



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

**Análisis nodal para pozos de gas
seco**

TESIS

Que para obtener el título de

INGENIERO PETROLERO

P R E S E N T A

GERMAN RODRÍGUEZ HUERTA

DIRECTOR DE TESIS

ING. OSWALDO DAVID LÓPEZ HERNÁNDEZ



Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2017

Agradecimientos.

Quiero agradecer a Dios por permitirme concluir este episodio de mi vida y darme la fe, esperanza, energía, para siempre estar feliz y satisfecho con la vida.

Quiero agradecer a mis padres, María Elizabeth Huerta Castillo y German Rodríguez Ávila, por apoyarme en todas la facetas de mi formación y mantener una estricta educación que me ayudo a ser lo que soy. A mi madre que siempre me ha apoyado sin importar las condiciones o circunstancias. A mi padre que siempre me ha trasmitido su conocimiento, experiencia y sabiduría. Gracias padres por ofrecerme una vida de comodidades, sin ustedes no hubiera logrado nada.

También quiero agradecer a mi hermano Irvin Yael Rodríguez Huerta por siempre guiarme y trasmitirme su poder de liderazgo. A mi hermana Liliana Rodríguez Huerta por compartirme su inteligencia y su fuerza de enfrentar los problemas. A Cristian Rodríguez Huerta por su apoyo y entusiasmo, encontrando siempre lo positivo de la vida. Ustedes me han mostrados que no hay límites.

A mis amigos Erick Hernández, Juan Cadena, Andrés Heredia, Orlando Mendoza que me han trasmitido su conocimiento, sabiduría y principalmente me han ayudado a mantener la fe en nuestro México. A mis amigos Ámbar Chaires, Víctor Pacheco, Eduardo Hernández, Javier Reyna, Marlene Villalpando y Raúl Ramírez, por estar presente en esta hermosa etapa de mi vida.

A mi asesor de tesis el Ingeniero Oswaldo David López por su tolerancia, paciencia y sencillez en ayudarme a concluir este trabajo. Gracias por su tiempo y calidad humana.

Contenido

CONTENIDO	I
LISTA DE TABLAS.....	III
LISTA DE FIGURAS.....	III
RESUMEN	1
INTRODUCCIÓN.....	5
1 REVISIÓN DEL ANÁLISIS NODAL EN POZOS DE GAS	7
1.1 NODO SOLUCIÓN	8
1.2 UBICACIÓN DE LOS NODOS	8
1.3 FONDO DEL POZO COMO NODO SOLUCIÓN, P_{wf}	10
1.4 CABEZA DEL POZO COMO NODO SOLUCIÓN, P_{wh}	11
2 CAPACIDAD DE APORTE EN POZOS DE GAS	13
2.1 PRODUCTIVIDAD DE POZOS VERTICALES DE GAS	13
2.1.1 Flujo Laminar.....	13
2.1.2 Flujo Turbulento.....	17
2.2 PRODUCTIVIDAD DE POZOS HORIZONTALES DE GAS.....	21
2.3 PRODUCTIVIDAD EN POZOS HORIZONTALES DE GAS PARA YACIMIENTOS FRACTURADOS.....	25
3 FLUJO DE GAS A TRAVÉS DE LA TUBERÍA DE PRODUCCIÓN.....	29
3.1 FLUJO DE GAS SECO	30
3.1.1 Método de temperatura T y factor de compresibilidad z promedio.....	31
3.1.2 Método de Cullender y Smith.....	34
3.2 FLUJO GAS MULTIFÁSICO	36
4 FLUJO DE GAS A TRAVÉS DE ESTRANGULADORES	39
4.1 FLUJO SÓNICO Y SUBSÓNICO	39
4.2 FLUJO DE GAS SECO	40
4.2.1 Coeficiente de descarga del estrangulador C_d	41
4.2.2 Temperatura en el estrangulador	43
4.2.3 Flujo Subsónico	43
4.2.4 Flujo Sónico.....	44
5 ANÁLISIS NODAL PARA POZOS DE GAS.....	46
5.1 FONDO DEL POZO COMO NODO SOLUCIÓN, P_{wf}	47
5.2 CABEZAL DEL POZO COMO NODO SOLUCIÓN, P_{wh}	49
5.3 PROGRAMA DE CÓMPUTO.....	51
CONCLUSIONES	60
RECOMENDACIONES	60
NOMENCLATURA	62

ANEXO A MUESTREO DE FLUIDOS Y ANÁLISIS PVT	64
A 1 MUESTREO DE FONDO	64
A 1.1 Profundidad de Muestreo	65
A 1.2 Procedimiento de muestreo de fondo	65
A 1.3 Acondicionamiento del pozo	66
A 2 MUESTREO EN SUPERFICIE	67
A 2.1 Muestreo en Separador	67
A 2.2 Muestreo en la cabeza de pozo	71
A 2.3 Muestreo de partición de corriente (Split-stream)	72
A 3 ANÁLISIS PVT	74
A 3.1 Composición original	75
A 3.2 Expansión a composición constante	78
A 3.3 Separación Diferencial	79
A 3.4 Agotamiento a Volumen Constante	80
A 3.5 Pruebas de separador	81
A 3.6 Prueba de Viscosidad	82
A 3.7 Equipos PVT	83
ANEXO B PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS PETROLEROS	86
B 1 PROPIEDADES DEL GAS	86
B 1.1 Densidad del gas, ρ_g	87
B 1.2 Gravedad específica del gas, γ_g	89
B 1.3 Factor de desviación, z	89
B 1.4 Factor de volumen del gas, B_g	102
B 1.5 Compresibilidad del gas, C_g	105
B 1.6 Viscosidad del gas, μ_g	109
B 2 PROPIEDADES DEL ACEITE	115
B 2.1 Densidad relativa del aceite, γ_o	115
B 2.2 Presión de Burbuja, P_o	116
B 2.3 Factor de volumen del aceite, B_o	121
B 2.4 Compresibilidad del aceite, C_o	125
B 2.5 Relación de solubilidad, R_s	129
B 2.6 Factor de volumen de la fase mixta, B_t	133
B 2.7 Densidad, ρ_o	136
B 2.8 Viscosidad, μ_o	138
ANEXO C EJEMPLOS RESUELTOS	144
ANEXO D PROPIEDADES Y CONSTANTES FÍSICAS	170
REFERENCIAS	173

Lista de Tablas

Tabla A.1 Número de cilindros conforme a los Rangos de RGA (Fontalvo et al., 2014)	71
Tabla A.2 Aplicación de las pruebas PVT según el tipo de fluido (Avendaño, 2014)	75
Tabla B.1 Composición del gas para el Ejemplo B-1	94
Tabla B.2 Cálculos para obtener la temperatura y presión crítica de un gas del Ejemplo B-1	94
Tabla B.3 Gravedad API y densidad relativa con relación al agua (Bánzer, 1996)	116
Tabla C.1 Propiedades del gas.....	144
Tabla C.2 Cálculos para generar la curva IPR.....	146
Tabla C.3 Newton-Raphson para encontrar P_{wf} a la profundidad de 1000 ft	149
Tabla C.4 Resultados para graficar la curva TPR.....	149
Tabla C.5 Newton-Raphson para determinar P_{mf}	152
Tabla C.6 Resultados del Ejemplo 3-2	153
Tabla C.7 Iteraciones del método Newton-Raphson para hallar P_{wf}	155
Tabla C.8 Iteraciones del método Newton-Raphson para hallar q_{sc}	161
Tabla C.10 Iteraciones del método Newton-Raphson para hallar q_{sc}	166
Tabla C.11 Iteraciones del método Newton-Raphson para hallar $q_{sc_{max}}$	167
Tabla C.12 Resultados para graficar las curvas IPR y TPR.....	168
Tabla D.1 Propiedades y Constantes Físicas.....	169
Tabla D.2 Propiedades y Constantes Físicas. (Continuación).....	170
Tabla D.3 Propiedades y Constantes Físicas. (Continuación).....	171

Lista de Figuras

Figura 1.1 Análisis de presiones en los diferentes compones del sistema (Modificado de Hirschfeldt, 2009).....	9
Figura 1.2 Análisis de presiones tomando como nodo solución P_{wf}	10
Figura 1.3 Análisis de presiones tomando como nodo solución P_{wh}	11
Figura 2.1 Flujo de fluido de un pozo, en un yacimiento (Economides et al., 2012)	14
Figura 2.2 Grafica de $P^2 - P_{wf}^2/q$ vs q (Modificado de Lyons, 2004)	21
Figura 2.3 Patrón de flujo para un pozo horizontal (Economides et al., 2012).	22
Figura 2.4 Flujo de gas desde la fractura hasta el pozo horizontal productor (Economides et al., 2012).....	26
Figura 2.5 Flujo de gas producido por un pozo horizontal de un yacimiento fracturado (Economides et al., 2012).....	26
Figura 3.1 Caracterización del flujo de fluido a lo largo de la tubería de producción (Guo et al., 2007).....	31
Figura 4.1 Calculo de C_d por el diámetro de la boquilla del estrangulador (Modificado de Economides et al., 2012)	41
Figura 4.2 Calculo de C_d por el diámetro del orificio del estrangulador (Modificado de Economides et al., 2012).....	42
Figura 5.1 Ubicación de los nodos para un pozo de gas seco.....	46
Figura 5.2 Análisis nodal para los dos Nodos más comunes para pozos de gas	47
Figura 5.3 Comportamiento del Análisis Nodal al cambiar el diámetro en el equipo de producción de los nodos en cuestión.....	47

Figura 5.4 Diagrama de flujo para la realizar el programa de computo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte I.....	52
Figura 5.5 Diagrama de flujo para la realizar el programa de cómputo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte I (continuación).....	53
Figura 5.6 Diagrama de flujo para la realizar el programa de computo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte I (continuación).....	54
Figura 5.7 Programa de Cómputo: menú para seleccionar el método solución.....	55
Figura 5.8 Programa de cómputo: fondo del pozo como nodo solución.	55
Figura 5.9 Diagrama de flujo para la realizar el programa de cómputo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte II.....	56
Figura 5.10 Diagrama de flujo para la realizar el programa de cómputo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte II (continuación).....	57
Figura 5.11 Diagrama de flujo para la realizar el programa de cómputo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte II (continuación).....	58
Figura 5.12 Programa de cómputo: Cabezal del pozo como nodo solución.....	59
Figura A.1 Técnicas de muestreo	64
Figura A.2 Contactos agua-aceite y aceite-gas (Modificado de Ahmed, 2007)	65
Figura A.3 Puntos de muestreo de un Separador Vertical (Modificado de Ahmed, 2007).....	68
Figura A.4 RGA vs Numero de cilindros de gas (Modificado de Fontalvo et al., 2014).....	70
Figura A.5 Posiciones del probador de muestreo (Modificado de Gómez et al., 1986)	73
Figura A.6 Sistema de muestreo "Split-stream" en un gasoducto (Modificado de Gómez et al., 1986)	74
Figura A.7 Equipo para análisis Cromatográfico (Modificado de Dandekar, 2013)	76
Figura A.8 Curvas detectadas de una Cromatografía (Modificado de Dandekar, 2013)	76
Figura A.9 Destilación de gases (Modificado de Dandekar, 2013)	77
Figura A.10 Prueba PVT de compasión constante o separación flash para una aceite negro (Modificado de Ahmed, 2007)	78
Figura A.11 Prueba PVT de separación diferencial (Modificado de Ahmed, 2007).....	80
Figura A.12 Prueba PVT de agotamiento de presión a volumen constante (Modificado de Dandekar, 2013).....	81
Figura A.13 Prueba PVT de separador de dos etapas (Modificado de Dandekar, 2013)	82
Figura A.14 Viscosímetro de bola (Industria Química, 2015)	83
Figura A.15 Esquema de una celda PVT (Dandekar, 2013).....	85
Figura B.1 Comportamiento del factor z a diferentes presiones (Arévalo, 2013)	90
Figura B.2 Propiedades pseudocriticas para el gas natural (Modificado de Ahmed, 2007)	92
Figura B.3 Factor compresibilidad z. Grafica de Standing y Katz (Arévalo, 2013).....	93
Figura B.4 Factor compresibilidad z para $0 < P_{pr} < 10$. Grafica de Dranchuk y Abou Kassem (Arévalo, 2013).....	98
Figura B.5 Factor compresibilidad z para $9 < P_{pr} < 20$. Grafica de Dranchuk y Abou Kassem (Arévalo, 2013).....	99
Figura B.6 Factor de volumen del gas, B_g (Arévalo, 2013).....	104
Figura B.7 Coeficiente de compresibilidad isotérmica del gas, C_g (Arévalo, 2013).....	106
Figura B.8 Compresibilidad Pseudoreducida de 0.1 a 1.0 (Modificado de Ahmed, 2007).....	107
Figura B.9 Compresibilidad Pseudoreducida de 0.01 a 0.1 (Modificado de Ahmed, 2007).....	108

Figura B.10 Comportamiento de la viscosidad a tres temperaturas diferentes (Arévalo, 2013)....	110
Figura B.11 Viscosidad del gas a 1 atm y temperatura de yacimiento (Banzer, 1996).	111
Figura B.12 Correlación del cociente de viscosidad (Modificado de Ahmed, 2007).....	113
Figura B.13 Factor de volumen del aceite para un aceite negro (Modificado de Ahmed, 2007) ...	121
Figura B.14 Comportamiento de la compresibilidad isotérmica del aceite negro (Arévalo, 2013).....	126
Figura B.15 Comportamiento de relación de solubilidad (Arévalo, 2013).....	129
Figura B.16 Comportamiento del Factor de volumen (Arévalo, 2013).....	134
Figura B.17 Grafica de la gravedad específica del gas (Bánzer, 1996).....	138
Figura B.18 Comportamiento de la viscosidad del aceite negro (Arévalo, 2013).....	139
Figura C.1 IPR para un pozo de gas con flujo estacionario (Economides et al., 2012).....	146
Figura C.2 Curva TPR, Profundidad vs Presión	153
Figura C.3 Curva TPR, Profundidad vs Presión	1503
Figura C.4 Grafica de IPR y TPR	163
Figura C.5 Grafica de IPR y TPR	169

Resumen

Un pozo petrolero se perfora con el objetivo de comunicar el yacimiento con la superficie, extrayendo los hidrocarburos presentes con la misma energía en que se encuentran. Los fluidos viajan a través del medio poroso del yacimiento, continúan por el aparejo de producción, para después terminar en las instalaciones superficiales las cuales están integradas por separadores de gas-líquido, plantas de tratamiento y tanques de almacenamiento.

Los fluidos están sometidos a distintas fuerzas que impiden el movimiento de estos a lo largo de su recorrido. El sistema de producción puede estar construido por diferentes configuraciones de tuberías y uniones, las cuales producen pérdidas de energía por fricción. Es importante realizar diversos análisis de forma numérica, los cuales permitan mayor comprensión y control del transporte de los hidrocarburos.

El Análisis Nodal es una técnica que consiste en la evaluación y optimización de los sistemas de recolección de fluidos hidrocarburos. Esta técnica permite predecir el comportamiento actual y futuro de un pozo productor, como resultado de este análisis, se puede diseñar las instalaciones superficiales de producción, optimizar el diseño del aparejo de producción, cuantificar el gasto máximo de producción, etc.

El Análisis Nodal se conforma por correlaciones que definen el flujo de gas a través del sistema de producción, desde el yacimiento hasta las instalaciones superficiales de producción. El sistema de producción se divide en nodos, cada nodo representa una caída de presión en el sistema. Las correlaciones son aplicadas entre los nodos, se inicia desde el nodo donde ya se tiene registrada la presión, hasta llegar al nodo solución.

La teoría del Análisis Nodal es única, ya sea para yacimientos de gas o de aceite o para las condiciones del pozo. Las correlaciones se determinan dependiendo de las condiciones del yacimiento y del pozo, considerando los elementos que generan una diferencial de presión.

En el presente trabajo se discute el método de Análisis Nodal aplicado a pozos verticales de gas seco. Este análisis implica una serie de correlaciones que describen el flujo gas a través del sistema de producción, plateando siempre el fondo del pozo o el cabezal del pozo como nodo solución. Algunas de estas correlaciones tienen forma polinómica indeterminada, las cuales requieren de numerosas iteraciones para llegar a la solución deseada. Derivando estas correlaciones y con el empleo del método numérico Newton-Raphson, la solución se obtiene en un menor número de iteraciones.

Los programas de cómputo se caracterizan por solucionar problemas de cálculo de manera instantánea. Plasmando las ecuaciones generadas para la solución del análisis nodal en un programa de cómputo, se obtendrá la solución de marea instantánea. De esta forma, se podrá obtener diferentes escenarios que ayuden a mejorar la productividad del pozo.

De esta manera, se motiva al lector el interés por la investigación hacia los pozos de gas. Aunque la prioridad por muchos años ha sido el aceite crudo, el mercado del gas natural ha evolucionado favorablemente en los últimos años, no solo en México, también en el mundo.

Abstract

An oil well is drilled with the objective to communicate the deposit with the surface, extracting the hydrocarbons with the same energy that are present. Fluids travel through the porous medium of the reservoir, continue by production tubing, and finally in the superficial installations. Gas-liquid separators, processing plants and stock-tanks, integrate the superficial installations.

The fluids are subjected to different forces impede the movement of these throughout his trajectory. The production system may be formed by different configurations of tubing, which produce energy losses by friction. It is important to perform various numerical analysis, which allow greater control of the transport of hydrocarbons.

Nodal Analysis is a technique that consists of the assessment and optimization of hydrocarbon fluids collection systems. This technique allows predicting the current and future behavior of a producing well, as a result of this analysis, it is possible to design surface production, optimize the design of the production tubing, quantify the maximum flow of production, etc.

Nodal Analysis is formed by correlations that define the flow of gas through the production system, from the reservoir to the surface production. The production system is divided into nodes; each node represents a pressure drop in the system. The correlations are applied between the nodes, starting from the node where the pressure is already registered, until reaching the solution node.

The theory of Nodal Analysis is unique, whether for gas or oil reservoirs or for well conditions. The correlations are determined depending on the conditions of the reservoir and the well, considering the elements that generate a pressure differential.

Nodal analysis applied to vertical wells of dry gas is discussed in this paper. This analysis involves a series of correlations that describe the gas flow through the production system, always plating the bottom of the well or the wellhead as node solution. Some of these correlations have an indeterminate polynomial form, which require numerous iterations to arrive at the desired solution. Deriving these correlations and the use of the Newton-Raphson numerical method, the solution is obtained in a smaller number of iterations.

Computer programs are characterized by solving calculation problems instantly. Graphing the equations generated for the solution of the nodal analysis in a computer program, will obtain the solution of instantaneous tide. In this way, different scenarios that help to improve the productivity of the well may be obtained.

In this way, the reader is updated and motivated by the interest in research into the gas wells. Although crude oil has been a priority for many years, the natural gas market has evolved favorably in recent years, not only in Mexico, but also in the world.

Introducción

El gas natural es una subcategoría del petróleo crudo, que está constituida por una mezcla compleja de hidrocarburos que se forma naturalmente. Los geólogos y los químicos coinciden en que el petróleo proviene de plantas y restos de animales que se acumulan en el suelo marino junto con los sedimentos que forman las rocas sedimentarias. Las acumulaciones de gas natural en las trampas geológicas se pueden clasificar como yacimientos. Un yacimiento es una formación porosa y permeable que contiene hidrocarburos agrupados por barreras impermeables de roca o agua (Rugstad, 2010).

El gas natural está clasificado en tres tipos: gas no asociado, gas asociado y condensado de gas. El gas no asociado proviene de yacimientos con poca cantidad de aceite. El gas asociado es el gas disuelto en el aceite a condiciones naturales de yacimiento. Por último, el gas condensado es el gas con alto contenido de hidrocarburo líquido a presiones y temperaturas de yacimiento (Bahadori, 2014).

El gas seco es el gas obtenido de los pozos productores con escasa o nula cantidad de condensados o fluidos líquidos. La producción de fluidos líquidos en los pozos de gas seco podría complicar el diseño y/o la operación de las instalaciones superficiales. El análisis de los fluidos presentes en el yacimiento puede prevenir la formación de condensados o identificar la presencia de fluidos líquidos.

El análisis de muestras permite determinar las propiedades de los fluidos para optimizar la producción, como también estimar las reservas e identificar el tipo de fluido en el yacimiento. Los resultados de los análisis de las muestras son determinantes para decidir el tipo de terminación de un pozo, diseñar un campo y diseñar las instalaciones superficiales. Las muestras de fluido de formación pueden obtenerse utilizando muestreo de fondo o de superficie, dependiendo del tipo de yacimiento (Akkurt et al., 2007).

Objetivo

- Proporcionar a la carrera de Ingeniería Petrolera un método alternativo para la solución de Análisis Nodal en pozos de gas seco.
- Mostrar el trabajo desarrollado por los investigadores Boyung Guo y Ali Ghalambor (2012) respecto al Análisis Nodal en pozos de gas.
- Desarrollar un programa de cómputo que permita solucionar el método de Análisis nodal de manera instantánea.

Alcances

- Documentar matemáticamente, el fenómeno del flujo de gas a través de la tubería de producción, desde el yacimiento hasta la superficie.
- Presentar los modelos analíticos para realizar el trazo de las curvas IPR y TPR para pozos productores de gas.
- Presentar un método que permita hallar de manera numérica y/o grafica el punto óptimo de operación.
- Desarrollar un programa de cómputo que permita resolver el método de análisis nodal de manera automática.

Contenido

El capítulo uno describe de manera teórica el método de análisis nodal para pozos de gas. Se definen algunos conceptos involucrados respecto al método.

En el capítulo dos se documenta la capacidad de aporte de un pozo productor de gas y la importancia que tiene el trazo curva IPR. Se describen las correlaciones para obtener el trazo de la curva IPR para pozos verticales, pozos horizontales y yacimientos fracturados.

En el capítulo tres se documentan las correlaciones empíricas que describen el flujo de gas a través de la tubería de producción, desde el fondo del pozo hasta la superficie.

En el capítulo cuatro se documentan las correlaciones empíricas que permiten obtener la presión en la salida del estrangulador, así como algunas condiciones del estrangulador.

El capítulo seis complementa las bases teóricas vistas en los capítulos previos, para así poder llegar a la solución del método de análisis nodal. Se describe la solución del método gráficamente, interpretando el punto de operación que hace más eficiente la producción de un pozo de gas seco. Se desarrolla un programa de cómputo para realizar los cálculos de forma eficiente y automática.

Capítulo 1

Revisión del análisis nodal en pozos de gas

El análisis de sistemas (método patentado por Schlumberger) o también conocido como análisis nodal (Nodal Analysis), es definido como la segmentación de un sistema de producción en puntos o nodos, donde se producen cambios de presión, los cuales están definidos por diferentes ecuaciones o correlaciones. Su objetivo principal es el diagnosticar el comportamiento de un pozo productor de hidrocarburos, optimizando la producción actual y futura (Hirschfeldt, 2009).

Esta aplicación fue propuesta por Gilbert en 1945 y discutida por Nind en 1964. En 1978, Kermit E. Brown y otros autores, complementaron dichas investigaciones haciendo posible un método alternativo del análisis nodal. Este análisis ha sido aplicado por varios años, ofreciendo una forma de optimizar y economizar los pozos productores de hidrocarburos.

Muchos autores han retomado este método, cada uno presentando sus interpretaciones para los diferentes fluidos presentes en el yacimiento. En el caso del gas, diversos investigadores han presentado sus resultados, aportando cada vez más información y haciendo que el Análisis Nodal sea más preciso.

En la década de los 80's, se desarrollaron una serie de ecuaciones que estudian el comportamiento del gas que fluye a través de la tubería de producción. La combinación de estas ecuaciones logra el trazo de las curvas IPR y TPR, determinando el punto de operación gráficamente. Estas ecuaciones están limitadas a ciertos rangos de las diferentes propiedades involucradas, por ejemplo: la ecuación de Polyflo solo es aplicable para el intervalo de 0.75 a 7.0 *bar*, la ecuación de Panhandle solo es aplicable para presiones superiores a los 7.0 *bar*, la ecuación de Weymouth aplica para diámetros de tubería de entre 0.8 y 11.8 pulgadas, la ecuación de Oliphant solo puede utilizarse si se conoce la presión en la cabeza y en el fondo del pozo (Narváez, 1999).

En 1994, Economides, M. et al., presentaron su libro *Petroleum Production Systems* en el cual introducen diferentes ecuaciones para determinar la curva IPR y TPR en forma simplificada. Sin embargo, el punto de operación aun es calculado gráficamente.

Posteriormente los investigadores Boyung Guo y Ali Ghalambor (2005), retomaron diversos trabajos logrando mejorar el método de análisis nodal. Estos autores se basaron principalmente en las investigaciones de Economides et al. (1994), deduciendo las

ecuaciones y logrando calcular analíticamente el punto de operación. Además, incluyeron el método numérico de Newton-Raphson a estas nuevas ecuaciones generadas, para obtener el resultado deseado.

El Análisis Nodal ha sido aplicado por varios años para analizar el sistema de producción a partir de cada uno de sus componentes. El procedimiento en general es muy sencillo y aplica para pozos productores de gas o de aceite. El método consiste en dividir el sistema de producción en diferentes puntos o nodos, seleccionar el nodo solución, y aplicar las distintas ecuaciones o correlaciones de flujo para calcular las caídas de presión entre los nodos hasta llegar al nodo solución (Hirschfeldt, 2009).

1.1 Nodo solución

Se le llama nodo a todos los componentes que conforman el sistema de producción, que provocan una caída de presión dentro del sistema. Los nodos deben asignarse de manera que se puedan aplicar distintas ecuaciones o correlaciones de flujo.

El nodo solución, es el nodo seleccionado al cual se le adicionaran o restaran las diferenciales de caídas de presión que se encuentran dentro del sistema; es decir, es el nodo incógnita al cual se le determinara convenientemente la presión de operación. Este nodo por lo general se ubica en el aparejo de producción, donde las condiciones de flujo pueden ser modificadas por un operador en beneficio de la producción de un pozo (Guo, B., Ghalambor, A., 2012).

Los nodos solución de interés en este trabajo son: el fondo del pozo (P_{wf}) y el cabezal de producción (P_{wh}). Debido a que las ecuaciones y correlaciones presentadas por Guo y Ghalambor son específicamente para estos dos nodos.

1.2 Ubicación de los nodos

El análisis nodal se inicia en los nodos donde las presiones son conocidas. Las presiones siempre conocidas son: la presión de entrada y la presión de salida; es decir, la presión de entrada es la que se registra en el yacimiento (P_r), y la presión de salida es la presión en la cabeza del pozo (P_{wh}). Estas presiones se consideran constantes o fijas e independientes del gasto (Hirschfeldt, 2009).

Por otra parte, la división del sistema en nodos dependerá del sistema de producción, este puede ser relativamente simple o puede incluir componentes que produzcan cambios o pérdidas de presión. Un ejemplo general de un sistema de producción, es el que se muestra en la **Figura 1.1**.

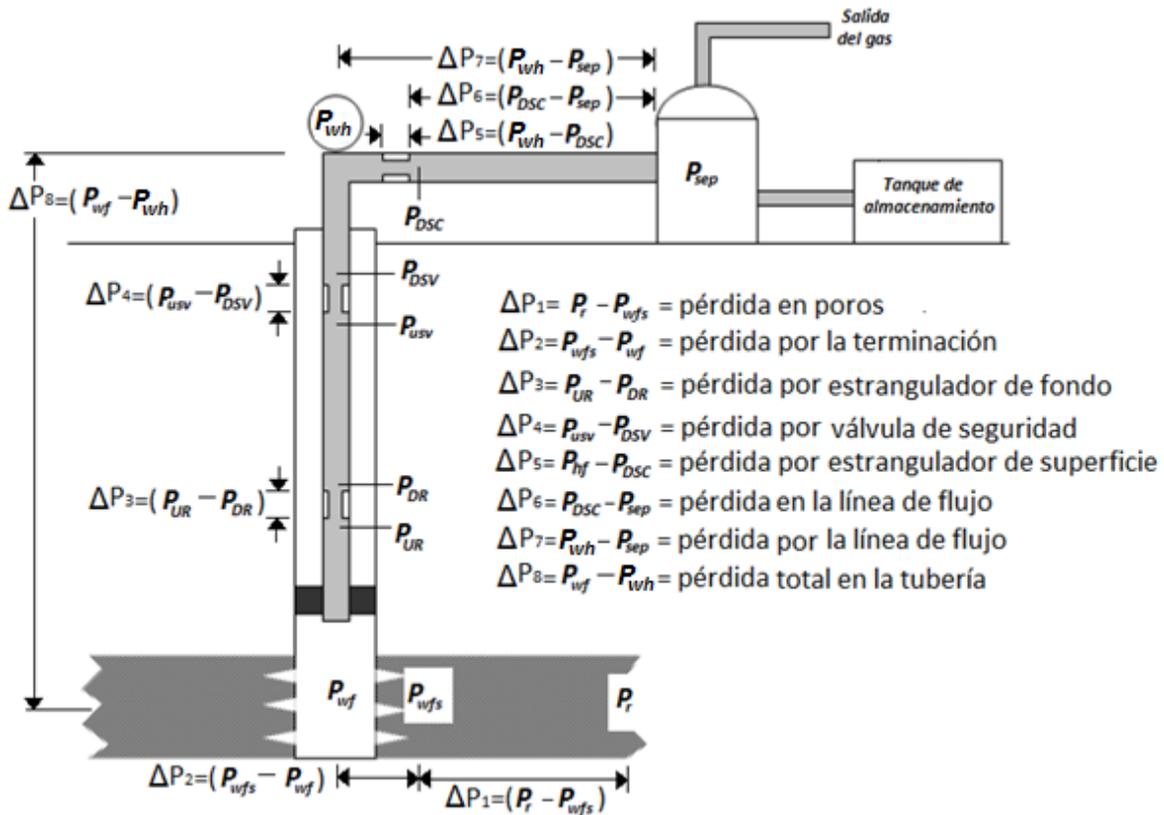


Figura 1.1 Análisis de presiones en los diferentes componentes del sistema (Modificado de Hirschfeldt, 2009).

El análisis nodal se realiza sobre el principio de continuidad de presión, es decir, sólo hay un valor único de presión para cada nodo, no importa si la presión es evaluada desde la entrada (Upstream) o salida (Downstream) del nodo (Hirschfeldt, 2009).

Una vez seleccionado el nodo solución, la presión en el nodo es calculada en ambas direcciones, comenzando desde una de las presiones conocidas (P_r o P_{wh}). La presión en la entrada de cualquiera de los nodos será igual a la presión conocida menos las caídas de presión que ocurren en los componentes del sistema, y viceversa para la salida del nodo, es decir:

- *Entrada al nodo (Inflow)*

$$P_r - \Delta P(\text{componentes upstream}) = P_{nodo}$$
- *Salida del nodo (Outflow)*

$$P_{wh} + \Delta P(\text{componentes downstream}) = P_{nodo}$$

1.3 Fondo del pozo como nodo solución, P_{wf}

Este nodo se ubica a la altura media de la zona productora. El sistema queda dividido en dos partes como se muestra en la **Figura 1.2**.

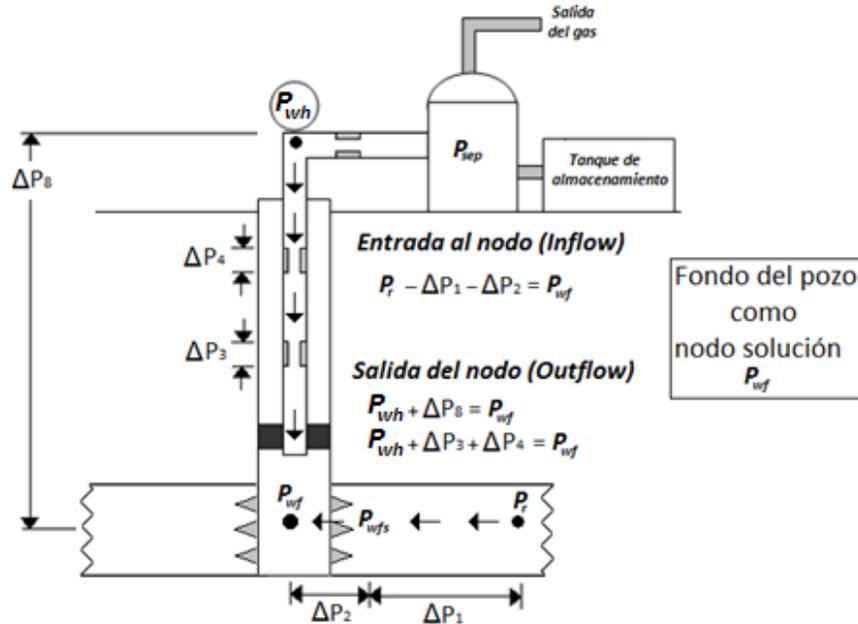


Figura 1.2 Análisis de presiones tomando como nodo solución P_{wf} .

La entrada del nodo (Inflow) la conforman todos los nodos o caídas de presión que se encuentran desde la P_r hasta el nodo solución, es decir:

$$P_{wf} = P_r - \Delta P_1 - \Delta P_2 \quad , \dots\dots\dots 1.1$$

la salida del nodo (Outflow) la conforman todos los nodos o caídas de presión que se encuentren desde la P_{wh} hasta el nodo solución, es decir:

$$P_{wf} = P_{wh} + \Delta P_3 + \Delta P_4 \quad \dots\dots\dots 1.2$$

El análisis de nodos como se presenta en la Ecuación 1.1 y la Ecuación 1.2, pueden variar dependiendo de las condiciones del yacimiento o de los componentes del sistema productor. Si las condiciones son modificadas desde P_r hasta el nodo solución, la ecuación en la entrada del nodo también se verá afectada por ese cambio; de igual manera para los nodos que se encuentran desde P_{wh} hasta el nodo solución, el efecto se reflejará en la ecuación de la salida del nodo (Hirschfeldt, 2009).

Las correlaciones para determinar la presión en la entrada del nodo se presentan en el capítulo 2; mientras que las correlaciones para determinar la presión en salida del nodo se muestran en el capítulo 3.

1.4 Cabeza del pozo como nodo solución, P_{wh}

Este nodo se localiza en la cabeza del pozo, específicamente en el estrangulador de flujo. En la **Figura 1.3** se muestra la división del sistema.

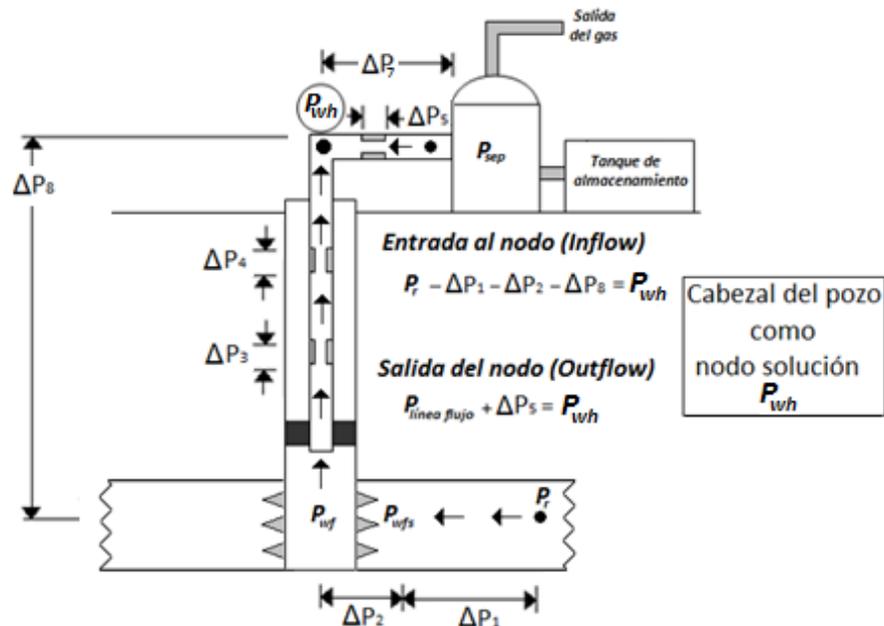


Figura 1.3 Análisis de presiones tomando como nodo solución P_{wf} .

La entrada del nodo (*Inflow*) lo conforman todos los nodos o caídas de presión que se encuentran desde la P_r hasta el nodo solución, es decir:

$$P_{wh} = P_r - \Delta P_1 - \Delta P_2 - \Delta P_8 \quad , \dots\dots\dots 1.3$$

la salida del nodo (*Outflow*) lo conforman todos los nodos o caídas de presión que se encuentren desde la $P_{línea\ flujo}$ hasta el nodo solución, es decir:

$$P_{wh} = P_{línea\ flujo} + \Delta P_5 \quad . \dots\dots\dots 1.4$$

Las correlaciones para determinar la presión en la entrada del nodo (Inflow) se encuentran en el capítulo 2; las correlaciones para la salida del nodo (Outflow) se presentan en el capítulo 4.

Capítulo 2

Capacidad de aporte en pozos de gas

El índice de productividad relativo, IPR, es un indicador de la capacidad de aporte de un pozo. El IPR se define como la relación no lineal entre la tasa de producción y el diferencial de la caída de presión en el pozo ($P_r - P_{wf}$).

El trazo de la curva IPR depende de las condiciones de flujo, es decir, flujo transitorio, flujo estacionario o flujo pseudo-estacionario, que son determinados por las condiciones del entorno o límite del yacimiento (Guo y Ghalambor, 2012).

2.1 Productividad de pozos verticales de gas

En este capítulo se presentan diferentes métodos utilizados para establecer el comportamiento de afluencia de un pozo vertical productor de gas. Con los datos obtenidos de este análisis, se puede generar una curva que ayude a entender el comportamiento de la producción de un pozo con respecto a la presión, es decir, la curva IPR. Los métodos para obtener estos datos, son discutidos a continuación, para flujo laminar y flujo turbulento (Economides et al., 2012).

2.1.1 Flujo Laminar

Se le conoce como flujo laminar, al tipo de movimiento de un fluido cuando éste es perfectamente ordenado, de manera que el fluido se mueve de manera suave en láminas paralelas. Cuando el gradiente de velocidad es bajo, las partículas se desplazan siguiendo una trayectoria definida (Economides et al., 2012).

Para poder entender el proceso de flujo en medios porosos, se recurre a la ley de Darcy:

$$q = \frac{kA}{\mu} \frac{dp}{dx}, \dots\dots\dots (2.1)$$

dónde

q = gasto de producción de gas

A = área de la sección transversal de flujo
 k = permeabilidad efectiva
 μ = viscosidad del fluido
 dp/dx = gradiente de presión en la dirección del flujo

En coordenadas radiales:

$$q = \frac{k(2\pi rh)}{\mu} \frac{dp}{dr} , \dots\dots\dots (2.2)$$

donde r es la distancia radial, h es el espesor del yacimiento y dp/dr es gradiente de presión en la dirección del flujo radial. En la **Figura 2.1**, se describe el comportamiento de flujo radial de un fluido.

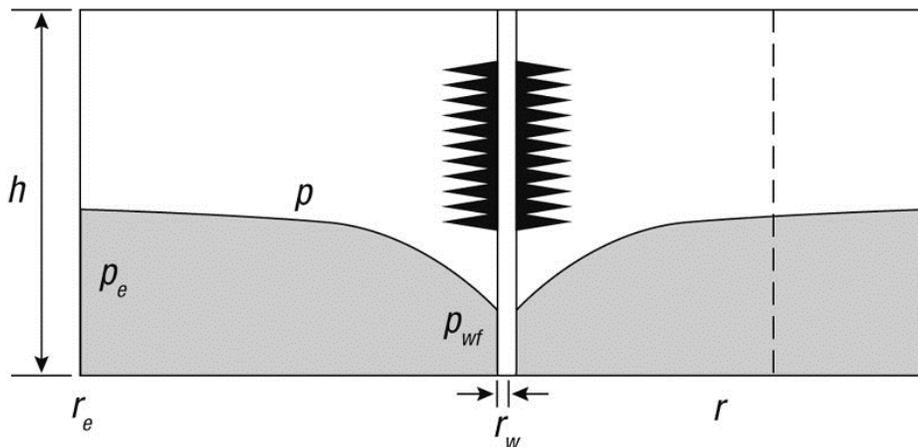


Figura 2.1 Flujo de fluidos de un pozo, en un yacimiento (Economides et al., 2012).

La ecuación de continuidad (Ecuación 2.3) y la ecuación de estado (Ecuación 2.4), se pueden integrar a la Ecuación 2.2.

$$\rho_1 q_1 = \rho_2 q_2 , \dots\dots\dots (2.3)$$

$$\rho = \frac{PM}{ZRT} . \dots\dots\dots (2.4)$$

Por lo general, el flujo de gas es considerado a condiciones estándar. Si se iguala la Ecuación 2.3 con la Ecuación 2.4 se tiene que:

$$q_{@c.y.} \frac{P_{@c.y.} M}{Z_{@c.y.} RT_{@c.y.}} = q_{@c.e.} \frac{P_{@c.e.} M}{Z_{@c.e.} RT_{@c.e.}} , \dots\dots\dots (2.5)$$

el factor z a condiciones estándar es aproximado a la unidad, resolviendo para $q_{@c.e.}$ se tiene que:

$$q_{@c.e.} = \frac{P_{@c.y.} T_{@c.e.}}{P_{@c.e.} Z_{@c.y.} T_{@c.y.}} q_{@c.y.} , \dots\dots\dots (2.6)$$

expresando el gasto para flujo radial en la Ecuación 2.6,

$$q_{@c.e.} = \frac{P_{@c.y.} T_{@c.e.}}{P_{@c.e.} Z_{@c.y.} T_{@c.y.}} \frac{2\pi rkh}{\mu} \frac{dp}{dr} , \dots\dots\dots (2.7)$$

ordenando la ecuación la Ecuación 2.7,

$$\int_{P_{wf}}^{\bar{P}_e} P_{@c.y.} dp = \frac{q_{@c.e.} P_{@c.e.} \bar{\mu} z T_{@c.y.}}{T_{@c.e.} 2\pi kh} \int_{r_w}^{r_e} \frac{dr}{r} , \dots\dots\dots (2.8)$$

integrando la Ecuación 2.8, se obtiene la Ecuación 2.9,

$$\frac{\bar{P}_e^2 - P_{wf}^2}{2} = \frac{q_{@c.e.} P_{@c.e.} \bar{\mu} z T_{@c.y.}}{T_{@c.e.} 2\pi kh} \ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right) , \dots\dots\dots (2.9)$$

las condiciones estándar para la presión es de 14.7 *psia* y 60 °F para la temperatura. Convirtiendo el gasto de *STB/d* a *Mscf/d* y agregando el factor de daño, S , en la Ecuación 2.9, se tiene la Ecuación 2.10

$$q = \frac{kh(\bar{P}_e^2 - P_{wf}^2)}{1424\bar{\mu}zT\left(\ln\frac{r_e}{r_w} + S\right)} \dots\dots\dots (2.10)$$

La Ecuación 2.10 se puede recomodar y expresar de la siguiente manera:

$$\left(\bar{P}_e^2 - P_{wf}^2\right) = \frac{1424q\bar{\mu}zT}{kh} \left(\ln\frac{r_e}{r_w} + S\right) , \dots\dots\dots (2.11)$$

donde

\bar{P}_e = presión promedio del radio de drene (psia)

P_{wf} = presión de fondo fluyendo (psia)

q = gasto de producción de gas (Mscf/d)

$\bar{\mu}$ = viscosidad promedio del gas (cp)

\bar{z} = factor de compresibilidad promedio

T = temperatura de yacimiento (°R)

k = permeabilidad (md)

h = espesor del yacimiento (ft)

r_e = radio del área de drene (ft)

r_w = radio del pozo (ft)

S = factor de daño total

La Ecuación 2.11 expresa la aproximación del flujo transitorio en términos de la presión cuadrada. El régimen transitorio es aquel que ocurre mientras el gasto y/o presión cambian con el tiempo, es decir, $\partial P/\partial t = variable$. Ver el **Ejemplo 2-1** del anexo C.

El gasto de gas es directamente proporcional a la pseudo-presión, la cual es definida como:

$$m(p) = 2 \int_{P_{wf}}^{\bar{P}_e} \frac{P}{\mu z} dp \dots\dots\dots (2.12)$$

La Ecuación 2.11 en términos de pseudo-presión se puede expresar de la siguiente manera:

$$q = \frac{kh[m(\bar{P}_e) - m(P_{wf})]}{1424T \left(\ln \frac{r_e}{r_w} + S \right)} \dots\dots\dots (2.13)$$

Otra forma común de expresar la Ecuación 2.11, para flujos de gas razonablemente pequeños, donde el flujo laminar es evidente, es:

$$q = C(\bar{P}_e^2 - P_{wf}^2) \dots\dots\dots (2.14)$$

Para flujos más grandes, donde el flujo laminar no es evidente, la siguiente expresión es aplicada:

$$q = C(\bar{P}_e^2 - P_{wf}^2)^n \dots\dots\dots (2.15)$$

donde C y n son constantes empíricas para ambos casos y que pueden ser determinadas con las siguientes expresiones:

$$C = \frac{q_1}{\left(\overline{P_e^2} - P_{wf1}\right)^n}, \dots\dots\dots (2.16)$$

$$n = \frac{\log\left(\frac{q_1}{q_2}\right)}{\log\left(\frac{\overline{P_e^2} - P_{wf1}}{\overline{P_e^2} - P_{wf2}}\right)}, \dots\dots\dots (2.17)$$

donde el valor de n se encuentra entre 0.5 y 1.

Es evidente que para la solución de las constantes C y n son necesarios dos puntos de prueba que pueden ser (q_1, P_{wf1}) y (q_2, P_{wf2}) .

Después de un periodo inicial de producción con gasto y/o presión no constante, es decir, flujo transitorio, las condiciones de frontera externa ($q = 0$ y $p = cte$) comienzan a afectar la producción en el pozo y el flujo se estabiliza. Cuando la estabilización se lleva a cabo, la condición de frontera externa a presión constante da origen al flujo denominado pseudo-estacionario.

La aproximación para el flujo pseudo-estacionario en términos de la presión cuadrada, se observa en la siguiente expresión:

$$\left(\overline{P_e^2} - P_{wf}^2\right) = \frac{1424q\mu zT}{kh} \left(\ln 0.472 \frac{r_e}{r_w} + S \right) \dots\dots\dots (2.18)$$

2.1.2 Flujo Turbulento

El flujo turbulento también es conocido como flujo no Darciano, este tipo de flujo es común en los pozos de gas con elevadas velocidades de flujo. Se le conoce como flujo turbulento al movimiento de un fluido de forma caótica o errática, en donde las partículas se mueven desordenadamente formando pequeños remolinos (Economides, 2012).

Aronofsky y Jenkins desarrollaron una solución general para el flujo de gas a través de medios porosos utilizando la ecuación de flujo de Forchheimer, la cual se expresa de la siguiente forma:

$$q = \frac{kh[\bar{P}_e^2 - P_{wf}^2]}{1424\bar{\mu}\bar{z}T \left[\ln\left(\frac{r_d}{r_w}\right) + S + Dq \right]}, \dots\dots\dots (2.19)$$

donde

q = gasto de producción de gas ($Mscf/d$)

k = permeabilidad (md)

h = espesor del yacimiento (ft)

\bar{P}_e = presión promedio del radio de drene ($psia$)

P_{wf} = presión de fondo fluyendo ($psia$)

T = temperatura de yacimiento ($^{\circ}R$)

$\bar{\mu}$ = viscosidad promedio del gas (cp)

\bar{z} = factor de compresibilidad promedio

r_d = radio efectivo de drene (ft)

r_w = radio del pozo (ft)

S = factor de daño total

D = coeficiente de flujo no Darciano ($día/Mscf$)

Según Aronofsky y Jenkins, el radio efectivo de drene es independiente del tiempo y se obtiene del resultado de $r_d = 0.472r_e$. Otra forma de obtenerlo, es a través de la siguiente ecuación:

$$\frac{r_d}{r_w} = 1.5\sqrt{t_D}, \dots\dots\dots (2.20)$$

donde

$$t_D = \frac{0.000264kt}{\phi\mu C_i r_w^2} \dots\dots\dots (2.21)$$

Se han presentado un gran número de ecuaciones para obtener el coeficiente de flujo no Darciano, D , una forma de calcularlo es con la siguiente expresión:

$$D = \frac{5.18 \times 10^{-5} \gamma_g}{\mu h r_w k^{0.2}} \beta, \dots\dots\dots (2.22)$$

donde

D = coeficiente de flujo no Darciano (*día/Mscf*)

γ_g = gravedad específica del gas

$\bar{\mu}$ = viscosidad promedio del gas (*cp*)

k = permeabilidad cercana a la pared del pozo (*md*)

h = espesor del yacimiento (*ft*)

r_w = radio del pozo (*ft*)

β = es el coeficiente de flujo turbulento y se obtiene del resultado de la expresión:

$$\beta = \frac{2.33 \times 10^3}{k^{1.201}} \dots \dots \dots (2.23)$$

La aproximación para el cálculo del gasto para flujo pseudo-estacionario, en términos de la presión cuadra da a presiones inferiores a los 2000 *psi*, es a través de la siguiente expresión:

$$q = \frac{kh \left[\bar{P}_e^2 - P_{wf}^2 \right]}{1424 \bar{\mu} \bar{z} T \left[\ln \left(\frac{0.472 r_e}{r_w} \right) + S + Dq \right]} \dots \dots \dots (2.24)$$

A presiones superiores a los 3000 *psi*, el gas tiende a comportarse como un líquido, debido a que se encuentra altamente comprimido. Para estas condiciones, el cálculo del gasto de gas para flujo pseudo-estacionario se puede aproximar de la siguiente manera:

$$q = \frac{kh \left[\bar{P}_e^2 - P_{wf}^2 \right]}{141.2 \times 10^3 \bar{B}_g \bar{\mu} \left[\ln \left(\frac{0.472 r_e}{r_w} \right) + S + Dq \right]} , \dots \dots \dots (2.25)$$

donde \bar{B}_g es el promedio del factor de volumen del gas expresado en (*RB/scf*).

Por otra parte, la Ecuación 2.24 es frecuentemente expresada de la siguiente forma:

$$\bar{P}_e^2 - P_{wf}^2 = \frac{1424 \bar{\mu} \bar{z} T}{kh} \left(\ln \frac{0.472 r_e}{r_w} + S \right) q + \frac{1424 \bar{\mu} \bar{z} T D}{kh} q^2 \dots \dots (2.26)$$

El lado derecho de la igualdad de esta ecuación es idéntica a la desarrollada anteriormente (Ecuación 2.9) para el flujo laminar; sin embargo, en el lado izquierdo de la igualdad se observan los efectos del flujo turbulento. Katz presento una expresión más completa para flujo en estado pseudo-estacionario:

$$\overline{P_e^2} - P_{wf}^2 = \frac{1.424\mu zT}{kh} \left[\ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right) + s \right] q + \frac{3.16 \times 10^{-12} \beta \gamma_g zT \left(\frac{1}{r_w} - \frac{1}{r_e} \right)}{h^2} q^2 \quad (2.27)$$

donde

q = gasto de producción de gas ($Mscf/d$)

k = permeabilidad horizontal, K_H (md)

h = espesor del yacimiento (ft)

$\overline{P_e}$ = presión promedio del radio de drene ($psia$)

P_{wf} = presión de fondo fluyendo ($psia$)

T = temperatura de yacimiento ($^{\circ}R$)

μ = viscosidad del gas (cp)

z = factor de compresibilidad

r_e = radio del área de drene (ft)

r_w = radio del pozo (ft)

γ_g = gravedad específica del gas

β = coeficiente de flujo turbulento de la ecuación de Forchheimer y se puede calcular mediante la correlación de Tek, Coats y Katz:

$$\beta = \frac{5.5 \times 10^9}{k^{1.25} \phi^{0.75}} \quad (2.28)$$

Si se considera el gasto de gas constante, la Ecuación 2.27 puede resumirse con la siguiente expresión:

$$\overline{P_e^2} - P_{wf}^2 = Aq + Bq^2 \quad (2.29)$$

donde las constantes A y B pueden ser calculadas con diferentes puntos de prueba, como se muestra en las siguientes expresiones:

$$B = \frac{(\overline{P_e^2} - P_{wf1}^2)q_2 - (\overline{P_e^2} - P_{wf2}^2)q_1}{q_1^2 q_2 - q_2^2 q_1} \quad (2.30)$$

$$A = \frac{(\overline{P}^2 - P_{wf1}^2) - Bq_1^2}{q_1} \dots\dots\dots (2.31)$$

Si se grafica $\frac{(\overline{P}^2 - P_{wf}^2)}{q}$ vs q , la constante A corresponde a la ordena al origen y la constante B corresponde a la pendiente, como se muestra en la **Figura 2.2**.

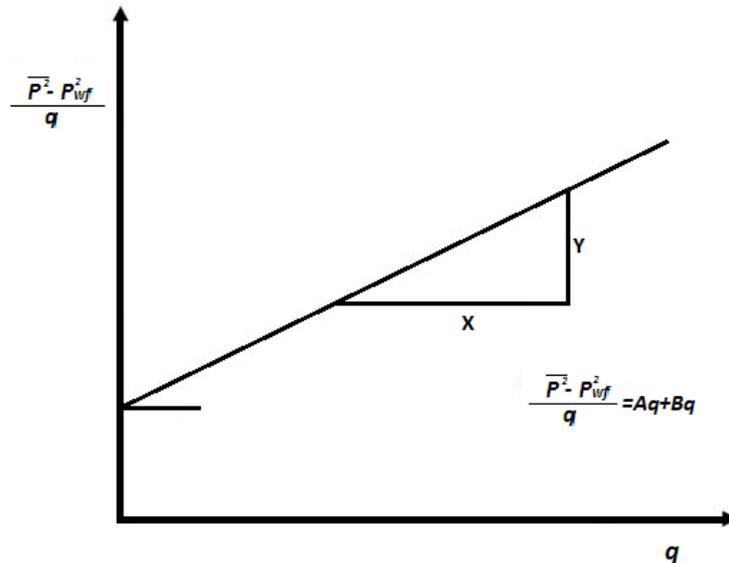


Figura 2.2 Grafica de $(\overline{P}^2 - P_{wf}^2)/q$ vs q (Modificado de Lyons, 2004).

