



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**INGENIERÍA DE YACIMIENTOS DE GAS SECO,  
GAS HÚMEDO Y GAS CONDENSADO**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:**

**INGENIERA QUÍMICA**

**PRESENTA**

**MARIEL PÉREZ CASTILLO**



**Ciudad Universitaria, CDMX.**

**2016**



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.



## **JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE:** RAMIRO EUGENIO DOMÍNGUEZ DANACHE  
**VOCAL:** LUIS MIGUEL TREJO CANDELAS  
**SECRETARIO:** JORGE ALBERTO ARÉVALO VILLAGRÁN  
**1ER SUPLENTE:** ROSA MARÍA VILLEGAS ORTEGA  
**2o SUPLENTE:** ELIZABETH KATINKA GALVÁN MIRANDA

## **SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

Facultad de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México  
Circuito de la Investigación Científica, Ciudad Universitaria, Colonia Copilco  
Coyoacán, C.P. 04510, Delegación Coyoacán

## **ASESOR:**

Jorge Alberto Arévalo Villagrán

---

FIRMA

## **SUSTENTANTE:**

Mariel Pérez Castillo

---

FIRMA

# Índice

• <b>Introducción</b>	<b>1</b>
<b>1 Ecuaciones de estado para gases naturales</b>	<b>4</b>
1.1 Introducción	4
1.2 Comportamiento ideal de gases puros	5
1.2.1 Ecuación de Boyle	5
1.2.2 Ecuación de Charles	6
1.2.3 Ley de Avogadro	6
1.2.4 Derivación de la ecuación de estado de gases ideales	7
1.2.5 Constante universal de los gases reales, R	14
1.2.5.1 Constante universal de los gases para varios sistemas de unidades	14
1.2.6 Comportamiento de una mezcla de gases ideales	15
1.2.6.1 Ley de Dalton de presiones parciales (Ley de presiones aditivas)	16
1.2.6.2 Ley de Amagat de volúmenes parciales (Ley de volúmenes aditivos)	18
1.2.7 Fracción volumen y fracción peso	20
1.2.7.1 Fracción volumen	20
1.2.7.2 Fracción peso	21
1.2.7.3 Procedimiento para convertir de fracción mol a fracción peso	21
1.2.7.4 Procedimiento para convertir de fracción peso a fracción mol	22
1.3 Comportamiento de gases reales	24
1.3.1 La ecuación de estado de compresibilidad	25
1.3.2 La Ley de los estados correspondientes	29
1.3.3 Ecuación de estado de la compresibilidad para mezclas de gases	35
1.3.4 Métodos para calcular las propiedades pseudocríticas de mezclas de gases y de mezclas formadas por heptanos y más pesados ( $C^{7+}$ )	39
1.3.4.1 Propiedades pseudocríticas de mezclas de gases cuando su composición no se conoce	39
1.3.4.2 Propiedades pseudocríticas de mezclas de gases cuando la composición se conoce	46
1.3.4.3 Propiedades pseudocríticas de mezclas formadas por hidrocarburos heptanos y más pesados ( $C^{7+}$ )	47
1.3.5 Efecto de componentes no hidrocarburos sobre el factor Z	50
1.3.5.1 Método de Wichert-Aziz para la corrección de las propiedades pseudocríticas de una mezcla de gases hidrocarburos con presencia de gases no hidrocarburos	51
1.3.5.2 Método de corrección de Carr-Kobayashi-Burrows para la corrección de las propiedades pseudocríticas de una mezcla de gases en presencia de gases no hidrocarburos	52
<b>2 Introducción y clasificación de los yacimientos petroleros de acuerdo al tipo de fluidos</b>	<b>55</b>
2.1 Introducción a la ingeniería de yacimientos de gas natural	55
2.2 Clasificación de los yacimientos petroleros por el tipo de fluidos	62

2.2.1	Introducción	62
2.2.2	Diagrama de fase de presión-temperatura para mezclas multicomponentes	64
2.2.2.1	Mezcla de dos componentes puros	64
2.2.2.2	Comportamiento multicomponente de los fluidos en los yacimientos petroleros	66
2.2.2.3	Diagrama de fase para sistemas multicomponentes de hidrocarburos	66
2.2.3	Clasificación de los yacimientos petroleros	69
2.2.3.1	Yacimientos de aceite ( $T_Y < T_C$ )	69
2.2.3.2	Yacimientos de gas natural	71
2.2.4	Tipos de fluidos en los yacimientos petroleros	72
2.2.4.1	Aceites negros	72
2.2.4.2	Aceites volátiles	73
2.2.4.3	Gas y condensado (gases retrógrados)	73
2.2.4.4	Gas húmedo	75
2.2.4.5	Gas seco	75
2.2.5	Diagramas de fase de presión-temperatura para los fluidos petroleros	76
2.2.5.1	Diagrama de fase de presión-temperatura para aceites negros	76
2.2.5.2	Diagrama de fase de presión-temperatura para aceites volátiles	78
2.2.5.3	Diagrama de fase de presión-temperatura para gas y condensados (retrógrado)	79
2.2.5.4	Diagrama de fase de presión-temperatura para gases húmedos	81
2.2.5.5	Diagrama de fase de presión-temperatura para gas seco	82
2.2.6	Identificación del tipo de fluidos a partir de datos de laboratorio y de producción	83
2.2.6.1	Aceites negros	85
2.2.6.1.1	Identificación de aceites negros con datos de campo	85
2.2.6.1.2	Identificación de aceites negros con análisis de laboratorio	86
2.2.6.2	Aceites volátiles	86
2.2.6.2.1	Identificación de aceites volátiles con datos de campo	87
2.2.6.2.2	Identificación de aceites volátiles con análisis de laboratorio	87
2.2.6.3	Condensados de gas	88
2.2.6.3.1	Identificación de condensados de gas con datos de campo	89
2.2.6.3.2	Identificación de condensados de gas con análisis de laboratorio	90
2.2.6.4	Identificación de gases húmedos en el campo	90
2.2.6.4.1	Identificación de gases húmedos a partir del análisis de laboratorio	90
2.2.6.5	Identificación del gas seco a partir del análisis de la producción	91
2.2.6.5.1	Identificación del gas seco a partir del análisis del laboratorio	91
<b>3</b>	<b>Propiedades de los fluidos petroleros: Aceite, gas y agua</b>	<b>92</b>
3.1	Introducción	92
3.2	Propiedades de los gases naturales	92
3.2.1	Volumen a condiciones estándar, $V_{ce}$	95
3.2.2	Peso molecular aparente de una mezcla de gases, $M_a$	95
3.2.3	Densidad de una mezcla de gases	96
3.2.4	Volumen específico de una mezcla de gases	97

3.2.5	Densidad relativa de una mezcla de gases $\gamma_g$	97
3.2.6	Moles y fracción mol	101
3.2.7	Factor de desviación de los gases reales (factor de desviación z)	101
3.2.8	Factor de volumen del gas de formación $B_g$	102
3.2.9	Coeficiente de compresibilidad isotérmico del gas $C_g$	103
3.2.9.1	Coeficiente de compresibilidad isotérmico, $C_{g,i}$ , para un gas ideal	105
3.2.9.2	Coeficiente de compresibilidad isotérmico, $C_{g,r}$ , para un gas real	106
3.2.9.3	Compresibilidad pseudoreducida	108
3.2.10	Coeficiente de la viscosidad del gas	112
3.2.11	Viscosidad de gases puros	114
3.2.12	Viscosidad de una mezcla de gases	115
3.2.13	Viscosidad del gas a presión alta	120
3.3	Propiedades del aceite negro. Definiciones	126
3.3.1	Densidad relativa del aceite, $\gamma_o$	123
3.3.2	Factor de volumen de formación del aceite, $B_o$	124
3.3.3	Relación gas en solución-aceite o relación de solubilidad, $R_s$	126
3.3.4	Factor de volumen total de la formación o factor de la fase mixta, $B_t$	128
3.3.5	Coeficiente de compresibilidad isotérmica del aceite $C_o$ , (compresibilidad del aceite)	130
3.3.5.1	Presiones por arriba de la presión de saturación (presión de burbuja)	131
3.3.5.2	Presiones por debajo de la presión de saturación	134
3.3.6	Coeficiente de viscosidad del aceite, $\mu_o$	137
3.4	Propiedades del agua del yacimiento. Definiciones.	139
3.4.1	Factor de volumen del agua de formación, $B_w$	139
3.4.2	Densidad del agua de formación	143
3.4.2.1	Composición del agua de formación en el aceite	143
3.4.2.2	Efecto de la salinidad del agua de formación	144
3.4.3	Solubilidad del gas natural en el agua (Relación gas en solución/agua, $R_{sw}$ )	145
<b>4</b>	<b>Conceptos fundamentales de la ingeniería de yacimiento de gas</b>	<b>147</b>
4.1	Introducción	147
4.2	Ecuación general de balance de materia (EGBM)	147
4.2.1	Ecuación general de balance de materia para yacimientos de gas seco de tipo volumétrico	150
4.3	Influencia de la entrada de agua en la explotación de yacimientos de gas	162
4.4	Incertidumbre en la estimación de las reservas en yacimientos de gas con entrada de agua	165
4.5	Yacimientos que tienen presiones muy altas o anormales	168
4.6	Conversión de condensados y vapor de agua producida a gas equivalente	171
4.7	Limitación y errores de la EGBM	173
4.8	Efecto del gasto en la recuperación final del gas	174
<b>5</b>	<b>Fundamentos para yacimientos de composición variable (cercaos al punto crítico)</b>	<b>175</b>
5.1	Ecuación de Balance de Materia	175
5.2	Correlación empírica de Eaton y Jacoby para la predicción del comportamiento	

de un yacimiento de composición variable	179
5.2.1 Bases para la correlación del cálculo del volumen original de gas (G) a c.e	183
5.3 Comportamiento volumétrico de los yacimientos de gas y condensado	184
5.4 Constantes de equilibrio ( $K_i$ )	197
5.4.1 Constantes de equilibrio basadas en el concepto de presiones parciales	198
5.4.2 Constantes de equilibrio para soluciones reales	198
5.5 Cálculos de equilibrio de fases	202
5.6 Procedimiento de cálculo para la solución de problemas de equilibrio de fases	205
5.6.1 Método de ensaye y error para cálculos de equilibrio de fases	205
5.6.2 Método de Holland y Davidson (H-D) para cálculos de equilibrio de fases	206
5.7 Comparación entre la predicción y el comportamiento real de yacimientos de gas y condensado	208
5.8 Importancia de los datos en los cálculos de la recuperación en yacimientos de gas y condensado	210
<b>6 Pruebas de potencial en pozos de gas</b>	<b>218</b>
6.1 Ecuación básica para la interpretación de pruebas de potencial	218
6.2 Interpretación de pruebas de potencial	220
6.2.1 Pruebas convencionales de potencial	220
6.2.2 Pruebas isocronales de potencial	222
6.2.2.1 Pruebas isocronales modificadas	225
6.3 Determinación del potencial de un pozo empleando los resultados del análisis de pruebas de presión	226
• <b>Conclusiones</b>	<b>228</b>
• <b>Bibliografía</b>	<b>234</b>

## NOMENCLATURA

Símbolo	Nombre	unidades
$w_{gi}$	Fracción másica del componente $i$ en la fase vapor	Fracción
$w_{oi}$	Fracción másica del componente $i$ en la fase líquida	Fracción
$(EG)_{cond}$	Volumen equivalente de gas de los condensados producidos	$ft^3_{ce}/B_{ce}$
$\bar{c}_w$	Compresibilidad del agua intersticial	$(lb/in^2 abs)^{-1}$
$B_{Ig}$	Factor de volumen de gas inyectado	
$B_g$	Factor de volumen de formación de gas	$ft^3 gas @ c. y./ft^3 gas @ c. e.$
$B_{gc}$	Factor de volumen de gas en el casquete	
$B_{gi}$	Factor de volumen de formación de gas inicial	$ft^3 gas @ c. y./ft^3 gas @ c. e.$
$B_o$	Factor de volumen de formación del aceite	
$B_t$	Factor de volumen total de la formación o factor de la fase mixta	$(Bls aceite y gas en solución@c. y + Bls gas@c. y.)/(Bls aceite@c. e)$
$B_w$	Factor de volumen del agua de formación	$\frac{Bls agua + gas disuelto @c. y.}{Bls agua @c. e.}$
$C_{vEH}$	Constante de entrada de agua	$2\pi r_w^2 h \phi c_t$
$E_p$	Eficiencia volumétrica de desplazamiento	Fracción
$GB_{gi}$	Volumen de gas inicial in-situ	$ft^3_{ce} @c. y.$
$G_I$	Gas inyectado al casquete	$ft^3_{ce}$
$G_{ip}$	Volumen de gas producido	$ft^3_{ce}$
$G_p$	Producción acumulada de gas	$ft^3_{ce}$
$G_p^1$	Volumen de gas producido sin incluir los condensados equivalentes	$ft^3_{ce}$
$G_{pc}$	Gas libre del casquete producido	$ft^3_{ce}$
$G_{pr}$	Volumen total de gas residual	$(Mft^3_{ce}/acre - ft)$
$G_{ps}$	Gas en solución producido	$ft^3_{ce}$
$K_i$	Constantes de equilibrio vapor-líquido	-
$M_a$	Peso molecular aparente de una mezcla de gases	$lbm/lbm - mol$
$M_j$	Peso molecular del componente $j$	$lbm/lbm - mol$
$N_p$	Producción acumulada de aceite, o volumen acumulado de condensado producido	$Bls @ c. e.$
$Q_D(t_D)$	Entrada de agua acumulativa	Adimensional
$R_{cs}$	Relación de la producción del gas en solución con respecto a la producción de aceite	
$R_e$	Número de Reynolds, relación de fuerzas de inercia a fuerzas de viscosidad	-
$R_s$	Relación de solubilidad	$ft^3@c. e./Bls @c. e.$
$R_{sb}$	Cantidad de gas en solución a la presión de burbuja	$\left( \frac{Bls gas a c. e.}{Bls aceite a c. e.} \right)$



$R_{sb} - R_s$	Volumen de gas liberado en el yacimiento (gas libre)	$\left( \frac{Bls \text{ gas a c.e.}}{Bls \text{ aceite a c.e.}} \right)$
$R_{si}$	Relación de solubilidad inicial (relación de producción inicial gas-aceite)	$\frac{ft^3 \text{ gas @c.e.}}{Bls \text{ aceite @c.t}}$
$R_{sw}$	Relación de gas en solución-agua	$\frac{ft^3 \text{ gas @c.e.}}{Bls \text{ agua @c.e}}$
$R_t$	Relación total gas-condensado	$ft^3/Bl$
$S_{gr}$	Saturación residual de gas	%
$S_w$	Saturación de agua	%, fracción
$T'_{pc}$	Temperatura pseudocrítica corregida o temperatura pseudocrítica prima (método de Wichert – Aziz)	$^{\circ}R, ^{\circ}F$
$T_c$	Temperatura crítica	$^{\circ}R, ^{\circ}F$
$T_{cb}$	Temperatura cricondebara	$^{\circ}R, ^{\circ}F$
$T_{cri}$ o $T_{ct}$	Temperatura cricondeterma	$^{\circ}R, ^{\circ}F$
$T_d$	Temperatura de rocío	$^{\circ}R, ^{\circ}F$
$T_{pc}$	Temperatura pseudocrítica	$^{\circ}R, ^{\circ}F$
$T_{pr}$	Temperatura pseudoreducida,	Adimensional
$T_r$	Temperatura reducida	Adimensional
$T_y$	Temperatura del yacimiento	$^{\circ}R, ^{\circ}F, ^{\circ}C$
$V_{hc}$	Volumen de hidrocarburos contenidos	$acre - ft$
$V_M$	Volumen molar	$ft^3/mol$
$V_c$	Volumen original de hidrocarburos contenidos en la celda	$cm^3, ft^3$
$V_{ce}$	Volumen a condiciones estándar	$ft^3@c.e.$
$V_i$	Volumen inicial de gas	$ft^3@c.y.$
$V_l$	Volumen total de líquidos	$(B_{ce}/acre - ft)$
$V_p$	Volumen poroso del yacimiento	$ft^3$
$V_{phc}$	Volumen de gas por barril de volumen poroso de hidrocarburos	$ft^3/ft^3 \text{ vol. poroso}$
$V_r$	Volumen reducido	Adimensional
$V_r$	Volumen de gas remanente en el yacimiento	$ft^3@c.e.$
$W_I$	Agua inyectada al acuífero	$Bls$
$W_e$	Volumen de agua, entrada de agua al yacimiento	$Bls @c.y$
$W_p$	Producción acumulada de agua	$Bls @c.e.$
$c_f$	Compresibilidad de la formación	$(lb/in^2 abs)^{-1}, (psia)^{-1}$
$c_g$	Coefficiente de compresibilidad isotérmico del gas o compresibilidad del gas	$(lb/in^2 abs)^{-1}, (psia)^{-1}$
$c_o$	Compresibilidad del aceite	$(lb/in^2 abs)^{-1}, (psia)^{-1}$
$c_{pr}$	Compresibilidad pseudoreducida, $c_g p_{pc}$	Adimensional
$c_t(p)$	Compresibilidad total	$(lb/in^2 abs)^{-1}, psia^{-1}$
$f_{gi}, f_g$	Fugacidad en la base vapor del componente $i$	-
$f_{li}, f_L$	Fugacidad en la fase líquida del componente $i$	-

$k_r$	Permeabilidad relativa	-
$n_e$	Número de etapas de depresionamiento	-
$p_{ab}$	Presión de abandono	$lb/in^2 abs, psia$
$p_{cgo}$	Presión capilar gas-aceite	$lb/in^2 abs, psia$
$p_{cow}$	Presión capilar aceite-agua	$lb/in^2 abs, psia$
$p_i$	Presión parcial del componente $i$ en el líquido, Ley de Raoult	$lb/in^2 abs, psia$
$p_i^o$	Presión de vapor del componente $i$ a la temperatura $T$ , Ley de Raoult	$lb/in^2 abs, psia$
$p_k$	Presión de convergencia	$lb/in^2 abs, psia$
$p_m$	Presión media	$lb/in^2 abs, psia$
$p_o$	Presión en el plano de referencia, Ley de Darcy	$lb/in^2 abs, psia$
$p_p(p)$	Pseudopresión o potencial de gas real, $m(p) = \frac{1}{2} \int \frac{dp}{\mu z}$	-
$p_{pD}$	Pseudopresión adimensional	-
$p_{pri}$	Presión pseudoreducida inicial	-
$p_{pro}$	Presión pseudoreducida de referencia	-
$q^*$	Gasto producido o inyectado	$ft^3/Día$
$x_i$	Fracción mol del componente $i$ en la fase líquida, Ley de Raoult	Fracción, %
$y_{i,j}$	Fracción mol del componente $i$ en el gas que se extrae de la celda durante el decremento de presión $j$	Fracción
$y_i$	Fracción mol del componente $i$ en la fase vapor, Ley de Raoult	Fracción, %
$y_j$	Fracción mol del componente $j$	Fracción, %
$z_{2f}$	Factor de compresibilidad de dos fases	-
AVC	Agotamiento a volumen constante	-
COGA	Contacto original gas-agua	$ft^3/ft^3$
CVD	Constant-Volume-Depletion	-
EdE	Ecuación de estado	-
EGBM	Ecuación general de balance de materia	-
EoS	Ecuation of state	-
H-D	Método de Holland y Davidson para cálculos de equilibrio de fases	-
$m$	Masa	$lbm$
PVT	Presión-Volumen-Temperatura	-
RGA	Relación gas en solución-aceite	$ft^3@c.e./Bls @ c.e.$
RGL	Relación gas líquido	$ft^3_{ce}/B_{ce}$
TTR o RRT	Recursos recuperables técnicamente	-
YGNC	Yacimientos no convencionales de gas	-
$A$	Área perpendicular al flujo	$ft^2$
$G$	Volumen original de gas	$ft^3@c.e.$
$L$	Fase líquida en constantes de equilibrio	-
$M$	Peso molecular	$lbm/lbm - mol$

$N$	Volumen original de aceite	<i>Bls c. e.</i>
$R$	Constante universal de los gases	10.732 ( $ft^3 - lb/in^2 abs$ )/
$S$	Saturación de gas en el medio poroso	Fracción, %
$T$	Temperatura	$^{\circ}R, ^{\circ}F, ^{\circ}C$
$V$	Volumen	$ft^3$
$V$	Fracción vapor o fase vapor en constantes de equilibrio	-
$b$	Constante para un cierto sistema gas-sólido (matriz)	-
$c$	Compresibilidad isotérmica de un fluido	-
$c$	Constante aproximadamente igual a la unidad	-
$d$	Diámetro promedio de los poros en la roca	<i>in</i>
$f$	Fugacidad	-
$f$	Factor de fricción	-
$k$	Índice de iteración, método de H-D	-
$m$	Relación de volumen original del gas al volumen original de aceite	-
$n$	Número de moles	<i>lbm - mol</i>
$p$	Presión	<i>lb/in<sup>2</sup> abs, psi, psia</i>
$q$	Gasto volumétrico	<i>ft<sup>3</sup>@c.e./Día</i>
$r$	Radio de los capilares	
$r_d$	Radio efectivo de drene	
$t$	Tiempo	días
$z$	Factor de desviación de los gases reales	-
$z$	Altura medida a partir del plano de referencia, Ley de Darcy	<i>ft</i>
$v$	Volumen específico	<i>ft<sup>3</sup>/lbm</i>
$n_r$	Número de moles remanentes	<i>lbm - mol</i>
$n_i$	Número de moles iniciales	<i>lbm - mol</i>
$n_p$	Número de moles producidos	<i>lbm - mol</i>

## UNIDADES

<i>ppm</i>	Partes por millón
<i>in</i>	Pulgada
<i>mg</i>	Miligramos
<i>md</i>	Mili Darcy
<i>m</i>	Metros
<i>lb</i>	Libras
<i>l</i>	Litro
<i>kg</i>	Kilogramos
<i>ft</i>	pies
<i>cm</i>	Centímetros
<i>MM</i>	Miles de millones
<i>cp</i>	Centipoise

<i>B</i> l o <i>B</i> ls	Barriles
°R	Grados Rankine
°F	Grados Farenheit
°API	Densidad relativa del aceite o condensado
$ft_{ce}^3$	Pies cúbicos a condiciones estándar
tcf	Trillones de pies cúbicos a c.e.
MSCF	Miles de pies cúbicos a condiciones estándar

## SUBÍNDICES

<i>c.y.</i>	Condiciones de yacimiento
<i>c.t.</i>	Condiciones de tanque
<i>c.e.</i>	Condiciones estándar
<i>i, r, p</i>	Condiciones iniciales, remanentes y de producción

## SÍMBOLOS

$(f l r)_i$	Fracción de líquido recuperable para el componente <i>i</i>	Fracción
$\Delta V_{bo}$	Volumen elemental representativo	-
$\mu_{ac}, \mu_c$ y $\mu_i$	Valores corregidos para la viscosidad del aceite por la presencia de gases no-hidrocarburos	cp

## FÓRMULAS

$H_2S$	Ácido Sulfhídrico	Fracción
$CO_2$	Dióxido de carbono	Fracción
$CH_4$	Metano	Fracción
$C_7^+ H_{16}$	Heptano plus: heptanos y componentes más pesados	Fracción
$C_7^+$	Heptanos y componentes más pesados	Fracción
$C_6 H_{14}$	Hexano	Fracción
$C_3 H_8$	Propano	Fracción
$C_2 H_6$	Hexano	Fracción
$NaCl$	Cloruro de sodio	Fracción
$nC_5 H_{12}$	n-Pentano	Fracción

# INTRODUCCIÓN

El gas natural se ha convertido en un energético estratégico para el desarrollo de los países. En este siglo en México se ha incrementado la exploración y explotación de estos yacimientos para satisfacer la demanda interna.

El conocimiento de las relaciones presión-volumen-temperatura, PVT, y otras propiedades físicas y químicas de los gases es fundamental para resolver problemas en la ingeniería petrolera.

La ingeniería de yacimientos de gas se puede definir como la aplicación de los conceptos científicos, en especial de Ingeniería Química, a los problemas de flujo de fluidos (gas, condensado y agua) a través de medios porosos, que se presentan durante el desarrollo y producción de los yacimientos convencionales y no convencionales de gas, con la finalidad de obtener una recuperación óptima, desde un punto de vista técnico-económico.

Este trabajo se desarrolló con el objetivo primordial de establecer desde el punto de vista técnico y didáctico los conceptos teóricos y prácticos de la explotación de los Yacimientos de Gas Seco, Gas Húmedo y de Gas y Condensado, partiendo de las bases y fundamentales de Química tales como las propiedades físicas y químicas de las sustancias, el comportamiento de fases de mezclas multicomponentes, en especial de los hidrocarburos alcanos y de algunos compuestos contaminantes en los hidrocarburos, por ejemplo,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{N}_2$ , etc., los análisis Presión-Volumen-Temperatura, la adecuación de las ecuaciones de estado para gases reales hacia las más utilizadas en la ingeniería petrolera como la de Soave Redlich Kwong y la de Peng Robinson, el equilibrio líquido vapor de mezclas de hidrocarburos, y el flujo de gases a través de medios porosos y la derivación de las ecuaciones de difusión fundamental a partir de la ecuación de balance de materia, con la ecuación de transporte o movimiento de Darcy y la ecuación de estado.

Algunos de los alcances de este trabajo son:

1. Aplicación de conceptos teóricos, prácticas y metodologías de Ingeniería Química a la explotación de los yacimientos petroleros y en específico a la ingeniería de yacimientos de gas del tipo convencional y no convencional.
2. Material didáctico y como referencia técnica para las asignaturas de Propiedades de los Fluidos Petroleros y de Ingeniería de Yacimientos de Gas que se imparten en el cuarto y noveno semestre, respectivamente, de la carrera de Ingeniería Petrolera de la Facultad de Ingeniería de la UNAM.

En el capítulo uno de este trabajo se presenta, en un diagrama de fase, la clasificación de los yacimientos petroleros respecto a las condiciones iniciales de presión y temperatura y en función de los tipos de fluidos contenidos.

En el capítulo dos se definen y presentan las propiedades de los gases naturales y condensados tales como: peso molecular aparente, viscosidad, compresibilidad, densidad específica y relativa, etc. y factores de volumen del gas, considerando sus definiciones y cálculo ya sea a través de estudios PVT de laboratorio, ecuaciones de estado, correlaciones empíricas y datos de producción.

Se describe el comportamiento de los gases ideales y reales, derivando las correspondientes Ecuaciones de Estado (EdE) a partir de datos experimentales.

Se presentan diversos métodos para estimar el volumen original de gas in-situ, estimar las reservas de gas y sus factores de recuperación considerando diferentes mecanismos de empuje en el yacimiento. Se incluyen ecuaciones para cálculo volumétrico de yacimientos de gas seco, yacimientos de gas seco con empuje hidráulico y yacimientos volumétricos de condensados del gas y de gas húmedo.

Se muestran los métodos para la explotación de yacimientos de composición variable. Presentando métodos simplificados para entender el comportamiento de explotación y su predicción.

Finalmente se incluyen conceptos para pruebas de presión en pozos aplicados a estos yacimientos y los parámetros por los cuales es gobernada la respuesta del yacimiento como: permeabilidad de la formación, efecto de daño, el coeficiente de almacenamiento del pozo, los coeficientes de doble porosidad, etc.

# CAPÍTULO 1. ECUACIONES DE ESTADO PARA GASES NATURALES

## 1.1 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 líquidos, 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 mayor efecto sobre la densidad de un gas que sobre la de un líquido.

El conocimiento de las relaciones presión-volumen-temperatura, *PVT*, y otras propiedades físicas y químicas de los gases es fundamental para resolver problemas en la ingeniería petrolera, en especial en la ingeniería de yacimientos de gas natural.

Las propiedades físicas de un gas natural se pueden calcular directamente por mediciones de laboratorio (datos experimentales) o por pronósticos a partir de la composición química de la mezcla de gases. En este último caso, los cálculos se basan en 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 de 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*, *EdE*, implica una expresión matemática necesaria para describir la relación entre el volumen molar de un gas,  $V_M$ , su presión,  $p$ , y su temperatura,  $T$ .



## 1.2 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 se emplea posteriormente 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 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.
3. Los choques entre las moléculas son perfectamente elásticos (no existiendo pérdida de energía interna durante los choques).

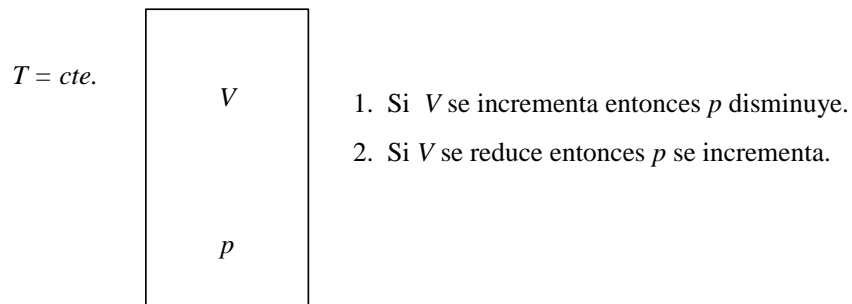
### 1.2.1 Ecuación de Boyle.

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. 1.1).

$$V \propto \left(\frac{1}{p}\right) \quad (1.1)$$

es decir,

$$pV = cte \quad (1.2)$$



**Fig. 1.1 – Significado físico de la ley de Boyle.**

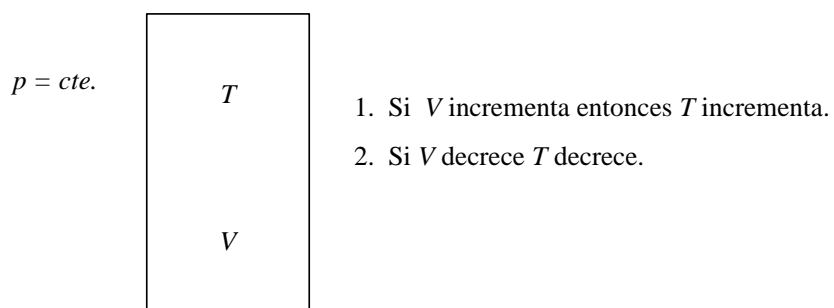
### 1.2.2 Ecuación de Charles.

La ecuación de Charles establece en función de datos experimentales que a condiciones de presión constante, el volumen de un gas ideal es directamente proporcional a la temperatura para una masa de gas definida (Fig. 1.2).

$$V \propto T \tag{1.3}$$

es decir,

$$\frac{V}{T} = cte \tag{1.4}$$



**Fig. 1.2 – Significado físico de la ley de Charles.**

### 1.2.3 Ley de Avogadro.

La Ley de Avogadro establece que bajo las mismas condiciones de  $p$  y  $T$ , volúmenes iguales de todos los gases ideales contienen el mismo número de

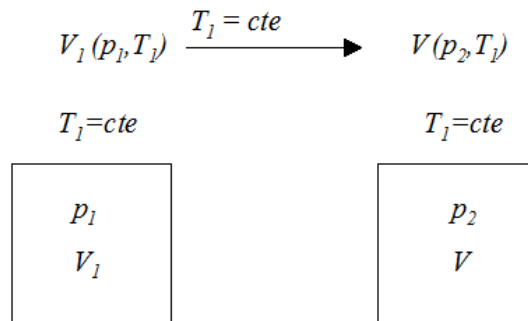
moléculas. A una  $p$  y  $T$  dadas, un peso molecular de cualquier gas ideal ocupa el mismo volumen que un peso molecular de cualquier otro gas ideal. Por lo tanto, se tienen  $6.02 \times 10^{23}$  moléculas por *libra-mol* de gas ideal. En una unidad de masa molecular en libras-mol, *lb-mol*, de cualquier gas ideal a condiciones estándar de  $60^\circ\text{F}$  y  $14.696 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  se ocupa un volumen de  $379.4 \text{ ft}^3$ .

#### 1.2.4 Derivación de la ecuación de estado para gases ideales.

En función de la teoría cinética de los gases, se requiere derivar una ecuación matemática 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.

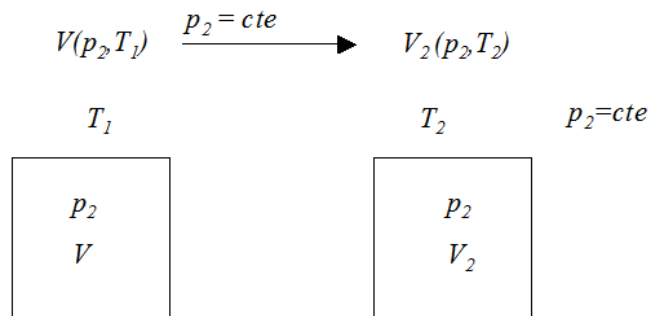
Imaginando un proceso en dos etapas como se muestra en la Fig. 1.3, en donde las ecuaciones de Boyle y Charles se combinan para describir el comportamiento de un gas ideal cuando la  $p$  y la  $T$  cambian.

En la primera etapa se considera 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. 1.3, existe un cambio en la presión desde  $p_1$  a  $p_2$  mientras la temperatura se mantiene constante (Ley de Boyle).



**Fig. 1.3 – Primera etapa 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 segunda etapa, la presión se mantiene constante a un valor de  $p_2$ . La temperatura cambia de un valor de  $T_1$  a un valor de  $T_2$ , lo que origina un cambio de volumen,  $V$  a  $V_2$ , tal como se observa en la Fig. 1.4.



**Fig. 1.4 – Segunda etapa del proceso para derivar la ecuación de estado para gases ideales (Ley de Charles).**

En las Figs. 1.3 y 1.4, se observa que la variación del volumen de gas durante la primera etapa 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 siguiente expresión:

$$p_1 V_1 = p_2 V \quad (1.5)$$

Para una temperatura constante,  $T_1$ , despejando el volumen,  $V$ , a la presión,  $p_2$ , y temperatura,  $T_1$ , se tiene:

$$V = \frac{p_1 V_1}{p_2} \quad (1.6)$$

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

$$\frac{V}{T_1} = \frac{V_2}{T_2} \quad (1.7)$$

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

$$V = \frac{V_2 T_1}{T_2} \quad (1.8)$$

igualando las Ecs. 1.6 y 1.8 se obtiene:

$$\frac{p_1 V_1}{p_2} = \frac{V_2 T_1}{T_2} \quad (1.9)$$

ó

$$\frac{p_1 V_1}{T_1} = \frac{p_2 V_2}{T_2} \quad (1.10)$$

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,

$$\frac{p_1 V_1}{T_1} = \frac{p_2 V_2}{T_2} = cte = R \quad (1.11)$$

generalizando, la Ec. 1.11 se tiene:

$$\frac{pV}{T} = R \quad (1.12)$$

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

$$\frac{pV_M}{T} = R \quad (1.13)$$

A partir de la Ec. 1.13, 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 Ec.

1.13 indica la expresión que describe el comportamiento de un gas 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 una unidad de 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:

$$V_{MA} = V_{MB} \quad (1.14)$$

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 Ec. 1.13 se tiene para el gas A:

$$\frac{pV_{MA}}{T} = R_A \quad (1.15)$$

y para el gas B,

$$\frac{pV_{MB}}{T} = R_B \quad (1.16)$$

Despejando  $V_{MA}$  y  $V_{MB}$  de las Ecs. 1.15 y 1.16, respectivamente, se tiene:

$$V_{MA} = \frac{R_A T}{p} \quad (1.17)$$

y

$$V_{MB} = \frac{R_B T}{p} \quad (1.18)$$

en donde  $R_A$  y  $R_B$  representan las constantes universales para los gases A y B, respectivamente. Combinando las Ecs. 1.17 y 1.18 se tiene:

$$\frac{R_A T}{p} = \frac{R_B T}{p} \quad (1.19)$$

obteniendo:

$$R_A = R_B \quad (1.20)$$

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 Ec. 1.13 como:

$$pV_M = RT \quad (1.21)$$

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 Ec. 1.21 se transforma en:

$$pV = nRT \quad (1.22)$$

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

$$n = \frac{m}{M} \quad (1.23)$$

Sustituyendo la Ec. 1.23 en la Ec. 1.22 se tiene que:

$$pV = \left(\frac{m}{M}\right)RT \quad (1.24)$$

la Ec. 1.24 representa la ecuación de estado que se conoce como la Ley de los gases ideales, que también se escribe como:

$$pV = nRT = \left(\frac{m}{M}\right)RT \quad (1.25)$$

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

$$v = \frac{V}{m} \quad (1.26)$$

entonces,

$$V = m\nu \quad (1.27)$$

sustituyendo la Ec. 1.27 en 1.24 se obtiene:

$$pvm = \left(\frac{m}{M}\right) RT \quad (1.28)$$

es decir,

$$p\nu = \frac{RT}{M} \quad (1.29)$$

A las Ecs. 1.22, 1.24, 1.25 y 1.29 se les conoce 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 en  $lb/in^2abs$ ,  $V$  es el volumen en  $ft^3$ ,  $\nu$  es el volumen específico en  $ft^3/lbm$ ,  $T$  es la temperatura absoluta en  $^{\circ}R$ ,  $n$  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 se definirá posteriormente).

Estas ecuaciones presentan valores prácticos limitados en cuanto a  $p$  y  $T$ , debido a que normalmente 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, 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 posteriormente, las cuales describen en una forma más adecuada el comportamiento de gases reales en cualquier rango de presiones y temperaturas.



### Ejemplo 1.1 Ley de los gases ideales.

Calcular la masa de gas metano contenida en un cilindro cuyo volumen es de  $8 \text{ ft}^3$  a condiciones de presión de  $2,210 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  y temperatura de  $100^\circ\text{F}$ . Considerar que el gas metano se comporta como un gas perfecto.

#### Solución.

Sustituyendo la Ec. 1.26 en la Ec. 1.29 para gases ideales y expresando la ecuación resultante en función de  $m$ , se obtiene:

$$m = \frac{pMV}{RT} \quad (1.30)$$

transformando la temperatura en unidades absolutas,

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

el peso molecular para el gas metano es:

$$M_{\text{C}_1\text{H}_4} = (12.011 \times 1) + (1.008 \times 4) = 16.043 \text{ lbm/lbm-mol}$$

y la constante universal de los gases es:

$$R = 10.732 \frac{\text{lb/in}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ\text{R}} \quad (1.31)$$

sustituyendo los valores correspondientes en la Ec. 1.30 se obtiene,

$$m = \frac{(2,210 \text{ lb/in}^2 \text{ abs})(16.043 \text{ lbm/lbm-mol})(8 \text{ ft}^3)}{\left(10.732 \frac{\text{lb/in}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ\text{R}}\right)(560 \text{ }^\circ\text{R})} = 47.195 \text{ lbm}$$

### 1.2.5 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,  $EdE$ , para un gas ideal o la ecuación para un gas ideal, y se define por la ecuación:

$$pV = nRT \quad (1.22)$$

en donde  $R$  representa la constante universal de los gases y  $V$  es 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.

#### 1.2.5.1 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 Ec. 1.22:

$$R = \frac{pV}{nT} \quad (1.32)$$

para las unidades base de  $379.4 \text{ ft}^3$ ,  $520^\circ\text{R}$  y  $14.696 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  para una masa de  $1 \text{ lbm-mol}$  se tiene:

$$R = \frac{pV}{nT} = \frac{(14.696 \text{ lb/in}^2 \text{ abs})(379.4 \text{ ft}^3)}{(1 \text{ lbm-mol})(520^\circ\text{R})} = 10.732 \frac{\text{lb/in}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ\text{R}} \quad (1.33)$$

Ahora bien, para las unidades base de  $22.4128 \text{ l}$  a  $0^\circ\text{C}$  y  $1 \text{ atm}$  para una masa de  $1 \text{ g-mol}$ , se tiene:

$$R = \frac{pV}{nT} = \frac{(1 \text{ atm})(22.4128 \text{ l})}{(1 \text{ g-mol})(0 + 273.16^\circ\text{R})} = 0.08205 \frac{\text{atm-l}}{\text{g-mol-}^\circ\text{K}} \quad (1.34)$$

o bien, convirtiendo unidades para presión,

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

para volumen,

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

y para temperatura,

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

$$^{\circ}K = 15.723^{\circ}C + 273.16 = 288.88^{\circ}K$$

luego entonces,

$$R = \frac{pV}{nT} = \frac{(1 \text{ atm})(10,743.61 \text{ l})}{(288.8 \text{ }^{\circ}K)(1 \text{ lbm} - \text{mol}) \left( \frac{453.3923 \text{ g} - \text{mol}}{1 \text{ lbm} - \text{mol}} \right)} = 0.08205 \frac{\text{atm} - \text{l}}{\text{g} - \text{mol} - ^{\circ}K} \quad (1.35)$$

### 1.2.6 Comportamiento de una mezcla de gases ideales.

En varios estudios de ingeniería petrolera y en especial en ingeniería de gases naturales, se requiere conocer el comportamiento de la 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).

### 1.2.6.1 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 (McCain 1990). 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 solo 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 Ec. 1.22:

$$pV = nRT \quad (1.22)$$

Considerando la presión ejercida por cada componente de la mezcla, se tiene el siguiente sistema de ecuaciones a partir de la Ec. 1.22,

$$p_A = \frac{RT}{V} n_A, \quad p_B = \frac{RT}{V} n_B, \quad p_C = \frac{RT}{V} n_C \quad (1.36)$$

la Ley de Dalton establece que:

$$p = p_A + p_B + p_C + \dots + p_N \quad (1.37)$$

sustituyendo el juego de Ecs. expresadas por 1.36 en la Ec. 1.37, se tiene:

$$p = \frac{RT}{V} n_A + \frac{RT}{V} n_B + \frac{RT}{V} n_C + \dots + \frac{RT}{V} n_N \quad (1.38)$$

es decir,

$$p = \frac{RT}{V}(n_A + n_B + n_C + \dots + n_N) = \frac{RT}{V} \sum_{j=1}^n n_j = \frac{RT}{V} n \quad (1.39)$$

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

$$p_j = \frac{RT}{V} n_j \quad (1.40)$$

dividiendo la presión parcial del componente  $j$  (Ec. 1.40) entre la presión total de la mezcla (Ec. 1.39), se tiene:

$$\frac{p_j}{p} = \frac{\left(\frac{RT}{V}\right)n_j}{\left(\frac{RT}{V}\right)\sum_{j=1}^n n_j} = \frac{n_j}{\sum_{j=1}^n n_j} = \frac{n_j}{n} = y_j \quad (1.41)$$

en donde  $y_j$  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  $p_j$  de la Ec. 1.41 se obtiene la expresión de la presión parcial para una mezcla de gases ideales.

$$p_j = y_j P \quad (1.42)$$

### **Ejemplo 1.2. Ley de Dalton.**

Calcular la presión parcial ejercida por cada componente de la mezcla de gases proporcionada en la Tabla 1.1 a una presión de  $1,300 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$ . Considerar que la mezcla de gases se comporta de acuerdo a la ecuación de estado para gases ideales.

**Tabla 1.1** Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 1.2.

Componente	Composición (% mol)
Metano, $C_1H_4$	78
Etano, $C_2H_6$	15
Propano, $C_3H_8$	7
Total	100

**Solución.**

Los cálculos de la presión parcial ejercida por cada componente, se muestra en la Tabla 1.2.

**Tabla 1.2** Resultado de las presiones parciales ejercidas por la mezcla de gases del ejemplo 1.2.

$p_{C_1H_4} = y_{C_1H_4}P$	$p_{C_2H_6} = y_{C_2H_6}P$	$p_{C_3H_8} = y_{C_3H_8}P$
$p_{C_1H_4} = (0.78)(1,300)$	$p_{C_2H_6} = (0.15)(1,300)$	$p_{C_3H_8} = (0.07)(1,300)$
$p_{C_1H_4} = 1,014 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$	$p_{C_2H_6} = 195 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$	$p_{C_3H_8} = 91 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$

Finalmente,

$$P = p_{C_1H_4} + p_{C_2H_6} + p_{C_3H_8} = 1014 + 195 + 91 = 1,300 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}.$$

**1.2.6.2 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 ocupan los componentes puros (individuales) 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.

Considerando una mezcla de gases compuesta por  $n_A$  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 Ec. 1.22 para gases ideales, en función del volumen, es decir:

$$V_A = \frac{RT}{p} n_A \quad V_B = \frac{RT}{p} n_B \quad V_C = \frac{RT}{p} n_C \quad (1.43)$$

aplicando la Ley de Amagat se tiene que:

$$V = V_A + V_B + V_C + \dots + V_N \quad (1.44)$$

sustituyendo el juego de Ecs. 1.43 en la Ec. 1.44,

$$V = \frac{RT}{p} n_A + \frac{RT}{p} n_B + \frac{RT}{p} n_C + \dots + \frac{RT}{p} n_N \quad (1.45)$$

es decir,

$$V = \frac{RT}{p} (n_A + n_B + n_C + \dots + n_N) = \frac{RT}{p} \sum_{j=1}^n n_j = \frac{RT}{p} n \quad (1.46)$$

en donde el volumen parcial del componente  $j$  se evalúa con:

$$V_j = \frac{RT}{p} n_j \quad (1.47)$$

dividiendo la Ec. 1.47 entre la Ec. 1.46 se tiene:

$$\frac{V_j}{V} = \frac{\left(\frac{RT}{p}\right) n_j}{\left(\frac{RT}{p}\right) n} = \frac{n_j}{n} = y_j \quad (1.48)$$

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 (Ec. 1.42) y de la ley de Amagat (Ec. 1.48) 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:

$$y_j = \frac{n_j}{\sum_{j=1}^n n_j} = \frac{n_j}{n} \quad (1.49)$$

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.

## 1.2.7 Fracción volumen y W.

### 1.2.7.1 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:

$$v_j = \frac{V_j}{\sum_{j=1}^n V_j} = \frac{V_j}{V} \quad (1.50)$$

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.



### 1.2.7.2 FRACCIÓN PESO.

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

$$w_j = \frac{m_j}{\sum_{j=1}^n m_j} = \frac{m_j}{m} \quad (1.51)$$

en donde,  $w_j$ , es la fracción 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.

### 1.2.7.3 PROCEDIMIENTO PARA CONVERTIR DE FRACCIÓN MOL A FRACCIÓN PESO.

Para transformar de fracción mol a fracción peso, se recomienda el procedimiento siguiente:

**Etap 1.** Considerar que el número total de moles de la fase gas es la unidad (es decir,  $n = 1 \text{ mol}$ ).

**Etap 2.** A partir de la Ec. 1.49 se tiene que para  $n = 1 \text{ mol}$ ,

$$y_j = n_j \quad (1.52)$$

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

$$n_j = \frac{m_j}{M_j} \quad (1.53)$$

luego, el peso del componente se puede expresar a partir de las Ecs. 1.52 y 1.53 como:

$$m_j = n_j M_j = y_j M_j \quad (1.54)$$

y

$$m = \sum_{j=1}^n m_j = \sum_{j=1}^n (y_j M_j) \quad (1.55)$$

**Etap 4.** La fracción peso definida por la Ec. 1.51 es:

$$w_j = \frac{m_j}{m} \quad (1.56)$$

sustituyendo las Ecs. 1.54 y 1.55 en 1.51 se tiene,

$$w_j = \frac{y_j M_j}{\sum_{j=1}^n (y_j M_j)} \quad (1.57)$$

#### 1.2.7.4 PROCEDIMIENTO PARA CONVERTIR DE FRACCIÓN PESO A FRACCIÓN MOL.

Para transformar de fracción peso a fracción mol se recomienda el procedimiento siguiente:

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

**Etap 2.** A partir de la Ec. 1.51, se tiene que para  $m = 1$  g,

$$w_j = m_j \quad (1.58)$$

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

$$n_j = \frac{m_j}{M_j} \quad (1.59)$$

sustituyendo la Ec. 1.58 en la Ec. 1.59,

$$n_j = \frac{w_j}{M_j} \quad (1.60)$$

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

$$n = \sum_{j=1}^n n_j = \sum_{j=1}^n \left( \frac{w_j}{M_j} \right) \quad (1.61)$$

**Etapla 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:

$$y_j = \frac{n_j}{\sum_{j=1}^n n_j} = \frac{n_j}{n} \quad (1.62)$$

sustituyendo las Ecs. 1.60 y 1.61 en la Ec. 1.49 se obtiene la expresión para convertir de fracción peso a fracción mol.

$$y_j = \frac{\left( \frac{w_j}{M_j} \right)}{\sum_{j=1}^n \left( \frac{w_j}{M_j} \right)} \quad (1.63)$$

### Ejemplo 1.3. Fracción peso a fracción mol.

Calcular la composición en fracción mol de la mezcla de gases, que se presenta en la Tabla 1.3.

**Tabla 1.3.** Composición en por ciento peso de la mezcla de gases para el ejemplo 1.3.

Componente	Peso, $w_j$ (%)
Metano, $C_1H_4$	70
Etano, $C_2H_6$	15
Propano, $C_3H_8$	8
n-Butano, $nC_4H_{10}$	5
n-Pentano, $nC_5H_{12}$	2

**Solución.**

**Tabla 1.4.** Cálculos para obtener la fracción mol de la mezcla de gases para el ejemplo 1.3.

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, $C_1H_4$	0.70	16.04	0.04364	0.8461
Etano, $C_2H_6$	0.15	30.07	0.00499	0.0967
Propano, $C_3H_8$	0.08	44.10	0.00181	0.0352
n-Butano, $nC_4H_{10}$	0.05	58.12	0.00086	0.0167
n-Pentano, $nC_5H_{12}$	0.02	72.15	0.00028	0.0054
Total	1.00		$n = 0.05158$	1.0000

**1.3 Comportamiento de gases reales.**

La magnitud del comportamiento 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 significativa.

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 con el objetivo de relacionar las variables presión-volumen-temperatura para gases reales a partir de datos experimentales.

A continuación se discutirá la *Ecuación de Estado de la Compresibilidad*. Esta ecuación de estado se emplea ampliamente en los estudios de ingeniería petrolera y 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.

### 1.3.1 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 dicha 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 (Ec. 1.22), es decir:

$$pV = znRT \quad (1.64)$$

en donde  $z$  es el factor de compresibilidad, adimensional. La Ec. 1.64 se representa en función de la densidad y el volumen específico como:

$$pV = z \left( \frac{m}{M} \right) RT \quad (1.65)$$

si la densidad del gas se define como,

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{pM}{RT} \quad (1.66)$$

arreglando la Ec. 1.65 y sustituyendo la Ec. 1.66 se tiene,

$$\rho_g = \frac{pM}{zRT} \quad (1.67)$$

y si el volumen específico se define como:

$$v = \frac{V}{m} \quad (1.68)$$

entonces arreglando la Ec. 1.64 y sustituyendo la Ec. 1.66, se tiene:

$$v = \frac{zRT}{pM} = \frac{1}{\rho_g} \quad (1.69)$$

en donde  $v$  es el volumen específico en  $ft^3/lbm$  y  $\rho_g$  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,

$$z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}} \quad (1.70)$$

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).

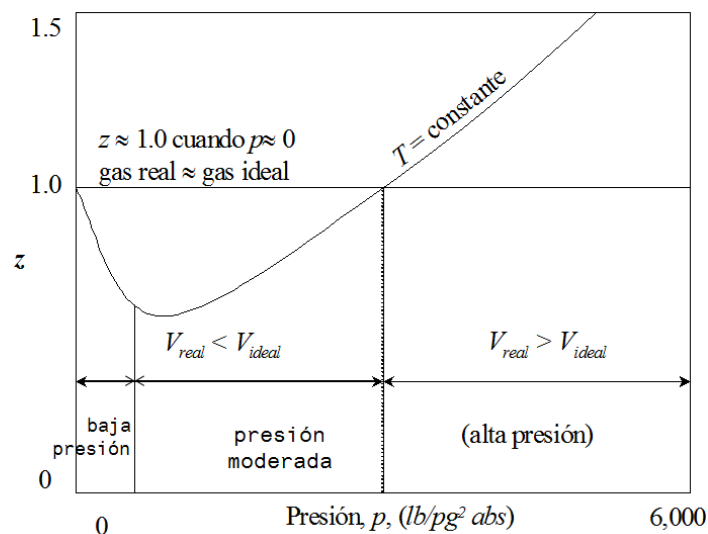
Los valores del *factor*  $z$  a cualquier presión y temperatura dada, se determinan experimentalmente midiendo volúmenes de gas real de cierta cantidad de gas a una presión y temperatura específicas y resolviendo la Ec. 1.70 para el *factor*  $z$ .

Los resultados experimentales del *factor z* generalmente toman la forma de la Fig. 1.5 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.



**Fig. 1.5 – Forma común del factor  $z$  como función de la presión a temperatura constante (McCain 1990).**

### Ejemplo 1.4. Masa de un gas real.

Calcular la masa de gas metano contenido en un cilindro con volumen de  $2.88 \text{ ft}^3$  a una presión de  $1,150 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  y a una temperatura de  $72 \text{ }^\circ\text{F}$ .

- 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:

$$T = 72 \text{ }^\circ\text{F} = 72 \text{ }^\circ\text{F} + 460 = 532 \text{ }^\circ\text{R}$$

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 Ec. 1.30 se tiene:

$$m = \frac{pMV}{RT} = \frac{(1,150 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}) \left( 16.043 \frac{\text{lbm}}{\text{lbm-mol}} \right) (2.88 \text{ ft}^3)}{\left( 10.732 \frac{\text{lb/in}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ\text{R}} \right) (532 \text{ }^\circ\text{R})} = 9.306 \text{ lbm}$$

- A una presión de  $1,150 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  y una temperatura de  $532 \text{ }^\circ\text{R}$ , a partir de la Fig. 1.6 se obtiene un factor  $z$  de 0.85. Luego, sustituyendo estos valores en la expresión siguiente:

$$m = \frac{pMV}{zRT} = \frac{(1,150 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}) \left( 16.043 \frac{\text{lbm}}{\text{lbm-mol}} \right) (2.88 \text{ ft}^3)}{(0.85) \left( 10.732 \frac{\text{lb/in}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ\text{R}} \right) (532 \text{ }^\circ\text{R})} = 10.948 \text{ lbm}$$

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



### 1.3.2 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 la temperatura. En las Fig. 1.6, 1.7 y 1.8 se observa la similitud de las formas de las isothermas 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 la presión y la temperatura, 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 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:

$$p_r = \frac{P}{P_c} \quad (1.71)$$

$$V_r = \frac{V}{V_c} \quad (1.72)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (1.73)$$

en donde,  $p_r$  es la presión reducida (adimensional),  $p_c$  es la presión crítica en  $lb/in^2 abs$ ,  $V_r$  es el volumen reducido (adimensional),  $V_c$  es el volumen crítico en  $ft^3$ ,  $T_r$  es la temperatura reducida (adimensional), y  $T_c$  es la temperatura crítica en  $^{\circ}R$ . 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. 1.9 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 debe a errores experimentales y/o a la inexactitud de la teoría.

La Fig. 1.10 presenta las isothermas para los gases metano, etano y propano (mostradas individualmente en las Figs. 1.6, 1.7 y 1.8, respectivamente) evaluadas con base en presiones y temperaturas reducidas.

La Ley de los estados correspondientes es más precisa si los gases tienen características moleculares similares. Afortunadamente, 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.

