

**DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL CON
CORRELACIONES DE FLUJO MULTIFASICO APLICANDO EL FACTOR DE
AJUSTE PARA LA VISCOSIDAD DE CRUDOS PESADOS**

**SANDRA VIVIANA BEDOYA RIOS
DIANA CAROLINA FONTECHA CALDERON**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISICOQUIMICA
ESCUELA INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA**

2010

**DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL CON
CORRELACIONES DE FLUJO MULTIFASICO APLICANDO EL FACTOR DE
AJUSTE PARA LA VISCOSIDAD DE CRUDOS PESADOS**

**SANDRA VIVIANA BEDOYA RIOS
DIANA CAROLINA FONTECHA CALDERON**

**TRABAJO DE GRADO PRESENTADO COMO REQUISITO PARA OPTAR EL
TITULO DE INGENIERA DE PETRÓLEOS**

DIRECTOR

Ing. JULIO CESAR PEREZ ANGULO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISICOQUIMICA
ESCUELA INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA**

2010

AGRADECIMIENTOS

Las autoras de este trabajo de grado agradecen sinceramente a:

A la universidad industrial de Santander, por todos los conocimientos adquiridos tanto humanos como académicos.

JULIO CESAR PEREZ ANGULO, Ingeniero de Petróleos. Director de Trabajo de grado. Por su colaboración y tiempo dedicado.

FLAMINO GUARIN ARENAS, Ingeniero de Petróleos. ICP.

MIGUEL ANTONIO MANRIQUE, Ingeniero Mecánico.

NICOLAS SANTOS SANTOS, Ingeniero de Petróleos.

A las personas que de una u otra manera contribuyeron con la realización de este trabajo.

DEDICATORIA

A Dios por ser mi luz y ayudarme a alcanzar este gran logro, con su infinita misericordia.

A mis padres por su entrega, dedicación y gran amor, sin ustedes esto no habría sido posible, son mi mayor inspiración para triunfar.

A mi hermano por su amor, consejos, apoyo y comprensión, tu hermanito también eres mi motivación.

A Chuchito por apoyarme siempre cuando más lo necesite, porque durante la carrera nos unimos más al punto de querernos como hermanos.

A Cesar porque a su lado aprendí cosas muy valiosas para la vida, por tantos momentos inolvidables que compartimos, siempre harás parte de mi vida.

A Sandra por su valiosa amistad, paciencia y compañía, Mija... La quiero mucho.

A Mi John, Patricia, Jhon, Lina, Sny, Adriana, Monika, Pechu, porque son mis amigos de alma con quienes compartí gratos momentos durante todo este tiempo.

A toda mi familia y amigos que directa o indirectamente me acompañaron durante este proceso.

Y a todos mis profesores esto es fruto de todas sus enseñanzas en la vida ustedes merecen estar en estas líneas.

CAROLINA

DEDICATORIA

A DIOS, por poner en mi camino los medios necesarios para consolidar mis sueños, por darme como fuente de inspiración a la maravillosa familia que tengo, por permitir que todo tenga sentido por ellos, por sentir que ellos son mi luz, y a ellos por poner su confianza en mí, ! Ma, Pa, Juank, Milu, Princesita, los amo!

A DIOS, por permitirme conocer personas tan especiales como Carolina, que mas que mi compañera de proyecto se convirtió en un apoyo y ayuda incondicional, i Pelaita la quiero con el corazón!

A DIOS, por los grandiosos amigos que me diste, por cada cosita que cada uno de ellos ha dejado en mi, por la alegría de cada momento compartido, por las ilusiones y sueños entregados, por ser parte esencial en mi vida, i A mis amigos del alma, mi vida no sería la misma sin uds ... los quiero, los quiero, los quiero muchooo y gracias mil gracias!

A DIOS, por cada uno de los profesores, quienes han sido parte clave en mi desarrollo como profesional, como persona, por todas esas enseñanzas que dejaron en mí

SANDRAB.