2.2 Productividad de pozos horizontales de gas.

En la década de los 80s, la producción de hidrocarburos con pozos horizontales comenzó a ser frecuente. Los pozos horizontales demostraron ser exitosos en un gran número de aplicaciones como la producción de aceites pesados, yacimientos con fracturas múltiples, formaciones con buena permeabilidad vertical (k_v), yacimientos con espesores reducidos ($h < 50 ft$), entre otras. En la **Figura 2.3** se muestra el patrón de drene de un pozo horizontal, donde la longitud de la tubería horizontal (L_H) mantiene contacto con el yacimiento. Los patones de flujo vistos en este tipo de tuberías, es una combinación de flujo radial, lineal y esférico.

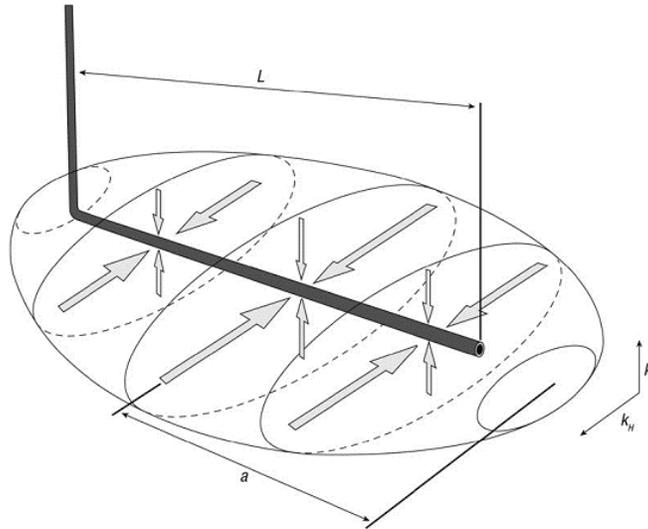


Figura 2.3 Patrón de flujo para un pozo horizontal (Economides et al., 2012).

Joshi (1998) presentó un modelo matemático para el flujo de aceite en tubería horizontal, el cual considera flujo estacionario en el plano horizontal y flujo pseudo-estacionario para el plano vertical. La ecuación de Joshi fue modificada por Economides et al. (1994), incluyendo el efecto de anisotropía del yacimiento. Guo (2012) señala que la ecuación de Joshi es efectiva para yacimientos de alta productividad, debido a que se puede despreciar el efecto de fricción por la presión en el tramo horizontal. Guo sugiere que la siguiente ecuación modificada de Joshi puede ser aplicada para pozos de gas con alta productividad:

$$q = \frac{k_H h (\overline{P}_e^2 - P_{wf}^2) F_g}{1424 \overline{\mu z T} \left[\ln \left(\frac{a + \sqrt{a^2 - \left(\frac{L_H}{2}\right)^2}}{\frac{L_H}{2}} \right) + \frac{I_{ani} h}{L_H} \ln \left(\frac{I_{ani} h}{r_w (I_{ani} + 1)} \right) + S + Dq \right]}, \dots (2.32)$$

donde

$$a = \frac{L_H}{2} \sqrt{\frac{1}{2} + \sqrt{\frac{1}{4} + \left(\frac{r_{eH}}{\frac{L_H}{2}}\right)^4}}, \dots (2.33)$$

$$I_{ani} = \sqrt{\frac{K_H}{K_v}}$$

q = gasto de producción de gas (Mscf/d)

k_H = permeabilidad horizontal (md)

k_v = permeabilidad vertical (md)

r_{eH} = radio del área de drene del pozo horizontal (ft)

L_H = longitud horizontal del pozo ($L_H/2 < 0.9 r_{eH}$) (ft)

\bar{P}_e = presión promedio del radio de drene (psia)

P_{wf} = presión de fondo fluyendo (psia)

T = temperatura de yacimiento ($^{\circ}R$)

$\bar{\mu}$ = viscosidad promedio del gas (cp)

\bar{z} = factor de compresibilidad promedio

S = factor de daño total

D = coeficiente de flujo no Darciano (día/Mscf)

F_g = factor de corrección para la fricción del orificio de drene (de no existir, $F_g = 1$)

El factor de corrección F_g se define como:

$$F_g = \frac{Q_{gH, \text{ Fricción}}}{Q_{gH, \text{ No-Fricción}}}, \dots\dots\dots (2.34)$$

donde $Q_{gH, \text{ Fricción}}$ y $Q_{gH, \text{ No-Fricción}}$ son predicciones de los gastos de gas obtenidos de modelos matemáticos con y sin considerar la fricción en el pozo (Guo y Ghalambor, 2012). La $Q_{gH, \text{ No-Fricción}}$ puede obtenerse con la Ecuación 2.35, la cual asume que la tubería horizontal se encuentra en área productora.

$$Q_{gH, \text{ No-Fricción}} = J_{sp,g} L_H (P_e^2 - P_{wf}^2), \dots\dots\dots (2.35)$$

donde

$$J_{sp,g} = \frac{k_H}{1424 \bar{\mu} \bar{z} \left\{ I_{ani} \ln \left[\frac{h}{r_w (I_{ani} + 1)} \right] + \frac{\pi y_b}{h} - I_{ani} (1.224 - S) \right\}}, \dots\dots\dots (2.36)$$

y

$$I_{ani} = \sqrt{\frac{k_H}{k_v}}, \dots\dots\dots (2.37)$$

L_H = longitud horizontal del pozo (ft)

P_e = presión del yacimiento (psi)

P_{wf} = presión de fondo fluyendo (psi)

h = espesor del yacimiento (ft)

k_H = permeabilidad horizontal (md)

k_v = permeabilidad vertical (md)

y_b = distancia de la frontera del área de drene (ft)

S = factor de daño total

T = temperatura de yacimiento ($^{\circ}R$)

\bar{z} = factor de compresibilidad promedio

$\bar{\mu}$ = viscosidad promedio del gas (cp)

La $Q_{gH, \text{Fricción}}$ se obtiene de la Ecuación 2.38,

$$Q_{gH, \text{Fricción}} = \frac{3J_{sp,g}P_r}{\left(\frac{3}{C}\right)^{2/3}} \{2[F_1(z_0) - F_1(z)] - [F_2(z_0) - F_2(z)]\} , \dots\dots\dots (2.38)$$

donde

$$z = \frac{P_e}{3} \left[C_2 - \left(\frac{3}{C}\right)^{2/3} L_H \right] , \dots\dots\dots (2.39)$$

$$z_0 = \frac{P_e C_3}{3} , \dots\dots\dots (2.40)$$

$$F_1(z) = 3^{-\frac{1}{3}} \left\{ \log(z + 3^{-1/3}) - \frac{1}{2} \log\left(z^2 - 3^{-\frac{1}{3}}z + 3^{-\frac{2}{3}}\right) + 3^{-1/3} \arctan\left[\frac{3^{-\frac{1}{3}}}{3} \left(2 * 3^{-\frac{1}{3}}z - 1\right)\right] \right\} , (2.41)$$

$$F_1(z_0) = 3^{-\frac{1}{3}} \left\{ \log(z_0 + 3^{-1/3}) - \frac{1}{2} \log\left(z_0^2 - 3^{-\frac{1}{3}}z_0 + 3^{-\frac{2}{3}}\right) + 3^{-1/3} \arctan\left[\frac{3^{-\frac{1}{3}}}{3} \left(2 * 3^{-\frac{1}{3}}z_0 - 1\right)\right] \right\} , (2.42)$$

$$F_2(z) = 2F_1(z) + \frac{3z}{3z^3 + 1} , \dots\dots\dots (2.43)$$

$$F_2(z_0) = 2F_1(z_0) + \frac{3z_0}{3z_0^3 + 1} , \dots\dots\dots (2.44)$$

$$C = \frac{140.86}{J_{sp}} \sqrt{\frac{P_{wH} d_h^5}{f_f \gamma_g T}} , \dots\dots\dots (2.45)$$

$$C_2 = \left(\frac{3}{C}\right)^{2/3} L_H + \frac{3}{P_e} \left(\frac{P_e - \frac{1}{3}(P_e - P_{wH})}{P_e - P_{wH}} \right)^{1/3} , \dots\dots\dots (2.46)$$

donde

P_{wH} = presión horizontal del pozo (psi)

d_h = diámetro equivalente de la zona de drene (psi)

f = factor de fricción

γ_g = gravedad específica del gas

2.3 Productividad en pozos horizontales de gas para yacimientos fracturados.

Algunas formaciones de baja productividad son perforadas de forma no convencional. Los yacimientos de Shale gas, son formación de muy baja porosidad y permeabilidad, por lo que son explotados de forma no convencional, es decir, mediante el uso del fracturamiento hidráulico.

La explotación de un yacimiento de Shale gas se realiza mediante la perforación de un pozo horizontal, por el cual se bombea un fluido altamente viscoso a un gasto elevado; cuando la presión de bombeo es mayor que la de la formación, se crean canales o fracturas por el cual el gas comienza a fluir. Si el área de drene es suficientemente grande en comparación con la región fracturada del yacimiento, puede prevalecer el flujo radial (Economides, 2012).

Por otro lado, Raghavan y Joshi (1998) presentaron el primer modelo matemático que puede predecir la productividad de los pozos horizontales con múltiples fracturas transversales en la formación, utiliza el radio efectivo del pozo (flujo radial) para simular el flujo de fluido de la fractura hacia el pozo; sin embargo, Li et al. (1996) lo mejoró presentando un modelo analítico en el cual incluye el flujo en la fractura. Li considero flujo lineal del yacimiento hacia las fracturas, flujo lineal dentro de las fracturas y finalmente, flujo radial de las fracturas hasta el pozo horizontal. Debido a la baja permeabilidad que prevalece, el flujo de fluido desde la región no-fracturada hasta al pozo horizontal es despreciado. En la **Figura 2.4** se ilustra el flujo de gas desde la fractura hasta el pozo horizontal productor.

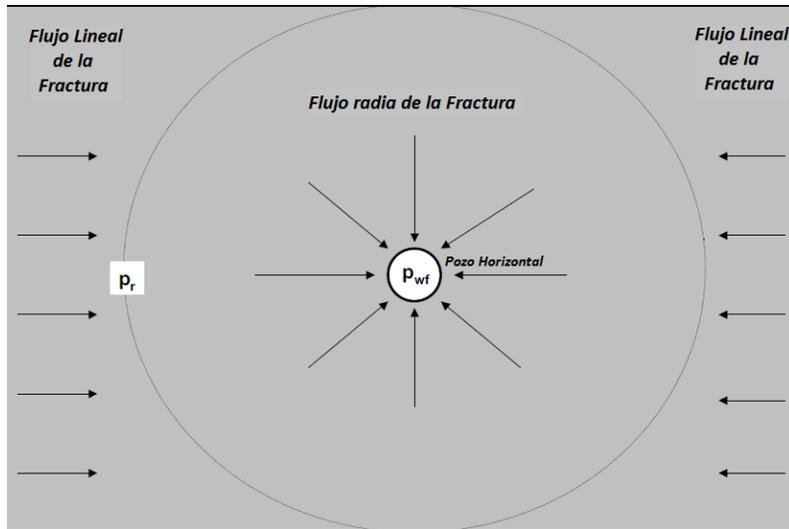


Figura 2.4 Flujo de gas desde la fractura hasta el pozo horizontal productor (Economides et al., 2012).

En la Figura 2.5 se muestra un yacimiento fracturado, el cual es producido por un pozo horizontal. El círculo blanco señalado en la Figura 2.5, divide el área productora en dos regiones, donde la región interna es la región fracturada y la región externa es la región no fracturada del yacimiento.

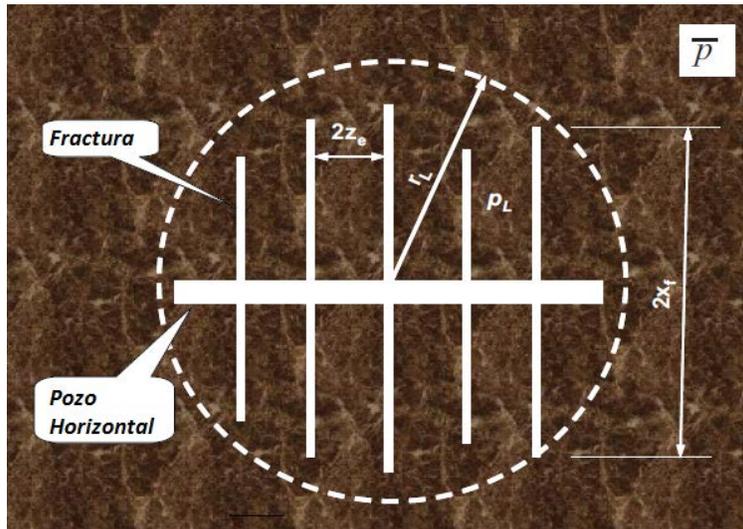


Figura 2.5 Flujo de gas producido por un pozo horizontal de un yacimiento fracturado (Economides et al., 2012).

Para la región externa, se puede aplicar el siguiente modelo de productividad:

$$q = \frac{k_H h (\overline{P}_e^2 - P_L^2)}{1424 \overline{\mu} z T \left(\frac{1}{2} \ln \frac{4A}{\gamma_s C_A r_L^2} \right)}, \dots \dots \dots (2.47)$$

donde

$$r_L = \sqrt{\frac{4n\bar{z}_e\bar{x}_f}{\pi}}, \dots\dots\dots (2.48)$$

q = gasto de producción de gas ($Mscf/d$)

k_H = permeabilidad horizontal, (md)

\bar{P}_e = presión promedio del radio de drene ($psia$)

P_L = presión de flujo en la región fracturada ($psia$)

T = temperatura de yacimiento ($^{\circ}R$)

$\bar{\mu}$ = viscosidad promedio del gas (cp)

\bar{z} = factor de compresibilidad promedio

γ_g = peso específico del gas

\bar{z}_e = distancia entre fracturas (ft)

\bar{x}_f = longitud de la fractura (ft)

C_A = puede estimarse del resultado de $C_A = 39.51 - 8.5214R_A$

La relación del radio del área de drene, R_A , puede ser calculada con la siguiente expresión:

$$R_A = \frac{n\bar{z}_e}{\bar{x}_f} \dots\dots\dots (2.49)$$

Guo y Schechter (1997) presentaron su propio modelo para el cálculo del gasto de gas para un yacimiento fracturado de flujo transversal:

$$q = \sum_{i=1}^n \frac{4.475 \times 10^{-4} h}{\bar{\mu} \bar{z} T \sqrt{C_i} \left(\frac{z_{ei} - z_{si}}{k_H} + \frac{z_{si}}{k_{si}} \right)} \left(1 - e^{-\sqrt{C_i} x_{fi}} \right) (P_L^2 - P_r^2), \dots\dots (2.50)$$

donde

$$C_i = \frac{24}{k_{fi} w_i \left[\frac{(z_{ei} - z_{si})}{k_H} + \frac{z_{si}}{k_{si}} \right]}, \dots\dots\dots (2.51)$$

z_{ei} es el punto medio de la distancia entre dos fracturas, es decir, la mitad de la distancia entre la fractura (i) y la fractura ($i + 1$). z_{si} es la profundidad y k_{si} la permeabilidad, ambas son de la zona alterada cercana a la superficie fracturada (i); y P_r es la presión en la fractura antes de que el gas comience a fluir hacia el pozo horizontal.

Furui (2003) presento un modelo matemático de flujo lineal-radial utilizado para la productividad de pozos a través de multi-fracturas uniformes, la expresión es la siguiente:

$$q = \sum_{i=1}^n \frac{5.85 \times 10^{-5} k_{fwi} w_{wi} (P_r^2 - P_{wf}^2)}{\bar{\mu} z T \left[\ln \left(\frac{h}{2r_{wi}} \right) + \pi - (1.224 - S_i - Dq) \right]}, \dots \dots \dots (2.52)$$

donde k_{fwi} es la permeabilidad de la fractura en la región cercana al pozo, w_{wi} es el ancho de la fractura (i) en la región cercana al pozo, y S_i es el factor de daño de la fractura (i). Combinando la Ecuación 2.47 y la Ecuación 2.52, se puede obtener una expresión para el cálculo del gasto de gas en yacimientos fracturados, expresado de la siguiente manera:

$$q = \frac{1}{\left(\frac{1}{J_R} + \frac{1}{J_L} + \frac{1}{J_r} \right)} (P_e^2 - P_{wf}^2), \dots \dots \dots (2.53)$$

donde

$$J_R = \frac{k_H h}{1424 \bar{z} \bar{\mu}_g T \left(\frac{1}{2} \ln \frac{4A}{\gamma_g C_A r_L^2} \right)}, \dots \dots \dots (2.54)$$

$$J_L = \sum_{i=1}^n \frac{4.475 \times 10^{-4} h}{\bar{z} \bar{\mu}_g T \left(\frac{z_{ei} - z_{si}}{k_H} + \frac{z_{si}}{k_{si}} \right)} \left(1 - e^{-\sqrt{C_i x_{fi}}} \right), \dots \dots \dots (2.55)$$

$$J_r = \sum_{i=1}^n \frac{5.85 \times 10^{-5} K_{fwi} w_{wi}}{\bar{z} \bar{\mu}_g T \left[\ln \left(\frac{h}{2r_{wi}} \right) + \pi - (1.224 - S_i - Dq) \right]}, \dots \dots \dots (2.56)$$

Capítulo 3

Flujo de gas a través de la tubería de producción

En el capítulo 2, se mencionan los modelos que predicen el flujo de gas desde el yacimiento hasta el pozo productor. Sin embargo, el gasto máximo de producción de gas de un pozo, se determina mediante la presión en la cabeza del pozo y el gasto de flujo en la tubería de producción. El gasto de flujo de un pozo depende de la geometría de las tuberías de producción y de las propiedades físicas de los fluidos producidos. Los pozos de gas están constituidos principalmente de gases con pequeñas fracciones de agua, condensados, y algunas fracciones de arena de las zonas productoras. El análisis de productividad o gasto de un pozo, implica la relación entre el tamaño de la tubería, la presión en cabeza y en el fondo del pozo, como también la velocidad de flujo de gas y las propiedades del fluido (Economides, 2012).

Es de gran importancia para los ingenieros de yacimientos de gas el análisis del gasto de flujo de un pozo, debido a que con esta propiedad se realiza el diseño de los equipos superficiales de producción, y en consecuencia se logra la optimizar la producción de los pozos.

El gas puede ser producido por la tubería de producción (TP) o por la tubería de revestimiento (TR), en algunos casos por ambas tuberías, dependiendo de cuál trayectoria de flujo tiene mejor productividad. En la mayoría de los casos, a resultado como la mejor opción de producción de gas, es través de la TP, ya que evita la formación de líquidos en la tubería.

Este capítulo se centra en la determinación de la Curva de Levantamiento Vertical (VLP, Vertical Lift Performance), también conocida en la literatura como Curva del Tubing (TPR, Tubing Performance Relationship); se presenta la aplicación de la curva para la predicción del gasto de producción de un pozo. Se muestran los modelos matemáticos para la producción de gas por TP, mismos que son válidos para la producción de gas por espacio anular, siempre y cuando sea utilizado el diámetro hidráulico de la TR (Guo y Ghalambor, 2012).

3.1 Flujo de gas seco

La Curva de Levantamiento Vertical (VLP) está definida como la relación que existe entre el tamaño de la tubería de producción (TP), las propiedades de los fluidos, el gasto de flujo, la presión en el fondo del pozo y la presión en la cabeza del pozo. La curva VLP representa la caída de presión necesaria para producir un fluido a través de la tubería de producción a un gasto de flujo específico. Esta Curva de Levantamiento Vertical muestra la presión que requiere un fluido para poder llegar a superficie (Romero, 2007).

La primera ley de la termodinámica (conservación de la energía) regula el flujo de gas en la tubería. El efecto de la variación de la energía cinética es despreciable, debido a que la variación en los diámetros de la tubería es insignificante en la mayoría de los pozos de gas.

Si se considera un fluido monofásico que fluye desde el punto 1 al punto 2 en una tubería de producción con una longitud L y altura Δz (**Figura 3.1**). La primera ley de la termodinámica se obtiene de la siguiente ecuación para la caída de presión:

$$\frac{dP}{\rho} + \frac{g}{g_c} dZ + \frac{f_M v^2 dL}{g_c d_i} = 0 \quad , \dots\dots\dots (3.1)$$

donde

$$dZ = \cos\theta dL \quad , \dots\dots\dots (3.2)$$

$$\rho = \frac{29\gamma_g P}{ZRT} \quad , \dots\dots\dots (3.3)$$

$$v = \frac{4q_{sc} Z P_{sc} T}{\pi d_i^2 T_{sc} P} \quad , \dots\dots\dots (3.4)$$

dP = diferencial de presión

g = aceleración gravitacional

g_c = factor de conversión gravitacional ($32.17 \text{ lb}_m - ft/\text{lb}_f - s^2$)

ρ = densidad del gas

dZ = incremento de la elevación o Δz

dL = incremento de la longitud de la tubería

v = velocidad de flujo

d_i = diámetro interno de la tubería

f_M = factor de fricción

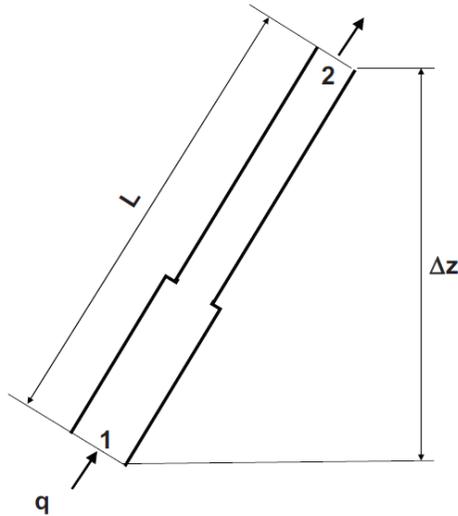


Figura 3.1 Caracterización del flujo de fluido a lo largo de la tubería de producción (Guo et al., 2007).

La Ecuación 3.1 se puede escribir como:

$$\frac{zRT}{29\gamma_g} \frac{dP}{P} + \left\{ \frac{g}{g_c} \cos \theta + \frac{8fQ_{sc}^2 P_{sc}^2}{\pi^2 g_c d_i^5 T_{sc}^2} \left[\frac{zT}{P} \right]^2 \right\} dL = 0 \quad \dots\dots\dots (3.5)$$

La expresión 3.5, es una ecuación diferencial ordinaria que regula el flujo de gas en la tubería de producción.

Aunque la temperatura, T , puede expresarse como una función lineal de la longitud, L , a través del gradiente geotérmico, el factor de compresibilidad z es una función de la presión y la temperatura, por lo que esto hace difícil resolver de forma analítica la Ecuación 3.5. Afortunadamente, la industria petrolera ha desarrollado soluciones aproximadas a la Ecuación 3.5.

3.1.1 Método de temperatura (\bar{T}) y factor de compresibilidad (\bar{z}) promedio

Si se supone el promedio de los valores de la temperatura y el factor de compresibilidad z , la Ecuación 3.5 se puede expresar de la siguiente forma (Guo,B., Ghalambor, A., 2012):

$$\frac{\bar{z}\bar{R}\bar{T}}{29\gamma_g} \frac{dP}{P} + \left\{ \frac{g}{g_c} \cos \theta + \frac{8fQ_{sc}^2 P_{sc}^2 \bar{z}^{-2} \bar{T}^2}{\pi^2 g_c d_i^5 T_{sc}^2 P^2} \right\} dL = 0 \quad \dots\dots\dots (3.6)$$

Separando las variables de la Ecuación 3.6 e integrando respecto a la longitud de la tubería (dL), se obtiene:

$$P_{wf}^2 = Exp(s)P_{wh}^2 + \frac{8f[Exp(s) - 1]Q_{sc}^2 P_{sc}^2 \bar{z}^2 \bar{T}^2}{\pi^2 g_c d_i^5 T_{sc}^2 \cos \theta} , \dots\dots\dots (3.7)$$

donde

$$s = \frac{(58\gamma_g g L \cos \theta)}{g_c R \bar{z} \bar{T}} \dots\dots\dots (3.8)$$

Para el Sistema Ingles, las Ecuaciones 3.7 y 3.8 toman la siguiente forma:

$$P_{wf}^2 = Exp(s)P_{wh}^2 + \frac{6.67 \times 10^{-4} [Exp(s) - 1] f_M q_{sc}^2 \bar{z}^2 \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} , \dots\dots\dots (3.9)$$

donde

$$s = \frac{0.0375 \gamma_g L \cos \theta}{\bar{z} \bar{T}} , \dots\dots\dots (3.10)$$

P_{wf} = presión de fondo fluyendo (*psia*)

P_{wh} = presión en la cabeza del pozo (*psia*)

f_M = factor de fricción

q_{sc} = gasto de producción de gas (*Mscf/d*)

\bar{z} = factor de compresibilidad promedio

\bar{T} = temperatura promedio del pozo ($^{\circ}R$)

d_i = diámetro interno de la tubería (*pg*)

L = profundidad del pozo (*ft*)

γ_g = gravedad específica del gas

El factor de fricción de Darcy-Wiesbach, f_M , se puede determinar de forma tradicional a través de los siguientes parámetros: diámetro de la tubería, rugosidad de la pared y el número de Reynolds. Otra forma de determinar el factor de fricción es a través de las Ecuaciones 3.11 y 3.12, las cuales asumen que el flujo de gas a través de la tubería es de régimen turbulento, que es muy típico en los pozos de gas (Economides et al., 2012).

$$f_M = \frac{0.01750}{d_i^{0.224}} \text{ para } d_i \leq 4.277in , \dots\dots\dots (3.11)$$

$$f_M = \frac{0.01603}{d_i^{0.164}} \text{ para } d_i > 4.277in \dots\dots\dots (3.12)$$

Guo sugiere utilizar la ecuación de Nikuradse, la cual determina el factor de fricción para flujo totalmente turbulento en tuberías rugosas:

$$f_M = \left[\frac{1}{1.74 - 2 \log \left(\frac{2\varepsilon}{d_i} \right)} \right]^2, \dots\dots\dots (3.13)$$

donde

d_i = diámetro interno de la tubería (pg)

ε = rugosidad de la tubería (pg)

Debido a que el factor de compresibilidad promedio se encuentra en función de la Ecuación 3.9, es necesario aplicar un método de iteración numérica. El método de Newton-Raphson puede ser usado debido a su eficiencia de convergencia. Despejando la Ecuación 3.9, se tiene:

$$P_{wf}^2 - Exp(s)P_{wh}^2 - \frac{6.67 \times 10^{-4} [Exp(s) - 1] f_M q_{sc}^2 \bar{z}^{-2} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} = 0, \dots\dots\dots (3.14)$$

Derivando con respecto a la presión del fondo del pozo (P_{wf}), se tiene que:

$$\frac{\partial}{\partial P_{wf}^2} \left(P_{wf}^2 - Exp(s)P_{wh}^2 - \frac{6.67 \times 10^{-4} [Exp(s) - 1] f_M q_{sc}^2 \bar{z}^{-2} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} \right), \dots\dots (3.15)$$

$$f'(P_{wf}) = 2P_{wf}, \dots\dots\dots (3.16)$$

El método de Newton-Raphson dice que, $x = x_n$, comenzando con un valor inicial x_0 y denotando cada valor de x con un subíndice n hasta encontrar la o las raíces de la función, de manera que $f(x_n) = 0$, por lo tanto:

$$x_{n+1} = x_n - \frac{f(x_n)}{f'(x_n)}, \dots\dots\dots (3.17)$$

Ver el **Ejemplo 3-1** del anexo C.

3.1.2 Método de Cullender y Smith

Cullender y Smith (Katz et al. 1959) plantearon una solución a la Ecuación 3.7, esta solución consiste en la integración de la presión. Para llegar a la integración, Cullender y Smith ordenaron la Ecuación 3.7 de la siguiente manera:

$$\frac{\frac{P}{zT} dp}{\frac{g}{g_c} \cos \theta \left(\frac{P}{zT} \right)^2 + \frac{8f_M Q_{sc}^2 P_{sc}^2}{\pi^2 g_c d_i^5 T_{sc}^2}} = -\frac{29\gamma_g}{R} dL \quad \dots\dots\dots (3.18)$$

Integrando el lado derecho la Ecuación 3.18 y dejando indicado el lado izquierdo la integral como la diferencial de la presión, se tiene:

$$\int_{P_{wh}}^{P_{wf}} \left[\frac{\frac{P}{zT}}{\frac{g}{g_c} \cos \theta \left(\frac{P}{zT} \right)^2 + \frac{8f_M Q_{sc}^2 P_{sc}^2}{\pi^2 g_c d_i^5 T_{sc}^2}} \right] dp = -\frac{29\gamma_g L}{R} \quad \dots\dots\dots (3.19)$$

pasando la Ecuación 3.19 al sistema Ingles, se obtiene la siguiente expresión:

$$\int_{P_{wh}}^{P_{wf}} \left[\frac{\frac{P}{zT}}{0.001 \cos \theta \left(\frac{P}{zT} \right)^2 + 0.6666 \frac{f q_{sc}^2}{d_i^5}} \right] dp = 18.75\gamma_g L \quad \dots\dots\dots (3.20)$$

Si la integración se denota con el símbolo *I*, es decir:

$$I = \frac{\frac{P}{zT}}{0.001 \cos \theta \left(\frac{P}{zT} \right)^2 + 0.6666 \frac{f q_{sc}^2}{d_i^5}} \quad \dots\dots\dots (3.21)$$

la Ecuación 3.20 quedaría de la siguiente manera:

$$\int_{P_{wh}}^{P_{wf}} I dp = 18.75\gamma_g L \quad \dots\dots\dots (3.22)$$

integrando el lado derecho de la Ecuación 3.22, esta se puede expresar como se muestra a continuación:

$$\frac{(P_{mf} - P_{wh})(I_{mf} - I_{hf})}{2} + \frac{(P_{wf} - P_{mf})(I_{wf} - I_{mf})}{2} = 18.75\gamma_g L, \dots (3.23)$$

donde P_{mf} es la presión a la profundidad media, es decir, la que se encuentra en el punto medio de la profundidad L . Las variables I_{hf} , I_{mf} y I_{wf} son la integral de I evaluado en P_{wh} , P_{mf} y P_{wf} , respectivamente. Suponiendo que cada término de lado derecho de la igualdad de la Ecuación 3.23 representa la mitad de la integración, es decir (Guo y Ghalambor, 2012):

$$\frac{(P_{mf} - P_{wh})(I_{mf} - I_{hf})}{2} = \frac{18.75\gamma_g L}{2}, \dots (3.24)$$

$$\frac{(P_{wf} - P_{mf})(I_{wf} - I_{mf})}{2} = \frac{18.75\gamma_g L}{2}, \dots (3.25)$$

simplificando la Ecuación 3.24 y 3.25, se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$P_{mf} = P_{wh} + \frac{18.75\gamma_g L}{I_{mf} + I_{hf}}, \dots (3.26)$$

$$P_{wf} = P_{mf} + \frac{18.75\gamma_g L}{I_{wf} + I_{mf}}, \dots (3.27)$$

donde

P_{mf} = presión a la profundidad media del pozo (*psia*)

P_{wh} = presión en la cabeza del pozo (*psia*)

I_{mf} = Ecuación 3.21 a la profundidad media del pozo

I_{hf} = Ecuación 3.21 en la cabeza del pozo

L = profundidad del pozo (*ft*)

γ_g = gravedad específica del gas

Debido a que I_{mf} se encuentra en función de la presión a la profundidad media P_{mf} , se requiere el uso del método de iteración Newton-Raphson para resolver la Ecuación 3.26. Ya obtenido el valor de P_{mf} , se puede solucionar la Ecuación 3.27 para obtener el valor de P_{wf} . De acuerdo al método de Newton-Raphson, la derivada parcial de la ecuación $f(P_{mf})$ queda de la siguiente manera:

$$\frac{\partial}{\partial P_{mf}} \left(P_{mf} - P_{wh} - \frac{18.75 \gamma_g L}{I_{mf} + I_{hf}} \right) , \dots\dots\dots (3.28)$$

$$f'(P_{mf}) = 1 \dots\dots\dots (3.29)$$

De la misma forma, la derivada parcial para $f(P_{wf})$:

$$\frac{\partial}{\partial P_{wf}} \left(P_{wf} - P_{mf} - \frac{18.75 \gamma_g L}{I_{wf} + I_{mf}} \right) \dots\dots\dots (3.30)$$

$$f'(P_{wf}) = 1 \dots\dots\dots (3.31)$$

Ver el **Ejemplo 3-2** en el anexo C.

3.2 Flujo gas multifásico

Todos los pozos de gas pueden llegar a producir una cierta cantidad de líquidos; estos líquidos pueden ser agua de formación y/o gas condesado. En algunos casos, el gas condesado no llega hasta la superficie debido a las condiciones de presión y temperatura. Algunos pozos de gas pueden llegar a producir partículas de arena y carbón. Todos estos pozos son llamados pozos de gas multifásico.

Las ecuaciones para generar la curva de levantamiento (TPR) presentadas anteriormente no son válidas para pozos de gas multifásico. Para analizar los pozos de gas multifásico, Guo, Sun y Ghalambor presentaron un modelo de flujo de cuatro fases (gas, aceite-agua, solido). Este modelo solo es válido para flujo de gas multifásico, siendo el gas el principal componente de la mezcla.

Según Guo, Sun y Ghalambor, la siguiente ecuación se puede utilizar en pozos de gas multifásico para el cálculo de la presión (en lbf/ft^2) a una profundidad L .

$$b(P_{wf} - P_{wh}) + \frac{1-2bM}{2} \ln \left| \frac{(P_{wf} + M)^2 + N}{(P_{wh} + M)^2 + N} \right| - \frac{M + \frac{b}{c}N - bM^2}{\sqrt{N}} \left[\tan^{-1} \left(\frac{P_{wf} + M}{\sqrt{N}} \right) - \tan^{-1} \left(\frac{P_{wh} + M}{\sqrt{N}} \right) \right] = a(\cos \theta + d^2 e)L \quad (3.32)$$

Donde los parámetros a, b, c, d, e, N y M , son definidos por las siguientes expresiones:

$$a = \frac{0.0765\gamma_g Q_{sc} + 350\gamma_o q_o + 350\gamma_w q_w + 350\gamma_s q_s}{4.07\bar{T}Q_{sc}} \quad (3.33)$$

$$b = \frac{5.615q_o + 5.615q_w + q_s}{4.07\bar{T}Q_{sc}} \quad (3.34)$$

$$c = 0.00678 \frac{\bar{T}Q_{sc}}{A} \quad (3.35)$$

$$d = \frac{0.00166}{A} (5.615q_o + 5.615q_w + q_s) \quad (3.36)$$

$$e = \frac{f}{2gD_i} \quad (3.37)$$

$$M = \frac{cde}{\cos \theta + d^2 e} \quad (3.38)$$

$$N = \frac{c^2 e \cos \theta}{(\cos \theta + d^2 e)^2} \quad (3.39)$$

donde

P_{wf} = presión de fondo fluyendo (lb/ft^3)

P_{wh} = presión en la cabeza del pozo (lb/ft^3)

L = profundidad del pozo (ft)

γ_g = gravedad específica del gas

Q_{sc} = gasto de producción de gas (scf/d)

γ_o = gravedad específica del aceite

q_o = gasto de aceite (STB/d)

γ_w = gravedad específica del agua

q_w = gasto de agua (Bbl/d)

γ_s = gravedad específica de los solidos

q_s = gasto de solidos (ft^3/d)

A = área de la sección transversal de flujo (ft^2)

f_M = factor de fricción

g = aceleración de la gravedad (ft/s^2)

\bar{T} = temperatura promedio del pozo ($^{\circ}R$)

D_i = diámetro interno de la tubería (ft)

Se encontró que las presiones (P_{wf}) obtenidas de la Ecuación 3.32 son aproximadamente 1.5% más bajas que los valores obtenidos de la Ecuación 3.7 para los pozos de gas en una sola fase, esto es debido a que se consideró gas ideal para el modelo de flujo de gas multifásico. Por otro lado, si se deriva la Ecuación 3.38 para poder aplicar el método de Newton-Raphson y encontrar la solución, se tiene que:

$$\frac{\partial}{\partial P_{wf}} \left[b(P_{wf} - P_{wh}) + \frac{1 - 2bM}{2} \ln \left| \frac{(P_{wf} + M)^2 + N}{(P_{wh} + M)^2 + N} \right| - \frac{M + \frac{b}{c}N - bM^2}{\sqrt{N}} \left[\tan^{-1} \left(\frac{P_{wf} + M}{\sqrt{N}} \right) - \tan^{-1} \left(\frac{P_{wh} + M}{\sqrt{N}} \right) \right] - a(\cos \theta + d^2 e) L \right], \quad (3.40)$$

derivando y simplificando:

$$f'(P_{wf}) = \frac{P_{wf}c + Nbc + bP_{wf}^2c - Nb}{c(N + (P_{wf} + M)^2)} \dots \dots \dots (3.41)$$

Ver el **Ejemplo 3-3** en el anexo C.

Capítulo 4

Flujo de gas a través de estranguladores

El estrangulador es un dispositivo instalado en la cabeza del pozo o en el aparejo de producción, que tiene como objetivo restringir la línea de flujo provocando una caída de presión y/o reducir el gasto de producción. Los estranguladores tradicionalmente se clasifican por el tipo de restricción, por el diámetro del orificio o por su ubicación en el pozo.

En los pozos de gas, el gasto de producción es controlado con estranguladores con el fin de prevenir producción la de arena y/o la conificación de agua. En este capítulo se presenta el desempeño de los estranguladores bajo diferentes condiciones de flujo, es decir, flujo sónico o subsónico (Economides et al., 2012).

4.1 Flujo Sónico y Subsónico

El flujo de gas a través de estranguladores es generalmente muy significativo, y puede ser evaluado bajo condiciones de flujo sónico y subsónico. No existe una ecuación universal para predecir la caída de presión.

El flujo sónico o flujo crítico de un fluido es definido como el flujo del fluido con una velocidad equivalente a la velocidad de propagación de una onda de sonido en el medio (fluido). El flujo sónico del gas se presenta frecuentemente cuando el flujo de gas incrementa su velocidad al pasar a través de un estrangulador o reducción y la velocidad alcanza la velocidad del sonido (Guo y Ghalambor, 2005).

El flujo sónico depende de la relación de presión (entrada y salida del estrangulador), si esta relación es menor que la relación de presión crítica existe flujo sónico. Si este cociente de presión es mayor o igual a la relación de presión crítica, el flujo es subsónico. La relación de presión crítica a través de estranguladores se expresa en la Ecuación 4.1.

$$\left(\frac{P_{outlet}}{P_{up}} \right)_c = \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k}{k-1}}, \dots\dots\dots (4.1)$$

donde

$$\frac{P_{dn}}{P_{up}} < \left(\frac{P_{outlet}}{P_{up}} \right)_c \quad \text{Existe flujo Sónico , (4.2)}$$

$$\frac{P_{dn}}{P_{up}} \geq \left(\frac{P_{outlet}}{P_{up}} \right)_c \quad \text{Existe flujo Subsónico , (4.3)}$$

P_{outlet} = presión en la salida del estrangulador

P_{up} = presión en la entrada del estrangulador

k = relación de calor específico, definido en la Ecuación 4.4.

$$k = \frac{C_p}{C_v} , (4.4)$$

donde

C_p = calor específico del gas a presión constante

C_v = calor específico del gas a volumen constante

El valor de k depende de la composición del gas natural y se puede estimar a partir de la composición de la mezcla. Normalmente, se toma el valor de $k = 1.28$ cuando no hay suficiente información sobre la composición del gas. El valor de $k = 1.4$ es para el aire. La relación de presión crítica del gas es alrededor de 0.549 y para el aire es de 0.528.

4.2 Flujo de gas seco

Las ecuaciones para el flujo de gas seco a través de un estrangulador asumen condiciones isotrópicas, donde no hay transferencia de energía de calor (adiabático) en un proceso reversible, es decir, no hay ganancia ni pérdida de energía debido a los efectos de disipación de calor y a que la pérdida de energía por fricción es despreciable (Economides et al., 2012). La Ecuación 4.5 representa este proceso:

$$P_{up} V_{Gup}^k = P_{dn} V_{Gdn}^k = P V_G^k = c , (4.5)$$

donde

P_{up} = presión en la entrada del estrangulador (upstream) (psi)

P_{dn} = presión en la salida del estrangulador (downstream) (psi)

V_{Gup} = volumen específico del gas en la entrada del estrangulador (upstream) (ft^3/lb_m)

V_{Gdn} = volumen específico del gas en la salida del estrangulador (downstream) (ft^3/lb_m)

k = relación de calor específico

c = constante politrópico

4.2.1 Coeficiente de descarga del estrangulador C_d

Para el flujo de fluido a través de estranguladores, es común el uso de un coeficiente de flujo o descarga (C_d) como un factor de corrección en la ecuación de flujo de gas. Este factor de corrección se debe a los errores obtenidos de las suposiciones hechas para el desarrollo de la ecuación de flujo de gas. Un modelo teóricamente “perfecto” sería $C_d = 1$, sin embargo, las leyes de la termodinámica dictan que el valor de C_d en el mundo real se encuentra por debajo de la unidad. Se han establecido valores de C_d para algunos estranguladores comerciales, pero los investigadores como Sachdeva, Husu y Guo, determinaron que el valor de C_d no es constante (Guo et al., 2007).

El coeficiente de descarga del estrangulador se puede determinar con el uso de las gráficas de la **Figura 4.1** y la **Figura 4.2**, ya sea por el tipo de tubería o por el tipo de orificio, respectivamente.

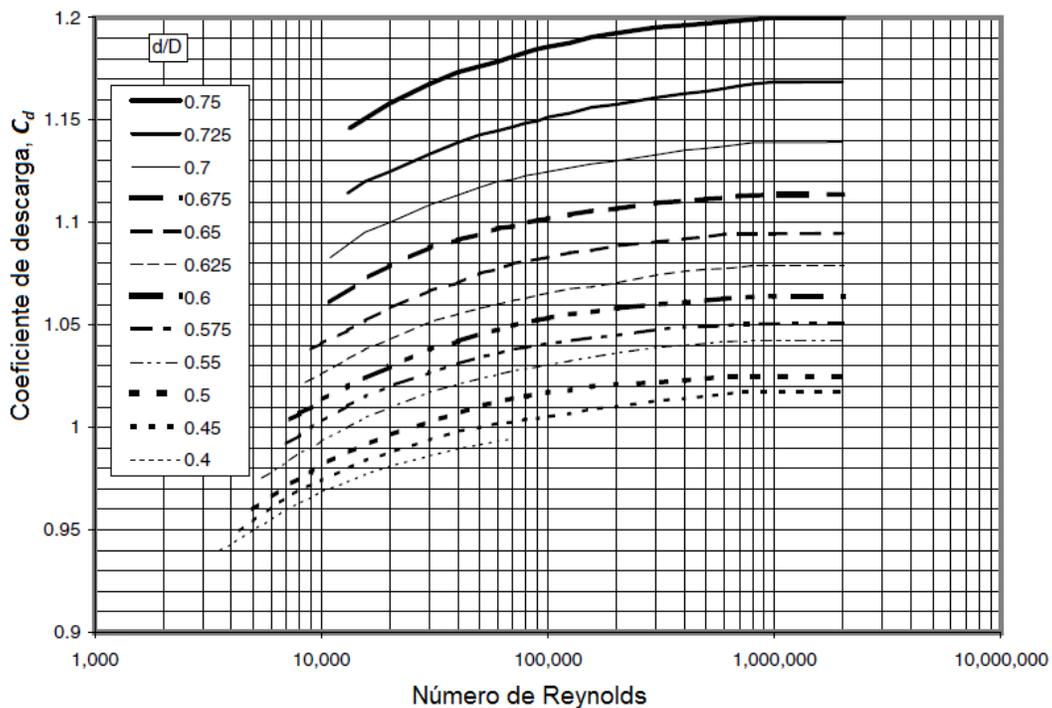


Figura 4.1 Cálculo de C_d por el diámetro de la boquilla del estrangulador (Modificado de Economides, 2012).

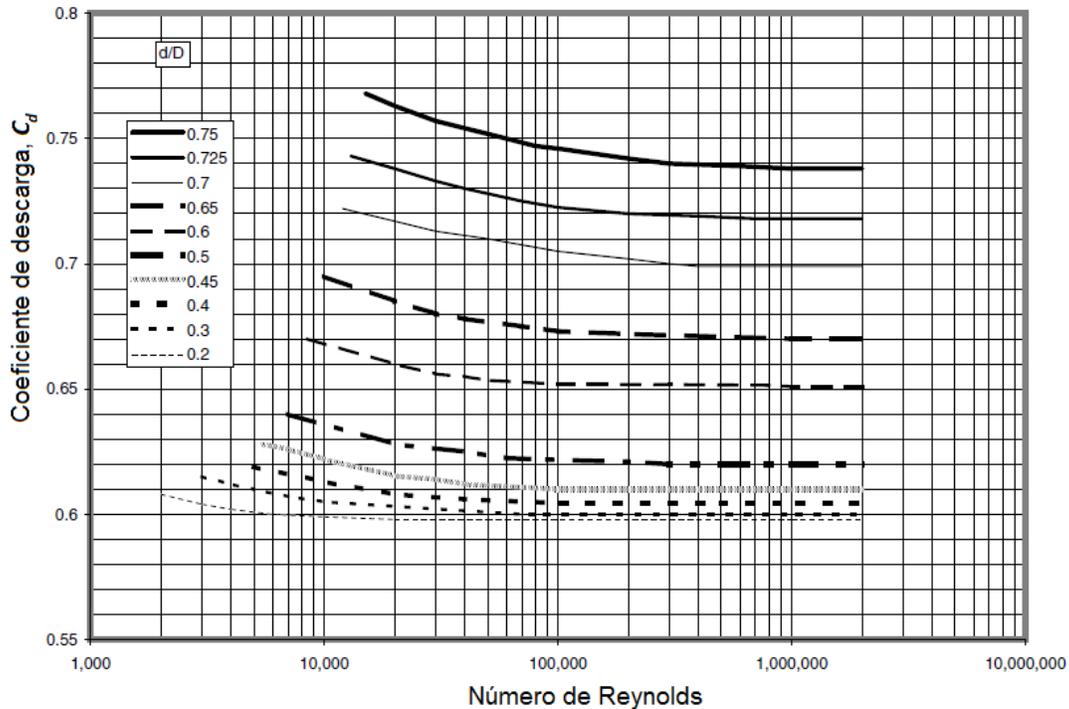


Figura 4.2 Calculo de C_d por el diámetro del orificio del estrangulador (Modificado de Economides, 2012).

También se puede determinar a través de Ecuación 4.6, la cual tiene una precisión razonable para los números de Reynolds que se encuentren entre 10^4 y 10^6 , esto solo cuando se calcula por el tipo de tubería del estrangulador.

$$C_d = \frac{d_e}{D_t} + \frac{0.3167}{\left(\frac{d_e}{D_t}\right)^{0.6}} + 0.025[\log(N_{Re}) - 4] \quad , \dots\dots\dots (4.6)$$

dónde

d_e = diámetro del estrangulador (in)

D_t = diámetro externo de la tubería (in)

N_{Re} = número de Reynolds, el cual se puede determinar de la Ecuación 6.7

$$N_{Re} = \frac{20q_{sc}\gamma_g}{\mu_g d_e} \quad , \dots\dots\dots (4.7)$$

dónde

q_{sc} = gasto de producción de gas (Mscf/d)

γ_g = gravedad específica del gas

μ_g = viscosidad del gas (cp)

4.2.2 Temperatura en el estrangulador

La temperatura asociada con el flujo de gas a través de los estranguladores, es un parámetro en la productividad de un pozo, debido a que se pueden generar hidratos en las líneas de flujo y ocasionar restricción al flujo.

Dependiendo de la relación de presión en la entrada y salida del estrangulador, el valor de la temperatura en la válvula puede ser mucho menor de lo esperado. La temperatura en el estrangulado desciende debido al efecto de enfriamiento Joule-Thomson, el cual consiste en la expansión repentina del gas en la salida del estrangulador causando una disminución significativa de la temperatura. La temperatura puede descender por debajo del punto de congelación formando tapones de hielo si existe presencia de agua (Economides et al., 2012).

Suponiendo un proceso isoentrópico para un gas ideal que fluye a través de estranguladores, la temperatura a la salida del estrangulador puede obtenerse utilizando la siguiente ecuación:

$$T_{dn} = T_{up} \frac{z_{up}}{z_{outlet}} \left(\frac{P_{outlet}}{P_{up}} \right)^{\frac{k-1}{k}}, \dots\dots\dots (4.8)$$

donde

T_{dn} = temperatura en la salida del estrangulador (°R)

T_{up} = temperatura en la entrada del estrangulador (°R)

z_{up} = factor de compresibilidad en la entrada del estrangulador

z_{outlet} = factor de compresibilidad en la salida de la boquilla del estrangulador

P_{outlet} = presión en la salida de la boquilla del estrangulador (psia)

P_{up} = presión en la entrada del estrangulador (psia)

4.2.3 Flujo Subsónico

El flujo de gas seco a través de un estrangulador en condiciones de flujo subsónico se puede expresar como:

$$q_{sc} = 1248 C_d A_m P_{up} \sqrt{\frac{k}{(k-1)\gamma_g T_{up}} \left[\left(\frac{P_{dn}}{P_{up}} \right)^{\frac{2}{k}} - \left(\frac{P_{dn}}{P_{up}} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right]}, \dots\dots (4.9)$$

donde

q_{sc} = gasto del flujo de gas (Mscf/d)

P_{up} = presión en la entrada del estrangulador (*psia*)

P_{dn} = presión en la salida del estrangulador (*psia*)

A_{in} = área del estrangulador (*in*²)

T_{up} = temperatura en la entrada del estrangulador (*°R*)

C_d = coeficiente de descarga del estrangulador

k = relación de calor específico

γ_g = gravedad específica del gas

La velocidad del gas bajo condiciones de flujo subsónico puede calcularse con la siguiente ecuación:

$$v = \sqrt{v_{up}^2 + 2g_c C_p T_{up} \left[1 - \frac{z_{up}}{z_{dn}} \left(\frac{P_{dn}}{P_{up}} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]}, \dots\dots\dots (4.10)$$

donde C_p = calor específico del gas a presión constante ($187.7 \text{ lb}_f - \text{ft}/\text{lb}_m - \text{°R}$ para el aire) y g_c = aceleración gravitacional ($32.2 \text{ ft}/\text{s}^2$).

4.2.4 Flujo Sónico

El gas natural bajo condiciones sónicas alcanza su valor máximo de flujo. En la Ecuación 4.11, se expresa el flujo de gas ideal para condiciones sónicas a través de estranguladores.

$$q_{sc} = 879 C_d A_{in} P_{up} \sqrt{\frac{k}{\gamma_g T_{up}} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}}, \dots\dots\dots (4.11)$$

donde

q_{sc} = gasto del flujo de gas (*Mscf/d*)

P_{up} = presión en la entrada del estrangulador (*psia*)

A_{in} = área del estrangulador (*in*²)

T_{up} = temperatura en la entrada del estrangulador (*°R*)

C_d = coeficiente de descarga del estrangulador

k = relación de calor específico

γ_g = gravedad específica del gas

El coeficiente de descarga del estrangulador, C_d , no es sensible para los Números de Reynolds mayores a 10^6 ; por lo tanto, se puede suponer el valor de C_d para Números de Reynolds superiores (Economides et al., 2012).

La velocidad del gas en condiciones de flujo sónico se puede estimar con la siguiente ecuación:

$$v = \sqrt{v_{up}^2 + 2g_c C_p T_{up} \left[1 - \frac{z_{up}}{z_{outlet}} \left(\frac{2}{k+1} \right) \right]} \dots\dots\dots (4.12)$$

Otra opción, es la Ecuación 4.13, la cual se puede aproximar la velocidad del gas.

$$v \approx 44.76 \sqrt{T_{up}} \dots\dots\dots (4.13)$$

Ver el **Ejemplo 4-1** y el **Ejemplo 4-2** que se encuentran en el anexo C.

Capítulo 5

Análisis nodal para pozos de gas

Como se describió en el capítulo 1, el Análisis Nodal en pozos de gas seco es un método iterativo, el cual consiste en analizar las caídas de presión dentro del sistema de producción. El procedimiento consiste en seleccionar un punto de división o nodo en el pozo y dividir el sistema en ese punto (Hirschfeldt, 2009). Por conveniencia, la presión en el fondo y la cabeza del pozo son datos conocidos, por lo tanto, el análisis nodal se lleva a cabo utilizando estos dos nodos como nodos solución (Guo y Ghalambor, 2005). En la **Figura 5.1** se muestra la ubicación de los nodos en un pozo de gas seco.

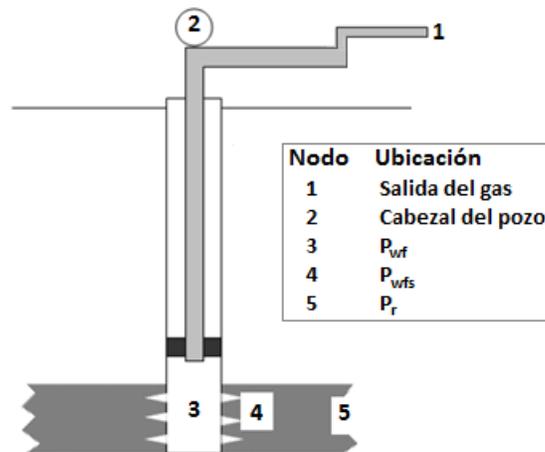


Figura 5.1 Ubicación de los nodos para un pozo de gas seco.

La curva de producción que comprende todos los componentes en la entrada del nodo se le conoce como curva IPR (Inflow); mientras que todos los componentes que se encuentran en salida del nodo, forman lo que se conoce como curva TPR (Outflow). La intersección de estas dos curvas de producción define el punto de operación, es decir, el gasto de gas y la presión de operación en el nodo elegido. En la **Figura 5.2** se muestra el comportamiento típico de un análisis nodal para pozos de gas.