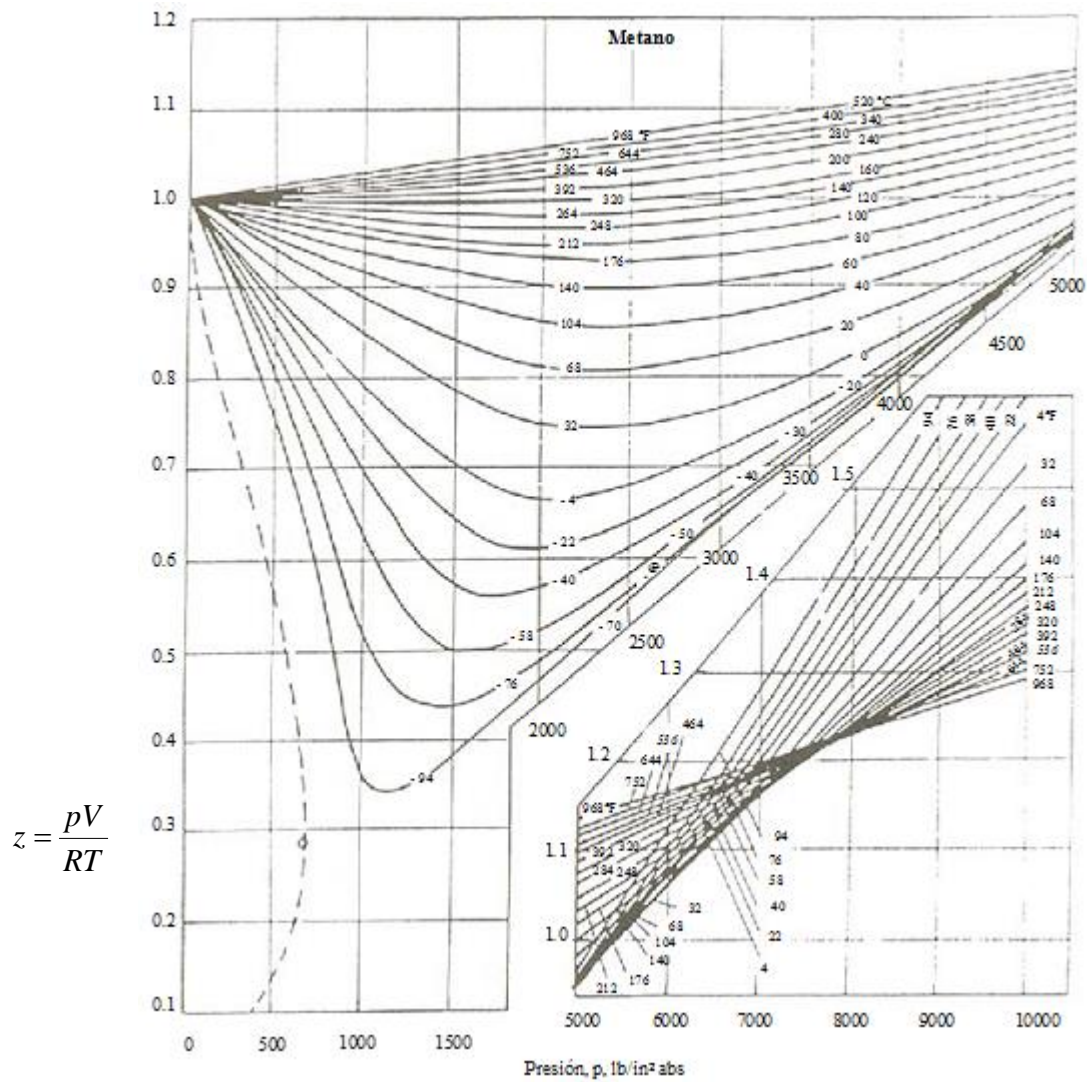


Fig. 1.6 – Factor de compresibilidad  $z$  para el metano. (Brown et al 1948).<sup>2</sup>

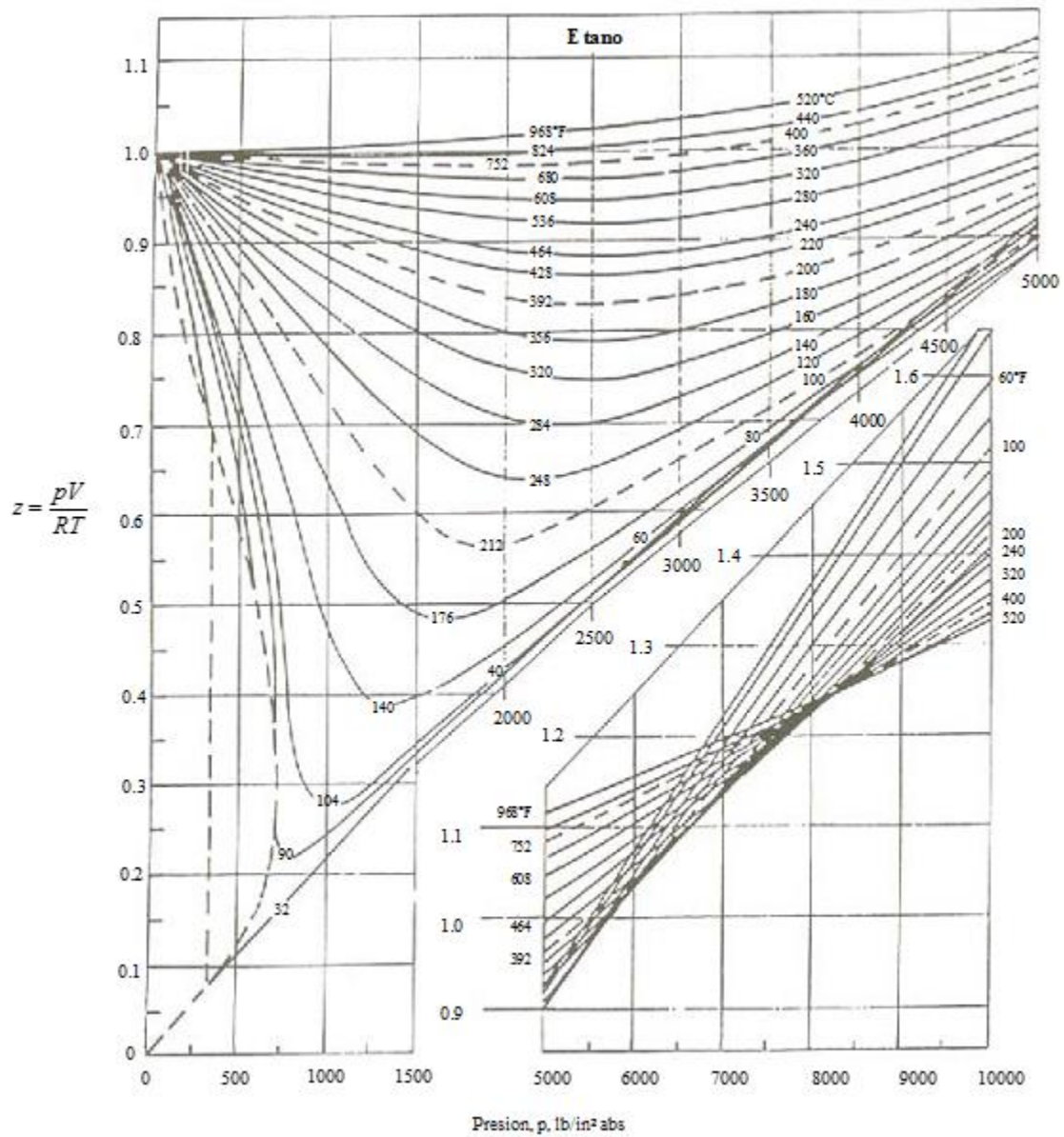


Fig. 1.7 – Factor de compresibilidad  $z$  para el etano. (Brown et al).

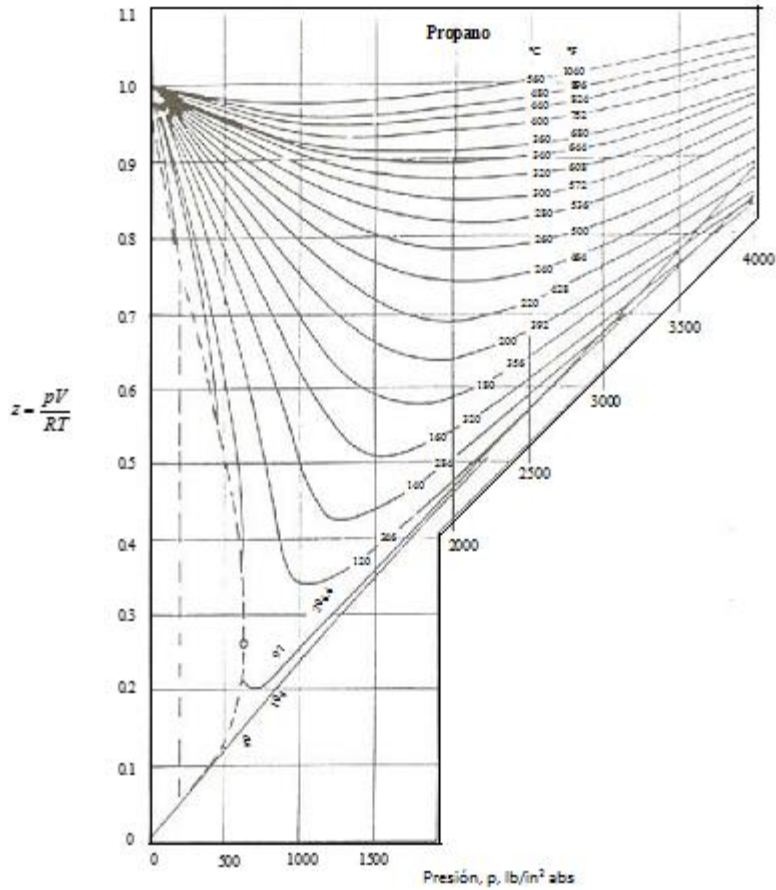


Fig. 1.8 – Factor de compresibilidad z para el propano. (Brown et al).

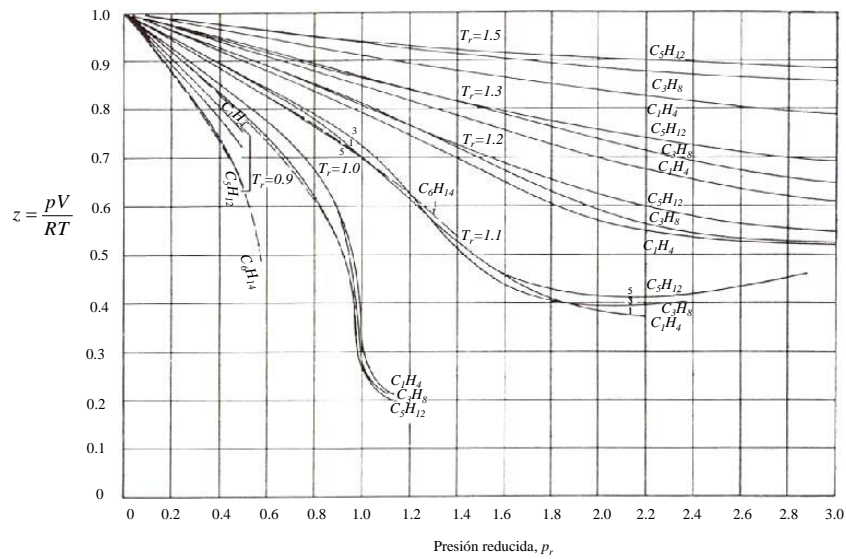
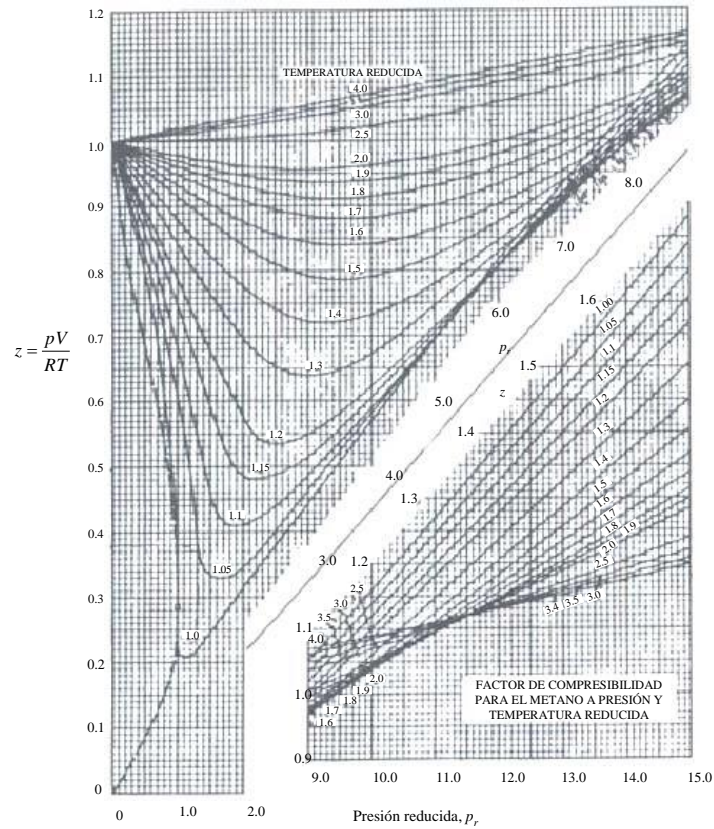


Fig. 1.9 – Factores de compresibilidad z a presión y temperatura reducida para el metano, propano, n-pentano y n-hexano (Katz et al 1959).



**Fig. 1.10 – Factor de compresibilidad z para gases hidrocarburos puros evaluados en bases de presión y temperaturas reducidas (Brown et al)**

### Ejemplo 1.5. Ley de los estados correspondientes.

Determinar el volumen específico del etano a  $772 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  y  $99 \text{ }^\circ\text{F}$ . Para determinar el factor de compresibilidad z, utilizar la Fig. 1.10.

#### Solución.

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

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{559^\circ R}{549.9^\circ R} = 1.02$$

y

$$p_r = \frac{p}{p_c} = \frac{772 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}}{706.5 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}} = 1.09$$

2. De la Fig. 3.10 se obtiene  $z = 0.21$
3. Se calcula el volumen específico del etano con la Ec. 1.69.

$$v = \frac{zRT}{pM} = \frac{(0.21) \left( 10.732 \frac{lb/in^2 abs/ft^3}{lb-mol^\circ R} \right) (559^\circ R)}{\left( 772 \frac{lb}{in^2 abs} \right) \left( 30.07 \frac{lbm}{lbm-mol} \right)} = 0.0542 \frac{ft^3}{lbm}$$

### 1.3.3 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. Kay en 1936, introdujo el concepto de valores pseudocríticos para ser empleados en lugar de la presión y temperatura crítica de mezclas de hidrocarburos. Estas cantidades se definen como:

$$P_{pc} = \sum_{j=1}^{\hat{j}=n} y_j P_{cj} \quad (1.74)$$

y

$$T_{pc} = \sum_{j=1}^{\hat{j}=n} y_j T_{cj} \quad (1.75)$$

en donde  $p_{pc}$  es la presión pseudocrítica en  $lb/in^2 abs$ ,  $T_{pc}$  es la temperatura pseudocrítica en  $^\circ R$ ,  $p_{cj}$  es la presión crítica del componente  $j$  en  $lb/in^2 abs$ ,  $T_{cj}$  es

la temperatura crítica del componente  $j$  en  $^{\circ}\text{R}$  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.

A las Ecs. 1.74 y 1.75 se les denomina reglas de mezclado de Kay. El método de Kay proporciona valores razonables del factor de compresibilidad  $z$  a presiones por debajo de las  $3,000 \text{ lb/in}^2\text{abs}$  y para gases con densidades relativas menores que 0.75.

### Ejemplo 1.6. Factor de compresibilidad $z$ .

Calcular la temperatura y la presión pseudocríticas del gas con la composición que se presenta en la Tabla 1.5.

**Tabla 1.5** Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 1.6.

Componente	Fracción mol, $y_j$
Metano, $C_1H_4$	0.81
Etano, $C_2H_6$	0.10
Propano, $C_3H_8$	0.05
n-Butano, $nC_4H_{10}$	0.04
Total	1.00

### Solución.

Con las Ecs. 1.74 y 1.75, se calculan las propiedades pseudocríticas presentadas en la Tabla 1.6.

**Tabla 1.6** Cálculos para el ejemplo 1.6.

Componente	Fracción mol, $y_j$	Temperatura crítica, $T_{cj}$ , ( $^{\circ}\text{R}$ )	$y_j T_{cj}$	Presión crítica, $p_c$ , ( $\text{lb/in}^2\text{abs}$ )	$y_j p_{cj}$
Metano, $C_1H_4$	0.81	343.3	278.07	666.4	539.78
Etano, $C_2H_6$	0.10	549.9	54.99	706.5	70.65
Propano, $C_3H_8$	0.05	666.1	33.30	616	30.80
n-Butano, $nC_4H_{10}$	0.04	765.6	30.62	550.6	22.02
Total	1.00		$T_{pc}=396.98$		$p_{pc}=663.25$



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

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} \quad (1.76)$$

y

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (1.77)$$

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. 1.11). 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 como función de la  $p_{pr}$  y la  $T_{pr}$ .

Las Figs. 1.12 y 1.13 muestran diferentes correlaciones 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. 1.11, 1.12 y 1.13) representan varios componentes de gases naturales hidrocarburos de la misma familia.

La correlación de la Fig. 1.11 es muy práctica en ingeniería petrolera y en ingeniería de gas natural, 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 que contienen sólo cantidades de gases no hidrocarburos menores al 3% mol, se calcula con las gráficas de las Figs. 1.11, 1.12 y 1.13.

### Ejemplo 1.7. Standing y Katz para factor z.

Calcular la masa en *lbm* de la mezcla de gases del ejemplo 1.6, que está contenida en 18,500 *ft*<sup>3</sup> a una presión de 7,500 *lb/in*<sup>2</sup>*abs* y T=240°*F*.

#### Solución.

Se calculan las propiedades pseudoreducidas con las Ecs. 1.76 y 1.77, con los valores obtenidos se utiliza la correlación de la Fig. 1.11 para calcular el factor de compresibilidad z.

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{(240 + 460)}{417.35} = \frac{700 \text{ }^\circ R}{417.35 \text{ }^\circ R} = 1.68 \text{ y } p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{7,500 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}}{659.58 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}} = 11.37$$

De la correlación en la Fig. 1.11, se calcula el factor de *compresibilidad* z, como:

$$z = 1.23$$

a continuación se calcula la masa molecular aparente de la mezcla y luego se calcula

la masa en *lbm-mol*, a partir de la ecuación:  $m = \frac{pMV}{RT}$

Componente	Fracción mol, $y_j$	Peso molecular, $M_j$	$y_j \cdot M_j$
Metano, $C_1H_4$	0.81	16	12.96
Etano, $C_2H_6$	0.10	30	3
Propano, $C_3H_8$	0.05	44	2.2
n-Butano, $nC_4H_{10}$	0.04	58	2.32
Total	1		$M_a = 20.48$

$$m = \frac{pMV}{zRT} \frac{(7,500 \text{ lb/in}^2 \text{ abs})(18,500 \text{ ft}^3)(20.48 \text{ lbm/lbm-mol})}{(1.23) \left( 10.732 \frac{\text{lb/in}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol}^\circ \text{R}} \right) (700^\circ \text{R})} = 307,524 \text{ lbm}$$

### 1.3.4 Métodos para calcular las propiedades pseudocríticas de mezclas de gases y de mezclas formadas por heptanos y más pesados ( $C_7^+$ ).

#### 1.3.4.1 PROPIEDADES PSEUDOCRÍTICAS DE MEZCLAS DE GASES CUANDO SU COMPOSICIÓN NO SE CONOCE.

Algunas veces la composición de cada uno de los componentes que forman una 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 misma.

**Método 1.** Las propiedades pseudocríticas de presión,  $p_{pc}$ , y temperatura,  $T_{pc}$ , como una función de la densidad relativa de la mezcla de gases, se pueden calcular con la correlación que se presenta en la Fig. 1.14.

#### Ejemplo 1.8. Cálculo de las propiedades pseudocríticas de mezclas de gases cuando la composición no se conoce.

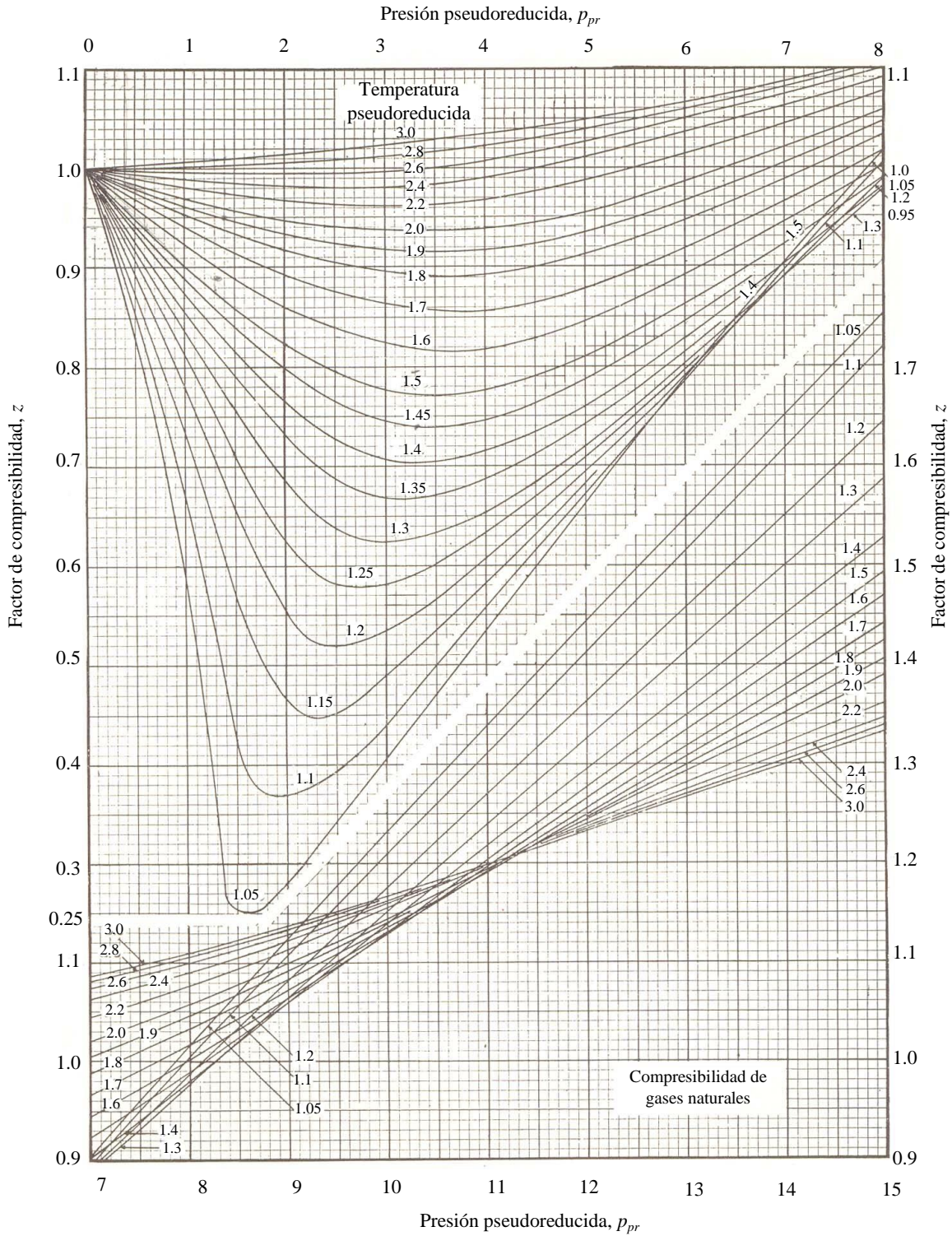
Determinar el *factor de compresibilidad*  $z$  de un gas natural con densidad relativa de 1.6 a condiciones de temperatura y presión de  $300^\circ \text{F}$  y  $7,000 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$ , respectivamente.

**Solución.**

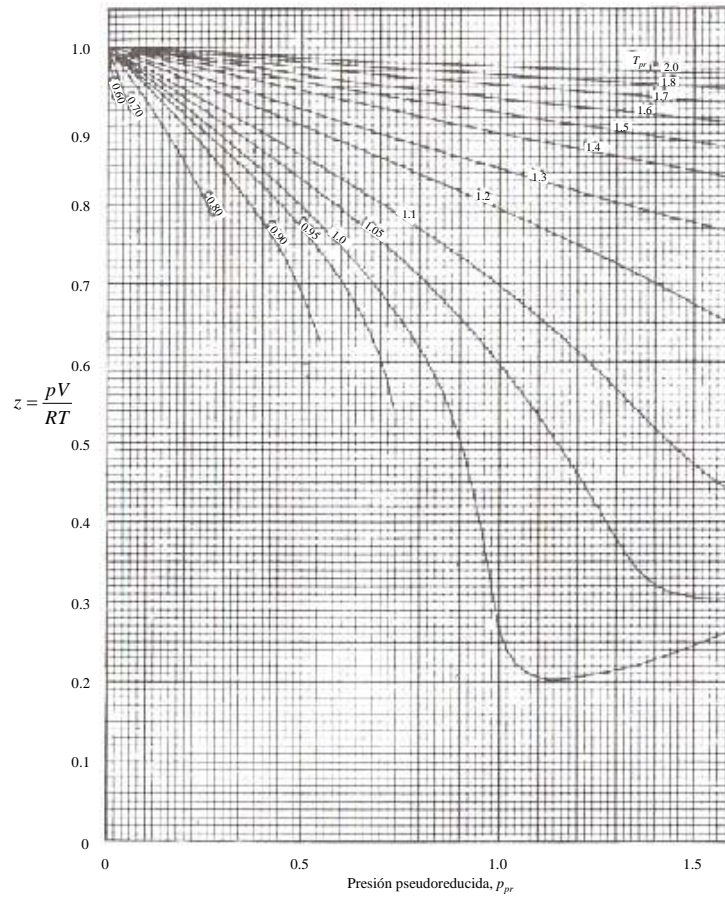
1. Se determinan las propiedades pseudocríticas a partir de la correlación de la Fig. 1.14.  $p_{pc}=532 \text{ lb/in}^2\text{abs}$  y  $T_{pc}=540 \text{ }^\circ\text{R}$
2. Se determinan las propiedades pseudoreducidas, con las Ecs. 3.74 y 3.75,

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{7,000 \text{ lb/in}^2\text{abs}}{532 \text{ lb/in}^2\text{abs}} = 13.15 \quad \text{y} \quad T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{(300 + 460)}{540} = \frac{760 \text{ }^\circ\text{R}}{540 \text{ }^\circ\text{R}} = 1.41$$

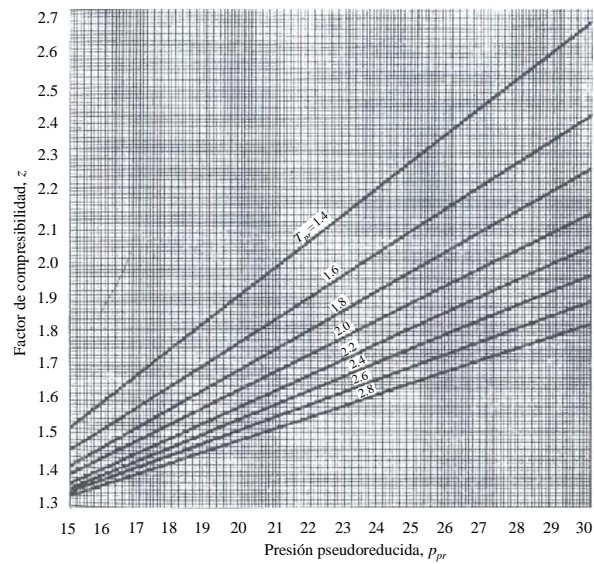
3. Se determina el *factor de compresibilidad*  $z$ , con la correlación de Standing y Katz (Fig. 1.11), obteniendo  $z = 1.38$



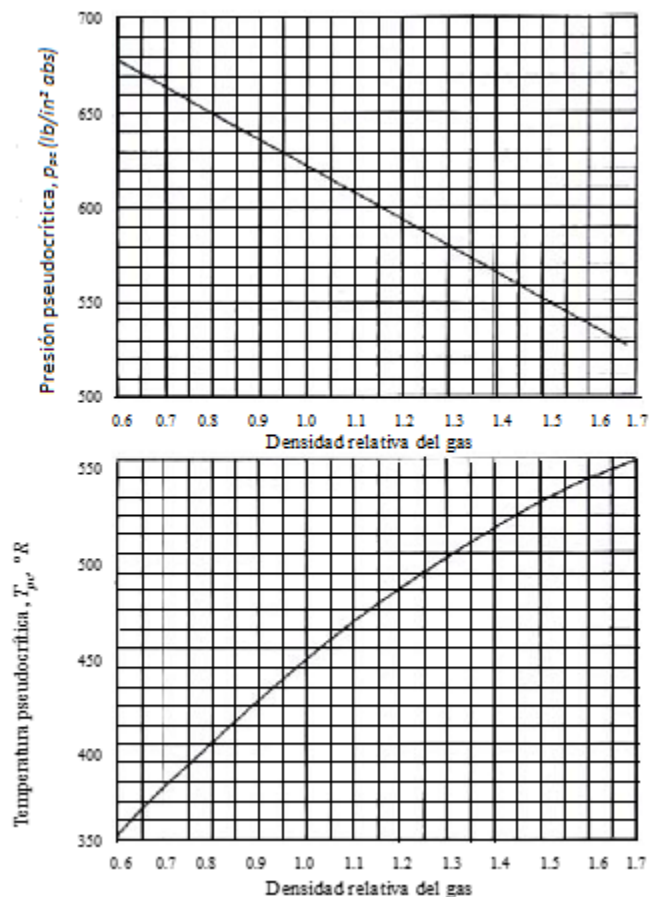
**Fig. 1.11 – Factor de compresibilidad  $z$ , para gases naturales. (Standing y Katz 1942).**



**Fig. 1.12 – Factor de compresibilidad z, para gases naturales a baja presión.  
(Brown et al 1947).**



**Fig. 1.13 – Factor de compresibilidad z, para gases naturales a alta presión  
(Katz et al 1959).**



**Fig. 1.14 – Propiedades pseudocríticas de gases naturales (McCain 1990).**

**Método 2.** En 1948 Brown y colaboradores, presentaron un método gráfico para calcular con precisión la presión pseudocrítica y la temperatura pseudocrítica de una mezcla de gases y de fluidos condensados, cuando sólo se conoce la densidad relativa de la mezcla de gases. La correlación se muestra en la Fig. 1.15. Posteriormente, Standing en 1977, representó esta correlación en forma matemática; es decir,

**Caso 1.** Para un sistema de gas natural, la presión pseudocrítica,  $p_{pc}$ , y la temperatura pseudocrítica,  $T_{pc}$ , se expresan como:

$$p_{pc} = 677 + 15\gamma_g - 37.5\gamma_g^2 \quad (1.78)$$

y

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2 \quad (1.79)$$

**Caso 2.** Para un sistema de gas y condensado, la presión pseudocrítica,  $p_{pc}$ , y la temperatura pseudocrítica,  $T_{pc}$ , se representan como:

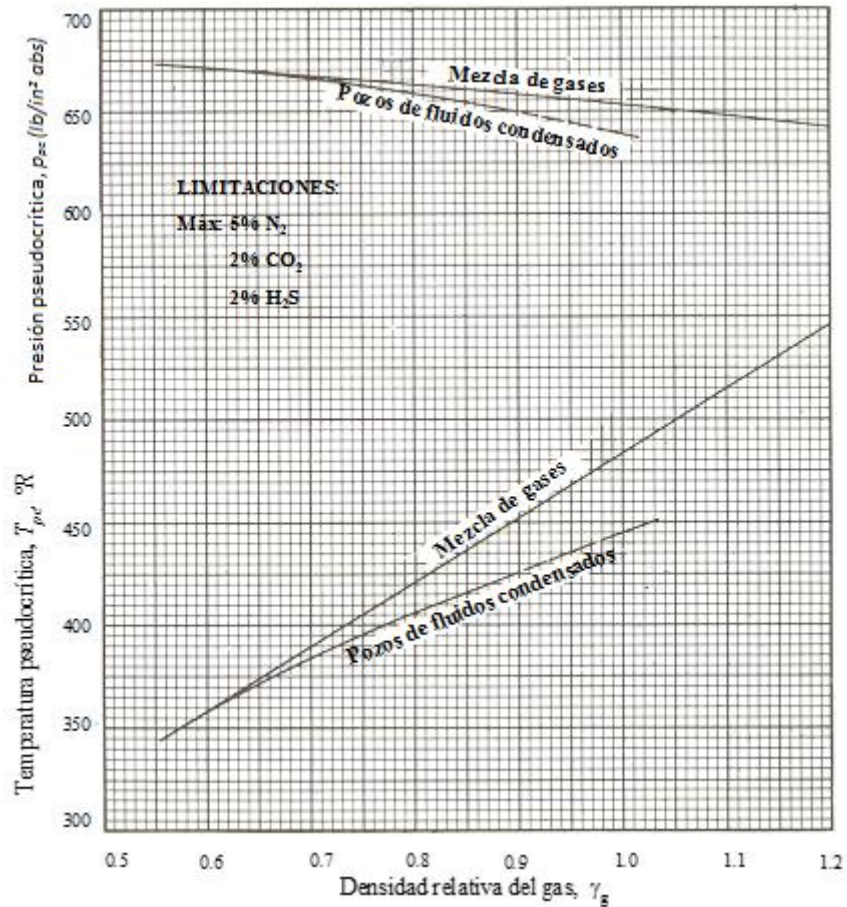
$$p_{pc} = 706 + 517\gamma_g - 11.1\gamma_g^2 \quad (1.80)$$

y

$$T_{pc} = 187 + 330\gamma_g - 71.55\gamma_g^2 \quad (1.81)$$

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





**Fig. 1.15 – Propiedades pseudocríticas de gases naturales.**

La precisión de las correlaciones para cálculo de factores  $z$  para gases naturales a partir de la Fig. 1.13 (para presiones altas) fue determinada a partir de probar 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, determinando las propiedades pseudocríticas.

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, las mezclas de gases naturales con densidades relativas mayores que la unidad presentaron errores absolutos promedio mayores del 8% en cálculos del factor  $z$ .

### 1.3.4.2 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 se conoce. 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 tiene una densidad relativa de una mezcla de gases mayor que la unidad ( $\gamma_g > 1$ ).

El método proporciona mejores resultados para el cálculo de las propiedades pseudocríticas que empleando la correlación de Standing y Katz (Fig. 1.11, 1.12 y 1.13), y se expresa para la presión pseudocrítica,  $p_{pc}$ , y temperatura pseudocrítica,  $T_{pc}$ , como:

$$T_{pc} = (K')^2 / J' \quad (1.82)$$

y

$$p_{pc} = T_{pc} / J' \quad (1.83)$$

en donde:

$$J' = J - \varepsilon_J \quad (1.84)$$

y

$$K' = K - \varepsilon_K \quad (1.85)$$

definiendo  $J$  y  $K$  como,

$$J = \left(\frac{1}{3}\right) \sum_{j=1}^n y_j \left(\frac{T_c}{p_c}\right)_j + \left(\frac{2}{3}\right) \left\{ \sum_{j=1}^n y_j \left(\frac{T_c}{p_c}\right)_j^{1/2} \right\}^2 \quad (1.86)$$

y

$$K = \sum_{j=i}^n y_j \left( \frac{T_c}{p_c^{1/2}} \right) \quad (1.87)$$

en donde:

$$\varepsilon_j = 0.6081F_j + 1.1325F_j^2 - 14.004F_j y_{C7+} + 64.434F_j y_{C7+}^2 \quad (1.88)$$

y

$$\varepsilon_k = \left\{ \left( \frac{T_c}{p_c^{1/2}} \right)_{C7+} \right\} \left\{ 0.3129 y_{C7+} - 4.8156 y_{C7+}^2 + 27.375 y_{C7+}^3 \right\} \quad (1.89)$$

y

$$F_j = \left( \frac{1}{3} \right) \left[ y \left( \frac{T_c}{p_c} \right) \right]_{C7+} + \left( \frac{2}{3} \right) \left[ y \left( \frac{T_c}{p_c} \right)^{1/2} \right]_{C7+}^2 \quad (1.90)$$

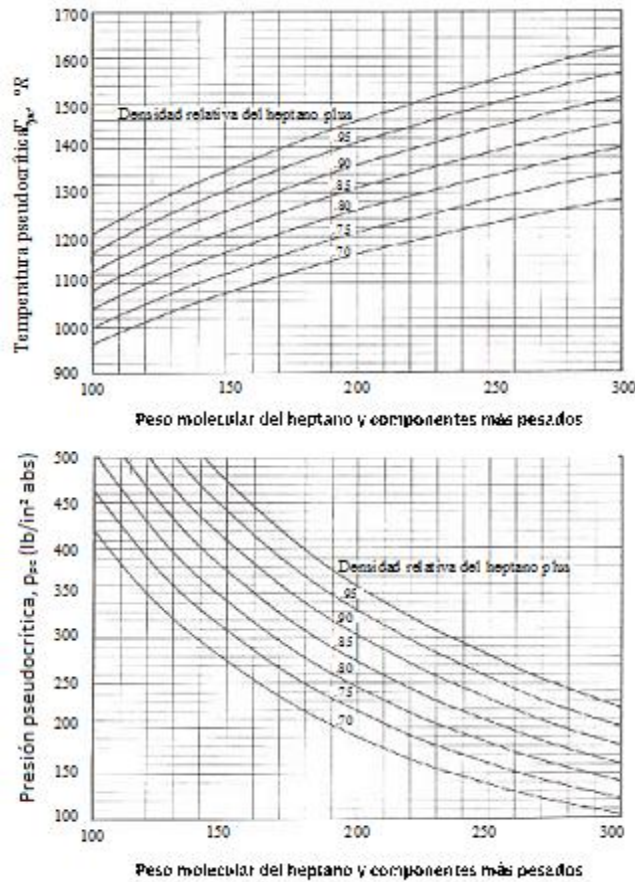
las unidades de las propiedades críticas y pseudocríticas para la presión y temperatura se manejan en  $lb/in^2 abs$  y  $^{\circ}R$ , respectivamente.

Factores  $z$  medidos en laboratorio para los mismos gases naturales se compararon con los factores  $z$  calculados empleando las Figs. 1.12, 1.13 y 1.16. Los errores absolutos promedio que se obtuvieron son menores al 2% en el rango de densidades relativas entre 0.57 a 1.68.

#### **1.3.4.3 PROPIEDADES PSEUDOCRÍTICAS DE MEZCLAS FORMADAS POR HIDROCARBUROS HEPTANOS Y MÁS PESADOS (C<sub>7</sub><sup>+</sup>).**

Normalmente en la información que muestra la composición de una mezcla de fluidos hidrocarburos, se proporciona con todos los componentes más pesados que el hidrocarburo hexano ( $nC_6$  o  $iC_6$ ) un agrupamiento de varios componentes en un solo componente denominado heptano y componentes más pesados (heptano<sup>+</sup> o  $C_7H_{16}^+$ ).

La Fig. 1.16 presenta las correlaciones para el cálculo de las propiedades pseudocríticas del componente hidrocarburo heptano plus ( $C_7H_{16}^+$ ). Para el empleo de estas correlaciones se requiere conocer como datos el peso molecular y la densidad relativa del heptano y componente más pesados.



**Fig. 1.16 – Propiedades pseudocríticas del heptano y componentes más pesados (McCain 1990).**

**Ejemplo 1.9. Cálculo de propiedades pseudocríticas de los componentes formados por heptanos y componentes más pesados.**

Determinar el valor del factor de compresibilidad de  $z$  para una mezcla cuya composición se presenta en la Tabla 1.7, y se encuentra a una presión de 3,500  $lb/in^2 abs$  y 150 °F. La Tabla 1.8 presenta las propiedades físicas del  $C_7H_{16}^+$ .

**Tabla 1.7.** Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 1.9.

Componente	% mol, $y_j$
Metano, $C_1H_4$	92.36
Etano, $C_2H_6$	4.00
Propano, $C_3H_8$	2.90
i-Butano, $iC_4H_{10}$	0.46
n-Butano, $nC_4H_{10}$	0.19
i-Pentano, $iC_5H_{12}$	Traza
n-Pentano, $nC_5H_{12}$	Traza
Hexano, $C_6H_{14}$	0.05
Heptano y más pesados, $C_7H_{16}^+$	0.04
Total	1.00

**Tabla 1.8.** Propiedades del heptano plus para el ejemplo 1.9.

Densidad Especifica	0.95
Peso molecular	190 lbm/lbm-mol

### Solución.

1. Se calculan las propiedades pseudocríticas. La Tabla 1.9 muestra los cálculos realizados.

**Tabla 1.9.** Cálculos para el ejemplo 1.9.

Componente*	Fracción mol, $y_j$	Temperatura crítica, $T_{cj}$ , ( $^{\circ}R$ )	$y_j T_{cj}$	Presión crítica, $p_c$ , (lb/in <sup>2</sup> abs)	$y_j p_{cj}$
Metano, $C_1H_4$	0.9236	343.30	317.07	666.40	615.49
Etano, $C_2H_6$	0.0400	549.90	21.99	706.50	28.26
Propano, $C_3H_8$	0.0290	666.06	19.31	616.00	17.86
i-Butano, $iC_4H_{10}$	0.0046	734.46	3.38	527.90	2.43
n-Butano, $nC_4H_{10}$	0.0019	765.62	1.45	550.60	1.05
i-Pentano, $iC_5H_{12}$	Traza	-	-	-	-
n-Pentano, $nC_5H_{12}$	Traza	-	-	-	-
Hexano, $C_6H_{12}$	0.0005	913.60	0.46	436.90	0.22
Heptano*, $C_7H_{14}$	0.0004	1,387.00	0.55	348.00	0.14
Total	1.0000	-	$T_{pc} = 364.23$	-	$p_{pc} = 665.44$

\* Las propiedades del heptano y componentes más pesados, se calculan de la Fig. 1.16.

2. Luego se calculan las propiedades pseudoreducidas.

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{3,500 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}}{665.44 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}} = 5.26 \quad \text{y} \quad T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{610 \text{ }^\circ\text{R}}{364.23 \text{ }^\circ\text{R}} = 1.67$$

3. Finalmente, se determina el *factor de compresibilidad*  $z$  con la Fig. 1.11.

$$z = 0.87$$

### 1.3.5 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 contengan. Ambos gases (dulces o amargos) pueden contener nitrógeno, bióxido de carbono o ambos.

Un gas hidrocarburo se denomina gas amargo si contiene un gramo de  $H_2S$  por cada 100  $ft^3$ . En las correlaciones que se mostraron anteriormente para el cálculo del factor  $z$ , una concentración entre 1% y 6% de nitrógeno ( $N_2$ ) y bióxido de carbono ( $CO_2$ ) respectivamente, no afecta significativamente el valor calculado para el factor  $z$ . Sin embargo, para concentraciones de nitrógeno ( $N_2$ ) y bióxido de carbono ( $CO_2$ ) mayores al 6% se puede obtener errores calculados del factor  $z$  hasta del 10%.

La presencia de nitrógeno,  $N_2$ , 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 nitrógeno,  $N_2$ , en la mezcla de gases.

### 1.3.5.1 MÉTODO DE WICHERT-AZIZ PARA LA CORRECCIÓN DE LAS PROPIEDADES PSEUDOCRÍTICAS DE UNA MEZCLA DE GASES HIDROCARBUROS CON PRESENCIA DE GASES NO HIDROCARBUROS.

La presencia de ácido sulfhídrico,  $H_2S$ , y bióxido de carbono,  $CO_2$ , 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 ácido sulfhídrico,  $H_2S$ , y/o bióxido de carbono,  $CO_2$ , 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 deben ajustar para tomar en cuenta este comportamiento anormal de la mezcla de gases amargos (gases ácidos).

Wichert y Aziz (1971) desarrollaron un procedimiento 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. 1.11) mediante el uso de un factor de ajuste de la temperatura pseudocrítica,  $T_{pc}$ , la cual es dependiente de las concentraciones de bióxido de carbono,  $CO_2$ , y ácido sulfhídrico,  $H_2S$ , en la mezcla de gases amargos. Este factor de ajuste se emplea para corregir la temperatura pseudocrítica,  $T_{pc}$ , y la presión pseudocrítica,  $p_{pc}$ . La correlación consiste en las ecuaciones siguientes:

$$T'_{pc} = T_{pc} - \epsilon \quad (1.91)$$

y

$$p'_{pc} = \frac{p_{pc} T'_{pc}}{T_{pc} + y_{H_2S} [1 - y_{H_2S}]} \epsilon \quad (1.92)$$

en donde:

$T_{pc}$  = temperatura pseudocrítica en  $^{\circ}R$

$p_{pc}$  = presión pseudocrítica, en  $lb/in^2 abs$

$T'_{pc}$  = temperatura pseudocrítica corregida en °R

$p'_{pc}$  = presión pseudocrítica corregida en  $lb/in^2$  abs

$H_2S$  = fracción mol de ácido sulfhídrico,  $H_2S$ , en la mezcla de gases

$\epsilon$  = 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,  $\epsilon$ , se estima mediante la correlación de la Fig. 1.17 con los datos del porcentaje mol de ácido sulfhídrico,  $H_2S$ , y de bióxido de carbono,  $CO_2$ . Similarmente, el factor  $\epsilon$  se puede calcular con las expresiones siguientes:

$$\epsilon = 120(A^{0.9} - A^{1.6}) + 15(B^{0.5} - B^{4.0}) \quad (1.93)$$

en donde:

$$A = y_{H_2S} + y_{CO_2} \quad (1.94)$$

$$B = y_{H_2S} \quad (1.95)$$

en donde el coeficiente  $B$  es la fracción mol del ácido sulfhídrico,  $H_2S$ , y el coeficiente  $A$  es la suma de las fracciones mol de ácido sulfhídrico,  $H_2S$ , y bióxido de carbono,  $CO_2$ , en la mezcla de gases.

### **1.3.5.2 MÉTODO DE CORRECCIÓN DE CARR-KOBAYASHI-BURROWS PARA LA CORRECCIÓN DE LAS PROPIEDADES PSEUDOCRÍTICAS DE UNA MEZCLA DE GASES EN PRESENCIA DE GASES NO HIDROCARBUROS.**

Carr, Kobayashi y Burrows 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 ácido sulfhídrico,  $H_2S$ ,



bióxido de carbono,  $CO_2$ , y nitrógeno,  $N_2$ , si son conocidas. El método consiste de las etapas siguientes:

**Etapla 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. 1.15 o bien con las ecuaciones 1.78 y 1.79 (gases naturales) o las ecuaciones 1.80 y 1.81 (gas y condensado).

**Etapla 2.** Se ajustan las propiedades pseudocríticas mediante las correlaciones siguientes:

$$T'_{pc} = T_{pc} - 80y_{CO_2} + 130y_{H_2S} - 250y_{N_2} \quad (1.96)$$

$$p'_{pc} = p_{pc} + 440 y_{CO_2} + 600 y_{H_2S} - 170 y_{N_2} \quad (1.97)$$

En donde:

$T_{pc}$  = temperatura pseudocrítica en  $^{\circ}R$

$p_{pc}$  = presión pseudocrítica, en  $lb/in^2abs$

$T'_{pc}$  = temperatura pseudocrítica corregida en  $^{\circ}R$

$p'_{pc}$  = presión pseudocrítica corregida en  $lb/in^2abs$

$CO_2$  = fracción mol de bióxido de carbono,  $CO_2$

$H_2S$  = fracción mol de ácido sulfhídrico,  $H_2S$

$N_2$  = fracción mol de nitrógeno,  $N_2$ .

La  $T'_{pc}$  y la  $p'_{pc}$  se emplean para calcular la  $T_{pr}$  y la  $p_{pr}$  en gases amargos.

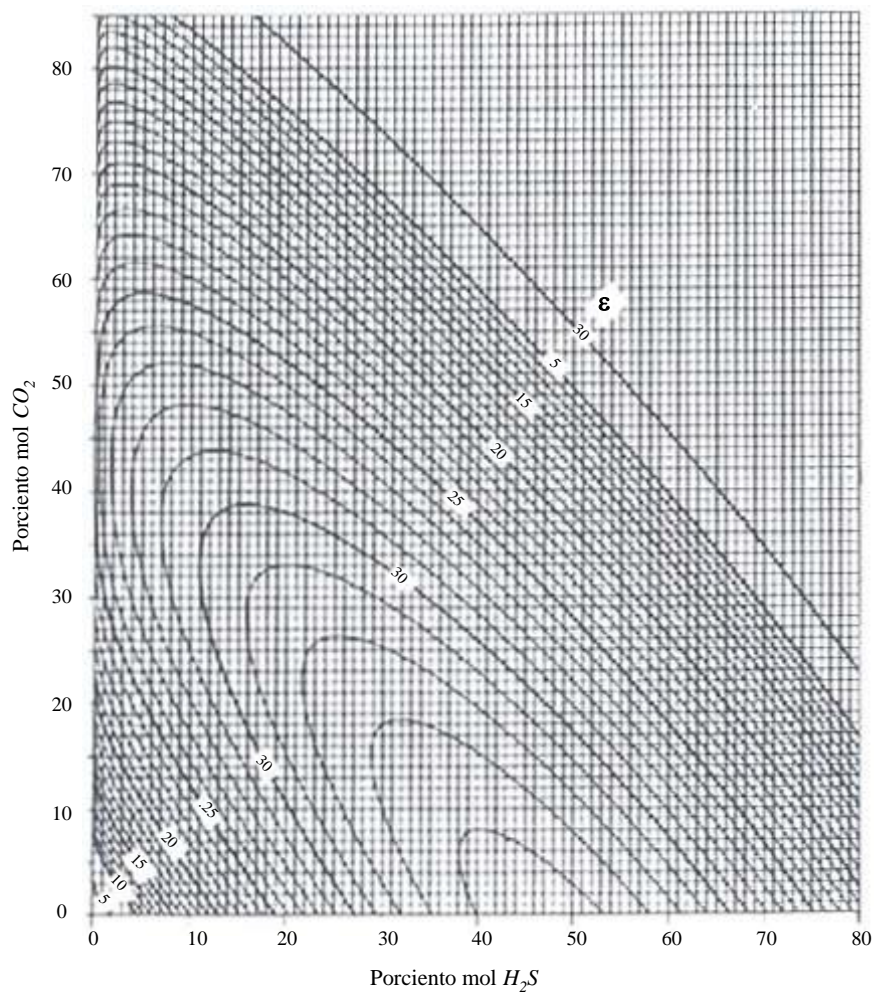
**Etapla 3.** Se calculan las propiedades pseudoreducidas usando las propiedades pseudocríticas calculadas en la etapa 2 utilizando las ecuaciones 1.98 y 1.99, respectivamente.

$$p'_{pr} = \frac{p}{p'_{pc}} \quad (1.98)$$

y

$$T'_{pr} = \frac{T}{T'_{pc}} \quad (1.99)$$

**Etapla 4.** Finalmente, se calcula el *factor z* a partir de la correlación de Standing-Katz (Fig. 1.11).



**Fig. 1.17 – Factor de ajuste de la temperatura pseudocrítica para gases amargos (McCain 1990, adaptado de Wichert Aziz 1972).**

## CAPÍTULO 2. INTRODUCCIÓN Y CLASIFICACIÓN DE LOS YACIMIENTOS PETROLEROS DE ACUERDO AL TIPO DE FLUIDOS

### 2.1 Introducción a la ingeniería de yacimientos de gas natural.

La importancia de los yacimientos de gas y de gas y condensado en México se ha incrementado paulatinamente en lo que va del siglo debido al aumento de la demanda interna del gas natural como energético limpio. Ante esta situación se han identificado y desarrollado para su explotación las principales cuencas sedimentarias del país, con una alta posibilidad de producción de gas no asociado (convencional y no convencional), como son la Cuenca de Burgos, el Golfo de Sabinas, la Cuenca de Veracruz y las Cuencas de Macuspana-Muspac, siendo actualmente la Cuenca de Burgos la más madura, grande e importante.

Los pozos exploratorios perforados en el golfo de México que actualmente se encuentran dentro del programa de aguas profundas a más de 500 metros de tirantes de agua, han encontrado formaciones productoras de gas seco, gas húmedo y de gas y condensado, como por ejemplo el campo Lakach.

Un yacimiento convencional de gas es aquel en el que la formación productora presenta una permeabilidad mayor a 0.1 md, y produce con un gasto de flujo económico de producción sin la necesidad de estimulación masiva o de tratamientos de fracturamiento. En este tipo de yacimientos convencionales de gas, generalmente, los tratamientos con ácido (estimulación), tratamientos de fracturas no masivas o una sección de agujero horizontal en la zona productora del pozo, contribuyen a un mejor flujo de producción de gas.

Es complicado desarrollar soluciones matemáticas analíticas para modelar o representar las características reales de los yacimientos, sobre todo debido a la gran heterogeneidad e irregularidad de la formación de los yacimientos. Por lo que

para representar lo más cercano a la realidad estos yacimientos, por ejemplo; se deben considerar algunas suposiciones o restricciones en el desarrollo de dichas soluciones matemáticas como las condiciones de explotación; es decir a gasto de producción constante o bien presión de fondo fluyendo constante. Otra complicación frecuente, en el flujo de gases reales, es la no linealidad de las ecuaciones (las propiedades del gas tales como la viscosidad y la compresibilidad son muy sensibles al cambio de la presión). La simulación numérica de yacimientos y la caracterización dinámica del análisis de la producción de yacimientos de gas son los métodos más viables para resolver gran variedad de problemas de flujo de gas en los yacimientos. Coats define a un simulador numérico como un conjunto de ecuaciones diferenciales parciales, que expresan la conservación de masa y/o energía, ecuaciones de estado, EOS, y una ecuación de momento.

La ingeniería de yacimientos de gas se define como la aplicación de los conceptos científicos a los problemas de flujo de fluidos (gas, condensado y agua) a través de medios porosos, que se presentan durante el desarrollo y producción de los yacimientos convencionales y no convencionales de gas en tal forma que se obtenga una recuperación óptima, desde un punto de vista técnico-económico.

Los estudios de ingeniería de yacimientos de gas deben efectuarse por medio de un trabajo multidisciplinario, empleando las mejores prácticas de la Administración Integral de Yacimientos, considerando y validando toda la información disponible acerca del campo: geofísica, registros geofísicos, geológica, geoquímica, petrofísica, ingeniería de yacimientos, ingeniería de producción, etc.

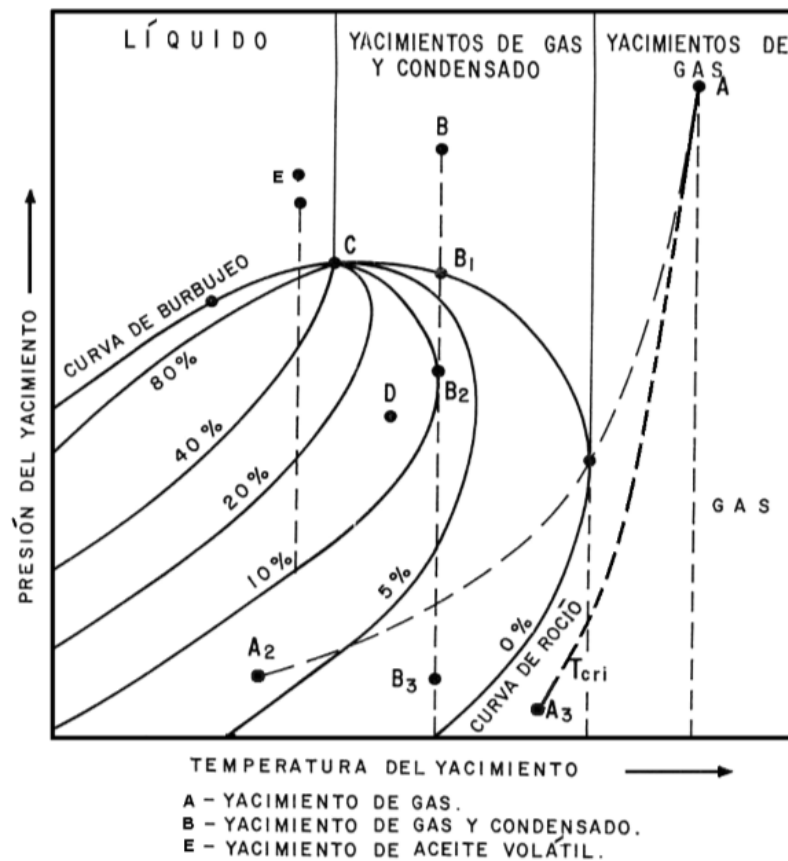
Los yacimientos pueden clasificarse adecuadamente respecto a la localización de sus condiciones iniciales de presión y temperatura en un diagrama de fase presión-temperatura ( $p-T$ ), del tipo mostrado en la Fig. 2.1.

La Tabla 2.1 presenta algunas características generales de los tipos de yacimientos que se discutirán en este trabajo.