TABLA DE CONTENIDO

	Págs.
INTRODUCCIÓN	1
1. ECUACIONES Y CONCEPTOS BÁSICOS	3
1.1. ECUACIÓN GENERAL DE ENERGÍA	3
1.2. FLUJO MONOFÁSICO	5
1.3. FLUJO MULTIFÁSICO	5
1.4.1. DEFINICIÓN DE VARIABLES USADAS EN FLUJO MULTIFÁSICO	6
1.4.1.1 Hold Up Líquido	6
1.4.1.2. Hold Up Líquido Sin Deslizamiento	7
1.4.1.3. Densidad	7
1.4.1.4. Velocidad Superficial	9
1.4.2. PATRONES DE FLUJO	10
1.4. CORRELACIONES PARA LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS FLUÍDOS	10
1.4.1. RELACIÓN GAS-ACEITE EN SOLUCIÓN	11
1.4.2. FACTOR VOLUMÉTRICO DE FORMACIÓN DEL ACEITE	12
1.4.3. COMPRESIBILIDAD DEL ACEITE	13
1.4.4. GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL GAS DISUELTO Y EL GAS LIBRE	13
1.4.5. TENSIÓN SUPERFICIAL	14
1.4.6. VISCOSIDAD	14
1.4.6.1. Ley de Newton de la Viscosidad	14
1.4.6.2. Fluidos No Newtonianos	17
2. PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN TUBERIAS	20
2.1. CORRELACIONES PARA FLUJO VERTICAL	21
2.1.1. FANCHER Y BROWN	21
2.1.2. HAGEDORN Y BROWN	23

2.1.3. DUNS Y ROS	23
2.1.4. ORKISZEWSKI	23
2.2. CORRELACIONES PARA FLUJO HORIZONTAL	24
2.2.1. BEGGS Y BRILL	25
2.2.2. DUKLER ET AL	25
2.2.3. MUKHERJEE Y BRILL	25
2.2.4. AZIZ GOVIER Y FOGARASI	26
2.3. PROCEDIMIENTO PARA EL CALCULO DE GRADIENTES DE PRESION	27
2.4. FLUJO A TRAVÉS DE RESTRICCIONES	28
2.4.1. DESCRIPCIÓN DE RESTRICCIONES	28
2.4.2. FLUJO CRÍTICO Y SUBCRÍTICO	28
2.4.3. CAÍDA DE PRESIÓN EN CHOKES	29
2.4.3.1. Ashford-Pierc	29
2.4.3.2. Omana	30
2.4.3.3. Modelo de la Universidad de Tulsa	31
3. VALIDACION DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL	32
3.1. HERRAMIENTA COMPUTACIONAL	32
3.1.1. DESCRIPCIÓN DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL	32
3.1.1.1. Principal	33
3.1.1.2. Propiedades	34
3.1.1.3. Corrvertical	34
3.1.1.4. Corrhorizontal	34
3.1.1.5. Restricciones	34
3.1.1.6. Datos	34
3.1.1.7. Correlaciones	34
3.2. VALIDACION NUMERICA	36
3.3. DATOS DE CAMPO	36
3.4. SELECCIÓN DE LA CORRELACIÓN PARA FLUJO VERTICAL	38
3.5. SELECCIÓN DE LA CORRELACIÓN PARA FLUJO HORIZONTAL	40

4.	AJUSTE PARA LA VISCOSIDAD A DE CRUDOS PESADOS	43
4.1.	INFLUENCIA DE ALGUNAS PROPIEDADES FÍSICAS SOBRE LA VISCOSIDAD DE LOS CRUDOS	44
4.2.	EMULSIONES	45
4.3.	CALCULO DE LA VISCOSIDAD EN EMULSIONES	46
4.4.	APLICACIÓN DEL AJUSTE A LA VISCOSIDAD DEL CRUDO SAN FERNANDO EN LA CORRELACION SELECCIONADA	48
4.4.1.	VERTICAL	50
4.4.2.	HORIZONTAL	51
5.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	53
6.	BIBLIOGRAFÍA	55

LISTA DE FIGURAS

	Págs.
Figura 1.1 Perfil de Velocidad en estado estacionario para un fluido contenido entre dos laminas en reposo.	15
Figura 1.2 Lamina inferior puesta en movimiento.	15
Figura 1.3 Formación del perfil de velocidad en flujo no estacionario.	16
Figura 1.4. Distribución final de la velocidad para flujo estacionario.	16
Figura 1.5. Modelos no newtonianos en estado estacionario comparados con el modelo newtoniano.	18
Figura 2.1. Correlación para el factor de fricción de Fancher y Brown.	22
Figura 2.2. Regímenes de flujo Aziz.	26
Figura 3.1. Vista general del inicio de la herramienta computacional VEHO.	33
Figura 3.2. Vista al usuario entrada de datos herramienta computacional VEHO.	35
Figura 3.3. Vista al usuario selección de correlaciones herramienta computacional VEHO.	35
Figura 3.4. Porcentajes de error para correlaciones de flujo vertical para el pozo chichimene 18.	40
Figura 3.5. Porcentajes de error para correlaciones de flujo vertical para el pozo chichimene 18.	42
Figura 4.1. Emulsiones Directas e Inversas.	45

