3.21—Diagrama de fase ternario de mezcla de metano, propano y n-pentano a $500 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y 160° F para los ejemplos 3.6 y 3.7.

Ejemplo 3.8—Calcular las composiciones y cantidades de gas y líquido formado cuando 100 lbm-mol de una mezcla de metano y etano se llevan a un estado en equilibrio a $100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y -70° F . Considere que la mezcla presenta 85% mol de etano.

Solución.

- a. Se traza la composición de la mezcla sobre el diagrama ternario a la temperatura y presión proporcionada. Se dibuja la línea de unión y se lee la composición del líquido en equilibrio sobre la curva de puntos de burbuja y la composición del gas en equilibrio sobre la curva de puntos de rocío. La composición de la mezcla de gases en por ciento mol de gas y líquido obtenidos se presentan en la **Tabla 3.9**.

Tabla 3.9—Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.8.

Componente	Composición de gas (% mol)	Composición de líquido (% mol)
Metano, C_1H_4	4	37.5
Propano, C_3H_8	96	62.5
Total	100	100

- b. Se calculan las fracciones de la mezcla de gas y líquido, a partir de la magnitud de las líneas de unión.

$$\text{fracción de gas} = \frac{\bar{12}}{23} = \frac{11}{33.5} = 0.33 \text{ (lbm - mol de gas/lbm - mol total)}$$

$$\text{fracción de líquido} = \frac{\bar{13}}{23} = \frac{22.5}{33.5} = 0.67 \text{ (lbm - mol de líquido/lbm - mol total)}$$

- c. Se calculan las cantidades de gas y líquido.

$$\text{cantidad gas} = (0.33 \text{ lbm - mol gas / lbm - mol total})(100 \text{ lbm - mol}) = 33 \text{ (lbm - mol gas)}$$

$$\text{cantidad líquido} = (0.67 \text{ lbm - mol líquido / lbm - mol total})(100 \text{ lbm - mol}) = 67 \text{ (lbm - mol líquido)}$$

Ejemplo 3.9—Calcular las composiciones y cantidades de gas y líquido formado cuando 200 lbm-mol de una mezcla de metano y etano se llevan a un estado en equilibrio a 200 lb/pg²abs y -150°F. Considere que la mezcla presenta 15% mol de etano.

Solución.

- a. Se traza la composición de la mezcla sobre el diagrama ternario a la temperatura y presión proporcionada. Se dibuja la línea de unión y se lee la composición del líquido en equilibrio sobre la curva de puntos de burbuja y la composición del gas en equilibrio sobre la curva de puntos de rocío. La composición de la mezcla de gases en porcentaje mol de gas y líquido se presentan en la **Tabla 3.10**.

Tabla 3.10—Composición del líquido y gas para el ejemplo 3.9.

Componente	Composición de gas (% mol)	Composición de líquido (% mol)
Metano, C ₁ H ₄	55	97
Propano, C ₃ H ₈	45	3
Total	100	100

- b. Se calculan las fracciones de la mezcla de gas y líquido, a partir de la magnitud de las líneas de unión.

$$\text{fracción de gas} = \frac{\bar{12}}{23} = \frac{30}{42} = 0.71 \text{ (lbm - mol de gas/lbm - mol total)}$$

$$\text{fracción de líquido} = \frac{\bar{13}}{23} = \frac{12}{42} = 0.29 \text{ (lbm - mol de líquido/lbm - mol total)}$$

- c. Se calculan las cantidades de gas y líquido.

$$\text{cantidad gas} = (0.71 \text{ lbm - mol gas / lbm - mol total})(200 \text{ lbm - mol}) = 142 \text{ (lbm - mol gas)}$$

$$\text{cantidad líquido} = (0.29 \text{ lbm - mol líquido / lbm - mol total})(200 \text{ lbm - mol}) = 58 \text{ (lbm - mol líquido)}$$

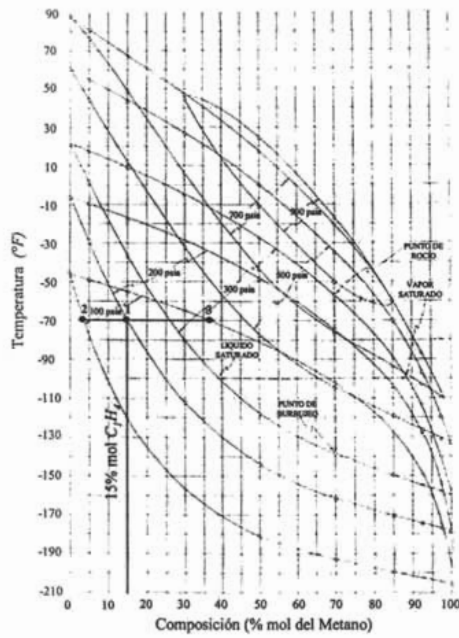


Fig. 3.21-Diagrama de *T-composición* para una mezcla de dos componentes, para el ejemplo 3.9

Capítulo 4

Ecuaciones de estado

4.1 Introducción.

Una ecuación de estado (*Ede* o *EoS* en Inglés) es una expresión analítica que relaciona la presión respecto a la temperatura y el volumen. Una descripción adecuada de una relación *PVT* para fluidos hidrocarburos reales es básica para determinar los volúmenes de los fluidos y el comportamiento de fase de los fluidos petroleros, 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 ideal es la ecuación de los gases ideales, la cual se expresa matemáticamente como:

$$pV_M = RT, \dots\dots\dots(2.23)$$

en donde V_M es el volumen molar de una unidad de peso molecular del gas en $ft^3/lbm\text{-mol}$. Para n moles de un gas ideal, la ecuación 2.23 se transforma en,

$$pV = nRT, \dots\dots\dots(2.24)$$

en donde V es el volumen en ft^3 para n moles de gas. La ecuación de los gases ideales se emplea solamente para describir el comportamiento volumétrico de gases de hidrocarburos reales a presiones cercanas a la presión atmosférica, para las cuales fue derivada experimentalmente. Similarmente, la ecuación de estado para gases ideales (ecuación 2.23) se puede representar como la ecuación de estado de la compresibilidad para gases reales, es decir :

$$pV_M = zRT, \dots\dots\dots(4.1)$$

en donde z es el *factor de compresibilidad*. Para n moles de un gas real, la ecuación 4.1 se transforma en,

$$pV = znRT, \dots\dots\dots(4.2)$$

Una de las limitaciones al emplear la ecuación de estado de la compresibilidad para caracterizar el comportamiento de gases es que el *factor de compresibilidad* no es constante. Por lo que, se requieren



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

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 las ecuaciones 2.23 y 2.24 dieron el indicio para desarrollar numerosas ecuaciones de estado necesarias para describir el comportamiento de fluidos reales que se aplique a un amplio rango de presiones y temperaturas.

El objetivo principal de este capítulo es revisar algunos desarrollos y avances en el campo de las ecuaciones cúbicas empíricas de estado así como demostrar su aplicación en la ingeniería petrolera.

4.2 Ecuación de estado de van der Waals (*EdE de vdW*).

Durante el desarrollo de la ecuación de estado para gases ideales, por ejemplo la ecuación 2.23, 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 1873²⁰. 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 del volumen molar real V_M en la ecuación 2.23; arreglando esta última ecuación se tiene,

$$p = \frac{RT}{V_M}, \dots\dots\dots(4.3)$$

aplicando el *parámetro b*,

$$p = \frac{RT}{V_M - b}, \dots\dots\dots(4.4)$$

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 4.4 para tomar en cuenta las fuerzas de atracción entre las moléculas. van der Waals propuso la expresión matemática siguiente:

$$p = \frac{RT}{V_M - b} - \frac{a}{V_M^2}, \dots\dots\dots(4.5)$$

o bien,

$$\left(p + \frac{a}{V_M^2} \right) (V_M - b) = RT, \dots\dots\dots(4.6)$$

en donde la ecuación 4.6 representa la ecuación de van der Waals, la cuál es diferente de la ecuación de los gases ideales (ecuación 2.23) por la adición del término a/V_M^2 a la presión y la sustracción del parámetro b del volumen molar.

El término a/V_M^2 representa un intento para corregir la presión debido a 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.

El parámetro b representa un intento por corregir el volumen molar debido al volumen ocupado por las moléculas. Las constantes a y b dependen del tipo de gas. De las ecuaciones 4.4 a 4.6, R representa la constante universal de los gases e igual a $10.732(\text{lb}/\text{pg}^2\text{abs}\cdot\text{ft}^3/\text{lbm}\cdot\text{mol}\cdot^\circ\text{R})$, p es la presión del sistema en $\text{lb}/\text{pg}^2\text{abs}$, T es la temperatura del sistema en $^\circ\text{R}$ y V es el volumen molar en ft^3/mol .

Los parámetros a y b representan constantes y caracterizan las propiedades moleculares de cada componente de la mezcla. La ecuación 4.6 presenta las características importantes siguientes:

1. A bajas presiones y grandes volúmenes, el parámetro b es insignificante en comparación con V_M y las fuerzas de atracción representadas por a/V_M^2 son insignificantes, por lo que la ecuación de van der Waals se reduce a la ecuación para gases ideales (ecuación 2.23).
2. A presiones altas (por ejemplo cuando $p \rightarrow \infty$), el volumen molar V_M es muy pequeño aproximándose al valor del parámetro b que representa el volumen molar actual.

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 4.5) se le denomina *ecuación de estado de dos constantes* (aunque es realidad contiene tres constantes: a , b y R) ó *ecuación de estado cúbica*. Cualquier ecuación de estado se puede representar en una forma general como:

$$p = p_{\text{repulsión}} - p_{\text{atracción}}, \dots\dots\dots(4.7)$$

en donde,

$$p_{\text{repulsión}} = \frac{RT}{(V_M - b)}, \dots\dots\dots(4.8)$$

y

$$p_{\text{atracción}} = \frac{a}{V_M^2}, \dots\dots\dots(4.9)$$

4.3 Ecuaciones de estado en el punto crítico.

van der Waals 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 (Fig. 4.1). Esta observación para una sustancia pura se representa matemáticamente como:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial V_M} \right)_{T_c} = 0, \dots\dots\dots(4.10)$$

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial V_M^2}\right)_{T_c} = 0, \dots\dots\dots(4.11)$$

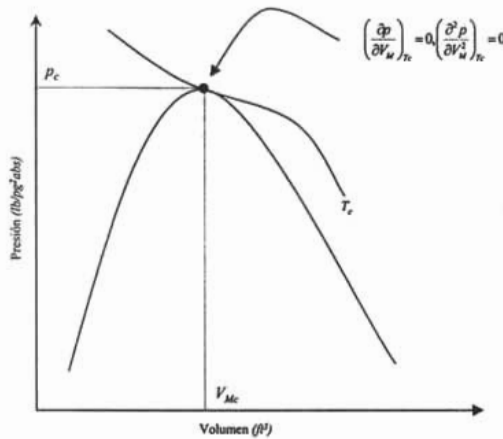


Fig. 4.1-Diagrama de presión contra volumen para una sustancia pura mostrando las condiciones en el punto crítico.

Obteniendo la primera y segunda derivada de la ecuación de van der Waals (ecuación 4.5) con respecto al volumen al punto crítico, e igualando ambas ecuaciones a cero se obtiene respectivamente:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial V_M}\right)_{T_c} = -\frac{RT_c}{(V_{M_c} - b)^2} + \frac{2a}{V_{M_c}^3} = 0, \dots\dots\dots(4.12)$$

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial V_M^2}\right)_{T_c} = \frac{2RT_c}{(V_{M_c} - b)^3} - \frac{6a}{V_{M_c}^4} = 0, \dots\dots\dots(4.13)$$

Resolviendo las ecuaciones 4.12 y 4.13 simultáneamente para los parámetros *a* y *b*, se obtiene:

$$a = \left(\frac{9}{8}\right)V_{M_c}T_cR, \dots\dots\dots(4.14)$$

$$b = \left(\frac{1}{3}\right)V_{M_c}, \dots\dots\dots(4.15)$$

Ahora bien, expresando la ecuación de estado de van der Waals (ecuación 4.6) en el punto crítico, se tiene:

$$\left(p_c + \frac{a}{V_{M_c}^2}\right)(V_{M_c} - b) = RT_c, \dots\dots\dots(4.16)$$

combinando las ecuaciones 4.12, 4.13 y 4.16 se obtiene,

$$a = \frac{27R^2T_c^2}{64p_c}, \dots\dots\dots(4.17)$$

$$b = \frac{RT_c}{8p_c}, \dots\dots\dots(4.18)$$

Ejemplo 4.1—Constantes de la ecuación de estado de van der Waals. Calcular las constantes de van der Waals para el 3-metil-hexano.

Solución.

Para el 3-metil-hexano la T_c y p_c se obtienen de la **Tabla A-1** del Apéndice A como $963.8^\circ R$ y $408.1 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, respectivamente. Sustituyendo valores en la ecuación 4.17,

$$(27) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ R} \right)^2 (963.8^\circ R)^2$$

$$a = \frac{\dots\dots\dots}{(64)(408.1 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})} = 110,599.29 \frac{(\text{lb/pg}^2 \text{ abs}) - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}$$

de igual manera, sustituyendo valores en la ecuación 4.18,

$$b = \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ R} \right) (963.8^\circ R)}{(8)(408.1 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})} = 3.168 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}}$$

De igual manera, se pueden determinar ecuaciones similares a las ecuaciones 4.17 y 4.18 para otras ecuaciones de estado. Esta metodología se limita a sustancias puras.

La ecuación 4.15 implica que el volumen de las moléculas expresado por la *constante b* es aproximadamente de *0.333 del volumen crítico de la sustancia*. Estudios experimentales indican que la *constante b* se encuentra en el rango de *0.24-0.28 del volumen crítico*. Combinando las ecuaciones 4.14, 4.15 y 4.16 se obtiene,

$$p_c V_{M_c} = (0.375)RT_c, \dots\dots\dots(4.19)$$

La ecuación 4.19 implica que independientemente del tipo de sustancia, la ecuación de van der Waals proporciona un factor universal de compresibilidad crítica del gas, z_c , de *0.375*. Estudios experimentales indican que los valores de z_c para diversas sustancias se encuentran entre *0.23 y 0.31*. Luego, la ecuación 4.19 se combina con las ecuaciones 4.14 y 4.15 para proporcionar expresiones más convenientes para calcular los *parámetros a y b*, es decir,

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{p_c}, \dots\dots\dots(4.20)$$

y

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{p_c} \dots\dots\dots(4.21)$$

en donde R es la constante universal de los gases e igual a $10.732 \text{ (lb/pg}^2\text{abs-ft}^3\text{/lbm-mol-}^\circ\text{R)}$, p_c es la presión crítica en $\text{lb/pg}^2\text{abs}$, T_c es la temperatura crítica en $^\circ\text{R}$, Ω_a es igual a 0.421875 y Ω_b es igual a 0.125 .

4.4 Ecuación de estado cúbica de van der Waals de dos parámetros.

La ecuación de estado de van der Waals (ecuación 4.6) en forma cúbica y en términos de V_M se expresa como:

$$V_M^3 - \left(b + \frac{RT}{p}\right)V_M^2 + \left(\frac{a}{p}\right)V_M - \left(\frac{ab}{p}\right) = 0, \dots\dots\dots(4.22)$$

la ecuación 4.22 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 4.22, 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 Fig. 4.2.



Fig. 4.2-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 4.22).

De la ecuación 4.22 se obtienen tres raíces reales (soluciones) o volúmenes para cada valor de presión especificado. La *curva isotérmica ABCDE* en la Fig. 4.2 representa el comportamiento gráfico de la solución de la ecuación 4.22, 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.

Expresando la ecuación 4.22 en términos del *factor de compresibilidad* z , es decir, de la ecuación 4.1 para gases reales, se tiene:

$$V_M = \frac{zRT}{p}, \dots\dots\dots(4.23)$$

sustituyendo la ecuación 4.23 en la ecuación 4.22, y reorganizando la ecuación resultante:

$$z^3 - (1+B)z^2 + Az - AB = 0, \dots\dots\dots(4.24)$$

en donde,

$$A = \frac{ap}{R^2T^2}, \dots\dots\dots(4.25)$$

y

$$B = \frac{bp}{RT}, \dots\dots\dots(4.26)$$

en donde z es el *factor de compresibilidad*, p es la presión absoluta del sistema en lb/pg^2abs y T es la temperatura del sistema en $^{\circ}R$.

La solución de la ecuación de estado 4.24 proporciona una raíz real para z en la región de una fase (en algunas regiones súper críticas esta ecuación proporcionan tres raíces reales para z , seleccionando la mayor raíz como el valor con significado físico para el *factor de compresibilidad*, z) o tres raíces reales en la región de dos fases (en donde la presión del sistema es igual a la presión de vapor de la sustancia). En este último caso, la raíz real con el mayor valor numérico corresponde al factor de compresibilidad de la fase vapor (gas), z^v , mientras que la raíz real con el menor valor numérico corresponde al factor de compresibilidad de la fase líquida, z^l .

La ecuación 4.24 se aplica de forma práctica para determinar las densidades de las fases líquida y vapor.

Ejemplo 4.2-Cálculo de las densidades de fluidos con la ecuación de estado van der Waals. En un cilindro cerrado se encuentra propano puro a $100^{\circ}F$ teniendo las fases líquido y vapor presentes. Empleando la ecuación cúbica de estado de van der Waals de dos parámetros, calcular la densidad de las fases líquido y vapor (gas).

Solución.

Etapas 1. Estimando la p_v del propano puro a partir de las cartas de Cox¹⁴ descritas en el **Capítulo 3**. Recordar que esta p_v es la presión a la cual las dos fases existen en equilibrio a esta temperatura. La p_v estimada es: $p_v = 185 lb/pg^2abs$

Etapas 2. Calculando los *parámetros* a y b a partir de las ecuaciones 4.20 y 4.21, respectivamente.

$$a = \Omega_a \frac{R^2T_c^2}{p_c}, \dots\dots\dots(4.20)$$

$$a = (0.421875) \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right)^2 (666 \text{ } ^\circ\text{R})^2}{(616.3 \text{ lb/pg}^2 \text{abs})} = 34,970.465 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}, \dots\dots\dots(4.21)$$

$$b = (0.125) \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right) (666 \text{ } ^\circ\text{R})}{(616.3 \text{ lb/pg}^2 \text{abs})} = 1.4496 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}}$$

Etapa 3. Calcular los coeficientes *A* y *B* aplicando las ecuaciones 4.25 y 4.26

$$A = \frac{ap}{R^2 T^2}, \dots\dots\dots(4.25)$$

$$A = \frac{\left(34,970.465 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}\right) (185 \text{ lb/pg}^2 \text{abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right)^2 (560 \text{ } ^\circ\text{R})^2} = 0.17912$$

$$B = \frac{bp}{RT}, \dots\dots\dots(4.26)$$

$$B = \frac{\left(1.4496 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}}\right) (185 \text{ lb/pg}^2 \text{abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right) (560 \text{ } ^\circ\text{R})} = 0.04462$$

Etapa 4. Sustituyendo los valores de *A* y *B* dentro de la ecuación 4.24,

$$z^3 - (1+B)z^2 + Az - AB = 0, \dots\dots\dots(4.24)$$

$$z^3 - 1.04462z^2 + 0.17912z - 0.007993 = 0$$

Etapa 5. Resolviendo el polinomio de tercer grado de la ecuación 4.27, obteniendo el mayor y menor valores (raíces) del polinomio. Para resolver este polinomio se utilizan métodos directos o iterativos. Para la fase vapor se obtiene:

$$z^v = 0.84350,$$

y para la fase líquida:

$$z^L = 0.07534$$

Etapa 6. Calculando las densidades de las fases líquido y vapor. Para la fase vapor se tiene,

$$\rho^v = \frac{pM_{c_1}}{z^v RT}, \dots\dots\dots(4.28)$$

sustituyendo valores,

$$\rho^v = \frac{(185 \text{ lb/pg}^2 \text{abs})(44 \text{ lbm/lbm} - \text{mol})}{(0.84350) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right) (560 \text{ } ^\circ\text{R})} = 1.606 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

y para la fase líquida,

$$\rho^L = \frac{pM_{C_j}}{z^L RT}, \dots\dots\dots(4.29)$$

$$\rho^L = \frac{(185 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(44 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.07534) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol} \cdot \text{°R}} \right) (560 \text{ °R})} = 17.978 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

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.

4.5 Ecuación de estado de Redlich-Kwong (*Ede de RK*).

En 1948 Redlich y Kwong²¹ 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,

$$\left[p + \frac{a}{T^{1/2} V_M (V_M + b)} \right] (V_M - b) = RT, \dots\dots\dots(4.30)$$

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

Al desarrollar su ecuación, Redlich-Kwong 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 4.30 satisface la condición siguiente:

$$b = 0.259921V_{M_c}, \dots\dots\dots(4.31)$$

expresando la ecuación de estado de Redlich-Kwong (ecuación 4.30) a las condiciones en el punto crítico,

$$\left[p_c + \frac{a}{T_c^{1/2} V_{M_c} (V_{M_c} + b)} \right] (V_{M_c} - b) = RT_c, \dots\dots\dots(4.32)$$

Ahora bien, combinando y resolviendo simultáneamente las ecuaciones 4.10, 4.11 y 4.32 se obtiene,

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^{2.5}}{p_c}, \dots\dots\dots(4.33)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{p_c}, \dots\dots\dots(4.34)$$

en donde Ω_a y Ω_b son constantes e iguales a 0.427481 y 0.086664, respectivamente. Igualando la ecuación 4.31 con la ecuación 4.34, proporciona:

$$p_c V_{M_c} = (0.333) RT_c, \dots\dots\dots(4.35)$$

La ecuación 4.35 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,

$$V_M = \frac{zRT}{p}, \dots\dots\dots(4.23)$$

sustituyendo la ecuación 4.23 en la ecuación 4.30 y expresando la ecuación resultante en una ecuación en forma cúbica, se tiene que,

$$z^3 - z^2 + (A - B - B^2)z - AB = 0, \dots\dots\dots(4.36)$$

en donde,

$$A = \frac{ap}{R^2 T_c^{2.5}}, \dots\dots\dots(4.37)$$

$$B = \frac{bp}{RT_c}, \dots\dots\dots(4.38)$$

La ecuación 4.40 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 .

Ejemplo 4.3—Cálculo de las densidades de líquido y vapor con la ecuación de Redlich-Kwong. Empleando la ecuación de estado de Redlich-Kwong repetir el ejemplo 4.2.

Solución.

Etapa 1. Calculando los parámetros a , b , A y B .

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P_c}, \dots\dots\dots(4.33)$$

sustituyendo valores,

$$a = (0.42747) \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right)^2 (666 \text{ } ^\circ\text{R})^{2.5}}{(616.3 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})} = 914,450.86 \frac{(\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs}) - (\text{ft}^3)^2 (^\circ\text{R})^{0.5}}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}, \dots\dots\dots(4.34)$$

sustituyendo valores,

$$b = (0.08664) \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right) (666 \text{ } ^\circ\text{R})}{(616.3 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})} = 1.0048 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

$$A = \frac{ap}{R^2 T_c^{2.5}}, \dots\dots\dots(4.37)$$

sustituyendo valores,

$$A = \frac{\left(914,450.863 \frac{(\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs}) - (\text{ft}^3)^2 (^\circ\text{R})^{0.5}}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}\right) (185 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right)^2 (560 \text{ } ^\circ\text{R})^{2.5}} = 0.19793$$

$$B = \frac{bp}{RT_c}, \dots\dots\dots(4.38)$$

sustituyendo valores,

$$B = \frac{\left(1.0048 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}\right) (185 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right) (560 \text{ } ^\circ\text{R})} = 0.03093$$

Etapa 2. Sustituyendo los valores calculados de A y B en la ecuación 4.36,

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

$$z^3 - z^2 + 0.16604z - 0.00612 = 0$$

Etapa 3. Resolviendo el polinomio de tercer grado de la ecuación 4.36, obteniendo los valores mayor y menor se tiene:

$$z^V = 0.80263, \text{ y}$$

$$z^L = 0.05271$$

Etapa 4. Calculando las densidades de las fases vapor y líquido con las ecuaciones 4.28 y 4.29 respectivamente,

Para la fase vapor se tiene,

$$\rho^v = \frac{pM_{C_3}}{z^v RT} = \frac{(185 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(44 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.80263) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ \text{R}} \right) (560^\circ \text{R})} = 1.687 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

y para la fase líquida,

$$\rho^L = \frac{pM_{C_3}}{z^L RT} = \frac{(185 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(44 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.05271) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ \text{R}} \right) (560^\circ \text{R})} = 25.696 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

4.5.1 Reglas de mezclado para la ecuación de estado de Redlich-Kwong. 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:

$$a_m = \left[\sum_{j=1}^n x_j a_j^{0.5} \right]^2, \dots \dots \dots (4.39)$$

$$b_m = \left[\sum_{j=1}^n x_j b_j \right], \dots \dots \dots (4.40)$$

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 4.33, b_j es el *parámetro b* de la ecuación de Redlich-Kwong para el componente j calculado con la ecuación 4.34, 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 hidrocarburos son,

$$a_m = \left[\sum_{j=1}^n y_j a_j^{0.5} \right]^2, \dots \dots \dots (4.41)$$

$$b_m = \left[\sum_{j=1}^n y_j b_j \right], \dots \dots \dots (4.42)$$

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, 4.43 y 4.44, respectivamente; y con el empleo de la ecuación cúbica de estado representado por la ecuación 4.36.

$$A = \frac{a_m p}{R^2 T^{2.5}}, \dots \dots \dots (4.43)$$

$$B = \frac{b_m p}{RT}, \dots \dots \dots (4.44)$$

Ejemplo 4.4—Cálculo de la densidad de líquido de una mezcla de hidrocarburos con la ecuación de Redlich-Kwong. Calcular la densidad de un hidrocarburo líquido cuya composición se proporciona

en la **Tabla 4.1** y que se encuentra a $4,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y $160 \text{ }^\circ\text{F}$. Emplear la ecuación de estado de Redlich-Kwong.

Tabla 4.1—Composición de los componentes líquido de la mezcla de hidrocarburos para el ejemplo 4.4.

Componente	x_j (fracción mol)
Metano, C_1H_4	0.45
Etano, C_2H_6	0.05
Propano, C_3H_8	0.05
n-Butano, nC_4H_{10}	0.03
Pentano, C_5H_{12}	0.01
Hexano, C_6H_{14}	0.01
Heptano, C_7H_{16+}	0.40

Peso molecular del $C_{7+} = 215 \text{ lbm/lbm-mol}$

p_c del $C_{7+} = 285 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

T_c del $C_{7+} = 825 \text{ }^\circ\text{R}$.

Solución.

Eta 1. Calculando los parámetros a_j y b_j para cada componente con el empleo de las ecuaciones 4.33 y 4.34, respectivamente.

Tabla 4.2 – Parámetros a y b para el ejemplo 4.4

Componente	x_j (fracción mol)	p_{c_j} ($\text{lb/pg}^2 \text{ abs}$)	T_{c_j} ($^\circ\text{R}$)	a_j	b_j	$x_j a_j^{0.5}$	$x_j b_j$
Metano, C_1H_4	0.45	666.4	343.33	161,505.800	0.479	180.845	0.2156
Etano, C_2H_6	0.05	706.5	549.93	494,652.368	0.724	35.166	0.0362
Propano, C_3H_8	0.05	616	666.06	915,896.499	1.005	47.851	0.0503
n-Butano, nC_4H_{10}	0.03	550.6	765.60	1,451,484.270	1.293	36.143	0.0388
Pentano, C_5H_{12}	0.01	490.4	829.10	1,988,889.042	1.572	14.103	0.0157
Hexano, C_6H_{14}	0.01	436.9	914.60	2,853,249.019	1.946	16.892	0.0195
Heptano, C_7H_{16+}	0.4	285	825.00	3,380,132.619	2.692	735.405	1.0766
Total:						1,066.41	1.4526

Eta 2. Calculando los parámetros de mezclado a_m y b_m con las ecuaciones 4.39 y 4.40, respectivamente.

$$a_m = \left[\sum_{j=1}^7 x_j a_j^{0.5} \right]^2 = 1,137,219.926 \frac{(\text{lb/pg}^2 \text{ abs}) - (ft^3)^2 (^\circ\text{R})^{0.5}}{(\text{lbm-mol})^2}$$

$$b_m = \left[\sum_{j=1}^7 x_j b_j \right] = 1.4526 \frac{\text{lbm}}{ft^3}$$

Eta 3. Calculando los coeficientes A y B empleando las ecuaciones 4.43 y 4.44, respectivamente,

$$A = \frac{a_m p}{R^2 T^{2.5}} = \frac{\left(1,137,219.926 \frac{(\text{lb/pg}^2 \text{ abs}) - (ft^3)^2 (^\circ\text{R})^{0.5}}{(\text{lbm-mol})^2} \right) (4,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - ft^3}{\text{lbm-mol } ^\circ\text{R}} \right)^2 (620 \text{ }^\circ\text{R})^{2.5}} = 4.126$$

$$B = \frac{b_m P}{RT} = \frac{\left(1.4526 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}\right) (4,000 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right) (620 \text{ } ^\circ\text{R})} = 0.87326$$

Etapa 4. Resolviendo la ecuación 4.32 para encontrar la raíz con el menor valor,

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

sustituyendo valores,

$$z^3 - z^2 + (4.126 - 0.87326 - 0.87326^2)z - (4.126 \times 0.87326) = 0$$

$$z^3 - z^2 + 2.4901z = 3.6001$$

$$z^L = 1.27134$$

Etapa 5. Calculando el peso molecular aparente de la mezcla líquida (Capítulo 2),

$$M_a = 100.2547 \text{ lbm/lbm-mol}$$

Etapa 6. Calculando la densidad de la fase líquida con la ecuación 4.45, considerando el peso molecular aparente de la mezcla,

$$\rho^L = \frac{pM_a}{z^L RT}, \dots \dots \dots (4.45)$$

$$\rho^L = \frac{pM_a}{z^L RT} = \frac{(4,000 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}) (100.2547 \text{ lbm} / \text{lbm} - \text{mol})}{(1.27134) \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \text{ } ^\circ\text{R}}\right) (620 \text{ } ^\circ\text{R})} = 47.405 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

La densidad del líquido al emplear la correlación de Standing y Katz proporciona un valor de 46.23 lbm/ft³.

Ejemplo 4.5—Cálculo de la densidad del gas de una mezcla de hidrocarburos con la ecuación de Redlich-Kwong. Empleando la ecuación de estado de Redlich-Kwong calcular la densidad de una mezcla de gases a 4,000 lb/pg² abs y 160°F. La composición de la mezcla de gases se proporciona en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3—Composición de los componentes gaseosos de la mezcla de hidrocarburos para el ejemplo 4.5

Componente	y_j (fracción mol)
Metano, C_1H_4	0.86
Propano, C_3H_8	0.05
Etano, C_2H_6	0.05
n-Butano, nC_4H_{10}	0.02
Pentano, C_5H_{12}	0.01
Hexano, C_6H_{14}	0.005
Heptano, C_7H_{16}	0.005

Peso molecular del $C_{7+} = 215 \text{ lbm/lbm-mol}$

p_c del $C_{7+} = 285 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$

T_c del $C_{7+} = 825 \text{ } ^\circ\text{R.}$

Solución.

Etapa 1. Obteniendo el peso molecular, la presión y temperatura crítica y los parámetros a_j y b_j para cada componente de la mezcla.

Tabla 4.4—Datos para cada componente de la mezcla del ejemplo 4.5.

Componente	x_j (fracción mol)	P_{c_j} (lb/pg ² abs)	T_{c_j} (°R)	a_j	b_j
Metano, C_1H_4	0.86	666.40	343.33	161,365.75	0.47904452
Etano, C_2H_6	0.05	706.50	549.93	494,214.45	0.72375436
Propano, C_3H_8	0.05	616.00	666.06	915,102.28	1.00538349
n-Butano, nC_4H_{10}	0.02	550.60	765.60	1,450,225.62	1.29289967
Pentano, C_5H_{12}	0.01	490.40	829.10	1,987,164.39	1.57201093
Hexano, C_6H_{14}	0.005	436.90	914.60	2,850,774.84	1.94647244
Heptano, C_7H_{16}	0.005	285.00	825.00	3,377,201.55	2.69158560

Etapa 2. Calculando los parámetros de mezclado a_m y b_m con las ecuaciones 4.39 y 4.40, respectivamente,

$$a_m = \left[\sum_{j=1}^7 x_j a_j^{0.5} \right]^2 = 234,506.00 \frac{(lb/pg^2 abs) - (ft^3)^2 (°R)^{0.5}}{(lbm - mol)^2}$$

$$b_m = \left[\sum_{j=1}^7 x_j b_j \right] = 0.563204 \frac{lbm}{ft^3}$$

Etapa 3. Calculando los coeficientes A y B empleando las ecuaciones 4.43 y 4.44, respectivamente:

$$A = \frac{a_m P}{R^2 T^{2.5}} = \frac{\left(234,506.00 \frac{(lb/pg^2 abs) - (ft^3)^2 (°R)^{0.5}}{(lbm - mol)^2} \right) (4,000 lb/pg^2 abs)}{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs - ft^3}{lbm - mol °R} \right)^2 (620 °R)^{2.5}} = 0.85089$$

$$B = \frac{b_m P}{RT} = \frac{\left(0.563204 \frac{lbm}{ft^3} \right) (4,000 lb/pg^2 abs)}{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs - ft^3}{lbm - mol °R} \right) (620 °R)} = 0.33857$$

Etapa 4. Resolviendo la ecuación 4.40 para encontrar la raíz con el mayor valor,

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

sustituyendo valores,

$$z^3 - z^2 + (0.85089 - 0.33857 - 0.33857^2)z - (0.85089 \times 0.33857) = 0$$

$$z^3 - z^2 + 0.39769z = 0.28809$$

$$z^v = 0.91068$$

Etapa 5. Calculando la densidad de la mezcla de gases con la ecuación 4.50, considerando el peso molecular de la mezcla,

$$\rho^v = \frac{pM_a}{z^v RT}, \dots \dots \dots (4.46)$$

$$\rho^v = \frac{pM_a}{z^v RT} = \frac{(4,000 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{ abs})(20.89 \text{ lbm} / \text{lbm} - \text{mol})}{(0.91068) \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} \cdot \text{R}} \right) (620 \text{ } ^\circ \text{R})} = 13.789 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

4.6 Ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (EdE de SRK).

Recordando la ecuación de Redlich-Kwong se tiene:

$$\left[p + \frac{a}{T^{1/2} V_M (V_M + b)} \right] (V_M - b) = RT, \dots\dots\dots(4.30)$$

Soave en 1972²² realizó una modificación en la evaluación del parámetro a en las presiones de atracción de la ecuación de Redlich-Kwong. Soave reemplazó el término de $a/T^{1/2}$ con un término dependiente de la temperatura, a_T , es decir,

$$\left[p + \frac{a_T}{V_M (V_M + b)} \right] (V_M - b) = RT, \dots\dots\dots(4.47)$$

en donde la ecuación para a_T es dada por,

$$a_T = a_c \alpha, \dots\dots\dots(4.48)$$

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 .

La modificación realizada a la ecuación 4.30 por Soave, originó la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong, SRK, expresada por la ecuación 4.47. A temperatura diferente a la temperatura crítica, el parámetro α se define por:

$$\alpha = \left[1 + m(1 - T_r^{1/2}) \right]^2, \dots\dots\dots(4.49)$$

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

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2, \dots\dots\dots(4.50)$$

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

$$\omega = -(\log p_{vr} + 1), \dots\dots\dots(4.51)$$

en donde p_{vr} es la presión de vapor reducida evaluada a una T_r 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 presenta los valores del factor acéntrico de Pitzer para diferentes sustancias.

Para cualquier sustancia pura, las constantes a y b de las ecuaciones 4.47 y 4.48 se calculan empleando las clásicas restricciones impuestas por van der Waals en el punto crítico (ecuaciones 4.10 y 4.11) a la ecuación 4.47, es decir,

$$\left(\frac{\partial p}{\partial V_M}\right)_{T_c} = 0, \dots\dots\dots(4.10)$$

$$\left(\frac{\partial^2 p}{\partial V_M^2}\right)_{T_c} = 0, \dots\dots\dots(4.11)$$

se puede demostrar que obteniendo de la ecuación 4.47 la primera y segunda derivada respecto al volumen molar en el punto crítico, e igualando ambas ecuaciones obtenidas de acuerdo a las ecuaciones 4.10 y 4.11 y resolviendo simultáneamente para los parámetros a_c y b se calcula,

$$a_c = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c}, \dots\dots\dots(4.52)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c}, \dots\dots\dots(4.53)$$

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 .

En 1984 Edmister y Lee²³ demostraron que los dos parámetros a_c y b se pueden calcular a través de un mejor método. Para la isoterma crítica,

$$(V_M - V_{M_c})^3 = V_M^3 - 3V_{M_c}V_M^2 + 3V_{M_c}^2V_M - V_{M_c}^3 = 0, \dots\dots\dots(4.54)$$

expresando la ecuación 4.47 en forma cúbica se tiene,

$$V_M^3 - \left(\frac{RT}{P}\right)V_M^2 + \left[\frac{a_T}{P} - \frac{bRT}{P} - b^2\right]V_M - \left(\frac{a_T b}{P}\right) = 0, \dots\dots\dots(4.55)$$

en el punto crítico las ecuaciones 4.54 y 4.55 son idénticas y α es igual a la unidad. Igualando las ecuaciones 4.54 y 4.55 se tiene,

$$3V_{M_c} = \frac{RT_c}{P_c}, \dots\dots\dots(4.56)$$

$$3V_{M_c}^2 = \frac{a_T}{P_c} - \frac{bRT_c}{P_c} - b^2, \dots\dots\dots(4.57)$$

$$V_{M_c}^3 = \frac{a_T b}{P_c}, \dots\dots\dots(4.58)$$

resolviendo las ecuaciones anteriores para los parámetros a_c y b se obtienen las ecuaciones 4.52 y 4.53. A partir de la ecuación 4.56 se obtiene que la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong, SRK, proporciona un factor de compresibilidad crítico universal de gas de 0.333. Combinando la ecuación 4.53 con la ecuación 4.56 se obtiene,

$$b = 0.25992V_{M_c}, \dots\dots\dots(4.59)$$

Introduciendo el factor z dentro de la ecuación 4.55 al reemplazar el volumen molar, V_M , en la ecuación con (zRT/p) y arreglando,

$$z^3 - z^2 + (A - B - B^2)z - AB = 0, \dots\dots\dots(4.36)$$

en donde,

$$A = \frac{a_T p}{(RT)^2}, \dots\dots\dots(4.60)$$

$$B = \frac{bp}{RT}, \dots\dots\dots(4.61)$$

en donde 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 $10.732 (lb/pg^2 abs-ft^3/lbm-mol-^{\circ}R)$.

Ejemplo 4.6—Cálculo de las densidades de las dos fases de una sustancia pura con la ecuación de Soave-Redlich-Kwong, SRK. Empleando la ecuación de Soave-Redlich-Kwong, SRK, calcular la densidad de las fases vapor y líquido para el propano a las condiciones del ejemplo 4.2.

Solución.

Etapla 1. Calculando la p_c , T_c y ω a partir de la Tabla A-1 del Apéndice A. Se obtienen $p_c=616 lb/pg^2 abs$, $T_c=666.06 ^{\circ}R$ y $\omega=0.1522$.

Etapla 2. Calculando la T_r con la ecuación 2.15.

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{560 ^{\circ}R}{666.06 ^{\circ}R} = 0.8407$$

Etapla 3. Calculando el parámetro m aplicando la ecuación 4.50,

$$m = 0.480 + 1.574(0.1522) - 0.176(0.1522)^2 = 0.71549$$

Etapla 4. Calculando el parámetro α con la ecuación 4.49,

$$\alpha = [1 + 0.71549(1 - 0.8407^{1/2})]^2 = 1.12245$$

Etapla 5. Calculando los coeficientes a_T y b con las ecuaciones 4.52 y 4.53,

$$a_c = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{p_c} = 0.42748 \frac{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs-ft^3}{lbm-mol-^{\circ}R}\right)^2 (666.06 ^{\circ}R)^2}{(616.3 lb/pg^2 abs)} = 35,441.465 \frac{lb/pg^2 abs-(ft^3)^2}{(lbm-mol)^2}$$

luego,

$$a_T = a_c \alpha = \left(35441.465 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2} \right) (1.12245) = 39781.272 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{p_c} = 0.08664 \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ R} \right) (666.06 ^\circ R)}{(616.3 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})} = 1.00471 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}}$$

Etapla 6. Calculando los coeficientes A y B con las ecuaciones 4.60 y 4.61,

$$A = \frac{a_T p}{(RT)^2} = \frac{\left(39781.272 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2} \right) (185 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})}{\left[\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ R} \right) (520 ^\circ R) \right]^2} = 0.20376$$

$$B = \frac{bp}{RT} = \frac{\left(1.00471 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}} \right) (185 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ R} \right) (520.0 ^\circ R)} = 0.03331$$

Etapla 7. Resolviendo la ecuación 4.36 para z^v y z^L ,

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

sustituyendo valores,

$$z^3 - z^2 + (0.20376 - 0.03331 - 0.03331^2)z - (0.20376 \times 0.03331) = 0$$

$$z^3 - z^2 + 0.16934z = 0.00679$$

$$z^v = 0.79859, \text{ y } z^L = 0.06018$$

Etapla 8. Calculando las densidades de las fases vapor y líquido con las ecuaciones 4.28 y 4.29, respectivamente:

Para la fase vapor se tiene,

$$\rho^v = \frac{pM_{c_1}}{z^v RT} = \frac{(185 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})(44 \text{ lbm} / \text{lbm} - \text{mol})}{(0.79859) \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ R} \right) (560 ^\circ R)} = 1.69602 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

y para la fase líquida, finalmente:

$$\rho^L = \frac{pM_{c_1}}{z^L RT} = \frac{(185 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})(44 \text{ lbm} / \text{lbm} - \text{mol})}{(0.06018) \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ R} \right) (560 ^\circ R)} = 22.506 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

4.7 Ecuación de Estado de Peng-Robinson (EdE de PR).

Peng y Robinson, PR, en 1975²³ realizaron un exhaustivo estudio para evaluar el uso de la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong, SRK, y predecir el comportamiento de los hidrocarburos. Peng y Robinson, PR, mejoraron la ecuación de estado de SRK para predecir las densidades de líquidos y otras propiedades físicas, principalmente en la vecindad de la región crítica. Ellos propusieron un ligero cambio en el término de atracción molecular de la ecuación 4.30, es decir,

$$\left[p + \frac{a_T}{V_M(V_M + b) + b(V_M - b)} \right] (V_M - b) = RT, \dots\dots\dots(4.62)$$

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,

$$a_c = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{p_c}, \dots\dots\dots(4.52)$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{p_c}, \dots\dots\dots(4.53)$$

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:

$$a_T = a_c \alpha, \dots\dots\dots(4.48)$$

para el parámetro α dependiente de la temperatura se tiene,

$$\alpha^{1/2} = 1 + m(1 - T_r^{0.5}), \dots\dots\dots(4.49)$$

siendo el parámetro m definido por,

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2, \dots\dots\dots(4.63)$$

esta última expresión para m fue expandida en 1978 por algunos investigadores dando,

$$m = 0.379642 + 1.48503\omega - 0.1644\omega^2 + 0.016667\omega^3, \dots\dots\dots(4.64)$$

rearrreglando la ecuación 4.62 en la forma del factor de compresibilidad,

$$z^3 + (B - 1)z^2 + (A - 2B - 3B^2)z - (AB - B^2 - B^3) = 0, \dots\dots\dots(4.65)$$

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

$$A = \frac{a_T p}{(RT)^2}, \dots\dots\dots(4.60)$$

$$B = \frac{bp}{RT}, \dots\dots\dots(4.61)$$

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

Las reglas de mezclado siguientes se recomiendan para emplearse con las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong, SRK, y de Peng-Robinson, PR²⁴:

$$a_T = \sum \sum [x_i x_j (a_{ij} a_{Tj})^{1/2} (1 - \delta_{ij})], \dots \dots \dots (4.66)$$

para la fase líquida, y

$$a_T = \sum \sum [y_i y_j (a_{ij} a_{Tj})^{1/2} (1 - \delta_{ij})], \dots \dots \dots (4.67)$$

para la fase vapor, en donde

$$a_{Tj} = (1 - \delta_{ij}) (a_{ij} a_{Tj})^{1/2}, \dots \dots \dots (4.68)$$

para la fase líquida,

$$b = \sum (x_j b_j), \dots \dots \dots (4.69)$$

para la fase vapor,

$$b = \sum (y_j b_j), \dots \dots \dots (4.70)$$

En donde A y B se dan por las ecuaciones 4.60 y 4.61, respectivamente.

El término δ_{ij} representa los *coeficientes de interacción binarios*²⁵ 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 4.66 y 4.67).

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 en 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 $\delta_{ij} = \delta_{ji}$.

Ejemplo 4.7—Cálculo de las densidades de las dos fases de una mezcla de hidrocarburos con la ecuación de Soave-Redlich-Kwong, SRK. Una mezcla de hidrocarburos cuya composición se muestra en la tabla inferior existe en equilibrio en dos fases a 4,000 lb/pg² abs y 160 °F. Calcular las densidades de las fases vapor y líquido empleando la ecuación de Soave-Redlich-Kwong, SRK. Considerar que no existe interacción binaria entre los componentes de la mezcla.

Tabla 4.5 - Fracciones mol del líquido y gas para cada componente del ejemplo 4.7

Componente	x_j (fracción mol líquido)	y_j (fracción mol vapor)
Metano, C_1H_4	0.45	0.86
Etano, C_2H_6	0.05	0.05
Propano, C_3H_8	0.05	0.05
n-Butano, nC_4H_{10}	0.03	0.02
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.01	0.01
n-Hexano, nC_6H_{14}	0.01	0.005
Heptano, C_7H_{16+}	0.40	0.005

Peso molecular del $C_{7+} = 215 \text{ lbm/lbm-mol}$

p_c del $C_{7+} = 285 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, T_c del $C_{7+} = 700^\circ R$ y $\omega = 0.52$

Solución.

Eta 1. Calculando los parámetros α (ecuación 4.49), a_c (ecuación 4.52) y b (ecuación 4.53)

Tabla 4.6–Datos para cada componente de la mezcla del ejemplo 4.7.

Componente	α	a_c	a_H	b_i
Metano, C_1H_4	0.6878	8,708.74	5,990.22	0.4790
Etano, C_2H_6	0.9234	21,074.79	19,460.58	0.7238
Propano, C_3H_8	1.0510	35,457.90	37,264.63	1.0054
n-Butano, nC_4H_{10}	1.1636	52,415.21	60,990.89	1.2929
n-Pentano, nC_5H_{12}	1.2638	71,821.07	90,770.04	1.6037
n-Hexano, nC_6H_{14}	1.3564	94,058.30	127,576.63	1.9443
Heptano, C_7H_{16+}	1.7844	232,454.57	414,799.03	3.7845

Eta 2. Calculando los parámetros de mezclado: para la fase líquida a_{Tl} (ecuación 4.68) y b (ecuación 4.69), obteniendo

$$a_{Tl} = 104,373.9 \frac{(lb/pg^2 \text{ abs} - ft^6)}{(lbm - mol)^2}, y$$

$$b = 1.8901 \frac{ft^3}{lbm - mol}$$

Para la fase vapor se calcula a_{Tg} y b , obteniendo:

$$a_{Tg} = 9,244.11 \frac{(lb/pg^2 \text{ abs} - ft^6)}{(lbm - mol)^2}, y$$

$$b = 0.56897 \frac{ft^3}{lbm - mol}$$

Eta 3. Calculando los coeficientes A y B para cada fase.

Para la fase líquida,

$$A = \frac{a_{Tl} p}{(RT)^2} = \frac{\left(104,373.9 \frac{lb/pg^2 \text{ abs} - (ft^3)^2}{(lbm - mol)^2}\right) (4,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})^2}{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 \text{ abs} - ft^3}{lbm - mol - ^\circ R}\right)^2 (560^\circ R)^2} = 9.4298$$

$$B = \frac{bp}{RT} = \frac{\left(1.8901 \frac{ft^3}{lbm-mol}\right)(4,000 lb/pg^2 abs)}{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs-ft^3}{lbm-mol-^\circ R}\right)(620^\circ R)} = 1.136$$

Para la fase vapor (gas).

$$A = \frac{a_{T0}P}{(RT)^2} = \frac{\left(9244.11 \frac{lb/pg^2 abs-ft^3}{(lbm-mol)^2}\right)(4,000 lb/pg^2 abs)^2}{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs-ft^3}{lbm-mol-^\circ R}\right)^2 (620^\circ R)^2} = 0.8352$$

$$B = \frac{bp}{RT} = \frac{\left(0.56897 \frac{ft^3}{lbm-mol}\right)(4,000 lb/pg^2 abs)}{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs-ft^3}{lbm-mol-^\circ R}\right)(620^\circ R)} = 0.3420$$

Etapa 4. Calculando con la ecuación 4.65 el valor de z^L ,

$$z^3 - z^2 + (9.4298 - 1.136 - 1.136^2)z - (9.4298 \times 1.136) = 0$$

$$z^3 - z^2 + 7.0033z = 10.71225$$

$$z^L = 1.41221$$

Etapa 5. Calculando con la ecuación 4.65 el valor de z^V ,

$$z^3 - z^2 + (0.8352 - 0.3420 - 0.3420^2)z - (0.8352 \times 0.3420) = 0$$

$$z^3 - z^2 + 0.37624z = 0.28564$$

$$z^V = 0.92663$$

Etapa 6. Calculando el peso molecular aparente del líquido y del vapor a partir de la composición de la mezcla.

Para la fase líquida, se tiene:

$$M_a = 100.25 lbm/lbm-mol$$

Para la fase vapor,

$$M_a = 20.89 lbm/lbm-mol$$

Etapa 7. Calculando la densidad de cada fase, con las ecuaciones 4.45 para la fase líquida y 4.46 para la fase vapor:

$$\rho^L = \frac{pM_a}{z^L RT} = \frac{(4,000 lb/pg^2 abs)(100.25 lbm/lbm-mol)}{(1.41221)\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs-ft^3}{lbm-mol-^\circ R}\right)(620^\circ R)} = 42.67492 \frac{lbm}{ft^3}$$

y para la fase vapor,

$$\rho^V = \frac{pM_a}{z^V RT} = \frac{(4,000 lb/pg^2 abs)(20.89 lbm/lbm-mol)}{(0.92663)\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs-ft^3}{lbm-mol-^\circ R}\right)(620^\circ R)} = 13.55251 \frac{lbm}{ft^3}$$

Ejercicios resueltos.

Ejemplo 4.1- Derivar la ecuación 4.6 a partir de la ecuación 4.5.

Solución.

$$p = \frac{RT}{V_M - b} - \frac{a}{V_M^2}, \dots\dots\dots(4.5)$$

Sumando en ambos lados de la ecuación 4.5 el término $\frac{a}{V_M^2}$,

$$\frac{a}{V_M^2} + p = \frac{RT}{V_M - b}$$

Multiplicando por $(V_M - b)$ la ecuación anterior se tiene:

$$\left(p + \frac{a}{V_M^2}\right)(V_M - b) = RT, \dots\dots\dots(4.6)$$

Que es la ecuación de estado de van der Waals 4.6

Ejemplo 4.2- Derivar las ecuaciones 4.14 y 4.15 a partir de la ecuación 4.6.

$$\left(p + \frac{a}{V_M^2}\right)(V_M - b) = RT$$

$$a = \left(\frac{9}{8}\right)V_{Mc} T_c R \text{ y } b = \left(\frac{1}{3}\right)V_{Mc}$$

Desarrollando la primera y segunda derivada de la ecuación 4.6 a temperatura crítica constante en el punto crítico

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

despejando la p_c

$$p_c = \frac{RT_c}{(V_{Mc} - b)} - \frac{a}{V_{Mc}^2}$$

$$1^{\text{a}} \text{ derivada} = \left(\frac{dp}{dV_M}\right)_{T_c} = -\frac{RT_c}{(V_{Mc} - b)^2} - \frac{(-2)a}{V_{Mc}^3} = -\frac{RT_c}{(V_{Mc} - b)^2} + \frac{2a}{V_{Mc}^3}$$

$$2^{\text{a}} \text{ derivada} = \left(\frac{d^2p}{dV_M^2}\right)_{T_c} = \frac{(-2)(3)a}{V_{Mc}^4} - \frac{(-2)RT_c}{(V_{Mc} - b)^3} = \frac{2RT_c}{(V_{Mc} - b)^3} - \frac{6a}{V_{Mc}^4}$$

Como en el punto crítico la pendiente es cero, se igualan

$$\frac{2a}{V_{Mc}^3} - \frac{RT_c}{(V_{Mc} - b)^2} = 0$$

$$\frac{2RT_c}{(V_{Mc} - b)^3} - \frac{6a}{V_{Mc}^4} = 0$$

Resolviendo para a de la ecuación de la primera derivada:

$$a = \frac{RT_c}{(V_{M_c} - b)^2} \left(\frac{V_{M_c}^3}{2} \right)$$

Sustituyendo a en la ecuación de la segunda derivada:

$$\frac{2RT_c}{(V_{M_c} - b)^3} - \frac{6}{V_{M_c}} \left(\frac{RT_c}{(V_{M_c} - b)^2} \left(\frac{V_{M_c}^3}{2} \right) \right) = 0$$

$$\frac{2RT_c}{(V_{M_c} - b)^3} - \frac{3RT_c}{V_{M_c}(V_{M_c} - b)^2} = 0$$

Reacomodando términos

$$\frac{2RT_c V_{M_c} - 3RT_c (V_{M_c} - b)}{V_{M_c} (V_{M_c} - b)^3} = 0$$

$$2RT_c V_{M_c} - 3RT_c (V_{M_c} - b) = 0$$

$$2RT_c V_{M_c} = 3RT_c (V_{M_c} - b)$$

$$2V_{M_c} = 3(V_{M_c} - b)$$

$$\frac{2}{3}V_{M_c} - V_{M_c} = -b$$

$$-\frac{1}{3}V_{M_c} = -b \Rightarrow b = \frac{1}{3}V_{M_c}$$

Sustituyendo b en la ecuación $a = \frac{RT_c}{(V_{M_c} - b)^2} \left(\frac{V_{M_c}^3}{2} \right)$

$$a = \frac{RT_c}{\left(V_{M_c} - \frac{1}{3}V_{M_c} \right)^2} \left(\frac{V_{M_c}^3}{2} \right)$$

$$a = \frac{RT_c}{\left(\frac{4}{3}V_{M_c} \right)^2} \left(\frac{V_{M_c}^3}{2} \right) = \frac{9}{8}RT_c V_{M_c}$$

por lo que queda demostrado que :

$$a = \frac{9}{8}RT_c V_{M_c} \text{ y } b = \frac{1}{3}V_{M_c}$$

Ejemplo 4.3- Derivar las ecuaciones 4.17 $a = \frac{27R^2 T_c^2}{64 p_c}$ y 4.18 $b = \frac{RT_c}{8 p_c}$ a partir de las ecuaciones 4.12, 4.13 y 4.16.

$$\left(\frac{\partial p}{\partial V_M} \right)_{T_c} = - \frac{RT_c}{(V_{M_c} - b)^2} + \frac{2a}{V_{M_c}^3} = 0, \dots\dots\dots(4.12)$$

$$\left(\frac{\partial^2 P}{\partial V_M^2} \right)_{T_c} = \frac{2RT_c}{(V_{M_c} - b)^3} - \frac{6a}{V_{M_c}^4} = 0, \dots\dots\dots(4.13)$$

$$\left(p_c + \frac{a}{V_{M_c}^2} \right) (V_{M_c} - b) = RT_c, \dots\dots\dots(4.16)$$

De la ecuación 4.12 y 4.13 se obtuvieron los términos de a y b correspondientes a las ecuaciones 4.14 y 4.15.

$$a = \left(\frac{9}{8} \right) V_{M_c} T_c R, \dots\dots\dots(4.14)$$

$$b = \left(\frac{1}{3} \right) V_{M_c}, \dots\dots\dots(4.15)$$

Solución.

Sustituyendo los valores de a y b en la ecuación 4.16, se tiene:

$$\left(p_c + \frac{\frac{9}{8} RT_c V_{M_c}}{V_{M_c}^2} \right) \left(V_{M_c} - \frac{1}{3} V_{M_c} \right) = RT_c$$

$$\left(p_c + \frac{9 RT_c}{8 V_{M_c}} \right) = \frac{3 RT_c}{2 V_{M_c}}$$

despejando la p_c

$$p_c = \frac{3 RT_c}{2 V_{M_c}} - \frac{9 RT_c}{8 V_{M_c}} = \frac{3 RT_c}{8 V_{M_c}}$$

Despejando V_{M_c} y sustituyéndolo en las ecuaciones 4.14 y 4.15:

$$V_{M_c} = \frac{3 RT_c}{8 p_c}$$

$$a = \left(\frac{9}{8} \right) T_c R \left(\frac{3 RT_c}{8 p_c} \right) = \frac{27 R^2 T_c^2}{64 p_c}$$

$$b = \left(\frac{1}{3} \right) \left(\frac{3 RT_c}{8 p_c} \right) = \frac{1 RT_c}{8 p_c}$$

Ejemplo 4.4- Derivar las ecuaciones 4.19 $p_c V_{M_c} = (0.375) RT_c$, combinando las ecuaciones 4.14, 4.15 y 4.16 (cálculo de la z_c de 0.375).

$$a = \left(\frac{9}{8} \right) V_{M_c} T_c R, \dots\dots\dots(4.14)$$

$$b = \left(\frac{1}{3} \right) V_{M_c}, \dots\dots\dots(4.15)$$

$$\left(p_c + \frac{a}{V_{M_c}^2}\right)(V_{M_c} - b) = RT_c, \dots\dots\dots(4.16)$$

Despejando la p_c y sustituyendo las ecuaciones 4.14 y 4.15 en la ecuación 4.16:

$$p_c = \frac{RT_c}{(V_{M_c} - b)} - \frac{a}{V_{M_c}^2}$$

$$p_c = \frac{RT_c}{\left(V_{M_c} - \left(\frac{1}{3}\right)V_{M_c}\right)} - \frac{\left(\frac{9}{8}\right)V_{M_c}T_cR}{V_{M_c}^2}$$

$$p_c = \left(\frac{3}{2}\frac{RT_c}{V_{M_c}}\right) - \left(\frac{9}{8}\frac{RT_c}{V_{M_c}}\right) = \frac{3}{8}\frac{RT_c}{V_{M_c}}$$

por lo que la presión evaluada en el punto crítico es: $p_c V_{M_c} = 0.375 RT_c$

Ejemplo 4.5—En una celda cilíndrica cerrada se encuentra butano normal puro a $150^\circ F$ teniendo las fases líquido y vapor presentes. Empleando la ecuación cúbica de estado de van der Waals de dos parámetros calcular la densidad de las fases líquido y vapor.

Solución.

Etapas 1. Estimando la p_v del propano puro a partir de las cartas de Cox descritas en el **Capítulo 3**. La p_v estimada es: $p_v = 100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$

Etapas 2. Calculando los parámetros a y b a partir de las ecuaciones 4.20 y 4.21, respectivamente.

$$a = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c} = (0.421875) \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ \text{R}}\right)^2 (765.62^\circ \text{R})^2}{(550.6 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})} = 51,729.162 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c} = (0.125) \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ \text{R}}\right) (765.32^\circ \text{R})}{(550.6 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})} = 1.86538 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}}$$

Etapas 3. Calcular los coeficientes A y B aplicando las ecuaciones 4.25 y 4.26

$$A = \frac{ap}{R^2 T^2} = \frac{\left(51,729.162 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}\right) (100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ \text{R}}\right)^2 (610^\circ \text{R})^2} = 0.12070,$$

$$B = \frac{bp}{RT} = \frac{(1.86538 \text{ ft}^3 / \text{lbm} - \text{mol})(100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}^\circ \text{R}}\right) (610^\circ \text{R})} = 0.02849$$

Etapas 4. Sustituyendo los valores de A y B dentro de la ecuación 4.24,

$$z^3 - (1+B)z^2 + Az - AB = 0, \dots\dots\dots(4.24)$$

$$z^3 - 1.02849z^2 + 0.12061z - 0.00344 = 0$$

Etapa 5. Resolviendo el polinomio de tercer grado de la ecuación 4.27, obteniendo el mayor y menor valores (raíces) del polinomio. Para resolver este polinomio se utilizan métodos directos o iterativos. Para la fase vapor se obtiene,

$$z^v = 0.89852$$

y para la fase líquida,

$$z^L = 0.04512$$

Etapa 6. Calculando las densidades de las fases líquido y vapor. Para la fase vapor se tiene,

$$\rho^v = \frac{pM_{C_1}}{z^v RT}, \dots\dots\dots(4.28)$$

sustituyendo valores,

$$\rho^v = \frac{(100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(58 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.89852) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ \text{R}} \right) (610^\circ \text{R})} = 0.98603 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

y para la fase líquida,

$$\rho^L = \frac{pM_{C_1}}{z^L RT}, \dots\dots\dots(4.29)$$

$$\rho^L = \frac{(100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(58 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.04512) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ \text{R}} \right) (610^\circ \text{R})} = 19.63579 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Ejemplo 4.6-En un contenedor cerrado se tiene Butano normal a 120°F. Encontrar la densidad de las fases líquido y vapor empleando la ecuación de estado de SRK. Comentar el resultado.

Solución:

Etapa 1. Se determinan las propiedades críticas p_c , T_c y el factor acéntrico de Pitzer, ω , a partir de la **Tabla A-1** del Apéndice A. Se obtienen $p_c=550.6 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, $T_c=305.62^\circ \text{F}$, $M=58.123 \text{ lbm/lbm-mol}$ y $\omega=0.1995$

Etapa 2. Se calcula la presión de vapor, p_v , de las cartas de Cox **Fig. 3.11**, obteniendo $p_v=70 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

Etapa 3. Se calcula la temperatura reducida, T_r , con la ecuación 2.15.

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{(120 + 460)}{(305.62 + 460.0)} = \frac{580.0(^{\circ}\text{R})}{765.62(^{\circ}\text{R})} = 0.75756$$

Etapa 4. Se calcula el parámetro m aplicando la ecuación 4.54,

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2$$

$$m = 0.480 + 1.574(0.1995) - 0.176(0.1995)^2 = 0.78701$$

Etapa 5. Se calcula el parámetro α con la ecuación 4.53,

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

$$\alpha = [1 + 0.78701(1 - 0.75756^{1/2})]^2 = 1.21443$$

Etapa 6. Se calculan los coeficientes a_T y b con las ecuaciones 4.56 y 4.57,

$$a_c = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{p_c} = 0.42748 \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ \text{R}}\right)^2 (765.62^\circ \text{R})^2}{(550.60 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})} = 52,416.43 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}$$

luego,

$$a_T = a_c \alpha = \left(52,416.43 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}\right) (1.21443) = 63,656.209 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}$$

$$b = \Omega_b \frac{RT_c}{p_c} = 0.08664 \frac{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ \text{R}}\right) (765.62^\circ \text{R})}{(550.60 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})} = 1.29293 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}}$$

Etapa 7. Se calculan los coeficientes A y B con las ecuaciones 4.64 y 4.65,

$$A = \frac{a_T p}{(RT)^2} = \frac{\left(63,656.209 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - (\text{ft}^3)^2}{(\text{lbm} - \text{mol})^2}\right) (70 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})}{\left[\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ \text{R}}\right) (580.0^\circ \text{R})\right]^2} = 0.11501$$

$$B = \frac{bp}{RT} = \frac{\left(1.29293 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol}}\right) (70 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})}{\left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ \text{R}}\right) (580.0^\circ \text{R})} = 0.01454$$

Etapa 8. Resolviendo la ecuación 4.40 para z

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

sustituyendo valores,

$$z^3 - z^2 + (0.11501 - 0.01454 - 0.01454^2)z - (0.11501 \times 0.01454) = 0$$

$$z^3 - z^2 + 0.10026z = 0.00167$$

$$z^L = 0.02094$$

$$z^V = 0.88938$$

Etapa 9. Se calcula la densidad de cada fase.

Para la fase vapor,

$$\rho^V = \frac{pM_a}{z^V RT^V},$$

sustituyendo valores,

$$\rho^V = \frac{(70.0 \text{ lb} / \text{pg}^2 \text{abs})(58.123 \text{ lbm} / \text{lbm} - \text{mol})}{(0.88938) \left(10.732 \frac{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{abs} - \text{ft}^3}{\text{lbm} - \text{mol} - ^\circ \text{R}}\right) (580^\circ \text{R})} = 0.73494 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

y para la fase líquida,

$$\rho^L = \frac{pM_a}{z^L RT^L},$$

sustituyendo valores,

$$\rho^L = \frac{(70.0 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(58.123 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.02094) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ\text{R}} \right) (580^\circ\text{R})} = 31.2148 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Ejemplo 4.7—Una mezcla de hidrocarburos se encuentra en equilibrio a $4,200 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y 200°F . El arreglo de la mezcla se presenta en la **Tabla 4.7**.

Tabla 4.7—Fracciones mol del líquido y gas para cada componente del ejemplo 4.7

Componente	x_j (fracción mol vapor)	y_j (fracción mol líquido)
Metano, C_1H_4	0.55	0.86
Etano, C_2H_6	0.06	0.06
Propano, C_3H_8	0.03	0.02
Butano+, nC_4H_{10}	0.36	0.06

Propiedades del Butano⁺:

Peso molecular del C_{4+} = 215 lbm/lbm-mol
 p_c del C_{7+} = $285 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$
 T_c del C_{7+} = 700°F
 $\omega = 0.53$

Considerar que no existe interacción binaria entre los componentes de la mezcla. Calcular las densidades de cada fase empleando la ecuación de estado de *SRK*.

Solución.

Etapas 1. Se obtiene del **Apéndice A**, el peso molecular, propiedades críticas y factor acéntrico, para obtener la T_r y el peso molecular aparente para cada uno de los componentes y por último la masa aparente de la mezcla para el vapor y el líquido. La **Tabla 4.8** muestra los datos y cálculos obtenidos.

Tabla 4.8—Datos y cálculos para cada componente de la mezcla del ejemplo 4.7. (cont.)

Componente	M_j (lbm/lbm-mol)	P_{c_j} (lb/pg ² abs)	T_{c_j} (°R)	Factor acéntrico	T_{r_j}	Ma vapor (lbm/lbm-mol)	Ma líquido (lbm/lbm-mol)
Metano, C_1H_4	16.043	666.40	343.33	0.0104	1.9223	8.82	13.80
Etano, C_2H_6	30.070	706.50	549.93	0.0979	1.2002	1.80	1.80
Propano, C_3H_8	44.097	616.00	666.06	0.1522	0.9909	1.32	0.88
Butano+, nC_4H_{10}	215.00	285.00	1160.00	0.53	0.5690	77.40	12.90
						89.35	29.38

Etapas 2. Se calculan los parámetros α (ecuación 4.53), m (ecuación 4.54), a_c (ecuación 4.56), b (ecuación 4.57) y a_{ij} (ecuación 4.52).

(cont.) **Tabla 4.8**—Datos y cálculos para cada componente de la mezcla del ejemplo 4.7.

Componente	α	m	a_c	b	a_{ii}
Metano, C_1H_4	0.6532	0.49631	8,708.74	0.4790	5,688.19
Etano, C_2H_6	0.8829	0.63202	21,074.79	0.7238	18,607.05
Propano, C_3H_8	1.0065	0.71488	35,457.90	1.0054	35,689.42
Butano+, nC_4H_{10}	1.7167	1.26266	232,454.57	3.7845	399,060.52

Etapas 3. Se calculan los parámetros de mezclado: para la fase de vapor y líquido a_{ij} (ecuación 4.71) y b para vapor (ecuación 4.73) y para líquido (ecuación 4.74).

(cont.) **Tabla 4.8**—Datos y cálculos para cada componente de la mezcla del ejemplo 4.7.

Componente	a_{ij} Vapor	a_{ij} Líquido	b_{ij}	b_{if}
Metano, C_1H_4	11,728.75	7,441.33	0.2635	0.41198
Etano, C_2H_6	2,314.15	938.98	0.0434	0.04343
Propano, C_3H_8	1,602.48	433.48	0.0302	0.02011
Butano+, nC_4H_{10}	64,301.88	4,348.46	1.3624	0.22707
Total	79,947.2650	13,162.2469	1.6995	0.7026

Etapa 4. Calculando los coeficientes A y B para cada fase.

Para la fase vapor,

$$A = \frac{a_{\eta}P}{(RT)^2} = \frac{\left(79,947.265 \frac{lb/pg^2 abs - (ft^3)^2}{(lbm - mol)^2}\right) (4,200 lb/pg^2 abs)}{\left[\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs - ft^3}{lbm - mol - ^\circ R}\right) (660^\circ R)\right]^2} = 6.69274$$

$$B = \frac{bp}{RT} = \frac{\left(1.6995 \frac{ft^3}{lbm - mol}\right) (4,200 lb/pg^2 abs)}{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs - ft^3}{lbm - mol - ^\circ R}\right) (660^\circ R)} = 1.00773$$

Para la fase líquida,

$$A = \frac{a_{\eta}P}{(RT)^2} = \frac{\left(13,162.246 \frac{lb/pg^2 abs - (ft^3)^2}{(lbm - mol)^2}\right) (4,200 lb/pg^2 abs)}{\left[\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs - ft^3}{lbm - mol - ^\circ R}\right) (660^\circ R)\right]^2} = 1.10187$$

$$B = \frac{bp}{RT} = \frac{\left(0.70258 \frac{ft^3}{lbm - mol}\right) (4,200 lb/pg^2 abs)}{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs - ft^3}{lbm - mol - ^\circ R}\right) (660.0^\circ R)} = 0.4166$$

Etapa 5. Se calcula con la ecuación 4.69 el valor de z^v

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

sustituyendo valores,

$$z^3 - z^2 + (6.69274 - 1.00773 - 1.00773^2)z - (6.69274 \times 1.00773) = 0$$

$$z^3 - z^2 + 4.66949z = 6.74447$$

$$z^v = 1.32319$$

Etapa 6. Se calculan con la ecuación 4.69 el valor de z^l

$$z^3 - z^2 + (1.10187 - 0.4166 - 0.4166^2)z - (1.10187 \times 0.4166) = 0$$

$$z^3 - z^2 + 0.51171z = 0.46188$$

$$z^l = 0.96550$$

Etapa 7. Se calcula la densidad de cada fase.

Para la fase vapor,

$$\rho^v = \frac{pM_g}{z^v RT}$$

sustituyendo valores,

$$\rho^v = \frac{(4,200 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(89.35 \text{ lbm/lbm-mol})}{(1.32319) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ \text{R}} \right) (660^\circ \text{R})} = 40.04364 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

y para la fase líquida,

$$\rho^L = \frac{pM_g}{z^L RT}$$

sustituyendo valores,

$$\rho^L = \frac{(4,200 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(29.38 \text{ lbm/lbm-mol})}{(0.96550) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ \text{R}} \right) (660^\circ \text{R})} = 18.04364 \frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3}$$

Ejemplo 4.8. Una celda de laboratorio con un volumen de 0.008829 ft^3 (250 cm^3) contiene $0.007357 \text{ lbm/lbm-mol}$ (79.28 gr) de gas. La composición del gas es como se muestra en la **Tabla 4.9**.

Tabla 4.9. Composición de la mezcla para el ejemplo 4.8.

Componente	y_j (fracción mol vapor)
Metano, C_1H_4	0.65
Etano, C_2H_6	0.25
n-Butano, nC_4H_{10}	0.10

La temperatura es de 709.6°R (250°F). Utilizar las ecuaciones de estado *SRK* para calcular la presión del sistema. Utilizar valores de coeficientes de interacción binaria de 0.02 entre metano y n-butano, 0.01 entre etano y n-butano, y 0.0 entre metano y etano.

Solución.

Etapa 1. Se obtiene del **Apéndice A**, el peso molecular, propiedades críticas y factor acéntrico, para obtener la T_r , para cada uno de los componentes. Los datos y cálculos obtenidos para la mezcla se presentan en la **Tabla 4.9**.

Tabla 4.9. Datos y cálculos para cada componente de la mezcla para el ejemplo 4.8.

Componente	y_j (fracción mol vapor)	p_{cj} (lb/pg ² abs)	T_{cj} (°R)	Factor acéntrico	T_{rj}
Metano, C_1H_4	0.65	666.40	342.90	0.0104	2.0694
Etano, C_2H_6	0.25	706.50	549.93	0.0979	1.2904
Butano, nC_4H_{10}	0.10	550.60	765.00	0.1995	0.9276

Etapa 2. Se calculan los parámetros α (ecuación 4.53), m (ecuación 4.54), a_c (ecuación 4.56), b (ecuación 4.57) y a_n (ecuación 4.52).

(cont.) **Tabla 4.9-**Datos y cálculos para cada componente de la mezcla para el ejemplo 4.8.

Componente	m	α	a_{cj}	b_j	a_{ij}	b_i
Metano, C_1H_4	0.4964	0.6120	8,686.94	0.4784	5,316.74	0.31099
Etano, C_2H_6	0.6325	0.8354	21,074.79	0.7238	17,606.72	0.18094
Butano, nC_4H_{10}	0.7872	1.0589	52,330.35	1.2919	55,413.96	0.12919
					78,337.41	0.62112

Etapa 3. Se calcula las constantes para la mezcla a_T y b , con las ecuaciones 4.67 y 4.70:

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

$$a_{T11} = \left[\begin{aligned} &(0.65)(0.65)(5316.74 * 5316.74)^{1/2} (1 - 0.0) \\ &+ (0.65)(0.25)(5316.74 * 17606.72)^{1/2} (1 - 0.0) \\ &+ (0.65)(0.10)(5316.74 * 55413.96)^{1/2} (1 - 0.02) \end{aligned} \right] = 4,911.93$$

$$a_{T12} = \left[\begin{aligned} &(0.25)(0.65)(17606.72 * 5316.74)^{1/2} (1 - 0.0) \\ &+ (0.25)(0.25)(17606.72 * 17606.72)^{1/2} (1 - 0.0) \\ &+ (0.25)(0.10)(17606.72 * 55413.96)^{1/2} (1 - 0.01) \end{aligned} \right] = 3,445.73$$

$$a_{T13} = \left[\begin{aligned} &(0.10)(0.65)(55413.96 * 5316.74)^{1/2} (1 - 0.02) \\ &+ (0.10)(0.25)(55413.96 * 17606.72)^{1/2} (1 - 0.01) \\ &+ (0.10)(0.10)(55413.96 * 55413.96)^{1/2} (1 - 0.00) \end{aligned} \right] = 2,418.41$$

$$a_T = 10,776.06 \frac{lb/pg^2 abs - (ft^3)^2}{(lbm - mol)^2}$$

$$b = \sum (y_j b_j) = 0.6211 \frac{ft^3}{lbm - mol}$$

Luego se calcula el volumen molar, V_M , de la mezcla.

$$V_m = \frac{0.008829 ft^3}{0.007357 lbm/lbm - mol} = 1.2 \frac{ft^3}{lbm/lbm - mol}$$

De la ecuación 4.47, $\left[p + \frac{a_T}{V_M(V_M + b)} \right] (V_M - b) = RT$, se despeja la presión, quedando:

$$p = \frac{RT}{V_M - b} - \frac{a_T}{V_M(V_M + b)}$$

sustituyendo datos:

$$p = \frac{\left(10.732 \frac{lb/pg^2 abs - ft^3}{lbm - mol - ^\circ R} \right) (709.6^\circ R)}{\left(1.2 \frac{ft^3}{lbm - mol} - 0.6211 \frac{ft^3}{lbm - mol} \right)} - \frac{\left(10,776.06 \frac{lb/pg^2 abs - (ft^3)^2}{(lbm - mol)^2} \right)}{\left(1.2 \frac{ft^3}{lbm - mol} \right) \left(1.2 \frac{ft^3}{lbm - mol} + 0.6211 \frac{ft^3}{lbm - mol} \right)}$$

$$p = 8,223.83 lb/pg^2 abs$$

Capitulo 5

Propiedades de los fluidos de los yacimientos petroleros

5.1 Introducción.

Este capítulo presenta métodos para determinar algunas de las propiedades de los fluidos que se requieren para cálculos en ingeniería de yacimientos y de producción. Los análisis de laboratorio son los métodos más precisos para estimar las propiedades físicas y químicas de una muestra de un fluido en particular. En la ausencia de datos de laboratorio, algunas correlaciones empíricas desarrolladas presentan buenas alternativas para estimar las propiedades de los fluidos.