**Tabla 2.1** – Características generales de los yacimientos de gas, gas y condensado y de aceite volátil

Tipo de yacimiento	Temperatura del yacimiento	RGA ( $\frac{ft_{ce}^3}{Bl_{ce}}$ )	Densidad	% CH <sub>4</sub>	% C <sub>6</sub> <sup>+</sup>
Gas	$> T_{cri}$	$> 50\ 000$	$\delta < 0.7$	$> 75$	$< 1$
Gas y condensado	$T_c < T < T_{cri}$	$5000 < RGA < 50\ 000$	$\geq 45\ ^\circ API$	$75 \ll 85$	$3 \ll 8$
Aceite volátil	$T < T_c$	$> 2000$	$> 32\ ^\circ API$		

En cuanto a los yacimientos de aceite volátil, la Fig. 2.2 presenta variaciones del factor de volumen,  $B_o$ , y del factor de solubilidad,  $R_s$ , contra la presión, para un caso típico de estos yacimientos (Cole 1969).



**Fig. 2.1** – Diagrama de presión-temperatura para el fluido de un yacimiento (Craft and Hawkins 1959).

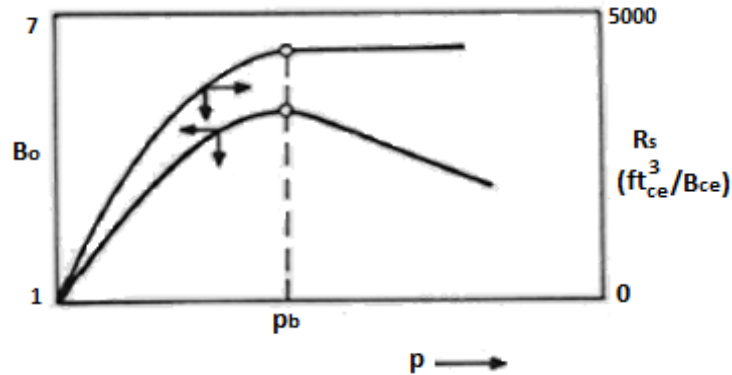


Fig. 2.2 – Variación del factor de volumen  $B_o$  y de la relación de solubilidad  $R_s$  para un aceite volátil (Cole 1969).

La variación de la densidad del aceite contra la producción acumulativa se muestra en la Fig. 2.3.

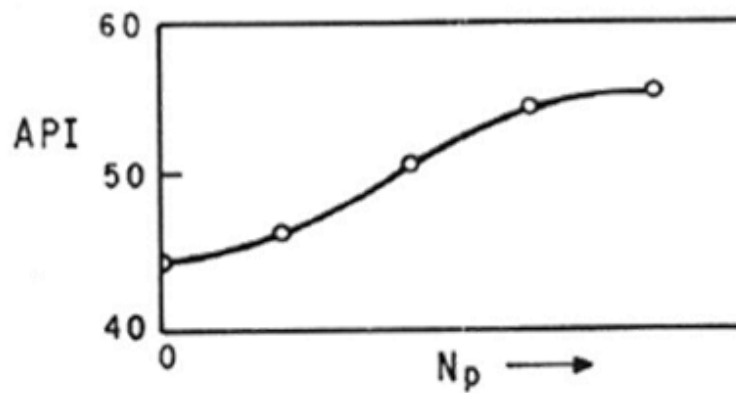
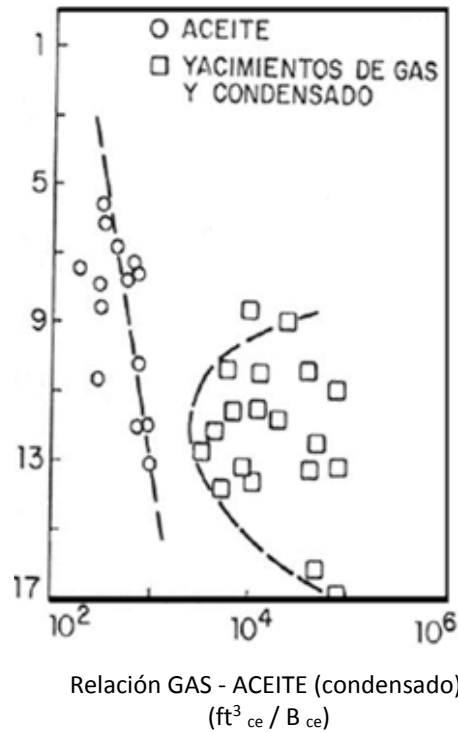


Fig. 2.3 – Variación de la densidad con respecto a la producción en un yacimiento de aceite volátil (Cole 1969)

Debido a que cada vez se perforan pozos con mayor profundidad, detectando en algunos de ellos alta presión y alta temperatura, se presenta una tendencia de descubrir yacimientos nuevos de gas y de gas y condensado (Fig. 2.4) (Craft and Hawkins 1991)

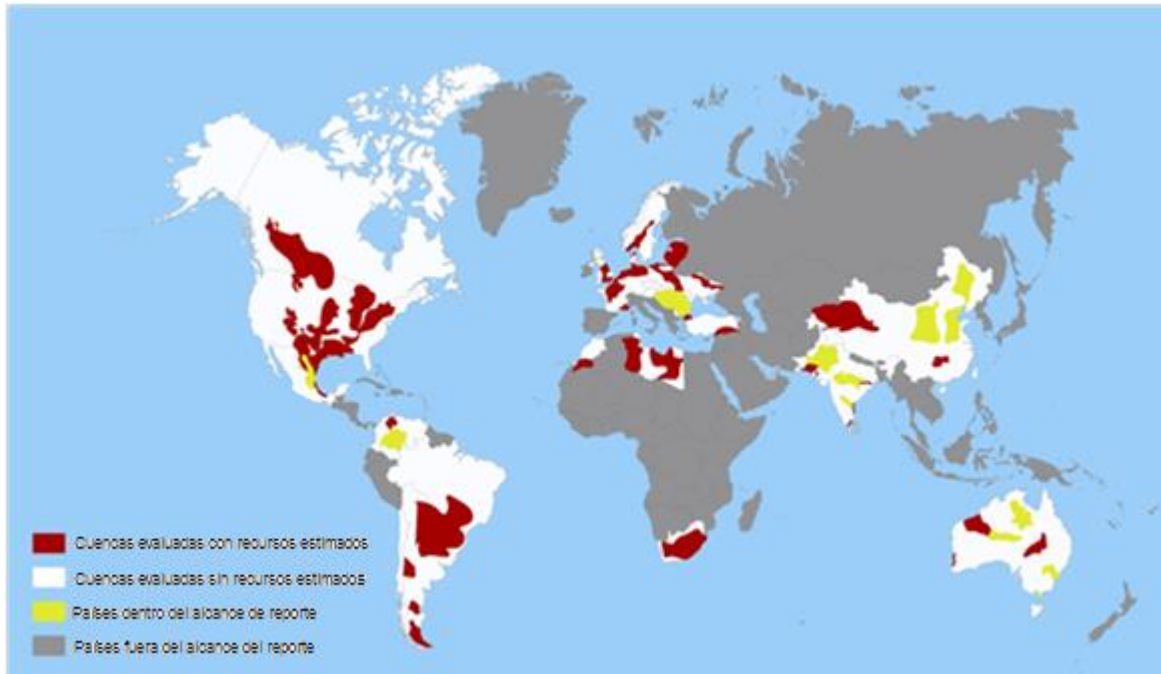
Actualmente en México se ha comenzado con la exploración y determinación del potencial en yacimientos no convencionales de gas (YNCG), ubicándose las primeras localizaciones en el norte del país en la continuidad de la formación de lutitas gasíferas Eagle Ford, la cual se encuentra en producción masiva en los

E.U.A. Debido a la complejidad de los YNCG en lutitas (shale gas), de baja permeabilidad (tight gas) y gas de carbón (coalbed methane), se han desarrollado diferentes modelos analíticos para la caracterización dinámica que permiten estimar parámetros esenciales de la formación y el RGA, G.



**Fig. 2.4 – Incremento de la relación GAS – ACEITE con la profundidad (Craft and Hawkins 1959)**

En diciembre del 2013 el reporte de la Administración de Información de Energía de los E.U.A. (EIA en inglés) estimó Recursos Recuperables Técnicamente (TTR en inglés) de shale gas en 6,634 tcf a partir de 137 formaciones en 41 países; es decir, cerca de 10 veces los 665 tcf estimados para los E.U.A. (Fig. 2.5). Esta cantidad excluye algunos países del Medio Oriente, que tienen significantes reservas de gas natural de yacimientos convencionales. Se tienen pruebas de producción en pozos que han sido estimulados-fracturados en Argentina, Australia, el Reino Unido, Polonia, China y México (Arévalo et al. 2014).



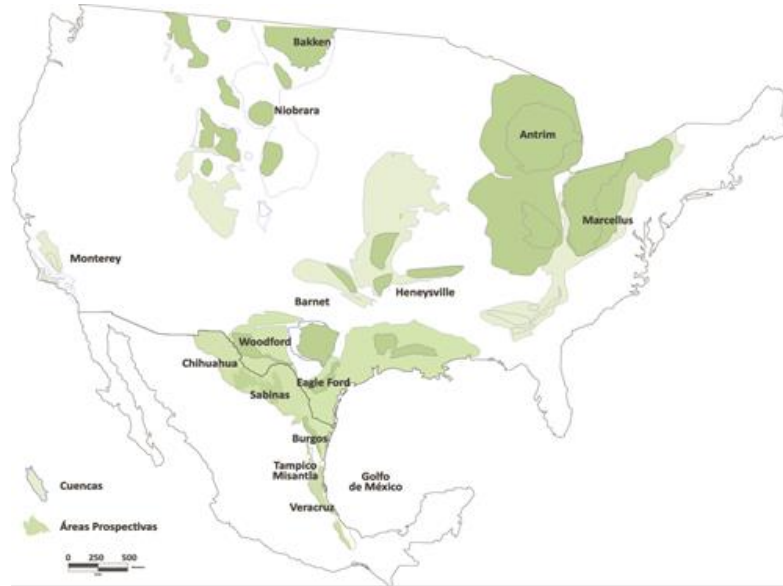
**Fig. 2.5 – Recursos Recuperables Totales de Shale Gas a nivel mundial (RRT) (Arévalo, et al. 2014).**

En 2011 México comenzó a explorar sus cuencas prospectivas de shale. Se identificaron cinco provincias con potencial de shale/oil gas: Chihuahua, Sabinas-Burro Picachos, Burgos, Tampico-Misantla y Veracruz.

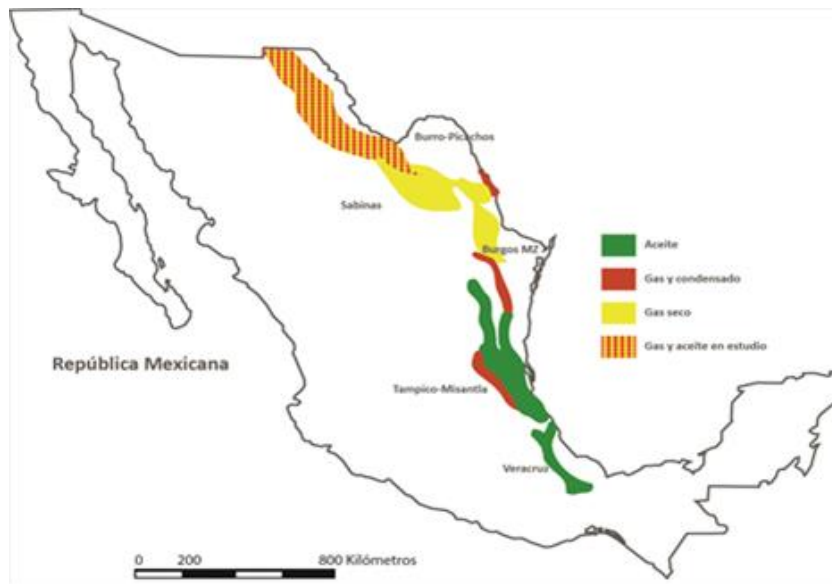
Se tienen identificadas las principales cuencas de hidrocarburos de shale gas en las formaciones Pimienta-La Casita y Eagle Ford, en las cuales se estima existen TTR de 545 tcf de gas, lo que representa el 27% de las reservas de Latino América (incluyendo México) y el 8.2% del total mundial (Figs. 2.6 y 2.7). México ocupa el quinto lugar en TTR por debajo de China (1,115 tcf), Argentina (800 tcf), Algeria (700 tcf) y E.U.A. (665 tcf).

Algunos plays tales como Eagle Ford y Woodford presentan continuidad transfronteriza. Otros plays como Bakken y Haynesville en E.U.A. son análogos a algunos plays en México (Arévalo et al. 2014).





**Fig. 2.6 – Plays análogos, cuencas y áreas prospectivas (Arévalo, et al. 2014).**



**Fig. 2.7 – Estudio de las reservas en las cuencas de la República Mexicana (Arévalo, et al. 2014).**

La Tabla 2.2 presenta la variación de la permeabilidad en tres tipos de medios porosos.

**Tabla 2.2.** Comparación de los valores de permeabilidad en acuíferos y en yacimientos petroleros (Bear, 1972).

**PERMEABILIDAD K (MD)**

	$10^8$	$10^6$	$10^4$	$10^2$	1	$10^{-2}$	$10^{-4}$
<b>PERMEABILIDAD</b>	<b>PERMEABLE</b>		<b>SEMI-PERMEABLE</b>		<b>IMPERMEABLE</b>		
<b>ACUÍFEROS</b>	<b>BUENO</b>		<b>POBRE</b>		<b>NO EXISTE</b>		
<b>SUELOS</b>	<b>GRAVA LIMPIA</b>	<b>ARENA LIMPIA</b>	<b>ARENA MUY FINA Y ARCILLA</b>		<b>LIMO</b>		
<b>ROCAS</b>			<b>YACIMIENTOS PETROLEROS</b>		<b>YACIMIENTOS DE BAJA PERMEABILIDAD</b>		

## 2.2 Clasificación de los yacimientos petroleros por el tipo de fluidos

### 2.2.1 Introducción

Una fase se define como cualquier parte homogénea de un sistema que es físicamente distinta y se encuentra separada de las otras partes del sistema por fronteras.

Los sistemas de hidrocarburos encontrados en los yacimientos petroleros muestran comportamientos de fase múltiples dentro de un amplio espectro de presiones y temperaturas.

Las fases que se presentan en los yacimientos petroleros son la fase líquida (por ejemplo, aceites crudos, condensados y agua) y la fase gas (por ejemplo, el gas natural).

Las condiciones bajo las cuales estas fases existen son importantes en el análisis de la explotación de los yacimientos, para conocer su comportamiento, mejorar las

prácticas de explotación y el manejo de los fluidos en superficie, así como optimizar técnica y económicamente 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 (Fig. 2.8) 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 estos comportamientos ya sea para componentes puros o mezclas de dos o más componentes puros. Se ha encontrado que existe una gran similitud entre los diagramas para los componentes puros y las mezclas multicomponentes.

El objetivo de este subtema es definir y caracterizar los tipos de yacimientos petroleros según 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, etc.).

Los fluidos de los yacimientos petroleros presentan una variedad muy simple de forma y tamaños de los diagramas de fase. Una gran cantidad de componentes

puros forman estas mezclas de fluidos petroleros, encontrando en ellos variadas especies químicas.

La forma del diagrama de fase que muestra cada mezcla en particular es función de los tipos y cantidades de los componentes que conforman dicha mezcla.

## 2.2.2. Diagrama de fase de presión-temperatura para mezclas multicomponentes.

### 2.2.2.1 MEZCLA DE DOS COMPONENTES PUROS.

La Fig. 2.8 presenta una serie de 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 para entender el comportamiento de mezclas multicomponentes.

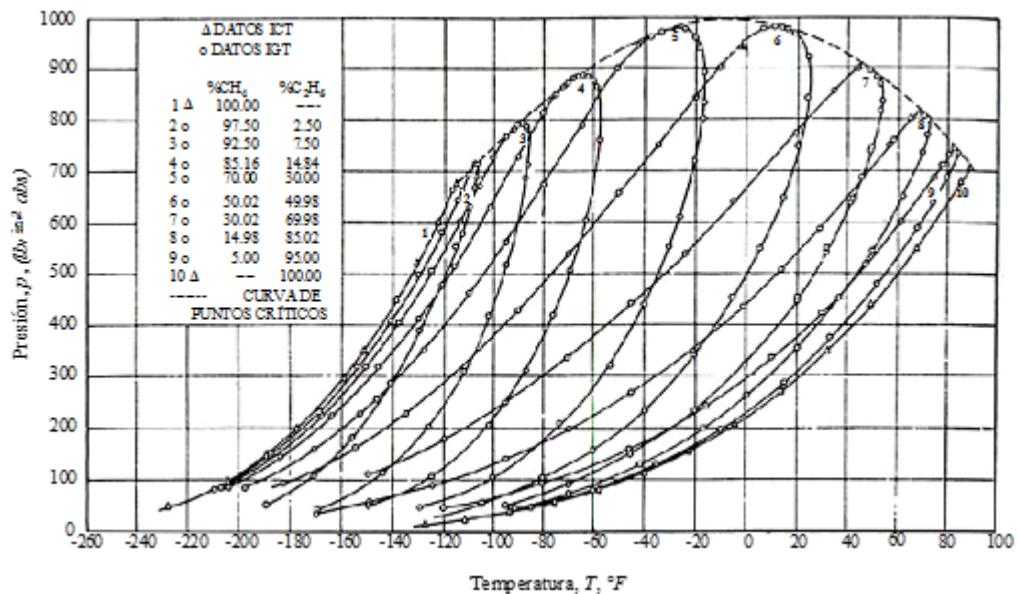


Fig. 2.8 – Diagrama de fase de una mezcla de metano y etano (Bloomer et al.)

La mezcla 2 en la Fig. 2.8 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, en este caso etano, se adiciona a la mezcla (ver 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 de yacimientos petroleros (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. 2.8. 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 presentan pocos componentes intermedios (algunos encontrados en la región norte y centro 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 2.3 muestra la composición del fluido para cada uno de los tipos de yacimientos.

**Tabla 2.3** Composiciones típicas de mezclas provenientes de yacimientos de hidrocarburos.

COMPONENTE	Aceite negro	Aceite volátil	Gas Seco	Gas húmedo	Gas y condensado
Metano, $C_1H_4$	48.83	60.00	96.0	90.00	75.00
Etano, $C_2H_6$	2.75	8.00	2.00	3.00	7.00
Propano, $C_3H_8$	1.93	4.00	1.00	2.00	4.50
n-Butano, $nC_4H_{10}$ -i-Butano, $iC_4H_{10}$	1.60	4.00	0.50	2.00	3.00
n-Pentano, $nC_5H_{12}$ -i-Pentano, $iC_5H_{12}$	1.15	3.00	0.50	1.00	2.00
Hexano, $C_6H_{14}$	1.59	4.00	0.00	0.50	2.50
Heptano plus, $C_7^+H_{16}$	42.15	17.00	0.00	1.50	6.00

### 2.2.2.2 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. 2.9 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.

### 2.2.2.3 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 y con un gran número de 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.

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.

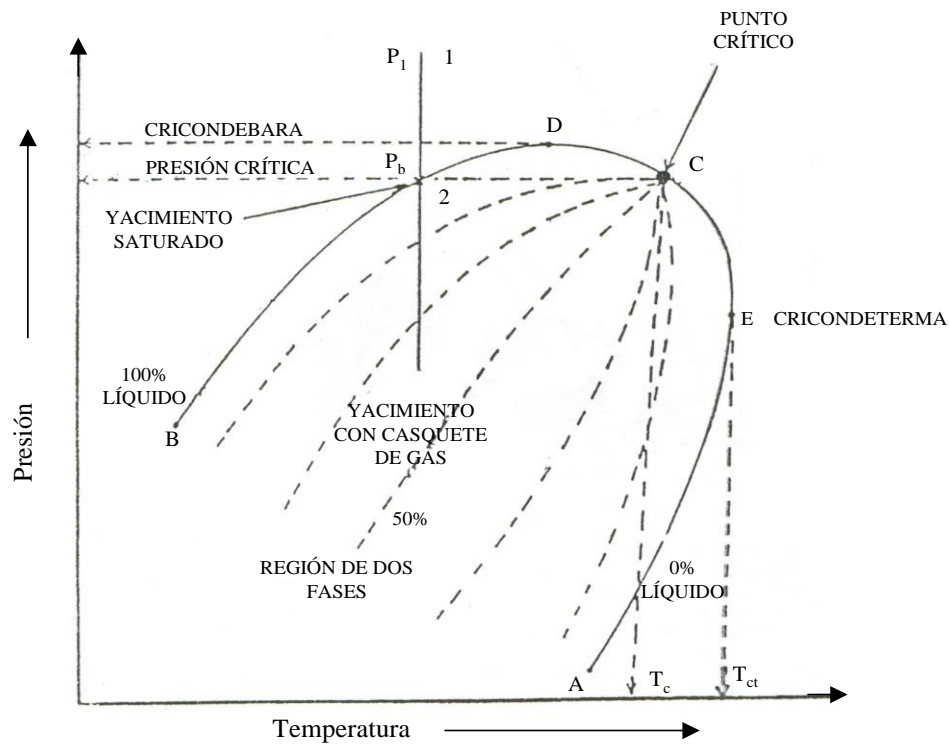


Fig. 2.9 – Diagrama de fase de presión-temperatura para un sistema multicomponente

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. 2.9 se pueden observar los elementos siguientes:

- **Curva de puntos de burbuja:** La curva de puntos de burbuja (línea BC de la Fig. 2.9) 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. 2.9) 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. 2.9). En el punto crítico, la correspondiente presión y temperatura se denominan presión crítica,  $p_c$ , y temperatura crítica,  $T_c$ , de la mezcla.
- **Cricondenterma,  $T_{ct}$ :** La cricondenterma 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. 2.9). La presión en el punto E se denomina presión cricondenterma,  $p_{ct}$ .
- **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. 2.9). La temperatura en el punto D se denomina temperatura cricondenbara,  $T_{cb}$ .
- **Líneas de calidad:** Las líneas interrumpidas dentro de la región de dos fases del diagrama de fase de presión-temperatura se denominan líneas 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.



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.

### **2.2.3 Clasificación de los yacimientos petroleros.**

Los yacimientos petroleros se pueden clasificar en función de la localización del punto crítico y las coordenadas iniciales de presión,  $p$ , y temperatura,  $T$ , del yacimiento en un diagrama presión-temperatura del fluido del yacimiento. Estos pueden ser:

1. Yacimientos de aceite, cuando en la mezcla multicomponente la  $T_y$  es menor que la  $T_c$  ( $T_y < T_c$ ), y
2. Yacimientos de gas natural, cuando en la mezcla multicomponente la  $T_y$  es mayor que la  $T_c$  ( $T_y > T_c$ ).

#### **2.2.3.1 YACIMIENTOS DE ACEITE ( $T_y < T_c$ ).**

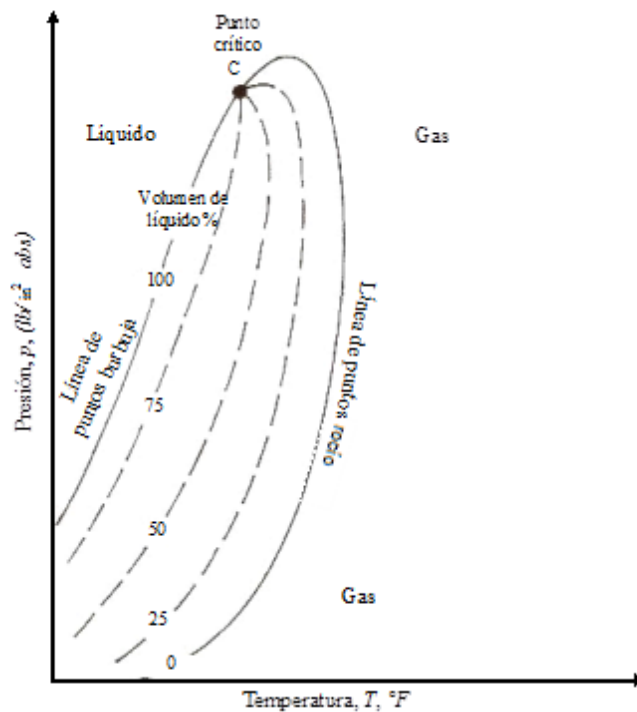
En función de la presión inicial del yacimiento,  $p_i$ , los yacimientos de aceite se subdividen en las categorías siguientes:

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  $p_i < p_b$ , representa un 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 este tipo de 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 dos tipos, es decir:

1. *Aceites negros*
2. *Aceites volátiles*



**Fig. 2.10 – Diagrama de fase de presión contra temperatura para una mezcla de hidrocarburos (McCain, 1988).**

De igual manera Ahmed para los yacimientos de aceite 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 en las propiedades que presentan algunos aceites negros, como por ejemplo, la composición, la relación gas-aceite, la apariencia (color) y 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.

#### **2.2.3.2 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. Según McCain, los yacimientos de gas se clasifican como:

1. *Gas y condensado*
2. *Gas húmedo*
3. *Gas seco*

De acuerdo a la clasificación de Ahmed, los yacimientos de gas se clasifican como:

1. *Gas condensado retrógrado*
2. *Gas y condensado cerca del punto crítico*
3. *Gas húmedo*
4. *Gas seco*

#### **2.2.4 Tipos de fluidos en los yacimientos petroleros.**

Existen cinco tipos de yacimientos petroleros en función del tipo de fluido. Comúnmente, estos yacimientos se denominan de aceite negro, aceite volátil, gas y condensado, gas húmedo y gas seco. McCain clasificó este tipo de fluidos en los yacimientos en función 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).

También menciona que 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 para la toma de decisiones que se deben de realizar para la explotación óptima de los yacimientos.

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 transporte de la producción (por ejemplo, el tipo y dimensiones del equipo), los métodos de cálculo de los volúmenes de hidrocarburos originales y las reservas de hidrocarburos, 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, terciaria o mejorada para estimar las reservas de hidrocarburos.

##### **2.2.4.1 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 negro ordinario* y *aceite crudo de bajo encogimiento*.

#### **2.2.4.2 ACEITES VOLÁTILES.**

Los aceites volátiles contienen, pocas moléculas pesadas y mayor cantidad de moléculas intermedias (etano, propano, butano, pentano y hexano) 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 un yacimiento en donde las presiones del mismo 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 para aceites negros al determinar los comportamientos en aceites volátiles.

#### **2.2.4.3 GAS 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, conforme avanza la explotación del yacimiento este tipo de fluidos presentan un comportamiento retrógrado, es decir, en el yacimiento el fluido se encuentra en estado gaseoso, cuando la presión del yacimiento está por arriba de la presión de rocío. Conforme disminuye la presión se alcanza la presión de rocío y se entra a la región de dos fases, donde una fracción del gas se licua produciendo condensados y al seguir disminuyendo la presión una parte de los condensados se vaporizan nuevamente, denominándose a este fenómeno condensación retrógrada. McCain indica que debido a esto, el término gas retrógrado es el nombre correcto que se le debe dar a 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<sup>3</sup> de gas a c.e./Bl* de aceite a c.e, indica un gas condensado muy rico que podría condensar suficiente líquido para llenar 35% o más del volumen del yacimiento. Aun 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, que se tratarán adelante, no aplican para estos líquidos obtenidos en la planta.

#### **2.2.4.4 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.

#### **2.2.4.5 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, 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 algunas veces a 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 para este tipo de fluidos (gas seco). 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.

## 2.2.5 Diagramas de fase de presión-temperatura para los fluidos petroleros.

### 2.2.5.1 DIAGRAMA DE FASE DE PRESIÓN-TEMPERATURA PARA ACEITES NEGROS.

El diagrama de fase más común de un aceite negro se presenta en la Fig. 2.11, mostrando una línea isotérmica para una reducción en la presión del yacimiento y a condiciones superficiales de separación. Este diagrama de fase cubre un amplio rango 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 *isovolúmenes*. 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 con base en un 100% menos el volumen de líquido. El agua se encuentra siempre en los yacimientos; sin embargo, en esta sección no se consideran aspectos para el agua.

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.

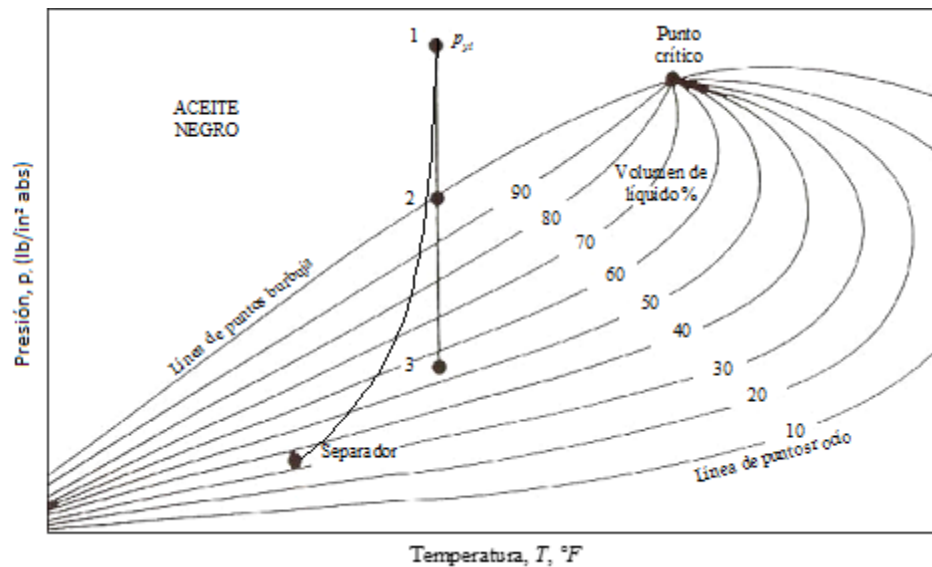
Cuando la presión en el yacimiento se localiza en el punto 2 de la línea vertical  $\overline{1-2-3}$ , el aceite se encuentra en el punto de burbuja y se denomina aceite saturado, es decir, el aceite en el yacimiento contiene demasiado gas disuelto más



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.

El punto de burbuja localizado 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.



**Fig. 2.11 – Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de aceite negro. Se presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador (McCain 1990)**

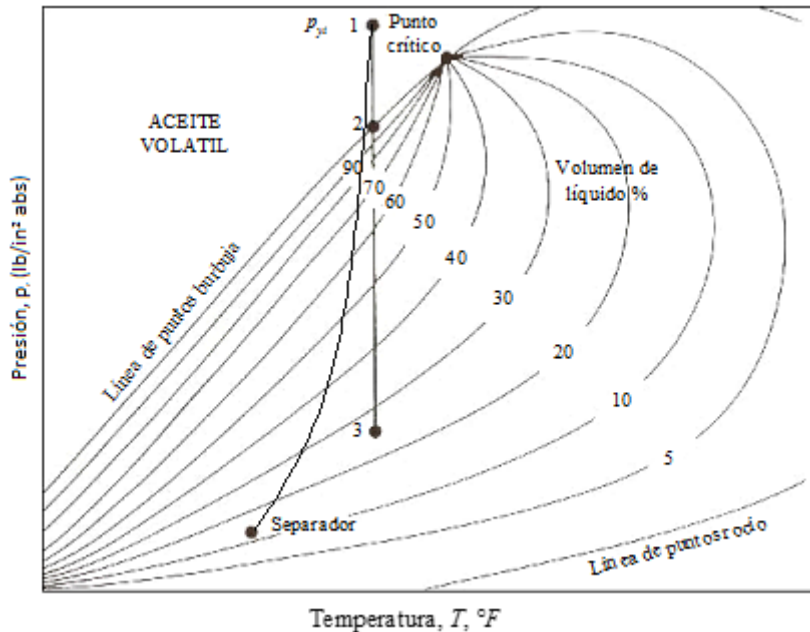
### 2.2.5.2 DIAGRAMA DE FASE DE PRESIÓN-TEMPERATURA PARA ACEITES VOLÁTILES.

La Fig. 2.12 presenta un diagrama de comportamiento de fase para un aceite volátil, mostrando una línea isotérmica al reducir la presión del yacimiento y otra llevada hasta las condiciones del separador en superficie. Este diagrama de fase es algo diferente del 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, si se encuentran más adentro del diagrama de fase, y menos espaciadas conforme se acercan hacia arriba a lo largo de la línea de puntos de burbuja.

La línea vertical  $\overline{1-2-3}$  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  $kg/cm^2abs$  (aproximadamente 100 a 200  $lb/in^2abs$ ) provocarían 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. 2.12 – Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de aceite volátil. Se presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento, y las condiciones superficiales del separador (McCain 1990)**

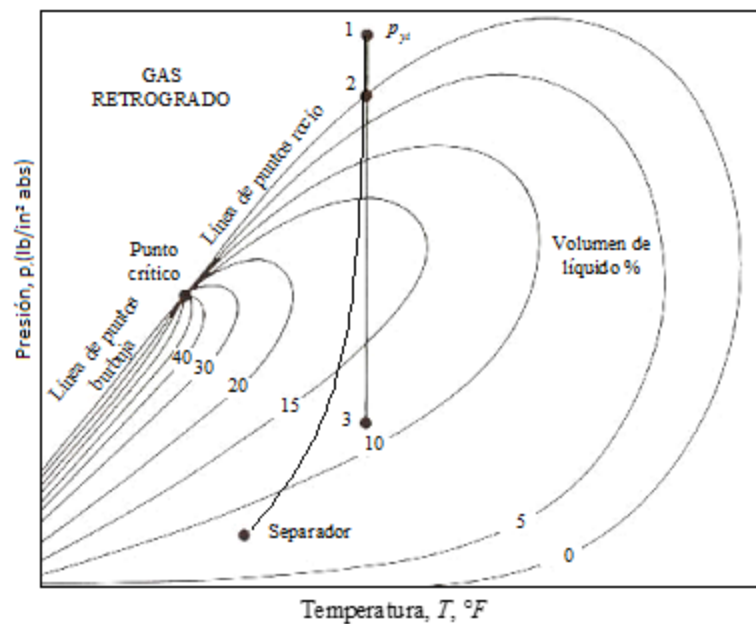
### 2.2.5.3 DIAGRAMA DE FASE DE PRESIÓN-TEMPERATURA PARA GAS Y CONDENSADOS (RETRÓGRADO).

La Fig. 2.13 presenta un diagrama común de un gas y condensado (gas retrógrado) con una línea vertical isotérmica  $\overline{1-2-3}$  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 inferior del diagrama. Estos cambios del diagrama de fase y del punto crítico son resultado de que los gases retrógrados contienen 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. 2.13). 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 y empezará 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. 2.13 – Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de gas retrógrado. Se presenta a temperatura constante la línea de reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador (McCain 1990)**

Siguiendo la trayectoria de la línea vertical  $\overline{1-2-3}$  en el yacimiento sobre el diagrama de la Fig. 2.13 se observa que en algún punto, a presión baja el líquido (condensado) en el yacimiento comienza 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.

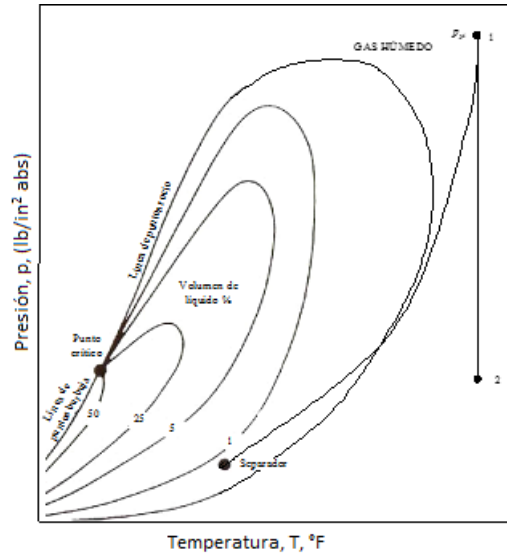
#### **2.2.5.4 DIAGRAMA DE FASE DE PRESIÓN-TEMPERATURA PARA GASES HÚMEDOS.**

La Fig. 2.14 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  $\overline{1-2}$ ) y un separador superficial (punto 2).

La envolvente del diagrama de fase de la mezcla de hidrocarburos, predominantemente formada por moléculas pequeñas, cae por debajo de la temperatura del yacimiento.

Prácticamente, 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  $\overline{1-2}$ ), 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  $\overline{1-2}$ ) si podría entrar 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.

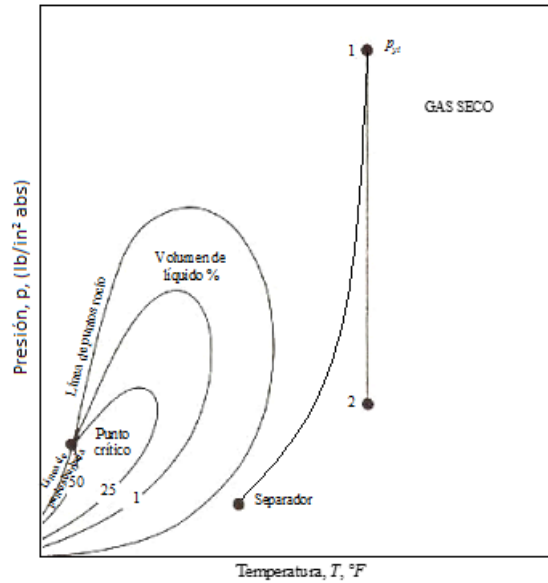


**Fig. 2.14 – Diagrama de fase de presión contra temperatura para un yacimiento de gas húmedo. Se presenta a temperatura constante y reducción de la presión del yacimiento y las condiciones superficiales del separador (McCain 1990)**

#### **2.2.5.5 DIAGRAMA DE FASE PRESIÓN-TEMPERATURA PARA GAS SECO.**

La Fig. 2.15 representa un diagrama común de presión-temperatura para un gas seco observando una línea vertical de caída de presión isotérmica (líneas  $\overline{1-2}$ ) y a condiciones de separador.

El gas seco está principalmente formado por metano con algunos componentes intermedios. A condiciones de presión y temperatura del yacimiento, la mezcla de hidrocarburos solo 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  $\overline{1-2}$ ) como de superficie (separador) no crucen 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 podría formar una cantidad insignificante de condensado a condiciones de superficie.



**Fig. 2.15 – 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 (McCain 1990)**

### **2.2.6. Identificación del tipo de fluidos a partir de datos de laboratorio y de producción.**

Un procedimiento empírico para determinar el tipo de fluidos que contiene un yacimiento petrolero es mediante el análisis en el laboratorio (Tabla 2.4). De igual manera, generalmente la información que se obtiene a partir de datos de producción (Tabla 2.5), 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 2.4** Identificación del tipo de fluido a partir de análisis de laboratorio.

	<b>Aceite negro</b>	<b>Aceite volátil</b>	<b>Gas condensado</b>	<b>Gas húmedo</b>	<b>Gas seco</b>
<b>Cambio de fase en el yacimiento</b>	Punto de burbuja	Punto de burbuja	Punto de rocío	No existe cambio de fase	No existe cambio de fase
<b>Heptanos y más pesados (% mol)</b>	> 20%	12.5 a 20%	< 12.5	< 4% *	< 0.7% *
<b>Color</b>	Negro	Amarillo obscuro	Amarillo claro-amarillo	Incoloro, amarillo claro	No hay líquido

\* Para propósitos de cálculos de ingeniería.

**Tabla 2.5** Identificación del tipo de fluido a través de datos de campo.

	<b>ACEITE NEGRO</b>	<b>ACEITE VOLATIL</b>	<b>GAS CONDENSADO</b>	<b>GAS HÚMEDO</b>	<b>GAS SECO</b>
<b>Relación de solubilidad inicial, <math>R_{si}</math> (<math>ft^3</math> de gas @ c.e./Bl de aceite @ c.t.)</b>	<1,750 (> 2,000)*	1,750-3,200 (2,000-3300)*	> 3,200 (> 3,300)*	> 15,000* (>50,000)**	> 100,000*
<b>°API en el tanque de almacenamiento</b>	< 45	< 40	> 40	Arriba de 70	No hay líquido
<b>Color del líquido en el tanque de almacenamiento</b>	Obscuro	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 forma rápida y concisa: la relación de producción inicial gas disuelto-aceite,  $R_{si}$ , la densidad relativa del líquido,  $\gamma_o$ , 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, que se obtiene a condiciones de tanque, no es muy buen indicador del tipo de fluido por sí solo. Sin embargo, ambos parámetros, la densidad relativa del líquido y el color del líquido 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 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. Ya que algunas definiciones oficiales resultan contradictorias.

#### **2.2.6.1 ACEITES NEGROS.**

En un diagrama de fase de presión contra temperatura para este tipo de fluidos la  $T_y$  es menor que 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).

##### **2.2.6.1.1 Identificación de aceites negros con datos de campo.**

Como indica la Tabla 2.5, los aceites negros se caracterizan por presentar relaciones de producción gas-aceite iniciales,  $R_{si}$ , 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  $R_{si}$  y la densidad relativa del aceite, expresada esta última por ejemplo en  $^\circ API$ , se mantienen prácticamente constantes. Conforme la  $p_y$  alcanza la  $p_b$  y el tiempo de explotación avanza, la  $R_{si}$  se incrementa hasta alcanzar un valor máximo para luego descender. En esta etapa la densidad relativa del aceite en  $^\circ API$  decrece hasta un mínimo, iniciando a incrementarse a tiempos de explotación largos.

Para aceites negros la densidad relativa es menor a  $45 \text{ }^\circ\text{API}$ . 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 colores gris verdoso o café.

#### **2.2.6.1.2 Identificación de aceites negros con análisis de laboratorio.**

Los resultados de análisis de laboratorio realizados a muestras de fluidos, muestran que la composición del pseudocomponente heptanos y componentes más pesados,  $C_7H_{16}^+$ , de la mezcla, representa casi el  $20\% \text{ mol}$ , lo que indica la gran cantidad de hidrocarburos pesados en la mezcla de fluidos del yacimiento (Tabla 2.4). Los aceites negros presentan un factor de volumen del aceite de la formación,  $B_o$ , igual o menor a  $2.0 \text{ Bls de aceite a c.y./Bls de aceite a c.e}$ . 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. 2.11), se encoge casi a la mitad o menos al producirse desde el yacimiento  $p_b$  hasta el tanque de almacenamiento.

#### **2.2.6.2 ACEITES VOLÁTILES.**

La línea que divide a los aceites negros de los aceites volátiles es muy arbitraria. La diferencia entre ambos fluidos depende, en forma importante, en el punto en el cual las ecuaciones de balance de materia para aceite negro comienzan 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 procesos de separación en la superficie.

### 2.2.6.2.1 Identificación de aceites volátiles con datos de campo.

Los aceites volátiles se caracterizan por presentar relaciones de producción gas-aceite iniciales,  $R_{si}$ , que oscilan entre  $1,750 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.}$  ( $311.9 \text{ m}^3 \text{ c.e./m}^3 \text{ c.e.}$ ) con variaciones de  $\pm 250 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.}$  ( $44.55 \text{ m}^3 \text{ c.e./m}^3 \text{ c.e.}$ ) y  $3,200 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite a c.e.}$  ( $588.16 \text{ m}^3 \text{ c.e./m}^3 \text{ c.e.}$ ). Cuando la  $p_b$  es mayor que la  $p_y$ , la relación gas-aceite,  $RGA$ , 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  $RGA$  se incrementa en forma substancial hasta alcanzar un valor máximo a tiempos de explotación largos, para luego empezar a descender. En esta etapa la densidad relativa del aceite en  $^{\circ}API$  decrece ligeramente hasta un mínimo, empezando 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  $^{\circ}API$  es generalmente igual o menor a  $40^{\circ}API$ . 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.

### 2.2.6.2.2 Identificación de aceites volátiles con análisis de laboratorio.

Cuando la concentración de  $C_7H_{16}^+$  es mayor que  $12.5\% \text{ mol}$ , 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 y componentes pesados,  $C_7H_{16}^+$ , se encuentran en un rango entre el  $12.5\%$  y  $20\% \text{ mol}$ . McCain menciona que el valor de  $12.5\% \text{ mol}$  de  $C_7H_{16}^+$  en la mezcla, 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  $2.0 \text{ Bls de aceite a c.y./Bls de aceite a c.e.}$  El aceite que se presenta a la  $p_b$  (por ejemplo, el punto 2 de la Fig.2.8), sufre un encogimiento mayor de la mitad (generalmente de tres cuartos de volumen) desde el yacimiento hasta el tanque de almacenamiento.

### **2.2.6.3 CONDENSADOS DE GAS.**

La línea que divide a los aceites volátiles de los condensados del gas es clara y precisa. La concentración  $C_7H_{16}^+$  es uno de los parámetros importantes para diferenciar fluidos de 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 la  $T_y$  es mayor y muy cercana a la  $T_c$  (Fig. 2.9). 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,  $p_d$ , dando inicio a la formación de líquidos 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 irá 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 de condensados del gas se deben de separar al menos con tres o más etapas de separación en la superficie.

### 2.2.6.3.1 Identificación de condensados del gas con datos de campo.

Para propósitos de cálculo en ingeniería, los aceites volátiles se caracterizan por presentar relaciones de solubilidad iniciales,  $R_{si}$ , 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.2.13.

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 retrógrado en el yacimiento.

Desde el punto de vista de cálculos en ingeniería petrolera cuando la *relación de solubilidad inicial*,  $R_{si}$ , 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 retrógrado en el yacimiento es muy pequeño y el fluido del yacimiento se puede tratar como si fuera un fluido de gas húmedo.

En este tipo de fluidos, 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 aún más.

Los líquidos (condensados) a condiciones del tanque de almacenamiento en la superficie presentan un color ligeramente café, naranja verdoso o incoloro.

#### **2.2.6.3.2 Identificación de condensados del gas con análisis de laboratorio.**

Los resultados de análisis de laboratorio realizados a muestras de fluidos, muestran que la composición del pseudocomponente  $C_7H_{16}^+$ , de la mezcla, presenta concentraciones menores al 12.5% *mol* encontrando el fluido del yacimiento en fase vapor (gas) y presenta dos puntos de rocío.

#### **2.2.6.4 IDENTIFICACIÓN DE GASES HÚMEDOS EN EL CAMPO.**

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 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 o transparente (similar al agua).

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 produce con una relación de solubilidad inicial,  $R_{si}$ , mayor a 15,000 *ft*<sup>3</sup> de gas a c.e./*Bl* de aceite a c.t. (2,673.45 *m*<sup>3</sup> a c.e./*m*<sup>3</sup> a c.t.).

#### **2.2.6.4.1 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 (isotérmica).

Para propósitos de ingeniería la concentración del pseudocomponente  $C_7H_{16}^+$  es menor a  $4\% \text{ mol}$ . El comportamiento retrógrado a condiciones del yacimiento no se presenta.

#### **2.2.6.5 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 tiene una relación de solubilidad inicial,  $R_{Si}$ , por arriba de los  $100,000 \text{ ft}^3 \text{ de gas a c.e./Bl de aceite a c.t.}$  ( $17,823.02 \text{ m}^3 \text{ c.e./m}^3 \text{ c.t.}$ ), obteniendo densidades relativas del condensado constantes y de color transparente.

##### **2.2.6.5.1 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  $C_7H_{14}^+$  es menor a  $0.7\% \text{ mol}$ .

## **CAPÍTULO 3. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS PETROLEROS: ACEITE, GAS Y AGUA**

### **3.1 Introducción.**

En este capítulo se presentan métodos para determinar algunas de las propiedades de los fluidos que se requieren para cálculos en ingeniería de yacimientos, de producción y de perforación. 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 son una buena alternativa para estimar las propiedades de los fluidos.

También se presentan algunas definiciones y correlaciones para calcular las propiedades de los gases naturales, de los hidrocarburos líquidos y del agua de formación.

Estas correlaciones se seleccionaron por su consistencia y simplicidad para análisis manual o con el empleo de programas de cómputo. Adicionalmente se incluyen correlaciones para estimar la compresibilidad del volumen poroso ( $V_p$ ) y el coeficiente para flujo No-Darcy en flujo turbulento, detectado frecuentemente en pozos productores de gas.

### **3.2 Propiedades de los gases naturales.**

Es necesario realizar la revisión de algunas definiciones y principios fundamentales para entender las propiedades de los fluidos y su cálculo con correlaciones. Esta revisión incluye los conceptos de fracción mol, volumen molar, comportamiento de gas ideal y real y el principio de estados correspondientes. McCain presenta estos fundamentos extensamente y proporciona una discusión excelente de las características del comportamiento de fase de hidrocarburos líquidos y gases.



Las propiedades físicas de los componentes puros que se presentan en los gases, evaluadas a condiciones estándar de  $14.7 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  y  $60 \text{ }^\circ\text{F}$ , se enlistan en la Tabla 3.1 (en la siguiente página). 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) y se utilizan en cálculos que se basan en reglas de mezclado desarrollando las propiedades “pseudo” para mezclas de gases, incluyendo el peso molecular aparente y la densidad relativa del gas.

**Tabla 3.1** Propiedades físicas de los gases a una presión de 14.7 *lb/in<sup>2</sup>abs* y temperatura de 60 °F

Componente	Fórmula química	Peso molecular ( <i>lbm/lbm-mol</i> )	Temperatura crítica (°R)	Presión crítica ( <i>lb/in<sup>2</sup>abs</i> )	Densidad del líquido ( <i>lbm/ft<sup>3</sup></i> )	Densidad del gas ( <i>lbm/ft<sup>3</sup></i> )	Viscosidad del gas ( <i>cp</i> )
Hidrógeno	<i>H<sub>2</sub></i>	2.109	59.36	187.5	4.432	0.005312	0.00871
Helio	<i>He</i>	4.003	9.34	32.9	7.802	0.010550	0.01927
Agua	<i>H<sub>2</sub>O</i>	18.015	1,164.85	3,200.14	62.336	-	~ 1.122
Monóxido de carbono	<i>CO</i>	28.010	239.26	507.5	49.231	0.073810	0.01725
Nitrógeno	<i>N<sub>2</sub></i>	28.013	227.16	493.1	50.479	0.073820	0.01735
Oxígeno	<i>O<sub>2</sub></i>	31.99	278.24	731.4	71.228	0.084320	0.02006
Sulfuro de hidrógeno	<i>H<sub>2</sub>S</i>	34.08	672.35	1,306.0	49.982	0.089810	0.01240
Dióxido de carbono	<i>CO<sub>2</sub></i>	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	<i>CH<sub>4</sub></i>	16.043	343.00	666.4	18.710	0.042280	0.01078
Etano	<i>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></i>	30.070	549.59	706.5	22.214	0.079240	0.00901
Propano	<i>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></i>	44.097	665.73	616.0	31.619	-	0.00788
i-Butano	<i>iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></i>	58.123	734.13	527.9	35.104	-	0.00732
n-Butano	<i>nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></i>	58.123	765.29	550.6	36.422	-	0.00724
i-Pentano	<i>iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></i>	72.150	828.77	490.4	38.960	-	-
n-Pentano	<i>nC<sub>5</sub>H<sub>12</sub></i>	72.150	845.47	488.6	39.360	-	-
n-Hexano	<i>nC<sub>6</sub>H<sub>14</sub></i>	86.177	913.27	436.9	41.400	-	-
n-Heptano	<i>nC<sub>7</sub>H<sub>16</sub></i>	100.204	972.37	396.8	42.920	-	-
n-Octano	<i>nC<sub>8</sub>H<sub>18</sub></i>	114.231	1,023.89	360.7	44.090	-	-
n-Nonano	<i>nC<sub>9</sub>H<sub>20</sub></i>	128.256	1,070.35	331.8	45.020	-	-
n-Decano	<i>nC<sub>10</sub>H<sub>22</sub></i>	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/in<sup>2</sup>abs*), se estima la densidad del líquido para componentes que son gases naturales a estas condiciones.

### 3.2.1 Volumen a condiciones estándar, $V_{ce}$ .

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  $14.7 \text{ lb/in}^2\text{abs}$  para la presión y  $60 \text{ }^\circ\text{F}$  para la temperatura, comúnmente referenciadas como *condiciones estándar, c.e.*

El volumen estándar representa el volumen ocupado por *una lbm-mol* de un gas ideal a condiciones estándar. La ecuación de estado para un gas ideal en función del volumen estándar es,

$$V = \frac{nRT}{p} \quad (3.1)$$

aplicando las condiciones estándar para  $n$  igual a una unidad de *lbm-mol*,

$$V_{ce} = \frac{RT_{ce}}{p_{ce}} \quad (3.2)$$

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

$$V_{ce} = 379.4 \text{ ft}^3 \text{ c.e./lbm-mol} \quad (3.3)$$

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

### 3.2.2 Peso molecular aparente de una mezcla de gases, $M_a$ .

Una mezcla de gases está compuesta de moléculas de varios tamaños y pesos moleculares, es decir, la mezcla no tiene un peso molecular explícito. Así mismo, una mezcla de gases se comporta como si tuviera un peso molecular definido.

El peso molecular de la mezcla para una mezcla de gases con  $n$  componentes se denomina peso molecular aparente o peso molecular promedio y se representa como:

$$M_a = \sum_{j=1}^n y_j M_j \quad (3.4)$$

en donde  $y_j$  es la fracción mol de la fase gas del componente  $j$  en la mezcla de gases,  $M_a$  es el peso molecular aparente de la mezcla de gases,  $lbm/lbm-mol$ , y  $M_j$  es el peso molecular del componente  $j$  en la mezcla,  $lbm/lbm-mol$ .

### Ejemplo 3.1 Peso molecular aparente del aire seco.

Calcular el peso molecular aparente del aire seco. La composición aproximada del aire seco se presenta en la Tabla 3.2.

**Tabla 3.2** Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 3.1.

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

#### Solución

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

es decir,

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

### 3.2.3 Densidad de una mezcla de gases.

La densidad de un gas ideal se define como:

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{pM}{RT} \quad (3.5)$$

La densidad de una mezcla de gases ideales se obtiene sustituyendo el peso molecular,  $M$ , por el peso molecular aparente de la mezcla de gases,  $M_a$ , es decir,

$$\rho_g = \frac{pM_a}{RT} \quad (3.6)$$

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

### 3.2.4 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:

$$pV = \left( \frac{m}{M_a} \right) RT \quad (3.7)$$

es decir,

$$v = \frac{V}{m} = \frac{RT}{pM_a} = \frac{1}{\rho_g} \quad (3.8)$$

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

### 3.2.5 Densidad relativa de una mezcla de gases, $\gamma_g$ .

La densidad relativa de un gas,  $\gamma$ , se define como la relación de la densidad del gas con la densidad del aire seco, ambas densidades se expresan a las mismas condiciones de presión y temperatura, es decir:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_a} \quad (3.9)$$

En donde  $\rho_g$  es la densidad de la mezcla de gases  $lbm/ft^3$ , y  $\rho_a$  la densidad del aire,  $lbm/ft^3$ .

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

$$\gamma_g = \frac{\left(\frac{pM}{RT}\right)}{\left(\frac{pM_a}{RT}\right)} = \frac{M}{M_a} = \frac{M}{28.9625} \quad (3.10)$$

en donde  $\gamma_g$  es la densidad relativa del gas (aire = 1.0),  $M_a$  es el peso molecular del aire igual a 28.9625 *lbm/lbm-mol* y  $M$  = peso molecular del gas, *lbm/lbm-mol*. Si el gas es una mezcla de gases la Ec. 3.10 se transforma en:

$$\frac{\sum_{i=1}^{n_c} y_i M_i}{M_a} = \frac{M_a}{28.9625} \quad (3.11)$$

Se observa que la Ec. 3.10 se derivó bajo la restricción de un gas ideal (aproximadamente a condiciones estándar) y se utiliza en la industria del gas natural como una definición para gases reales y mezclas de gases reales. En donde  $M_a$  representa el peso molecular aparente de la mezcla de gases, *lbm/lbm-mol*.

### Ejemplo 3.2 Densidad relativa de un gas.

Calcular la densidad relativa de una mezcla de gases con la composición que se presenta en la Tabla 3.3

**Tabla 3.3** Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 3.2.

Componente	Composición mol (%)
Metano, $C_1H_4$	81
Etano, $C_2H_6$	13
Propano, $C_3H_8$	4
n-Butano, $nC_4H_{10}$	2
Total	100

### Solución.

**Tabla 3.4** Cálculos realizados para el ejemplo 3.2.

Componente	$y_{ji}$ (fracción mol)	Peso molecular, $M_i$ (lbm/lbm-mol)	$y_i M_i$ (lbm/lbm-mol)
Metano, $C_1H_4$	0.81	16.04	12.99
Etano, $C_2H_6$	0.13	30.07	3.91
Propano, $C_3H_8$	0.04	44.10	1.76
n-Butano, $nC_4H_{10}$	0.02	58.12	1.16
Total	1.00		$M_a=19.83$

luego,

$$\gamma_g = \frac{M}{28.96} = \frac{19.83}{28.96} = 0.684$$

### Ejemplo 3.3 Propiedades de una mezcla de gases.

Una mezcla de gases tiene la composición presentada en la tabla 3.5.