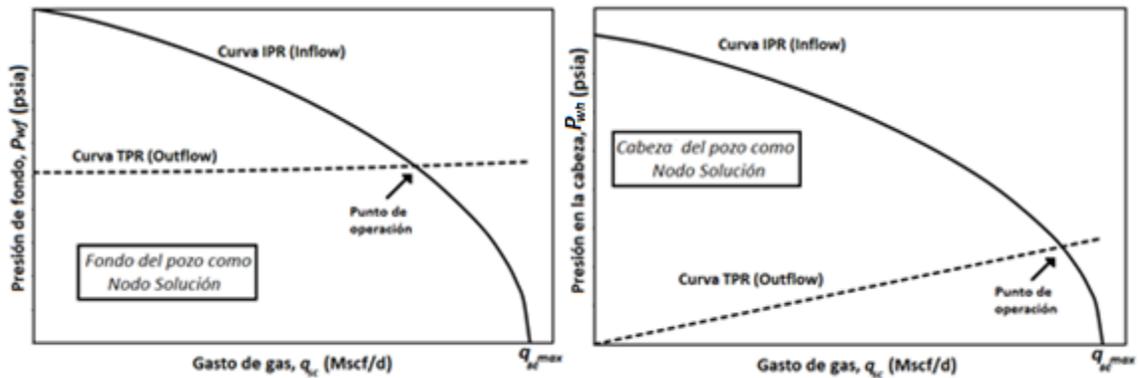


Figura 5.2 Análisis nodal para los dos Nodos más comunes en pozos de gas.

Si un componente sufre cambios, puede recalcularse la presión en el nodo analizando las nuevas características del componente. Si el cambio del componente fue realizado en la entrada del nodo (upstream), la curva IPR no sufrirá cambios, sin embargo, la curva TPR tendrá modificaciones junto con el punto de operación. Pero si el cambio del componente fue realizado en la salida del nodo (downstream), la curva IPR sufrirá cambios junto con el punto de operación, mientras que la curva TPR quedara intacta. Este efecto, puede observarse en la **Figura 5.3** al cambiar el diámetro en la tubería de producción.

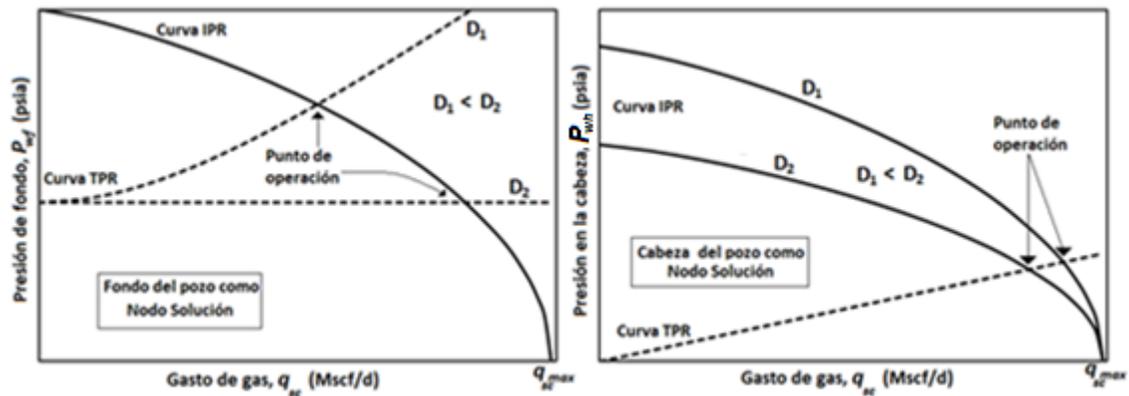


Figura 5.3 Comportamiento del Análisis Nodal al cambiar el diámetro en la tubería de producción para los nodos en cuestión.

5.1 Fondo del pozo como nodo solución, P_{wf}

Tradicionalmente, el análisis nodal en el fondo del pozo se lleva a cabo mediante el trazado de las curvas IPR y TPR, donde gráficamente se puede encontrar la solución en el punto de intersección de estas dos curvas. Con el uso de la tecnología informática moderna la

solución se puede calcular rápidamente sin el trazado de las curvas, aunque las curvas todavía se trazan para verificar visualmente (Guo y Ghalambor, 2012).

La curva IPR, se puede obtener con los métodos presentados en el capítulo 2, mientras que la curva TPR, se puede obtener con los diversos métodos que se discutieron en los capítulos 3 y 4.

Considerando el fondo del pozo como nodo solución para un pozo de gas, la curva IPR es definida por la siguiente ecuación:

$$q_{sc} = C \left(\bar{P}_e^2 - P_{wf}^2 \right)^n , \dots\dots\dots (5.1)$$

el trazo de la curva TPR, se lleva a cabo mediante la siguiente ecuación:

$$P_{wf}^2 = Exp(s)P_{wh}^2 + \frac{6.67 \times 10^{-4} [Exp(s) - 1] f_M q_{sc}^2 \bar{z}^{-2} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} \dots\dots (5.2)$$

Con el trazo e intersección de las curvas de la Ecuación 5.1 y la Ecuación 5.2, se puede determinar el punto de operación. El punto de operación también se puede obtener numéricamente mediante la combinación de estas dos ecuaciones (Guo et al., 2007). Para facilitar el cálculo, la Ecuación 5.1 se puede reordenar de la siguiente manera:

$$P_{wf}^2 = \bar{P}_e^2 - \left(\frac{q_{sc}}{C} \right)^{\frac{1}{n}} , \dots\dots\dots (5.3)$$

sustituyendo la Ecuación 5.3 dentro de la Ecuación 5.2, se tiene:

$$\bar{P}_e^2 - \left(\frac{q_{sc}}{C} \right)^{\frac{1}{n}} - Exp(s)P_{wh}^2 - \frac{6.67 \times 10^{-4} [Exp(s) - 1] f_M q_{sc}^2 \bar{z}^{-2} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} = 0 , (5.4)$$

donde

$$s = \frac{0.0375 \gamma_g L \cos \theta}{\bar{z} \bar{T}} , \dots\dots\dots (5.5)$$

\bar{P}_e = presión promedio del radio de drene (psia)

q_{sc} = gasto de flujo de gas (Mcf/d)

S = factor de daño total

P_{wh} = presión en la cabeza del pozo (psia)

f_M = factor de fricción
 \bar{z} = factor de compresibilidad promedio
 \bar{T} = temperatura promedio del pozo ($^{\circ}R$)
 d_i = diámetro interno de la tubería (pg)
 L = profundidad del pozo (ft)
 γ_g = gravedad específica del gas

La igualdad de la Ecuación 5.4 puede ser resuelta mediante el método de Newton-Raphson. La derivada parcial de la ecuación 5.4 queda de la siguiente manera:

$$\frac{\partial}{\partial q_{sc}} \left(\bar{P}_e^2 - \left(\frac{q_{sc}}{C} \right)^{\frac{1}{n}} - \text{Exp}(s) P_{wh}^2 - \frac{6.67 \times 10^{-4} [\text{Exp}(s) - 1] f_M q_{sc}^2 \bar{z}^{-2} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} \right), \quad (5.6)$$

$$f'(q_{sc}) = -\frac{q_{sc}^{\frac{1-n}{n}}}{nC^{\frac{1}{n}}} - \frac{1.34 \times 10^{-3} [\text{Exp}(s) - 1] f_M q_{sc}^{-2} \bar{z}^{-2} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} \dots \quad (5.7)$$

Es recomendable el uso de programas de cómputo, para simplificar los cálculos y tener mayor precisión (Guo y Ghalambor, 2012). Ver el **Ejemplo 5-1** en el anexo C.

5.2 Cabezal del pozo como nodo solución, P_{wh}

El análisis nodal en la cabeza del pozo o cabezal de producción, se lleva a cabo de la misma forma que el análisis nodal en el fondo del pozo. La intersección de las curvas IPR y TPR representa la presión y gasto de operación. Los modelos para obtener la productividad (curva TPR) en la cabeza del pozo fueron discutidos en el capítulo 4.

La curva IPR puede ser determinada con la Ecuación 5.4, ya que esta ecuación define una relación entre la presión en la cabeza del pozo (P_{wh}) y el gasto de producción (q_{sc}). Si se expresa la Ecuación 5.4 en términos de la presión del nodo, nos queda la siguiente ecuación (Guo y Ghalambor, 2012):

$$P_{wh} = \sqrt{\frac{1}{\text{Exp}(s)} \left(\bar{P}_e^2 - \left(\frac{q_{sc}}{C} \right)^{\frac{1}{n}} - \frac{6.67 \times 10^{-4} [\text{Exp}(s) - 1] f_M q_{sc}^2 \bar{z}^{-2} \bar{T}^2}{D_i^5 \cos \theta} \right)}. \quad (5.8)$$

La curva TPR puede ser trazada a través de la Ecuación 4.11, es decir:

$$q_{sc} = 879C_d A_{in} P_{wh} \sqrt{\frac{k}{\gamma_g T_{wh}} \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \dots\dots\dots (5.9)$$

El gasto de operación q_{sc} y la presión de operación P_{wh} del nodo, son determinados gráficamente mediante la intersección de estas dos curvas trazadas.

Si se desea obtener el punto de operación numéricamente como se vio en el subcapítulo anterior, se tiene que incluir la Ecuación 5.8 en la Ecuación 5.4. Para facilitar la sustitución de la Ecuación 5.8, se reordena de la siguiente manera:

$$P_{wh} = \frac{q_{sc}}{879C_d A_{in} \sqrt{\frac{k}{\gamma_g T_{wh}} \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}}} \dots\dots\dots (5.10)$$

sustituyendo la Ecuación 5.10 dentro de la Ecuación 5.4, se tiene:

$$\bar{P}_e^2 - \left(\frac{q_{sc}}{C}\right)^{\frac{1}{n}} - Exp(s) \left(\frac{q_{sc}}{879C_d A_{in} \sqrt{\frac{k}{\gamma_g T_{wh}} \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}}} \right)^2 - \frac{6.67 \times 10^{-4} [Exp(s) - 1] f_M q_{sc}^2 \bar{z}^{-2} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} = 0 \dots\dots\dots (5.11)$$

Debido a que el gasto se encuentra en un polinomio de segundo grado, la Ecuación 5.11 debe ser resuelta mediante iteración numérica. Es por eso que es recomendable el uso del método Newton-Raphson utilizando programas de cómputo que faciliten los cálculos (Guo et al., 2007).

Si se deriva la Ecuación 5.11, se tiene:

$$\frac{\partial}{\partial q_{sc}} \left(\bar{P}_e^2 - \left(\frac{q_{sc}}{C}\right)^{\frac{1}{n}} - Exp(s) \left(\frac{q_{sc}}{879C_d A_{in} \sqrt{\frac{k}{\gamma_g T_{wh}} \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}}} \right)^2 - \frac{6.67 \times 10^{-4} [Exp(s) - 1] f_M q_{sc}^2 \bar{z}^{-2} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} \right) \dots\dots\dots (5.12)$$

$$f'(q_{sc}) = -\frac{q_{sc}^{\frac{1-n}{n}}}{nC^{\frac{1}{n}}} - 2.59 \times 10^{-6} \text{Exp}(s) \left(\frac{q_{sc}}{C_d^2 A_m^2 \left(\frac{k}{\gamma_g T_{up}} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}} \right)} \right) - \frac{1.34 \times 10^{-3} [\text{Exp}(s) - 1] f_M q_{sc}^{\frac{-2}{z}} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} \quad (5.13)$$

Otra dificultad que podría llegar a presentarse, es el cálculo del gasto máximo ($q_{sc_{max}}$); para ello, la presión en el nodo debe ser igual a cero ($P_{wh} = 0$). Si se iguala la Ecuación 5.4 a cero y se ordenan los términos:

$$\bar{P}_e^{-2} - \left(\frac{q_{sc_{max}}}{C} \right)^{\frac{1}{n}} - \frac{6.67 \times 10^{-4} [\text{Exp}(s) - 1] f_M q_{sc_{max}}^{\frac{-2}{z}} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} = 0 \quad , \dots \quad (5.14)$$

derivando la Ecuación 5.14, se tiene:

$$f'(q_{sc_{max}}) = -\frac{q_{sc_{max}}^{\frac{1-n}{n}}}{nC^{\frac{1}{n}}} - \frac{1.34 \times 10^{-3} [\text{Exp}(s) - 1] f_M q_{sc_{max}}^{\frac{-2}{z}} \bar{T}^2}{d_i^5 \cos \theta} \quad \dots \dots \dots \quad (5.15)$$

Ver el **Ejemplo 5-2** en el anexo C.

5.3 Programa de cómputo

En los capítulos anteriores se explicó la forma de obtener el análisis nodal tomando como nodo solución la presión en el fondo del pozo y en la cabeza del pozo, por lo que a continuación se muestra el desarrollo de un programa de cómputo en un software que facilita los cálculos y reduce el tiempo para realizar el análisis nodal.

Realizar un programa de computo puede llegar hacer complicado, por lo que se recomienda realizar previamente un diagrama de flujo. Los diagramas de flujo son una serie de instrucciones, que describen paso a paso cada una de las operaciones necesarias para llegar a la solución. Una forma de comenzar el diagrama de flujo es analizando los dos métodos del Análisis Nodal por separado; es decir, se tiene que crear dos hojas de cálculo para cada método aunque ambos métodos sean semejantes. De esta forma se separan los procesos de cálculo y se evita errores en las líneas de código.

Continuando con el diagrama de flujo, el siguiente paso es identificar los parámetros de entrada para cada método; es importante definir el sistema de unidades en que se ingresan

los parámetros. A continuación se separan los cálculos generales de aquellos que necesitan iteración, es decir, los cálculos que solo se realizan una vez y no necesitan un ciclo de operación como el *For*, *Do* o *Do While*. Para resolver los cálculos de iteración, se debe seleccionar las sentencias adecuadas tratando de ahorrar iteraciones y reducir el tiempo de solución. Por último, se muestran los resultados o datos de salida necesarios que ayuden a identificar la solución. En la **Figura 5.4**, **Figura 5.5** y en la **Figura 5.6** se muestra un ejemplo de diagrama de flujo para el Análisis Nodal tomando como solución el fondo del pozo (P_{wf}). Los primeros cálculos del diagrama expresan la solución de la presión óptima de operación, después se realiza la tabla de caída de presión vs gasto.

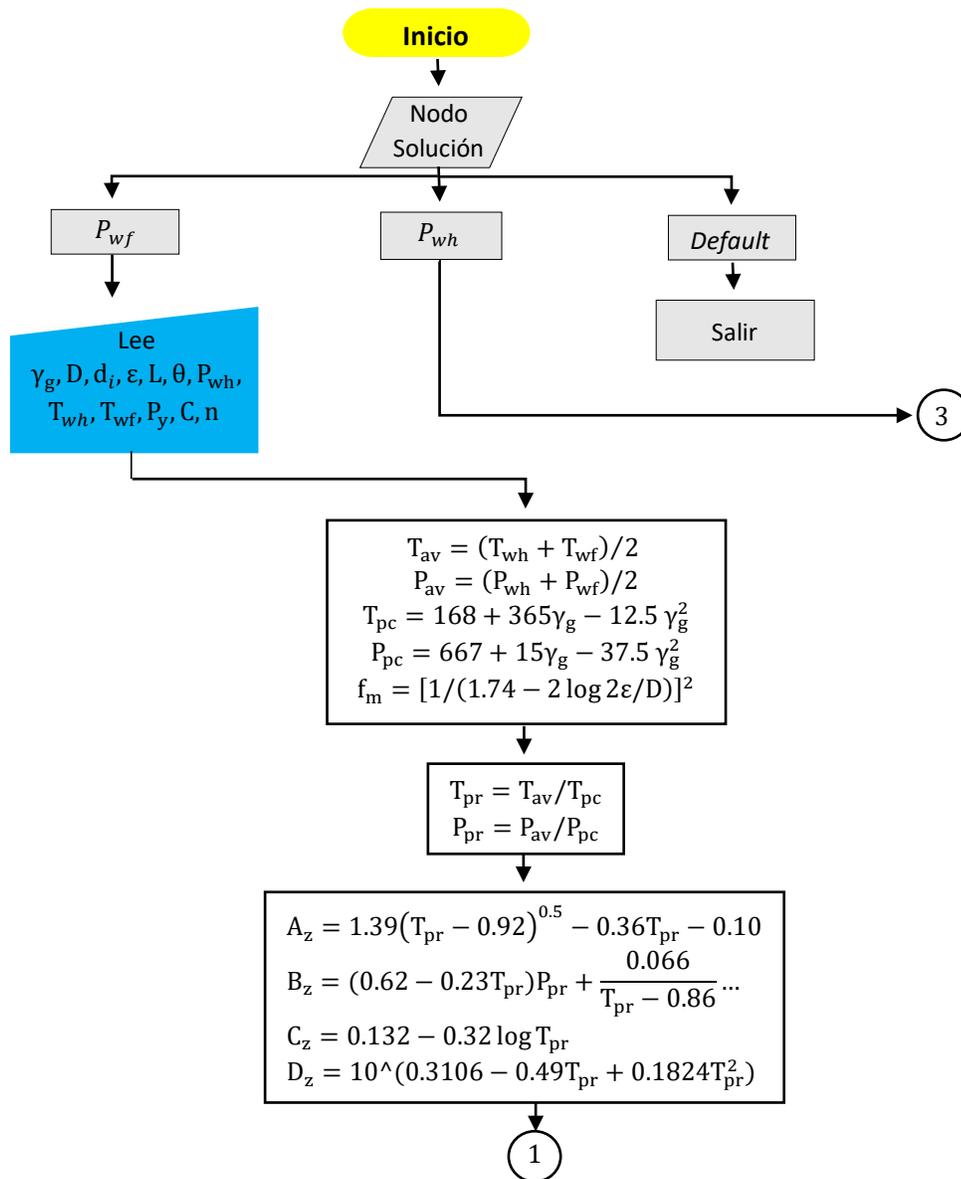


Figura 5.4 Diagrama de flujo para realizar el programa de computo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte I.

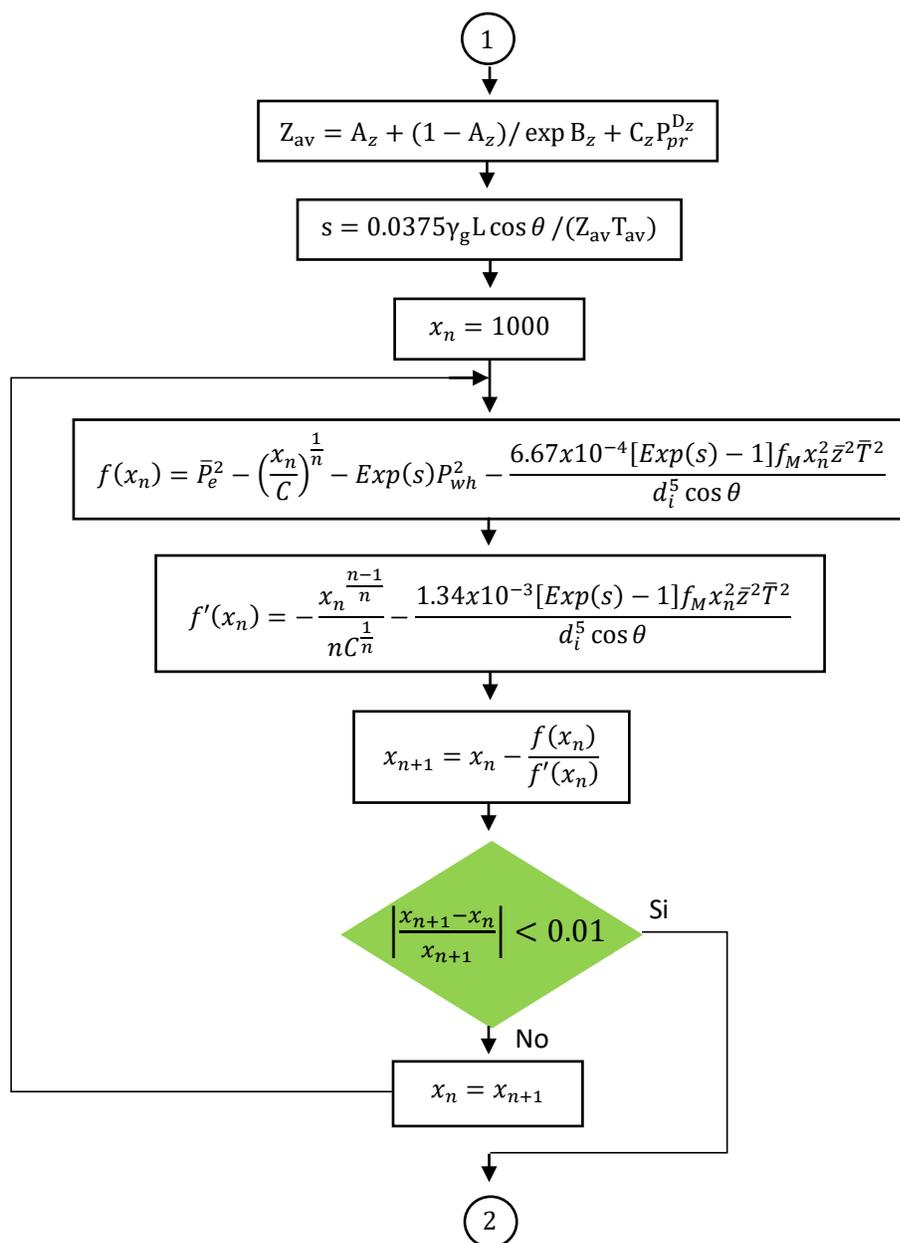


Figura 5.5 Diagrama de flujo para realizar el programa de cómputo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte I (continuación).

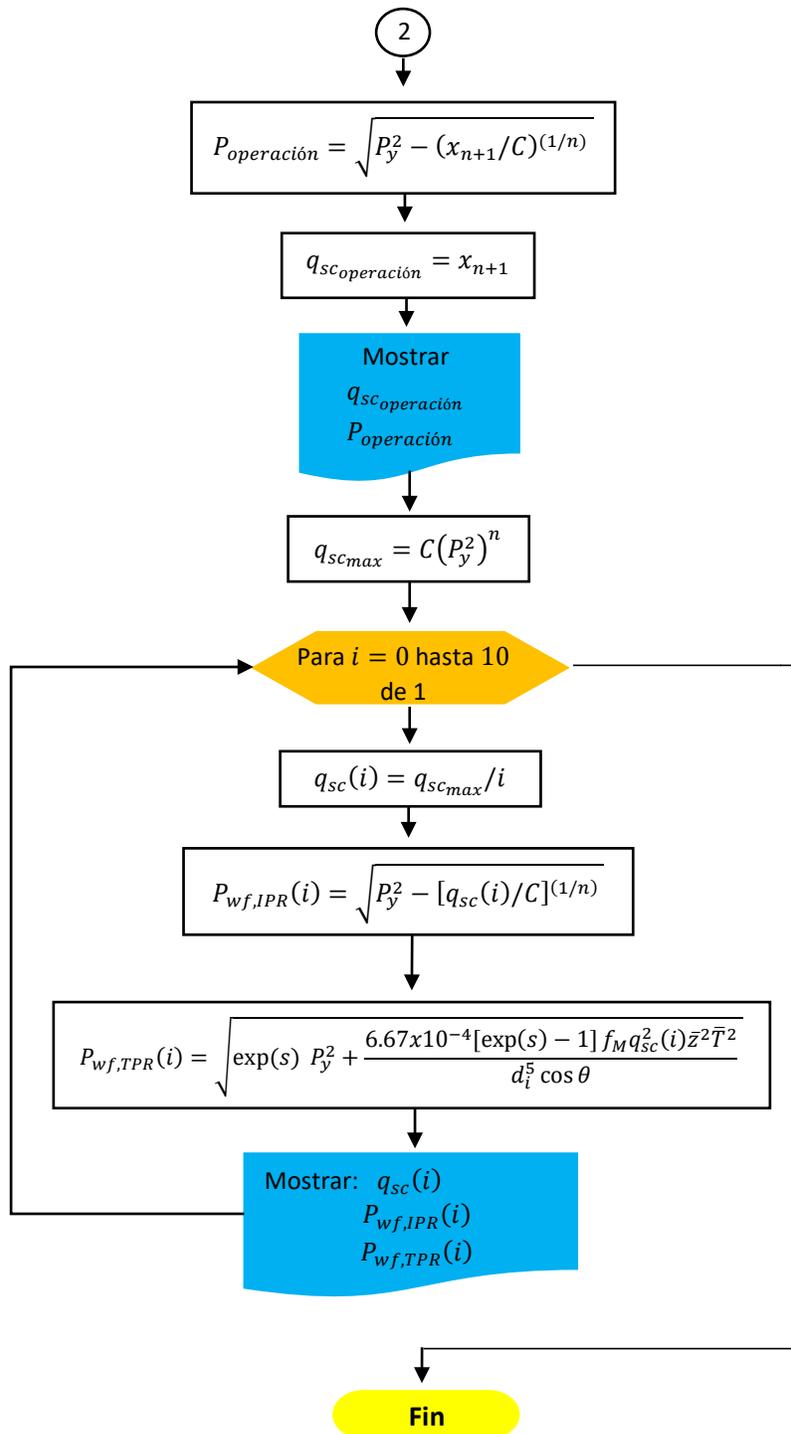


Figura 5.6 Diagrama de flujo para realizar el programa de computo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte I (continuación).

Utilizando el lenguaje de programación *Visual Basic 6.0*, se puede visualizar gráficamente esta primera parte (Parte I) del programa de cómputo, como se ilustra en la **Figura 5.7** y en la **Figura 5.8**.



Figura 5.7 Programa de Cómputo: menú para seleccionar el método solución.

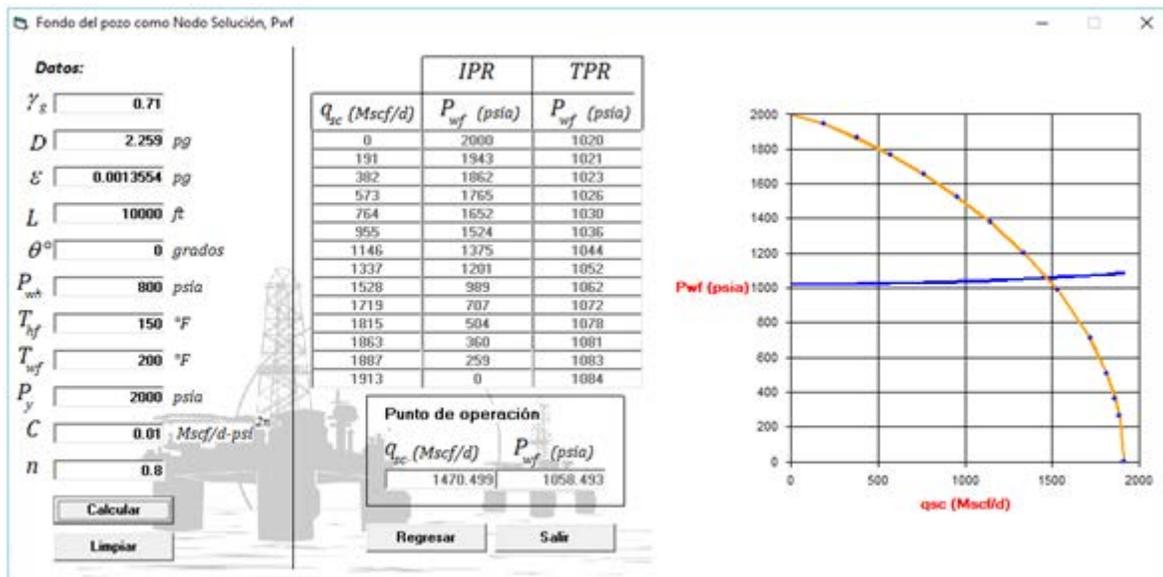


Figura 5.8 Programa de cómputo: fondo del pozo como nodo solución.

La segunda parte (Parte II) del diagrama de flujo muestra las operaciones de la otra opción de solución, es decir, toma la cabeza del pozo como nodo solución (P_{wh}). En la **Figura 5.9** y en la **Figura 5.10** se muestra la continuación del diagrama de flujo.

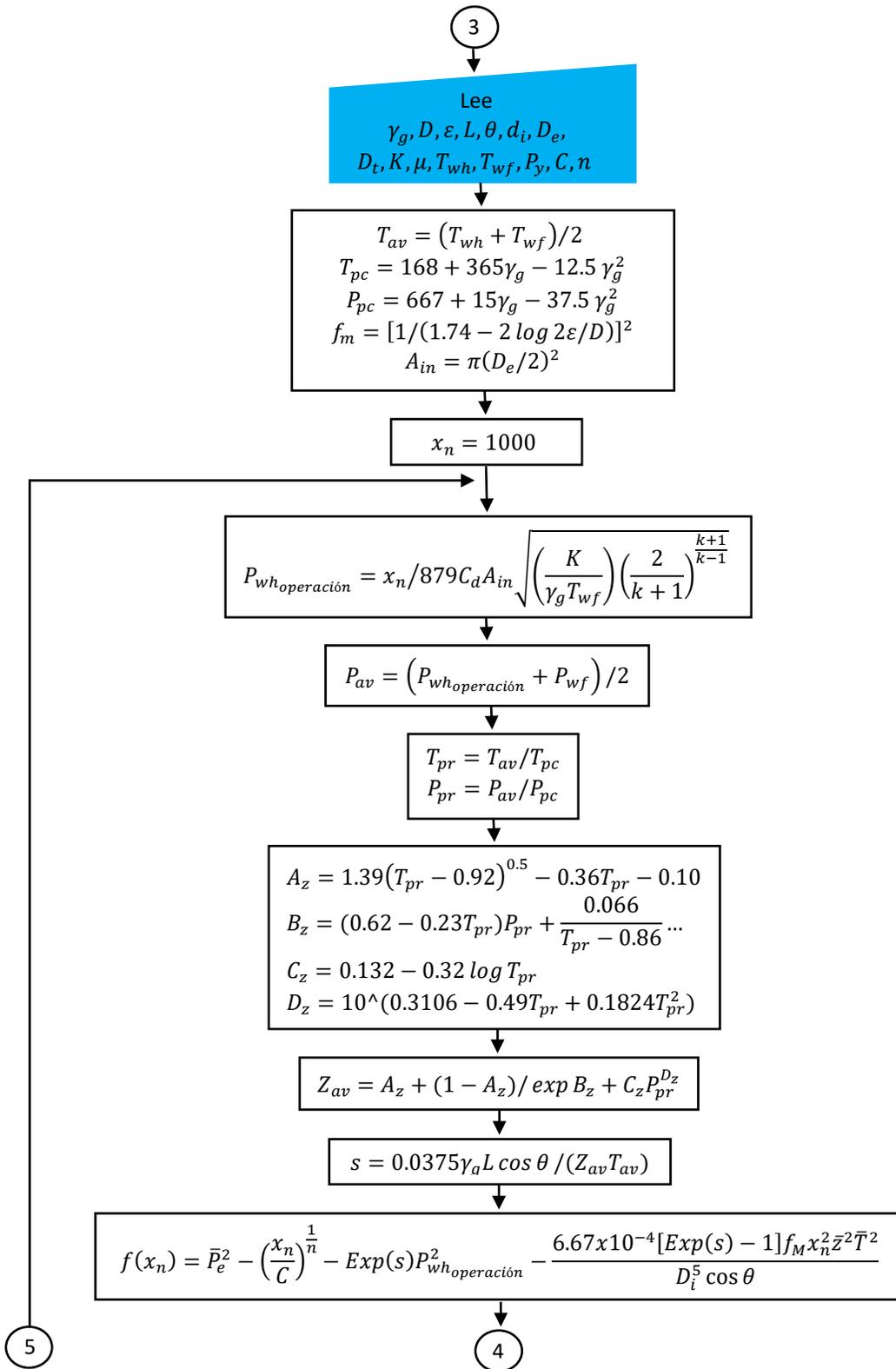


Figura 5.9 Diagrama de flujo para la realizar el programa de cómputo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte II.

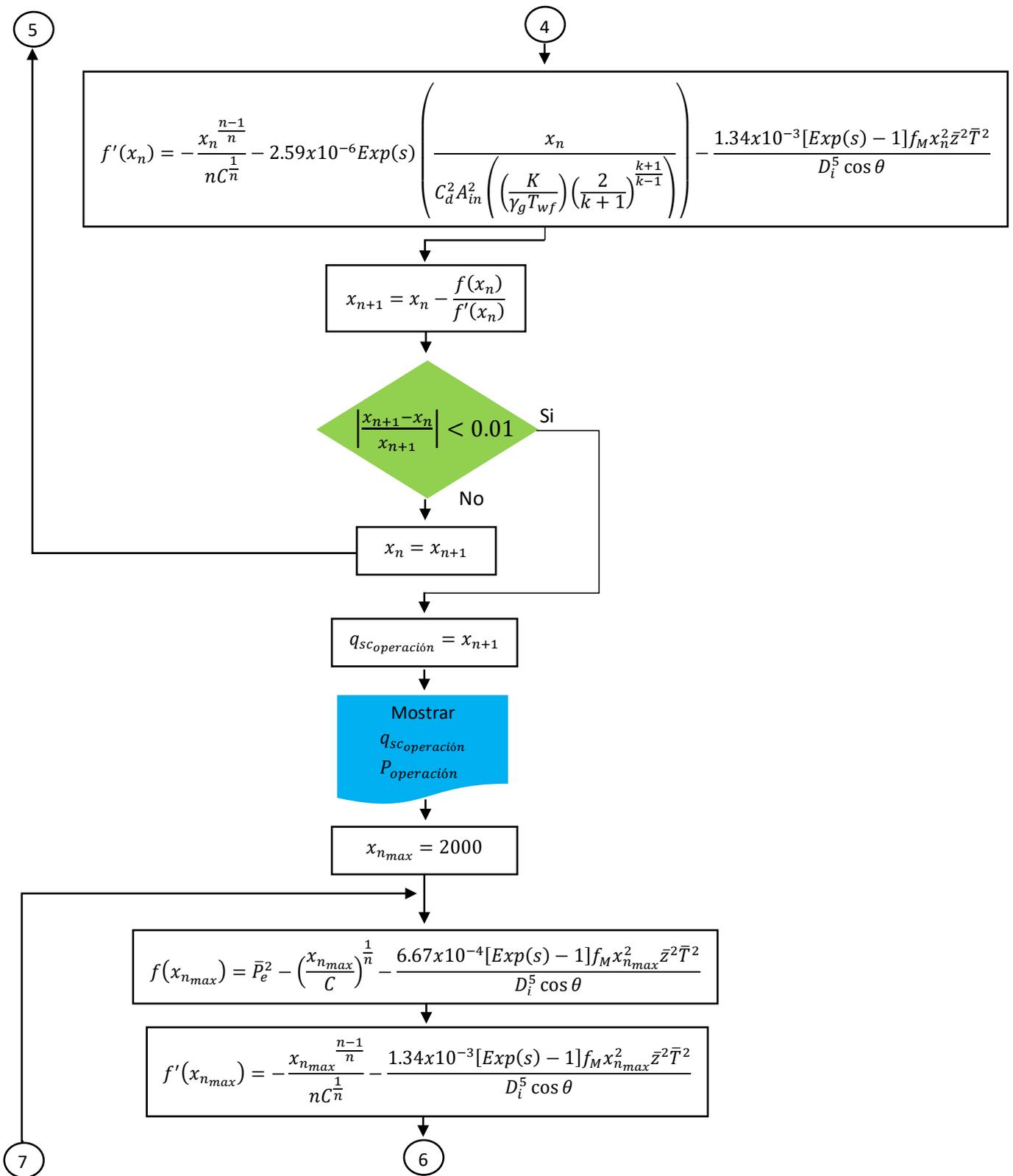


Figura 5.10 Diagrama de flujo para realizar el programa de cómputo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte II (continuación).

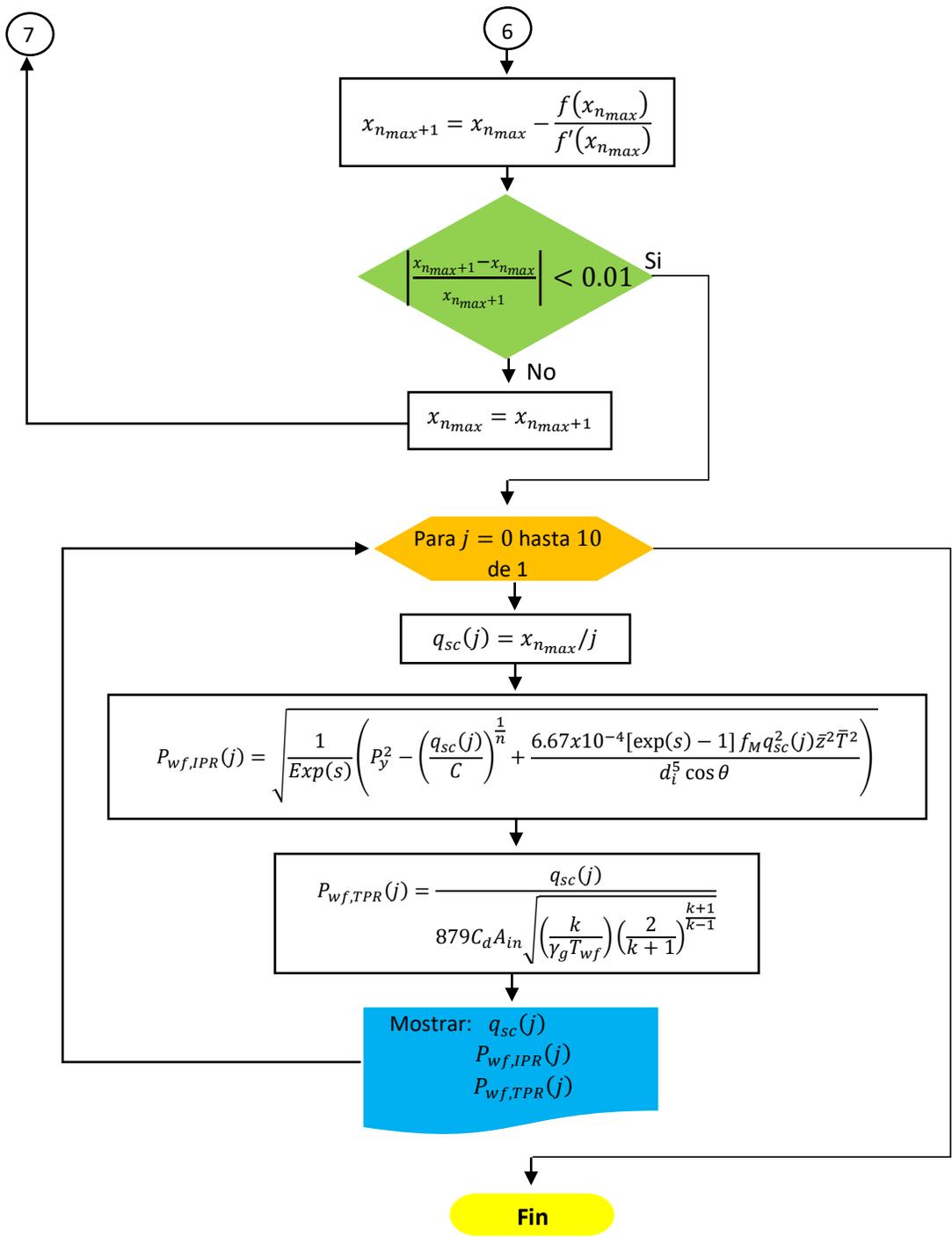


Figura 5.11 Diagrama de flujo para realizar el programa de cómputo del Análisis Nodal en pozos de gas – Parte II (continuación).

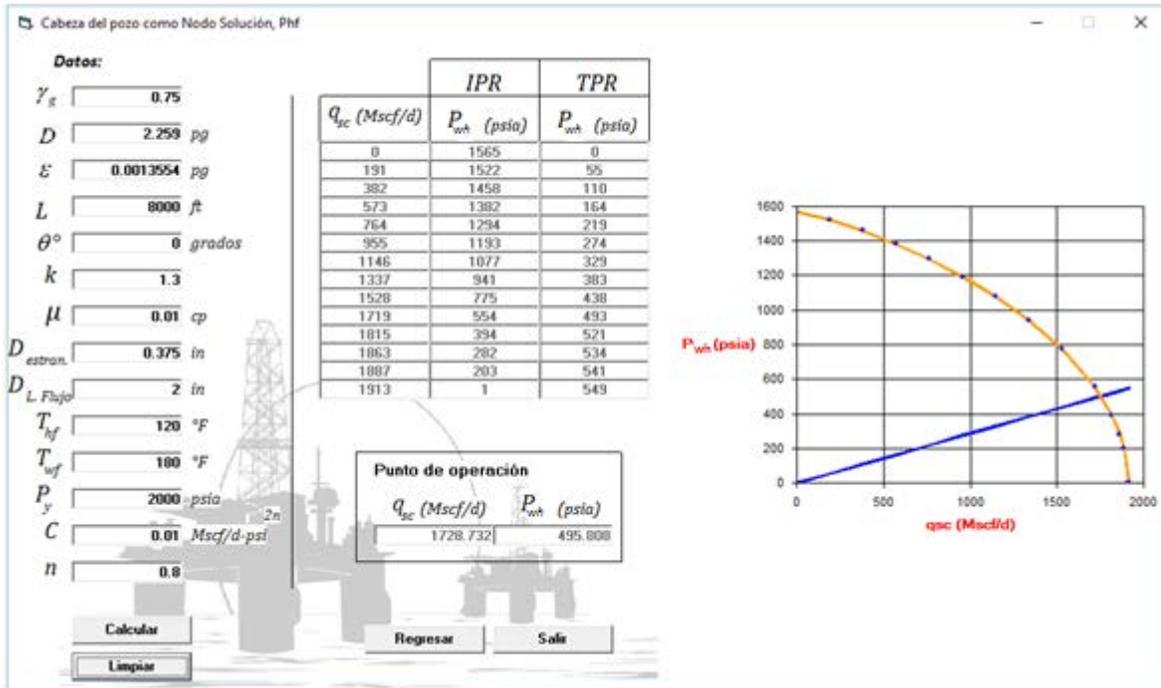


Figura 5.12 Programa de cómputo: Cabeza del pozo como nodo solución.

En la Figura 5.12 se muestra el programa decodificado en Visual Basic.

Conclusiones

1. Se implementó un método alternativo para la solución del análisis nodal para pozos de gas. Esta herramienta favorece el desempeño de los elementos que integran el sistema de producción, determinando las condiciones de presión y gasto en las cuales un pozo de gas debe operar, es decir, el punto de operación.
2. El análisis nodal es uno de los medios para el diseño del sistema de producción, como puede ser la tubería o las instalaciones superficiales de producción.
3. La implementación del método numérico Newton-Raphson reduce el tiempo de solución y se obtienen resultados más precisos para las ecuaciones que implican en el método de análisis nodal.
4. El programa de cómputo desarrollado en este trabajo puede crear diferentes escenarios, seleccionando las mejores condiciones de producción.
5. Es común encontrarse con problemas de producción en pozos ya existentes, en estos casos el problema suele resolverse modificando las condiciones mecánicas de la cabeza del pozo. El análisis nodal se realiza tomando como nodo solución la cabeza del pozo, de esta forma el problema es más simple de resolver. Es recomendable realizar una investigación del estado mecánico del pozo, antes de realizar alguna modificación al sistema de producción.
6. Se documentaron las ecuaciones útiles para definir el flujo a través de yacimientos fracturados en tubería horizontal. Estas ecuaciones son útiles para el análisis nodal de yacimientos de Shale gas, tomando P_{wf} como nodo solución.

Recomendaciones

1. El análisis nodal debe realizarse desde la frontera externa del yacimiento hasta la línea de descarga, incluyendo todos los componentes que restrinjan el flujo o provoquen una caída de presión en el sistema.

2. Es importante que los resultados para la curva IPR como para la curva TPR sean graficados, ya que así se puede observar el comportamiento del pozo y verificar el punto de operación.
3. El nodo seleccionado, ya sea en el fondo o en la cabeza del pozo, debe permitir obtener un resultado confiable del problema.
4. Como complemento de los resultados técnicos es conveniente realizar un análisis económico que justifique alguna modificación al sistema de producción.
5. Aunque por mucho tiempo en la industria petrolera el aceite siempre ha sido prioridad, los pozos de gas están tomando más importancia cada día. Es importante no subestimar el estudio de estos yacimientos e incentivar más el interés en la industria petrolera.

Nomenclatura

A = área de la sección transversal de flujo (in^2)
 A_{in} = área del estrangulador (in^2)
 c = constante politrópico
 C_d = coeficiente de descarga del estrangulador
 C_g = compresibilidad del gas
 C_o = compresibilidad del aceite
 C_p = calor específico del gas a presión constante
 C_v = calor específico del gas a volumen constante
 D = coeficiente de flujo no Darciano ($día/Mscf$)
 d_e = diámetro del estrangulador (in)
 d_h = diámetro equivalente de la zona de drene (psi)
 d_i = diámetro interno de la tubería (pg)
 D_i = diámetro interno de la tubería (ft)
 D_t = diámetro externo de la tubería (in)
 dP = diferencial de presión
 g = aceleración gravitacional (ft/s^2)
 g_c = factor de conversión gravitacional ($32.17 lb_m - ft/lb_f - s^2$)
 f = factor de fricción
 f_M = factor de fricción
 F_g = factor de corrección para la fricción del oficio de drene
 h = espesor del yacimiento (ft)
 I_{mf} = profundidad media del pozo
 I_{hf} = profundidad media en la cabeza del pozo
 k = permeabilidad (md)
 k = relación de calor específico
 k_H = permeabilidad horizontal (md)
 k_v = permeabilidad vertical (md)
 L_H = longitud horizontal del pozo (ft)
 L = profundidad del pozo (ft)
 M = peso molecular del gas
 n = número de moles de gas
 N_{Re} = número de Reynolds
 \bar{P}_e = presión promedio del radio de drene ($psia$)
 P_L = presión de flujo en la región fracturada ($psia$)
 P_{mf} = presión a la profundidad media del pozo ($psia$)
 P_{dn} = presión en la salida del estrangulador ($psia$)
 P_{outlet} = presión en la salida del estrangulador
 P_{up} = presión en la entrada del estrangulador
 P_{wf} = presión de fondo fluyendo ($psia$)
 P_{wh} = presión en la cabeza del pozo ($psia$)

P_{wH} = presión horizontal del pozo (*psi*)
 q_o = gasto de aceite (*STB/d*)
 q_s = gasto de sólidos (*ft³/d*)
 q_{sc} = gasto de producción de gas (*Mscf/d*)
 Q_{sc} = gasto de producción de gas (*scf/d*)
 q_w = gasto de agua (*BBl/d*)
 R_A = radio del área de drene de un yacimiento fracturado (*ft*)
 R = constante universal de los gases
 r_d = radio efectivo de drene (*ft*)
 r_e = radio del área de drene (*ft*)
 r_{eH} = radio del área de drene del pozo horizontal (*ft*)
 r_w = radio del pozo (*ft*)
 S = factor de daño total
 T = temperatura de yacimiento (*°R*)
 \bar{T} = temperatura promedio del pozo (*°R*)
 T_{dn} = temperatura en la salida del estrangulador (*°R*)
 T_{up} = temperatura en la entrada del estrangulador (*°R*)
 V_{Gup} = volumen específico del gas en la entrada del estrangulador (upstream) (*ft³/lb_m*)
 V_{Gdn} = volumen específico del gas en la salida del estrangulador (downstream) (*ft³/lb_m*)
 \bar{x}_f = longitud de la fractura (*ft*)
 y_b = distancia de la frontera del área de drene (*ft*)
 z = factor de compresibilidad
 \bar{z} = factor de compresibilidad promedio
 \bar{z}_e = distancia entre fracturas (*ft*)
 z_{ei} = punto medio entre dos fracturas
 z_{outlet} = factor de compresibilidad en la salida de la boquilla del estrangulador
 z_{up} = factor de compresibilidad en la entrada del estrangulador
 β = es el coeficiente de flujo turbulento
 γ_g = gravedad específica del gas
 γ_o = gravedad específica del aceite
 γ_s = gravedad específica de los sólidos
 γ_w = gravedad específica del agua
 ρ = densidad del gas
 ε = rugosidad de la tubería (*pg*)
 μ = viscosidad del gas (*cp*)
 $\bar{\mu}$ = viscosidad promedio del gas (*cp*)

Anexo A

Muestreo de Fluidos y Análisis PVT

Las propiedades de los hidrocarburos se obtienen mediante el análisis PVT de muestras obtenidas del yacimiento, las muestras analizadas pueden ser tomadas de dos formas diferentes: muestreo de fondo o muestreo de superficie como se puede apreciar en la **Figura A.1**.



Figura A.1 Técnicas de muestreo.

La elección de la técnica a utilizar para el muestreo de fluido dependerá de las condiciones mecánicas del pozo, de las condiciones del yacimiento y de los análisis PVT que se le realizaran posteriormente a la muestra (API RP 44, 2003).

A 1 Muestreo de fondo

El muestreo de fondo se realiza a nivel medio de los disparos del pozo con el objetivo de obtener una muestra de fluido del yacimiento a esas condiciones de presión y temperatura. Este tipo de muestreo es recomendable para yacimientos bajo saturados donde el hidrocarburo se encuentra en una sola fase; para yacimientos saturados es poco recomendable, ya que el gas formado por el abatimiento de presión puede perjudicar seriamente la muestra y ésta puede no ser representativa del yacimiento (Reudelhuber, 1957).

Para comprender mejor los fluidos contenidos en el yacimiento, el muestreo se realiza en diferentes pozos, dependiendo de la geometría y tamaño del yacimiento. Para los yacimientos de poco tamaño y de geometría uniforme, una sola muestra es suficiente, sin embargo para yacimientos de gran extensión, se realizan muestreos en diferentes pozos para obtener un análisis más completo del yacimiento.

A 1.1 Profundidad de Muestreo

Se realiza un registro de presión vs profundidad a pozo cerrado para definir los niveles de los fluidos. El registro es tomado por estaciones desde superficie hasta el yacimiento, donde las últimas 3 estaciones no deben tener una separación mayor de 100 metros y la última estación debe de coincidir con el intervalo productor (API RP 44, 2003).

Por regla general, la muestra se toma por encima del contacto agua-aceite si se toma existe entrada de agua, y en caso de existir casquete de gas, la muestra es tomada por debajo del contacto aceite-gas evitando la entrada de gas (Ahmed, 2007).

Los contactos agua-aceite o aceite-gas se pueden identificar graficando la presión vs profundidad de los datos obtenidos del registro (**Figura A.2**). La pendiente es directamente proporcional a la densidad del fluido dentro del pozo, el cambio repentino en la pendiente indica el contacto entre dos fluidos diferentes.

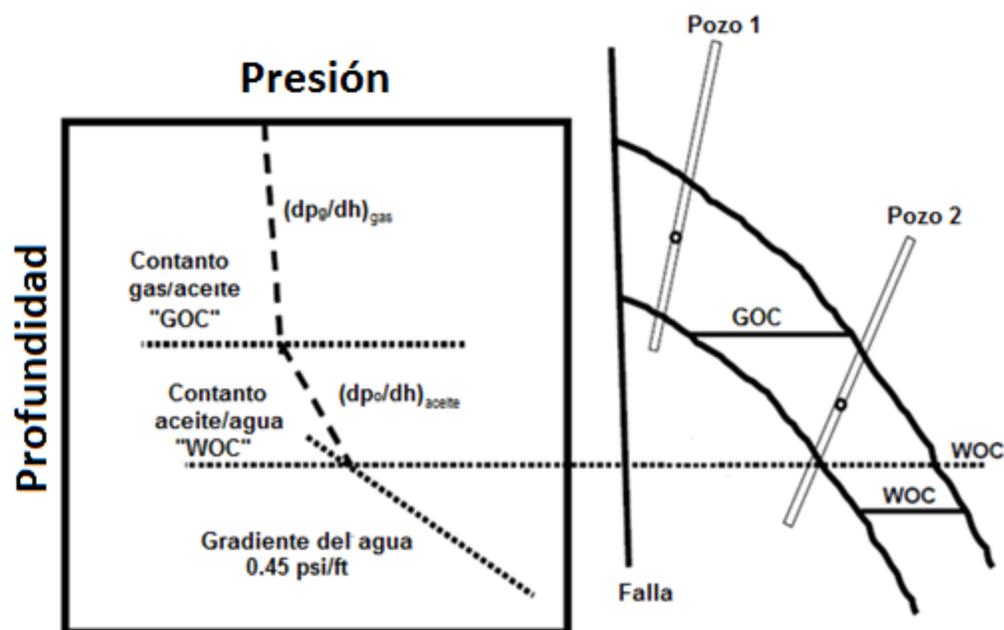


Figura A.2 Contactos agua-aceite y aceite-gas (Modificado de Ahmed, 2007).

A 1.2 Procedimiento de muestreo de fondo

El barril muestreador Wofford de aproximadamente 7.11 pies de longitud y 1.15 pulgadas de diámetro, con capacidad de almacenamiento de 650 cm³, es bajado con línea de acero

manteniendo sus dos válvulas abiertas a una velocidad máxima de 120 [m/min]; cuando el barril llega al intervalo deseado y éste se encuentra lleno con una muestra representativa, se acciona el mecanismo de cierre de puertas. La muestra se lleva a superficie para después ser trasladada al laboratorio (Reudelhuber, 1957).

Existen muestreadores modernos que permiten mantener la presión a la que fue tomada la muestra, manteniéndola durante todo su trayecto hasta llegar al laboratorio, sin embargo esta opción es muy costosa por lo cual es común transferir la muestra a un barril porta-muestra (API RP 44, 2003).

Las válvulas del barril muestreador son cerradas de diferentes maneras:

- ▶ Rompiendo un perno: el perno es calibrado y colocado en el barril muestreador, cuando la presión ejercida en el perno debido a la profundidad es mayor que a la que fue calibrado, se provoca la ruptura de éste accionando el mecanismo de cierre de válvulas. En algunas ocasiones, los operadores golpean la línea de acero de forma violenta para lograr romper el perno y accionar el mecanismo de cierre de válvulas.
- ▶ Cabezal de reloj: el cierre de válvulas es accionado por un mecanismo de reloj mecánico o eléctrico integrado en la herramienta, el tiempo de cierre es pre-establecido según la profundidad de muestreo.
- ▶ Señales eléctricas superficiales: las señales son enviadas desde superficie hasta el muestreador a través de un cable eléctrico, el cable es de grueso calibre, capaz de soportar las temperaturas y presiones del fondo del pozo. La señal enviada activa el mecanismo de cierre sellando de esta manera el barril muestreador.