En este capítulo se presentan algunas definiciones y correlaciones para calcular las propiedades de los gases naturales, de los hidrocarburos líquidos y del agua de formación.

5.2 Propiedades de gases naturales. Definiciones.

Las propiedades físicas de los componentes puros que se presentan en los gases evaluadas a condiciones estándar de $14.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y 60° F , se listan en la **Tabla 5.1**. Estas propiedades, incluyen la fórmula química, el peso molecular, temperatura y presión crítica, densidades del líquido y gas y viscosidad del gas (para componentes más ligeros que el pentano).

Estas propiedades se utilizan en cálculos que se basan en reglas de mezclado desarrollando las propiedades pseudo para mezcla de gases, incluyendo el peso molecular aparente y la densidad relativa del gas. Las propiedades físicas requeridas para estudios de ingeniería de yacimientos y de producción, se describen a continuación.

5.2.1 Peso molecular aparente de una mezcla de gases. El peso molecular para una mezcla con n -componentes (n_{comp}) se denomina el peso molecular promedio molar ó aparente de la mezcla y se determina con:

$$M_a = \sum_{j=1}^{j=n_{comp}} y_j M_j, \dots \dots \dots (5.1)$$

en donde, M_a es el peso molecular aparente de la mezcla de gases en lbm/lbm-mol , M_j es el peso molecular del componente j^{th} de la mezcla de gas en lbm/lbm-mol y y_j es la fracción mol de la fase de gas del componente j^{th} en fracción.



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.

Tabla 5.1-Propiedades físicas de los gases a 14.7 lb/pg²abs y 60 °F.

Componente	Formula química	Peso molecular (lbm/ lbm-mol)	Temperatura crítica (°R)	Presión crítica (lb/pg ² abs)	Densidad del líquido (lbm/ ft ³)	Densidad del gas (lbm/ ft ³)	Viscosidad del gas (cp)
Hidrógeno	H ₂	2.109	59.36	187.5	4.432	0.005312	0.00871
Helio	He	4.003	9.34	32.9	7.802	0.010550	0.01927
Agua	H ₂ O	18.015	1,164.85	3,200.14	62.336	-	~ 1.122
Monóxido de carbono	CO	28.010	239.26	507.5	49.231	0.073810	0.01725
Nitrógeno	N ₂	28.013	227.16	493.1	50.479	0.073820	0.01735
oxígeno	O ₂	31.99	278.24	731.4	71.228	0.084320	0.02006
Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	34.08	672.35	1,306.0	49.982	0.089810	0.01240
Dióxido de carbono	CO ₂	44.010	547.58	1,071.0	51.016	0.116000	0.01439
Aire	-	28.963	238.36	546.9	54.555	0.076320	0.01790
Metano	CH ₄	16.043	343.00	666.4	18.710	0.042280	0.01078
Etano	C ₂ H ₆	30.070	549.59	706.5	22.214	0.079240	0.00901
Propano	C ₃ H ₈	44.097	665.73	616.0	31.619	-	0.00788
i-Butano	iC ₄ H ₁₀	58.123	734.13	527.9	35.104	-	0.00732
n-Butano	nC ₄ H ₁₀	58.123	765.29	550.6	36.422	-	0.00724
i-Pentano	iC ₅ H ₁₂	72.150	828.77	490.4	38.960	-	-
n-Pentano	nC ₅ H ₁₂	72.150	845.47	488.6	39.360	-	-
n-Hexano	nC ₆ H ₁₄	86.177	913.27	436.9	41.400	-	-
n-Heptano	nC ₇ H ₁₆	100.204	972.37	396.8	42.920	-	-
n-Octano	nC ₈ H ₁₈	114.231	1,023.89	360.7	44.090	-	-
n-Nonano	nC ₉ H ₂₀	128.256	1,070.35	331.8	45.020	-	-
n-Decano	nC ₁₀ H ₂₂	142.285	1,111.67	305.2	45.790	-	-

Se dan valores de densidad de los líquidos para estos componentes, que puedan existir como líquidos a 60 °F y 14.7 (lb/pg²abs), se estima la densidad del líquido para componentes que son gases naturales a estas condiciones.

5.2.2 Densidad específica de un gas (densidad relativa). La densidad relativa de un gas, γ_g , es la relación de la densidad del gas a la densidad del aire seco, ambos medidos a la misma presión y temperatura. La densidad específica del gas en forma de ecuación se expresa como:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_{aire}}, \dots\dots\dots(5.2)$$

en donde, ρ_g es la densidad de la mezcla de gases en lbm/ft³ y ρ_{aire} es la densidad del aire en lbm/ft³.

A condiciones estándar, ambos el aire y el gas seco se modelan (comportan) en forma muy precisa de acuerdo a la ley de los gases ideales (baja presión y temperatura moderada). Bajo estas condiciones, si se emplea la definición de número de moles, ($n=m/M$), y de densidad ($\rho=m/V$), así como la ecuación de estado para gases ideales para el aire y el gas, entonces la densidad relativa de una mezcla de gases se puede expresar como:

$$\gamma_g = \frac{\frac{pM}{RT}}{\frac{pM_{aire}}{RT}} = \frac{M}{M_{aire}}, \dots\dots\dots(5.3)$$

en donde, γ_g es la densidad relativa del gas ($aire=1.0$), M es el peso molecular aparente del gas en lbm/lbm-mol y M_{aire} es el peso molecular del aire e igual a 28.9625 lbm/lbm-mol

Aunque la ecuación 5.3 considera un gas ideal (que es algo razonable a condiciones estándar), su empleo en la definición para gases reales y mezcla de gases reales es muy común en la industria del gas natural.

5.2.3 Moles y fracción mol. Una libra de *mol* (*lbm-mol*) es una cantidad de materia con una masa en libras igual al peso molecular (por ejemplo, una *lbm-mol* de metano pesa 16.043 *lbm*).

La fracción *mol* de un componente puro en una mezcla es el número de libras masa-mol, *lbm-mol*, de ese componente dividido por el número total de moles de todos los componentes de la mezcla. Para un sistema con *n*-componentes, la fracción *mol* se define como:

$$y_j = \frac{n_j}{\sum_{j=1}^{n_{comp}} n_j}, \dots\dots\dots(5.4)$$

en donde, y_j es la fracción mol del j^{th} componente, n_j es el número de *lbm-moles* del j^{th} componente y n_{comp} es el número de componentes en el sistema.

5.2.4 Factor de desviación de los gases reales (factor de desviación *z*). La ley de los gases ideales establece que la presión, temperatura volumen y la cantidad de un gas ideal se relaciona con,

$$pV = nRT, \dots\dots\dots(5.5)$$

en donde, p es la presión en $lb/pg^2\text{abs}$, V es el volumen en ft^3 , n es el número de *lbm-mol* del gas, T es la temperatura en $^{\circ}R$ y R es la constante universal de los gases e igual a $10.732 (lb/pg^2\text{abs}\cdot ft^3)/(lbm\cdot mol\cdot ^{\circ}R)$.

Para gases reales, el factor de desviación z se define como:

$$z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}}, \dots\dots\dots(5.6)$$

en donde, V_{real} es el volumen real de gas que corresponde a una presión y temperatura dadas específicamente, y V_{ideal} es el volumen de gas calculado con la ecuación para gases ideales (ecuación 5.5).

Para gases reales, el factor de desviación z se calcula como,

$$z = \frac{pV}{nRT}, \dots\dots\dots(5.7)$$

El factor de compresibilidad z es adimensional. Comúnmente, z es muy próximo a la unidad. Para gases cercanos al punto crítico, z se encuentra entre 0.3 y 0.4; si la temperatura y la presión aumentan el factor de compresibilidad z incrementa hasta un valor de 2 o mayor.

A partir de la ecuación 5.7 se desarrollan expresiones para definir el factor de volumen de gas de formación, B_g , la densidad del gas, ρ_g , y la compresibilidad del gas, c_g .

5.2.5 Factor de volumen del gas de formación, B_g . El factor de volumen del gas de formación se define como la relación del volumen de una cantidad de gas a las condiciones del yacimiento al volumen de la misma cantidad del gas a las condiciones estándar,

$$B_g = \frac{V_g @c.y.}{V_g @c.e.} = \frac{z_y T_y}{p_y} \left(\frac{p @c.e.}{z @c.e. T @c.e.} \right) \cong \frac{z_y T_y}{p_y} \left(\frac{p @c.e.}{T @c.e.} \right), \dots\dots\dots(5.8)$$

para una $p @c.e.=14.65 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y una $T @c.e.=60^\circ\text{F} (519.59^\circ\text{R})$, se tiene:

$$B_g = 0.0282 \frac{z_y T_y}{p_y}, \dots\dots\dots(5.9)$$

en donde B_g presenta unidades de $\text{ft}^3 \text{ de gas @ c.y./ft}^3 \text{ de gas @ c.e.}$ La Fig. 5.1 presenta el comportamiento isotérmico común del factor de volumen del gas de formación respecto a la presión del yacimiento.

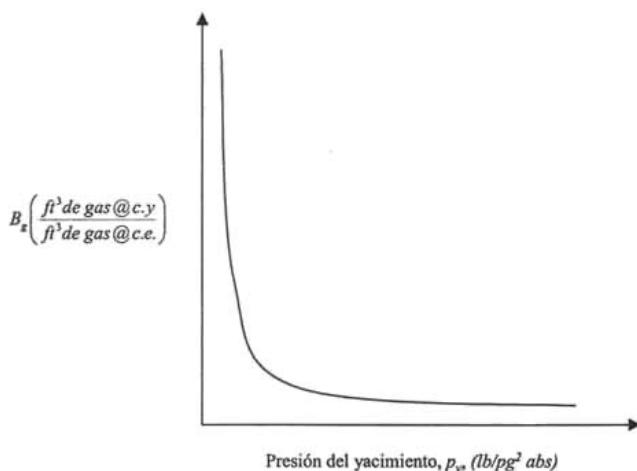


Fig. 5.1—Forma común del factor de volumen de gas de formación, B_g , en función de la presión del yacimiento a temperatura constante.

5.2.6 Coeficiente de compresibilidad isotérmico del gas, c_g . El coeficiente de compresibilidad isotérmico del gas (compresibilidad del gas isotérmico ó compresibilidad del gas), se define como el cambio fraccional del volumen en función del cambio de presión a una temperatura constante; por ejemplo, la c_g es el decremento en fracción de volumen que ocurre debido a un incremento de una unidad en la presión:

$$c_g \cong -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.10)$$

expresada en función del volumen, V , ó

$$c_g \cong -\frac{1}{V_M} \left(\frac{\partial V_M}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.11)$$

expresada en función del volumen molar, V_M , ó

$$c_g \cong -\frac{1}{v} \left(\frac{\partial v}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.12)$$

en función del volumen específico, v , ó

La ecuación 5.10 se puede escribir como,

$$c_g = \frac{p}{znRT} \frac{\partial}{\partial p} \left(\frac{znRT}{p} \right), \dots\dots\dots(5.13)$$

expandiendo las derivadas parciales, se tiene:

$$c_g = -\frac{p}{z} \left[z \frac{\partial}{\partial p} \left(\frac{1}{p} \right) + \frac{1}{p} \left(\frac{\partial z}{\partial p} \right) \right] = \frac{1}{p} - \frac{1}{z} \left[\frac{\partial z}{\partial p} \right], \dots\dots\dots(5.14)$$

En las ecuaciones 5.10 y 5.14 se emplean las derivadas parciales en lugar de la derivada ordinaria debido a que sólo se permite cambiar una variable independiente, es decir la presión. El subíndice T indica temperatura constante.

La relación de c_g respecto a la presión del yacimiento para un gas seco a temperatura constante se presenta la Fig. 5.2.

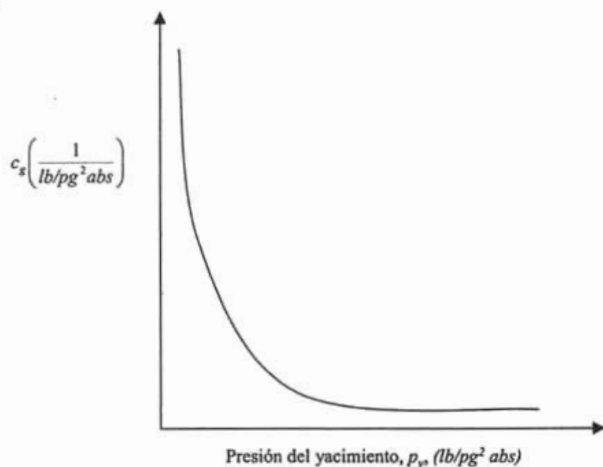


Fig. 5.2—Forma común del coeficiente de compresibilidad isotérmica del gas, c_g , como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.

Las unidades del c_g son $1/lb/pg^2 abs$ ó $1/p$. Para un gas ideal la c_g es aproximadamente igual a $1/p$ (independiente de la temperatura). Esta expresión ($1/p$) proporciona una estimación muy útil (aproximación) para el cálculo de c_g , especialmente a presiones bajas.

Se debe de entender que el término compresibilidad del gas, c_g , se utiliza para designar el coeficiente de compresibilidad isotérmica, c_g , por lo que, el término de *factor de compresibilidad* z se refiere al *factor* z , el coeficiente en la ecuación de estado. Aunque ambos términos se relacionan para explicar el efecto de la presión sobre el volumen de gas, ambos no son equivalentes.

5.2.6.1 Coeficiente de compresibilidad isotérmico, c_g para un gas ideal. La ecuación 5.10 se puede combinar con una ecuación que relacione el volumen y la presión con la finalidad de eliminar una de estas dos variables (p, T). La ecuación de estado más simple es la ecuación de estado para gases ideales representada por:

$$pV = nRT, \dots\dots\dots(5.15)$$

ó

$$V = \frac{nRT}{p}, \dots\dots\dots(5.16)$$

El propósito es eliminar el término $(\partial V/\partial p)$ de la ecuación 5.10, por lo tanto derivando la ecuación 5.16 respecto a p se tiene:

$$\left(\frac{\partial V}{\partial p}\right)_T = -\frac{nRT}{p^2}, \dots\dots\dots(5.17)$$

combinando las ecuaciones 5.10 y 5.16 se tiene,

$$c_g = -\left(\frac{1}{V}\right)\left(-\frac{nRT}{p^2}\right), \dots\dots\dots(5.18)$$

ó para un gas ideal ($z=1$), sustituyendo la ecuación 5.16 en la ecuación 5.18 se tiene:

$$c_g = \left(-\frac{p}{nRT}\right)\left(-\frac{nRT}{p^2}\right) = \frac{1}{p}, \dots\dots\dots(5.19)$$

5.2.6.2 Coeficiente de compresibilidad isotérmico, c_g , para un gas real. La ecuación de compresibilidad es la ecuación más comúnmente empleada en la industria petrolera. Debido a que el *factor de desviación* z varía en función de la presión, entonces el *factor de desviación* z se considera como una variable. Luego, se pueden combinar las ecuaciones del *factor de desviación* z con la del c_g . La ecuación de estado, para gases reales se expresa como:

$$pV = znRT, \dots\dots\dots(5.20)$$

ó

$$V = nRT \left(\frac{z}{p} \right), \dots\dots\dots(5.21)$$

Derivando la ecuación 5.20 respecto a p para una temperatura constante,

$$\left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T = nRT \frac{p \left(\frac{\partial z}{\partial p} \right)_T - z}{p^2}, \dots\dots\dots(5.22)$$

y se sabe que,

$$c_g = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.23)$$

sustituyendo la ecuación 5.21 y 5.22 dentro de la ecuación 5.10, se tiene:

$$c_g = \left[-\frac{p}{znRT} \right] \left[\frac{nRT}{p^2} \left\{ p \left(\frac{\partial z}{\partial p} \right)_T - z \right\} \right], \dots\dots\dots(5.24)$$

ó

$$c_g = \frac{1}{p} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.25)$$

Se observa que para el caso especial de un gas ideal, en el cual el *factor de desviación* z es una constante igual a la unidad, la derivada parcial del *factor de desviación* z con respecto a p es igual a cero, y la ecuación 5.25 se convierte en la ecuación 5.19. La derivada parcial, $(\partial z/\partial p)_T$, es la pendiente del *factor de desviación* z cuando se grafica contra la presión a temperatura constante.

Las pendientes de la isoterma de la Fig. 5.3 muestran que el segundo término del lado derecho de la ecuación 5.25 es significativamente grande. A baja presión, el *factor* z decrece conforme la presión se incrementa. Por lo tanto, la derivada parcial del *factor* z con respecto a la presión p es negativa, y la c_g es alta; sin embargo, el *factor* z se incrementa con el aumento de la presión, y la derivada parcial del *factor de desviación* z con respecto a la presión p es positiva originando que la c_g sea menor que en el caso de gases ideales. Por ejemplo, si se tiene una presión de $14.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ (condiciones estándar) se tiene que la $c_g = 3 \times 10^{-6} \text{ (lb/pg}^2 \text{ abs)}^{-1}$.

Para un gas a presión baja, la expresión $(\partial z/\partial p)_T$ presenta un valor negativo, y la ecuación 5.25 se transforma en:

$$c_g = \frac{1}{p} + \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.26)$$

si se tiene una p de $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, entonces la c_g (a $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$) es mucho mayor que la c_g a baja presión (c_g ideal). Para un gas a presión alta, $(\partial z / \partial p)_T$ presenta un valor positivo y se emplea la ecuación 5.25. Por ejemplo, si se tiene una p de $10,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, entonces se tiene una c_g (a $10,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$) mucho menor que la c_g ideal.

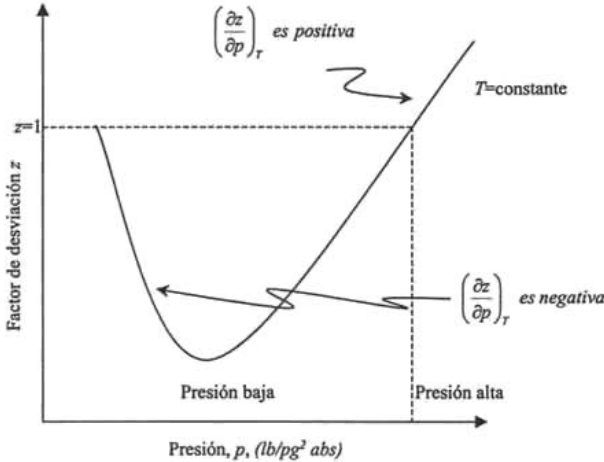


Fig. 5.3-Comportamiento del factor de compresibilidad z a diferentes presiones.

5.2.6.3 Compresibilidad pseudoreducida. La presión pseudoreducida para una mezcla de gases puros se determina con:

$$p_{pr} = \frac{P}{P_{pc}}, \dots\dots\dots(5.27)$$

arreglando la ecuación anterior en función de la presión se tiene,

$$P = P_{pc} P_{pr}, \dots\dots\dots(5.28)$$

Recordando la ecuación 5.25 se tiene:

$$c_g = \frac{1}{P} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial P} \right)_T, \dots\dots\dots(5.29)$$

en la ecuación 5.25 se puede aplicar la ley de los estados correspondientes con la finalidad de expresar la ecuación en forma reducida.

Luego, con la finalidad de transformar la derivada parcial $(\partial z / \partial p)$ en una forma reducida, se puede emplear la regla de la cadena en el término $(\partial z / \partial p)_T$ como:

$$\left(\frac{\partial z}{\partial p}\right)_T = \left(\frac{\partial z}{\partial p}\right)_T \left(\frac{\partial p_{pr}}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}} = \left(\frac{\partial p_{pr}}{\partial p}\right) \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}}, \dots\dots\dots(5.30)$$

Derivando la ecuación 5.28 respecto a p :

$$\left(\frac{\partial p}{\partial p}\right) = p_{pc} \left(\frac{\partial p_{pr}}{\partial p}\right) = 1, \dots\dots\dots(5.31)$$

ó

$$\left(\frac{\partial p_{pr}}{\partial p}\right) = \frac{1}{p_{pc}}, \dots\dots\dots(5.32)$$

sustituyendo la ecuación 5.32 dentro de la ecuación 5.30 se tiene:

$$\left(\frac{\partial z}{\partial p}\right)_T = \frac{1}{p_{pc}} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}}, \dots\dots\dots(5.33)$$

sustituyendo las ecuaciones 5.28 y 5.33 dentro de la ecuación 5.29 se tiene:

$$c_g = \frac{1}{p_{pc} p_{pr}} - \frac{1}{z p_{pc}} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}}, \dots\dots\dots(5.34)$$

ó

$$c_g p_{pc} = \frac{1}{p_{pr}} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}}, \dots\dots\dots(5.35)$$

Se observa en la ecuación 5.35 que debido a que las dimensiones de la c_g son el recíproco de la presión, el producto de la c_g y la p_{pc} es entonces adimensional. Este producto, $c_g p_{pc}$, se denomina compresibilidad pseudoreducida, c_{pr} , es decir,

$$c_{pr} = c_g p_{pc} = \frac{1}{p_{pr}} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}}, \dots\dots\dots(5.36)$$

La compresibilidad pseudoreducida es una función del *factor de desviación* z y de la presión pseudoreducida. Las Figs. 2.11, 2.12 y 2.13 del Capítulo 2 relacionan el *factor de desviación* z respecto a la presión pseudoreducida y se pueden emplear para calcular valores de la compresibilidad pseudoreducida c_{pr} .

Ejemplo 5.1-Factor del coeficiente de compresibilidad isotérmica, c_g . Calcular el coeficiente de compresibilidad isotérmico de un gas seco con una densidad relativa de 0.818 a una temperatura de yacimiento de 220 °F y una presión de yacimiento de 2,100 lb/pg²man.

Solución.

Primero se calculan las propiedades pseudocríticas, las propiedades pseudoreducidas, el factor de compresibilidad z y $(\partial z / \partial p_{pr})_{T_{pr}}$.

De la Fig. 2.14 del Capítulo 2 se obtiene:

$$p_{pc} = 647 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs y } T_{pc} = 406 \text{ }^\circ\text{R}$$

luego, a partir de las ecuaciones 2.83 y 2.84 se obtiene:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{(2,100 + 14.7) \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{647 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 3.27 \text{ y } T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{(220 + 460) \text{ }^\circ\text{R}}{406 \text{ }^\circ\text{R}} = 1.68$$

Con los valores calculados para la p_{pr} y la T_{pr} de la Fig. 2.11 del Capítulo 2 se obtiene el valor de z igual a 0.855. De la misma correlación se puede estimar la pendiente que es igual a:

$$\left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}} \right)_{T_{pr}} = -0.0132, \text{ para una isoterma de } 1.68 \text{ y una } p_{pr} \text{ de } 3.27.$$

En segundo lugar se calcula la compresibilidad pseudoreducida, c_{pr} , a partir de la ecuación 5.36 como:

$$c_{pr} = \frac{1}{p_{pr}} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}} \right)_{T_{pr}} = \frac{1}{3.27} - \frac{1}{0.855} (-0.0132) = 0.321$$

Finalmente a partir de la misma ecuación 5.36, se calcula la compresibilidad isotérmica del gas, c_g , como:

$$c_g = \frac{c_{pr}}{p_{pc}} = \frac{0.321}{647} = 496 \times 10^{-6} \text{ (lb / pg}^2 \text{ abs)}^{-1}$$

La Fig. 5.4²⁶ presenta los resultados de este tipo de cálculos empleando una ecuación que presenta los datos de la Fig. 2.11 del Capítulo 2 (*factores de compresibilidad de gases naturales*, de la correlación de Standing y Katz). Para emplear la Fig. 5.4 se requiere conocer los valores de la temperatura pseudoreducida, T_{pr} , y de la presión pseudoreducida, p_{pr} . Cuando existe la presencia de bióxido de carbono, CO_2 , y de ácido sulfhídrico, H_2S , se pueden emplear los métodos presentados anteriormente para corrección por gases contaminantes.

Ejemplo 5.2-Factor del coeficiente de compresibilidad isotérmica, c_g . Repetir el ejemplo 5.1. Empleando la correlación de $c_{pr} T_{pr}$ que se presenta en la Fig. 5.4.

Solución.

Del ejemplo 5.1 se calcularon, T_{pr} de 1.68 y p_{pr} de 3.27 empleando la correlación de $c_{pr} T_{pr}$ de la Fig. 5.4, se obtiene,

$$c_{pr} T_{pr} = 0.528$$

$$\text{es decir, } c_{pr} = \frac{0.528}{T_{pr}} = \frac{0.528}{1.68} = 0.314$$

luego, a partir de la ecuación 5.37 se obtiene,

$$c_g = \frac{c_{pr}}{p_{pc}} = \frac{0.314}{647} = 486 \times 10^{-6} \text{ (lb / pg}^2 \text{ abs)}^{-1}$$

Este resultado es muy cercano al calculado en el ejemplo 5.1 y es adecuado para propósitos de ingeniería.

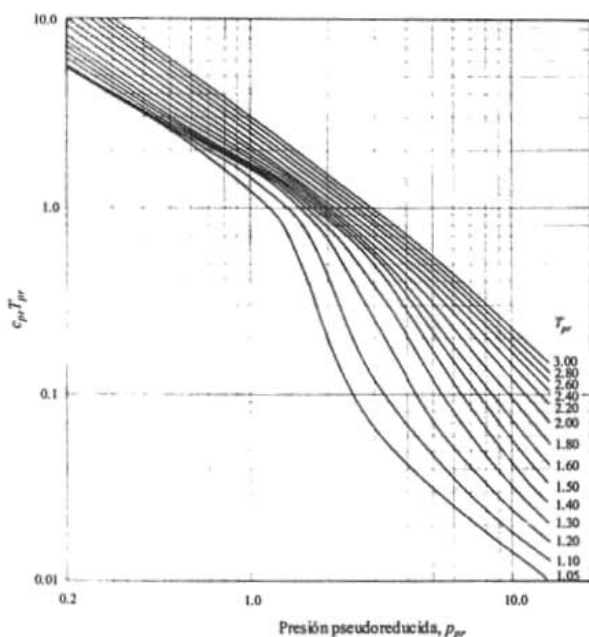


Fig. 5.4—Compresibilidad pseudoreducida para gases naturales.²⁶

5.2.7 Coeficiente de la viscosidad del gas. El coeficiente de viscosidad es una medida de la resistencia al flujo ejercida por un fluido.

Si se mide el esfuerzo cortante y el gasto cuando un fluido se encuentra en movimiento entre dos placas paralelas, en donde una placa se mueve con respecto a la otra placa para un gasto cualquiera, se puede encontrar que el esfuerzo cortante es directamente proporcional al gasto, es decir:

$$\sigma_{xy} \propto \frac{\partial u}{\partial y}, \dots\dots\dots(5.37)$$

en donde la constante de proporcionalidad se define como la viscosidad del fluido, μ , es decir:

$$\sigma_{xy} = \mu \frac{\partial u}{\partial y}, \dots\dots\dots(5.38)$$

luego entonces, la viscosidad es una medida de la resistencia que opone un fluido al flujo. Al recíproco de la viscosidad se le llama *fluidez*. En unidades de campo, la viscosidad se expresa en centipoises, *cp*, y se le denomina *viscosidad dinámica*. La *viscosidad dinámica* se determina con:

$$\text{Viscosidad dinámica} = (\text{densidad del gas}) \times (\text{viscosidad cinemática}), \dots\dots\dots(5.39)$$

ó

$$\mu = \rho_g \nu, \dots\dots\dots(5.40)$$

en donde μ es la viscosidad dinámica en *cp*, ρ_g es la densidad del gas en gr/cm^3 y ν es la viscosidad cinemática en *centistokes*. Un *centistoke* se define como un centipoise dividido por la densidad; un *centistoke* es igual a $1 cm^2/100 seg$ y un *centipoise* es igual a $1 gr/100 seg-cm$.

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

La Fig. 5.5 muestra la forma de la viscosidad del gas como una función de la presión del yacimiento para tres temperaturas diferentes de yacimiento. Se observa que a presiones bajas la viscosidad del gas se incrementa conforme la temperatura se incrementa. Sin embargo, a presiones altas la viscosidad del gas decrece conforme la temperatura incrementa.

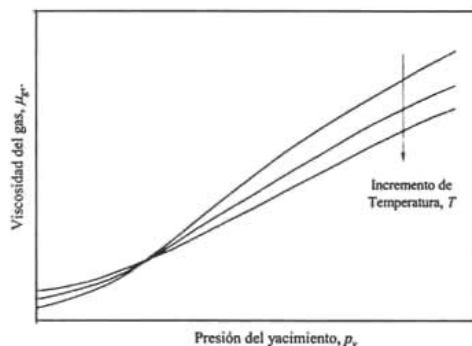


Fig. 5.5—Comportamiento de la viscosidad del gas en función de la presión a tres temperaturas diferentes.

5.2.8 Viscosidad de gases puros. El cálculo experimental de la viscosidad del gas en el laboratorio es muy difícil. Normalmente, en ingeniería petrolera se emplean correlaciones para el cálculo de la viscosidad.

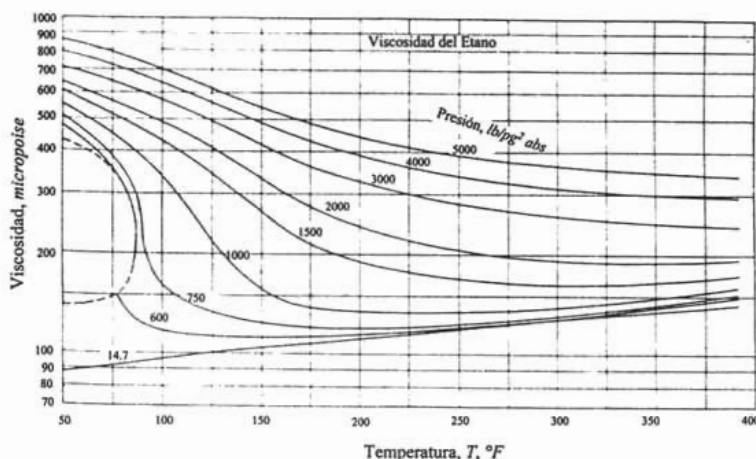
La Fig. 5.6²⁷ muestra el comportamiento de la viscosidad del etano para diferentes temperaturas y presiones. Existe una similitud entre este comportamiento y la gráfica de densidades de hidrocarburos puros.

La curva mostrada con líneas discontinuas es la línea de saturación. El punto crítico se localiza en el punto de temperatura máxima. En el punto crítico la viscosidad del líquido saturado es igual a la viscosidad del vapor saturado. Las isobaras por arriba de la línea de saturación indican la viscosidad del etano en fase líquida. Las isobaras por debajo de las líneas de saturación indican la viscosidad del etano en fase gas (vapor).

La similaridad de esta gráfica con la gráfica de la densidad de una sustancia pura indica que la ley de estados correspondientes se puede usar para determinar la viscosidad así como para cálculos de comportamiento volumétrico.

5.2.9 Viscosidad de una mezcla de gases. Cuando la composición de una mezcla de gases se conoce y cuando las viscosidades de cada componente se conocen a una presión y temperatura de interés, entonces la viscosidad de la mezcla se puede calcular con la ecuación 5.41¹⁴.

$$\mu_g = \frac{\sum_{j=1}^n \mu_{gj} y_j M_j^{1/2}}{\sum_{j=1}^n y_j M_j^{1/2}} \quad (5.41)$$

Fig. 5.6-Viscosidad del Etano.²⁷

La Fig. 5.7²⁸ muestra una correlación de la viscosidad del gas de componentes puros a presión atmosférica.

La Fig. 5.8¹⁰ se puede utilizar para calcular la viscosidad de una mezcla de gases hidrocarburos a una presión atmosférica cuando no se dispone de la composición del gas. Las gráficas superiores en la Fig. 5.8 muestran los valores de viscosidad que se suman a la viscosidad del gas calculada y toman en cuenta el efecto causado por la presencia de ácido sulfhídrico, nitrógeno o bióxido de carbono. El efecto de cada uno de los gases no hidrocarburos es incrementar la viscosidad de la mezcla de gases.

Ejemplo 5.3-Viscosidad de una mezcla de gases. Calcular la viscosidad de la mezcla de gases que se presenta en la Tabla 5.3 a las condiciones de presión y temperatura de 14.7 lb/pg² abs (presión atmosférica) y 200 °F, respectivamente

Tabla 5.3-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 5.3.

Componente	Composición (fracción mol)
Metano, C ₁ H ₄	0.850
Etano, C ₂ H ₆	0.090
Propano, C ₃ H ₈	0.040
Butano, n-C ₄ H ₁₀	0.020
Total	1.000

Solución.

Se determinan las viscosidades de los gases individuales a 200 °F y a una atmósfera.

De la Fig. 5.7 se calcula: $\mu_{gc1}=0.0130$ cp, $\mu_{gc2}=0.0112$ cp, $\mu_{gc3}=0.0098$ cp y $\mu_{gc4}=0.0091$ cp.

Posteriormente se calcula la viscosidad con la ecuación 5.1. Los cálculos realizados se presentan en la **Tabla 5.4**.

Tabla 5.4-Cálculos para el ejemplo 5.3.

Componente	y (fracción mol)	M (lbm/lbm-mol)	$M^{1/2}$ (lbm/lbm-mol) ^{1/2}	$y M^{1/2}$ (lbm/lbm-mol) ^{1/2}	μ_g (cp)	$\mu_g y M^{1/2}$ cp(lbm/lbm-mol) ^{1/2}
Metano, C_1H_4	0.85	16.04	4.0059	3.4042	0.0130	0.04426
Etano, C_2H_6	0.09	30.07	5.48361	0.4935	0.0112	0.00553
Propano, C_3H_8	0.04	44.1	6.64078	0.2656	0.0098	0.00260
Butano, $n-C_4H_{10}$	0.02	58.12	7.62364	0.1525	0.0091	0.00139
			$\Sigma y M^{1/2}=4.3159$			$\Sigma \mu y M^{1/2}=0.05377$

es decir,

$$\mu_g = \frac{\sum_{j=1}^n \mu_{g_j} y_j M_j^{1/2}}{\sum_{j=1}^n y_j M_j^{1/2}} = \frac{0.05377}{4.316} = 0.01247 \text{ cp}$$

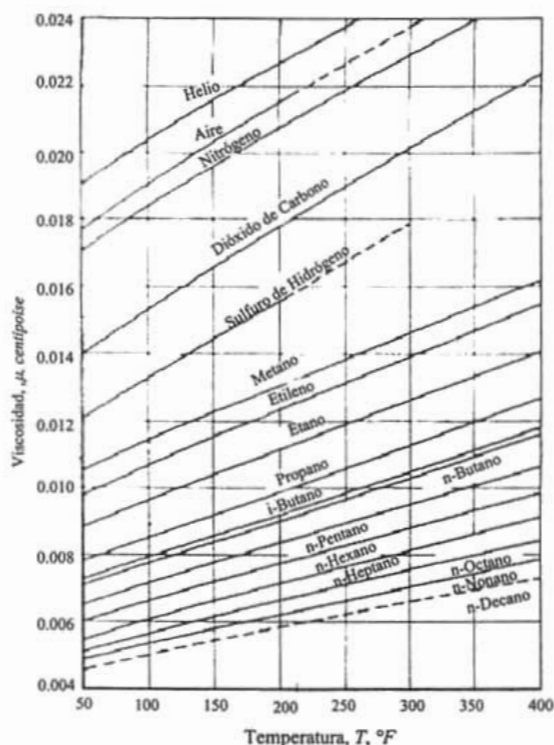
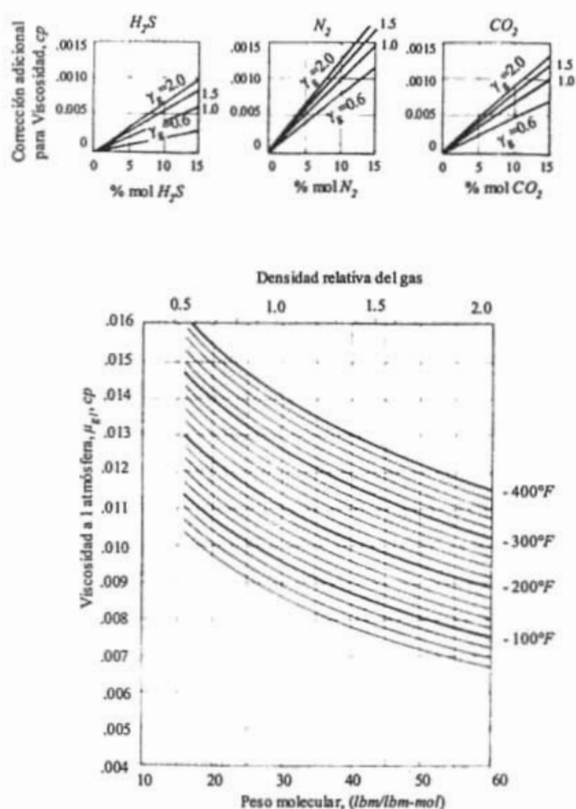


Fig. 5.7-Viscosidad de gases naturales a presión atmosférica.²⁸

Fig. 5.8-Viscosidad de gases puros a presión atmosférica.¹⁰

Ejemplo 5.4-Viscosidad de una mezcla de gases. Emplear la Fig. 5.8 para calcular la viscosidad de la mezcla de gases proporcionado en la Tabla 5.3 a 200 °F y a presión atmosférica.

Tabla 5.5-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 5.3.

Componente	Composición (fracción mol)
Metano, C_1H_4	0.850
Etano, C_2H_6	0.090
Propano, C_3H_8	0.040
n-Butano, nC_4H_{10}	0.020
Total	1.000

Solución.

Con la ecuación 5.1, se calcula el peso molecular aparente de la mezcla de gases, M_a .

$$M_a = \sum_{j=1}^{j=n_{\text{comp}}} y_j M_j, \dots\dots\dots(5.1)$$

Los cálculos obtenidos se presentan en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6-Cálculos para el ejemplo 5.3.

Componente	y (fracción mol)	M (lbm/lbm-mol)	y M (lbm/lbm-mol)
Metano, C_1H_4	0.85	16.04	13.634
Etano, C_2H_6	0.09	30.07	2.706
Propano, C_3H_8	0.04	44.10	1.764
Butano, $n-C_4H_{10}$	0.02	58.12	1.162
			$M_g = 19.267$

Con la ecuación 5.2 se calcula la densidad de la mezcla de gases, es decir:

$$\gamma_g = \frac{Ma}{28.96} = \frac{19.26}{28.96} = 0.664$$

de la Fig. 5.8 se obtiene: $\mu_g = 0.0125 \text{ cp a } 200^\circ F$

5.2.10 Viscosidad del gas a presión alta. De la Fig. 5.9 a la 5.12²⁹ se presentan correlaciones para calcular la viscosidad del gas para diferentes rangos de densidad relativa del gas. Estas correlaciones se obtuvieron a partir de la *Ley de los estados correspondientes*. Las correlaciones proporcionan una relación de viscosidad, μ_g/μ_{g1} , que multiplicada por la viscosidad del gas a una atmósfera proporciona la viscosidad del gas a una presión alta.

La Fig. 5.9 se puede emplear para densidades relativas entre 0.56 a 0.9 encontradas en varios gases secos, gases húmedos y gases separados de los aceites negros.

La Fig. 5.10, 5.11 y 5.12 se emplean para calcular la relación de viscosidad, μ_g/μ_{g1} , para gases retrógrados y gases asociados con aceites volátiles que normalmente presentan densidades relativas mayores que 1.0.

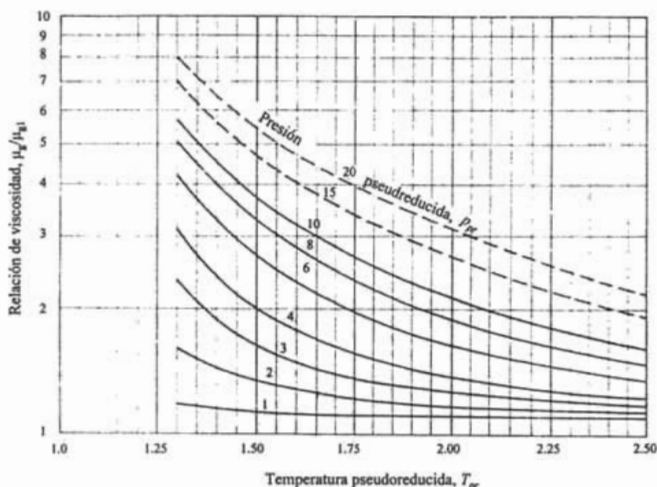


Fig. 5.9-Relación de viscosidad para gases naturales con densidades relativas entre 0.56 a 0.9.²⁹

Ejemplo 5.5-Viscosidad del gas a presión alta. Calcular la viscosidad para una mezcla de gas seco con una densidad relativa de 0.818 a una temperatura y presión de yacimiento de $220^\circ F$ y $2,100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ respectivamente.

Solución

Se determina el peso molecular del gas a una atmósfera,

$$M_a = (M_{aire}) (y_g) = (28.96)(0.818) = 23.7 \text{ lbm/lbm-mol}$$

De la Fig. 5.8 se determina la viscosidad del gas a una atmósfera, μ_{g1}

$$\mu_{g1} = 0.01216 \text{ cp a } 220^\circ\text{F y a } 1 \text{ atm}$$

Se calculan las propiedades pseudocríticas T_{pc} y p_{pc} de la Fig. 2.14 del Capítulo 2 para obtener las propiedades pseudoreducidas T_{pr} y p_{pr} ,

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{(220 + 460)^\circ\text{R}}{403^\circ\text{R}} = 1.68 \text{ y } p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{2,100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{498 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 4.21$$

Con la T_{pr} y p_{pr} se calcula la relación de viscosidades de la Fig. 5.9

$$\frac{\mu_g}{\mu_{g1}} = 1.8$$

$$\mu_{g1}$$

Se evalúa la viscosidad del gas,

$$\mu_g = (0.01216)(1.8) = 0.02189 \text{ cp}$$

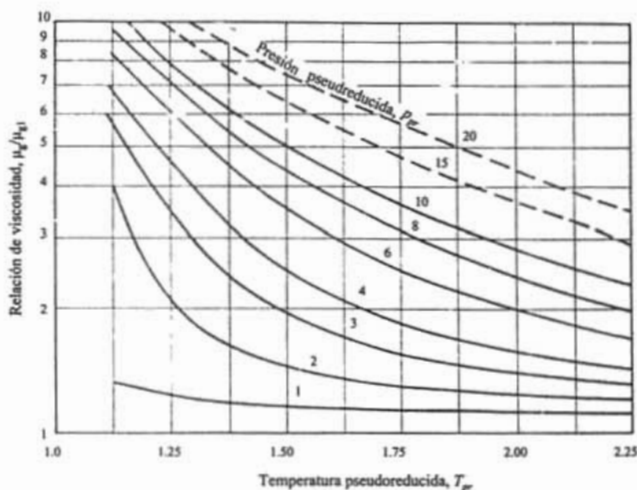


Fig. 5.10—Relación de viscosidad para gases naturales con densidades relativas entre 0.9 a 1.2.²⁹

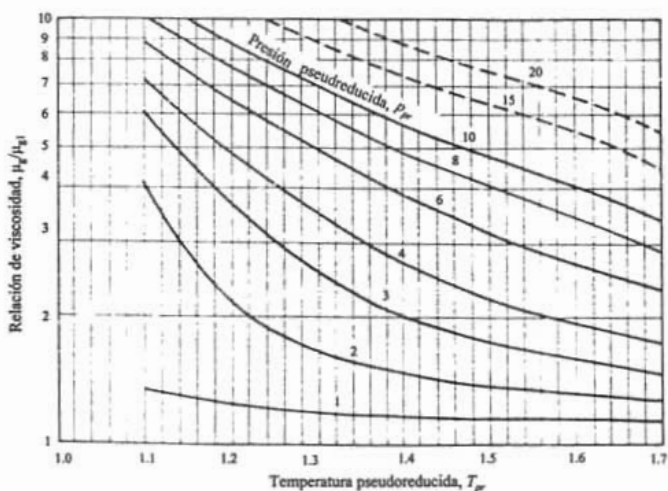


Fig. 5.11—Relación de viscosidad para gases naturales con densidades relativas entre 1.2 a 1.5.

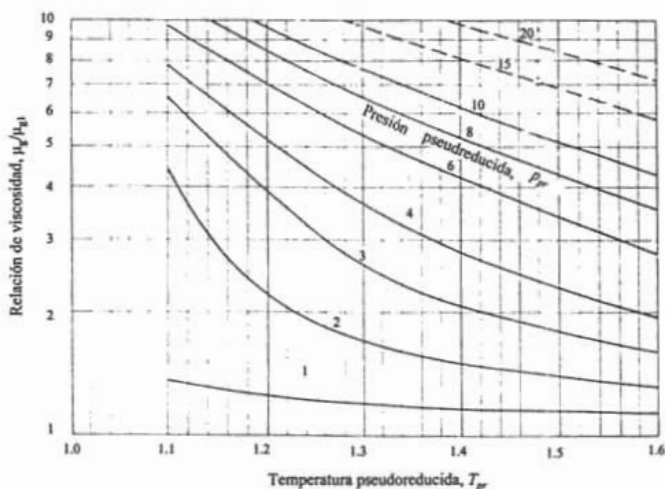


Fig. 5.12—Relación de viscosidad para gases naturales con gravedad específica entre 1.5 a 1.7.²⁹

5.3 Propiedades del aceite negro—Definiciones.

Las propiedades físicas requeridas para cálculos de ingeniería en aceites negros son: el factor de volumen de formación del aceite, B_o , la relación gas en solución-aceite, RGA , el factor de volumen de formación total, B_t , el coeficiente de compresibilidad isotérmica, c_o y la viscosidad del aceite, μ_o .

Estas propiedades físicas se pueden determinar mediante datos de campo, de estudios de fluidos en el laboratorio y con el empleo de correlaciones.

5.3.1 Densidad relativa del aceite, γ_o . La densidad específica o relativa de un aceite, γ_o , se define como la relación de densidad del líquido a la densidad del agua, a las mismas condiciones de presión y temperatura, es decir:

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w}, \dots\dots\dots(5.42)$$

En el sistema Inglés de unidades se tiene, la ρ_o se expresa en *lbm aceite/ft³ aceite* y la ρ_w se expresa en *lbm agua/ft³ agua*.

Asimismo, la densidad relativa del aceite, γ_o , se puede expresar como la densidad relativa 60°/60°, lo que significa que las densidades del líquido y del agua se midieron a 60°F a la presión atmosférica. En la industria petrolera se emplea la densidad en grados *API* que se define como:

$$^\circ API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5, \dots\dots\dots(5.43)$$

en donde γ_o , es la densidad relativa del aceite a 60°/60°.

5.3.2 Factor de volumen de formación del aceite, B_o . El volumen de aceite en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar, es menor que el volumen de aceite que fluye del yacimiento hacia el fondo del pozo productor. Este cambio en volumen del aceite se debe a tres factores:

1. Liberación del gas disuelto en el aceite conforme la presión decrece desde la presión del yacimiento a la presión de la superficie.
2. La reducción en la presión causa una expansión ligera del aceite remanente.
3. El aceite remanente también se contrae debido a la reducción en la temperatura.

El factor de volumen de formación del aceite, B_o , se define como el volumen de aceite del yacimiento que se necesita para producir un barril de aceite a condiciones atmosféricas. El volumen de aceite del yacimiento incluye el gas disuelto en el aceite.

$$B_o = \frac{(\text{volumen de aceite + gas disuelto}) \text{ a c.y.}}{\text{volumen de aceite a c.s.}}, \dots\dots\dots(5.44)$$

o bien,

$$B_o = \frac{V_o \text{ c.y.} \left(\frac{\text{Bls aceite a c.y.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right), \dots\dots\dots(5.45)$$

El volumen de aceite a condiciones de superficie o de tanque se reportan siempre a 60 °F, independiente de la temperatura del tanque; el volumen de líquido del tanque de almacenamiento, al igual que el volumen de gas en superficie, se reporta a condiciones estándar. Al B_o también se le llama *factor de volumen de la formación* ó *factor de volumen del yacimiento*.

El factor de volumen de la formación del aceite, B_o , también representa el volumen del yacimiento que ocupa un barril de aceite a condiciones estándar más el gas en solución a temperatura y presión de yacimiento.

La Fig. 5.13 representa el comportamiento típico del factor de volumen del aceite de formación en función de la presión para un aceite negro.

Si la presión del yacimiento se pudiera reducir a la presión atmosférica, el valor del factor de volumen de formación sería muy cercano a *1 Bl @ c.y./Bl @ c.e.* Luego, una reducción en temperatura

a 60 °F sería requerida para obtener un valor del factor de volumen de formación igual $1 \text{ Bl @ c.y./Bl @ c.e.}$

Por arriba de la presión de burbuja, el factor de volumen de formación disminuye al tiempo que aumenta la presión (debido a la compresibilidad del aceite). Por debajo de la presión de burbuja, el factor de volumen de la formación decrece al disminuir la presión (por ejemplo, se vaporizan los componentes ligeros).

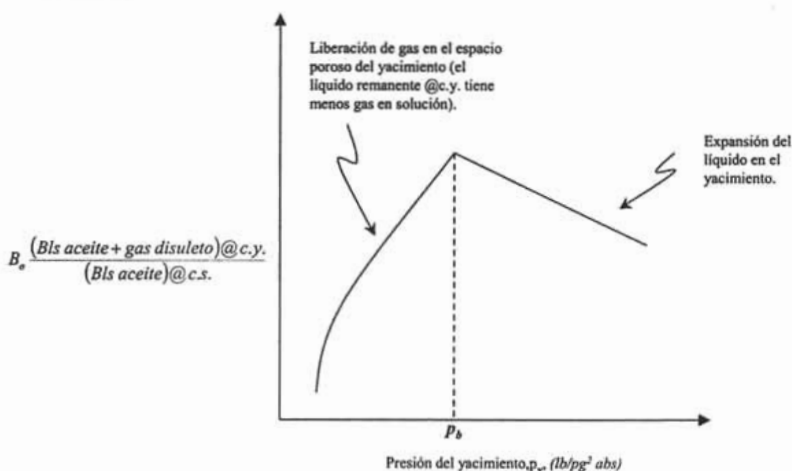


Fig. 5.13-Comportamiento típico del factor de volumen del aceite, B_o , para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura.

5.3.3 Relación gas en solución-aceite, RGA, o relación de solubilidad, R_s . A la cantidad de gas disuelto en el aceite a condiciones de yacimiento se le denomina *relación gas en solución-aceite, RGA, o relación de solubilidad, R_s .*

La relación de gas en solución-aceite, es la cantidad de gas que se libera del aceite desde el yacimiento hasta las condiciones de superficie. La relación de gas en solución-aceite, R_s , es la relación del volumen de gas producido a condiciones estándar respecto al volumen de aceite producido a condiciones estándar (medido a condiciones del tanque de almacenamiento), como resultado de la producción de un volumen original de aceite a condiciones de yacimiento. La relación gas disuelto-aceite, R_s , se define en términos de las cantidades de gas y aceite que se producen en la superficie:

$$R_s = \frac{\text{volumen de gas producido en la superficie a c.e.}}{\text{volumen de aceite que entra al tan que de almacenamiento a c.e.}}, \dots\dots\dots(5.46)$$

ó

$$R_s = \frac{V_g @ c.e}{V_o @ c.e.}, \dots\dots\dots(5.47)$$

Es decir, cuando un barril de aceite a condiciones de yacimiento se produce en la superficie a través de un separador hacia el tanque de almacenamiento, el aceite podría estar acompañado por una cantidad de gas.

Los volúmenes en superficie del gas y el líquido se referencian a condiciones estándar, por lo que, las unidades para la relación gas disuelto-aceite son pies cúbicos a condiciones estándar por barril a condiciones de tanque o condiciones estándar, $ft^3 @ c.e./Bls a c.e.$

La relación gas en solución-aceite incluye el gas obtenido en el separador (que se mide) y el gas que se ventea en el tanque de almacenamiento (que normalmente no se mide).

Si el volumen de gas se ventea del tanque de almacenamiento no se conoce, se puede estimar empleando correlaciones apropiadas.

La Fig. 5.14 muestra el comportamiento de la relación gas en solución-aceite para un aceite negro respecto al cambio de presión del yacimiento a una temperatura de yacimiento constante.

A presiones del yacimiento por arriba de la presión de burbuja, se observa que existe una línea horizontal (relación de solubilidad constante). Esto se explica debido a que estas presiones el gas no se libera en el espacio poroso y la mezcla total de líquido se produce dentro del pozo.

A presión de yacimiento por debajo de la presión de burbuja, la relación gas disuelto-aceite, R_s , decrece conforme decrece la presión del yacimiento. Esto se explica debido a que más y más gas se libera en el yacimiento, quedando atrapado en el casquete de gas y no dejando que fluya hacia los pozos productores, dejando menos cantidad de gas disuelto en el líquido.

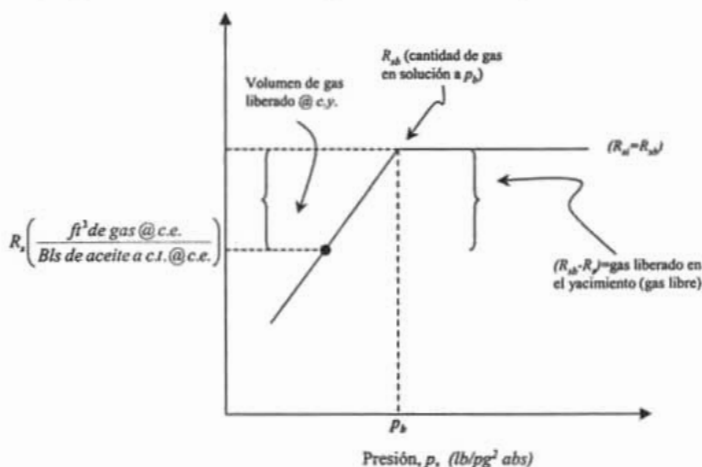


Fig. 5.14-Comportamiento típico de R_s para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.

5.3.4 Factor de volumen total de la formación o factor de la fase mixta, B_t . El factor de volumen total de la formación se define como:

$$B_t = B_o + B_g(R_{sb} - R_s), \dots\dots\dots(5.48)$$

en donde cada término de la ecuación 5.48 se expresa como:

$$B_o = \frac{V_{o+g}@c.y.}{V_o@c.e.} \left(\frac{\text{Bls aceite y gas en solución a c.y.}}{\text{Bls a c.e.}} \right), \dots\dots\dots(5.49)$$

$$B_g = \frac{V_g@c.y.}{V_g@c.e.} \left(\frac{\text{Bls gas a c.y.}}{\text{Bls gas a c.e.}} \right), \dots\dots\dots(5.50)$$

$$R_{sb} = \frac{V_g@c.e.}{V_o@c.e.} \left(\frac{\text{Bls gas a c.e.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right), \dots\dots\dots(5.51)$$

$$R_s = \frac{V_g@c.e.}{V_o@c.e.} \left(\frac{\text{Bls gas a c.e.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right), \dots\dots\dots(5.52)$$

El término $R_{sb}-R_s \left(\frac{\text{Bls gas a c.e.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right)$ es el volumen del gas liberado en el yacimiento (gas libre), es decir:

$$B_g (R_{sb} - R_s) = B_g \left(\frac{\text{Bls gas a c.y.}}{\text{Bls gas a c.e.}} \right) (R_{sb} - R_s) \left(\frac{\text{Bls gas a c.e.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right) = \left(\frac{\text{Bls gas a c.y.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right), \dots\dots(5.53)$$

luego, la Fig. 5.15 presenta el cambio de volumen que sucede cuando la presión se reduce por debajo del punto de burbuja a temperatura del yacimiento constante.

$$B_t = B_o \left(\frac{\text{Bls aceite y gas en solución a c.y.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right) + B_g \left(\frac{\text{Bls gas a c.y.}}{\text{Bls gas a c.e.}} \right) (R_{sb} - R_s) \left(\frac{\text{Bls gas a c.e.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right), \dots\dots\dots(5.54)$$

ó

$$B_t = B_o \left(\frac{\text{Bls aceite y gas en solución a c.y.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right) + B_g (R_{sb} - R_s) \left(\frac{\text{Bls gas a c.y.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right)$$

$$B_t = \left(\frac{\text{Bls aceite y gas en solución a c.y.} + \text{Bls gas a c.y.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right), \dots\dots\dots(5.55)$$

La Fig. 5.16 presenta los comportamientos de la relación de la fase mixta, B_t y del factor de volumen del aceite, B_o , para un aceite negro como una función de la presión a temperatura del yacimiento constante.

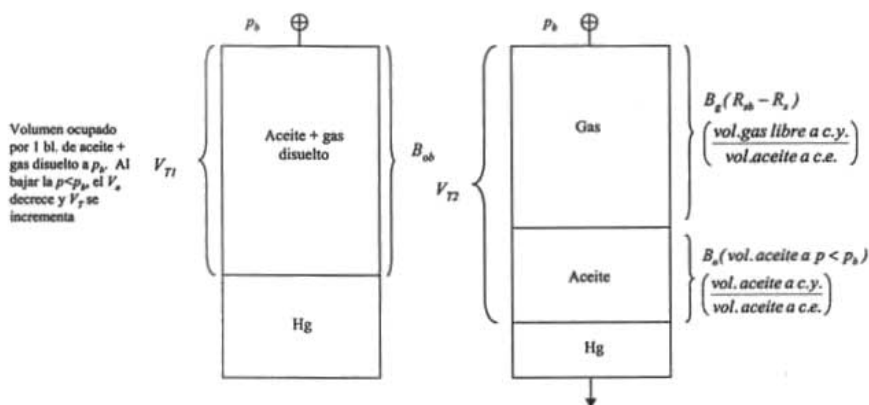


Fig. 5.15—Cambio de volumen cuando la presión se reduce por debajo del punto de burbuja a temperatura de yacimiento constante.

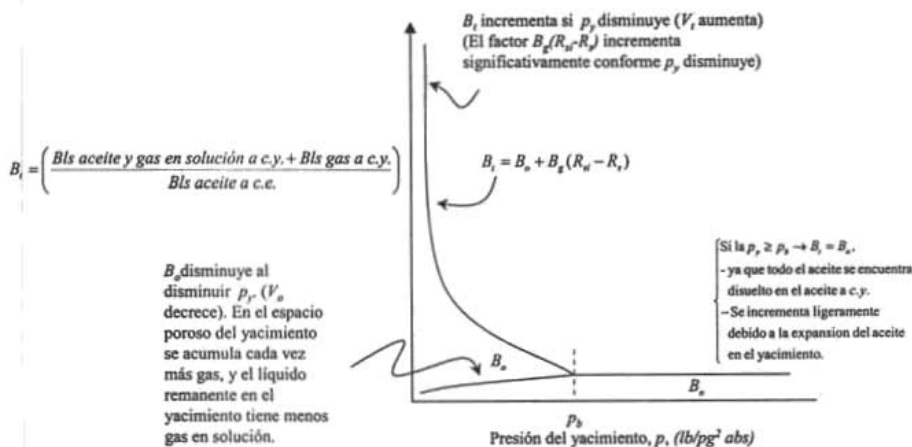


Fig. 5.16—Comportamientos típicos del B_i y B_o para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.

5.3.5 Coeficiente de compresibilidad isotérmica del aceite (compresibilidad del aceite) c_o . A presiones del yacimiento mayores que la presión de saturación ($p > p_b$), c_o , la compresibilidad del aceite se define como la compresibilidad del gas, c_g . A presiones del yacimiento menores que la presión de saturación ($p < p_b$), se adiciona un termino para tomar en cuenta el volumen de gas liberado (gas libre).

5.3.5.1 Presiones por arriba de la presión de saturación (presión de burbuja). Para presiones por arriba de la presión de burbuja, se tiene:

$$c_o = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T, \quad c_o = -\frac{1}{V_M} \left(\frac{\partial V_M}{\partial p} \right)_T, \quad c_o = -\frac{1}{v} \left(\frac{\partial v}{\partial p} \right)_T, \dots (5.56)$$

Las ecuaciones, definen el cambio fraccional en volumen de un líquido conforme la presión cambia a temperatura constante. Sólo una variable independiente (la presión) se permite variar (derivada parcial en lugar de derivada ordinaria). Rearreglando los términos de la ecuación 5.56,

$$c_o = - \left(\frac{\partial \ln V_M}{\partial p} \right)_T, \quad c_o = - \left(\frac{\partial \ln v}{\partial p} \right)_T, \dots (5.57)$$

sustituyendo el término B_o en la ecuación 5.56,

$$c_o = -\frac{1}{B_o} \left(\frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T, \dots (5.58)$$

rearreglando e integrando la ecuación 5.56 (tercera expresión), en dos presiones y volúmenes, se tiene;

$$c_o \partial p = -\frac{\partial v}{v}, \dots (5.59)$$

ó

$$c_o \int_{p_1}^{p_2} \partial p = - \int_{v_1}^{v_2} \frac{\partial v}{v}, \dots (5.60)$$

es decir,

$$c_o (p_2 - p_1) = -(\ln v_2 - \ln v_1) = -\ln \left(\frac{v_2}{v_1} \right), \dots (5.61)$$

en donde v es el volumen específico $\frac{1}{\rho}$.

Rearreglando la ecuación 5.61 aplicando exponencial,

$$c_o (p_1 - p_2) = \ln \left(\frac{v_2}{v_1} \right), \dots (5.62)$$

ó

$$v_2 = v_1 \exp [c_o (p_1 - p_2)], \dots (5.63)$$

esto implica entonces, el cambio en el volumen específico se puede calcular a partir de cambios en presiones.

La definición de la compresibilidad del aceite, c_o , se puede escribir en términos de densidad del aceite. Iniciando con la ecuación 5.56 de volumen específico.

$$c_o = -\frac{1}{v} \left(\frac{\partial v}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.56)$$

La Fig. 5.17 representa el comportamiento de la compresibilidad del aceite, c_o , respecto a la p_y para un aceite negro a temperatura constante y cuando la $p > p_b$, por definición el volumen específico, v , se determina como:

$$v = \frac{1}{\rho_o}, \dots\dots\dots(5.64)$$

Esta expresión se puede arreglar como:

$$v = \frac{1}{\rho_o^2} \rho_o, \dots\dots\dots(5.65)$$

la derivada parcial de la ecuación 5.58 con respecto a p se expresa:

$$\left(\frac{\partial v}{\partial p} \right)_T = \frac{-\partial}{\partial p} \left[\frac{1}{\rho_o^2} \rho_o \right]_T = -\frac{1}{\rho_o^2} \left(\frac{\partial \rho_o}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.66)$$

sustituyendo la ecuación 5.64 y la ecuación 5.66 en la ecuación 5.56,

$$c_o = -\left[\frac{1}{1/\rho_o} \right] \left[-\frac{1}{\rho_o^2} \left(\frac{\partial \rho_o}{\partial p} \right)_T \right], \dots\dots\dots(5.67)$$

ó

$$c_o = \left[\frac{1}{\rho_o} \right] \left[\left(\frac{\partial \rho_o}{\partial p} \right)_T \right], \dots\dots\dots(5.68)$$

integrando la ecuación 5.67 bajo la suposición de que la c_o permanece constante conforme la presión cambia y empleando como limite inferior la presión de saturación p_b para emplear la relación a esta presión de saturación, p_b , se tiene:

$$c_o dp = \frac{d\rho_o}{\rho_o}, \dots\dots\dots(5.69)$$

es decir,

$$c_o \int_{p_b}^p dp = \int_{\rho_{ob}}^{\rho_o} \frac{d\rho_o}{\rho_o}, \dots\dots\dots(5.70)$$

obteniendo,

$$c_o (p - p_b) = \ln \frac{\rho_o}{\rho_{ob}}, \dots\dots\dots(5.71)$$

ó

$$\rho_o = \rho_{ob} \exp[c_o (p - p_b)], \dots\dots\dots(5.72)$$

La ecuación 5.72 se emplea para calcular la densidad de un aceite a presiones por arriba de la presión de burbuja, p_b , en donde la densidad del aceite en el punto de burbuja es el punto de inicio.



Fig. 5.17-Comportamiento de la c_o respecto a la presión del yacimiento, p_y , para un aceite negro a temperatura constante a una $p > p_b$

5.3.5.2 Presiones por debajo de la presión de saturación. La Fig. 5.18 muestra cómo el volumen del líquido decrece cuando la presión se reduce. Sin embargo, el volumen ocupado por la masa que originalmente era totalmente líquido se incrementa debido a la liberación del gas en solución.

El cambio de volumen líquido respecto a la presión, p , a una temperatura constante se representa por:

$$\left(\frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.73)$$

El cambio en la cantidad de gas en solución es:

$$\left(\frac{\partial R_z}{\partial p}\right)_T, \dots\dots\dots(5.74)$$

El cambio en volumen de gas libre se representa por:

$$-\left(\frac{\partial R_z}{\partial p}\right)_T, \dots\dots\dots(5.75)$$

por lo que, a presiones del yacimiento por debajo del punto de burbuja el cambio total en volumen es la suma del cambio en el volumen líquido y el cambio en el volumen del gas libre, es decir,

$$\left[\left(\frac{\partial B_o}{\partial p}\right)_T - B_g \left(\frac{\partial R_z}{\partial p}\right)_T\right], \dots\dots\dots(5.76)$$

en donde:

$$\left(\frac{\partial B_o}{\partial p}\right)_T : \text{implica } \frac{\text{(Vol. aceite + gas disuelto) a c.y.}}{\text{Vol. aceite a c.e.}} \frac{(\text{lb/ pg}^2 \text{ abs})}{(\text{lb/ pg}^2 \text{ abs})}$$

$$\left(\frac{\partial R_z}{\partial p}\right)_T : \text{implica } \frac{\text{(Vol. gas a c.e.)}}{\text{Vol. aceite a c.e.}} \frac{(\text{lb/ pg}^2 \text{ abs})}{(\text{lb/ pg}^2 \text{ abs})}$$

y

$$\left[B_g \left(\frac{\partial R_z}{\partial p}\right)_T\right], \text{ implica: } B_g \left(\frac{\text{Vol. gas a c.y.}}{\text{Vol. gas a c.e.}}\right) \left(\frac{\partial R_z}{\partial p} \left(\frac{\text{Vol. gas a c.e.}}{\text{Vol. aceite a c.e.}}\right)\right) = \frac{\text{(Vol. gas a c.y.)}}{\text{(Vol. aceite a c.e.)}} \frac{(\text{lb/ pg}^2 \text{ abs})}{(\text{lb/ pg}^2 \text{ abs})}$$

entonces, el cambio total en volumen expresado por la ecuación 5.76 es:

$$\text{cambio total en volumen} = \left[\left(\frac{\partial B_o}{\partial p}\right)_T - B_g \left(\frac{\partial R_z}{\partial p}\right)_T\right] = \frac{\text{(Vol. aceite + gas disuelto a c.y. - Vol. gas a c.y.)}}{\text{Vol. aceite a c.e.}} \frac{(\text{lb/ pg}^2 \text{ abs})}{(\text{lb/ pg}^2 \text{ abs})}$$

en donde B_g se emplea para convertir el volumen de gas liberado a condiciones de yacimiento. Recordando la ecuación 5.58, para $p > p_b$

$$c_o = -\frac{1}{B_o} \left(\frac{\partial B_o}{\partial p}\right)_T, \dots\dots\dots(5.58)$$

en consecuencia a partir de la expresión 5.76 se obtiene que el cambio fraccional en volumen conforme la presión varia es,

$$c_o = -\frac{1}{B_o} \left[\left(\frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T - B_g \left(\frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \right], \dots\dots\dots(5.77)$$

ó

$$c_o = -\left[\frac{1}{B_o} \left(\frac{Vol. \text{aceite a c.e.}}{Vol. \text{aceite} + \text{gas disuelto a c.y.}} \right) \right]_x$$

$$\left[\left(\left(\frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T - B_g \left(\frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \right) \left(\frac{Vol. \text{aceite} + \text{gas disuelto a c.y.} - Vol. \text{gas a c.y.}}{Vol. \text{aceite a c.e.}} \right) \right]$$

$$\left[\frac{lb / pg^2 abs}{lb / pg^2 abs} \right]$$

ó

$$c_o = -\frac{1}{B_o} \left[\left(\frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T - B_g \left(\frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \right] \left[\frac{1 - \frac{(Vol. \text{gas a c.y.})}{(Vol. \text{aceite} + \text{gas disuelto}) a c.y.}}{(lb/pg^2 abs)} \right]$$

La ecuación 5.77 se emplea cuando la $p_y < p_b$. La derivada de R_s respecto a la presión, p , $(\partial R_s / \partial p)_T$ es cero a presiones del yacimiento por arriba de la p_b .

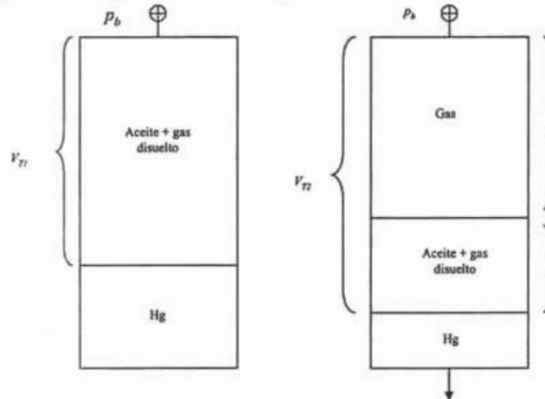


Fig. 5.18—Ilustración de la compresibilidad del aceite, c_o , para $p < p_b$ a una temperatura constante.

La Fig. 5.19 muestra el comportamiento total de la compresibilidad del aceite, c_o , como una función de la presión.

Existe una discontinuidad en el punto de burbuja, debido a la liberación de la primera burbuja de gas causando un incremento en el valor de la c_o .

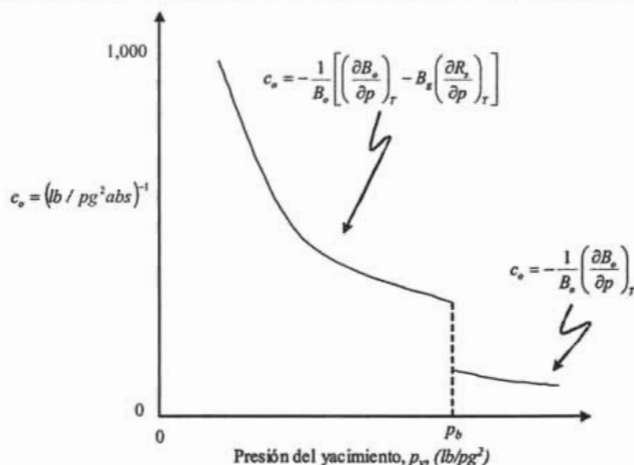


Fig. 5.19-Comportamiento común de la compresibilidad del aceite, c_o , como función de la presión del yacimiento a temperatura constante.

5.3 Coeficiente de viscosidad del aceite, μ_o . La viscosidad es una medida de la resistencia al flujo ejercida por un fluido. La viscosidad del aceite generalmente se expresa en centipoise. La viscosidad del aceite es afectada por la presión y la temperatura es decir, un incremento en la temperatura provoca un decremento en la viscosidad, una disminución en la presión provoca una disminución en la viscosidad, un decremento en la cantidad de gas en solución en el líquido provoca un incremento en la viscosidad, siendo la cantidad de gas en solución una función directa de la presión. La Fig. 5.20 presenta la relación entre la viscosidad de un aceite negro respecto a la presión, a una temperatura del yacimiento constante.

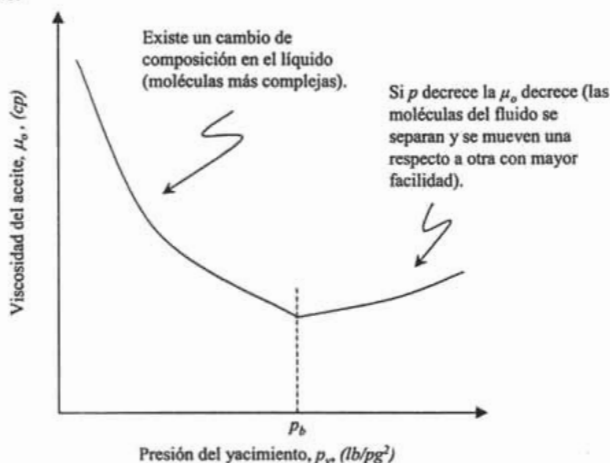


Fig. 5.20-Forma común de la viscosidad del aceite como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.

Por arriba de la presión de burbuja, la viscosidad del aceite en un yacimiento decrece casi lineal conforme la presión decrece. A presiones por debajo de la presión de burbuja, la viscosidad del aceite se incrementa conforme la presión decrece.

En el rango de $p \geq p_b$ conforme p decrece la μ_o decrece debido a que las moléculas se alejan más una de otra y se mueven más fácilmente. Conforme la presión del yacimiento decrece por debajo de la presión de burbuja, el líquido cambia su composición, el gas que se libera toma las moléculas más pequeñas (ligeras) del líquido, dejando al líquido remanente en el yacimiento las moléculas con formas más complejas (más pesadas). Este cambio en la composición del líquido provoca un gran incremento en la viscosidad del aceite en el yacimiento conforme la presión decrece por debajo del punto de burbuja.

En un yacimiento de aceite negro conforme el tiempo de producción aumenta, la producción de aceite se reduce, la presión en el yacimiento decrece y se tiene un menor empuje del aceite hacia los pozos productores, debido a que el gas libre trata de ocupar el espacio para fluir, asimismo la viscosidad del aceite se incrementa.

5.5 Propiedades del agua del yacimiento. Definiciones.

5.5.1 Densidad del agua de formación.

5.5.1.1 Composición del agua de formación en el aceite. La mayor parte del agua de formación en los yacimientos petroleros contienen sólidos disueltos, principalmente cloruro de sodio, $NaCl$. El agua de formación también se conoce como *salmuera* o *agua salada*.

El agua de formación en los yacimientos petroleros se encuentra en el rango entre 200 ppm a 300,000 ppm. El agua de mar contiene aproximadamente 35,000 ppm de sólidos totales.

Los cationes disueltos en el agua de formación normalmente encontrados son Na^+ , Ca^{++} , Mg^{++} . Algunas veces se tienen K^+ , Ba^{++} , Li^+ , Fe^{++} y Sr^{++} .

Los aniones disueltos en el agua de formación normalmente encontrados son Cl^- , SO_4^- y HCO_3^- . También se tiene CO_3^- , NO_3^- , Br^- , I^- , BO_3^- y S^- .

Las concentraciones de los sólidos disueltos en el agua de formación se reportan en *partes por millón, ppm, miligramos por litro, mg/lit, y por ciento en peso de los sólidos*.

Las *partes por millón, ppm*, implican gramos de sólidos por un millón de gramos de agua de formación, es decir:

$$ppm = \frac{\text{gr sólidos}}{10^6 \text{ gr agua de formación}} \quad (5.78)$$

Los *miligramos por litro, mg/lit*, se expresan por:

$$\frac{mg}{lt} = \frac{mg \text{ sólidos}}{1 \text{ lt de agua de formación}} \quad (5.79)$$

Las *partes por millón, ppm*, se multiplican por la densidad del agua de formación a condiciones estándar expresada en gramos por centímetro cúbico, gr/cm^3 , para obtener miligramos por litro, mg/lit , es decir:

$$\frac{mg}{lt} = (ppm) \rho \text{ agua @ c.e.} \quad (5.80)$$

El porcentaje en peso de los sólidos disueltos en el agua de formación se obtiene dividiendo las partes por millón, ppm, por 10,000.

$$\% \text{ peso sólidos disueltos} = \frac{\text{ppm}}{10^4}, \dots\dots\dots(5.81)$$

Por ejemplo, el porcentaje en peso de los sólidos disueltos de 68,000 ppm, es:

$$\% \text{ peso sólidos disueltos} = \frac{68000}{10,000} = 6.8 \% \text{ peso}$$

5.5.5.2 Efecto de la salinidad del agua de formación. La Fig. 5.21 proporciona el comportamiento de la densidad del agua de formación a condiciones estándar como una función de los sólidos totales disueltos en el agua de formación.

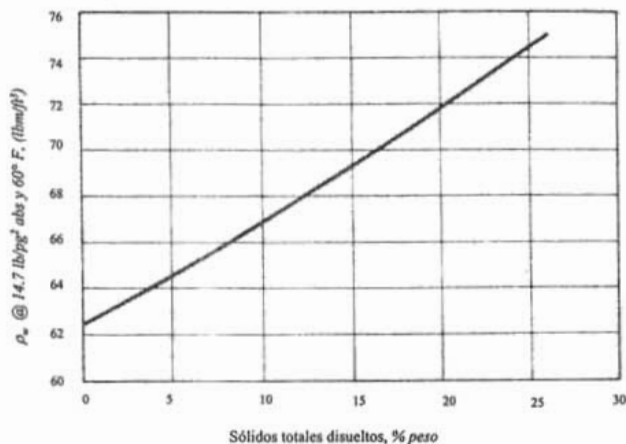


Fig. 5.21 – Efecto de la salinidad sobre la densidad del agua de formación.