**Tabla 3.5** – Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 3.3.

Componente	$y_i$ (fracción mol)
Metano, $C_1H_4$	0.72
Etano, $C_2H_6$	0.10
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  $2,200 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  y a una temperatura de  $121 \text{ }^\circ\text{F}$  (peso molecular aparente, densidad relativa, densidad del gas y volumen específico).

## Solución.

**Tabla 3.6** Cálculos realizados para el ejemplo 3.3.

Componente	$y_i$ (fracción mol)	$M_i$ (lbm/lbm-mol)	$y_i M_i$ (lbm/lbm-mol)
Metano, $C_1H_4$	0.72	16.04	11.55
Etano, $C_2H_6$	0.10	30.07	3.01
Propano, $C_3H_8$	0.05	44.10	2.21
n-Butano, $nC_4H_{10}$	0.04	58.12	2.32
n-Pentano, $nC_5H_{12}$	0.04	72.15	2.89
Hexano, $C_6H_{14}$	0.03	86.18	2.59
Heptano, $C_7H_{16}$	0.02	100.21	2.00
Total	1.00		$M= 26.56$

El peso molecular aparente es:

$$M = \sum_{j=1}^{j=7} y_j M_j = 26.56 \text{ lbm/lbm-mol}$$

la densidad relativa del gas es:

$$\gamma_g = \frac{M}{28.96} = \frac{26.56}{28.96} = 0.917$$

la densidad del gas,

$$\rho_g = \frac{pM}{RT} = \frac{(1,000 \text{ lb/in}^2 \text{ abs})(26.56 \text{ lbm/lbm-mol})}{\left(10.732 \frac{\text{lb/in}^2 \text{ abs-ft}^3}{\text{lbm-mol-}^\circ\text{R}}\right)(560^\circ\text{R})} = 4.419 \text{ lbm/ft}^3$$

y finalmente, el volumen específico es:

$$v = \frac{RT}{pM} = \frac{1}{\rho_g} = \frac{1}{4.419 \text{ lbm/ft}^3} = 0.2262 \text{ ft}^3/\text{lbm}$$



### 3.2.6 Moles y fracción mol.

Una *libra masa 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:

$$y_j = \frac{n_j}{\sum_{j=1}^{n_{comp}} n_j} \quad (3.12)$$

en donde,  $y_j$  es la fracción mol del  $j$  componente,  $n_j$  es el número de *lbm-mol* del  $j$  componente y  $n_{comp}$  es el número de componentes en el sistema.

### 3.2.7 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 relacionan por medio de la ecuación:

$$pV = nRT \quad (3.13)$$

en donde,  $p$  es la presión en *lb/in<sup>2</sup>abs*,  $V$  es el volumen en *ft<sup>3</sup>*,  $n$  es el número de *lbm-mol* del gas,  $T$  es la temperatura en  $^{\circ}R$  y  $R$  es la constante universal de los gases, igual a 10.732 (*lb/in<sup>2</sup>abs-ft<sup>3</sup>*)/(*lbm-mol-<sup>o</sup>R*).

Para gases reales, el *factor de desviación*  $z$  se define como:

$$z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}} \quad (3.14)$$

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 (Ec. 3.13).

Para gases reales, el *factor de desviación*  $z$  se calcula como,

$$z = \frac{pV}{nRT} \quad (3.15)$$

El *factor de compresibilidad*  $z$  o *factor de desviación* es adimensional. Comúnmente,  $z$  es próxima 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*  $z$  se incrementa hasta un valor igual o mayor a 2.

A partir de la Ec. 3.15 se desarrollan expresiones para definir el factor de volumen de gas de formación,  $B_g$ , la densidad del gas,  $\rho_g$ , y la compresibilidad del gas,  $c_g$ .

### 3.2.8 Factor de volumen del gas de formación, $B_g$ .

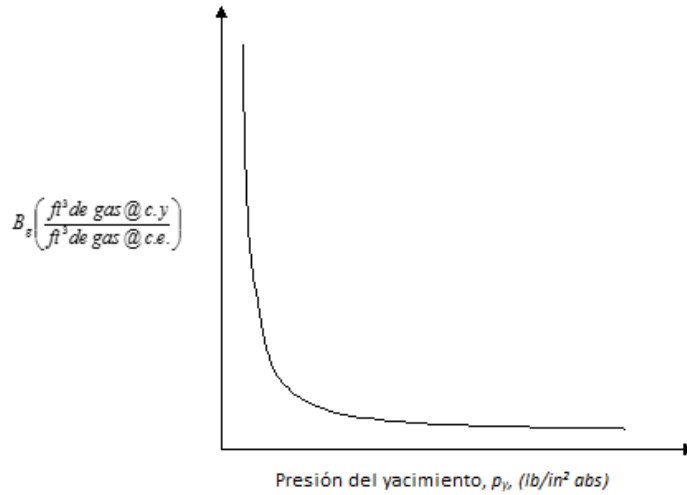
El factor de volumen del gas de formación se define como la relación del volumen de una cantidad de gas a las condiciones del yacimiento, al volumen de la misma cantidad de gas a las condiciones estándar,

$$B_g = \frac{V_g @ c.y.}{V_g @ c.e.} = \frac{z_y T_y}{p_y} \left( \frac{p @ c.e.}{z @ c.e. T @ c.e.} \right) \cong \frac{z_y T_y}{p_y} \left( \frac{p @ c.e.}{T @ c.e.} \right) \quad (3.16)$$

para una  $p @ c.e. = 14.65 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  y una  $T @ c.e. = 60^\circ \text{F} (519.59^\circ \text{R})$ , se tiene:

$$B_g = 0.0282 \frac{z_y T_y}{p_y} \quad (3.17)$$

en donde  $B_g$  presenta unidades de  $\text{ft}^3 \text{ de gas } @ c.y. / \text{ft}^3 \text{ de gas } @ c.e.$  La Fig.3.1 presenta el comportamiento isotérmico común del factor de volumen del gas de formación respecto a la presión del yacimiento.



**Fig. 3.1 – Forma común del factor de volumen de gas de formación,  $B_g$ , en función de la presión del yacimiento a temperatura constante (McCain 1990).**

### 3.2.9 Coeficiente de compresibilidad isotérmico del gas, $c_g$ .

El coeficiente de compresibilidad isotérmico del gas (compresibilidad del gas isotérmico o 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:

$$c_g \cong -\frac{1}{V} \left( \frac{\partial V}{\partial p} \right)_T \quad (3.18)$$

expresada en función del volumen,  $V$ , o

$$c_g \cong -\frac{1}{V_M} \left( \frac{\partial V_M}{\partial p} \right)_T \quad (3.19)$$

expresada en función del volumen molar,  $V_M$ , ó

$$c_g \cong -\frac{1}{v} \left( \frac{\partial v}{\partial p} \right)_T \quad (3.20)$$

en función del volumen específico,  $v$ .

La Ec. 3.20 se puede escribir como,

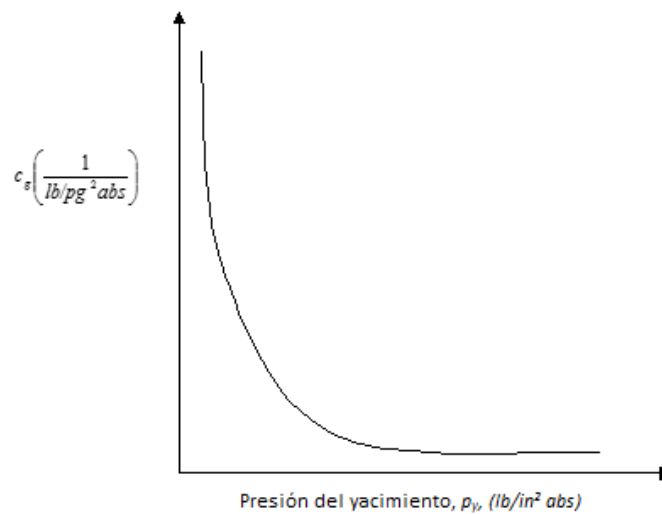
$$c_g = \frac{p}{znRT} \frac{\partial}{\partial p} \left( \frac{znRT}{p} \right) \quad (3.21)$$

expandiendo las derivadas parciales, se tiene:

$$c_g = -\frac{p}{z} \left[ z \frac{\partial}{\partial p} \left( \frac{1}{p} \right) + \frac{1}{p} \left( \frac{\partial z}{\partial p} \right) \right] = \frac{1}{p} - \frac{1}{z} \left[ \frac{\partial z}{\partial p} \right]_T \quad (3.22)$$

En las Ecs. 3.18 a 3.22 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 en la Fig. 3.2.



**Fig. 3.2 – Forma común del coeficiente de compresibilidad isotérmica del gas,  $c_g$ , como función de la presión del yacimiento a temperatura constante (McCain 1990).**

Las unidades de la  $c_g$  son  $1/\text{lb/in}^2 \text{ abs}$  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 para el cálculo de  $c_g$ , especialmente a presiones bajas.

Se debe entender que el término compresibilidad del gas,  $c_g$ , se utiliza para designar el coeficiente de compresibilidad isotérmica,  $c_g$ , y no se debe confundir con el término de *factor de compresibilidad*  $z$  que 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, estos no son equivalentes.

### 3.2.9.1 COEFICIENTE DE COMPRESIBILIDAD ISOTÉRMICO, $C_g$ , PARA UN GAS IDEAL.

La Ec. 3.18 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:

$$pV = nRT \quad (3.13)$$

ó

$$V = \frac{nRT}{p} \quad (3.23)$$

El propósito es eliminar el término  $(\partial V/\partial p)$  de la Ec. 3.18, por lo tanto derivando la Ec. 3.23 respecto a  $p$  se tiene:

$$\left(\frac{\partial V}{\partial p}\right)_T = -\frac{nRT}{p^2} \quad (3.24)$$

sustituyendo la Ec. 3.24 en la Ec. 3.18 se tiene:

$$c_g = -\left(\frac{1}{V}\right)\left(-\frac{nRT}{p^2}\right) \quad (2.25)$$

o para un gas ideal ( $z=1$ ), sustituyendo la Ec. 3.23 en la Ec. 3.25 y reduciendo, se tiene:

$$c_g = \left( -\frac{p}{nRT} \right) \left( -\frac{nRT}{p^2} \right) = \frac{1}{p} \quad (3.26)$$

### 3.2.9.2 COEFICIENTE DE COMPRESIBILIDAD ISOTÉRMICO, $c_g$ , PARA UN GAS REAL.

La ecuación del coeficiente de compresibilidad isotérmico para un gas real o 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:

$$pV = znRT \quad (3.27)$$

ó

$$V = nRT \left( \frac{z}{p} \right) \quad (3.28)$$

Derivando la Ec. 3.28 respecto a la presión para una temperatura constante,

$$\left( \frac{\partial V}{\partial p} \right)_T = nRT \frac{p \left( \frac{\partial z}{\partial p} \right)_T - z}{p^2} \quad (3.29)$$

y se sabe que,

$$c_g = -\frac{1}{V} \left( \frac{\partial V}{\partial p} \right)_T \quad (3.30)$$

sustituyendo la Ec. 3.28 y 3.29 dentro de la Ec. 3.30, se tiene:

$$c_g = \left[ -\frac{p}{znRT} \right] \left[ \frac{nRT}{p^2} \left\{ p \left( \frac{\partial z}{\partial p} \right)_T - z \right\} \right] \quad (3.31)$$

ó

$$c_g = \frac{1}{p} - \frac{1}{z} \left( \frac{\partial z}{\partial p} \right)_T \quad (2.32)$$

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 la presión es igual a cero, y la Ec. 3.22 se convierte en la Ec. 3.26. 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. 3.3 muestran que el segundo término del lado derecho de la Ec. 3.32 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  $14.7 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  (condiciones estándar) se tiene que la  $c_g = 3 \times 10^{-6} (\text{lb/in}^2 \text{ abs})^{-1}$ .

Para un gas a presión baja, la expresión  $(\partial z/\partial p)_T$  presenta un valor negativo, y la Ec. 3.32 se transforma en:

$$c_g = \frac{1}{p} + \frac{1}{z} \left( \frac{\partial z}{\partial p} \right)_T \quad (3.33)$$

si se tiene una presión de  $1,300 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$ , entonces la  $c_g$  (a  $1,300 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$ ) 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 Ec. 3.32. Por ejemplo, si se tiene una presión de  $8,200 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$ , entonces se tiene una  $c_g$  mucho menor que la  $c_g$  ideal.

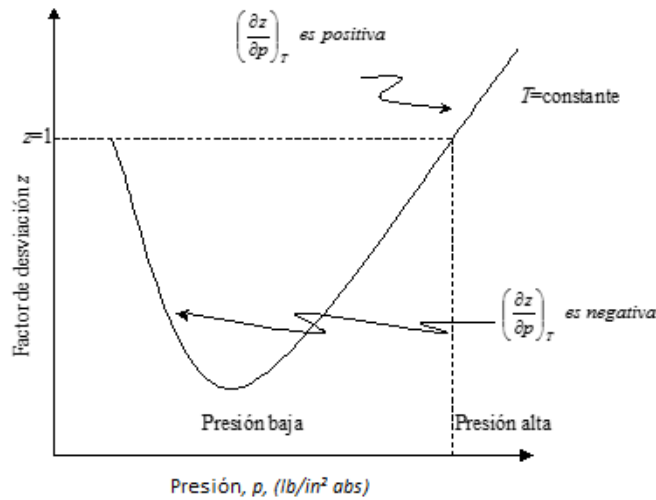


Fig. 3.3 – Comportamiento del factor de compresibilidad Z a diferentes presiones.

### 3.2.9.3 COMPRESIBILIDAD PSEUDOREDUCIDA

Cuando se tiene una mezcla de gases se debe obtener una compresibilidad que represente las propiedades individuales de todos los componentes, la forma de deducirla es la siguiente:

La presión pseudoreducida para una mezcla de gases puros se determina con:

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} \quad (3.34)$$

arreglando la ecuación anterior en función de la presión se tiene,

$$p = p_{pc} p_{pr} \quad (3.35)$$

Recordando la Ec. 3.32 se tiene:

$$c_g = \frac{1}{p} - \frac{1}{z} \left( \frac{\partial z}{\partial p} \right)_T \quad (3.32)$$

En la ecuación anterior 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:



$$\left(\frac{\partial z}{\partial p}\right)_T = \left(\frac{\partial z}{\partial p}\right)_T \left(\frac{\partial p_{pr}}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}} = \left(\frac{\partial p_{pr}}{\partial p}\right) \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}} \quad (3.36)$$

Derivando la Ec. 3.35 respecto a  $p$ :

$$\left(\frac{\partial p}{\partial p}\right) = p_{pc} \left(\frac{\partial p_{pr}}{\partial p}\right) = 1 \quad (3.37)$$

ó

$$\left(\frac{\partial p_{pr}}{\partial p}\right) = \frac{1}{p_{pc}} \quad (3.38)$$

sustituyendo la Ec. 3.38 dentro de la Ec. 3.36 se tiene:

$$\left(\frac{\partial z}{\partial p}\right)_T = \frac{1}{p_{pc}} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}} \quad (3.39)$$

sustituyendo las Ecs. 3.35 y 3.39 dentro de la Ec. 3.32 se tiene:

$$c_g = \frac{1}{p_{pc} p_{pr}} - \frac{1}{z p_{pc}} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}} \quad (3.40)$$

ó

$$c_g p_{pc} = \frac{1}{p_{pr}} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}} \quad (3.41)$$

Se observa en la Ec. 3.41 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,

$$c_{pr} = c_g p_{pc} = \frac{1}{p_{pr}} - \frac{1}{z} \left(\frac{\partial z}{\partial p_{pr}}\right)_{T_{pr}} \quad (3.42)$$

La compresibilidad pseudoreducida es una función del *factor de desviación*  $z$  y de la presión pseudoreducida. Las Figs. 1.11, 1.12, 1.13 y 1.14 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 3.4. Factor del coeficiente de compresibilidad isotérmica, $c_g$ .

Calcular el coeficiente de compresibilidad isotérmica de un gas seco con una densidad relativa de 0.94 a una temperatura de yacimiento de 280 °F y una presión de yacimiento de 2,235 lb/in<sup>2</sup>man.

#### Solución.

Primero se calculan las propiedades pseudocríticas, las propiedades pseudoreducidas, el factor de compresibilidad  $z$  y  $(\partial z / \partial p_{pr})_{T_{pr}}$ .

Usando la densidad relativa, de la Fig. 1.14 se obtienen:

$$p_{pc} = 630 \text{ lb/in}^2 \text{ abs y } T_{pc} = 431 \text{ } ^\circ\text{R}$$

luego, a partir de las ecuaciones

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} \text{ y } T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}}, \text{ se obtiene:}$$

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{(2,235 + 14.7) \text{ lb/in}^2 \text{ abs}}{630 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}} = 3.57 \text{ y } T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{(280 + 460) \text{ } ^\circ\text{R}}{431 \text{ } ^\circ\text{R}} = 1.72$$

Con los valores calculados para la  $p_{pr}$  y la  $T_{pr}$  de la Fig. 1.11 se calcula el valor de  $z$  igual a 0.852. De la misma correlación se puede estimar la pendiente que es igual a:

$$\left( \frac{\partial z}{\partial p_{pr}} \right)_{T_{pr}} = -0.0132, \text{ para una isoterma de } T_{pr} \text{ 1.72 y una } p_{pr} \text{ de 3.57.}$$

En segundo lugar se calcula la compresibilidad pseudoreducida,  $c_{pr}$ , a partir de la Ec. 3.42 como:

$$c_{pr} = \frac{1}{p_{pr}} - \frac{1}{z} \left( \frac{\partial z}{\partial p_{pr}} \right)_{T_{pr}} = \frac{1}{3.57} - \frac{1}{0.852} (-0.013) = 0.295$$

Finalmente a partir de la misma Ec. 3.42, se calcula la compresibilidad isotérmica del gas,  $c_g$ , como:

$$c_g = \frac{c_{pr}}{p_{pc}} = \frac{0.295}{630} = 4.68 \times 10^{-4} \text{ (lb/in}^2 \text{ abs)}^{-1}$$

La Fig. 3.4 presenta los resultados de este tipo de cálculos empleando una ecuación que presenta los datos de la Fig. 1.11. Para emplear la Fig. 1.11 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,  $\text{CO}_2$ , y de ácido sulfhídrico,  $\text{H}_2\text{S}$ , se deben emplear los métodos de corrección por gases contaminantes que se presentan en el capítulo siguiente.

### **Ejemplo 3.5. Factor del coeficiente de compresibilidad isotérmica, $c_g$ .**

Repetir el ejemplo 3.4. Empleando la correlación de  $c_{pr}T_{pr}$  que se presenta en la Fig. 3.4.

#### **Solución.**

Del ejemplo 3.4 se calcularon,  $T_{pr}$  de 1.72 y  $p_{pr}$  de 3.57, empleando la correlación de  $c_{pr}T_{pr}$  de la Fig. 3.4 se obtiene,

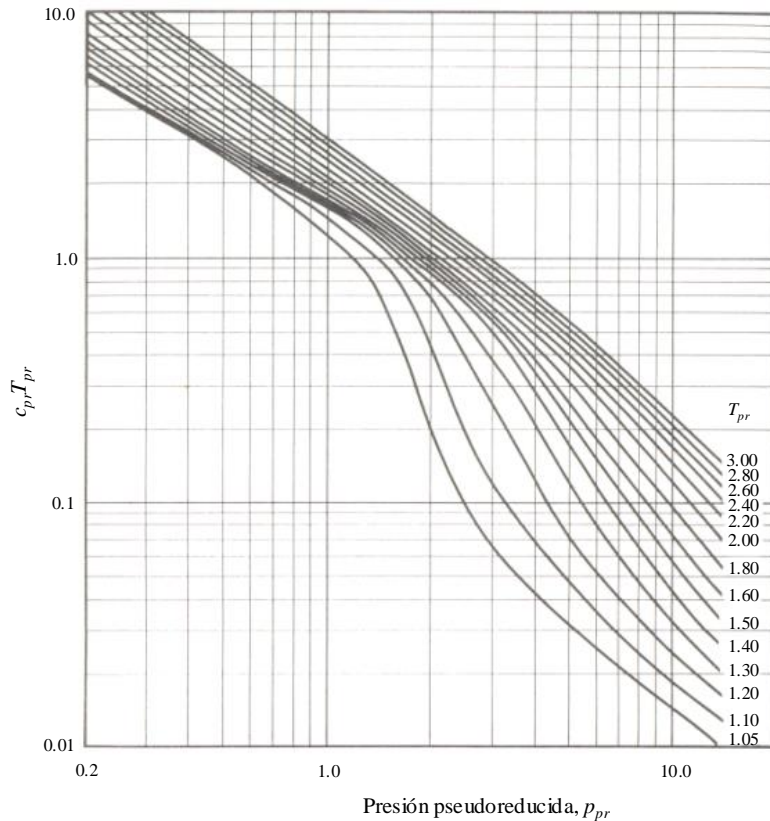
$$c_{pr}T_{pr} = 0.52$$

$$\text{es decir, } c_{pr} = \frac{0.52}{T_{pr}} = \frac{0.52}{1.72} = 0.302$$

luego, a partir de la ecuación 3.42 se obtiene,

$$c_g = \frac{c_{pr}}{p_{pc}} = \frac{0.302}{630} = 4.79 \times 10^{-4} \text{ (lb/in}^2 \text{ abs)}^{-1}$$

Este resultado es muy cercano al calculado en el ejemplo 3.4 y es adecuado para propósitos de ingeniería.



**Fig. 3.4 – Compresibilidad pseudoreducida para gases naturales (McCain1990)**

### 3.2.10 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:

$$\sigma_{xy} \propto \frac{\partial u}{\partial y} \quad (3.43)$$

en donde la constante de proporcionalidad se define como la viscosidad del fluido,  $\mu$ , es decir:

$$\sigma_{xy} = \mu_g \frac{\partial u}{\partial y} \quad (3.44)$$

La *viscosidad* es una medida de la resistencia que opone un fluido a fluir. 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:

$$\text{Viscosidad dinámica} = (\text{densidad del gas}) \times (\text{viscosidad cinemática}) \quad (3.45)$$

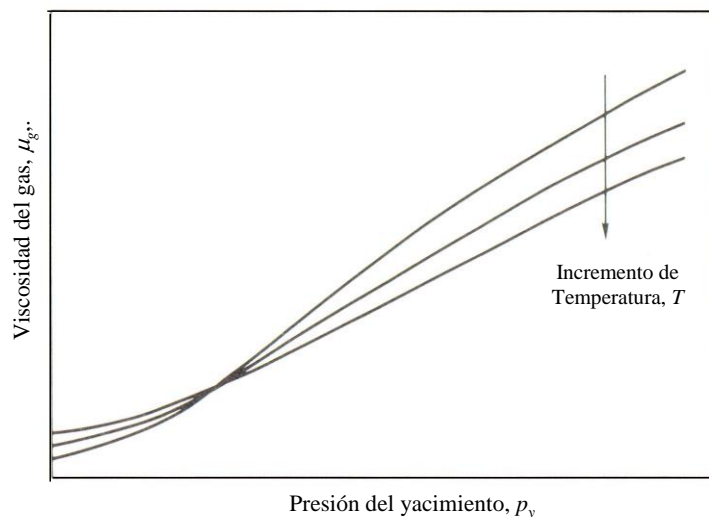
ó

$$\mu = \rho_g \nu \quad (3.46)$$

en donde  $\mu$  es la viscosidad dinámica en *cp*,  $\rho_g$  es la densidad del gas en  $g/cm^3$  y  $\nu$  es la viscosidad cinemática en *centistokes*. Un *centistoke* se define como un centipoise dividido por la densidad; un *centistoke* es igual a  $1 \text{ cm}^2/100 \text{ s}$  y un *centipoise* es igual a  $1 \text{ g}/100 \text{ s-cm}$ .

La viscosidad del gas,  $\mu_g$ , 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. 3.5 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. 3.5 – Comportamiento de la viscosidad del gas en función de la presión a tres temperaturas diferentes (McCain 1990).**

### 3.2.11 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. 3.6 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 similitud de esta gráfica con la gráfica de la densidad de una sustancia pura indica que la ley de los estados correspondientes se puede usar para determinar la viscosidad así como para cálculos de comportamiento volumétrico.

### 3.2.12 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 Ec. 3.47.

$$\mu_g = \frac{\sum_{j=1}^n \mu_{gj} y_j M_j^{1/2}}{\sum_{j=1}^n y_j M_j^{1/2}} \quad (3.47)$$

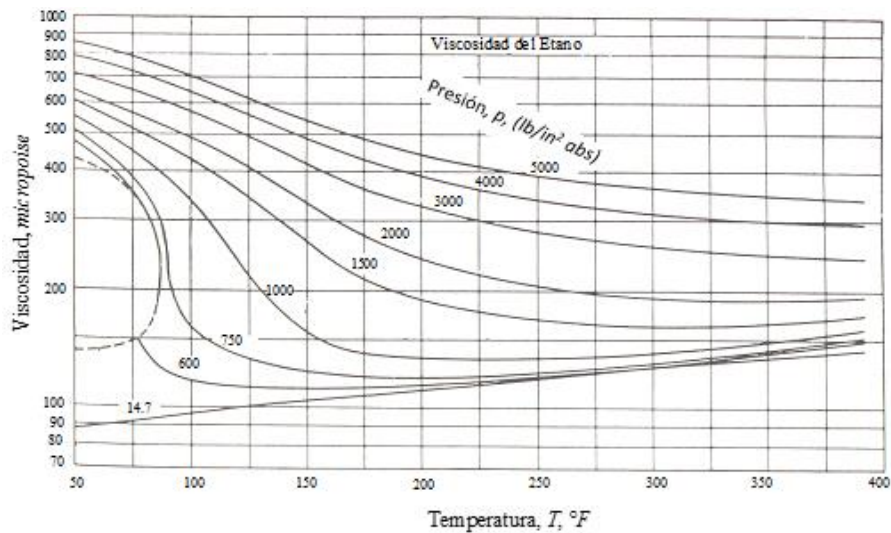
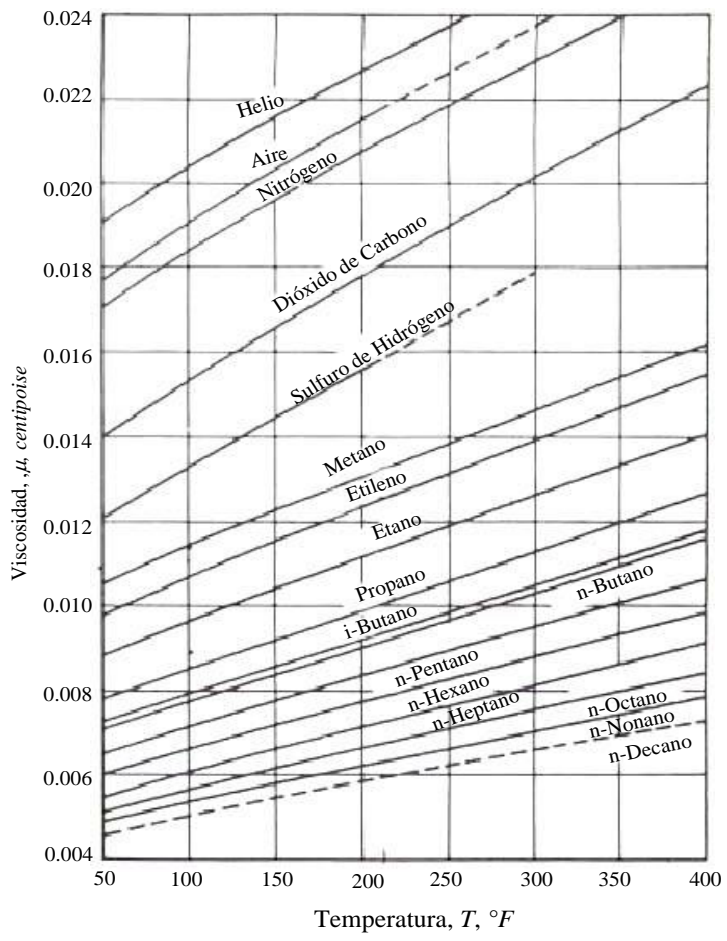


Fig. 3.6 – Viscosidad del etano (Katz et al.)

La Fig. 3.7 muestra una correlación de la viscosidad del gas de componentes puros a presión atmosférica.

La Fig. 3.8 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. 3.8 muestran los valores de viscosidad

que se suman a la viscosidad del gas calculada tomando 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.



**Fig. 3.7 – Viscosidad de gases naturales a presión atmosférica (McCain 1990).**



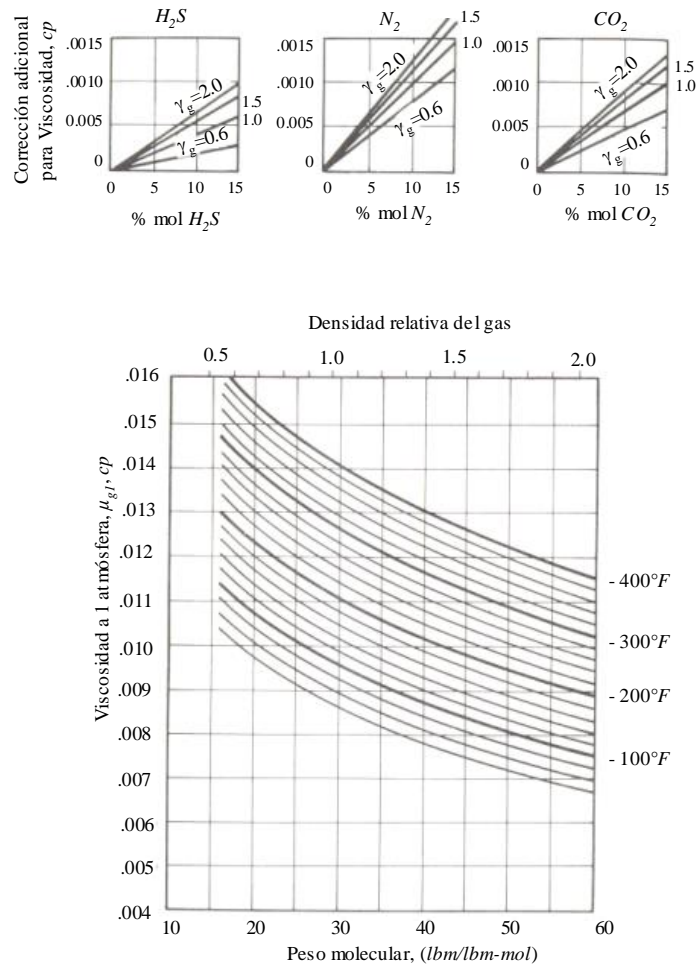


Fig. 3.8 – Viscosidad de gases puros a presión atmosférica (Carr et al. 1954)

### Ejemplo 3.6. Viscosidad de una mezcla de gases.

Calcular la viscosidad de la mezcla de gases que se presenta en la Tabla 3.7 a las condiciones de presión y temperatura de  $14.7 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$  (presión atmosférica) y  $240^\circ F$ .

**Tabla 3.7** Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 3.6.

Componente	Composición(fracción mol)
Metano, $C_1H_4$	0.81
Etano, $C_2H_6$	0.11
Propano, $C_3H_8$	0.06
Butano, $n-C_4H_{10}$	0.02
Total	1.00

**Solución.**

Se determinan las viscosidades de los gases individuales a 240 °F y a una atmósfera.

De la Fig. 3.7 se calcula:  $\mu_{gc1}=0.0137$  cp,  $\mu_{gc2}=0.0118$  cp,  $\mu_{gc3}=0.0104$  cp y  $\mu_{gc4}=0.0098$  cp.

Posteriormente se calcula la viscosidad con la Ec. 3.49. Los cálculos realizados se presentan en la Tabla 3.8.

**Tabla 3.8** Cálculos para el ejemplo 3.6.

Componente	$y_j$ (fracción mol)	$M_j$ (lbm/lbm-mol)	$M_j^{1/2}$ (lbm/lbm-mol) <sup>1/2</sup>	$y_j M_j^{1/2}$ (lbm/lbm-mol) <sup>1/2</sup>	$\mu_{gj}$ (cp)	$\mu_{gj} y_j M_j^{1/2}$ cp(lbm/lbm-mol) <sup>1/2</sup>
Metano, $C_1H_4$	0.81	16.04	4.0059	3.2448	0.0137	0.0445
Etano, $C_2H_6$	0.11	30.07	5.4836	0.6032	0.0118	0.0071
Propano, $C_3H_8$	0.06	44.1	6.6408	0.3984	0.0104	0.0041
Butano, $n-C_4H_{10}$	0.02	58.12	7.6236	0.1525	0.0098	0.0015
				$\Sigma y_j M_j^{1/2}=4.3989$		$\Sigma \mu_{gj} y_j M_j^{1/2}=0.05721$

es decir,

$$\mu_g = \frac{\sum_{j=1}^n \mu_{gj} y_j M_j^{1/2}}{\sum_{j=1}^n y_j M_j^{1/2}} = \frac{0.05721}{4.3989} = 0.01300 \text{ cp}$$

### Ejemplo 3.7. Viscosidad de una mezcla de gases.

Emplear la Fig. 3.8 para calcular la viscosidad de la siguiente mezcla de gases a 240 °F y a presión atmosférica.

**Tabla 3.9** Composición de la mezcla de gases para el ejemplo 3.7.

Componente	Composición (fracción mol)
Metano, $C_1H_4$	0.81
Etano, $C_2H_6$	0.11
Propano, $C_3H_8$	0.06
n-Butano, $nC_4H_{10}$	0.02
Total	1.00

#### Solución.

Con la Ec. 3.4, se calcula el peso molecular aparente de la mezcla de gases,  $M_a$ .

$$M_a = \sum_{j=1}^{j=n_{comp}} y_j M_j \quad (3.4)$$

**Tabla 3.10** Cálculos para el ejemplo 3.7.

Componente	$y_j$ (fracción mol)	$M_j$ (lbm/lbm-mol)	$y_j M_j$ (lbm/lbm-mol)
Metano, $C_1H_4$	0.85	16.04	12.99
Etano, $C_2H_6$	0.09	30.07	3.31
Propano, $C_3H_8$	0.04	44.10	2.65
Butano, $n-C_4H_{10}$	0.02	58.12	1.16
			$M_a = 20.11$

Con la Ec. 3.10 se calcula la densidad relativa de la mezcla de gases, es decir:

$$\gamma_g = \frac{M_a}{28.96} = \frac{20.11}{28.96} = 0.694$$

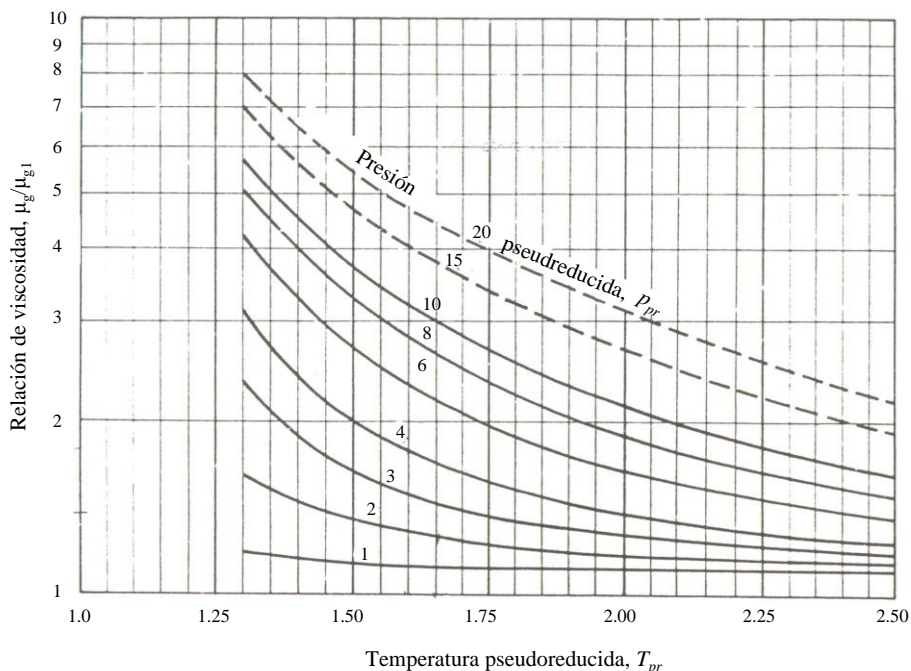
Y finalmente de la Fig. 3.8 se obtiene:  $\mu_g = 0.013 \text{ cp}$  a 240 °F

### 3.2.13 Viscosidad del gas a presión alta.

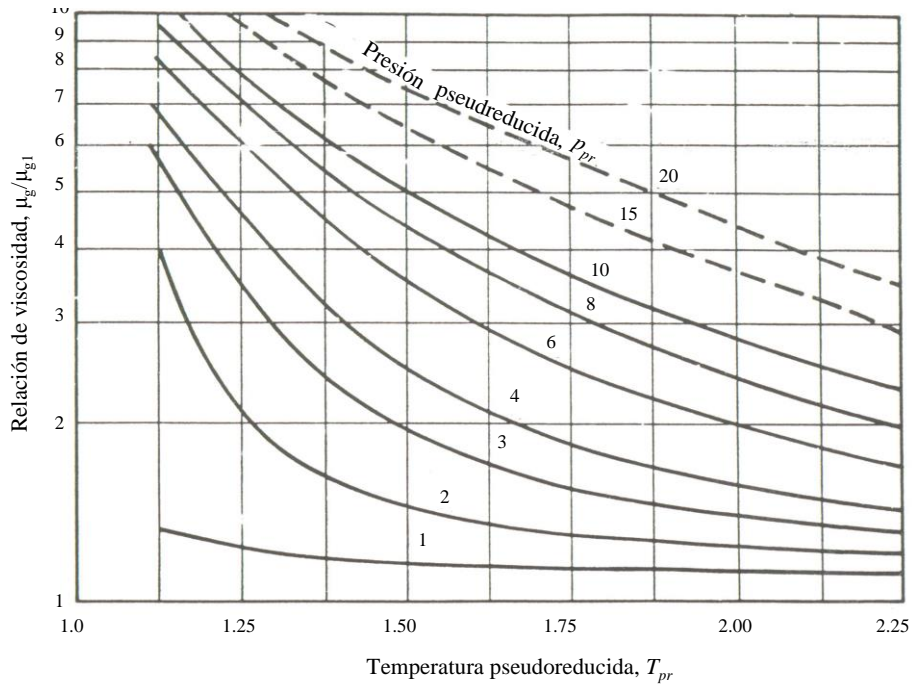
De la Fig. 3.9 a la 3.12 se presentan correlaciones para calcular la viscosidad del gas para diferentes rangos de densidad relativa del gas. Estas correlaciones se obtuvieron a partir de *la Ley de los Estados Correspondientes*. Las correlaciones proporcionan una relación de viscosidad,  $\mu_g/\mu_{g1}$ , que multiplicada por la viscosidad del gas a una atmósfera proporciona la viscosidad del gas a una presión alta.

La Fig. 3.9 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.

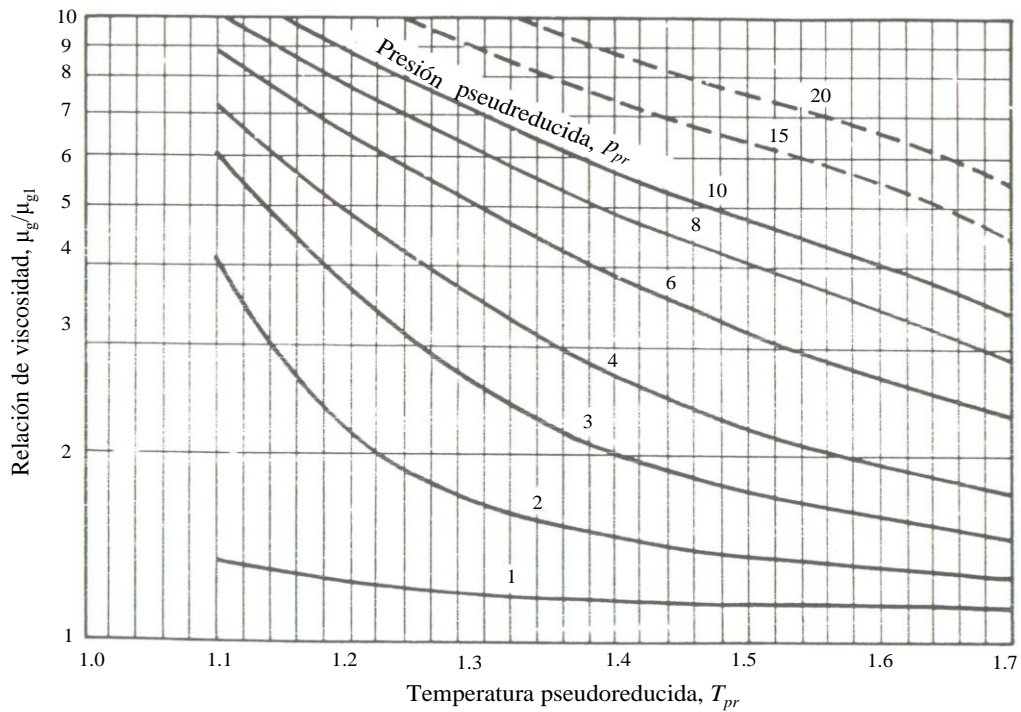
Las Figs. 3.10, 3.11 y 3.12 se emplean para calcular la relación de viscosidad,  $\mu_g/\mu_{g1}$ , para gases retrógrados y gases asociados con aceites volátiles que normalmente presentan densidades relativas mayores que 1.0.



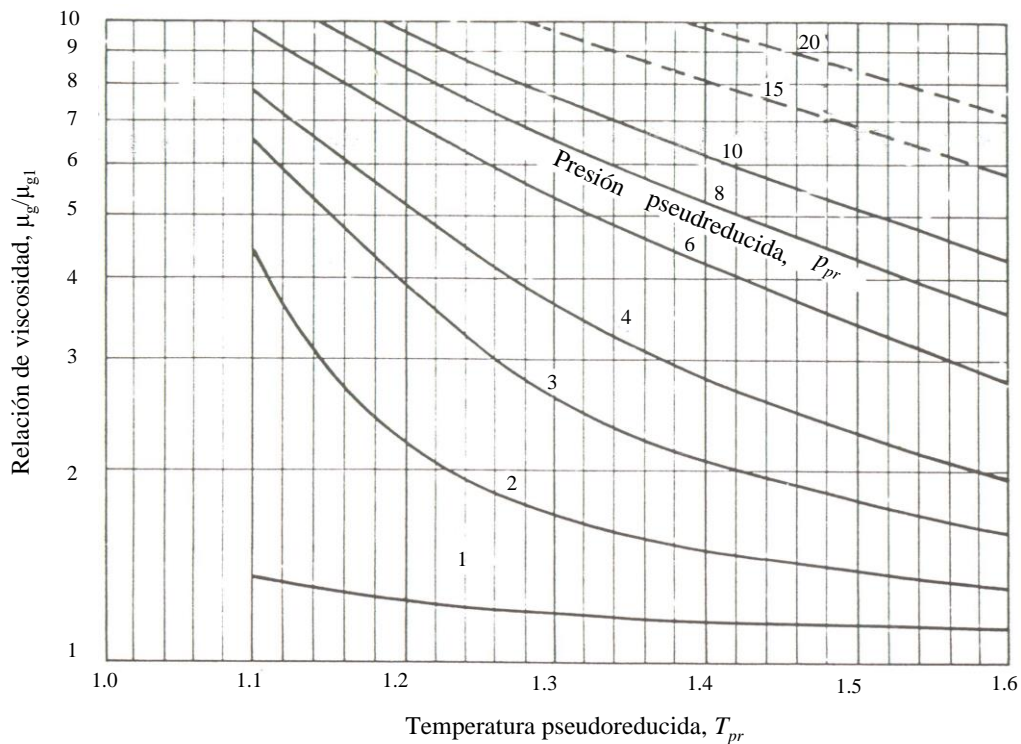
**Fig. 3.9 – Relación de viscosidad para gases naturales con densidades relativas entre 0.56 a 0.9 (Gases secos, gases húmedos y gases separados en aceites negros) (McCain 1990).**



**Fig. 3.10 – Relación de viscosidad para gases naturales con densidades relativas entre 0.9 a 1.2 (gases retrógrados y gases asociados con aceites volátiles) (McCain 1990).**



**Fig. 3.11 – Relación de viscosidad para gases naturales con densidades relativas entre 1.2 a 1.5 (gases retrógrados y gases asociados con aceites volátiles) (McCain 1990).**



**Fig. 3.12 – Relación de viscosidad para gases naturales con gravedad específica entre 1.5 a 1.7 (gases retrógrados y gases asociados con aceites volátiles) (McCain 1990).**

### Ejemplo 3.8. Viscosidad de un gas a presión alta.

Calcular la viscosidad para una mezcla de gas seco con una densidad relativa de 0.78 a una temperatura y presión de yacimiento de 250 °F y 2,310 lb/in<sup>2</sup>abs respectivamente.

#### Solución.

Se determina el peso molecular del gas,

$$M_a = (M_{aire})(\gamma_g) = (28.96)(0.78) = 22.6 \text{ lbm/lbm} - \text{mol}$$

De la Fig. 3.8 se determina la viscosidad del gas a una atmósfera,  $\mu_{g1}$

$$\mu_{g1} = 0.0129 \text{ cp a } 250 \text{ °F y a } 1 \text{ atm}$$

Utilizando la Fig. 1.14 se calculan las propiedades pseudocríticas  $T_{pc}=397^{\circ}R$  y  $p_{pc}=650 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}$ . Luego se obtienen las propiedades pseudoreducidas de las ecuaciones para  $T_{pr}$  y  $p_{pr}$ , respectivamente.

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{(250 + 460)^{\circ}R}{397^{\circ}R} = 1.79 \text{ y } p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{2,310 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}}{650 \text{ lb/in}^2 \text{ abs}} = 3.55$$

Con la  $T_{pr}$  y  $p_{pr}$  se calcula la relación de viscosidades de la Fig. 3.9

$$\frac{\mu_g}{\mu_{g1}} = 1.6$$

Finalmente, se evalúa la viscosidad del gas,

$$\mu_g = (0.0129) (1.6) = 0.02064 \text{ cp}$$

### 3.3 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,  $\mu_o$ .

Estas propiedades físicas se pueden determinar mediante datos de campo, de estudios de fluidos en el laboratorio y con el empleo de correlaciones.

#### 3.3.1 Densidad relativa del aceite, $\gamma_o$ .

La densidad específica o relativa de un aceite,  $\gamma_o$ , se define como la relación de densidad del líquido con la densidad del agua, a las mismas condiciones de presión y temperatura, es decir:

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w} \tag{3.48}$$

En el sistema Inglés de unidades, la  $\rho_o$  se expresa en  $lbm_{aceite}/ft^3_{aceite}$  y la  $\rho_w$  se expresa en  $lbm_{agua}/ft^3_{agua}$ .

Asimismo, la densidad relativa del aceite,  $\gamma_o$ , 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:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \quad (3.49)$$

en donde  $\gamma_o$  es la densidad relativa del aceite a 60°/60°.

### 3.3.2 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.

$$B_o = \frac{\text{(volumen de aceite+gas disuelto)}@c.y.}{\text{volumen de aceite @c.e.}} \quad (3.50)$$

o bien,



$$B_o = \frac{V_{o+g} @ .c.y.}{V_o @ c.e.} \left( \frac{Bls \text{ aceite } @ .c.y.}{Bls \text{ aceite } @ .c.e.} \right) \quad (3.51)$$

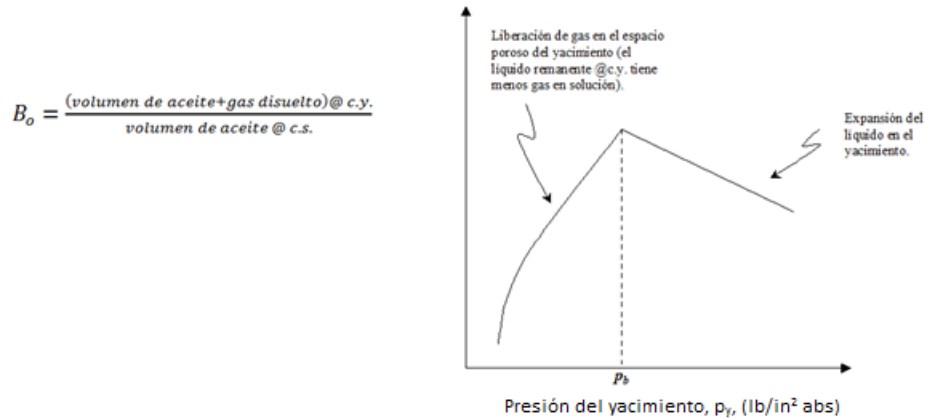
El volumen de aceite a condiciones de superficie o de tanque se reporta siempre a 60 °F, independiente de la temperatura del tanque; el volumen de líquido del tanque de almacenamiento, al igual que el volumen de gas en superficie, se reporta a condiciones estándar. Al  $B_o$  también se le llama *factor de volumen de la formación* o *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. 3.13 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  $1 BI @ c.y./BI @ c.e.$  Luego, una reducción en temperatura a 60 °F sería requerida para obtener un valor del factor de volumen de formación igual  $1 BI @ c.y./BI @ c.e.$

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. 3.13 – Comportamiento típico del factor de volumen del aceite,  $B_o$ , para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura (McCain 1990).**

### 3.3.3 Relación gas en solución-aceite o relación de solubilidad, $R_s$ .

A la cantidad de gas disuelto en un aceite a condiciones de yacimiento se le denomina relación gas en solución-aceite, 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 en solución-aceite,  $R_s$ , se define en términos de las cantidades de gas y aceite que se producen en la superficie:

$$R_s = \frac{\text{volumen de gas producido en la superficie a c.e.}}{\text{volumen de aceite que entra al tanque de almacenamiento a c.e.}} \quad (3.52)$$

ó

$$R_s = \frac{V_g @ c.e.}{V_o @ c.e.} \quad (3.53)$$

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 del líquido se referencian a condiciones estándar, por lo que, las unidades para la relación gas en solución-aceite son pies cúbicos a condiciones estándar por barril a condiciones de tanque o condiciones estándar,  $ft^3 @ c.e./Bls @ c.e.$

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 que se ventea del tanque de almacenamiento no se conoce, se puede estimar empleando correlaciones apropiadas.

La Fig. 3.14 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. Para otros tipos de fluidos petroleros en el yacimiento (por ejemplo, aceite volátil, gas y condensado, gas húmedo y gas seco) la  $R_s$  presenta otros comportamientos.

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 a estas presiones el gas no se libera en el espacio poroso y la mezcla total de líquido (gas + aceite + agua) se produce dentro del pozo.

A presión del yacimiento por debajo de la presión de burbuja, la relación de solubilidad,  $R_s$ , decrece conforme disminuye 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 e impidiendo que fluya hacia los pozos productores, dejando menos cantidad de gas disuelto en el líquido.

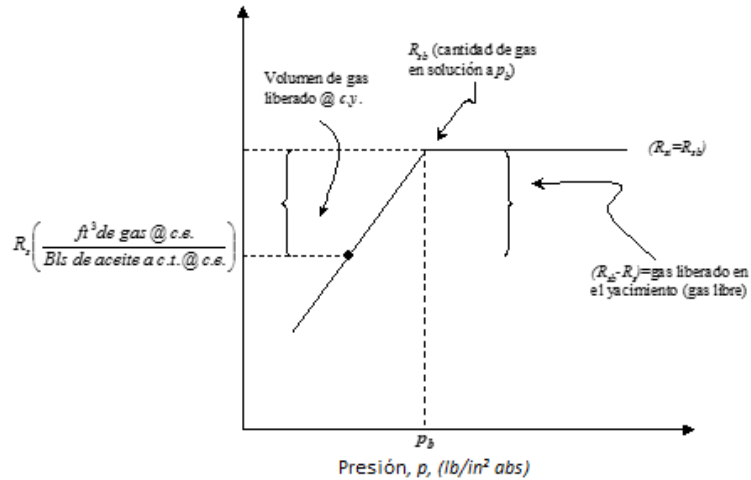


Fig. 3.14 – Comportamiento típico de  $R_s$  para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante.

### 3.3.4 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:

$$B_t = B_o + B_g (R_{sb} - R_s) \quad (3.54)$$

donde  $R_{sb}$  es la cantidad de gas en solución a la presión de saturación (burbuja) en yacimientos de aceite negro y volátil. Cada término de la Ec. 3.54 se expresa como:

$$B_o = \frac{V_{o+g} @ c.y.}{V_o @ c.e.} \left( \frac{Bls \text{ aceite y gas en solución a c.y.}}{Bls \text{ a c.e.}} \right) \quad (3.51)$$

$$B_g = \frac{V_g @ c.y.}{V_g @ c.e.} \left( \frac{Bls \text{ gas a c.y.}}{Bls \text{ gas a c.e.}} \right) \quad (3.55)$$

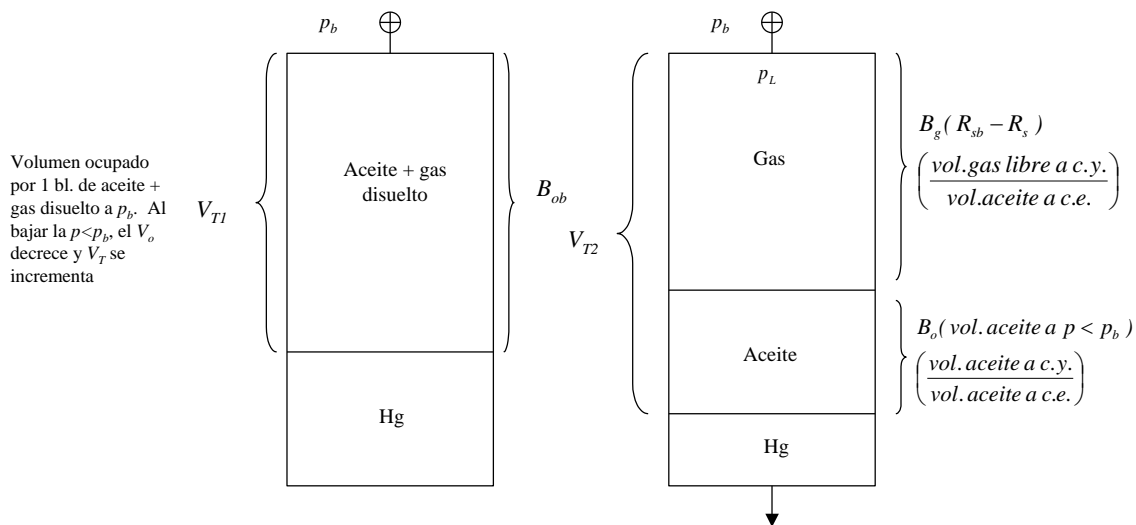
$$R_{sb} = \frac{V_g @ c.e.}{V_o @ c.e.} \left( \frac{Bls \text{ gas a c.e.}}{Bls \text{ aceite a c.e.}} \right) \quad (3.56)$$

$$R_s = \frac{V_g @ c.e.}{V_o @ c.e.} \left( \frac{Bls \text{ gas a c.e.}}{Bls \text{ aceite a c.e.}} \right) \quad (3.57)$$

El término  $R_{sb}-R_s \left( \frac{Bls \text{ gas @c.e.}}{Bls \text{ aceite@c.e.}} \right)$  es el volumen de gas liberado en el yacimiento (gas libre), es decir:

$$B_g (R_{sb} - R_s) = B_g \left( \frac{Bls \text{ gas a c.y.}}{Bls \text{ gas a c.e.}} \right) (R_{sb} - R_s) \left( \frac{Bls \text{ gas a c.e.}}{Bls \text{ aceite a c.e.}} \right) = \left( \frac{Bls \text{ gas a c.y.}}{Bls \text{ aceite a c.e.}} \right) \quad (3.58)$$

luego, la Fig. 3.15 presenta el cambio de volumen que sucede cuando la presión se reduce por debajo del punto de burbuja a temperatura del yacimiento constante.