Figura 4.2. Comparación de la correlación Duns y Ros corregida con la Original.	51
Figura 4.3. Comparación de la correlación Beggs y Brill corregida con la Original.	52
Figura A1 Factor de compresibilidad	64
Figura A2. Tensión Superficial del crudo	65
Figura A3. Tensión Superficial del crudo	65
Figura A4. Tensión Superficial del agua	66
Figura B1. Datos de entrada al programa	70
Figura B2. Propiedades calculadas por el programa	70
Figura B3. Caídas de presión calculadas con los datos de validación	71

LISTA DE TABLAS

	Págs.
Tabla 3.1. Estado mecánico del pozo chichimene 18.	37
Tabla 3.2. Características de la tubería de superficie del pozo chichimene 18.	37
Tabla 3.3. Características de producción del pozo chichimene 18.	37
Tabla 3.4. Resultados de las correlaciones de flujo vertical para el pozo chichimene 18.	38
Tabla 3.5. Resultados de los porcentajes de error para correlaciones de flujo vertical para el pozo chichimene 18.	39
Tabla 3.6. Resultados de las correlaciones de flujo horizontal para el pozo chichimene 18.	41
Tabla 3.7. Resultados de los porcentajes de error para las correlaciones de flujo horizontal para el pozo chichimene 18.	41
Tabla 4.1 Porcentajes de error de la correlación Duns y Ros sin ajuste a la viscosidad y con ajuste a la viscosidad	50
Tabla 4.2 Porcentajes de error de la correlación Beggs y Brill sin ajuste a la viscosidad y con ajuste a la viscosidad	52

LISTA DE ANEXOS

	Págs.
ANEXO A. Validación de las propiedades utilizadas para el cálculo de gradientes de presión	58
A-1 Solubilidad del aceite	60
A-2 Factor volumétrico de formación del aceite	60
A-3 Compresibilidad del aceite	61
A-4 Factor volumétrico de formación del agua	61
A-5 Viscosidad del aceite	62
A-6 Viscosidad del agua	62
A-7 Viscosidad del gas	62
A-8 Factor de compresibilidad	63
A-9 Tensión superficial del aceite	64
A-10 Tasas de flujo	66
ANEXO B. Validación de las correlaciones programadas	67

RESUMEN

TITULO: DESARROLLO DE UNA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL CON CORRELACIONES DE FLUJO MULTIFASICO APLICANDO EL FACTOR DE AJUSTE PARA LA VISCOSIDAD DE CRUDOS PESADOS¹

**AUTORES: SANDRA VIVIANA BEDOYA RIOS
DIANA CAROLINA FONTECHA CALDERON²**

PALABRAS CLAVES: Flujo multifásico, crudo pesado, viscosidad de mezclas, gradientes de presión.

Existen numerosos estudios y modelos matemáticos para flujo multifásico dirigidos principalmente al comportamiento de flujo de las fases involucradas, líquidos y gases de bajas viscosidades. El objetivo general de este trabajo es direccionar ese comportamiento de flujo multifásico a altas viscosidades, realizando una evaluación basada en las correlaciones de bajas viscosidades ya existentes.

Esta evaluación se realizó estudiando el comportamiento de flujo de un pozo que actualmente produce un crudo extrapesado de 7.8 °API en la formación San Fernando, Campo Chichimene-Colombia. La alta viscosidad de este crudo hace que este se comporte como una emulsión, por lo cual se hizo necesario evaluar un ajuste a la viscosidad, mediante la correlación de Woelflin para sustituir la viscosidad de una mezcla por la viscosidad de una emulsión en las correlaciones de flujo usadas, debido a que esta es una de las propiedades más influyente en la producción de crudos pesados y extrapesados.

Finalmente como principal aporte de este trabajo se creó una herramienta computacional de correlaciones de flujo multifásico teniendo en cuenta una metodología propuesta por el Instituto Colombiano del Petróleo para el cálculo de la viscosidad, donde involucra la correlación de Woelflin anteriormente mencionada, obteniendo como resultado caídas de presión alejadas a las reportadas en campo. De esta manera cabe anotar que se debe realizar el mismo estudio a otras variables como la densidad y determinar otros factores que influyan en el comportamiento de flujo de fluidos altamente viscosos.