La densidad a condiciones de yacimiento se calcula dividiendo la densidad a condiciones estándar por el factor de volumen de formación del agua del yacimiento a condiciones de yacimiento entre condiciones estándar.

$$\rho_w = \frac{\rho_w \left(\frac{\text{lbm}}{\text{ft}^3} \text{ a c.y.} \right) \text{ a } 14.65 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs y } 60^\circ \text{F} \times \% \text{ peso sólidos}}{B_w \left(\frac{\text{ft}^3 \text{ a c.y.}}{\text{ft}^3 \text{ a c.e.}} \right)}, \dots\dots\dots(5.82)$$

5.5.2 Factor de volumen del agua de formación, B_w . El factor de volumen del agua de formación representa los barriles de agua en el yacimiento que se requieren para producir un barril de agua en la superficie, es decir:

$$B_w = \frac{V_w @ c.y.}{V_w @ c.e.} \left(\frac{Bls\ agua + gas\ disuelto @ c.y.}{Bls\ agua @ c.e.} \right), \dots\dots\dots(5.83)$$

Al igual que el factor de volumen del aceite de formación, B_o , se involucran tres efectos:

1. La liberación del gas disuelto en el agua de formación conforme la presión se reduce.
2. La expansión del agua de formación conforme la presión se reduce.
3. La contracción del agua de formación conforme la temperatura se reduce.

La solubilidad del gas en el agua de formación es sustancialmente menor que la solubilidad del gas en el aceite. Por lo tanto, la solubilidad del gas tiene un efecto pequeño sobre el B_w . La contracción y expansión debido a la reducción de la temperatura y presión son pequeñas siendo el B_w numéricamente bajo, no mayor que 1.06 $(Bls\ agua + gas\ disuelto @ c.y.)/(Bls\ agua @ c.e.)$. La Fig. 5.22 presenta la forma más común del B_w como una función de la presión a una temperatura del yacimiento constante.

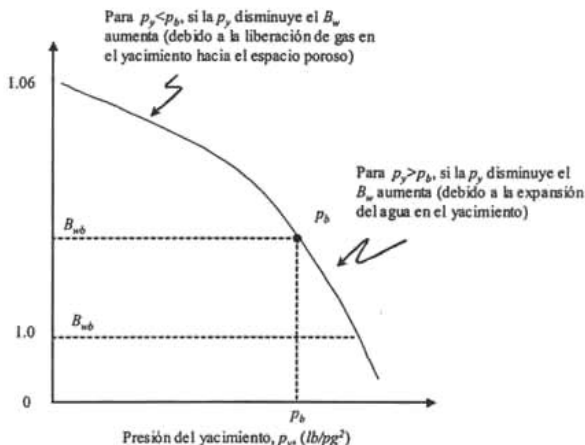


Fig. 5.22-Forma típica del factor de volumen del agua de formación, B_w , como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.

Conforme la presión del yacimiento se reduce desde la presión inicial, p_i , hasta la presión de burbuja, p_b , se presenta un incremento en el B_w debido a la expansión del agua en el yacimiento.

Una reducción en la p_y por debajo de la p_b resulta en la liberación del gas desde el agua de formación hacia el espacio poroso del yacimiento. Como consecuencia de la reducción de la presión del yacimiento, p_y , se obtiene una pérdida de volumen del líquido debido a la liberación del gas, originando en la superficie poca expansión del agua. Por lo que, el B_w continúa incrementándose conforme la presión se reduce, Fig. 5.22.

Si la presión del yacimiento, p_y se reduce a la presión atmosférica, p_{atm} , se alcanza el máximo valor de B_w . En este punto la temperatura, T , se reduce a $60^\circ F$ para obtener un $B_w=1.0 (Bls\ agua + gas\ disuelto @ c.y.)/(Bls\ agua @ c.e.)$.

A presiones del yacimiento la expansión del agua de formación provocada por el decremento de presión durante el viaje del fluido hacia la superficie, origina una mayor contracción del agua de

formación debido a la caída de temperatura y pérdida del gas. En este caso, el B_w puede tener valores menores que 1.0.

El V_l (Bls a p_{atm} y T_y) se convierte a un barril de agua de formación a condiciones de superficie debido a la reducción en T desde la T_y a una T_{atm} de 60 °F.

La Fig. 5.23 representa en forma esquemática las etapas del cambio en el volumen del agua de formación desde las condiciones del yacimiento hasta la superficie. El cambio en volumen durante la reducción de la presión se representa por ΔV_{wp} (Fig. 5.24), y el cambio en volumen debido a la reducción en T se presenta por ΔV_{wT} (Fig. 5.25). El B_w se puede calcular con:

$$B_w = (1 + \Delta V_{wp}) (1 + \Delta V_{wT}), \dots\dots\dots(5.84)$$

Una mayor concentración de las sales (salinidad) provoca un ligero incremento en el coeficiente de expansión térmica, causando un incremento en ΔV_{wT} . Una mayor concentración de la salinidad causa un decremento en la solubilidad del gas en el agua, provocando un ligero decremento en ΔV_{wp} .

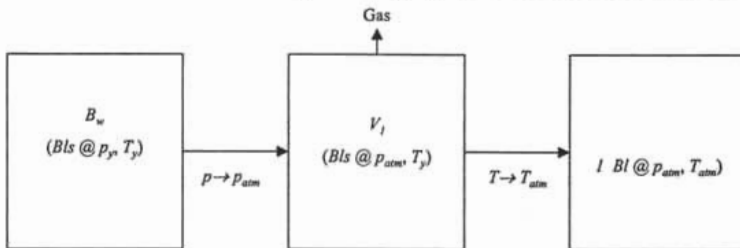


Fig. 5.23—Etapas del cambio en el volumen de agua de formación desde las condiciones de yacimiento hasta la superficie ($V_l > B_w$ debido a que la expansión resultado de la reducción de la p es menor que la reducción en el volumen del liquido resultado de la liberación del gas). El V_l (Bls @ p_{atm} y T_y) se convierte a un barril de agua de formación a condiciones de superficie debido a la reducción en T desde T_y a la $T_{atm}=60^\circ F$.

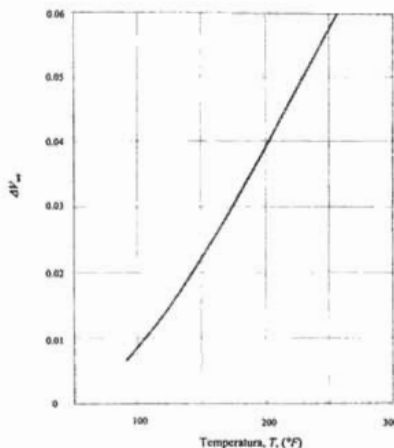


Fig. 5.24— ΔV_{wT} como una función de la presión, p_y , y temperatura del yacimiento, T_y .

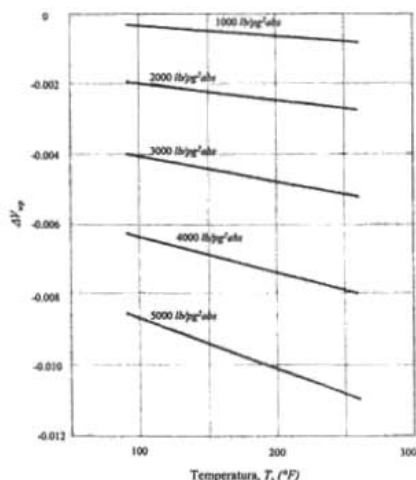


Fig. 5.25- ΔV_{wT} como una función de la temperatura del yacimiento, T_y .³⁰

5.5.3 Solubilidad del gas natural en el agua (relación gas en solución/agua), R_{sw} El gas natural también se puede disolver en el agua de formación del yacimiento.

La relación gas en solución/agua es la relación del volumen de gas producido a condiciones estándar respecto al volumen de agua de formación producida en el tanque de almacenamiento en barriles, como un resultado de la producción de un volumen de agua originalmente a condiciones de yacimiento, es decir:

$$R_{sw} = \frac{V_g @ c.e.}{V_w @ c.e.}, \dots\dots\dots(5.85)$$

La Fig. 5.26 muestra que la R_{sw} cambia conforme la presión del yacimiento, p_y cambia (en forma muy similar a la R_s). La R_{sw} es mucho menor que la R_s .

5.5.4 Coeficiente de compresibilidad isotérmica del agua, c_w La Fig. 5.27 es un comportamiento común entre la c_w y la p_y .

Cuando $p_y \geq p_b$, entonces c_w esta representada por:

$$c_w = -\frac{1}{V_w} \left(\frac{\partial V_w}{\partial p} \right)_T, \quad c_w = -\frac{1}{B_w} \left(\frac{\partial B_w}{\partial p} \right)_T, \quad c_w = -\frac{1}{\rho_w} \left(\frac{\partial \rho_w}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.86)$$

Cuando la p_y es mayor o igual que la p_b , entonces la R_{sw} es constante. Cuando la p_y es menor que la p_b entonces la R_{sw} decrece. La R_{sw} se encuentra entre 5 y 10 ($ft^3 \text{ gas @ c.e. / Bls agua @ c.e.}$), mientras que la R_s es del orden de 500 a 1,000 $ft^3 \text{ gas @ c.e. / Bls aceite @ c.e.}$.

A p_y por debajo de la p_b , $p_y > p_b$, la c_w se define como:

$$c_w = -\frac{1}{B_w} \left[\left(\frac{\partial B_w}{\partial p} \right)_T - B_g \left(\frac{\partial R_{sw}}{\partial p} \right)_T \right], \dots\dots\dots(5.87)$$

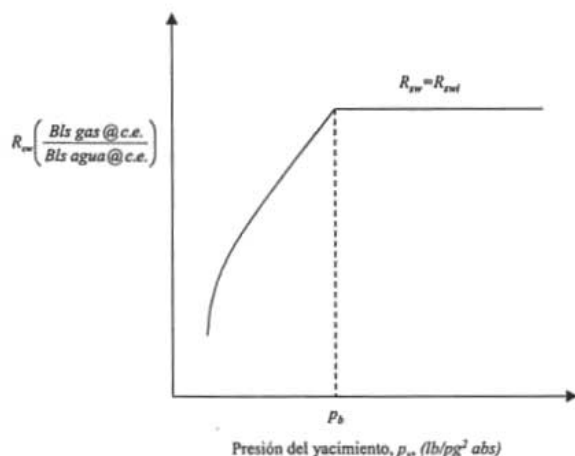


Fig. 5.26 - Comportamiento común de la relación de solubilidad del gas natural en el agua, R_{sw} , respecto a la presión del yacimiento, p_y .

La ecuación 5.87 se puede escribir como:

$$c_w = -\frac{1}{B_w} \left(\frac{\partial B_w}{\partial p} \right)_T + \frac{B_g}{B_w} \left(\frac{\partial R_{sw}}{\partial p} \right)_T, \dots\dots\dots(5.88)$$

El primer término de la ecuación 5.88 se relaciona con la c_w a presiones de yacimiento por arriba de la p_b y muestra la expansión del agua y el segundo término se relaciona con la c_w a presiones de yacimiento por debajo de la p_b y muestra el incremento del volumen del sistema.

5.5.5 Coeficiente de viscosidad de agua de formación, μ_w . La μ_w es una medida de la resistencia del agua a fluir. La μ_w decrece cuando la p_y decrece tanto para $p_y \geq p_b$, como para $p_y < p_b$. Existe un pequeño cambio en la pendiente de la gráfica de μ_w vs. p_y en el punto de burbuja. La Fig. 5.28 muestra el comportamiento común de la μ_w vs. p_y para una agua de formación.

La μ_w a condiciones de yacimiento son bajas, casi siempre $\mu_w < 1$ cp. La μ_w no presenta la forma de la μ_o debido a que la pequeña cantidad de gas disuelto en el agua proporciona un efecto pequeño sobre su viscosidad. La μ_w decrece casi a la mitad cuando la p_y decrece de 12,000 a 1,000 $lb/pg^2 abs$.

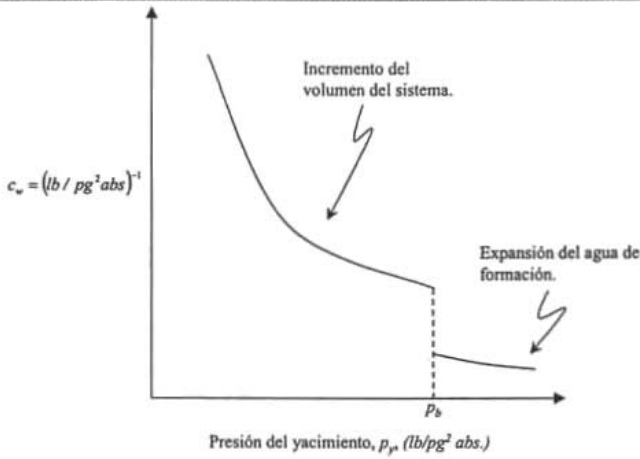


Fig. 5.27-Comportamiento de c_w con respecto a la presión a temperatura constante.

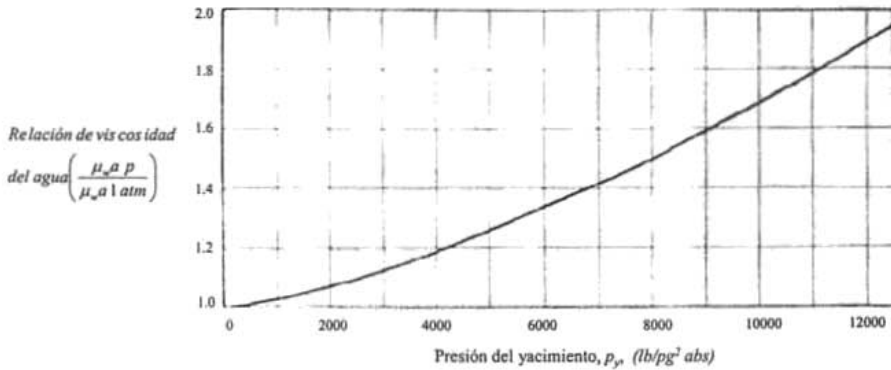


Fig. 5.28-Comportamiento común de la μ_w como una función de la p_r a temperatura constante.³¹

Ejercicios resueltos.

Ejemplo 5.1-Un gas de un yacimiento se encuentra a una $T=280\text{ }^{\circ}\text{F}$ y $3,000\text{ lb/pg}^2\text{ abs}$. Después de varios estudios realizados en el laboratorio, se obtuvo que el gas seco tiene una densidad relativa de 0.65 y presencia de CO_2 en un 10% mol.

- Determinar el valor de factor de desviación del gas a condiciones de yacimiento.
- Calcular el factor de volumen del gas de formación a condiciones de yacimiento.

Solución.

a. Primero se calculan las propiedades pseudocríticas, las propiedades pseudoreducidas, el factor de compresibilidad z y $(\partial z/\partial p_{pr})_{T_{pr}}$.

De la Fig. 2.14 del Capítulo 2 se obtiene:

$$p_{pc}=522\text{ lb/pg}^2\text{ abs y } T_{pc}=365\text{ }^{\circ}\text{R}$$

luego, a partir de las ecuaciones 2.83 y 2.84 se obtiene:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{3,000\text{ lb/pg}^2\text{ abs}}{522\text{ lb/pg}^2\text{ abs}} = 5.75 \text{ y } T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{(280+460)^{\circ}\text{R}}{365^{\circ}\text{R}} = 2.03$$

Con los valores calculados para la T_{pr} y la p_{pr} de la Fig. 2.11 del Capítulo 2 se obtiene el valor de z igual a 0.978.

b. Sustituyendo valores en la ecuación 5.9, se obtiene:

$$B_g = 0.0282 \frac{z_y T_y}{p_y} = (0.0282) \left[\frac{(0.978)(740)}{3,000} \right] = 7 \times 10^{-3} \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas @ c.y.}}{\text{ft}^3 \text{ de gas @ c.s.}}$$

Ejemplo 5.2-Una mezcla de gas presenta la siguiente composición.

Tabla 5.7 Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 5.2.

Componente	Composición, (fracción mol)
Metano, C_1H_4	0.75
Etano, C_2H_6	0.07
Propano, C_3H_8	0.05
n-Butano, nC_4H_{10}	0.04
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.04
Hexano, C_6H_{14}	0.03
Heptano, C_7H_{16}	0.02
Total	

Calcular la compresibilidad isotérmica del gas, c_g , a presión de $1,000\text{ lb/pg}^2\text{ abs}$ y $100\text{ }^{\circ}\text{F}$, asumiendo que:

- Un comportamiento ideal
- Un comportamiento real

Solución.

a. Asumiendo un comportamiento ideal.

Con la ecuación 5.14, se considera un comportamiento ideal por lo que el segundo término de la ecuación es cero.

$$c_g = \frac{1}{p} = \frac{1}{1,000\text{ lb/pg}^2\text{ abs}} = 1,000 \times 10^{-6} (\text{lb/pg}^2\text{ abs})^{-1}$$

b. Asumiendo un comportamiento real.

Paso 1. Calculando las propiedades pseudocríticas de la mezcla de gases. La **Tabla 5.9** muestra los cálculos realizados.

Tabla 5.8-Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 5.2

Componente	Composición, (fracción mol)	T_d (°R)	P_d (lb/pg ² abs)	$y_i T_d$ (°R)	$y_i P_d$ (lb/pg ² abs)
Metano, C_1H_4	0.75	343.30	666.40	257.48	499.80
Etano, C_2H_6	0.07	549.90	706.50	38.49	49.46
Propano, C_3H_8	0.05	666.10	616.00	33.31	30.80
n-Butano, nC_4H_{10}	0.04	765.60	550.60	30.62	22.02
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.04	845.80	485.00	33.83	19.40
Hexano, C_6H_{14}	0.03	914.60	434.00	27.44	13.02
Heptano, C_7H_{16}	0.02	972.80	397.00	19.46	7.94
Total				440.62	642.44

De la **Tabla 5.8**, se obtiene $T_{pc}=440.62$ °R y $p_{pc}=642.44$ lb/pg² abs.

Paso 2. Se calculan las propiedades pseudoreducidas con las ecuaciones 2.83 y 2.84, obteniendo:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{642.44 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 1.56 \text{ y } T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{(100+460)^\circ\text{R}}{440.62^\circ\text{R}} = 1.27$$

Paso 3. Con los valores calculados para la T_{pr} y la p_{pr} de la **Fig. 2.11** del Capítulo 2 se obtiene el valor de z igual a 0.725.

Paso 4. Se calcula la pendiente de la **Fig. 2.11** para una isoterma de 1.27 y una p_{pr} de 1.56.

$$\left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}} = 0.1678$$

Paso 5. Se calcula la compresibilidad pseudo reducida, c_{pr} , a partir de la ecuación 5.36 como:

$$c_{pr} = \frac{1}{p_{pr}} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}} = \frac{1}{1.56} - \frac{1}{0.725} (-0.1678) = 0.872$$

Paso 6. A partir de la misma ecuación 5.36, se calcula la compresibilidad isotérmica del gas, c_g , como:

$$c_g = \frac{c_{pr}}{p_{pc}} = \frac{0.872}{642.44} = 1357.3 \times 10^{-6} \text{ (lb/pg}^2 \text{ abs)}^{-1}$$

Se puede observar comparando los resultados obtenidos cuando se realiza el cálculo considerando un comportamiento ideal y considerando un comportamiento real que hay un error en el cálculo aproximadamente del 26.3%.

Ejemplo 5.3-De un análisis *PVT* se obtuvieron los datos que se presentan en la **Tabla 5.9**.

Tabla 5.9-Propiedades obtenidas de la mezcla para el ejemplo 5.4.

$p_b=2,744 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$	$R_{sb}=603.0 \frac{\text{ft}^3 \text{ gas @ c.s.}}{\text{Bl aceite @ c.s.}}$
$T=600^\circ \text{R}$	$^\circ \text{API}=36.4$
$\gamma_g=0.6744$	$p=2,000.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$
$R_s=443.9 \frac{\text{ft}^3 \text{ gas @ c.s.}}{\text{Bl aceite @ c.s.}}$	$B_o=1.1752 \frac{\text{Bls aceite + gas en solución @ c.y.}}{\text{Bls aceite @ c.s.}}$

Calcular el factor de volumen total, B_t , a $2,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

Solución.

Paso 1. Se calculan las propiedades pseudocríticas con las ecuaciones 2.85 y 2.86, del Capítulo 2:

$$p_{pc} = 677 + 15\gamma_g - 37.5\gamma_g^2 = 677 + 15(0.6744) - 37.5(0.6744)^2 = 670.06 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2 = 168 + 325(0.6744) - 12.5(0.6744)^2 = 373.26^\circ \text{R}$$

Paso 2. Se calculan las propiedades pseudoreducidas con las ecuaciones 2.83 y 2.84, del Capítulo 2, obteniendo:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{2,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{670.06 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 2.98 \text{ y } T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{600^\circ \text{R}}{373.26^\circ \text{R}} = 1.61$$

Paso 3. Con los valores calculados para la T_{pr} y la p_{pr} de la Fig. 2.11 del Capítulo 2 se obtiene el valor de z igual a 0.81.

Paso 4. Calcular el factor de compresibilidad del gas B_g .

$$B_g = 0.005035 \frac{z_y T_y}{p_y} = (0.005035) \left[\frac{(0.81)(600)}{2,000.7} \right] = 0.001223 \frac{\text{Bls de gas @ c.y.}}{\text{ft}^3 \text{ de gas @ c.s.}}$$

Paso 5. Se resuelve el factor de volumen total con la ecuación

$$B_t = B_o + B_g(R_{sb} - R_s) = 1.1752 + 0.001223(603 - 443.9)$$

$$B_t = 1.3698 \left(\frac{\text{Bls aceite y gas en solución a c.y.} + \text{Bls gas a c.y.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right)$$

Ejemplo 5.4-La **Tabla 5.8** proporciona datos volumétricos a 150°F para un gas natural. Determinar el coeficiente de compresibilidad isotérmico para el gas $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

Tabla 5.10-Volumen molar para la mezcla de gas del ejemplo 5.4.

Presión ($\text{lb/pg}^2 \text{ abs}$)	Volumen molar ($\text{ft}^3/\text{lbm-mol}$)
700	8.5
800	7.4
900	6.5
1000	5.7
1100	5.0
1200	4.6
1300	4.2

Paso. 1 Se realiza una gráfica de V_m vs. p y se determina la pendiente de la curva a $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

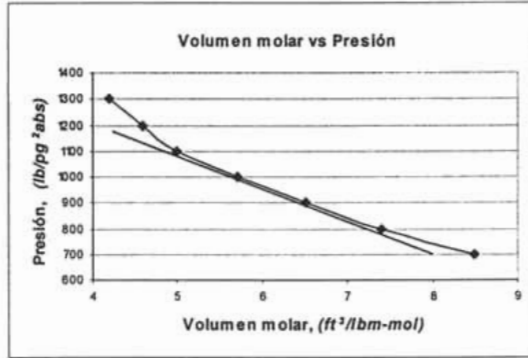


Fig. 5.29-Comportamiento del volumen molar con respecto a la presión.

$$\frac{\partial V_m}{\partial p} = \frac{V_{m_2} - V_{m_1}}{p_2 - p_1} = \frac{5 - 6.5}{1090 - 900} = \frac{-1.5}{200} = -7.89 \times 10^{-3} \frac{\text{ft}^3 / \text{lbm-mol}}{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}}$$

con la ecuación 5.23, se calcula la compresibilidad del gas a $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$. Para esta presión, se tiene un volumen molar de $5.7 \text{ ft}^3/\text{lbm-mol}$. Sustituyendo valores:

$$c_g = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T = \left(-\frac{1}{5.7 \text{ ft}^3/\text{lbm-mol}} \right) \left(-7.89 \times 10^{-3} \frac{\text{ft}^3 / \text{lbm-mol}}{\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs}} \right)$$

$$c_g = 1.38 \times 10^{-3} (\text{lb} / \text{pg}^2 \text{ abs})^{-1}$$

Capítulo 6

Equilibrio líquido-vapor

6.1 Introducción.

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 existen 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.

El propósito de este capítulo es presentar algunos métodos y ejemplos para calcular el comportamiento de mezclas de hidrocarburos en la región de dos fases de la envolvente. Se presentarán tres clases de problemas en los que se calcularán: (1) las condiciones en las cuales una mezcla de hidrocarburos presenta un punto de burbuja, (2) las condiciones en las cuales una mezcla de hidrocarburos presenta un punto de rocío, y (3) las cantidades y composiciones del vapor y del líquido a las condiciones termodinámicas dentro de la región de dos fases.

Los métodos de cálculo permitirán predecir el comportamiento del fluido del yacimiento, para determinar las condiciones del proceso de los fluidos del yacimiento en las instalaciones superficiales.

Se estudiarán los comportamientos de un *fluido hipotético* o *solución ideal*, revisando los factores que provocan que una *solución real* se desvíe del comportamiento de una *solución ideal*. Asimismo, se presentarán métodos para predecir el comportamiento de *soluciones ideales* y de *soluciones reales*.

6.2 Soluciones ideales.

Las propiedades de soluciones líquidas ideales se presentan cuando: a) los componentes de la solución se mezclan mostrando una solubilidad mutua, b) no existe interacción química entre los componentes de la mezcla, c) los diámetros moleculares de cada componente de la mezcla son iguales, y d) las fuerzas intermoleculares de atracción y repulsión son iguales entre las moléculas.

Estas propiedades proporcionan dos resultados prácticos siendo: (1) no existe un efecto de calentamiento cuando los componentes de una solución ideal se mezclan y, (2) a las mismas condiciones de presión y temperatura, el volumen de una solución ideal es igual a la suma de los volúmenes de los componentes que ocuparían como líquidos puros.

Por otro lado, las soluciones líquidas ideales no existen al igual que en el caso de los gases ideales, teniendo que las mezclas de vapores (gases) a presiones bajas, se comportan de manera similar a una solución ideal. Asimismo, las mezclas líquidas de los componentes de la misma serie homóloga (hidrocarburos), se asemejan al comportamiento de soluciones ideales a condiciones de presiones bajas.



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

6.2.1 Ecuación de Raoult. La teoría desarrollada por Raoult establece que la presión parcial de un componente puro en el vapor, es igual a la fracción mol del componente en el líquido multiplicado por la presión de vapor de dicho componente.

La ecuación de Raoult es válida solamente si las mezclas de vapor y líquido son soluciones ideales. La expresión matemática de la ecuación de Raoult es,

$$p_j = x_j p_{vj}, \dots\dots\dots(6.1)$$

en donde x es la fracción mol del componente en el líquido en fracción, p es la presión parcial del componente en el gas en equilibrio con un líquido de composición x_j en $lb/pg^2 abs$, y p_v es la presión de vapor que ejerce el componente puro a la temperatura deseada en $lb/pg^2 abs$.

6.2.2 Ecuación de Dalton. La teoría de Dalton se utiliza para calcular la presión parcial ejercida por un componente puro en una mezcla de gases ideales, es decir:

$$p_j = y_j p, \dots\dots\dots(6.2)$$

en donde y es la fracción mol del componente en el vapor expresada en fracción, y p es la presión del sistema en $lb/pg^2 abs$.

6.2.3 Composiciones y cantidades de las fases líquido y vapor en equilibrio de una solución ideal. Se observa que las ecuaciones de Raoult y Dalton representan la presión parcial de un componente en una mezcla de gases. En la ecuación de Raoult el vapor debe de estar en equilibrio con el líquido. Luego, combinando las ecuaciones 6.1 y 6.2 para eliminar las presiones parciales,

$$x_j p_{vj} = y_j p, \dots\dots\dots(6.3)$$

o bien,

$$\frac{p_{vj}}{p} = \frac{y_j}{x_j}, \dots\dots\dots(6.4)$$

Las ecuaciones 6.3 y 6.4 relacionan las composiciones de las fases líquido y vapor en equilibrio a la presión y temperatura a las cuales el equilibrio líquido-vapor existe.

La ecuación 6.4 es la relación de la fracción mol de un componente en el vapor a la fracción mol del componente en el líquido. Para determinar los valores de x y y , la ecuación 6.4 se debe de combinar con otra ecuación que relacione las cantidades x y y , la cuál se obtiene a través de un balance de materia sobre el componente y de la mezcla gaseosa, es decir:

$$n = n_L + n_g, \dots\dots\dots(6.5)$$

y

$$z_j = x_j + y_j, \dots\dots\dots(6.6)$$

en esta última ecuación se debe de cumplir la condición de $z = 1$. Incluyendo la fracción mol del componente en la mezcla total (ecuación 6.6 en la ecuación 6.5) en las fases vapor y líquido, se tiene:

$$z_j n = x_j n_L + y_j n_g, \dots\dots\dots(6.7)$$

en donde de las ecuaciones 6.5 a 6.7 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 es la fracción mol del componente en la mezcla total incluyendo las fases líquido y vapor, x es la fracción mol del componente en la mezcla total, y es la fracción mol del componente en el vapor, z es el número de moles del componente en la mezcla, n_L es el número de moles del componente en la fase líquida, y n_g es el número de moles del componente en la fase de vapor.

A partir de la ecuación 6.4, se tiene:

$$y_j = x_j \frac{P_{vj}}{P}, \dots\dots\dots(6.8)$$

eliminando y al sustituir la ecuación 6.8 en la ecuación 6.7 se tiene:

$$z_j n = x_j n_L + x_j \frac{P_{vj}}{P} n_g, \dots\dots\dots(6.9)$$

es decir,

$$x_j = \frac{z_j n}{\left(n_L + \frac{P_{vj}}{P} n_g \right)}, \dots\dots\dots(6.10)$$

Por definición, se debe de cumplir que $\sum_{j=1}^n x_j = 1$. Aplicando esta condición a la ecuación 6.10,

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{\left(n_L + \frac{P_{vj}}{P} n_g \right)} = 1 \text{ (ensaye y error)}, \dots\dots\dots(6.11)$$

De igual manera, a partir de la ecuación 6.4 se tiene:

$$x_j = y_j \left(\frac{P}{P_{vj}} \right), \dots\dots\dots(6.12)$$

ahora bien eliminando x al sustituir la ecuación 6.12 en la ecuación 6.7, se tiene:

$$z_j n = y_j \left(\frac{P}{P_{vj}} \right) n_L + y_j n_g, \dots\dots\dots(6.13)$$

es decir,

$$y_j = \frac{z_j n}{\left(n_g + \frac{p}{p_{vj}} n_L \right)}, \dots\dots\dots(6.14)$$

por definición, se debe de cumplir que $\sum_{j=1}^n y_j = 1$. Aplicando esta condición a la ecuación 6.14,

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{\left(n_g + \frac{p}{p_{vj}} n_L \right)} = 1 \text{ (ensaye y error)}, \dots\dots\dots(6.15)$$

Las ecuaciones 6.11 y 6.15 se resuelven mediante un proceso de ensaye y error, y se utilizan para calcular las composiciones de las fases líquido y vapor de una mezcla en el equilibrio, respectivamente.

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

$$\bar{n}_L + \bar{n}_g = 1, \dots\dots\dots(6.16)$$

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:

$$n_L = n(\bar{n}_L), \dots\dots\dots(6.17)$$

y

$$n_g = n(\bar{n}_g), \dots\dots\dots(6.18)$$

o bien, las ecuaciones 6.17 y 6.18 se pueden expresar respectivamente como:

$$\bar{n}_L = n_L / n, \dots\dots\dots(6.19)$$

y

$$\bar{n}_g = n_g / n, \dots\dots\dots(6.20)$$

sustituyendo las ecuaciones 6.17 y 6.18 en la ecuación 6.11,

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{n(\bar{n}_L) + \frac{p_{vj}}{p} n(\bar{n}_g)} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{\left[\bar{n}_L + \frac{p_{vj}}{p} \bar{n}_g \right]} = 1, \dots\dots\dots(6.21)$$

de la ecuación 6.16 se obtiene,

$$\bar{n}_L = 1 - \bar{n}_g, \dots\dots\dots(6.22)$$

sustituyendo la ecuación 6.22 en la ecuación 6.21 se obtiene,

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{(1 - \bar{n}_g) + \frac{p_{vj}}{p} \bar{n}_g} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{1 + \bar{n}_g \left[\frac{p_{vj}}{p} - 1 \right]} = 1, \dots\dots\dots(6.23)$$

sustituyendo las ecuaciones 6.17 y 6.18 en la ecuación 6.15,

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{n(\bar{n}_g) + \frac{p}{p_{vj}} n(\bar{n}_L)} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{\left[\bar{n}_g + \frac{p}{p_{vj}} \bar{n}_L \right]} = 1, \dots\dots\dots(6.24)$$

de la ecuación 6.16 se obtiene,

$$\bar{n}_g = 1 - \bar{n}_L, \dots\dots\dots(6.25)$$

sustituyendo la ecuación 6.25 en la ecuación 6.24 se obtiene,

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{(1 - \bar{n}_L) + \frac{p}{p_{vj}} \bar{n}_L} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{1 + \bar{n}_L \left[\frac{p}{p_{vj}} - 1 \right]} = 1, \dots\dots\dots(6.26)$$

Las ecuaciones 6.23 y 6.26 se emplean para los cálculos de las composiciones de líquido y vapor, respectivamente en las mezclas de soluciones ideales. Para el cálculo de la sumatoria $\sum x_j$ (ecuación 6.23) se emplea un proceso de ensaye y error, con un valor de \bar{n}_g entre cero y uno ($0 \leq \bar{n}_g \leq 1$), obteniendo las presiones de vapor, p_v , de cada componente de la mezcla a la temperatura deseada, y se realiza el cálculo de la sumatoria para x . Si el resultado de la sumatoria de x , es igual a la unidad cada término en la suma es igual a x , y la masa total de vapor, \bar{n}_g , es igual al producto del valor ensayado de \bar{n}_g multiplicada por los moles totales de la mezcla, n . Si el resultado de la sumatoria x no es igual a la unidad, se considera un nuevo valor de \bar{n}_g hasta que la sumatoria de x sea igual a la unidad. De igual forma, para el cálculo de la sumatoria $\sum y_j$ (ecuación 6.26) se emplea un ensaye y error, se ensaya un valor de \bar{n}_L entre cero y uno ($0 \leq \bar{n}_L \leq 1$), obteniendo las presiones de vapor, p_v , de cada componente de la mezcla a la temperatura deseada, y realizando el cálculo de la sumatoria para y_j . Cuando la condición de la sumatoria $\sum y_j = 1$ se cumple, entonces se ha encontrado el valor correcto

para \bar{n}_L , y los términos en la suma es igual a y_j , \bar{n}_L representa entonces, el número de moles en el líquido por mol de la mezcla total.

Ejemplo 6.1—Equilibrio líquido-vapor en soluciones ideales. Calcular las composiciones y cantidades de gas y líquido para 1 lbm-mol cuando una mezcla se trae a condiciones de equilibrio de 200 lb/pg²abs y 150 °F. Considerar un comportamiento de la solución ideal. La composición y fracción mol de la mezcla se presentan en la **Tabla 6.1**.

Tabla 6.1—Composición de la solución ideal del ejemplo 6.1.

Componente	Composición de la mezcla fracción mol
	z_j
Propano, C_3H_8	0.610
n-Butano, nC_4H_{10}	0.280
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.110
Total	1.000

Solución.

La **Tabla 6.2** y la **Fig. 6.1** muestran los resultados obtenidos para \bar{n}_L al aplicar un proceso de ensaye y error.

Tabla 6.2—Composición de la solución ideal mostrando los resultados obtenidos por ensaye y error.

Componente	Composición de la mezcla (fracción mol)	Presión de vapor, lb/pg ² abs	Composición de gas fracción mol para $\bar{n}_L = 0.5$	Composición de gas fracción mol para $\bar{n}_L = 0.45$	Composición de gas fracción mol para $\bar{n}_L = 0.487$	Composición de líquido fracción mol para $\bar{n}_L = 0.513$
	z_j	p_{vj}	$y_j = z_j / (1 + \bar{n}_L(p/p_{vj} - 1))$	$y_j = z_j / (1 + \bar{n}_L(p/p_{vj} - 1))$	$y_j = z_j / (1 + \bar{n}_L(p/p_{vj} - 1))$	$x_j = y_j(p/p_{vj})$
Propano, C_3H_8	0.610	350.0	0.776	0.756	0.771	0.4405
n-Butano, nC_4H_{10}	0.280	105.0	0.193	0.199	0.194	0.3702
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.110	37.0	0.034	0.037	0.035	0.1890
	1.000		1.003	0.992	1.000	1.000

La sumatoria es igual a la unidad para $\bar{n}_L = 0.487$. Entonces, $1 - 0.487 = 0.513$, por lo que existen 0.513 moles de gas y 0.487 moles de líquido por cada mol total de la mezcla.

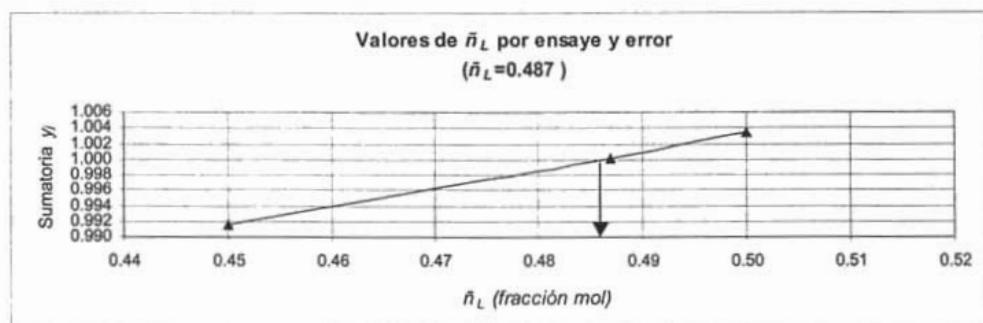


Fig. 6.1—Gráfica que muestra los valores de n_L por ensaye y error para el ejemplo 6.1.

6.2.4 Cálculo de la presión en el punto de burbuja de una solución líquida ideal. La presión en el punto de burbuja es el punto en el cual aparece la primera burbuja de gas. Desde el punto de vista de ingeniería, la cantidad de gas es despreciable. Esto significa que el número total de moles en la fase de vapor es cero ($n_g=0$), y el número total de moles en la fase líquida es igual al número total de moles de la mezcla ($n=n_L$). Sustituyendo $n_g=0$, $n=n_L$ y $p=p_b$ en la ecuación 6.15 se tiene:

$$\sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{\frac{p_b}{p_j} n} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{\left(\frac{p_b}{p_j}\right)} = 1, \dots\dots\dots(6.27)$$

Por lo tanto, a partir de esta última ecuación se obtiene que la presión de burbuja de una solución líquida ideal a una temperatura deseada, es la suma de la fracción mol de cada componente, z_j , multiplicada por la presión de vapor de cada componente, es decir,

$$p_b = \sum_{j=1}^n z_j p_{vj}, \dots\dots\dots(6.28)$$

Ejemplo 6.2—Presión de burbuja para una solución ideal. Calcular la presión en el punto de burbuja a 150 °F de la mezcla del ejemplo 6.1. Considerar un comportamiento de la solución ideal.

Solución.

La presión de vapor se calcula con la gráfica de Cox a una $T=150$ °F, obteniendo la **Tabla 6.3**.

Tabla 6.3—Cálculo de la presión de burbuja de la solución ideal para el ejemplo 6.2.

Componente	Composición de la mezcla fracción mol	Presión de vapor a 150°F	
	z_j	p_{vj}	$z_j p_{vj}$
Propano, C_3H_8	0.610	350.00	213.50
n-Butano, nC_4H_{10}	0.280	105.00	29.40
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.110	37.00	4.07
Total	1.000		246.97

La presión en el punto de burbuja calculada es $p_b = 246.97 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

6.2.5 Cálculo de la presión en el punto de rocío de una solución de gases ideales. La presión en el punto de rocío es el punto en el cual aparece la primera molécula de líquido. Desde el punto de vista de ingeniería la cantidad de líquido es despreciable. Esto significa que el número total de moles de líquido es cero ($n_L=0$) y el número total de moles de gas es igual al número total de moles de la mezcla ($n=n_g$). Luego entonces, substituyendo $n_L=0$, $n_g=n$ y $p=p_d$ en la ecuación 6.11 se tiene:

$$\sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{\left(\frac{p_{vj}}{p_d}\right) n} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{\left(\frac{p_{vj}}{p_d}\right)} = 1, \dots\dots\dots(6.29)$$

Por lo tanto, a partir de esta última ecuación la presión de rocío de una mezcla de gases ideales a una temperatura deseada, es el recíproco de la suma de la fracción mol de cada componente dividida por la presión de vapor de cada componente, es decir:

$$p_d = \frac{1}{\sum_{j=1}^n \left(\frac{z_j}{P_{vj}} \right)}, \dots\dots\dots(6.30)$$

Ejemplo 6.3–Presión de rocío para una solución ideal. Calcular la presión en el punto de rocío a 150 °F de la mezcla del ejemplo 6.1. Considerar un comportamiento de la solución ideal.

Solución.

La presión de vapor para cada componente de la mezcla se obtiene a partir de la gráfica de Cox a una $T=150^\circ\text{F}$. Los resultados obtenidos se presentan en la **Tabla 6.4**.

Tabla 6.4–Cálculo de la presión de rocío de la solución ideal para el ejemplo 6.3.

Componente	Composición de la mezcla (fracción mol)	Presión de vapor a 150 °F, (lb/pg ² abs)	
	z_j	P_{vj}	z_j/P_{vj}
Propano, C_3H_8	0.61	350	0.002
n-Butano, nC_4H_{10}	0.28	105	0.003
n-Pentano,	0.11	37	0.003
Total	1.00		0.007

La presión en el punto de rocío es $p_d = 1/\sum(z_j/P_{vj}) = 135.456 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

6.3 Soluciones reales (no ideales).

Las ecuaciones 6.11 y 6.15 se emplean para conocer cuantitativamente el equilibrio líquido-vapor de una mezcla en dos fases. Sin embargo, las principales suposiciones en la derivación de estas ecuaciones son las siguientes:

1. La ecuación de Dalton 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 6.11 y 6.15 por debajo de $100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ de presión y a temperaturas moderadas.
2. La ecuación de Raoult considera que el líquido se comporta como una solución ideal. El comportamiento de solución ideal es aproximado sólo si los componentes de la mezcla 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 6.11 y 6.15 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°F es un componente de la mezcla, entonces las ecuaciones 6.11 y 6.15 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:

$$K_j = \frac{y_j}{x_j}, \dots\dots\dots(6.31)$$

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 dadas.

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. En el Apéndice B, se presentan algunas figuras que muestran las relaciones de equilibrio, K , en función de la presión para diversos componentes hidrocarburos a presiones de convergencia a $5,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$. Este capítulo se limita al empleo de la relación de equilibrio en cálculos de equilibrio líquido-vapor. El empleo de correlaciones para la relación de equilibrio no se presenta en este capítulo.

6.3.1 Composiciones y cantidades de las fases líquido y vapor (gas) en equilibrio para una solución real. Recordando la ecuación para el equilibrio de una solución ideal (ecuación 6.4), y en función de la relación de equilibrio, K , (ecuación 6.31), se tiene,

$$\frac{P_j}{p} = \frac{y_j}{x_j} = K, \dots\dots\dots(6.32)$$

Ahora bien, sustituyendo la expresión 6.31 en las ecuaciones 6.11 y 6.15, respectivamente, para tomar en cuenta el comportamiento de soluciones reales, lo que implica reemplazar la relación de presiones (p_v / p) por la relación de equilibrio experimental para las fases líquido-vapor, es decir,

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \left(\frac{z_j n}{n_L + n_g K_j} \right) = 1, \dots\dots\dots(6.33)$$

para la composición de la fase líquida en equilibrio, y

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \left(\frac{z_j n}{n_g + \frac{n_L}{K_j}} \right) = 1, \dots\dots\dots(6.34)$$

para la composición de la fase vapor en equilibrio.

Simplificando la ecuación 6.33 en función de una mol de mezcla total. Es decir, sustituyendo 6.17 y 6.18 en la ecuación 6.33, se tiene,

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \left[\frac{z_j n}{n(n_L) + K_j n(n_g)} \right] = \sum_{j=1}^n \left[\frac{z_j}{n_L + n_g K_j} \right] = 1, \dots\dots\dots(6.35)$$

sustituyendo la ecuación 6.22 en la ecuación 6.35,

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \left[\frac{z_j}{1 - n_g + n_g K_j} \right] = \sum_{j=1}^n \left[\frac{z_j}{1 + n_g (K_j - 1)} \right] = 1 \text{ (ensaye y error)}, \dots\dots\dots(6.36)$$

De manera similar, simplificando la ecuación 6.34 en función de una mol de mezcla total mediante la sustitución de las ecuaciones 6.17 y 6.18 en la ecuación 6.34, se obtiene:

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{n(\bar{n}_g) + \frac{n(\bar{n}_L)}{K_j}} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{\bar{n}_g + \frac{\bar{n}_L}{K_j}} = 1, \dots\dots\dots(6.37)$$

luego, sustituyendo la ecuación 6.25 en la ecuación 6.37,

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{1 - \bar{n}_L + \frac{\bar{n}_L}{K_j}} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{1 + \bar{n}_L \left(\frac{1}{K_j} - 1 \right)} = 1 \text{ (ensaye y error), } \dots\dots\dots(6.38)$$

Las ecuaciones 6.36 y 6.38 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 6.36 o 6.38, respectivamente), y (c) la precisión de los resultados depende estrictamente de la precisión de los valores de las relaciones de equilibrio empleadas.

Ejemplo 6.4—Equilibrio líquido vapor para una solución real. Calcular la composición y cantidades de gas y líquido para 1 lbm-mol cuando una mezcla se trae a condiciones de equilibrio de 200 lb/pg²abs y 150 °F. Considerar un comportamiento de la solución real. La composición y fracción mol de la mezcla se presentan en la **Tabla 6.5**.

Tabla 6.5—Composición de la solución ideal del ejemplo 6.4.

Componente	Composición de la mezcla (fracción mol)
	z_j
Propano, C_3H_8	0.610
n-Butano, nC_4H_{10}	0.280
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.110
Total	1.000

Solución.

La **Tabla 6.6** presenta los datos y resultados obtenidos.

Tabla 6.6—Composición y cantidades de gas y líquido para la mezcla del ejemplo 6.4 estimado por un proceso de ensaye y error.

Componente	Composición de la mezcla (fracción mol)	Relación de equilibrio 150 °F y 200 lb/pg ² abs	Composición de gas (fracción mol para $\bar{n}_L=0.5$)	Composición de gas (fracción mol para $\bar{n}_L=0.6$)	Composición de gas (fracción mol para $\bar{n}_L=0.547$)
	z_j	K_j	$y_j = z_j / (1 + \bar{n}_L * (1/K_j - 1))$	$y_j = z_j / (1 + \bar{n}_L * (1/K_j - 1))$	$y_j = z_j / (1 + \bar{n}_L * (1/K_j - 1))$
Propano, C_3H_8	0.610	1.550	0.742	0.775	0.757
n-Butano, nC_4H_{10}	0.280	0.592	0.208	0.198	0.203
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.110	0.236	0.042	0.037	0.040
Total	1.000		0.992	1.010	1.000

La sumatoria es igual a la unidad para $\bar{n}_L=0.547$. Entonces, existen 0.547 moles de líquido y $1-0.547=0.453$ moles de gas por cada mol total de la mezcla. La **Tabla 6.7** presenta los resultados calculados.

Tabla 6.7-Composiciones de gas y líquido calculados para el ejemplo 6.4.

Componente	Composición de gas (fracción mol para $\bar{n}_L=0.547$)	Composición de líquido (fracción mol para $\bar{n}_L=0.453$)
	$y_j = z_j / (1 + \bar{n}_L * (1/K_j - 1))$	$x_j = y_j / K_j$
Propano, C_3H_8	0.757	0.488
n-Butano, nC_4H_{10}	0.203	0.343
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.040	0.168
Total	1.000	1.000

La **Fig. 6.2** presenta los valores ensayados para \bar{n}_L , con la sumatoria de la ecuación 6.38, observando la solución para $\bar{n}_L=0.487$. Del ejemplo 6.4 se observa que al comparar el comportamiento de la solución ideal (ejemplo 6.1) respecto al comportamiento de la solución real (ejemplo 6.4) se obtiene un error aproximado del 11% en el valor de n_L ($\approx 0.487/0.547$).

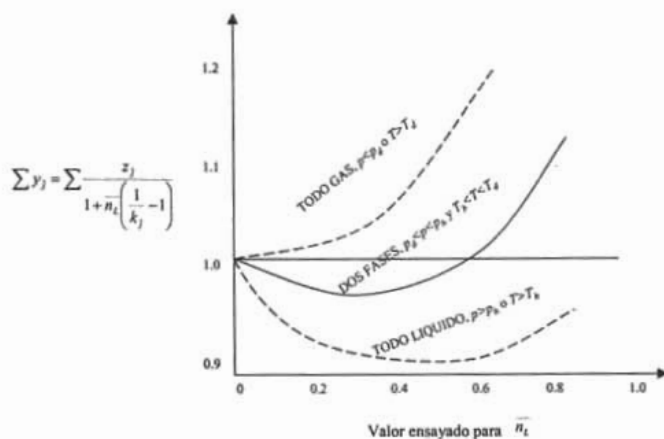


Fig. 6.2-Comportamiento común de la ecuación 6.38. Muestra los valores de la sumatoria para presiones y temperaturas donde se tiene una sola fase y dos fases en equilibrio.

6.3.2 Verificación de que la mezcla real se encuentre en la región de 2 fases. Las ecuaciones 6.36 y 6.38 contienen los términos \bar{n}_g y \bar{n}_L , respectivamente. Por lo tanto, la solución de estas ecuaciones se afecta en forma sensible al ensayar con valores erróneos de \bar{n}_g o \bar{n}_L .

La **Fig. 6.3** presenta los resultados que se obtienen al realizar cálculos con las ecuaciones 6.38 ($\sum y_j=1$). 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 $n_L=0$ en la ecuación 6.38 se obtiene una solución trivial (sin importancia).

De la **Fig. 6.2** se puede realizar la discusión siguiente:

a) La mezcla es *toda líquida* si 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 Fig. 6.2 muestra que a éstas condiciones de presión y temperatura no existe solución ($\sum y_j=1$). Es decir, a partir de la ecuación 6.31 ($K_j=y_j/x_j$), se observa que si $K_j < 1$, entonces $x_j > y_j$ existiendo más líquido que vapor (gas). La línea discontinua inferior se obtiene si se cumplen las condiciones siguientes:

$$\sum_{j=1} z_j K_j < 1.0, \sum_{j=1} z_j (y_j / x_j) < 1.0, \text{ si } y_j < x_j \text{ y } T > T_b, p > p_b, \dots\dots\dots(6.39)$$

b) La mezcla es *toda 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 Fig. 6.2 muestra que a éstas condiciones de presión y temperatura no existe solución, ($\sum y_j=1$). Es decir, a partir de la ecuación 6.31 ($K_j=y_j/x_j$) 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 si,

$$\sum_{j=1} (z_j / K_j) < 1.0, \sum_{j=1} z_j (x_j / y_j) < 1.0, \text{ si } y_j > x_j \text{ y } T > T_d, p < p_d, \dots\dots\dots(6.40)$$

c) La mezcla se encuentra en la *región de dos fases* si ambas condiciones representadas en las desigualdades 6.39 y 6.40 son mayor que la unidad, es decir,

$$\sum_{j=1} z_j K_j > 1.0, \dots\dots\dots(6.41)$$

y

$$\sum_{j=1} (z_j / K_j) > 1.0, \dots\dots\dots(6.42)$$

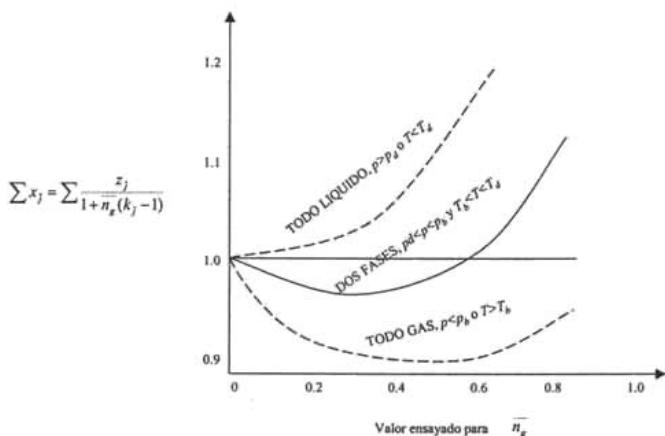


Fig. 6.3-Comportamiento típico de la ecuación 6.36. Muestra los valores de la sumatoria para presiones y temperaturas donde se tiene una sola fase y dos fases en equilibrio.

La línea continua central en la Fig. 6.2 muestra la región de dos fases si se cumplen las desigualdades 6.41 y 6.42. Por lo tanto, antes de realizar los cálculos de equilibrio líquido-vapor se deben de cumplir las condiciones representadas por las desigualdades 6.41 y 6.42 para tener certeza de que la mezcla (solución real se encuentra en la región de dos fases).

La Fig. 6.3 representa los resultados que se obtienen al realizar cálculos con la ecuación 6.36 ($\sum x_j=1$). El valor correcto de \bar{n}_g es el valor con el cual la sumatoria es igual a la unidad. Independientemente de la presión y temperatura seleccionadas, al sustituir $\bar{n}_g = 0$ en la ecuación 6.38, se obtiene una solución trivial (sin importancia).

El significado físico de las curvas en la Fig. 6.3 es similar al significado físico discutido para las curvas en la Fig. 6.2. La curva sólida representa la solución para el ejemplo 6.4 en el cual se calcula un valor correcto de \bar{n}_g igual a 0.453 moles.

6.3.3 Método para obtener una convergencia rápida del valor verdadero para \bar{n}_g (Fig. 6.3). El valor correcto para \bar{n}_g se obtiene en el punto en donde la curva sólida cruza la condición de ($\sum x_j=1.0$). Si la condición de ($\sum x_j < 1.0$) para un valor ensayado de \bar{n}_g , se debe de incrementar el siguiente valor para \bar{n}_g . Si la condición de ($\sum x_j > 1.0$) para un valor ensayado de \bar{n}_g , se debe de reducir el siguiente valor de \bar{n}_g .

Debido a que la curva en la vecindad del valor correcto de \bar{n}_g es casi una línea recta, se puede utilizar interpolación lineal una vez que se tengan dos valores ensayados para \bar{n}_g .

6.3.4 Cálculo de la presión en el punto de burbuja de un líquido real. 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 6.34.

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n}{\left(\frac{n}{K_j}\right)} = \sum_{j=1}^n z_j K_j = 1, \dots\dots\dots(6.43)$$

Se observa que la presión no se encuentra implícita en la ecuación 6.43. La presión es función del valor de la constante de equilibrio, K . Por lo tanto, la presión de burbuja de una solución real, p_b , no se puede calcular directamente como en el caso de soluciones ideales. 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 6.43. 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 p_b empleando como valor inicial de ensaye el valor calculado con la ecuación para soluciones ideales (ecuación 6.28).

$$p_b \text{ inicial ensayo} = \sum_{j=1}^n z_j p_{v_j}, \dots\dots\dots(6.44)$$

Cuando se ha calculado la p_b correcta (real) por ensaye y error, la composición de la cantidad de

gas infinitesimal a la p_b se proporciona por los términos de la sumatoria $\sum_{j=1}^n z_j K_j$.

Ejemplo 6.5—Cálculo de la presión de burbuja de un líquido real. Calcular la presión en el punto de burbuja de la mezcla proporcionada en la **Tabla 6.8** a una temperatura de 150°F . Considerar que las relaciones de equilibrio proporcionadas en las gráficas del Apéndice C se pueden usar para esta mezcla.

Solución.

Por ensaye y error, se calcula una presión que satisfaga la sumatoria de la ecuación 6.43 ($\sum z_j K_j$), bajo la suposición de un comportamiento ideal de la solución. El primer valor de ensaye de la p_b es de $247\text{ lb/pg}^2\text{ abs}$. Se determinan los valores de K_j a 150°F y $247\text{ lb/pg}^2\text{ abs}$ de las gráficas que se presentan en el Apéndice C y se construye la **Tabla 6.8**.

Tabla 6.8—Cálculos de la presión de burbuja de la solución real del ejemplo 6.5.

Componente	Composición de la mezcla fracción mol z_j	Presión de vapor a 150°F P_{vj}	Primer ensayo		Segundo ensayo		Tercer ensayo		
			$p_b = z_j P_{vj}$	Equilibrio $150^\circ\text{F}, 247\text{ lb/pg}^2\text{ abs}$	Equilibrio $150^\circ\text{F}, 220\text{ lb/pg}^2\text{ abs}$	Equilibrio $150^\circ\text{F}, 237\text{ lb/pg}^2\text{ abs}$			
				$z_j K_j$	$z_j K_j$	$z_j K_j$			
Propano, C_3H_8	0.610	350.000	213.500	1.320	0.805	1.440	0.878	1.360	0.830
n-Butano, nC_4H_{10}	0.280	105.000	29.400	0.507	0.142	0.553	0.155	0.523	0.146
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.110	37.000	4.070	0.204	0.022	0.218	0.024	0.208	0.023
Total	1.000		246.970		0.970		1.057		0.999

Se grafican los valores ensayados de presión vs. la sumatoria y se interpola para calcular un tercer valor de la presión de burbuja de $237\text{ lb/pg}^2\text{ abs}$. Finalmente, la sumatoria ($\sum z_j K_j$)=1.0, así que $p_b=237\text{ lb/pg}^2\text{ abs}$.

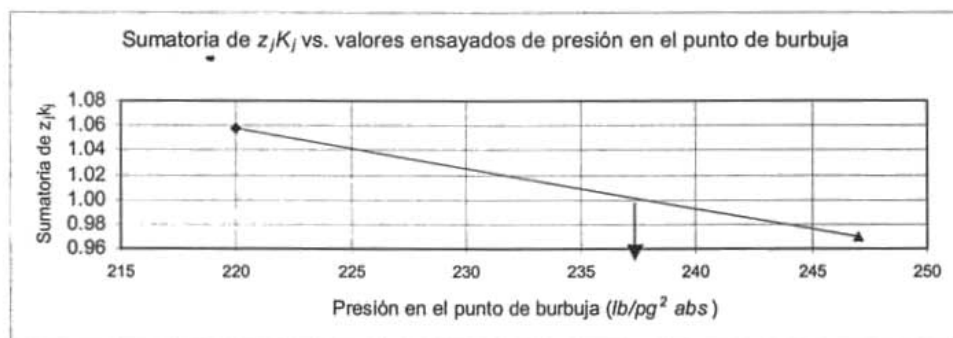


Fig. 6.4—Gráfica que muestra la sumatoria de $z_j K_j$ vs. valores ensayados de presión en el punto de burbuja.

6.3.5 Cálculo de la presión en el punto de rocío de un gas real. 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 $n_g = n$ y $n_l = 0$, condiciones que se sustituyen dentro de la ecuación 6.33.

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j^n}{(nK_j)} = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{K_j} = 1, \dots\dots\dots(6.45)$$

La presión en el punto de rocío es la presión a una temperatura proporcionada en la que se satisface la condición de la ecuación 6.45. 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 calculado con la ecuación para soluciones ideales (ecuación 6.30).

$$p_d \text{ ensayo inicial} = \sum_{j=1}^n \left(\frac{z_j}{p_{vj}} \right)^{-1}, \dots\dots\dots(6.46)$$

Ejercicios resueltos.

Ejemplo 6.1-Calcular la composiciones de gas y líquido cuando una solución se trae a condiciones de equilibrio de $200 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y 160° F . Considerar un comportamiento de la solución ideal. La composición y masa de la solución se presentan en la **Tabla 6.9**.

Tabla 6.9-Composición de la mezcla para el ejemplo 6.1.

Componente	Masa (lbm)
Propano, C_3H_8	25
n-Butano, nC_4H_{10}	20
n-Pentano, nC_5H_{12}	10

Solución.

Primero se obtiene del Apéndice A, el peso molecular para cada componente y con este se calcula el número de moles con la ecuación 2.25, del Capítulo 2, luego, se calcula la composición en fracción mol de la mezcla. La presión de vapor para cada componente se obtiene de las cartas de Cox. La **Tabla 6.10**, presenta los resultados obtenidos.

Tabla 6.10-Cálculos realizados para el ejemplo 6.1.

Componente	Masa (lbm)	M_j (lbm/lbm-mol)	$n_j = m/M_j$, (lbm/mol)	Composición de la solución fracción mol	Presión de vapor 160° F
				$z_j = n_j/n_T$	p_{vj}
Propano, C_3H_8	25	44.097	0.57	0.540	400.000
n-Butano, nC_4H_{10}	20	58.123	0.34	0.328	125.000
n-Pentano, nC_5H_{12}	10	72.15	0.14	0.132	42.000

Por ensayo y error, se calcula el valor de n_g que satisfaga la sumatoria de la ecuación 6.24, bajo la suposición de un comportamiento ideal de la solución. El primer ensayo se comienza con $n_g = 0.5$, si la sumatoria de la ecuación 6.24 es mayor a la unidad, entonces se realiza otra iteración con un valor de n_g menor. Posteriormente, se construye una gráfica con los valores ensayados para hacer una interpolación del valor correcto de n_g . Los valores obtenidos se presentan en la **Tabla 6.11** y la **Fig. 6.5**.

Tabla 6.11-Cálculos realizados para el ejemplo 6.1.

Proceso de ensayo y error

Componente	Composición de líquido fracción mol para $n_g = 0.5$	Composición de líquido fracción mol para $n_g = 0.6$	Composición de líquido fracción mol para $n_g = 0.568$	Composición de gas fracción mol para $n_L = 0.432$
	$x_j = z_j / (1 + n_g (p_{vj}/p - 1))$	$x_j = z_j / (1 + n_g (p_{vj}/p - 1))$	$x_j = z_j / (1 + n_g (p_{vj}/p - 1))$	$y_j = x_j (p_{vj}/p)$
Propano, C_3H_8	0.360	0.338	0.344	0.6889
n-Butano, nC_4H_{10}	0.403	0.423	0.417	0.2603
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.218	0.251	0.240	0.0503
	0.982	1.012	1.001	1.000

La sumatoria es igual a la unidad para $n_g=0.568$. Entonces, existen 0.568 moles de gas y $1-0.568=0.432$ moles de líquido por cada mol total de la mezcla.

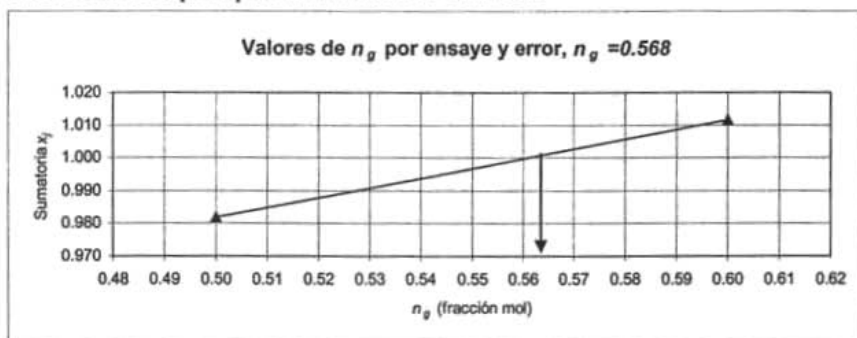


Fig. 6.5-Gráfica que muestra los valores ensayados de n_g vs. la sumatoria para el ejemplo 6.1.

Ejemplo 6.2-Una solución no ideal, se encuentra a una presión de $200 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y a una temperatura de 160° F , presenta el arreglo que se muestra en la **Tabla 6.12**.

Tabla 6.12-Composición de la mezcla para el ejemplo 6.1

Componente	Masa (lbm/lbm-mol)	K
Propano, C_3H_8	25	1.70
n-Butano, nC_4H_{10}	15	0.86
n-Pentano, nC_5H_{12}	20	0.27
n-Hexano, nC_6H_{14}	10	0.11

Realizar los siguientes cálculos:

1. ¿La mezcla se encuentra en la región de dos fases? Verificar tu respuesta.
2. ¿Cuál es la presión de burbuja?
3. ¿Cuál es la composición del gas en el punto de burbuja?
4. ¿Cuál es la presión de rocío?
5. ¿Cuál es la composición del líquido en el punto de rocío?
6. Calcular la masa de las fases líquido y gas en lbm-mol a $150 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y $T=160^\circ \text{ F}$, si $n_L=0.497$. Utilizar las ecuaciones 6.47 y 6.48.

$$\text{lbm - mol de líquido} = \sum_{j=1}^I n_L n_T x_j M_j, \dots\dots\dots(6.47)$$

$$\text{lbm - mol de gas} = \sum_{j=1}^I n_g n_T y_j M_j, \dots\dots\dots(6.48)$$

Solución.

Primero se obtiene del Apéndice A, el peso molecular para cada componente y con este se calcula el número de moles con la ecuación 2.25, del Capítulo 2, luego, se calcula la composición en fracción mol de la mezcla. La **Tabla 6.13**, presenta los resultados obtenidos.

Tabla 6.13-Cálculos realizados para el ejemplo 6.1.

Componente	Masa (lbm)	M_j (lbm/lbm-mol)	$n_j = (m/M)$	Composición fracción mol $z_i = n_i/n_T$	K	$z_j * K_j$	z_j/K_j
Propano, C_3H_8	25	44.097	0.57	0.465	1.700	0.791	0.274
n-Butano, nC_4H_{10}	15	58.123	0.26	0.212	0.860	0.182	0.246
n-Pentano, nC_5H_{12}	20	72.15	0.28	0.228	0.270	0.061	0.843
n-Hexano, nC_6H_{14}	10	86.17	0.12	0.095	0.11	0.010	0.866
	70		1.22	1.000		1.045	2.229

- Como la sumatoria de las ecuaciones 6.39 y 6.40 se cumplen debido a que ambas son mayores a la unidad, entonces la mezcla se encuentra en la región de dos fases.
- Por ensayo y error, se calcula una presión que satisfaga la sumatoria de la ecuación 6.43 ($\sum z_j K_j = 1$), bajo la suposición de un comportamiento ideal de la solución. Como a la presión del sistema, 200 lb/pg² abs la sumatoria de la ecuación 6.43 es mayor a la unidad, entonces se realiza otra iteración con un valor de presión mayor, se determina el valor de K de las gráficas que se presentan en el Apéndice C. Posteriormente, se construye una gráfica con los valores ensayados para hacer una interpolación del valor correcto de p_b . Los valores obtenidos se presentan en la Tabla 6.14 y la Fig. 6.5.

Tabla 6.14-Cálculos de la presión de burbuja de la solución real del ejemplo 6.5.

Componente	Composición de la solución fracción mol $z_j = n_j/n_T$	1er ensayo		2do ensayo		3er ensayo	
		K 160 °F 200 lb/pg ² abs	$z_j * K_j$	K 160 °F 300 lb/pg ² abs	$z_j * K_j$	K 160 °F 215 lb/pg ² abs	$z_j * K_j$
Propano, C_3H_8	0.465	1.700	0.791	1.200	0.558	1.610	0.749
n-Butano, nC_4H_{10}	0.212	0.860	0.182	0.480	0.102	0.860	0.182
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.228	0.270	0.061	0.200	0.046	0.260	0.059
n-Hexano, nC_6H_{14}	0.095	0.11	0.010	0.084	0.008	0.1	0.010
	1.000		1.045		0.714		1.000

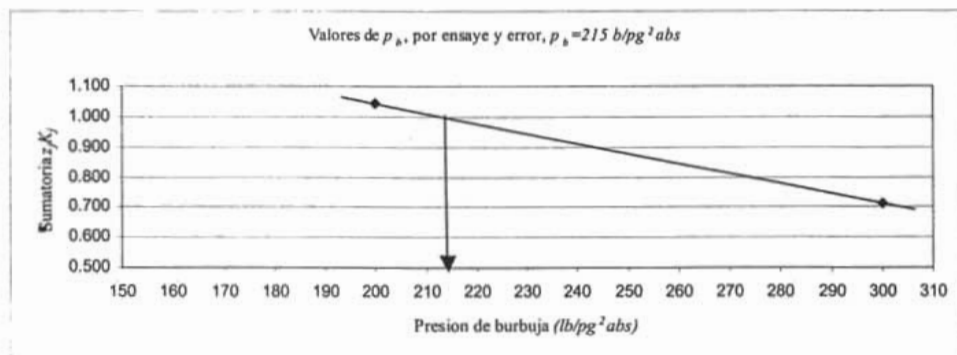


Fig. 6.6-Gráfica que muestra los valores ensayados de presión de burbuja vs. la sumatoria para el ejemplo 6.1.

3. La composición de la cantidad de gas infinitesimal a la p_b se proporciona por los términos de la sumatoria $\sum_{j=1}^n z_j K_j$, por lo que la composición de gas está dada por la Tabla 6.15.

Tabla 6.15—Cálculos de la presión de burbuja de la solución real del ejemplo 6.5

Componente	Composición de gas
	facción mol para $n_L=1$
	$y_j = z_j / (1 + n_L (1/K_j - 1))$
Propano, C_3H_8	0.749
n-Butano, nC_4H_{10}	0.182
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.059
n-Hexano, nC_6H_{14}	0.010
	1.000

4. Por ensayo y error, se calcula una presión que satisfaga la sumatoria de la ecuación 6.45 ($\sum z_j/K_j$), bajo la suposición de un comportamiento ideal de la solución. El primer valor de ensayo debe ser menor que la p_b , para este ejemplo se comienza con una $p_d=100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$. Se determinan los valores de K_j a 160°F y $100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ de las correlaciones del Apéndice B. Posteriormente, se construye una gráfica con los valores ensayados para hacer una interpolación del valor correcto de p_d . Los valores obtenidos se presentan en la Tabla 6.16 y la Fig. 6.6.

Tabla 6.16—Cálculos de la presión de rocío de la solución real del ejemplo 6.1.

Componente	Composición de la solución fracción mol $z_j = n_j/n_T$	Presión de rocío					
		1er ensayo		2do ensayo		3er ensayo	
		K 160°F $100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$		K 160°F $50 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$		K 160°F $75 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$	
		K_j	z_j/K_j	K_j	z_j/K_j	K_j	z_j/K_j
Propano, C_3H_8	0.465	3.000	0.155	6.000	0.078	4.520	0.103
n-Butano, nC_4H_{10}	0.212	1.200	0.177	2.300	0.092	1.620	0.131
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.228	0.480	0.474	0.880	0.259	0.550	0.414
n-Hexano, nC_6H_{14}	0.095	0.185	0.515	0.340	0.280	0.270	0.353
	1.000		1.321		0.708		1.000

5. La composición de la cantidad de líquido infinitesimal a la p_d se proporciona por los términos de la sumatoria $\sum_{j=1}^n (z_j / K_j)$, por lo que la composición de gas está dada por la Tabla 6.17.

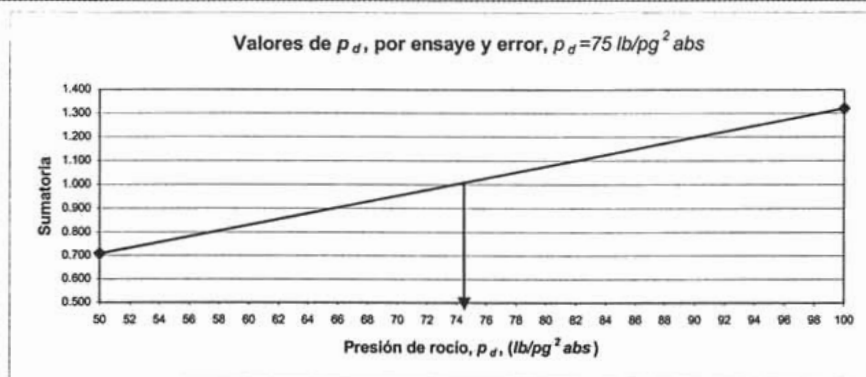


Fig. 6.7-Gráfica que muestra los valores ensayados de presión de rocío vs. la sumatoria de z_j/K_j para el ejemplo 6.1.

Tabla 6.17-Cálculos de la presión de burbuja de la solución real del ejemplo 6.5

Componente	Composición de líquido fracción mol para $n_g=1.0$
	$x_j = z_j / (1 + n_g(K_j - 1))$
Propano, C_3H_8	0.103
n-Butano, nC_4H_{10}	0.130
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.414
n-Hexano, nC_6H_{14}	0.353
	1.000

6. Primero se verifica que la mezcla se encuentre en dos fases (Tabla 6.18). Posteriormente utilizando las ecuaciones 6.47 y 6.48 se obtiene la masa para cada una de las fases. Los resultados se presentan en la Tabla 6.19.

Tabla 6.18-Cálculos para verificar si la mezcla se encuentra en dos fases.

Componente	Composición de la solución fracción mol	K 160 °F 150 lb/pg ² abs		
		K_j	$z_j * K_j$	z_j / K_j
	$z_j = n_j / n_T$			
Propano, C_3H_8	0.465	2.20	1.024	0.212
n-Butano, nC_4H_{10}	0.212	0.82	0.174	0.258
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.228	0.34	0.077	0.669
n-Hexano, nC_6H_{14}	0.095	0.40	0.038	0.238
	1.000		1.313	1.377

Tabla 6.19-Cálculos de la presión de burbuja de la solución real del ejemplo 6.5

Composición de gas fracción mol para $n_L = 0.497$	Composición de líquido fracción mol para $n_g = 0.503$	Líquido (lbm/mol)	Masa de líquido (lbm)	Gas (lbm/mol)	Masa de gas (lbm)
$y_j = z/(1+n_L(1/K-1))$	$x_j = y_j/K_j$	$(n_L * n_T * x_j)$	$(n_L * n_T * x_j) * M_j$	$(n_g * n_T * y_j)$	$(n_g * n_T * y_j) * M_j$
0.638	0.290	0.176	7.748	0.387	17.046
0.191	0.233	0.141	8.197	0.116	6.722
0.116	0.341	0.206	14.880	0.070	5.059
0.055	0.136	0.083	7.118	0.033	2.847
1.000	1.000		37.943		31.674

Por lo que las masas para el líquido y el vapor son:

$$M_L = \sum_{i=n}^j n_L n_T x_j M_j = 37.943 \text{ lbm} - \text{mol de líquido}$$

$$M_g = \sum_{i=n}^j n_g n_T y_j M_j = 6.48 \text{ lbm} - \text{mol de gas}$$

Capítulo 7

Clasificación de los yacimientos y de los fluidos petroleros.

7.1 Introducción.

Una fase se define como cualquier parte homogénea de un sistema que físicamente es distinta y que se encuentra separado de las otras partes del sistema por fronteras.

Los sistemas de hidrocarburos encontrados en los yacimientos petroleros exhiben un comportamiento de fases múltiple dentro de un amplio rango de presiones y temperaturas.

Las fases más importantes que se presentan en los yacimientos petroleros son la fase líquida (por ejemplo, aceites crudos o condensados) y la fase gas (por ejemplo, el gas natural).

Las condiciones bajo las cuales estas fases existen son de suma importancia en el estudio de la explotación de los yacimientos, permitiendo conocer su comportamiento, mejorar las prácticas de producción y manejo de los fluidos en superficie y optimizar la recuperación de los hidrocarburos. El comportamiento de un fluido en un yacimiento a lo largo del período de explotación se determina por la forma de su diagrama de fase y la posición de su punto crítico.

El conocimiento del comportamiento de la mezcla de dos componentes puros se utiliza como guía para entender el comportamiento de mezclas multicomponentes.

Los diagramas de fase son diagramas en donde se expresan los resultados experimentales o modelos matemáticos de estas condiciones.

Se ha encontrado que existe una gran similitud entre los diagramas para los componentes puros y las mezclas multicomponentes.

El objetivo de este capítulo es definir y caracterizar los tipos de yacimientos petroleros acorde con el tipo de fluidos que contiene. Cada tipo de yacimiento se define en referencia a la forma común de su diagrama de fase de presión-temperatura de esos fluidos.

En el inicio se presenta una descripción de la relación de composición respecto a la forma del diagrama de fase como una evidencia para mezclas de dos componentes, (metano y etano).

Se presentan reglas o guías que ayudan en la identificación del tipo de fluido en función del análisis de datos de producción que se obtienen en los pozos y en el sistema de separación (por ejemplo: caudales de producción de fluidos, composición de la mezcla de fluidos, gas en solución en el aceite, etc.) y de algunas propiedades físicas de los fluidos (densidad, viscosidad de los fluidos, etc.).