**Fig. 3.15 – Cambio de volumen cuando la presión se reduce por debajo del punto de burbuja a temperatura de yacimiento constante ( $T_1=T_2$ ) (McCain 1990).**

$$B_t = B_o \left( \frac{Bls \text{ aceite y gas en solución a c.y.}}{Bls \text{ aceite a c.e.}} \right) + B_g \left( \frac{Bls \text{ gas a c.y.}}{Bls \text{ gas a c.e.}} \right) (R_{sb} - R_s) \left( \frac{Bls \text{ gas a c.e.}}{Bls \text{ aceite a c.e.}} \right) \quad (3.59)$$

O

$$B_t = B_o \left( \frac{\text{Bls aceite y gas en solución a c.y.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right) + B_g (R_{sb} - R_s) \left( \frac{\text{Bls gas a c.y.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right)$$

$$B_t = \left( \frac{\text{Bls aceite y gas en solución a c.y.} + \text{Bls gas a c.y.}}{\text{Bls aceite a c.e.}} \right) \quad (3.60)$$

La Fig. 3.16 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.

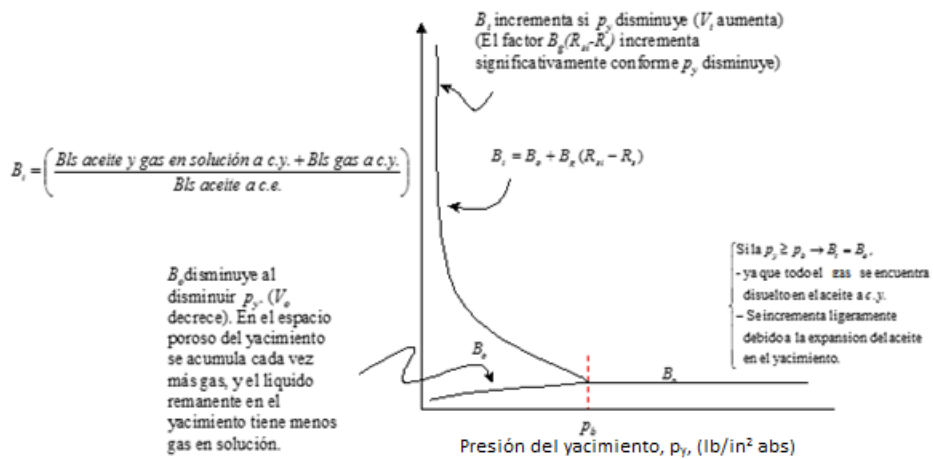


Fig. 3.16 – Comportamientos típicos del  $B_t$  y  $B_o$  para un aceite negro como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante (McCain 1990).

### 3.3.5 Coeficiente de compresibilidad isotérmica del aceite, $c_o$ , (compresibilidad del aceite).

A presiones de yacimiento mayores que la presión de saturación ( $p > p_b$ ), la compresibilidad del aceite,  $c_o$ , se define como se definió la compresibilidad del gas,  $c_g$ . A presiones del yacimiento menores que la presión de saturación ( $p < p_b$ ) se adiciona un término para tomar en cuenta el volumen de gas liberado (gas libre).

### 3.3.5.1 PRESIONES POR ARRIBA DE LA PRESIÓN DE SATURACIÓN (PRESIÓN DE BURBUJA).

Para presiones por arriba de la presión de burbuja, se tiene:

$$c_o = -\frac{1}{V} \left( \frac{\partial V}{\partial p} \right)_T, c_o = -\frac{1}{V_M} \left( \frac{\partial V_M}{\partial p} \right)_T, c_o = -\frac{1}{v} \left( \frac{\partial v}{\partial p} \right)_T \quad (3.61)$$

Las ecuaciones, definen el cambio fraccional en volumen de un líquido conforme la presión cambia a temperatura constante. Sólo se permite una variable independiente (la presión, por eso se utiliza derivada parcial en lugar de derivada ordinaria). Rearreglando los términos de la Ec. 3.61 (segunda y tercera expresión).

$$c_o = -\left( \frac{\partial \ln V_M}{\partial p} \right)_T, c_o = -\left( \frac{\partial \ln v}{\partial p} \right)_T \quad (3.62)$$

sustituyendo el término  $B_o$  en la Ec. 3.61

$$c_o = -\frac{1}{B_o} \left( \frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T \quad (3.63)$$

rearreglando e integrando la Ec. 3.61 (tercera expresión), en dos presiones y volúmenes, se tiene:

$$c_o \partial p = -\frac{\partial v}{v} \quad (3.64)$$

ó

$$c_o \int_{p_1}^{p_2} \partial p = -\int_{v_1}^{v_2} \frac{\partial v}{v} \quad (3.65)$$

es decir,

$$c_o (p_2 - p_1) = -(\ln v_2 - \ln v_1) = -\ln \left( \frac{v_2}{v_1} \right) \quad (3.66)$$

en donde  $v$  es el volumen específico definido por  $\frac{1}{\rho}$ .

Rearreglando la Ec. 3.66

$$c_o(p_1 - p_2) = \ln\left(\frac{v_2}{v_1}\right) \quad (3.67)$$

aplicando exponencial en ambos lados de la ecuación y reorganizando:

$$v_2 = v_1 \exp[c_o(p_1 - p_2)] \quad (3.68)$$

esto implica entonces, que el cambio en el volumen específico se puede calcular a partir de cambios en presiones.

Asimismo, la definición de la compresibilidad del aceite,  $c_o$ , se puede escribir en términos de densidad del aceite. Iniciando con la Ec. 3.61 por el volumen específico (tercera expresión).

$$c_o = -\frac{1}{v} \left( \frac{\partial v}{\partial p} \right)_T \quad (3.61)$$

La Fig. 3.17 representa el comportamiento de la compresibilidad del aceite,  $c_o$ , respecto a la presión del yacimiento para un aceite negro a temperatura constante y cuando la  $p > p_b$ . Por definición el volumen específico,  $v$ , se determina como:

$$v = \frac{1}{\rho_o} \quad (3.69)$$

Esta expresión se puede arreglar como:

$$v = \frac{1}{\rho_o^2} \rho_o \quad (3.70)$$

la derivada parcial de la Ec. 3.70 con respecto a  $p$  se expresa:

$$\left( \frac{\partial v}{\partial p} \right)_T = \frac{-\partial}{\partial p} \left[ \frac{1}{\rho_o^2} \rho_o \right]_T = -\frac{1}{\rho_o^2} \left( \frac{\partial \rho_o}{\partial p} \right)_T \quad (3.71)$$

sustituyendo la Ec. 3.69 y la Ec. 3.71 en la Ec.3.61

$$c_o = -\left[ \frac{1}{1/\rho_o} \right] \left[ -\frac{1}{\rho_o^2} \left( \frac{\partial \rho_o}{\partial p} \right)_T \right] \quad (3.72)$$



ó

$$c_o = \left[ \frac{1}{\rho_o} \right] \left[ \left( \frac{\partial \rho_o}{\partial p} \right)_T \right] \quad (3.73)$$

Integrando la Ec. 3.73 bajo la suposición de que la  $c_o$  permanece constante conforme la presión cambia y empleando como límite inferior la presión de saturación  $p_b$  para emplear la relación a esta presión de saturación,  $p_b$ , se tiene:

$$c_o dp = \frac{d\rho_o}{\rho_o} \quad (3.74)$$

es decir,

$$c_o \int_{p_b}^p dp = \int_{\rho_{ob}}^{\rho_o} \frac{d\rho_o}{\rho_o} \quad (3.75)$$

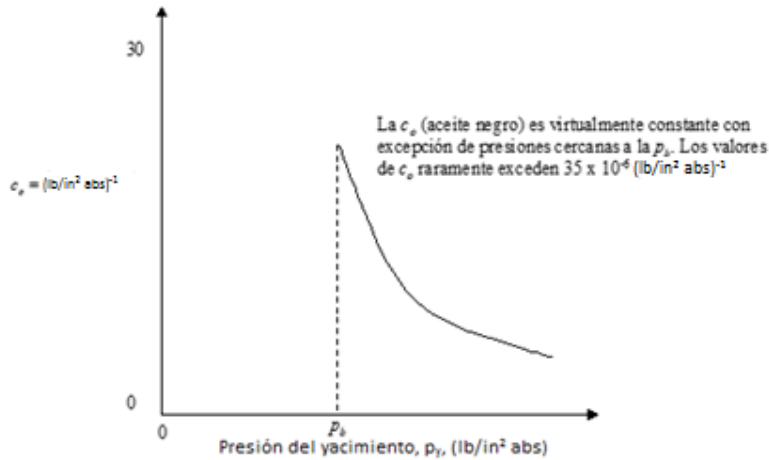
obteniendo,

$$c_o (p - p_b) = \ln \frac{\rho_o}{\rho_{ob}} \quad (3.76)$$

Ó

$$p_o = p_{ob} \exp[c_o(p - p_b)] \quad (3.77)$$

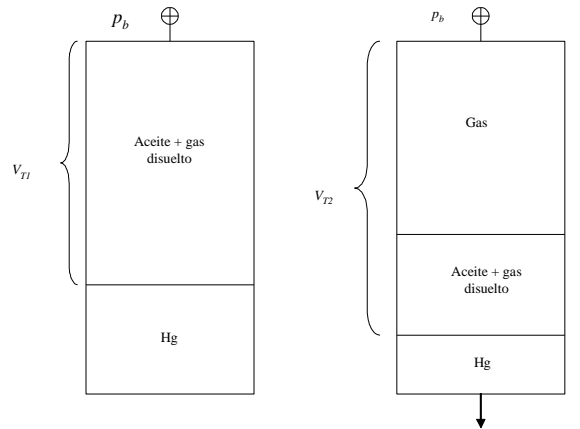
La Ec. 3.77 se emplea para calcular la densidad de un aceite a presiones por arriba de la presión de burbuja,  $p_b$ , en donde la densidad del aceite en el punto de burbuja es el punto de inicio.



**Fig. 3.17 – Comportamiento de la  $c_o$  respecto a la presión del yacimiento,  $p_y$ , para un aceite negro a temperatura constante a una  $p > p_b$ . (McCain 1990)**

### 3.3.5.2 PRESIONES POR DEBAJO DE LA PRESIÓN DE SATURACIÓN.

La Fig. 3.18 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.



**Fig. 3.18 – Ilustración de la compresibilidad del aceite,  $c_o$ , para  $p < p_b$  a una temperatura constante (McCain 1990).**

El cambio de volumen líquido respecto a la presión,  $p$ , a una temperatura constante se representa por:

$$\left(\frac{\partial B_o}{\partial p}\right)_T \quad (3.78)$$

El cambio en la cantidad de gas en solución,  $R_s$ , respecto a la presión,  $p$ , se expresa como:

$$\left(\frac{\partial R_s}{\partial p}\right)_T \quad (3.79)$$

Y el cambio en volumen de gas libre a condiciones de yacimiento respecto a la presión,  $p$ , se representa por:

$$-B_g \left(\frac{\partial R_s}{\partial p}\right)_T \quad (3.80)$$

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,

$$\left[ \left(\frac{\partial B_o}{\partial p}\right)_T - B_g \left(\frac{\partial R_s}{\partial p}\right)_T \right] \quad (3.81)$$

en donde:

$$\left(\frac{\partial B_o}{\partial p}\right)_T : \text{implica } \frac{(\text{Vol. aceite} + \text{gas disuelto}) \text{ a c.y.}}{\text{Vol. aceite a c.e.}} \frac{1}{(\text{lb/in}^2 \text{ abs})}$$

$$\left(\frac{\partial R_s}{\partial P}\right)_T : \text{implica } \frac{\left(\frac{\text{Vol. gas a c.e.}}{\text{Vol. aceite a c.e.}}\right)}{(\text{lb/in}^2 \text{ abs})}$$

y

$$\left[ B_g \left( \frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \right] \text{ implica: } B_g \left( \frac{\text{Vol. gas a c.y.}}{\text{Vol. gas a c.e.}} \right) \left( \frac{\partial R_s \left( \frac{\text{Vol. gas a c.e.}}{\text{Vol. aceite a c.e.}} \right)}{\partial p (\text{lb/in}^2 \text{ abs})} \right)_T = \frac{\left( \frac{\text{Vol. gas a c.y.}}{\text{Vol. aceite a c.e.}} \right)}{(\text{lb/in}^2 \text{ abs})}$$

entonces, el cambio total en volumen expresado por la Ec. 2.81 es:

$$\text{Cambio total en volumen} = \left[ \left( \frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T - B_g \left( \frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \right] = \frac{(\text{Vol. aceite} + \text{gas disuelto a c.y.} - \text{Vol. gas a c.y.})}{(\text{Vol. aceite a c.e.})} \frac{1}{(\text{lb/in}^2 \text{ abs})} \quad (3.82)$$

en donde  $B_g$  se emplea para convertir el volumen de gas liberado a condiciones de yacimiento, c.y., a condiciones, c.e.

Recordando la Ec. 3.63, para  $p \geq p_b$

$$c_o = -\frac{1}{B_o} \left( \frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T \quad (3.63)$$

en consecuencia a partir de la Ec. 3.81 se puede obtener el cambio fraccional en volumen conforme la presión varia, y se encuentra sustituyendo la Ec. 3.82 en la 3.63, para  $p < p_b$ , es decir:

$$c_o = -\frac{1}{B_o} \left[ \left( \frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T - B_g \left( \frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \right] \quad (3.83)$$

ó

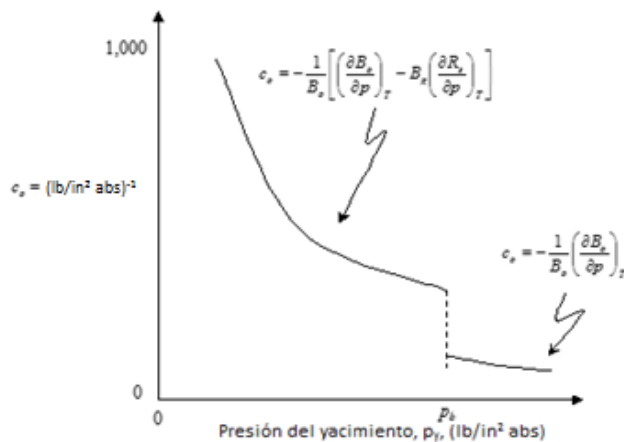
$$c_o = - \left[ \left( \frac{1}{B_o} \right) \left( \frac{\text{Vol. aceite a c.e.}}{\text{Vol. aceite} + \text{gas disuelto a c.y.}} \right) \frac{1}{\text{lb/in}^2 \text{ abs}} \right] \times \left[ \left( \left( \frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T - B_g \left( \frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \right) \left( \frac{\text{Vol. aceite} + \text{gas disuelto a c.y.} - \text{Vol. gas a c.y.}}{\text{Vol. aceite a c.e.}} \right) \frac{1}{\text{lb/in}^2 \text{ abs}} \right] \quad (3.83a)$$

Es decir,

$$c_o = -\frac{1}{B_o} \left[ \left( \frac{\partial B_o}{\partial p} \right)_T - B_g \left( \frac{\partial R_s}{\partial p} \right)_T \right] \left[ \frac{1 - \frac{(\text{Vol. gas a c.y.})}{(\text{Vol. aceite + gas disuelto}) \text{ a c.y.}}}{(\text{lb/in}^2 \text{ abs})} \right] \quad (3.83b)$$

La Ec. 3.83 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  $p_b$ .

La Fig. 3.19 muestra el comportamiento total de la compresibilidad del aceite,  $c_o$ , como función de la presión.



**Fig. 3.19 – Comportamiento común de la compresibilidad del aceite,  $c_o$ , como función de la presión del yacimiento a temperatura constante (McCain 1990).**

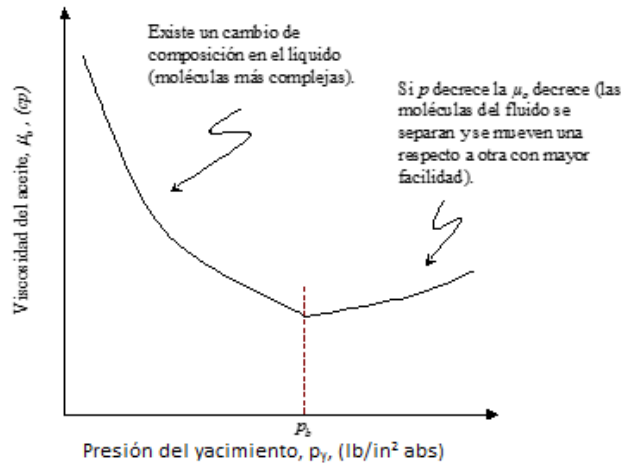
Existe una discontinuidad en el punto de burbuja, debido a la liberación de la primera burbuja de gas causando un incremento en el valor de la  $c_o$ .

### 3.3.6 Coeficiente de viscosidad del aceite, $\mu_o$ .

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 a su vez que disminuya 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. 3.20 presenta la relación entre la viscosidad de un aceite negro respecto a la presión, a una temperatura constante del yacimiento.



**Fig. 3.20 – Forma común de la viscosidad del aceite como una función de la presión del yacimiento a temperatura constante (McCain 1990).**

Por arriba de la presión de burbuja, la viscosidad del aceite en un yacimiento decrece casi linealmente 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  $\mu_o$  también decrece debido a que las moléculas se alejan más una de otra y se mueven más fácilmente. Cuando  $p \leq p_b$  el líquido cambia su composición a medida que la presión del yacimiento decrece, 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.

### 3.4 Propiedades del agua del yacimiento. Definiciones.

#### 3.4.1 Factor de volumen del agua de formación, $B_w$ .

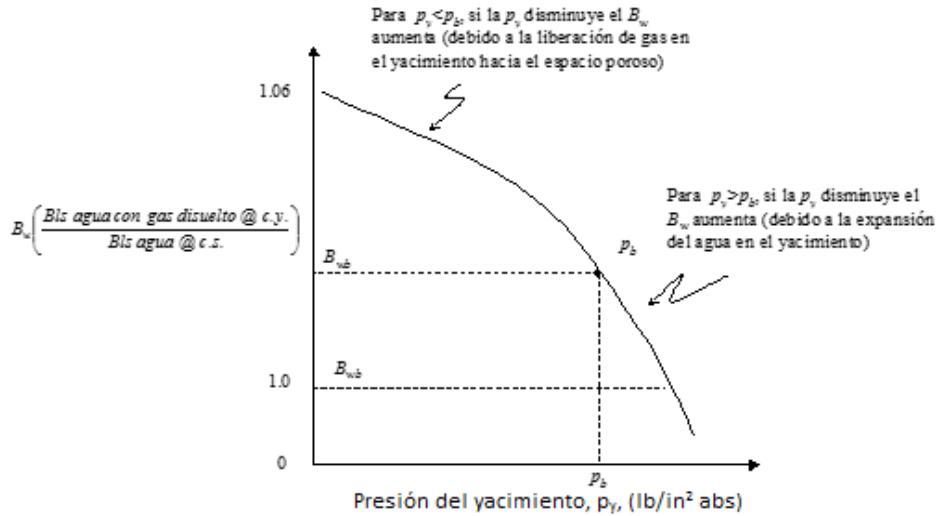
El factor de volumen del agua de formación representa los barriles de agua más el gas disuelto a condiciones de yacimiento que se requieren para producir un barril de agua en la superficie, es decir:

$$B_w = \frac{V_w @ c.y.}{V_w @ c.e.} \left( \frac{Bls\ agua + gas\ disuelto @ c.y.}{Bls\ agua @ c.e.} \right) \quad (3.84)$$

Al igual que el factor de volumen del aceite de formación,  $B_o$ , para el factor de volumen del agua de formación,  $B_w$ , 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, y
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. 3.21 presenta la forma más común del  $B_w$  como una función de la presión a una temperatura del yacimiento constante.



**Fig. 3.21 – 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. 3.21).

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

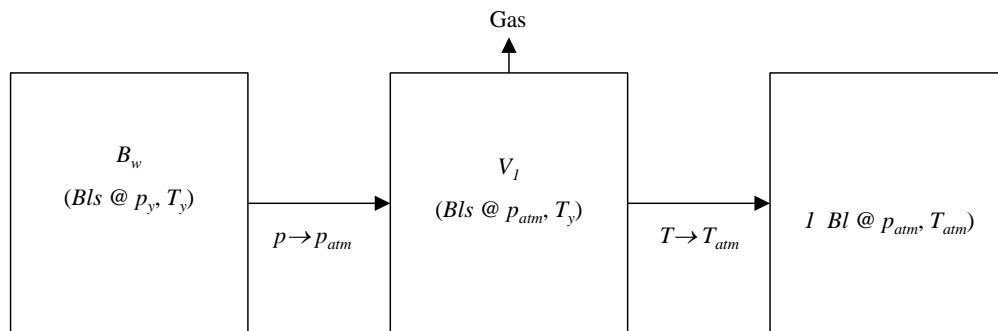


mayor contracción del agua de formación debido a la caída de temperatura y pérdida del gas. En este caso, el  $B_w$  puede tener valores menores que 1.0.

La Fig. 3.22 representa en forma esquemática las etapas del cambio en el volumen del agua de formación desde las condiciones del yacimiento hasta la superficie. El  $V_1$  ( $Bls$  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. El cambio en volumen durante la reducción de la presión se representa por  $\Delta V_{wp}$  (Fig. 3.23), y el cambio en volumen debido a la reducción en  $T$  se presenta por  $\Delta V_{wT}$  (Fig. 3.24). El  $B_w$  se puede calcular con:

$$B_w = (I + \Delta V_{wp}) (I + \Delta V_{wT}) \quad (3.85)$$

Una mayor concentración de las sales (salinidad) provoca un ligero incremento en el coeficiente de expansión térmica, causando un incremento en  $\Delta V_{wT}$ . Una mayor concentración de la salinidad causa un decremento en la solubilidad del gas en el agua, provocando un ligero decremento en  $\Delta V_{wp}$ .



**Fig. 3.22 – 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  $V_1$  ( $Bls$  @  $p_{atm}$  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  $T_{atm}=60^\circ F$  (McCain 1990).**

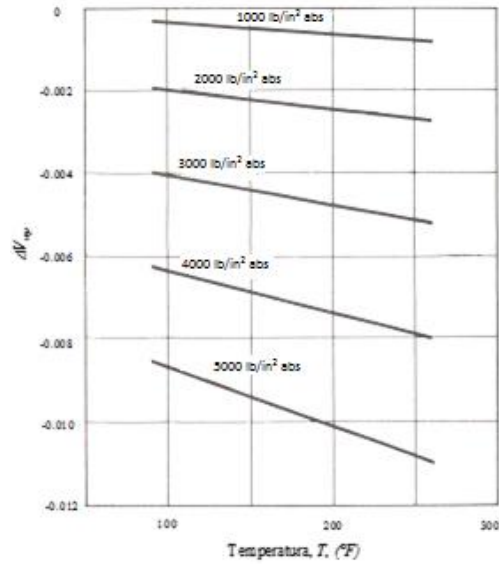


Fig. 3.23 –  $\Delta V_{wp}$  como función de la presión,  $p_y$ , y temperatura del yacimiento,  $T_y$  (McCain 1990).

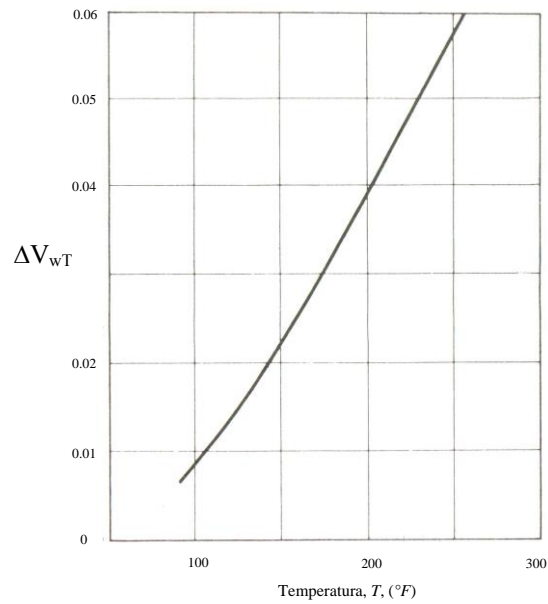


Fig. 3.24 –  $\Delta V_{wp}$  como una función de la temperatura del yacimiento,  $T_y$  (McCain 1990).

### 3.4.2 Densidad del agua de formación.

#### 3.4.2.1 COMPOSICIÓN DEL AGUA DE FORMACIÓN EN EL ACEITE.

La mayor parte del agua de formación en los yacimientos petroleros contiene sólidos disueltos, principalmente cloruro de sodio,  $NaCl$ . Al agua de formación también se le conoce como *salmuera* o *agua salada*.

El agua de formación en los yacimientos petroleros se encuentra en un rango de entre 200 partes por millón, *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 tiene también  $K^+$ ,  $Ba^{++}$ ,  $Li^+$ ,  $Fe^{++}$  y  $Sr^{++}$ .

Los aniones disueltos en el agua de formación comúnmente 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/l, 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:

$$ppm = \frac{g \text{ sólidos}}{10^6 g \text{ agua de formación}} \quad (3.86)$$

Los *miligramos por litro, mg/l*, se expresan por:

$$\frac{mg}{l} = \frac{mg \text{ sólidos}}{1l \text{ de agua de formación}} \quad (3.87)$$

Las *partes por millón, ppm*, se multiplican por la densidad del agua de formación a condiciones estándar, expresada en gramos por centímetro cúbico,  $g/cm^3$ , para obtener miligramos de sólidos por litro, *mg/l*, es decir:

$$\frac{mg}{l} = (ppm)\rho_{agua}(g/cm^3) @ c.e. \quad (3.88)$$

El porcentaje en peso de los sólidos disueltos en el agua de formación se obtiene dividiendo las partes por millón, ppm, entre 10,000.

$$\% \text{ peso sólidos disueltos} = \frac{ppm}{10^4} \quad (3.89)$$

Por ejemplo, el porcentaje en peso de los sólidos disueltos de 82,000 ppm, es:

$$\% \text{ peso sólidos disueltos} = \frac{82,000}{10,000} = 8.2\% \text{ peso} \quad (3.90)$$

### 3.4.2.2 EFECTO DE LA SALINIDAD DEL AGUA DE FORMACIÓN.

La densidad del agua de formación a condiciones de yacimiento se calcula dividiendo la densidad del agua de formación a condiciones estándar entre el factor de volumen del agua de formación a condiciones de yacimiento entre condiciones estándar.

$$\rho_w @ c.y. = \frac{\rho_w \left( \frac{lbm}{ft^3} a c.y. \right) a 14.65 lb/in^2 abs y 60^\circ F x (\% \text{ peso sólidos})}{B_w \left( \frac{ft^3 a c.y.}{ft^3 a c.e.} \right)} \quad (3.91)$$

La Fig. 3.25 muestra 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.

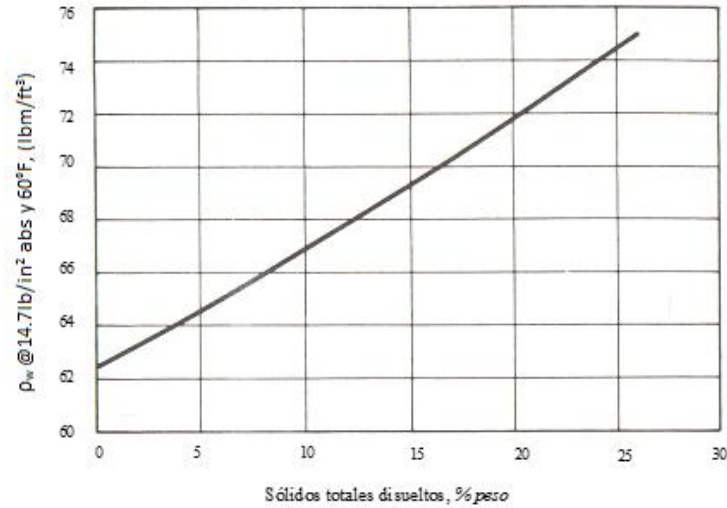


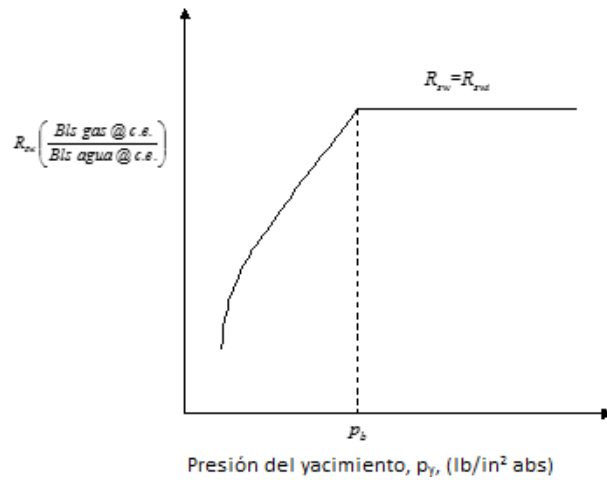
Fig. 3.25 – Efecto de la salinidad sobre la densidad del agua de formación<sup>8</sup>.

### 3.4.3 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:

$$R_{sw} = \frac{V_g @ c.e.}{V_w @ c.e.} \quad (3.92)$$

La Fig. 3.26 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  $R_s$ .



**Fig. 3.26 – Comportamiento común de la relación de solubilidad del gas natural en el agua,  $R_{sw}$ , respecto a la presión del yacimiento,  $p_y$  (McCain 1990).**

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. Por ejemplo, la  $R_{sw}$  se encuentra entre 5 y 10 ( $\text{ft}^3 \text{ gas @ c.e.} / \text{Bls agua @ c.e.}$ ), mientras que la  $R_s$  es del orden de 500 a 1,000 ( $\text{ft}^3 \text{ gas @ c.e.} / \text{Bls agua @ c.e.}$ ).

## CAPÍTULO 4: CONCEPTOS FUNDAMENTALES DE LA INGENIERÍA DE YACIMIENTOS DE GAS.

### 4.1 Introducción.

El presente capítulo presenta métodos para estimar el volumen de gas inicial in-situ,  $GB_{gi}$ , las reservas de gas y sus correspondientes factores de recuperación considerando diferentes mecanismos de empuje en el yacimiento.

En primer lugar, se presentan los métodos volumétricos considerando la información técnica requerida, las técnicas de cálculo y algunas limitaciones de dichos métodos. Se incluyen ecuaciones para cálculo volumétrico de yacimientos de gas seco, yacimientos de gas seco con empuje hidráulico y yacimientos volumétricos de condensados del gas y de gas húmedo.

Luego, se presentan técnicas de análisis en función de los conceptos de balance de materia. Se presenta la derivación matemática de la ecuación para un yacimiento de gas volumétrico, considerando que la expansión del gas es la fuente principal primaria de energía.

Esta ecuación para un yacimiento de gas volumétrico se extiende para incluir otras fuentes de energía tanto internas como externas (tales como, entradas de agua al yacimiento, compresibilidad del agua intersticial y cambios en la roca por la presión y volumen), así como los efectos de vaporización del agua y cambios en la fase de hidrocarburos. Finalmente, se presentan diversos ejemplos de aplicaciones de los métodos volumétricos y de balance de materia en la industria.

### 4.2 Ecuación general de balance de materia, (EGBM).

Los balances de materia en ingeniería de yacimientos de gas proporcionan métodos sencillos y efectivos, alternos a los métodos volumétricos, para estimar el volumen original del gas en el yacimiento (in-situ), así como las reservas probadas a lo largo de las etapas de la vida de explotación o agotamiento del yacimiento.

Una ecuación de balance de materia se fundamenta en un principio de la conservación de masa, es decir:

$$\left( \begin{array}{c} \text{masa original de} \\ \text{hidrocarburos} \end{array} \right) = \left( \begin{array}{c} \text{masa producida de} \\ \text{hidrocarburos} \end{array} \right) + \left( \begin{array}{c} \text{masa remanente de} \\ \text{hidrocarburos} \end{array} \right) \quad (4.1)$$

Schilthuis presentó una ecuación general de la ecuación de balance de materia, a partir de un *balance volumétrico*, considerando una restricción para el volumen poroso del yacimiento,  $V_p$ , al considerarlo constante o que cambie siendo que dicho volumen poroso se puede pronosticar como una función del cambio en la presión del yacimiento. Con esta restricción la producción acumulada de gas,  $G_p$ , observada en la superficie (la cual se representa en términos de caudal o producción de gas a condiciones de presión y temperatura del yacimiento) a la expansión de los fluidos remanentes en el yacimiento dan un decremento finito en presión.

En la EGBM para yacimientos de gas se deben incluir los efectos de la entrada de agua, cambios en las fases del fluido o cambios del volumen poroso del yacimiento,  $V_p$ , como consecuencia de la expansión del agua y de la formación.

Una limitación importante al utilizar los métodos de balance de materia es que se desarrollaron como función de la producción acumulada de gas,  $G_p$ , y de cambios en la presión del yacimiento. Por tal razón, los datos de producción y presión deben de ser muy precisos para obtener resultados confiables.

Los métodos volumétricos son precisos sobre todo en la caracterización inicial del yacimiento o etapa inicial de la vida del yacimiento, en cambio, los métodos de balance de materia se deben aplicar hasta que se cuente con información suficiente, confiable, de presión y producción en las etapas de desarrollo del campo o en explotación.



Una ventaja de los métodos de balance de materia es que los volúmenes de gas estimados que están en comunicación con la presión, se pueden recuperar a través de los pozos productores.

Continuamente las estimaciones volumétricas se fundamentan en el volumen total de gas in-situ y parte de este volumen de gas no puede ser recuperado con los pozos productores existentes debido a discontinuidades no identificadas en el yacimiento o heterogeneidades. Por lo tanto, resultados comparativos de ambos métodos (volumétricos y de balance de materia) pueden proporcionar unas medidas cualitativas del grado de heterogeneidad del yacimiento y permitir una evaluación más precisa de las reservas de gas para disponer de una estrategia adecuada de desarrollo de campo.

Otra ventaja de los métodos de balance de materia es que si se cuenta con suficiente información de producción e historial de presiones, puede proporcionar información adecuada de los mecanismos de empuje que predominan en el yacimiento, por lo que el empleo adecuado de los métodos volumétricos requiere un conocimiento a priori de la fuente primaria de la energía del yacimiento.

Una gráfica de  $p/z$  vs.  $G_p$  podría representar una línea recta para un yacimiento de gas volumétrico, en el cual la expansión del gas es el mecanismo de empuje primario del yacimiento. Sin embargo, algunas desviaciones consistentes a partir de esta línea recta indican la presencia de otras fuentes de energía internas o externas.

Una vez que el mecanismo de empuje del yacimiento predominante se ha identificado, se pueden aplicar gráficas con funciones adecuadas para obtener el balance de materia correcto. Al igual que los métodos volumétricos, la forma de la ecuación de balance de materia varía dependiendo del mecanismo de empuje.

En las secciones siguientes se muestran las ecuaciones de balance de materia para yacimientos de gas seco de tipo volumétrico, yacimientos de gas seco con entrada de agua, yacimientos de gas seco geopresionados y yacimientos de gas y condensados de tipo volumétrico.

#### 4.2.1 Ecuación general de balance de materia para yacimientos de gas seco de tipo volumétrico.

La ecuación general de balance de materia se aplica a todo el yacimiento y consiste en un balance volumétrico, el cual establece que la producción total de gas es igual a la cantidad de gas inicial a presión y temperatura iniciales a un tiempo  $t = 0$ , menos el gas remanente en el yacimiento a presión y temperatura al tiempo de explotación  $t$ . Expresando esta relación en función de moles de gas (Craft y Hawkins, 1959), se tiene:

$$n_p = n_i - n_r \quad (4.2)$$

En donde los subíndices  $i$ ,  $r$  y  $p$  se refieren a condiciones iniciales, remanentes y de producción, respectivamente.

A partir de la ecuación general de los gases reales (Ec.1.64) a condiciones iniciales se tiene:

$$n = \frac{pV}{zRT} \quad (4.3)$$

$$n_i = \frac{p_i V_i}{z_i RT} \quad (4.4)$$

Para  $n_p$  :

$$n_p = \frac{p_{ce} V_{ce}}{RT_{ce}} \quad (4.5)$$

Donde el volumen de gas producido, medido a condiciones estándar,  $V_{ce}$ , se puede expresar como  $G_{ip}$ , es decir,

$$n_p = \frac{p_{ce}G_p}{RT_{ce}} \quad (4.6)$$

La Fig. 4.1 representa esquemáticamente un yacimiento de gas seco asociado a un acuífero de fondo, para condiciones iniciales de temperatura,  $T = 0$ ; y presión inicial,  $p_i$ , y condiciones de producción a un tiempo,  $t$ , y una presión,  $p$ . El volumen de gas remanente en el yacimiento,  $V_r$ , se puede expresar en función del volumen inicial de gas,  $V_i$ , del volumen de agua,  $W_e$ , que ha entrado a la zona original de hidrocarburos al disminuir la presión a un valor,  $p$ , y del agua producida acumulada,  $W_p$ , es decir:

$$V_r = V_i - W_e + W_p B_w = V_i - (W_e - W_p B_w) \quad (4.7)$$

En donde  $B_w$  representa el factor de volumen del agua expresada como la relación del volumen de agua producida a condiciones de yacimiento al volumen de agua producida a condiciones estándar es decir:

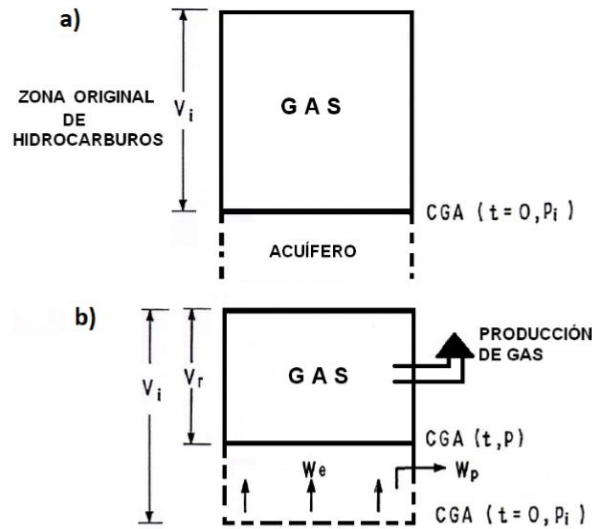
$$B_w = \left( \frac{ft^3@c.y}{ft^3@ce} \right) \quad (4.8)$$

Entonces el número de moles remanentes,  $n_r$ , se puede expresar a partir de la Ec. 4.3 como:

$$n_r = \frac{pV_r}{zRT} \quad (4.9)$$

Sustituyendo la Ec. 4.7 en la Ec. 4.9,

$$n_r = \frac{p(V_i - W_e + W_p B_w)}{zRT} \quad (4.10)$$



**Fig. 4.1—Yacimiento de gas asociado a un acuífero, para a) condiciones iniciales (t=0, p<sub>i</sub>) y b) condiciones de producción (t, p) (Fernando Samaniego)**

Sustituyendo las Ecs. 4.4, 4.5 y 4.10 en la Ec. 4.2, se tiene:

$$\frac{p_{ce}G_p}{RT_{ce}} = \frac{p_i V_i}{z_i RT} - \frac{p(V_i - W_e + W_p B_p)}{zRT} \quad (4.11)$$

Para el caso de un yacimiento volumétrico (cerrado, es decir, no existe la entrada de agua del acuífero de fondo), ( $W_e = 0$  y  $W_p = 0$ ), se tiene:

$$\frac{p_{ce}G_p}{RT_{ce}} = \frac{p_i V_i}{z_i RT} - \frac{pV_i}{zRT} \quad (4.12)$$

Despejando el término  $p/z$  del segundo término del lado derecho de la Ec. 4.12:

$$\frac{p}{z} = \frac{p_i}{z_i} - \left( \frac{p_{ce}T}{T_{ce}V_i} \right) G_p \quad (4.13)$$

Esta última representa la ecuación de balance de materia para yacimientos de gas del tipo volumétricos (es decir, cerrados al flujo en su frontera exterior), La ecuación se puede representar como una línea recta (Fig. 4.2). Para  $p/z = 0$ , la Ec. 4.13 se transforma en:

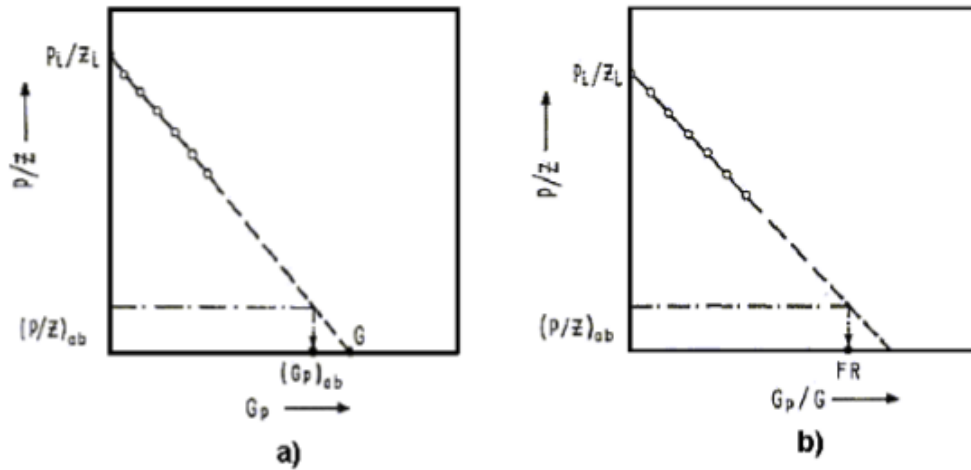


Fig. 4.2— Representación gráfica de la ecuación de balance de materia para un yacimiento de gas del tipo volumétrico.

$$0 = \frac{p_i}{z_i} - \left( \frac{p_{ce}T}{T_{ce}V_i} \right) G_p \Big|_{p/z=0} \quad (4.14)$$

Se tiene que  $G_p \Big|_{p/z=0} = G$  (Esquema izquierdo de la Fig. 4.2), es decir, el volumen original del yacimiento medido a condiciones estándar, se puede estimar por medio de la expresión que resulta al despejar  $G_p$  de la ecuación anterior (donde  $G_p = G$ ):

$$G = \frac{p_i V_i}{z_i T} \cdot \frac{T_{ce}}{p_{ce}} \quad (4.15)$$

Luego, la expresión 4.15 se puede también demostrar a partir de la Ec. 1.64.

Otra forma de derivar la ecuación de balance de materia para yacimientos de gas, es partiendo de la ecuación general de balance de materia, Amyx et al. 1960:

$$\begin{aligned} N(B_t - B_{ti}) + m N B_{ti} \left( \frac{B_{gc}}{B_{gi}} - 1 \right) + N B_{ti} (1 + m) \left( \frac{1}{1 - S_{wi}} \right) (\bar{c}_w S_{wi} + \bar{c}_f) \Delta p \\ = N_p \left[ B_o + (R_{cs} - R_s) \frac{B_g}{5.615} \right] + \frac{G_{pc} B_{gc}}{5.615} + W_p B_w - W_e - W_l B_{lw} - \frac{G_l B_{lg}}{5.615} \end{aligned} \quad (4.16)$$

En donde  $B_t$ ,  $m$  y  $R_{cs}$  representan como:

$$B_t = B_o + \frac{(R_{si} - R_s)B_g}{5.615} \quad (4.17)$$

$$m = \frac{G B_{gi}}{5.615 N B_{ti}} \quad (4.18)$$

$$R_{cs} = \frac{G_{ps}}{N_p} \quad (4.19)$$

Donde:

$N$  es el volumen original de aceite,  $B_{ce}$ ,  $Bls$  c.e.

$B_t$  es el factor de volumen de dos fases del aceite.

$R_s$  es la relación de solubilidad del gas en el aceite,  $ft_{ce}^3 / B_{ce}$ .

$m$  es la relación de volumen original del gas al volumen original de aceite.

$B_{gc}$  es el factor de volumen del gas en el casquete.

$B_{Ig}$  es el factor de volumen del gas inyectado.

$S_{wi}$  es la saturación de agua intersticial en la zona de hidrocarburos, *fracción*.

$\bar{c}_w$  es la compresibilidad del agua intersticial,  $(lb/in^2 abs)^{-1}$

$\bar{c}_f$  es la compresibilidad de la formación,  $(lb/in^2 abs)^{-1}$

$N_p$  es la producción acumulativa de aceite,  $B_{ce}$ ,  $Bls$  @ c.e.

$G_{ps}$  es el gas en solución producido,  $ft_{ce}^3$

$R_{cs} = G_{ps} / N_p$  es la relación de la producción del gas en solución con respecto a la producción de aceite.

$G_{pc}$  es el gas libre del casquete producido,  $ft_{ce}^3$

$W_p$  es el agua producida,  $B_{ce}$ ,  $Bls$  @ c.e

$W_e$  es la entrada de agua al yacimiento,  $B_{cy}$ .

$W_I$  es el agua inyectada al acuífero,  $B_{ce}$ .

$G_I$  es el gas inyectado al casquete,  $ft_{ce}^3$

$B_w$  es el factor de volumen del agua.

Considerando las restricciones siguientes,

$$N = N_p = 0$$

$$G_{ps} = G_I = 0$$

$$G_{pc} = G_p$$

$$W_e = W_p = W_I = 0$$

$$\bar{C}_w = \bar{C}_f \cong 0$$

La Ec. 4.16 se puede reducir como:

$$G(B_g - B_{gi}) = G_p B_g \quad (4.20)$$

Se observa que el subíndice  $c$  (para el casquete o capa de gas) en  $G_p$  y  $B_g$  se ha eliminado. Esta expresión puede visualizarse considerando que la producción de gas es igual a la expansión del gas contenido en el yacimiento. Empleando la definición de  $B_g$  que se obtiene a través de la ley general de los gases (Ec. 1.64), se puede demostrar que las Ecs. 4.13 y 4.20 son equivalentes:

$$B_g = \frac{p_{ce}}{T_{ce}} \cdot \frac{z T}{p} \quad (4.21)$$

Ramey (1970) presentó un método para analizar el comportamiento de yacimientos volumétricos de gas. El método consiste en tener gráficas conjuntas de  $p/z$  contra  $G_p$  y de  $p$  contra  $z$ , en la forma mostrada en la Fig. 4.3. Este procedimiento permite estimar  $p/z$  en función de una producción acumulada  $G_p$ . En realidad la escala de presión del lado derecho de la Fig. 4.3 no es necesaria, dado que debe ser igual a la escala de  $p/z$  del lado izquierdo de esta figura.

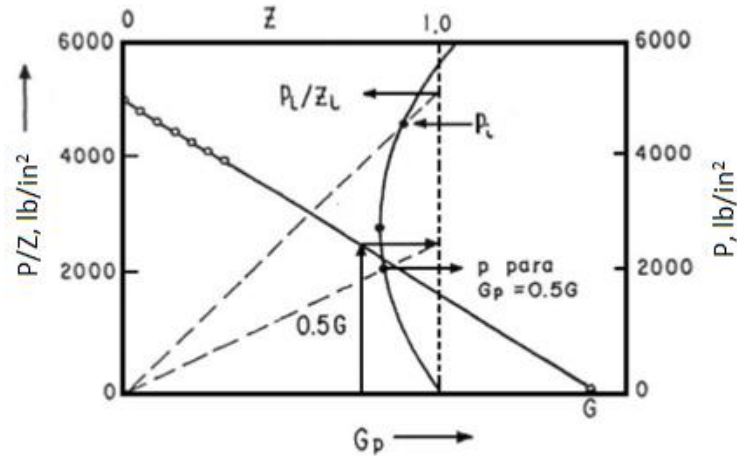


Fig. 4.3— Gráfica para la ecuación de balance de materia para yacimientos volumétricos de gas (Ramey, 1970)

En caso de que exista entrada de agua al yacimiento, la gráfica de  $p/z$  contra  $G_p$  podría no tener una tendencia lineal. Es decir, la entrada de agua podría provocar cierta curvatura en la forma indicada en la Fig. 4.4 (Agarwal et al. 1965). Esto se puede verificar analizando la Ec. 4.11, observando que si hay entrada de agua al yacimiento la relación  $p/z$  contra  $G_p$  no es una línea recta. Teniendo como consecuencia que, debido a la entrada de agua al yacimiento la presión del yacimiento disminuirá más lentamente.

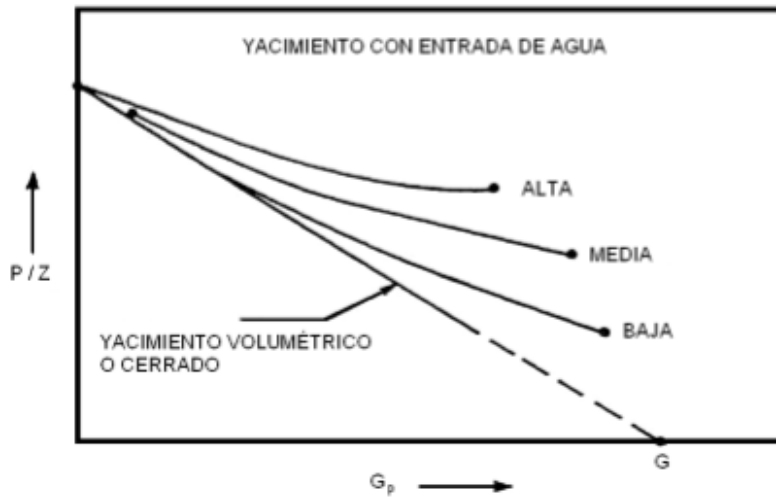


Fig. 4.4 — Efecto de la entrada de agua al yacimiento en una gráfica de  $p/z$  vs.  $G_p$ .



Una forma alterna de escribir la ecuación de balance de materia 4.13 es reemplazando  $V_i$  por  $GB_{gi}$  (Beggs, 1987):

$$\frac{p}{z} = \frac{p_i}{z_i} - \left( \frac{p_{ce}T}{T_{ce}GB_{gi}} \right) G_p \quad (4.22)$$

Sustituyendo la definición de  $B_{gi}$  (Ec. 4.21) y re-arreglando:

$$\frac{p}{z} = \frac{p_i}{z_i} \left( 1 - \frac{G_p}{G} \right); \quad \frac{p}{z} = \frac{p_i}{z_i} - \frac{p_i G_p}{z_i G} \quad (4.23)$$

o

$$\left( 1 - \frac{z_i}{p_i} \cdot \frac{p}{z} \right) = \frac{G_p}{G} \quad (4.24)$$

Considerando logaritmos en ambos lados de la Ec. 4.24,

$$\log \left( 1 - \frac{z_i}{p_i} \cdot \frac{p}{z} \right) = \log G_p - \log G \quad (4.25)$$

De esta expresión se concluye que una gráfica del comportamiento de un yacimiento de gas volumétrico de  $\left( 1 - z_i \frac{p}{p_i z} \right)$  contra  $G_p$  en una escala doble logarítmica, da como resultado una línea recta de pendiente unitaria, y para un valor igual a la unidad ordenada ( $p = 0$ ), se obtiene el volumen original de gas  $G$  (Fig. 4.5).

La Ec. 4.2 se puede escribir en la forma siguiente:

$$\left( \frac{p_{ce}}{T_{ce}} \cdot \frac{zT}{p} \right) G_p = \left( \frac{p_i}{z_i} \cdot \frac{z}{p} - 1 \right) V_i + W_e - W_p B_w \quad (4.26)$$

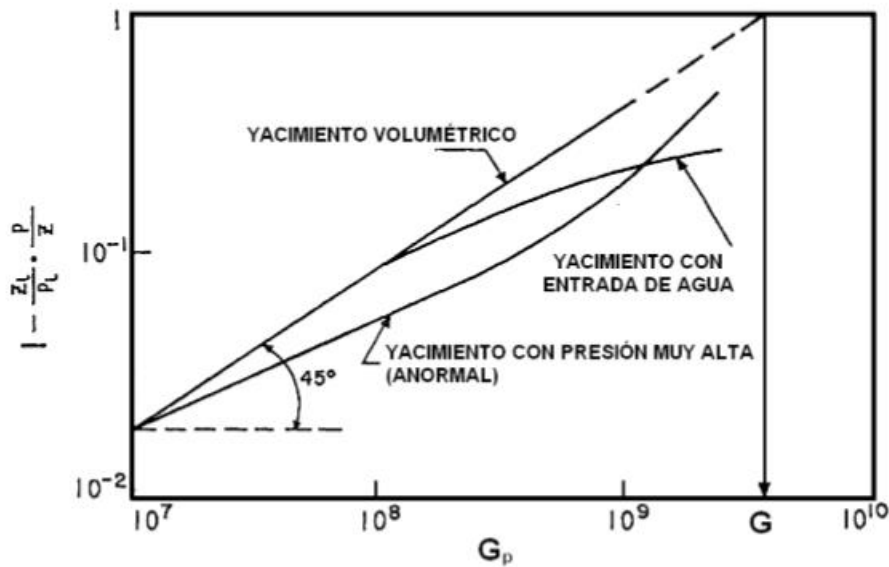


Fig. 4.5 — Representación gráfica de la ecuación de balance de materia.

Si la entrada de agua al yacimiento,  $q_w$ , es constante la Ec. 4.26 puede escribirse:

$$\frac{\left(\frac{p_{ce}}{T_{ce}} \cdot \frac{zT}{p}\right) G_p + W_p B_w}{t} = \frac{\left(\frac{p_i}{z_i} \cdot \frac{z}{p} - 1\right) V_i}{t} + q_w \quad (4.27)$$

De esta expresión se concluye que si se grafican los siguientes términos agrupados:

$$\left[ \frac{\left(\frac{p_{ce}}{T_{ce}} \cdot \frac{zT}{p}\right) G_p + W_p B_w}{t} \right] \quad \text{contra} \quad \frac{\left(\frac{p_i}{z_i} \cdot \frac{z}{p} - 1\right)}{t}$$

Se obtiene una línea recta, cuya intersección al origen es  $q_w$ , y su pendiente es el volumen original de gas, expresado a condiciones de yacimiento (Fig. 4.6). Esta forma de considerar el problema de entrada de agua presenta una aplicación muy limitada, debido a que generalmente  $q_w$  es función de tiempo (Dranchuk, 1967).

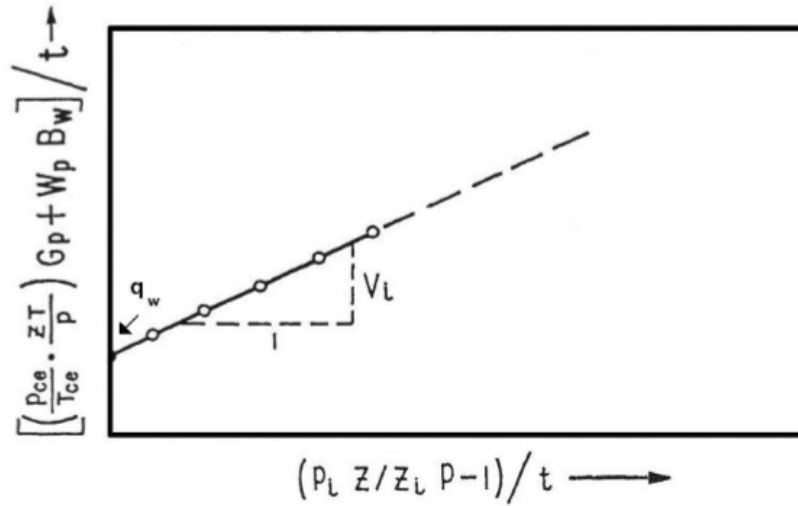


Fig. 4.6— Representación gráfica de la ecuación de balance de materia para un yacimiento de gas con entrada de agua constante.

El método más comúnmente empleado para describir el problema de entrada de agua es el de Van Everdingen y Hurst (1949), el cual expresado en unidades del sistema c.g.s. puede expresarse como sigue:

$$W_e = C_{vEH} \int_0^t \Delta p(\tau) q_D(\tau) d\tau \quad (4.28)$$

Donde  $\tau$  es una variable de integración y  $\Delta p(\tau)$  es la caída de presión,  $(p_i - p(r_w, t))$ , en el contacto original gas – agua (COGA).

$$C_{vEH} = \text{constante de entrada de agua} = 2\pi r_w^2 h \phi c_t$$

Tiempo adimensional,

$$t_D = \frac{k t}{\phi \mu c_t r_w^2} \quad (4.29)$$

Presión adimensional,

$$\Delta p_D = \frac{p - p_w}{p_i - p_w} \quad (4.30)$$

Entrada de agua acumulativa adimensional,

$$Q_D(t_D) = \int_0^{t_D} \left( \frac{\partial \Delta p_D}{\partial r_D} \right)_{r_D=1} dt_D \quad (4.31)$$

Radio adimensional,

$$r_D = r/r_w \quad (4.32)$$

Es importante tener presente que los parámetros que intervienen en las Ecs. 4.29 a 4.32 se refieren a las propiedades del acuífero.