¹ Trabajo de Grado

² Aspirantes al título de Ingeniero de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ciencias Fisico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director. Ing. Julio Cesar Pérez Angulo.

ABSTRACT

TITLE: DEVELOPMENT COMPUTACIONAL TOOL COMPUTACIONAL WITH CORRELATIONS OF MULTIPHASE FLOW APPLYING THE FACTOR OF ADJUSTMENT FOR THE VISCOSITY OF HEAVY OIL³.

**AUTHORS: SANDRA VIVIANA BEDOYA RIOS
DIANA CAROLINA FONTECHA CALDERON⁴**

Keywords: Multiphase Flow, Heavy Oil, Viscosity of Mixture, Pressure Drop

Many studies and mathematical models exist for multiphase flow directed principally on the behaviors flow the involved phases, liquids and gases of low viscosities. The general objective of this work is approach the multiphase flow behavior to high viscosities, based on the existing low viscosities correlations.

This evaluation was realized studying the behavior flow in a well that produces a extra heavy oil of 7.8 °API actually, in the San Fernando formation, Field Chichimene – Colombia. Due, the high viscosity of this crude oil and the presence of emulsions was necessary a evaluation and adjustment to the viscosity, because is one most influential property in the production of heavy and extra heavy oil.

Finally, as principal contribution of this work a computational tool was created of multiphase flow correlations bearing in mind a methodology proposed by the Colombian Petroleum for the calculation of the viscosity, obtaining like proved pressures drops near to the reported in the field.

³ Degree Project

⁴ Petroleum Engineers Candidates of the Industrial University Industrial of Santander. Faculty of Physical-Chemistry. School of Petroleum Engineers. Director. Julio Cesar Pérez Angulo.

INTRODUCCIÓN

La acelerada curva de declinación de crudos livianos en Colombia ha demostrado que la sostenibilidad y autosuficiencia petrolera que requiere el país tendrá que basarse en un desarrollo sistemático y tecnológico aplicable a la producción de los crudos pesados y extrapesados existentes.

El desarrollo tecnológico de este tipo de crudos, requiere la aplicación de nuevas tecnologías en áreas de yacimientos, levantamiento artificial, tratamiento, transporte y refinación que permitan maximizar la rentabilidad de este recurso.

En el diseño de los sistemas de producción y transporte se hace necesaria la predicción del comportamiento del flujo, gradientes de presión y hold up líquido en tuberías. La mayoría de modelos que predicen estos factores de flujo manejan la viscosidad como una variable específica, por lo tanto el flujo multifásico muestra una gran diferencia en el comportamiento de crudos altamente viscosos, debido a que muchos de los comportamientos se ven afectados por la viscosidad del líquido, además del impacto de bajos números de Reynolds, que puede producir nuevos patrones de flujo y alterar comportamientos de caídas de presión.

Este trabajo pretende aportar en el desarrollo tecnológico mediante la selección y ajuste de las correlaciones de flujo requeridos para el diseño de sistemas de producción y recolección de crudo, aplicables a los crudos pesados del país específicamente a los de la formación San Fernando.

En el primer capítulo del presente libro se presentan los principios básicos y algunas de las correlaciones usadas para el cálculo de las propiedades físicas, utilizadas en las correlaciones de flujo que maneja la herramienta computacional, enfatizando en la viscosidad, debido a que es la propiedad física de mayor importancia en este trabajo.

El segundo capítulo explica brevemente el desarrollo de cada una de las correlaciones de flujo que se programaron en la herramienta computacional para calcular las caídas de presión en tuberías verticales, horizontales y restricciones.

El tercer capítulo describe la herramienta computacional y su validación, además los parámetros en los cuales está basada la selección de la correlación en tuberías verticales y horizontales, utilizando datos del pozo CH-18 del campo chichimene en la formación San Fernando.

El último capítulo de este libro muestra los resultados de realizar el ajuste a la viscosidad en las correlaciones seleccionadas. Cabe anotar que en restricciones no se realizó ajuste debido a que sus correlaciones no involucran la viscosidad.

1. ECUACIONES Y CONCEPTOS BÁSICOS

En el caso de flujo monofásico, solo gas o solo líquido, las caídas de presión pueden ser calculadas fácilmente si se conocen características de la tubería tales como longitud y rugosidad, pero la mayoría de pozos productores de gas o de aceite operan bajo condiciones multifase. Hay normalmente algún gas libre producido en pozos de aceite, y la mayoría de pozos de gas producirán agua o condensados hidrocarburos.