Antes de estudiar este capítulo, se recomienda comprender el Capítulo 3 en lo relativo a diagramas de fase para mezclas de dos componentes y mezclas multicomponentes. Los fluidos de los yacimientos petroleros presentan una variedad muy simple de forma y tamaños de los diagramas de fase. Una gran



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

cantidad de componentes puros forman estas mezclas de fluidos petroleros, encontrando en ellos variadas especies químicas.

La forma de su diagrama de fase que muestra cada mezcla en particular es función de los tipos y cantidades de los componentes con los que se conforma dicha mezcla.

7.2 Diagrama de fase de presión-temperatura para mezclas multicomponentes.

7.2.1 Mezcla de dos componentes puros. La Fig. 7.1¹⁷ presenta diagramas de fase de presión contra temperatura de dos componentes puros, en este caso para metano y etano. Las formas geométricas de estos diagramas de fase se pueden utilizar en el entendimiento del comportamiento de mezclas multicomponentes.

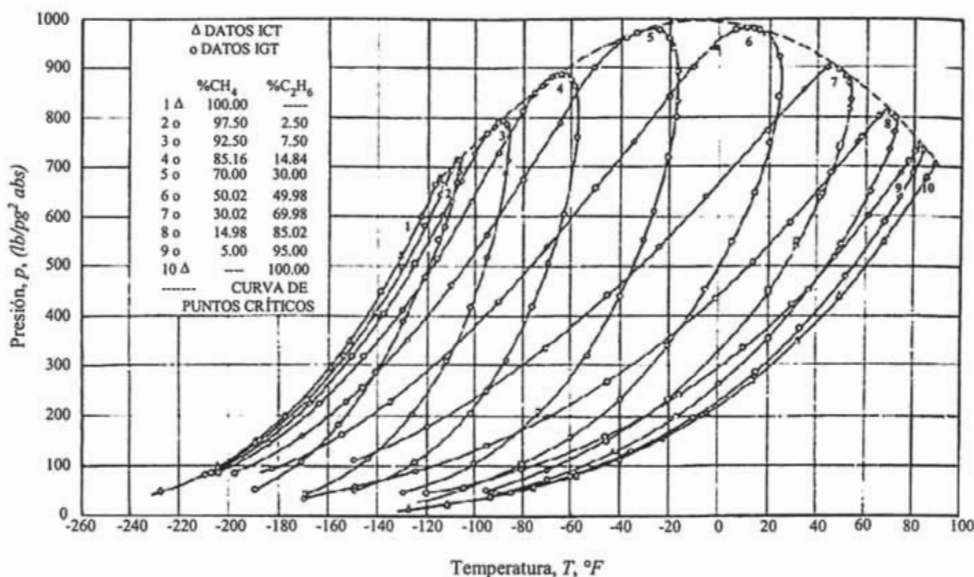


Fig. 7.1—Diagrama de fase de una mezcla de metano y etano.¹⁷

La mezcla 2 en la Fig. 7.1 representa una mezcla en la que existe una gran cantidad del componente más ligero, es decir metano. Se observa que la envolvente de fase es relativamente pequeña y se localiza a temperaturas bajas. De igual manera, el punto crítico de la mezcla se localiza en una posición baja del lado izquierdo y muy cercano al punto crítico del componente puro más ligero. La condensación retrógrada puede presentarse en esta gran área.

Conforme mayor concentración del componente puro de mayor peso molecular, etano, se adiciona a la mezcla (observen las trayectorias de las líneas 4 y 5), la envolvente de fase incrementa en tamaño cubriendo un rango más amplio de presiones y temperaturas. De esta manera, el punto crítico de la mezcla se mueve hacia arriba muy cercano a la cima de la envolvente de fase.

El comportamiento de los fluidos del yacimiento (mezclas multicomponentes) es similar al descrito párrafos arriba. Los gases del yacimiento, conformados predominantemente por metano, presentan diagramas de fase relativamente más pequeños con temperaturas críticas un poco mayores que la temperatura crítica del metano. En estos casos, el punto crítico se localiza por debajo y alejado del lado izquierdo de la envolvente.

Los líquidos de los yacimientos petroleros están formados por algo de metano, que representa normalmente el componente más ligero. Los líquidos del yacimiento contienen también un rango muy amplio de moléculas largas e intermedias. Los diagramas de fase para los fluidos son extremadamente largos y cubren un rango muy amplio de temperaturas, muy similar a la mezcla 7 de la Fig. 7.1. Sin embargo, en líquidos de yacimientos petroleros, el punto crítico, normalmente no se localiza hacia la derecha de la cima de la envolvente de fase. Solamente, aquellos líquidos de yacimientos que representan pocos componentes intermedios (algunos encontrados en la región norte de México) o que presentan una cantidad apreciable de nitrógeno disuelto, muestran puntos críticos localizados hacia la derecha de la cima de la envolvente de fase. La Tabla 7.1 muestra la composición del fluido para cada uno de los tipos de yacimientos.

Tabla 7.1–Composiciones típicas de mezclas provenientes de yacimientos de hidrocarburos³².

COMPONENTE	ACEITE NEGRO	ACEITE VOLATIL	GAS SECO	GAS HÚMEDO	GAS CONDENSADO
Metano, C_1H_4	48.83	60.0	96.0	90.0	75.0
Etano, C_2H_6	2.75	8.0	2.0	3.0	7.0
Propano, C_3H_8	1.93	4.0	1.0	2.0	4.5
n-Butano, nC_4H_{10} -i-Butano, iC_4H_{10}	1.60	4.0	0.5	2.0	3.0
n-Pentano, nC_5H_{12} -i-Pentano, iC_5H_{12}	1.15	3.0	0.5	1.0	2.0
Hexano, C_6H_{14}	1.59	4.0	0	0.5	2.5
Heptano plus, $C_7^+H_{16}$	42.15	17.0	0	1.5	6.0

7.2.2 Comportamiento multicomponente de los fluidos en los yacimientos petroleros. El comportamiento de fase de sistemas de hidrocarburos multicomponentes en la región líquido-vapor es muy parecido al comportamiento de fase de sistemas binarios.

Conforme el sistema de fluidos petroleros llega a ser más complejo conteniendo un número significativo de diferentes componentes, los rangos de presión y temperatura en el cual dos fases existen se incrementan de manera significativa.

La Fig. 7.2 muestra un diagrama de presión contra temperatura que es común para un sistema de hidrocarburos (multicomponente) y que presenta una composición total específica. La configuración general de este diagrama es parecido al exhibido para varios sistemas de hidrocarburos.

Estos diagramas de fase de presión-temperatura se emplean básicamente para clasificar yacimientos petroleros, clasificar los sistemas de hidrocarburos que se presentan de forma natural y caracterizar el comportamiento de fase de los fluidos de los yacimientos.

Para entender el significado de los diagramas de fase de presión-temperatura, se requiere identificar y comprender cada uno de sus componentes presentados en el Capítulo 3, sección 3.4.2

7.3 Clasificación de los yacimientos petroleros.

Los yacimientos petroleros se clasifican en función de la localización del punto crítico y las coordenadas iniciales de presión, p , y temperatura, T , del yacimiento en el diagrama presión-temperatura del fluido del yacimiento en:

Yacimientos de aceite cuando la T_y es menor que la T_c , $T_y < T_c$, de la mezcla y en

Yacimientos de gas natural cuando la T_y es mayor que la T_c , $T_y > T_c$, de la mezcla.

7.3.1 Yacimientos de aceite ($T_y < T_c$). En función de la presión inicial del yacimiento, p_i , los yacimientos de aceite se subdividen en las categorías siguientes:

1. Yacimientos de aceite bajosaturado cuando la $p_i < p_b$
2. Yacimientos de aceite saturado cuando la $p_i = p_b$

3. Yacimiento de aceite saturado con casquete de gas cuando la $p_i < p_b$ (yacimiento de dos fases o yacimiento con casquete de gas, en el cual el gas es la fase vapor y por segregación gravitacional se localiza sobre una fase de aceite). En estos yacimientos la relación del volumen del casquete de gas al volumen de aceite del yacimiento se determina por las líneas de calidad correspondientes.

Los aceites crudos cubren un amplio rango en propiedades físicas y composiciones químicas. En general, McCain clasifica comúnmente los aceites crudos dentro de los tipos siguientes.

1. Aceites negros, y
2. Aceites volátiles

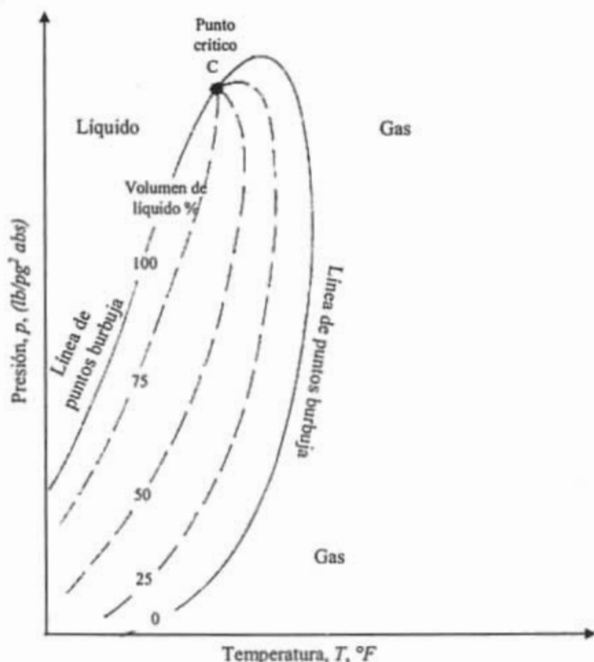


Fig. 7.2–Diagrama de fase de presión contra temperatura para una mezcla de hidrocarburos.

De igual manera Ahmed presenta la clasificación siguiente:

1. Aceites negros ordinarios,
2. Aceites crudos de bajo encogimiento,
3. Aceites crudos de alto encogimiento, y
4. Aceites crudos cercanos al punto crítico.

Estas clasificaciones se basan esencialmente en las propiedades que presentan algunos aceites negros, como por ejemplo, la composición, la relación gas-aceite, la apariencia (color), la forma del diagrama de fase de presión contra temperatura. De igual manera, la temperatura del yacimiento es un factor importante en la clasificación de los aceites negros.

7.3.2 Yacimientos de gas natural. De manera general, si la T_y es mayor que la T_c del sistema de hidrocarburos, el yacimiento se clasifica como un yacimiento de gas natural. Los gases naturales se clasifican en función de sus diagramas de fase de presión-temperatura y de las condiciones que prevalecen en el yacimiento. De acuerdo a McCain, los yacimientos de gas se clasifican como:

1. Gas y condensado,
2. Gas húmedo, y
3. Gas seco.

De acuerdo a la clasificación de Tarek Ahmed, los yacimientos de gas se clasifican como:

1. Gas retrógrada-condensado,
2. Gas y condensado cerca del punto crítico,
3. Gas húmedo, y
4. Gas seco.

7.4 Tipos de fluidos en los yacimientos petroleros.

Existen cinco tipos de yacimientos petroleros en función del tipo de fluido. Estos yacimientos se denominan comúnmente de aceite negro, aceite volátil, gas y condensado, gas húmedo y gas seco. McCain clasificó este tipo de fluidos en los yacimientos debido a que cada uno de ellos implica diferentes aproximaciones y tratamientos dentro de las prácticas de ingeniería petrolera (por ejemplo, en ingeniería de yacimientos y de producción).

El tipo de fluido en un yacimiento debe de identificarse al momento del descubrimiento o bien durante las etapas iniciales de la vida de explotación del mismo. El conocimiento del tipo de fluido que contiene el yacimiento, es un factor clave en varias de las decisiones que se deben de realizar para la explotación óptima del yacimiento.

El conocimiento del tipo del fluido que se encuentra en un yacimiento permite optimizar los rubros siguientes: el método de muestreo de fluidos, las características del equipo superficial para manejo y conducción de la producción (por ejemplo, el tipo y dimensiones del equipo), los métodos de cálculo de volumen de hidrocarburo originales, las condiciones del yacimiento, las técnicas de estudio del comportamiento de yacimiento, el plan de explotación incluyendo la selección de métodos de recuperación primaria, secundaria y/o mejorada para estimar las reservas de hidrocarburos.

7.4.1 Aceites negros. Los aceites negros están formados por una variedad de especies químicas que incluyen moléculas largas, pesadas y no volátiles. Cabe mencionar, que el término de *aceite negro* no implica que dicho aceite sea necesariamente negro. A este tipo de fluido del yacimiento se le conoce como *aceite ordinario*, y *aceite crudo de bajo encogimiento*.

7.4.2. Aceites volátiles. Los aceites volátiles contienen, pocas moléculas pesadas y mayor cantidad de moléculas intermedias (definida como etano, propano, butanos, pentanos y hexanos) en relación que las que contienen los aceites negros.

Los aceites volátiles también se conocen como *aceites crudos de alto encogimiento* y *aceites cercanos al punto crítico*. Cabe mencionar, que las ecuaciones analíticas de balance de materia empleadas para aceites negros, no se deben de emplear para aceites volátiles. Las ecuaciones de balance de materia para aceites negros se derivaron bajo la suposición de que el gas asociado con el líquido del yacimiento es un *gas seco*. Esta suposición se cumple para aceites negros con excepción de yacimiento cuyas presiones son bajas.

El gas que se obtiene de fluidos de aceite volátil es muy rico en componentes intermedios y generalmente se define como gas condensado (retrógrado). El gas obtenido en aceites volátiles libera una gran cantidad de líquido conforme se mueve hacia la superficie a través de las tuberías de producción. Aproximadamente, la mitad del líquido que se obtiene de la producción en el tanque de almacenamiento a lo largo de la vida de explotación del yacimiento conteniendo aceite volátil, se extrae del gas que entra de la zona productora hacia el pozo. En consecuencia, esto invalida el empleo de ecuaciones de balance de materia en aceites volátiles.

7.4.3 Gas retrógrado y condensado (gases retrógrados). A los gases retrógrados también se les denomina como *gas retrógrado-condensado*, *gases condensados retrógrados*, *condensados del gas o condensados*.

Inicialmente, a condiciones de yacimiento el fluido se encuentra en estado gaseoso y presenta un comportamiento retrógrada, McCain indica que debido a esto, *gas retrógrada* es el nombre correcto de este fluido.

Al líquido producido a condiciones del tanque de almacenamiento a partir de yacimientos de gas retrógrado se le denomina *condensado*. Similarmente al líquido producido a condiciones de yacimiento se le denomina *condensado* o *líquido retrógrado*.

Una relación de producción inicial gas-aceite de 3,300 a 5,000 ft^3 de gas a c.e./Bl de aceite a c.e. (m^3 a c.e./ m^3 a c.e.), indica un gas condensado muy rico que podría condensar suficiente líquido para llenar 35% o más del volumen del yacimiento. Aún cuando esta cantidad de líquido raramente fluiría hacia los pozos productores y no se podrá producir.

El gas libre en las instalaciones superficiales es muy rico en componentes intermedios y se procesa para eliminar los líquidos de propanos, butanos, pentanos e hidrocarburos más pesados. A éstos líquidos se les denomina *líquidos de la planta*. Las relaciones gas-aceite en las reglas básicas empíricas establecidas por McCain no aplican para estos líquidos obtenidos en la planta.

7.4.4 Gas húmedo. En yacimientos petroleros con este tipo de fluidos, al líquido que se obtiene a condiciones superficiales se denomina *condensado* y al gas del yacimiento, algunas veces, se le conoce como *gas y condensado*.

La palabra *húmedo* en gases húmedos no significa que el gas está húmedo con agua, esto se refiere al líquido hidrocarburo que se condensa a condiciones de superficie. En realidad, los yacimientos de gas se encuentran normalmente saturados con agua.

7.4.5 Gas seco. La palabra *seco*, indica que el gas no contiene suficientes moléculas de hidrocarburos pesados para formar líquidos a condiciones de presión y temperatura de superficie. Sin embargo, comúnmente se condensa algo de agua en la superficie.

A un yacimiento de gas seco, comúnmente se le denomina un yacimiento de gas. Se debe de evitar alguna confusión debido a que los yacimientos de gas húmedo se les denomina yacimientos de gas. Asimismo, un gas retrógrado inicialmente existe como fase gas a condiciones de yacimiento. Se han desarrollado ecuaciones analíticas de balance de materia para calcular el volumen de gas a condiciones de yacimiento y para pronósticos de producción y calcular las reservas probadas de gas. Las ecuaciones de balance de materia derivadas para los yacimientos de gas seco se pueden emplear para los yacimientos de gas húmedo, tomando en cuenta la definición de las propiedades de los gases húmedos. Estas ecuaciones son prácticamente aplicables a gases retrógrados solamente a presiones del yacimiento por arriba del punto de rocío.

7.5 Diagrama de fase de presión-temperatura para los fluidos petroleros.

7.5.1 Diagramas de fase de presión-temperatura para aceites negros. El diagrama de fase más común de un aceite negro se presenta en la Fig. 7.3, mostrando una línea isotérmica para una reducción en la presión del yacimiento y a condiciones superficiales de separación. Este diagrama de fase cubre un rango amplio de temperaturas.

El punto crítico se localiza cercano a la cima de la envolvente de fase. Las líneas dentro de la envolvente de fase se denominan *líneas de calidad* o de *iso-volúmenes*. Estas líneas representan volúmenes constantes de líquido que se miden como un porcentaje regularmente, del volumen total. Las líneas de calidad se encuentran separadas presentando una distancia casi constante dentro de la

envolvente de fase. El volumen de gas se calcula en base a un 100% menos el volumen de líquido. El agua se encuentra siempre en los yacimientos; sin embargo, en esta sección no se incluye.

Dentro del diagrama de fase, como ejemplo, se presenta la línea vertical representada por $\overline{1-2-3}$ e indica la trayectoria de la reducción de presión a temperatura constante que ocurre dentro del yacimiento durante la explotación de los fluidos. En forma similar, se indica la presión y temperatura a las condiciones de separación en la superficie.

Cuando la presión del yacimiento se encuentra dentro del rango de la línea $\overline{1-2}$, el aceite se denomina aceite bajosaturado, esto significa que el aceite en el yacimiento es capaz de disolver más gas si este último estuviese presente.

Cuando la presión en el yacimiento se localiza en el punto 2 de la línea vertical $\overline{1-2-3}$, el aceite se encuentra en el punto de burbuja y se denomina aceite saturado, es decir, el aceite en el yacimiento contiene demasiado gas disuelto más del que puede disolver. Una caída en la presión del yacimiento liberará gas formando una fase de gas libre en el yacimiento. Conforme se explota el yacimiento a condiciones normales, la presión declina a lo largo de la línea $\overline{2-3}$ liberando gas adicional en el yacimiento.

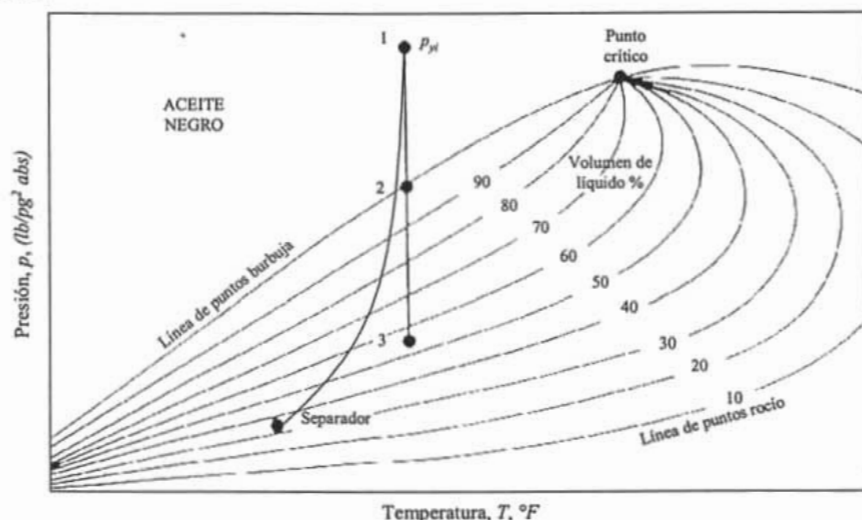


Fig. 7.3—Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de aceite negro. Presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador.

El punto de burbuja localizada en el punto 2 de la línea vertical, es un caso especial de saturación en el cual la primera burbuja de gas libre se forma en el yacimiento.

Conforme la presión declina en la línea vertical $\overline{2-3}$ el gas se libera del aceite en el yacimiento. Similarmente, conforme la presión declina durante el trayecto del punto 2 hacia el separador en superficie se libera gas del aceite obteniendo gas y aceite en superficie. Sin embargo, las condiciones de presión y temperatura del separador (localizado, dentro de la región de dos fases de la envolvente) indican que una cantidad relativamente grande de líquido se obtiene en la superficie.

7.5.2 Diagramas de fase de presión-temperatura para aceites volátiles. La Fig. 7.4 presenta un diagrama común de comportamiento de fase para un aceite volátil conteniendo una línea isotérmica al

reducir la presión del yacimiento y llevado hasta las condiciones del separador en superficie. Este diagrama de fase es algo diferente respecto al mostrado para el aceite negro. El rango de temperaturas que cubre el diagrama de fase es más pequeño. Sin embargo, la localización del punto crítico es de mayor interés.

La temperatura crítica, T_c , es muy cercana a la temperatura del yacimiento, T_y , es mucho más baja respecto a la temperatura crítica para un aceite negro. Las curvas de calidad para el porcentaje del líquido (*iso-volúmenes*) se encuentran regularmente espaciadas, encontrándose más adentro del diagrama de fase, sin embargo, éstas se encuentran menos espaciadas regularmente conforme se acercan hacia arriba a lo largo de la línea de puntos de burbuja.

La línea vertical $\bar{1}-2-3$ muestra a temperatura constante la trayectoria que se obtendría en el yacimiento, provocada por una reducción en la presión del yacimiento originada por la explotación de los fluidos. Una reducción pequeña en la presión por debajo del punto de burbuja (punto 2) provoca la liberación de una significativa cantidad de gas en el yacimiento.

Para un aceite volátil por debajo de la presión en el punto de burbuja, caídas de presión de solo 10 a 20 $\text{kg/cm}^2 \text{ abs}$ (100 a 200 $\text{lb/pg}^2 \text{ abs}$) provocaría una liberación aproximada al 50% del gas disuelto en el aceite a condiciones del yacimiento. De igual manera, las curvas de calidad, que presentan un menor porcentaje de líquido, son las posiciones donde se encuentran las condiciones de p y T del separador.

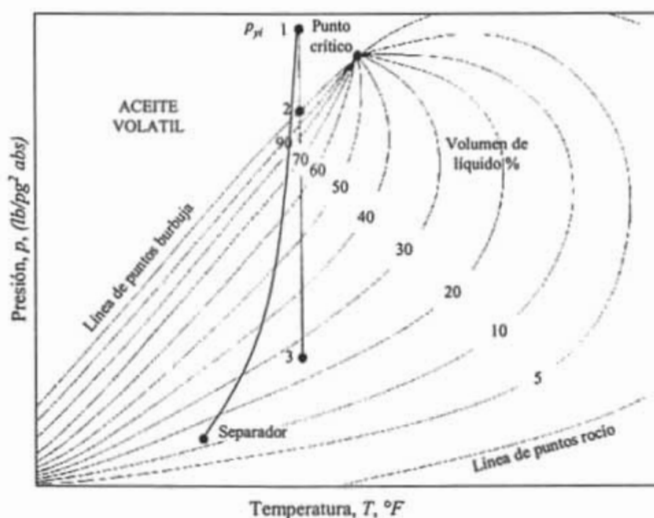


Fig. 7.4—Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de aceite volátil. Presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento, y las condiciones superficiales del separador.

7.5.3 Diagrama de fase de presión-temperatura para gas y condensados (retrógrado). La Fig. 7.5 presenta un diagrama común de un gas y condensado (gas retrógrado) con una línea vertical isotérmica $\bar{1}-2-3$ al reducir la presión del yacimiento y a condiciones del separador en la superficie.

Se observa que el diagrama de fase es más pequeño que el diagrama de fase para un aceite negro. El punto crítico se localiza más hacia la izquierda baja del diagrama. Estos cambios del diagrama de fase y del punto crítico son resultado de que los gases retrógrados contengan una menor cantidad de hidrocarburos pesados respecto a los aceites negros.

El diagrama de fase de un gas y condensado presenta una temperatura crítica menor que la temperatura crítica de los aceites negros, y una cricondenterma mayor que la temperatura del yacimiento.

El gas retrógrado se encuentra totalmente en forma de gas a condiciones iniciales del yacimiento (punto 1 de la Fig. 7.5). Conforme la presión del yacimiento decrece debido a la explotación, el gas retrógrado alcanza el punto de rocío (punto 2). Reducciones de presión subsecuentes, inician la condensación de líquido a partir del gas formando una cantidad apreciable de líquido libre (condensado) en el yacimiento. Este condensado libre, normalmente, no fluirá hacia los pozos productores e iniciará a formar un anillo de condensado dentro del yacimiento lo que podría obstruir el flujo de fluido hacia los pozos y ocasionar una menor recuperación de hidrocarburos.

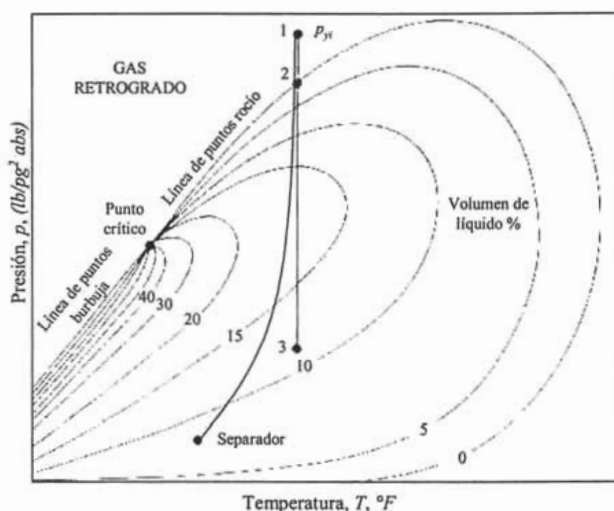


Fig. 7.5—Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de gas retrógrado. Presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador.

Siguiendo la trayectoria de la línea vertical $1-2-3$ en el yacimiento sobre el diagrama de la Fig 7.5, se observa que en algún punto a presión baja el líquido (condensado) en el yacimiento inicia a revaporizarse (obsérvense las líneas de calidad de 15 y 10% de líquido).

Este fenómeno se observa a condiciones experimentales en laboratorio, sin embargo, McCain explica que este fenómeno no se presenta con bastante efecto a condiciones del yacimiento durante la explotación, debido a que la composición total del fluido del yacimiento cambia.

7.5.4 Diagrama de fase de presión-temperatura para gases húmedos. La Fig. 7.6 muestra un ejemplo común de un diagrama de fase de presión-temperatura, en donde se observa una línea vertical isotérmica de reducción de presión (línea $1-2$) y un separador superficial (punto 2).

La envolvente del diagrama de fase de la mezcla de hidrocarburos, predominante formada por moléculas pequeñas, cae por debajo de la temperatura del yacimiento.

Un gas húmedo existe solamente como un gas en el yacimiento a lo largo de la caída de presión en el yacimiento provocada por la extracción.

Teóricamente, la trayectoria de la caída de presión isotérmica en el yacimiento (líneas $\bar{I}-2$), no entra a la envolvente de fases, esto implica que no se formará líquido (condensado) a las condiciones prevalecientes en el yacimiento. Sin embargo, en algunos yacimientos se ha determinado que se forma algo de líquido a condiciones de yacimiento, por lo que la trayectoria de la caída de presión isotérmica en el yacimiento (línea $\bar{I}-2$) si entra a la envolvente de fases.

De igual manera, a las condiciones de separación en la superficie la trayectoria de producción entra a la región de dos fases, lo que origina que algo de líquido (condensado) se forme en la superficie.

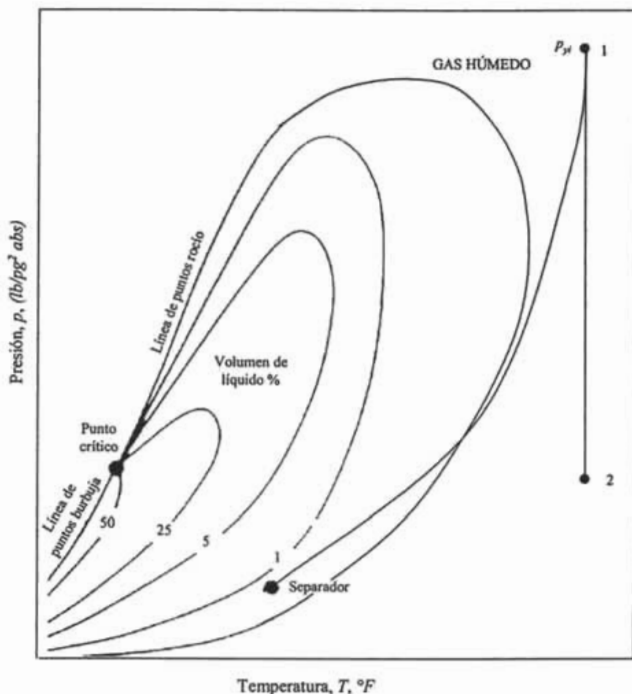


Fig. 7.6–Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de gas húmedo. Presenta a temperatura constante y reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador.

7.5.5 Diagrama de fase presión-temperatura para gas seco. La Fig. 7.7 representa un diagrama común de presión-temperatura para un gas seco observando una línea vertical de caída de presión isotérmica (líneas $\bar{I}-2$) y a condiciones de separador.

El gas seco esta principalmente formado por metano con algunos componentes intermedios. A condiciones de presión y temperatura del yacimiento, la mezcla de hidrocarburos sólo se encuentra presente en la fase gas. De igual manera, a las condiciones de separación en la superficie, teóricamente solo se obtiene gas. Esto implica que las trayectorias de producción tanto a condiciones de yacimiento (líneas $\bar{I}-2$) como de superficie (separador) no cruza la envolvente de fases. Por lo tanto, no se forma líquido (condensado) tanto a condiciones de yacimiento como a condiciones de superficie. Sin embargo, se observa que en algunos yacimientos de gas seco se forma una cantidad insignificante de condensado a condiciones de superficie.

7.6 Identificación del tipo de fluidos a partir de datos de laboratorio y de producción.

El tipo de fluidos que se almacenan en un yacimiento petrolero se determina mediante el análisis en el laboratorio, (Tabla 7.2). Asimismo, generalmente la información que se obtiene a partir de datos de producción (Tabla 7.3), proporciona el tipo de fluido. Para estos casos McCain estableció una serie de reglas empíricas básicas que permiten la identificación de cada uno de los cinco tipos de fluidos que se presentan en los yacimientos.

Tabla 7.2-Identificación del tipo de fluido a partir de análisis de laboratorio.³²

	ACEITE NEGRO	ACEITE VOLATIL	GAS CONDENSADO	GAS HÚMEDO	GAS SECO
Cambio de fase en el yacimiento	Punto de burbuja	Punto de burbuja	Punto de rocío	No existe cambio de fase	No existe cambio de fase
Heptanos + pesados (% mol)	> 20%	20 a 12.5 %	< 12.5	< 4% *	< 0.7% *
Color	Negro	Amarillo oscuro	Amarillo claro-amarillo	Incoloro, amarillo claro	No hay líquido

* Para propósitos de cálculos de ingeniería.

Tabla 7.3-Identificación del tipo de fluido a través de datos de campo.³²

	ACEITE NEGRO	ACEITE VOLATIL	GAS CONDENSADO	GAS HÚMEDO	GAS SECO
Relación de solubilidad inicial, RGA_i , (ft^3 de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.l.)	<1,750 (> 2,000)*	1,750-3,200 (2,000-3300)*	> 3,200 (> 3,300)*	> 15,000* (>50,000)**	> 100,000*
%API en el tanque de almacenamiento	< 45	> 40	> 40	Arriba de 70	No hay líquido
Color del líquido en el tanque de almacenamiento	Oscuro	Café, naranja o verde	Ligeramente con color	Blanco, transparente, similar al H_2O	No hay líquido

*Para propósitos de cálculos de ingeniería.

**Puede ser tratado como gas húmedo.

A partir de los datos de la producción que se obtiene en la superficie se pueden obtener tres propiedades de formas rápida y concisa: la relación de producción inicial gas disuelto-aceite, R_{si} , la densidad relativa del líquido, γ_o , y el color del líquido a condiciones del tanque de almacenamiento.

Cabe mencionar que la relación de producción inicial gas disuelto-aceite, R_{si} , es el indicador más importante del tipo de fluido. El color del líquido por sí solo que se obtienen a condiciones de tanque no es muy buen indicador del tipo de fluido. Sin embargo, ambos parámetros la densidad relativa del líquido y el color del líquido por sí solo a condiciones del tanque, proporcionan buena información para confirmar el tipo de fluido del yacimiento después de que se ha detectado con la relación de producción inicial gas disuelto-aceite, R_{si} .

Es importante mencionar que estos tres indicadores (relación de producción inicial gas-aceite, densidad relativa del líquido y el color del líquido a condiciones del tanque de almacenamiento) no cubren los rangos que estableció McCain para las reglas empíricas básicas, por lo que se requieren estudios de laboratorio de muestras de los fluidos para determinar el tipo del mismo.

McCain menciona que no se intente comparar los tipos de fluidos que se definen en esta sección con la caracterización de yacimientos que se definen a través de la industria petrolera. De igual manera, las definiciones legales y oficiales de aceite, aceite crudo, gas, gas natural, condensado, etc.,

generalmente no se deben de comparar con cualquier definición proporcionada en esta sección. En efecto, algunas definiciones oficiales resultan contradictorias.

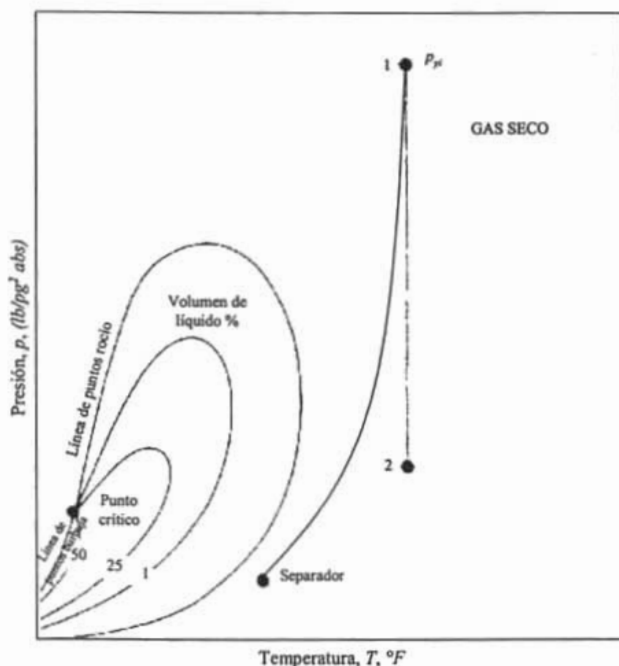


Fig. 7.7—Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de gas seco. Presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador.

7.6.1 Aceites negros. En un diagrama de fase de presión contra temperatura para este tipo de fluidos la T_y es menor a la T_c . Cuando la p_y es mayor que la presión de saturación en el yacimiento, los aceites negros presentan una fase líquida. Conforme la explotación de los fluidos del yacimiento avanza y la p_y alcanza la p_b , en el yacimiento se inicia la formación de dos fases (líquido y vapor).

7.6.1.1 Identificación de aceites negros con datos de campo. Los aceites negros se caracterizan por presentar relaciones de producción gas-aceite iniciales, RGA_i , menores a $1,750 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.}$ ($311.9 \text{ m}^3 \text{ c.e./m}^3 \text{ c.e.}$) con variaciones de $\pm 250 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.}$ ($44.55 \text{ m}^3 \text{ c.e./m}^3 \text{ c.e.}$). Cuando la p_b es mayor que la p_y , la RGA y la densidad relativa del aceite, expresada esta última por ejemplo en $^\circ API$, se mantienen prácticamente constantes. Posteriormente, conforme la p_y alcanza la p_b y el tiempo de explotación avanza, la RGA se incrementa hasta alcanzar un valor máximo para luego iniciar a descender. En esta etapa la densidad relativa del aceite en $^\circ API$ decrece ligeramente hasta un mínimo, iniciando a incrementarse a tiempos de explotación largos.

Para aceites negros la densidad relativa es menor a $45 \text{ }^\circ API$. El aceite a condiciones del tanque de almacenamiento en la superficie es muy oscuro lo que indica la presencia de hidrocarburos pesados. Algunas veces el aceite presenta valores gris verdoso o café.

7.6.1.2 Identificación de aceites negros con análisis de laboratorio. Los resultados de análisis de laboratorio realizados a muestras de fluidos, muestran que la composición de la mezcla del pseudocomponente heptanos⁺, C_7^+ , representa casi el 20% mol, lo que indica la gran cantidad de hidrocarburos pesados en la mezcla de fluidos del yacimiento. Los aceites negros presentan un factor de volumen del aceite de la formación, B_o , igual o menor a 2.0 *Bls de aceite a c.y./Bls de aceite a c.e.* El B_o indica el volumen en barriles del líquido en el yacimiento que se requieren para producir un barril de aceite a condiciones del tanque de almacenamiento. Asimismo, el aceite que se presenta a la p_b (por ejemplo, el punto 2 de la Fig. 7.1), se encoge casi a la mitad o menos al producirse desde el yacimiento p_b hasta el tanque de almacenamiento.

7.6.2 Aceites volátiles. McCain menciona que la línea que divide a los aceites negros de los aceites volátiles es muy arbitraria. La diferencia entre ambos fluidos del yacimiento depende, en forma importante en el punto en el cual, las ecuaciones de balance de materia para aceite negro inician a presentar resultados imprecisos. En un diagrama de fase de presión contra temperatura para este tipo de fluidos la T_y es muy cercana y hacia la izquierda de la T_c . Al igual que los aceites negros, cuando la p_y es mayor que la presión de saturación en el yacimiento, los aceites volátiles presentan una fase líquida. Asimismo, conforme la extracción del hidrocarburo avanza y la p_y alcanza la p_b en el yacimiento, se inicia la liberación del gas disuelto en el aceite para formar las dos fases (líquido y vapor). Con la finalidad de minimizar el encogimiento se utilizan tres o más etapas de separación en la superficie.

7.6.2.1 Identificación de aceites volátiles con datos de campo. Los aceites volátiles se caracterizan por presentar relaciones de producción gas-aceite iniciales, $RGAI_i$, que oscilan entre 1,750 *ft³ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.* (311.9 *m³ c.e./m³ c.e.*) con variaciones de ± 250 *ft³ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.* (44.55 *m³ c.e./m³ c.e.*) y 3,300 *ft³ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.* (588.16 *m³ c.e./m³ c.e.*). Cuando la p_b es mayor que la p_y , la $RGAI$ se incrementa ligeramente conforme la explotación del yacimiento avanza. Posteriormente, conforme la p_y alcanza la p_b y el tiempo de explotación progresa, la $RGAI$ se incrementa en forma substancial hasta alcanzar un valor máximo a tiempos de explotación largos, para luego iniciar a descender. En esta etapa la densidad relativa del aceite en °API decrece ligeramente hasta un mínimo, iniciando a incrementarse a tiempos de explotación largos.

Para aceites volátiles cuando la p_y es menor que la p_b , la densidad relativa del aceite, expresada en °API es generalmente igual o menor a 40 °API. Luego, durante la explotación del yacimiento, conforme la p_y cae por debajo de la p_b la densidad relativa del aceite se incrementa.

El aceite producido a condiciones del tanque de almacenamiento en la superficie presenta un color café, naranja o verde.

7.6.2.2 Identificación de aceites volátiles con análisis de laboratorio. Cuando la concentración de C_7^+ es mayor que 12.5% mol, el fluido del yacimiento se encuentra en forma líquida y presenta puntos de burbuja.

Los resultados de análisis de laboratorio realizados a muestras de fluidos, muestran que la composición de la mezcla del pseudocomponente heptanos⁺, C_7^+ , se encuentran en un rango entre el 12.5 y 20% mol. McCain menciona que el valor de 12.5% mol en la mezcla de C_7^+ , es en forma precisa la línea que separa los aceites volátiles de los condensados del gas.

Los aceites volátiles presentan un factor inicial del volumen del aceite de la formación, B_{oi} , mayor a 2.0 *Bls de aceite a c.y./Bls de aceite a c.e.* El aceite que se presenta a la p_b (por ejemplo, el punto 2 de la Fig. 7.4), sufre un encogimiento mayor que la mitad (generalmente de tres cuartos de volumen) desde el yacimiento hasta el tanque de almacenamiento.

7.6.3 Condensados de gas. La línea que divide a los aceites volátiles de los condensados del gas es clara y precisa. La concentración C_7^+ es uno de los parámetros importantes para diferenciar fluidos del tipo aceite volátil y condensado del gas, sin importar en este caso, la densidad relativa del aceite y el color del líquido que se obtiene en el tanque de almacenamiento.

En un diagrama de fase de presión contra temperatura para este tipo de fluidos en la T_y es mayor y muy cercana a la T_c . Contrariamente a los aceites negros y los aceites volátiles, en el yacimiento cuando la presión inicial del yacimiento, p_i , es mayor que la presión de saturación, los fluidos se encuentran totalmente en la fase vapor. Conforme la explotación del yacimiento progresa la p_y alcanza el punto de rocío, a esta presión de saturación se le denomina presión de rocío, p_d así como da inicio la formación de líquidos (condensados) que se obtienen por condensación del gas al declinar la presión formando en el yacimiento las dos fases (líquido y vapor). Estos condensados se acumularán libremente en el yacimiento y generalmente gran cantidad de ellos no se producirá hacia los pozos productores formando en consecuencia un anillo de condensados, el cual probablemente ira creciendo conforme avanza la explotación del yacimiento obstruyendo el flujo de los fluidos hacia los pozos. Con la finalidad de maximizar la recuperación de líquidos, los yacimientos del tipo de condensados del gas se deben de separar al menos con tres o más etapas en la superficie.

7.6.3.1 Identificación de condensados del gas con datos de campo. Los aceites volátiles se caracterizan por presentar relaciones de producción gas-aceite iniciales, RGA_i , mayores a $3,300 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.}$ ($588.15 \text{ m}^3 \text{ c.e./m}^3 \text{ c.e.}$). El límite superior para la RGA_i no se encuentra muy bien definido, observando valores mayores a $150,000 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.}$ ($26,734.53 \text{ m}^3 \text{ c.e./m}^3 \text{ c.e.}$). Estas RGA_i indican que la envolvente de un diagrama de fase de presión contra temperatura es mucho menor que el que se muestra en la Fig. 7.3.

Los yacimientos que presentan solo la fase vapor a condiciones iniciales y que producen con RGA_i muy grandes muestran cricondentermas muy cercanas a la temperatura inicial del yacimiento, T_y , produciendo muy poco condensado retrogrado en el yacimiento.

El gas y condensado, desde el punto de vista de cálculos en ingeniería petrolera cuando la RGA_i es mayor que $50,000 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.}$ ($8,911.51 \text{ m}^3 \text{ c.e./m}^3 \text{ c.e.}$), la cantidad de líquido retrogrado en el yacimiento es muy pequeño y el fluido del yacimiento se puede tratar como si fuera un fluido del tipo de gas húmedo.

El aceite volátil, cuando la p_y es mayor que la p_d , la RGA se incrementa ligeramente conforme la explotación del yacimiento avanza hasta que se alcanza la p_d . Posteriormente, cuando la p_y es menor que la p_d y el tiempo de explotación progresa, la RGA se incrementa en forma exponencial.

Para los condensados del gas la densidad relativa que se obtiene a condiciones del tanque de almacenamiento varía entre 40 y 60 °API, incrementando ligeramente cuando la p_y es mayor que la p_d . Luego, durante la explotación del yacimiento, conforme la p_y cae por debajo de la p_d la densidad relativa de los líquidos se incrementa aun más.

Los líquidos (condensados) a condiciones del tanque de almacenamiento en la superficie presentan un color ligeramente café, naranja verdoso o incoloro.

7.6.3.2 Identificación de condensados del gas con análisis de laboratorio. La concentración de C_7^+ es menor que $12.5\% \text{ mol}$ encontrando el fluido del yacimiento en fase vapor (gas) y presenta dos puntos de rocío.

Los resultados de análisis de laboratorio realizados a muestras de fluidos, muestran que la composición de la mezcla del pseudocomponente C_7^+ presenta concentraciones menores al $12.5\% \text{ mol}$.

7.6.4 Identificación en el campo de gases húmedos. Los gases húmedos condensan líquidos a condiciones del tanque de almacenamiento, con un rango de densidades relativas muy semejantes a los líquidos que se producen en los fluidos del tipo condensados del gas. Sin embargo, la densidad relativa del condensado producido en el tanque de almacenamiento se mantiene constante conforme la explotación del yacimiento avanza. El color del condensado del tanque de almacenamiento es prácticamente blanco.

Los gases húmedos muestran valores altos de RGA producida. Estas RGA se mantienen constantes a lo largo de la vida productiva del yacimiento.

Desde el punto de vista práctico para estudios de ingeniería petrolera, un gas húmedo es aquel en el que se producen RGA_1 mayores a $15,000 \text{ ft}^3$ de gas a c.e./Bl de aceite a c.t. ($2,673.45 \text{ m}^3$ a c.e./ m^3 a c.t.).

7.6.4.1 Identificación de gases húmedos a partir del análisis de laboratorio. Los gases húmedos no presentan cambio de fase cuando la presión se reduce a temperatura del yacimiento.

Para propósitos de ingeniería la concentración del pseudocomponente C_7^+ es menor a $4\% \text{ mol}$. El comportamiento retrógrado a condiciones del yacimiento no se presenta.

7.6.5 Identificación del gas seco a partir del análisis de la producción. Los gases secos implican que la fase de vapor (gas) no contiene suficientes moléculas pesadas para formar líquidos hidrocarburos en las instalaciones superficiales. Sin embargo, sí se llegan a producir cantidades muy pequeñas de condensado en relación al gas producido. Desde el punto de vista de ingeniería, un gas seco es aquel en el que se tienen RGA_1 por arriba de los $100,000 \text{ ft}^3$ de gas a c.e./Bl de aceite a c.t. ($17,823.02 \text{ m}^3$ c.e./ m^3 c.t.), obteniendo densidades relativas del condensado constantes y de color transparente.

7.6.5.1 Identificación del gas seco a partir del análisis de laboratorio. Los gases secos no presentan cambio de fase cuando la presión se reduce a temperatura del yacimiento. Para propósitos de ingeniería la concentración del pseudocomponente C_7^+ es menor a $0.7\% \text{ mol}$.

Ejercicios resueltos.

Ejemplo 7.1-En Tabasco se descubrió un yacimiento el cual se probó con un pozo perforado obteniendo un flujo de 76 MM ft^3 de gas @ c.e. por día, conteniendo $60 \text{ Bls de aceite c.t./MM ft}^3$ de gas a c.e. Clasificar el tipo de fluido del yacimiento. ¿Qué otra información de campo se requiere para confirmar la respuesta?

Solución.

Para poder clasificar este yacimiento se calcula la relación de solubilidad, R_s .

$$R_s = \frac{76 \text{ MM ft}^3 \text{ de gas @ c.e.}}{(60 \text{ Bls de aceite @ c.t.})(76)} = 16,666.67 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas @ c.e.}}{\text{Bl de aceite @ c.t.}}$$

Cómo la relación de solubilidad es mayor a $15,000 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas @ c.e.}}{\text{Bl de aceite @ c.t.}}$, entonces el yacimiento es de gas húmedo. Para confirmar esta respuesta, se necesita conocer el color y $^\circ\text{API}$ del condensado.

Ejemplo 7.2-La relación gas aceite, RGA , promedio producida del Campo Angostura es de 275 ft^3 de gas a c.e./Bl de aceite a c.e. La densidad relativa del aceite producido es de $26 \text{ }^\circ\text{API}$. El color del aceite en el tanque de almacenamiento es negro. ¿Qué tipo de fluido del yacimiento es el campo Angostura?

Solución.

Como la RGA es $< 1,750 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas @ c.e.}}{\text{Bl de aceite @ c.t.}}$, la densidad relativa del aceite es menor a $45 \text{ }^\circ\text{API}$ y el

color del aceite es negro, se concluye que es un aceite negro. Lo anterior siguiendo las reglas básicas establecidas por McCain para clasificar los yacimientos con datos de campo.

Ejemplo 7.3-El campo Nohoch presenta los datos de producción que se presentan en la **Tabla 7.4**.

Tabla 7.4-Datos de producción para el ejemplo 7.2.

Fecha	Densidad ($^\circ\text{API}$)	Aceite (MBls a c.e.)	Gas (MM ft^3 a c.e.)
Enero 85	42	2.5	80
Enero 87	44	2.1	90
Enero 89	45	2.2	136

¿De que tipo de yacimiento se trata? Respaldar técnicamente tu respuesta.

Solución.

En base a los datos de producción se calcula la relación de solubilidad, mostrada en la **Tabla 7.5** y se grafican los datos de RGA vs *Fecha* y $^\circ\text{API}$ vs *Fecha*. (**Figs. 7.8 y 7.9**)

Tabla 7.5-Datos obtenidos para el ejemplo 7.2.

Fecha	Aceite (M Bls a c.e.)	Gas (MM ft^3 a c.e.)	RGA (ft^3 a c.e./Bl a c.e.)
Enero 85	2.5	80	32,000
Enero 87	2.1	90	42,857
Enero 89	2.2	136	61,818

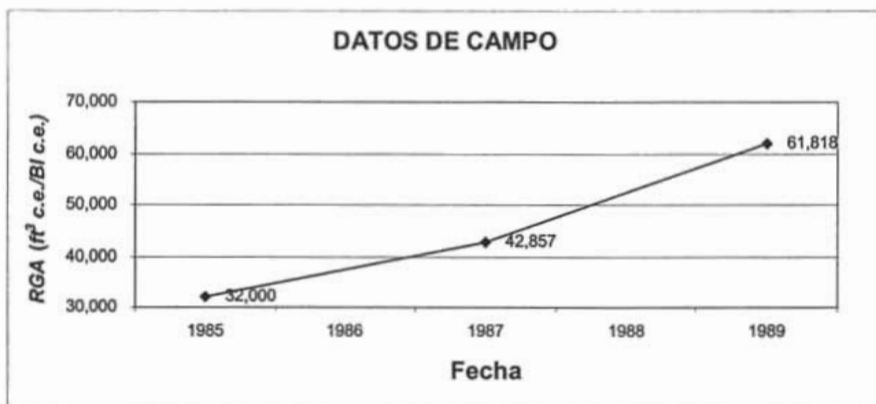


Fig. 7.8-Gráfica que muestra el comportamiento de la relación de solubilidad con respecto al tiempo.

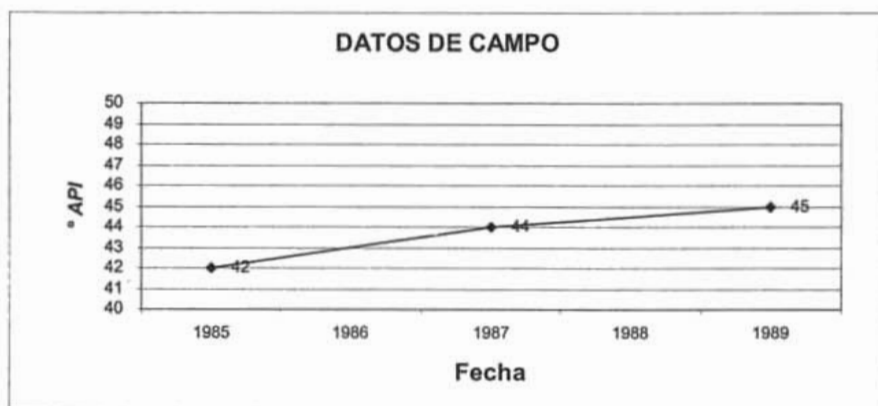


Fig. 7.9-Gráfica que muestra el comportamiento de la relación de solubilidad con respecto al tiempo.

Explicación técnica:

1. La RGA inicial es igual a $32,000 \frac{ft^3 \text{ de gas @ c.e.}}{Bl \text{ de aceite @ c.l.}}$, el cual es el límite del criterio para un "gas y condensado".
2. La densidad relativa en $^{\circ}API$ así como la RGA incrementan conforme el tiempo de explotación transcurre, lo que clasifica al fluido como "gas y condensado".
3. Para cálculos de ingeniería y debido a que la RGA_i es mayor de $15,000 \frac{ft^3 \text{ de gas @ c.e.}}{Bl \text{ de aceite @ c.l.}}$, el fluido del yacimiento puede ser considerado como "gas húmedo".

Ejemplo 7.4—La Fig. 7.1 representa un diagrama de fase de metano y etano. Considerar que las condiciones iniciales de un yacimiento descubierto son $800 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y -80°F . Las condiciones finales del yacimiento son de $300 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y -80°F y las condiciones del separador en la superficie son $50 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y -170°F .

- Graficar en la Fig. 7.1 las condiciones iniciales del yacimiento, conectándolas con una línea a las condiciones finales del yacimiento y las condiciones del separador en la superficie, localizar los puntos para cada condición y etiquete perfectamente las condiciones.
- Si se tienen cuatro tipos de fluidos del yacimiento diferentes que se representa cada uno con las mezclas número 2, 3, 4 y 8, respectivamente. ¿Cómo se clasifica cada tipo de fluido del yacimiento para cada una de las mezclas? Explicar detalladamente la respuesta para cada tipo de yacimiento.

Solución.

- En la Fig. 7.10, se muestran las condiciones iniciales, condiciones finales y del separador en la superficie.

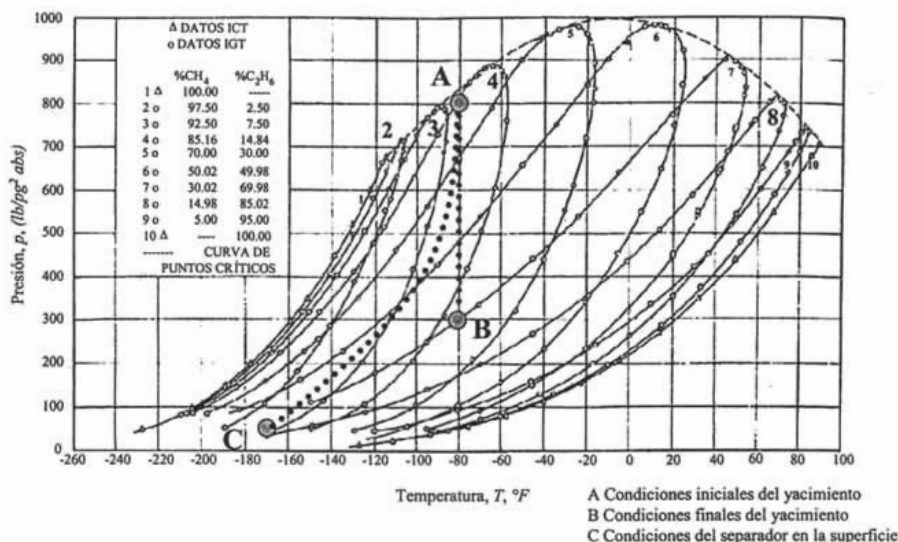


Fig. 7.10—Diagrama de fase de una mezcla de metano y etano, que muestra las condiciones del yacimiento para el ejemplo 7.4.

- Para los cuatro fluidos que están representados por las curvas marcadas como 2, 3, 4 y 8; se tiene lo siguiente:

Tipo de fluido curva 2. Yacimiento de gas seco.

Explicación. Debido a que la mezcla de hidrocarburos se localiza fuera del diagrama de fases para las condiciones del separador y del yacimiento. No se produce líquido en el yacimiento ni en el separador. El gas seco no contiene suficientes moléculas de hidrocarburos pesados para formar líquido en el yacimiento y en la superficie. El gas seco es básicamente metano con algunas cantidades de intermedios. El diagrama de fases se localiza hacia la izquierda cubriendo un pequeño intervalo de temperaturas.

Tipo de fluido curva 3. Yacimiento de gas húmedo.

Explicación. La mezcla de hidrocarburos existe como gas en el yacimiento desde las condiciones iniciales hasta las condiciones finales. A las condiciones del separador se obtienen dos fases (cae

dentro de la envolvente de fase) provocando que se forme líquido o condensado a las condiciones del separador. El gas húmedo presenta una *RGA* muy alta permaneciendo casi constante durante la vida del yacimiento.

Tipo de fluido curva 3. Yacimiento de aceite volátil saturado (casquete de gas).

Explicación. La presión inicial del yacimiento, p_{yi} es menor que la p_b por lo que se encuentra inicialmente en dos fases (aceite y casquete de gas). La T_y es menor que la T_c pero muy cercana al punto crítico. El diagrama de fase se mueve hacia la derecha conteniendo algunas moléculas pesadas, pero menor a un aceite negro. La T_c para el aceite volátil es mayor que la T_y , que la diferencia de un fluido gaseoso. La *RGA* se incrementa conforme la presión decrece y la producción se lleva a cabo. El

$$\text{rango de la } RGA \text{ es } 2,000 \frac{ft^3 \text{ de gas @ } c.e}{Bl \text{ de aceite @ } c.t.} < RGA < 3,300 \frac{ft^3 \text{ de gas @ } c.e}{Bl \text{ de aceite @ } c.t.}$$

Tipo de fluido curva 8. Yacimiento de aceite negro bajosaturado.

Explicación. Debido a que la T_y es menor que la T_c . El diagrama de fase se localiza hacia la derecha de las condiciones iniciales (punto A) conteniendo mayor cantidad de componentes pesados que para un aceite volátil. El diagrama de fase cubre un amplio rango de temperaturas. La *RGA* es menor que

$$1,750 \frac{ft^3 \text{ de gas @ } c.e}{Bl \text{ de aceite @ } c.t.}$$

La *RGA* se incrementa durante la producción del yacimiento cuando la

presión decrece. En el yacimiento la línea \overline{AB} siempre existe en la fase líquida (bajosaturado) y en el separador (punto C) existe una infinitesimal parte de gas (sólo líquido) existiendo las condiciones de p_b .

Capítulo 8

Aplicación de las propiedades de los fluidos en el proceso de separación

8.1 Introducción.

Los parámetros básicos que gobiernan principalmente el comportamiento de producción de un yacimiento de hidrocarburos son la presión, el volumen y la temperatura. Una forma de relacionar estos parámetros, son los análisis *PVT*, los cuales consisten en simular en el laboratorio el comportamiento de los fluidos de los yacimientos.

Para que el análisis *PVT* simule correctamente el comportamiento de un yacimiento, es fundamental que la muestra del fluido representativa. La información de estudios *PVT* es de gran importancia en la identificación de los mecanismos de recuperación, el comportamiento de flujo de los pozos y la simulación composicional de los yacimientos.

Hay dos procedimientos de análisis *PVT*, los cuales son la *separación flash*, llamada también *vaporización flash*, *liberación flash*, *expansión a composición constante* o *expansión flash*; y la segunda es la *separación diferencial*, también llamada *vaporización diferencial*, *liberación diferencial* o *expansión diferencial*.

La presión en el separador es controlada con un dispositivo regulador de presión a través del cual fluye el gas que se está produciendo. Normalmente, la temperatura del separador es determinada por la temperatura en la alimentación, la temperatura atmosférica y el enfriamiento debido a la vaporización y expansión por parte de la corriente de alimentación. La temperatura del separador se puede controlar a través de una calefacción o refrigeración.

En ocasiones, algunos separadores se operan en serie a presiones sucesivas más bajas, para obtener la máxima cantidad de líquido. La Fig. 8.1 muestra ejemplos de separación en dos y tres etapas de separación. Si la presión del último separador es mayor que la presión atmosférica, el tanque de almacenamiento actúa como una etapa de separación.

En el inicio de este capítulo se presentan los cinco principales procedimientos que se hacen en un estudio del fluido del yacimiento para obtener las propiedades del aceite negro.

También se presentan los tipos de análisis *PVT* realizados en el laboratorio a un aceite negro, de los cuales con la combinación de estos, se obtienen las propiedades de los fluidos.

Con las propiedades de los fluidos obtenidas del estudio de fluidos del yacimiento, se predicen las condiciones óptimas de separación en la superficie. También, a partir de la composición de aceite en el yacimiento, se pueden calcular las propiedades de los fluidos en el separador y en el tanque de almacenamiento, a través del equilibrio líquido-vapor.



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.

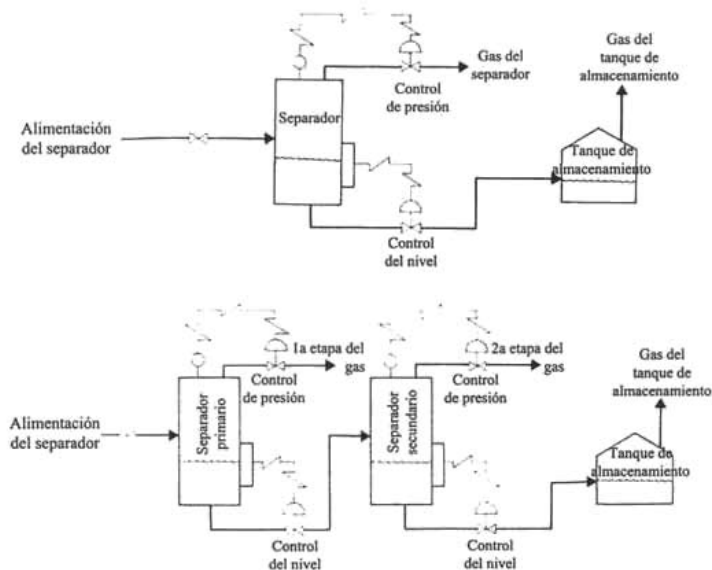


Fig. 8.1-Separación en la superficie de dos y tres etapas.

8.2 Estudio del fluido de yacimientos con aceite negro.

Los estudios para el aceite negro de un yacimiento, consisten de una serie de procedimientos de laboratorio diseñados para obtener los valores de las propiedades físicas del fluido del yacimiento. Estos procedimientos son desarrollados con muestras de aceite tomadas en el fondo del pozo o en las instalaciones superficiales.

Las propiedades físicas que pueden determinarse a través de este tipo de estudios son: *presión de burbuja*, p_b , *factor de volumen de formación del aceite*, B_o , *relación de solubilidad*, R_s , *factor de volumen total* o de la *fase mixta*, B_t , *compresibilidad del aceite*, c_o y *viscosidad del aceite*, μ_o , como función de la presión, cuando la presión disminuye de la presión inicial del yacimiento, pasando por la presión de burbuja hasta una presión más baja. También se determina en estos estudios: el *factor de compresibilidad* z , *factor de volumen de formación del gas*, B_g y *viscosidad del gas*, μ_g . Además, se puede determinar cantidades y características del gas en el separador, gas y aceite en el tanque de almacenamiento a diferentes presiones del separador.

Los cinco principales procedimientos son: medición de la composición, separación flash, separación diferencial, pruebas del separador y medición de la viscosidad del aceite.

8.2.1 Composición. Determinar la composición de cada una de las diversas especies químicas presentes en un aceite negro es imposible, incluso la determinación de una fracción importante o representativa del crudo es difícil. En cada caso, la composición de los componentes ligeros se determina, y todos los componentes más pesados se agrupan en un *componente plus*. Los *componentes plus* consisten de la agrupación de diferentes especies químicas; a estos se les mide el peso molecular aparente, M_a y la densidad relativa del gas, γ_g , en una tentativa de caracterizar sus propiedades. El análisis de una muestra de aceite negro, nos da la composición en *fracción mol* o en *por ciento mol*.

8.2.2 Vaporización o separación flash^{33, 34}. En la Fig. 8.2 se presenta un diagrama esquemático para la expansión a composición constante (separación flash), este experimento se efectúa a composición original y temperatura del yacimiento constante, y básicamente consiste en disminuir la presión del sistema, incrementando el volumen del aceite, de esta manera se determina la presión de burbuja, y por debajo de esta presión se libera el gas disuelto en el aceite, en cada paso, se mide la presión y el volumen de la celda. Por debajo de la presión de burbuja, al volumen de la celda se le llama *volumen total*, V_t e incluye el gas liberado del aceite. La celda se agita regularmente para asegurar que el contenido esta en equilibrio.

El volumen en el punto de burbuja, es el volumen del líquido a la presión de burbuja, a este volumen se le llama como volumen de burbujeo, V_b . El volumen del líquido en el punto de burbuja puede ser dividido por la masa del líquido del yacimiento en la celda para obtener un valor de volumen específico en el punto de la burbuja. El valor del volumen específico en el punto de burbuja puede medirse con otras pruebas y usarse para verificar la calidad de los datos.

Todos los valores del *volumen total*, V_t , se dividen por el volumen en el punto de burbuja, V_b , (V_t/V_b), y los datos se reportan como un volumen relativo. $(V_t/V_b)_F$, es el volumen total dividido entre el volumen a la presión de burbuja por separación flash.

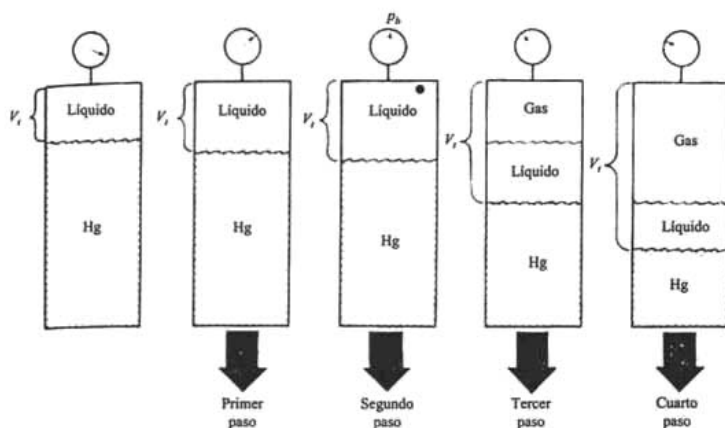


Fig. 8.2- Procedimiento de laboratorio para la separación flash.

8.2.3 Separación diferencial^{33, 34}. Se lleva a cabo en una serie de decrementos de presión, iniciando a partir de la presión de burbuja; en cada etapa del experimento el gas liberado en el decremento específico de presión se extrae totalmente a presión constante, dejando únicamente a la presión correspondiente el volumen de líquido en la celda con su gas disuelto.

Al gas extraído, se le mide tanto la cantidad de gas, como su densidad relativa, también se cuantifica el volumen del líquido remanente en la celda, V_o . Este procedimiento se muestra en la Fig. 8.3. Los pasos de este procedimiento se van repitiendo hasta alcanzar la presión atmosférica. La temperatura se reduce hasta los $60^{\circ}F$ y el volumen remanente de líquido se mide. Este se llama *aceite residual de separación diferencial* o *aceite residual*.

Cada uno de los valores del volumen de líquido en la celda, V_o , se divide por el volumen de aceite residual; al resultado se le llama *volumen relativo de aceite* y esta dado por B_{oD} .

El volumen de gas removido durante cada paso se mide a condiciones de la celda y a condiciones estándar. El *factor de compresibilidad z*, se calcula como sigue:

$$z = \frac{V_R p_R T_{ce}}{V_{ce} p_{ce} T_R}, \dots \dots \dots (8.1)$$

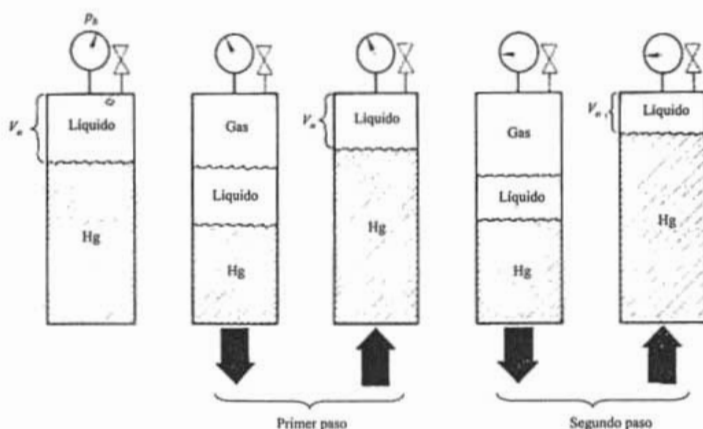


Fig. 8.3- Procedimiento de laboratorio para la separación diferencial.

donde V_R , p_R y T_R representa el volumen de aceite, la presión y la temperatura en la celda, respectivamente, V_{ce} , p_{ce} y T_{ce} es el volumen de aceite, la presión y la temperatura a condiciones estándar, respectivamente. El factor de volumen de formación del gas extraído de la celda, se calcula con este factor de compresibilidad z y con la ecuación 5.9 del Capítulo 5.

$$B_g = 0.0282 \frac{zT \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.y.}}{p \text{ ft}^3 \text{ gas a c.e.}}, \dots \dots \dots (5.9)$$

El volumen total del gas extraído durante el proceso completo, es la cantidad de gas en solución en el punto de burbuja. Este volumen total se divide entre el volumen residual de aceite y las unidades son convertidas a $\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite residual}$, representándose por el símbolo R_{sDb} representa los $\text{ft}^3 \text{ de gas removido de la celda/Bl de aceite residual}$.

El gas remanente en solución a una presión baja, se calcula restando la suma del gas extraído total e incluyendo el volumen total de gas removido a la presión de interés. El resultado es dividido por el volumen de aceite residual, convertido a $\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite residual}$ y se representa como R_{sD} .

El volumen total relativo, B_{iD} , a una presión se calcula como:

$$B_{iD} = B_{oD} + B_g (R_{sDb} - R_{sD}), \dots \dots \dots (8.2)$$

el subíndice D , indica que fueron obtenidos en la separación diferencial.

8.2.4 Pruebas del separador^{33, 34}. En una celda para análisis PVT se coloca una muestra líquida de aceite, y se trae a presión de burbuja y temperatura del yacimiento. Luego, el líquido se extrae de la celda en dos etapas de separación, (Fig. 8.4). Lo que se determina aquí es el rendimiento de los fluidos

a las condiciones de separación en superficie. El contenedor que representa el tanque de almacenamiento, es una etapa de separación si la presión es más baja que la presión del separador. La presión en la celda se mantiene constante en el punto de burbuja reduciendo el volumen de la celda mientras que se extrae el líquido.

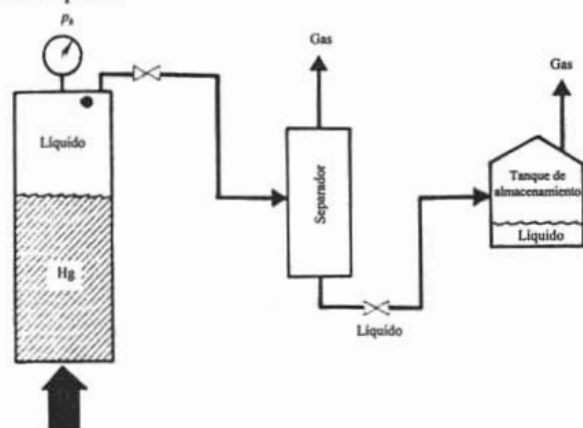


Fig. 8.4-Prueba del separador de laboratorio.

Las temperaturas del separador y del tanque de almacenamiento en el laboratorio, generalmente se representan a condiciones promedio del campo. El tanque de almacenamiento está siempre a presión atmosférica. La presión en el separador es seleccionada por el operador.

El factor de volumen de formación del aceite se calcula como:

$$B_{osb} = \frac{\text{volumen de líquido extraído de la celda}}{\text{volumen de líquido entrando en el tan que de almacenamiento}}, \dots\dots\dots(8.3)$$

El subíndice *S* indica que estos resultados fueron obtenidos en las pruebas del separador, y el subíndice *b* implica que las condiciones son en el punto de burbujeo a condiciones de yacimiento. El volumen de líquido extraído de la celda se mide a condiciones de burbujeo y el volumen del tanque de almacenamiento es medido a condiciones estándar.

La relación de solubilidad se calcula como:

$$R_{sSb} = \frac{\text{Volumen de gas en el separador} + \text{volumen de gas en el tan que}}{\text{Volumen de líquido en el tan que}}, \dots\dots\dots(8.4)$$

con todos los volúmenes ajustados a condiciones estándar. Los subíndices *S* y *b* tienen el mismo significado según lo comentado arriba.

Se miden la densidad relativa del gas en el separador y en el tanque de almacenamiento, a menudo también se mide la composición del gas en el separador.

Finalmente, se calcula el *factor de volumen del separador*. Este volumen de líquido en el separador medido a condiciones de separador se divide por el volumen del tanque de almacenamiento a condiciones estándar, *Bls aceite a c.e./Bls aceite a c.t.* Las pruebas del separador usualmente se repiten para varios valores de presión del separador

8.2.5 Viscosidad del aceite. La viscosidad del aceite se mide en un viscosímetro rotacional o viscosímetro capilar, diseñado para simular la liberación diferencial. Las medidas se hacen a varios valores de presión en un proceso de pasos. El líquido que se utiliza en cada medición es el líquido remanente después de haber sido removido el gas a presión.

8.2.6 Viscosidad del gas. Las mediciones para la viscosidad del gas son muy tediosas. La obtención de mediciones exactas sobre una base rutinaria es difícil. Así, la viscosidad del gas se estima de correlaciones usando los valores de las densidades relativas del gas medidas en el proceso diferencial.

8.3 Propiedades de los fluidos para el estudio de fluidos del yacimiento.

Todas las propiedades de los fluidos requeridas para el estudio de yacimientos que se usan en las ecuaciones de balance de materia, se pueden calcular de los resultados de un estudio de fluidos del yacimiento.

A presiones menores a la presión de burbuja se empieza a liberar gas en el yacimiento, siendo menor la presión cerca del pozo productor, por lo cual el gas liberado cerca de éste es posible que alcance valores mayores que la saturación de gas crítica, S_{gc} y sea producido por el pozo, por lo que para esta zona el proceso diferencial será el más representativo; en cambio en zonas alejadas del pozo si la S_{gc} no se ha alcanzado, fluirá solamente aceite y el proceso con el cual se reproduce este comportamiento será una separación flash.

En cuanto se alcance la saturación de gas crítica en todo el yacimiento, el gas empezará a fluir y el proceso más representativo para simular este fenómeno, será la separación diferencial.

En los separadores, también se considera que el proceso flash es el más representativo, ya que los hidrocarburos que entran al separador están en equilibrio, y dentro de éste siempre va a existir un volumen de aceite en contacto con un cierto volumen de gas; adicionalmente para condiciones de flujo estabilizado en el separador la composición de líquido será prácticamente la misma que se tienen a la entrada. Esto implica suponer que el gas y el líquido en el yacimiento están separados del gas formado. Uno puede discutir que esto no es exactamente cierto. Sin embargo, un proceso del laboratorio que represente más exactamente el proceso de producción sería complicado y costoso, además de que requeriría muestras excesivamente grandes de líquido del yacimiento. La experiencia muestra que las propiedades del aceite negro calculadas bajo esta suposición son suficientemente exactas para los cálculos de ingeniería petrolera.

A presión por arriba de la presión de burbuja, $p > p_b$, las propiedades de los fluidos se calculan por combinación de los datos con la separación flash y las pruebas de separación.

Los símbolos con los que se referencia estas propiedades se presentan en la **Tabla 8.1**.

Tabla 8.1—Nomenclatura usada en análisis hechos a estudios de fluidos del yacimiento.

B_{oD}	Volumen relativo de aceite por separación diferencial.
B_{oDb}	Volumen relativo de aceite a presión de burbuja por separación diferencial.
B_{oDh}	Factor de volumen de formación del aceite a presión de burbuja de pruebas del separador.
$(V_l/V_g)_f$	Volumen relativo total (aceite y gas) por separación flash.
B_{tD}	Volumen relativo total (aceite y gas) por separación diferencial.
R_{oD}	Gas remanente en solución por separación diferencial.
R_{oDh}	Gas en solución a presión de burbuja (y arriba) por separación diferencial.
R_{oSh}	Suma del gas del separador y gas en el tanque de almacenamiento de pruebas del separador.

Esta nomenclatura se utiliza únicamente en los resultados de los estudios hechos a yacimientos que contienen aceite negro. Los subíndices o y g , se refieren a aceite y gas respectivamente; los subíndices F , D y S , se refieren a que fueron obtenidos en la separación flash, separación diferencial o

pruebas del separador, respectivamente y el subíndice b se refiere que las mediciones se hicieron a presión de burbuja.