A 1.3 Acondicionamiento del pozo

El acondicionamiento del pozo es muy importante para el muestreo de fondo, ya que la muestra podría no ser representativa o la herramienta podría atascarse en el pozo; por esas razones, se realizan una serie de pruebas de productividad en los diferentes pozos del yacimiento, lo cual permitirá seleccionar estratégicamente los pozos con mayor presión de fondo fluyendo a gasto estabilizado. La planeación de muestreo definirá el orden con el que se tomaran las muestras, con el fin de no interferir en la producción del yacimiento o en otras operaciones (Danesh, 1998).

El pozo seleccionado para la operación es cerrado con el objetivo de que éste logre estabilizarse, el tiempo de espera para la toma de muestra dependerá de la presión de los

fluidos cercanos al punto de muestreo, ya que estos deben muestrearse a una presión mayor a la de saturación ($P_{\text{yacimiento}} > P_{\text{saturación}}$).

A 2 Muestreo en superficie

La técnica de muestreo en superficie es el método más comúnmente usado en la industria petrolera y se debe a que se puede muestrear cualquier tipo de fluido que provenga del yacimiento. También contribuye al no poner el pozo en riesgo y su relativo bajo costo.

Sin embargo, las muestras de superficie no son totalmente representativas del yacimiento debido a la gran variación composicional que sufren los fluidos al cambiar sus condiciones de presión y temperatura a lo largo del aparejo de producción. Esta técnica de muestreo es exclusiva para pozos fluyentes y es útil para la elaboración de análisis PVT cuando el yacimiento tiene un alto contenido de gas y/o condensados (Ahmed, 2007).

Por otro lado, algunos casos se han mostrado una excelente concordancia entre las propiedades de los fluidos medidos en superficie (muestras recombinadas) y las muestras de fondo, lo que confirma que el método de muestreo en superficie puede proporcionar buenos resultados, si los datos de medición de flujo son exactos y confiables (Reudelhuber, 1957).

El muestreo en superficie puede realizarse de las siguientes maneras: muestreo de separador, muestreo en cabeza de pozo y muestreo de partición de corriente (Split-stream).

A 2.1 Muestreo en Separador

Este método consiste en recolectar muestras por separado de aceite y gas del separador más próximo a la cabeza del pozo, estas muestras son llevadas al laboratorio para ser recombinadas y simular su comportamiento desde sus condiciones originales hasta las condiciones del separador. Debido a que el gas es muy compresible, por lo general se recolecta una mayor cantidad de gas que de aceite (API RP 44, 2003).

El pozo seleccionado para el muestreo, debe seguir las mismas recomendaciones que para el muestreo de fondo, de igual forma, el acondicionamiento del pozo es necesario para tener un flujo estable y determinar la RGA. La relación gas-aceite, deberá ser verificada a rangos iguales de tiempo por lo menos 3 veces antes del muestreo. Phillip L. Moses y Charles W. Donohoe (1987), dedujeron que si la relación gas-liquido generada a partir de las

mediciones de campo tuviesen un error del 5%, al efectuar la recombinación, la presión en el punto de burbuja determinada en el laboratorio puede tener un error de hasta 100 *psi*.

Cuando se emplean sistemas de separación de etapas múltiples, las muestras se obtienen del separador de alta presión, que por lo general corresponde a la primera etapa de separación. En la **Figura A.3**, se puede observar el esquema general de un separador vertical, donde se señalan los puntos de muestreo para el aceite y gas.

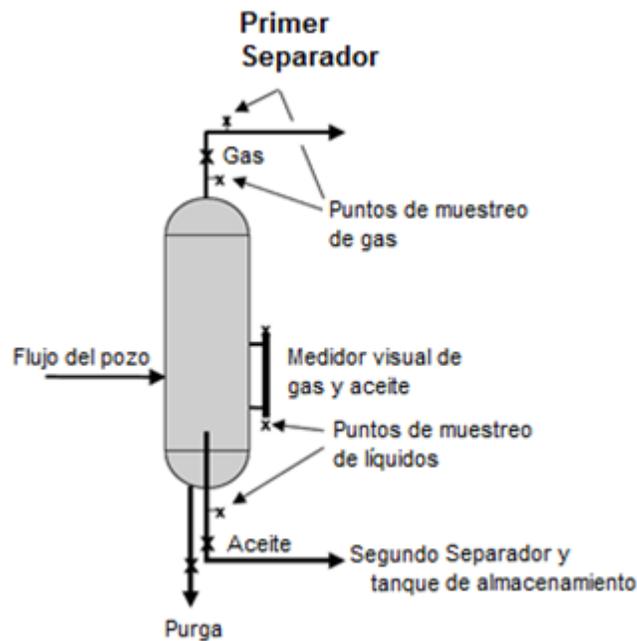


Figura A.3 Puntos de muestreo de un Separador Vertical (Modificado de Ahmed, 2007).

Algunos separadores no cuentan con válvulas adecuadas para el muestreo de líquido en la primera etapa de separación, sin embargo se puede realizar el muestreo en la segunda etapa de separación. Este procedimiento es válido si se muestrea gas en la primera y segunda etapa de separación, de manera que el gas y el aceite de la segunda etapa sean recombinados en el laboratorio para reconstruir el aceite de la primera etapa de separación.

La relación entre el número de muestras de gas por cada muestra de aceite, dependerá de la RGA y de las condiciones de separación. La ecuación de Stuart McAleese (2000), la tabla de RGA y la gráfica de RGA con respecto a los cilindros de gas; son formas de estimar el volumen de gas necesario para la recombinación en laboratorio (Fontalvo et al., 2014):

Ecuación de Stuart McAleese

La Ecuación A.1, de Stuart McAleese (2000), puede determinar el volumen de gas requerido en el laboratorio, sin embargo una botella adicional es llenada de forma rutinaria asegurando que no existirá faltante de volumen para la recombinación.

$$Gv > 2.5 \left(\frac{RGA}{P_{sep}} \right), \dots\dots\dots (A.1)$$

donde

Gv = volumen de gas en litros a condiciones de muestreo (separador) [l]

RGA = relación gas aceite en el separador (*scf/bbl*)

P_{sep} = presión en el separador (*psi*)

Grafica de RGA vs cilindros de gas

Otra manera de encontrar el número de cilindros requeridos para la recombinación en laboratorio, es siguiendo los pasos presentados a continuación usando la **Figura A.4**.

- I. Dibuje una línea inclinada (A) para representar la presión actual del separador.
- II. Seleccione la RGA en el eje inferior (punto B) y trace una línea vertical hasta llegar a la línea de la presión del separador (punto C).
- III. Dibuje una línea horizontal al eje de la derecha para encontrar el número de cilindros necesarios (D) por cada litro de aceite en el separador.

IV. Redondear a un número entero próximo para obtener el número total de cilindros.

Volumen de gas recolectado del separador en función de la presión, volumen de aceite y la RGA
(Para el aceite del yacimiento, fluido de recombinación)

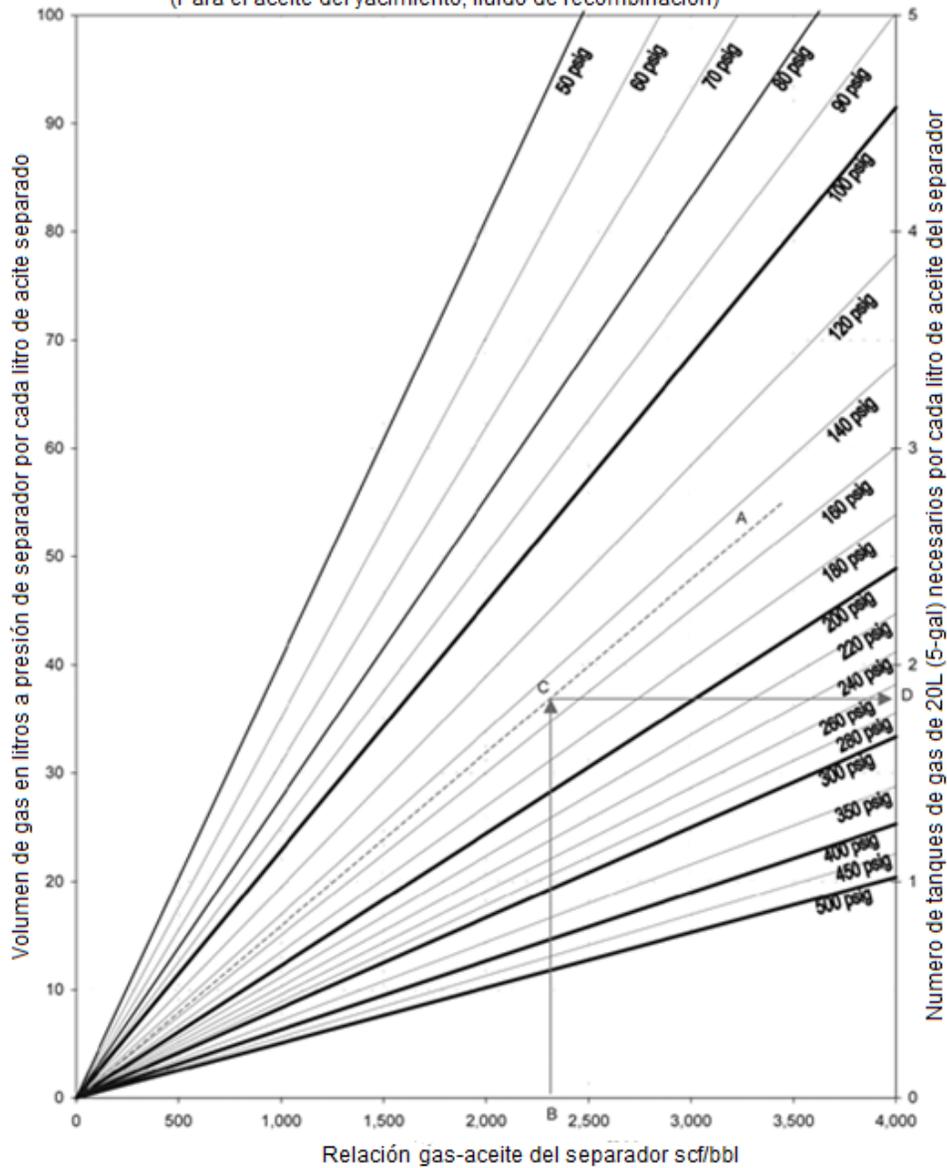


Figura A.4 RGA vs Numero de cilindros de gas (Modificado de Fontalvo et al., 2014).

Ejemplo A-1

En el pozo Alfa-K se requiere determinar el número de cilindros de gas necesarios para la recombinación en laboratorio en una operación de muestreo de superficie. El separador más próximo a la cabeza del pozo tiene una presión de separación (P_{sep}) de 150 *psia*, su relación gas-aceite (RGA) es de 2300 *scf/bbl* y se muestrearon previamente de la misma forma 2 *litros* de aceite.

Solución:

Con el uso de la gráfica se puede encontrar que el gas requerido por cada litro de aceite del separador es de 1.8 cilindros ($1.8 \times 5 = gal\ cilindro$). Entonces, para los 2 litros de aceite se necesita $1.8 \times 2 = 3.6 cilindros$ ($3.6 \times 5 = gal\ cilindro$). Redondeando al número próximo entero, en total se necesitan 4 cilindros de gas para la recombinación en el laboratorio.

Tabla RGA

Esta técnica no es la más acertada, sin embargo es una forma útil y práctica de cuantificar el número de cilindros de gas a muestrear. La **Tabla A.1** resume el número de cilindros necesarios con respecto a los rangos de la RGA

Tabla A.1 Número de cilindros conforme a los Rangos de RGA (Fontalvo et al., 2014).

RGA (<i>scf/bbl</i>)	Cilindros de gas a muestrear
RGA < 1500	2
1500 < RGA > 3000	3
RGA > 3000	4

A 2.2 Muestreo en la cabeza de pozo

El muestreo en la cabeza sólo se realiza cuando los fluidos se encuentran en una sola fase a condiciones de cabeza. Por ejemplo: gases secos, gases húmedos o aceites fuertemente bajosaturados. Este método de muestreo también se puede utilizar para otros tipos de fluidos, mientras se aplique en la vida temprana de la producción y la presión que fluye a boca de pozo se encuentre por encima de la presión de saturación del fluido a temperatura de boca de pozo; en otras palabras, el fluido a condiciones de boca de pozo debe estar situado dentro de la región de una sola fase (Dandekar, 2013).

El procedimiento de muestreo es práctico y relativamente sencillo: el aparejo de muestreo es conectado a la cabeza del pozo, para después ser purgado desplazando todo el aire que se llegara a encontrar en el mismo. Se conecta el barril porta-muestras en el aparejo de muestreo, se llena el barril porta-muestras y las válvulas son cerradas herméticamente para después ser trasladado al laboratorio.

A 2.3 Muestreo de partición de corriente (Split-stream)

La industria petrolera se ha esforzado en el desarrollo de nuevas técnicas para el muestreo de fluidos con un alto contenido de gas y condensado. Debido a las desventajas que representa el muestreo de fondo cuando el fluido se encuentra en dos fases, se ha desarrollado un método alternativo llamado Split-stream. Ha sido utilizado por más 60 años, sin embargo muchos lo consideran aun en etapa de desarrollo por la poca información publicada hasta el momento y por las dificultades que representa esta técnica (Williams, 1998).

Debe seguirse el mismo procedimiento de selección del pozo muestreador, como también las mismas recomendaciones de acondicionamiento de pozo utilizadas para el muestreo de fondo y el muestreo de superficie. El pozo se considera que está acondicionado si la relación gas-aceite no cambia cuando se cambia la tasa de producción.

Este método consiste en la toma de muestras mediante el envío de una pequeña porción "Split-stream" de la producción total del pozo a través de un tubo conectado a un pequeño separador de medición. Para que la muestra sea representativa debe ser tomada de forma isocinético ("Iso-kinetic" en inglés), es decir la velocidad del flujo de fluido en el tubo, deberá ser igual a la velocidad en la tubería de producción. En teoría, la tasa de flujo total debe ser perfectamente homogénea antes de la división del flujo, con el objetivo de que las dos particiones tengan la misma velocidad lineal de flujo y la muestra sea representativa biselada (API RP 44, 2003).

En sí, se emplea un tubo de diámetro preferentemente mayor de 0.40 pg en la tubería de producción, debajo del árbol de válvulas a una distancia de entre 8 a 10 pies. Este tubo conocido como probador de muestreo puede estar colocado en diferentes posiciones según la conveniencia (**Figura A.5**).

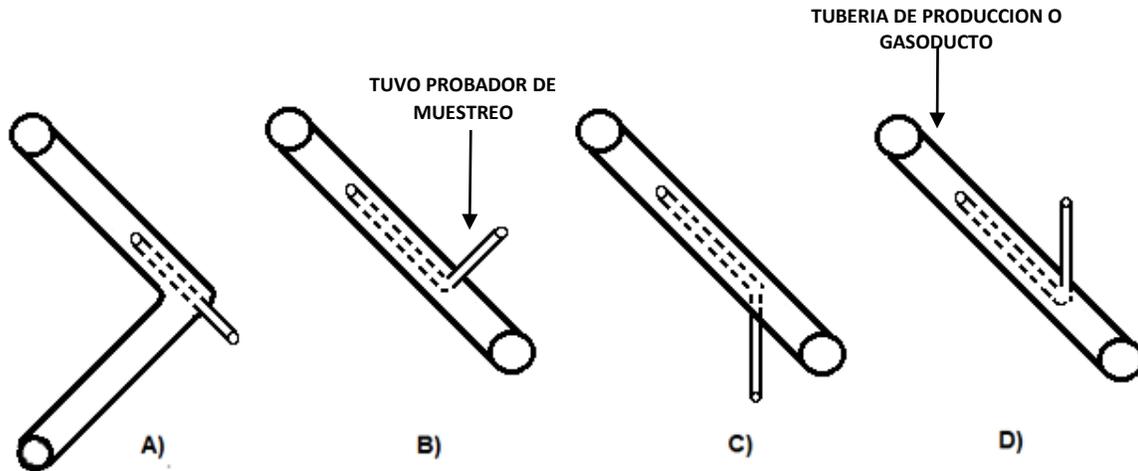


Figura A.5 Posiciones del probador de muestreo (Modificado de Gómez et al., 1986).

- A) En teoría es la posición más conveniente, ya que el flujo a través del probador de muestreo no cambia, sin embargo esta técnica está limitado a diámetros de tubería pequeña, debido a que los probadores para tuberías de gran diámetro suelen ser muy grandes y estorbosos.
- B) Esta técnica tiene el inconveniente de la depositación de partículas en el probador debido al flujo horizontal y al impacto ocasionado por la desviación del flujo, esto se puede disminuir reduciendo la longitud del probador.
- C) Esta posición tiene la ventaja de no tener depositación de partículas debido a que tienden a moverse por gravedad a través del probador, por lo tanto el impacto por la desviación del flujo no es tan representativo como en los incisos B) y D).
- D) Esta técnica es muy inconveniente por la gran acumulación de partículas en el codo que cambia de dirección al flujo, sin embargo no se descarta su utilización.

Debe centrarse apropiadamente la boquilla y el probador de muestreo a la corriente del pozo, debido a que los efectos presentes en las paredes de la tubería pudieran afectar la calidad de la muestra. Después de que la muestra de fluido es tomada, se lleva al laboratorio para ser recombina como en el muestreo de separador (Gómez et al., 1986).

En algunas ocasiones el tubo probador de muestreo es insertado en el ducto siguiendo la corriente en dirección a las etapas de separación; se debe colocar en una sección recta del ducto evitando codos o contracciones, donde el gas fluya sin perturbaciones. En la **Figura A.6** se muestra una configuración del sistema de muestreo:

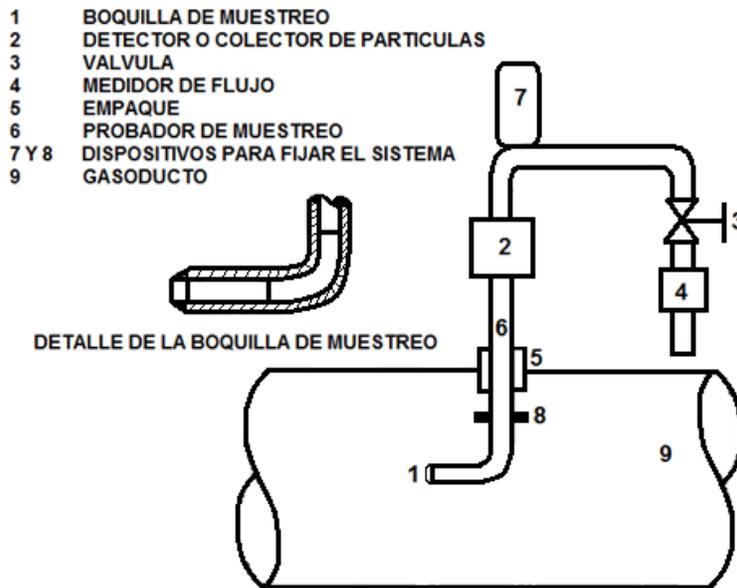


Figura A.6 Sistema de muestreo "Split-stream" en un gasoducto (Modificado de Gómez et al., 1986).

La configuración puede variar dependiendo de la posición del probador de muestreo, pero sus elementos más importantes no: el probador de muestreo y la boquilla.

A 3 Análisis PVT

En esta sección, se describirán los experimentos PVT de laboratorio, diseñados para estudiar, cuantificar y simular el comportamiento; así como las propiedades físicas de los fluidos presentes en el yacimiento. Estos experimentos son la mejor fuente de obtención de datos y para que estos logren llevarse a cabo es necesario disponer de una muestra de fluido válida. La validación de las muestras también forma parte de las pruebas de laboratorio, debido a que los datos obtenidos dependerán de la calidad de las muestras obtenidas (Freys et al., 2001).

El agua congénita es uno de los fluidos casi siempre presente en los yacimientos, sus propiedades y su efecto casi nulo sobre el comportamiento del yacimiento es ignorado en la mayoría de las pruebas. Respecto al medio poroso, Ali Danesh (1998) realizó varios estudios del comportamiento de fluidos en medios porosos y llegó a la conclusión de que si no se consideran los efectos en los medios porosos para el comportamiento de fluidos, es un enfoque de ingeniería razonable. Esto ha simplificado significativamente los estudios experimentales y teóricos al tratar de predecir el comportamiento de las fases de los fluidos.

En cada prueba PVT se pueden determinar diferentes propiedades del fluido, sin embargo no todas son aplicables para todos los tipos de fluidos. Por ejemplo: la composición original de los fluidos es aplicable para todos los fluidos, ya que gracias a esta, se puede determinar los elementos que conforman la mezcla de hidrocarburos. Por otro lado, la prueba de separación diferencial será inútil aplicarla en cualquier otro tipo de fluido que no sea aceite negro.

En la **Tabla A.2** se puede observar las diferentes pruebas aplicables según el tipo de fluido.

Tabla A.2 Aplicación de las pruebas PVT según el tipo de fluido (Avendaño, 2014).

Prueba / Fluido	Composición Original	Expansión a composición constante	Separación diferencial	Agotamiento a volumen constante	Pruebas de separador	Viscosidad
Aceite negro	✓	✓	✓	✗	✓	✓
Aceite Volátil	✓	✓	✗	✓	✓	✓
Gas y Condensado	✓	✓	✗	✓	✓	✓
Gas húmedo	✓	✓	✗	✗	✓	✓
Gas seco	✓	✓	✗	✗	✓	✓

A 3.1 Composición original

Esta prueba es utilizada en todos los fluidos muestreados con el objetivo de determinar los componentes que conforman la mezcla. Básicamente existe dos técnicas para analizar el muestreo de fluido: cromatografía y destilación de gases.

Los fluidos del yacimiento de aceite se conforman de numerosos componentes, por lo que tradicionalmente se limitan los datos identificando los componentes más ligeros y el resto de los componentes se resume en el C⁷⁺.

Análisis Cromatógrafo

Similar al principio de destilación, la muestra es colada a través de una válvula de inyección en una zona previamente calentada, los componentes se vaporizan a una temperatura programada de acuerdo con los intervalos de ebullición de los diversos componentes. Los

componentes evaporados son llevados por un gas transportador (generalmente helio) a una columna de diseño especial. El orden en el que los componentes evaporan es de menor a mayor, es decir los componentes volátiles y ligeros son los primeros en evaporar seguido de los componentes más pesados. Una de las mayores ventajas de esta técnica es su capacidad de identificar en cuestión de horas los componentes más pesados como el C₈₀ usando una sola pequeña muestra de fluido (Ahmed, 2007).

En la **Figura A.7** se puede observar el esquema de un equipo de cromatografía con los elementos más importantes, aunque la configuración puede variar, todos los equipos comparten los elementos más esenciales.

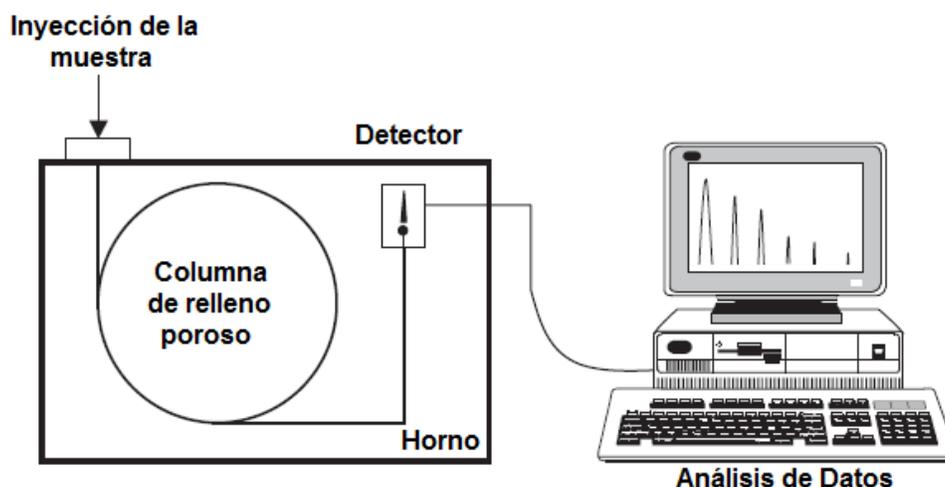


Figura A.7 Equipo para análisis Cromatográfico (Modificado de Dandekar, 2013).

Los componentes evaporados y llevados por el gas transportador son detectados y registrados en el equipo de cómputo en forma de picos, como se observa en la **Figura A.8**. La concentración de los componentes detectados está relacionada con el área bajo la curva.

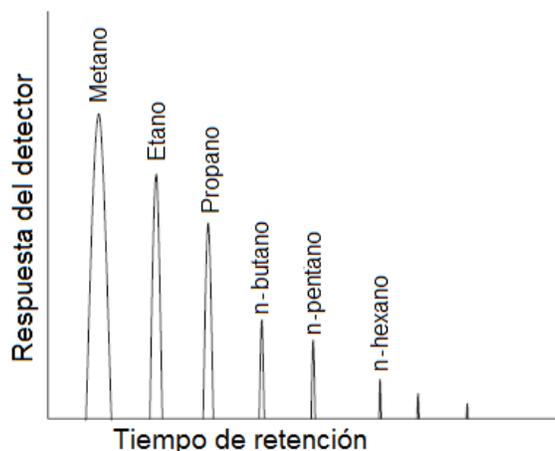


Figura A.8 Curvas detectadas de una Cromatografía (Modificado de Dandekar, 2013).

Las curvas son identificadas individualmente mediante la comparación de los tiempos de retención de cada componente dentro de la columna con respecto a los tiempos conocidos y previamente analizados en las mismas condiciones cromatográficas (Dandekar, 2013).

Destilación de gases

La técnica de destilación de gases ha sido utilizada dentro de la industria durante muchos años, ofreciendo un eficaz análisis composicional del fluido del yacimiento.

La prueba consiste en colocar una muestra de aceite muerto o aceite desgasificado del yacimiento en el matraz de destilación. El matraz es calentado gradualmente a temperatura controlada, conforme se eleva la temperatura de la mezcla de hidrocarburos los componentes se van evaporando respecto a su concentración molar y puntos de ebullición. Los componentes evaporados ascienden por la columna hasta llegar al condensador, los componentes condensados son recolectados como destilados en pequeñas columnas muestradoras (Ahmed, 2007). En la **Figura A.9** se esquematiza un equipo Fischer para la destilación de gases.

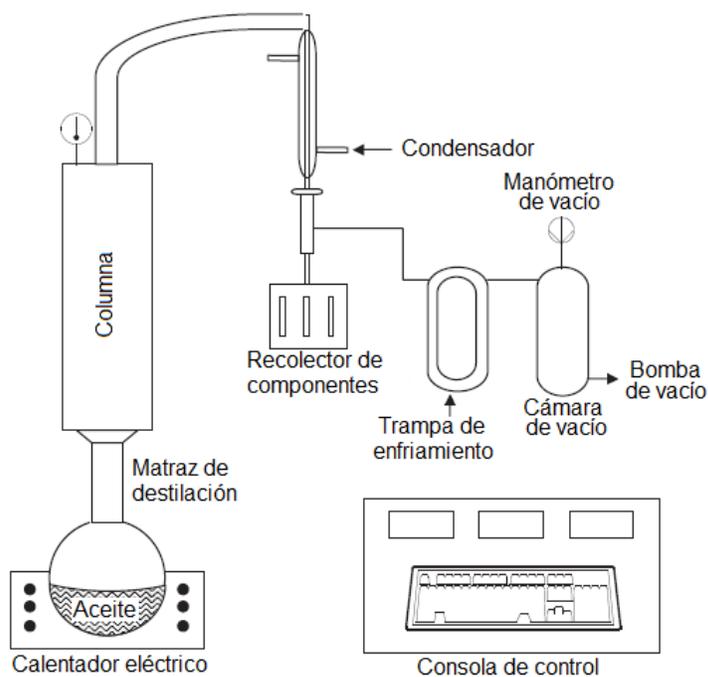


Figura A.9 Destilación de gases (Modificado de Dandekar, 2013).

A 3.2 Expansión a composición constante

Esta prueba también conocida como expansión a masa constante o separación flash, consisten en la expansión de volumen del fluido contenido en la celda a masa constante, es decir la composición total del fluido siempre permanece constante y por ninguno motivo se debe retirar masa de la celda PVT durante el abatimiento de presión. El objetivo de esta prueba es estudiar la relación Presión-Volumen, y así determinar la presión de saturación de un fluido (Danesh, 1998).

El procedimiento experimental, que se muestra esquemáticamente en la **Figura A.10**, consiste en colocar una muestra de fluido de hidrocarburos en la celda PVT a condiciones de yacimiento. La muestra cargada es presurizada a un valor igual o mayor que la presión inicial del yacimiento de manera que el fluido se encuentre en una sola fase. Después de encontrarse estabilizadas las condiciones de presión y temperatura, el experimento se lleva a cabo reduciendo la presión en etapas a temperatura constante mediante la eliminación de mercurio o accionando el pistón, el volumen total de hidrocarburos, V_t , son registrados para cada decremento de presión. El proceso de agotamiento continuara de esta manera hasta alcanzar una presión predeterminada, o cuando la capacidad de la celda sea la máxima (Freys et al., 2001).

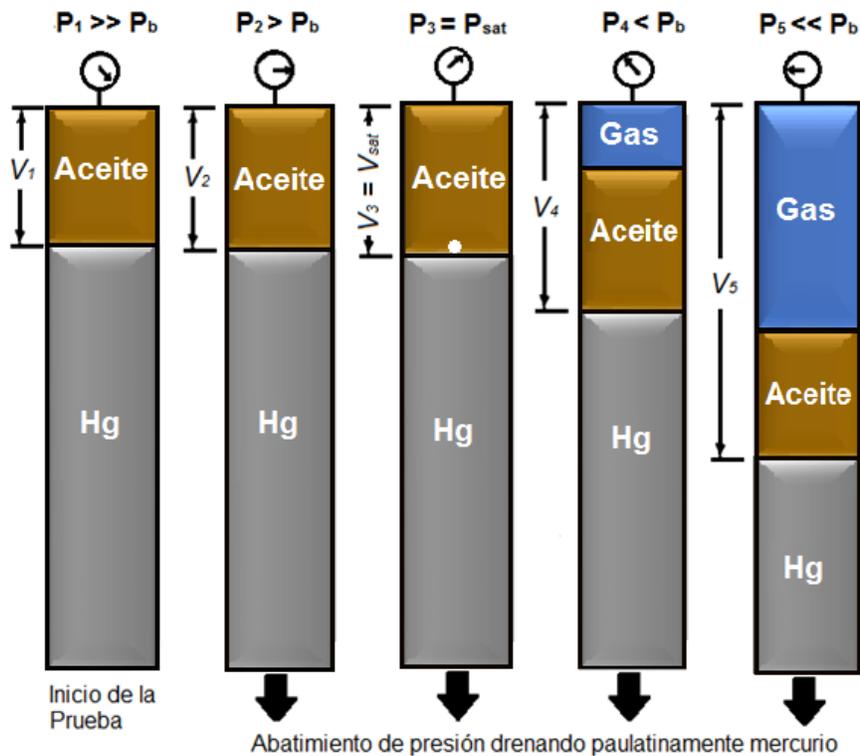


Figura A.10 Prueba PVT de compasión constante o separación flash para una aceite negro (Modificado de Ahmed, 2007).

El volumen a la presión de saturación es registrada y utilizada para obtener el volumen de relativo, V_{rel} . Este volumen, denominado el volumen relativo, se expresa en la Ecuación A.2.

$$V_{rel} = \frac{V_t}{V_{sat}}, \dots\dots\dots (A.2)$$

donde

V_{rel} = volumen relativo

V_t = Volumen total

V_{sat} = Volumen a la presión de saturación

El volumen de hidrocarburos del sistema en función de la presión de la celda se reporta como la relación entre el volumen de referencia, es decir el volumen de la celda no cambiara durante el abatimiento de presión hasta llegar a la presión de saturación, debido a que no hay cambio de fase en la celda, por lo que el V_{rel} es cercano a 1 en la presión de saturación (Ahmed, 2007).

A 3.3 Separación Diferencial

También conocido como vaporización diferencial, es el experimento de agotamiento de presión más utilizado. Se considera la mejor técnica para describir el proceso de separación de fluidos en el yacimiento, y solo es llevada a cabo en muestras de aceite negro.

A diferencia de la prueba de expansión a volumen constante donde las fases permanecen en contacto durante el abatimiento de presión, en esta prueba de separación diferencial, se retira continuamente el gas liberado de la muestra de aceite, antes de que el gas pueda entrar en equilibrio nuevamente con la fase líquida. Esta prueba se caracteriza por la variación constante en la composición del sistema (Danesh, 1998).

La prueba consiste en llevar la muestra cargada en la celda PVT a la presión de saturación, a temperatura constante y de yacimiento. Como se muestra en la **Figura A.11**, la presión se reduce en etapas hasta llegar a la presión atmosférica, por lo general es 10 a 15 etapas. En cada etapa de presión, el gas liberado es expulsado isobáricamente y medido a condiciones estándar. El volumen de aceite restante en la celda también es medido en cada etapa, pero a las condiciones que se encuentre en ese momento (Ahmed, 2007).

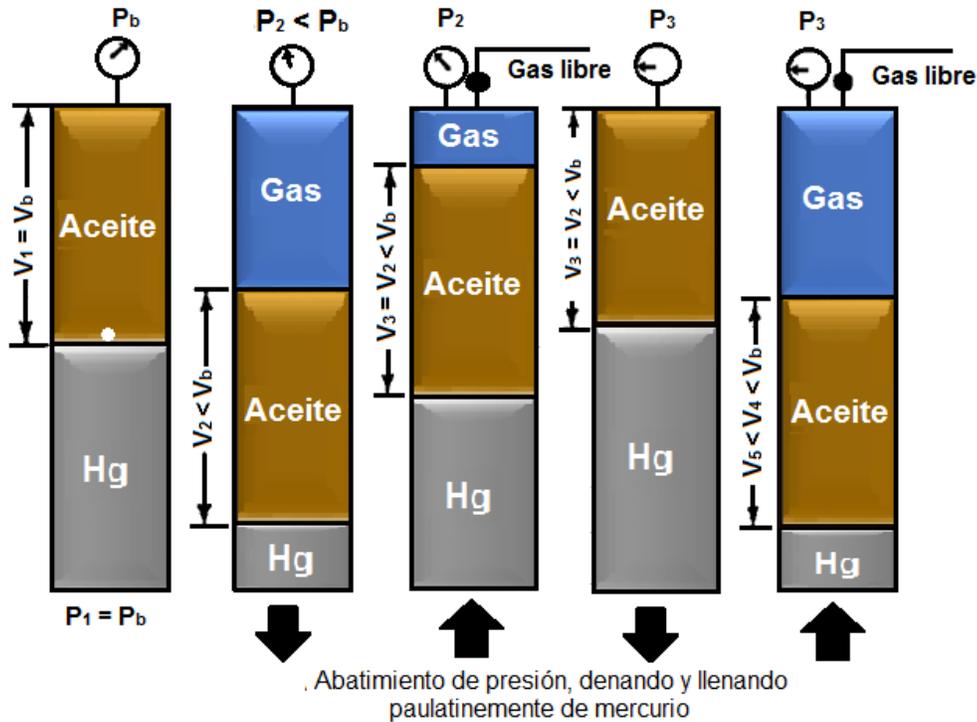


Figura A.11 Prueba PVT de separación diferencial (Modificado de Ahmed, 2007).

En cada etapa, el aceite remanente se somete a cambios de composición continuamente, debido a la liberación de los componentes más ligeros.

Los datos experimentales obtenidos de la prueba son:

- ▶ Volumen de gas en solución en función de la presión.
- ▶ La compresibilidad del aceite en función de la presión.
- ▶ El factor de compresibilidad y el peso específico del gas.
- ▶ La densidad del aceite residual en función de la presión.

A 3.4 Agotamiento a Volumen Constante

De manera similar a la prueba de separación diferencial, se realiza el abatimiento de presión a temperatura constante y de yacimiento. Es muy utilizado en fluidos con alto contenido de condensados, en especial para aceite volátil y para el gas y condensados. La prueba consiste en una serie de etapas de expansión o de reducción de presión en el que gas liberado o gas en exceso es expulsado de manera parcial a presión constante, de tal forma que el volumen de la celda permanezca constante al final de cada etapa. La fase gaseosa extraída en cada

etapa, es llevada a condiciones casi estándar para luego ser analizada y determinar su composición, volumen y su factor de compresibilidad (Dandekar, 2013).

En la **Figura A. 12** se puede observar esquemáticamente la prueba.

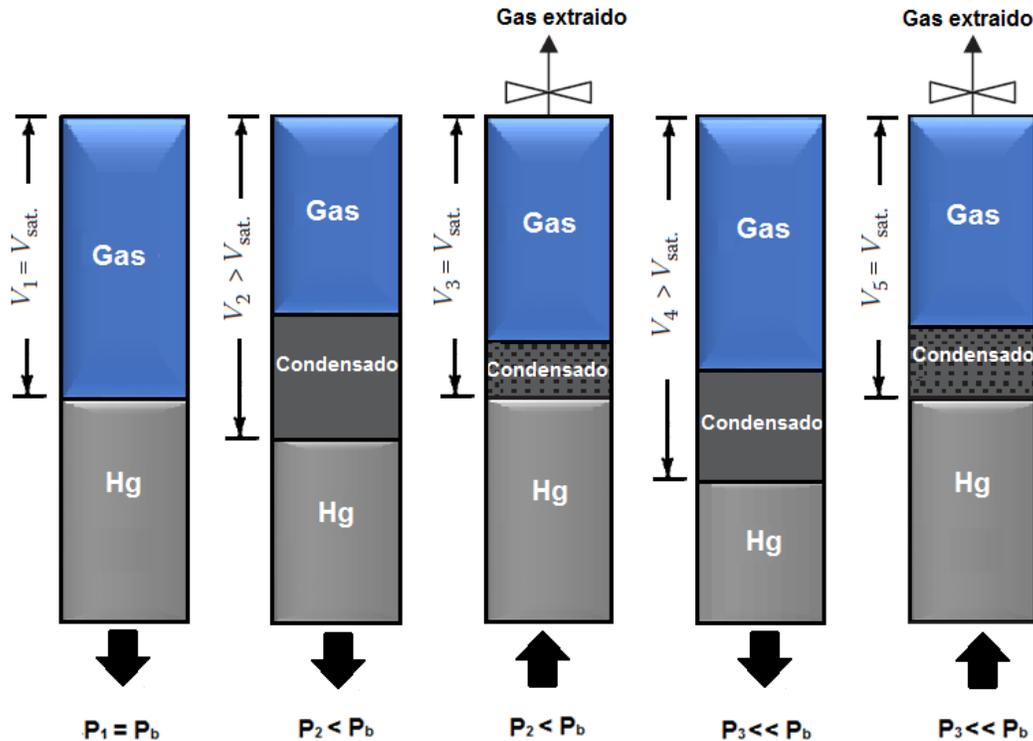


Figura A.12 Prueba PVT de agotamiento de presión a volumen constante (Modificado de Dandekar, 2013).

Esta prueba simula el comportamiento de producción, de manera que el gas retirado de la celda PVT en cada etapa de presión representa el gas producido desde el yacimiento, y el líquido remanente en la celda representa el condensado inmóvil en el yacimiento.

A 3.5 Pruebas de separador

La prueba de separador o separación en etapas, tiene como objetivo simular el comportamiento volumétrico del fluido del yacimiento a través de un separador de prueba o diferentes etapas de separación, donde la última etapa de separación por lo general es el tanque de almacenamiento. El comportamiento volumétrico del aceite está fuertemente relacionado con las condiciones de operación, es decir, con las presiones y temperaturas de las instalaciones de separación superficial (Pederson et al., 2007).

El objetivo principal de la realización de estas pruebas de separación, es proporcionar la información necesaria al laboratorio para la determinación de las condiciones óptimas de

separación, que a su vez maximiza la producción y el almacenamiento del aceite. Además, los resultados de la prueba pueden ser combinados apropiadamente con los datos de prueba de separación diferencial, obteniendo los parámetros PVT como el factor de volumen del aceite (B_o), la relación de solubilidad (R_s) y el factor del volumen total o de la fase mixta (B_t); esto solo para aceite en el punto de burbuja (Dandekar, 2013).

La prueba consiste en colocar una muestra de hidrocarburos en una celda PVT a presión de saturación y temperatura de yacimiento, el volumen de la muestra es medido como volumen de saturación (V_{sat}). La muestra es llevada a un sistema de separación de múltiples etapas de laboratorio como se muestra en la **Figura A.13**.

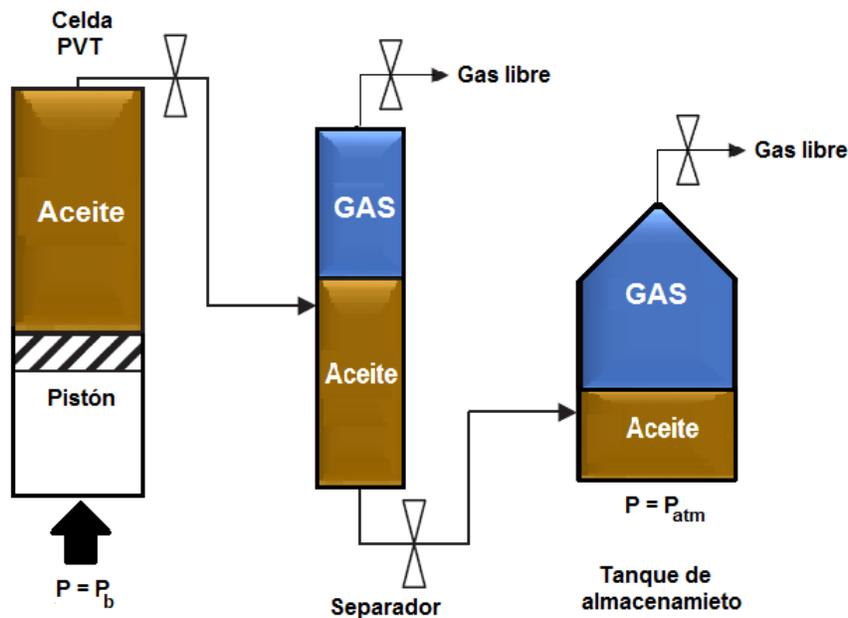


Figura A.13 Prueba PVT de separador de dos etapas (Modificado de Dandekar, 2013).

La primera etapa representa un separador, mientras que la segunda fase representa el tanque de almacenamiento por lo general a presión atmosférica. La presión y temperatura se establecen de forma que simulen las instalaciones de separación superficiales.

Para los aceites con gran contenido de gas en solución, por lo general, la separación se lleva a cabo en múltiples etapas para reducir la presión sobre el fluido poco a poco (Freyss et al., 2001).

A 3.6 Prueba de Viscosidad

El objetivo de este experimento es medir la viscosidad del aceite a una temperatura constante de yacimiento, a presiones superiores e inferiores de la presión de saturación. El

equipo preferentemente utilizado es el viscosímetro de bola rodante, también conocido como tipo canica. En la **Figura A.14** se puede observar uno de estos equipos junto con sus accesorios.



Figura A.14 Viscosímetro de bola (Industria Química, 2015).

La prueba consiste en dejar caer una bola tipo canica (de peso y diámetro determinado) desde la superficie hasta el fondo de una celda llena del aceite. La viscosidad es determinada de acuerdo a la relación con tiempo en que le toma a la bola caer. Las viscosidades de los gases generalmente se reportan junto con las viscosidades del aceite, aunque es más frecuente que se obtengan a través de una correlación de viscosidad de gas (Pederson et al., 2007).

Los valores de viscosidad a presiones inferiores y superiores a la presión de saturación, deben de ser igual que los obtenidos en los experimentos de separación diferencial o de agotamiento a volumen constante.

A 3.7 Equipos PVT

La mayoría de las pruebas de laboratorio son llevados a cabo en equipos PVT, algunos de estos equipos son modificados con el objetivo de mejorar las capacidades de estudio y medición de los fluidos, tales como: la viscosidad in situ, la determinación de la tensión superficial y en algunos casos, la realización de estudios PVT que implica utilizar la mezcla de los fluidos del yacimiento con fluidos secundarios, como la inyección de gases para aplicaciones EOR (Ahmed, 2007).

El componente más importante del equipo es la celda PVT (normalmente cilíndrico y de acero inoxidable de grado o de titanio), se encuentra equipado con un pistón accionado mecánicamente para aumentar o disminuir el volumen de la celda alterando de este modo la presión. La utilización de mercurio es otra forma de conseguir este mismo efecto, ya sea

aumentando o disminuyendo el volumen de mercurio logrando desplazar la placa que separa los fluidos contenidos en la celda (mercurio – fluido del yacimiento), sin embargo ya es poco común actualmente esta técnica.

La celda PVT puede tener una capacidad de 50 a 5000 centímetros cúbicos, por lo general está en función del tipo de fluido que se someterá a la prueba. Por empleo, si se sometiera un fluido de gas y condensado a una prueba PVT, será necesaria una celda de gran volumen para medir los grandes volúmenes de gas con respecto a los pequeños volúmenes de la fase líquida. El volumen de la celda debe ser el suficiente para llevar a cabo la prueba, de lo contrario se generarían errores en la medición en los fluidos obtenidos al finalizar la prueba (Dandekar, 2013).

Las pruebas PVT se realizan a temperatura constante, por lo tanto la celda debe estar sobre un recinto termostático o en su defecto baño en aire, donde pueda ser enfriada o calentada manteniendo una temperatura constante.

A continuación, se muestra el esquema de una celda PVT en forma de reloj de arena (**Figura A.15**), donde el vástago que une los dos contenedores sirve como ventana visual para realizar observaciones, y determinar principalmente la aparición de la primera burbuja de gas (presión de saturación).

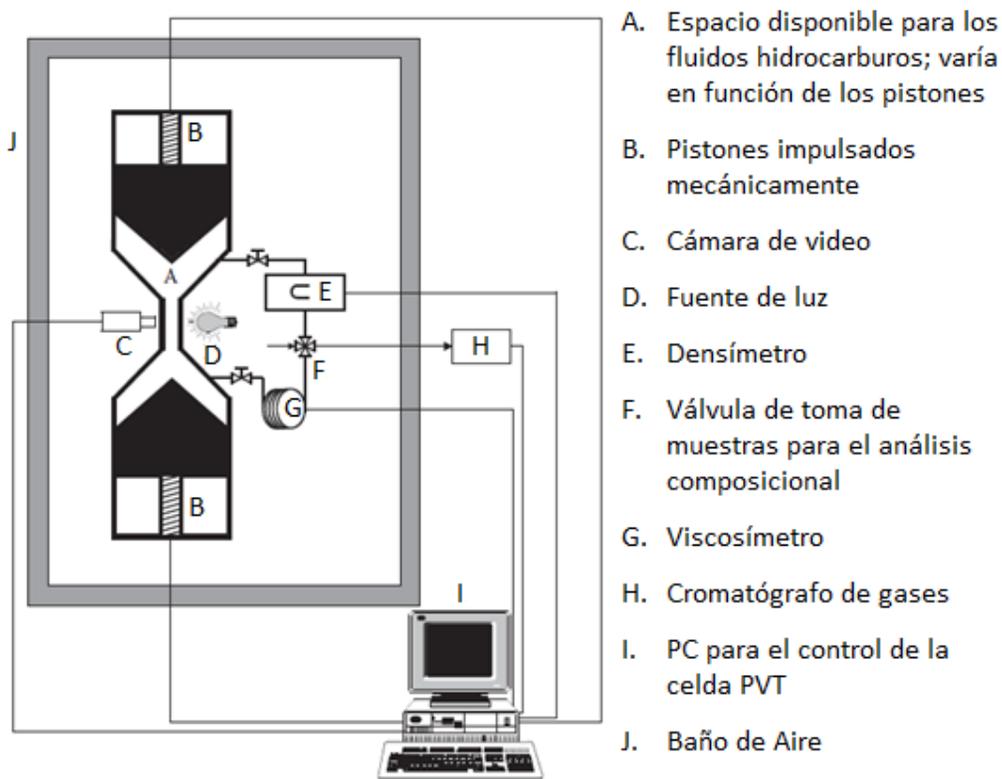


Figura A.15 Esquema de una celda PVT (Dandekar, 2013).

Anexo B

Propiedades de los fluidos petroleros

En esta sección se definirán las propiedades de los fluidos que se requieren para la comprensión de los cálculos de las correlaciones de flujo multifásico vistas más adelante.

B 1 Propiedades del Gas

El gas se define como un fluido homogéneo de baja viscosidad y densidad. El gas se encuentra en constante expansión, adoptando la forma y el volumen del recipiente que lo contiene.

El gas natural es una mezcla de gases hidrocarburos y no hidrocarburos, compuesto principalmente de 90 – 95% metano, y en menor proporción de etano, propano, butanos, pentanos y pequeñas cantidades de hexanos y más pesados; aunque también suele contener hidrocarburos no gaseosos en proporciones variables como el nitrógeno, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno (Ahmed, 2007).

El gas natural, es el hidrocarburo siempre presente en los yacimientos, por eso es de gran importancia el conocimiento de las propiedades físicas de los gases que son fundamentales en el análisis del comportamiento de yacimientos.

Las propiedades que describen el comportamiento de los gases en relación a la presión-volumen-temperatura (PVT), son llamadas ecuaciones de estado. La “ecuación de los gases ideales” (Ecuación A.1), es la ecuación de estado en su forma más simple, de esta ecuación se derivan muchas otras más que ayudan a definir la complejidad del comportamiento del gas.

$$PV = nRT \quad , \dots\dots\dots (B.1)$$

donde

P = presión absoluta del gas

V = volumen real del gas

n = número de moles de gas

R = constante universal de los gases

T = temperatura absoluta del gas

La ecuación de los gases ideales es resultado del trabajo combinado de Boyle, Charles, Avogadro y Gay Lussac. Esta ecuación es aplicada para describir el comportamiento volumétrico de gases reales a presiones cercanas a la presión atmosférica, para las cuales fue derivada experimentalmente. Aunque en la naturaleza no existen los gases ideales, los gases reales cercanos a la presión atmosférica se comportan como ideales (Arévalo, 2013). El valor de la constante universal de los gases (R) dependerá de las constantes empleadas de presión, volumen y temperatura. Para el caso del sistema inglés, como se presenta en la Ecuación B.2, la presión es tomada en libras por pulgada cuadrada absoluta ($lb/pg^2 abs$), el volumen en pies cúbicos (ft^3), la temperatura en grados Rankine ($^{\circ}R$) y los moles de gas en $lb_m - mol$. La hipótesis de Avogadro establece que 1 $lb_m - mol$ de cualquier gas ideal ocupa un volumen de $379.4 ft^3$ a condiciones estándar, es decir, $14.7 lb/pg^2$ y $60^{\circ}F$.

$$R = \frac{PV}{nT} = \frac{(14.7 lb/pg^2)(379.4 ft^3)}{(1 lb_m - mol)(520^{\circ}R)} = 10.73 \frac{lb/pg^2 ft^3}{lb_m - mol^{\circ}R} \dots\dots\dots (B.2)$$

Por otro lado, los gases no cercanos a las condiciones estándar, es decir los gases reales, tienden a desviarse alejándose de un comportamiento típico de un gas ideal; por esa razón es necesario la utilización de un factor de corrección llamado factor de compresibilidad del gas o factor de desviación z , que además ayuda a expresar una relación más exacta entre las variables P , V y T . Introduciendo el factor z a la Ecuación B.1, queda como resultado la “ecuación de los gases reales” (Ecuación A.3), expresada de la siguiente forma:

$$PV = znRT \dots\dots\dots (B.3)$$

para el sistema inglés:

P = presión del gas ($lb/pg^2 abs$)

V = volumen real del gas (ft^3)

z = factor de desviación

n = número de moles de gas ($lbm - mol$)

R = constante universal de los gases de $10.732 (lb/pg^2 abs ft^3)/(lb - mol^{\circ}R)$

T = temperatura del gas ($^{\circ}R$)

B 1.1 Densidad del gas, ρ_g

La densidad de un gas real o natural puede determinarse combinando la ecuación para el cálculo del número de moles y la ley de los gases reales. El número de libras-moles de gas, es decir, n , se define en la Ecuación B.4.

$$n = \frac{m}{M} , \dots\dots\dots (B.4)$$

donde

n = número de libras-moles

m = peso del gas

M = peso molecular del gas

Sustituyendo la Ecuación B.4 en la ecuación de los gases reales (Ecuación B.3):

$$PV = z \left(\frac{m}{M} \right) RT \dots\dots\dots (B.5)$$

La densidad del gas está definida como $\rho_g = m/V$. Despejando la masa de la Ecuación B.5, se obtiene la densidad del gas, como se observa en la Ecuación B.6.

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{MP}{zRT} \dots\dots\dots (B.6)$$

La Ecuación B.6 puede simplificarse si se desea calcular la densidad del gas en el sistema inglés, donde R tiene un valor de 10.732 y el peso molecular del gas es definido como en la Ecuación B.11 vista más adelante, donde $M_g = M_{aire} \gamma_g$. De este modo, la ecuación se simplifica:

$$\rho_g = \frac{(28.9625) P \gamma_g}{(10.732) zT} = 2.70 \frac{P \gamma_g}{zT} \dots\dots\dots (B.7)$$

donde

ρ_g = densidad del gas (*lb/ft³*)

γ_g = gravedad específica del gas

z = factor de compresibilidad del gas

P = presión (*psia*)

T = temperatura (*°R*)

La Ecuación B.7 se puede simplificar si se desea obtener el valor de la densidad a condiciones estándar, cuando la temperatura y la presión tienen un valores de 60 °F y 14.7 *psia*. Esta ecuación queda de la siguiente forma:

$$\rho_g = 2.70 \frac{(14.7) \gamma_g}{(1)(519.59)} = 0.0763 \gamma_g \dots\dots\dots (B.8)$$

B 1.2 Gravedad específica del gas, γ_g

La gravedad específica o también conocida como gravedad relativa, se define como relación que existe entre la densidad de un gas determinado y la densidad del aire seco, ambos medidos a la misma presión y temperatura, en la Ecuación B.9 se resume:

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_{aire}}, \dots\dots\dots (B.9)$$

donde

γ_g = gravedad específica del gas.