La Ec. 4.28 normalmente se aproxima en la forma siguiente:

$$W_e = C_{vEH} \sum_{j=1}^n \Delta p_j Q_D(t_D - t_{Dj-1}) \quad (4.33)$$

Donde  $n$  representa número de intervalos en que se ha dividido la historia de presión para el tiempo,  $t$ , al cual se desea calcular la entrada de agua (Fig. 4.7).

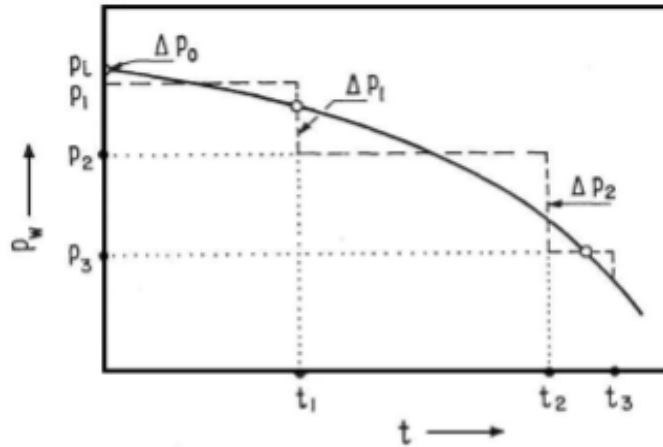


Fig. 4.7— Variación de la presión promedio en un yacimiento que tiene asociado un acuífero.

Sustituyendo la Ec. 4.33 en la Ec. 4.26 y reorganizando la ecuación resultante:

$$\frac{\left( \frac{p_{ce}}{T_{ce}} \cdot \frac{zT}{p} \right) G_p + W_p B_w}{\sum_{j=1}^n \Delta p_j Q_D(t_D - t_{Dj-1})} = \frac{\left( \frac{p_i}{z_i} \cdot \frac{z}{p} - 1 \right) V_i}{\sum_{j=1}^n \Delta p_j Q_D(t_D - t_{Dj-1})} + C_{vEH} \quad (4.34)$$

De esta expresión se concluye que si se grafican los siguientes términos agrupados,

$$\frac{\left(\frac{p_{ce}}{T_{ce}} \cdot \frac{zT}{p}\right) G_p + W_p B_w}{\sum_{j=1}^n \Delta p_j Q_D (t_D - t_{Dj-1})} \quad \text{contra} \quad \frac{\left(\frac{p_i}{z_i} \cdot \frac{z}{p} - 1\right)}{\sum_{j=1}^n \Delta p_j Q_D (t_D - t_{Dj-1})}$$

Se obtiene una línea recta de pendiente  $V_i$  e intersección  $C_{vEH}$  (Fig. 4.8). En la expresión 4.34 se tienen tres incógnitas:  $V_i$ ,  $C_{vEH}$  y  $k_i (= k/\phi\mu c_t r_w^2)$ , que intervienen en la definición del tiempo adimensional  $t_D = k_t t$  (Ec. 4.29) del análisis gráfico de los datos de comportamiento en la forma sugerida solo se pueden obtener dos de estas incógnitas. Hay dos formas posibles de resolver este problema. Una es que  $k_t$  se obtenga de otras fuentes, y así poder estimar  $V_i$  y  $C_{vEH}$ . La segunda es emplear un método de ensaye y error, usando varios valores para  $k_t$  hasta obtener una recta.

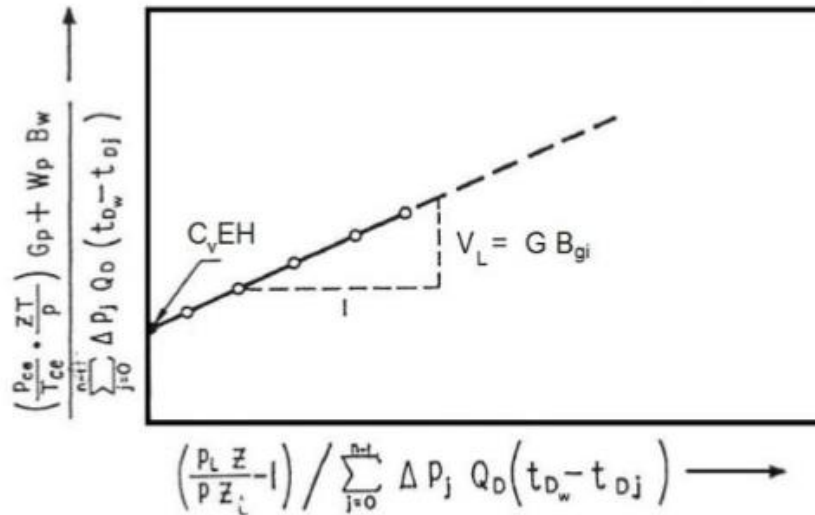


Fig. 4.8— Representación gráfica de la ecuación de balance de materia para un yacimiento de gas con entrada de agua.

### 4.3 Influencia de la entrada de agua en la explotación de yacimientos de gas.

Argawal et al. (1965) han estudiado este problema. Estos autores escriben la Ec. 4.20 en la forma siguiente:

$$G(B_{gn} - B_{gi}) + W_{en} - W_{pn}B_w = G_{pn}B_{gn} \quad (4.35)$$

Donde  $n$  es la variable evaluada a la presión  $p_n$ .

En su estudio de varios casos hipotéticos de yacimientos de gas, los autores emplearon el método de Carter y Tracy (1960) para entrada de agua. El yacimiento estudiado por estos autores tiene un área de 5,000 acres y está rodeado por un acuífero de dimensión infinita.

La Fig. 4.9 representa una gráfica de  $p/z$  contra  $G_p$  para varias condiciones de gasto total del yacimiento y de condiciones iniciales de presión. La permeabilidad del sistema yacimiento-acuífero es de 5  $mD$ ; la saturación residual de gas es de 35% y la eficiencia de barrido es de 85%. Se puede observar la influencia de la entrada de agua, que hace que la gráfica  $p/z$  se desvíe del comportamiento volumétrico del yacimiento presentado por las líneas discontinuas. Se observa claramente en esta figura la importancia que tiene sobre la recuperación de gas el gasto total del yacimiento. Para gastos elevados se obtiene una recuperación alta de gas bajo condiciones de producción de agua limitada, debido a que la presión en el yacimiento disminuye rápidamente, y de esta manera no hay suficiente tiempo para la entrada de agua.

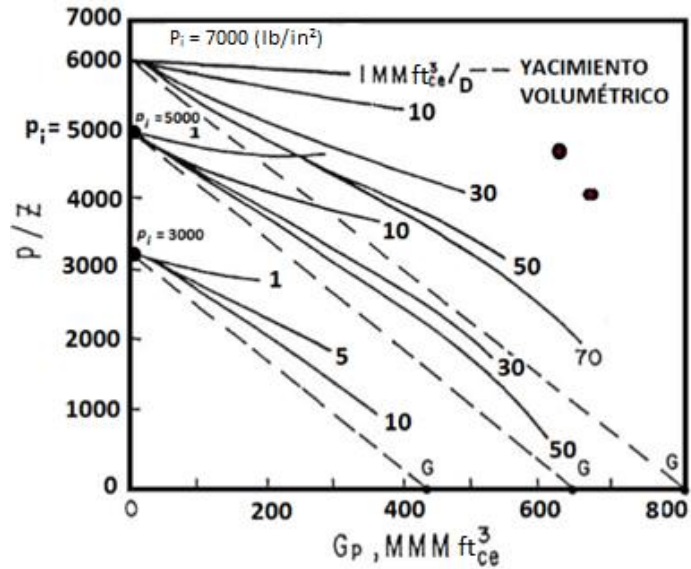


Fig. 4.9— Gráfica de  $p/z$  contra  $G_p$  para  $k= 5$  mD (Argawal et al).

La Fig. 4.9 también muestra el efecto de la presión inicial del yacimiento en la recuperación. Este efecto puede verse más claramente en la Fig. 4.10, en que se presentan resultados de la recuperación fraccional de gas contra el gasto total del yacimiento. Se observa que para un gasto total fijo, la recuperación disminuye conforme aumenta la presión inicial. Para interpretar correctamente los resultados de esta figura, se tendrían que analizar también la capacidad de producción de los pozos del yacimiento y su espaciamiento.

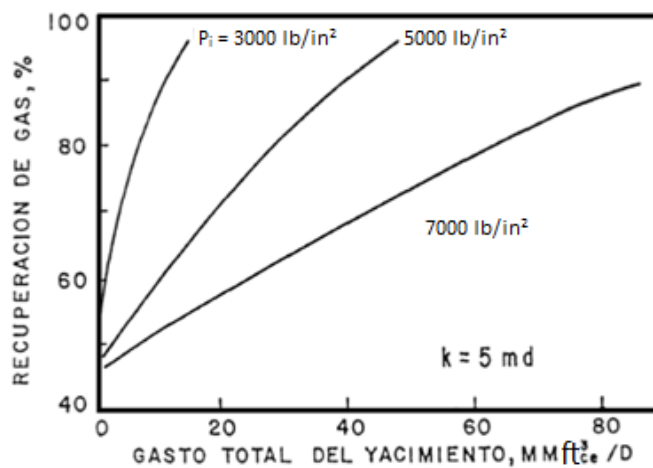
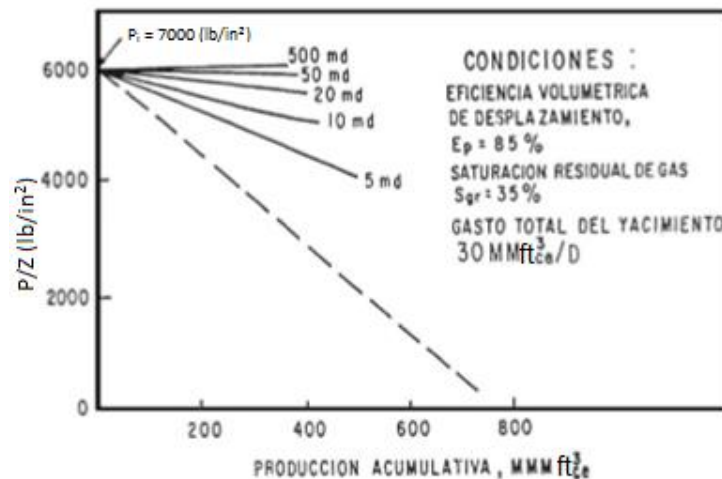


Fig. 4.10— Gráfica de recuperación contra producción total del campo para varias presiones iniciales (Argawal et al).

Las Figs. 4.11 y 4.12 muestran el efecto que tiene la permeabilidad del acuífero en la recuperación de gas, para una presión inicial de  $7000 \text{ lb/in}^2$ ; se observa que la recuperación es menos sensitiva al gasto total del yacimiento conforme aumenta la permeabilidad del sistema yacimiento-acuífero. Esto se debe a que para el caso de permeabilidades altas, para una cierta caída de presión en el yacimiento, el acuífero proporciona agua al yacimiento en forma muy rápida y, consecuentemente, no es posible mejorar la recuperación produciendo el yacimiento a gastos altos. En el límite, conforme aumenta la permeabilidad del sistema yacimiento-acuífero, se alcanza una entrada de agua total al yacimiento (para el caso de las Figs. 4.11 y 4.12), esta situación física corresponde a las rectas horizontales que se tienen para una permeabilidad del acuífero de  $500 \text{ mD}$ ).



**Fig. 4.11— Variación de  $p/z$  contra  $G_p$  para acuíferos de varias permeabilidades (Argawal et al).**

Se observa de la Fig. 4.12 que para el caso en que la permeabilidad del sistema es igual a  $500 \text{ mD}$ , la recuperación para un gasto hasta de  $90 \text{ MMft}^3_e/\text{D}$  es de 46%. Este valor puede compararse con el valor alto para la recuperación de gas en yacimientos volumétricos, normalmente del orden de 85%. Se puede concluir que el cálculo de la recuperación de un yacimiento que presenta entrada de agua, no puede hacerse con base en la teoría para yacimientos volumétricos.



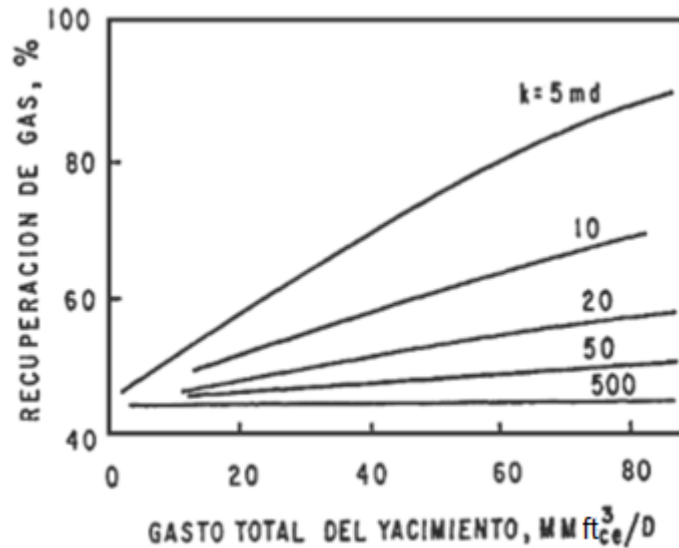


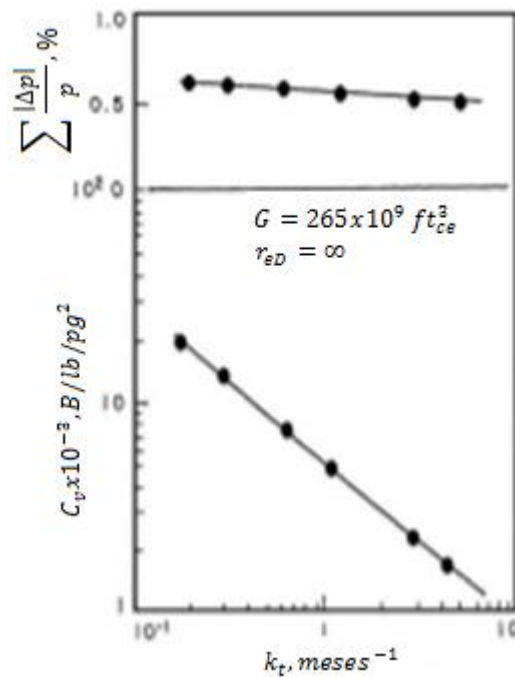
Fig. 4.12— Variación de la recuperación de gas contra el gasto total del yacimiento para acuíferos de varias permeabilidades (Argawal et al. 1965).

#### 4.4 Incertidumbre en la estimación de las reservas en yacimientos de gas con entrada de agua.

Chierici et al. (1967) investigaron el problema de incertidumbre en la estimación de la reserva de un yacimiento de gas con entrada de agua. Una conclusión importante de este estudio fue que, conforme aumenta la variación del gasto total que produce el yacimiento, disminuye el grado de incertidumbre en la estimación de la reserva. Estos autores estudiaron seis yacimientos que se produjeron a gastos relativamente constantes, encontrando que se pueden tener errores hasta del 100% en la estimación de la reserva original para ciertas dimensiones del acuífero, y aun así ajustar la historia previa del yacimiento con una desviación menor que los errores experimentales involucrados en la medición de las presiones y la producción.

Estos autores estudiaron el comportamiento de varios yacimientos de gas asociados a acuíferos. En relación al campo A-1 estudiado, que se ilustra en la Fig. 4.13, se encontró que la historia de producción podía reproducirse con un rango en las reservas de  $141.3$  a  $353.1 \times 10^9 \text{ ft}^3_{ce}$ . De este rango se seleccionó el valor de  $265 \times 10^9 \text{ ft}^3_{ce}$  para simular la historia de producción, empleando

acuíferos de diferentes características. Los resultados en cuanto a comportamiento fueron equivalentes mostrándose en función de las constantes  $C_{vEH}$ ,  $k_t$  y de la desviación en por ciento en la Fig. 4.13. Se concluye de los resultados de esta figura, que hay un número infinito de acuíferos (para los cuales sus propiedades están involucradas en los parámetros  $C_{vEH}$  y  $k_t$ ), que se pueden combinar con el valor  $G$  de reserva de gas de  $265 \times 10^9 \text{ ft}_{ce}^3$ , todos ellos proporcionando esencialmente la misma historia de producción. Es decir, para este caso es imposible definir en forma única las características del acuífero, aún cuando se conoce el valor de  $G$ .



**Fig. 4.13 — Relación entre los parámetros  $C_{vEH}$  y  $k_t$  para acuíferos equivalentes, yacimiento A-1 (Chierici et al. 1967).**

La Fig. 4.14 presenta dos ajustes empleando el método de línea recta de Hubbard (1964), para dos valores  $k_t$  y  $r_{eD}$ . En ambos casos el ajuste está comprendido dentro de la exactitud de los datos empleados, obteniéndose valores para  $G$  muy diferentes ( $170.4$  y  $245.8 \times 10^9 \text{ ft}_{ce}^3$ ). Es importante mencionar que el método de Hubbard se diseñó para aplicación en problemas de almacenamiento de gas,

presentándose en estos casos una variación del gasto muy importante; consecuentemente, la respuesta de presión implícitamente contiene más información acerca del yacimiento que en el caso del gasto constante.

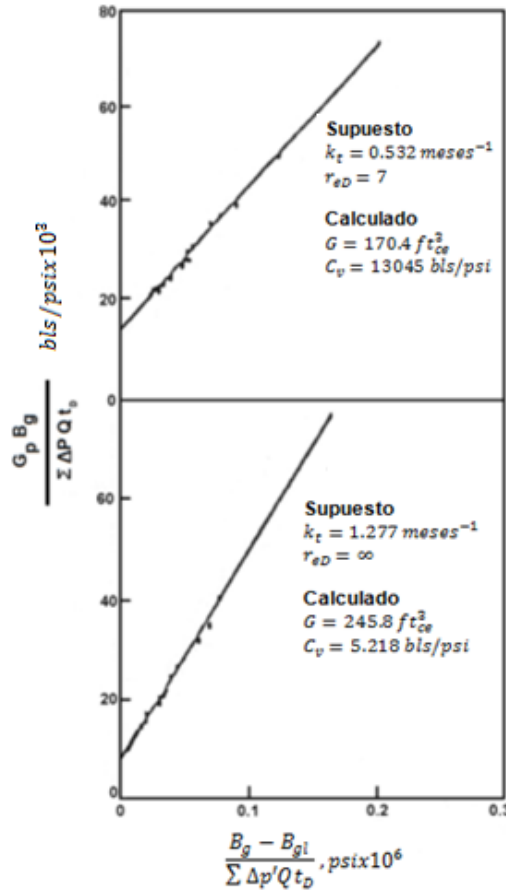
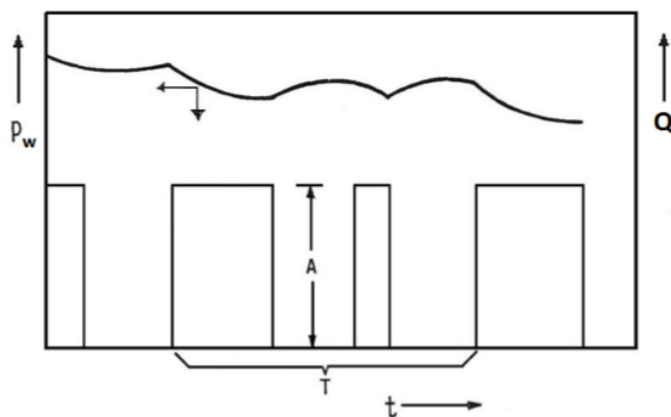


Fig. 4.14— Ajustes empleando el método de línea recta de Hubbard, yacimiento A-1 (Chierici et al).

Chierici y Ciucci (1967), estudiaron cual debería ser la variación de  $q$  para reducir la incertidumbre en la estimación del volumen original de gas (Fig. 4.15), concluyéndose que el grado de incertidumbre disminuye conforme aumenta la amplitud,  $A$ , (o sea el gasto) y  $T$  (el período). Además, si la permeabilidad del acuífero,  $k$ , disminuye, en igual forma decrece el grado de incertidumbre.



**Fig. 4.15 —Variación del gasto de la presión en un yacimiento de gas con entrada de agua (Chierici y Ciucci, 1967).**

Es importante tener presente que en los casos de un yacimiento de gas asociado a un acuífero, es recomendable producir el yacimiento al mayor gasto posible, para poder identificar la entrada de agua a la brevedad durante su vida productiva.

Lo anterior conduce a la necesidad de emplear para el estudio de este tipo de yacimientos de gas que tienen un acuífero asociado, un enfoque integral, en que se combine para la caracterización de este tipo de sistemas, la información de todas las fuentes posibles, como son geología, geofísica (por ejemplo sismología), registros geofísicos, pruebas de presión y de flujo y estudios petrofísicos.

#### **4.5 Yacimientos que tienen presiones muy altas o anormales.**

Se ha demostrado en la literatura técnica que la compresibilidad de la formación,  $c_f$ , es un factor importante en los cálculos de balance de materia para yacimientos de aceite volumétricos, que producen a presiones mayores que la presión de burbuja. En forma general, se puede decir que en los cálculos de balance de materia en yacimientos volumétricos cerrados, la importancia de la compresibilidad de la formación aumenta conforme la compresibilidad del fluido disminuye. Dado que la compresibilidad del gas en los yacimientos es generalmente alta. (Dake,

1978), en la mayor parte de los cálculos de balance de materia se desprecia el efecto de la compresibilidad de la formación,  $c_f$ .

Debido a que la compresibilidad de un gas,  $c_g$ , disminuye conforme aumenta la presión, la compresibilidad de la formación,  $c_f$ , aumenta en importancia en los cálculos de predicción conforme aumenta en la profundidad y la presión del yacimiento. Harville y Hawkins (1969) han discutido que como resultado de las presiones altas en este tipo de yacimientos, el esfuerzo efectivo que actúa sobre la formación es reducido, causando que se tengan compresibilidades altas de la formación. También estos autores discuten la influencia del comportamiento inelástico de las formaciones, el cual produce el rompimiento o colapso de la formación y esto influye en la recuperación del gas.

Se supone que al pasar el yacimiento de condiciones de presión promedio,  $p_i$ , a condiciones de presión promedio,  $p$ , el volumen poroso del yacimiento a condiciones iniciales de presión,  $V_{pi}$ , disminuye a un valor  $V_p$ ; este volumen poroso a la presión inferior está dado por la expresión siguiente:

$$V_p = V_{pi} [1 - \bar{c}_f \Delta p] \quad (4.36)$$

En forma similar, el volumen de agua en la zona de hidrocarburos se ve afectado por la expansión del agua congénita (o irreducible), la entrada de agua al yacimiento y la producción de agua:

$$V_w = V_{pi} S_{wi} [1 + \bar{c}_w] + W_e - W_p B_w V_p = V_{pi} [1 - \bar{c}_f \Delta p] \quad (4.37)$$

La diferencia entre los dos volúmenes ( $V_p - V_w$ ) es el volumen de gas que queda en el yacimiento a la presión,  $p$ , o sea  $(G - G_p) B_g$ . Entonces de las Ecs. 4.36 y 4.37 se obtiene,

$$V_p - V_w = (G - G_p) B_g = V_{pi} [1 - \bar{c}_f \Delta p] - V_{pi} S_{wi} [1 + \bar{c}_w \Delta p] - W_e + W_p B_w \quad (4.38)$$

Se tiene que el volumen poroso a condiciones iniciales de presión,  $V_{pi}$ , puede expresarse como:

$$V_{pi} = GB_{gi}/(1 - S_{wi}) \quad (4.39)$$

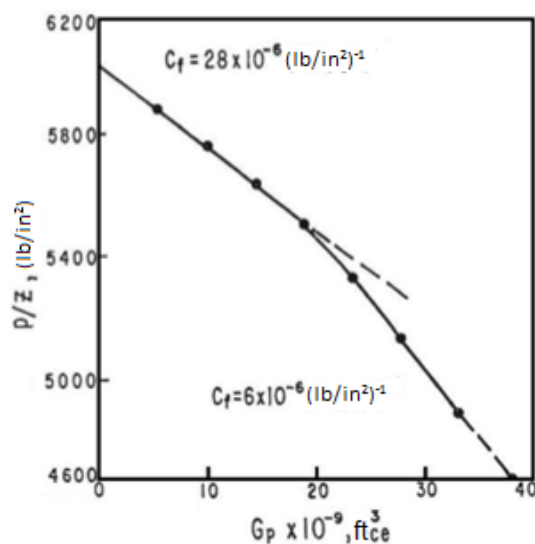
Entonces la Ec. 4.38 puede escribirse como,

$$(G - G_p)B_g = \frac{GB_{gi}}{(1 - S_{wi})} (\bar{c}_w S_{cwi} + \bar{c}_f) \Delta p = G_p B_g - W_e + W_p B_w \quad (4.40)$$

Harville y Hawkins (1969) presentan el ejemplo de campo mostrado en la Fig. 4.16. Este es un yacimiento de gas que tiene una presión alta, de 8,921  $lb/in^2$  a 12,500  $ft$  de profundidad, con un gradiente de 0.725  $lb/in^2/ft$  (el gradiente normal ejercido por una columna de agua es de 0.433  $lb/in^2/ft$ ).

Por medio de métodos volumétricos se estimó un valor para  $G$  de  $114 \times 10^9 ft_{ce}^3$ .

La primera porción recta de los datos de comportamiento de la Fig. 4.16 extrapolada a  $p/z = 0$ , resulta en un valor de  $G = 220 \times 10^9 ft_{ce}^3$ . Se concluye que durante la parte inicial de la vida productiva del yacimiento, la presión se mantiene parcialmente debido a la compresibilidad elevada de la formación productora, lo cual posteriormente da como resultado la compactación del yacimiento. A partir de una producción de  $20 \times 10^9 ft_{ce}^3$ , la compactación inicial de la formación ha terminado y  $c_f$  disminuye a un valor normal de  $28 \times 10^{-6} (lb/in^2)^{-1}$  a una presión de 6,500  $lb/in^2$ , y  $6 \times 10^{-6} (lb/in^2)^{-1}$  a 5,500  $lb/in^2$  de presión. A estas condiciones la compresibilidad del gas,  $c_g$ , es de  $75 \times 10^{-6} (lb/in^2)^{-1}$ ; o sea,  $\bar{c}_f \ll c_g$ . Consecuentemente la extrapolación de la gráfica de comportamiento de  $p/z$  contra  $G_p$  es válida a partir de esta presión, y se obtiene un valor de  $G$  igual a  $118 \times 10^9 ft_{ce}^3$ . Este valor se compara bastante bien con la estimación volumétrica para  $G$  mencionada previamente,  $G$  igual a  $114 \times 10^9 ft_{ce}^3$ .



**Fig. 4.16— Comportamiento de un yacimiento de gas con presión anormal (Harville y Hawkins, 1969).**

Como lo han discutido Harville y Hawkins, la presencia de las dos porciones rectas de la gráfica de  $p/z$  contra  $G_p$  se debe a la diferencia entre las compresibilidades de la formación,  $c_f$ , y del gas,  $c_g$ , a presiones altas (primera línea recta), y a bajas presiones (segunda línea recta). Para presiones altas  $c_f$  adquiere valores grandes y  $c_g$  valores pequeños. Por el contrario, para presiones bajas  $c_f$  adquiere valores más pequeños y  $c_g$  valores más grandes. Esto último está de acuerdo con la suposición implícita en la ecuación de balance de materia dada por la Ec. 4.23, que supone que el volumen poroso del yacimiento es constante.

#### 4.6 Conversión de condensados y vapor de agua producida a gas equivalente.

En el desarrollo presentado hasta ahora en este capítulo, se ha supuesto implícitamente que todo el fluido que fluye en el yacimiento y en la superficie es gas seco. Sin embargo, la mayor parte de los yacimientos de gas producen una cierta cantidad de hidrocarburos líquidos o condensados. Si el flujo en el yacimiento permanece en una sola fase (gas) los procedimientos de análisis para yacimientos de este tipo discutidos anteriormente, pueden emplearse aun cuando se tenga producción de condensado. La única diferencia es que en estos casos la

$G_p$  debe incluir esta producción de líquidos. Este valor de  $G_p$  considerará la producción de gas de los separadores, de los tanques y el volumen producido de condensado, expresado en su equivalente en gas producido.

El volumen equivalente de gas de los condensados producidos,  $(EG)_{cond}$  puede obtenerse si se supone que éstos se comportan como gases ideales (Craft y Hawkins, 1959). Entonces, el equivalente en gas de un barril de condensado,  $(EG)_{cond}$ , es:

$$(EG)_{cond} \frac{ft_{ce}^3}{B_{ce}} = V_{cond} = \frac{nRT_{ce}}{p_{ce}} = \frac{m_{cond}}{M_{cond}} \cdot \frac{RT_{ce}}{p_{ce}} = \frac{\left(305.5 \frac{lb}{B_{ce}}\right) \delta_{cond}}{M_{cond}} \cdot \frac{RT_{ce}}{p_{ce}} \quad (4.41)$$

Si se considera que,  $T_{ce} = 60^\circ F$  y  $p_{ce} = 14.7 \text{ lb/in}^2$ , se obtiene:

$$(EG)_{cond} \frac{ft_{ce}^3}{B_{ce}} = 133,037 \frac{\delta_{cond}}{M_{cond}} \quad (4.42)$$

Si los condensados que se tienen en la superficie incluyen agua “pura”, es decir agua que estaba contenida como vapor en el gas (la cual se separa durante un proceso de deshidratación), esta debe convertirse a su equivalente en gas, agregándose a la producción de gas y al equivalente en gas de los condensados. Entonces, dado que la densidad relativa del agua es igual a uno,  $\gamma_{H_2O} = 1$ , y su peso molecular es,  $M_{H_2O} = 18 \text{ lbm/mol}$ , su equivalente en gas es:

$$(EG)_w \frac{ft_{ce}^3}{B_{ce}} = V_w = \frac{\left(350.5 \frac{lb}{B_{ce}}\right)}{\left(18 \frac{lb}{mol \cdot lb}\right)} \cdot \frac{R T_{ce}}{p_{ce}} = \frac{(350.5)}{(18)} \cdot \frac{10.73(520^\circ R)}{\left(14.7 \frac{lb}{in^2}\right)} = 7,391 \quad (4.43)$$

McCarthy et al. (1959) han indicado que el contenido de vapor de agua en los gases, a condiciones de presión inicial y temperatura del yacimiento, es menor de  $1 \frac{Bl}{MM} ft_{ce}^3$ . Conforme la presión promedio del yacimiento disminuye, el contenido de agua en el gas aumenta, llegando a ser hasta de  $3 \frac{Bl}{MM} ft_{ce}^3$ . Dado que esta



cantidad de agua proviene de la vaporización del agua congénita, normalmente se considera que todo aumento del “agua pura” en relación a su producción inicial de agua producida, y se debe considerar en el agua producida  $W_p$ . Si el agua producida es salada, se considera dentro de la producción de agua  $W_p$ .

Entonces, incluyendo el condensado y el agua pura producida, el gas total  $G_p$  se puede expresar como:

$$G_p = G_p^1 + (EG)_{cond} * N_p + (EG)_w * W_p^1 \quad (4.44)$$

Donde:

$G_p^1$  es el gas producido,  $ft_{ce}^3$ .

$N_p$  es el volumen de condensado producido,  $Bl_{ce}$ .

$W_p^1$  es el volumen de agua “pura” producida,  $Bl_{ce}$ .

#### 4.7 Limitaciones y errores de la EGBM

- La disposición de datos relativamente exactos de  $\bar{p}$ ,  $S_{wi}$ ,  $z$ , etc., permite una estimación para el volumen original de gas  $G$  que contiene errores mayores a 5% en yacimiento tipo volumétricos.
- Si hay entrada de agua el valor estimado para  $G$  presenta un alto grado de incertidumbre.
- La estratificación de yacimiento causa problemas en la estimación de  $G$ .
- A veces,  $p$  se estima con base en la presión del pozo en la superficie,  $p_{whs}$ .
- Desviaciones de las características del yacimiento con respecto a las suposiciones implícitas en la EBM, tales como  $V_p = cte$  y  $V_w = cte$ .

#### 4.8 Efecto del gasto en la recuperación final de gas.

Para el caso de yacimientos cerrados (volumétricos) la producción de gas es causada por su expansión. Consecuentemente, la recuperación de gas es independiente del gasto de producción del yacimiento.

Para yacimientos de gas que presentan entrada de agua, se ha discutido que su recuperación es función del gasto de extracción de gas. Hay dos formas posibles en que la entrada de agua puede influir en la recuperación final:

- La presión de abandono,  $p_{ab}$ , puede ser muy alta.
- Los pozos del yacimiento presentan problemas importantes de conificación del agua.

## CAPÍTULO 5. FUNDAMENTOS PARA YACIMIENTOS DE COMPOSICIÓN VARIABLE (CERCANOS AL PUNTO CRÍTICO)

En este capítulo se discuten métodos simplificados para la predicción del comportamiento de yacimientos de gas y condensado.

La Fig. 5.1 compara la recuperación de hidrocarburos en porcentaje que se obtiene durante la explotación de yacimientos de gas, gas y condensado y de aceite. Se observa que la recuperación tiende a disminuir conforme se pasa de los yacimientos de gas a los de gas y condensado y a los de aceite.

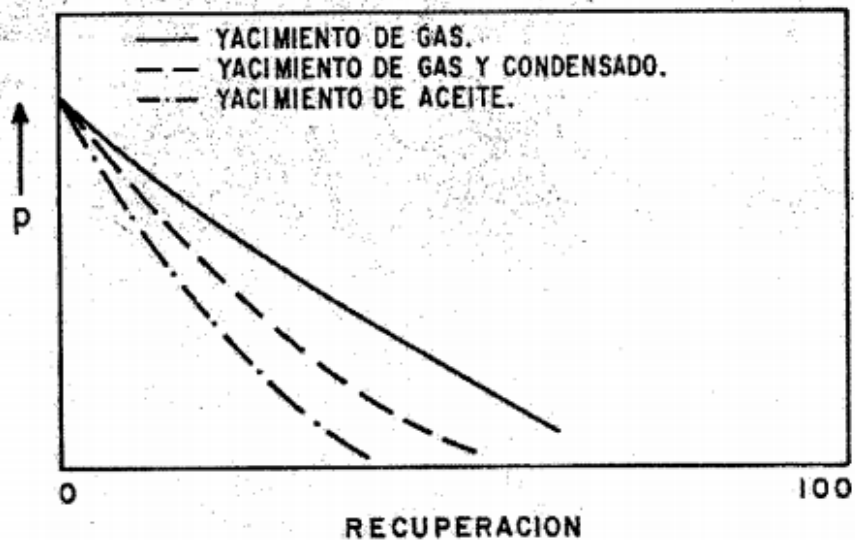


Fig. 5.1 – Comparación de la recuperación en los distintos tipos de yacimientos  
(Fernando Samaniego)

### 5.1. Ecuación de Balance de Materia.

Cuando la presión en el yacimiento es mayor que la presión de rocío ( $p > p_d$ ) el método de análisis para yacimientos de gas descrito en el capítulo 4, se aplica para yacimientos de gas y condensado. Entonces, las Ecs. 4.13 y 4.26 pueden emplearse para yacimientos volumétricos de gas y para yacimientos de gas con entrada de agua, respectivamente; es decir:

- Para yacimientos volumétricos o cerrados

$$\frac{p}{z} = \frac{p_i}{z_i} - \left( \frac{p_{ce} T}{T_{ce} V_i} \right) G_p \quad (5.1)$$

- Para yacimientos con entrada de agua.

$$\left( \frac{p_{ce}}{T_{ce}} \cdot \frac{zT}{P} \right) G_p = \left( \frac{p_i z}{z_i p} - 1 \right) V_i + W_e - W_p B_w \quad (5.2)$$

Las Ecs. 5.1 y 5.2, proporcionan resultados válidos aún en el caso en que exista una zona de condensación retrógrada en la vecindad de los pozos (o anillo de condensado de la zona productora del pozo hacia el interior del yacimiento).

Si la presión del yacimiento es menor que la presión de rocío ( $p < p_d$ ), las ecuaciones anteriores pueden emplearse como una primera aproximación para predecir el comportamiento del yacimiento, con la única modificación de que  $z$  representa un factor de compresibilidad de dos fases, definido por la ecuación<sup>4</sup>:

$$z_{2f} = \frac{pV_i}{\left( \frac{G - G_p^1}{379.4} \right) * RT} = \frac{p}{\frac{p_i}{z_i} \left( 1 - \frac{G_p^1}{G} \right)} \quad (5.3)$$

donde  $G_p^1$  es el volumen de gas producido sin incluir los condensados equivalentes (condensados hidrocarburos y de agua, Ec. 4.41). La última expresión de esta ecuación puede obtenerse de la Ec. 4.23.

La ecuación de balance de materia para el caso de un yacimiento volumétrico de gas y condensado se puede derivar a partir de la ecuación general de los gases reales. El número de moles inicial,  $n_i$ , puede expresarse:

$$n_i = p_i V_i / z_i RT \quad (5.4)$$

Suponiendo que solamente se produce gas del yacimiento, al tenerse presiones inferiores a la presión de rocío,  $p_d$ , se tendrán,  $n_r$ , moles de gas y de líquido remanente en el yacimiento, es decir:

$$n_r = n_i - n_p = pV_i / z_{2f} RT \quad (5.5)$$

Donde  $z_{2f}$  es un factor de compresibilidad de dos fases, el cual se aplica al gas y al líquido retrógrado que se tienen en el yacimiento a ciertas condiciones de presión  $p$ .

Dividiendo la Ec. 5.5 por la Ec. 5.4, sustituyendo  $G_p/G$  por  $n_p/n_i$  y considerando la suposición previa de que solamente se produce gas. (Ec. 4.41,  $G_p = G_p^1$ , con  $W_p^1 = 0$ ), se puede demostrar que:

$$\frac{p}{z_{2f}} = \left(\frac{p_i}{z_i}\right) \left(1 - \frac{G_p^1}{G}\right) \quad (5.6)$$

la cual es equivalente a la Ec. 5.3.

Rearreglando y expandiendo la Ec. 5.5 para tomar en cuenta los volúmenes ocupados por el gas y el líquido retrógrado en el yacimiento, se obtiene la expresión siguiente para  $z_{2f}$ , relacionada con los factores  $z$  para el gas y el líquido retrógrado que se encuentran a condiciones de equilibrio en el yacimiento (Rayes y cols., 1992):

$$z_{2f} = \frac{n_g}{n_r} \left(\frac{pV_g}{n_g RT}\right) + \frac{n_L}{n_r} \left(\frac{pV_L}{n_L RT}\right) = f_g z_g + f_L z_L \quad (5.7)$$

En donde,

$$f_g = \frac{n_g}{n_r} \quad (5.7.1)$$

$$f_L = \frac{n_L}{n_r} \quad (5.7.2)$$

$$z_g = \frac{p V_g}{n_g RT} \quad (5.7.3)$$

$$z_L = \frac{p V_L}{n_L RT} \quad (5.7.4)$$

Rayas et al. (1992) desarrollaron una correlación empírica para estimar el factor de compresibilidad de dos fases, sus evaluaciones se fundamentaron en los resultados de sesenta y siete experimentos PVT considerando agotamiento a volumen constante, obteniendo:

$$z_{2f} = A_0 + A_1(p_{pr}) + A_2\left(\frac{1}{T_{pr}}\right) + A_3(p_{pr})^2 + A_4\left(\frac{1}{T_{pr}}\right)^2 + A_5\left(\frac{p_{pr}}{T_{pr}}\right) \quad (5.8)$$

Donde  $0.7 \leq p_{pr} \leq 20$  y  $1.1 \leq T_{pr} \leq 2.1$  y los parámetros  $A_0$  a  $A_5$  presentan los valores siguientes:

$A_0 = 2.24353$	$A_1 = 0.0375281$	$A_2 = -3.56539$
$A_3 = 0.000829231$	$A_4 = 1.53428$	$A_5 = 0.131987$

Para poder emplear la Ec. 5.8 se debe considerar que la concentración de  $y_{c_{7+}}$  debe ser  $\geq 4\%$ . La correlación desarrollada para estimar esta concentración es la siguiente:

$$y_{c_{7+}} = -0.0885119 + 0.141013 (\gamma_{gc}) \quad (5.9)$$

Donde:

$\gamma_{gc}$  = densidad relativa del gas y condensado.

Esta correlación se debe emplear para condiciones en que la densidad del condensado del gas ( $\gamma_{gc}$ ) sea mayor que 0.911 ( $\gamma_{gc} > 0.911$ ). Si esto no se cumple, es decir para gases ligeros en el estudio o análisis, el factor de compresibilidad para una sola fase es el que debe utilizarse.

Esta correlación se puede emplear para mezclas de hidrocarburos que presentan altos contenidos de gases ácidos, conteniendo concentraciones máximas de 28%, 63% y 13% para H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> y N<sub>2</sub> respectivamente. Asimismo, el contenido máximo de hidrocarburos pesados, representados por  $C_7^+$  es de 12.7.

## 5.2 Correlación empírica de Eaton y Jacoby para la predicción del comportamiento de un yacimiento de composición variable.

Eaton y Jacoby (1965) presentan un método para el cálculo aproximado del comportamiento de yacimientos que producen fluidos de composición variable. Este método está basado en el análisis PVT (presión-volumen-temperatura) de veintisiete muestras, veinticinco de fluidos tipo gas y condensado y las dos restantes de aceite volátil y pruebas de producción en yacimientos de gas y condensado de aceite volátil. Estos autores correlacionaron:

1. El volumen de gas por barril de volumen poroso de hidrocarburos ( $V_{phc}$ ),  $\Delta G$  (Fig. 5.2).
2. El volumen de condensado (aceite) por barril de volumen poroso de hidrocarburos (Fig. 5.3).
3. La recuperación de condensado (aceite) por barril de volumen poroso de hidrocarburos (Fig. 5.4), para condiciones de producción desde  $p_i$  hasta  $p = 500 \text{ lb/in}^2$ .

En su trabajo no presentan una correlación para la recuperación del gas contenido en las veintisiete muestras empleadas, debido a que se encontró un factor de recuperación aproximado para todas ellas del 92%.

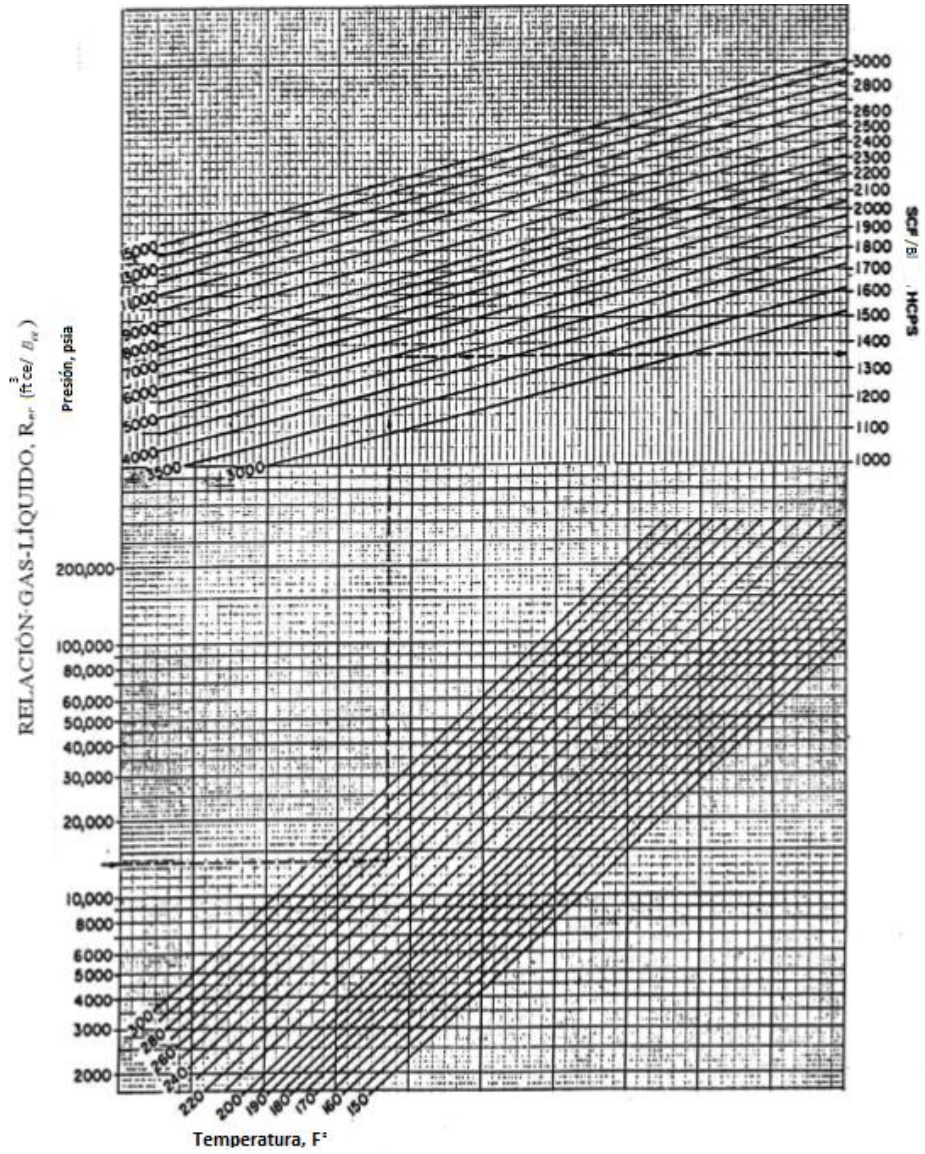


Fig. 5.2 – Correlación para el volumen de gas por barril de volumen poroso de hidrocarburos (Eaton y Jacoby, 1965)



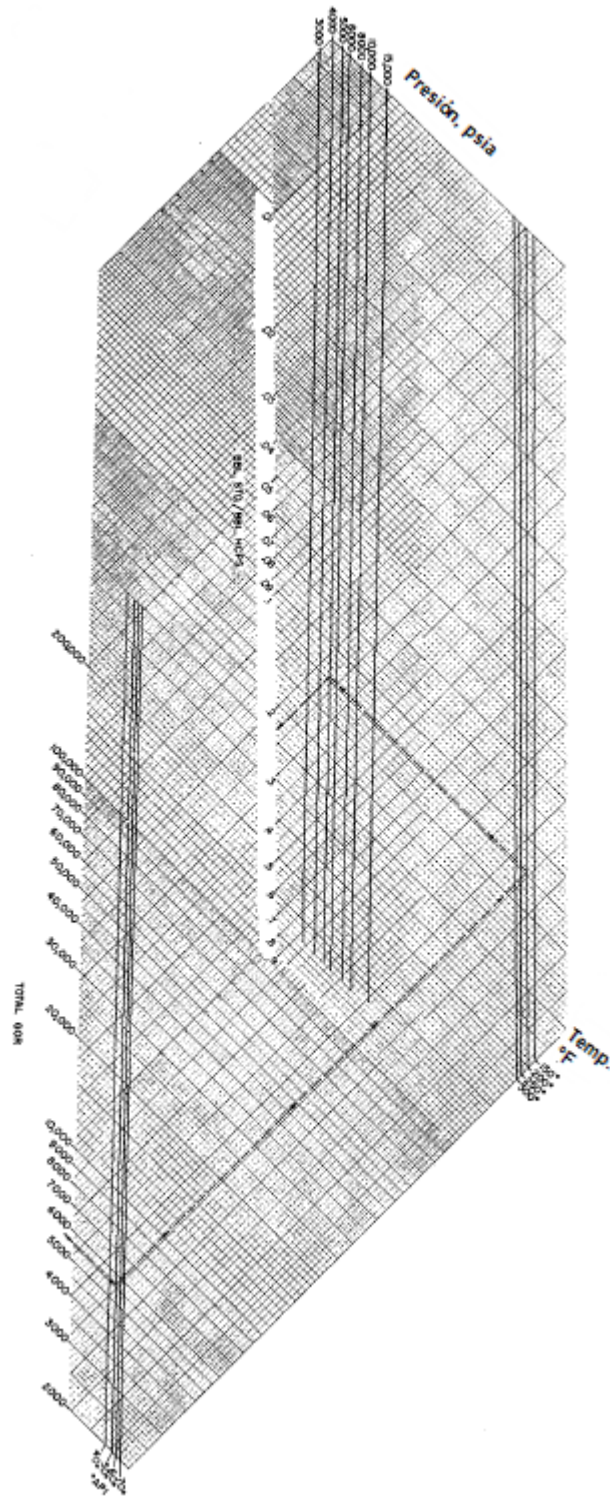


Fig. 5.3 – Volumen de condensado (aceite) por barril de volumen poroso de hidrocarburos (Eaton y Jacoby, 1965)

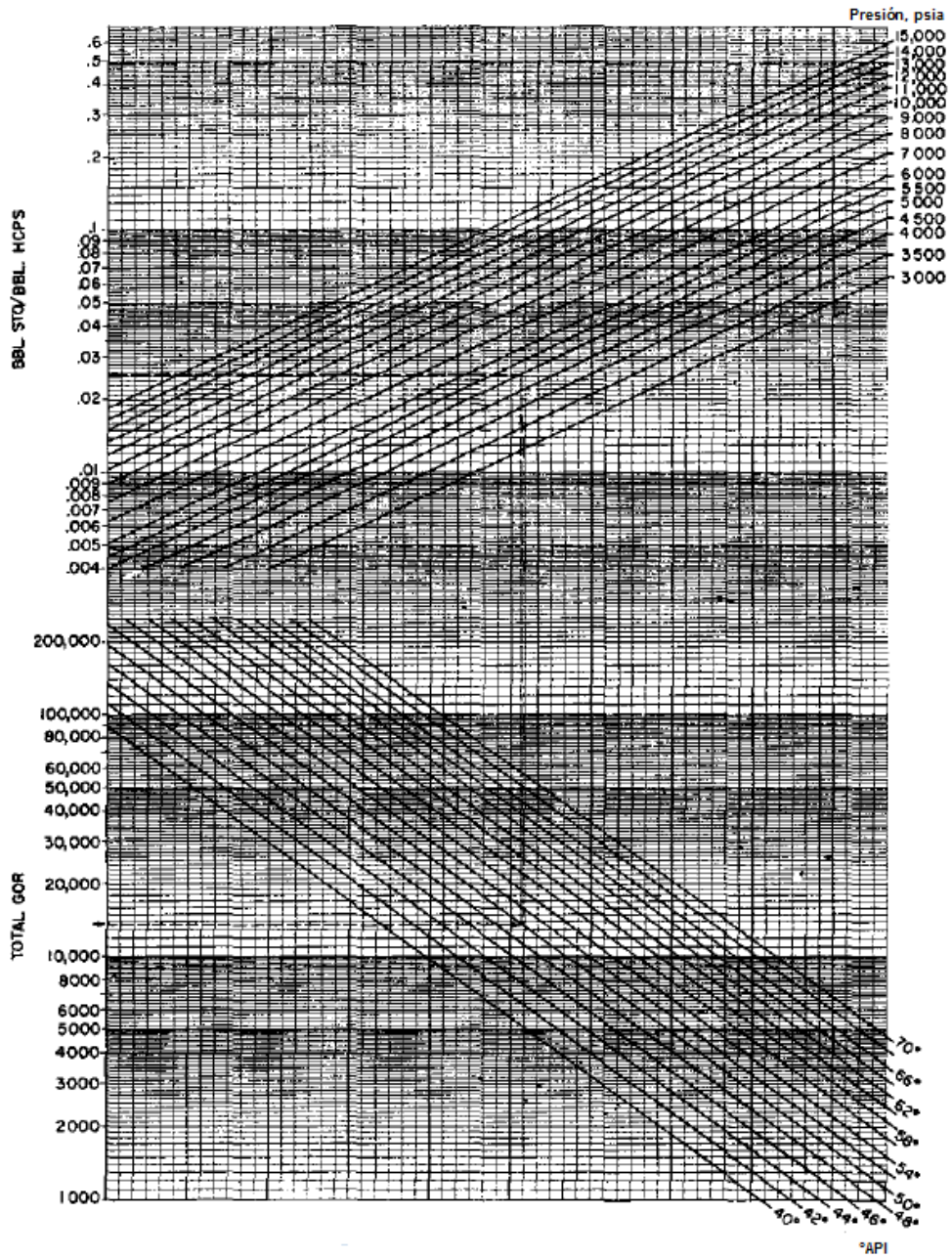


Fig. 5.4 – Recuperación de condensado (aceite) por barril de volumen poroso de hidrocarburos, para condiciones de producción desde  $p_i$  hasta  $p = 500 \frac{lb}{in^2}$  (Eaton y Jacoby, 1965)

Las correlaciones gráficas de las Figs. 5.2 a la 5.4 se fundamentan en las correlaciones matemáticas obtenidas por medio del análisis de regresión, las cuales se presentan en las Ecs. 5.10 a la 5.12:

1. Volumen de gas  $\Delta G$ .

$$\ln \Delta G = 4.5484 + 0.0831 \ln R_t + 0.4265 \ln p - 0.3185 \ln T \quad (5.10)$$

Donde  $R_t$  (Ecs. 5.10 – 5.12) es la relación total gas-condensado (aceite), obtenida al pasar los hidrocarburos a través del conjunto de separadores.

2. Volumen de condensado (aceite)  $\Delta N$ .

$$\ln \Delta n = 2.60977 - 0.90398 \ln R_t + 0.4894 \ln p - 0.30084 \ln T + 0.29243 \ln ^\circ API \quad (5.11)$$

3. Recuperación de condensado (aceite)  $\Delta N_p$ .

$$\ln \Delta N_p = -20.243 - 0.65314 \ln R_t + 1.3921 \ln p + 2.7958 \ln ^\circ API \quad (5.12)$$

### 5.2.1 Bases para la correlación del cálculo del volumen original de gas (G) a c.e. (Ec. 5.10)

Previamente al análisis de regresión se debe escoger la ecuación que va a utilizarse. La ecuación usada por los autores es la ley general de los gases representada por la Ec. 4.6. Despejando  $n$  de esta expresión, se obtiene:

$$n = \frac{pV}{zRT} \quad (5.13)$$

Se tiene que en esta correlación, considerando  $V = 1 \text{ Barril}$  y

$G = (n, \text{ moles}) \left( 379.4 \frac{ft^3}{mol} \right)$ , luego:

$$\Delta G = (n, \text{ moles}) \left( 379.4 \frac{ft^3}{mol} \right) = \frac{379.4}{R} \cdot \frac{ft (1 \text{ barril})}{z T} \quad (5.14)$$

Debido a que  $z$  no es una variable que se pueda medir en el campo, es necesario modificar la Ec. 5.14 de la manera siguiente:

$$\Delta G = constante \left( \frac{379.4}{R} \right) \left( \frac{p}{T} \right) R_t \quad (5.15)$$

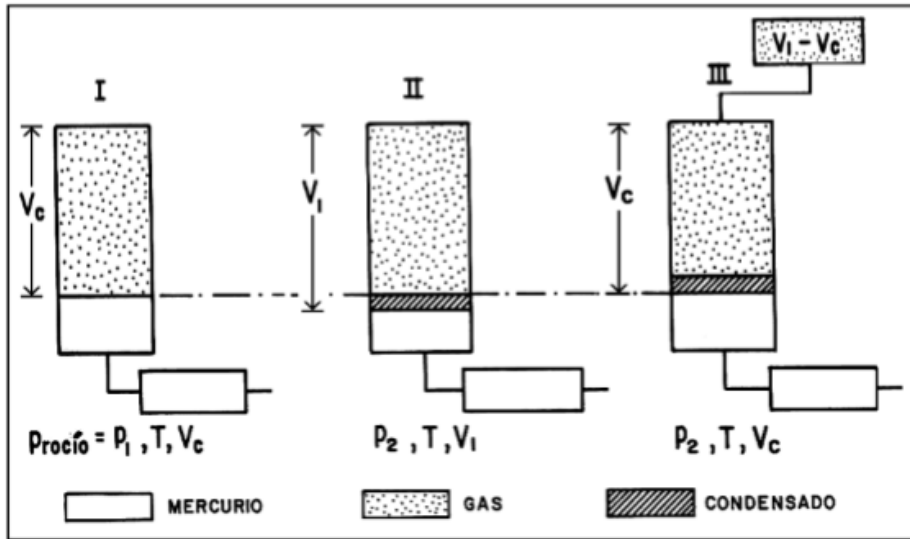
tomando logaritmos de esta expresión, se obtiene:

$$\ln \Delta G = B_0 + B_1 \ln p + B_2 \ln T + B_3 \ln R_t \quad (5.16)$$

Esta Ec. 5.16, es la expresión empleada en el proceso de regresión (ajuste) de los resultados PVT empleados en este trabajo para estimar el volumen de gas  $\Delta G$ .