8.3.1 Selección de las condiciones del separador. El primer paso una vez calculadas las propiedades de los fluidos, es seleccionar las condiciones del separador. Puede haber circunstancias por las que un campo en particular requiera de una presión específica en el separador, en caso contrario, se selecciona la presión del separador que produzca la máxima cantidad de líquido en el tanque. Esta presión es conocida como *presión óptima de separación*. Esta se identifica con las pruebas del separador a presión del separador con el resultado de una mínima relación de solubilidad, R_{oSb} , un mínimo factor de volumen de formación del aceite (a presión de burbuja), B_{oSb} y una máxima densidad relativa en °API en el tanque. La mayoría de los aceites negros, tienen una presión de optimización entre 100 y 120 lb/pg²abs a temperatura normal.

El experimento de pruebas del separador se efectúa a temperatura del yacimiento constante, y los fluidos que salen de las baterías de separación decrecen gradualmente su presión y temperatura, obteniéndose una mayor cantidad de líquidos debido a las menores temperaturas de separación en el experimento de separación diferencial. En los estudios del comportamiento de yacimientos, es práctica común utilizar el B_{od} y R_{sd} obtenidos directamente de laboratorio, ocasionando errores apreciables especialmente en yacimientos de aceite ligero y volátil.

Al final del experimento de pruebas del separador, se corrige el volumen residual de aceite de la celda PVT a condiciones de separación en superficie y se obtiene un factor de volumen corregido; de igual manera la relación gas disuelto aceite es determinada mediante el experimento de separación diferencial compuesta.

El valor del factor de volumen de formación del aceite a la presión seleccionada del separador es B_{oSb} en los cálculos siguientes. Los valores correspondientes de relación de solubilidad, R_{oSb} y factor de volumen de formación del aceite, B_{oSb} , pueden usarse como la *relación de solubilidad*, R_{sb} y el *factor de volumen de formación del aceite*, B_{ob} a la presión de burbuja.

8.3.2 Factor de volumen de formación del aceite, B_o . A presión por arriba de la presión de burbuja, $p > p_b$, el factor de volumen de formación es calculado con una combinación de los datos de la separación flash y los datos obtenidos de las pruebas del separador.

$$B_o = \left(\frac{V_l}{V_b} \right)_F B_{oSb}, \text{ a } p > p_b, \dots\dots\dots(8.5)$$

las unidades implicadas en los cálculos son:

$$B_o = \left(\frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite a } p_b} \right) \left(\frac{\text{Bls de aceite a } p_b}{\text{Bls de aceite a c.t.}} \right) = \frac{\text{Bls aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}}, \dots\dots\dots(8.6)$$

A presiones por debajo de la presión de burbuja, $p \leq p_b$, el factor de volumen de aceite se calcula con la combinación de datos de la separación diferencial y los datos obtenidos de las pruebas del separador.

$$B_o = B_{oD} \left(\frac{B_{oSb}}{B_{oDb}} \right), \text{ a } p \leq p_b, \dots\dots\dots(8.7)$$

las unidades implicadas en los cálculos son:

$$B_o = \left(\frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite residual por sep. dif.}} \right) \left(\frac{\left(\frac{\text{Bls de aceite a } p_b}{\text{Bls de aceite a c.t.}} \right)}{\left(\frac{\text{Bls aceite a } p_b}{\text{Bls aceite residual por sep. dif.}} \right)} \right)$$

$$B_o = \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}}, \dots\dots\dots(8.8)$$

8.3.3 Relación de solubilidad, R_s . La relación de solubilidad, R_s , a presiones por arriba de la presión de burbuja, $p \geq p_b$, es una constante igual a la relación de solubilidad en el punto de burbujeo.

$$R_s = R_{s,b} \text{ a } p \geq p_b, \dots\dots\dots(8.9)$$

La relación de solubilidad a presiones por debajo de la presión de burbujeo es una combinación de los datos de la separación diferencial y pruebas del separador.

$$R_s = R_{s,b} - (R_{s,b} - R_{s,D}) \frac{B_{oSb}}{B_{oDb}}, \text{ a } p \leq p_b, \dots\dots\dots(8.10)$$

las unidades implicadas en los cálculos son:

$$R_s = \left(\frac{ft^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}} \right) - \left(\frac{ft^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bls de aceite residual en la sep. dif.}} \right) \left(\frac{\left(\frac{\text{Bls de aceite a } p_b}{\text{Bls de aceite a c.t.}} \right)}{\left(\frac{\text{Bls de aceite a } p_b}{\text{Bls de aceite residual en la sep. dif.}} \right)} \right)$$

$$R_s = \left(\frac{ft^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}} \right), \dots\dots\dots(8.11)$$

8.3.4 Factor de volumen de formación del gas, B_g . El factor de volumen de formación del gas, se calcula con el factor de compresibilidad z medido con los gases removidos de la celda en cada paso de presión durante la separación diferencial, utilizando la ecuación 5.9.

$$B_g = 0.0282 \frac{zT}{p} \frac{ft^3 \text{ de gas a c.y.}}{ft^3 \text{ gas a c.e.}}, \dots\dots\dots(5.9)$$

8.3.5 Factor de volumen total de la formación, B_t . El factor de volumen total de la formación, puede calcularse con la ecuación 5.48:

$$B_t = B_o + B_g(R_{s,b} - R_s), \dots\dots\dots(5.48)$$

utilizando las propiedades de los fluidos calculadas en el estudio de yacimientos.

Si el factor de volumen total de la formación, B_t , esta reportado como parte de los resultados de la separación diferencial, el factor de volumen total de la formación puede calcularse como:

$$B_i = B_{iD} \frac{B_{oD}}{B_{oD}}, \dots \dots \dots (8.12)$$

las unidades implicadas en los cálculos son:

$$B_i = \left(\frac{\text{Bls de aceite + gas disuelto a c.y.}}{\text{Bls de aceite residual por sep. dif.}} \right) \frac{\left(\frac{\text{Bls de aceite a } p_b}{\text{Bls de aceite a c.t.}} \right)}{\left(\frac{\text{Bls de aceite a } p_b}{\text{Bls de aceite residual por sep. dif.}} \right)}$$

$$B_i = \left(\frac{\text{Bls de aceite + gas disuelto a c.y.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}} \right), \dots \dots \dots (8.13)$$

8.3.6 Viscosidad, μ . Las viscosidades del aceite y del gas que se reportan en el estudio de fluidos del yacimiento se pueden utilizar directamente. No se requiere ningún cálculo, adicional.

8.3.7 Coeficiente de compresibilidad isotérmica del aceite, c_o . La ecuación 5.61 puede utilizarse con los datos de separación flash para calcular el factor de compresibilidad a presiones por arriba de la presión de burbuja.

$$c_o(p_2 - p_1) = -(\ln v_2 - \ln v_1) = -\ln \left(\frac{v_2}{v_1} \right), \text{ a } p > p_b, \dots \dots \dots (5.61)$$

El volumen relativo para la separación flash puede sustituirse por el volumen, quedando la ecuación 5.61 como:

$$c_o = \frac{\ln \left(\frac{V_i / V_b}{V_i / V_b} \right)_{F2}}{p_1 - p_2}, \dots \dots \dots (8.14)$$

Esto da como resultado un valor de c_o que puede aplicarse entre presiones p_1 y p_2 a temperatura del yacimiento. Algunas aplicaciones requieren de un valor promedio de compresibilidad del aceite entre la presión y la presión de burbuja, en estos casos:

$$c_o = \frac{\ln(V_i / V_b)_F}{p_b - p}, \dots \dots \dots (8.15)$$

donde c_o representa el cambio fraccional en el volumen de aceite de una presión p declinada a p_b . El volumen relativo se determina a una presión p .

A presiones por debajo de la presión de burbuja, la compresibilidad del aceite se calcula con la ecuación 5.77.

$$c_o = -\frac{1}{B_o} \left[\left(\frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T - B_g \left(\frac{\partial R_g}{\partial p} \right)_T \right] \text{ a } p < p_b, \dots \dots \dots (5.77)$$

la derivada de B_o con respecto a p es la pendiente de la gráfica de B_o vs p , la pendiente se mide a la presión de interés. La derivada de la R_s con respecto a p se obtiene graficando R_s vs p .

La ecuación 5.77, puede convertirse a:

$$c_o = \frac{1}{B_o} \left(\frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \left[B_g - \left(\frac{\partial B_o}{\partial R_s} \right)_T \right], \dots \dots \dots (8.16)$$

la derivada de B_o con respecto a R_s es relativamente fácil de determinar con la pendiente de una gráfica de B_o vs R_s ya que es virtualmente constante para muchos aceites negros.

El volumen relativo del aceite y la relación de solubilidad de la separación diferencial pueden usarse también para calcular el factor de compresibilidad del aceite a presión por debajo de la presión de burbuja. Las ecuaciones anteriores se convierten en:

$$c_o = -\frac{1}{B_{oD}} \left[\left(\frac{\partial B_{oD}}{\partial p} \right)_T - B_g \left(\frac{\partial R_{sD}}{\partial p} \right)_T \right], \dots \dots \dots (8.17)$$

y

$$c_o = \frac{1}{B_{oD}} \left(\frac{\partial R_{sD}}{\partial p} \right)_T \left[B_g - \left(\frac{\partial B_{oD}}{\partial R_{sD}} \right)_T \right], \dots \dots \dots (8.18)$$

Ejemplo 8.1-A un pozo productor de aceite negro se le hicieron estudios del fluido. Dicho pozo presenta las siguientes características.

CARACTERÍSTICAS DE LA FORMACIÓN

Nombre de la formación	Cretácico
Presión original del yacimiento	4,100 lb/pg ² man @ 8,692 ft
Relación gas-aceite producida	600 ft ³ de gas a c.e. / Bl de aceite a c.t.
Gasto de producción	300 Bls/día
Presión y Temperatura del separador	200 lb/pg ² man, 75 °F
Densidad relativa del aceite	60°F

Dato	8,000 f.b.n.m.
Casquete de gas original	No

CARACTERÍSTICAS DEL POZO

Elevación	610 ft
Profundidad total	8,943 ft
Intervalo productor	2,684-8,700 ft
Diámetro del aparejo de producción	2 7/8" pg
Profundidad del aparejo de producción	8,600 ft
Índice de productividad	1.1 Bls/día/lb/pg ² @ 300 Bls/día

CONDICIONES DE LA MUESTRA

Muestra tomada a	8,500 ft
Estado del pozo	cerrado durante 72 hrs.
Presión de la tubería	1,400 lb/pg ² man
Tipo de muestra	Wofford

De los estudios hechos a la muestra, se obtuvieron los resultados siguientes que se muestran en las Tablas 8.2 a la 8.11.

Tabla 8.2—Análisis de hidrocarburos de la muestra de fluido del yacimiento.

Componente	% mol	% peso	Densidad @ 60 °F, (gm/cm ³)	° API @ 60°F	Peso molecular (lbm/lbm-mol)
Acido sulfhídrico, H ₂ S	Nada	nada			
Bióxido de carbono, CO ₂	0.91	0.43			
Nitrógeno, N ₂	0.16	0.05			
Metano, C ₁ H ₄	36.47	6.24			
Etano, C ₂ H ₆	9.67	3.10			
Propano, C ₃ H ₈	6.95	3.27			
i-Butano, iC ₄ H ₁₀	1.44	0.89			
n-Butano, nC ₄ H ₁₀	3.93	2.44			
i-Pentano, iC ₅ H ₁₂	1.44	1.11			
n-Pentano, nC ₅ H ₁₂	1.41	1.09			
Hexano, C ₆ H ₁₄	4.33	3.97			
Heptano plus*, C ₇ H ₁₆ *	33.29	77.41	0.8515	34.5	218.0
Total	100.0	100.0			

Tabla 8.3—Datos volumétricos de la muestra del fluido del yacimiento.

Presión de saturación (presión en el punto de burbuja)	2,620 lb/pg ² man @ 220 °F
Volumen específico de saturación a presión (ft ³ /Bl)	0.02441 @ 220 °F
Expansión térmica del aceite saturado a 5,000 lb/pg ² man	$\frac{V @ 220^{\circ}F}{V @ 76^{\circ}F} = 1.08790$
Compresibilidad del aceite saturado a temperatura del yacimiento: Vol/Vol/lb/pg ² abs.	
	Para 5,000 lb/pg ² man 4,000 lb/pg ² man = 13.48 x 10 ⁻⁶
	Para 4,000 lb/pg ² man 3,000 lb/pg ² man = 15.88 x 10 ⁻⁶
	Para 3,000 lb/pg ² man 2,620 lb/pg ² man = 18.75 x 10 ⁻⁶

Tabla 8.4— Datos volumétricos obtenidos en la separación flash.

Presión (lb/pg ² man)	Volumen total, (cm ³)
5000	61.030
4500	61.435
4000	61.866
3500	62.341
3000	62.866
2900	62.974
2800	63.088
2700	63.208
2605	63.455
2591	63.576
2516	64.291
2401	65.532
2253	67.400
2090	69.901
1897	73.655
1698	78.676
1477	86.224
1292	95.050
1040	112.715
830	136.908
640	174.201
472	235.700

Tabla 8.5-Datos de separación diferencial obtenidos en el laboratorio.

Presión, (lb/pg^2man)	Gas removido ⁽¹⁾ , (cm^3)	Gas removido ⁽²⁾ , (ft^3)	Volumen en la celda, (cm^3)	γ_g incremental
2620	-	-	63.316	-
2350	4.396	0.02265	61.496	0.825
2100	4.292	0.01966	59.952	0.818
1850	4.478	0.01792	58.528	0.797
1600	4.960	0.01693	57.182	0.791
1350	5.705	0.01618	55.876	0.794
1100	6.891	0.01568	54.689	0.809
850	8.925	0.01543	53.462	0.831
600	12.814	0.01543	52.236	0.881
350	24.646	0.01717	50.771	0.988
159	50.492	0.01643	49.228	1.213
0		<u>0.03908</u>	<u>42.540</u>	2.039
0		0.21256	39.572 a 60°F	

(1) A 220 °F y presión de la celda
(2) A 60 °F y 14.65 lb/pg^2man

Tabla 8.6-Datos de una prueba del separador para el aceite negro.

Volumen de aceite a presión de burbujeo y temperatura del yacimiento = 182.637 cm^3
Volumen de líquido del separador a 100 lb/pg^2man y 75 °F = 131.588 cm^3
Volumen de aceite en el tanque de almacenamiento a 0 lb/pg^2man y 75 °F = 124.773 cm^3
Volumen de líquido en el tanque de almacenamiento a 0 lb/pg^2man y 60 °F = 123.906 cm^3
Volumen del gas removido del separador = 0.52706 ft^3 c.e.
Volumen del gas removido del tanque de almacenamiento = 0.07139 ft^3 c.e.
Densidad relativa del aceite en el tanque de almacenamiento = 0.8217
Densidad relativa del gas en el separador = 0.786
Densidad relativa del gas en el tanque de almacenamiento = 1.363
El volumen del líquido del separador fue medido a presión y temperatura del separador, antes de que pasara al tanque de almacenamiento.

Tabla 8.7-Datos de viscosidad @ 220 °F.

Presión, (lb/pg^2man)	Viscosidad del aceite, (cp)	Viscosidad del gas calculada, (cp)	Relación de viscosidad del gas/aceite
5000	0.450		
4500	0.434		
4000	0.418		
3500	0.401		
3000	0.385		
2800	0.379		
2620	0.373		
2350	0.396	0.0191	20.8
2100	0.417	0.0180	23.2
1850	0.442	0.0169	26.2
1600	0.469	0.0160	29.4
1350	0.502	0.0151	33.2
1100	0.542	0.0143	37.9
850	0.592	0.0135	43.9
600	0.654	0.0126	51.8
350	0.738	0.0121	60.9
159	0.855	0.0114	75.3
0	1.286	0.0093	137.9

Tabla 8.8- Análisis de hidrocarburo de la muestra de gas de separador.

Componente	% mol	% peso
Ácido sulfhídrico, H_2S	Nada	
Bióxido de carbono, CO_2	1.62	
Nitrógeno, N_2	0.30	
Metano, C_1H_4	67.00	
Etano, C_2H_6	16.04	4.265
Propano, C_3H_8	8.95	2.449
i-Butano, iC_4H_{10}	1.29	0.420
n-Butano, nC_4H_{10}	2.91	0.912
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.53	0.193
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.41	0.155
Hexano, C_6H_{14}	0.44	0.178
Heptano plus [†] , C_7H_{16}	0.49	0.221
Total	100.00	8.793

Densidad relativa del gas, $\gamma_g=0.840$ (aire=1.0).
Colectado a 50 lb/pg^{man} y 75°F, en el laboratorio.

Tabla 8.9-Análisis de hidrocarburos de la muestra de gas de separador.

Componente	% mol	% peso
Ácido sulfhídrico, H_2S	Nada	
Bióxido de carbono, CO_2	1.67	
Nitrógeno, N_2	0.32	
Metano, C_1H_4	71.08	
Etano, C_2H_6	15.52	4.127
Propano, C_3H_8	7.36	2.014
i-Butano, iC_4H_{10}	0.92	0.299
n-Butano, nC_4H_{10}	1.98	0.621
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.33	0.120
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.26	0.094
Hexano, C_6H_{14}	0.27	0.110
Heptano plus [†] , C_7H_{16}	0.29	0.131
Total	100.00	7.516

Densidad relativa del gas, $\gamma_g=0.786$ (aire=1.0).
Colectado a 100 lb/pg^{man} y 75°F, en el laboratorio.

Tabla 8.10-Análisis de hidrocarburos de la muestra de gas de separador.

Componente	% mol	% peso
Ácido sulfhídrico, H_2S	Nada	
Bióxido de carbono, CO_2	1.68	
Nitrógeno, N_2	0.36	
Metano, C_1H_4	76.23	
Etano, C_2H_6	13.94	3.707
Propano, C_3H_8	5.31	1.453
i-Butano, iC_4H_{10}	0.57	0.185
n-Butano, nC_4H_{10}	1.21	0.379
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.20	0.073
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.16	0.058
Hexano, C_6H_{14}	0.16	0.065
Heptano plus [†] , C_7H_{16}	0.18	0.081
Total	100.00	6.001

Densidad relativa del gas, $\gamma_g=0.732$ (aire=1.0).
Colectado a 200 lb/pg^{man} y 75°F, en el laboratorio.

Tabla 8.11-Análisis de hidrocarburos de la muestra de gas de separador.

Componente	% mol	% peso
Ácido sulfhídrico, H_2S	Nada	
Bióxido de carbono, CO_2	1.65	
Nitrógeno, N_2	0.39	
Metano, C_1H_4	79.42	
Etano, C_2H_6	12.48	3.318
Propano, C_3H_8	4.21	1.152
i-Butano, iC_4H_{10}	0.43	0.140
n-Butano, nC_4H_{10}	0.90	0.282
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.15	0.055
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.12	0.043
Hexano, C_6H_{14}	0.12	0.049
Heptano plus ⁺ , $C_7H_{16}^+$	0.13	0.059
Total	100.00	5.098

Densidad relativa del gas, $\gamma_g=0.704$ (aire=1.0)
Colectado a 300 lb/pg²man y 75°F, en el laboratorio.

- Con los datos de la separación flash, obtener la presión de burbuja gráficamente y elaborar una tabla de *presión vs volumen relativo* para el estudio de fluidos del yacimiento.
- Elaborar una tabla que incluya el comportamiento de la relación de solubilidad, volumen relativo del aceite y volumen relativo total por el proceso de separación flash. Además que incluya el factor de compresibilidad z y el factor de volumen de formación.
- Elaborar una tabla de pruebas de separación para el estudio de fluidos y seleccionar la presión óptima de separación.
- Con los resultados del inciso anterior obtener las propiedades del aceite negro para las condiciones óptimas de separación.

Solución.

- A partir de los datos volumétricos reportados del laboratorio del análisis de separación flash, se obtienen la presión de burbuja.

Presión de burbujeo, p_b . Para obtener la presión de burbuja con los datos de la variación del volumen con respecto a la presión, se realiza una gráfica de p vs V_t , con los datos presentados en la **Tabla 8.4**. Luego, se trazan dos líneas, según la tendencia de los puntos, se determina el punto en el que las dos líneas cruzan y se lee la presión del punto de burbuja y el volumen en el punto de burbuja.

Al realizar la gráfica de los valores de V (cm^3) vs p (lb/pg^2man), **Fig. 8.5**, se observa que la presión en la cual la pendiente cambia, es la presión del punto de burbuja de la mezcla. De la gráfica se obtiene que la presión de burbuja es de 2,620 lb/pg^2man con un volumen de 63.316 cm^3 .

Para realizar la tabla requerida, se divide el volumen total, V_t , entre el volumen de cada uno de los datos obtenidos para cada presión, para obtener el volumen relativo. Se presenta el cálculo del primer valor a una presión de 5,000 lb/pg^2man , los demás valores obtenidos de volumen relativo, se presentan en la **Tabla 8.8**.

$$\left(\frac{V_t}{V_b}\right)_F = \frac{61.030 \text{ cm}^3}{63.316 \text{ cm}^3} = 0.9639$$

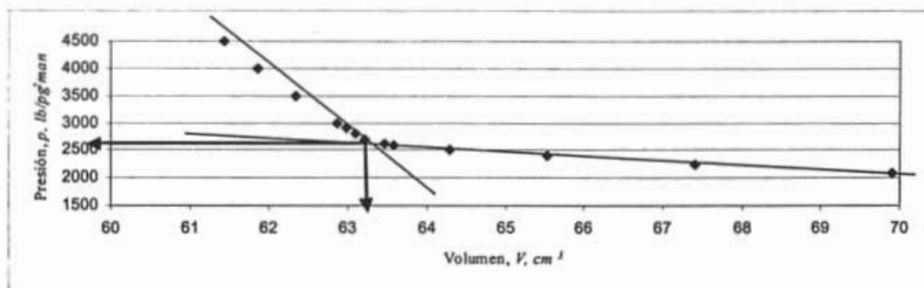


Fig. 8-5. Determinación de la presión de burbuja con datos de la separación flash, gráficamente.

Tabla 8.12-Relación de presión-volumen @ 220 °F.

Presión (lb/pg²man)	$(V_i / V_b)_F^{(1)}$ Volumen relativo
5000	0.9639
4500	0.9703
4000	0.9771
3500	0.9846
3000	0.9929
2900	0.9946
2800	0.9964
2700	0.9983
2620	1.0000
2605	1.0022
2591	1.0041
2516	1.0154
2401	1.0350
2253	1.0645
2090	1.1040
1897	1.1633
1698	1.2426
1477	1.3618
1292	1.5012
1040	1.7802
830	2.1623
640	2.7513
472	3.7226

(1) Volumen relativo: V/V_{sat} (Bls a p indicada/Bls a presión de saturación)

b) Para elaborar la tabla requerida, se utilizan los datos obtenidos en el laboratorio presentados en la **Tabla 8.5**, y se obtienen las propiedades necesarias para el cálculo de B_{ID} . Únicamente se presentan los cálculos para la presión de 2,100 lb/pg²man.

Primero se calcula la relación de solubilidad, R_{sd} .

$$R_{sd} = \frac{(V \text{ de gas total removido} - V \text{ de gas a } p) \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{(V \text{ de aceite residual en la celda a } 60^\circ\text{F}) (6.29 \times 10^{-6} \text{ Bls/cm}^3)}$$

$$R_{sd} = \frac{(0.21256 - 0.02265 - 0.01966) \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{(39.572 \text{ cm}^3 \text{ de aceite residual}) (6.29 \times 10^{-6} \text{ Bls/cm}^3)} = 684.0 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bl de aceite residual}}$$

Segundo, se calcula el volumen relativo del aceite.

$$B_{od} = \frac{59.952 \text{ cm}^3 \text{ de aceite a c.y.}}{39.572 \text{ cm}^3 \text{ de aceite residual}} = 1.515 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite residual}}$$

Tercero, se calcula el factor de compresibilidad z , con la ecuación 8.1.

$$z = \frac{V_R p_R T_{ce}}{V_{ce} p_{ce} T_R} = \frac{(4.292 \text{ cm}^3) (35.315 \times 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{cm}^3) (2,114.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}) (520 \text{ }^\circ\text{R})}{(0.01966 \text{ ft}^3 \text{ c.e.}) (14.65 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}) (680 \text{ }^\circ\text{R})} = 0.851$$

Cuarto, se calcula el factor de volumen de formación del gas, con la ecuación 5.9.

$$B_g = 0.0282 \frac{zT}{p} = \frac{(0.0282)(0.851)(680)}{(2,114.7)} = 0.00771 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.y.}}{\text{ft}^3 \text{ gas a c.e.}}$$

Por último, se calcula el factor de volumen total relativo, con la ecuación 8.2

$$B_{td} = B_{od} + B_g (R_{tdb} - R_{td})$$

$$B_{td} = \left(1.515 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite residual}} \right) + \left(\frac{0.00771 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.y./ft}^3 \text{ gas a c.e.}}{5.615 \text{ ft}^3/\text{bl}} \right) (854 - 684.0 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bls de aceite residual}})$$

$$B_{td} = 1.748 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite residual}}$$

La **Tabla 8.13**, muestra los resultados obtenidos para cada una de las propiedades, incluye el factor de compresibilidad z y factor de volumen de formación, para cada uno de los valores de presión abajo de la presión de burbuja, a través del proceso diferencial.

Tabla 8.13—Valores de las propiedades obtenidas en la separación diferencial @ 220 °F.

Presión (lb/pg ² man)	$R_{td}^{(1)}$ Gas en solución / relación de aceite	$B_{od}^{(2)}$ Vol. relativo de aceite	$B_{td}^{(3)}$ Vol. relativo total	Densidad del aceite, (gr/cm ³)	Factor de compresibilidad z	$B_g^{(4)}$ Factor de vol. formación del gas	γ_g incremental
2620	854= R_{tdb}	1.600= B_{odb}	1.600	0.6562			
2350	763	1.554	1.665	0.6655	0.846	0.00685	0.825
2100	684	1.515	1.748	0.6731	0.851	0.00771	0.818
1850	612	1.479	1.859	0.6808	0.859	0.00882	0.797
1600	544	1.445	2.016	0.6889	0.872	0.01034	0.791
1350	479	1.412	2.244	0.6969	0.887	0.01245	0.794
1100	416	1.382	2.593	0.7044	0.903	0.01552	0.809
850	354	1.351	3.169	0.7121	0.922	0.02042	0.831
600	292	1.320	4.254	0.7198	0.941	0.02931	0.881
350	223	1.283	6.975	0.7291	0.965	0.05065	0.988
159	157	1.244	14.693	0.7382	0.984	0.10384	1.213
0	0	1.075		0.7892			2.039

1.000 @ 60°F

Densidad relativa del aceite residual=35.1 °API @ 60°F

(1) ft³ de gas a 14.65 lb/pg²abs y 60°F/Bl de aceite residual a 60°F.

(2) Bls de aceite a p y T indicada/Bl de aceite residual a 60°F.

(3) Bls de aceite y gas liberado a p y T indicada/Bl de aceite residual a 60°F.

(4) ft³ de gas a p y T indicada/ft³ a 14.65 lb/pg²abs y 60 °F.

c. Para elaborar una tabla de pruebas de separación para el estudio de fluidos del yacimiento, y posteriormente calcular las condiciones óptimas del separador, se utilizan los datos reportados en la **Tabla 8.6**, para obtener las propiedades requeridas.

Primero se calcula la relación de solubilidad a condiciones del separador y condiciones del tanque de almacenamiento.

$$R_{sep} = \frac{\text{Volumen del gas removido del separador}}{\text{Volumen de líquido del separador a } 100 \text{ lb/pg}^2 \text{ man y } 75^\circ \text{ F}}$$

$$R_{sep} = \frac{0.52706 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{(131.588 \text{ cm}^3)(6.29 \times 10^{-6} \text{ Bls/cm}^3)} = 637 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bl de aceite a c.s.}}$$

$$R_{tan} = \frac{\text{Volumen del gas removido del tanque}}{\text{Volumen de aceite en el tanque a } 0 \text{ lb/pg}^2 \text{ man y } 75^\circ \text{ F}}$$

$$R_{tan} = \frac{0.07139 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{(124.773 \text{ cm}^3)(6.29 \times 10^{-6} \text{ Bls/cm}^3)} = 91 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}}$$

Segundo, se calcula la relación de solubilidad basada en el aceite del tanque de almacenamiento a condiciones estándar.

$$R_{sep} = \frac{\text{Volumen del gas removido del separador}}{\text{Volumen de líquido en el tanque a } 0 \text{ lb/pg}^2 \text{ man y } 60^\circ \text{ F}}$$

$$R_{sep} = \frac{0.52706 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{(123.906 \text{ cm}^3)(6.29 \times 10^{-6} \text{ Bls/cm}^3)} = 676 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bl de aceite a c.t.}}$$

$$R_{tan} = \frac{\text{Volumen del gas removido del tanque}}{\text{Volumen de líquido en el tanque a } 0 \text{ lb/pg}^2 \text{ man y } 60^\circ \text{ F}}$$

$$R_{tan} = \frac{0.07139 \text{ ft}^3}{(123.906 \text{ cm}^3)(6.29 \times 10^{-6} \text{ Bls/cm}^3)} = 92 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bl de aceite a c.t.}}$$

Tercero, se calcula el factor de volumen de formación del aceite, con la ecuación 8.3.

$$B_{oSt} = \frac{\text{volumen de líquido extraído de la celda}}{\text{volumen de líquido entrando en el tanque de almacenamiento}}$$

$$B_{oSt} = \frac{182.637 \text{ cm}^3 \text{ a c.y.}}{123.906 \text{ cm}^3 \text{ a c.t.}} = 1.474 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}}$$

Cuarto, se calculan los factores de reducción del separador y el tanque de almacenamiento.

$$\text{Factor de reducción del separador} = \frac{\text{Volumen de líquido en el sep. a } 100 \text{ lb/pg}^2 \text{ man y } 75^\circ \text{ F}}{\text{Volumen de líquido en el tanque a } 0 \text{ lb/pg}^2 \text{ man y } 60^\circ \text{ F}}$$

$$\text{Factor de reducción del separador} = \frac{131.588 \text{ cm}^3}{123.906 \text{ cm}^3} = 1.062 \frac{\text{Bls de aceite a c.s.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}}$$

$$\text{Factor de reducción del tanque} = \frac{\text{Volumen de líquido en el tanque a } 0 \text{ lb/pg}^2 \text{ man y } 75^\circ \text{ F}}{\text{Volumen de líquido en el tanque a } 0 \text{ lb/pg}^2 \text{ man y } 60^\circ \text{ F}}$$

$$\text{Factor de reducción del tanque} = \frac{124.773 \text{ cm}^3}{123.906 \text{ cm}^3} = 1.007 \frac{\text{Bls de aceite a c.t.}}{\text{Bls de aceite a c.e.}}$$

por último, se convierte la densidad relativa del aceite del tanque de almacenamiento a $^{\circ}\text{API}$, con la ecuación 5.43.

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5$$

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{0.8217} - 131.5 = 40.7$$

En el laboratorio se hacen pruebas para diferentes etapas de separación los cuales no se muestran en la **Tabla 8.6**, pero los resultados de sus propiedades si se presentan en la **Tabla 8.14**. El procedimiento de cálculo es el mismo que se describió anteriormente.

Tabla 8.14—Pruebas del separador de fluidos del yacimiento.

Rango de presión en el separador, (lb/pg ² man)	Temperatura del yacimiento, °F	Relación gas/aceite ⁽¹⁾	Relación gas/aceite, R_{sSb} ⁽²⁾	Densidad en el tanque, $^{\circ}\text{API}$ @ 60°F	Factor de volumen de formación, B_{oSb} ⁽³⁾	Factor de volumen del separador, ⁽⁴⁾	Densidad relativa en la sep. flash
50 a 0	75	715	757			1.031	0.840
100 a 0	75	41	$\frac{41}{778}$	40.5	1.481	1.007	1.338
100 a 0	75	637	676			1.062	0.786
200 a 0	75	91	$\frac{92}{768}$	40.7	1.474	1.007	1.363
200 a 0	75	542	602			1.112	0.732
300 a 0	75	177	$\frac{178}{780}$	40.4	1.483	1.007	1.329
300 a 0	75	478	549			1.148	0.704
300 a 0	75	245	$\frac{246}{795}$	40.1	1.495	1.007	1.286

(1) Relación gas-aceite en ft³ de gas @ 60 °F y 14.65 lb/pg²abs/Bbl de aceite @ p y T indicada.
 (2) Relación gas-aceite en ft³ de gas @ 60 °F y 14.65 lb/pg²abs/Bbl de aceite en el tanque de almacenamiento @ 60°F.
 (3) Factor de volumen de formación en Bls de aceite saturado @ 2,620 lb/pg²abs y 220°F/Bls de aceite en el tanque @ 60°F.
 (4) Factor de volumen en el separador en Bls de aceite @ p y T indicada/Bls de aceite en el tanque @ 60°F.

Con los datos de la **Tabla 8.14**, se obtienen gráficas de p vs $^{\circ}\text{API}$, p vs B_{oSb} y p vs R_{sSb} (**Figs. 8.6 y 8.7**). Como ya se había comentado anteriormente, la presión óptima de separación, se identifica con el resultado de una mínima relación de solubilidad, R_{sSb} , un mínimo factor de volumen de formación del aceite (a presión de burbuja), B_{oSb} y una máxima densidad relativa en $^{\circ}\text{API}$ en el tanque. Esto se puede obtener de la **Tabla 8.14** o gráficamente se observa el comportamiento de dichas propiedades en las **Figs. 8.6 y 8.7**.

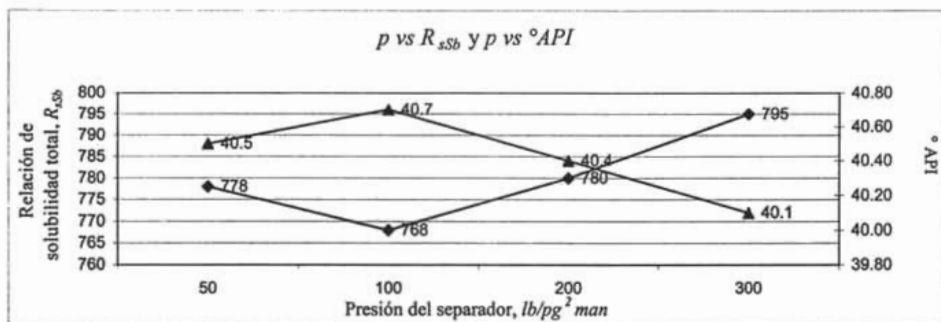


Fig. 8.6—Gráfica que presenta el comportamiento de la relación de solubilidad, R_{sb} y la densidad relativa con respecto a la presión, de los resultados obtenidos en pruebas del separador.

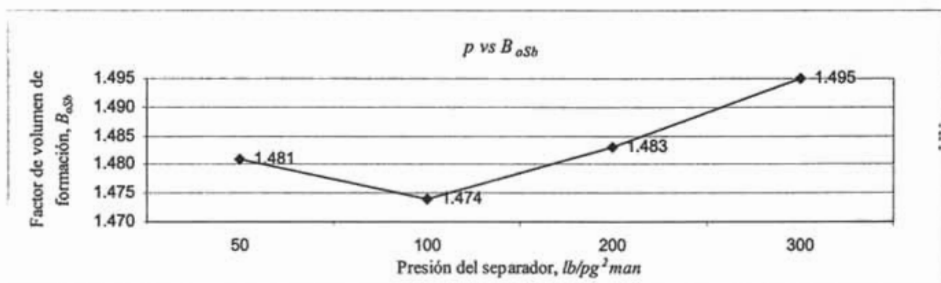


Fig. 8.7—Gráfica que presenta el comportamiento del factor de volumen del aceite, B_{osb} con respecto a la presión de los resultados obtenidos en pruebas del separador.

Por lo que las condiciones óptimas de separación son:
 Presión óptima de separación = 100 lb/pg² man a 75° F
 Mínima densidad relativa: °API = 40.7

Mínima relación de solubilidad: $R_{sb} = 676 + 92 = 768$ $\frac{ft^3 \text{ de gas a c.e.}}{Bl \text{ de aceite a c.t.}}$

Mínimo factor de volumen de formación: $B_{osb} = 1.474$ $\frac{Bls \text{ de aceite a c.y.}}{Bls \text{ de aceite a c.t.}}$

d. Cálculo de propiedades de los fluidos a las condiciones óptimas de separación.

Factor de volumen de formación.

Primero se calcula el factor de volumen para presiones por arriba de la presión de burbuja, con la ecuación 8.5, presentando únicamente el cálculo para presión de 5,000 lb/pg² man.

$$B_o = \left(\frac{V_t}{V_b} \right)_F B_{osb}, \text{ a } p \text{ } p_b$$

$$B_o = \left(\frac{61.030 \text{ cm}^3}{63.316 \text{ cm}^3} \right) \left(1.474 \frac{Bls \text{ aceite a c.y.}}{Bls \text{ de aceite a c.t.}} \right)$$

$$B_o = (0.9639) \left(1.474 \frac{\text{Bls aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}} \right) = 1.421 \frac{\text{Bls aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}}$$

Segundo, se calcula el factor de volumen de formación por debajo de la presión de burbuja, con la ecuación 8.7. Únicamente se presentan los cálculos para 2,620 lb/pg²man y 2,100 lb/pg²man.

$$B_o = B_{oD} \left(\frac{B_{oDsb}}{B_{oDb}} \right), \text{ a } p \leq p_b$$

a $p=2,620 \text{ lb/pg}^2 \text{ man}$

$$B_o = (1.600) \left(\frac{1.474}{1.600} \right) = 1.474 \frac{\text{Bls aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}}$$

a $p=2,100 \text{ lb/pg}^2 \text{ man}$

$$B_o = (1.515) \left(\frac{1.474}{1.600} \right) = 1.396 \frac{\text{Bls aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}}$$

Para $p > p_b$, se utiliza los valores de la **Tabla 8.7** y para $p \leq p_b$ los valores de la **Tabla 8.8**, los cálculos se realizan para cada una de las presiones. Los resultados obtenidos se presentan en la **Tabla 8.15**.

Tabla 8.15-Resultados obtenidos del factor de volumen del aceite, B_o , para las condiciones óptimas del separador.

Presión (lb/pg ² abs)	Factor de volumen de formación, B_o
5000	1.421
4500	1.430
4000	1.440
3500	1.451
3000	1.464
2900	1.466
2800	1.469
2700	1.471
2620= p_b	1.474
2350	1.432
2100	1.396
1850	1.363
1600	1.331
1350	1.301
1100	1.273
850	1.245
600	1.216
350	1.182
159	1.146

Relación de solubilidad, R_s .

En base a la ecuación 8.9 se tiene que $R_s = R_{s,b}$ a $p \geq p_b$, por lo que el valor presentando abajo, es el valor de la relación de solubilidad para todas las presiones mayores a p_b .

$$R_s = 768 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bl de aceite a c.t.}}$$

Luego, se calcula la presión por debajo de la presión de burbuja, se utilizan los valores de la **Tabla 8.8**, sólo se presentan los cálculos para $2,100 \text{ lb/pg}^2 \text{ man}$. Los resultados obtenidos se presentan en la **Tabla 8.16**.

Con la ecuación 8.10 a $p=2,100 \text{ lb/pg}^2 \text{ man}$

$$R_s = R_{sD} - (R_{sDb} - R_{sD}) \frac{B_{oD}}{B_{oDb}}, \text{ a } p \leq p_b$$

$$R_s = 768 - (854 - 684) \left(\frac{1.474}{1.600} \right)$$

$$R_s = 611 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bl de aceite a c.t.}}$$

Tabla 8.16—Resultados obtenidos de la relación de solubilidad del aceite para las condiciones óptimas del separador.

Presión, ($\text{lb/pg}^2 \text{ man}$)	Relación solubilidad, R_s
5000	768
4500	768
4000	768
3500	768
3000	768
2900	768
2800	768
2700	768
2620= p_b	768
2350	684
2100	611
1850	545
1600	482
1350	423
1100	364
850	307
600	250
350	187
159	126

Factor de volumen total de la formación, B_f

Primero $B_f = B_o$ a presiones por arriba de la presión de burbuja.

$$B_f = 1.421 \left(\frac{\text{Bls de aceite + gas disuelto a c.y.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}} \right)$$

Segundo se calcula a presión por debajo de la presión de burbuja. Únicamente se presentan los cálculos para $2,100 \text{ lb/pg}^2 \text{ man}$, se puede utilizar la ecuación 8.12, ya que los factores de volumen ya fueron calculados anteriormente y presentados en la **Tabla 8.13**, como parte de los resultados de la separación diferencial. Los resultados obtenidos se presentan en la **Tabla 8.17**.

$$B_f = B_{fD} \frac{B_{oD}}{B_{oDb}}$$

$$B_f = (1.748) \left(\frac{1.474}{1.600} \right) = 1.610 \frac{\text{Bls de aceite + gas disuelto a c.y.}}{\text{Bls de aceite a c.t.}}$$

Tabla 8.17—Resultados obtenidos del factor de volumen total de la formación a condiciones óptimas del separador.

Presión (lb/pg ² man)	Factor de volumen total de la formación, B_i
5000	1.421
4500	1.430
4000	1.440
3500	1.451
3000	1.464
2900	1.466
2800	1.469
2700	1.471
2620= p_b	1.474
2350	1.534
2100	1.610
1850	1.713
1600	1.857
1350	2.067
1100	2.389
850	2.920
600	3.919
350	6.426
159	13.356

Coefficiente de compresibilidad isotérmica del aceite, c_o .

Únicamente se presentan los cálculos para presiones entre 5,000 y 4,500 lb/pg²man, para este cálculo se utilizan los resultados obtenidos en la **Tabla 8.12**, para $p \geq p_b$. Con la ecuación 8.13 se obtiene:

$$c_o = \frac{\ln \left(\frac{V_i / V_b}{V_i / V_b} \right)_{F2}}{p_1 - p_2}$$

$$c_o = \frac{\ln \left(\frac{0.9639}{0.9703} \right)}{(4,500 - 5,000)} = 13.24 \times 10^{-6} \text{ (lb/pg}^2\text{man)}^{-1}$$

Los resultados obtenidos se presentan en la **Tabla 8.18**.

Tabla 8.18—Resultados obtenidos del coeficiente de compresibilidad isotérmica del aceite a condiciones óptimas del separador.

Coefficiente de compresibilidad isotérmica, $c_o \times 10^{-6}$ (lb/pg ² man) ⁻¹	Presiones entre:
13.24	5000-4500
13.97	4500-4000
15.29	4000-3500
16.79	3500-3000
17.11	3000-2900
18.08	2900-2800
19.05	2800-2700
21.27	2700-2620

A presiones por debajo de la presión de burbuja, la compresibilidad del aceite se calcula con la ecuación 8.18.

$$c_o = \frac{1}{B_{oD}} \left(\frac{\partial R_{sD}}{\partial p} \right)_T \left[B_g - \left(\frac{\partial B_{oD}}{\partial R_{sD}} \right)_T \right]$$

Primero, se gráfica B_{oD} vs R_{sD} (Fig. 8.8).

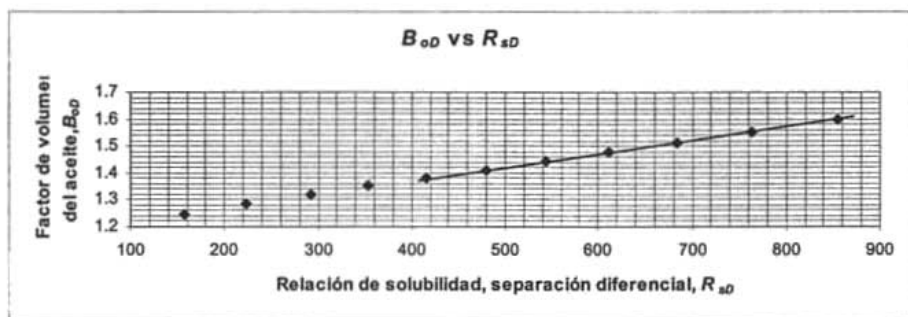


Fig. 8.8—Gráfica que presenta el comportamiento de B_{oD} vs R_{sD} , en pruebas del separador.

De la Fig. 8.8, se determina la pendiente:

$$\left(\frac{\partial R_{sD}}{\partial p} \right) = 0.302 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bl de aceite residual, lb/pg}^2 \text{ man}}$$

Tercero, se determina el valor de B_{oD} y B_g .

$$B_{oD} = 1.515 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite residual}}$$

$$B_g = \frac{0.00771 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}}{5.615 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas}}{\text{Bl}}} = 0.001373 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}$$

De la Fig. 8.8, se determina la pendiente de la línea recta:

$$\left(\frac{\partial B_{oD}}{\partial R_{sD}} \right) = 0.000498 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}$$

Segundo, se gráfica R_{sD} vs p y se determina la pendiente de la línea tangente a la presión de interés. Se presentan únicamente los cálculos a $2,100 \text{ lb/pg}^2 \text{ man}$.

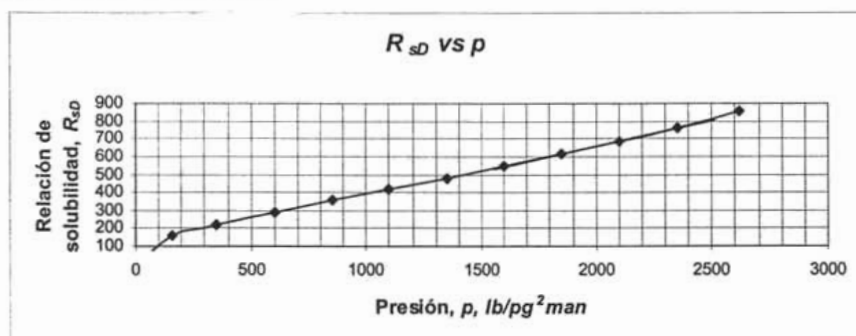


Fig. 8.9—Gráfica que presenta el comportamiento de la relación de solubilidad, R_{SD} vs p , de los resultados obtenidos en pruebas del separador.

Cuarto, se calcula el factor de compresibilidad con la ecuación 8.17.

$$c_o = \frac{1}{B_{oD}} \left(\frac{\partial R_{SD}}{\partial p} \right)_T \left[B_g - \left(\frac{\partial B_{oD}}{\partial R_{SD}} \right)_T \right]$$

$$c_o = \left(\frac{1}{1.515 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{Bls de aceite residual}}} \left(0.302 \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.s.}}{\text{Bl de aceite residual, lb/pg}^2 \text{ man}} \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bl de aceite residual, lb/pg}^2 \text{ man}} \right) \right)$$

$$\left(0.001373 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}} - 0.000498 \frac{\text{Bls de aceite a c.y.}}{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}} \right)$$

$$c_o = 174 \times 10^{-6} \left(\text{lb/pg}^2 \text{ man} \right)^{-1}$$

8.4 Cálculos de separación en la superficie para un aceite negro.

Usualmente el aceite negro se produce completamente en un sistema de separación de dos fases. Los cálculos para una separación de dos fases requieren de un procedimiento que consta de seis pasos. Este procedimiento se comenta a continuación.

Paso 1. Se calculan las cantidades y la composición del gas y el líquido presentes en el separador. Se utiliza la composición de la alimentación del separador, la temperatura del separador y presión del separador. Las cantidades del gas y líquido que hay en el separador están en *lbm-mol del separador/lbm-mol de la alimentación del separador*, designados como \bar{n}_{g1} y \bar{n}_{L1} . (Fig. 8.10).

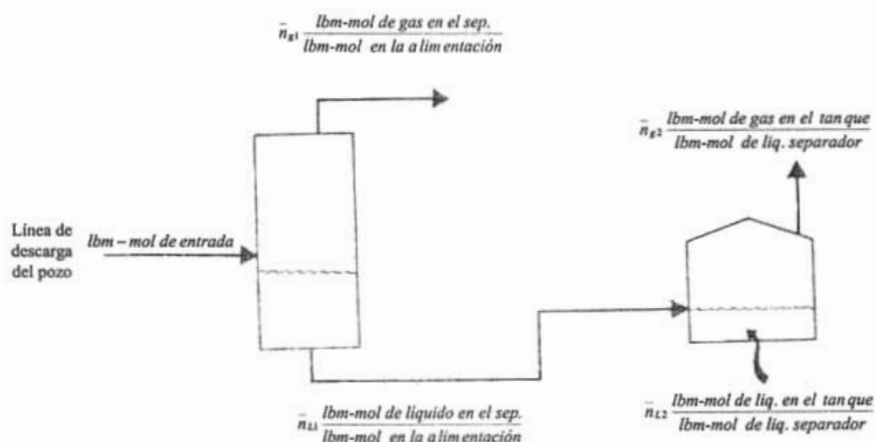


Fig. 8.10-Nomenclatura para los cálculos de dos etapas de separación.

Paso 2. Se calculan las cantidades y composición del líquido y el gas en el tanque de almacenamiento. Se utiliza la composición del líquido que esta presente en el separador calculada en el paso 1, la temperatura del tanque y la presión atmosférica.

Se utilizan los cálculos para una solución real del equilibrio líquido-vapor. Las cantidades de gas y líquidos formados en el tanque de almacenamiento están en *lbm-mol en el tanque/lbm-mol del separador*, designados como \bar{n}_{g2} y \bar{n}_{L2} .

Paso 3. Se calcula la densidad y el peso molecular del aceite en el tanque de almacenamiento. Se utiliza la composición calculada en el tanque de almacenamiento en el paso 2. La densidad del aceite en el tanque de almacenamiento se calcula a condiciones estándar.

Paso 4. Se calcula la relación de solubilidad usando las cantidades calculadas en los pasos 1, 2 y 3. Normalmente, la relación de solubilidad se calcula en *ft³ de gas a c.e./Bl de aceite a c.t.* La relación es:

$$\left(\frac{\bar{n}_{g1} \frac{\text{lbm-mol de gas del sep.}}{\text{lbm-mol en la a lim entación del sep.}}}{\bar{n}_{L1} \frac{\text{lbm-mol de aceite del sep.}}{\text{lbm-mol en la a lim entación del sep.}}} \right) \left(\frac{\bar{n}_{L2} \frac{\text{lbm-mol de aceite del tan que}}{\text{lbm-mol de aceite del sep.}}}{\bar{n}_{L2} \frac{\text{lbm-mol de aceite del tan que}}{\text{lbm-mol de aceite del sep.}}} \right), \dots \quad (8.19)$$

esta relación puede convertirse a ft^3 de gas del separador a c.e./Bl de aceite c.t.

$$R_{sep} = \left(\frac{\bar{n}_{g1} \frac{\text{lbm-mol de gas del sep.}}{\bar{n}_{L1} \bar{n}_{L2} \text{lbm-mol de aceite del tan que}}}{\left(\frac{5.615 \rho_{oian} \text{lbm-mol de aceite del tan que}}{M_{oian} \text{Bl de aceite a c.t.}} \right)} \right) \left(\frac{380.7 \text{ ft}^3 \text{ de gas del separador a c.e.}}{\text{lbm-mol de gas del sep.}} \right), \dots \quad (8.20)$$

Esta relación de solubilidad en el separador es:

$$R_{sep} = \frac{2,138 \bar{n}_{g1} \rho_{oian}}{\bar{n}_{L1} \bar{n}_{L2} M_{oian}}, \dots \quad (8.21)$$

La relación es:

$$\frac{\bar{n}_{g2} \frac{\text{lbm-mol de gas del tan que}}{\text{lbm-mol de aceite del sep.}}}{\bar{n}_{L2} \frac{\text{lbm-mol de aceite del tan que}}{\text{lbm-mol de aceite del sep.}}}, \dots \quad (8.22)$$

quedando, $\text{lbm-mol de gas del tanque/lbm-mol de aceite en el tanque}$. Esto puede convertirse a ft^3 de gas del tanque a c.e./Bl de aceite a c.t.

$$R_{tan} = \frac{2,138 \bar{n}_{g2} \rho_{oian}}{\bar{n}_{L2} M_{oian}} \frac{\text{ft}^3 \text{ de gas a c.e.}}{\text{Bl de aceite a c.t.}}, \dots \quad (8.23)$$

La relación de solubilidad total producida, R_{sT} , es la suma del gas del separador y el tanque de almacenamiento.

$$R_{sT} = R_{sep} + R_{tan}, \dots \quad (8.24)$$

Si la alimentación del separador es para un yacimiento de aceite con presión igual o mayor que presión de burbujeo, p_b , la relación de solubilidad total producida, R_{sT} , es la relación de solubilidad del punto de burbuja, R_{sb} .

Los cálculos pueden terminarse en este paso; sin embargo, si el factor de volumen de formación del aceite, B_o , se requiere, se tienen que calcular los pasos 5 y 6.

Paso 5. Se calcula la densidad del líquido del yacimiento a condiciones del yacimiento usando la composición de la alimentación del paso 1, la temperatura del yacimiento y la presión en el punto de

burbujeo, p_b . Estos cálculos son correctos solo si en la alimentación del separador fuera un líquido a la presión de burbuja a condiciones del yacimiento. En el curso de estos cálculos, también se pueden determinar el peso molecular del yacimiento líquido.

Paso 6. Se calcula el factor de volumen del aceite, usando las cantidades calculadas en los pasos 1, 2, 3 y 5, calculándose con la ecuación 8.25:

$$B_{ob} = \frac{Bls \text{ a c.y.} / lbm - mol \text{ de aceite a c.y.}}{Bls \text{ a c.e.} / lbm - mol \text{ de aceite a c.y.}}, \dots\dots\dots(8.25)$$

el numerador de la ecuación 8.25 puede desarrollarse como sigue:

$$\frac{Bls \text{ a c.y.}}{lbm - mol \text{ de aceite a c.y.}} = \frac{M_{oy} \frac{lbm \text{ de aceite c.y.}}{lbm - mol \text{ de aceite c.y.}}}{\left(\rho_{oy} \frac{lbm \text{ de aceite c.y.}}{ft^3 \text{ de aceite c.y.}} \right) \left(5.615 \frac{ft^3 \text{ de aceite c.y.}}{Bl \text{ de aceite c.y.}} \right)}, \dots\dots\dots(8.26)$$

donde M_{oy} es el peso molecular del aceite a condiciones del yacimiento en $lbm/lbm-mol$ y ρ_{oy} es la densidad del aceite a condiciones del yacimiento en $lbm \text{ de aceite a c.y.}/ft^3 \text{ de aceite a c.y.}$ El denominador de la ecuación 8.26 puede desarrollarse como sigue:

$$\frac{Bls \text{ de aceite c.t.}}{lbm - mol \text{ de aceite c.y.}} = \frac{\left(M_{oian} \frac{lbm \text{ de aceite c.t.}}{lbm - mol \text{ de aceite c.t.}} \right) \left(\frac{n_{L1}}{n_{L1}} \frac{lbm-mol \text{ de aceite del sep.}}{lbm - mol \text{ de aceite c.y.}} \right) \left(\frac{n_{L2}}{n_{L2}} \frac{lbm-mol \text{ de aceite del tanque}}{lbm - mol \text{ de aceite del sep.}} \right)}, \dots\dots\dots(8.27)$$

$$\left(\rho_{oian} \frac{lbm \text{ de aceite c.t.}}{ft^3 \text{ de aceite c.t.}} \right) \left(5.615 \frac{ft^3 \text{ de aceite c.t.}}{Bl \text{ de aceite c.t.}} \right)$$

donde M_{oian} es el peso molecular del aceite a condiciones del tanque en $lbm-lbm-mol$ y ρ_{oian} es la densidad del aceite en el tanque de almacenamiento en $lbm \text{ de aceite a c.t.}/ft^3 \text{ de aceite a c.t.}$ Por lo que el factor de volumen de formación, puede calcularse como:

$$B_{ob} = \frac{M_{oy} \rho_{oian}}{M_{oian} \rho_{oian} n_{L1} n_{L2}} \frac{Bls \text{ de aceite a c.y.}}{Bls \text{ de aceite a c.t.}}, \dots\dots\dots(8.28)$$

Este es el factor de volumen de formación del aceite en el punto de burbujeo a presión del yacimiento. La densidad del aceite en el yacimiento, ρ_{oy} , debe ser calculada a la presión de burbujeo.

Ejemplo 8.2-Para la misma mezcla de aceite del ejemplo 8.1, calcular R_s , °API en el tanque, y el B_o , que dará como resultado para dos etapas de separación de la mezcla de hidrocarburos, que presenta la composición mostrada en la **Tabla 8.19**. Utilizar las condiciones óptimas del separador calculadas en el ejemplo 8.1 de 75 °F y 100 lb/pg²abs, y una T=75 °F en el tanque de almacenamiento. Utilizar las constante de equilibrio K que se presentan en el Apéndice B, para el caso del heptano plus, usar la constante de equilibrio K del decano.

Tabla 8.19-Composición de la mezcla de hidrocarburos para el ejemplo 2.1.

Componente	Composición, (fracción mol)
Bióxido de carbono, CO_2	0.0091
Nitrógeno, N_2	0.0016
Metano, C_1H_4	0.3647
Etano, C_2H_6	0.0967
Propano, C_3H_8	0.0695
i-Butano, iC_4H_{10}	0.0144
n-Butano, nC_4H_{10}	0.0393
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.0144
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.0141
Hexano, C_6H_{14}	0.0433
Heptano plus ⁺ , $C_7H_{16}^+$	0.3329
Total	1.0000

Misma composición que **Tabla 8.2**, pero en fracción mol.

Propiedades del C_{7+} :

Densidad relativa: $\gamma_g = 0.8515$

Peso molecular: $M_{C_{7+}} = 218 \text{ lbm} / \text{lbm} - \text{mol}$

Solución.

Siguiendo los pasos del procedimiento antes mencionado:

Paso 1. Se calcula la composición y las cantidades de gas del separador, utilizando la ecuación 6.36 del Capítulo 6.

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

Realizando el proceso por ensaye y error, visto en el Capítulo 6 de Equilibrio líquido-vapor para soluciones reales, el valor correcto de \bar{n}_g es 0.4919. En la **Tabla 8.20**, se muestran los resultados obtenidos para este valor de \bar{n}_g .

Tabla 8.20-Composición de la mezcla de hidrocarburos en el separador para el ejemplo 2.1.

Componente	Composición en la alimentación del separador z_j	K a 114.7 $\text{lb}/\text{pg}^2 \text{ abs}$ y 75°F K_j	Composición del líquido en el separador $z_j / [1 + \bar{n}_g (K_j - 1)]$ x_j	Composición del gas en el separador $y_j = x_j K_j$
Bióxido de carbono, CO_2	0.0091	9.87	0.0017	0.0167
Nitrógeno, N_2	0.0016	64.03	0.0000	0.0032
Metano, C_1H_4	0.3647	23.45	0.0303	0.7102
Etano, C_2H_6	0.0967	4.15	0.0379	0.1574
Propano, C_3H_8	0.0695	1.17	0.0641	0.0751
i-Butano, iC_4H_{10}	0.0144	0.448	0.0198	0.0089
n-Butano, nC_4H_{10}	0.0393	0.331	0.0585	0.0194
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.0144	0.135	0.0251	0.0034
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.0141	0.106	0.0252	0.0027
Hexano, C_6H_{14}	0.0433	0.0329	0.0826	0.0027
Heptano plus ⁺ , $C_7H_{16}^+$	0.3329	0.00047	0.6548	0.0003
Total	1.0000		1.0000	1.0000

$$n_{g1} = 0.4919 \frac{\text{lbm-mol de gas en separador}}{\text{lbm-mol en la alimentación del separador}}$$

$$\bar{n}_{L1} = (1 - 0.4919) = 0.5081 \frac{\text{lbm-mol de líquido del separador}}{\text{lbm-mol en la alimentación del separador}}$$

Paso 2. Calcular la composición y la cantidad de líquido y gas en el tanque de almacenamiento, utilizando la ecuación 6.36 del Capítulo 6.

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

Realizando el proceso por ensayo y error, visto en el Capítulo 6 de equilibrio líquido-vapor para soluciones reales, el valor correcto de \bar{n}_g es 0.1234. En la **Tabla 8.21**, se muestran los resultados obtenidos para este valor de \bar{n}_g .

Tabla 8.21—Composición de la mezcla de hidrocarburos en el tanque de almacenamiento para el ejemplo 2.1.

Componente	Composición en la alimentación del tanque z_j	K a 14.7 lb/pg ² abs y 75°F K_j	Composición del líquido en el tanque $z_j / [1 + \bar{n}_g(K_j - 1)]$ x_j	Composición del gas en el tanque $y_j = x_j K_j$
Bióxido de carbono, CO_2	0.0017	74.3	0.0002	0.0126
Metano, C_1H_4	0.0303	181.1	0.0013	0.2363
Etano, C_2H_6	0.0379	30.5	0.0081	0.2493
Propano, C_3H_8	0.0641	8.46	0.0334	0.2822
i-Butano, iC_4H_{10}	0.0198	3.05	0.0158	0.0481
n-Butano, nC_4H_{10}	0.0585	2.22	0.0509	0.1130
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.0251	0.852	0.0255	0.0218
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.0252	0.681	0.0262	0.0179
Hexano, C_6H_{14}	0.0826	0.187	0.0918	0.0172
Heptano plus*, C_7H_{16} *	0.6548	0.0021	0.7468	0.0016
Total	1.0000		1.0000	1.0000

$$n_{g2} = 0.1234 \frac{\text{lbm-mol de gas en el tan que}}{\text{lbm-mol de líquido en el separador}}$$

$$\bar{n}_{L2} = (1 - 0.12324) = 0.8766 \frac{\text{lbm-mol de líquido en el tan que}}{\text{lbm-mol de líquido en el separador}}$$

Paso 3. Calcular la densidad y el peso molecular del aceite en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar. Se utiliza la **Fig. C.11** y **Fig. C.12** del Apéndice C, para calcular la densidad del líquido a condiciones del yacimiento.

La **Tabla 8.22** muestra los cálculos obtenidos para el ejemplo 8.2.

Tabla 8.22-Composición de la mezcla de hidrocarburos para el ejemplo 8.2.

Componente	Composición, x_j (fracción mol)	Peso molecular, M_j , (lbm-lbm-mol)	Peso, $x_j M_j$	Densidad del líquido @ 60°F y 14.7 lb/pg ² abs ρ_{oi}	Volumen del líquido @ 60°F y 14.7 lb/pg ² abs $x_j M_j / \rho_{oi}$
Bióxido de carbono, CO_2	0.0002	44.010	0.0074		
Metano, C_1H_4	0.0013	16.043	0.0209		
Etano, C_2H_6	0.0081	30.070	0.2455		
Propano, C_3H_8	0.0334	44.097	1.4716	31.62	0.0465
i-Butano, iC_4H_{10}	0.0158	58.123	0.9169	35.12	0.0261
n-Butano, nC_4H_{10}	0.0509	58.123	2.9580	36.42	0.0812
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.0255	72.150	1.8415	38.96	0.0473
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.0262	72.150	1.8904	39.36	0.0480
Hexano, C_6H_{14}	0.0918	86.177	7.9111	41.40	0.1911
Heptano plus*, C_7H_{16} *	0.7468	218.00	162.8024	53.11	3.0656
Total	1.0000	1.0000	$M_g=180.0657$		3.5058

$$\text{Densidad del propano plus} = \frac{Ma}{V} = \frac{179.7919}{3.5058} = 51.28 \text{ lbm/ft}^3$$

Con la ecuación C.45 se calcula el porcentaje peso del etano en el etano y más pesados incluyendo los componentes no hidrocarburos.

$$W2 = \frac{w_{C2} + w_{N2}}{w_{mix} - w_{C1} - w_{CO2}}$$

$$W2 = \frac{0.2455}{180.0657 - 0.0209 - 0.0074} \times 100 = \frac{0.2455}{180.0374} = 0.14\%$$

Con la ecuación C.44 se calcula el porcentaje peso del metano en la mezcla.

$$W1 = \frac{w_{C1}}{w_{mix}}$$

$$W1 = \frac{0.0209}{180.0657} \times 100 = 0.01\%$$

Con los valores obtenidos, se utiliza la Fig. C.12 y se obtiene que:

$$\frac{\rho_{po}}{\rho_{C3+}} = 0.9996$$

La densidad del pseudolíquido es:

$$\rho_{po} = (51.28)(0.9996) = 51.26 \text{ lbm/ft}^3$$

No es necesario ajustar la temperatura y presión a condiciones estándar. La densidad relativa del aceite a condiciones de tanque es:

$$\rho_o = \frac{51.26}{62.37} = 0.822$$

$$^\circ API = \frac{141.5}{0.822} - 131.5 = 40.6$$

Paso 4. Se calcula la relación de solubilidad en el separador y la relación de solubilidad en el tanque de almacenamiento, usando las ecuaciones 8.21 y 8.23, respectivamente.

La relación de solubilidad en el separador:

$$R_{sep} = \frac{2,138 \bar{n}_{g1} \rho_{otan}}{n_{L1} n_{L2} M_{otan}}$$

$$R_{sep} = \frac{(2,138)(0.4919)(51.26)}{(0.5081)(0.8766)(180.1)} = 672 \frac{ft^3 \text{ de gas a c.e.}}{Bl \text{ de aeite a c.t.}}$$

La relación de solubilidad en el tanque:

$$R_{tan} = \frac{2,138 \bar{n}_{g2} \rho_{otan}}{n_{L2} M_{otan}}$$

$$R_{tan} = \frac{(2,138)(0.1234)(51.26)}{(0.8766)(180.1)} = 86 \frac{ft^3 \text{ de gas a c.e.}}{Bl \text{ de aeite a c.t.}}$$

Con la ecuación 8.24, se calcula la relación de solubilidad total producida, R_{sT} ,

$$R_{sT} = R_{sep} + R_{tan}$$

$$R_{sT} = 672 \frac{ft^3 \text{ de gas a c.e.}}{Bl \text{ de aeite a c.t.}} + 86 \frac{ft^3 \text{ de gas a c.e.}}{Bl \text{ de aeite a c.t.}} = 758 \frac{ft^3 \text{ de gas a c.e.}}{Bl \text{ de aeite a c.t.}}$$

Paso 5. Se calcula la densidad y el peso molecular del líquido a condiciones del yacimiento. Para obtener la densidad se realiza un ajuste de la densidad por presión con la Fig. C.12 y por temperatura con la Fig. C.13 del Apéndice C. La Tabla 8.23 muestra los cálculos obtenidos para el ejemplo 8.2.

Tabla 8.23—Composición de la mezcla de hidrocarburos para el ejemplo 2.1.

Componente	Fracción mol (lbm-mol) z_j	Peso molecular, M_j (lbm-lbm-mol)	Peso, $x_j M_j$	Densidad del líquido @ 60°F y 14.7 lb/pg ² abs, ρ_j	Volumen del líquido @ 60°F y 14.7 lb/pg ² abs, $x_j M_j / \rho_j$
Bióxido de carbono, CO ₂	0.0091	44.010	0.4005		
Nitrógeno, N ₂	0.0016	28.013	0.0448		
Metano, C ₁ H ₄	0.3647	16.043	5.8509		
Etano, C ₂ H ₆	0.0967	30.070	2.9078		
Propano, C ₃ H ₈	0.0695	44.097	3.0647	31.62	0.0969
i-Butano, iC ₄ H ₁₀	0.0144	58.123	0.8370	35.12	0.0238
n-Butano, nC ₄ H ₁₀	0.0393	58.123	2.2842	36.42	0.0627
i-Pentano, iC ₅ H ₁₂	0.0144	72.150	1.0390	38.96	0.0267
n-Pentano, nC ₅ H ₁₂	0.0141	72.150	1.0173	39.36	0.0258
Hexano, C ₆ H ₁₄	0.0433	86.177	3.7315	41.40	0.0901
Heptano plus*, C ₇ H ₁₆ *	0.3329	218.000	72.5722	53.11	1.3665
Total	1.0000		Ma=93.7499		1.6925

La densidad del propano plus es:

$$\text{Densidad del propano plus} = \frac{Ma}{V} = \frac{84.5459}{1.6925} = 49.95 \text{ lbm/ft}^3$$

Con la ecuación C.45 se calcula el porcentaje peso del etano en el etano y más pesados incluyendo los componentes no hidrocarburos.

$$W_2 = \frac{w_{C2} + w_{N2}}{w_{max} - w_{C1} - w_{CO2}}$$

$$W_2 = \frac{2.9078 + 0.0448}{93.7499 - 5.8509 - 0.4005} = \frac{2.9526}{87.4985} \times 100 = 3.37\%$$

Con la ecuación C.44 se calcula el porcentaje peso del metano en la mezcla.

$$W1 = \frac{W_{Cl}}{W_{mix}}$$

$$W1 = \frac{5.8509}{93.7499} \times 100 = 6.24\%$$

Con los valores obtenidos, se utiliza la Fig. C.11 y se obtiene la relación:

$$\frac{\rho_{po}}{\rho_{C3+}} = 0.900$$

$$\rho_{C3+}$$

La densidad del pseudolíquido es:

$$\rho_{po} = (49.95)(0.900) = 44.96 \text{ lbm/ft}^3$$

Luego, se hace un ajuste a $2,635 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y 220°F por presión y por temperatura.

$$\text{Densidad del pseudolíquido} = 44.96 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Ajuste por presión} = +0.91 \text{ lbm/ft}^3 \text{ (Fig. C.12)}$$

$$\text{Ajuste por temperatura} = -4.78 \text{ lbm/ft}^3 \text{ (Fig. C.13)}$$

$$\text{Densidad del líquido en el yacimiento} = 41.09 \text{ lbm/ft}^3 @ 2,635 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs y } 220^\circ\text{F}$$

Paso 6. Se calcula el factor de volumen de la formación utilizando la ecuación 8.28.

$$B_{ob} = \frac{M_{oy} \rho_{o \text{ ian}}}{M_{o \text{ ian}} \rho_{o \text{ ian}} \bar{n}_{L1} \bar{n}_{L2}}$$

$$B_{ob} = \frac{(93.75)(51.26)}{(180.1)(41.09)(0.5081)(0.8766)} \text{ Bls de aceite a c.y.}$$

La composición del gas y el líquido pueden utilizarse para calcular varias propiedades como el valor calorífico del gas del separador, cálculo del contenido de líquidos del gas del separador y la densidad relativa de los gases. La Tabla 8.24 muestra los cálculos obtenidos de las composiciones en el separador y en el tanque de almacenamiento, con las cuales se calcula la masa aparente de la mezcla y con ello la densidad relativa del gas, tanto en el separador como en el tanque de almacenamiento.

Tabla 8.24-Composiciones de la mezcla de hidrocarburos en el separador y en el tanque de almacenamiento, ara el ejemplo 8.2.

Componente	Peso molecular, M_j , (lbm-lbm-mol)	Composición del gas en el separador (fracción mol)	$y_{sep} M_j$	Composición del gas en el separador Fracción mol	$y_{tanq} M_j$
		y_{sep}		y_{tanq}	
Bióxido de carbono, CO_2	44.010	0.0167	0.735	0.0126	0.555
Nitrógeno, N_2	28.013	0.0032	0.093	0.0000	0.000
Metano, C_1H_4	16.043	0.7102	11.394	0.2363	3.791
Etano, C_2H_6	30.070	0.1574	4.733	0.2493	7.496
Propano, C_3H_8	44.097	0.0751	3.312	0.2822	12.444
i-Butano, iC_4H_{10}	58.123	0.0089	0.517	0.0481	2.796
n-Butano, nC_4H_{10}	58.123	0.0194	1.128	0.1130	6.568
i-Pentano, iC_5H_{12}	72.150	0.0034	0.245	0.0218	1.573
n-Pentano, nC_5H_{12}	72.150	0.0027	0.195	0.0179	1.291
Hexano, C_6H_{14}	86.177	0.0027	0.233	0.0172	1.482
Heptano plus [*] , C_7H_{16} [*]	218.000	0.0003	0.065	0.0016	0.349
Total		1.0000	22.650	1.0000	38.345

$$\gamma_{gsep} = 22.65 / 29 = 0.781$$

$$\gamma_{gtan} = 38.345 / 29 = 1.322$$

La **Tabla 8.25** muestra una comparación de los valores calculados a partir de la composición, con los resultados obtenidos de la prueba de separación del laboratorio de la mezcla de hidrocarburos.

Tabla 8.25—Comparación de los resultados calculados con los obtenidos experimentalmente.

	Experimental	Calculada	Desviación %
Relación de solubilidad, (<i>ft</i> de gas a c.e./ <i>Bl</i> de aceite a c.t.)	768	758	1.3
Factor de volumen de formación del aceite, (<i>Bls</i> de aceite a c.y./ <i>Bls</i> de aceite a c.t.)	1.474	1.458	1.1
Densidad del aceite en el tanque de almacenamiento en %API	40.7	40.6	0.2
Densidad relativa del gas en el separador	0.786	0.781	0.6
Densidad relativa del gas en el tanque de almacenamiento	1.363	1.322	3.0

La **Fig. 8.11**, muestra los cambios de la relación de solubilidad en el separador, la relación de solubilidad en el tanque de almacenamiento y relación de solubilidad total en la presión del separador. Observe que cuando la presión del separador aumenta, la relación de solubilidad disminuye. Las fuerzas moleculares más ligeras en el líquido se van al tanque de almacenamiento. Estas moléculas dejan el líquido cuando la presión se reduce a la presión atmosférica, causando un incremento en la relación de solubilidad en el tanque de almacenamiento. La suma del gas en el separador y el gas en el tanque de almacenamiento tiene un mínimo que se muestra en la **Fig. 8.11**.

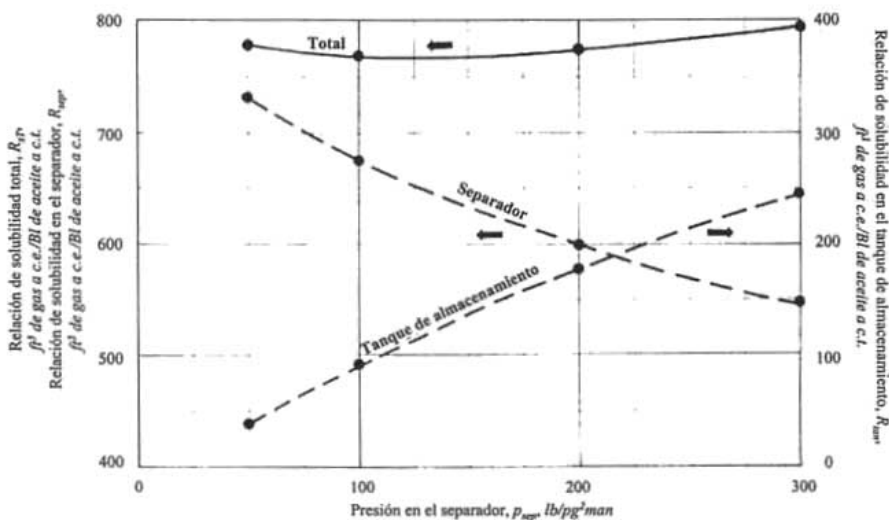


Fig. 8.11—Efectos de la presión en el separador en la relación de solubilidad en el tanque de almacenamiento, la relación de solubilidad en el separador y la relación de solubilidad total para etapas de separación para el aceite negro del ejemplo 3.2.

Conclusiones y Recomendaciones.

1. El propósito principal de este trabajo ha sido elaborar material didáctico como apoyo para los alumnos de Ingeniería Petrolera, y principalmente está dirigida a los alumnos de la materia de Físicoquímica de Explotación.
2. La comprensión y el manejo adecuado de los sistemas de unidades como el Sistema Inglés y el Sistema Internacional de Unidades, es de suma importancia debido al manejo que se tiene no sólo en el área de Ingeniería de yacimientos, sino también por la interacción que se tiene con las demás áreas.
3. La importancia que tiene la ley de los gases ideales, es que es la base para obtener ecuaciones de estado que nos permiten predecir el comportamiento de gases reales, lo cual se hace modificando parámetros como el volumen y la presión, y considerando otros como el factor acéntrico, coeficientes de interacción binaria, etc.
4. El cálculo adecuado de las propiedades del gas proveniente de yacimientos, así como el conocimiento de la composición de la mezcla, es importante ya que estas propiedades van cambiando conforme varía la presión, el volumen y la Temperatura en el Sistema Integral de Producción.
5. Las propiedades físicas del gas natural se pueden obtener directamente de análisis de laboratorio (cromatografía de gases) o a través de correlaciones.
6. El comportamiento de la mezcla de hidrocarburos a las condiciones del yacimiento y en la superficie está determinada por la composición química, la temperatura y la presión. Este comportamiento es una de las principales consideración para desarrollar la administración de los yacimientos, afectando todos los aspectos de la exploración y producción de los hidrocarburos.
7. Aunque un fluido del yacimiento puede estar compuesto de varios miles de componentes, los fundamentos de comportamiento de fase pueden ser explicados revisando el comportamiento de mezclas multicomponentes puras y simples. El comportamiento de todos los fluidos del yacimiento siguen básicamente el mismo principio.
8. Las ecuaciones de estado están básicamente desarrolladas para componentes puros, pero pueden ser aplicadas a sistemas de mezclas multicomponentes empleando reglas de mezclado para determinar parámetros de las mezclas. Las reglas de mezclas son consideradas para describir la existencia e fuerzas entre moléculas de diferentes sustancias formando la mezcla.
9. La aplicación de las ecuaciones de estado en Ingeniería de Yacimientos es: determinación de la presión en el punto de rocío, determinación de la presión de burbuja, cálculos para el equilibrio de tres fases (aceite, agua y gas) y determinación de la presión de vapor.
10. A pesar de que se presentan distintas ecuaciones de estado, este trabajo esta limitado, ya que hay una cantidad mayor de ecuaciones de estado modificadas por otros investigadores, que incluyen en



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

algunos casos un número considerable de constantes, sin embargo las que están incluidas dan una idea general de cómo fueron obtenidas y como se utilizan.