ρ_g = densidad del gas (lb_m/ft^3)

ρ_{aire} = densidad del aire ($0.080719 lb_m/ft^3 @ c. e.$)

El aire y el gas a condiciones estándar se comportan como gases ideales ($z = 1$). Bajo estas condiciones, la densidad de un gas se puede escribir con forme a la ecuación de gas ideal, entonces la densidad para un gas a condiciones estándar se puede expresar como:

$$\rho_g = \frac{m}{V} = \frac{PM}{RT} \dots\dots\dots (B.10)$$

Sustituyendo la Ecuación B.10 en la Ecuación B.9 bajo las mismas condiciones, la gravedad específica de una mezcla de gases se puede expresar como:

$$\gamma_g = \frac{\frac{PM_g}{RT}}{\frac{PM_{aire}}{RT}} = \frac{M_g}{M_{aire}}, \dots\dots\dots (B.11)$$

donde

γ_g = gravedad específica del gas ($aire = 1.0$).

M = peso molecular del gas ($lbm/lbm - mol$).

M_{aire} = peso molecular del aire ($28.9625 lbm/lbm - mol$).

B 1.3 Factor de desviación, z

El factor de compresibilidad z esta defino como la relación del volumen real (V_{real}) de un gas entre el volumen ideal (V_{ideal}) del mismo gas, calculado ambos a las mismas condiciones, en la Ecuación B.12 se puede resumir:

$$z = \frac{V_{real}}{V_{ideal}}, \dots\dots\dots (B.12)$$

donde

(V_{real}) = corresponde al volumen real de un gas a una presión y temperatura dadas específicamente.

(V_{ideal}) = corresponde al volumen del mismo gas calculado con la ecuación de los gases ideales.

El factor de desviación z es el método común de corregir analíticamente el comportamiento de un gas real a presiones y temperaturas relativamente altas. Generalmente, los valores de z se encuentran cercanos a la unidad. Los gases cercanos al punto crítico, comúnmente tienen valores de z entre 0.3 y 0.4. En la **Figura B.1** se puede observar el comportamiento de z con respecto a la presión a temperatura constante (McCain, 1990).

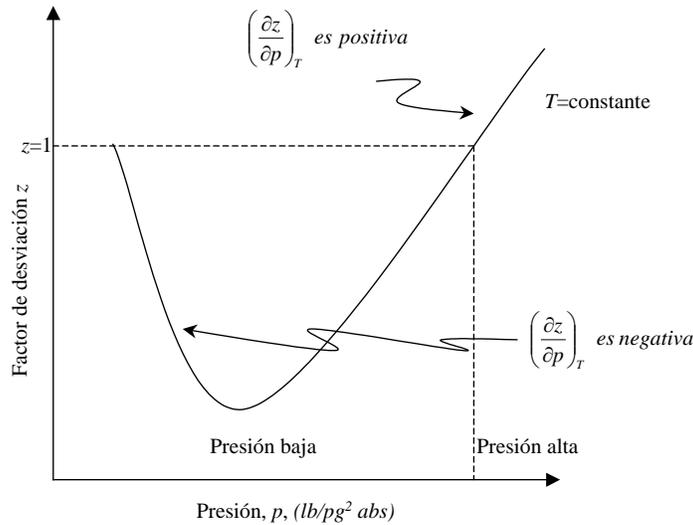


Figura B.1 Comportamiento del factor z a diferentes presiones (Arévalo, 2013).

Otra forma de obtener el factor z , es a través de la ecuación general de los gases reales, despejando el factor z de la Ecuación B.3, como se muestra en la Ecuación B.13.

$$z = \frac{PV}{nRT}, \dots\dots\dots (B.13)$$

El valor del factor de desviación z para diferentes mezclas de gases, han sido determinado en base al Teorema de los Estado Correspondientes establecido por Van der Waals, el cual indica que a las mismas condiciones de presión y temperatura pseudoreducidas, todos los gases tienen el mismo factor de compresibilidad z .

La presión y temperatura pseudoreducidas están definidas por las Ecuaciones B.14 y B.15.

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} , \dots\dots\dots (B.14)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} , \dots\dots\dots (B.15)$$

donde

P = presión del sistema (*psia*)

P_{pr} = presión pseudoreducida (*adimensional*)

P_{pc} = presión pseudocríticas (*psia*)

T = temperatura del sistema ($^{\circ}R$)

T_{pr} = temperatura pseudoreducida (*adimensional*)

T_{pc} = temperatura pseudocríticas ($^{\circ}R$)

Las propiedades pseudocríticas se encuentran definidas en el anexo D para cada componente.

Si fuese el caso en que no se dispone de la composición del gas, las propiedades pseudocríticas, P_{pc} y T_{pc} , se pueden obtener a través del método gráfico de Brown.

Brown presento un método gráfico para obtener una aproximación de la presión y temperatura pseudocrítica cuando solo se disponible de la gravedad específica del gas. La correlación se muestra en la **Figura B.2**. Standing expresó esta correlación gráfica en las siguientes ecuaciones matemáticas (Bánzer, 1996).

$$P_{pc} = 677 + 15.0\gamma_g - 37.5\gamma_g^2 , \dots\dots\dots (B.16)$$

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2 . \dots\dots\dots (B.17)$$

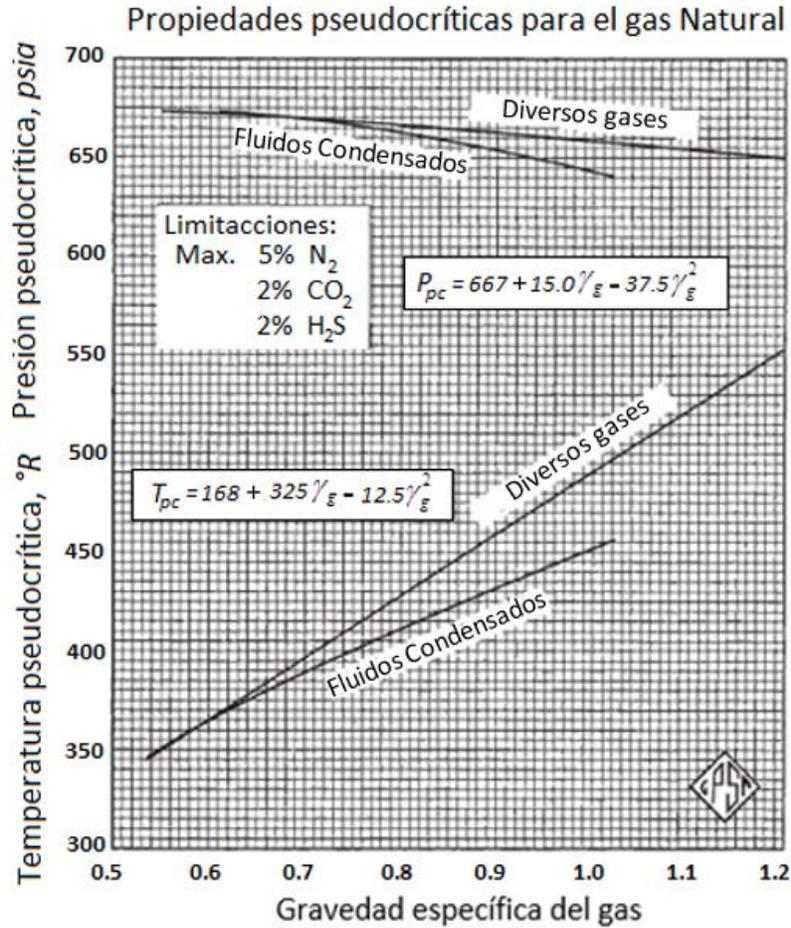


Figura B.2 Propiedades pseudocríticas para el gas natural (Modificado de Ahmed, 2007).

Correlación gráfica de Standing y Katz

Basado en el concepto del Teorema de los Estados Correspondientes, Standing y Katz desarrollaron una correlación gráfica del factor de compresibilidad generalizado. El gráfico representa los factores de compresibilidad del gas natural en función de P_{pr} y T_{pr} , como se muestra en la **Figura B.3**. Es una de las correlaciones más aceptada en la industria petrolera debido a que tiene una exactitud cercana al 3% en relación a los valores experimentales de z , además de su facilidad de cálculo.

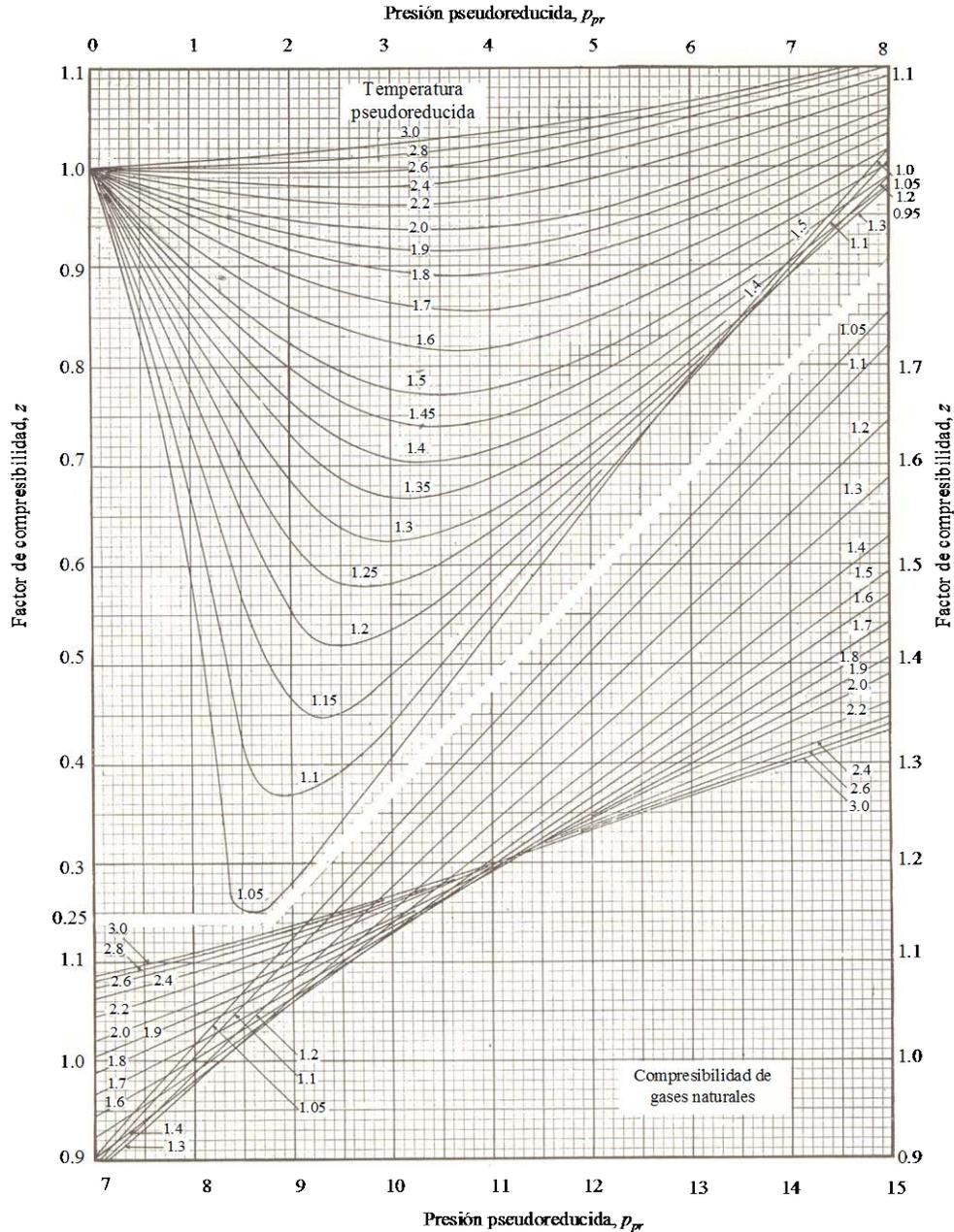


Figura B.3 Factor compresibilidad z . Grafica de Standing y Katz (Arévalo, 2013).

Para obtener un factor de desviación confiables se debe tener en cuenta las siguientes limitaciones de la gráfica:

- ▶ La composición del gas debe ser en su mayor parte metano
- ▶ El método no presenta buenos resultados cuando las condiciones son cercanas a las críticas.
- ▶ La composición del gas no debe tener hidrocarburos aromáticos o impurezas. El contenido de N_2 o CO_2 puede ocasionar errores de cálculo.

Ejemplo B-1

Un yacimiento de gas tiene la siguiente composición del gas:

Tabla B.1 Composición del gas para el Ejemplo B-1.

Componente	y_i
CO ₂	0.02
N ₂	0.01
C ₁	0.85
C ₂	0.04
C ₃	0.03
i-C ₄	0.03
n-C ₄	0.002

La presión del yacimiento inicial y la temperatura son 3000 *psia* y 180 °F, respectivamente. Calcular el factor de compresibilidad de gas en las condiciones iniciales del yacimiento.

Solución:

La siguiente tabla describe la composición del gas. Las propiedades de presión y temperaturas críticas son obtenidas del Anexo D.

Tabla B.2 Cálculos para obtener la temperatura y presión crítica de un gas del Ejemplo B-1.

Componente	y_i	$T_{ci}, ^\circ R$	$y_i * T_{ci}, ^\circ R$	P_{ci}, psi	$y_i * P_{ci}, psi$
CO ₂	0.02	547.91	10.96	1071	21.42
N ₂	0.01	227.49	2.27	493.1	4.93
C ₁	0.85	343.33	291.83	666.4	566.44
C ₂	0.04	549.92	22.00	706.5	28.26
C ₃	0.03	666.06	19.98	616.4	18.48
i-C ₄	0.03	734.46	22.03	527.9	15.84
n-C ₄	0.002	765.62	15.31	550.6	11.01
			$T_{pc} = 383.38$	$P_{pc} = 666.38$	

Paso 1.- Se determinan las propiedades pseudocríticas de presión y temperatura:

$$P_{Pc} = \sum y_i P_{ci} = 666.38 \text{ psi} , \dots\dots\dots (B.18)$$

$$T_{Pc} = \sum y_i T_{ci} = 383.38 \text{ psi} . \dots\dots\dots (B.19)$$

Paso 2.- Calcular la presión y temperatura pseudoreducida utilizando las Ecuaciones B.9 y B.10:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{3000}{666.38} = 4.50 \quad \dots\dots\dots (B.20)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{640}{383.38} = 1.67 \quad \dots\dots\dots (B.21)$$

Paso 3.- Determinar el factor z de la Figura B.3, utilizando los valores calculados de P_{pr} y T_{pr} .

$$z = 0.85$$

Correlación de Dranchuk, Purvis y Robinson

Esta correlación puede facilitar los cálculos del factor z a través de programas de cómputo. La correlación es el resultado de un ajuste a la ecuación de estado de Benedict, Webb y Rubbin (BWR), dando origen a la Ecuación B.22.

$$z = 1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^2} \right) \rho_r + \left(A_4 + \frac{A_5}{T_{pr}} \right) \rho_r^2 + \frac{A_5 A_6 \rho_r^5}{T_{pr}} + A_7 (1 + A_8 \rho_r^2) \frac{\rho_r^2}{T_{pr}^3} \exp(-A_8 \rho_r^2) \quad \dots\dots (B.22)$$

La densidad reducida (ρ_r) se define como la relación de la densidad del gas a una presión y una temperatura determinadas entre la densidad del gas en su presión o temperatura crítica. De modo que la densidad reducida (ρ_r) se calcula con la siguiente expresión:

$$\rho_r = \frac{\rho}{\rho_c} = \frac{\frac{PM_a}{zRT}}{\frac{P_c M_a}{z_c RT_c}} = \frac{\frac{P}{zT}}{\frac{P_c}{z_c T_c}} \quad \dots\dots\dots (B.23)$$

El valor del factor z a condiciones críticas (z_c) es de aproximadamente 0.27, lo que conduce a la Ecuación B.24, para la cual es expresada en términos de presión y temperatura pseudoreducida.

$$\rho_r = \frac{0.27 P_{pr}}{z T_{pr}} \quad \dots\dots\dots (B.24)$$

Utilizando los datos de 1500 puntos de la gráfica de Standing y Katz, los autores de esta correlación determinaron 8 valores constantes, los cuales se definen a continuación:

$A_1 = 0.31506237$	$A_4 = 0.53530771$	$A_7 = 0.68157001$
$A_2 = -1.0467099$	$A_5 = -0.61232032$	$A_8 = 0.68446549$
$A_3 = -0.57832729$	$A_6 = -0.10488813$	

La ecuación de Dranchuk, Purvis y Robinson (Ecuación B.22), debe ser resuelta de manera iterativa, debido a que el factor z se encuentra en ambos lados de la ecuación. Una forma eficiente de solucionarlo es a través del método Newton-Raphson (Ahmed, 2007). Si se despeja z de la Ecuación B.22 igualándolo a cero, queda la Ecuación B.25.

$$F(z) = z - \left[1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^2} \right) \rho_r + \left(A_4 + \frac{A_5}{T_{pr}} \right) \rho_r^2 + \frac{A_5 A_6 \rho_r^5}{T_{pr}} + A_7 (1 + A_8 \rho_r^2) \frac{\rho_r^2}{T_{pr}^3} \exp(-A_8 \rho_r^2) \right] = 0 \quad \text{(B.25)}$$

El método de Newton requiere de la primera derivada con respecto a z y T_{pr} constante de la Ecuación B.25. En la Ecuación B.26 se expresa la derivada.

$$\begin{aligned} \left(\frac{\partial F(z)}{\partial z} \right)_{T_{pr}} = & 1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^2} \right) \frac{\rho_r}{z} + 2 \left(A_4 + \frac{A_5}{T_{pr}} \right) \frac{\rho_r^2}{z} + \frac{5A_5 A_6 \rho_r^5}{z T_{pr}} \\ & + \frac{2A_7 \rho_r^2}{z T_{pr}^3} \left[1 + A_8 \rho_r^2 - (A_8 \rho_r^2)^2 \right] \exp(-A_8 \rho_r^2) \end{aligned} \quad \text{(B.26)}$$

Correlación de Dranchuk y Abu-Kassem

Esta correlación es muy semejante a la anterior, sin embargo Dranchuk y Abou-Kassem ajustaron esta ecuación de estado con 11 constantes a partir de los datos de Standing y Katz, la cual escribieron de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} z = & 1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5} \right) \rho_r + \left(A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right) \rho_r^2 \\ & - A_9 \left(\frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right) \rho_r^5 + A_{10} (1 + A_{11} \rho_r^2) \frac{\rho_r^2}{T_{pr}^3} \exp(-A_{11} \rho_r^2) \end{aligned} \quad \text{(B.27)}$$

De la misma forma, se utilizó la Ecuación B.24 para la densidad reducida. Utilizando los mismos 1500 puntos de la correlación anterior, determinaron los valores de las constantes A1-A11:

$A_1 = 0.3265$	$A_4 = 0.01569$	$A_7 = -0.7361$	$A_{10} = 0.6134$
$A_2 = -1.0700$	$A_5 = -0.05165$	$A_8 = 0.1844$	$A_{11} = 0.7210$
$A_3 = -0.5339$	$A_6 = 0.54750$	$A_9 = 0.1056$	

Para resolver la Ecuación B.27 se debe utilizar el método iterativo Newton-Raphson, de modo que quedan la Ecuación B.28 y la Ecuación B.29 como la derivada.

$$F = z - \left[1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5} \right) \rho_r + \left(A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right) \rho_r^2 - A_9 \left(\frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right) \rho_r^5 + A_{10} \left(1 + A_{11} \rho_r^2 \right) \frac{\rho_r^2}{T_{pr}^3} \exp(-A_{11} \rho_r^2) \right], \quad (\text{B.28})$$

y

$$\left(\frac{\partial F}{\partial z} \right)_{T_{pr}} = 1 + \left(A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^3} + \frac{A_4}{T_{pr}^4} + \frac{A_5}{T_{pr}^5} \right) \frac{\rho_r}{z} + 2 \left(A_6 + \frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right) \frac{\rho_r^2}{z} - 5A_9 \left(\frac{A_7}{T_{pr}} + \frac{A_8}{T_{pr}^2} \right) \frac{\rho_r^5}{z} + \frac{2A_{10}\rho_r^2}{zT_{pr}^3} \left[1 + A_{11}\rho_r^2 - (A_{11}\rho_r^2)^2 \right] \exp(-A_{11}\rho_r^2) \quad (\text{B.29})$$

La **Figura B.4** y **Figura B.5** representan gráficamente el factor de compresibilidad z , contra la presión pseudoreducida (P_{pr}) calculada usando la ecuación de estado de Dranchuk y Abou-Kassem.

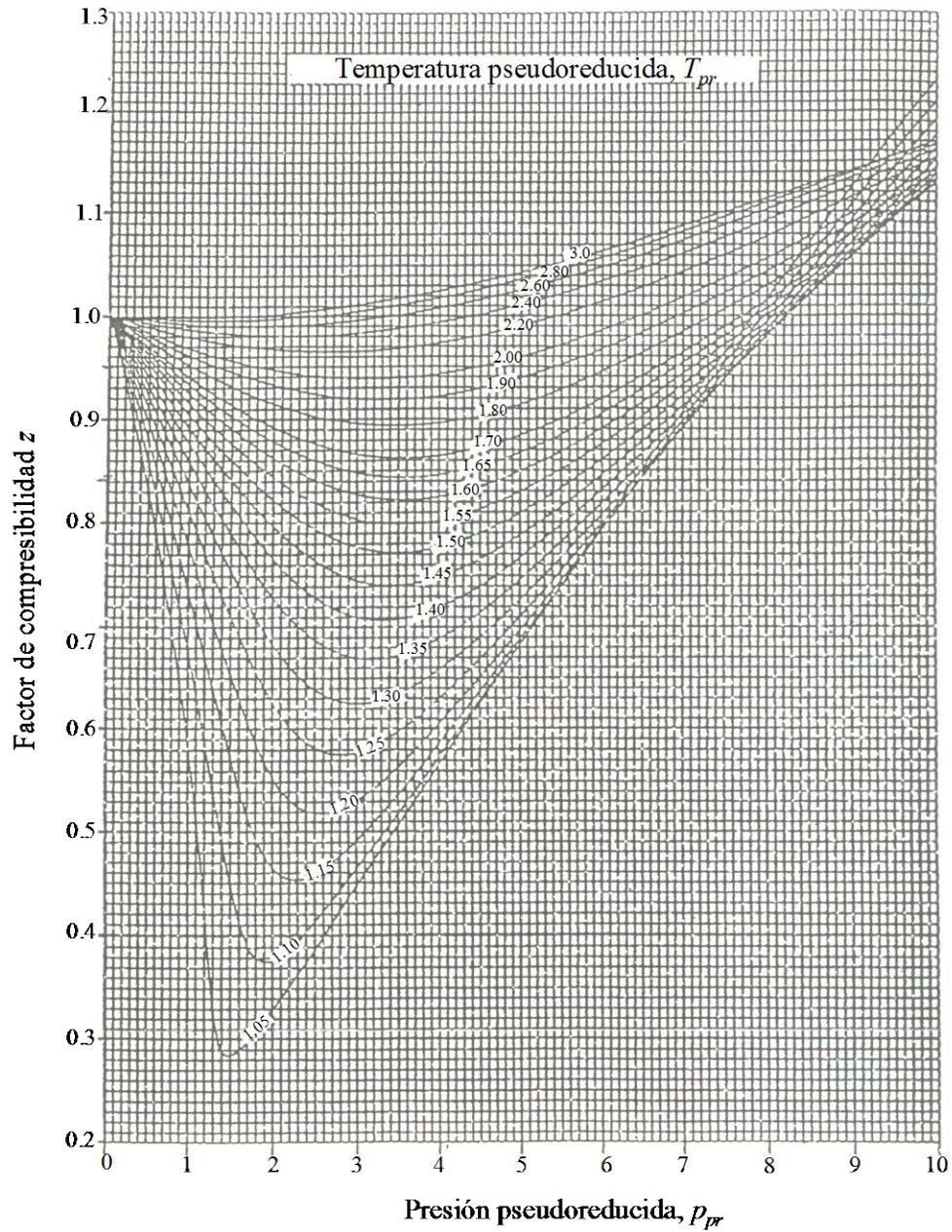


Figura B.4 Factor compresibilidad z para $0 < P_{pr} < 10$. Gráfica de Dranchuk y Abou Kassem (Arévalo, 2013).

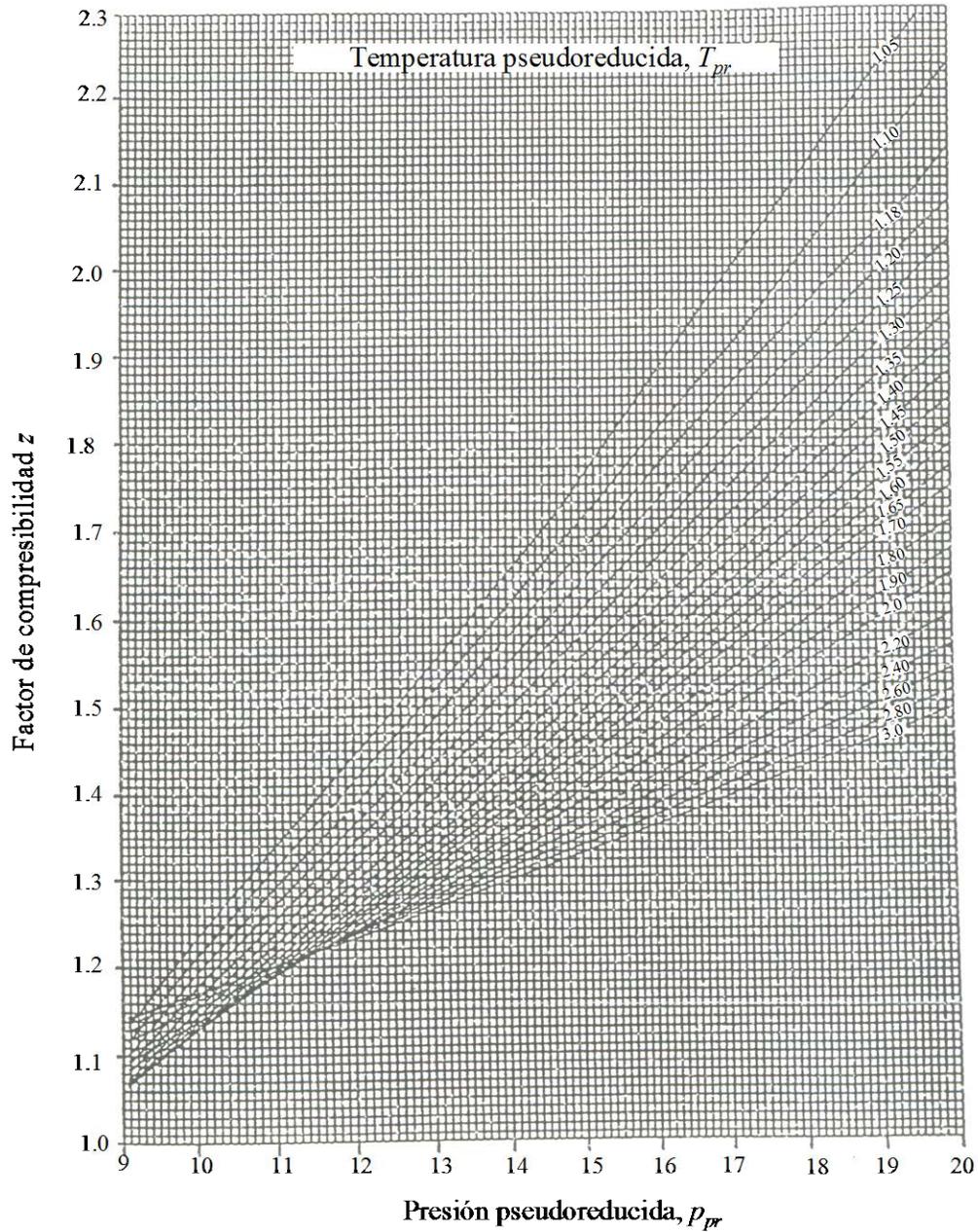


Figura B.5 Factor compresibilidad z para $9 < P_{pr} < 20$. Gráfica de Dranchuk y Abou Kassem (Arévalo, 2013).

Correlación de Papay

Papay propuso una expresión sencilla para calcular el factor de compresibilidad del gas de forma explícita, como se expresa en la Ecuación B.30 (Bánzer, 1996).

$$z = 1 - \frac{3.52 P_{pr}}{10^{0.9813 T_{pr}}} + \frac{0.274 P_{pr}^2}{10^{0.857 T_{pr}}} \dots\dots\dots (B.30)$$

Ejemplo B-2

Del Ejemplo B-Ejemplo 1, si tiene que las propiedades de presión y temperaturas pseudoreducidas para ese gas son: $P_{pr} = 4.5$ y $T_{pr} = 1.67$, ¿Cuál será el factor z utilizando la correlación de Papay?

Solución:

Sustituyendo valores en la Ecuación B.30, se tiene que:

$$z = 1 - \frac{3.52 P_{pr}}{10^{0.9813 T_{pr}}} + \frac{0.274 P_{pr}^2}{10^{0.857 T_{pr}}} = 1 - \frac{3.52 (4.5)}{10^{0.9813 (1.67)}} + \frac{0.274 (4.5)^2}{10^{0.857 (1.67)}} \dots\dots (B.31)$$

$$z = 0.8416$$

El valor de z es muy semejante resolviendo el ejercicio por ambos métodos, sin embargo Takacs determino que el error promedio de este método con respecto a los valores laidos en las curvas de Standing y Katz es de -4.873% para presiones y temperaturas pseudoreducidas en el rango de: $0.2 \leq P_{pr} \leq 15.0$ y $1.2 \leq T_{pr} \leq 3.0$.

Correlación de Hall y Yarborough

Hall y Yarborough desarrollaron una ecuación de estado que representa con mayor precisión la gráfica del factor z de Standing y Katz. La expresión propuesta se basa en la ecuación de Starling-Carnahan llegando a la conclusión de la Ecuación B.32.

$$z = \frac{0.06125 P_{pr} t \exp[-1.2(1-t)^2]}{y} \dots\dots\dots (B.32)$$

donde

P_{pr} = presión pseudoreducida

t = recíproco de la temperatura pseudoreducida, $t = T_{pc}/T$

y = densidad reducida, de la cual se puede obtener de la solución de la Ecuación B.33

$$F(y) = A + \frac{y + y^2 + y^3 - y^4}{(1 - y)} - By^2 + Cy^D = 0 \dots\dots\dots (B.33)$$

donde

$$A = -0.06125 P_{pr} t \exp[-1.2(1 - t)^2]$$

$$B = 14.76 t - 9.76 t^2 + 4.58 t^3$$

$$C = 90.7 t - 242.2 t^2 + 42.8 t^3$$

$$D = 2.18 + 2.82 t$$

Debido a que la Ecuación B.33 no es lineal, debe ser resuelta mediante ensayo y error. Convenientemente el método iterativo de Newton-Raphson, es el más usado y el cual se resume en los siguientes pasos:

1. Se hace una suposición del valor inicial de y_1 . Una suposición inicial más acertada de y_1 , se puede obtener de la solución de la Ecuación B.24

$$y_1 = 0.0125 P_{pr} t \exp[-1.2(1-t)^2] \dots\dots\dots (B.34)$$

2. Sustituyendo el valor y_1 en la Ecuación B.28 y evaluando la función. Si $F(y_1) \cong 0$ ó se encuentra dentro de la tolerancia de $\pm 10^{-4}$, se puede considerar que y_1 es la solución. En caso contrario, calcular de nuevo el de y utilizando la aproximación de las Series de Taylor, como se muestra en la Ecuación B.35.

$$y_{n+1} = y_n + \frac{F(y_n)}{F'(y_n)} \dots\dots\dots (B.35)$$

Donde $F'(y_n)$ se obtiene de la derivada de la Ecuación B.35 con respecto a y teniendo constante a T_{pr} , de manera que queda la Ecuación B.36.

$$F'(y_n) = \frac{1 + 4y + 4y^2 - 4y^3 + y^4}{(1-4)^4} - 2By + CDy^{(D-1)} \dots\dots\dots (B.36)$$

3. Repetir los pasos 2 y 3 n veces hasta que el error sea menor que la tolerancia preestablecida. Por ejemplo: $abs(y_n - y_{n+1}) \leq 10^{-4}$
4. Después de encontrar un valor adecuado para y , se evalúa la Ecuación B.32 para obtener el factor z .

Correlación de Beggs y Brill

Beggs y Brill llegaron a la Ecuación B.37 para el cálculo del factor z .

$$z = A + \frac{1-A}{\exp(B)} + C P_{pr}^D \dots\dots\dots (B.37)$$

donde

$$A = 1.39(T_{pr} - 0.92)^{0.5} - 0.36 T_{pr} - 0.10 \dots\dots\dots (B.38)$$

$$B = (0.62 - 0.23 T_{pr}) P_{pr} + \left[\frac{0.066}{T_{pr} - 0.86} - 0.037 \right] P_{pr}^2 + \frac{0.32}{10^{9(T_{pr}-1)}} P_{pr}^6, \dots\dots\dots (B.39)$$

$$C = 0.132 - 0.32 \log T_{pr}, \dots\dots\dots (B.40)$$

$$D = 10^{(0.3106 - 0.49T_{pr} + 0.1824T_{pr}^2)}, \dots\dots\dots (B.41)$$

Ejemplo B-3

Retomando las propiedades pseudoreducidas del Ejemplo , si tiene que $P_{pr} = 4.5$ y $T_{pr} = 1.67$, ¿Cuál será el factor z utilizando la correlación de Beggs y Brill?

Solución:

Sustituyendo P_{pr} y T_{pr} para obtener los valores de A, B, C y D como se muestra a continuación:

$$A = 1.39(1.67 - 0.92)^{0.5} - 0.36 (1.67) - 0.10 = 0.5025, \dots\dots\dots (B.42)$$

$$B = [0.62 - 0.23 (1.67)](4.5) + \left[\frac{0.066}{1.67 - 0.86} - 0.037 \right] (4.5)^2 + \frac{0.32}{10^{9(1.67-1)}} (4.5)^6 = 1.9647, \dots\dots\dots (B.43)$$

$$C = 0.132 - 0.32 \log(1.67) = 0.0607, \dots\dots\dots (B.44)$$

$$D = 10^{[0.3106 - 0.49(1.67) + 0.1824(1.67)^2]} = 1.0022, \dots\dots\dots (B.45)$$

Utilizando la Ecuación 3.37, se obtiene el valor de z .

$$z = 1.7382 + \frac{1 - 1.7382}{\exp(1.9647)} + (0.0607) (4.5)^{1.0022}, \dots\dots\dots (B.46)$$

$$z = 0.8465$$

El método puede ser aplicado para temperaturas pseudoreducidas fuera del rango de 1.2 a 2.4.

B 1.4 Factor de volumen del gas, B_g

El factor de volumen del gas se define como el volumen de gas del yacimiento requerido para producir una unidad volumétrica de gas en superficie, también se puede definir como la relación entre el volumen de gas a condiciones de yacimiento dividido por el volumen de gas a condiciones estándar (14.7 psia y 60 °F). Lo anterior se expresa en la Ecuación B.46.

$$B_g = \frac{V_g @ c.y.}{V_g @ c.e.}, \dots\dots\dots (B.46)$$

Relacionando el factor de volumen con la ecuación de los gases reales, se tiene como resultado la Ecuación B.47.

$$B_g = \frac{\left(\frac{nzRT}{P}\right) @ c.y.}{\left(\frac{nzRT}{P}\right) @ c.e.} = \frac{z_y T_y}{p_y} \left(\frac{P_{c.e.}}{z_{c.e.} T_{c.e.}}\right) \cong \frac{z_y T_y}{p_y} \left(\frac{P_{c.e.}}{T_{c.e.}}\right) \dots\dots\dots (B.47)$$

Se sabe que $P_{c.e.} = 14.65 \text{ psia}$ y que $T_{c.e.} = 60 \text{ }^\circ\text{F}$ ($459.59 \text{ }^\circ\text{R}$). Sustituyendo valores en la Ecuación B.47.

$$B_g \cong \frac{z_y T_y}{p_y} \left(\frac{14.65}{60 + 459.59}\right), \dots\dots\dots (B.47)$$

se obtiene la Ecuación B.48

$$B_g \cong 0.02827 \frac{z_y T_y}{P_y}, \dots\dots\dots (B.48)$$

donde

B_g = factor de volumen del gas $\left(\frac{ft^3 @ c.y.}{ft^3 @ c.e.}\right)$

z = factor de compresibilidad del gas

T = temperatura ($^\circ\text{R}$)

P = presión (psia)

En algunos casos se utiliza el recíproco de B_g (Ecuación B.49), es llamado factor de expansión del gas y se designa por el símbolo E_g .

$$E_g = \frac{1}{B_g} = 35.37 \frac{P_y}{z_y T_y} \left[\frac{ft^3 @ c.e.}{ft^3 @ c.y.} \right], \dots\dots\dots (B.49)$$

El factor B_g es utilizado para contabilizar los volúmenes de gas producidos a diferentes condiciones de presión y temperatura, un ejemplo de ello es la conversión de los volúmenes medidos en la superficie y transformados a condiciones de yacimiento. En la **Figura B.6** se puede observar el comportamiento isotérmico común del factor de volumen del gas con respecto a la presión (McCain, 1990).

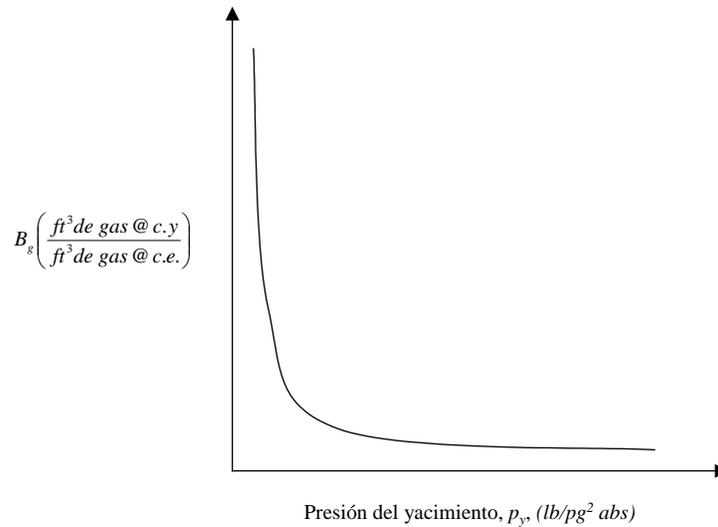


Figura B.6 Factor de volumen del gas, B_g (Arévalo, 2013).

Ejemplo B-4

Un pozo de gas está produciendo a un gasto constante de $15.000 \text{ ft}^3/\text{día}$. Si el yacimiento de gas tiene una presión media de 2000 psia y una temperatura de $120 \text{ }^\circ\text{F}$. Calcular el factor de volumen del gas y la tasa de flujo en $\text{scf}/\text{día}$. La gravedad específica es 0.72 .

Solución:

Obtener las propiedades pseudocríticas de las Ecuaciones B.16 y B.17.

$$P_{pc} = 677 + 15.0(0.72) - 37.5(0.72)^2 = 668.4 \text{ psia} \quad , \dots\dots\dots \text{ (B.50)}$$

$$T_{pc} = 168 + 325(0.72) - 12.5(0.72)^2 = 395.5 \text{ }^\circ\text{R} \quad , \dots\dots\dots \text{ (B.51)}$$

Se obtienen las propiedades P_{pr} y T_{pr} .

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{2000}{668.4} = 2.99 \quad , \dots\dots\dots \text{ (B.52)}$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{600}{395.5} = 1.52 \quad , \dots\dots\dots \text{ (B.53)}$$

Se determina el factor z con cualquier método antes visto. En este caso, la Figura B.3 se obtiene un valor de:

$$z = 0.78$$

Con la Ecuación B.48 se obtiene el factor de volumen del gas.

$$B_g = 0.02827 \frac{z_y T_y}{P_y} = 0.02827 \frac{(0.78)(600)}{2000} = 0.0066 \left[\frac{ft^3 @ c.y.}{ft^3 @ c.e.} \right] \dots\dots\dots (B.54)$$

Calculando el factor de expansión del gas con la Ecuación

$$E_g = \frac{1}{B_g} = \frac{1}{0.0066} = 151.15 \left[\frac{ft^3 @ c.e.}{ft^3 @ c.y.} \right] \dots\dots\dots (B.55)$$

Para obtener el flujo de gas en *scf/día*, multiplicar la taza de flujo de gas por el factor expansión, E_g .

$$Taza\ de\ flujo\ del\ gas = (151.15) (15000) = 2.267 \left[\frac{MMscf}{día} \right]$$

B 1.5 Compresibilidad del gas, C_g

El coeficiente de compresibilidad isotérmica del gas se define como el cambio fraccional del volumen en función del cambio de presión a temperatura constante. En la Ecuación B.56 se puede ver expresada.

$$C_g \cong -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial P} \right)_T \dots\dots\dots (B.56)$$

Esta propiedad no debe confundirse con el factor de desviación z , aunque ambas propiedades se relacionan matemáticamente, estas son distintas. Una forma de relacionar el factor de desviación z con el factor de compresibilidad C_g , es a través de la ecuación de los gases reales, como se muestra en la Ecuación B.57.

Sustituyendo términos en la Ecuación B.56, donde $V = znRT/p$

$$C_g = -\frac{P}{znRT} \frac{\partial}{\partial P} \left(\frac{znRT}{P} \right) \dots\dots\dots (B.57)$$

Desarrollando las derivadas parciales de la Ecuación B.57

$$C_g = -\frac{P}{z} \left[z \frac{\partial}{\partial P} \left(\frac{1}{P} \right) + \frac{1}{P} \left(\frac{\partial z}{\partial P} \right) \right] \dots\dots\dots (B.58)$$

Reduciendo términos de la Ecuación B.58, queda finalmente la

$$C_g = \frac{1}{P} - \frac{1}{z} \left[\frac{\partial z}{\partial P} \right]_T \dots\dots\dots (B.59)$$

Para el caso de los gases ideales, $z \cong 1$ por lo tanto $(\partial z / \partial p) = 0$, dando resultado a la Ecuación B.60, el recíproco de la presión.

$$C_g = \frac{1}{p} \dots\dots\dots (B.60)$$

El comportamiento típico del coeficiente de compresibilidad en función de la presión se puede observar en la **Figura B.7**.

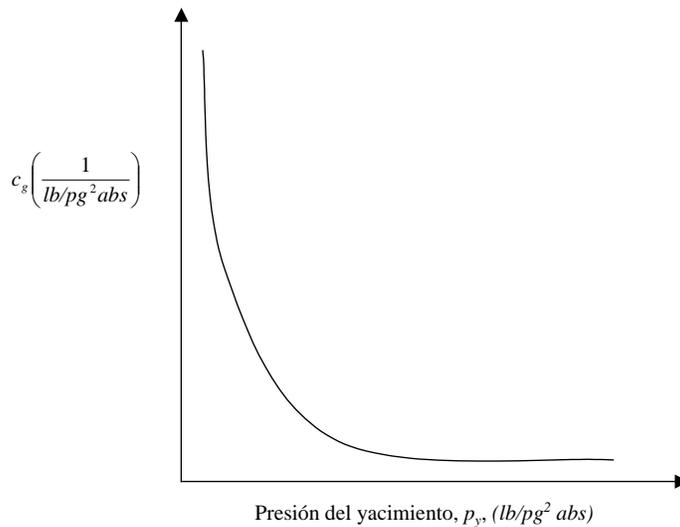


Figura B.7 Coeficiente de compresibilidad isotérmica del gas, C_g (Arévalo, 2013).

Trube expuso convenientemente la Ecuación B.59 en términos de la presión y temperatura pseudoreducida mediante la simple sustitución de la presión por el producto de la presión pseudocrítica y la presión pseudoreducida, $P = P_{pc} * P_{pr}$ y $\partial P = P_{pc} * \partial P_{pr}$, de esta manera la Ecuación B.59 se puede expresar en términos de P_{pr} y T_{pr} .

$$C_g = \frac{1}{P_{pc} P_{pr}} - \frac{1}{z P_{pc}} \left[\frac{\partial z}{\partial P_{pr}} \right]_{T_{pr}} \dots\dots\dots (B.61)$$

Multiplicando P_{pc} por ambos lados la Ecuación B.61, da origen a la compresibilidad pseudoreducida, C_r , el cual Trube definió como:

$$C_r = C_{gpc} \frac{P}{P_{pr}} = \frac{1}{P_{pr}} - \frac{1}{z} \left[\frac{\partial z}{\partial P_{pr}} \right]_{T_{pr}} \dots \dots \dots (B.62)$$

Trube presentó dos gráficos de los cuales se puede obtener la compresibilidad isotérmica del gas. En la **Figura B.8** y la **Figura B.9**, se observa como la compresibilidad pseudoreducida se encuentra en función de la presión y la temperatura pseudoreducidas.

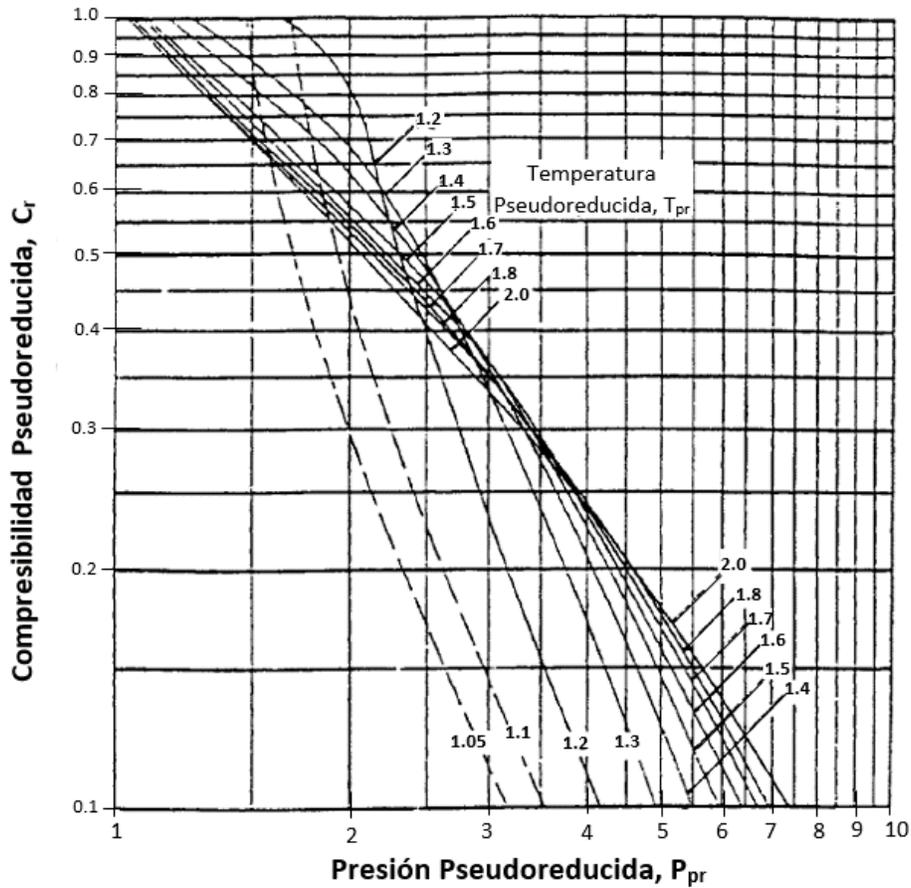


Figura B.8 Compresibilidad Pseudoreducida de 0.1 a 1.0 (Modificado de Ahmed, 2007).

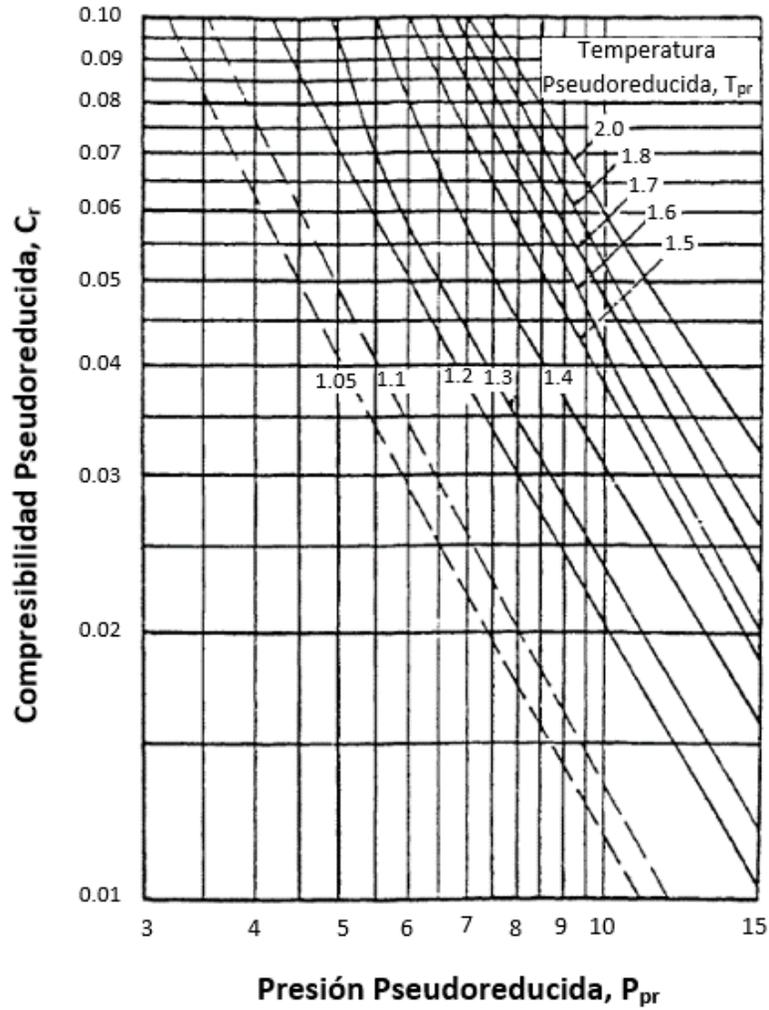


Figura B.9 Compresibilidad Pseudoreducida de 0.01 a 0.1 (Modificado de Ahmed, 2007).

Correlación de Mattar, Brar y Aziz

Los autores desarrollaron un método analítico para el cálculo de la compresibilidad pseudoreducida. La ecuación es la siguiente:

$$C_r = \frac{1}{P_{pr}} - \frac{0.27}{z^2 T_{pr}} \left[\frac{\left(\frac{\partial z}{\partial \rho_r} \right)_{T_{pr}}}{1 + \frac{\rho_r}{z} \left(\frac{\partial P_{pr}}{\partial z} \right)} \right] \dots\dots\dots (B.63)$$

La derivada $\left(\frac{\partial z}{\partial \rho_r}\right)_{T_{pr}}$ se obtiene derivando la Ecuación B.22, desarrollada por Dranchuk, Purvis y Robinson, quedando de la siguiente forma:

$$\left[\frac{\partial z}{\partial \rho_r}\right] = A_1 + \frac{A_2}{T_{pr}} + \frac{A_3}{T_{pr}^2} + 2\left(A_4 + \frac{A_5}{T_{pr}}\right)\rho_r + 5A_5A_6\frac{\rho_r^4}{T_{pr}^3} + \frac{2A_7\rho_r}{T_{pr}^3}\left[1 + A_8\rho_r^2 - (1 + A_8\rho_r^2)^2\right]\exp(-A_8\rho_r^2) \dots\dots\dots (B.64)$$

B 1.6 Viscosidad del gas, μ_g

La viscosidad absoluta o también conocida como viscosidad dinámica, se define como magnitud física que mide la resistencia interna al flujo de un fluido; también puede ser definida como la resistencia de un fluido al esfuerzo cortante (Ahmed, 2007).

El gas suele tener viscosidades relativamente muy bajas, debido a que la distancia entre las moléculas son mayores con respecto a los líquidos, en particular los aceites. La viscosidad dinámica puede determinarse como se muestra en la Ecuación B.65.

$$\mu = \rho_g \nu \dots\dots\dots (B.65)$$

donde

μ = viscosidad dinámica (*cp*)

ρ_g = densidad del gas (*gr/cm³*)

ν = viscosidad cinemática (*centistoke*)

En la **Figura B.10** se puede observar el comportamiento típico de la viscosidad en función de la presión para tres tipos de temperatura.

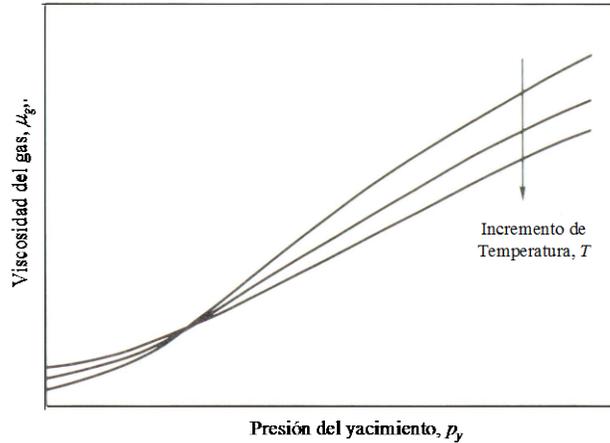


Figura B.10 Comportamiento de la viscosidad a tres temperaturas diferentes (Arévalo, 2013).

Como se muestra en la Figura B.10, la viscosidad tiene un comportamiento peculiar. A temperaturas altas, la viscosidad incrementa relativamente poco en comparación de la viscosidad a temperaturas bajas, ambas en función de la presión; es decir, el efecto de la viscosidad será más notorio sobre el fluido a temperaturas bajas.