La presencia de líquido y gas en una tubería complica enormemente los cálculos de pérdidas de presión, ya que un cambio de presión provoca cambios de fase en los fluidos, por ende en las densidades, velocidades, volúmenes de cada fase y propiedades del fluido, también ocurren cambios en la temperatura, pero este no es un problema en la predicción del comportamiento del yacimiento desde que la temperatura del yacimiento permanezca constante⁵.

1.1. ECUACIÓN GENERAL DE ENERGÍA

La base teórica para las principales ecuaciones de flujo de fluidos es la ecuación general de energía, una expresión para el balance o conservación de energía entre dos puntos de un sistema. Como se observa en la ecuación 1-1.

$$U'_1 + P_1V_1 + \frac{mV_1^2}{2g_c} + \frac{mgz_1}{g_c} + q' + Ws' = U'_2 + P_2V_2 + \frac{mV_2^2}{2g_c} + \frac{mgz_2}{g_c} \quad (1-1)$$

Donde

U' = energía interna,

⁵ Beggs, Howard Dale, Production Optimization: Using Nodal Analysis. Tulsa, Ok. : OGCI Publications, C1991.

PV = energía de expansión o compresión,

$\frac{mV^2}{2g_c}$ = energía cinética,

$\frac{mgz}{g_c}$ = energía potencial,

q' = energía de calor agregado al fluido,

Ws' = trabajo hecho sobre el fluido por los alrededores.

Usando principios termodinámicos se modifica la ecuación de energía desarrollada, a la forma de ecuación de gradiente de presión, finalmente quedando así⁶:

$$\frac{dp}{dl} = \frac{g}{g_l} \rho \operatorname{sen} \theta + \frac{\rho v dv}{g_c dl} + \frac{f \rho v^2}{2g_c dl} \quad (1-2)$$

La ecuación 1-2 es aplicable a cualquier fluido y a cualquier ángulo de inclinación, donde f es el factor de fricción y está en función del número de Reynolds y la rugosidad de la tubería, esta relación se muestra en el diagrama de Moody⁷.

A manera general esta ecuación se puede expresar así:

$$\frac{dp}{dl} = \left(\frac{dp}{dl}\right)_{el} + \left(\frac{dp}{dl}\right)_f + \left(\frac{dp}{dl}\right)_{acc} \quad (1-3)$$

La ecuación 1-3 es usualmente adaptada para flujo multifásico asumiendo que la mezcla gas – líquidos puede ser considerada como homogénea sobre un volumen finito de tubería.

⁶ Allen Jr., T. y Ditsworth, R.L.: Fluid Mechanics. McGraw-Hill Book Co., New York (1975).

⁷ Moody, L.F.: "Friction Factors for Pipe Flow", Trans. ASME, V.66, p.671, 1944.

1.2. FLUJO MONOFÁSICO

La ecuación 1-3 aplica para cualquier fluido en estado estable y flujo en una dimensión.

El cambio por elevación o componente hidrostático es cero solo para flujo horizontal. Aplica para fluido compresible o incompresible, estado estable o flujo transiente, en tubería vertical o inclinada. Para flujo descendente el signo del ángulo es negativo, y la presión hidrostática incrementa en dirección del flujo.

El componente fricción aplica para cualquier tipo de flujo a cualquier ángulo de tubería. Este causa siempre una caída de presión en dirección del flujo. En flujo laminar las pérdidas por fricción son linealmente proporcionales a la velocidad del fluido, en flujo turbulento las pérdidas son proporcionales a V^n donde $1.7 \leq n \leq 2$.

El componente aceleración es cero para un área constante y fluido incompresible. Para cualquier condición de flujo en el cual ocurra un cambio de velocidad, tal como flujo compresible, una caída de presión ocurrirá en la dirección hacia donde la velocidad incrementa.⁸

1.3. FLUJO MULTIFÁSICO

El flujo multifásico entendido como cualquier fluido que está compuesto de más de una fase o componente, es comúnmente encontrado en varios procesos industriales. En la industria del petróleo el flujo multifásico es muy frecuente en líneas de producción y líneas de transporte. El requerimiento para diseños económicos, optimización de condiciones operacionales, operaciones seguras,

⁸ Beegs, Op. Cit.

lidera la necesidad de información detallada sobre los efectos de las propiedades físicas del fluido sobre las características del flujo multifásico⁹.