### 5.3 Comportamiento volumétrico de los yacimientos de gas y condensado.

Una método para conocer y predecir el comportamiento de los yacimientos de gas y condensado es duplicar su comportamiento en el laboratorio con base en una muestra representativa de los fluidos contenidos en el yacimiento. La muestra en una sola fase se coloca en una celda a las condiciones de presión y temperatura iniciales del yacimiento. La Fig. 5.5 muestra el proceso de análisis seguido en un estudio de este tipo. Durante el desarrollo del experimento en el laboratorio se mantiene constante el volumen de la celda, de manera que se dupliquen las condiciones existentes en el yacimiento volumétrico y extrayendo solamente el gas a través de su parte superior, dado que para una gran mayoría de este tipo de yacimientos, los líquidos de condensación retrógrada que se forman quedan atrapados como una fase líquida inmóvil dentro del medio poroso<sup>4</sup>. A este experimento PVT en que se mantiene constante el volumen de hidrocarburos en la celda, el cual es el más importante para yacimientos de gas y condensado, se le conoce como de “agotamiento a volumen constante” (AVC, o Constant-Volume-Depletion, CVD en inglés).



**Fig. 5.5 – Predicción del comportamiento volumétrico de un yacimiento de gas y condensado.**

El proceso de duplicación experimental del comportamiento del yacimiento en donde se produce solamente gas, se puede llevar a cabo en la forma siguiente.

El contenido de la celda se expande del volumen inicial a un volumen mayor a inferior, al extraer mercurio de la parte baja de la celda. Una vez realizado este aumento de volumen, es necesario mantener las condiciones en la celda constantes, de tal forma que se alcance un equilibrio adecuado entre el gas y el líquido que se ha formado por condensación retrógrada. Esto es necesario para que se produzca solamente gas a través de la parte superior de la celda.

Una vez alcanzado el equilibrio entre fases, se inyecta mercurio y al mismo tiempo se extrae gas, de tal forma que se mantenga constante la presión en la celda. El volumen de gas extraído medido a las condiciones actuales de la celda ( $p = p_2, T$ ) se obtiene midiendo el volumen de mercurio inyectado, necesario para que el volumen de hidrocarburos en dos fases regrese al volumen original de la celda.

Finalmente, se mide el volumen de líquido de condensación retrógrada, y se repite el ciclo anterior, en que se expande el volumen de hidrocarburos a una presión

inferior, seguido por una segunda extracción de gas, hasta llegar a una presión de abandono previamente seleccionada. Cada incremento de gas que se extrae de la celda se analiza para obtener su composición. Además, este volumen de gas se mide a condiciones atmosféricas de presión y temperatura, para estimar el factor de desviación del gas.

### Ejemplo 5.1 Cálculo del comportamiento volumétrico de un yacimiento de gas y condensado.

Craft y Hawkins (1959) discuten este ejemplo donde se calcula agotamiento volumétrico y se estudia el comportamiento de un yacimiento de gas y condensado basado en los resultados de un estudio de laboratorio dados en la Tabla 5.1. La Fig. 5.6 presentan la composición del fluido del yacimiento, a condiciones de presión inicial, y las subsecuentes, consideradas en el experimento.

**Tabla 5.1** Volumen, composición y factor z del gas para un yacimiento de gas y condensado (Craft and Hawkins, 1959)

[1]	[2]	[3]	[4]	[5]	[6]	[7]	[8]	[9]	[10]	[11]	[12]
Presión	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub>	C <sub>6</sub>	C <sub>7</sub> <sup>+</sup>	Gas prod. a 195°F	Liq. Retrog.	Vol. Retrog.	Factor z
psia	Composición, Fracción mol							cm <sup>3</sup>	cm <sup>3</sup>	%	
2960	0.752	0.077	0.044	0.031	0.022	0.022	0.052	0	0	0	0.771
2500	0.783	0.077	0.043	0.028	0.019	0.016	0.034	175.3	62.5	6.6	0.794
2000	0.795	0.078	0.042	0.027	0.017	0.014	0.027	227	77.7	8.2	0.805
1500	0.798	0.079	0.042	0.027	0.016	0.013	0.025	350.4	75	7.9	0.835
1000	0.793	0.08	0.043	0.028	0.017	0.013	0.026	544.7	67.2	7.1	0.875
500	0.768	0.082	0.048	0.033	0.021	0.015	0.033	1080.7	56.9	6	0.945

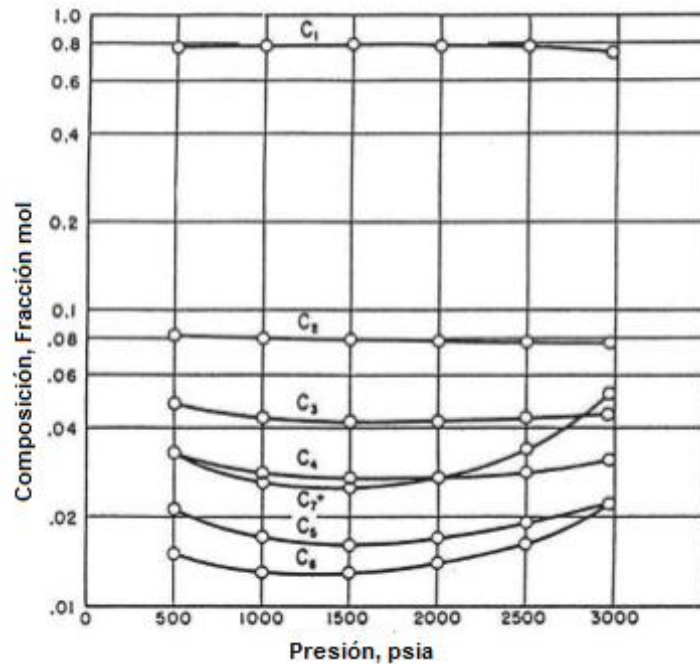


Fig. 5.6 – Variación de la composición del gas producido (Craft and Hawkins 1959)

El volumen de líquido recuperado del gas que se extrae de la celda puede obtenerse circulando el volumen de gas ( $V_1 - V_c$ ) a través de separadores pequeños. En los cálculos de este ejemplo se supone que se recuperan como líquidos 25%, 50%, 17% y 100% de butano, pentano, hexano y heptano y más pesados, ( $C_7^+$ ), respectivamente.

Los datos del yacimiento y de los fluidos son:

Presión inicial (presión de rocío), $p_i (= p_d)$	= 2,960 $lb/in^2$
Presión de abandono, $p_{ab}$	= 500 $lb/in^2$
Temperatura del yacimiento, $T_y$	= 195 °F
Saturación de agua, $S_w$	= 0.35
Volumen original de hidrocarburos contenidos en la celda, $V_c$	= 957.5 $cm^3$
Peso molecular del $C_7^+$ en el fluido inicial	= 125 $lb - mol/lb$
Densidad relativa del $C_7^+$ del fluido inicial	= 0.815
Porosidad, $\phi$	= 0.27
Condiciones estándar, $ce$	= 14.71 $lb/in^2$ y 60 °F

En los cálculos del comportamiento volumétrico de este yacimiento de gas y condensado se emplea el procedimiento siguiente:

1. Se calcula el incremento ( $\Delta G_j$ ) en la producción total de gas en  $\left(\frac{Mft_{ce}^3}{acre-ft}\right)$  de espesor neto.

Para realizar estos cálculos, primero se debe obtener el volumen de hidrocarburos contenidos en un *acre-ft*, dado por la expresión siguiente:

$$V_{hc} = \left(43560 \frac{ft^3}{acre-ft}\right) \phi (1 - s_{wi}) \quad (5.17)$$

$$V_{hc} = 43560 \times 0.27(1 - 0.35) = 7,644.78 ft^3/acre - ft \quad (5.17.1)$$

Para el cálculo del volumen de gas  $(\Delta V_{p,T})_j$  producido por *acre-ft* a una cierta presión, correspondiente a la etapa de depresionamiento *j*, se emplea la expresión siguiente:

$$(\Delta V_{p,T})_j = V_{hc} \frac{[(\Delta V_{gc})_{p,T}]_j}{V_c} \quad (5.18)$$

Donde:

$[(\Delta V_{gc})_{p,T}]_j$  es el volumen de gas extraído de la celda. Este volumen  $(\Delta V_{p,T})_j$  puede expresarse a condiciones estándar en la forma siguiente:

$$(\Delta G_p)_j, \frac{Mft_{ce}^3}{acre-ft} = \frac{379.4 p (\Delta V_{p,T})_{jj}}{1000 z R T} \quad (5.19)$$

Para estimar el volumen acumulativo de gas producido,  $G_p$ , se usa la expresión siguiente (columna 3, Tabla 5.2):

$$G_p = \sum_{j=1}^{n_e} (\Delta G_p)_j \quad (5.20)$$

Donde  $n_e$  es el número de etapas de depresionamiento que han operado para la presión *p* a la cual se está efectuando este cálculo.



Para ejemplificar los cálculos que se realizan, se obtienen las estimaciones correspondientes al decremento de presión entre 2960 y 2500  $lb/in^2$  usando la información previamente presentada para este ejemplo,

$$\Delta V_{p=2500lb/in^2,T} = \left( 7644.78 \frac{ft^3}{acre - ft} \right) \frac{(175.3 cm^3)}{(957.5 cm^3)} = 1399.614 \frac{ft^3}{acre - ft}$$

y

$$(G_p)_1 = \frac{379.4 \left( 2500 \frac{lb}{in^2} \right) (1399.614 \frac{ft^3}{acre - ft})}{1000(0.794)(10.732)(655^\circ R)} = 237.85 \frac{Mft_{ce}^3}{acre - ft}$$

Este valor se incluye en el renglón 2, columna 2, de la Tabla 5.2.

**Tabla 5.2** Recuperación de gas y de líquido para el ejemplo 5.1 (Craft and Hawkins, 1959)

[1]	[2]	[3]	[4]	[5]	[6]	[7]	[8]	[9]	[10]	[11]
Presión	$(\Delta G_p)_j$	$\Sigma (\Delta G_p)_j$	$(\Delta G_{pr})_j$	$\Sigma (\Delta G_{pr})_j$	$(\Delta V_l)_{i,j}$	$\Sigma (\Delta V_l)_{i,j}$	$(R_{g/li})_j$	Rec. Tot. Gas	Rec. gas residual	Rec. Liq.
psia	$\frac{Mft^3}{acre - ft}$	$\frac{Mft^3}{acre - ft}$	$\frac{Mft^3}{acre - ft}$	$\frac{Mft^3}{acre - ft}$	$\frac{bl}{acre - ft}$	$\frac{bl}{acre - ft}$	$ft^3/bl$	%	%	%
2,960	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	10,600	0.0	0.0	0.0
2,500	237.850	237.850	222.984	222.984	15.38	15.38	14,498	15.1	15.6	9.3
2,000	243.031	480.881	231.791	456.535	11.357	24.731	20,410	30.4	31.7	17.3
1,500	271.250	752.131	259.492	716.027	11.847	36.579	21,903	47.6	49.7	25.5
1,000	268.257	1,020.388	256.212	972.239	12.139	48.718	21,106	64.6	67.5	34.0
500	246.402	1,266.791	232.764	1,205.003	13.808	62.526	16,857	80.2	83.6	43.7

El volumen acumulativo de gas producido para esta primera etapa de depresionamiento es el siguiente:

$$(G_p)_1 = \sum_{j=1}^1 (\Delta G_p)_{i,j} = 237.850 \frac{Mft_{ce}^3}{acre - ft}$$

2. Se calcula el volumen de gas residual  $(\Delta G_{pr})_j$  y el volumen de líquidos  $(\Delta V_l)_j$ , para cada incremento en la producción total de gas.

Para este cálculo es necesario estimar la fracción mol de líquido producido  $\Delta n_l$  en el incremento de producción, por medio de la expresión siguiente:

$$(\Delta n_l)_j = \sum_{i=k}^N (f l r)_i y_{i,j} = \sum_{i=k}^N (\Delta n_l)_{i,j} \quad (5.21)$$

Donde:

$(f l r)_i$  = fracción de líquido recuperable para el componente  $i$ .

$y_{i,j}$  = fracción mol del componente  $i$  en el gas que se extrae de la celda durante el decremento de presión  $j$ .

$k$  = componente a partir del cual se tiene recuperación como líquido.

$$\Delta n_{li} = (f l r)_i y_{i,j}$$

A continuación es necesario estimar el volumen de gas  $(\Delta G_l)_j$  que corresponde a  $(\Delta n_l)_j$ . Para realizar este cálculo se hace uso de la propiedad de que la fracción mol es igual a la fracción volumen.

$$\begin{aligned} (\Delta G_l)_j &= \Delta n_{lkj} (\Delta G_p)_j + \Delta n_{1(k+1)j} (\Delta G_p)_j + \dots + \Delta n_{lN,j} (\Delta G_p)_j \\ &= \sum_{i=k}^N \Delta n_{li,j} (\Delta G_p)_j \\ &= (\Delta G_p)_j \sum_{i=k}^N \Delta n_{li,j} = (\Delta n_l)_j (\Delta G_p)_j \quad (5.22) \\ &= \sum_{i=k}^N (\Delta G_{li,j})_{i,j} = \sum_{i=k}^N (f l r)_i y_{i,j} (\Delta G_p)_j \end{aligned}$$

Donde:

$$(\Delta G_l)_{i,j} = \Delta n_{li} (\Delta G_p)_j$$

Para convertir este volumen de gas  $(\Delta G_l)_j$  a volumen de líquidos  $(\Delta V_l)_j$ , se emplean las relaciones de galones/  $Mft_{ce}^3 C_{li}$ , para los diversos gases hidrocarburos, presentados en la Tabla 5.3 utilizando la expresión siguiente,

$$(\Delta V_l)_j = \sum_{i=k}^N (\Delta G_l)_{i,j} C_{li} \quad (5.23)$$

El volumen de gas residual  $(\Delta G_{pr})_j$  se obtiene restando al volumen de gas producido en  $(\Delta p)_j$ ,  $(\Delta G_p)_j$  el volumen de gas que corresponde a los líquidos recuperables:

$$(\Delta G_{pr})_j = (1 - (\Delta n_l)_j)(\Delta G_p)_j \quad (5.24)$$

**Tabla 5.3.** Propiedades físicas de los hidrocarburos y otros componentes (Craft and Hawkins 1959)

Compuesto	Peso molecular	Punto de ebullición a 14.7 psia	Presión crítica, $p_c$	Temp. crítica, $T_c$	Densidad del líquido a 60°F, 14.7 psia		Est. Part. Volume a 60°F, 14.7 psia	Est. Part. Volume a 60°F, 14.4 psia
		°F			psia	°R		
Metano	16.04	-258.7	673.1	343.2	<sup>a</sup> 0.348	2.9	14.6	5.53
Etano	30.07	-127.5	708.3	549.9	<sup>a</sup> 0.485	4.04	19.6	7.44
Propano	44.09	-43.7	617.4	666	<sup>b</sup> 0.5077	4.233	27.46	10.417
Isobutano	58.12	10.9	529.1	734.6	<sup>b</sup> 0.5631	4.695	32.64	12.38
n-Butano	58.12	31.1	550.1	765.7	<sup>b</sup> 0.5844	4.872	31.44	11.929
Isopentano	72.15	82.1	483.5	829.6	0.6248	5.209	36.5	13.851
n-Pentano	72.15	96.9	489.8	846.2	0.6312	5.262	36.14	13.71
n-Hexano	86.17	155.7	440.1	914.2	0.6641	5.536	41.03	15.565
n-Heptano	100.20	209.2	395.9	972.4	0.6882	5.738	46.03	17.463
n-Octano	114.20	258.2	362.2	1024.9	0.7068	5.892	51.09	19.385
n-Nonano	128.30	303.4	334	1073	0.7217	6.017	56.19	21.314
n-Decano	142.30	345.4	312	1115	0.7341	6.121	61.27	23.245
Aire	28.97	-317.7	547	239				
Dióxido de carbono	44.01	-109.3	1070.2	547.5				
Helio	4.00	-452.1	33.2	9.5				
Hidrógeno	2.11	-423.0	189	59.8				
Sulfuro de Hidrógeno	34.08	-76.6	1306.5	672.4				
Nitrógeno	28.02	-320.4	492.2	227				
Oxígeno	32.00	-297.4	736.9	278.6				
Agua	18.02	212.0	3209.5	1165.2	0.999	8.337		

<sup>a</sup> Se emplea con base en el volumen parcial en solución.  
<sup>b</sup> A condiciones de presión de burbuja y 60°F.

Para el cálculo del volumen total de gas residual y de líquidos se utilizan las expresiones siguientes:

$$\left. \begin{aligned} G_{pr} &= \sum_{j=1}^{n_e} (\Delta G_{pr})_j \\ V_l &= \sum_{j=1}^{n_e} (\Delta V_l)_j \end{aligned} \right\} \quad (5.25)$$

Para ejemplificar los cálculos que se hacen en este paso, se incluyen las estimaciones correspondientes al decremento de presión entre 2960 y 2500  $lb/in^2$ .

Fracción mol de líquido recuperado:

$$\begin{aligned} (\Delta n_l)_1 &= \sum_{i=4}^7 (flr)_i y_{i,1} = 0.25(0.028) + 0.50(0.019) + 0.75(0.016) + 1(0.034) \\ &= 0.007 + 0.0095 + 0.0120 + 0.034 = 0.0625 \end{aligned}$$

Volumen de gas que corresponde a  $(\Delta n_l)_1$

Tomando en cuenta que para condiciones estándar de presión y de temperatura, la fracción mol es igual a la fracción volumen:

$$\begin{aligned} (\Delta G_l)_1 &= \sum_{i=4}^7 (\Delta G_l)_{i,1} = \sum_{i=4}^7 \Delta n_{li} (\Delta G_p)_1 = \Delta n_{l4} (\Delta G_p)_1 + \Delta n_{l5} (\Delta G_p)_1 + \Delta n_{l6} (\Delta G_p)_1 \\ &\quad + \Delta n_{l7} (\Delta G_p)_1 \\ &= (0.0070)(237.85) + (0.0095)(237.85) + (0.0120)(237.85) + (0.034)(237.85) \\ &= 1.665 + 2.260 + 2.854 + 8.087 = (0.0625)(237.85) \\ &= 14.866 \frac{Mft_{ce}^3}{acre - ft} \end{aligned}$$

Conversión del volumen de gas  $(\Delta G_l)_1$  a volumen de líquidos  $(\Delta V_l)_1$ . Para efectuar este cálculo es necesario estimar el contenido de líquidos en el heptano y más pesados:

$$C_{l7^+} = \frac{(M_{c7^+}, lb/mol)}{\left(0.3794 \frac{Mft_{ce}^3}{mol}\right) \left(8.337 \frac{lb}{gal}\right) \delta_{c7^+}} \quad (5.26)$$

$$C_{l7^+} = \frac{(125)}{(0.3794)(8.337)(0.815)} = 48.49 \text{ gal}/Mft_{ce}^3$$

Entonces, evaluando  $(\Delta V_l)_j$  (Ec. 5.23, j=1):

$$\begin{aligned} (\Delta V_l)_1 &= \sum_{i=4}^7 (\Delta G_l)_{i,j} C_{li} = \left\{[(f l r)_4 y_{4,1}](\Delta G_p)_1\right\} C_{l4} + \left\{[(f l r)_5 y_{5,1}](\Delta G_p)_1\right\} C_{l5} \\ &\quad + \left\{[(f l r)_6 y_{6,1}](\Delta G_p)_1\right\} C_{l6} + \left\{[(f l r)_7 y_{7,1} +](\Delta G_p)_1\right\} C_{l7^+} \\ &= 1.665 (32.64) + 2.260 (36.50) + 2.854(41.03) + 8.087(48.49) \\ &= 646.074 \text{ gal} \left(\frac{1B}{42 \text{ gal}}\right) = 15.34 \frac{B_{ce}}{\text{acre} - ft} \end{aligned}$$

Gas residual (Ec. 5.24):

$$(\Delta G_{pr})_1 = (1 - 0.0625) \left(237.85 \frac{Mft_{ce}^3}{\text{acre} - ft}\right) = 222.98 \frac{Mft_{ce}^3}{\text{acre} - ft}$$

Para este primer decremento de presión el volumen residual de gas y el volumen de líquido son los siguientes:

$$(G_{pr})_1 = 222.98 \frac{Mft_{ce}^3}{\text{acre} - ft}$$

$$(V_l)_1 = 15.38 \frac{B_{ce}}{\text{acre} - ft}$$

Los resultados de  $\Delta G_{pr}$ ,  $G_{pr}$ ,  $\Delta V_l$  y  $V_l$  se incluyen en las columnas 4, 5, 6 y 7 de la Tabla 5.2.

3. Cálculo de la relación gas-líquido, RGL, para cada incremento de producción de gas.

Para este cálculo se emplea la expresión siguiente:

$$(RGL)_j = \frac{(\Delta G_{pr})_j}{(\Delta V_l)_j} \quad (5.27)$$

En particular para el decremento de presión entre  $2960 \text{ lb/in}^2$  y  $2500 \text{ lb/in}^2$  la relación gas – líquido es:

$$(RGL)_1 = \frac{225.1 \text{ Mft}_{ce}^3}{15.34 \text{ B}_{ce}} = 14,498 \text{ ft}_{ce}^3/\text{B}_{ce}$$

Este resultado se incluye en la columna 8 de la Tabla 5.2.

4. Cálculo de las recuperaciones en porcentaje de gas total, gas residual y líquido.

El volumen total de gas por *acre – ft*,  $G$ , puede estimarse por medio de la Ec. 5.19, la cual evaluada para condiciones de la presión de rocío, en volumen poroso de hidrocarburos por *acre – ft*,  $V_{hc}$  (Ec. 5.17), puede expresarse:

$$G = \frac{379.4 p_i V_{hc}}{1000 z_i R T} \quad (5.28)$$

De este volumen, una parte puede ser recuperada como líquido, la cual expresada en fracción mol es  $(n_l)_0$  y en términos de  $\text{gal}/\text{Mft}_{ce}^3$  es  $(V_l)_0$ , y el resto se recupera como gas. En estas expresiones el subíndice 0 representa las condiciones de presión inicial, o sea, para las cuales no se ha efectuado depresionamiento alguno. Los valores de  $(n_l)_0$  y  $(V_l)_0$  se pueden obtener efectuando cálculos similares a los realizados anteriormente en la descripción del

paso 2, pero considerando la presión inicial de  $2960 \text{ lb/in}^2$ , dando como resultado  $(n_l)_0 = 0.088$  y  $(V_l)_0 = 3.808 \text{ gal/Mft}_{ce}^3$ .

$$G_r = (1 - (n_l)_0)G$$

$$N = \frac{\left( (V_l)_0, \frac{\text{gal}}{\text{Mft}_{ce}^3} \right) \left( G, \frac{\text{Mft}_{ce}^3}{\text{acre} - \text{ft}} \right)}{(42, \text{gal/B})} \quad (5.29)$$

Efectuando estos cálculos para  $G$ ,  $G_r$  y  $N$ :

$$G = \frac{(379.4) \left( 2960 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \right) \left( 7623 \frac{\text{ft}^3}{\text{acre} - \text{ft}} \right)}{(1000)(0.771)(10.73)(655^\circ\text{R})} = 1,580 \frac{\text{Mft}_{ce}^3}{\text{acre} - \text{ft}}$$

$$G_r = (1 - 0.088) \left( 1580 \frac{\text{Mft}_{ce}^3}{\text{acre} - \text{ft}} \right) = 1,441 \frac{\text{Mft}_{ce}^3}{\text{acre} - \text{ft}}$$

$$N = \frac{\left( 3.808 \frac{\text{gal}}{\text{Mft}_{ce}^3} \right) \left( 1580 \frac{\text{Mft}_{ce}^3}{\text{acre} - \text{ft}} \right)}{(42, \text{gal}_{ce}/\text{B})} = 143.2 \frac{B_{ce}}{\text{acre} - \text{ft}}$$

Asimismo las recuperaciones para  $p = 2500 \text{ lb/in}^2$  serían:

$$\text{Recuperación total de gas} = 100 \frac{(G_p)_1}{G} = 100 \left( \frac{240.1 \frac{\text{Mft}_{ce}^3}{\text{acre} - \text{ft}}}{1,580 \frac{\text{Mft}_{ce}^3}{\text{acre} - \text{ft}}} \right)$$

$$= 15.2 \% \text{ (Columna 9, Tabla 5.2)}$$

$$\text{Recuperación de gas residual} = 100 \frac{(G_{pr})_1}{G_r} = 100 \left( \frac{225.1 \frac{Mft_{ce}^3}{acre-ft}}{1,441 \frac{Mft_{ce}^3}{acre-ft}} \right)$$

= 15.6 % Columna 10, Tabla 5.2

$$\text{Recuperación de líquidos} = 100 \frac{(V_l)_1}{N} = 100 \left( \frac{15.34 B_{ce}}{143.2 B_{ce}} \right)$$

= 10.7 % (Columna 11, Tabla 5.2)

Los resultados de estos cálculos correspondientes al decremento de presión de 2,960  $lb/in^2$  a 2,500  $lb/in^2$  y el resto de los decrementos de la Tabla 5.2, se muestran en la Fig. 5.7.

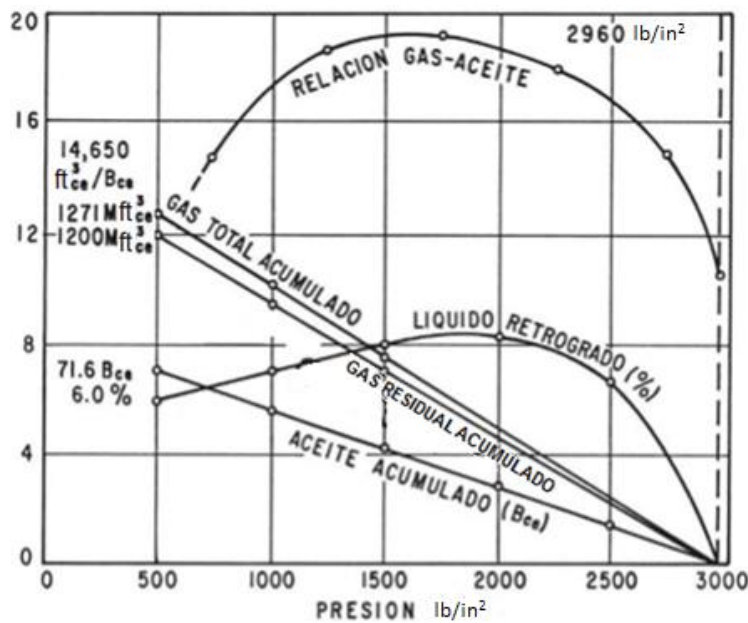


Fig. 5.7 – Resultados del ejemplo 5.1 (Craft and Hawkins 1959)



#### 5.4. Constantes de equilibrio ( $K_i$ )

El cálculo de equilibrio de fases de mezclas de hidrocarburos (subtema 5.5), se lleva a cabo normalmente por medio de las constantes de equilibrio vapor-líquidos  $K_i$ , definidas de la forma siguiente:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (5.30)$$

Donde:

$y_i$  = fracción mol del componente  $i$  en la fase vapor.

$x_i$  = fracción mol del componente  $i$  en la fase líquida.

Las leyes de Raoult y de Dalton se emplean para describir el comportamiento de las soluciones ideales. La ley de Raoult se expresa como:

$$p_i = x_i p_i^o \quad (5.31)$$

Donde:

$p_i$  = presión parcial del componente  $i$  en el líquido en  $lb/in^2 abs$

$p_i^o$  = presión de vapor del componente  $i$  a la temperatura T en  $lb/in^2 abs$

La ley de Dalton establece:

$$p_i = y_i p \quad (5.32)$$

Donde:

$p$  = presión total ejercida por la fase vapor.

$p_i$  = presión parcial del componente  $i$  en el vapor.

### 5.4.1. Constantes de equilibrio basadas en el concepto de presiones parciales.

Cuando una fase gaseosa y una fase líquida están en equilibrio, la presión parcial ejercida por un componente en la fase de gas, debe ser igual a la presión parcial ejercida por el componente en la fase líquida (Fig. 5.8).

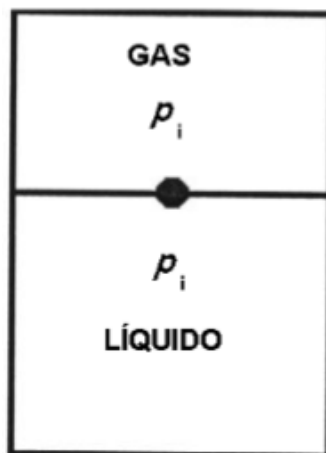


Fig. 5.8 – Equilibrio entre una fase de vapor y un líquido.

Para mezclas ideales, igualando las Ecs. 5.31 y 5.32:

$$y_i p = x_i p_i^o \quad (5.33)$$

Rearreglando esta expresión:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{p_i^o}{p} \quad (5.34)$$

### 5.4.2. Constantes de equilibrio para soluciones reales

La predicción del comportamiento del equilibrio entre las fases líquido y vapor basada en la suposición de soluciones ideales suele ser sumamente estrecha debido a diferentes razones. Una de ellas es el comportamiento ideal del gas y el líquido asumido en las leyes de Raoult y Dalton. Otra de las razones es que un componente puro no tiene presión de vapor para temperaturas superiores a la crítica (Ec. 5.34).

Es por eso, que con el objeto de mejorar los cálculos que consideran soluciones ideales, Lewis introdujo el concepto de fugacidad ( $f$ ) para estudiar el equilibrio entre líquido y gas. La fugacidad de un componente es una propiedad termodinámica definida en términos del cambio de energía libre requerido para pasar de un estado a otro. Dodge y Newton han demostrado que:

$$\left. \begin{aligned} (f_{gi})_{mezcla} &= y_i (f_{gi})_{puro} \\ (f_{li})_{mezcla} &= x_i (f_{li})_{puro} \end{aligned} \right\} \quad (5.35)$$

En forma similar a como se mencionó previamente en el caso de presiones parciales, para condiciones de equilibrio donde la temperatura y la presión son iguales en ambas fases, la fugacidad de cada componente en las fases líquido y vapor son iguales. Entonces, de las Ecs. 5.35:

$$y_i (f_{gi})_{puro} = x_i (f_{li})_{puro}$$

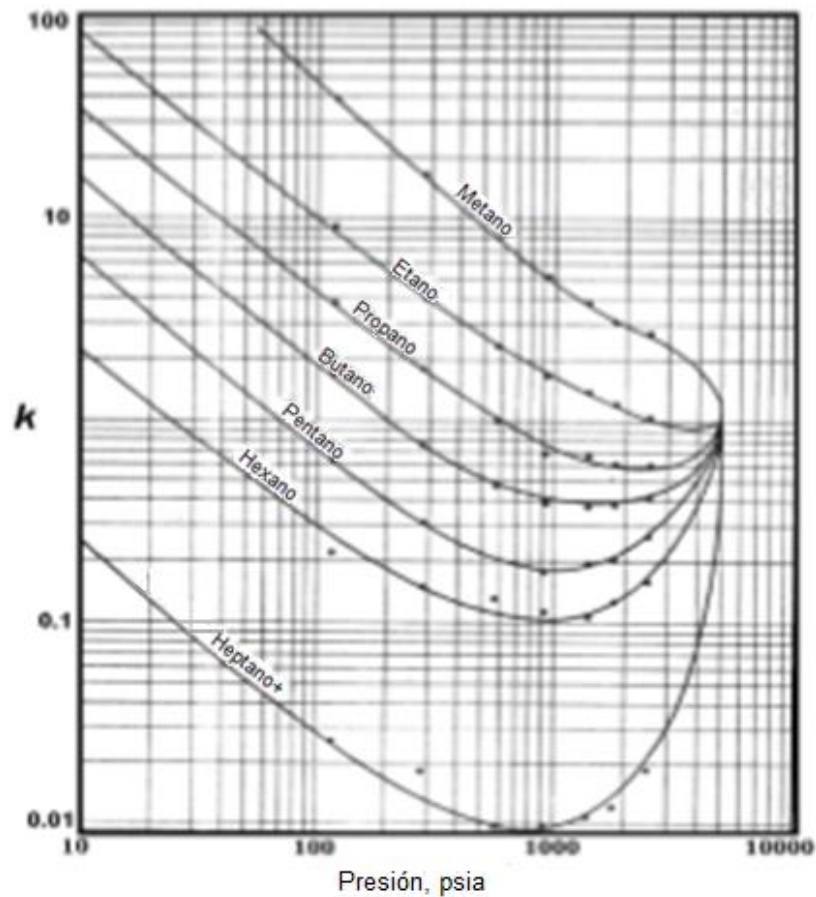
Rearreglando:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{(f_{li})_{puro}}{(f_{gi})_{puro}} \quad (5.36)$$

Debido a que tanto la definición anterior para la fugacidad, como la teoría de soluciones ideales, calculan las constantes de equilibrio de manera independiente de la composición de la mezcla, es necesario encontrar una forma más precisa para su determinación.

La manera más precisa de determinar las constantes de equilibrio es en forma experimental en el laboratorio. Para esto hay que llevar a cabo mediciones directas de las composiciones de las fases líquido y gas, para las diferentes presiones y temperaturas consideradas. También en la literatura se ha discutido la obtención de las constantes de equilibrio a partir de resultados de experimentos PVT de agotamiento a volumen constante (Bashbush, 1981).

Hay en la literatura técnica una serie de estudios en que se han determinado en forma experimental las constantes de equilibrio para diferentes mezclas de hidrocarburos. La Fig.5.9 muestra las constantes de equilibrio de Katz y Hachmuth (1937) obtenidas para un aceite que contiene gas disuelto. En forma similar, la Fig. 5.10 presenta las constantes de Roland et al. (1941) para una mezcla de gas y condensado. La forma de estas curvas es típica de todas las curvas de equilibrio para hidrocarburos.



**Fig. 5.9 – Constantes de equilibrio a 200°F para un aceite de bajo encogimiento (Katz y Hachmuth)**

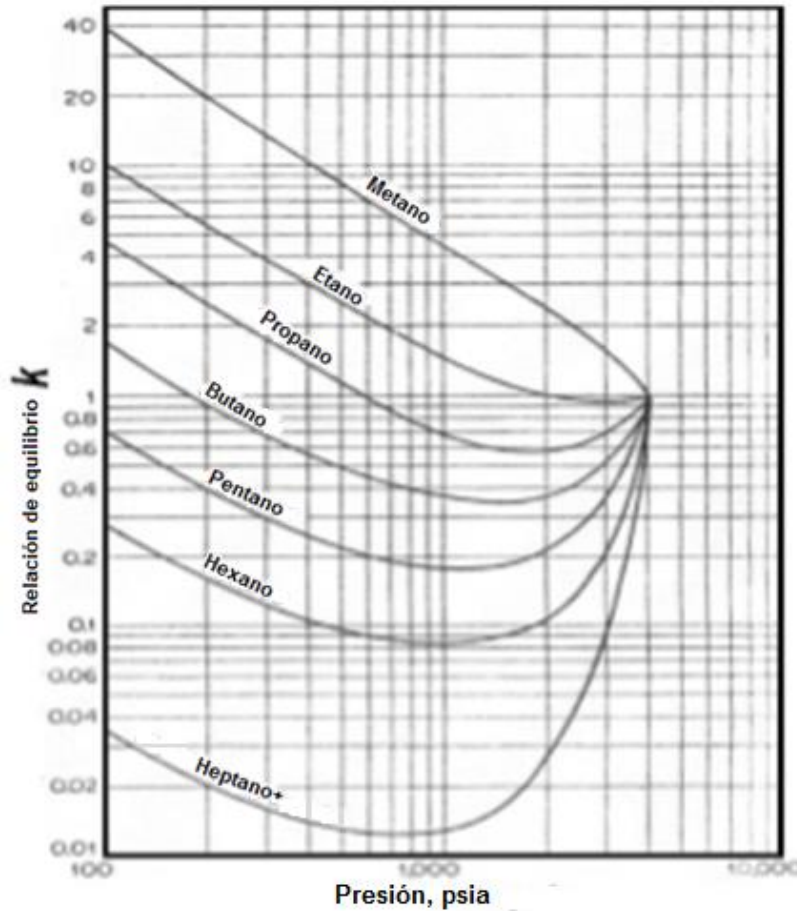


Fig. 5.10 – Constantes de equilibrio a 200°F para una mezcla de gas condensado (Roland et al).

En forma general:

$$K_i = \phi_i (p, T, x_1, x_2, \dots, x_{N-1}) \quad (5.37)$$

Donde:

$\phi_i$  Representa cierta función para el componente  $i$ . La primera simplificación empleada fue la que se discutió previamente, en que las constantes  $K_i$  no dependen de la composición (soluciones ideales):

$$K_i = \phi_i^1 (p, T) \quad (5.38)$$

Las ecuaciones 5.34 y 5.36 son casos particulares de esta Ec. 5.38.

Un método más exacto que este anterior para estimar las constantes de equilibrio, está basado en el concepto de presión de convergencia  $p_k$ . La presión de convergencia  $p_k$ , se define como la presión a la cual convergen “aparentemente” a la unidad todos los valores  $K_i$  para la temperatura de la mezcla. Esta es la presión mínima a la que, para la temperatura de interés, ya no existe el vapor y el líquido en forma separada. Si la temperatura a la cual se encuentra la mezcla es la crítica, la presión  $p_k$  es la presión crítica. Para cualquier temperatura diferente a la crítica, la convergencia de los valores  $K_i$  es solo aparente. Este método se basa en una relación expresada por la ecuación 5.39:

$$K_i = \phi_i^2 (p, T, p_k) \quad (5.39)$$

Se supone que la presión  $p_k$  es función de la temperatura y de la composición de la mezcla:

$$p_k = \phi (T, x_1, x_2, \dots, x_{N-1}) \quad (5.40)$$

Donde  $\phi$  se considera una función general para todas las mezclas de hidrocarburos.

En la mayor parte de los procesos de gas en la superficie, la presión de convergencia no influye de forma importante en los cálculos de equilibrio de fases (subtema 5.5), debido a que se efectúan normalmente a presiones bajas, para las cuales no se tiene un efecto notable de la composición en las constantes de equilibrio. Por el contrario, en los problemas de ingeniería de yacimientos y de producción, en que la presión y la temperatura son altas, la composición de la mezcla de hidrocarburos afecta en forma importante a las constantes de equilibrio.

## 5.5 Cálculos de equilibrio de fases

Los cálculos de fases pueden efectuarse para una mezcla que se separa en dos fases, a ciertas condiciones de presión y de temperatura (Fig. 5.11). Con base en los conceptos de equilibrio se pueden calcular las fracciones de la muestra en las

fases líquido y vapor, además de la composición de las mismas. A estos cálculos se les conoce comúnmente como cálculo de equilibrio de fases.

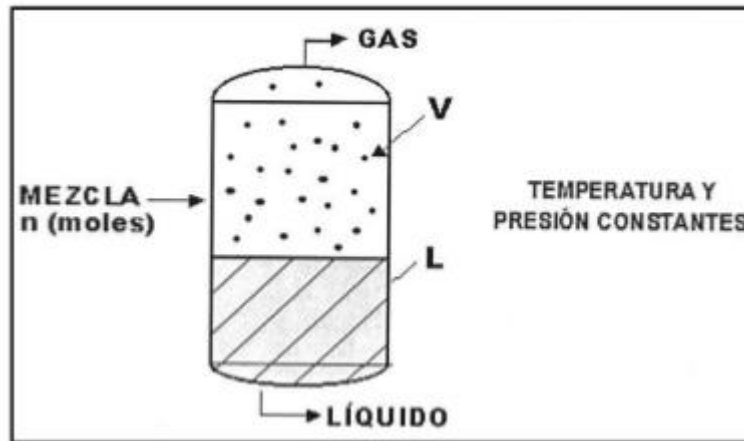


Fig. 5.11 – Separación de una mezcla de hidrocarburos en un separador.

Por definición, el número de moles en la mezcla,  $n$ , es igual a la suma del número de moles en la fase líquida  $L$ , y el número de moles en la fase vapor  $V$ :

$$n = L + V \quad (5.41)$$

También el número de moles del componente  $i$  en la mezcla,  $z_i n$ , es igual a la suma de moles del componente en las fases líquido  $x_i L$  y vapor  $y_i V$ :

$$z_i n = x_i L + y_i V \quad (5.42)$$

Donde  $z_i$  es la fracción mol del componente  $i$  en la mezcla.

Una ecuación adicional es la definición de las constantes de equilibrio, expresada por medio de la Ec. 5.30:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (5.30)$$

Debido a que  $x_i$ ,  $y_i$  y  $z_i$  representan fracciones mol, se pueden establecer las siguientes relaciones:

$$\sum_{i=1}^N x_i = \sum_{i=1}^N y_i = \sum_{i=1}^N z_i = 1 \cdot \quad (5.43)$$

Si se considera un mol de mezcla,  $n=1$ , las Ecs. 5.41 y 5.30 pueden escribirse:

$$L + V = 1 \quad (5.44)$$

$$x_i L + y_i V = z_i \quad (5.45)$$

Sustituyendo  $y_i$  de la Ec. 5.30 en la Ec. 5.45:

$$z_i = x_i (L + K_i V) \cdot \quad (5.46)$$

Despejando  $x_i$ :

$$x_i = \frac{z_i}{L + K_i V} \cdot \quad (5.47)$$

Sustituyendo esta expresión en la Ec. 5.29:

$$\sum_{i=1}^N \frac{z_i}{L + K_i V} = 1 \cdot \quad (5.48)$$

Similarmente sustituyendo a  $x_i$  de la Ec. 5.30 en la Ec. 5.45 y a su vez la ecuación resultante llevada a la Ec. 5.30:

$$\sum_{i=1}^N \frac{z_i}{V + L/K_i} = 1 \cdot \quad (5.49)$$

Las ecuaciones anteriores (5.48 y 5.49) se aplican solamente en la región de dos fases. Para llevar a cabo este cálculo de equilibrio de fases, es necesario conocer la composición de la mezcla, además de la presión y la temperatura a las cuales se tienen condiciones de equilibrio, para las que necesariamente deben de conocerse las constantes de equilibrio,  $K_i$ , que intervienen en las expresiones previamente derivadas en esta sección.



## 5.6 Procedimiento de cálculo para la solución de problemas de equilibrio de fases.

### 5.6.1. Método de ensaye y error para cálculos de equilibrio de fases

- 1) Se seleccionan las constantes de equilibrio aplicables al sistema de interés.
- 2) Se supone un valor para la fracción de vapor  $V$  de la mezcla.
- 3) Se calcula la fracción mol de cada componente en la fase líquida, Ec. 5.47, y se suman de acuerdo a la Ec. 5.48.
- 4) Si la suma obtenida en el paso anterior es igual (aplica cierta tolerancia) a la unidad, el valor supuesto para  $V$  o  $L$  es el correcto; si esto no se cumple se repiten los pasos 2 a 4.

En caso de que se necesiten repetir los pasos 2 a 4 se debe aumentar o disminuir  $V$ . Para esto se afecta el término mayor de la sumatoria. De la Ec. 5.48 se observa que el cambio en  $V$  depende del valor de  $K_i$  para el término mayor de la sumatoria. Para esto se pueden emplear las siguientes reglas:

- a) Si el término mayor corresponde a un  $K_i < 1$ , el valor de la sumatoria de la Ec. 5.48 puede disminuirse (o aumentarse) disminuyendo  $V$  (o aumentando  $V$ )
- b) Si el término mayor corresponde a un  $K_i > 1$ , el valor de la sumatoria puede disminuirse (o aumentarse) aumentando  $V$  (o disminuyendo  $V$ )

Una vez que se ha encontrado convergencia en cuanto a  $V$  o  $L$  se dispone de  $x_i$ . La composición de la fase de gas se obtiene empleando la Ec. 5.30,

$$y_i = K_i x_i .$$

Estos cálculos pueden también efectuarse empleando la Ec. 5.49.

### 5.6.2 Método de Holland y Davidson (H-D) para cálculos de equilibrio de fases

Holland y Davidson rearrreglaron la Ec. 5.49 en la forma siguiente:

$$\sum_{i=1}^N \frac{z_i}{(L/K_i + V)} - 1 = 0 \quad (5.50)$$

Sustituyendo en esta expresión la ecuación 5.44 para  $V$ :

$$f(L, K_i, z_i) = \sum_{i=1}^N \frac{z_i}{1 - L(1 - 1/K_i)} - 1 = 0 \quad (5.51)$$

En el método de Holland y Davidson (H-D) se supone  $L$  y se calcula  $f(L, K_i, z_i)$  por medio de la Ec. 5.51. Si el valor obtenido para  $f$  no es igual a cero dentro de una cierta tolerancia

$$|f(L, K_i, z_i)| < \varepsilon \quad (\approx 10^{-2}, 10^{-3}, \text{ etc.})$$

se supone un nuevo valor para  $L$  y se repiten los cálculos. La Fig. 5.12 presenta una gráfica general de la función  $f$  dada por la Ec. 5.51. Se observa en esta figura que si la temperatura a la cual se va efectuar el cálculo es mayor que la temperatura de rocío,  $T_d$ , la única solución es la trivial  $L = 0$ . También, si la temperatura a la que se realizará el cálculo es menor que la temperatura de burbuja  $T_b$ , la única solución existente es la trivial  $L = 1$ . La curva continua representa la función  $f$  para cuando las condiciones de presión y de temperatura caen dentro de la región de dos fases. Para llevar a cabo estos cálculos de equilibrio de fases por medio de este método H-D, se sugiere que inicialmente se suponga un valor para  $L$  cercano a la unidad. Después, si  $f$  es diferente de cero, con respecto a la tolerancia fijada, el valor siguiente se calcula por medio del método de Newton-Raphson para solución de ecuaciones, el cual se presenta en la Ec. 5.52:

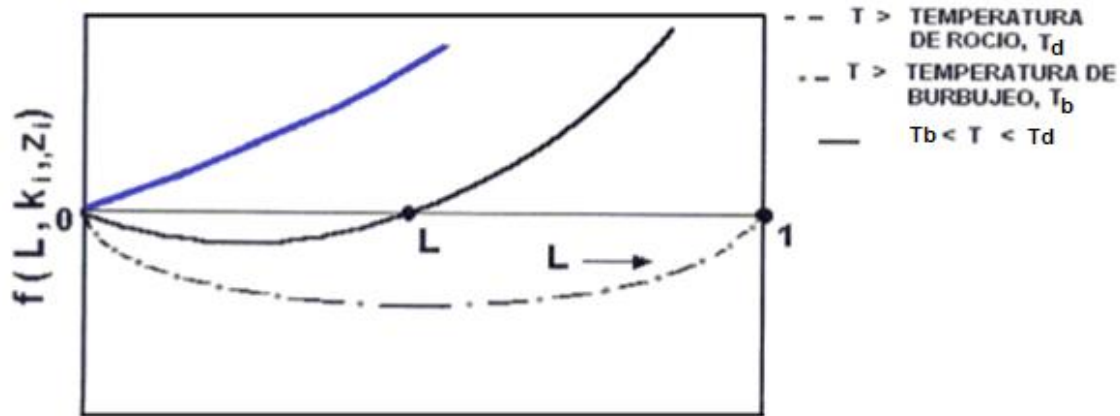


Fig. 5.12 – Variación de la función de equilibrio  $f(L, K_i, z_i)$  para una mezcla de hidrocarburos en dos fases.

$$L^{k+1} = L^k - \frac{f(L, K_i, z_i)^k}{f'(L, K_i, z_i)^k}, \quad (5.52)$$

donde la primera derivada de  $f(L, K_i, z_i)$  está expresada por medio de la Ec. 5.53:

$$f'(L, K_i, z_i) = \sum_{i=1}^N \frac{z_i (1 - 1/K_i)}{[1 - L (1 - 1/K_i)]^2} \quad (5.53)$$

Donde:

$k$  = índice de iteración.

Después de cada cálculo de  $L^{k+1}$  se calcula

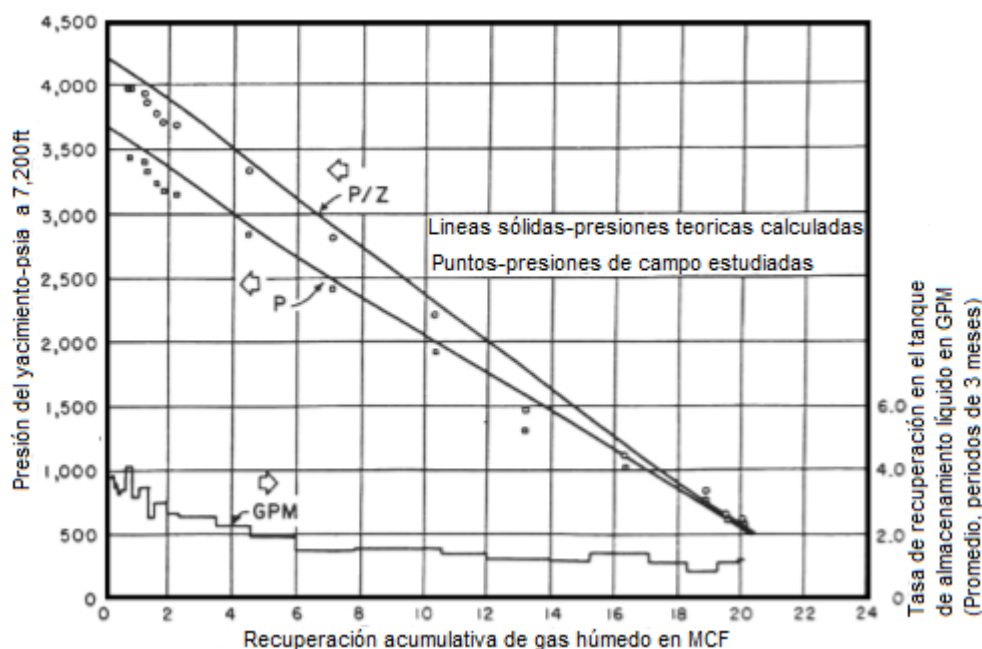
$$\Delta L^{k+1} = L^{k+1} - L^k$$

Si  $|\Delta L^{k+1}| < \varepsilon$ , se ha alcanzado convergencia.

Si lo anterior no se cumple, se repite el procedimiento anterior para obtener  $L^{k+1}$ . El procedimiento anterior se repite hasta que se alcance la convergencia,  $\varepsilon$ , fijada.

## 5.7 Comparación entre la predicción y el comportamiento real de yacimientos de gas y condensado.

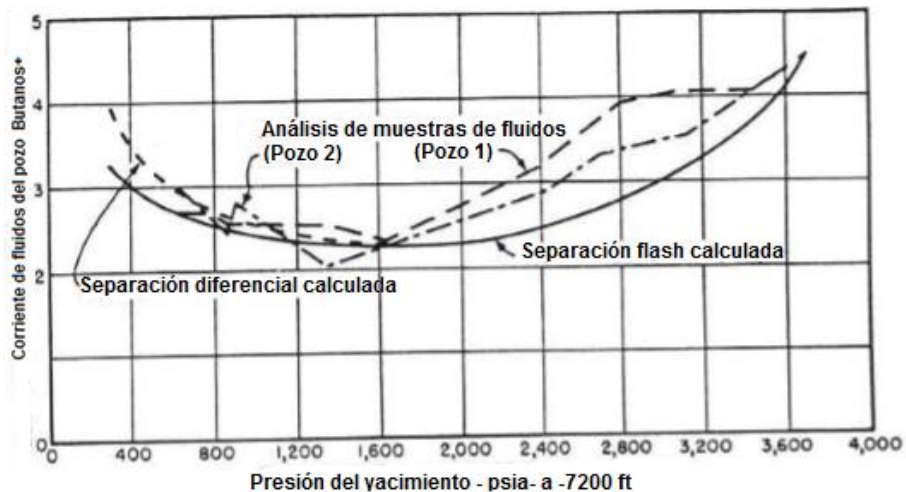
Allen y Roe (1950) reportan los resultados de un estudio de campo de un yacimiento de gas y condensado, que produce de una dolomía de permeabilidad promedio entre 30 y 40 *md* y porosidad de 0.1. La Fig. 5.13 muestra la historia de producción de este yacimiento. Debido a que este yacimiento es muy heterogéneo en cuanto a porosidad y permeabilidad, además de que se observó una comunicación mala entre los pozos, se descartó la posibilidad de implantar un proceso de inyección cíclica de gas. Entonces, el yacimiento se produjo por empuje volumétrico, empleando un sistema de separación de tres etapas para recuperar el condensado. Se observa en esta figura que la comparación entre la predicción y los datos reales es buena.



**Fig. 5.13 – Presión calculada y medida y valores de  $p/z$  vs. recuperación de gas total acumulado de un yacimiento de gas y condensado en el este de Texas. (Allen y Roe 1950)**

La Fig. 5.14 presenta una comparación entre el contenido de butano y más pesados estimado de la producción de dos pozos y el obtenido con base en

cálculos de equilibrio de fases. El contenido calculado de líquidos expresado en butano y más pesados es mayor que el contenido de líquidos a condiciones de tanque o estándar debido a que no todos los butanos y más pesados se recuperan en los separadores en el campo. Esta figura muestra también una comparación entre el comportamiento del yacimiento basado en un proceso de separación diferencial y en un proceso de composición constante ("flash"). Se puede establecer que el mecanismo de producción de un yacimiento de gas y condensado para condiciones volumétricas, es esencialmente un proceso diferencial. Es decir, en esta figura hasta  $1,600 \text{ lb/in}^2$  los dos procesos de separación producen resultados similares, pero para presiones inferiores el comportamiento del yacimiento es más apegado al descrito por la separación diferencial, siempre y cuando el condensado permanezca inmóvil en el yacimiento.



**Fig. 5.14 – Gráfica comparativa entre butanos+ medidos y calculados en las corrientes de pozo de un yacimiento de gas y condensado en el este de Texas. (Allen y Roe, 1950)**

La Fig. 5.15 muestra la comparación de los resultados obtenidos con base en experimentos PVT en el laboratorio, empleando el método de predicción descrito en el subtema 5.3 y cálculos de equilibrio de fases, con los datos de campo, medidos bajo condiciones de alta exactitud, para un yacimiento pequeño de gas y condensado, con un solo pozo productor. Rodgers et al. (1957) presentaron este caso de campo. El gas extraído de la celda se pasó a través de tres separadores

pequeños en el laboratorio, los cuales operaban bajo condiciones óptimas de presión y temperatura. Los autores concluyeron que los estudios de laboratorio en la forma descrita previamente en el subtema 5.3, predicen adecuadamente el comportamiento volumétrico de yacimientos de gas y condensado. Adicionalmente, ellos encontraron que el comportamiento podía predecirse a partir de la composición inicial del gas y condensado, empleando datos representativos de las constantes de equilibrio.