Correlación de Carr, Kobayashi y Burrows

Los autores desarrollaron una correlación gráfica para determinar la viscosidad del gas a presión y temperatura de yacimiento, μ_{g_1} , a partir de su peso molecular o gravedad específica del gas. Esta correlación se presenta en la **Figura B.11**.

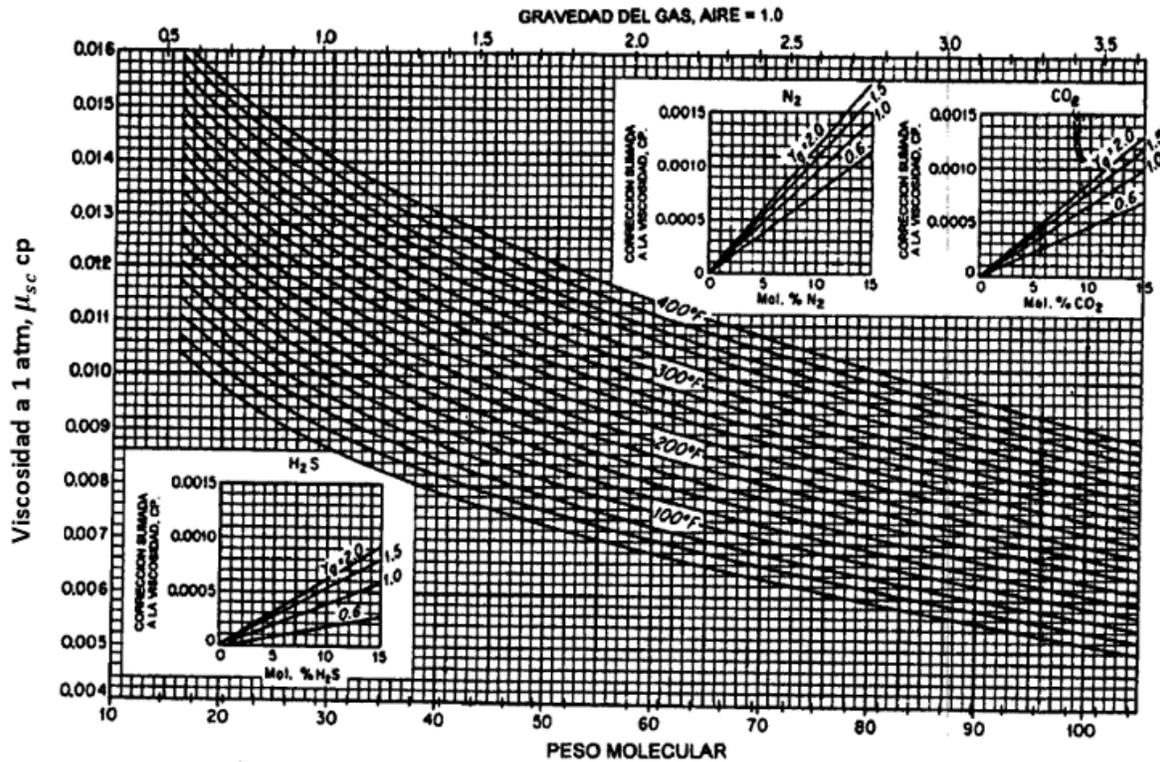


Figura B.11 Viscosidad del gas a 1 atm y temperatura de yacimiento (Banzer, 1996).

La viscosidad obtenida de la Figura B.11 debe ser corregida debido a la presencia de componentes no hidrocarburos (CO₂, N₂ y H₂S). Utilizando los cuadros insertados en la Figura B.11 y con el uso de la Ecuación B.66 ayudan a contrarrestar el efecto de los componentes no hidrocarburos. Las componentes no de hidrocarburos tienden a aumentar la viscosidad del gas.

$$\mu_1 = \mu_{sc} + (\nabla\mu)_{N_2} + (\nabla\mu)_{CO_2} + (\nabla\mu)_{H_2S} \dots \dots \dots (B.66)$$

donde

μ_1 = viscosidad del gas “corregida” a 1 atm y temperatura de yacimiento (cp)

μ_{sc} = viscosidad del gas sin corregir (cp)

$(\nabla\mu)_{N_2}$ = corrección de la viscosidad debido a la presencia de N₂

$(\nabla\mu)_{CO_2}$ = corrección de la viscosidad debido a la presencia de CO₂

$(\nabla\mu)_{H_2S}$ = corrección de la viscosidad debido a la presencia de H₂S

Standing logro llevar esta correlación grafica a una expresión para el cálculo de la corrección de la viscosidad, la cual se muestra en la Ecuación B.67:

$$\mu_{sc} = (1.709 \times 10^{-5} - 2.062 \times 10^{-6} \gamma_g) T + 8.188 \times 10^{-3} - 6.15 \times 10^{-3} \log \gamma_g \dots (B.67)$$

Standing también presento las expresiones para describir los efectos de N₂, CO₂, H₂S:

$$(\nabla\mu)_{N_2} = y_{N_2} (8.48 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 9.59 \times 10^{-3}) , \dots\dots\dots (B.68)$$

$$(\nabla\mu)_{CO_2} = y_{CO_2} (9.08 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 6.24 \times 10^{-3}) , \dots\dots\dots (B.69)$$

$$(\nabla\mu)_{H_2S} = y_{H_2S} (8.49 \times 10^{-3} \log \gamma_g + 3.73 \times 10^{-3}) , \dots\dots\dots (B.70)$$

donde

T = temperatura del yacimiento (°F)

γ_g = gravedad específica del gas

y_{N_2} = fracción molar del N₂

y_{CO_2} = fracción molar del CO₂

y_{H_2S} = fracción molar del H₂S

La viscosidad a la presión requerida se obtiene mediante el resultado del cociente de $\mu_g/\mu_{g_{sc}}$ utilizando la **Figura B.12**. Esta figura se basa en el Teorema de los Estados Correspondientes, el cual establece que a las mismas condiciones de presión y temperatura pseudoreducida todos los gases tienen el mismo cociente de viscosidad. Por lo que finalmente, μ_g se obtiene de la Ecuación B.71.

$$\mu_g = \left(\frac{\mu_g}{\mu_{sc}} \right) \mu_1 , \dots\dots\dots (B.71)$$

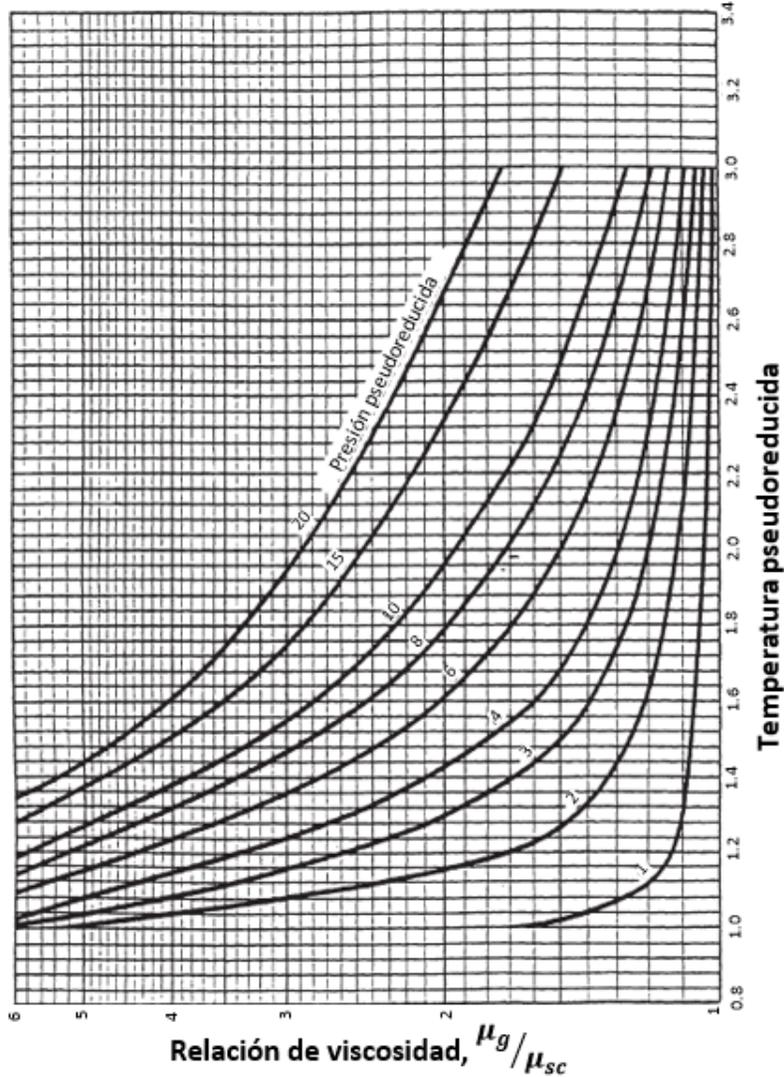


Figura B.12 Correlación del cociente de viscosidad (Modificado de Ahmed, 2007).

El cociente μ_g/μ_{sc} se puede calcular analíticamente con la Ecuación B.71 presentada por Depsey.

$$\ln \left[T_{pr} \frac{\mu_g}{\mu_{sc}} \right] = a_0 + a_1 P_{pr} + a_2 P_{pr}^2 + a_3 P_{pr}^3 + T_{pr} (a_4 + a_5 P_{pr} + a_6 P_{pr}^2 + a_7 P_{pr}^3) + T_{pr}^2 (a_8 + a_9 P_{pr} + a_{10} P_{pr}^2 + a_{11} P_{pr}^3) + T_{pr}^3 (a_{12} + a_{13} P_{pr} + a_{14} P_{pr}^2 + a_{15} P_{pr}^3) \quad , \quad (B.71)$$

donde

$a_0 = -2.46211820$	$a_6 = 3.60373020 \times 10^{-1}$	$a_{11} = 4.41015512 \times 10^{-3}$
$a_1 = 2.970547414$	$a_7 = -1.044324 \times 10^{-2}$	$a_{12} = 8.39387178 \times 10^{-2}$
$a_2 = -2.86264054 \times 10^{-1}$	$a_8 = -7.93385648 \times 10^{-1}$	$a_{13} = -1.86408848 \times 10^{-1}$
$a_3 = 8.05420522 \times 10^{-3}$	$a_9 = 1.39643306$	$a_{14} = 2.03367881 \times 10^{-2}$

$$a_4 = 2.80860949$$

$$a_5 = -3.49803305$$

$$a_{10} = -1.49144925 \times 10^{-1}$$

$$a_{15} = -6.09579263 \times 10^{-4}$$

Ejemplo B-5

Utilizando los datos dados en el Ejemplo B-4, calcular la viscosidad del gas.

Solución:

Los datos del Ejemplo B-4 son los siguientes:

$$\gamma_g = 0.72 \quad T = 120 \text{ }^\circ\text{F} \quad P = 2000 \text{ psia} \quad P_{pr} = 2.99 \quad T_{pr} = 1.52$$

Calcular el peso molecular aparente del gas.

$$M_a = \gamma_g M_{aire} = (0.72)(28.96) = 20.85 \quad , \dots\dots\dots (B.72)$$

Determinar la viscosidad del gas μ_{sc} a 1 atm y 120 °F con la Figura 2.11. Para este ejemplo, como no existe presencia de componentes no hidrocarburos $\mu_1 = \mu_{sc}$.

$$\mu_1 = 0.0113$$

Determinar la relación de viscosidad de la Figura B.12.

$$\frac{\mu_g}{\mu_{sc}} = 1.5 \quad , \dots\dots\dots (B.73)$$

resolviendo la Ecuación B.71 para obtener la viscosidad del gas.

$$\mu_g = \left(\frac{\mu_g}{\mu_{sc}} \right) \mu_1 = (1.5)(0.0113) = 0.01695 \text{ cp} \quad \dots\dots\dots (B.74)$$

Correlación de Lee, González y Eakin

Lee, González, y Eakin presentaron una correlación para el cálculo de la viscosidad del gas, en el cual experimentaron con la viscosidad de 4 gases con impurezas a temperaturas desde 100 °F hasta 340 °F y presiones desde 100 psia hasta 8000 psia. A partir de los datos experimentales obtuvieron la Ecuación B.55.

$$\mu_g = 10^{-4} K \exp \left[X \left(\frac{\rho_g}{62.4} \right)^Y \right], \dots\dots\dots (B.75)$$

donde

$$K = \frac{(9.4 + 0.02M_a)T^{1.5}}{209 + 19M_a + T}, \dots\dots\dots (B.76)$$

$$X = 3.5 + \frac{989}{T} + 0.01M_a, \dots\dots\dots (B.77)$$

$$Y = 2.4 - 0.2X, \dots\dots\dots (B.78)$$

ρ_g = densidad del gas a presión y temperatura del yacimiento (lb/ft^3)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}R$)

M_a = peso molecular aparente de la mezcla de gas.

La correlación propuesta puede predecir valores de viscosidad con una desviación estándar de 2.7% y una desviación máxima de 8.99%.

B 2 Propiedades del Aceite

El aceite o petróleo crudo, es una mezcla compleja de hidrocarburos (materia orgánica), con pequeñas proporciones de azufre, nitrógeno, oxígeno y helio.

Las propiedades físicas y químicas de los aceites varían considerablemente dependiendo de la concentración de los diversos tipos de hidrocarburos. Tener una descripción exacta de las propiedades físicas de los crudos es de gran importancia para la solución de problemas de ingeniería de yacimientos (Pederson et al., 2007).

B 2.1 Densidad relativa del aceite, γ_o

La densidad relativa o específica del aceite, se define como la relación entre la densidad del aceite y la densidad del agua, ambas medidas a las mismas condiciones de presión y temperatura, la Ecuación B.79 la define.

$$\gamma_o = \frac{\rho_o}{\rho_w}, \dots\dots\dots (B.79)$$

La densidad relativa es adimensional (expresada a 60°/60°), lo que significa que las densidades del aceite y del agua fueron medidas a 60 °F y presión atmosférica. Para el caso del agua, su densidad (ρ_w) en el sistema inglés (SI) es igual 64.42 lbm/ft³ a 60°/60°.

Por otro lado, en la industria petrolera es muy común expresar la densidad del aceite como gravedad API (American Petroleum Institute), la cual se define en la Ecuación B.80.

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5, \dots\dots\dots (B.80)$$

Donde γ_o es la densidad relativa del aceite a 60°/60°. En la **Tabla B.3** se puede encontrar una perspectiva de los grados API del aceite con referencia al agua.

Tabla B.3 Gravedad API y densidad relativa con relación al agua (Bánzer, 1996).

	Densidad Relativa	°API
Aceites más livianos que el agua	$\gamma_o < 1$	$^{\circ}API > 10$
Aceites más pesados que el agua	$\gamma_o > 1$	$^{\circ}API < 10$
Agua	$\gamma_w = 1$	$^{\circ}API = 10$

B 2.2 Presión de Burbuja, P_b

La presión de burbuja o también conocida como presión de saturación, se define como la presión máxima a la que se libera la primera burbuja de gas, al pasar de la fase líquida a la región de dos fases (McCain, 1990).

Esta propiedad puede ser determinada experimentalmente mediante análisis PVT, vistos en el Anexo A. Sin embargo, no todos los análisis PVT pueden determinar la presión de burbuja, por lo que es necesario para el ingeniero realizar una estimación mediante correlaciones empíricas.

Correlación de Standing

Standing propuso una correlación gráfica para determinar la presión de burbuja. Basada en 105 presiones de burbuja medidos experimentalmente de 22 mezclas de crudo obtenidos de los yacimientos de California.

Standing expreso de forma matemática esta correlación gráfica, simplificándola en la siguiente ecuación:

$$P_b = 18.2 \left[\left(\frac{R_{sb}}{\gamma_g} \right)^{0.83} (10)^a - 1.4 \right] , \dots\dots\dots (B.81)$$

donde

$$a = 0.00091(T - 460) - 0.0125(^{\circ}API) , \dots\dots\dots (B.82)$$

R_{sb} = relación de solubilidad a $P \geq P_b$ (scf/STB)

P_b = presión de burbuja (psia)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}R$)

γ_g = gravedad específica del gas

Correlación de Lasater

Lasater encontró una correlación para el cálculo de la presión de burbuja, mediante el uso de la fracción molar del gas, y_g . Para esta correlación se utilizaron 158 mediciones de presión de burbuja obtenidas de 137 yacimientos independientes de Canadá, EU y Sur América. La Ecuación B.83 permite determinar y_g .

$$y_g = \frac{M_o R_{sb}}{M_o R_s + 133000\gamma_o} , \dots\dots\dots (B.83)$$

donde

M_o = peso molecular efectivo

γ_o = gravedad específica del aceite

R_{sb} = relación de solubilidad a $P \geq P_b$ (scf/STB)

Si no se cuenta con el peso molecular efectivo, se puede estimar a través de la Ecuación B.84, presentada por Cragoe.

$$M_o = \frac{6084}{^{\circ}API - 5.9} \dots\dots\dots (B.84)$$

El cálculo de la presión de burbuja, está dada por la siguiente ecuación:

$$P_b = \left(\frac{T}{\gamma_g} \right) A , \dots\dots\dots (B.85)$$

donde

$$A = 0.83918[10^{1.17664 y_g}]y_g^{0.57246}, \text{ para } y_g \leq 0.6, \dots\dots\dots (B.86)$$

$$A = 0.83918[10^{1.08000 y_g}]y_g^{0.31109}, \text{ para } y_g > 0.6, \dots\dots\dots (B.87)$$

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}R$)

Correlación de Vázquez y Beggs

La correlación es la siguiente:

$$P_b = \left[\left(C_1 \frac{R_{sb}}{\gamma_{gs}} \right) 10^a \right]^{C_2}, \dots\dots\dots (B.88)$$

donde

$$a = C_3 \left(\frac{^{\circ}API}{T} \right), \dots\dots\dots (B.89)$$

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}R$)

R_{sb} = relación de solubilidad a $P \geq P_b$ (scf/STB)

	$^{\circ}API \leq 30$	$^{\circ}API > 30$
C_1	27.624	56.18
C_2	10.914328	0.84246
C_3	-11.172	-10.393

La gravedad específica del gas a presión de separador (γ_{gs}), se obtiene del resultado de la Ecuación B.90

$$\gamma_{gs} = \gamma_g \left[1 + 5.912 \times 10^{-5} API(T_{sep}) \log \left(\frac{P_{sep}}{114.7} \right) \right], \dots\dots\dots (B.90)$$

donde

γ_{gs} = gravedad específica del gas en el separador

γ_g = gravedad específica del gas sin corregir

T_{sep} = temperatura del separador ($^{\circ}F$)

P_{sep} = presión del separador ($psia$)

Correlación de Glaso

Glaso utilizó 45 muestras de aceite, principalmente de los yacimientos del Mar del Norte. Él propone la siguiente expresión:

$$P_b = 10^{[1.7669+1.7447 \log A - 0.30218(\log A)^2]} , \dots\dots\dots (3.91)$$

donde

$$A = \left(\frac{R_{sb}}{\gamma_g} \right)^{0.816} \frac{T^{0.172}}{API^{0.989}} , \dots\dots\dots (3.92)$$

P_b = presión de burbuja (*psia*)

R_{sb} = relación de solubilidad a $P \geq P_b$ (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_g = gravedad específica del gas

Correlación de la Total

Esta correlación fue obtenida a partir de 336 análisis PVT de los crudos del oriente de Venezuela (Bánzer, 1996). La correlación es la siguiente:

$$P_b = C_1 \left(\frac{R_{sb}}{\gamma_g} \right)^{C_2} 10^{(C_3 T - C_4 API)} , \dots\dots\dots (B.93)$$

donde

	C_1	C_2	C_3	C_4
$API \leq 10$	12.847	0.9636	0.000993	0.03417
$10 < API \leq 35$	25.2755	0.7617	0.000835	0.011292
$35 < API \leq 45$	216.4711	0.6922	-0.000427	0.02314

P_b = presión de burbuja (*psia*)

R_{sb} = relación de solubilidad a $P \geq P_b$ (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_g = gravedad específica del gas

Correlación de Marhoun

Marhoun desarrollo esta correlación ocupando 160 presiones de diferentes análisis PVT, fueron necesarias 69 mezclas de hidrocarburos del Oriente Medio. Marhoun propone la siguiente expresión:

$$P_b = 5.38088 \times 10^{-3} R_{sb}^{0.715082} \gamma_g^{-1.87784} \gamma_o^{3.1437} T^{1.32657} , \dots\dots\dots (B.94)$$

donde

P_b = presión de burbuja (*psia*)

R_{sb} = relación de solubilidad a $P \geq P_b$ (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_g = gravedad específica del gas

γ_o = gravedad específica del aceite

El promedio de error absoluto reportado para la correlación es del 3.66% en comparación de los datos experimentales utilizados para desarrollarla.

Correlación de Dokla y Osman

Esta correlación es muy semejante a la de Marhoun, sin embargo, los autores utilizaron 51 análisis PVT de crudos de los Emiratos Árabes Unidos. La correlación es la siguiente:

$$P_b = 0.836386 \times 10^4 R_{sb}^{0.724047} \gamma_g^{-1.01049} \gamma_o^{0.107991} T^{-0.952584} , \dots\dots\dots (B.95)$$

donde

P_b = presión de burbuja (*psia*)

R_{sb} = relación de solubilidad a $P \geq P_b$ (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_g = gravedad específica del gas

γ_o = gravedad específica del aceite

Correlación de Petrosky y Farshad

Fueron utilizados un total de 81 análisis PVT de crudos del Golfo de México para el desarrollo de esta correlación. La expresión es la siguiente:

$$P_b = \left[\frac{112.727 R_{sb}^{0.577421}}{\gamma_g^{0.8439} (10)^X} \right] - 1391.051 , \dots\dots\dots (B.96)$$

donde

$$X = (7.916 \times 10^{-4}) API^{1.5410} - (4.561 \times 10^{-5}) T^{1.3911} , \dots\dots\dots (B.97)$$

P_b = presión de burbuja (*psia*)

R_{sb} = relación de solubilidad a $P \geq P_b$ (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_g = gravedad específica del gas

Los autores concluyeron que la correlación predice la presión de burbuja con un error absoluto promedio del 3.28%.

B 2.3 Factor de volumen del aceite, B_o

El factor de volumen del aceite, se define como el volumen de aceite del yacimiento que se necesita para producir un barril de aceite a condiciones atmosféricas o estándar. También, es definido como el cambio de volumen que sufre el aceite al pasar de las condiciones de yacimiento a las condiciones de superficie, debido a la expansión del aceite y/o la liberación del gas en solución (Ahmed, 2007).

$$B_o = \frac{(\text{volumen de aceite} + \text{gas disuelto}) @ .c.y.}{\text{volumen de aceite} @ .c.s.} = \frac{V_{o+g} @ .c.y.}{V_o @ c.e.} \dots\dots\dots (B.98)$$

En la **Figura B.13**, se observa el comportamiento típico del factor de volumen del aceite, B_o , para un aceite negro.

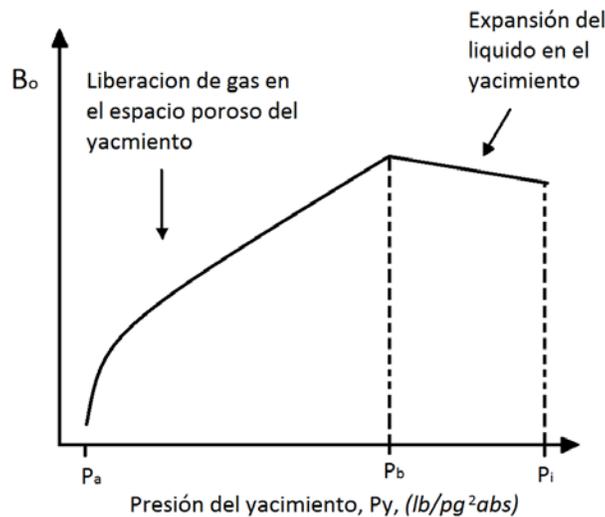


Figura B.13 Factor de volumen del aceite para un aceite negro (Modificado de Ahmed, 2007).

De la Figura B.13, se puede observar que el factor de volumen (B_o) aumenta ligeramente al reducir la presión desde la presión inicial (P_i) hasta la presión de burbuja (P_b), esto es debido a la compresibilidad del aceite. Continuando de la misma manera, desde la presión de burbuja (P_b) hasta la presión de abandono (P_a), el factor de volumen (B_o) decrece paulatinamente al reducir la presión, esto debido a que se vaporizan los componentes más ligeros al tiempo que disminuye la presión (Arévalo, 2013).

Los valores B_o por arriba de la presión de burbujeo están afectados solo por la compresibilidad, por lo que la relación de solubilidad permanece constante. Por lo tanto, si se conoce la compresibilidad del aceite es posible determinar el factor de volumen a presiones mayores que la presión de burbuja. La ecuación es la siguiente:

$$B_o = B_{ob} \exp[C_o(P_b - P)] , \dots\dots\dots (B.99)$$

donde

B_o = factor de volumen del aceite a $P \geq P_b$ (bbl/STB)

B_{ob} = factor de volumen del aceite a P_b (bbl/STB)

C_o = compresibilidad isotérmica del aceite ($psia^{-1}$)

P_b = presión de burbuja (psia)

P = presión de interés (psia)

Correlación de Standing

Standing presentó una correlación grafica para estimar el factor de volumen del aceite. El autor analizó 105 puntos experimentales de 22 mezclas de hidrocarburos de California.

Standing encontró una emoción matemática para resolver más eficiente su correlación gráfica. La ecuación es la siguiente:

$$B_o = 0.9759 + 0.000120 \left[R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.5} + 1.25T \right]^{1.2} , \dots\dots\dots (B.100)$$

donde

B_o = factor de volumen del aceite (bbl/STB)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_g = gravedad específica del gas

γ_o = gravedad específica del aceite

R_s = relación de solubilidad (scf/STB)

Correlación de Vázquez y Beggs

Vázquez y Beggs presentaron una ecuación matemática para determinar el factor de volumen del aceite, a través de 600 mediciones experimentales a diferentes presiones. La correlación se observa en la Ecuación B.101.

$$B_o = 1.0 + C_1 R_s + T \left(\frac{API}{\gamma_{gs}} \right) [C_2 + C_3 R_s] , \dots\dots\dots (B.101)$$

donde

B_o = factor de volumen del aceite (*bbl/STB*)

R_s = relación de solubilidad (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_{gs} = gravedad específica del gas en el separador, se define en la Ecuación 3.90.

Los valores de los coeficientes C_1 , C_2 y C_3 de la ecuación B.101

	API \leq 30	API > 30
C_1	4.677×10^{-4}	4.670×10^{-4}
C_2	1.751×10^{-5}	1.100×10^{-5}
C_3	-1.811×10^{-8}	1.337×10^{-9}

Los autores reportaron un error promedio del 4.7% para la correlación propuesta.

Correlación de Glazo

Glazo propuso la siguiente expresión para el cálculo del factor de volumen:

$$B_o = 1.0 + 10^{\left[-6.58511 + 2.91329 \log B_{ob}^* - 0.27683 (\log B_{ob}^*)^2 \right]} , \dots\dots\dots (B.102)$$

B_{ob}^* es una correlación numérica, definida por la Ecuación B.103

$$B_{ob}^* = R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.526} + 0.968T , \dots\dots\dots (B.103)$$

donde

B_o = factor de volumen del aceite (*bbl/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_g = gravedad específica del gas

γ_o = gravedad específica del aceite

Esta correlación se originó a partir del estudio de 45 muestras PVT. Glazo reporto un error promedio -0.43% con una desviación estándar de 2.18% . Sutton y Farshad llegaron a la conclusión de que la correlación Glazo ofrece una mejor precisión en comparación con la correlación de Standing y Vasquez-Beggs (Ahmed, 2007).

Correlación Total

La correlación es la siguiente:

$$B_o = 1.022 + (4.857 \times 10^{-4})R_s - (2.009 \times 10^{-6})(T - 60) \left(\frac{API}{\gamma_g} \right) + (17.569 \times 10^{-9})R_s(T - 60) \left(\frac{API}{\gamma_g} \right), \dots \text{(B.104)}$$

donde

B_o = factor de volumen del aceite (*bbl/STB*)

R_s = relación de solubilidad (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_g = gravedad específica del gas

El estudio estadístico de esta correlación determino que el 97% de los 289 valores de B_o calculados con esta correlación, presentó un error del 10% en comparación con los valores experimentales (Bánzer, 1996).

Correlación de Marhoun

Esta correlación empírica fue desarrollada con el uso del análisis múltiple de regresión no lineal de 160 puntos experimentales. Los datos experimentales fueron obtenidos de 69 mezclas de aceite del Oriente Medio. Marhoun propone la siguiente expresión:

$$B_o = 0.497069 + 0.862963 \times 10^{-3}T + 0.182594 \times 10^{-2}F + 0.318099 \times 10^{-5}F^2, \text{ (B.105)}$$

donde

$$F = R_s^{0.74239} + \gamma_g^{0.323294} + \gamma_o^{-1.20204}, \dots \text{(B.106)}$$

B_o = factor de volumen del aceite (*bbl/STB*)

R_s = relación de solubilidad (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_g = gravedad específica del gas

γ_o = gravedad específica del aceite

Marhoun reporta un error promedio relativo de -0.01% con una desviación estándar de 1.18% respecto a los valores experimentales determinados con la correlación.

Correlación de Petrosky y Farshad

Petrosky y Farshad propusieron una correlación similar a la ecuación desarrollada por Standing; sin embargo, esta ecuación introduce tres parámetros de ajuste adicionales para aumentar la precisión de la correlación, quedando de la siguiente manera:

$$B_o = 1.0113 + 7.2046 \times 10^{-5} A, \dots\dots\dots (B.107)$$

donde

$$A = \left[R_s^{0.3738} \left(\frac{\gamma_o^{0.2914}}{\gamma_g^{0.6265}} \right) + 0.24626 T^{0.5371} \right]^{3.0936}, \dots\dots\dots (B.108)$$

B_o = factor de volumen del aceite (*bbl/STB*)

R_s = relación de solubilidad (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

γ_g = gravedad específica del gas

γ_o = gravedad específica del aceite

Los autores reportaron un error promedio relativo de -0.01% con una desviación estándar de 0.86% .

B 2.4 Compresibilidad del aceite, C_o

El coeficiente de compresibilidad isotérmica de un fluido, se define como la tasa de cambio en volumen con respecto al aumento de presión por unidad de volumen, todas las variables distintas de la presión siendo constante, incluyendo la temperatura. Matemáticamente, la compresibilidad isotérmica de una sustancia se define por la siguiente expresión:

$$C = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial P} \right)_T, \dots\dots\dots (B.109)$$

la compresibilidad para del aceite saturado, es decir, para presiones superiores a la presión de burbuja, se define de la siguiente manera:

$$C_o = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial P} \right)_T, C_o = \frac{1}{\rho_o} \left(\frac{\partial \rho_o}{\partial P} \right)_T, C_o = -\frac{1}{B_o} \left(\frac{\partial B_o}{\partial P} \right)_T \dots\dots\dots (B.110)$$

Las ecuaciones, definen el cambio fraccional en volumen de un líquido conforme la presión cambia a temperatura constante.

En la **Figura B.14** se muestra el comportamiento típico de la compresibilidad isotérmica del aceite, C_o , en función de la presión. Como puede observarse, existe una discontinuidad a la presión de burbuja debido a la liberación de la primera burbuja gas, la liberación de gas causa un incremento drástico al valor de compresibilidad (McCain, 1990).

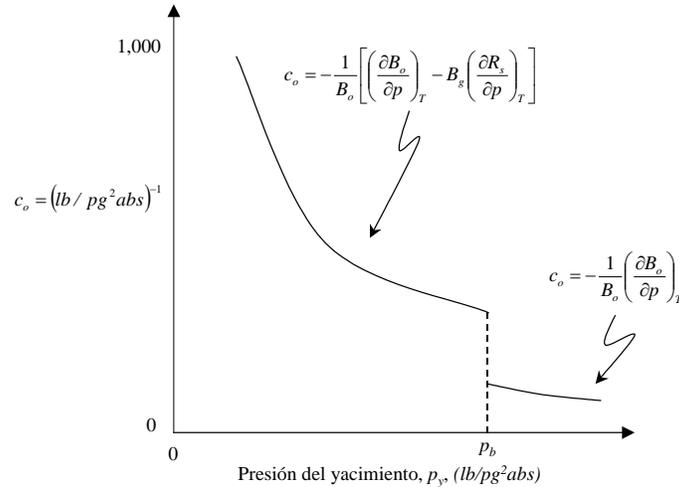


Figura B.14 Comportamiento de la compresibilidad isotérmica del aceite negro (Arévalo, 2013).

Las correlaciones para determinar la compresibilidad isotérmica del aceite son las vistas a continuación, aclarando que solo son útiles para presiones mayores a la presión de burbuja ($P \geq P_b$), ya que a estas correlaciones no consideran la existencia de liberación de gas a estas condiciones de presión.

Correlación de Vasquez y Beggs

Con un total de 4036 datos experimentales y con el uso de la regresión lineal, los autores presentaron la siguiente correlación:

$$C_o = \frac{-1433 + 5R_{sb} + 17.2T - 1180\gamma_{gs} + 12.61API}{10^5 P} , \dots\dots\dots (B.111)$$

donde

C_o = compresibilidad del aceite ($psia^{-1}$)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

P = presión de interés ($psia$)

R_s = relación de solubilidad a $P > P_b$ (scf/STB)

γ_{gs} = gravedad específica del gas en el separador, se define en la Ecuación B.90

Vasquez y Beggs no reportaron el porcentaje de error absoluto de esta correlación.

Correlación de Petrosky y Farshad

Petrosky y Farshad presentaron la siguiente expresión:

$$C_o = 1.705 \times 10^{-7} R_s^{0.69357} \gamma_g^{0.1885} API^{0.3272} T^{0.6729} P^{-0.5906}, \dots \quad (B.112)$$

donde

C_o = compresibilidad del aceite ($psia^{-1}$)

R_s = relación de solubilidad a $P > P_b$ (scf/STB)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

P = presión de interés ($psia$)

Los autores reportaron un error de -0.17% con una desviación estándar de 11.32% para esta correlación.

Correlación de Kartoatmodjo y Smchmidt

Fueron utilizados un total de 2545 puntos experimentales para el desarrollo de esta correlación. La expresión matemática que los autores presentaron es la siguiente:

$$C_o = \frac{6.8257 R_s^{0.5002} API^{0.3613} T^{-0.76606} \gamma_{gs}^{0.35505}}{10^6 P}, \dots \quad (B.113)$$

donde

C_o = compresibilidad del aceite ($psia^{-1}$)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

P = presión de interés ($psia$)

R_s = relación de solubilidad a $P > P_b$ (scf/STB)

γ_{gs} = gravedad específica del gas en el separador, se define en la Ecuación B.90

Correlación de Standing

Standing propuso una correlación grafica para el cálculo de la compresibilidad isotérmica del aceite. Whitson y Brule expresaron esta correlación en una expresión matemática:

$$C_o = 10^{-6} \exp \left[\frac{\rho_{ob} + 0.004347(P - P_b) - 79.1}{0.0007141(P - P_b) - 12.938} \right], \dots \quad (B.114)$$

donde

C_o = compresibilidad del aceite ($psia^{-1}$)

ρ_{ob} = densidad del aceite a la presión de burbuja (lb/ft^3)

P = presión de interés ($psia$)

P_b = presión de burbuja ($psia$)

La compresibilidad isotérmica por debajo de la presión de burbuja es afectada por la liberación de gas. El volumen de aceite incrementa debido a que el gas se disuelve en el líquido. Lo anterior se define en la siguiente ecuación:

$$C_o = -\frac{1}{B_o} \left(\frac{\partial B_o}{\partial P} \right)_T + \frac{B_g}{B_o} \left(\frac{\partial R_s}{\partial P} \right)_T \dots\dots\dots (B.115)$$

Las siguientes correlaciones permiten determina la compresibilidad isotérmica menores a la presión de burbuja ($P \geq P_b$).

Correlación de McCain, Rollins Jr. y Villena Lanzi

En el desarrollo de esta correlación se utilizaron 2500 datos experimentales obtenidos de diversos crudos que presentaron viscosidades de 4.5, 5.2 y 6.4%, respectivamente. La correlación es la siguiente:

$$C_o = \exp[-7.573 - 1.45 \ln(P) - 0.383(P_b) + 1.402 \ln(T) + 0.256 \ln(API) + 0.449 \ln(R_s)] \dots (B.116)$$

Si no se dispone de la presión de burbuja, P_b , la siguiente expresión puede ser utilizada:

$$C_o = \exp[-7.633 - 1.497 \ln(P) + 1.115 \ln(T) + 0.533 \ln(API) + 0.184 \ln(R_s)] \dots (B.117)$$

Si no se dispone de la presión de burbuja y la relación de solubilidad, la siguiente ecuación puede ser utilizada:

$$C_o = \exp[-7.114 - 1.394 \ln(P) + 0.981 \ln(T) + 0.77 \ln(API) + 0.446 \ln(\gamma_s)] \dots (B.118)$$

donde

C_o = compresibilidad del aceite ($psia^{-1}$)

P = presión de interés ($psia$)

P_b = presión de burbuja ($psia$)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}R$)

R_s = relación de solubilidad a $P > P_b$ (scf/STB)
 γ_g = gravedad específica del gas

B 2.5 Relación de solubilidad, R_s

La relación de solubilidad, R_s , se define como la relación del volumen de gas que se encuentra disuelto en el aceite comparado con el volumen de aceite que lo contiene. Se puede resumir con la siguiente expresión, donde:

$$R_s = \frac{\text{volumen de gas disuelto en el aceite @ c.e.}}{\text{volumen de aceite muerto o en el tan que de almacenamiento @ c.e.}} \dots \text{(B.119)}$$

Es muy común confundir la R_s con la RGA, aunque tienen el mismo valor desde la presión inicial hasta la presión de burbuja, la definición es diferente. La relación gas-aceite, RGA, se define como la relación del volumen de gas producido a condiciones estándar (scf) respecto al volumen de aceite producido a condiciones estándar (STB).

La **Figura B.15** 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.

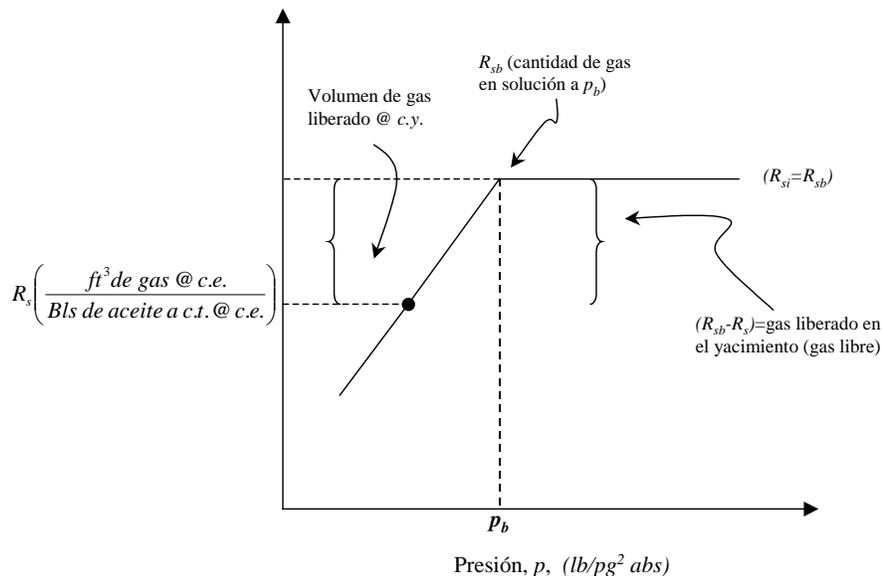


Figura B.15 Comportamiento de relación de solubilidad (Arévalo, 2013).

Como se puede observar en la Figura B.15, a presiones por arriba de la presión de burbuja, la R_s es igual a la RGA y además permanecen constantes, esto es debido a que estas condiciones de presión no existe liberación de gas. A presión por debajo de la presión de burbuja, la relación gas disuelto-aceite, R_s , decrece conforme decrece la presión del yacimiento. Esto se debe a que comienza la liberación de gas en el yacimiento (Ahmed, 2007).

Correlación de Standing

Standing propuso una correlación gráfica para el cálculo de la relación de solubilidad como una función de la presión, la gravedad específica del gas, la gravedad API y la temperatura del sistema. Esta correlación fue desarrollada a partir de un total 105 puntos experimentales de 22 mezclas de hidrocarburos del crudo de California. La correlación es la siguiente:

$$R_s = \gamma_g \left[\left(\frac{P}{18.2} + 1.4 \right) 10^{0.0125 API - 0.00091 T} \right]^{1.2048}, \dots \dots \dots \text{(B.120)}$$

donde

R_s = relación de solubilidad a $P < P_b$ (scf/STB)

T = temperatura del yacimiento (°F)

P = presión de interés (psia)

γ_g = gravedad específica del gas

Esta correlación solo es aplicable para presiones por debajo a la presión de burbuja. El autor registro un error promedio de 4.8%.

Correlación Vasquez y Beggs

Esta correlación fue obtenida mediante el análisis de regresión lineal de 5008 puntos de relación de solubilidad. La correlación propuesta es la siguiente:

$$R_s = C_1 \gamma_{gs} P^{C_2} \exp \left[C_3 \left(\frac{API}{T} \right) \right], \dots \dots \dots \text{(B.121)}$$

Los valores de los coeficientes son los siguientes:

	API ≤ 30	API > 30
C ₁	0.362	0.0178
C ₂	1.0937	1.1870
C ₃	25.7240	23.931

donde

R_s = relación de solubilidad a $P < P_b$ (scf/STB)

T = temperatura del yacimiento (°F)

P = presión de interés (psia)

γ_{gs} = gravedad específica del gas en el separador, se define en la Ecuación B.90

Si no se conoce las condiciones de separación, no es necesario corregir la gravedad específica del gas. Sutton y Farashad realizaron la evaluación de esta correlación y encontraron que esta correlación es capaz de predecir la relación de solubilidad con un error absoluto promedio de 12.7%.

Correlación de Glaso

Glaso desarrollo esta correlación a partir del estudio de 45 muestras de crudo del Mar del Norte. La relación propuesta tiene la siguiente forma:

$$R_s = \gamma_g \left[F \frac{API^{0.989}}{T^{0.172}} \right]^{1.2255}, \dots \dots \dots (B.122)$$

donde

$$F = 10^{[2.8869 - [14.1811 - 3.3093 \log(P)]^{0.5}]}, \dots \dots \dots (B.123)$$

R_s = relación de solubilidad a $P < P_b$ (scf/STB)

T = temperatura del yacimiento (°F)

P = presión de interés (psia)

γ_g = gravedad específica del gas

Correlación Total

La correlación es la siguiente:

$$R_s = \gamma_g \left[\frac{P}{C_1} 10^{(C_2 API - C_3 T)} \right]^{C_4}, \dots \dots \dots (B.124)$$

donde

	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄
API ≤ 10	12.2651	0.030405	0	0.9669
10 < API ≤ 35	15.0057	0.0152	4.484 x 10 ⁻⁴	1.0950
35 < API ≤ 45	112.925	0.0248	-1.469 x 10 ⁻⁴	1.1290

R_s = relación de solubilidad a $P < P_b$ (scf/STB)

T = temperatura del yacimiento (°F)

P = presión de interés (psia)

γ_g = gravedad específica del gas

Correlación de Marhoun

Marhoun desarrolló una expresión a partir de 160 puntos de la presión de saturación de los yacimientos de aceite de Oriente Medio. La correlación propuesta es la siguiente:

$$R_s = \left[185.84321 P \gamma_g^{1.87784} \gamma_o^{-3.1437} T^{-1.32657} \right]^{1.3984}, \dots \quad (\text{B.125})$$

donde

R_s = relación de solubilidad a $P < P_b$ (scf/STB)

T = temperatura del yacimiento (°R)

P = presión de interés (psia)

γ_g = gravedad específica del gas

γ_o = gravedad específica del aceite

Correlación de Petrosky y Farshad

Petrosky y Farshad utilizaron un software de regresión múltiple no lineal para desarrollar esta correlación. Los autores construyeron una base de datos PVT de 81 análisis de laboratorio de los yacimientos de crudo del Golfo de México. Petrosky y Farshad propusieron la siguiente expresión:

$$R_s = \left[\gamma_g^{0.8439} \left(\frac{P}{112.727} + 12.34 \right) 10^{(7.916 \times 10^{-4} API^{1.5410} - 4.561 \times 10^{-5} T^{1.3911})} \right]^{1.73184}, \dots \quad (\text{B.126})$$

donde

R_s = relación de solubilidad a $P < P_b$ (scf/STB)

T = temperatura del yacimiento (°F)

P = presión de interés (psia)

γ_g = gravedad específica del gas

Los autores reportaron un error promedio relativo de -0.05% con una desviación estándar de 4.79% para esta correlación.

B 2.6 Factor de volumen de la fase mixta, B_t

El factor de volumen de la fase mixta o también conocido como factor de volumen total, se define como la relación del volumen total de la mezcla de hidrocarburos entre el volumen de aceite en el tanque de almacenamiento, la Ecuación B.127 define esta propiedad. Esta propiedad define el volumen total del sistema sin importar el número de fases presentes (Arévalo, 2013).

$$B_t = \frac{\text{volumen de aceite} + \text{volumen de gas disuelto} + \text{volumen de gas liberado @ c.y.}}{\text{volumen de aceite @ c.e.}} \quad (\text{B.127})$$

En otras palabras, esta propiedad incluye el volumen de líquido (B_o), más el volumen de la diferencia entre la relación de gas disuelto en el aceite inicial (R_{si}) y la relación de gas disuelto en el aceite a las condiciones actuales del yacimiento (R_s). Es así que el factor de volumen total se puede determinar mediante la siguiente ecuación:

$$B_t = B_o + B_g (R_{si} - R_s) \quad , \dots\dots\dots (\text{B.128})$$

donde

B_t = factor de volumen total $\left(\frac{\text{bbl}}{\text{STB}}\right)$

B_o = factor de volumen del aceite (bbl/STB)

B_g = factor de volumen del gas (bbl/STB)

R_{si} = relación de solubilidad inicial (scf/STB)

R_s = relación de solubilidad (scf/STB)

En la Figura B.16 se puede observar el comportamiento típico de B_t en función de la presión para un aceite negro.

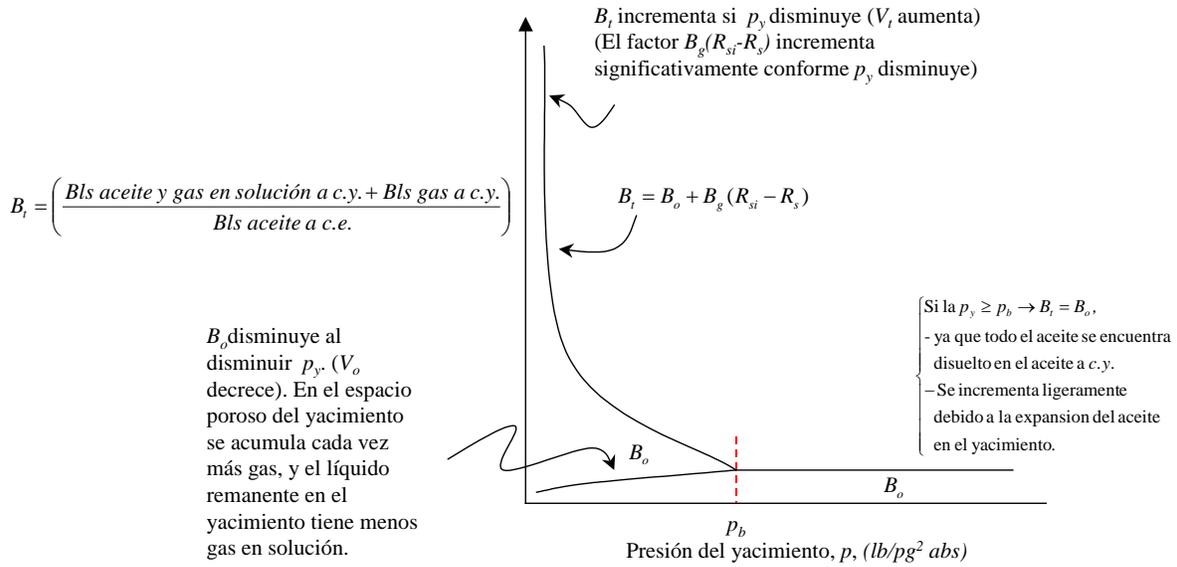


Figura B.16 Comportamiento del Factor de volumen (Arévalo, 2013).

Por arriba de la presión de burbuja ($P \geq P_b$), el factor de volumen total es igual que el factor de volumen del aceite ($B_t = B_o$), debido a que a esa presión no hay liberación de gas y la diferencia de la relación de solubilidad es la misma ($R_{si} = R_s$). Sin embargo, por debajo de la presión de burbuja B_t aumenta conforme disminuye la presión debido a que el término $(R_{si} - R_s)B_g$ aumenta significativamente.

Existe diferentes correlaciones para estimar el factor de volumen total, cuando los datos experimentales no están disponibles; tres de estos métodos son los vistos a continuación.

Correlación de Standing

Standing utilizó 387 puntos experimentales para desarrollar esta correlación gráfica. Standing simplificó esta correlación gráfica y la llevo a la siguiente expresión matemática:

$$\log(B_t) = -5.223 - \frac{47.4}{\log \left[R_s \frac{T^{0.5} \gamma_o^C}{\gamma_g^{0.3}} \right] - \left(10.1 - \frac{96.8}{6.604 + \log(P)} \right) - 12.22} \quad \text{..... (B.129)}$$

donde

$$C = 2.9 \times 10^{-0.00027 R_s} \quad \text{..... (B.130)}$$

B_t = factor de volumen total (bbl/STB)

R_s = relación de solubilidad (scf/STB)

T = temperatura del yacimiento (°F)

P = presión de interés (*psia*)
 γ_g = gravedad específica del gas
 γ_o = gravedad específica del aceite

Correlación de Glaso

Glaso utilizó 45 muestras de crudo del Mar del Norte para el desarrollo de esta correlación. El autor se basó en la correlación de Standing, modificando uno de los parámetros para lograr mayor precisión. Con el uso de la regresión lineal, Glaso llegó a la siguiente ecuación:

$$\log(B_t) = 0.080135 + 0.47257 \log(A^*) + 0.17351 [\log(A^*)]^2, \dots \quad (B.131)$$

donde

$$A^* = \left[\frac{R_s T^{0.5} \gamma_o^C}{\gamma_g^{0.3}} \right] P^{-1.1089}, \dots \quad (B.132)$$

con el componente C dado por:

$$C = 2.9 \times 10^{-0.00027 R_s}, \dots \quad (B.133)$$

B_t = factor de volumen total (*bbl/STB*)

R_s = relación de solubilidad (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

P = presión de interés (*psia*)

γ_g = gravedad específica del gas

γ_o = gravedad específica del aceite

Glaso reportó una desviación estándar de 6.54% para esta correlación.

Correlación de Marhoun

Basado en 1556 puntos de factor de volumen total y la utilización del análisis de regresión no lineal múltiple, Marhoun desarrolló una ecuación empírica, la cual tiene la siguiente forma:

$$B_t = 0.314693 + 0.106253 \times 10^{-4} F + 0.18883 \times 10^{-10} F^2, \dots \quad (B.134)$$

donde

$$F = R_s^{0.644516} \gamma_g^{-1.079340} \gamma_o^{0.724874} T^{2.006210} P^{-0.761910}, \dots \quad (B.135)$$

B_t = factor de volumen total (*bbl/STB*)

R_s = relación de solubilidad (*scf/STB*)

T = temperatura del yacimiento ($^{\circ}F$)

P = presión de interés (*psia*)

γ_g = gravedad específica del gas

γ_o = gravedad específica del aceite

Marhoun reporto de un error absoluto de 4.11% con una desviación estándar de 4.94% para esta correlación.