11. Las propiedades de los fluidos se determinan principalmente de laboratorio a muestras de fluidos tomadas en alguna área del Sistema Integral de Producción, a la falta de propiedades medidas experimentalmente, se utilizan correlaciones. Las correlaciones existentes para medir las propiedades de los fluidos y otros parámetros con los cuales se obtienen dichas propiedades, nos proporcionan valores con un buen grado de exactitud. Se recomienda tener cuidado en la lectura de los valores en el caso de las correlaciones gráficas. En el caso de las correlaciones representadas matemáticamente pueden utilizarse para programas de cómputo o hacer modelos ya sea del yacimiento o del comportamiento del flujo en tuberías. Hay casos en los que se disponen de datos adicionales de los fluidos y sus condiciones de presión y temperatura, por lo que se recomienda aplicar estos criterios a las correlaciones que se van a utilizar con el fin de obtener un mayor grado de exactitud en el caso en que se encuentre dentro de los rangos para los que fue diseñada dicha correlación.
12. Las fases más importantes que existen en la producción de petróleo son fase líquida de hidrocarburos y fase gaseosa. El agua comúnmente está presente como una fase adicional líquida. Éstas pueden coexistir en el equilibrio cuando las variables que describen el cambio en el sistema entero se quedan constantes con el tiempo y posición. Las variables principales que determinan el estado de equilibrio son la temperatura de sistema, la presión de sistema y la composición. Para conocer la cantidad de moles presente en la fase gaseosa, moles en la fase líquida, la composición del gas y la composición del líquido, se recomienda realizar un programa de cómputo, ya que por ser un procedimiento que se lleva a cabo por ensaye y error los cálculos son largos y tediosos.
13. La relación de equilibrio para la fracción plus, no está considerada en este trabajo, sin embargo existen correlaciones matemáticas para su cálculo.
14. La aplicación de la relación de equilibrio en ingeniería de yacimientos son: cálculo de la presión de rocío, la presión de burbuja, cálculos en los procesos de separación para conocer las propiedades de los fluidos en cada etapa de separación y en el tanque de almacenamiento, así como su composición, cálculo de la densidad del tanque de almacenamiento así como la densidad de la fase líquida a condiciones de yacimiento.
15. Las fases más importantes que se presentan en los yacimientos petroleros son la fase líquida y la fase gaseosa, las condiciones bajo las cuales estas fases existen son de suma importancia en el estudio de la explotación de los yacimientos, permitiendo conocer su comportamiento, mejorar las prácticas de producción y manejo de los fluidos en superficie y optimizar la recuperación de los hidrocarburos. El comportamiento de un fluido en un yacimiento a lo largo del período de explotación se determina por la forma de su diagrama de fase y la posición de su punto crítico.
16. Una herramienta que se tiene para caracterizar el fluido de un yacimiento, son los datos que se obtienen en el campo (presión, temperatura, *RG*, densidad relativa, γ_{API} y color del líquido en el tanque) y los análisis que se obtienen de laboratorio. Dependiendo del estado en que se encuentre inicialmente la mezcla de hidrocarburos en el yacimiento, en forma general, los yacimientos de pueden clasificar en yacimientos de gas y yacimientos de aceite.
17. Es de suma importancia que los alumnos que estudian ingeniería petrolera, en su preparación inicial conozcan e identifiquen los tipos de yacimientos que hay, en base a sus diagramas de fase, así como cada uno de los elementos que lo componen, así como las características generales de cada uno de estos yacimientos, como su composición, el comportamiento de la *RG*.
18. La importancia de los análisis *PVT*, radica en que de ellos el comportamiento de fases exacto y confiable y datos volumétricos, que son elementos esenciales para la administración del yacimiento. La información se requiere para evaluar reservas, desarrollar el plan óptimo de recuperación y determinar la cantidad y calidad de los fluidos producidos. La mayoría de los yacimientos producen por la reducción de la presión, en las que al ir declinando los fluidos son

recuperados, la temperatura del yacimiento se mantiene prácticamente constante en la mayoría de los métodos de recuperación, entonces la variable principal que determina el comportamiento de fluidos bajo condiciones de yacimiento y durante su explotación, es la presión del yacimiento, por lo que estas pruebas simulan los procesos de recuperación al realizarse a distintas presiones del fluido. El énfasis principal está sobre los datos volumétricos del yacimiento y las temperaturas de superficie.

19. Este trabajo se limita a las pruebas *PVT* para aceite negro. La principal información que se obtiene, son las relaciones del volumen de fase de las condiciones de yacimiento a las condiciones superficiales y la solubilidad del gas en el aceite. La información es generalmente suficiente para estudios de yacimientos de aceite negro. Los estudios composicionales, donde se detalla información de los componentes inestables se usa para estimar las propiedades de los fluidos, y son realizados para yacimientos de gas y condensado y aceite volátil en los yacimientos, sólo en casos especiales como en inyección de gas o desplazamiento miscible la composición se usa para yacimientos de aceite negro.
20. Con el cálculo de las propiedades de los fluidos por medio de análisis *PVT*, *pruebas del separador*, se puede predecir las condiciones a las que el fluido va a ser tratado en la superficie, y con esto obtener una mezcla de mayor calidad. Esto se hace haciendo distintas pruebas del separador a distintas condiciones de presión y de temperatura, y seleccionando nuestra mínima relación de solubilidad, el mínimo factor de volumen del aceite y la máxima densidad en $^{\circ}API$ en el tanque de almacenamiento.

Nomenclatura

$^{\circ}API$	Medida de la densidad en la industria petrolera, (American Petroleum Institute).
A	Coefficiente en la suma de las fracciones mol de H_2S y CO_2 en la mezcla de gases en la correlación de Wichert y Aziz.
A	Coefficientes definido por la ecuación 4.60, ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong.
A	Suma de las fracciones mol de H_2S y CO_2 , dada por la ecuación 2.101, correlación de Wichert y Aziz.
A y B	Variables dadas por las ecuaciones 3.21 y 3.22 respectivamente, correlación de Lee y Kesler (p_r).
A y B	Variables en función de la relación gas-aceite en solución, Correlación de Beggs y Robinson. (μ_a).
$A(T)$ y $B(T)$	Variables en función de la temperatura, correlación de Bukacek.
a y b	Intercepción y pendiente respectivamente, de la línea recta de la Fig. 3.8.
a, b, c	Constantes en distintas ecuaciones de estado.
a/V_M^2	Corrección a la presión debido a las fuerzas de atracción entre las moléculas en la Ecuación de estado de van der Waals.
a_C	Constante en la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong.
a	Parámetro a de la ecuación de estado de Redlich-Kwong para el componente .
a_m	Parámetro a de la mezcla, dado por la ecuación 4.41, reglas de mezclado para la ecuación de estado de Redlich-Kwong.
a_T	Constante dependiente de la temperatura, en las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong dado por la ecuación 4.48.
a_{Ti} y a_T	Término dependiente de la temperatura del componente i o componente , en la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong dado por la ecuación 4.48.
B	Fracción mol del H_2S , dada por la ecuación 2.102.
B	Coefficientes definido por la ecuación 4.61, ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong.
B_g	Factor de volumen del gas de formación, ft^3 de gas a c.y./ ft^3 de gas c.e.
B_o	Factor de volumen de formación del aceite, Bls aceite a c.y./ Bls aceite a c.e.
B_{ob}	Factor de volumen de formación del aceite en el punto de burbujeo a presión del yacimiento, Bls de aceite a c.y./ Bls de aceite a c.e.
B_{oD}	Volumen relativo de aceite por separación diferencial, Bls de aceite a p y T indicada/ Bls de aceite residual a $60^{\circ}F$.
B_{oDb}	Volumen relativo de aceite a presión de burbuja por separación diferencial, Bls de aceite a p_b y T indicada/ Bl de aceite residual a $60^{\circ}F$.
B_{osb}	Factor de volumen de formación del aceite a presión de burbuja de pruebas del separador, Bls de aceite saturado @ $2,620 lb/pg^2 abs$ y $220^{\circ}F$ / Bls de aceite en el tanque @ $60^{\circ}F$.
B_i	Factor de volumen de la formación total (Factor de la fase mixta) Bls de aceite + gas disuelto a c.e./ Bls de aceite a c.y.
B_{iD}	Volumen relativo total (aceite y gas) por separación diferencial, Bls de aceite + gas liberado a p y T indicada/ Bl de aceite residual a $60^{\circ}F$.
B_w	Factor de volumen de formación del agua, Bls de agua a c.y./ Bl de agua a c.e.
b	Volumen de las moléculas que se restan al V_M en la Ecuación de estado de van der Waals.
b	Parámetro b de la ecuación de Redlich-Kwong para el componente .
b_m	Parámetro b de la mezcla, dado por la ecuación 4.42, reglas de mezclado para la ecuación de estado de Redlich-Kwong.
c_g	Coefficiente de compresibilidad isotérmica del gas, $1/lb/pg^2 abs$ ó $1/p$.
c_o	Coefficiente de compresibilidad isotérmica del aceite (compresibilidad del aceite), $1/lb/pg^2 abs$ ó $1/p$.
c_{pr}	Producto de la c_g y la p_{pc} , es una función del factor de desviación z y de la presión pseudoreducida, adimensional.
E_p	Energía potencial, ft/lbf .
F	Número de variables requeridas para determinar el estado del sistema en equilibrio un número de grados de libertad.
F	Función que depende de la temperatura, la relación de solubilidad y las densidades relativas del aceite y el gas, correlación de Standing (B_o).
F_j	Factor en la ecuación Stewart-Burkhardt-Voo, dado por la ecuación 2.97.
g	Constante gravitacional en m/s^2 , ft/s^2 igual a 32.174 o $9.81 m/s^2$.
g_c	Constante gravitacional en $(lbm-ft/lbf-s^2)$ y numéricamente igual a 32.174 o $9.81 m/s^2$.
J	Factor en la ecuación Stewart-Burkhardt-Voo, dado por la ecuación 2.93.
J y K	Parámetros que están en función de la densidad relativa del gas y gases no hidrocarburos, correlación de Piper, McCain y Corredor.
J'	Factor en la ecuación Stewart-Burkhardt-Voo, dado por la ecuación 2.91.
K'	Factor en la ecuación Stewart-Burkhardt-Voo, dado por la ecuación 2.92.
K	Factor en la ecuación Stewart-Burkhardt-Voo, dado por la ecuación 2.93.
K	Relación de equilibrio líquido-vapor.

K	Función de la temperatura y el peso molecular aparente, correlación de Lee, González e Eakin.
L_v	Calor de vaporización de una mol de líquido.
M	Peso molecular del componente puro, $lbm/lbm\text{-mol}$.
M_a	Peso molecular aparente de la mezcla de gases, $lbm/lbm\text{-mol}$.
M_{aire}	Peso molecular del aire e igual a 28.9625 $lbm/lbm\text{-mol}$.
M_g	Peso molecular del gas, $lbm/lbm\text{-mol}$.
M_j	Peso molecular del componente j de la mezcla de gas, $lbm/lbm\text{-mol}$.
M_{atan}	Peso molecular del aceite a condiciones del tanque, $lbm\text{-lbm}\text{-mol}$.
M_{oy}	Peso molecular del aceite a condiciones del yacimiento, $lbm/lbm\text{-mol}$.
m_j	Peso del componente j en la fase gaseosa en unidades, lbm .
m	Parámetro en función de la presión, correlación de Vázquez y Beggs. (u_w).
m	Peso total de la mezcla de gas, lbm .
m	Masa de un componente, lbm .
m	Constante en las ecuaciones de Soave-Redlich-Kwong y Peng Robinson, dado por la ecuación 4.50, 4.63 y 4.64.
n	Número de moles de gas, $lbm\text{-mol}$.
n_A, n_B, \dots, n_N	Número de moles del componente A, B, \dots , hasta N componentes, $lbm\text{-mol}$.
n_g	Número total de moles presentes en el vapor (gas), $lbm\text{-mol}$ del j^{th} componente.
n_j	Número de moles del componente j , $lbm\text{-mol}$.
n_L	Número total de moles presentes en el líquido, $lbm\text{-mol}$ del j^{th} componente.
\tilde{n}_g^l	Cantidad de gas que hay en el separador, $lbm\text{-mol}$ del separador/ $lbm\text{-mol}$ de la alimentación del separador.
\tilde{n}_g^2	Cantidad de gas y líquido formados en el tanque de almacenamiento, $lbm\text{-mol}$ en el tanque/ $lbm\text{-mol}$ del separador.
\tilde{n}_l y \tilde{n}_g	Fraciones de mol en $lbm\text{-mol}$ de líquido y $lbm\text{-mol}$ de vapor, respectivamente, ambas respecto a $lbm\text{-mol}$ totales.
\tilde{n}_{L1}	Cantidad de líquido que hay en el separador, $lbm\text{-mol}$ del separador/ $lbm\text{-mol}$ de la alimentación del separador.
\tilde{n}_{L2}	Cantidad de líquido formado en el tanque de almacenamiento, $lbm\text{-mol}$ en el tanque/ $lbm\text{-mol}$ del separador.
P	Número de fases.
p^*_{pc}	Presión pseudocrítica corregida para gases no hidrocarburos, $lb/pg^2\text{abs}$.
p_1, p_2, \dots, p_n	Presión en $lb/pg^2\text{abs}$ en una etapa n , $lb/pg^2\text{abs}$.
p_A, p_B, \dots, p_N	Presión del componente A , presión del componente B, \dots , presión del componente N , $lb/pg^2\text{abs}$.
p_{abs}	Presión absoluta, $lb/pg^2\text{abs}$.
p_{atm}	Presión atmosférica, $lb/pg^2\text{abs}$.
$p_{atracción}$	Presión de atracción dada por la ecuación 4.9, $lb/pg^2\text{abs}$.
p_b	Presión de burbujeo, $lb/pg^2\text{abs}$.
P_c	Punto crítico.
p_c	Presión crítica del componente puro, $lb/pg^2\text{abs}$.
p_{cb}	Presión cricondenbara, $lb/pg^2\text{abs}$.
p_{ce}	Presión a condiciones estándar en 14.7 $lb/pg^2\text{abs}$.
p_{cj}	Presión crítica del componente j , $lb/pg^2\text{abs}$.
p_d	Presión de rocío, $lb/pg^2\text{abs}$.
p_i	Presión inicial del yacimiento, $lb/pg^2\text{abs}$.
p	Presión parcial del componente en el gas en equilibrio con un líquido de composición x_j , $lb/pg^2\text{abs}$.
p_{man}	Presión manométrica, $lb/pg^2\text{man}$.
p_{pc}	Presión pseudocrítica, $lb/pg^2\text{abs}$.
p_{pr}	Presión pseudoreducida de la mezcla de gases, adimensional.
p_r	Presión reducida, adimensional.
p_R	Presión medida a condiciones de la celda, $lb/pg^2\text{man}$.
$p_{repulsión}$	Presión de repulsión dada por la ecuación 4.8, $lb/pg^2\text{abs}$.
p_v	Presión de vapor de la sustancia a $T/T_c = 0.7$, $lb/pg^2\text{abs}$.
p_v	Presión de vapor que ejerce el componente puro a la temperatura deseada, $lb/pg^2\text{abs}$.
p_{vr}	Presión de vapor reducida evaluada a una T , de 0.7.
p_y	Presión del yacimiento, $lb/pg^2\text{abs}$.
R	Relación pV/T es una constante cuando la cantidad de gas es igual a un peso molecular, $(lb/pg^2\text{abs}\text{-ft}^3)/(lbm\text{-mol}\text{-}^\circ R)$.
R	Constante universal de los gases, igual a 10.732 $(lb/pg^2\text{abs}\text{-ft}^3)/(lbm\text{-mol}\text{-}^\circ R)$.
R_A y R_B	Constantes universales para los gases A y B , respectivamente, $(lb/pg^2\text{abs}\text{-ft}^3)/(lbm\text{-mol}\text{-}^\circ R)$
RG_A	Relación gas-aceite, ft^3 de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.
RG_{A_i}	Relación gas-aceite inicial, ft^3 de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.
R_s	Relación gas en solución-aceite, ft^3 de gas @ c.e./ft ³ de aceite @ c.e.
R_{sb}	Relación gas en solución-aceite en el punto de burbujeo, ft^3 de gas @ c.e./ft ³ de aceite @ c.e.
R_{sD}	Gas remanente en solución por separación diferencial, ft^3 de gas a 14.65 $lb/pg^2\text{abs}$ y 60°F/Bl de aceite residual a 60°F.
R_{sDb}	Gas en solución a presión de burbuja (y arriba de la p_b) por separación diferencial, ft^3 de gas a c.y./Bl de

	<i>aceite residual a 60°F.</i>
R_{sep}	Relación de solubilidad en el separador, ft^3 de gas del separador a c.e./Bl de aceite c.t.
R_{2Sb}	Suma del gas del separador y gas en el tanque de almacenamiento de pruebas del separador, ft^3 de gas @ 60°F y 14.65 lb/pg ² abs/Bl de aceite en el tanque de almacenamiento @ 60°F.
R_{ST}	Relación de solubilidad total producida, ft^3 de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.t.
R_{tan}	Relación de solubilidad en el tanque de almacenamiento, ft^3 de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.t.
T	Temperatura, °K
T	Temperatura, °R
T_{pc}	Temperatura pseudocrítica corregida para gases no hidrocarburos, °R
T_1, T_2, \dots, T_n	Temperatura en °R en una etapa n , °R.
T_c	Temperatura crítica del componente puro o la mezcla, °F.
T_{ce}	Temperatura a condiciones estándar a 60°F (519.59 °R).
T_{cj}	Temperatura crítica del componente j , °R.
T_{ct}	Temperatura tricóndentema, °R.
T_{cte}	Temperatura constante, °R.
T_d	Temperatura de rocío, °R.
T_{pc}	Temperatura pseudocrítica, °R.
T_{pour}	Temperatura en la que las sustancias se convierten en sólidos. Correlación de Beggs y Robinson, Ng y Egbohah. (μ_s), °F.
T_{pr}	Temperatura pseudoreducida de la mezcla de gases, adimensional.
T_r	Temperatura reducida, adimensional.
T_R	Temperatura medida a condiciones de la celda, °F.
T_v	Temperatura de vapor, °F.
T_y	Temperatura del yacimiento, °R.
v	Velocidad, ft/s.
v	Volumen específico de la mezcla de gases, ft^3/lbm .
V	Volumen, ft^3 .
V	Volumen total de la mezcla, ft^3 .
V_{ce}	Volumen de gas a condiciones estándar, ft^3 de gas a c.e./lbm-mol.
V_1, V_2, \dots, V_n	Volumen a distintas condiciones, ft^3 .
V_A, V_B, \dots, V_N	Volumen molar del componente A, B, ..., N, ft^3 por una unidad de lbm-mol
V_c	Volumen del líquido a la presión de burbuja medido en la celda para análisis PVT, cm^3 .
V_c	Volumen crítico, ft^3 .
V_{ce}	Volumen estándar, 379.4 ft^3 @ c.e./lbm-mol.
V_e	Volumen específico, ft^3 .
V_g	Volumen de gas, ft^3 .
V_{ideal}	Volumen de gas ideal, ft^3 .
V_j	Volumen ocupado por el componente j en ft^3 .
v_j	Fracción de volumen del componente j en la fase de vapor, ft^3 .
V_M	Volumen molar real, en ft^3 por una unidad de lbm-mol.
V_{MA}, V_{MB}	Volumen molar de un peso molecular de un gas A y un gas B, ft^3 por una unidad de lbm-mol a las mismas condiciones de presión y temperatura.
V_{Mc}	Volumen molar en el punto crítico, ft^3 .
V_{Mg}	Volumen de una mol de gas, ft^3 .
V_{ML}	Volumen de una mol de líquido, ft^3 .
V_o	Volumen de aceite, ft^3 .
V_o	Volumen del líquido remanente en la celda para análisis PVT, cm^3 .
V_{oce}	Volumen de aceite a condiciones estándar, ft^3 .
V_r	Volumen reducido, ft^3 .
V_R	Volumen de aceite medido a condiciones de la celda, cm^3 .
V_{real}	Volumen real de gas, a una p y T dadas específicamente, ft^3 .
V_1	Volumen total en la celda de análisis PVT por debajo de la presión de burbuja, incluyendo el gas liberado del aceite, cm^3 .
V_1/V_b	Volumen relativo total (aceite y gas) por separación flash, cm^3 .
$V_{yacimiento}$	Volumen del yacimiento, ft^3 .
W	Peso, N .
W	Contenido de vapor de agua en el gas, $lbm/MM ft^3$ a c.e.
$W1$	Peso del metano en la mezcla, fracción.
$W2$	Peso del etano en el etano y más pesados, incluye los componentes no hidrocarburos, fracción.
w_{C1}	Masa del metano en lbm mol de metano/ lbm mol de la mezcla.
w_{C2}	Masa del metano en lbm mol de metano/ lbm mol de la mezcla.
w_{CO2}	Masa del bióxido de carbono en lbm mol de metano/ lbm mol de la mezcla.
w_j	Fracción peso del componente j .
w_{mix}	Masa de la mezcla en lbm de la mezcla/ lbm -mol de la mezcla.
w_{N2}	Masa del nitrógeno en lbm de la mezcla/ lbm -mol de la mezcla.

X	Variable en función de la temperatura y el peso molecular aparente, para correlación de Lee, González e Eakin.
x	Fracción mol del componente en la mezcla líquida en fracción mol.
x	Fracción mol del componente en el líquido en <i>fracción</i> .
Y	Variable en función del parámetro X , para correlación de Lee, González e Eakin.
y	Fracción mol del componente en la mezcla líquida en fracción mol.
y_{CO_2}	Fracción mol de CO_2 en la mezcla de gases en fracción.
Y_g	Variable en función que depende de la temperatura y la densidad relativa del aceite en API , correlación de Standing (p_b).
y_{H_2S}	Fracción mol de H_2S en la mezcla de gases en <i>fracción</i> .
y	Fracción mol del componente en el vapor expresada en <i>fracción</i> .
y_{N_2}	Fracción mol de N_2 en la mezcla de gases en fracción
z	Altura en β
z	Factor de desviación o factor de compresibilidad, adimensional.
z_c	Factor de compresibilidad crítica del gas, adimensional.
z_{ce}	Factor de compresibilidad del gas a condiciones estándar, adimensional.
z	Fracción mol del componente en la mezcla total incluyendo las fases líquido y vapor.
z_L	Factor de compresibilidad de la fase líquida, adimensional.
z_{RA}	Factor de compresibilidad crítico propuesto por Spencer y Danner dados en la Tabla 3.1 , adimensional.
z_v	Factor de compresibilidad de la fase vapor (gas), adimensional.
z_y	Factor de compresibilidad del gas del yacimiento, adimensional.
γ	Densidad relativa adimensional.
γ_g	Densidad relativa del gas, adimensional, (aire = 1.0)
γ_o	Densidad relativa del líquido a $60^\circ/60^\circ$, adimensional.
μ	Viscosidad dinámica en cp .
μ_g	Coefficiente de viscosidad del gas en cp .
μ_{gi}	Coefficiente de viscosidad del gas del componente i , cp .
μ_o	Coefficiente de viscosidad del aceite en cp .
μ_{od}	Coefficiente de viscosidad del aceite muerto en cp .
μ_w	Viscosidad del agua, cp .
ν	Viscosidad cinemática, <i>centistokes</i> .
ρ	Densidad en lbm/ft^3 .
ρ_g	Densidad del gas o mezcla de gases, lbm/ft^3 .
ρ_{gc}	Densidad del gas en el punto crítico, lbm/ft^3 .
ρ_{oian}	Densidad del aceite en el tanque de almacenamiento en lbm de aceite a $c.t./ft^3$ de aceite a $c.t.$
ρ_{oy}	Densidad del aceite en el yacimiento, lbm de aceite a $c.y./ft^3$ de aceite a $c.y.$
ρ_{pr}	Densidad pseudoreducida del aceite, adimensional.
ρ_{aire}	Densidad del aire, lbm/ft^3 .
ρ_c	Densidad crítica de la sustancia pura, lbm/ft^3 .
ρ_L	Densidad del líquido saturado, lbm/ft^3 .
ρ_o	Densidad del aceite, lbm/ft^3 .
ρ_v	Densidad de vapor saturado, lbm/ft^3 .
ρ_w	Densidad del agua, lbm/ft^3 .
γ_g	Densidad relativa del gas, adimensional.
γ_{gsep}	Densidad relativa del gas en el separador, adimensional.
γ_{gstan}	Densidad relativa del gas en el tanque, adimensional.
τ	Esfuerzo cortante.
ϵ	Factor de ajuste de la temperatura pseudocrítica T_{pc} , para gases no hidrocarburos, en la correlación de Wichert y Aziz.
ϵ_j	Factor en la ecuación Stewart-Burkhardt-Voo, dado por la ecuación 2.95.
ϵ_k	Factor en la ecuación Stewart-Burkhardt-Voo, dado por la ecuación 2.96.
ω	Factor acéntrico del componente puro dado por la ecuación 3.23.
α	Término dependiente de la temperatura en las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong y Peng Robinson.
α_i y β_i	Coefficientes para estimar la p_{pc} y T_{pc} , en la correlación de Piper McCain y Corredor.
α	Coefficiente dependiente de la temperatura en las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong y Peng Robinson del componente
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 0.427481.
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 0.08664.
ΔEP	Cambio en la energía potencial $N-m$, J .
δ_i	Coefficientes de interacción binarios.

Abreviaturas

<i>A, B, C, ..., N</i>	Componentes de una mezcla.
<i>a</i>	Aceleración
<i>atm</i>	Atmósfera
<i>bar/m</i>	Bar por metro
<i>B</i>	Barril
<i>B</i> @ <i>c.e.</i>	Barril medido a condiciones estándar.
<i>B</i> @ <i>c.y.</i>	Barril medido a condiciones de yacimiento.
<i>B</i> de aceite @ <i>c.s.</i>	Barril medido a condiciones de separador.
<i>B</i> de aceite @ <i>c.t.</i>	Barril medido a condiciones de tanque.
<i>Bls/día</i>	Barriles por día.
<i>Bls/día/lb/pg²</i>	Barriles por día por libra por pulgada cuadrada.
<i>Btu</i>	British thermal unit.
<i>Btu / lbm-°R</i>	Btu por libra masa-grado Ranking.
<i>Btu/hr</i>	Btu por hora.
<i>Btu/lbm</i>	Btu por libra masa.
<i>Btu/s</i>	Btu por segundo.
<i>C</i>	Número de componentes independientes
<i>C₁H₄, C₂H₆, ...</i>	Metano, Etano, ... primer subíndice, número de carbonos y segundo subíndice de hidrógenos.
<i>C₃</i>	Propano y fracción de pesados en la mezcla.
<i>C₇</i>	Heptano y fracción de pesados en la mezcla.
<i>cal (gr-cal)</i>	Caloría (<i>gramo-caloría</i>).
<i>ce</i>	Condiciones estándar
<i>cm</i>	Centímetro.
<i>cm Hg</i>	Centímetro de mercurio.
<i>cm³/gr</i>	Centímetro cúbico por gramo.
<i>C_nH_{2n+2}</i>	Formula de los hidrocarburos alcanos.
<i>CO</i>	Monóxido de carbono
<i>CO₂</i>	Bióxido de carbono o Bióxido de carbono
<i>comp</i>	Componentes
<i>cp</i>	Centipoises.
<i>cte</i>	Constante.
<i>d</i>	Distancia
<i>EdE</i>	Ecuación de estado.
<i>E_k</i>	Energía cinética.
<i>EoS</i>	Ecuaciones de estado en inglés (<i>equations of state</i>).
<i>erg</i>	Ergio.
<i>F</i>	Fuerza.
<i>f.b.n.m.</i>	Pies bajo el nivel del mar.
<i>ft</i>	Pie.
<i>ft agua</i>	Pies de agua.
<i>ft/min</i>	Pies por minuto.
<i>ft/s²</i>	Pies por segundo cuadrado
<i>ft²</i>	Pies cuadrado
<i>ft³</i>	Pies cúbicos
<i>ft³ de gas @ c.e.</i>	Pies cúbicos de gas medido a condiciones estándar.
<i>ft³ de gas @ c.y.</i>	Pies cúbicos de gas medido a condiciones de yacimiento
<i>ft³/lbm</i>	Pie cúbico por libra masa.
<i>ft³/min</i>	Pie cúbico por minuto.
<i>ft³/s</i>	Pie cúbico por segundo.
<i>ft-lb</i>	Pie-libra.
<i>ft-lb / s</i>	Pie-libra por segundo.
<i>ft-lb/min</i>	Pie-libra por minuto.
<i>gal</i>	Galón
<i>gal/min</i>	Galón por minuto.
<i>gr</i>	Gramos.
<i>gr/cm³</i>	Gramo por centímetro cúbico.
<i>h</i>	Altura de una columna de fluido.
<i>H₂</i>	Hidrógeno.
<i>H₂O</i>	Agua.
<i>H₂S</i>	Acido sulfhídrico o Sulfuro de hidrógeno.
<i>HCl</i>	Acido clorhídrico.
<i>He</i>	Helio.
<i>hp</i>	Caballos de fuerza (<i>horse power</i>).
<i>hp-hr</i>	Caballos de fuerza-hora.

<i>i, j, k</i>	Componentes de una mezcla
<i>J</i>	Joule.
	Valor inicial o condición inicial para diferentes componentes de una mezcla
<i>J/s</i>	Joule por segundo.
<i>kg</i>	Kilogramos.
<i>kg/cm²</i>	Kilogramo por centímetro cuadrado.
<i>kg/cm² man</i>	Kilogramo por centímetro cuadrado manométrico.
<i>kg/cm²/m</i>	Kilogramo por centímetro cuadrado por metro.
<i>kg/cm² abs</i>	Kilogramo por centímetro cuadrado absoluto.
<i>kg/cm³</i>	Kilogramo por centímetro cúbico.
<i>kg/dm³</i>	Kilogramo por decímetro cúbico.
<i>kg/m³</i>	Kilogramo por metro cúbico.
<i>kJ</i>	Kilojoule.
<i>kJ / kg</i>	Kilojoule por kilogramo.
<i>kJ / kg°K</i>	Kilojoule por kilogramo Kelvin.
<i>km</i>	Kilómetro.
<i>km/h</i>	Kilómetro por hora.
<i>kPa</i>	Kilopascal.
<i>kPa/m</i>	Kilopascal por metro.
<i>kW</i>	Kilowatt.
<i>kW - h</i>	Kilowatt-hora.
<i>lb</i>	Libra.
<i>lb.s/ft²</i>	Libra por segundo por pie cuadrado.
<i>lb/ft³</i>	Libra por pie cúbico.
<i>lb/pg²</i>	Libra por pulgada cuadrada.
<i>lb/pg² man</i>	Libra por pulgada cuadrada manométrico.
<i>lb/pg²/ft</i>	Libra por pulgada cuadrada por pie.
<i>lb/pg² abs</i>	Libra por pulgada cuadrada absoluta.
<i>lbf</i>	Libras fuerza.
<i>lbf/ft²</i>	Libras fuerza por pie cuadrado.
<i>lbm</i>	Libras masa.
<i>lbm/ft³</i>	Libras masa por pie cúbico.
<i>lbm-mol</i>	Libra masa mol.
<i>l</i>	Litro.
<i>lt/s</i>	Litros por segundo
<i>m</i>	Masa.
<i>m</i>	Metros.
<i>M</i>	Momento.
<i>M Bts a c.e.</i>	Miles de barriles a condiciones estándar.
<i>m/s</i>	Metro por segundo.
<i>m³</i>	Metros cúbicos.
<i>m³ a c.e.</i>	Metros cúbicos medido a condiciones estándar.
<i>m³ a c.y.</i>	Metros cúbicos medido a condiciones yacimiento.
<i>m³/kg</i>	Metro cúbico por kilogramo.
<i>mi</i>	Millas.
<i>mi/hr</i>	Milla por hora.
<i>mks</i>	Metro-kilogramo-segundo.
<i>MMft³ de gas @ c.e.</i>	Millones de pies cúbicos de gas a condiciones estándar.
<i>mmHg</i>	Milímetros de mercurio.
<i>mPa.s</i>	Mili pascales por segundo.
<i>N</i>	Newton.
<i>N-m</i>	Newton-metro.
<i>N₂</i>	Nitrógeno
<i>n</i>	Número de componentes en la mezcla
<i>n_{comp}</i>	Número de componentes en el sistema
<i>O₂</i>	Oxígeno
<i>oz</i>	Onzas.
<i>p</i>	Presión.
<i>p @ c.e.</i>	Presión medida a condiciones estándar, 14.67 lb/pg ² abs.
<i>Pa</i>	Pascales.
<i>pg</i>	Pulgadas.
<i>pg Hg</i>	Pulgada de mercurio.
<i>pg²</i>	Pulgada cuadrada.
<i>pg³</i>	Pulgada cúbica.
<i>ppm</i>	Partes por millón.

<i>psi</i>	Pound per square inch.
<i>psia</i>	Pound per square inch absolute.
<i>PVT</i>	Presión-Volumen-Temperatura.
<i>R</i>	Constante del gas específico, aire.
<i>s</i>	Segundos.
<i>SI</i>	Sistema Inglés.
<i>T @ c.e.</i>	Temperatura medida a condiciones estándar, 60 °F.
<i>vdW</i>	van der Waals.
<i>V_g @ c.e.</i>	Volumen de gas medido a condiciones estándar.
<i>V_g @ c.y.</i>	Volumen de gas medido a condiciones de yacimiento.
<i>V_o @ c.e.</i>	Volumen de aceite medido a condiciones estándar.
<i>V_o @ c.y.</i>	Volumen de aceite medido a condiciones de yacimiento.
<i>V_{o+g} @ c.y.</i>	Volumen de aceite más gas disuelto medido a condiciones de yacimiento.
<i>V_w @ c.e.</i>	Volumen de agua medido a condiciones estándar.
<i>V_w @ c.y.</i>	Volumen de agua medido a condiciones de yacimiento.
<i>W</i>	Peso
<i>yd</i>	Yarda
<i>z @ c.e.</i>	Factor de compresibilidad medido a condiciones estándar, $z=1$
<i>μm</i>	Micrometro
°C	Grados Celsius
°F	Grados Fahrenheit
°K	Grados Kelvin
°R	Grados Ranking

Bibliografía

1. Brown, G. G., Katz, D.L., Oberfell, G.G., and Alden, R.C.: Natural Gasoline and the Volatile Hydrocarbons, natural Gasoline Assn. Of America, Tulsa (1948).
2. Handbook of Natural Gas Engineering by Katz et al. Copyright 1959 by McGraw-Hill Book Co.
3. Standing, M.B. and Katz, D.L.: "Density of Natural Gases," *Trans., AIME* (1942) *146*, 140-149.
4. Sutton, R.P.: "Compressibility Factors for High-Molecular-Weight Reservoir Gases", paper SPE 14265 presented at the 1985 SPE Technical Conference and Exhibition, Las Vegas, Sept.22-25. 1985.
5. Standing, M.B. Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems, Dallas SPE, pp 126. (1977).
6. Standing, M.B. Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems, Dallas SPE of AIME, pp 122. (1977).
7. Kay, W.B.: "Density of Hydrocarbon Gases and Vapors at High Temperature and Pressure." *Ind. Eng. Chem.* (Sept. 1936) *28*, 1014-1019.
8. Kessler, M.G. and Lee, B.I.: "Improved Prediction of Enthalpy of fractions", *Hyd. Proc.* (March 1976) *55*, 153-158.
9. Wichert, E. and Aziz, K.: "Calculate z's for Sour Gases", *Hyd. Proc.* (May 1972) *51*, 119-122.
10. Carr, N., Kobayashi, R., and Burrows, D., "Viscosity of Hydrocarbon Gases Under Pressure," *Trans. AIME*, 1954, Vol. 201, pp. 270-275.
11. Rackett, H. G., "Equation of State for Saturated Liquids", *J. Chem. Eng. Data*, Vol. 15, No. 4, 1970, pp. 514-517.
12. Spencer, F.F. and Danner, R.P., "Prediction of Bubble point Density of Mixtures", *J. Chem. Eng. Data*, Vol. 18, No. 2, 1973, pp. 230-234.
13. Yamada, T. and Gunn, R., "Saturated Liquid Molar Volumes: The Rackett Equation", *J. Chem. Eng. Data*, Vol. 18, No. 2, 1973, pp. 234-236.
14. Katz, D.L., et al.: *Handbook of Natural Gas Engineering*, McGraw-Hill Book Co., New York City (1959).
15. Lee, B.I. and Kesler, M.G., "A Generalized Thermodynamics Correlation Based on Three parameter Corresponding States", *AIChE Journal*, Vol. 21, No. 3, May 1975, pp. 510-527.
16. Gibbs, J.W., *The Collected Works of J. Willard Gibbs*, *Trans. Conn. Acad. Arts Sci.*, Vol. 1 Yale University Press, New Haven, reprinted 1948; original text published 1876.
17. Bloomer, O.T., Gami, D.C., and Parent, J.D.: *Physical-Chemical Properties of Methane-Ethane Mixtures*, Research Bulletin, Institute of Gas Technology, Chicago (1953) 22.
18. Dourson, R.H., Sage, B.H., and Lacey, W.: "Phase behavior in the Methane-propane-n-pentane System", *Trans., AIME* (1942) *151*, 206-215.
19. Leach, M.P. and Yellig, W.F.: "Compositional Model Studies CO₂ Oil Displacement Mechanisms, " *Soc. Pet. Eng. J.* (Feb 1981) *21*, 89-97; *Trans., AIME*, 271.



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.

20. van der Waals, J.D.: Over de continuïteit van den Gas-en Vloeistoftoestand, dissertation, Leiden (1873).
21. Redlich, O. and Kwong, J.N.S.: "On the Thermodynamics of Solutions. V-An equation of State. Fugacities of Gaseous solutions" *Chem. Reviews* (1949) 44, 233-244.
22. Soave, G., "Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State", *Chem. eng. Sci.*, 1972, vol. 27, pp. 1197-1203.
23. Peng, D. and Robinson, D.B.: "A New Two-Constant Equation of State I. & E.C. Fundamentals (1965) 15, No. 1, 59-64.
24. Edmister, W.C. and Lee, B.I.: Applied Hydrocarbon Thermodynamics Volume I, 2nd Ed., Gulf Publishing Co., Houston (1984).
25. Katz, D.L. and Firoozabadi, A.: "Predicting Phase Behavior of Condensate/crude-Oil Systems using Methane Interaction Coefficients". Trans., AIME (1978) 265, 1649-1655.
26. Mattar, L., Brar, G.S., and Aziz, K.: "Compressibility of Natural Gases", J. Can. Pet. Tech. (Oct.-Dec.1975) 14, 77-80.
27. Smith, A.S. and Brown. G.G.: "Correlating Fluid Viscosity", Ind. Eng. Chem. (June 1943) 35, 705-711.
28. Herning, F. and Zipperer, L.: "Calculations of the Viscosity of Technical Gas Mixtures from the Viscosity of Individual Gases". *Gas. and Wasserfach* (1936) 79, 49-69.
29. Lee, A.J., Gonzalez, M.H., and Eakin, B.E.: "The Viscosity of Natural Gases"; Trans., AIME (1954) 201, 264-272.
30. Dodson, C.R. and Standing, M.B.: "Pressure, Volume, Temperature and Solubility Relations for Natural Gas-Water Mixtures", *Drill, and Prod. Prac.*, API (1944) 173-179.
31. Collins, A.G.: "Properties of Produced Waters", *Petroleum Engineering Handbook*, H.B. Bradley et al. (eds), SPE, Dallas (1987) 24-17.
32. McCain, W.D. : "Heavy Components Control Reservoir Fluid Behavior", Journal Petroleum Technical, September 1994.
33. Fong, A. J. y Samaniego, F.V.: "Método para caracterizar los fluidos de yacimientos que presentan composición variable", Ingeniería Petrolera.
34. León, A.G., Samaniego, F. V., Martínez, G.B. y Bashbush, J.B.: "Estimación de las reservas de aceite empleando los valores correctos para los factores de volumen (B_o) y de la relación gas disuelto aceite (R_g)". Ingeniería Petrolera, Marzo 2003.

LIBROS CONSULTADOS

1. McCain, William D. Jr., 1933- , "The properties of Petroleum Fluids", 2a edition, PennWell Publishing Company, Tulsa, Oklahoma, 1990.
2. Ahmed, Tarek H., 1946- , "Hydrocarbon phase behavior", contributions in Petroleum Geology and Engineering, Volume 7, Gulf Publishing Company, Houston, Texas. 1989.
3. Ali Danesh, "PVT and phase behavior of petroleum reservoir fluids", Department of petroleum Engineering, Heriot Watt University, Edinburgh, Scotland, Elsevier Science B.V., 1998.
4. Ahmed, Tarek H., 1946- , "Reservoir Engineering Handbook", 2a edition, Gulf Publishing Company, Houston, Texas. 2001.
5. Rojas, Gonzálo, "Ingeniería de Yacimientos de gas Condensado"
6. S.A. Holdtich & Associates, Inc., "Properties of Reservoir Fluids", January 1997.

Tabla A-1. Propiedades físicas.

Constantes Físicas

Número	Componente	Formulá	Constantes físicas						Número				
			A Masa molar (peso molecular)	B Punto de ebullición °F 14.696 lb/pg2abs	C Presión de vapor (lb/pg2abs) 100 °F	D Punto de congelación, °F 1/4 °F (lb/pg2abs)	E Índice de refracción n _D 60°F	Constantes críticas					
								Presión, (lb/pg2abs)		Temperatura, °F	Volumen, ft ³ /lbm		
1	Metano	CH ₄	16.043	258.73	(5000)*	-296.44*	1.00042*	666.40	116.67	0.0988	1		
2	Etano	C ₂ H ₆	30.07	127.49	(800)*	-297.04*	1.20971*	706.50	89.92	0.0783	2		
3	Propano	C ₃ H ₈	44.0970	43.75	188.64	-305.73*	1.29480*	616.00	206.06	0.0727	3		
4	Isobutano	C ₄ H ₁₀	58.1230	10.78	72.58	-255.280	1.32450*	527.90	274.46	0.0714	4		
5	n-Butano	C ₄ H ₁₀	58.1230	31.08	151.76	-217.050	1.33585*	550.60	303.62	0.0703	5		
6	Isopentano	C ₅ H ₁₂	72.15	82.12	20.445	-255.820	1.356310	490.40	389.10	0.0679	6		
7	n-Pentano	C ₅ H ₁₂	72.15	96.92	15.574	-201.510	1.359920	488.60	385.80	0.0675	7		
8	Neopentano	C ₅ H ₁₂	72.15	49.10	36.69	-2.170	1.342000	464.00	221.13	0.0673	8		
9	n-Hexano	C ₆ H ₁₄	86.177	155.72	4.960	-139.580	1.37708	436.90	453.60	0.0688	9		
10	2-Metilpentano	C ₆ H ₁₄	86.177	140.47	6.769	-244.620	1.37387	436.60	435.83	0.0682	10		
11	3-Metilpentano	C ₆ H ₁₄	86.177	145.89	6.103	-	1.37888	453.10	448.40	0.0682	11		
12	Neohexano	C ₆ H ₁₄	86.177	121.52	9.859	-147.720	1.37126	446.80	420.13	0.0667	12		
13	2,3-Dimetilbutano	C ₆ H ₁₄	86.177	136.36	7.406	-199.380	1.37730	443.50	400.29	0.0665	13		
14	n-Heptano	C ₇ H ₁₆	100.204	209.16	1.699	-131.050	1.38989	396.80	512.70	0.0691	14		
15	2-Metilhexano	C ₇ H ₁₆	100.204	194.09	2.272	-180.890	1.38714	396.50	495.00	0.0671	15		
16	3-Metilhexano	C ₇ H ₁₆	100.204	197.33	2.131	-	1.39091	408.10	503.80	0.0666	16		
17	3-Etilpentano	C ₇ H ₁₆	100.204	200.25	2.013	-181.48	1.39566	419.30	513.39	0.0665	17		
18	2,2-Dimetilpentano	C ₇ H ₁₆	100.204	174.54	3.494	-190.86	1.38446	402.20	477.23	0.0665	18		
19	2,4-Dimetilpentano	C ₇ H ₁₆	100.204	176.89	3.293	-182.63	1.38379	396.90	475.95	0.0668	19		
20	3,3-Dimetilpentano	C ₇ H ₁₆	100.204	186.91	2.774	-210.01	1.38564	427.20	505.87	0.0662	20		
21	Triptano	C ₇ H ₁₆	100.204	177.58	3.375	-12.81	1.39168	428.80	496.44	0.0636	21		
22	n-Octano	C ₈ H ₁₈	114.231	258.21	0.53694	-70.18	1.39556	360.70	564.22	0.6900	22		
23	Diisobutil	C ₈ H ₁₈	114.231	228.39	1.102	-132.11	1.39461	360.50	530.44	0.0676	23		
24	Isotano	C ₈ H ₁₈	114.231	210.63	1.709	-161.27	1.38624	373.40	519.46	0.0656	24		
25	n-Nonano	C ₉ H ₂₀	128.258	303.47	0.17953	-64.28	1.40746	331.80	610.68	0.0684	25		
26	n-Decano	C ₁₀ H ₂₂	142.285	345.48	0.06088	-21.36	1.41385	305.20	632.00	0.0679	26		
27	Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	70.134	120.65	9.91500	-136.91	1.40696	653.80	461.20	0.0594	27		
28	Metilciclohexano	C ₇ H ₁₄	84.161	161.25	4.50300	-224.40	1.41210	548.90	499.35	0.0607	28		
29	Cicloheptano	C ₇ H ₁₄	84.161	177.29	3.26600	43.77	1.42862	590.80	536.60	0.0586	29		
30	Metilcicloheptano	C ₈ H ₁₆	98.188	213.68	1.60900	-195.87	1.42538	503.50	570.27	0.0600	30		
31	Etano (Etileno)	C ₂ H ₄	28.054	154.73	(1400)*	-272.47*	(1.228)*	731.00	48.54	0.0746	31		
32	Propeno (propileno)	C ₃ H ₆	42.081	53.84	227.70	-301.45*	1.3130*	668.60	197.17	0.0689	32		
33	1-Buteno (butileno)	C ₄ H ₈	56.108	20.79	62.10	-301.63*	1.3489*	583.50	295.48	0.0665	33		
34	cis-2-Buteno	C ₄ H ₈	56.108	38.69	45.95	-218.060	1.3565*	612.10	324.37	0.0668	34		
35	trans-2-Buteno	C ₄ H ₈	56.108	33.58	49.87	-157.960	1.3563*	587.40	311.86	0.0679	35		
36	Isobuteno	C ₄ H ₈	56.108	19.59	63.02	-220.650	1.3512*	580.20	292.55	0.0682	36		
37	1-Penteno	C ₅ H ₁₀	70.134	85.93	19.12	-265.390	1.37426	511.80	376.93	0.0676	37		
38	1,2-Butadieno	C ₄ H ₆	54.092	51.53	36.53	-213.160	-	(653.00)*	(340.00)*	(0.065)*	38		
39	1,3-Butadieno	C ₄ H ₆	54.092	24.06	59.46	-164.020	1.3975*	627.50	305.00	0.0654	39		
40	Isopreno	C ₅ H ₈	68.119	93.31	16.68	-230.730	1.42498	(558.00)*	(412.00)*	(0.065)*	40		
41	Acetileno	C ₂ H ₂	26.038	120.49	-	-114.5*	-	890.40	95.34	0.0695	41		
42	Benceno	C ₆ H ₆	78.114	176.18	3.22500	41.950	1.50396	710.40	552.22	0.0531	42		
43	Tolueno	C ₇ H ₈	92.141	231.13	1.03300	-139.000	1.49942	595.50	605.57	0.0530	43		
44	Etilbenceno	C ₈ H ₁₀	106.167	277.16	0.37160	-138.966	1.49826	523.00	651.29	0.0565	44		
45	o-Xileno	C ₈ H ₁₀	106.167	291.97	0.26430	-13.590	1.50767	541.60	674.92	0.0557	45		
46	m-Xileno	C ₈ H ₁₀	106.167	282.41	0.32630	-54.180	1.49951	512.90	651.02	0.0567	46		
47	p-Xileno	C ₈ H ₁₀	106.167	281.07	0.34240	-55.830	1.49810	509.20	649.54	0.0570	47		
48	Estireno	C ₈ H ₈	104.152	293.25	0.25820	-23.100	1.54937	587.80	(703.00)	0.0534	48		
49	Isopropilbenceno	C ₉ H ₁₂	120.194	306.34	0.18840	-140.814	1.49372	465.40	676.30	0.0572	49		
50	Metil alcohol	CH ₃ O	32.042	148.44	4.62900	-143.790	1.32034	1,174.00	463.08	0.0590	50		
51	Etil alcohol	C ₂ H ₅ O	46.069	172.90	2.31200	-173.400	1.36344	890.10	463.39	0.0581	51		
52	Monóxido de carbono	CO	28.01	312.68	-	-	1.3700*	907.50	226.43	0.0532	52		
53	Dióxido de carbono	CO ₂	44.01	109.257	-	-	69.81*	1,00048*	1,071.00	87.91	0.0344	53	
54	Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	34.08	76.497	394.59	-121.88*	1.0006*	1,300.00	212.45	0.0461	54		
55	Dióxido de sulfuro	SO ₂	64.06	14.11	85.46	-103.86*	1.00062*	1,143.00	315.80	0.0305	55		
56	Amonio	NH ₃	17.0305	-27.990	211.90	-107.88*	1.00036*	1,644.00	270.29	0.0681	56		
57	Aire	N ₂ +O ₂	28.9625	-317.800	-	-	1.00028*	546.90	221.31	0.0517	57		
58	Hidrógeno	H ₂	2.0159	-422.955*	-	-	435.26*	188.10	-	399.90	0.1655	58	
59	Oxígeno	O ₂	31.9988	-297.332*	-	-	361.82*	1,00027*	731.40	-	181.43	0.0367	59
60	Nitrógeno	N ₂	28.0134	-320.451	-	-	346.00*	1,00028*	493.10	-	232.51	0.0510	60
61	Dicloro	Cl ₂	70.9060	-29.130	157.30	-149.73*	1.38780*	1,157.00	290.75	0.0280	61		
62	Agua	H ₂ O	18.0153	212.00*	0.95010	32.000	1.33335	3,198.80	705.16	0.0497	62		
63	Helio	He	4.0026	-452.090	-	-	1.00003*	32.99	-	450.31	0.2300	63	
64	Cloruro de hidrógeno	HCl	36.4600	-121.270	906.71	-173.52*	1.00420*	1,205.00	124.77	0.0356	64		



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.

Tabla A-1. Propiedades físicas. (continuación)
Constantes Físicas

Número	E			F	G	H	I			J		Número			
	Densidad del líquido, 14.696 lb/pg2abs, 60°F						Coeficiente de densidad de temperatura, 1/°F	Factor acríptico	Factor de compresibilidad relativa del gas, α , 14.696 lb/pg2abs, 60°F	Gas ideal, 14.696 lb/pg2abs, 60°F			Calor específico 60°F 14.696 lb/pg2abs Btu(lb-m-°F)		
	Densidad relativa (gravedad específica) 60°F/60°F	lbm/gal	gal/lbm-mol							Densidad relativa del gas (gravedad específica) aire=1	ft ³ gas/ft ³ m		ft ³ gas/gal líquido	Cp, Gas ideal	Cp, Líquido
1	(0.3000)*	(2.500)*	(6.4172)*	-	0.0104	0.9980	0.5339	23.6540	(59.135)*	0.52669	-	1			
2	0.35619*	2.9696*	10.1260*	-	0.0979	0.9919	1.0382	12.6200	37.476*	0.40782	0.97225	2			
3	0.50699*	4.2268*	10.4330*	-	0.000162	0.1522	0.9825	1.5226	8.6059	36.373*	0.38852	0.61996	3		
4	0.56287*	4.6927*	12.3860*	-	0.000119	0.1852	0.9711	2.0068	6.5291	30.639*	0.35669	0.57066	4		
5	0.58401*	4.8699*	11.9370*	-	0.000106	0.1995	0.9667	2.0068	6.5291	31.790*	0.39499	0.57272	5		
6	0.624700	5.20820	13.85300	-	0.000900	0.2280	-	2.4912	5.2596	27.3930	0.38440	0.53331	6		
7	0.631120	5.26170	13.71200	-	0.000860	0.2514	-	2.4912	5.2596	27.6740	0.38825	0.54363	7		
8	0.59666*	4.9744*	14.5040*	-	0.000106	0.1963	0.9582	2.4912	5.2596	26.163*	0.39038	0.55021	8		
9	0.663830	5.53440	15.57100	-	0.000750	0.2994	-	2.9755	4.4035	24.3710	0.38628	0.53327	9		
10	0.657850	5.48460	15.71900	-	0.000760	0.2789	-	2.9755	4.4035	24.1520	0.38526	0.52792	10		
11	0.669010	5.57760	15.45100	-	0.000760	0.2732	-	2.9755	4.4035	24.5610	0.37992	0.51876	11		
12	0.653850	5.45120	15.30900	-	0.000760	0.2326	-	2.9755	4.4035	24.0050	0.38231	0.51367	12		
13	0.666310	5.55510	15.51300	-	0.000760	0.2469	-	2.9755	4.4035	24.4620	0.37762	0.51308	13		
14	0.668200	5.57360	17.46400	-	0.000680	0.3494	-	3.4598	3.7872	21.7290	0.38447	0.52882	14		
15	0.683100	5.69510	17.59500	-	0.000700	0.3298	-	3.4598	3.7872	21.5680	0.38041	0.52200	15		
16	0.691650	5.76640	17.37000	-	0.000700	0.3232	-	3.4598	3.7872	21.8380	0.37882	0.51019	16		
17	0.702760	5.83960	17.10300	-	0.000690	0.3105	-	3.4598	3.7872	22.1890	0.38646	0.51410	17		
18	0.678290	5.65500	17.72000	-	0.000760	0.2871	-	3.4598	3.7872	21.4160	0.38594	0.51678	18		
19	0.677330	5.54700	17.74500	-	0.000750	0.3026	-	3.4598	3.7872	21.3860	0.39414	0.52440	19		
20	0.697720	5.81700	17.22600	-	0.000670	0.2674	-	3.4598	3.7872	22.0300	0.38306	0.50138	20		
21	0.694570	5.79070	17.30400	-	0.000680	0.2503	-	3.4598	3.7872	21.9300	0.37724	0.49920	21		
22	0.706960	5.89400	19.38100	-	0.000640	0.3977	-	3.9441	3.3220	19.5800	0.38331	0.52406	22		
23	0.697930	5.81870	19.63200	-	0.000670	0.3564	-	3.9441	3.3220	19.3300	0.37571	0.51130	23		
24	0.696240	5.80460	19.67900	-	0.000650	0.3035	-	3.9441	3.3220	19.2830	0.38222	0.48951	24		
25	0.721870	6.01830	21.31100	-	0.000610	0.4445	-	4.4294	2.9588	17.8070	0.38246	0.52244	25		
26	0.734210	6.12120	23.24900	-	0.000570	0.4898	-	4.9127	2.6671	16.3260	0.38179	0.52103	26		
27	0.730300	6.25700	11.29900	-	0.000730	0.1950	-	2.4215	5.4110	33.8560	0.27199	0.42162	27		
28	0.753490	6.28190	13.39700	-	0.000690	0.2302	-	2.9059	4.5990	28.3250	0.30160	0.44126	28		
29	0.783470	6.53190	12.88500	-	0.000650	0.2096	-	2.9059	4.5990	29.4520	0.28817	0.43584	29		
30	0.774000	6.45290	15.21600	-	0.000620	0.2358	-	3.3502	3.8649	24.9400	0.31700	0.44012	30		
31	-	-	-	-	0.0865	0.9936	0.9686	13.5270	-	-	0.35697	-	31		
32	0.52095*	4.3432*	9.6899*	-	0.001730	0.1356	0.9844	1.4529	9.0179	39.167*	0.33714	0.57116	32		
33	0.60107*	5.0112*	11.1970*	-	0.001120	0.1941	0.9699	1.9373	6.7636	33.894*	0.35446	0.54533	33		
34	0.62717*	5.2288*	10.7310*	-	0.001050	0.2029	0.9665	1.9373	6.7636	35.366*	0.33754	0.52980	34		
35	0.60996*	5.0853*	11.0730*	-	0.001060	0.2128	0.9667	1.9373	6.7636	34.395*	0.35574	0.54215	35		
36	0.64000*	5.0056*	11.2090*	-	0.001170	0.1999	0.9700	1.9373	6.7636	33.856*	0.37690	0.54839	36		
37	0.645710	5.38340	13.02800	-	0.000890	0.2333	-	2.4215	5.4110	29.1290	0.36251	0.51782	37		
38	0.65799*	5.4857*	9.6803*	-	0.001010	0.2540	(0.9699)	1.8677	7.0156	38.485*	0.34347	0.54029	38		
39	0.62723*	5.2293*	10.3440*	-	0.001100	0.2007	(0.965)	1.8677	7.0156	36.687*	0.34120	0.53447	39		
40	0.686150	5.72650	11.90800	-	0.000820	0.1568	-	2.3520	5.5710	31.8690	0.35072	0.51933	40		
41	(0.41796)	(3.4842)	(7.473)	-	0.1949	0.9930	0.8990	14.5740	-	-	0.39754	-	41		
42	0.884480	7.37400	10.59300	-	0.000670	0.2093	-	2.6971	4.8581	35.8240	0.24296	0.40689	42		
43	0.871900	7.26910	12.67600	-	0.000590	0.2603	-	3.1814	4.1184	29.9370	0.26370	0.40095	43		
44	0.871680	7.26730	14.65900	-	0.000560	0.3027	-	3.6657	3.5744	25.9760	0.27992	0.41139	44		
45	0.884670	7.37560	14.39400	-	0.000520	0.3942	-	3.6657	3.5744	26.3630	0.28964	0.41680	45		
46	0.848750	7.24290	14.68800	-	0.000530	0.3957	-	3.6657	3.5744	25.8980	0.27427	0.40545	46		
47	0.865780	7.21810	14.70800	-	0.000560	0.3216	-	3.6657	3.5744	25.8000	0.27471	0.40255	47		
48	0.911080	7.59580	13.71200	-	0.000530	(0.2412)	-	3.5961	3.6433	27.6750	0.27110	0.41220	48		
49	0.866340	7.22280	16.64100	-	0.000550	0.3260	-	4.1500	3.1573	22.8040	0.29170	0.42053	49		
50	0.796260	6.63850	4.82670	-	0.000660	0.5649	-	1.1063	11.8430	78.6220	0.32316	0.59187	50		
51	0.793290	6.61960	6.95950	-	0.000580	0.6438	-	1.5906	8.2372	54.5270	0.31222	0.56610	51		
52	0.78939*	6.5812*	4.2561*	-	0.0484	0.9939	0.9671	13.5480	89.163*	0.24847	-	52			
53	0.81802*	6.8199*	6.4532*	-	0.000810	0.2667	1.5196	9.6229	58.807*	0.19511	-	53			
54	0.80144*	6.6817*	5.1085*	-	0.001570	0.0948	0.9846	1.1767	11.1350	74.401*	0.23827	0.50418	54		
55	1.39740*	11.650*	5.4987*	-	0.2548	0.9802	2.2118	5.9238	69.012*	0.14804	0.32460	55			
56	0.61812*	5.1530*	3.3037*	-	0.2557	0.9877	0.5880	22.2830	114.870*	0.49677	1.12090	56			
57	0.87476*	7.2930*	3.9713*	-	-	1.0000	1.0000	13.030	95.557*	0.23988	-	57			
58	0.71070*	3.9252*	3.4022*	-	0.2202	1.0005	0.0696	182.2900	111.540*	3.40380	-	58			
59	1.14210*	9.5221*	3.3605*	-	0.0216	0.9992	1.1048	11.8300	112.930*	0.21892	-	59			
60	0.80940*	6.7481*	4.1513*	-	0.0372	0.9997	0.9672	13.5460	91.413*	0.24828	-	60			
61	1.42440*	11.875*	5.9710*	-	0.0878	(0.9875)	-	5.3519	63.554*	0.13377	-	61			
62	1.050000	8.33712	2.16090	-	0.000990	0.3443	-	0.62302	21.0660	175.630	0.44457	0.99974	62		
63	0.12510*	1.0430*	3.8376*	-	-	-	1.0005	0.1382	94.8140	98.891*	1.24040	-	63		
64	0.85129*	7.0973*	5.1373*	-	0.003000	0.1259	0.9923	1.25589	10.4080	73.869*	0.19086	-	64		

Tabla A-1. Propiedades físicas. (continuación)
Constantes Físicas

Número	Componente	K					L	M	Límite de flammabilidad, % de volumen en la mezcla de aire		ASTM Número de octano		Número
		Denso		Ligero					Bajo	Alto	Método del motor D-357	Método de investigación D-508	
		Btu/lb Gas ideal 14.696 lb/ft ³ abs	Btu/lbm Líquido	Btu/lb Gas ideal 14.696 lb/ft ³ abs	Btu/lbm Líquido	Btu/gal Líquido							
						Calor de vaporización 14.696 lb/ft ³ abs en el punto de ebullición, Btu/lbm	Aire requerido para la combustión del gas ideal (lb aire/lb gas)						
1	Metano	909.4	-	1010.00	-	-	219.45	9.548	5.00	15.00	-	-	1
2	Etano	1,618.7	20277.*	1769.60	22181.*	65869.*	211.14	16.710	2.90	13.00	+0.05	+1.6*	2
3	Propano	2,314.9	19757.*	2516.10	21489.*	90830.*	183.01	23.871	2.00	9.50	97.10	+1.8*	3
4	Isobutano	3,000.4	19437.*	3251.90	21079.*	98917.*	157.23	31.032	0.80	8.50	97.60	+0.1*	4
5	n-Butano	3,010.8	19494.*	3262.30	21136.*	102911.*	165.93	31.032	1.50	9.00	89.6*	93.80	5
6	Isopentano	3,699.0	19303.0	4000.90	20891.0	108805.0	147.12	38.193	1.30	8.00	90.30	92.30	6
7	n-Pentano	3,706.9	19335.0	4008.90	20923.0	110091.0	153.57	38.193	1.40	8.30	62.6*	61.7*	7
8	Neopentano	3,682.9	19235.*	3984.70	20822.*	103577.*	135.58	38.193	1.30	7.00	80.20	85.50	8
9	n-Hexano	4,403.8	19232.0	4755.90	20783.0	115021.0	143.94	45.355	1.10	7.70	26.00	24.80	9
10	2-Metilpentano	4,395.2	19202.0	4747.30	20753.0	113822.0	138.45	45.355	1.18	7.00	73.50	73.40	10
11	3-Metilpentano	4,398.2	19213.0	4750.30	20764.0	115813.0	140.05	45.355	1.20	7.70	74.30	74.50	11
12	Noohexano	4,384.0	19163.0	4736.20	20714.0	112916.0	131.23	45.355	1.20	7.00	93.40	91.80	12
13	2,3-Dimetilbutano	4,392.9	19195.0	4745.00	20746.0	115246.0	136.07	45.355	1.20	7.00	94.30	+0.30	13
14	n-Heptano	5,100.0	19155.0	5502.50	20679.0	118648.0	136.00	52.516	1.00	7.00	-	-	14
15	2-Metilhexano	5,092.2	19133.0	5494.60	20657.0	117644.0	131.58	52.516	1.00	7.00	46.40	42.40	15
16	3-Metilhexano	5,096.0	19146.0	5498.60	20671.0	119197.0	132.10	52.516	(1.01)	(6.8)	55.80	52.00	16
17	3-Etilpentano	5,098.3	19154.0	5500.70	20679.0	121158.0	132.82	52.516	(1.00)	(6.5)	69.30	65.00	17
18	2,2-Dimetilpentano	5,079.6	19095.0	5481.90	20620.0	116606.0	125.12	52.516	(1.09)	(6.8)	95.60	92.80	18
19	2,4-Dimetilpentano	5,084.2	19111.0	5486.70	20635.0	116526.0	126.57	52.516	(1.08)	(6.8)	83.10	83.10	19
20	3,3-Dimetilpentano	5,086.4	19119.0	5488.80	20643.0	120080.0	127.20	52.516	(1.04)	(7.0)	86.60	80.80	20
21	Triptano	5,081.2	19103.0	5483.50	20628.0	119451.0	124.21	52.516	(1.08)	(6.8)	+0.10	+1.80	21
22	n-Octano	5,796.1	19096.0	6248.90	20601.0	121422.0	129.52	59.677	0.80	6.50	-	-	22
23	Disobutil	5,780.5	19047.0	6233.50	20552.0	119586.0	122.83	59.677	(0.92)	(6.3)	55.70	55.20	23
24	Isotano	5,778.8	19063.0	6231.70	20568.0	119389.0	112.94	59.677	0.95	6.00	100.00	100.00	24
25	n-Nonano	6,493.2	19054.0	6996.50	20543.0	123634.0	124.36	66.829	0.70	5.60	-	-	25
26	n-Decano	7,189.6	19018.0	7742.90	20494.0	125448.0	119.65	74.000	0.70	5.40	-	-	26
27	Cicloheptano	3,512.1	18825.0	3763.70	20186.0	126304.0	167.33	35.806	(1.48)	(8.3)	84.9*	+0.10	27
28	Metilcicloheptano	4,199.4	18871.0	4501.20	20132.0	126467.0	148.54	42.968	1.00	8.35	80.00	91.30	28
29	Ciclohexano	4,179.7	18675.0	4481.70	20036.0	130873.0	153.03	40.968	1.20	8.35	77.20	83.00	29
30	Metilciclohexano	4,863.6	18640.0	5215.90	20002.0	129071.0	136.30	52.129	1.10	6.70	71.10	74.80	30
31	Etano (Etileno)	1,499.1	-	1599.80	-	-	207.41	14.323	2.70	36.00	75.60	+0.03	31
32	Propeno (propileno)	2,181.8	(19858)*	2332.70	(21208.)	(92113)	188.19	21.484	2.00	11.70	84.90	+0.20	32
33	1-Buteno (butileno)	2,878.7	19309.*	3079.90	20670.*	103582.*	167.96	28.645	1.60	10.00	80.8*	97.40	33
34	cis-2-Buteno	2,871.0	19241.*	3072.20	20602.*	107724.*	178.89	28.645	1.60	10.00	83.50	100.00	34
35	trans-2-Buteno	2,866.8	19221.*	3068.00	20582.*	104666.*	174.37	28.645	1.60	10.00	-	-	35
36	Isobuteno	2,859.9	19182.*	3061.10	20543.*	102830.*	169.47	28.645	1.60	10.00	-	-	36
37	1-Penteno	3,570.0	19184.0	3826.50	20545.0	110602.0	154.48	35.806	1.30	10.00	77.10	90.90	37
38	1,2-Butadieno	2,789.0	19378.*	299.90	20437.*	112111.*	191.88	26.258	(1.62)	(10.3)	-	-	38
39	1,3-Butadieno	2,729.0	18967.*	2879.90	20025.*	104717.*	185.29	26.258	2.00	12.50	-	-	39
40	Isopreno	3,410.8	18832.0	3612.10	19953.0	114141.0	163.48	33.419	(1.12)	(8.5)	81.00	99.10	40
41	Acetileno	1,423.2	(20887.)	1473.50	(21613.)	(75204)	151.90	11.935	1.50	100.00	-	-	41
42	Benceno	3,590.9	17256.0	3741.80	17989.0	132651.0	169.24	35.806	1.20	8.00	+2.80	-	42
43	Tolueno	4,273.6	17421.0	4475.00	18250.0	132661.0	154.83	42.968	1.20	7.10	+0.30	+5.80	43
44	Etilbenceno	4,970.5	17593.0	5222.20	18492.0	134387.0	144.02	50.129	1.00	8.00	97.90	+0.80	44
45	o-Xileno	4,958.2	17544.0	5209.90	18444.0	136036.0	149.10	50.129	1.00	7.60	100.00	-	45
46	m-Xileno	4,956.3	17541.0	5207.90	18440.0	133559.0	147.24	50.129	1.00	7.00	+2.80	+4.00	46
47	p-Xileno	4,957.1	17545.0	5208.80	18444.0	133131.0	145.71	50.129	1.00	7.00	+1.20	+4.00	47
48	Estireno	4,829.8	17414.0	5031.10	18147.0	137841.0	152.85	47.742	1.10	8.00	+0.20	+3.0*	48
49	Isopropilbenceno	5,669.9	17709.0	5962.80	18662.0	134792.0	134.24	57.290	0.80	6.50	99.30	+2.10	49
50	Metil alcohol	766.1	8559.0	866.70	9751.0	64731.0	462.58	7.161	5.50	44.00	-	-	50
51	Etil alcohol	1,448.1	11530.0	1599.10	12770.0	84539.0	359.07	14.323	3.28	19.00	-	-	51
52	Monóxido de carbono	320.5	-	320.50	-	-	-	92.77	-	74.20	-	-	52
53	Dióxido de carbono	0.00	-	0.0	-	-	-	246.47*	-	0.00	-	-	53
54	Sulfuro de hidrógeno	586.8	6337.*	637.10	6897.*	46086.*	235.63	7.161	4.30	45.50	-	-	54
55	Dióxido de sulfuro	0.00	-	0.0	-	-	-	167.22	-	0.00	-	-	55
56	Amonio	359.0	-	434.40	-	-	589.48	3.581	15.50	27.00	-	-	56
57	Aire	0.00	-	0.00	-	-	88.20	-	-	-	-	-	57
58	Hidrógeno	273.8	-	324.20	-	-	192.74	2.387	4.00	74.20	-	-	58
59	Oxígeno	0.00	-	0.00	-	-	91.59	-	-	-	-	-	59
60	Nitrógeno	0.00	-	0.00	-	-	85.59	-	-	-	-	-	60
61	Dicloro	-	-	-	-	-	123.75	-	-	-	-	-	61
62	Agua	0.00	-	0.0	0.0	0.00	970.18	-	-	-	-	-	62
63	Helio	0.00	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	63
64	Cloruro de hidrógeno	-	-	-	-	-	190.43	-	-	-	-	-	64

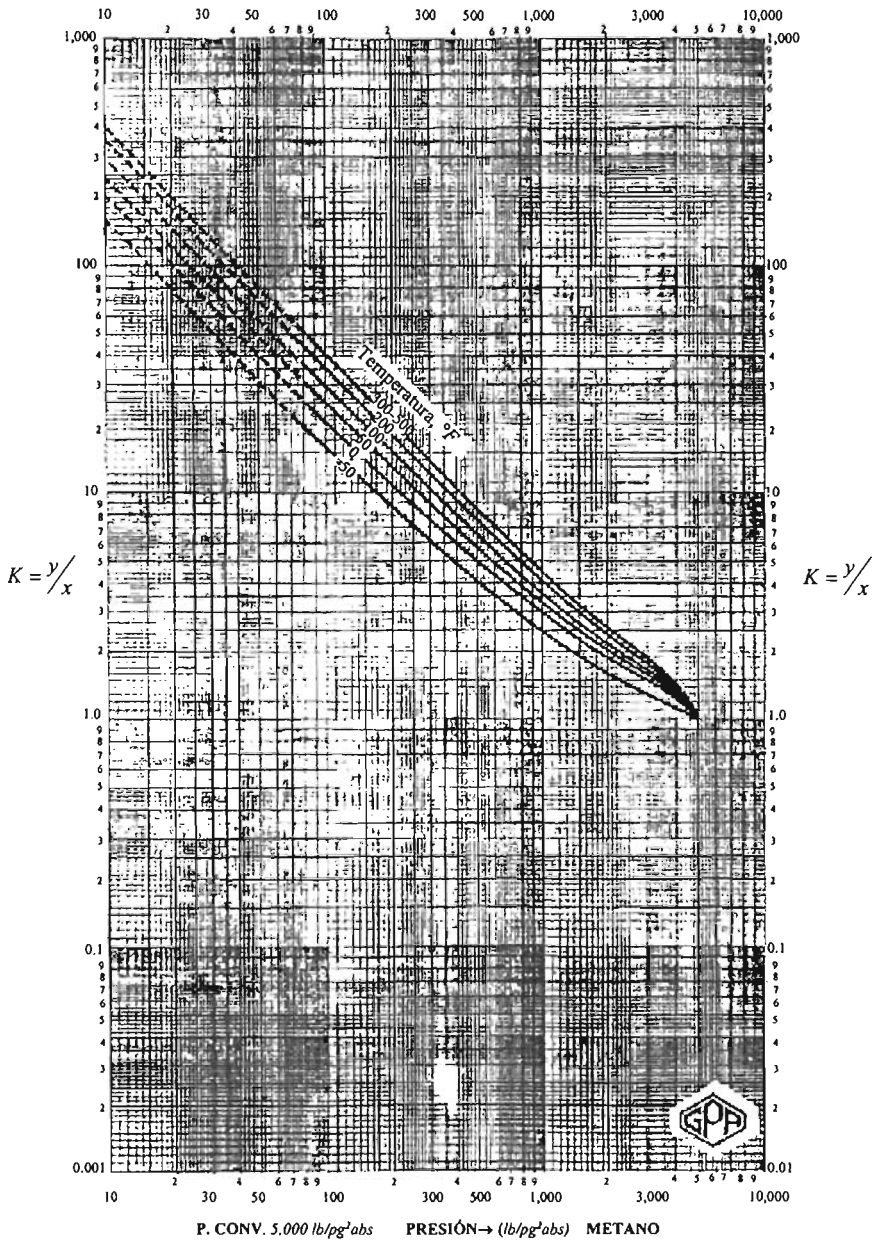


Fig. B.1—Relación de equilibrio para el metano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg² abs.

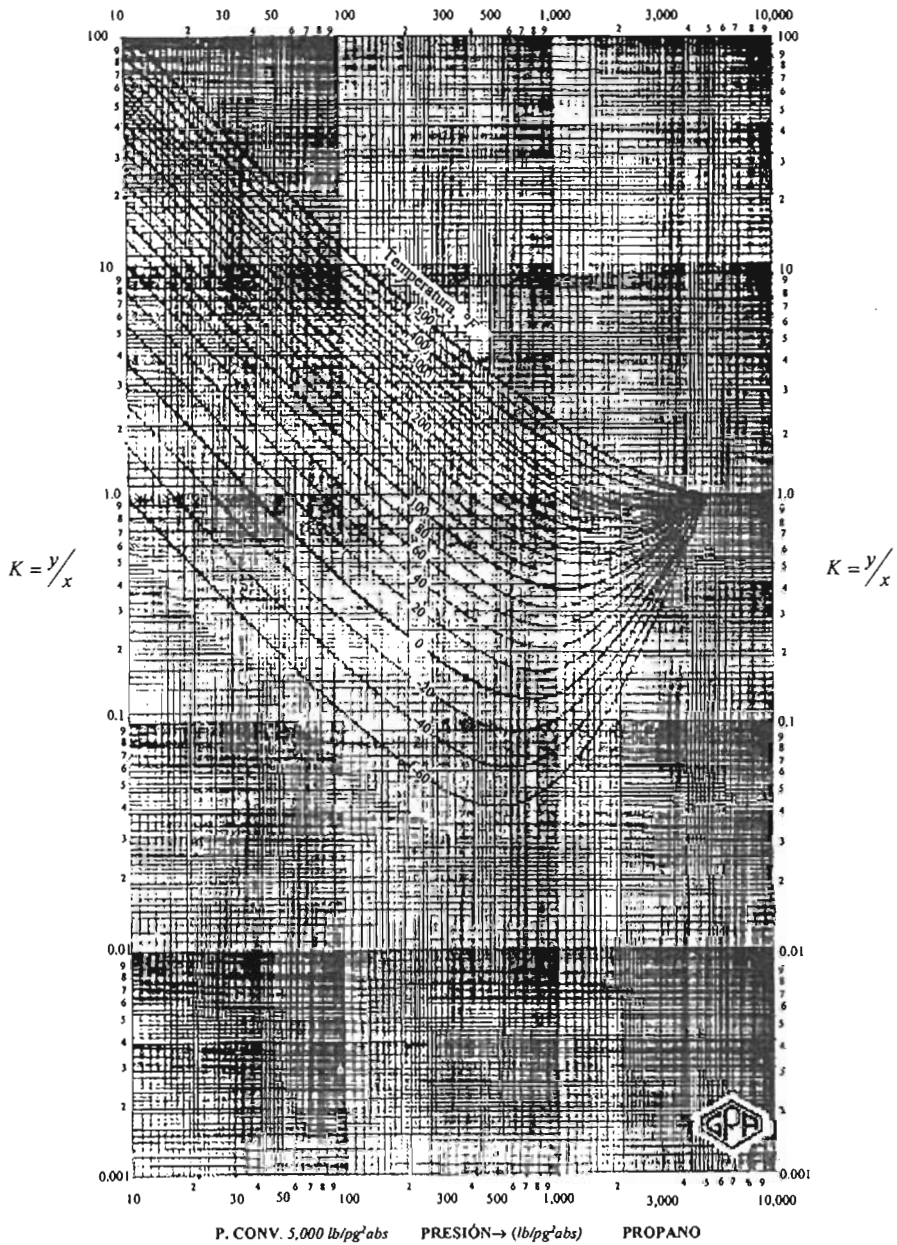


Fig. B.3—Relación de equilibrio para el propano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg² abs.