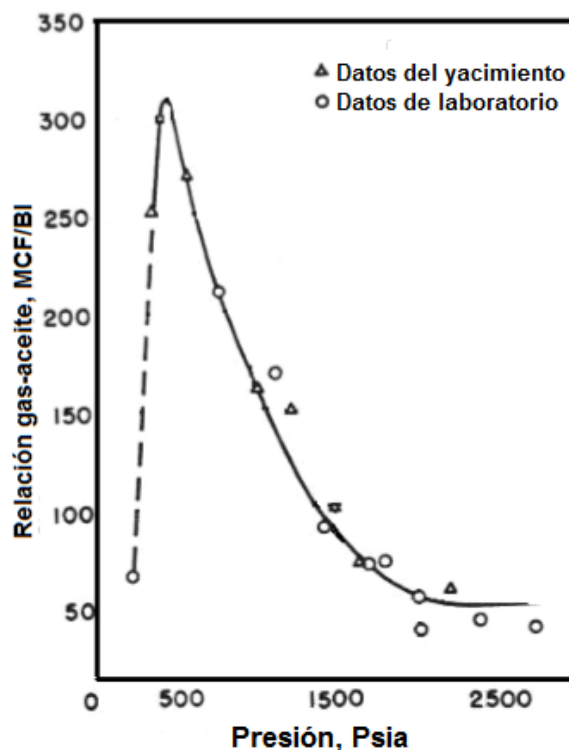
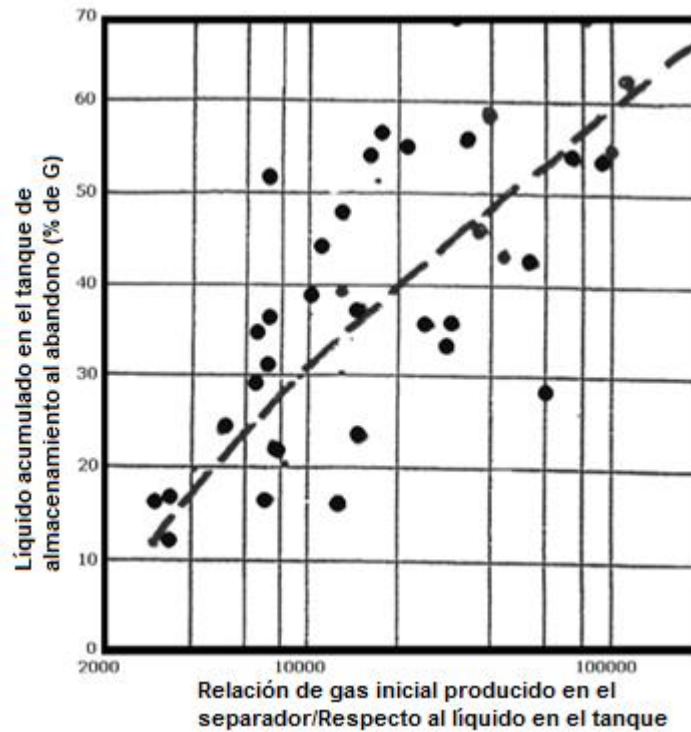


Fig. 5.15 – Comparación de datos de campo y laboratorio para un yacimiento de caliza de gas y condensado en Utah. (Rodgers, Harrison y Regier).

### 5.8. Importancia de los datos en los cálculos de la recuperación en yacimientos de gas y condensado.

Hinds (1958) estudió la influencia de las variables siguientes en la recuperación de yacimientos de gas y condensado: la relación gas-líquido total, la densidad del condensado (líquido) en  $^{\circ}API$  y la temperatura del yacimiento. El autor elaboró su estudio con base en 44 muestras de gas y condensado. La Fig. 5.16 presenta los

resultados para la recuperación de condensados como función de la relación gas-líquido inicial. Se observa que existe una variación importante para el factor de recuperación de condensado con respecto al valor inicial de la relación gas-líquido.



**Fig. 5.16 – Resultados para la recuperación de condensados como función de la relación gas-líquido inicial.**

Adicionalmente, la Fig. 5.17 presenta información referente a la influencia de la relación gas-líquido inicial en la recuperación de condensados. La Tabla 5.3 incluye información relacionada con la composición y las propiedades de los fluidos A y B, los cuales poseen una relación gas-líquido de 3,400 y 114,000  $f_{ce}^3 / B_{ce}$ , respectivamente. Se observa en la Fig. 5.17 que la recuperación para el fluido A, para una presión de abandono de  $500 \text{ lb}/\text{in}^2 \text{ abs}$ , es de 16.7 % y para el fluido B de 62.2 %. Esta diferencia en recuperación se puede explicar con base en la composición de los fluidos. Conforme la relación gas-líquido inicial aumenta, la relación de hidrocarburos ligeros,  $C_1, C_2, C_3, C_4$  con respecto a los pesados  $C_5^+$  aumenta. Durante la explotación del yacimiento, a mayor relación de hidrocarburos

ligeros a pesados, mayor será el grado de volatilidad a que estén sujetos los hidrocarburos pesados. Esto dará como resultado un porcentaje menor de condensación retrógrada y consecuentemente, se obtendrá una mayor recuperación porcentual de condensados.

La Fig. 5.18 muestra la influencia de la densidad inicial de los condensados en su recuperación. Los fluidos C y D incluidos en esta figura presentan una relación gas-líquido aproximadamente igual, y temperaturas no muy diferentes (ver también la Tabla 5.4). Por el contrario, la densidad inicial para los condensados es de 47 y 68 °API para los fluidos C y D, respectivamente. Se concluye de los resultados de esta figura que para fluidos con relación gas-líquido y temperaturas prácticamente iguales, el fluido que contiene los hidrocarburos pesados ( $C_7^+$ ) más volátiles, o sea mayor densidad en °API, será el que presentará el mayor factor de recuperación de líquidos.



**Tabla 5.3.** Propiedades de los fluidos de yacimiento, elegidos para ilustrar las extremidades aproximadas de la relación de producción en el separador-tanque de almacenamiento para fluidos de gas y condensado.

	Fluido del Yacimiento	
	A	B
Relación gas – líquido de los gases del separador respecto a los líquidos en el tanque, scf/bl	3,400	11,4000
Gravedad del líquido en el tanque de almacenamiento, °API	54	63
<b>Composición de Hidrocarburos</b>		
<b>Componente</b>	<b>% Mol</b>	<b>% Mol</b>
Metano	65.5	93.4
Etano	9.2	3.8
Propano	4.5	1.0
Butano	4.0	0.6
Pentano	2.6	0.3
Hexano	2.2	0.2
Heptano <sup>+</sup>	12.0	0.7
<b>total</b>	<b>100.0</b>	<b>100</b>
<b>Propiedades del Heptano<sup>+</sup></b>		
Densidad relativa API @ 60 °F	45.6	54.2
Densidad relativa @ 60/60 °F	0.799	0.762
Peso molecular	184	145

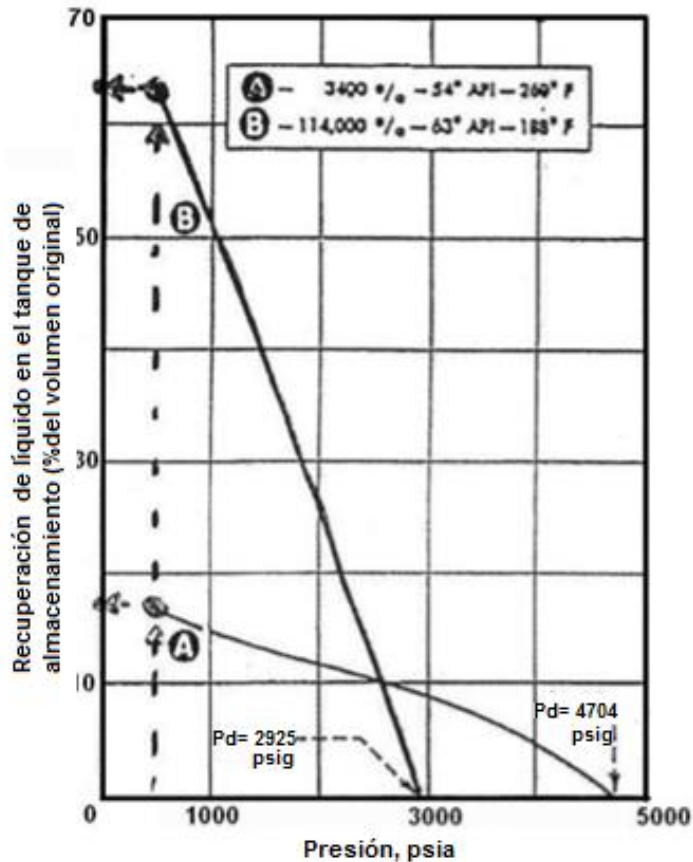


Fig. 5.17 – Influencia de la relación gas-líquido inicial en la recuperación de condensados.

Finalmente, la Fig. 5.19 muestra el efecto de la temperatura en la recuperación de condensado. Estos resultados se encontraron con base en el fluido E (Tabla 5.5), el cual tiene una relación gas-líquido inicial de  $7,100 \text{ ft}^3/\text{Bl}$ . Se concluye de los resultados de esta figura que la recuperación de condensado aumenta al aumentar la temperatura del yacimiento. Esto se debe a que la volatilidad de los fluidos retrógrados, compuestos principalmente por los hidrocarburos pesados, aumenta con la temperatura.

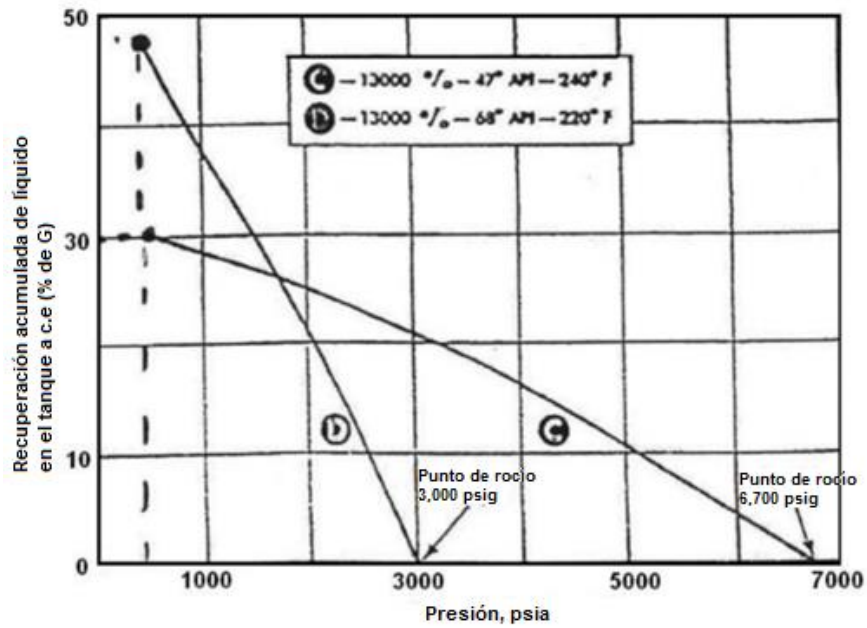


Fig. 5.18 – Variación de la recuperación acumulada de líquido respecto a la densidad relativa del líquido inicial a c.t.

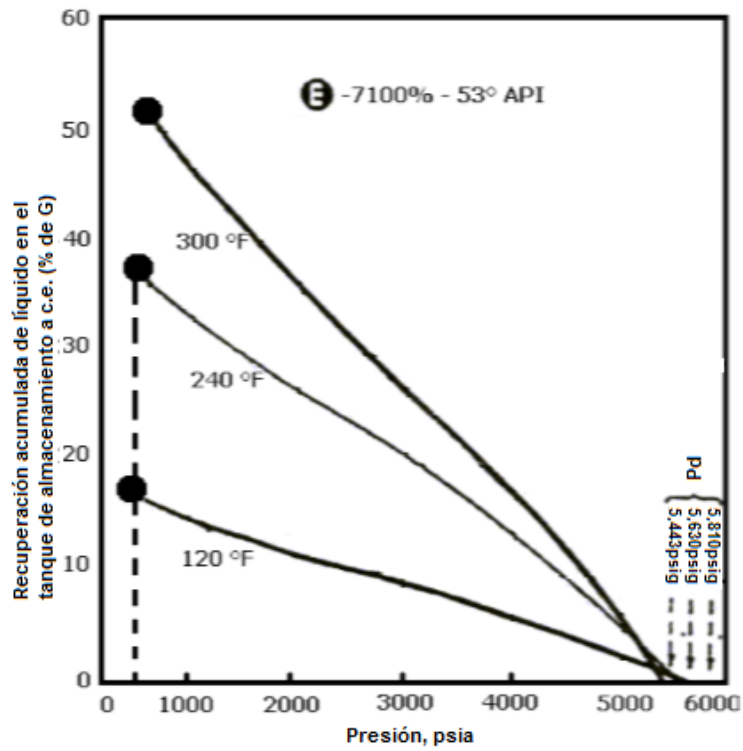


Fig. 5.19 – Efecto de la temperatura en la recuperación de condensado

**Tabla 5.4.** Propiedades de los fluidos del yacimiento escogidos para ilustrar la variación de la recuperación respecto a la densidad relativa del líquido en el tanque de almacenamiento.

	<b>Fluido del Yacimiento</b>	
	<b>C</b>	<b>D</b>
Relación del gas del separador respecto al líquido del tanque de almacenamiento a c.e., scf/bl	13000	13000
Densidad relativa en el tanque de almacenamiento, °API	47	68
<b>Composición de la mezcla de hidrocarburos</b>		
<b>Componente</b>	<b>% mol</b>	<b>% mol</b>
Metano	84.0	80.1
Etano	6.3	6.5
Propano	2.6	2.9
Butano	1.5	3.0
Pentano	0.7	2.1
Hexano	0.6	1.6
Heptanos <sup>+</sup>	4.2	3.8
<b>total</b>	<b>100.0</b>	<b>100</b>
<b>Propiedades del Heptano<sup>+</sup></b>		
Densidad relativa API @ 60 °F	42.1	58.7
Densidad relativa @ 60/60 °F	0.815	0.744
Peso molecular	180	130

**Tabla 5.5** Propiedades del fluido del yacimiento elegidas para ilustrar la variación de recuperación con la temperatura del yacimiento.

	<b>Fluido del yacimiento</b>
	<b>E</b>
Relación del gas del separador respecto al líquido del tanque de almacenamiento a c.e. <i>scf/bbl</i>	7,100
Gravedad en el tanque de almacenamiento, °API	53
<b>Componente</b>	<b>% mol</b>
Metano	78.1
Etano	6.4
Propano	3.8
Butano	2.1
Pentano	1.5
Hexano	1.3
Heptano <sup>+</sup>	6.8
<b>total</b>	<b>100</b>
Gravedad API @ 60 °F	46.3
Densidad relativa @ 60/60 °F	0.796
Peso molecular	160

## CAPÍTULO 6. PRUEBAS DE POTENCIAL EN POZOS DE GAS

Una prueba de potencial consiste en fluir un pozo a través de diferentes diámetros de estrangulador, con el objetivo de determinar sus condiciones de productividad.

De las pruebas de potencial en pozos de gas se puede determinar:

1. El gasto de producción del pozo para una cierta presión en la superficie  $p_{wh}$ .
2. La variación del gasto de producción con respecto a la presión promedio  $\bar{p}$ .

Esta información es muy útil para el diseño de redes de recolección, instalación de unidades de compresión, diseño de separadores de producción, diseño de plantas de procesos primarios, ventas de gas, etc.

En los inicios con las pruebas de potencial se acostumbraba caracterizar al pozo por su capacidad máxima de producción, o sea el potencial absoluto de producción del pozo (Rawlins y Schellhardt, 1936). Este potencial absoluto se define como la capacidad de producción del pozo (gasto de producción máxima), para condiciones de presión en la superficie, atmosférica. Este tipo de pruebas no es de utilidad práctica, debido al daño generado en la formación y al medio ambiente, por lo que la capacidad máxima de producción hoy en día se estima extrapolando resultados de pruebas realizadas en el mismo pozo a diferentes gastos menores al máximo.

### 6.1 Ecuación básica para la interpretación de pruebas de potencial

El gasto de producción,  $q$ , se puede relacionar con el gasto de producción a condiciones estándar,  $q_{ce}$ , con el empleo de la ecuación definida con el factor de volumen de gas de la formación,  $B_g$ , es decir:

$$q = \frac{p_{ce}}{T_{ce}} \cdot \frac{z T}{p} q_{ce} \quad (6.1)$$

Expresando el gasto de producción,  $q$ , considerando la ecuación de la ley de Darcy, la Ec. 6.1 se representa por:

$$\frac{p_{ce}}{T_{ce}} \frac{zT}{p} \frac{q_{ce}}{2 \pi r h} = \frac{k}{\mu} \frac{dp}{dr} \quad (6.2)$$

Integrando esta expresión, entre los límites correspondientes:

$$q_{ce} \int_{r_w}^{r_d} \frac{dr}{r} = \frac{2 \pi k h T_{ce}}{p_{ce} T} \int_{p_{wf}}^{\bar{p}} \frac{p}{\mu z} dp \quad (6.3)$$

Donde  $r_d$  representa el radio efectivo de drene, definido como la distancia radial a la cual se localiza la presión promedio en el área de drene del pozo a cierto tiempo de flujo. (Aronofsky y Jenkins, 1954),

Si se considera que el producto  $\mu z$  es aproximadamente constante e, igual a  $\bar{\mu} \bar{z}$ :

$$q_{ce} = \frac{\pi k h T_{ce} (p^2 - p_{wf}^2)}{p_{ce} T (\bar{\mu} \bar{z}) \ln\left(\frac{r_d}{r_w}\right)} \quad (6.4)$$

Expresando esta última ecuación en unidades del sistema inglés "práctico".

$$q_{ce} = \frac{k h T_{ce} (p^2 - p_{wf}^2)}{5.03332 \times 10^4 p_{ce} T (\bar{\mu} \bar{z}) \ln\left(\frac{r_d}{r_w}\right)} \quad (6.5)$$

Esta ecuación se puede escribir como (Craft y Hawkins, 1959):

$$q_{ce} = c_p (p^2 - p_{wf}^2) \quad (6.6)$$

Donde

$$c_p = \frac{k h T_{ce}}{5.03332 \times 10^4 p_{ce} T (\bar{\mu} \bar{z}) \ln\left(\frac{r_d}{r_w}\right)} \quad (6.7)$$

Siendo el subíndice  $p$  referido al potencial o a productividad.

La Ec. 6.6 es la ecuación empleada por Rawlins y Schellhart (1936) para la interpretación de pruebas de potencial en pozos de gas. Esta expresión se derivó para condiciones de flujo laminar a través de la formación. Para condiciones de flujo de gas a alta velocidad se ha sugerido la modificación siguiente:

$$q_{ce} = c_p (\bar{p}^2 - p_{wf}^2)^n \quad (6.8)$$

Donde el exponente  $n$  adquiere un valor de 1 para flujo Darcy y de 0.5 para condiciones predominantes cien por ciento de alta velocidad.

## 6.2 Interpretación de pruebas de potencial

### 6.2.1 Pruebas convencionales de potencial

Una prueba convencional de potencial consiste en fluir el pozo por períodos constantes, a través de cuatro estranguladores de diámetro creciente (Fig. 6.1).



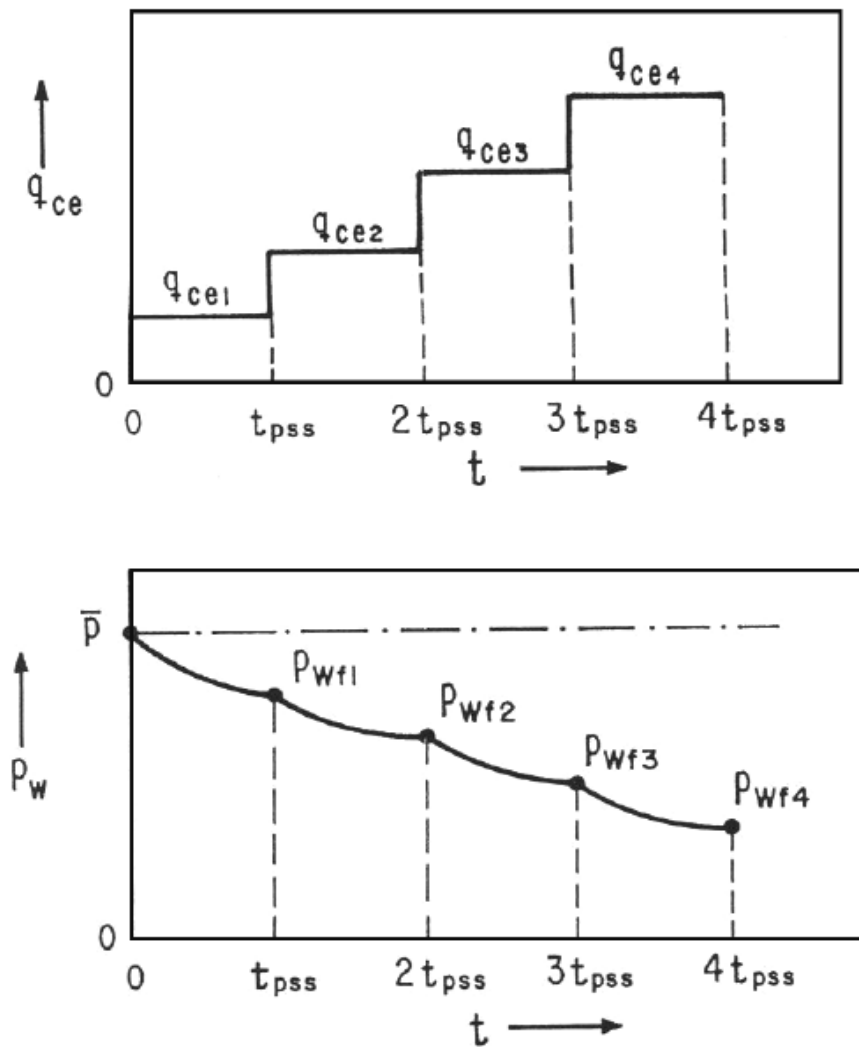


Fig. 6.1 – Variación del gasto y de la presión durante una prueba convencional de potencial.

Tomando logaritmos de la Ec. 6.8:

$$\log q_{ce} = n \log(\bar{p}^2 - p_{wf}^2) + \log c_p \quad (6.9)$$

Esta ecuación es importante dado que los resultados de una prueba de potencial normalmente se analizan en una gráfica de diagnóstico log-log. Se observa de esta expresión que una gráfica de  $(\bar{p}^2 - p_{wf}^2)$  contra  $q_{ce}$ , en una escala doble logarítmica, presenta una porción recta de pendiente  $1/n$ . La Fig. 6.2 muestra una gráfica de este tipo. El recíproco de la pendiente de esta recta, o sea  $n$ , es igual a

$\tan\theta$ . Adicionalmente se incluye en esta figura el cálculo del potencial absoluto y del gasto para una presión  $p_{wf}$ .

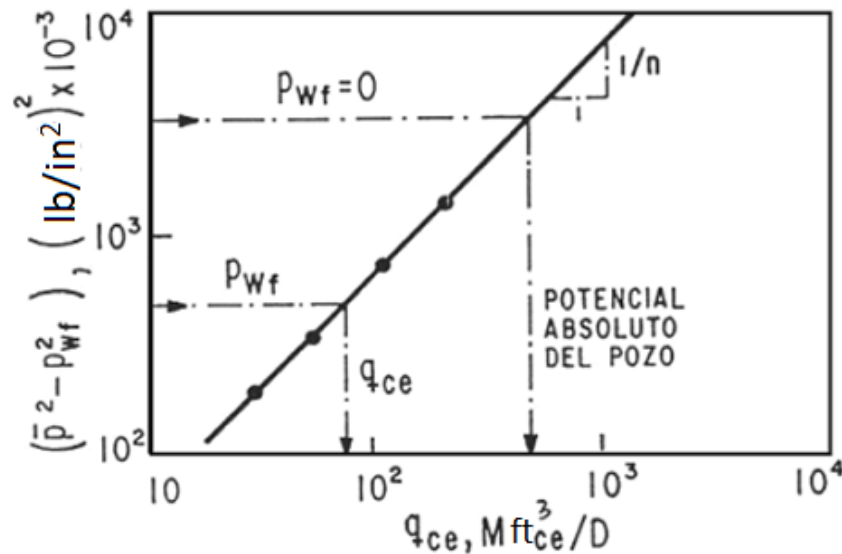


Fig. 6.2 – Prueba convencional de potencial en un pozo de gas.

Este tipo de pruebas convencionales, solo es aplicable en forma exacta cuando se alcanzan condiciones pseudoestacionarias de presión al final de cada periodo de flujo (Fig. 6.1). Este tiempo puede calcularse por medio de la Ec. 6.10:

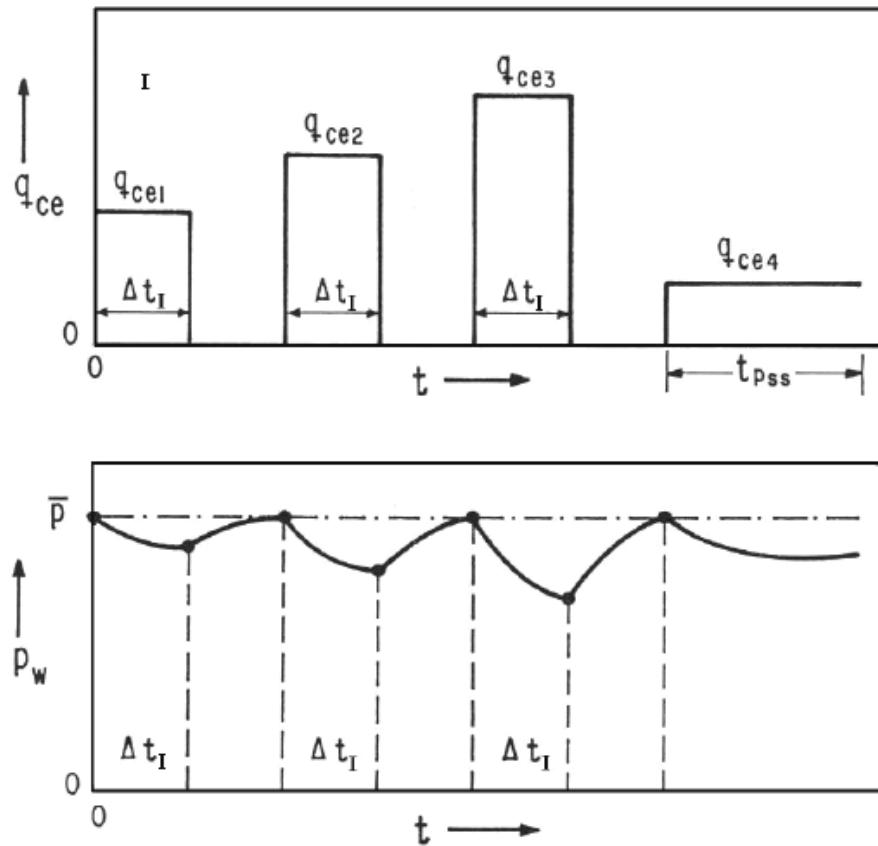
$$t_{pss} = \frac{948.047 \phi \mu (p_i) c_t (p_i) r_e^2}{k} \quad (6.10)$$

En donde  $r_e$  es el radio exterior del área de drenaje radial del pozo.

### 6.2.2 Pruebas isocronales de potencial

En las pruebas isocronales de potencial el pozo se abre a producción por un número de períodos mínimo de cuatro diferentes diámetros de estranguladores, iniciándose cada uno de ellos bajo condiciones de presión estabilizada (estática) en el yacimiento. La Fig. 6.3 muestra la variación esquemática del gasto del pozo y de su presión durante una prueba de este tipo. Los tres primeros períodos de flujo tienen una duración definida, según se muestra a través de un ejemplo de campo en esta sección. La duración del último período de flujo debe ser tal que se

alcancen condiciones de flujo pseudoestacionario, en la forma discutida previamente en el subtema 6.2.1. (Ec. 7.10).



**Fig. 6.3 – Variación esquemática del gasto y de la presión durante una prueba isocronal de potencial.**

La Fig. 6.4 ilustra la medición de la presión de fondo del pozo en la forma considerada por este método, es decir a intervalos específicos de tiempo durante cada período de flujo; en particular solamente se consideran en esta figura dos de los períodos.

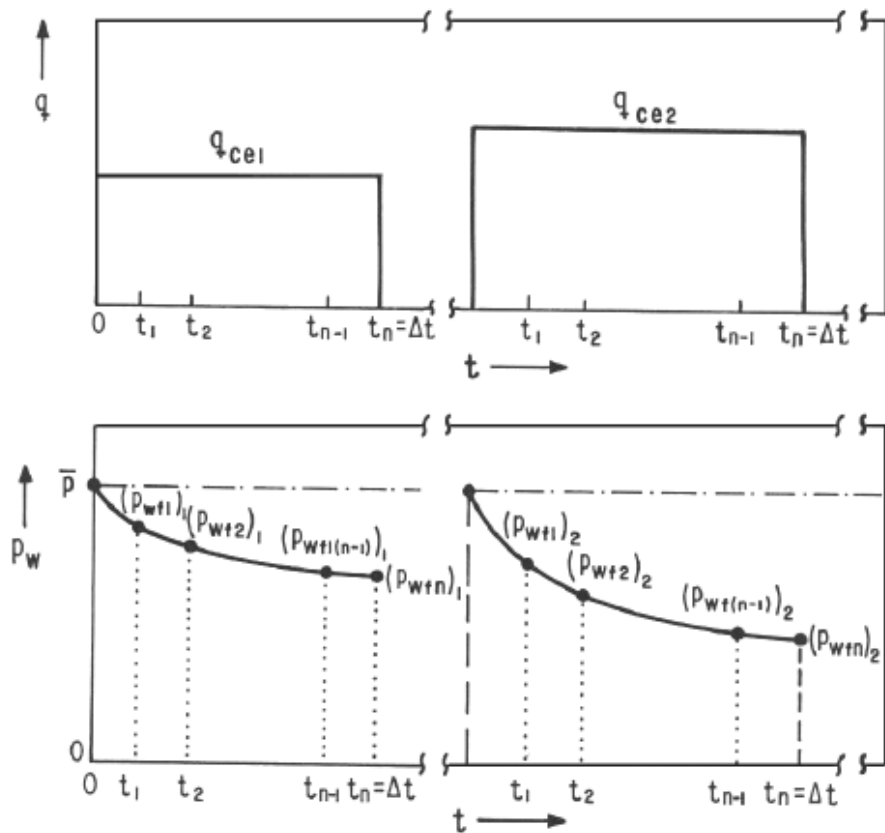


Fig. 6.4 – Medición de las presiones durante una prueba isocronal de potencial

La Fig.6.5 muestra un ejemplo real de una prueba isocronal de potencial, tomada del trabajo de Cullender (1955). Es importante notar que la pendiente es constante para todas las curvas, igual a 0.867, alcanzándose en cuestión de minutos.

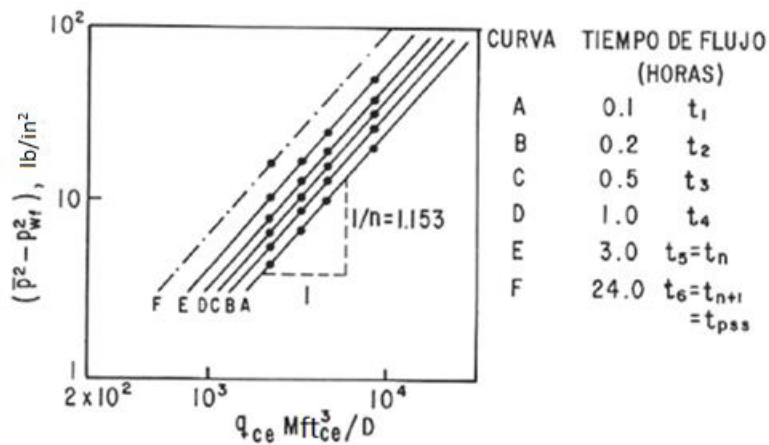


Fig. 6.5 – Prueba isocronal de potencial para el pozo I, n =0.867 (Cullender 1955)

La Tabla 6.1 presenta en forma general los cálculos involucrados para los dos primeros gastos de una prueba isocronal de potencial. Los cálculos correspondientes a los dos últimos gastos se efectúan en forma similar.

**Tabla 6.1** Cálculos involucrados en una prueba isocronal de potencial.

Gasto	Tiempo	$p_{wf}$	$\bar{p}$	$\bar{p}^2 - p_{wf}^2$
$q_{ce1}$	$t_1$	$(p_{wf1})_1$	$\bar{p}_1$	$\bar{p}_1^2 - (p_{wf1})_1^2$
	$t_2$	$(p_{wf2})_1$		$\bar{p}_1^2 - (p_{wf2})_1^2$
	.	.		.
	$t_n$	$(p_{wfn})_1$		$\bar{p}_1^2 - (p_{wfn})_1^2$
$q_{ce2}$	$t_1$	$(p_{wf1})_2$	$\bar{p}_2$	$\bar{p}_2^2 - (p_{wf1})_2^2$
	$t_2$	$(p_{wf2})_2$		$\bar{p}_2^2 - (p_{wf2})_2^2$
	.	.		.
	.	.		.
	$t_n$	$(p_{wfn})_2$		$\bar{p}_2^2 - (p_{wfn})_2^2$

### 6.2.2.1 PRUEBAS ISOCRONALES MODIFICADAS

En yacimientos de baja permeabilidad no siempre es práctico alcanzar condiciones estabilizadas de presión antes de cada período de flujo. Katz et al. (1959) sugirieron las pruebas isocronales modificadas. En estas pruebas se tienen períodos de flujo y de cierre de igual duración, graficándose los resultados en función de la presión del pozo cerrado  $p_{ws}$  antes de abrir el pozo a producción.

La Fig. 6.6 presenta la variación del gasto y de la presión durante una prueba de este tipo. Similarmente al caso de las pruebas isocronales, la duración del último período de flujo debe ser suficiente para alcanzar condiciones de flujo pseudoestacionario.

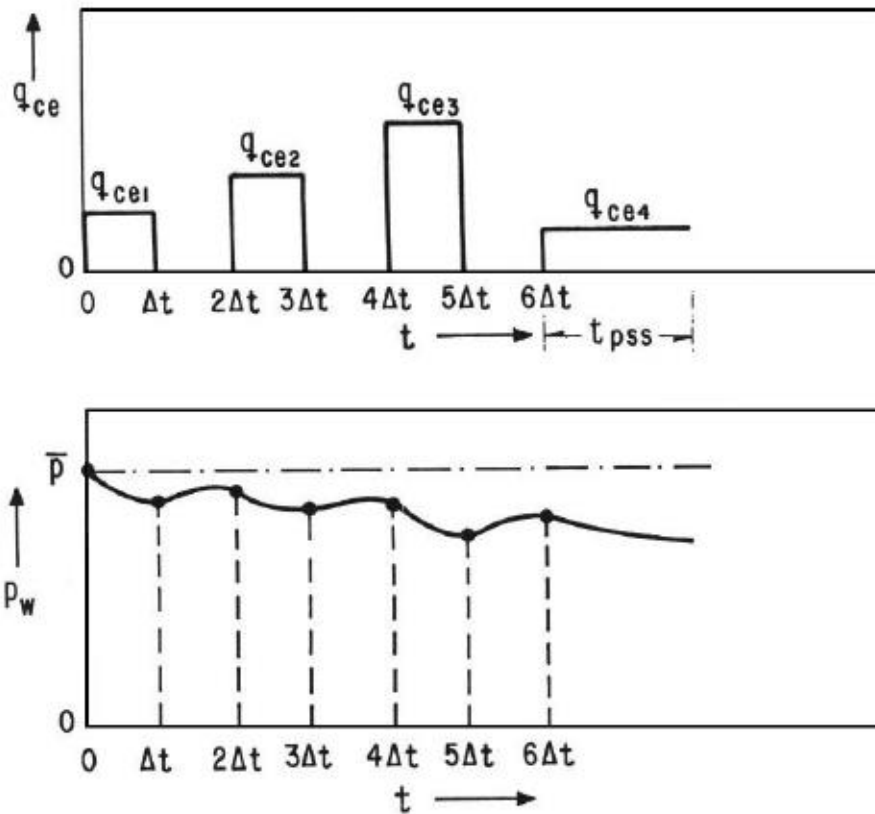


Fig. 6.6 – Variación del gasto y de la presión durante una prueba isocronal modificada.

### 6.3 Determinación del potencial de un pozo empleando los resultados del análisis de pruebas de presión

Por medio del análisis de una prueba de incremento de presión se puede determinar la presión promedio  $\bar{p}$  en el área de drenaje del pozo. Una vez que se conoce esta información, es posible trazar la curva de potencial en función de la pseudopresión por medio de la Ec. 6.11 (Al-Hussainy y Ramey, 1966):

$$q_{ce} = \frac{k h T_{ce} [ p_p ( \bar{p} ) - p_p ( p_{wf} ) ]}{5.03332 \times 10^4 p_{ce} T [ \ln ( 0.472 r_e / r_w ) + s + D q_{ce} ]} \quad (6.11)$$

Es conveniente tener presente, que para emplear esta expresión 6.11 es necesario también evaluar el daño mecánico del pozo  $s$  y el coeficiente de turbulencia  $D$ , siguiendo el método de Ramey o algún método similar.

La Ec. 6.11 puede escribirse:

$$q_{ce} = c_{pss} [p_p(\bar{p}) - p_p(p_{wf})] \quad (6.12)$$

Donde

$$c_{pss} = \frac{k h T_{ce}}{5.03332 \times 10^4 p_{ce} T \left[ \ln \left( 0.472 \frac{r_e}{r_w} \right) + s + D q_{ce} \right]} \quad (6.13)$$

La Fig. 6.7 presenta una gráfica esquemática de una curva de potencial analizada con base en la Ec. 6.12. O sea, la interpretación de una prueba de potencial por medio de esta expresión 6.12, es totalmente similar a la interpretación de pruebas de potencial anteriormente discutidas empleando las Ecs. 6.6 o 6.8.

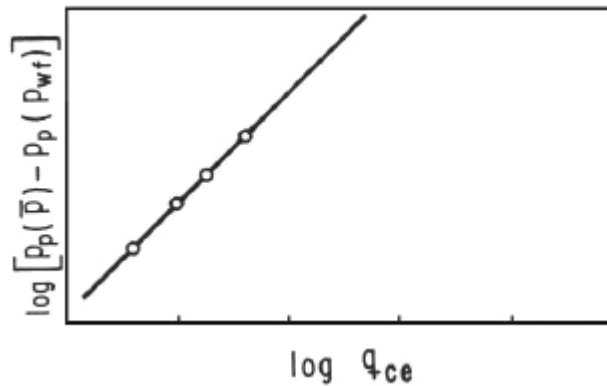


Fig. 6.7 – Gráfica esquemática de una curva de potencial analizada con base en la Ec. 6.12.

## CONCLUSIONES

El objetivo de este trabajo es presentar diferentes temas de interés que pueden utilizarse como material de apoyo en la asignatura de Ingeniería de Yacimientos de Gas, que se imparte en la carrera de Ingeniería Petrolera en la Facultad de Ingeniería.

El desarrollo de este trabajo está altamente relacionado con la Ingeniería Química ya que todas las variaciones que aquí se estudian dependen completamente de las leyes de la termodinámica y las ecuaciones de estado desarrolladas para el manejo de los fluidos.

En conclusión, la ingeniería de yacimientos de gas se define como la aplicación de los conceptos científicos a los problemas de flujo de fluidos (aceite, gas y agua) a través de medios porosos, que se presentan durante el desarrollo y producción de los yacimientos con el objetivo de obtener la máxima recuperación de hidrocarburos con la mejor rentabilidad, bajo un enfoque de trabajo multidisciplinario integral, empleando las mejores prácticas y tecnologías.

Como conclusiones del desarrollo de este trabajo se tienen las siguientes:

1. México inicio a explotar sus yacimientos de gas del tipo convencional y de baja permeabilidad desde la década de los setenta del siglo pasado, sobre todo en las cuencas de Burgos en Tamaulipas, Veracruz y Macuspana Muspac en el sureste del país. En los primeros quince años del 2000, México ha iniciado la exploración y determinación del potencial en Yacimientos No Convencionales de Gas (YNCG), ubicándose las primeras localizaciones en el norte del país en la continuidad de la formación de lutitas gasíferas Eagle Ford, la cual se encuentra en producción masiva en los E.U.A. Debido a la complejidad de los YNCG en lutitas (shale gas), de



baja permeabilidad (tight gas) y gas de carbón (coalbed methane), se han desarrollado diferentes modelos analíticos para la caracterización dinámica que permiten estimar parámetros esenciales de la formación y el volumen original de gas (G), temas que se cubren en este trabajo.

2. La Administración de Información de Energía de los E.U.A. (EIA en inglés) estimó Recursos Recuperables Técnicamente (TTR en inglés) de shale gas en 6,634 trillones de pies cúbicos de gas a c.e., tcf, de los cuales 665 tcf se estiman para los E.U.A. En México se tienen identificadas las principales cuencas de hidrocarburos de shale gas en las formaciones Pimienta-La Casita y Eagle Ford, en las cuales se estima existen TTR de 545 tcf de gas, lo que representa el 27% de las reservas de Latino América (incluyendo México) y el 8.2% del total mundial. México ocupa el quinto lugar en TTR por debajo de China (1,115 tcf), Argentina (800 tcf), Algeria (700 tcf) y E.U.A. (665 tcf).
3. Se presenta la definición e interpretación de las propiedades físicas de los fluidos hidrocarburos, aceite y condensado, gas y agua. Estas propiedades se obtienen a partir de laboratorio o pruebas PVT, de datos de producción en campo y de correlaciones empíricas desarrolladas. Para el aceite se presentan la densidad específica, la densidad relativa, la viscosidad, la compresibilidad isotérmica del aceite, el factor de volumen del aceite de la formación, la relación de solubilidad, la relación gas aceite, y el factor de volumen de la fase mixta. Para la mezcla de gases se definen el peso molecular aparente, la densidad específica, la densidad relativa, la compresibilidad de gas, la viscosidad y el factor de volumen del gas de formación y para el agua se definen la salinidad, la partes por millón de sólidos disueltos, la relación agua aceite, y la compresibilidad isotérmica.
4. Los sistemas de hidrocarburos encontrados en los yacimientos petroleros exhiben comportamientos de fase múltiples 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, condensados y agua) 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 el manejo de los fluidos en superficie y así como optimizar técnica y económicamente la recuperación de los hidrocarburos.

5. 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. Los diagramas de fase son diagramas en donde se expresan los resultados experimentales o modelos matemáticos de estos comportamientos ya sea para componentes puros o mezclas de dos o más componentes puros.
6. Se definen y caracterizan los tipos de yacimientos petroleros de acuerdo 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, existiendo 5 categorías, siendo estos yacimientos de aceite negro, de aceite volátil, de gas y condensado, de gas húmedo y de gas seco.
7. Una ecuación de estado es una expresión analítica que relaciona la presión respecto a la temperatura y el volumen. Una descripción adecuada *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.
8. Las ecuaciones de estado más simples y mejor conocidas para un peso molecular de cualquier gas ideal son la ecuación de los gases ideales y la ecuación de estado de la compresibilidad para gases reales, que se emplean para describir el comportamiento volumétrico de gases de hidrocarburos reales a presiones cercanas a la presión atmosférica y a

cualquier presión, respectivamente. Sin embargo, 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 técnicas gráficas o numéricas para su cálculo, debido a que no se pueden realizar manipulaciones matemáticas con esta ecuación de estado.

9. 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, estas limitaciones extremas 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.
10. Se revisaron algunos desarrollos y avances en el campo de las ecuaciones cúbicas empíricas de estado así como demostrar su aplicación en la ingeniería petrolera. La ecuación de estado de Redlich y Kwong modifica el término de fuerzas de atracción de la ecuación de Van der Waals, mejorando en forma considerable la predicción de las propiedades físicas y volumétricas de la fase gas, sustituyeron el término de fuerzas de atracción de presión, con un término general de dependencia de la temperatura. La ecuación de estado de Soave Redlich-Kwong realiza una modificación en la evaluación de las presiones de atracción de la ecuación de Redlich-Kwong. La ecuación de estado de Peng-Robinson predice el comportamiento de los hidrocarburos, mejorando la ecuación de estado de *Soave Redlich Kwong* proponiendo un cambio en el término de atracción molecular para predecir las densidades de líquidos y otras propiedades físicas, principalmente en la vecindad de la región crítica (por ejemplo, muy apropiado para los fluidos petroleros en yacimientos cercanos al punto crítico).
11. Para el estudio de yacimientos de aceite y de gas se requieren una serie de procedimientos de laboratorio o análisis PVT, diseñados para proporcionar

valores de las propiedades físicas de los fluidos del yacimiento requeridas en los cálculos de balance material. Los cinco principales procedimientos en el método son: medición de la composición, vaporización flash (liberación flash, relación presión-volumen, expansión flash o expansión a composición constante), vaporización diferencial (liberación diferencial o expansión diferencial), pruebas de separación y medición de la viscosidad del aceite.

12. Se presentan métodos simplificados para la predicción del comportamiento de yacimientos de gas y condensado debido a que cualquier cambio en la presión del yacimiento modifica fuertemente la composición de los hidrocarburos.
13. Una forma de predecir el comportamiento de yacimientos de gas y condensado es el duplicar su comportamiento en el laboratorio, con base en una muestra representativa de los fluidos contenidos en el yacimiento. Durante el desarrollo del experimento en el laboratorio se mantiene constante el volumen de la celda, de tal forma que se dupliquen las condiciones existentes en un yacimiento volumétrico y solamente se extrae gas a través de su parte superior, dado que para una gran parte de los yacimientos, los líquidos de condensación retrógrada que se forman quedan atrapados como una fase líquida inmóvil dentro del medio poroso. A este experimento PVT en que se mantiene constante el volumen de hidrocarburos en la celda, que es el más importante para yacimientos de gas y condensado, se le conoce como de Agotamiento a Volumen Constante.
14. El cálculo de equilibrio de fases de mezclas de hidrocarburos se lleva a cabo normalmente por medio de las constantes de equilibrio vapor-líquidos  $K_i$ . La manera más precisa de determinar las constantes de equilibrio es en forma experimental en el laboratorio. Para esto hay que llevar a cabo mediciones directas de las composiciones de las fases líquido y gas, para las diferentes presiones y temperaturas consideradas. Se presentan una

serie de estudios en que se han determinado en forma experimental las constantes de equilibrio para diferentes mezclas de hidrocarburos. Un método más exacto que este anterior para estimar las constantes de equilibrio, está basado en el concepto de presión de convergencia. La presión de convergencia,  $p_k$ , se define como la presión a la cual convergen “aparentemente” a la unidad todos los valores  $K_i$  para la temperatura de la mezcla. Esta es la presión mínima a la que, para la temperatura de interés, ya no existe el vapor y el líquido en forma separada. Si la temperatura a la cual se encuentra la mezcla es la crítica, la presión de convergencia es la presión crítica. En los problemas de ingeniería de yacimientos y de producción, en que la presión y la temperatura son altas, la composición de la mezcla de hidrocarburos afecta en forma importante a las constantes de equilibrio.

15. Finalmente, se presentan los tipos de pruebas que se requieren realizar en los pozos productores de gas con el objeto de determinar la máxima producción a la que es posible extraer el gas y poder dimensionar el desarrollo de campos de gas, definiendo el número de pozos productores, los sistemas de compresión y las instalaciones y procesos superficiales para su manejo con el objetivo de maximizar rentablemente la recuperación de los hidrocarburos, gas y condensados.

# BIBLIOGRAFÍA

## Capítulo 1

- 1.- W.D. McCain, Jr. "The Properties of Petroleum Fluids" 2da Ed. Tulsa, OK: PennWell Books, 1990
- 2.- Brown, G.G., Katz, D.L., Oberfell, G.G. y Alden, R.C.: "Natural Gasoline and the Volatile Hydrocarbons" Natural Gasoline Assn of America, Tulsa (1948)
- 3.- Katz, D. L. V. (Ed.). (1959). "Handbook of Natural Gas Engineering" McGraw-Hill.
- 4.- Stewart, W. F., Burkhardt, S. F., & Voo, D. (1959, May). Prediction of Pseudo-Critical Parameters for Mixtures. In AIChE Meeting, Kansas City, MO, May(Vol. 18).
- 5.- Standing, M.B. y Katz, D.L.: "Density of Natural Gases", *Trans AIME* (1942), 146, 140-149
- 6.- Katz, D. L. V. (Ed.). (1959). "Handbook of Natural Gas Engineering" McGraw-Hill.
- 7.- Stewart, W. F., Burkhardt, S. F., & Voo, D. (1959, May). Prediction of Pseudo-Critical Parameters for Mixtures. In AIChE Meeting, Kansas City, MO, May(Vol. 18).
- 8.- Wichert, E., & Aziz, K. (1971). Compressibility factor of sour natural gases. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 49(2), 267-273.
- 9.- Wichert, E., & Aziz, K. (1972). Calculate Zs for sour gases. *Hydrocarbon Processing*, 51(5), 119.

10.- Carr, N. L., Kobayashi, R., & Burrows, D. B. (1954). Viscosity of hydrocarbon gases under pressure. *Journal of Petroleum Technology*, 6(10), 47-55.

## **Capítulo 2**

1.- K.H. Coats, "Reservoir Simulation: State of the Art" publicación de *Petroleum Technology* (Agosto, 1982).

2.- Samaniego V.F., notas del curso de posgrado de Ingeniería de Yacimientos de Gas, FI, UNAM, diciembre 2013

3.- B.C. Craft and M. Hawkins, R.E. Terry (1991) "Applied Petroleum Reservoir Engineering" 2da Ed. Prentice Hall, New Jersey. Fig. 1.1.

4.- Arevalo V., J.A., Castellanos P., J.F., Martínez R., N. y Pumar M., F.: "Dynamic Characterization of Unconventional Gas Reservoirs. Field Cases," artículo SPE 1928491 presentado en la Unconventional Resources Technology Conference celebrada en Denver, Co., agosto, 2014.

5.- Bear 1972 (Tabla 1.2) Revisar en Elsevier si es "Dynamic of fluids in porous media" de J. Bear

6.- Bloomer, O.T., Gami, D.C. y Parent, J.D.: *Physical-Chemical Properties of Methane-Ethane Mixtures*, Research Bulletin, Institute of Gas Technology, Chicago (1953).

7.- W.D. McCain, Jr. "The Properties of Petroleum Fluids" 2da Ed. Tulsa, OK: PennWell Publishing Co., 1990

8.- Tarek Ahmed, "Reservoir Engineering Handbook", 4ta Ed. Gulf Professional Publishing

### Capítulo 3

1.- W.D. McCain, Jr. "The Properties of Petroleum Fluids" 2da Ed. Tulsa, OK: PennWell Books, 1990

2.- Standing, M.B. y Katz, D.L.: "Density of Natural Gases", *Trans AIME* (1942), 146, 140-149

3.- Brown, G.G., Katz, D.L., Oberfell, G.G. y Alden, R.C.: "Natural Gasoline and the Volatile Hydrocarbons" Natural Gasoline Assn of America, Tulsa (1948)

4.- Katz, D. L. V. (Ed.). (1959). "Handbook of Natural Gas Engineering" McGraw-Hill.

5.- Carr, N. L., Kobayashi, R., & Burrows, D. B. (1954). Viscosity of hydrocarbon gases under pressure. *Journal of Petroleum Technology*, 6(10), 47-55.

6.- Kay, W. B. (1936). Density of hydrocarbon gases and vapors at high temperature and pressure. *Ind. Eng. Chem*, 28(9), 1014-1019.

### Capítulo 4.

1.-Dake, L. P. (1978). *Fundamentals of Reservoir Engineering* Elsevier. Amsterdam, 443.

2.- Standing, M.B. y Katz, D.L.: "Density of Natural Gases", *Trans AIME* (1942), 146, 140-149

3.- Schilthuis, R. J. (1936). Active oil and reservoir energy. *Transactions of the AIME*, 118(01), 33-52.



- 4.- Craft, B. C., Hawkins, M. F., & Terry, R. E. (1959). Applied petroleum reservoir engineering (Vol. 199). Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall.
- 5.- Samaniego V.F., notas del curso de posgrado de Ingeniería de Yacimientos de Gas, FI, UNAM, diciembre 2013.
- 6.- Amyx, J. W., Bass, D. M., & Whiting, R. L. (1960). Petroleum reservoir engineering: physical properties (Vol. 1). McGraw-Hill College.
- 7.- Ramey, H. J. (1970). Approximate Solutions For Unsteady Liquid Flow In Composite Reservoirs. Journal of Canadian Petroleum Technology, 9(01).
- 8.- Agarwal, R. G., Al-Hussainy, R., & Ramey Jr, H. J. (1965). The importance of water influx in gas reservoirs. Journal of Petroleum Technology, 17(11), 1-336.
- 9.- Beggs, H. D. (1987). Oil system correlations. Petroleum Engineering Handbook, 1, 22-1.
- 10.- Dranchuk, P. M., & Kolada, L. J. (1967, January). Steady Linear Gas Flow Through Porous Media. In Fall Meeting of the Society of Petroleum Engineers of AIME. Society of Petroleum Engineers.
- 11.- Van Everdingen, A. F., & Hurst, W. (1949). The application of the Laplace transformation to flow problems in reservoirs. Journal of Petroleum Technology, 1(12), 305-324.
- 12.- Carter, R. D., & Tracy, G. W. (1960). An improved method for calculating water influx.

13.- Chierici, G. L., & Ciucci, G. M. (1967). Water drive gas reservoirs: uncertainty in reserves evaluation from past history. *Journal of Petroleum Technology*, 19(02), 237-244.

14.- Harville, D. W., & Hawkins Jr, M. F. (1969). Rock compressibility and failure as reservoir mechanisms in geopressed gas reservoirs. *Journal of Petroleum Technology*, 21(12), 1-528.

15.- McCarthy, E. L., Boyd, W. L., & Reid, L. S. (1950). The Water Vapor Content of Essentially Nitrogen-Free Natural Gas Saturated at Various Conditions of Temperature and Pressure. *Journal of Petroleum Technology*, 2(08), 241-242.

## **Capítulo 5.**

1. Samaniego V.F., notas del curso de posgrado de Ingeniería de Yacimientos de Gas, FI, UNAM, diciembre 2013.

2.- Rayes, D. G., Piper, L. D., McCain Jr, W. D., & Poston, S. W. (1992). Two-phase compressibility factors for retrograde gases. *SPE formation evaluation*, 7(01), 87-92.

3.- Eaton, B. A., & Jacoby, R. H. (1965). A New Depletion-Performance Correlation for Gas-Condensate Reservoir Fluids. *Journal of Petroleum Technology*, 17(07), 852-856.

4.- Craft, B. C., Hawkins, M. F., & Terry, R. E. (1959). *Applied petroleum reservoir engineering* (Vol. 199). Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall.

- 5.- Bashbush, J. L. (1981, January). A Method to Determine K-values from Laboratory Data and its Applications. In SPE Annual Technical Conference and Exhibition. Society of Petroleum Engineers.
- 6.- Katz, D. L., & Hachmuth, K. H. (1937). Vaporization equilibrium constants in a crude oil–natural gas system. *Industrial & Engineering Chemistry*, 29(9), 1072-1077.
- 7.- Roland, C. H., Smith, D. E., & Kaveler, H. H. (1941). Equilibrium Constants for a Gas-Distillate System. *Oil and Gas Jour*, 39(46), 128.
- 8.- F.H. Allen and R.P. Roe “Performance Characteristics of a Volumetric Condensate Reservoir”, *Trans. AIME* (1950), 189.
- 9.- J.K. Rodgers, N.H. Harrison, and S. Regier, “Comparison Between the Predicted and Actual Production History of a Condensate Reservoir.” Paper No. 883-G, *AIME*, Oct 1957.
- 10.- Hinds, R. F. (1958). The Importance of Reliable Data in Gas-Condensate Recovery Calculations. *Journal of Petroleum Technology*, 10(11), 60-62.

## **Capítulo 6**

- 1.- Aronofsky, J. S., & Jenkins, R. (1954). A simplified analysis of unsteady radial gas flow. *Journal of Petroleum Technology*, 6(07), 23-28.
- 2.- Craft, B. C., Hawkins, M. F., & Terry, R. E. (1959). *Applied petroleum reservoir engineering* (Vol. 199). Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall.

3.- Cullender, M. H. (1955). The isochronal performance method of determining the flow characteristics of gas wells.

4.- Aziz, K. (1967). Theoretical Basis of Isochronal and Modified Isochronal Back-Pressure Testing of Gas Wells. *Journal of Canadian Petroleum Technology*,6(01), 20-22.

5.- Al-Hussainy, R., & Ramey Jr, H. J. (1966). Application of real gas flow theory to well testing and deliverability forecasting. *Journal of Petroleum Technology*,18(05), 637-642.