B 2.7 Densidad, ρ_o

La densidad del aceite se define como la masa, m , contenida en un volumen determinado, V , a ciertas condiciones de presión y temperatura. La densidad puede expresarse de la siguiente manera:

$$\rho_o = \frac{m}{V} \quad \text{ó} \quad V = \frac{m}{\rho_o} \quad \dots\dots\dots (B.136)$$

Derivando la densidad con respecto a la presión, se obtiene:

$$\left(\frac{\partial V}{\partial P} \right)_T = \frac{-m}{\rho_o^2} \frac{\partial \rho_o}{\partial P} \quad \dots\dots\dots (B.137)$$

Sustituyendo la Ecuación B.137 en la Ecuación B.109 de la compresibilidad isotérmica, se obtiene:

$$C_o = -\frac{1}{V} \frac{\partial V}{\partial P} = -\frac{1}{\left(\frac{m}{\rho_o} \right)} \left[\frac{-m}{\rho_o^2} \frac{\partial \rho_o}{\partial P} \right] = \frac{1}{\rho_o} \frac{\partial \rho_o}{\partial P} \quad \dots\dots\dots (B.138)$$

Ordenando términos e integrando la Ecuación B.138, se obtiene la Ecuación B.140

$$\int_{P_b}^P C_o \, \partial P = \int_{P_b}^P \frac{\partial \rho_o}{\rho_o} \quad , \dots\dots\dots (B.139)$$

$$C_o (P - P_b) = \ln \left(\frac{\rho_o}{\rho_{ob}} \right) \quad , \dots\dots\dots (B.140)$$

Acomodando los términos, se obtiene la ecuación para el cálculo de la densidad del aceite para presiones mayores a la presión de burbuja. La expresión es la siguiente:

$$\rho_o = \rho_{ob} \exp[C_o(P - P_b)] , \dots\dots\dots (B.141)$$

donde

ρ_{ob} = densidad del aceite a $P \geq P_b$ (*scf/STB*)

ρ_o = densidad del aceite (*lb/ft³*)

C_o = compresibilidad isotérmica del aceite (*psia⁻¹*)

P = presión de interés (*psia*)

La densidad del aceite a presiones menores o iguales a la presión de burbujeo ($P \leq P_b$), se determina mediante la siguiente expresión:

$$\rho_o = \frac{350 \gamma_o + 0.0764 \gamma_{gd} R_s}{5.615 B_o} , \dots\dots\dots (B.142)$$

donde

ρ_o = densidad del aceite (*lb/ft³*)

γ_o = gravedad específica del aceite

B_o = factor de volumen del aceite (*bbl/STB*)

R_s = relación de solubilidad (*scf/STB*)

γ_{gd} = gravedad específica del gas disuelto, el cual se obtiene de la **Figura B.17**

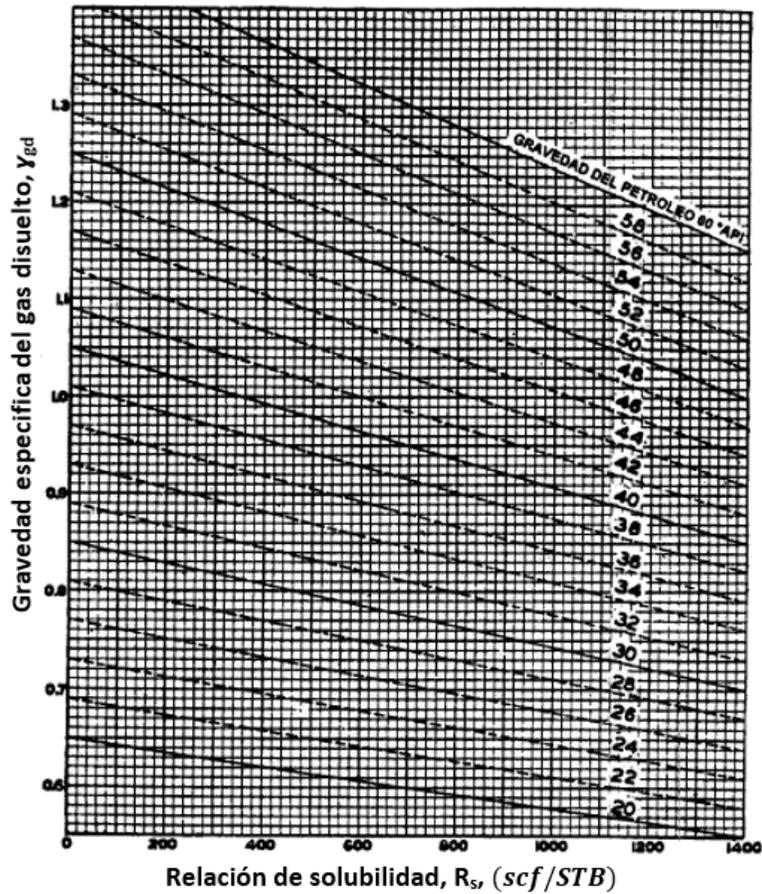


Figura B.17 Grafica de la gravedad específica del gas (Bánzer, 1996).

B 2.8 Viscosidad, μ_o

La viscosidad de aceite, se define como la resistencia interna de un fluido a fluir. La viscosidad del aceite es una propiedad física muy importante que controla el flujo de aceite a través de los medios porosos y tuberías. Esta propiedad generalmente se obtiene mediante análisis PVT, sin embargo, no siempre es posible obtenerla de análisis de laboratorio. Basándose en los datos disponibles del aceite, se puede obtener mediante correlaciones empíricas el valor de la viscosidad, sin embargo, se considera como de las propiedades del aceite más difícil de calcular (Pederson et al., 2007).

En la **Figura B.18** se muestra el comportamiento típico de la viscosidad del aceite negro.

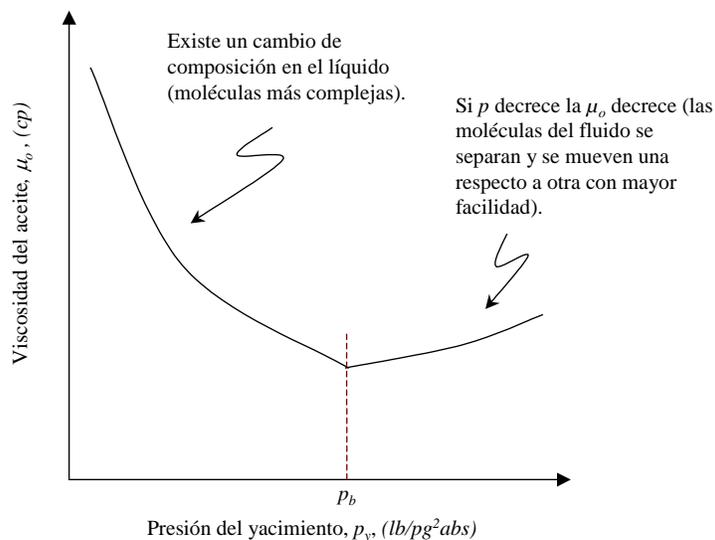


Figura B.18 Comportamiento de la viscosidad del aceite negro (Arévalo, 2013).

De la presión inicial a la presión de burbuja ($P \geq P_b$), la μ_o decrece conforme decrece la presión, esto es debido a que las moléculas del aceite se alejan más una de otra y se mueven más fácilmente. Conforme la presión del yacimiento decrece por debajo de la presión de burbuja, el aceite cambia su composición, el gas que se libera toma las moléculas más ligeras del aceite, dejando al aceite remanente en el yacimiento las moléculas más pesadas provocado un gran incremento en la viscosidad del aceite (Ahmed, 2007).

La viscosidad del aceite se puede dependiendo de la presión que se encuentre, como se muestra en las siguientes tres categorías:

- Viscosidad del aceite muerto, μ_{od} : se define como el aceite crudo a condiciones estándar.
- Viscosidad del aceite saturado, μ_{ob} : se define como el aceite a la presión de burbuja.
- Viscosidad del aceite bajosaturado, μ_o : se define como el aceite a presiones mayores a la presión de saturación.

► **Correlaciones para el cálculo de μ_{od}**

Correlación de Beal

Con un total de 753 datos experimentales, Beal desarrollo una correlación grafica para el cálculo de la viscosidad del aceite muerto. Standing presento esta correlación grafica en la siguiente expresión matemática:

$$\mu_{od} = 0.32 + \frac{18 \times 10^7}{API^{4.53}} \left(\frac{360}{T - 260} \right)^A, \dots\dots\dots (B.143)$$

donde

$$A = 10^{0.42 + \left(\frac{8.33}{API} \right)} \dots\dots\dots (B.144)$$

μ_{od} = viscosidad del aceite a condiciones estándar (cp)

T = temperatura (°R)

Correlación de Beggs y Robinson

Esta correlación se originó del análisis de 460 datos experimentales de viscosidad del aceite muerto. La expresión matemática es la sigue:

$$\mu_{od} = 10^{AT^{-1.163}} - 1.0, \dots\dots\dots (B.145)$$

donde

$$A = 10^{3.0324 - 0.02023API}, \dots\dots\dots (B.146)$$

μ_{od} = viscosidad del aceite a condiciones estándar (cp)

T = temperatura (°F)

Los autores reportaron un error absoluto de -0.64% con una desviación estándar de 13.53 para esta correlación.

Correlación de Glaso

Glaso presento una correlación basada en 26 datos experimentales. La correlación que presenta es la siguiente:

$$\mu_{od} = (3.141 \times 10^{10}) T^{-3.444} [\log(API)]^A, \dots\dots\dots (B.147)$$

donde

$$A = 10.313[\log(T)] - 36.447, \dots\dots\dots (B.148)$$

μ_{od} = viscosidad del aceite a condiciones estándar (cp)

T = temperatura (°F)

Esta expresión puede ser usada con un rango de 50 – 300 °F para la temperatura y 28 – 48 API para la densidad del aceite.

► **Correlaciones para el cálculo de μ_{ob}**

Correlación de Chew y Connally

Chew y Connally presentaron una correlación gráfica, basada en 457 datos experimentales. Standing expreso esta correlación grafica en la siguiente expresión:

$$\mu_{ob} = (10)^a (\mu_{od})^b , \dots\dots\dots (B.149)$$

donde

$$a = R_s [(2.2 \times 10^{-7}) R_s - 7.4 \times 10^{-4}] , \dots\dots\dots (B.150)$$

$$b = 0.68 \times 10^c + 0.25 \times 10^d + 0.062 \times 10^e , \dots\dots\dots (B.151)$$

$$c = -0.0000862 R_s , \dots\dots\dots (B.152)$$

$$d = -0.0011 R_s , \dots\dots\dots (B.153)$$

$$e = -0.00374 R_s , \dots\dots\dots (B.154)$$

μ_{ob} = viscosidad del aceite a presión de burbuja (cp)

μ_{od} = viscosidad del aceite a condiciones estándar (cp)

R_s = relación de solubilidad (scf/STB)

Esta correlación puede ser usada para los rangos de:

P (psia)	R_s (scf/STB)	T (°F)	μ_{od} (cp)
132 – 5265	51 – 3544	72 – 292	0.377 – 50

Correlación de Beggs y Robinson

De 2073 datos experimentales de viscosidad, Beggs y Robinson propusieron la siguiente expresión:

$$\mu_{ob} = 10.715 (R_s + 100)^{-0.515} (\mu_{od})^{5.44(R_s + 150)^{-0.338}} , \dots\dots\dots (B.155)$$

donde

μ_{ob} = viscosidad del aceite a presión de burbuja (cp)

μ_{od} = viscosidad del aceite a condiciones estándar (cp)

R_s = relación de solubilidad (scf/STB)

Los autores reportaron un error absoluto del 1.83% con una desviación estándar de 27.25%. Esta correlación puede ser usada para los rangos de:

P (psia)	R_s (scf/STB)	T (°F)	API
132 – 5265	20 – 2070	70 – 295	16 – 50

Abu-Khamsin y Al-Marhoun hicieron una observación en el cual siguieren que la viscosidad del aceite saturado, μ_{ob} , se correlaciona muy bien con la densidad del aceite saturado, ρ_o , obteniendo la siguiente ecuación:

$$\ln(\mu_{ob}) = 8.484462\rho_{ob}^4 - 2.652294, \dots \dots \dots (B.156)$$

donde

μ_{ob} = viscosidad del aceite a presión de burbuja (cp)

ρ_{ob} = densidad del aceite saturado (g/cm³)

► **Correlaciones para el cálculo de μ_o**

Correlación de Beal

Beal presento una correlación grafica basada en 52 datos experimentales de viscosidad, Standing llevo esta correlación grafica a la siguiente expresión:

$$\mu_o = \mu_{ob} + 0.001(P - P_b)[0.024\mu_{ob}^{1.6} + 0.038\mu_{ob}^{0.56}], \dots \dots (B.157)$$

donde

μ_o = viscosidad del aceite bajosaturado (cp)

μ_{ob} = viscosidad del aceite a presión de burbuja (cp)

P_b = presión de burbuja (psia)

P = presión de interés (psia)

Correlación de Khan

Con un total de 1500 datos experimentales de viscosidad de los yacimientos de Arabia Saudita, Khan desarrollo la siguiente expresión:

$$\mu_o = \mu_{ob} \exp[9.6 \times 10^{-6}(P - P_b)], \dots \dots \dots (B.158)$$

donde

μ_o = viscosidad del aceite bajosaturado (cp)

μ_{ob} = viscosidad del aceite a presión de burbuja (cp)

P_b = presión de burbuja (psia)

P = presión de interés (psia)

El autor reporto un error relativo promedio del 2%.

Correlación de Vasquez y Beggs

Los autores propusieron una expresión matemática simple para estimar la viscosidad del aceite por encima de la presión de burbuja. Con un total de 3593 datos experimentales los autores propusieron la siguiente ecuación:

$$\mu_o = \mu_{ob} \left(\frac{P}{P_b} \right)^m, \dots\dots\dots (B.159)$$

donde

$$m = 2.6P^{1.187}10^A, \dots\dots\dots (B.160)$$

$$A = -3.9 \times 10^{-5}(P - 5), \dots\dots\dots (B.161)$$

μ_o = viscosidad del aceite bajosaturado (*cp*)

μ_{ob} = viscosidad del aceite a presión de burbuja (*cp*)

P_b = presión de burbuja (*psia*)

P = presión de interés (*psia*)

Los autores reportaron un error promedio del -7.54%. Esta correlación es útil para los rangos de:

P (<i>psia</i>)	R_s (<i>scf/STB</i>)	μ_o (<i>cp</i>)	γ_g	API
141 – 9151	9.3 – 2199	0.117 – 148	0.511 – 1.351	15.3 – 59.5

Anexo C

Ejemplos resueltos

Ejemplo 2-1

Realiza la gráfica de gasto vs presión de fondo fluyendo de un pozo de gas utilizando la Ecuación 2.11, las características son siguientes:

Tabla C.1 Propiedades del gas.

Propiedades del gas		Propiedades del yacimiento
$C_1 = 0.875$	$\gamma_g = 0.65$	$S = 0$
$C_2 = 0.083$	$T_{pc} = 375 \text{ }^\circ R$	$T = 640 \text{ }^\circ R$
$C_3 = 0.021$	$P_{pc} = 671 \text{ psi}$	$h = 78 \text{ ft}$
$i - C_4 = 0.006$		$\mu_i = 0.0244 \text{ cp}$
$n - C_4 = 0.002$		$z_i = 0.945$
$i - C_5 = 0.003$		$r_e = 1490 \text{ ft}$
$n - C_5 = 0.008$		$K = 0.17 \text{ md}$
$n - C_6 = 0.001$		$r_w = 0.328 \text{ ft}$
$C_{7+} = 0.001$		$P_i = 4613 \text{ psi}$
		$B_{gi} = 0.00376 \text{ cft/scf}$

Solución:

Utilizando la Ecuación 2.11 y sustituyendo valores, se tiene que:

$$(4613)^2 - P_{wf}^2 = \frac{1424q\bar{\mu}\bar{z}(640)}{(0.17)(78)} \left(\ln \frac{1490}{0.328} + 0 \right), \dots\dots\dots (C.1)$$

simplificando la ecuación:

$$21279769 - P_{wf}^2 = (578794.225)q\bar{\mu}\bar{z}, \dots\dots\dots (C.2)$$

se despeja el gasto, q , de la ecuación:

$$q = \frac{21279769 - P_{wf}^2}{(578794.225)\bar{\mu}\bar{z}}, \dots\dots\dots (C.3)$$

Para este ejemplo, se propone incrementos en P_{wf} de 500 *psia* iniciando desde 1000 *psia* hasta los 4000 *psia* como se muestra en la **Tabla C.1**. Se debe tener en cuenta que la T_{pr} es constante, ya que es la condición del yacimiento.

Para el cálculo de $P_{wf1} = 1000$ *psi*,

Paso 1: se obtienen las propiedades pseudoreducidas con el uso de las Ecuaciones B.14 y B.15 (ver Anexo B), donde:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{1000}{671} = 1.490 \quad , \dots\dots\dots (C.4)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{640}{375} = 1.706 \quad \dots\dots\dots (C.5)$$

Paso 2: se obtiene la relación de viscosidad de utilizando la Figura B.12 de μ_g/μ_{sc} vs T_{pr} , donde $\mu_g/\mu_{sc_{1000\text{ psi}}} = 1.10$

Paso 3: multiplicar la relación de viscosidad por la constante de viscosidad a 1 *atm*, recordar que $\mu_{1atm} = 0.0122$ *cp*, de manera que:

$$\mu_g = \left(\frac{\mu_g}{\mu_{sc}}\right) \mu_{1atm} = (1.10)(0.0122) = 0.0134 \quad \dots\dots\dots (C.6)$$

Paso 4: se obtienen el factor de compresibilidad con la Figura B.3 de P_{pr} vs z , para $z_{1000\text{ psi}} = 0.920$

Paso 5: se obtiene $\bar{\mu}$ y \bar{z} evaluados desde P_e hasta P_{wf} , obteniendo:

$$\bar{\mu} = \frac{0.0244 + 0.0134}{2} = 0.0189 \quad , \dots\dots\dots (C.7)$$

$$\bar{z} = \frac{0.945 + 0.920}{2} = 0.933 \quad \dots\dots\dots (C.8)$$

Paso 6: Calcular el gastos, q , sustituyendo los valores para $P_{wf1} = 1000$ *psi*

$$q = \frac{21279769 - 1000^2}{(578794.225)(0.0189)(0.933)} = 1.986 \times 10^3 \text{ MSCF/d} \quad \dots\dots\dots (C.9)$$

Se repiten los cálculos para los diferentes P_{wf} , generando la curva IPR como se muestra en la **Figura C.1**. En la **Tabla C.2** se muestra los resultados para el ejemplo.

Tabla C.2 Cálculos para generar la curva IPR.

$P_{wf}(psi)$	P_{pr}	μ_g/μ_{sc}	$\mu (cp)$	$\bar{\mu} (cp)$	z	\bar{z}	$q(MSCF/d)$
1000	1.49	1.10	0.0134	0.0189	0.920	0.933	1986.98
1500	2.24	1.20	0.0146	0.0195	0.878	0.912	1848.75
2000	2.98	1.35	0.0165	0.0205	0.860	0.903	1612.76
2500	3.73	1.45	0.0177	0.0211	0.850	0.898	1370.46
3000	4.47	1.60	0.0195	0.0220	0.860	0.903	1067.96
3500	5.22	1.70	0.0207	0.0226	0.882	0.914	755.26
4000	5.96	1.85	0.0226	0.0235	0.915	0.930	417.38

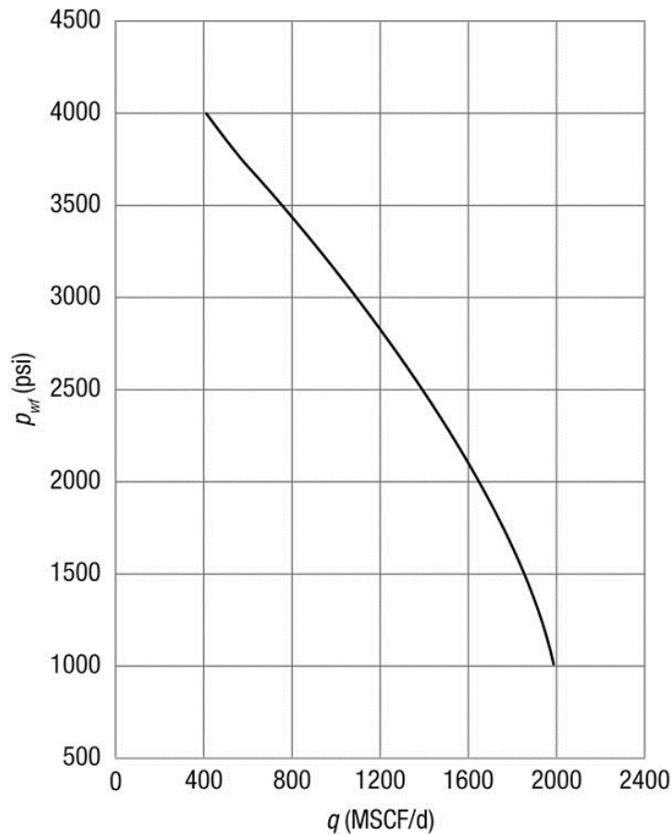


Figura C.1 IPR para un pozo de gas con flujo estacionario (Economides et al., 2012).

Ejemplo 3-1

Un pozo vertical de gas produce 2 MMscf/d con una gravedad específica de 0.71, un diámetro de tubería de 2.259 in , una profundidad de $10\,000 \text{ ft}$. En la cabeza del pozo se registra una presión de 800 psia y una temperatura de $150 \text{ }^\circ\text{F}$, mientras que la

temperatura en el fondo del pozo es de 200 °F. La rugosidad relativa de la tubería es aproximadamente de 0.0006. Calcular el perfil de presión a lo largo de la longitud de la tubería y graficar los resultados.

Solución:

Se inicia calculando la P_{wf} desde la cabeza del pozo hasta la profundidad máxima, L . Debido a que el factor de compresibilidad promedio está en función de la P_{wf} , se utiliza la técnica de Newton-Raphson para obtener la solución. Por otro lado, el problema indica que la presión en la cabeza del pozo es igual a 800 psia, es decir, $P_{wf} \text{ profundidad de } 0 \text{ ft} = P_{wh}$.

Ahora, para una profundidad de 1000 ft se supone una presión de $P_{wf} = 820 \text{ psia}$; si se interpreta en términos del método Newton-Raphson se denotaría como $x_0 = 820$. Realizando las operaciones con esa presión supuesta para x_0 , se tiene:

Paso 1. Calcular las propiedades pseudocríticas del gas, como se muestra a continuación:

$$P_{pc} = 677 + 15\gamma_g - 37.5\gamma_g^2 = 677 + 15(0.71) - 37.5(0.71)^2 = 668.7 \text{ psia} , \dots\dots (C.10)$$

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2 = 168 + 325(0.71) - 12.5(0.71)^2 = 392.4 \text{ }^\circ R , \dots\dots (C.11)$$

Paso 2. Obtener la temperatura (T), como también la presión promedio (\bar{P}) y temperatura promedio (\bar{T}) para la profundidad de 1000 ft, como se muestra en las siguientes expresiones:

$$T = T_{hf} + \frac{T_{wf} - T_{hf}}{L} Prof. = 150 + \frac{200 - 150}{10\,000} 1000 = 155 \text{ }^\circ F = 615 \text{ }^\circ R , \dots\dots (C.12)$$

$$\bar{P} = \frac{P_{wh} + P_{wf}}{2} = \frac{800 + 820}{2} = 810 \text{ psia} , \dots\dots\dots (C.13)$$

$$\bar{T} = \frac{T_{hf} + T_{wf}}{2} = \frac{(150 + 460) + 200}{2} = 612.5 \text{ }^\circ R , \dots\dots\dots (C.14)$$

Paso 3. Utilizar la presión y temperatura promedio, obtener las propiedades pseudoreducidas.

$$P_{pr} = \frac{813.3}{668.7} = 1.21 , \dots\dots\dots (C.15)$$

$$T_{pr} = \frac{612.5}{392.4} = 1.56 , \dots\dots\dots (C.16)$$

Paso 4. Calcular el factor de compresibilidad promedio, \bar{z} , utilizando la correlación de Beggs y Brill. De la Ecuación B.37 se tiene:

$$\bar{z} = 0.449 + \frac{1 - 0.449}{\exp(0.4)} + (0.07)(1.21)^{0.977} , \dots\dots\dots (C.17)$$

$$\bar{z} = 0.903$$

donde

$$A = 1.39(1.56 - 0.92)^{0.5} - 0.36 (1.56) - 0.10 = 0.449 , \dots\dots\dots (C.18)$$

$$B = [0.62 - 0.23 (1.56)]1.21 + \left[\frac{0.066}{1.56 - 0.86} - 0.037 \right] (1.21)^2 + \frac{0.32}{10^{9(1.56-1)}} (1.21)^6 = 0.4 , \dots\dots\dots (C.19)$$

$$C = 0.132 - 0.32 \log(1.56) = 0.07 , \dots\dots\dots (C.20)$$

$$D = 10^{[0.3106 - 0.49(1.56) + 0.1824(1.56)^2]} = 0.977 . \dots\dots\dots (C.21)$$

Paso 5. Obtener el valor de *s* con el uso de la Ecuación 3.10,

$$s = \frac{0.0375(0.71)(1000) \cos 0^\circ}{(0.903)(612.5)} = 0.0481 . \dots\dots\dots (C.22)$$

Paso 6. Calcular el factor de fricción (*f_M*) con uso de la Ecuación 3.13.

$$f_M = \left[\frac{1}{1.74 - 2 \log[2(0.0006)]} \right]^2 = 0.0173 . \dots\dots\dots (C.23)$$

Paso 7. Sustituir valores en la función *f*(*P_{wf}*) = 0 (Ecuación 3.14), como se muestra a continuación:

$$-(820)^2 + \text{Exp}(0.0481)(800)^2 + \frac{6.67 \times 10^{-4} [\text{Exp}(0.0481) - 1] (0.0173) (2000)^2 (0.903)^2 (612.5)^2}{(2.259)^5 \cos 0^\circ} = -11061 . \dots\dots\dots (C.24)$$

Paso 8. Encontrar el valor de la *f'*(*P_{wf}*), de la Ecuación 3.16 se tiene:

$$2(820) = 1640 . \dots\dots\dots (C.25)$$

Paso 9. Aplicar el algoritmo del método de Newton-Rapshon para encontrar *x*₁, donde:

$$x_1 = x_0 - \frac{f(x_0)}{f'(x_0)} = 820 - \frac{(-11061)}{1640} = 826.74 . \dots\dots\dots (C.26)$$

Paso 10. Repetir el procedimiento desde el paso 1, pero ahora para $x_1 = 854.45$. El proceso de iteración termina cuando la función $f(x_n) \approx 0$, o cuando $x_n - x_{n+1} \approx 0$. En la **Tabla C.3**, se muestra los resultados de las iteraciones echas para la profundidad de 1000 ft.

Tabla C.3 Newton-Raphson para encontrar P_{wf} a la profundidad de 1000 ft.

	x_n	$f(x)$
x_0	820	-11061
x_1	826.74	36.35
x_2	826.72	0.03
x_3	826.72	$f(x_n) \approx 0$

Se puede apreciar que la presión buscada o resultado del método de Newton-Raphson. El valor de x_3 o $P_{wf} = 826.72$ psia es la presión a la profundidad de 1000 ft. Para cada intervalo de profundidad se tiene que repetir este procedimiento hasta llegar a la profundidad L . Es recomendable el uso de programas de cómputo, dado que la complejidad de los cálculos puede llevar a errores y tiempos prolongados antes de obtener la solución.

La solución completa para cada intervalo de profundidad de este ejemplo se encuentra en la **Tabla C.4**:

Tabla C.4 Resultados para graficar la curva TPR.

Profundidad (ft)	P_{wf} (psia)	T ($^{\circ}R$)	\bar{z}
0	800	610	0.9028
1000	826.723	615	0.9028
2000	853.761	620	0.9027
3000	881.123	625	0.9027
4000	908.819	630	0.9026
5000	936.855	635	0.9026
6000	965.241	640	0.9026
7000	993.982	645	0.9026
8000	1023.086	650	0.9027
9000	1052.559	655	0.9027
10000	1082.406	660	0.9028

En la **Figura C.2**, se encuentran graficados los valores de la Tabla C.4.

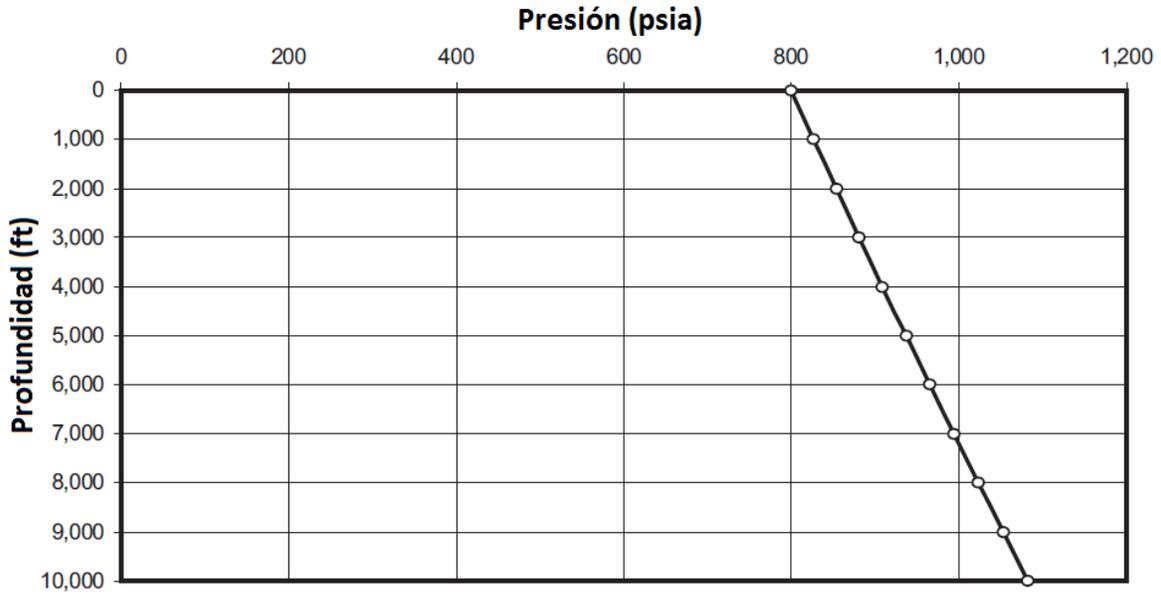


Figura C.2 Curva TPR, Profundidad vs Presión.

Ejemplo 3-2

Un pozo de gas con un profundidad vertical de 16 000 *ft*, produce 2.3 *MMscf/d* con una gravedad específica de 0.73 y un diámetro de tubería de 2.259 *in*. En el fondo del pozo se registró una temperatura de 220 °*F*. En la cabeza del pozo se registró una presión de 750 *psia* y una temperatura de 150 °*F*. La rugosidad relativa de la tubería es aproximadamente de 0.0009. Calcular el perfil de presión a lo largo de la longitud de la tubería y graficar los resultados.

Solución:

El proceso para llegar a la solución es muy semejante al del Ejemplo 3-1. Por la información proporcionada del pozo, la presión en la profundidad de 0 *ft* es igual a la presión en la cabeza del pozo, es decir, $P_{wf \text{ profundidad de } 0 \text{ ft}} = P_{wh} = 750 \text{ psia}$.

Ahora, aplicando el método de Newton-Raphson para encontrar la presión en el siguiente intervalo de profundidad ($L_m = 8000 \text{ ft}$), se propone un valor para x_0 .

Para una profundidad de 8 000 *ft*, donde se propone que $x_0 = P_{mf} = 1000 \text{ psia}$, se tiene:

Paso 1. Calcular las propiedades pseudocríticas del gas.

$$P_{pc} = 677 + 15\gamma_g - 37.5\gamma_g^2, \dots\dots\dots \text{(C.27)}$$

$$P_{pc} = 677 + 15(0.73) - 37.5(0.73)^2 = 667.9 \text{ psia}, \dots\dots\dots \text{(C.28)}$$

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2, \dots\dots\dots (C.29)$$

$$T_{pc} = 168 + 325(0.73) - 12.5(0.73)^2 = 398.5 \text{ }^\circ R \dots\dots\dots (C.30)$$

Paso 2. Obtener la temperatura a esa profundidad (T_m):

$$T_m = T_{wh} + \frac{T_{wf} - T_{wh}}{L} Prof., \dots\dots\dots (C.31)$$

$$T_m = 150 + \frac{220 - 150}{16\ 000} 8000 = 185 \text{ }^\circ F = 645 \text{ }^\circ R \dots\dots\dots (C.32)$$

Paso 3. Calcular las propiedades pseudoreducidas.

$$P_{pr} = \frac{1000}{667.9} = 1.49, \dots\dots\dots (C.33)$$

$$T_{pr} = \frac{645}{398.5} = 1.61 \dots\dots\dots (C.34)$$

Paso 4. Calcular el factor de compresibilidad (z) con el uso de la Ecuación B.37. De la correlación de Beggs y Brill se tiene:

$$z = 0.47 + \frac{1 - 0.47}{\exp(0.48)} + (0.06)(1.49)^{0.98}, \dots\dots\dots (C.35)$$

$$\bar{z} = 0.897$$

donde

$$A = 1.39(1.61 - 0.92)^{0.5} - 0.36(1.61) - 0.10 = 0.47, \dots\dots\dots (C.36)$$

$$B = [0.62 - 0.23(1.61)]1.49 + \left[\frac{0.066}{1.61 - 0.86} - 0.037 \right] (1.49)^2 + \frac{0.32}{10^{9(1.61-1)}} (1.49)^6 = 0.48, \dots\dots\dots (C.37)$$

$$C = 0.132 - 0.32 \log(1.61) = 0.06, \dots\dots\dots (C.38)$$

$$D = 10^{[0.3106 - 0.49(1.61) + 0.1824(1.61)^2]} = 0.98 \dots\dots\dots (C.39)$$

Paso 5. Calcular el factor de fricción (f_M) con uso de la Ecuación 3.13.

$$f_M = \left[\frac{1}{1.74 - 2 \log[2(0.0009)]} \right]^2 = 0.0191 \dots\dots\dots (C.40)$$

Paso 6. Con la Ecuación 3.23, se obtienen los valores de I_{hf} y I_{mf} . El factor de compresibilidad en la cabeza del pozo debe ser calculado previamente, el cual no se muestra en este procedimiento ($z_{hf} = 0.903$).

$$I_{hf} = \frac{\frac{750}{(0.903)(610)}}{0.001 \cos 0^\circ \left[\frac{750}{(0.903)(610)} \right]^2 + 0.666 \frac{(0.0191)(2.3)^2}{(2.259)^5}} = 453.76 \quad , \dots\dots (C.41)$$

$$I_{mf} = \frac{\frac{1000}{(0.897)(645)}}{0.001 \cos 0^\circ \left[\frac{1000}{(0.897)(645)} \right]^2 + 0.666 \frac{(0.0191)(2.3)^2}{(2.259)^5}} = 418.06 \quad \dots\dots (C.42)$$

Paso 7. Calcular la función $f(P_{mf})$ con la Ecuación 3.26.

$$0 = P_{mf} - P_{wh} - \frac{18.75\gamma_g L}{I_{mf} + I_{hf}} \quad , \dots\dots\dots (C.43)$$

$$1000 - 750 - \frac{18.75(0.73)(1600)}{418.06 + 453.76} = -1.195 \quad \dots\dots\dots (C.44)$$

Paso 8. Aplicar el método de Newton-Raphson, obteniendo:

$$x_1 = x_0 - \frac{f(x)}{f'(x)} = 1000 - \frac{(-1.195)}{1} = 1001.195 \quad \dots\dots\dots (C.45)$$

Paso 9. Repetir el procedimiento desde el paso 1 hasta encontrar P_{mf} , pero ahora con $x_1 = 1001.195$. Se debe recordar que el proceso de iteración termina cuando la función $f(x_n) \approx 0$, o cuando $x_n - x_{n+1} \approx 0$. En la **Tabla C.5**, se muestra los resultados de las iteraciones echas para encontrar el valor de P_{mf} .

Tabla C.5 Newton-Raphson para determinar P_{mf} .

	x_n	$f(x)$
x_1	1000	-1.195
x_2	1001.19	-0.07
x_3	1001.27	$f(x_n) \approx 0$

Paso 10. Realizar el mismo procedimiento desde el paso 1, pero ahora para calcular la presión a la profundidad de 1600 ft. Se debe considerar que ahora el análisis es desde la

profundidad media hasta los 1600 *ft*, usando la Ecuación 3.24. Los resultados de este ejemplo se observan en la **Tabla C.6**.

Tabla C.6 Resultados del Ejemplo 3-2.

<i>Profundidad (ft)</i>	P_{wf} (psia)	T ($^{\circ}R$)	z	I
0	750	610	0.9032	453.76
8 000	1001.27	645	0.8969	417.8
16 000	1276.16	680	0.8976	378.86

En la **Figura C.3**, se encuentran graficados los valores de la Tabla C.6.

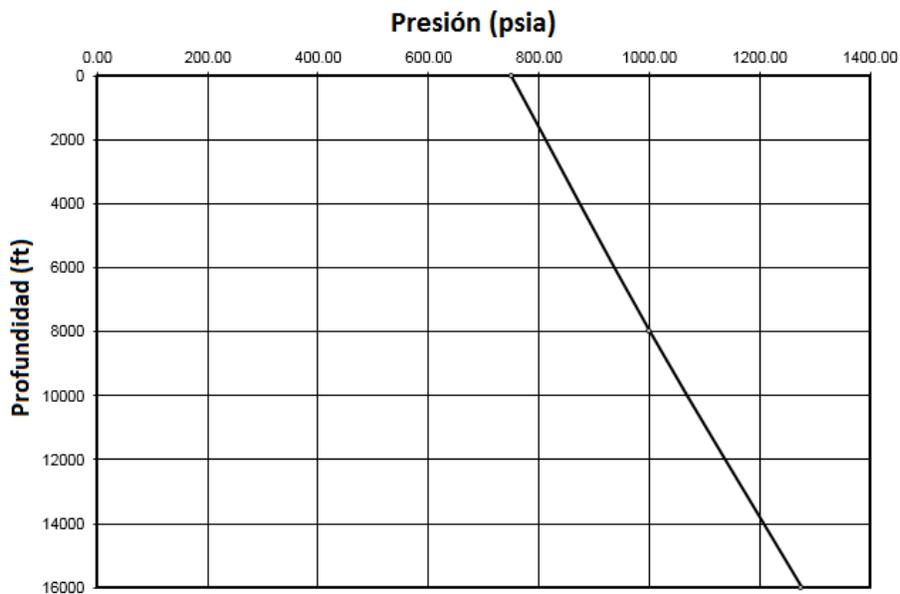


Figura C.3 Curva TPR, Profundidad vs Presión.

Ejemplo 3-3

Los datos de un pozo de gas de flujo multifásico se muestran a continuación:

$q_{sc} = 3000 \text{ Mscf/d}$	$L = 13\,600 \text{ ft}$	$\theta = 25^{\circ}$	$d_i = 2.259 \text{ pg}$
$\gamma_s = 2.65$	$q_s = 0.1 \text{ ft}^3/\text{d}$	$\gamma_g = 0.69$	$\varepsilon = 0.000113 \text{ ft}$
$\gamma_o = 0.74$	$q_o = 60 \text{ STB/d}$	$T_{hf} = 120 \text{ }^{\circ}F$	$T_{wf} = 240 \text{ }^{\circ}F$
$\gamma_w = 1.03$	$q_w = 30 \text{ bbl/d}$	$P_{wh} = 950 \text{ psia}$	

Calcular la presión en el fondo de la tubería de producción (P_{wf}).

Solución:

Paso 1. Obtener la temperatura promedio y el área de la tubería de producción:

$$\bar{T} = \frac{120 + 240}{2} = 180 \text{ } ^\circ\text{F} = 640 \text{ } ^\circ\text{R} \text{ , (C.46)}$$

$$A = \pi \left(\frac{2.259}{2} \right)^2 = 4 \text{ pg}^2 \text{ (C.47)}$$

Paso 2. Calcular el factor de fricción (f_M) aplicando la Ecuación 3.13.

$$f_M = \left[\frac{1}{1.74 - 2 \log \left[2 \frac{0.000113}{\left(\frac{2.259}{12} \right)} \right]} \right]^2 = 0.0173 \text{ (C.48)}$$

Paso 3. Obtener los valores de a , b , c , d y e , como se muestra a continuación:

$$a = \frac{0.0765(0.69)(3x10^6) + 350(0.74)(60) + 350(1.03)(30) + 62.4(2.65)(0.1)}{407(640)(3x10^6)} \text{ , . (C.49)}$$

$$a = 2.364x10^{-5}$$

$$b = \frac{5.615(60) + 5.615(30) + (0.1)}{4.07(640)(3x10^6)} = 6.468x10^{-8} \text{ , (C.50)}$$

$$c = 0.00678 \frac{(640)(3x10^6)}{4} = 3.249x10^6 \text{ , (C.51)}$$

$$d = \frac{0.00166}{4} [5.615(60) + 5.615(30) + 0.1] = 0.210 \text{ , (C.52)}$$

$$e = \frac{0.0173}{2(32.17) \left(\frac{2.259}{12} \right)} = 1.436x10^{-3} \text{ , (C.53)}$$

Paso 4. Ya obtenidos los valores de a , b , c , d y e , se puede calcular los parámetros de M y N .

$$M = \frac{(3.249x10^6)(0.210)(1.436x10^{-3})}{\cos 25^\circ + (0.210)^2(1.436x10^{-3})} = 1082 \text{ , (C.54)}$$

$$N = \frac{(3.249x10^6)^2(1.436x10^{-3}) \cos 25^\circ}{[\cos 25^\circ + (0.210)^2(1.436x10^{-3})]^2} = 1.673x10^{10} \text{ (C.55)}$$

Paso 5. Suponer un valor de presión para resolver la Ecuación 3.32. Para este ejemplo se supondrá un valor de $P_{wf} = 1000 \text{ psia}$. Se debe recordar que la Ecuación 3.32 utiliza la presión atmosférica, por lo tanto:

$$P_{wf} = (1000 \text{ psia}) \left(\frac{144 \text{ lb/ft}^2}{\text{psia}} \right) = 144000 \text{ lb/ft}^2, \dots\dots\dots (C.56)$$

$$P_{wh} = (950 \text{ psia}) \left(\frac{144 \text{ lb/ft}^2}{\text{psia}} \right) = 136800 \text{ lb/ft}^2 \dots\dots\dots (3.57)$$

Paso 6. Resolviendo la Ecuación 3.32, se tiene:

$$\begin{aligned} & (6.468 \times 10^{-8})(144000 - 136800) \\ & + \frac{1 - 2(6.468 \times 10^{-8})(1082)}{2} \ln \left| \frac{(144000 + 1082)^2 + 1.673 \times 10^{10}}{(136800 + 1082)^2 + 1.673 \times 10^{10}} \right| \\ & - \frac{1082 + \left(\frac{6.468 \times 10^{-8}}{3.249 \times 10^6} \right) 1.673 \times 10^{10} - 6.468 \times 10^{-8}(1082)^2}{\sqrt{1.673 \times 10^{10}}} \left[\tan^{-1} \left(\frac{144000 + 1082}{\sqrt{1.673 \times 10^{10}}} \right) \right. \\ & \left. - \tan^{-1} \left(\frac{136800 + 1082}{\sqrt{1.673 \times 10^{10}}} \right) \right] - 2.364 \times 10^{-5} [\cos 25^\circ + (0.210)^2 (1.436 \times 10^{-3})] 13600 = -0.263 \end{aligned} \quad (C.58)$$

Aunque la igualdad de la Ecuación C.58 se acerca a cero, se debe obtener una aproximación por lo menos de cuatro cifras, es decir, $|f(x)| \leq 10^{-4}$

Paso 7. Resolver la derivada de la función $f(x)$.

$$f'(x) = \frac{(144000)(3.249 \times 10^6) + (1.673 \times 10^{10})(6.468 \times 10^{-8})(3.249 \times 10^6) + (6.468 \times 10^{-8})(144000)^2(3.249 \times 10^6) - (1.673 \times 10^{10})(6.468 \times 10^{-8})}{3.249 \times 10^6 [1.673 \times 10^{10} + (144000 + 1082.88)^2]} = 3.87 \times 10^{-6} \quad (C.59)$$

Paso 8. Calcular x_1 , como lo señala el método de Newton-Raphson.

$$x_1 = x_0 - \frac{f(P_{wf})}{f'(P_{wf})} = 1000 - \frac{(-0.263)}{(3.87 \times 10^{-6})} = 211964.37 \dots\dots\dots (C.60)$$

El proceso se repite desde el Paso 5 hasta encontrar el valor solución. En la **Tabla C.7**, se muestra las iteraciones realizadas para llegar al resultado deseado.

Tabla C.7 Iteraciones del método Newton-Raphson para hallar P_{wf}

	x_n (psia)	x_n (lb/ft ²)	$f(x)$
x_0	1000	144000	-0.263
x_1	1471.97	211964.37	-0.011
x_2	1498.80	215395.28	-4.31×10^{-5}
x_3	1498.88	215407.76	$f(x_n) \approx 0$

La presión de operación en el fondo del pozo es:

$$P_{wf} = 1498.88$$

Ejemplo 4-1

Un gas con gravedad específica de 0.6 y una viscosidad de 0.01245 *cp*, fluye a través de una tubería de 2 *in* con un diámetro en el orificio del estrangulador de 1 *in*. La presión y la temperatura en la entrada del estrangulador es de 800 *psia* y 75 °*F*, respectivamente. La presión en la salida del estrangulador es de 200 *psia* (valor medido 2 *ft* a partir del orificio). Si la relación de calor específico del gas es de 1.3, determinar:

- a) El gasto esperado diariamente, q_{sc}
- b) La temperatura en la salida del estrangulador, T_{dn}
- c) La presión esperada en la salida de la boquilla del estrangulador, P_{outlet}

Solución:

Para responder el inciso a), se tiene que determinar el tipo de flujo que se describe en el problema. Para saber si es flujo sónico o subsónico, se calcula la relación de presión crítica con el uso de la Ecuación 4.1, por lo que se tiene:

$$\left(\frac{P_{outlet}}{P_{up}}\right)_c = \left(\frac{2}{1.3 + 1}\right)^{\frac{1.3}{1.3-1}} = 0.5459 \dots\dots\dots (C.61)$$

Calcular la relación de presiones en la entrada y salida del estrangulador, como se muestra a continuación:

$$\frac{P_{dn}}{P_{up}} = \frac{200}{800} = 0.25 \dots\dots\dots (C.62)$$

Debido a que $\frac{P_{dn}}{P_{up}} < \left(\frac{P_{outlet}}{P_{up}}\right)_c$, se suponen condiciones de flujo sónico. Siguiendo con el procedimiento, ahora se calcula el Número de Reynolds, para el cual se tiene:

$$\frac{d}{D} = \frac{1}{2} = 0.5 \dots\dots\dots (C.63)$$

Debido a que hace falta información para calcular el Numero de Reynolds con el uso de la Ecuación 4.7, asumir que el $N_{Re} > 10^6$. De la Figura 4.2 se tiene que $C_d = 0.62$.

Calculando el gasto de gas para flujo sónico con el uso de la Ecuación 4.11, se tiene:

$$q_{sc} = 879(0.62)\pi \left(\frac{1}{2}\right)^2 (800) \sqrt{\frac{1.3}{0.6(75 + 460)} \left(\frac{2}{1.3 + 1}\right)^{\frac{1.3+1}{1.3-1}}}, \dots\dots\dots (C.64)$$

$$Q_{sc} = 12743 \text{ Mscf/d}$$

verificar el N_{Re} con la Ecuación 4.7:

$$N_{Re} = \frac{20(12743)(0.6)}{(0.01245)(1)} = 1.23 \times 10^7 > 10^6 \dots\dots\dots (C.65)$$

Como se observa en la Ecuación C.65, el Numero de Reynolds estimado es menor que el verificado; sin embargo, el valor máximo del C_d para esa relación de diámetros es de 0.62, como se muestra en la Figura 4.2. Si el N_{Re} verificado fuera menor que el estimado, se tomaría el C_d del nuevo N_{Re} para calcular de nuevo el gasto de gas. Es proceso se repetiría hasta que el N_{Re} y el gasto de gas coincidan, siempre y cuando el N_{Re} se encuentre en el rango de los valores de C_d de la Figura 4.2.

Para responder el inciso b), utilizar la Ecuación 4.8, como se muestra a continuación:

$$T_{dn} = (75 + 460)(1)(0.5459)^{\frac{1.3-1}{1.3}} = 465 \text{ }^\circ R = 5 \text{ }^\circ F \dots\dots\dots (C.66)$$

Como T_{dn} se encuentra por debajo de los 32 °F (0 °C), se necesita aplicar calor en la tubería para evitar la formación de hielo.

Para resolver el inciso c), la presión en la salida de la boquilla del estrangulador, para resolver el c), puede ser determinada como se muestra a continuación:

$$P_{outlet} = P_{up} \left(\frac{P_{outlet}}{P_{up}}\right) = (800)(0.5459) = 437 \text{ psia} \dots\dots\dots (C.67)$$

Ejemplo 4-2

Para un gas con gravedad específica de 0.65 y una viscosidad de 0.0108 *cp*, fluye a través de una tubería de 2 *in* con un diámetro en la boquilla del estrangulador de 1.5 *in*. La presión y la temperatura en la entrada del estrangulador es de 100 *psia* y 70 °F, respectivamente. La presión en la salida del estrangulador es de 80 *psia* (medido 2 *ft* desde el orificio). Si la relación de calor específico del gas es de 1.25, determinar:

- a) El gasto esperado diariamente, Q_{sc}
- b) ¿La temperatura en la salida del estrangulador, T_{dn} , es un problema?
- c) La presión esperada en la salida de la boquilla del estrangulador, P_{outlet}

Solución:

Para calcular el inciso a, determinar el tipo de flujo que se describe en el problema:

$$\left(\frac{P_{outlet}}{P_{up}}\right)_c = \left(\frac{2}{1.25 + 1}\right)^{\frac{1.25}{1.25-1}} = 0.5549 \dots\dots\dots (C.68)$$

Calcular la relación de presiones en la entrada y salida del estrangulador, como se muestra a continuación:

$$\frac{P_{dn}}{P_{up}} = \frac{80}{100} = 0.8 \dots\dots\dots (C.69)$$

Debido a que $\frac{P_{dn}}{P_{up}} < \left(\frac{P_{outlet}}{P_{up}}\right)_c$, suponer condiciones de flujo subsónico.

Asumiendo un $N_{Re} > 10^6$ y una relación de radios $\frac{d}{D} = 0.75$, de la Figura 4.1 se tiene que $C_d = 1.2$. Calculando el gasto de gas con el uso de la Ecuación 4.9, se tiene:

$$q_{sc} = 1248(1.2)\pi\left(\frac{1.5}{2}\right)^2 (100) \sqrt{\frac{1.25}{(1.25 - 1)0.65(530)} \left[\left(\frac{80}{100}\right)^{\frac{2}{1.25}} - \left(\frac{80}{100}\right)^{\frac{1.25+1}{1.25}} \right]}, \quad (C.70)$$

$$Q_{sc} = 5572 \text{ Mscf/d}$$

verificando el N_{Re} con la Ecuación 4.7:

$$N_{Re} = \frac{20(5572)(0.65)}{(0.0108)(1.5)} = 4.5 \times 10^6 > 10^6 \dots\dots\dots (C.71)$$

Para responder el inciso b), utilizar la Ecuación 4.8, como se muestra a continuación:

$$T_{dn} = (70 + 460)(1)(0.8)^{\frac{1.25-1}{1.25}} = 507 \text{ }^\circ\text{R} = 47 \text{ }^\circ\text{F} \dots\dots\dots (C.72)$$

Como T_{dn} se encuentra por encima de los $32 \text{ }^\circ\text{F}$, puede no haber complicaciones en la tubería por la formación de hielo.

Para resolver el inciso c, se tiene que a condiciones de flujo Subsónico, la presión en la salida de la boquilla es la misma que la presión en la salida del estrangulador, es decir:

$$P_{outlet} = P_{dn} = 80 \text{ psia}$$

Ejemplo 5-1

Un pozo de gas produce a través de una tubería vertical de 2.259 in de diámetro, el yacimiento se encuentra a una profundidad de 10000 ft. En la cabeza del pozo, se registró una presión de 800 psia y una temperatura de 170 °F, mientras que en el fondo del pozo se registró una temperatura de 250 °F. La rugosidad relativa de la tubería es de aproximadamente 0.0006. Calcular el gasto esperado de producción utilizando los siguientes datos para la curva el IPR:

- Presión del yacimiento: 2000 psia
- Parámetro C: 0.01 Mscf/d – psi²ⁿ
- Parámetro n: 0.8
- Gravedad específica del gas: 0.73

Solución:

Paso 1. Obtener la temperatura promedio (\bar{T}) y la presión promedio (\bar{P}), como se muestra a continuación:

$$\bar{T} = \frac{T_{wh} + T_{wf}}{2} = \frac{170 + 250}{2} = 210 \text{ } ^\circ\text{F} = 670 \text{ } ^\circ\text{R} \quad , \dots\dots\dots \text{(C.73)}$$

$$\bar{P} = \frac{P_{wh} + P_{wf}}{2} = \frac{800 + 2000}{2} = 1400 \text{ psia} \quad \dots\dots\dots \text{(C.74)}$$

Paso 2. Calcular las propiedades pseudocríticas del gas, como se muestra a continuación:

$$P_{pc} = 677 + 15\gamma_g - 37.5\gamma_g^2 = 677 + 15(0.73) - 37.5(0.73)^2 = 667.96 \text{ psia} \quad , \dots\dots\dots \text{(C.75)}$$

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2 = 168 + 325(0.73) - 12.5(0.73)^2 = 398.58 \text{ } ^\circ\text{R} \quad \dots\dots\dots \text{(C.76)}$$

Paso 3. Utilizar la presión y temperatura promedio, obtener las propiedades pseudoreducidas.

$$P_{pr} = \frac{1400}{667.96} = 2.09 \quad , \dots\dots\dots \text{(C.77)}$$

$$T_{pr} = \frac{670}{398.58} = 1.68 \dots\dots\dots (C.78)$$

Paso 4. Calcular el factor de compresibilidad promedio (\bar{z}), utilizando la correlación de Beggs y Brill. De la Ecuación B.37 se tiene:

$$\bar{z} = 0.5 + \frac{1 - 0.5}{\exp(0.67)} + (0.05)(2.09)^{1.01} \dots\dots\dots (C.79)$$

$$\bar{z} = 0.882$$

donde

$$A = 1.39(1.68 - 0.92)^{0.5} - 0.36(1.68) - 0.10 = 0.5 \dots\dots\dots (C.80)$$

$$B = [0.62 - 0.23(1.68)]2.095 + \left[\frac{0.066}{1.68 - 0.86} - 0.037 \right] (2.09)^2 + \frac{0.32}{10^{9(1.68-1)}} (2.09)^6 \dots\dots\dots (C.81)$$

$$= 0.67$$

$$C = 0.132 - 0.32 \log(1.68) = 0.05 \dots\dots\dots (C.82)$$

$$D = 10^{[0.3106 - 0.49(1.68) + 0.1824(1.68)^2]} = 1.01 \dots\dots\dots (C.83)$$

Paso 5. Obtener el valor de S con el uso de la Ecuación 5.5:

$$s = \frac{0.0375(0.73)(10000) \cos 0^\circ}{(0.882)(670)} = 0.463 \dots\dots\dots (C.84)$$

Paso 6. Calcular el factor de fricción (f_M) con uso de la Ecuación 3.13.

$$f_M = \left[\frac{1}{1.74 - 2 \log[2(0.0006)]} \right]^2 = 0.0173 \dots\dots\dots (C.85)$$

Paso 7. Suponer un valor al azar de q_{sc} ; en términos del método Newton-Raphson, se propone el valor de $x_0 = 1000$. Sustituyendo los valores en la Ecuación 5.4, como se muestra a continuación:

$$(2000)^2 - \left(\frac{1000}{0.01} \right)^{\frac{1}{0.8}} - \text{Exp}(0.462)(800)^2 \dots\dots\dots (C.86)$$

$$- \frac{6.67 \times 10^{-4} [\text{Exp}(0.463) - 1] (0.0173)(1000)^2 (0.882)^2 (670)^2}{(2.259)^5 \cos 0^\circ} = 1.16 \times 10^6$$

Paso 8. Calcular $f'(x)$, se tiene:

$$\frac{1000}{0.8(0.01)^{\frac{1}{0.8}}} - \frac{1.34 \times 10^{-4} [\text{Exp}(0.463) - 1] (0.0173)(1000)(0.882)^2 (670)^2}{(2.259)^5 \cos 0^\circ} = -2304 \dots\dots (C.87)$$

Paso 9. Siguiendo el método de Newton-Raphson:

$$f(x_n) = x_{n-1} - \frac{f(x)}{f'(x)} , \dots\dots\dots (C.88)$$

$$f(x_n) = 1000 - \frac{1.14 \times 10^6}{-2297} , \dots\dots\dots (C.89)$$

$$f(x_n) = 1505.21$$

Repitiendo los pasos 7, 8 y 9, se puede encontrar el valor x_n que se aproxima a $f(x) \approx 0$. En la **Tabla C.8**, se muestran los resultados del proceso Newton-Raphson del ejemplo.