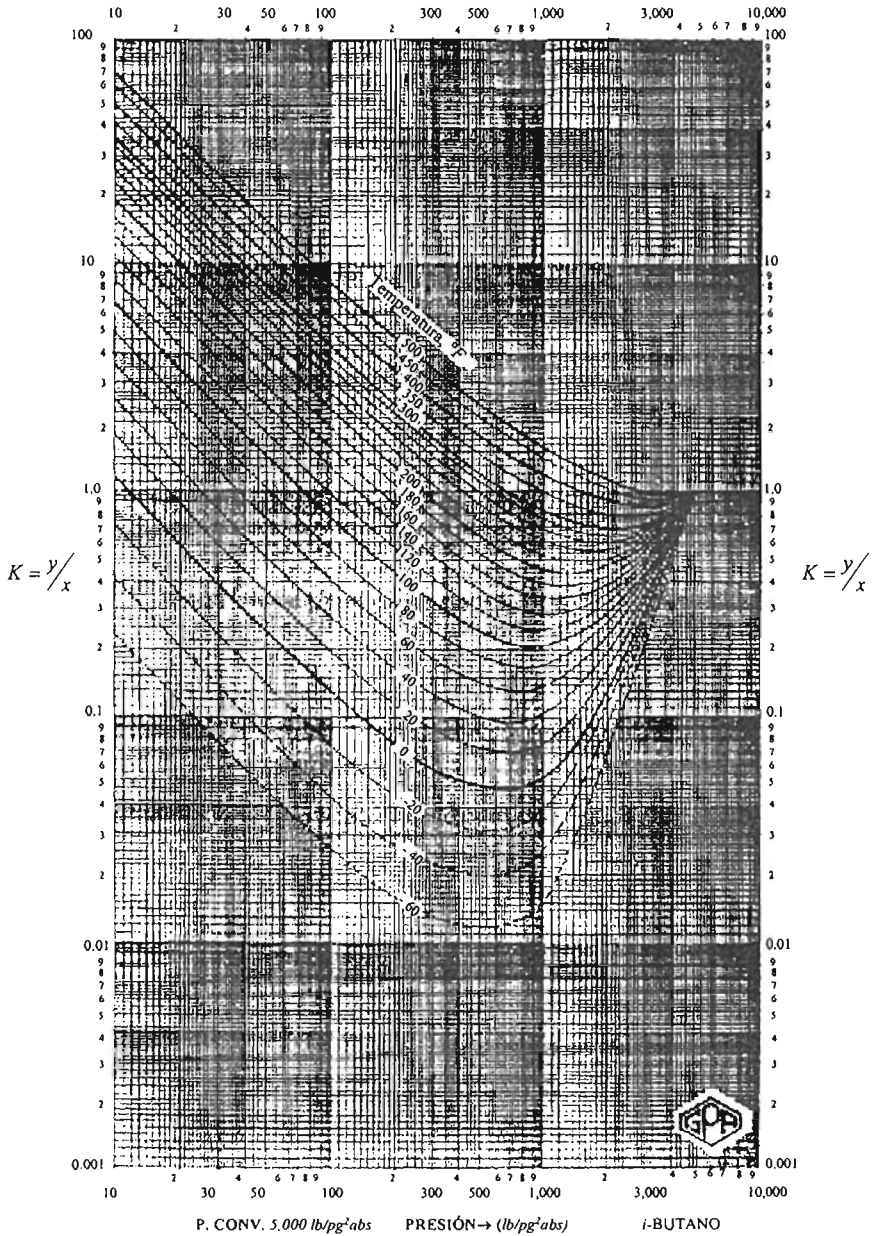


Fig. B.4—Relación de equilibrio para el *i*-Butano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 $\text{lb/pg}^2\text{abs}$.

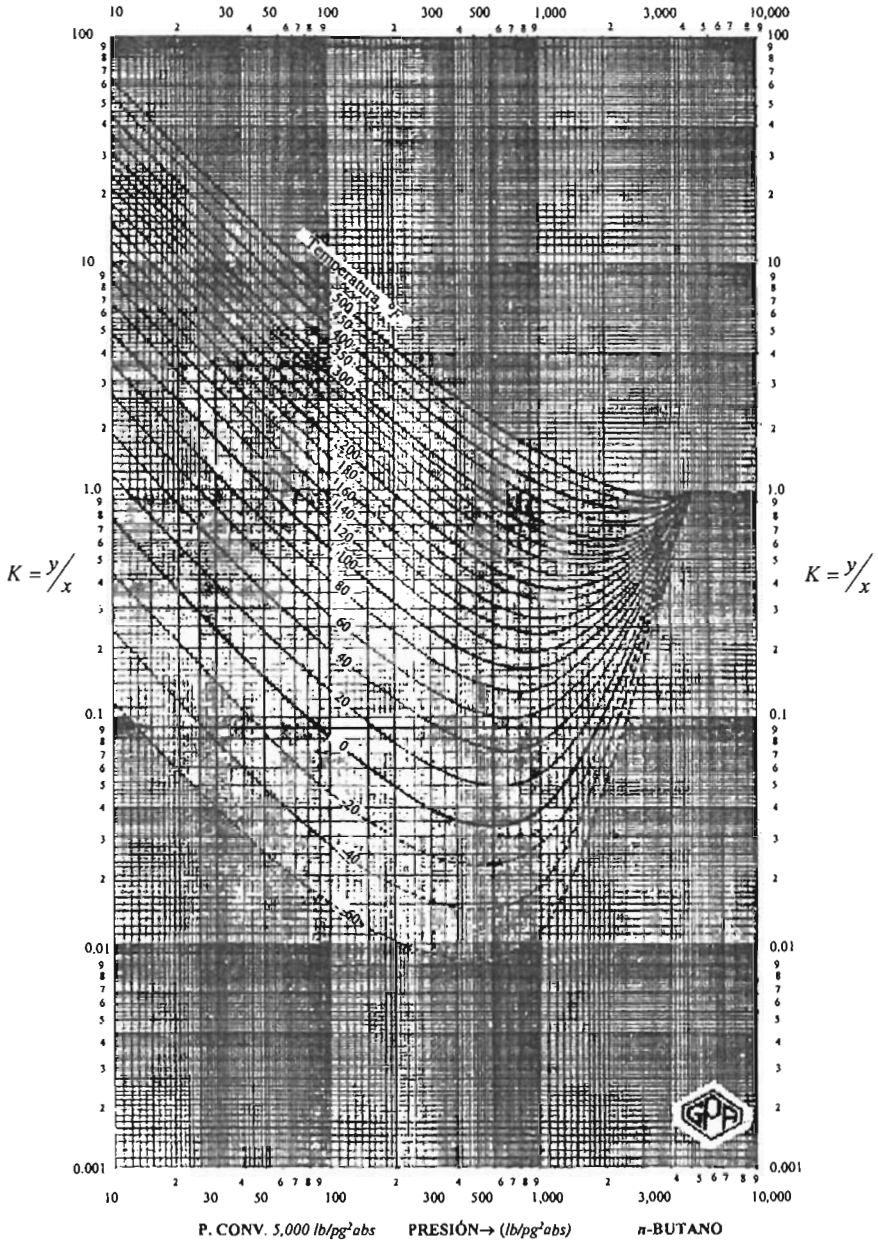


Fig. B.5—Relación de equilibrio para el *n*-Butano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 $\text{lb/pg}^2 \text{ abs}$.

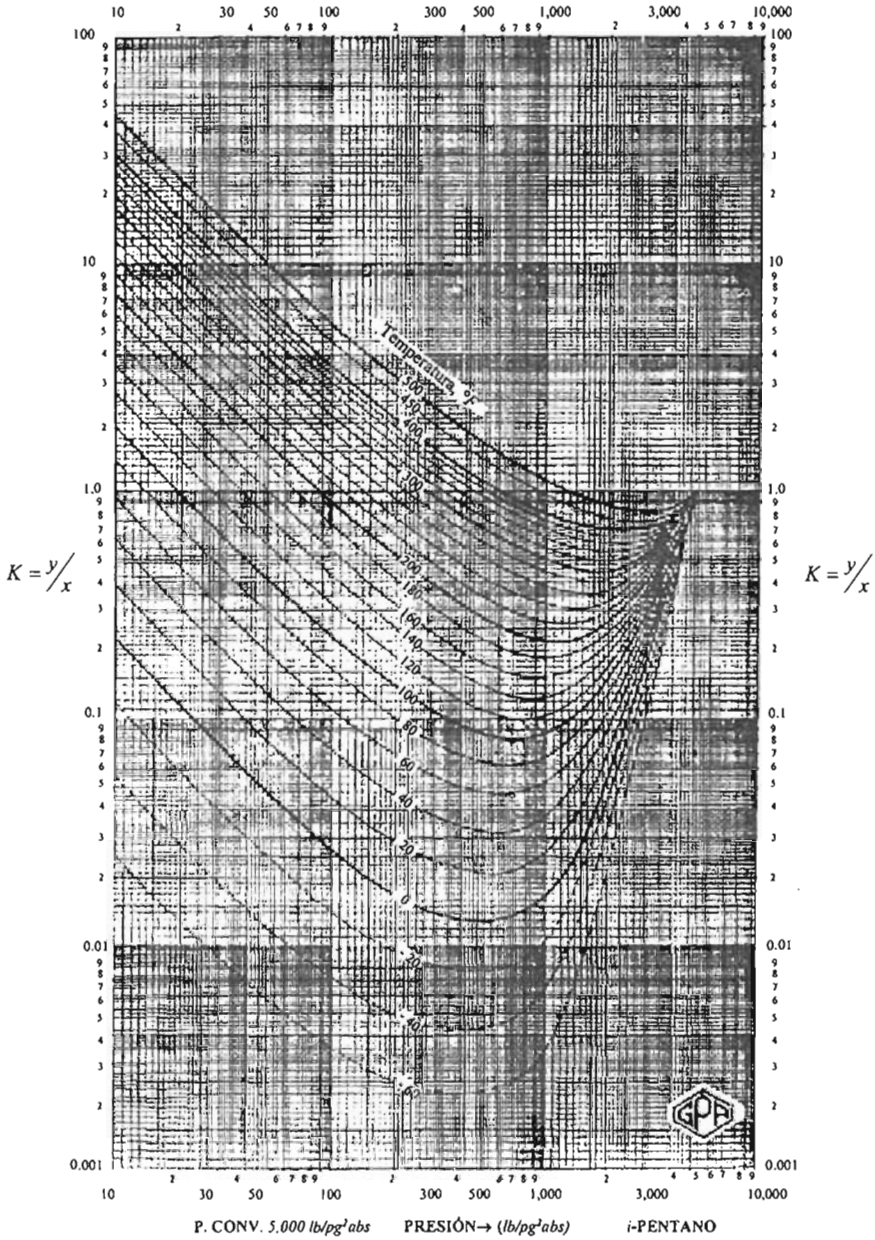


Fig. B.6—Relación de equilibrio para el *i*-Pentano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg² abs.

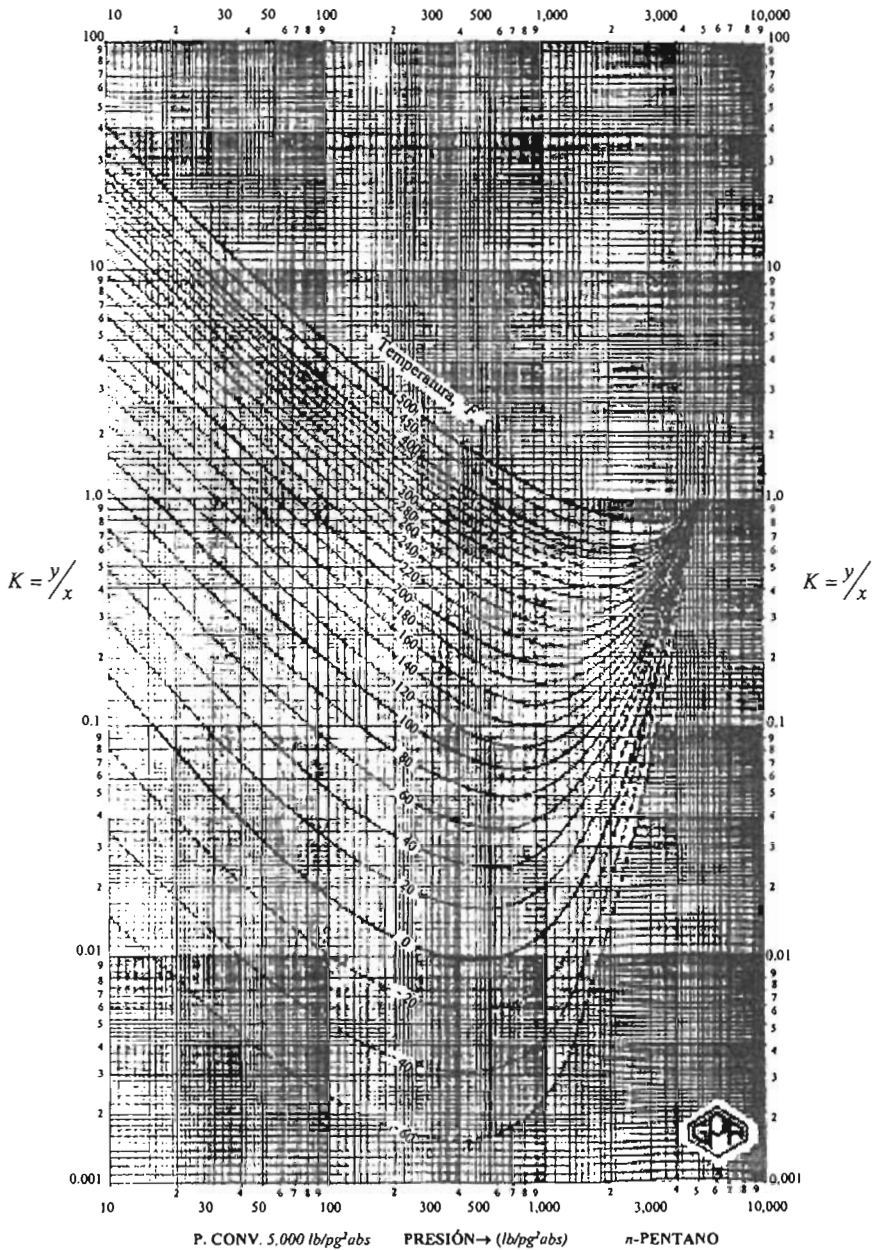


Fig. B.7—Relación de equilibrio para el n-Pentano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg² abs.

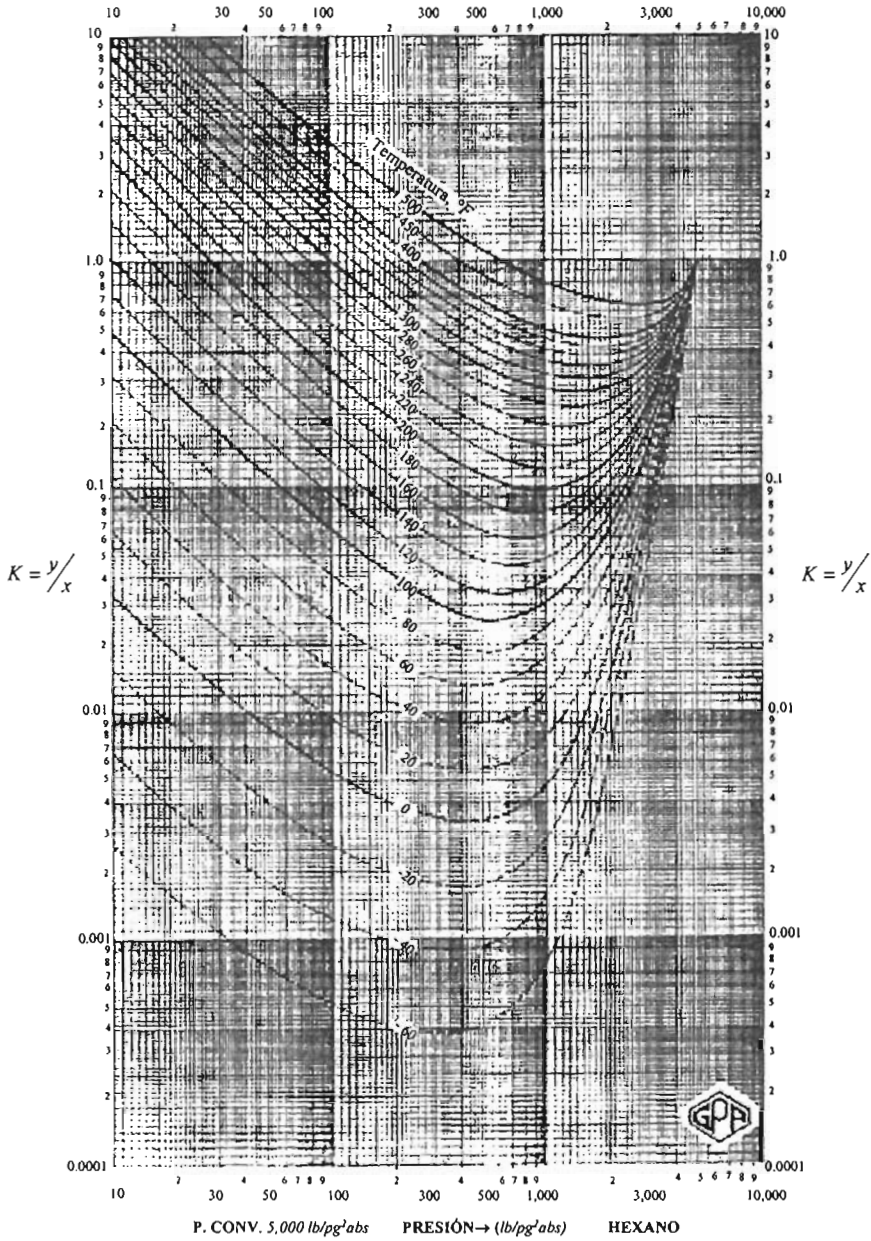


Fig. B.8—Relación de equilibrio para el Hexano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 $\text{lb/pg}^2 \text{ abs}$.

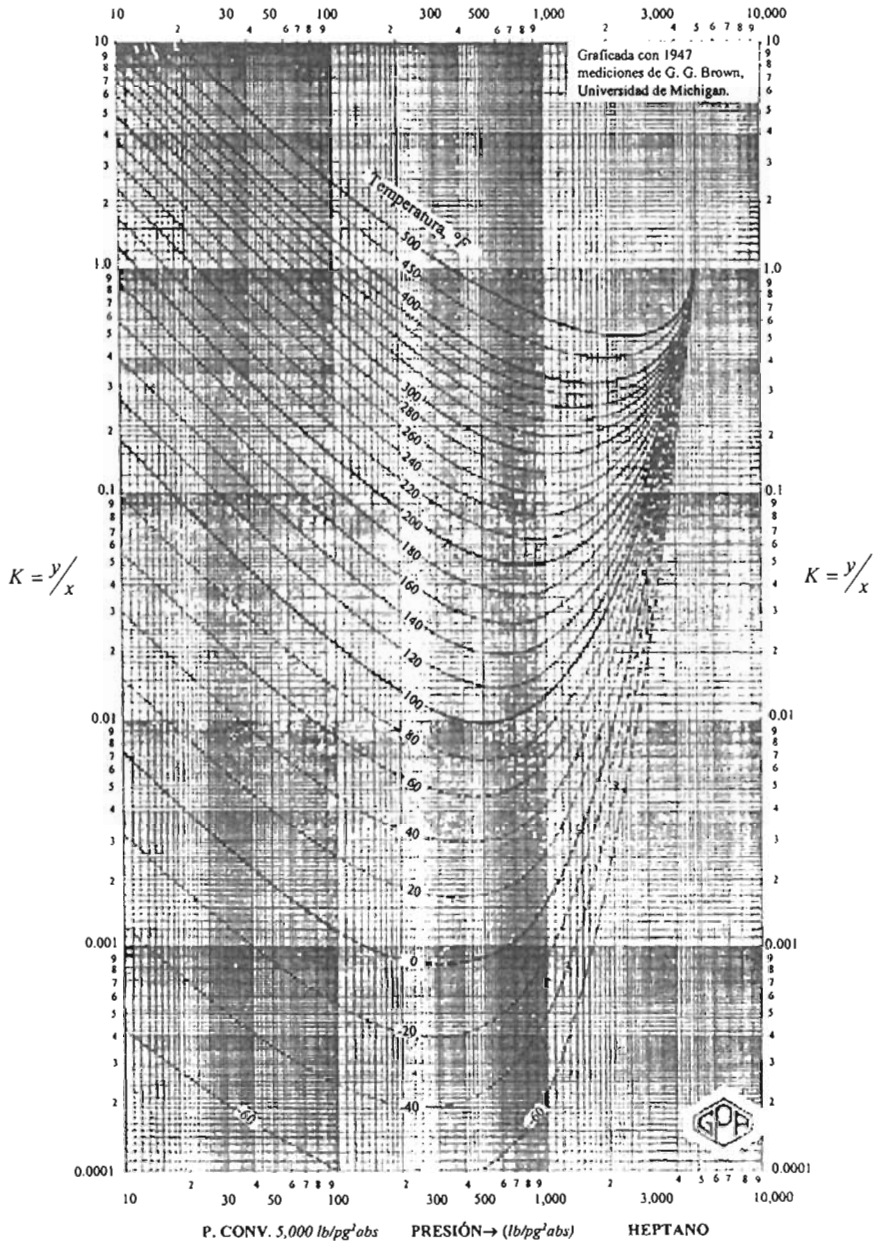


Fig. B.9—Relación de equilibrio para el Heptano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg² abs.

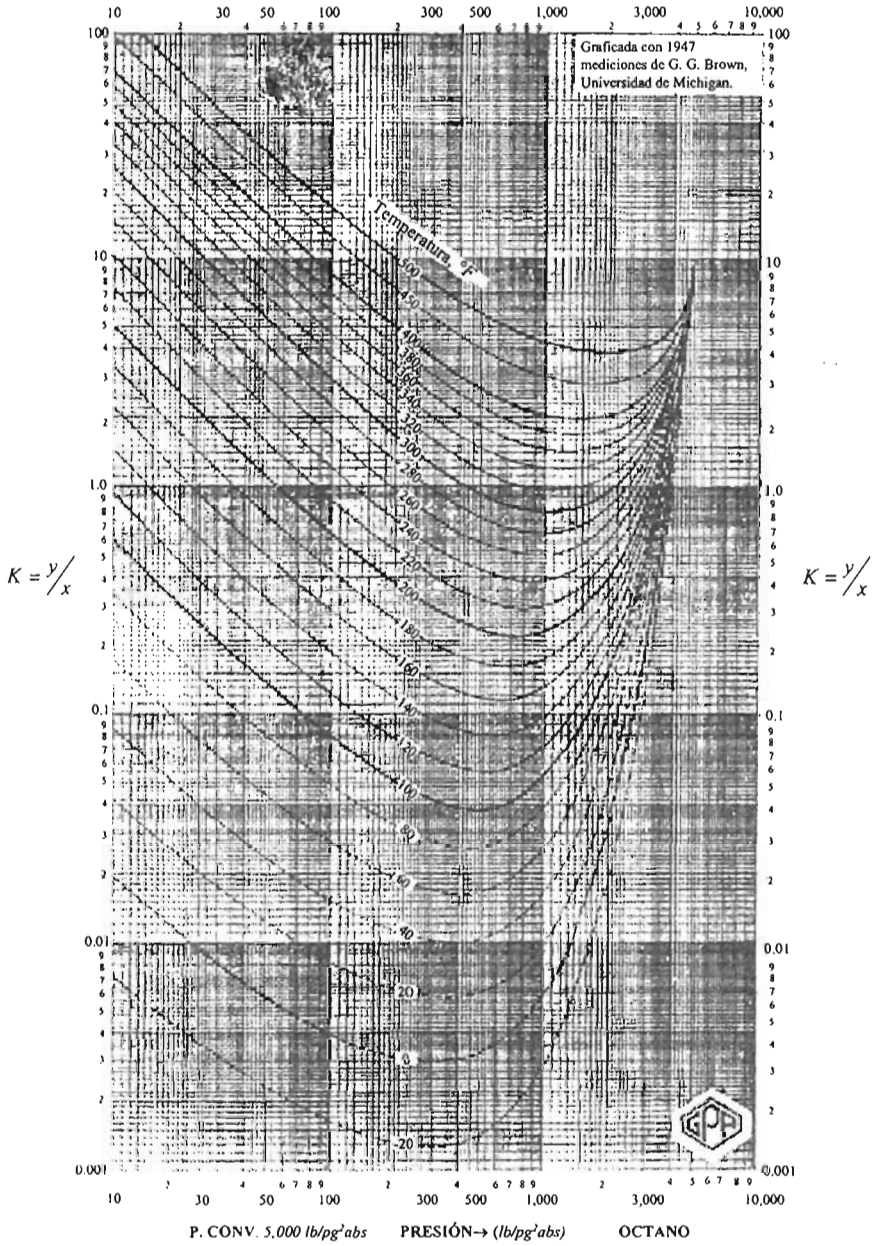


Fig. B.10—Relación de equilibrio para el Octano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg² abs.

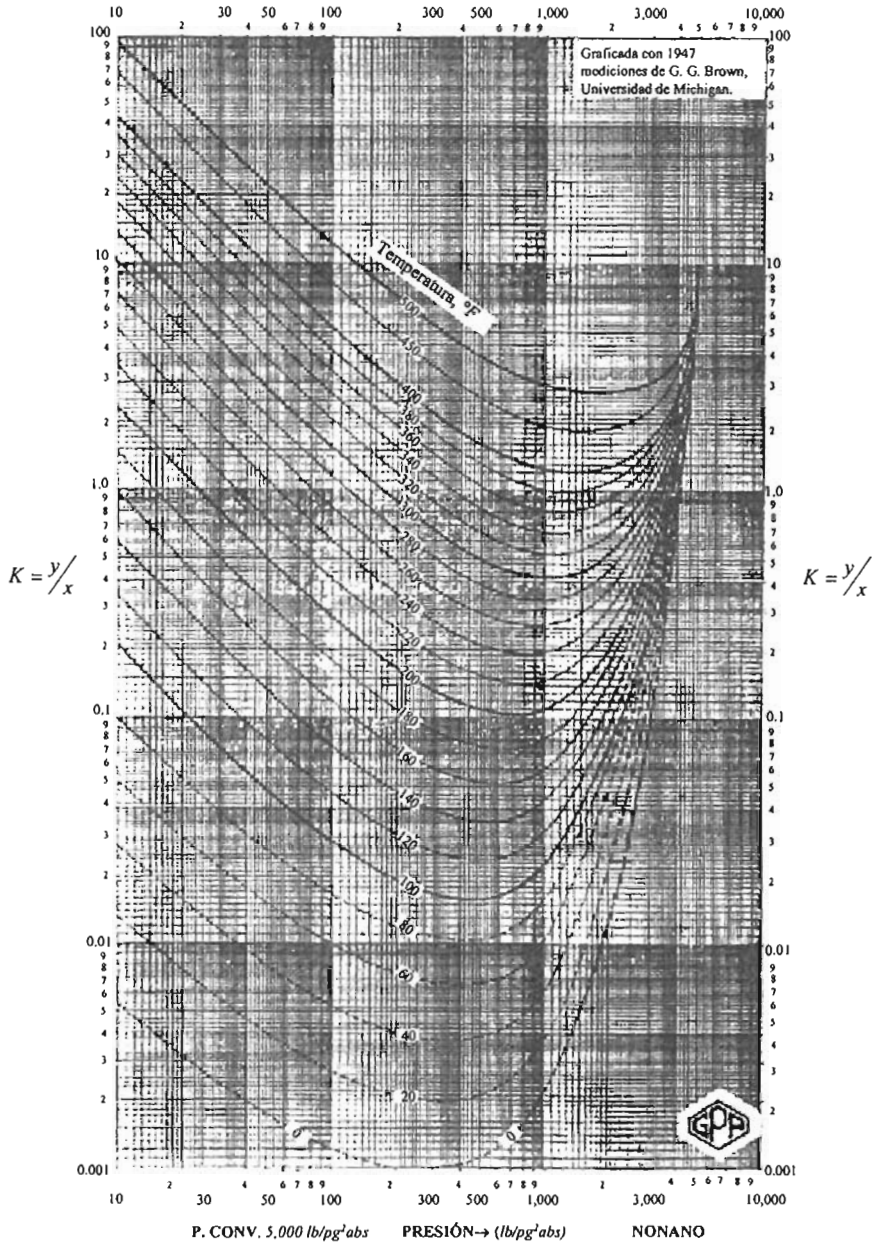


Fig. B.11—Relación de equilibrio para el Nonano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg² abs.

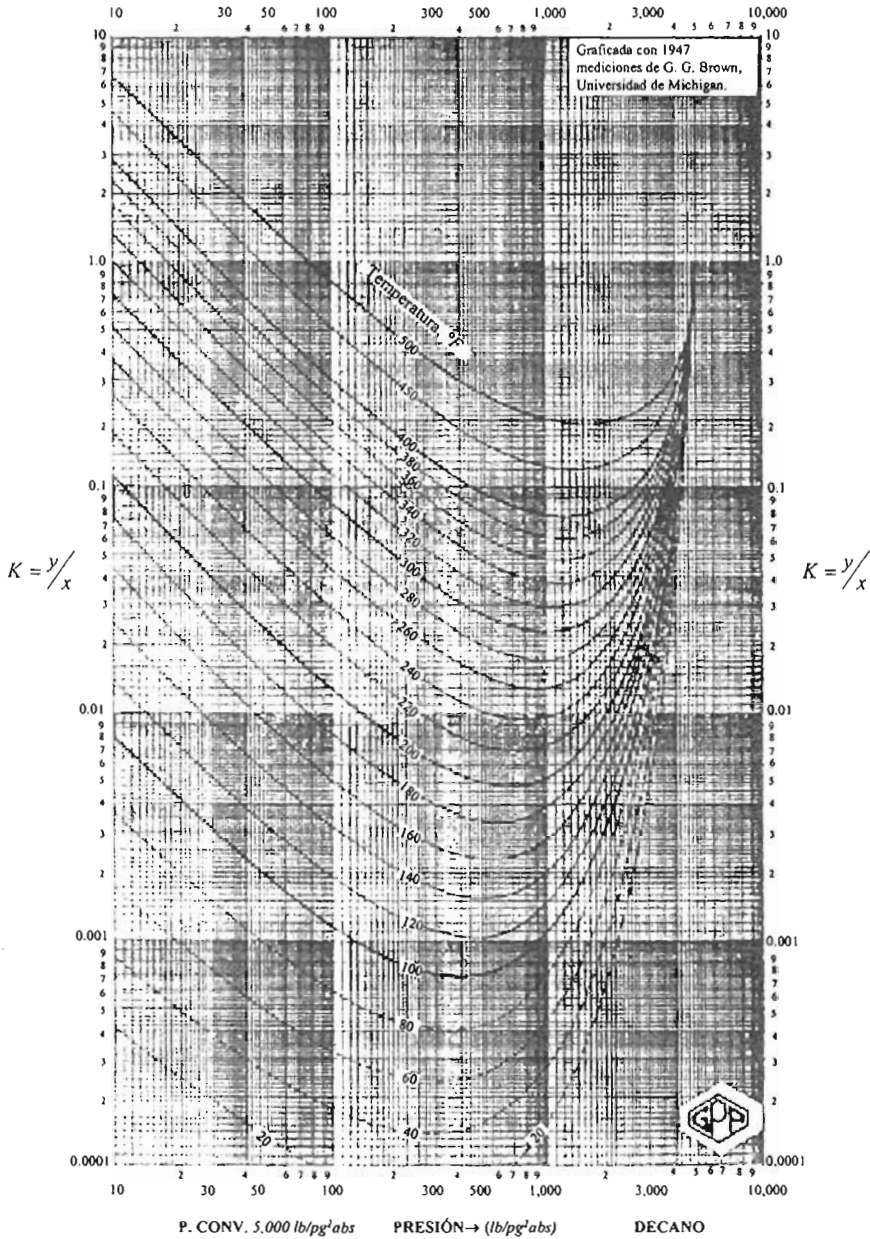


Fig. B.12—Relación de equilibrio para el Decano a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg² abs.

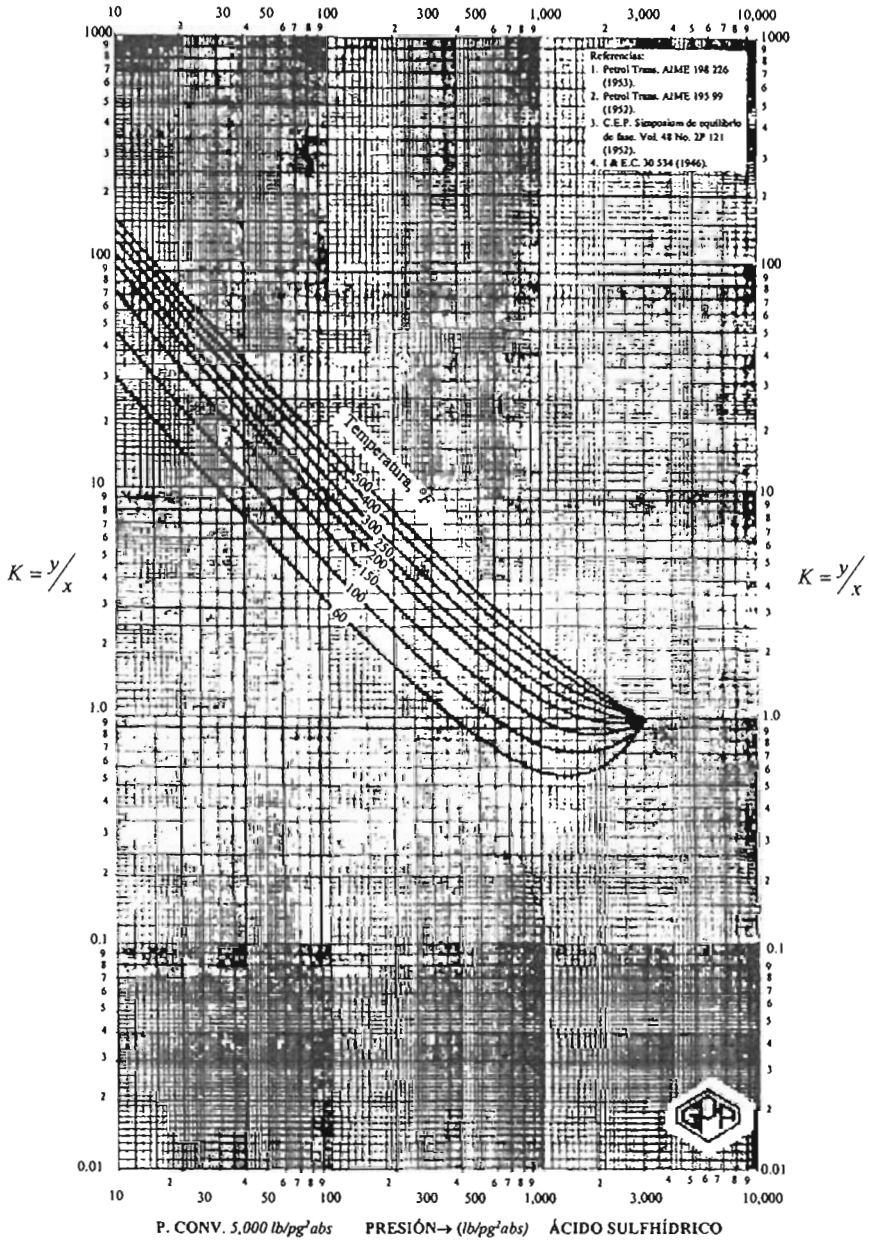


Fig. B.13—Relación de equilibrio para el ácido sulfúrico a una presión de convergencia del sistema de 5,000 lb/pg²abs.

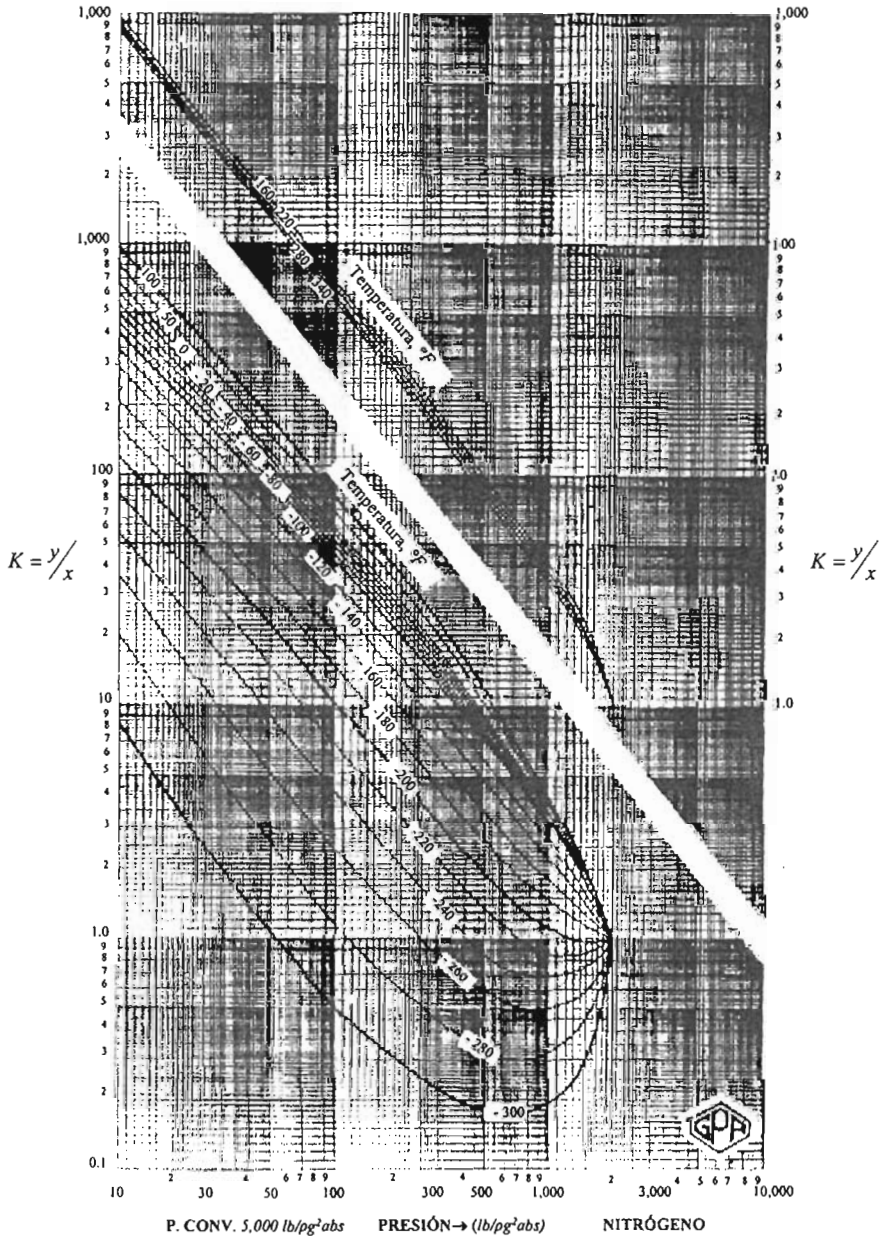


Fig. B.14—Relación de equilibrio para el Nitrógeno a una presión de convergencia del sistema de 5,000 $\text{lb/pg}^2 \text{ abs}$.

Apéndice C Correlaciones para el cálculo de las propiedades de los fluidos.

C.1 Correlaciones para las propiedades de una mezcla de gases naturales.

La temperatura pseudocrítica, T_{pc} y la presión pseudocrítica, p_{pc} de una mezcla, proporcionan una metodología conveniente para correlacionar varias propiedades de los gases. Se han propuesto varios métodos, para calcular la temperatura pseudocrítica, T_{pc} , y la presión pseudocrítica, p_{pc} , en los gases naturales. Estas estimaciones generalmente se basan de otros conocimientos, como la densidad relativa del gas o la composición.

C.1.1-Método de Piper, McCain y Corredor para la densidad relativa del gas, γ_g . Son las mejores correlaciones actualmente disponibles para calcular la temperatura pseudocrítica, T_{pc} , y la presión pseudocrítica, p_{pc} .

Si la densidad relativa del gas, γ_g , y el contenido de impurezas se conoce, entonces la temperatura pseudocrítica, T_{pc} , y la presión pseudocrítica, p_{pc} , se pueden obtener con las ecuaciones siguientes:

$$J = \alpha_0 + \sum_{i=1}^3 \alpha_i y_i \left(\frac{T_c}{p_c} \right)_i + \alpha_4 \gamma_g + \alpha_5 \gamma_g^2, \dots\dots\dots(C.1)$$

$$K = \beta_0 + \sum_{i=1}^3 \beta_i y_i \left(\frac{T_c}{\sqrt{p_c}} \right)_i + \beta_4 \gamma_g + \beta_5 \gamma_g^2, \dots\dots\dots(C.2)$$

en donde α_i y β_i y están dados en la **Tabla C.1**.

Paso 1. Se estiman los parámetros J y K a partir de la densidad relativa del gas, γ_g , del contenido de impurezas (gases no hidrocarburos), de la temperatura crítica y de la presión crítica de las impurezas. Como una alternativa, se pueden estimar J y K de las **Figs. C.1 y C.2**.

Nota: Estas figuras proporcionan correcciones gráficas considerando los efectos de las impurezas.

Tabla C.1-Coeficientes para estimar la p_{pc} y T_{pc} , a partir de la γ_g y de las impurezas de los no hidrocarburos.

i	α_i	β_i
0	1.1582×10^{-1}	3.8216
1 (H_2S)	-4.5820×10^{-1}	-6.5340×10^{-2}
2 (CO_2)	-9.0348×10^{-1}	-4.2113×10^{-1}
3 (N_2)	-6.6026×10^{-1}	-9.1249×10^{-1}
4	7.0729×10^{-1}	1.7438×10^{-1}
5	-9.9397×10^{-2}	-3.2191

Paso 2. Se calcula la temperatura y la presión pseudocrítica de la mezcla a partir de los parámetros obtenidos J y K :

$$T_{pc} = \frac{K^2}{J}, \dots\dots\dots (C.3)$$

$$p_{pc} = \frac{T_{pc}}{J}, \dots\dots\dots (C.4)$$

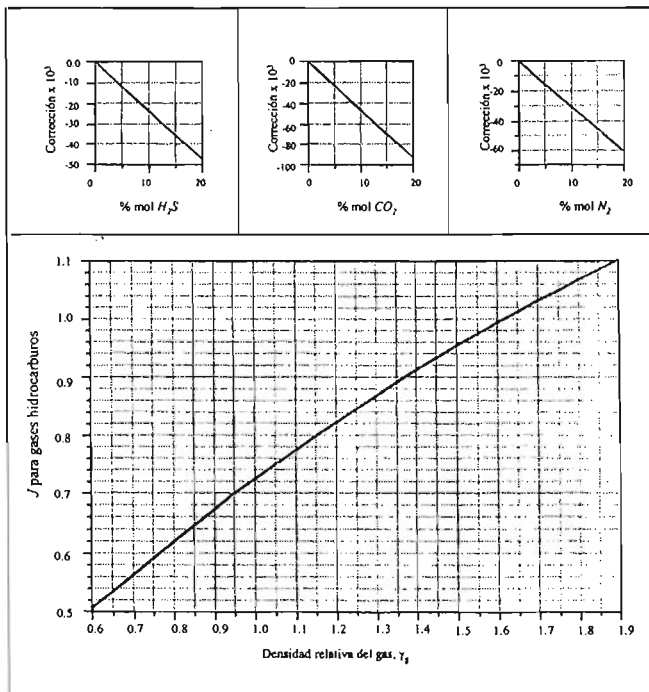


Fig. C.1-Parámetro J como una función de la densidad relativa del gas y la presencia de gases no hidrocarburos, para aplicarse a las ecuaciones de Piper, McCain y Corredor.

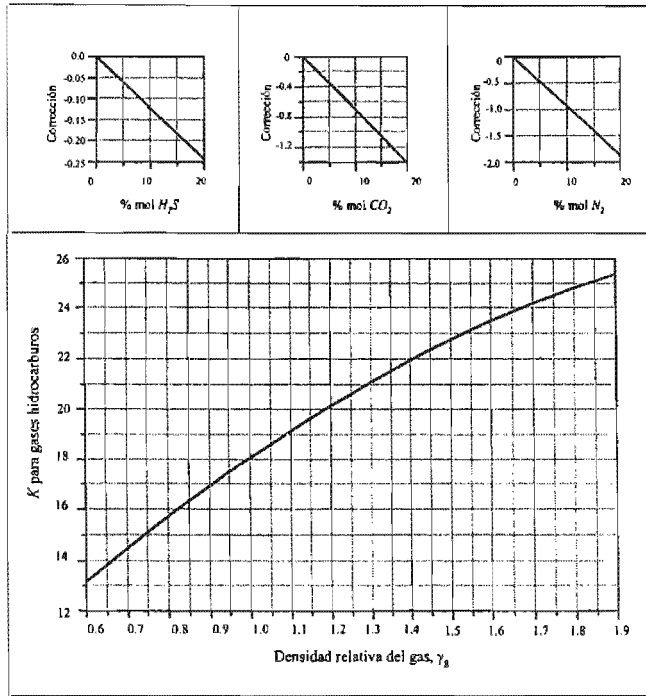


Fig. C.2-Parámetro K, como una función de la densidad relativa del gas y la presencia de gases no hidrocarburos, para aplicarse a las ecuaciones de Piper, McCain y Corredor

C.1.2-Reglas de mezclado de Kay. Simplemente se estima la presión y la temperatura pseudocríticas para una composición del gas, dada por las reglas de mezclado de Kay, este es un promedio simple del peso promedio de las propiedades críticas de los componentes individuales.

$$P_{pc} = \sum y_i P_{ci}, \quad T_{pc} = \sum y_i T_{ci}, \dots \dots \dots (C.5)$$

Desafortunadamente las reglas de mezclado de Kay se desarrollaron para densidades relativas del gas bajas, y no son precisas para γ_g, mayores de 0.75.

Las correlaciones de Piper, McCain y Corredor, solamente emplean la densidad relativa del gas, γ_g, proporcionando resultados más precisos que los de la regla de mezclado de Kay en donde se emplea la composición del gas.

C.1.3-Método de Piper, McCain y Corredor empleando la composición. Piper, McCain y Corredor desarrollaron una correlación para estimar la presión y la temperatura pseudocrítica a partir de la composición de una mezcla de gases. Los reportes de laboratorio proporcionan la composición del gas para cada componente individual hasta el hexano. Los componentes de mayor peso molecular se pueden juntar en un solo pseudocomponente, ejemplo: el heptano plus (C₇⁺). Desafortunadamente, las propiedades pseudocríticas de la fracción del C₇⁺ no se proporcionan en los reportes de los análisis de fluidos en el laboratorio.

Una ventaja de la correlación de Piper, McCain y Corredor es que éstas no requieren de las

propiedades pseudocríticas de la fracción del C_7^+ . Otra ventaja de esta correlación es que es más precisa para gases con pesos moleculares altos (por encima de la densidad relativa de 1.5, aire=1.0) y para gases que presentan una fracción grande de impurezas (no hidrocarburos). Específicamente, ésta correlación elimina la necesidad de las correcciones que se realizan con las correlaciones de Wichert-Aziz.

Con la correlación de Piper, McCain y Corredor se calculan J y K empleando las ecuaciones C.6 y C.7:

$$J = \alpha_0 + \sum_{i=1}^3 \alpha_i y_i \left(\frac{T_c}{p_c} \right)_i + \alpha_4 \sum_j y_j \left(\frac{T_c}{p_c} \right)_j + \alpha_5 \left[\sum_j y_j \left(\frac{T_c}{p_c} \right)_j \right]^2 + \alpha_6 y_{C_7^+} M_{C_7^+} + \alpha_7 [y_{C_7^+} + M_{C_7^+}]^2 \dots (C.6)$$

$$K = \beta_0 + \sum_{i=1}^3 \beta_i y_i \left(\frac{T_c}{\sqrt{p_c}} \right)_i + \beta_4 \sum_j y_j \left(\frac{T_c}{\sqrt{p_c}} \right)_j + \beta_5 \left[\sum_j y_j \left(\frac{T_c}{\sqrt{p_c}} \right)_j \right]^2 + \beta_6 y_{C_7^+} M_{C_7^+} + \beta_7 [y_{C_7^+} M_{C_7^+}]^2 \dots (C.7)$$

en donde los coeficientes α_i y β_i , se proporcionan en la **Tabla C.2**.

Finalmente, se calculan la p_{pc} y la T_{pc} empleando las ecuaciones C.3 y C.4.

Tabla C.2-Coeficientes para estimar la p_{pc} y la T_{pc} a partir de la composición de la mezcla de gases.

i	α_i	β_i
0	5.2073×10^{-2}	-3.9741×10^{-1}
1 (H_2S)	1.0160	1.0503
2 (CO_2)	8.6961×10^{-1}	9.6592×10^{-1}
3 (N_2)	7.2646×10^{-1}	7.8569×10^{-1}
4	8.5101×10^{-1}	9.8211×10^{-1}
5	0	0
6	2.0818×10^{-2}	4.5536×10^{-1}
7	-1.506×10^{-4}	-3.7684×10^{-3}

Ejemplo C.1-Cálculo de las propiedades pseudocríticas de una mezcla amarga de gases naturales, con composición conocida, usando la correlación de Piper y colaboradores. Calcular las propiedades pseudocríticas de una mezcla de gases con la composición proporcionada en la **Tabla C.3** y repetir los cálculos para una T_{pc} y una p_{pc} para esta mezcla de gases, empleando la densidad relativa y el contenido de impurezas.

- Usar las ecuaciones en la correlación.
- Usar las **Figs. C.1 y C.2** para correlacionar (incluyendo las correcciones por impurezas).

Tabla C.3-Composición de a mezcla de gases para el ejemplo C.1.

Componente	Composición, (fracción mol)
Ácido sulfhídrico, H_2S	0.1841
Bióxido de carbono, CO_2	0.0164
Nitrógeno, N_2	0.0236
Metano, C_1H_4	0.7700
Etano, C_2H_6	0.0042
Propano, C_3H_8	0.0005
i-Butano, iC_4H_{10}	0.0003
n-Butano, nC_4H_{10}	0.0003
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.0001
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.0001
Hexano, C_6H_{14}	0.0001
Heptano plus*, $C_7H_{16}^*$	0.0003
Total	1.0000

Solución.

Tabla C.4-Cálculos para el ejemplo C.1.

Componente	Composición, (fracción mol)	T_c °R	p_c (lb/pg ² abs)	M_j (lbm/lbm-mol)	$M_j y_j$
Ácido sulfhídrico, H_2S	0.1841	672.35	1306.0	34.080	6.2741
Bióxido de carbono, CO_2	0.0164	547.58	1071.0	44.010	0.7218
Nitrógeno, N_2	0.0236	227.16	493.1	28.013	0.6611
Metano, C_1H_4	0.7700	343	666.4	16.043	12.3531
Etano, C_2H_6	0.0042	549.59	706.5	30.070	0.1263
Propano, C_3H_8	0.0005	665.73	616.0	44.097	0.0220
i-Butano, iC_4H_{10}	0.0003	734.13	527.9	58.123	0.0174
n-Butano, nC_4H_{10}	0.0003	765.29	550.6	58.123	0.0174
i-Pentano, iC_5H_{12}	0.0001	828.77	490.4	72.150	0.0072
n-Pentano, nC_5H_{12}	0.0001	845.47	488.6	72.150	0.0072
Hexano, C_6H_{14}	0.0001	913.27	436.9	86.177	0.0086
Heptano plus*, $C_7H_{16}^*$	0.0003	-	-	114.231	0.0343
$\sum_{i=1}^n y_i = 1.000$, $\sum_{i=1}^n y_i M_i = 20.2505$ y $\gamma_g = M / M_{aire} = 20.25 / 28.96 = 0.699$					

Con la M_a obtenida de la **Tabla C.4** se calcula la densidad relativa de la mezcla con la ecuación 2.66:

$$\gamma_g = \frac{M_a}{M_{aire}} = \frac{20.25}{28.96} = 0.699$$

1. Cálculos empleando la composición de todos los componentes.

$$T_{pc} = \frac{K^2}{J} \quad p_{pc} = \frac{T_{pc}}{J}$$

Con las ecuaciones C.6 y C.7 se calculan los parámetros J y K .

$$J = \alpha_0 + \sum_{i=1}^3 \alpha_i y_i \left(\frac{T_c}{p_c} \right)_i + \alpha_4 \sum_j y_j \left(\frac{T_c}{p_c} \right)_j + \alpha_5 \left[\sum_j y_j \left(\frac{T_c}{p_c} \right)_j \right]^2 + \alpha_6 y_{C_7} M_{C_7} + \alpha_7 [y_{C_7} + M_{C_7}]^2$$

$$K = \beta_0 + \sum_{i=1}^3 \beta_i y_i \left(\frac{T_c}{\sqrt{p_c}} \right)_i + \beta_4 \sum_j y_j \left(\frac{T_c}{\sqrt{p_c}} \right) + \beta_5 \left[\sum_j y_j \left(\frac{T_c}{\sqrt{p_c}} \right)_j \right]^2 + \beta_6 y_{C_7} M_{C_7} + \beta_7 [y_{C_7} M_{C_7}]^2$$

en donde y_i incluye a y_{H_2S} , y_{CO_2} y y_{N_2} ; y_j incluye a y_{C_1} , ..., y_{C_6} ; y y_{C_7} es la fracción del heptano plus (pseudocomponente).

Sustituyendo valores en las ecuaciones C.6 y C.7:

$$J = 0.052073 + \left[(1.016)(0.1841) \left(\frac{672.35}{1306} \right) + (.86961)(0.0164) \left(\frac{547.58}{1071} \right) + (0.72646)(0.0236) \left(\frac{227.16}{493.1} \right) \right] +$$

$$0.85101 \left[\begin{aligned} & (0.7700) \left(\frac{343}{666.4} \right) + (0.0042) \left(\frac{549.59}{706.5} \right) + (0.0005) \left(\frac{665.73}{616} \right) + (0.0003) \left(\frac{734.13}{527.9} \right) + (0.0003) \left(\frac{765.29}{550.6} \right) \\ & + (0.0001) \left(\frac{828.77}{490.4} \right) + (0.0001) \left(\frac{845.47}{488.6} \right) + (0.0001) \left(\frac{913.27}{436.9} \right) \end{aligned} \right] +$$

$$0 \left[+ (0.0020818)(0.0003)(114.231) + (-1.506 \times 10^{-4})[(0.0003)(114.231)]^2 \right] = 0.5056$$

$$K = -0.39741 + \left[(1.0503)(.1841) \left(\frac{672.35}{\sqrt{1306}} \right) + (0.96592)(0.0164) \left(\frac{547.58}{\sqrt{1071}} \right) \right] +$$

$$+ (0.78569)(0.0236) \left(\frac{227.16}{\sqrt{493.1}} \right)$$

$$0.98211 \left[\begin{aligned} & (0.77) \left(\frac{343}{\sqrt{666.4}} \right) + (0.0042) \left(\frac{549.59}{\sqrt{706.5}} \right) + (0.0005) \left(\frac{665.73}{\sqrt{616}} \right) + (0.0003) \left(\frac{743.13}{\sqrt{527.9}} \right) + \\ & (0.0003) \left(\frac{765.29}{\sqrt{550.6}} \right) + (0.0001) \left(\frac{828.77}{\sqrt{490.4}} \right) + (0.0001) \left(\frac{845.47}{\sqrt{488.6}} \right) + (0.0001) \left(\frac{913.27}{\sqrt{436.9}} \right) \end{aligned} \right] +$$

$$0 \left[+ (0.45536)[(0.0003)(114.231)] + (-3.7684 \times 10^{-3})[(0.0003)(114.231)]^2 \right] = 13.8475$$

entonces:

$$T_{pc} = \frac{K^2}{J} = \frac{(13.8475)^2}{0.5056} = 379.3^\circ R$$

y

$$p_{pc} = \frac{T_{pc}}{J} = \frac{379.3}{0.5056} = 750.1 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

2.a Cálculo empleando la densidad relativa y considerando la composición de los gases amargos (impurezas).

Con las ecuaciones C.1 y C.2 se calculan los parámetros J y K .

$$J = \alpha_0 + \sum_{i=1}^3 \alpha_i y_i \left(\frac{T_c}{p_c} \right)_i + \alpha_4 \gamma_g + \alpha_5 \gamma_g^2$$

$$K = \beta_0 + \sum_{i=1}^3 \beta_i y_i \left(\frac{T_c}{\sqrt{p_c}} \right)_i + \beta_4 \gamma_g + \beta_5 \gamma_g^2$$

Sustituyendo valores

$$J = 0.11582 + \left[\begin{aligned} &(-0.45820)(0.1841) \left(\frac{672.35}{1306} \right) + (-0.90348)(0.0164) \left(\frac{547.58}{1071} \right) \\ &+ (-0.66026)(0.0236) \left(\frac{227.16}{493.1} \right) \end{aligned} \right] +$$

$$(0.70729)(0.699) + (-0.099397)(0.699)^2 = 0.5035$$

$$K = 3.8216 + \left[\begin{aligned} &(-0.06534)(0.1841) \left(\frac{672.35}{\sqrt{1306}} \right) + (-0.42113)(0.0164) \left(\frac{547.58}{\sqrt{1071}} \right) \\ &+ (-0.91249)(0.0236) \left(\frac{227.16}{\sqrt{493.1}} \right) \end{aligned} \right] +$$

$$+ (17.438)(0.699) + (-3.2191)(0.699)^2 = 13.8783$$

entonces:

$$T_{pc} = \frac{K^2}{J} = \frac{(13.8783)^2}{0.5035} = 382.5^\circ R$$

y

$$p_{pc} = \frac{T_{pc}}{J} = \frac{382.5}{0.5035} = 759.7 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

2.b Cálculo empleando las Figs. C.1 y C.2 para incluir correcciones por gases amargos (impurezas).

A partir de la Fig. C.1, correlación para J:

$$J = 0.560 - 0.045 - 0.005 - 0.010 = 0.500$$

A partir de la gráfica de K:

$$K = 14.45 - 0.23 - 0.10 - 0.20 = 13.92$$

Finalmente,

$$T_{pc} = \frac{K^2}{J} = \frac{(13.92)^2}{0.50} = 387.5^\circ R$$

y

$$p_{pc} = \frac{T_{pc}}{J} = \frac{387.5}{0.50} = 775.1 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

C.1.4-Factor de desviación z para un gas real. Una vez que la presión y temperatura pseudocríticas de la mezcla se han calculado se determina el *factor de compresibilidad z* usando la correlación de Standing, que se presenta en la Fig. 2.11.

Para usar esta correlación, se puede calcular la presión pseudoreducida, p_{pr} , y la temperatura pseudoreducida, T_{pr} , con las ecuaciones 2.83 y 2.84:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}}, \dots\dots\dots(2.83)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}}, \dots\dots\dots(2.84)$$

Usando la Fig. 2.11, se entra en el eje de las abscisas con la presión pseudoreducida, p_{pr} , se desplaza verticalmente hasta la curva correspondiente de la temperatura pseudoreducida, T_{pr} , deseada

y hacia la izquierda en el eje de las ordenadas se lee el valor del *factor de compresibilidad z*.

C.1.4.1 Empleo de la ecuación de estado de Dranchuk y Abou-Kassem para calcular el valor del factor de compresibilidad z. Standing y Katz presentaron una correlación gráfica para el cálculo de *factor de compresibilidad z* (Fig. 2.11) para los gases naturales como una función de la presión pseudoreducida, p_{pr} , y la temperatura pseudoreducida, T_{pr} . Sin embargo la correlación de Standing es impráctica para implementarse en un programa de cómputo.

Dranchuk y Abou-Kassem ajustaron una ecuación de estado con 11 constantes a partir de los datos de Standing y Katz y extrapolaron esta correlación para presiones reducidas altas. Las Fig. C.3 y C.4 representan gráficas del *factor de compresibilidad z*, contra la presión pseudoreducida, p_{pr} , calculada usando la ecuación de estado de Dranchuk y Abou-Kassem. Dranchuk y Abou-Kassem desarrollaron la ecuación de estado primero para estimar el *factor de compresibilidad z* empleando subrutinas de cómputo.

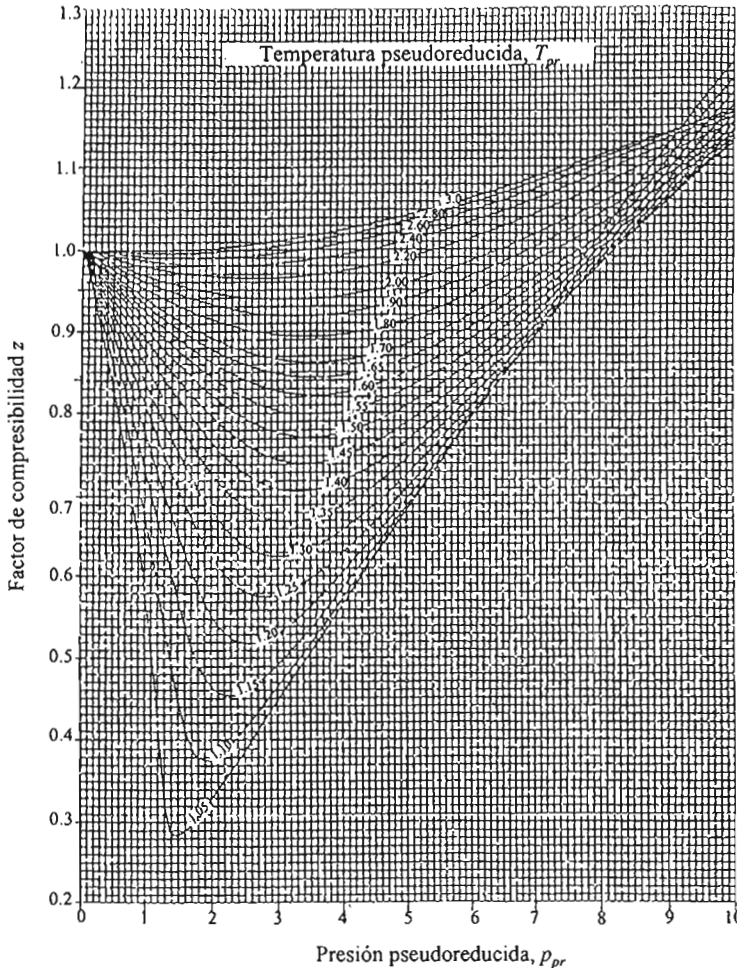


Fig. C.3-Factor de compresibilidad z para gases naturales para $0 < p_{pr} < 10$. Dranchuk y Abou Kassem.

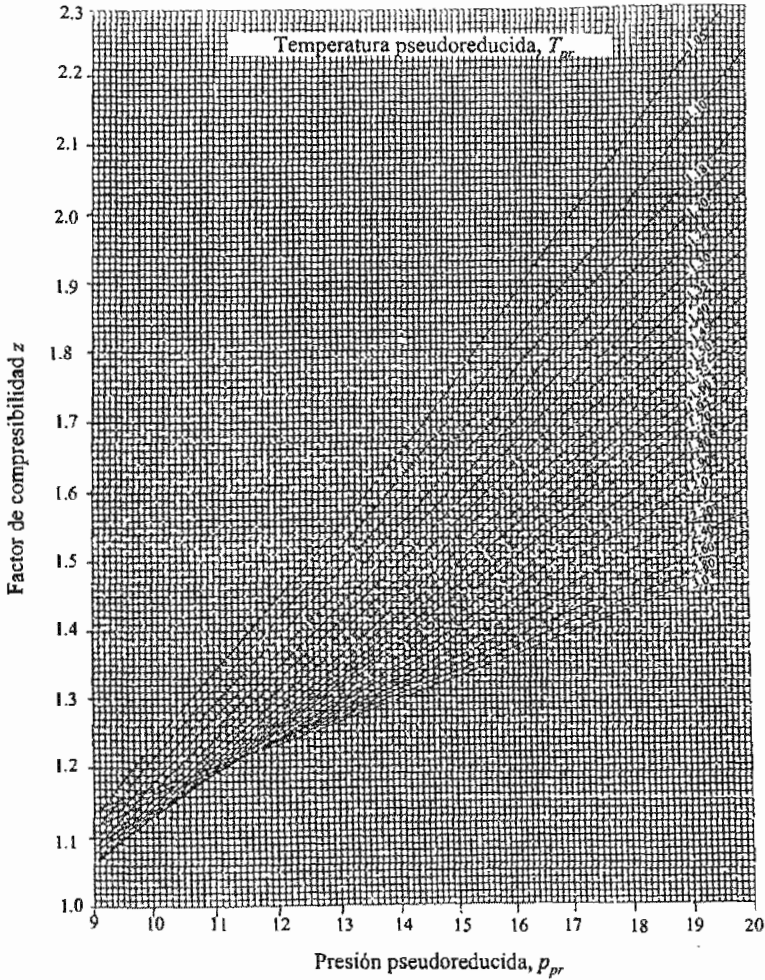


Fig. C.4-Factor de compresibilidad z para gases naturales para $9 < p_{pr} < 20$. Dranchuk y Abou Kassem.

La ecuación de estado de Dranchuk y Abou Kassem es:

$$z = 1 + c_1(T_{pr})\rho_{pr} + c_2(T_{pr})\rho_{pr}^2 - c_3(T_{pr})\rho_{pr}^5 + c_4(\rho_{pr}, T_{pr}), \dots \dots \dots (C.8)$$

donde:

$$\rho_{pr} = 0.27 \left(\frac{p_{pr}}{zT_{pr}} \right), \dots \dots \dots (C.9)$$

$$c_1(T_{pr}) = A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5}, \dots \dots \dots (C.10)$$

$$c_2(T_{pr}) = A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2}, \dots \dots \dots (C.11)$$

$$c_3(T_{pr}) = A_9 \left(\frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right), \dots \dots \dots (C.12)$$

$$c_4(\rho_{pr}, T_{pr}) = A_{10} \left(1 + A_{11} \rho_{pr}^2 \left(\frac{\rho_{pr}^2}{T_{pr}^3} \right) \right) \exp(-A_{11} \rho_{pr}^2), \dots \dots \dots (C.13)$$

Los valores de las constantes de A_1 hasta A_{11} para esta ecuación están dados en la **Tabla C.5**.

Tabla C.5-Valores de A para la ecuación de Dranchuk y Abou-Kassem

$A_1 = 0.3265$	$A_4 = 0.01569$	$A_7 = -0.7361$	$A_{10} = 0.6134$
$A_2 = -1.0700$	$A_5 = -0.5165$	$A_8 = 0.1844$	$A_{11} = 0.7210$
$A_3 = -0.5339$	$A_6 = 0.5475$	$A_9 = 0.1056$	

Dranchuk y Abou-Kassem ajustaron la ecuación de estado con 1,500 puntos de datos con un error absoluto de 0.486 % en donde el *factor de compresibilidad* z es una función de T_{pr} y ρ_{pr} . El *factor de compresibilidad* z , calculado con la ecuación de estado de Dranchuk y Abou-Kassem en ingeniería es más preciso en los rangos siguientes:

$$0.2 \leq p_{pr} < 30,$$

$$1.0 < T_{pr} \leq 3.0 \text{ y para}$$

$$p_{pr} < 1.0; \quad 0.7 < T_{pr} < 1.0.$$

La ecuación de estado proporciona resultados no muy precisos para:

$$T_{pr} = 1.0; \quad p_{pr} > 1.0$$

La ecuación de estado de Dranchuk y Abou-Kassem se debe de resolver iterativamente debido a que el *factor de compresibilidad* z se encuentra en ambos lados de la ecuación, este problema se puede resolver usando una técnica de raíz como el método de Newton Raphson ó el método de la secante. El procedimiento para encontrar la raíz requiere que la ecuación C.8, se arregle de la forma siguiente:

$$F(z) = 0, \dots \dots \dots (C.14)$$

rearrreglando la ecuación C.8 se tiene,

$$F(z) = z - \left[1 + c_1(T_{pr})\rho_{pr} + c_2(T_{pr})\rho_{pr}^2 - c_3(T_{pr})\rho_{pr}^5 + c_4(\rho_{pr}, T_{pr}) \right], \dots \dots \dots (C.15)$$

El método de Newton y el método de la secante requieren de la primera derivada de la ecuación C.15 con respecto a z a T_{pr} constante, $(\partial F(z)/\partial z)_{T_{pr}}$. El método de Newton considera que la derivada se evalúa analíticamente mediante la diferenciación explícita de la función $F(z)$. Se recomienda usar el método de Newton para calcular el *factor de compresibilidad* z a partir de la ecuación C.15 y la derivada de la ecuación C.15 con respecto a z , la ecuación es:

$$\left(\frac{\partial F(z)}{\partial z}\right)_{T_{pr}} = 1 + \frac{c_1(T_{pr})\rho_{pr}}{z} + \frac{2c_2(T_{pr})\rho_{pr}^2}{z} - \frac{5c_3(T_{pr})\rho_{pr}^5}{z} + \dots \dots \dots (C.16)$$

$$\frac{2A_{10}\rho_{pr}^2}{T_{pr}^3 z} \left(1 + A_{11}\rho_{pr}^2 - (A_{11}\rho_{pr}^2)^2\right) \exp(-A_{11}\rho_{pr}^2)$$

Ejemplo C.2-Calculo del factor de compresibilidad z -Un gas seco con densidad relativa de 0.65 y 10% mol de CO_2 se encuentra en un yacimiento a 208 °F y 5,051 lb/pg²abs. Determine el valor del *factor de compresibilidad* z de este gas a condiciones de yacimiento. Para determinar las propiedades pseudocriticas use la correlación de Piper, McCain y Corredor.

Solución.

Para simplificar se emplean las **Figs. C.1 y C.2.**

$$J = 0.534 - 0.046 = 0.488$$

$$K = 13.8 - 0.7 = 13.1$$

de las ecuaciones C.3 y C.4.

$$T_{pc} = \frac{(13.1)^2}{0.488} = 352 \text{ }^\circ R$$

$$p_{pc} = \frac{352}{0.488} = 721 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

entonces:

$$T_{pr} = \frac{(208 + 460)}{352} = 1.90$$

y

$$p_{pr} = \frac{(5,051)}{721} = 7.00$$

finalmente de la **Fig. C.3** se calcula $z=1.003$

Ejemplo C.3-Calculo del factor de volumen del gas de formación-Calcular el valor del *factor de volumen del gas de formación*, en Bls @ c.y./Mft³ @ c.e. para el gas del ejemplo C.2 a condiciones de yacimiento. Considerar que la $T_{ce}=60 \text{ }^\circ F=519.59 \text{ }^\circ R$ y que la $p_{ce}=14.65 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

Solución.

A partir de la ecuación 5.9:

$$B_g = 5.02 \frac{zT}{p} = \frac{(5.02)(1.003)(208 + 460)}{5,051} = 0.666 \text{ Bls@c.y./ Mft}^3 \text{ @ c.e.}$$

C.1.5 Densidad del gas, ρ_g . Una vez que se calculó el *factor de compresibilidad* z , la densidad del gas se calcula empleando la ecuación 2.75, recordando que el peso molecular promedio M_a se puede expresar en términos de la densidad relativa del gas, γ_g .

$$M_o = 28.963\gamma_g, \dots \dots \dots (C.17)$$

$$\rho_g = \frac{pM}{zRT}, \dots\dots\dots(2.75)$$

Ejemplo C.4-Cálculo de la densidad del gas. Calcular el valor de la densidad del gas en lb/pg²/ft, para el gas del ejemplo C.2 a condiciones del yacimiento.

Solución.

Se calcula primero la masa aparente de la mezcla.

$$M_a = 28.963\gamma_g = (28.963)(0.65) = 18.825$$

Con la ecuación 2.75, se calcula la densidad:

$$\rho_g = \frac{pM}{zRT} = \frac{(5,051 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs})(18.825 \text{ lbm/lbm-mol})}{(1.003) \left(10.732 \frac{\text{lb/pg}^2 \text{ abs}}{\text{lbm-mol} \cdot \text{°R}} \right) ((208 + 460) \text{ °R})} = 13.22 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\rho_g = \frac{13.22 \text{ lbm/ft}^3}{144 \text{ pg}^2/\text{ft}^2} = 0.0918 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

C.1.6 Compresibilidad del gas-La compresibilidad del gas, *c_g*, se puede calcular gráficamente a partir de la compresibilidad pseudoreducida, *c_{pr}*.

$$c_g \ p_{pc} = \frac{1}{p_{pr}} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}} \right)_{T_{pr}}, \dots\dots\dots(5.35)$$

La ecuación para la densidad pseudoreducida es:

$$\rho_{pr} = \frac{\rho_g}{\rho_{gc}}, \dots\dots\dots(C.18)$$

Donde el ρ_{gc} es la densidad del gas en el punto crítico. Mattar y colaboradores, combinaron la ecuación 5.35 con la ecuación C.19 que es:

$$\rho_{pr} = 0.27 \left[\frac{p_{pr}}{zT_{pr}} \right], \dots\dots\dots(C.19)$$

donde el valor del *factor de compresibilidad z* del gas en el punto crítico es 0.27, quedando la ecuación C.19:

$$c_{pr} = \frac{1}{p_{pr}} - \frac{0.27}{z^2 T_{pr}} \left[\frac{\left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}} \right)_{T_{pr}}}{1 + \left(\frac{\rho_{pr}}{z} \right) \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}} \right)_{T_{pr}}} \right], \dots\dots\dots(C.20)$$

Una expresión para el cálculo de $\left(\frac{\partial z}{\partial \rho_{pr}}\right)_{T_{pr}}$ es:

$$\begin{aligned} \left(\frac{\partial z}{\partial \rho_{pr}}\right)_{T_{pr}} &= A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5} + \\ &2\rho_{pr} \left(A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right) - 5\rho_{pr}^4 A_9 \left(\frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right) + \dots \dots \dots (C.21) \\ &\frac{2A_{10}\rho_{pr}}{T_{pr}^3} (1 + A_{11}\rho_{pr}^2 - A_{11}\rho_{pr}^2) \text{EXP}(-A_{11}\rho_{pr}^2) \end{aligned}$$

donde los valores de las constantes *A* están dados en la **Tabla C.5**.

C.1.6 Viscosidad del gas-Se emplean las correlaciones de Lee, González y Eakin para estimar la viscosidad del gas.