Tabla C.8 Iteraciones del método Newton-Raphson para hallar q_{sc}

	x_n	$f(x)$
x_0	1000	1.16×10^6
x_1	1505.21	-73701
x_2	1476.703	-215.69
x_3	1476.619	-0.05
x_4	1476.618	$f(x) \approx 0$

Como se puede observar en la tabla, el gasto de operación es de 1476.61 $Mscf/d$. Recordar que el gasto y la presión de operación es la intersección entre las curvas IPR y TPR e indican las condiciones óptimas de operación. Por eso es importante calcular la presión de operación, la cual se obtiene de la Ecuación 5.3.

$$P_{wf} = \sqrt{2000^2 - \left(\frac{1476.61}{0.01}\right)^{0.8}} = 1051 \text{ psia} \dots\dots\dots (C.90)$$

Paso 10. Otra forma de encontrar o verificar donde se encuentra la intersección de las curvas, es con el trazo de estas. La curva IPR, puede obtenerse a través de la Ecuación 5.3 para diferentes gastos, como se muestra a continuación:

$$P_{wf} = \sqrt{2000^2 - \left(\frac{q_{sc}}{0.01}\right)^{0.8}} \dots\dots\dots (C.91)$$

De forma similar, se obtiene la curva TPR utilizando la Ecuación 5.2 para diferentes gastos:

$$P_{wf} = \sqrt{\text{Exp}(0.463)(800)^2 + \frac{6.67 \times 10^{-4} [\text{Exp}(0.436) - 1] (0.0173) q_{sc}^2 (0.882)^2 (670)^2}{(2.295) \cos 0^\circ}}, \dots \quad (\text{C.92})$$

Los intervalos para el trazo de la curva deben estar definidos de acuerdo al gasto máximo, entre mayor número de intervalos, se verá más clara la intersección de las curvas. Para esto, si $P_{wf} = 0$ de la Ecuación 5.3:

$$(0)^2 = P_e^2 - \left(\frac{q_{sc_{max}}}{C}\right)^{\frac{1}{n}}, \dots \dots \dots (\text{C.93})$$

$$q_{sc_{max}} = C(P_e^2)^n = (0.01)(200^2)^{0.8} = 1912.7 \text{ Mscf/d} \dots \dots \dots (\text{C.94})$$

En la **Tabla C.9** se muestran los resultados de 10 intervalos para el trazo de la curvas IPR y TPR.

Tabla C.9 Resultados para graficar las curvas IPR y TPR.

q_{sc} (Mscf/d)	IPR	TPR
	P_{wf} (psia)	P_{wf} (psia)
0	2000	1008
191	1943	1009
383	1861	1011
574	1764	1015
765	1652	1020
956	1523	1027
1148	1374	1035
1477	1051	1051
1668	793	1063
1860	372	1076
1913	0	1080

Graficando los valores de la tabla, como se muestra en la **Figura C.4**.

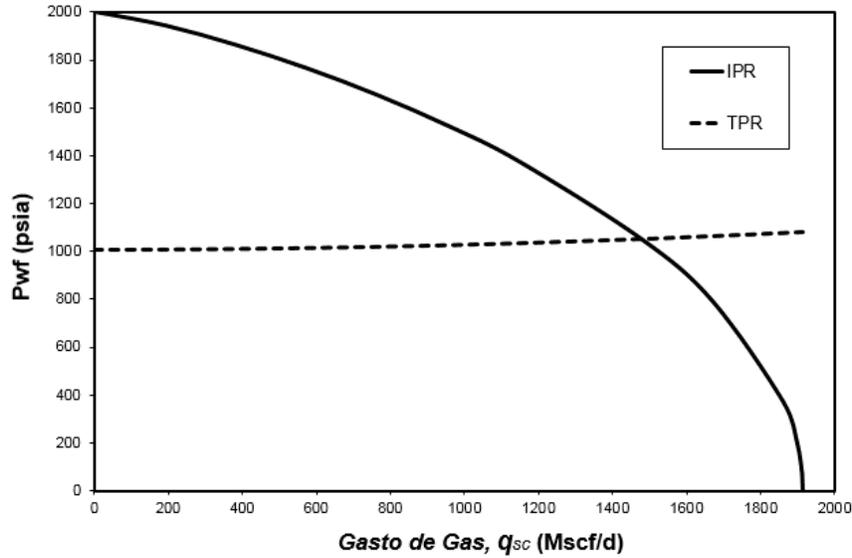


Figura C.4 Grafica de IPR y TPR.

Ejemplo 5-2

Un pozo de gas tiene los siguientes datos:

$\gamma_g = 0.75$	$\frac{\varepsilon}{D} = 0.0006$	$D_t = 2 \text{ in}$	$D_e = 0.25 \text{ in}$
$d_i = 2.259 \text{ in}$	$L = 8000$	$\theta = 0^\circ$	$k = 1.3$
$\mu = 0.01 \text{ cp}$	$T_{wh} = 120^\circ F$	$T_{wf} = 180^\circ F$	$P_e = 2000 \text{ psia}$

Para el modelo de IPR, se tiene que:

- Constante C : $0.01 \text{ Mscf}/d\text{psi}^{2n}$
- Constante n : 0.8

Estimar el punto de operación analíticamente y gráficamente.

Solución:

Se comienza con la suposición de un valor de gasto para el nodo solución. Si el valor propuesto de q_{sc} se interpreta en términos del método Newton-Raphson, éste pasa a ser el valor de x_0 . Proponiendo el valor de $x_0 = 1000$, se tiene que:

Paso 1. Calcular el número de Reynolds con la Ecuación 4.7:

$$N_{Re} = \frac{20(1000)(0.75)}{(0.01)(0.25)} = 6 \times 10^6 \quad \dots \quad (C.95)$$

Paso 2. Obtener el coeficiente de descarga con la Ecuación 4.6 y el área del estrangulador:

$$A_{in} = \pi r^2 = \pi \left(\frac{0.25}{2}\right)^2 = 0.049 \text{ in}^2 \quad \dots \quad (C.96)$$

$$C_d = \frac{0.25}{2} + \frac{0.3167}{\left(\frac{0.25}{2}\right)^{0.6}} + 0.025[\log(6 \times 10^6) - 4] = 1.297 \quad \dots \quad (C.97)$$

Paso 3. Calcular la presión en el nodo solución (P_{wh}), debido a que se requiere el cálculo de la presión media (\bar{P}) la cual es calcula desde la cabeza del pozo hasta el yacimiento. Sustituyendo en la Ecuación 5.9:

$$P_{wh} = \frac{1000}{879(1.297)(0.049) \sqrt{\left(\frac{1.3}{0.75(120 + 460)}\right) \left(\frac{2}{1.3 + 1}\right)^{\frac{1.3+1}{1.3-1}}}} = 559.7 \text{ psia} \quad \dots \quad (C.98)$$

Paso 4. Calcular la presión promedio (\bar{P}) y la temperatura promedio (\bar{T}):

$$\bar{P} = \frac{P_{wh} + P_e}{2} = \frac{559.7 + 2000}{2} = 1279.3 \text{ psia} \quad \dots \quad (C.99)$$

$$\bar{T} = \frac{T_{wh} + T_{wf}}{2} = \frac{120 + 180}{2} = 150 \text{ }^\circ\text{F} = 610 \text{ }^\circ\text{R} \quad \dots \quad (C.100)$$

Paso 5. Para obtener el factor de compresibilidad promedio (\bar{z}), primero se debe calcular las propiedades pseudocríticas del gas, como se muestra a continuación:

$$P_{pc} = 677 + 15\gamma_g - 37.5\gamma_g^2 = 677 + 15(0.75) - 37.5(0.75)^2 = 667.15 \text{ psia} \quad \dots \quad (C.101)$$

$$T_{pc} = 168 + 325\gamma_g - 12.5\gamma_g^2 = 168 + 325(0.75) - 12.5(0.75)^2 = 404.71 \text{ }^\circ\text{R} \quad \dots \quad (C.102)$$

Paso 6. Utilizando (\bar{P}) y (\bar{T}), obtener las propiedades pseudoreducidas:

$$P_{pr} = \frac{1279.3}{667.15} = 1.917 \quad \dots \quad (C.103)$$

$$T_{pr} = \frac{610}{404.71} = 1.507 \quad \dots\dots\dots (C.104)$$

Paso 7. Calcular el factor de compresibilidad promedio (\bar{z}), utilizando la correlación de Beggs y Brill. De la Ecuación B.37 se tiene:

$$\bar{z} = 0.421 + \frac{1 - 0.421}{\exp(0.763)} + (0.074)(1.917)^{0.969} \quad \dots\dots\dots (C.105)$$

$$\bar{z} = 0.832$$

donde

$$A = 1.39(1.507 - 0.92)^{0.5} - 0.36(1.507) - 0.10 = 0.421 \quad \dots\dots\dots (C.106)$$

$$B = [0.62 - 0.23(1.507)]1.917 + \left[\frac{0.066}{1.507 - 0.86} - 0.037 \right] (1.917)^2 + \frac{0.32}{10^{9(1.507-1)}} (1.917)^6 \quad \dots\dots\dots (C.107)$$

$$= 0.763$$

$$C = 0.132 - 0.32 \log(1.507) = 0.074 \quad \dots\dots\dots (C.108)$$

$$D = 10^{[0.3106 - 0.49(1.507) + 0.1824(1.507)^2]} = 0.969 \quad \dots\dots\dots (C.109)$$

Paso 8. Obtener el valor de s con el uso de la Ecuación 5.5:

$$S = \frac{0.0375(0.75)(8000) \cos 0^\circ}{(0.832)(610)} = 0.443 \quad \dots\dots\dots (C.110)$$

Paso 9. Calcular el factor de fricción (f_M) con uso de la Ecuación 3.13.

$$f_M = \left[\frac{1}{1.74 - 2 \log[2(0.0006)]} \right]^2 = 0.0173 \quad \dots\dots\dots (C.111)$$

Paso 10. Debido a que en el Paso 3 se obtuvo P_{wh} , utilizar la Ecuación 5.4 para calcular $f(x_0)$, como se muestra a continuación:

$$(2000)^2 - \left(\frac{1000}{0.01} \right)^{\frac{1}{0.8}} - \text{Exp}(0.443)(558.7)^2$$

$$- \frac{6.67 \times 10^{-4} [\text{Exp}(0.443) - 1] (0.0173)(1000)^2 (0.832)^2 (610)^2}{(2.259)^5 \cos 0^\circ} = 1.7 \times 10^6 \quad \dots\dots\dots (C.112)$$

Paso 11. Calcular $f'(x_0)$ con la Ecuación 5.13, como:

$$-\left(\frac{1000^{\frac{1-0.8}{0.8}}}{(0.8)(0.01)^{\frac{1}{0.8}}}\right) - 2.59 \times 10^{-6} \text{Exp}(0.443) \left[\frac{1000}{(1.297)^2 (0.049)^2 \left(\frac{1.3}{0.75(120+460)}\right) \left(\frac{2}{1.3+1}\right)^{\frac{1.3+1}{1.3-1}}} \right] \quad (C.113)$$

$$-\frac{1.34 \times 10^{-3} [\text{Exp}(0.443) - 1] (0.0173) (1000) (0.832)^2 (610)^2}{(2.259)^5 \cos 0^\circ} = -3252.9$$

Paso 12. Para obtener x_1 , el método de Newton-Raphson expresa que:

$$x_{n+1} = x_n - \frac{f(x_n)}{f'(x_n)}, \dots\dots\dots (C.114)$$

$$x_{n+1} = 1000 - \frac{1.7 \times 10^6}{(-3252.9)}, \dots\dots\dots (C.115)$$

$$x_{n+1} = 1524.79$$

Se debe recordar que el proceso iterativo concluye exitosamente hasta que $f(x_n) \approx 0$ o $\left|\frac{x_n - x_{n-1}}{x_n}\right| \approx 0$, por lo que se tiene que repetir el proceso desde el Paso 1 pero ahora para $x_1 = 1524.74$ hasta que se cumpla la condición. En la **Tabla C.10** se muestran los resultados de las iteraciones para encontrar la presión y gasto de operación.

Tabla C.10 Iteraciones del método Newton-Raphson para hallar q_{sc} .

	x_n	$f(x)$
x_0	1000	1.7×10^6
x_1	1524.74	-2.03×10^6
x_2	1472.93	-1906
x_3	1472.45	1524
x_4	1472.45	$\left \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n}\right \approx 0$

El gasto de operación es de 1472.45 $Mscf/d$. Obteniendo la presión de operación como en el Paso 3, se tiene que $P_{wh} = 820$ $psia$. En una gráfica de q_{sc} vs P_{wh} , éste punto es la intersección de las curvas IPR y TPR.

Paso 13. Para comprobar gráficamente el punto de intersección o el punto de operación, se realiza el trazo de las curvas IPR y TPR. Primero, se debe calcular el gasto máximo, y para ello utilizar la Ecuación 5.14 que también integra el método de Newton-Raphson. Si

se supone un valor mayor que el gasto de operación, en términos del método Newton-Raphson para $x_0 = 2000$ se tiene:

$$2000^2 - \left(\frac{2000}{0.01}\right)^{\frac{1}{0.8}} - \frac{6.67 \times 10^{-4} [\text{Exp}(0.443) - 1] (0.0173) (2000)^2 (0.832)^2 (610)^2}{(2.259)^5 \cos 0^\circ} = -3 \times 10^5, \quad (\text{C.116})$$

ahora sustituyendo valores en la derivada de la función, es decir, en la Ecuación 5.14:

$$-\left(\frac{2000^{\frac{1-0.8}{0.8}}}{(0.8)(0.01)^{\frac{1}{0.8}}}\right) - \frac{1.34 \times 10^{-3} [\text{Exp}(0.443) - 1] (0.0173) (2000) (0.832)^2 (610)^2}{(2.259)^5 \cos 0^\circ} = -2755, \quad (\text{C.117})$$

encontrando el valor para x_1 :

$$x_1 = 2000 - \frac{(-3 \times 10^5)}{(-2755)} = 1876.07 \dots\dots\dots (\text{C.118})$$

Se debe repetir el Paso 13 hasta encontrar el valor del gasto máximo ($q_{sc_{max}}$); en la **Tabla C.11** se muestra los resultados de las iteraciones.

Tabla C.11 Iteraciones del método Newton-Raphson para hallar $q_{sc_{max}}$

	x_n	$f(x)$
x_0	2000	-3×10^5
x_1	1876.07	-3070
x_2	1874.94	-1906
x_3	1874.94	$\left \frac{x_n - x_{n-1}}{x_n} \right \approx 0$

Paso 14. Empleando la Ecuación 5.6, se puede generar la curva IPR para diferentes gastos desde 0 hasta $q_{sc_{max}}$. Sustituyendo valores en la Ecuación 5.8:

$$P_{wh} = \sqrt{\frac{1}{\text{Exp}(0.45)} \left[2000^2 - \left(\frac{q_{sc}^2}{0.01}\right)^{\frac{1}{0.8}} - \frac{6.67 \times 10^{-4} [\text{Exp}(0.443) - 1] (0.0173) q_{sc}^2 (0.832)^2 (610)^2}{(2.259)^5 \cos 0^\circ} \right]} \quad (\text{C.119})$$

Para la curva TPR, se puede utilizar la Ecuación 5.10. La cual queda de la siguiente manera:

$$P_{wh} = \frac{q_{sc}}{879(1.297)(0.049) \sqrt{\left(\frac{1.3}{0.75(120 + 460)}\right) \left(\frac{2}{1.3 + 1}\right)^{\frac{1.3+1}{1.3-1}}} \dots\dots\dots (C.120)$$

En la **Tabla C.12**, se muestran los resultados obtenidos para el trazo de las curvas IPR y TPR para diferentes gastos.

Tabla C.12 Resultados para graficar las curvas IPR y TPR.

q_{sc} (Mscf/d)	IPR P_{wh} (psia)	TPR P_{wh} (psia)
0	1597	0
191	1551	106
383	1485	213
574	1406	320
765	1315	426
1148	1086	639
1472	820	820
1530	761	852
1729	499	963
1753	457	976
1825	293	1016
1875	0	1044

Graficando los valores de la Tabla C.12, se puede observar que el punto de operación se encuentra en $q_{sc} = 1472.45$ Mscf/d (abscisas) para $P_{wh} = 820$ psia (ordenadas).

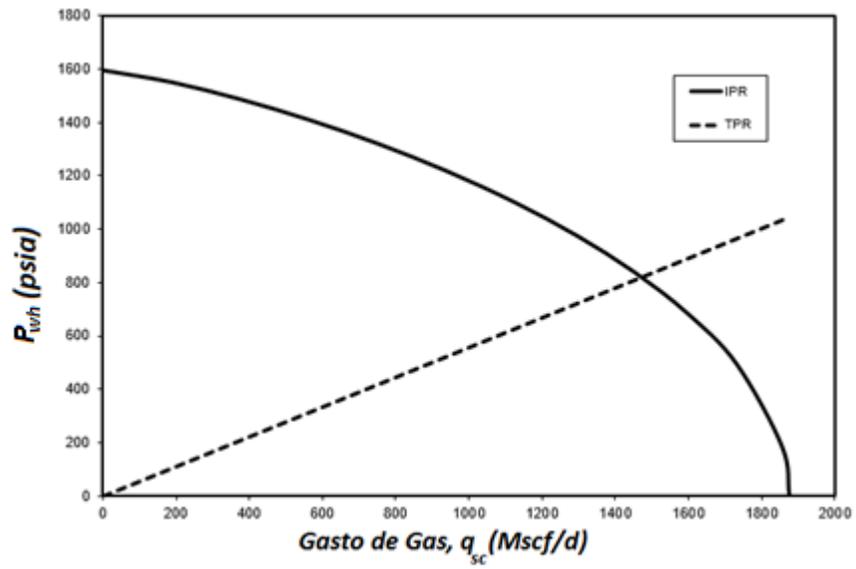


Figura C.5 Grafica de IPR y TPR.

Anexo D

Propiedades y Constantes Físicas

Tabla D.1 Propiedades y Constantes Físicas.

Número	Componente	Formula	A	B	C	D	Constantes críticas			Número	
							Masa molar (peso molecular)	Punto de ebullición °F 14.696 lb/pg2abs	Presión de vapor (lb/pg2abs) 100 °F		Punto de congelación, °F 114.7 (lb/pg2abs)
1	Metano	CH ₄	16.043	258.73	(5000)*	-296.44*	1.00042*	666.40	116.67	0.0988	1
2	Etano	C ₂ H ₆	30.07	127.49	(800)*	-297.04*	1.20971*	706.50	89.92	0.0783	2
3	Propano	C ₃ H ₈	44.0970	43.75	188.64	-305.73*	1.29480*	616.00	206.06	0.0727	3
4	Isobutano	C ₄ H ₁₀	58.1230	10.78	72.58	-255.280	1.32450*	527.90	274.46	0.0714	4
5	n-Butano	C ₄ H ₁₀	58.1230	31.08	51.706	-217.050	1.33588*	550.60	305.62	0.0703	5
6	Isopentano	C ₅ H ₁₂	72.15	82.12	20.445	-255.820	1.356310	490.40	389.10	0.0679	6
7	n-Pentano	C ₅ H ₁₂	72.15	96.92	15.574	-201.510	1.359920	488.60	385.80	0.0675	7
8	Neopentano	C ₅ H ₁₂	72.15	49.10	36.69	2.170	1.342000	464.00	321.13	0.0673	8
9	n-Hexano	C ₆ H ₁₄	86.177	155.72	4.960	-139.580	1.37708	436.90	453.60	0.0688	9
10	2-Metilpentano	C ₆ H ₁₄	86.177	140.47	6.769	-244.620	1.37387	436.60	435.83	0.0682	10
11	3-Metilpentano	C ₆ H ₁₄	86.177	145.89	6.103	-	1.37888	453.10	448.40	0.0682	11
12	Neohexano	C ₆ H ₁₄	86.177	121.52	9.859	-147.720	1.37126	446.80	420.13	0.0667	12
13	2,3-Dimetilbutano	C ₆ H ₁₄	86.177	136.36	7.406	-199.380	1.37730	453.50	440.29	0.0665	13
14	n-Heptano	C ₇ H ₁₆	100.204	209.16	1.699	-131.050	1.38989	396.80	512.70	0.0691	14
15	2-Metilhexano	C ₇ H ₁₆	100.204	194.09	2.272	-180.890	1.38714	396.50	495.00	0.0673	15
16	3-Metilhexano	C ₇ H ₁₆	100.204	197.33	2.131	-	1.39091	408.10	503.80	0.0646	16
17	3-Etilpentano	C ₇ H ₁₆	100.204	200.25	2.013	-181.48	1.39566	419.30	513.39	0.0665	17
18	2,2-Dimetilpentano	C ₇ H ₁₆	100.204	174.54	3.494	-190.86	1.38446	402.20	477.23	0.0665	18
19	2,4-Dimetilpentano	C ₇ H ₁₆	100.204	176.89	3.293	-182.63	1.38379	396.90	475.95	0.0668	19
20	3,3-Dimetilpentano	C ₇ H ₁₆	100.204	186.91	2.774	-210.01	1.38564	427.20	505.87	0.0662	20
21	Triptano	C ₇ H ₁₆	100.204	177.58	3.375	-12.81	1.39168	428.80	496.44	0.0636	21
22	n-Octano	C ₈ H ₁₈	114.231	258.21	0.53694	-70.18	1.39956	360.70	564.22	0.0690	22
23	Diisobutil	C ₈ H ₁₈	114.231	228.39	1.102	-132.11	1.39461	360.50	530.44	0.0676	23
24	Isotano	C ₈ H ₁₈	114.231	210.63	1.709	-161.27	1.38624	373.40	519.46	0.0656	24
25	n-Nonano	C ₉ H ₂₀	128.258	303.47	0.17953	-64.28	1.40746	331.80	610.68	0.0684	25
26	n-Decano	C ₁₀ H ₂₂	142.285	345.48	0.06088	-21.36	1.41385	305.20	652.00	0.0679	26
27	Ciclopentano	C ₅ H ₁₀	70.134	120.65	9.91500	-136.91	1.40896	653.80	461.20	0.0594	27
28	Meticiclopentano	C ₆ H ₁₂	84.161	161.25	4.50300	-224.40	1.41210	548.90	499.35	0.0607	28
29	Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	84.161	177.29	3.26600	43.77	1.42862	590.80	536.60	0.0586	29
30	Meticiclohexano	C ₇ H ₁₄	98.188	213.68	1.69000	-195.87	1.42538	503.50	570.27	0.0600	30
31	Eteno (Eileno)	C ₂ H ₄	28.054	154.73	(1400)*	-272.47*	(1.228)*	731.00	48.54	0.0746	31
32	Propeno (propileno)	C ₃ H ₆	42.081	53.84	227.70	-301.45*	1.3130*	668.60	197.17	0.0689	32
33	1-Buteno (Butileno)	C ₄ H ₈	56.108	20.79	62.10	-301.63*	1.3494*	583.50	295.48	0.0685	33
34	cis-2-Buteno	C ₄ H ₈	56.108	38.69	45.95	-218.060	1.3665*	612.10	324.37	0.0668	34
35	trans-2-Buteno	C ₄ H ₈	56.108	33.58	49.87	-157.960	1.3563*	587.40	311.86	0.0679	35
36	Isobuteno	C ₄ H ₈	56.108	19.59	63.02	-220.650	1.3512*	580.20	292.55	0.0682	36
37	1-Penteno	C ₅ H ₁₀	70.134	85.93	19.12	-265.390	1.37426	511.80	376.93	0.0676	37
38	1,2-Butadieno	C ₄ H ₆	54.092	51.53	36.53	-213.160	-	(653.00)*	(340.00)*	(0.065)*	38
39	1,3-Butadieno	C ₄ H ₆	54.092	24.06	59.46	-164.020	1.3975*	627.50	305.00	0.0654	39
40	Isopreno	C ₅ H ₈	68.119	93.31	16.68	-230.730	1.42498	(558.00)*	(412.00)*	(0.065)*	40
41	Acetileno	C ₂ H ₂	26.038	120.49	-	-114.5*	-	890.40	95.34	0.0695	41
42	Benceno	C ₆ H ₆	78.114	176.18	3.22500	41.950	1.50396	710.40	552.22	0.0531	42
43	Tolueno	C ₇ H ₈	92.141	231.13	1.03300	-139.000	1.49942	595.50	605.57	0.0550	43
44	Eilbenceno	C ₈ H ₁₀	106.167	277.16	0.37160	-138.966	1.49826	523.00	651.29	0.0565	44
45	o-Xileno	C ₈ H ₁₀	106.167	291.97	0.26430	-13.590	1.50767	541.60	674.92	0.0557	45
46	m-Xileno	C ₈ H ₁₀	106.167	282.41	0.32650	-54.180	1.49951	512.90	651.02	0.0567	46
47	p-Xileno	C ₈ H ₁₀	106.167	281.07	0.34240	55.830	1.49810	509.20	649.54	0.0570	47
48	Estireno	C ₈ H ₈	104.152	293.25	0.25820	-23.100	1.54937	587.80	(703.00)	0.0534	48
49	Isopropilbenceno	C ₉ H ₁₂	120.194	306.34	0.18840	-140.814	1.49372	465.40	676.30	0.0572	49
50	Metil alcohol	CH ₃ O	32.042	148.44	4.62900	-143.790	1.33034	1,174.00	463.08	0.0590	50
51	Eil alcohol	C ₂ H ₅ O	46.069	172.90	2.31200	-173.400	1.36346	890.10	465.39	0.0581	51
52	Monóxido de carbono	CO	28.01	312.68	-	-337.00*	1.00036*	507.50	220.43	0.0532	52
53	Dióxido de carbono	CO ₂	44.01	109.257	-	-69.83*	1.00048*	1,071.00	87.91	0.0344	53
54	Sulfuro de hidrógeno	H ₂ S	34.08	76.497	394.59	-121.88*	1.0006*	1,300.00	212.45	0.0461	54
55	Dióxido de sulfuro	SO ₂	64.06	14.11	85.46	-103.86*	1.00062*	1,143.00	315.80	0.0305	55
56	Amonio	NH ₃	17.0305	27.990	211.90	-107.88*	1.00036*	1,646.00	270.20	0.0681	56
57	Aire	N ₂ +O ₂	28.9625	317.800	-	-	1.00028*	546.90	221.31	0.0517	57
58	Hidrógeno	H ₂	2.0159	-422.955*	-	-435.26*	1.00013*	188.10	399.90	0.5165	58
59	Oxígeno	O ₂	31.9988	-297.332*	-	-361.82*	1.00027*	731.40	181.43	0.0367	59
60	Nitrógeno	N ₂	28.0134	-320.451	-	-346.00*	1.00028*	493.10	232.51	0.0510	60
61	Dicloro	Cl ₂	70.9060	-29.130	157.30	-149.73*	1.38780*	1,157.00	290.75	0.0280	61
62	Agua	H ₂ O	18.0153	212.00*	0.95010	32.000	1.33335	3,198.80	705.16	0.0497	62
63	Helio	He	4.0026	-452.090	-	-	1.00003*	32.99	450.31	0.2300	63
64	Cloruro de hidrógeno	HCl	36.4600	-121.270	906.71	-173.52*	1.00420*	1,205.00	124.77	0.0356	64

Tabla D.2 Propiedades y Constantes Físicas. (Continuación).

Número	E			F	G	H	I			J		Número
	Densidad del líquido, 14.696 lb/pg2abs, 60°F			Coeficiente de densidad de temperatura, 1/°F	Factor acéntrico	Factor de compresibilidad relativa del gas, z, 14.696 lb/pg2abs, 60°F	Gas ideal, 14.696 lb/pg2abs, 60°F			Calor específico 60°F 14.696 lb/pg2abs Btu/(lbm·°F)		
	Densidad relativa (gravedad específica) 60°F/60°F	lbm/gal	gal/lbm-mol				Densidad relativa del gas (gravedad específica) aire=1	β_3 gas/lbm	β_3 gal/líquido	Cp, Gas ideal	Cp, Líquido	
1	(0.3000)*	(2.500)*	(6.4172)*	-	0.0104	0.9980	0.5539	23.6540	(59.135)*	0.52669	-	1
2	0.35619*	2.9696*	10.1260*	-	0.0979	0.9919	1.0382	12.6200	37.476*	0.40782	0.97225	2
3	0.50699*	4.2268*	10.4330*	0.000162	0.1522	0.9825	1.5226	8.6059	36.375*	0.38852	0.61996	3
4	0.56287*	4.6927*	12.3860*	0.000119	0.1852	0.9711	2.0068	6.5291	30.639*	0.38669	0.57066	4
5	0.58401*	4.8690*	11.9370*	0.000106	0.1995	0.9667	2.0068	6.5291	31.790*	0.39499	0.57272	5
6	0.624700	5.20820	13.85300	0.000900	0.2280	-	2.4912	5.2596	27.3930	0.38440	0.53331	6
7	0.631120	5.26170	13.71200	0.000860	0.2514	-	2.4912	5.2596	27.6740	0.38825	0.54363	7
8	0.59666*	4.9744*	14.5040*	0.000106	0.1963	0.9582	2.4912	5.2596	26.163*	0.39038	0.55021	8
9	0.663830	5.53440	15.57100	0.000750	0.2994	-	2.9755	4.4035	24.3710	0.38628	0.53327	9
10	0.657850	5.48460	15.71300	0.000760	0.2780	-	2.9755	4.4035	24.1520	0.38526	0.52732	10
11	0.669010	5.57760	15.45100	0.000760	0.2732	-	2.9755	4.4035	24.5610	0.37902	0.51876	11
12	0.653850	5.45120	15.80900	0.000760	0.2326	-	2.9755	4.4035	24.0050	0.38231	0.51367	12
13	0.666310	5.55510	15.51300	0.000760	0.2469	-	2.9755	4.4035	24.4620	0.37762	0.51308	13
14	0.668200	5.73760	17.46400	0.000680	0.3494	-	3.4598	3.7872	21.7290	0.38447	0.52802	14
15	0.683100	5.69510	17.59500	0.000700	0.3298	-	3.4598	3.7872	21.5680	0.38041	0.52200	15
16	0.691650	5.76640	17.37700	0.000700	0.3232	-	3.4598	3.7872	21.8380	0.37882	0.51019	16
17	0.702760	5.85900	17.10300	0.000690	0.3105	-	3.4598	3.7872	22.1890	0.38646	0.51410	17
18	0.678290	5.65500	17.72000	0.000700	0.2871	-	3.4598	3.7872	21.4160	0.38594	0.51678	18
19	0.677330	5.54700	17.74500	0.000730	0.3026	-	3.4598	3.7872	21.3860	0.39414	0.52440	19
20	0.697720	5.81700	17.22600	0.000670	0.2674	-	3.4598	3.7872	22.0300	0.38306	0.50138	20
21	0.694570	5.79070	17.30400	0.000680	0.2503	-	3.4598	3.7872	21.9300	0.37724	0.49920	21
22	0.706960	5.89400	19.38100	0.000640	0.3977	-	3.9441	3.3220	19.5800	0.38331	0.52406	22
23	0.697930	5.81870	19.63200	0.000670	0.3564	-	3.9441	3.3220	19.3300	0.37571	0.51130	23
24	0.696240	5.80460	19.67900	0.000650	0.3035	-	3.9441	3.3220	19.2830	0.38222	0.48951	24
25	0.721870	6.01830	21.31100	0.000610	0.4445	-	4.4284	2.9588	17.8070	0.38246	0.52244	25
26	0.734210	6.12120	23.24500	0.000570	0.4898	-	4.9127	2.6671	16.3260	0.38179	0.52103	26
27	0.750500	6.25700	11.20900	0.000730	0.1950	-	2.4215	5.4110	33.8560	0.27199	0.42182	27
28	0.753490	6.28190	13.39700	0.000690	0.2302	-	2.9059	4.5090	28.3250	0.30100	0.44126	28
29	0.783470	6.53190	12.88500	0.000650	0.2096	-	2.9059	4.5090	29.4520	0.28817	0.43584	29
30	0.774000	6.45290	15.21600	0.000620	0.2358	-	3.3902	3.8649	24.9400	0.31700	0.44012	30
31	-	-	-	-	0.0865	0.9956	0.9686	13.5270	-	0.35697	-	31
32	0.52095*	4.3432*	9.6889*	0.001730	0.1356	0.9844	1.4529	9.0179	39.167*	0.35714	0.57116	32
33	0.60107*	5.0112*	11.1970*	0.001120	0.1941	0.9699	1.9373	6.7636	33.894*	0.35446	0.54533	33
34	0.62717*	5.2288*	10.7310*	0.001050	0.2029	0.9665	1.9373	6.7636	35.366*	0.33754	0.52980	34
35	0.60996*	5.0853*	11.0330*	0.001060	0.2128	0.9667	1.9373	6.7636	34.395*	0.35574	0.54215	35
36	0.64000*	5.0056*	11.2090*	0.001170	0.1999	0.9700	1.9373	6.7636	33.856*	0.37690	0.54839	36
37	0.645710	5.38340	13.02800	0.000890	0.2333	-	2.4215	5.4110	29.1290	0.36351	0.51782	37
38	0.65799*	5.4857*	9.8605*	0.001010	0.2540	(0.969)	1.8677	7.0156	38.485*	0.34347	0.54029	38
39	0.62723*	5.2293*	10.3440*	0.001100	0.2007	(0.965)	1.8677	7.0156	36.687*	0.34120	0.53447	39
40	0.686150	5.72050	11.90800	0.000820	0.1568	-	2.3520	5.5710	31.8690	0.35072	0.51933	40
41	(0.41796)	(3.4842)	(7.473)	-	0.1949	0.9930	0.8990	14.5740	-	0.39754	-	41
42	0.884480	7.37400	10.59300	0.000670	0.2093	-	2.6971	4.8581	35.8240	0.24296	0.40989	42
43	0.871900	7.26910	12.67600	0.000590	0.2633	-	3.1814	4.1184	29.9370	0.26370	0.40095	43
44	0.871680	7.26730	14.69000	0.000560	0.3027	-	3.6657	3.5744	25.9760	0.27792	0.41139	44
45	0.884670	7.37560	14.39400	0.000520	0.3942	-	3.6657	3.5744	26.3630	0.28964	0.41620	45
46	0.868750	7.24290	14.65800	0.000530	0.3957	-	3.6657	3.5744	25.8890	0.27427	0.40545	46
47	0.865780	7.21810	14.70800	0.000560	0.3216	-	3.6657	3.5744	25.8000	0.27471	0.40255	47
48	0.911080	7.59580	13.71200	0.000530	(0.2412)	-	3.5961	3.6435	27.6750	0.27110	0.41220	48
49	0.866340	7.22280	16.64100	0.000550	0.3260	-	4.1500	3.1573	22.8040	0.29170	0.42053	49
50	0.796260	6.63850	4.82670	0.000660	0.5649	-	1.1063	11.8430	78.6220	0.32316	0.59187	50
51	0.793290	6.61960	6.95950	0.000580	0.6438	-	1.5906	8.2372	54.5270	0.33222	0.56610	51
52	0.78939*	6.5812*	4.2561*	-	0.0484	0.9959	0.9671	13.5480	89.163*	0.24847	-	52
53	0.81802*	6.8199*	6.4532*	0.005830	0.2667	0.9943	1.5196	8.6229	58.807*	0.19911	-	53
54	0.80144*	6.6817*	5.1005*	0.001570	0.0948	0.9846	1.1767	11.1350	74.401*	0.23827	0.50418	54
55	1.39740*	11.650*	5.4987*	-	0.2548	0.9802	2.2118	5.9238	69.012*	0.14804	0.32460	55
56	0.61832*	5.1550*	3.3037*	-	0.2557	0.9877	0.5880	22.2830	114.870*	0.49677	1.12090	56
57	0.87476*	7.2930*	3.9713*	-	-	1.0000	1.0000	13.1030	95.557*	0.23988	-	57
58	0.71070*	.59252*	3.4022*	-	0.2202	1.0006	0.0696	188.2500	111.540*	3.40380	-	58
59	1.14210*	9.5221*	3.3605*	-	0.0216	0.9992	1.1048	11.8590	112.930*	0.21892	-	59
60	0.80940*	6.7481*	4.1513*	-	0.0372	0.9997	0.9672	13.5460	91.413*	0.24828	-	60
61	1.42440*	11.875*	5.9710*	-	0.0878	(0.9875)	2.4482	5.3519	63.554*	0.11377	-	61
62	1.000000	8.33712	2.16090	0.000090	0.3443	-	0.62202	21.0650	175.620	0.44457	0.99974	62
63	0.12510*	1.0430*	3.8376*	-	-	1.0006	0.1382	94.8140	98.891*	1.24040	-	63
64	0.85129*	7.0973*	5.1373*	0.003000	0.1259	0.9923	1.25589	10.4080	73.869*	0.19086	-	64

Tabla D.3 Propiedades y Constantes Físicas. (Continuación).

Número	Componente	K					L	M	Límite de inflamabilidad, % de volumen en la mezcla de aire		ASTM Número de octano		Número		
		Denso		Ligero					Calor de vaporización 14.696 lb/ft ³ en el punto de ebullición, Btu/lbm	Aire requerido para la combustión del gas ideal ft ³ (aire)/ft ³ (gas)	Bajo	Alto		Método del motor D-387	Método de investigación D-908
		Btu/ft ³ Gas ideal 14.696 lb/ft ³ gas	Btu/lbm Líquido	Btu/ft ³ Gas ideal 14.696 lb/ft ³ gas	Btu/lbm Líquido	Btu/gal Líquido									
1	Metano	909.4	-	1010.00	-	-	219.45	9.548	5.00	15.00	-	-	1		
2	Etano	1,618.7	20277.*	1769.60	22181.*	65869.*	211.14	16.710	2.90	13.00	+0.05	+1.6*	2		
3	Propano	2,314.9	19757.*	2516.10	21489.*	90830.*	183.01	23.871	2.00	9.50	97.10	+1.8*	3		
4	Isobutano	3,000.4	19437.*	3251.90	21079.*	98917.*	157.23	31.032	0.80	8.50	97.60	+0.1*	4		
5	n-Butano	3,010.8	19494.*	3262.30	21136.*	102911.*	165.93	31.032	1.50	9.00	89.6*	93.80	5		
6	Isopentano	3,699.0	19303.0	4000.90	20891.0	108805.0	147.12	38.193	1.30	8.00	90.30	92.30	6		
7	n-Pentano	3,706.9	19335.0	4008.90	20923.0	110091.0	153.57	38.193	1.40	8.30	62.6*	61.7*	7		
8	Neopentano	3,682.9	19235.*	3984.70	20822.*	103577.*	135.58	38.193	1.30	7.00	80.20	85.50	8		
9	n-Hexano	4,403.8	19232.0	4755.90	20783.0	115021.0	143.94	45.355	1.10	7.70	26.00	24.80	9		
10	2-Metilpentano	4,395.2	19202.0	4747.30	20753.0	113822.0	138.45	45.355	1.18	7.00	73.50	73.40	10		
11	3-Metilpentano	4,398.2	19213.0	4750.30	20764.0	115813.0	140.05	45.355	1.20	7.70	74.30	74.50	11		
12	Neohexano	4,384.0	19163.0	4736.20	20714.0	112916.0	131.23	45.355	1.20	7.00	93.40	91.80	12		
13	2,3-Dimetilbutano	4,392.9	19195.0	4745.00	20746.0	115246.0	136.07	45.355	1.20	7.00	94.30	+0.30	13		
14	n-Heptano	5,100.0	19155.0	5502.50	20679.0	118648.0	136.00	52.516	1.00	7.00	-	-	14		
15	2-Metilhexano	5,092.2	19133.0	5494.60	20657.0	117644.0	131.58	52.516	1.00	7.00	46.40	42.40	15		
16	3-Metilhexano	5,096.0	19146.0	5498.60	20671.0	119197.0	132.10	52.516	(1.01)	(6.6)	55.80	52.00	16		
17	3-Eilpentano	5,098.3	19154.0	5500.70	20679.0	121158.0	132.82	52.516	(1.00)	(6.5)	69.30	65.00	17		
18	2,2-Dimetilpentano	5,079.6	19095.0	5481.90	20620.0	116606.0	125.12	52.516	(1.09)	(6.8)	95.60	92.80	18		
19	2,4-Dimetilpentano	5,084.2	19111.0	5486.70	20635.0	116526.0	126.57	52.516	(1.08)	(6.8)	83.80	83.10	19		
20	3,3-Dimetilpentano	5,086.4	19119.0	5488.80	20643.0	120080.0	127.20	52.516	(1.04)	(7.0)	86.60	80.80	20		
21	Triptano	5,081.2	19103.0	5483.50	20628.0	119451.0	124.21	52.516	(1.08)	(6.8)	+0.10	+1.80	21		
22	n-Octano	5,796.1	19096.0	6248.90	20601.0	121422.0	129.52	59.677	0.80	6.50	-	-	22		
23	Diisobutil	5,780.5	19047.0	6233.50	20552.0	119586.0	122.83	59.677	(0.92)	(6.3)	55.70	55.20	23		
24	Isoctano	5,778.8	19063.0	6231.70	20568.0	119389.0	112.94	59.677	0.95	6.00	100.00	100.00	24		
25	n-Nonano	6,493.2	19054.0	6996.50	20543.0	123634.0	124.36	66.839	0.70	5.60	-	-	25		
26	n-Decano	7,189.6	19018.0	7742.90	20494.0	125448.0	119.65	74.000	0.70	5.40	-	-	26		
27	Ciclopentano	3,512.1	18825.0	3763.70	20186.0	126304.0	167.33	35.806	(1.48)	(8.3)	84.9*	+0.10	27		
28	Metilciclopentano	4,199.4	18871.0	4501.20	20132.0	126467.0	148.54	42.968	1.00	8.35	80.00	91.30	28		
29	Ciclohexano	4,179.7	18675.0	4481.70	20036.0	130873.0	153.03	42.968	1.20	8.35	77.20	83.00	29		
30	Metilciclohexano	4,863.6	18640.0	5215.90	20002.0	129071.0	136.30	50.129	1.10	6.70	71.10	74.80	30		
31	Eteno (Etileno)	1,499.1	-	1599.80	-	-	207.41	14.323	2.70	36.00	75.60	+0.03	31		
32	Propeno (propileno)	2,181.8	(19858)*	2332.70	(21208.)	(92113)	188.19	21.484	2.00	11.70	84.90	+0.20	32		
33	1-Buteno (Butileno)	2,878.7	19309.*	3079.90	20670.*	103582.*	167.96	28.645	1.60	10.00	80.8*	97.40	33		
34	cis-2-Buteno	2,871.0	19241.*	3072.20	20602.*	107724.*	178.89	28.645	1.60	10.00	83.50	100.00	34		
35	trans-2-Buteno	2,866.8	19221.*	3068.00	20582.*	104666.*	174.37	28.645	1.60	10.00	-	-	35		
36	Isobuteno	2,859.9	19182.*	3061.10	20543.*	102830.*	169.47	28.645	1.60	10.00	-	-	36		
37	1-Penteno	357.0	19184.0	3826.50	20545.0	110602.0	154.48	35.806	1.30	10.00	77.10	90.90	37		
38	1,2-Butadieno	2,789.0	19378.*	299.90	20437.*	112111.*	191.88	26.258	(1.62)	(10.3)	-	-	38		
39	1,3-Butadieno	2,729.0	18967.*	2879.90	20025.*	104717.*	185.29	26.258	2.00	12.50	-	-	39		
40	Isopreno	3,410.8	18832.0	3612.10	19953.0	114141.0	163.48	33.419	(1.12)	(8.5)	81.00	99.10	40		
41	Acetileno	1,423.2	(20887.)	1473.50	(21613.)	(75204)	151.90	11.935	1.50	100.00	-	-	41		
42	Benceno	3,590.9	17256.0	3741.80	17989.0	132651.0	169.24	35.806	1.20	8.00	+2.80	-	42		
43	Tolueno	4,273.6	17421.0	4475.00	18250.0	132661.0	154.83	42.968	1.20	7.10	+0.30	+5.80	43		
44	Etilbenceno	4,970.5	17593.0	5222.20	18492.0	134387.0	144.02	50.129	1.00	8.00	97.90	+0.80	44		
45	o-Xileno	4,958.2	17544.0	5209.90	18444.0	136036.0	149.10	50.129	1.00	7.60	100.00	-	45		
46	m-Xileno	4,956.3	17541.0	5207.90	18440.0	133559.0	147.24	50.129	1.00	7.00	+2.80	+4.00	46		
47	p-Xileno	4,957.1	17545.0	5208.80	18444.0	133131.0	145.71	50.129	1.00	7.00	+1.20	+3.40	47		
48	Estireno	4,829.8	17414.0	5031.10	18147.0	137841.0	152.85	47.742	1.10	8.00	+0.20	+3.0*	48		
49	Isopropilbenceno	5,660.9	17709.0	5962.80	18662.0	134792.0	134.24	57.290	0.80	6.50	99.30	+2.10	49		
50	Metil alcohol	766.1	8559.0	866.70	9751.0	64731.0	462.58	7.161	5.50	44.00	-	-	50		
51	Etil alcohol	1,448.1	11530.0	1599.10	12770.0	84539.0	359.07	14.323	3.28	19.00	-	-	51		
52	Monóxido de carbono	320.5	-	320.50	-	-	92.77	2.387	12.50	74.20	-	-	52		
53	Dióxido de carbono	0.00	-	0.0	-	-	246.47*	-	0.00	-	-	-	53		
54	Sulfuro de hidrógeno	586.8	6337.*	637.10	6897.*	46086.*	235.63	7.161	4.30	45.50	-	-	54		
55	Dióxido de sulfuro	0.00	-	0.0	-	-	167.22	-	0.00	-	-	-	55		
56	Amonio	359.0	-	434.40	-	-	589.48	3.581	15.50	27.00	-	-	56		
57	Aire	0.00	-	0.00	-	-	88.20	-	-	-	-	-	57		
58	Hidrógeno	273.8	-	324.20	-	-	192.74	2.387	4.00	74.20	-	-	58		
59	Oxígeno	0.00	-	0.00	-	-	91.59	-	-	-	-	-	59		
60	Nitrógeno	0.00	-	0.00	-	-	85.59	-	-	-	-	-	60		
61	Dicloro	0.00	-	0.00	-	-	123.75	-	-	-	-	-	61		
62	Agua	0.00	*	*	0.0	0.00	970.18	-	-	-	-	-	62		
63	Helio	0.00	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	63		
64	Cloruro de hidrógeno	-	-	-	-	-	190.43	-	-	-	-	-	64		

Referencias

1. Ahmed, T. 2007. Applications for Improved Reservoir Modeling. *Equations of State and PVT Analysis*. England: Gulf Books.
2. Akkurt, R., Bowcock, M., Davies, J., Campo, C., Hill, B., Diyatuna, S. J. K., O'keefe, M., Samir, M., Tarvin, J., Weinheber, P., Williams, S., Zeybek, M. 2007. Muestreo guiado y análisis de fluidos en el fondo del pozo. *Oilfield Review* 4: 4-21.
3. API RP 44, *Recommended Practice for Sampling Petroleum Reservoir Fluids*, second edition. 2003. Pensilvania: API.
4. Arévalo, V. J. 2013. *Ingeniería de Yacimientos de Gas*. Apuntes, UNAM, México, CDMX (Agosto 2013).
5. Avendaño, C. A. S. 2014. *Conducción y Manejo de los Hidrocarburos*. Apuntes, UNAM, México, CDMX (Agosto 2013).
6. Avitúa, V. P., Vargas, B. R. 2014. *Validación de muestreos de fluidos petroleros para su representatividad al análisis y simulación PVT*. Tesis de licenciatura, UNAM, México, CDMX.
7. Bahadori, A. 2014. Technology and Engineering Design. *Natural Gas Processing*, first edition. Oxford, England: Gulf Books.
8. Bánzer, C. S. 1996. *Correlaciones Numéricas P.V.T*. Universidad de Zulia, Zulia, Venezuela (Enero 1996).
9. Beggs, D. H. 2008. *Production Optimization Using Nodal Analysis*, second edition. Tulsa, Oklahoma: OGCI Books.
10. Brown, K. E., Lee, J. F. 1995. Nodal systems analysis of oil and gas wells. *J Pe Technol* 37 (10): 1751-1763. SPE-14214-PA.
11. Dandekar, A. Y. 2013. *Petroleum Reservoir Rock and Fluid Properties*, second edition. Boca Raton, Florida: Taylor & Francis.
12. Danesh, A. 1998. Department of Petroleum Engineering. *PVT and Phase Behaviour of Petroleum Reservoir Fluids*. Edinburgh, England: Gulf Books.
13. Economides, M. J., Hill, A. D., Ehlig-Economides, C. E., Zhu, D. 2012. *Petroleum Production System*, second edition. Westford, Massachusetts: Prentice Hall.
14. Fontalvo, C., Orrego, D., Montoya, D., Vidal, G. E. 2014. *Muestreo de Fluidos de Yacimiento*. Tesis de licenciatura, UIS-FF, Santander, Colombia.
15. Freyss, H. H., Guieze, P. N., Khakoo, A. 2001. PVT Analysis for Oil Reservoir. *Reservoir Engineering* 37 (1): 4-15. The Technical Review.
16. Furui, K., Zhu, D., and Hill, A. D. 2003. A Rigorous Formation Damage Skin Factor and Reservoir Inflow Model for a Horizontal Well, SPERE: 151.
17. Gómez, C. J. A., Becerril, C. F., Flores, S. L. 1986. *Apuntes de manejo de la producción en la superficie*. Apuntes de Licenciatura, UNAM, México, CDMX.
18. Guo, B., Ghalambor, A. 2005. *Natural Gas Engineering Handbook*, first edition. Houston, Texas: Gulf Books.
19. Guo, B., Ghalambor, A. 2012. *Natural Gas Engineering Handbook*, second edition. Houston, Texas: Gulf Books.
20. Guo, B., Schechter, D. S. 1999. A Simple and Rigorous IPR Equation for Vertical and Horizontal Wells Intersecting Long Fractures, *J Pe Technol* 38 (10): PETSOC-99-07-05.

21. Guo, B., Lyons, C. W., Ghalambor, A. 2007. *Petroleum Production Engineering*. Oxford, England: Gulf Books.
22. Hirschfeldt, M. 2009. Análisis de un sistema de producción y Análisis Nodal. OilProduction: Argentina.
23. Industria Química. 2015. Productos y soluciones para la Industria Química (4 Noviembre 2015),
<http://www.industriaquimica.es/productos/20150128/viscosimetro-bola#.ViEV>
24. Joshi, S.D. 1998. Augmentation of Well Productivity with Slant and Horizontal Wells. *J Pe Technol* 40 (6): 729–739. SPE-15375-PA.
25. Katz, D. L., Cornell, D., Kobayashi, R., Poettmann, F. H., Vary, J. A., Elenbaas, J. R., Weinaug, C. F. 1959. *Handbook of Natural Gas Engineering*. New York: McGraw-Hill.
26. Li, H., Jia, Z., Wei, Z. 1996. A New Method to Predict Performance of Fractured Horizontal Wells. Conference on Horizontal Well Technology, Canada, 18-20 November 1996. SPE-37051-MS.
27. Lyons, W. C. 2004. *Standard Handbook of Petroleum and Natural Gas Engineering*, second edition. Houston, Texas: Elsevier
28. McAleese, S. 2000. *Operational Aspects of Oil and Gas Well Testing*. Handbook of Petroleum Exploration and Production. Oxford, UK: Elsevier.
29. McCain, W. D. Jr. 1990. *The Properties of Petroleum Fluids*, second edition. Tulsa, Oklahoma: PennWell Books.
30. Moses, P. L., Donohoe, C. W. 1987. Gas-Condensate Reservoirs. *Petroleum Engineering Handbook*. SPE-1987-39-PEH.
31. Narváez, P. C. 1999. Solución de Redes de Flujo para Gases Usando el Modelo de Balance de Nodos y el Método de Linealización de Ecuaciones. *Revista Ingeniería e Investigación* 44: 56-62. ISSN 0129-5608.
32. Pederson, K. S, Christensen, P. L., Jawad, S. A. 2007. *Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids*, second edition. Boca Raton, Florida: Taylor & Francis.
33. Reudelhuber, F. O. 1957. Sampling Petroleum Reservoir Fluids. *J Pe Technol* 9 (12). SPE-816-G.
34. Romero, A. C. 2007. *Análisis de flujo vertical multifásico para el modelo de simulación de cusiana*. Tesis de Licenciatura, UIS-FF, Santander, Colombia.
35. Rugstad, B. K. 2010. *Production Optimization in Shale Gas Reservoirs*. NTNU, Trondheim, Noruega (June 2010).
36. Schou, K. P., Christensen, P. L. 2014. *Phase Behavior of Petroleum Reservoir Fluids*, second edition. Boca Raton, Florida: CRC Press.
37. Williams, J. M. 1998. *Fluid Sampling under Adverse Conditions*. Institute Francais du Pétrole, Rueil-Malmaison, Francia.