Esta correlación necesita la densidad del gas en *gr/cm³*.

$$\rho = 1.4935 \times 10^{-3} \frac{pM_a}{zT}, \dots \dots \dots (C.22)$$

luego se calcula la viscosidad con la serie de ecuaciones siguientes:

$$K = \frac{(9.379 + 0.01607M_a)T^{1.5}}{(209.2 + 19.26M_a + T)}, \dots \dots \dots (C.23)$$

$$X = 3.448 + \frac{986.4}{T} + 0.01009M_a, \dots \dots \dots (C.24)$$

$$Y = 2.447 - 0.2224X, \dots \dots \dots (C.25)$$

$$\mu_g = 10^{-4} K \exp(X\rho^Y), \dots \dots \dots (C.26)$$

Las correlaciones de Carr, Kobayashi y Burrows se pueden aplicar si se usa una correlación gráfica. El método de Carr y colaboradores se basa en las reglas de mezclado de Kay y no requiere de correcciones para los gases contaminantes en el cálculo de γ_g , T_{pc} y ρ_{pc} . El método emplea las **Figs. 5.8, 5.9 y C.5**, como sigue:

Paso 1. Se calcula la viscosidad, μ_1 , a la temperatura del yacimiento y presión atmosférica empleando el **Fig. 5.8** o la ecuación C.27.

$$\mu_1 = (1.709 - 0.2062\gamma_g) \frac{T}{10^5} + \frac{(9.4784\gamma_g - \log(\gamma_g) + 3.3224)}{10^4}, \dots \dots \dots (C.27)$$

Paso 2. Se corrige por la presencia de impurezas empleando las **Fig. 5.8** o las ecuaciones C.28 a C.30.

$$\Delta\mu_{N_2} = (8.48 \log(\gamma_g) + 9.59) \frac{Y_{N_2}}{10^3}, \dots\dots\dots(C.28)$$

$$\Delta\mu_{CO_2} = (9.08 \log(\gamma_g) + 6.24) \frac{Y_{CO_2}}{10^3}, \dots\dots\dots(C.29)$$

$$\Delta\mu_{H_2S} = (8.49 \log(\gamma_g) + 3.73) \frac{Y_{H_2S}}{10^3}, \dots\dots\dots(C.30)$$

Paso 3. Calcular μ_I utilizando la ecuación C.31,

$$\mu'_I = \mu_I + \Delta\mu_{N_2} + \Delta\mu_{CO_2} + \Delta\mu_{H_2S}, \dots\dots\dots(C.31)$$

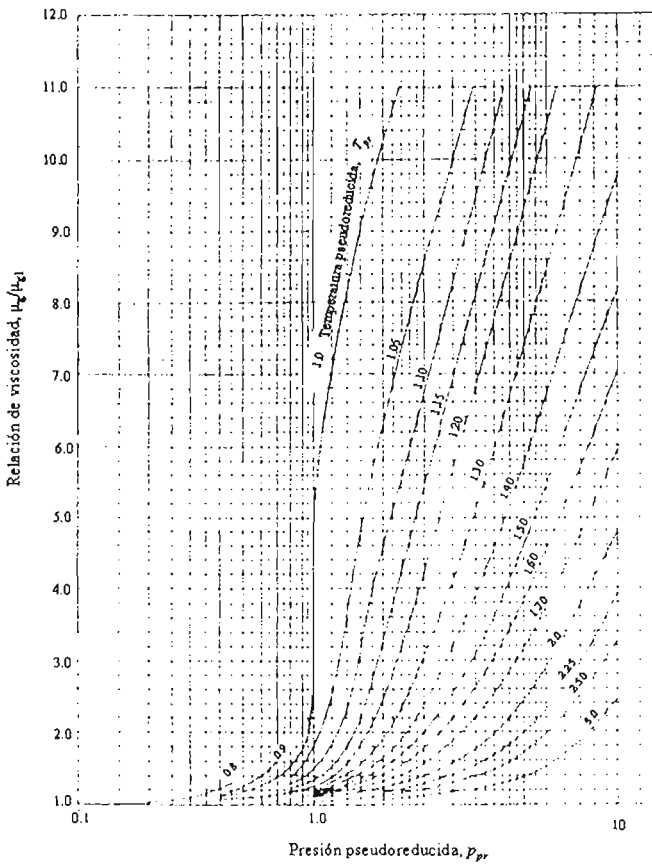


Fig. C.5-Relación de viscosidad del gas (μ_g/μ_I) vs. presión pseudoreducida, p_{Pr} .

Paso 4. Se determina la relación de viscosidad del gas, μ_g/μ_1' , empleando la Fig. 5.9 con la T_{pr} o la Fig. C.5, con la p_{pr} . Esta etapa requiere el empleo de la T_{pc} y la p_{pr} , empleando las reglas de mezclado de Kay sin correcciones por impurezas.

$$\mu_g = (\mu_g/\mu_1')\mu_1', \dots\dots\dots(C.32)$$

Carr y colaboradores establecieron que la desviación estándar en la viscosidad del gas calculada con datos experimentales es menor al 3%. Los datos empleados en los rangos de las variables son:

$$p \text{ (lb/pg}^2\text{ abs)} < 1,000$$

$$T \text{ (}^\circ\text{F)} < 220$$

$$N_2 \text{ (% mol)} < 15.80$$

Ejemplo C.5-Cálculo de la viscosidad del gas. Calcular el valor de la viscosidad del gas, en *cp*, para el gas del ejemplo C.2 a condiciones de yacimiento.

Solución.

Con las ecuaciones C.23 a la C.26, se calcula la viscosidad del gas,

$$K = \frac{(9.379 + 0.01607Ma)T^{1.5}}{(209.2 + 19.26Ma + T)} = \frac{[9.379 + (0.01607)(18.8)](208 + 460)^{1.5}}{[209.2 + (19.26)(18.8) + (208 + 460)]} = 134.9$$

$$X = 3.448 + \frac{986.4}{T} + 0.01009Ma = 3.448 + \frac{986.4}{(208 + 460)} + (0.01009)(18.8) = 5.115$$

$$Y = 2.447 - 0.2224X = 2.447 - (0.2224)(5.115) = 1.309$$

con la ecuación C.22.

$$\rho_g = 1.4935 \times 10^{-3} \frac{pMa}{zT} = 1.4935 \times 10^{-3} \frac{(5,051)(18.8)}{(1.003)(208 + 460)} = 0.2117 \text{ gm / cm}^3$$

$$\mu_g = (10^{-4})(134.9) \exp[(5.115)(0.2117)^{1.309}] = 0.0264 \text{ cp}$$

Ejemplo C.6-Calculo de la viscosidad del gas. Calcular la viscosidad del gas, usando el método de Lee, González y Eakin y el método de Carr y colaboradores.

Propiedades de la mezclas de gases (basadas en la composición del gas y usando las correlaciones mencionadas previamente).

$$p = 2,000 \text{ lb / pg}^2 \text{ abs}$$

$$Ma = 20.25 \text{ lbm / lbm-mol}$$

$$\gamma_g = 0.699$$

$$p_{pc} = 714.9 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

(corrección por presencia H_2S , CO_2 y N_2)

$$p_{pc} = 786.6 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$$

(sin corrección por impurezas)

$$T_{pc} = 372.2 \text{ }^\circ\text{R}$$

(corrección por presencia H_2S , CO_2 y N_2)

$$T_{pc} = 405.9 \text{ }^\circ\text{R}$$

(sin corrección por impurezas)

$$z = 0.89$$

$$y_{CO_2} = 1.64\%$$

$$y_{H_2S} = 18.41\%$$

$$y_{N_2} = 2.36\%$$

Solución.

Método de Lee, González y Eakin.

1. Primero, se calcula la viscosidad del gas con las variables siguientes:

$$\rho = 1.4935 \times 10^{-3} \frac{pM}{zT} = 1.4935 \times 10^{-3} \frac{(2,000)(20.25)}{(0.89)(200 + 460)} = 0.0130 \text{ gr/cm}^3$$

$$K = \frac{(9.379 + 0.01607Ma)T^{1.5}}{(209.2 + 19.26Ma + T)} = \frac{[9.379 + (0.01607)(20.25)](200 + 460)^{1.5}}{[209.2 + (19.26)(20.25) + (200 + 460)]} = 130.7$$

$$X = 3.448 + \frac{986.4}{T} + 0.01009M = 3.448 + \frac{986.4}{(208 + 460)} + (0.01009)(20.25) = 5.147$$

$$Y = 2.447 - 0.2224X = 2.447 - (0.2224)(5.147) = 1.302$$

2. Se calcula la viscosidad del gas.

$$\mu_g = 10^{-4} K \exp(X\rho^Y) = (10^{-4})(130.7) \exp[(5.147)(9.9139)^{1.302}] = 0.01707 \text{ cp}$$

Método de Carr y colaboradores.

Para este método, se usan las propiedades pseudocríticas basadas en las reglas de mezclado de Kay. Debido a que este método incluye correcciones por impurezas, las propiedades pseudocríticas no se deben de corregir. Para calcular la μ_g , se emplean la Fig. 5.8 y la Fig. 5.9 (ó alternativamente, las ecuaciones de la correlación).

1. De la Fig. 5.8, se obtiene la viscosidad a una temperatura de yacimiento y una presión atmosférica, es decir $\mu_g = 0.0123 \text{ cp}$.

2. De la Fig. 5.8, se obtiene el factor de corrección para el contenido de N_2 , es decir: $\Delta\mu_{N_2} = 0.00028 \text{ cp}$.

3. De la Fig. 5.8, se obtiene el factor de corrección por el contenido de CO_2 , es decir: $\Delta\mu_{CO_2} = 0.000075 \text{ cp}$.

4. En la Fig. 5.8, el porcentaje mol del H_2S , se encuentra fuera de escala, entonces, por lo que el factor de corrección para el H_2S , se calcula usando la ecuación C.30, obteniendo:

$$\Delta\mu_{H_2S} = [(8.49)(\log 0.699) + 3.73] \left(\frac{0.1841}{10^3} \right) = 0.00044 \text{ cp}$$

5. Se corrige μ_1 por las impurezas

$$\mu_1 = \mu_g + \Delta\mu_{N_2} + \Delta\mu_{CO_2} + \Delta\mu_{H_2S}$$

$$\mu_1 = 0.0123 + 0.00028 + 0.000075 + 0.00044 = 0.01310$$

6. Se calcula $T_{pr} = \frac{(200 + 460)^\circ R}{405.9^\circ R} = 1.63$ y $p_{pr} = \frac{2,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}}{786.6 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}} = 2.544$. De la Fig. 5.9, la

relación de viscosidad del gas, es: $\left(\frac{\mu_g}{\mu_1} \right) = 1.28$.

7. Se calcula la viscosidad del gas a la temperatura de yacimiento y a una presión de yacimiento como:

$$\mu_g = \left(\frac{\mu_g}{\mu_1} \right) \mu_1 = (1.28)(0.01310) = 0.0168 \text{ cp}$$

C.2 Correlaciones para el cálculo de las propiedades físicas del aceite en el yacimiento.

Las correlaciones para el cálculo de las propiedades físicas del aceite en el yacimiento, son más complejas y más ambiguas que las empleadas para el gas natural. Son complejas debido a la cantidad de componentes que forman el fluido y aunque la mayor parte de componentes de un aceite en particular son hidrocarburos, las moléculas grandes de los componentes pueden ser de diferentes clases químicas (aromáticos o parafínicos).

Estos componentes de mayor peso molecular tienen una fuerte influencia en el comportamiento de la mezcla, y por la diferencia de estructuras es muy difícil obtener una correlación general (debido a las estructuras químicas diferentes).

Por otro lado, las reglas de mezclado para líquidos son considerablemente diferentes a las de los gases. Varias reglas de mezclado para fluidos multicomponentes (gases y líquidos) se derivan a partir de la teoría cinética. En teoría, los sistemas gaseosos son más simples para modelar que los sistemas para aceites. También, debido a la complejidad natural de los hidrocarburos líquidos, las teorías no se pueden aplicar por lo que las correlaciones son completadas empíricamente.

Las correlaciones que se presentan en esta sección son suficientemente precisas para aproximar los cálculos de ingeniería de yacimientos; sin embargo, algunas de estas correlaciones se desarrollan con una base de datos limitada siendo necesarias aplicarlas con criterio.

C.2.1 Factor del volumen de formación del aceite. Standing desarrolló una correlación para el factor de volumen del aceite (B_o , FVF), para presiones menores a la presión original de saturación ó presión en el punto de burbujeo, p_b . Aunque se tienen otras correlaciones para B_o , aún siendo estas correlaciones más precisas para áreas geológicas específicas ó para algunos tipos de aceite crudo, la correlación de Standing es frecuentemente adecuada para calcular B_o .

La correlación de Standing tiene la ventaja adicional de ser consistente con una correlación adecuada para la presión en el punto de burbujeo. La correlación de Standing se muestra en forma gráfica en la Fig. C.6. Esta correlación se expresa de la forma siguiente:

- Para $p \leq p_b$:

$$B_{ob} = 0.972 + 0.000147 F^{1.175}, \dots\dots\dots(C.33)$$

en donde:

$$F = R_s (\gamma_g / \gamma_o)^{0.5} + 1.25 T_F, \dots\dots\dots(C.34)$$

en donde: γ_o = densidad relativa = $\frac{141.5}{(131.5 + \text{°API})}$ y T_F , es la temperatura en °F.

El promedio del error absoluto para esta correlación es de 1.17 % al emplear 105 datos que cubrieron los rangos siguientes de las propiedades:

- 130 < p_b < 7,000 lb / pg^2 abs
- 100 < T_F < 258 °F
- 20 < R_s < 1,425 ft³ de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.
- 16.5 < °API < 63.8
- 0.59 < γ_g < 0.95 (aire = 1.0)

$$1.024 < B_o < 2.05 \text{ Bls de aceite @c.y./Bls de aceite @ c.e.}$$

En general esta correlación se aplica, para el cálculo del B_o , de aceites negros, cuyas propiedades están dentro de los rangos proporcionados arriba.

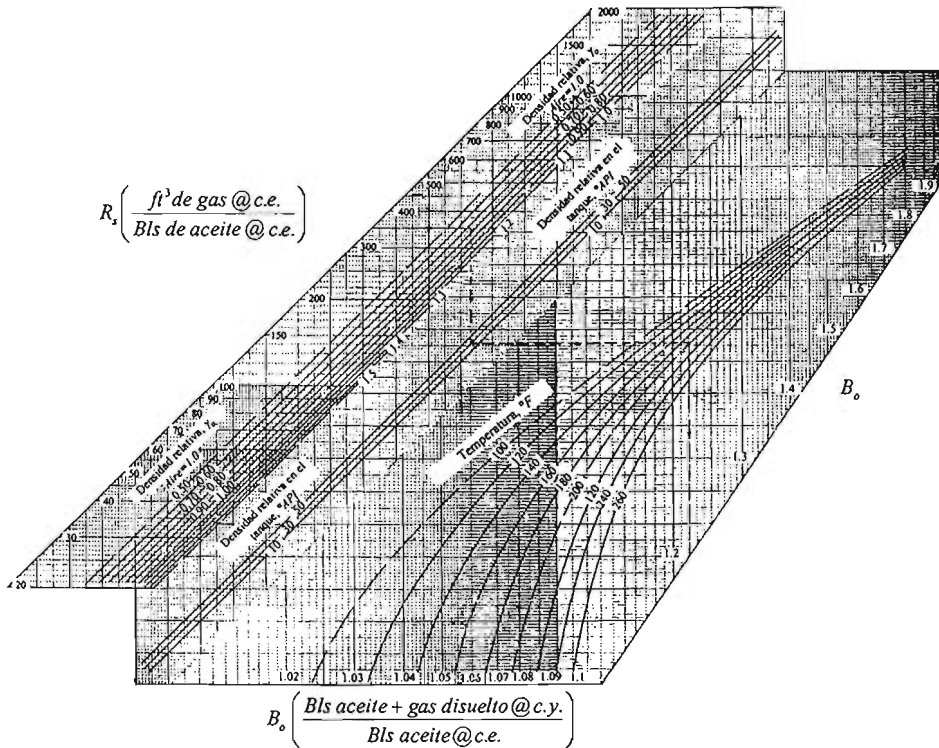


Fig. C.6-Correlación de Standing para el factor de volumen del aceite, B_o .

- Para $p > p_b$:

La relación siguiente es rigurosa, no empíricamente, para un líquido que esta por encima del punto de burbujeo en donde se considera que la compresibilidad del líquido es constante:

$$B_o = B_{ob} \exp[c_o(p_b - p)], \dots\dots\dots(C.35)$$

en donde: B_{ob} , es el factor de volumen de formación del aceite a la presión del punto de burbujeo, *Bls de aceite @c.y./Bls de aceite @c.e.* y c_o , es la compresibilidad del aceite $(lb/pg^2 abs)^{-1}$

C.2.2 Presión en el punto de burbujeo, p_b . Standing desarrolló la correlación que se muestra en la Fig. C7. La correlación se puede usar para calcular la presión en el punto de burbujeo cuando la relación gas aceite, R_{sb} , se encuentra en el punto de burbujeo. La correlación también puede utilizarse

en forma precisa cuando se tiene datos de producción para calcular la relación gas-aceite, R_s , para presiones por debajo del punto de burbujeo, p_b .

$$R_s \left(\frac{\text{ft}^3 \text{ de gas @ c.e.}}{\text{Bl de aceite @ c.e.}} \right)$$

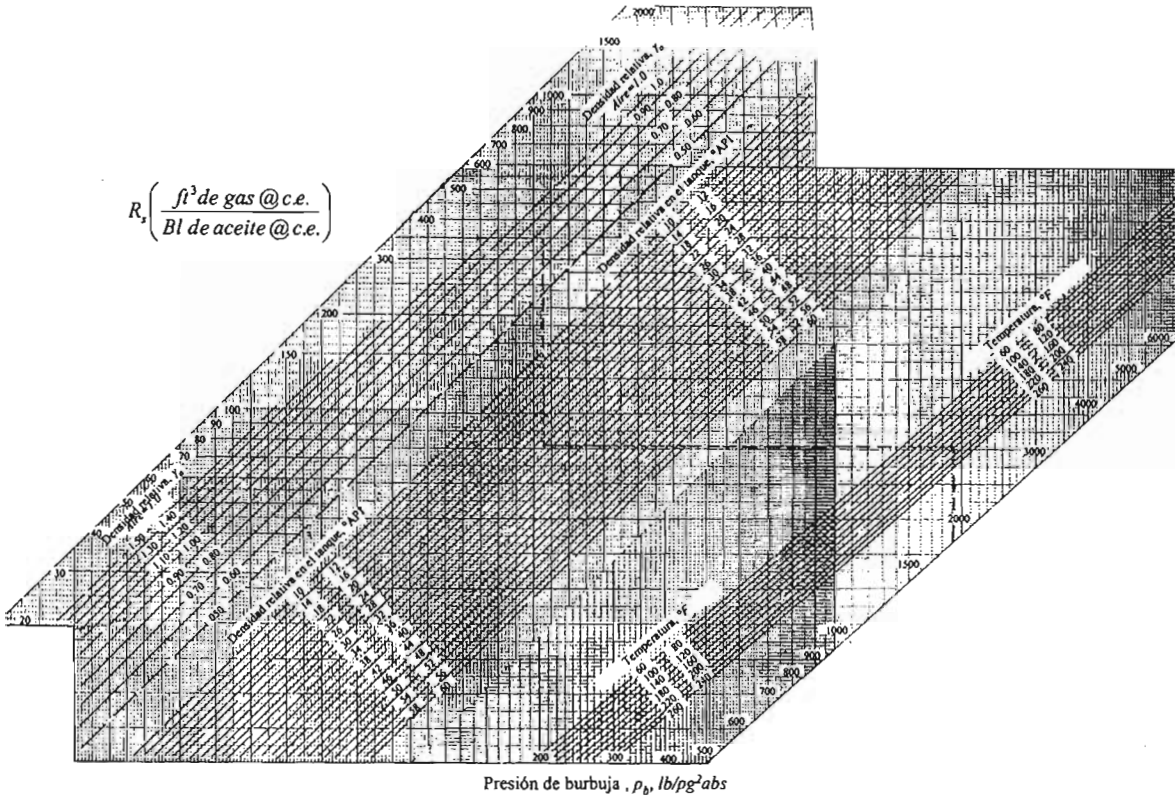


Fig. C.7-Correlación de Standing para la presión de burbuja, utilizando la relación de solubilidad, R_{sb} .

Aunque existen otras correlaciones para calcular la R_s , se ha probado que la correlación de Standing es la más adecuada para aplicaciones en general. La correlación de Standing se expresa de la forma siguiente:

- Para $p \leq p_b$:
 Cuando R_{sb} se conoce, la presión en el punto de burbujeo, p_b , se calcula con:

$$p_b = (18 \times 10^{y_1}) \left(\frac{R_{sb}}{\gamma_g} \right)^{0.8306}, \dots \dots \dots (C.36)$$

en donde,

$$y_g = 0.00091T_F - 0.0125^\circ API, \dots\dots\dots(C.37)$$

y T_F es la temperatura de la formación en °F.

Resolviendo para R_s a una presión $p \leq p_b$,

$$R_s = \gamma_g \left(\frac{p}{18 \times 10^{y_g}} \right)^{1.204}$$

El promedio del error absoluto de esta correlación es de 4.80% a partir de 105 puntos de un muestreo. La correlación se desarrolló de la misma base de datos que se empleó en la correlación de Standing para el factor de volumen de formación del aceite, B_o , por lo que se aplican los mismos límites.

- Para $p > p_b$:

$$R_s = R_{sb}, \dots\dots\dots(C.38)$$

en donde R_{sb} , es la relación gas aceite en solución (RGA) a la presión original del punto de burbujeo, ft^3 de gas @ c.y./Bl de aceite @ c.y.

Ejemplo C.11-Cálculo del factor de volumen de formación del aceite. Empleando los datos siguientes, calcular la presión en el punto de burbujeo, p_b y el factor de volumen de formación del aceite, B_o , a una presión de 2,100 lb/pg²abs y a una presión de 4,000 lb/pg²abs.

- $T_F = 220^\circ F$
- $R_{sb} = 743 \text{ ft}^3 \text{ de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.}$
- $R_s = 570 \text{ ft}^3 \text{ de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.}$
- $c_o = 14.13 \times 10^{-6} \text{ (lb/pg}^2 \text{abs)}^{-1}$
- $\gamma_g = 0.786$
- $\gamma_o = 0.8217$
- $^\circ API = 40.7$

Solución.

Primero se calcula p_b , usando R_{sb} , y la correlación de Standing dada por las ecuaciones C.36 y C.37:

$$y_g = 0.00091T_F - 0.0125^\circ API$$

$$y_g = 0.00091(220) - 0.0125(40.7) = -0.3086$$

resolviendo para la presión en el punto de burbujeo, p_b , cuando R_{sb} , se conoce:

$$p_b = \left(18 \times 10^{y_g} \left(\frac{R_{sb}}{\gamma_g} \right)^{0.8306} \right)$$

$$p_b = \left(18 \times 10^{-0.3086} \left(\frac{743}{0.786} \right)^{0.8306} \right) = 2,620 \text{ lb/pg}^2 \text{abs}$$

a. Factor de volumen de formación a $p=2,100 \text{ lb/pg}^2 \text{abs}$.

Los cálculos para 2,100 lb/pg²abs se realizan para una $p < p_b$. Para calcular B_o se usa la correlación de Standing proporcionada por las ecuaciones C.33 y C.34.

$$F = R_g (\gamma_g / \gamma_o)^{0.5} + 1.25 T_r$$

$$F = 570(0.786/0.8217)^{0.5} + 1.25(220) = 832$$

$$B_o = 0.972 + 0.000147 F^{1.175}$$

$$B_o = 0.972 + 0.000147(832)^{1.175} = 1.37 \frac{\text{Bls de aceite @c.y.}}{\text{Bls de aceite @c.e.}}$$

b. Factor de volumen de formación a $p=4,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

Para calcular el factor de volumen de formación, B_o , a $p=4,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, primero se calcula B_{ob} , en el punto de burbujeo a $p=2,620 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ usando la correlación de Standing, ecuaciones C.33 y C.34:

$$F = 743(0.786/0.8217)^{0.5} + 1.25(220) = 1,002$$

$$B_{ob} = 0.972 + 0.000147(1,002)^{1.175} = 1.466 \frac{\text{Bls de aceite @c.y.}}{\text{Bls de aceite @c.e.}}$$

entonces se calcula B_o a $p=4,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, usando la ecuación C.35:

$$B_o = B_{ob} \exp[c_o (p_b - p)]$$

$$B_o = 1.466 \exp[1.437 \times 10^{-6} (2,620 - 4,000)] = 1.437 \frac{\text{Bls de aceite @c.y.}}{\text{Bls de aceite @c.e.}}$$

C.2.3 Compresibilidad del aceite, c_o . McCain y colaboradores, desarrollaron correlaciones para el coeficiente de compresibilidad isotérmico, c_o , para aceites negros a presiones por debajo del punto de burbujeo ($p \leq p_b$).

Cuando la relación gas-aceite en solución a la presión en el punto de burbujeo, R_{sb} , se conoce, c_o , se puede calcular con:

$$\ln(c_o) = -7.633 - 1.497 \ln(p) + 1.115 \ln(T) + 0.533 \ln(^{\circ}API) + 0.184(R_{sb}), \dots\dots\dots(C.39)$$

Cuando se conoce la presión de burbujeo, p_b , la c_o se puede calcular con:

$$\ln(c_o) = -7.573 - 1.450 \ln(p) - 0.383 \ln(p_b) + 1.402(T) + 0.256 \ln(^{\circ}API) + 0.449 \ln(R_{sb}), \dots\dots(C.40)$$

Cuando R_{sb} , no se conoce, c_o se puede calcular con:

$$\ln(c_o) = -7.114 - 1.394 \ln(p) + 0.981 \ln(T) + 0.770 \ln(^{\circ}API) + 0.446(\gamma_g), \dots\dots\dots(C.41)$$

En las ecuaciones C.39, C.40 y C.41, la densidad relativa del aceite en el tanque de almacenamiento es en $^{\circ}API$, y en las ecuaciones C.39 y C.41 la densidad relativa del gas, γ_g es ponderada entre el separador y el tanque de almacenamiento y la temperatura, T , es en $^{\circ}R$.

Estas correlaciones se desarrollaron empleando 2,500 muestras para los rangos siguientes:

- $31 \times 10^{-6} < c_o < 6600 \times 10^{-6} \text{ (lb/pg}^2 \text{ abs)}^{-1}$
- $500 < p < 5,300 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$
- $763 < p_b < 5,300 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$
- $78 < T < 330 \text{ }^{\circ}F$

$$\begin{aligned}
 15 < R_s < 1,947 \text{ ft}^3 \text{ de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.} \\
 18 < \text{°API} < 52 \\
 0.58 < \gamma_g < 1.2 \text{ (aire = 1.0)}
 \end{aligned}$$

La compresibilidad del aceite a presiones por arriba del punto de burbujeo ($p > p_b$) se calcula empleando la correlación de Vázquez y Beggs. Esta correlación es:

$$c_o = \frac{(5R_{sb} + 17.2T - 1,180\gamma_g + 12.61\text{°API} - 1,433)}{(1 \times 10^5 p)}, \dots\dots\dots(C.42)$$

Cuando la ecuación C.42 se emplea para calcular el factor de volumen de formación, B_o , (FVF) por arriba del punto de burbujeo, p_b , el promedio de error absoluto es de 0.284 % para 4,036 puntos muestreados.

Aunque el análisis del error no se desarrollo explícitamente para la compresibilidad del aceite, c_o , esta correlación podría proporcionar buenos resultados o mejores para c_o en los yacimientos de aceite negro a presiones por arriba y por abajo del punto de burbujeo y bajo los rangos siguientes de las propiedades del yacimiento:

$$\begin{aligned}
 126 < p < 9,500 \text{ lb / pg}^2 \text{ abs} \\
 9.3 < R_s < 2,199 \text{ ft}^3 \text{ de gas @c.e./Bls de aceite @c.e.} \\
 15.3 < B_o < 2.226 \text{ Bls de aceite @ c.y./Bls de aceite @c.e.} \\
 115.3 < \text{°API} < 59.5 \\
 0.511 < \gamma_g < 1.351 \text{ (aire = 1.0)}
 \end{aligned}$$

Ejemplo C.11-Cálculo del factor de volumen de formación del aceite. Calcular la compresibilidad del aceite, c_o , a una presión de 2,100 y 4,000 $lb/pg^2 abs$. Empleando los datos siguientes:

$$\begin{aligned}
 T_F &= 220 \text{ °F} \\
 R_{si} &= 743 \text{ ft}^3 \text{ de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.} \\
 R_s &= 570 \text{ ft}^3 \text{ de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.} \\
 \gamma_g &= 0.786 \\
 \gamma_o &= 0.8217 \\
 \text{°API} &= 40.7
 \end{aligned}$$

Solución.

Compresibilidad del aceite a una p de 4,000 $lb/pg^2 abs$.

Del ejemplo C.11 se estimó la presión en el punto de burbujeo, $p_b=2,610 \text{ lb/pg}^2 abs$. Por lo tanto, empleando la correlación de Vázquez y Beggs (ecuación C.42) para presiones por arriba del punto de burbujeo ($p > p_b$).

$$\begin{aligned}
 c_o &= \frac{[5R_{sb} + 17.2T - 1,180\gamma_g + 12.61\text{°API} - 1,433]}{[1 \times 10^5 p]} \\
 c_o &= \frac{[5(743) + 17.2(220) - 1,180(0.786) + 12.61(40.7) - 1,433]}{[(1 \times 10^5)(4,000)]} \\
 c_o &= 14.13 \times 10^{-6} \text{ (lb / pg}^2 \text{ abs)}^{-1}
 \end{aligned}$$

Compresibilidad del aceite a una p de 2,100 lb/pg²abs.

A una $p=2,100$ lb/pg²abs, se emplean la correlación de McCain y colaboradores (ecuación C.39), para una presión menor al punto de burbujeo. Para este problema, R_{sb} , se conoce como $R_s=R_{sb}=743$ ft³ de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.

$$\ln(c_o) = -7.633 - 1.497 \ln(p) + 1.115 \ln(T) + 0.533 \ln(^{\circ}API) + 0.184(R_{sb})$$

$$\ln(c_o) = -7.633 - 1.497 \ln(2,100) + 1.115 \ln(220 + 460) + 0.533 \ln(40.7) + 0.184(743)$$

$$c_o = 1.80 \times 10^{-4} \text{ (lb / pg}^2\text{abs)}^{-1}$$

C.2.4 Viscosidad del aceite, μ_o . Basándose en el trabajo de Beggs y Robinson, Ng y Egbogah, desarrollaron una correlación (Fig. C.8) para la viscosidad del aceite muerto.

La correlación de Ng y Egbogah para $p \leq p_b$ es:

$$\log_{10}[\log_{10}(\mu_{od} + 1)] = 1.8653 - 0.025086(^{\circ}API) - 0.5644 \log(T_F), \dots\dots\dots(C.43)$$

en donde, μ_{od} , es la viscosidad del aceite muerto en cp y T , Temperatura en °F.

El promedio del error absoluto de la correlación dada por la ecuación C.43, es de un 6.6% para un sistema que contiene 394 muestras, las propiedades del aceite deben de estar en los rangos siguientes:

$$\begin{aligned} 59 < T_F < 176 \text{ }^{\circ}F \\ -58 < T_{pour} < 59 \text{ }^{\circ}F \\ 5.0 < ^{\circ}API < 58.0 \end{aligned}$$

en donde "pour", es en donde las sustancias no pueden fluir más y se convierten en sólidos.

La correlación de Beggs y Robinson (Fig. C.9) para la viscosidad de un aceite vivo como una función de la relación gas-aceite en solución es:

$$\mu_o = A \mu_{od}^B, \dots\dots\dots(C.44)$$

en donde:

$$A = 10.715(R_s + 100)^{-0.515}, \dots\dots\dots(C.45)$$

$$B = 5.44(R_s + 150)^{-0.338}, \dots\dots\dots(C.46)$$

el promedio del error absoluto de esta correlación es de 1.83 % para 2,073 puntos de muestreo, con propiedades que caen dentro de los rangos siguientes:

$$\begin{aligned} 0 < p < 5,250 \text{ lb / pg}^2\text{abs} \\ 20 < R_s < 2,070 \text{ ft}^3 \text{ de gas @c.e./Bl de aceite @c.e.} \\ 70 < T < 295 \text{ }^{\circ}F \\ 16 < ^{\circ}API < 58 \end{aligned}$$

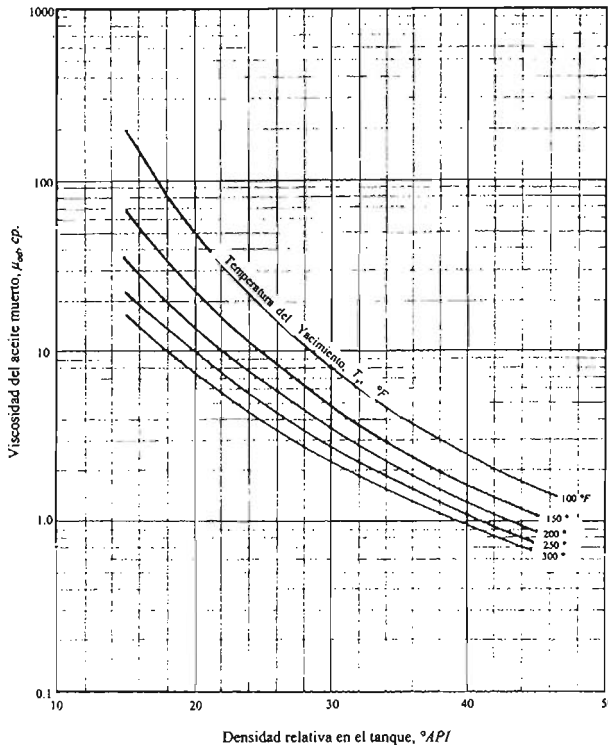


Fig. C.8-Viscosidad del aceite muerto, μ_{od} . Ng y Egbogah.

A presiones superiores al punto de burbujeo, la viscosidad del aceite se puede calcular empleando la correlación de Vázquez y Beggs (Fig. C.10).

La ecuación de la correlación es:

$$\mu_o = \mu_{ob} (p / p_b)^m, \dots\dots\dots (C.47)$$

en donde μ_{ob} , es la viscosidad del aceite (cp) en la presión del punto de burbujeo, y

$$m = 2.6 p^{1.187} \exp(-11.513 - 8.98 \times 10^{-5} p), \dots\dots\dots (C.48)$$

El promedio de error absoluto de este cálculo es de 7.54 % para 3,143 puntos. La correlación se desarrolla para aceites negros dentro de los rangos siguientes:

- 126 < p < 9,500 lb/pg² man
- 9.3 < R_s < 2,199 ft³ de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.
- 0.117 < μ_o < 148.0 cp
- 15.3 < °API < 59.5
- 0.511 < γ_g < 1.351 (aire=1.0)

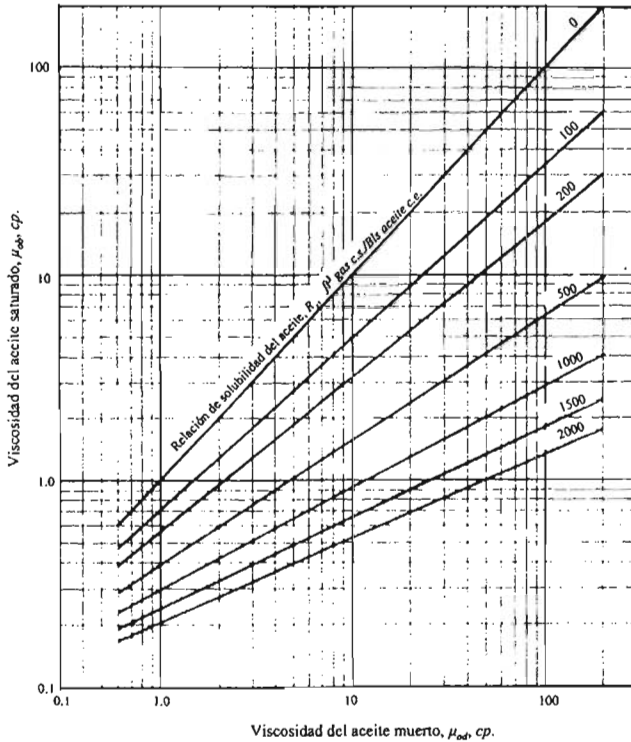


Fig. C.9-Viscosidad del aceite saturado., μ_{os} . Beggs y Robinson.

Ejemplo C.13-Cálculo de la viscosidad del aceite. Empleando los datos del ejemplo C.11, calcular la viscosidad del aceite a una presión 2,100 y 4,000 $lb/pg^2 abs$.

$$T_F = 220^\circ F$$

$$R_{u1} = 743 \text{ ft}^3 \text{ de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.}$$

$$R_{s1} = 570 \text{ ft}^3 \text{ de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.e.}$$

$$\gamma_g = 0.786$$

$$\gamma_o = 0.8217$$

$$^\circ API = 40.7$$

Solución.

Viscosidad del aceite a una $p=2,100 \text{ lb/pg}^2 abs$.

Para calcular la μ_o a una $p=2,100 \text{ lb/pg}^2 abs$, primero se calcula la viscosidad del aceite muerto empleando la correlación de Ng y Egbogah dada por la ecuación C.43 o la Fig. C.8.

$$\log_{10}[\log_{10}(\mu_{od} + 1)] = 1.8653 - 0.025086(^\circ API) - 0.5644 \log(T_F)$$

$$\log_{10}[\log_{10}(\mu_{od} + 1)] = 1.8653 - 0.025086(40.7) - 0.5644 \log(220) = -0.4778$$

ó

$$\mu_{od} = 1.152cp$$

A continuación, se calcula la viscosidad del aceite vivo a una $p=2,100 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, empleando la correlación de Beggs y Robinson dada por la ecuación C.44 a la C.46 o la Fig. C.9.

$$A = 10.715(R_s + 100)^{-0.515}$$

$$A = 10.715(570 + 100)^{-0.515} = 0.3754$$

$$B = 5.44(R_s + 150)^{-0.338}$$

$$B = 5.44(570.0 + 150)^{-0.338} = 0.5886$$

$$\mu_o = A\mu_{od}^B = (0.3754)(1.152)^{0.5886} = 0.4082 \text{ cp}$$

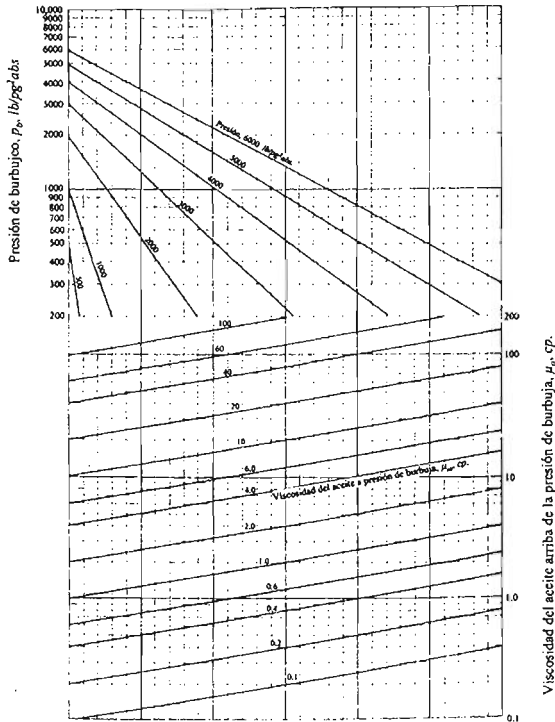


Fig. C.10-Viscosidad del aceite bajosaturado, μ_{ob} . Vázquez y Beggs.

Viscosidad del aceite a una $p=4,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

Usando la correlación de Beggs y Robinson dadas por las ecuaciones C.44 a la C.46 o la Fig. C.9.

$$A = 10.715(743 + 100)^{-0.515} = 0.3335$$

$$B = 5.44(743 + 150)^{-0.338} = 0.5472$$

$$\mu_o = A\mu_{od}^B = (0.3335)(1.152)^{0.5472} = 0.3606 \text{ cp}$$

Luego, se estima la viscosidad del aceite a $4,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, usando la correlación de Vazquez y Begg, dada por las ecuaciones C.47 y C.48 o con la Fig. C.10.

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

$$m = 2.6(4,000)^{1.187} \exp[-11.513 - (8.98 \times 10^{-5})(4,000)] = 0.3424$$

$$\mu_o = \mu_{ob} (p / p_b)^m$$

$$\mu_o = (0.3603)(4,000 / 2,620)^{0.3424} = 0.4165 \text{ cp}$$

C.2.5 Densidad del aceite, ρ_o .

Para realizar el cálculo de la densidad del aceite, se tienen tres distintas aplicaciones de la teoría de solución ideal. Cada aplicación va a depender de la cantidad de información disponible. La primera se aplica cuando se conoce la composición del líquido del yacimiento. La segunda se aplica cuando se conoce la R_s , la composición del gas y la densidad en °API del tanque de almacenamiento. La tercera se usa cuando se conoce la R_s , la densidad relativa del gas, γ_g y la densidad en el tanque de almacenamiento, °API.

C.2.5.1 Cálculo de la densidad del aceite a presión de saturación, usando los principios de solución ideal. a aplicación del principio de solución ideal para el cálculo de la densidad del aceite es muy sencillo. Se obtienen el peso molecular y el volumen de cada componente del Apéndice A, estos cálculos, están a presión de 14.696 lb/pg²abs y temperatura de 60°F.

El primer paso en el procedimiento de cálculo es determinar la densidad del líquido a condiciones de saturación, el siguiente es ajustar esta densidad a condiciones de yacimiento.

Estos son dos problemas asociados con este procedimiento. Primero, el metano y el etano no existen a condiciones estándar, así que la densidad del líquido a condiciones del yacimiento no existe para cualquiera de estos dos componentes. Segundo, una mezcla de hidrocarburos que es líquido a condiciones del yacimiento se evaporará parcialmente a condiciones estándar.

La solución para el primer problema es utilizar la *densidad de líquido aparente* para el metano y el etano. Esta densidad líquida aparente fue derivada de un estudio de mezclas que contenían metano y otros hidrocarburos pesados y mezclas de etano e hidrocarburos pesados.

Experimentalmente se determinaron las densidades de esta mezcla a distintas presiones y temperaturas elevadas y fueron ajustadas a presión y temperatura atmosférica, usando factores de compresibilidad y expansión térmica. Entonces la contribución de la masa y el volumen de los componentes pesados fueron restados. Esto representa la densidad líquida del metano y el etano, esta densidad líquida es aparente.

Esta densidad líquida aparente es ficticia. Sin embargo, representa la contribución de la densidad del metano y el etano a la mezcla de hidrocarburos. Únicamente se va a comentar el cálculo de la densidad de la mezcla cuando se conoce la composición.

8.2.5.2 Cálculo de la densidad del aceite cuando se conoce la composición.

Si hay presencia de componentes no hidrocarburos, el ácido sulfhídrico se incluye en el propano plus. Además, se puede determinar el porcentaje mol del metano en la mezcla y el porcentaje mol del etano en la fracción del etano y más pesados.

La fracción peso del metano en la mezcla es:

$$W1 = \frac{w_{C1}}{w_{mix}}, \dots\dots\dots(C.49)$$

donde w_{C1} es la masa del metano en lbm mol de metano/lbm mol de la mezcla y w_{mix} es la masa de la mezcla en lbm de la mezcla/lbm-mol de la mezcla.

La fracción peso del etano en el etano y más pesados, incluye los componentes no hidrocarburos.

$$W_2 = \frac{w_{C_2} + w_{N_2}}{w_{mix} - w_{C_1} - w_{CO_2}}, \dots\dots\dots(C.50)$$

donde el término del lado derecho de la ecuación tiene como significado según lo dado arriba. Estos dos valores son usados para obtener la relación de la densidad con la Fig. C.13. La relación de la densidad es multiplicada por la densidad del propano plus para calcular la densidad pseudolíquida.

Esta densidad pseudolíquida se ajusta con la densidad a presión y temperatura del yacimiento utilizando las Figs. C.11 y C.12. Las densidades calculadas por estos métodos son una aproximación a las densidades obtenidas experimentalmente para aceites negros y volátiles. Si la mezcla de líquidos contiene ácido sulfhídrico, se realiza un ajuste adicional con la Fig. C.14.

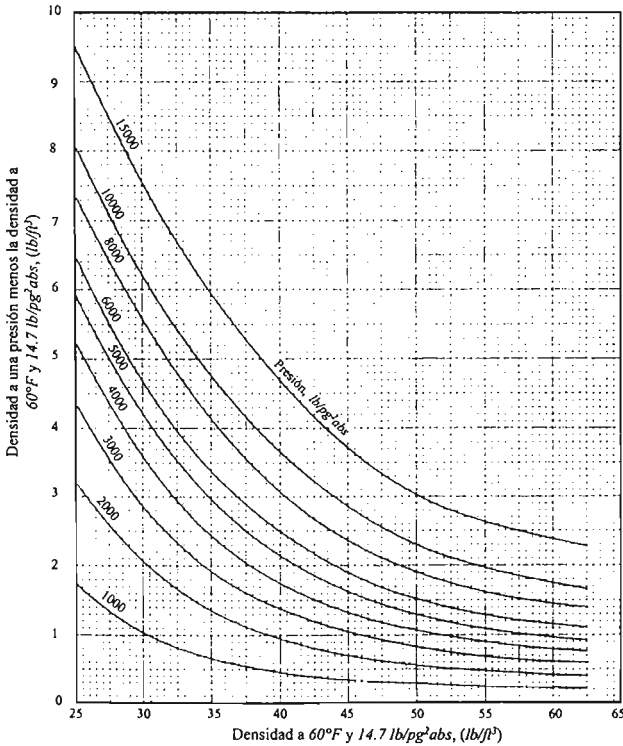


Fig. C.11-Densidad ajustada por compresibilidad isotérmica del líquido del yacimiento.

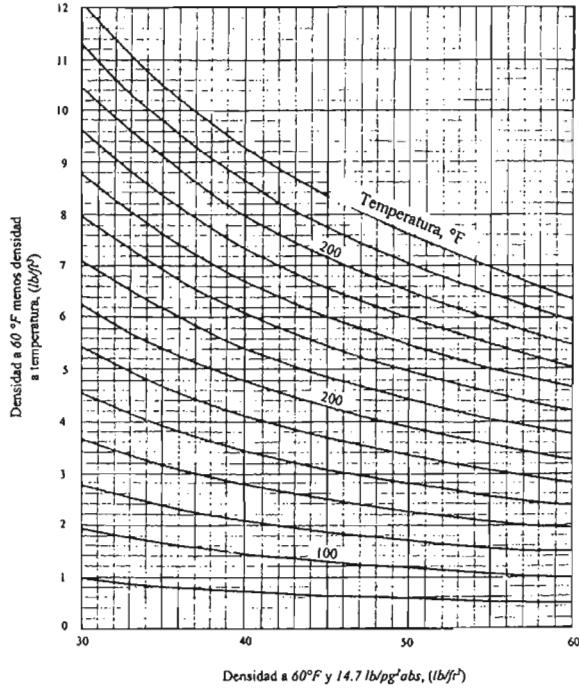


Fig. C.12-Densidad ajustada por expansión térmica isobárica del líquido del yacimiento.

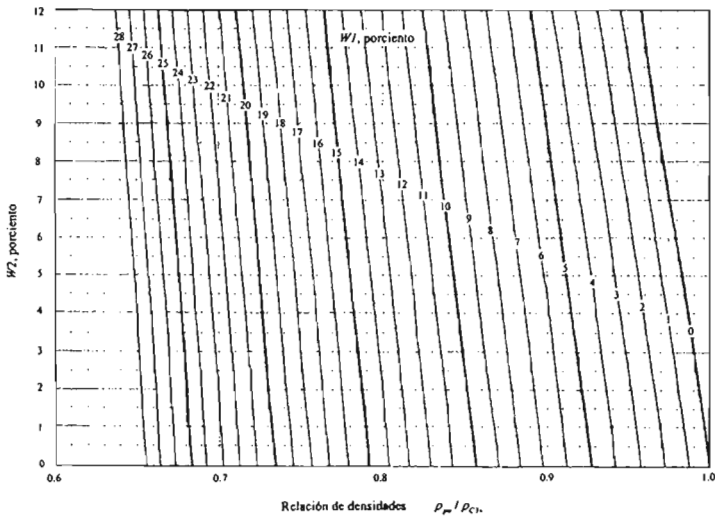


Fig. C.13-Relación de densidades a condiciones estándar para pseudolíquidos conteniendo metano y etano.

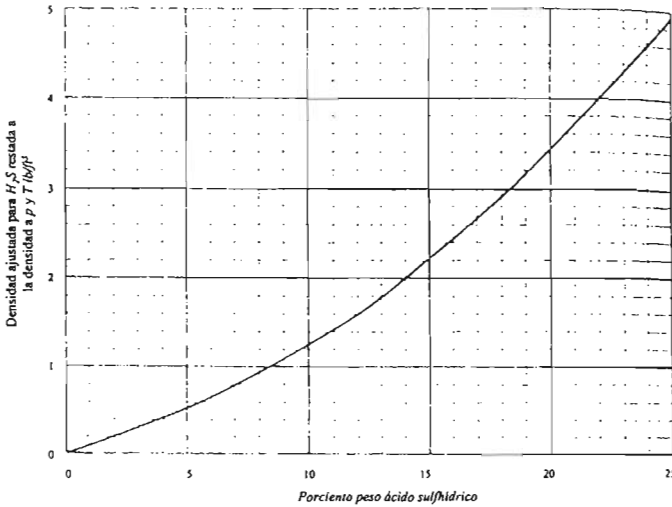


Fig. C.14-Densidad ajustada para hidrocarburos que contienen ácido sulfhídrico.

C.3 Contenido de vapor de agua en el gas natural.

El contenido de vapor de agua en el gas natural depende de la presión, la temperatura y la composición del gas. La composición tiene un mayor efecto en el contenido de vapor de agua a altas presiones.

C.3.2 Método de Bukacek. Es un método empírico que determinó que el contenido de vapor de agua en los gases naturales puede expresarse con la ecuación siguiente:

$$W = \left(\frac{A(T)}{p} + B(T) \right), \dots\dots\dots (C.51)$$

donde, W , es el contenido de vapor de agua en el gas en $lbm/MM ft^3$ a c.e., p es la presión en $lb/pg^2 abs$, $A(T)$ es una función de la temperatura y $B(T)$ es una segunda función de la temperatura.

La función $A(T)$ varía directamente proporcional con la presión de vapor del agua y la función $B(T)$ cae en una línea recta en una gráfica de $\log(B(T))$ vs $(Temperatura\ absoluta)^{-1}$. Los valores de las funciones $A(T)$ y $B(T)$ están dados en la **Tabla C.6**.

Tabla C.6-Datos de los parámetros $A(T)$ y $B(T)$ para la correlación de Bukacek.

Temperatura, (°F)	Presión de vapor, p_v , (lb/p² abs)	$A(T)$	$B(T)$
32	0.0885	4,210	2.65
60	0.256	12,200	5.77
100	0.942	45,100	15.3
150	3.72	177,000	43.2
200	11.5	547,000	104
250	29.8	1,420,000	222
300	67.0	3,180,000	430
350	135.0	6,390,000	7,775
400	247.0	11,700,000	1,360

Bukacek dio los valores de $A(T)$ y $B(T)$ con incrementos de $2\text{ }^{\circ}\text{F}$, desde $-40\text{ }^{\circ}\text{F}$ hasta $260\text{ }^{\circ}\text{F}$ e incrementos de $20\text{ }^{\circ}\text{F}$ hasta $460\text{ }^{\circ}\text{F}$. El análisis de regresión sobre los datos de la correlación de Bukacek fue conveniente para ajustar con logaritmos las variables $A(T)$ y $B(T)$, con las funciones recíprocas de los resultados de la temperatura en las ecuaciones.

$$\log_{10} A(T) = 10.9351 - 2,949.05T^{-1} - 318,045T^{-2}, \dots\dots\dots(C.52)$$

$$\log_{10} B(T) = 6.69449 - 3,083.87T^{-1}, \dots\dots\dots(C.53)$$

donde la temperatura, T , es en $^{\circ}\text{R}$.

Este método no incluye la corrección por salinidad o por la densidad relativa del gas. Con las correlaciones de las Figs. C.15 y C.16 se puede obtener el contenido de vapor de agua, W , en el punto de rocío del gas natural libre en equilibrio con el agua en fase líquida y se puede hacer corrección por el contenido de sales en el agua.

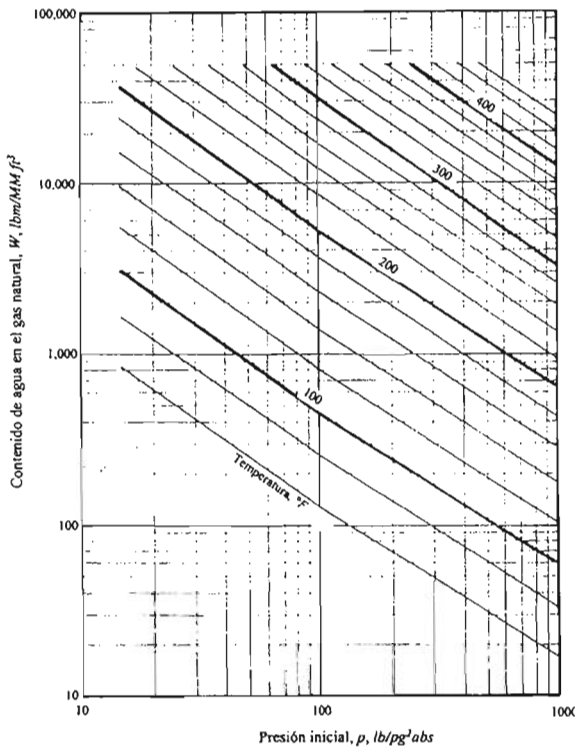


Fig. C.15-Contenido de vapor de agua en el gas natural a baja presión.

El contenido de vapor de agua obtenido de las Figs. C.15 y C.16 a temperaturas por debajo de las condiciones de formación de hidratos representa la formación del punto de rocío en el equilibrio entre el gas y el agua en fase líquida y entre el gas e hidratos sólidos. El contenido de agua en el gas natural

en equilibrio con hidratos es significativamente más bajo que el contenido de agua dado en la Fig. C.15, en particular a bajas temperaturas.

El final superior de las isobaras de las Figs. C.15 y C.16, determina la presión de vapor del agua pura en cada temperatura. El agua en fase líquida deja de existir a presiones por debajo del final de cada línea.

El promedio del error absoluto de esta correlación es menor al 5 %. Esto es, que se puede medir aproximadamente con exactitud el contenido de agua. La correlación fue desarrollada para gases secos. La presencia de hidrocarburos más pesados en gases húmedos y gases retrógrados incrementa el contenido de agua en un 10 % a $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y 20 % en $10,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$.

El gas natural contiene dióxido de carbono, CO_2 y ácido sulfhídrico, H_2S , lo que hace que se incremente el contenido de vapor de agua debido a la afinidad de estas sustancias con el agua. Estos datos no están cuantificados, sin embargo el contenido de agua podría ser mayor en un 5% que lo que se predice en estas correlaciones.

Las cantidades de nitrógeno, N_2 , o helio, He , que están presentes en el gas natural reducen el contenido de vapor de agua en el gas. Nuevamente, los datos disponibles están limitados, pero la disminución de vapor de agua podría ser no menor del 5 % sobre la Fig. C.15 y 10 % sobre la Fig. C.16.

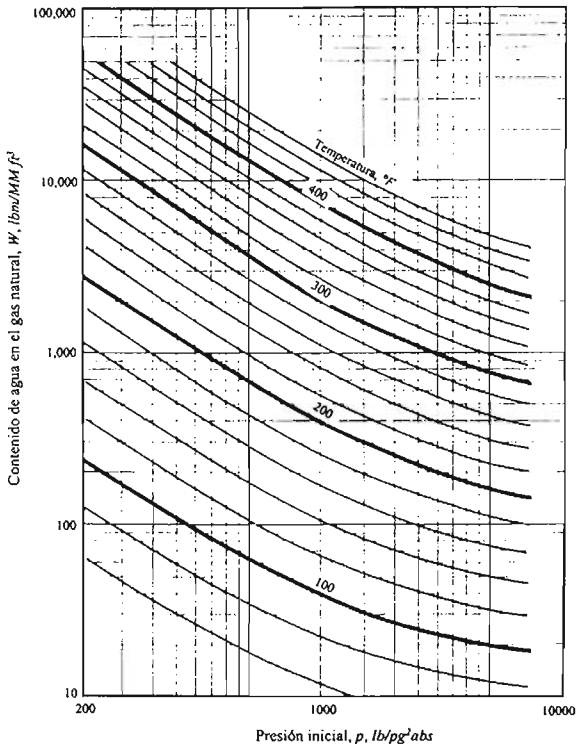


Fig. C.16-Contenido de vapor de agua en el gas natural a alta presión.

La salinidad del agua reduce la presión parcial del agua, por lo que reduce el contenido de vapor de agua en el gas. Con la Fig. C.17 se realiza un ajuste que al ser aplicado al contenido de vapor de agua de las Fig. C.15 y C.16, aproxima el efecto del contenido de sales en el agua del yacimiento.

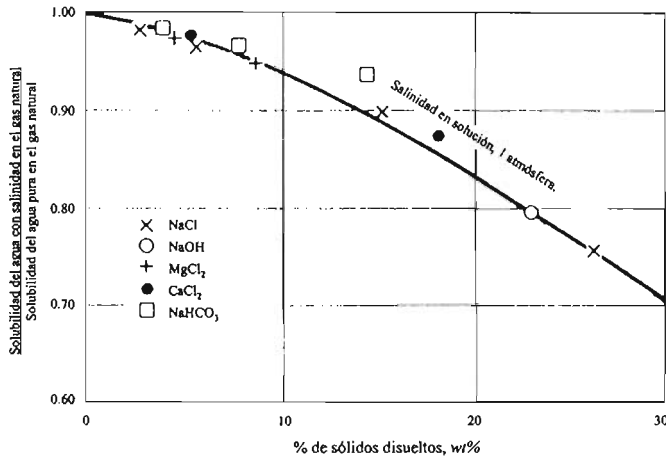


Fig. C.17-Efecto de la salinidad en el contenido de vapor de agua en el gas natural.

Ejemplo C.13-Cálculo del contenido de vapor de agua en el gas. Calcular el contenido de vapor de agua en el gas, W vs p , a $300\text{ }^\circ\text{F}$, utilizando valores de presión de $2,000$, $4,000$, $6,000$ y $8,000\text{ lb/pg}^2\text{ abs}$ utilizando la correlación de Bukacek.

Solución.

A $300\text{ }^\circ\text{F}$, $A(T)=3,180,000$ y $B(T)=430$; por lo que utilizando la ecuación C.51, se calcula el contenido de vapor de agua, para cada una de las presiones de vapor dadas.

$$W = \left(\frac{A(T)}{p} + B(T) \right) = \frac{3,180,000}{p} + 430$$

Los valores del contenido de vapor agua, W , calculados con la ecuación anterior y leída de la Fig. C.16 se presentan en la Tabla C.7. En este ejemplo no se realiza ninguna corrección por salinidad.

Tabla C.7. Valores obtenidos de W , para el ejemplo C.13.

Presión de vapor, p_v , ($\text{lb/p}^2\text{ abs}$)	W calculado con la ecuación C.49 (lb/MM ft^3)	W obtenido de la Fig. C.12 (lb/MM ft^3)
2,000	2,020	2,000
4,000	1,225	1,200
6,000	960	950
8,000	827.5	800

C.4 Hidratos

Los hidratos son combinaciones físicas de agua y gas natural formados a presión y temperatura considerablemente arriba del punto de congelamiento del agua.

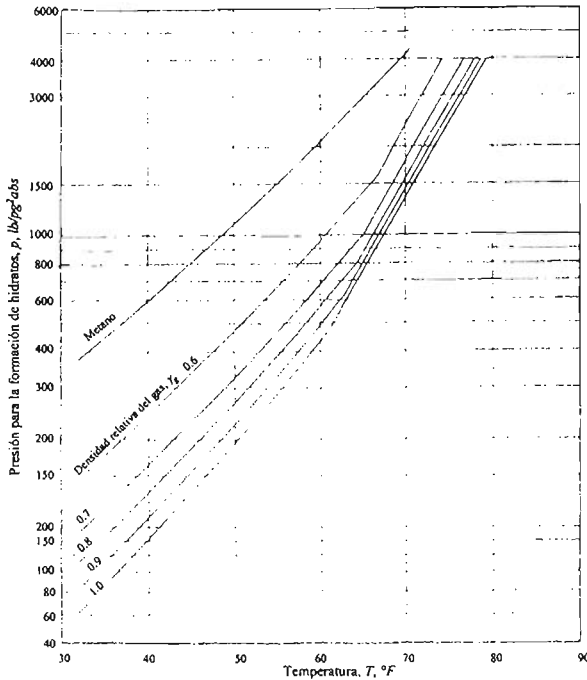


Fig. C.18-Condiciones para la formación de hidratos de gases naturales.

Estos son cristales sólidos formados cuando el gas natural está en presencia de agua libre por debajo de la temperatura llamada temperatura del hidrato.

La formación de hidratos no es igual que la condensación del agua disuelta debajo de la presión de rocío, sin embargo, el agua condensada proporciona el agua libre necesaria en el sistema para la formación de hidratos.

Las principales condiciones que promueven la formación de hidratos son: que exista gas por debajo del punto de rocío del agua con agua libre presente, bajas temperaturas y altas presiones.

Las condiciones secundarias son: altas velocidades, pulsaciones de presión, codos en la tubería, orificios, estranguladores o reguladores de presión, agitación y presencia de H_2S y CO_2 .

La formación de hidratos puede dividirse de dos maneras (Figs. C.18 a C.23).

1. La formación de hidratos a presión constante debido a una repentina disminución de temperatura en las tuberías de producción o líneas superficiales. La temperatura de los hidratos, es una función de la presión y la densidad relativa del gas (composición), puede estimarse usando la Fig. C.18. Los hidratos se formarán si las condiciones de temperatura y presión graficadas quedan a la izquierda de la línea de la densidad relativa del gas. Esta correlación es aplicable sólo para gases naturales dulces, la presencia de contaminantes como (H_2S y CO_2) incrementará la posibilidad de que se formen los hidratos y debe ser considerado.
2. La formación de hidratos debido a una repentina expansión a través de una restricción en la circulación del flujo. Una expansión repentina a través de una restricción en el flujo será acompañada por una caída de temperatura que puede promover la formación del hidrato. Las Figs. C.19 a la C.23 pueden usarse para determinar las condiciones a las que se puedan formar hidratos.

Estas correlaciones están graficadas para la densidad relativa de los gases y pueden usarse para gases con densidades intermedias por medio de interpolación lineal entre las correlaciones. Estas correlaciones también están limitadas a los gases naturales dulces.

Ejemplo C.14-Formación de hidratos de metano por una repentina caída de temperatura. Una caída repentina de la temperatura ocurre en las líneas de flujo. Un gas de densidad relativa de 0.8 se encuentra a una presión de 1,000 $lb/pg^2 abs$. Determinar hasta qué grados la temperatura puede reducirse, sin que haya formación de hidratos, asumiendo que hay presencia de agua libre.

Solución.

Con la Fig. C.21 de una densidad relativa de 0.8 y una presión de 1,000 $lb/pg^2 abs$, la temperatura de los hidratos es de 66°F. Así que la formación de hidratos se dará por debajo de los 66 °F.

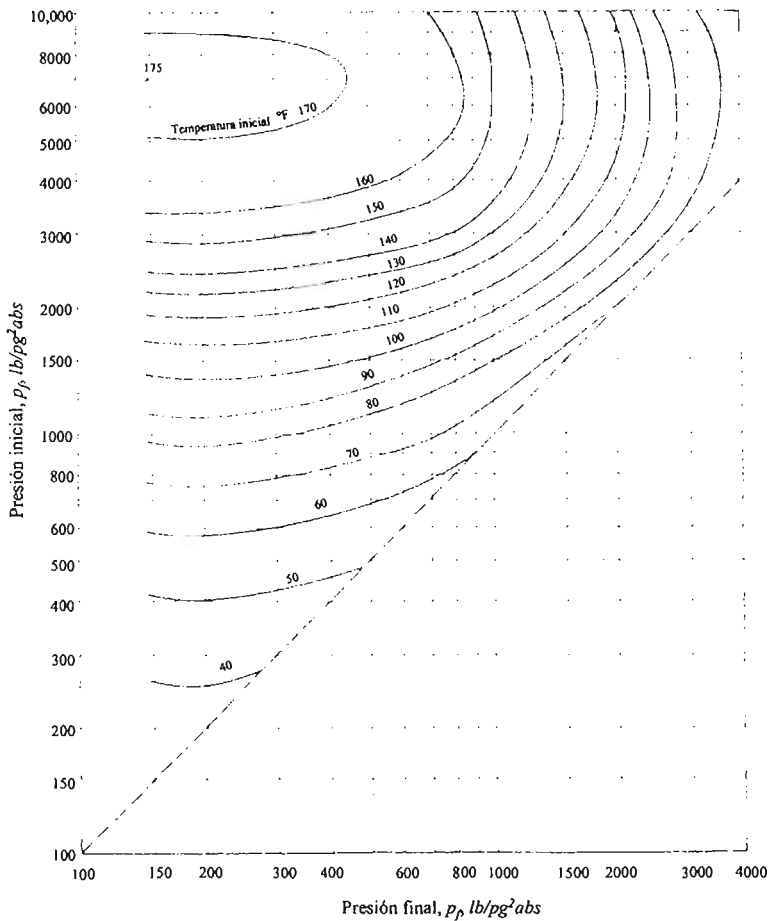


Fig. C.19-Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.6 sin que se formen hidratos.

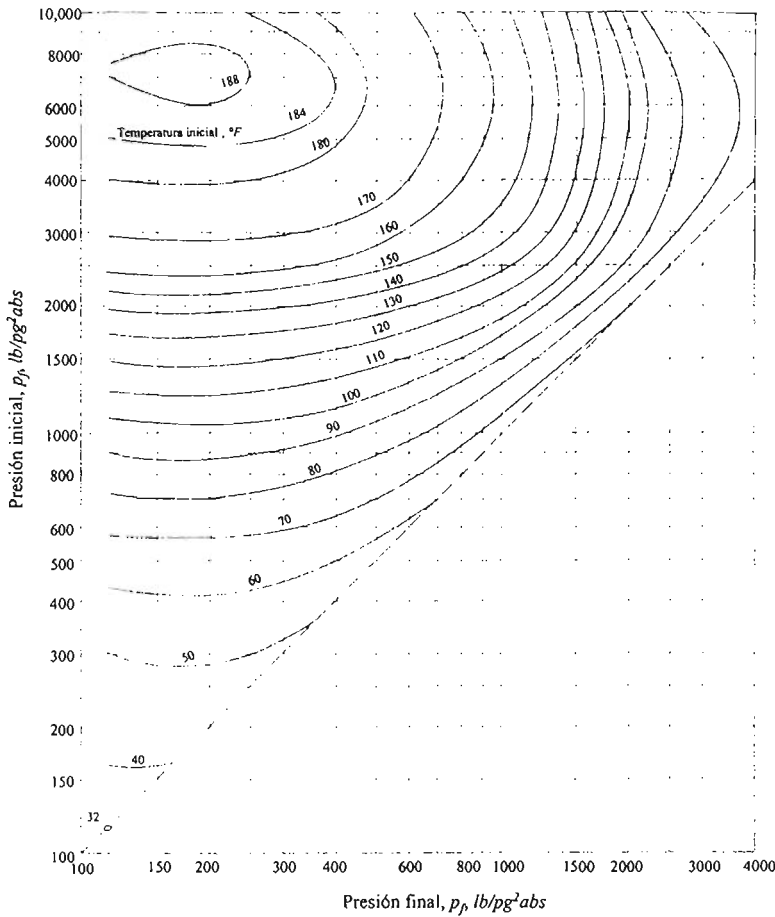


Fig. C.20-Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.7 sin que se formen hidratos.

Ejemplo C.15-Formación de hidratos debido a una expansión repentina por estrangulamiento. Una expansión repentina ocurre en la línea superficial. Un gas con densidad relativa de 0.8 se encuentra a una presión de 1,000 $lb/pg^2 abs$ y 100 °F. Determinar la mínima presión para que el gas pueda expandirse sin que se formen hidratos, asuma la presencia de agua libre. ¿Cuál es la presión inicial a 800 $lb/pg^2 abs$? Además, determinar la temperatura inicial mínima permisible para la expansión de 1,000 $lb/pg^2 abs$ hasta 440 $lb/pg^2 abs$ sin que se formen hidratos.

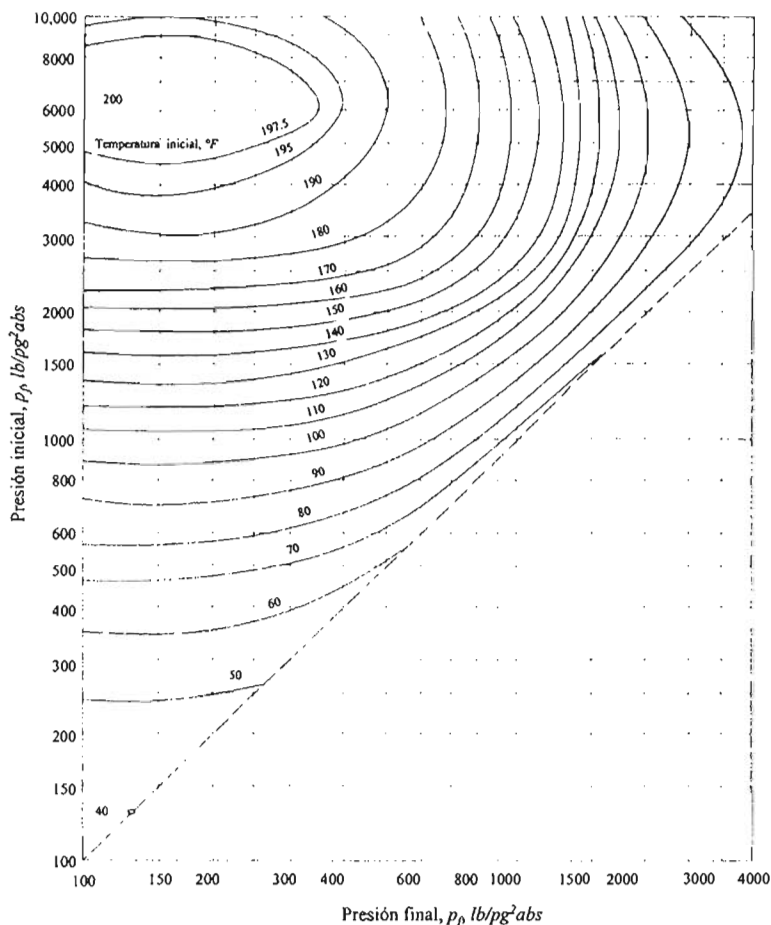


Fig. C.21-Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.8 sin que se formen hidratos.

Solución.

En la Fig. C.21, se interseca la isobara con una presión inicial de $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y la isoterma de temperatura inicial de $100 \text{ }^\circ\text{F}$, se proyecta hacia el eje de las abscisas obteniéndose una presión final de $440 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$. Esta es la presión máxima a la cual se puede expandir el gas sin que se formen hidratos. Si la presión es inicialmente de $800 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, la temperatura inicial de $100 \text{ }^\circ\text{F}$, la curva de la temperatura inicial es de $100 \text{ }^\circ\text{F}$ en la Fig. C.21, no intercepta la presión inicial de $800 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$. Entonces el gas puede expandirse hasta la presión atmosférica sin que se presente la formación de hidratos.

Para la expansión de $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ a $440 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, se busca la intersección de la curva de la presión inicial de $1,000 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$ y la línea de la presión final a $440 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs}$, que es la temperatura inicial de $100 \text{ }^\circ\text{F}$. Por lo tanto $100 \text{ }^\circ\text{F}$ es la mínima temperatura inicial para evitar la formación de hidratos.

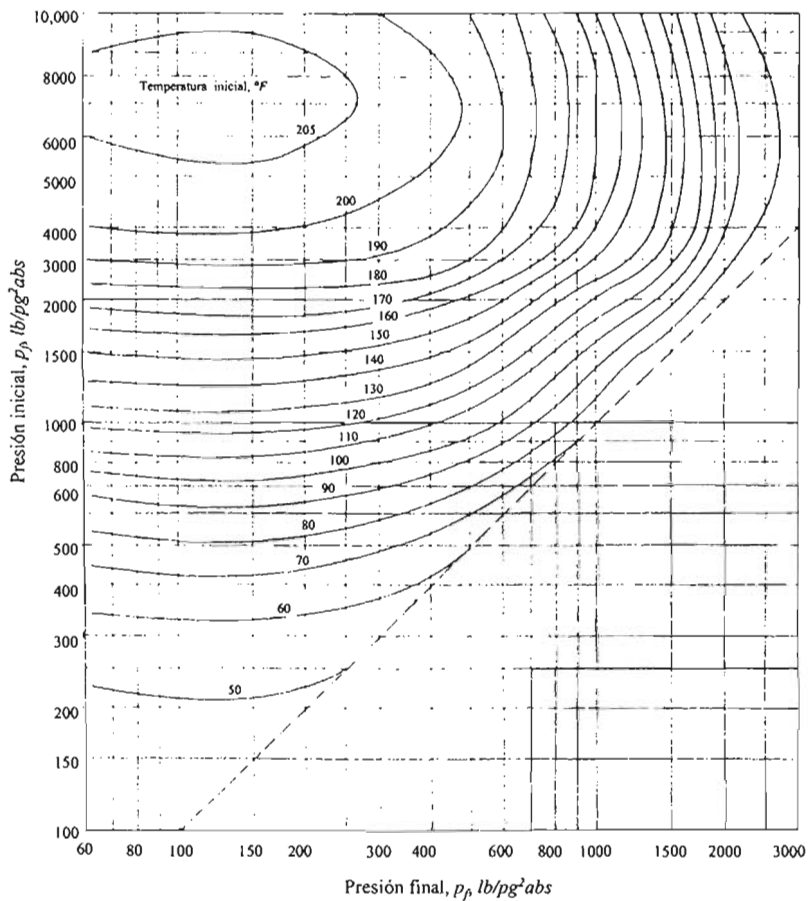


Fig. C.22-Expansión permisible de gases con densidad relativa de 0.9 sin que se formen hidratos.

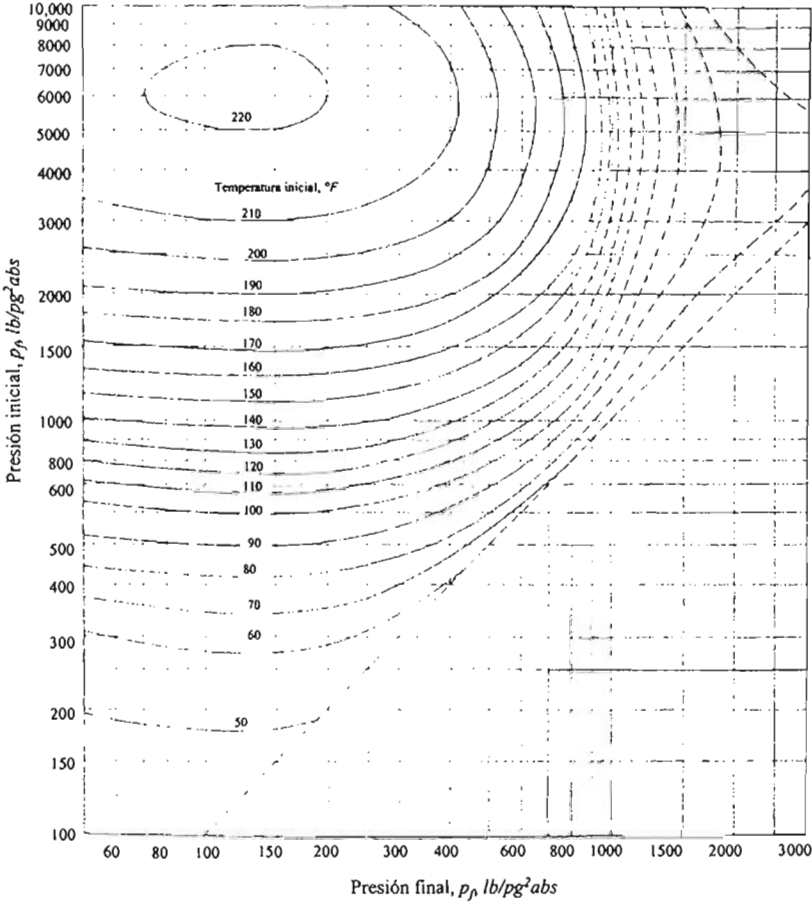


Fig. C.23-Expansión permisible de gases con densidad relativa de 1.0 sin que se formen hidratos.