1.3.1. DEFINICIÓN DE VARIABLES USADAS EN FLUJO MULTIFÁSICO En flujo multifásico el gradiente de pérdidas por fricción incrementa para la misma masa que si estuviera en flujo monofásico, el flujo puede desarrollar una naturaleza vibrante, los fluidos se pueden separar por la diferencia en densidades y el flujo de cada fase viaja a diferentes velocidades en la tubería.

Una interfase rugosa puede existir entre las fases. Propiedades como densidad, velocidad, y viscosidad, las cuales son relativamente simples para fluidos individuales, en flujo multifásico son muy difíciles de calcular.

El cálculo de los gradientes de presión requiere valores de condiciones de flujo tales como velocidad y propiedades del fluido como densidad, viscosidad, y en algunos casos, tensión superficial, cuando esas variables son calculadas para flujo multifásico, ciertas reglas de mezcla y definiciones únicas son encontradas¹⁰.

1.3.1.1. Hold Up Líquido Se define como la relación entre el volumen de líquido que ocupa un segmento de tubería y el volumen del segmento de tubería.

$$H_l = \frac{\text{volumen de liquido en un segmento de tubería}}{\text{volumen del segmento de tubería}} \quad (1-4)$$

En caso de fluctuaciones de flujo, tales como flujo tipo bache, el hold up líquido a un punto, cambia periódicamente y es tomado como un valor de tiempo

⁹ Gokcal, B. Effects of High Oil Viscosity on Oil/Gas Flow Behavior in Horizontal Pipes, SPE paper 102727, junio 2008.

¹⁰ Brill, J.P, y Beggs, H.D: Two Phase Flow in Pipes, sexta edición, enero 1991.

promedio. El H_l varía de 0 para gas a 1 para líquido. El H_l puede ser tomado por varios métodos, como pruebas de resistividad o capacitancias, densímetros nucleares etc.

El segmento que queda es ocupado por gas, el cual es llamado hold up gas.

$$H_g = 1 - H_l \quad (1-5)$$

Un valor para H_l no puede ser calculado analíticamente, este debe ser determinado de correlaciones empíricas y está en función de variables tales como las propiedades del gas y del líquidos, patrones de flujo, diámetro e inclinación de tubería.

1.3.1.2. Hold Up Líquido Sin Deslizamiento Es definido como la relación entre el volumen de líquidos en un segmento de tubería el cual podría existir si el gas y el líquidos viajaran a la misma velocidad (sin deslizamiento) dividido por el volumen del segmento de tubería, puede ser calculado directamente de las tasas de flujo de gas y líquidos in situ.

$$\lambda_l = \frac{q_l}{q_l + q_g} \quad (1-6)$$

El holdup gas sin deslizamiento es definido como:

$$\lambda_g = 1 - \lambda_l = \frac{q_g}{q_g + q_l} \quad (1-7)$$

1.3.1.3. Densidad La densidad de una mezcla multifase fluyendo es muy difícil de evaluar, debido a la separación gravitacional de las fases y el deslizamiento entre las fases. Esta puede ser calculada de las densidades del

agua y el aceite y de las tasas de flujo si se asume que no hay deslizamiento entre las fases.

La densidad del aceite es calculada así:

$$\rho_o = \frac{350.4\gamma_o + 0.0764\gamma_o R_s}{5.615B_o} \quad (1-8)$$

Donde

ρ_o = densidad del aceite, lbm/ft³,

γ_o = gravedad específica del aceite,

γ_g = gravedad específica del gas,

R_s = gas disuelto, scf/STB, y

B_o = factor volumétrico de formación.

La densidad del gas es calculada así:

$$\rho_g = \frac{2.70 P \gamma_g}{zT} \quad (1-9)$$

Donde

ρ_g = densidad del gas, lbm/ft³,

z = factor de compresibilidad del gas,

T = temperatura, °R,

P = presión, psi.

La densidad del agua in situ depende de los sólidos disueltos en el agua, la temperatura y cualquier gas que pueda ser disuelto en el agua.

La densidad del líquido total es calculada así:

$$\rho_L = \rho_o f_o + \rho_w f_w \quad (1-10)$$

Donde

$$f_o = \frac{q_o}{q_o + q_w}, \quad f_w = 1 - f_o \quad (1-11)$$

Y finalmente la densidad multifase es calculada así:

$$\rho_s = \rho_L H_L + \rho_g H_g \quad (1-12)$$

1.3.1.4. Velocidad Superficial Muchas de las correlaciones de flujo multifásico están basadas en una variable llamada velocidad superficial. La velocidad superficial de una fase del fluido es definida como la velocidad que la fase exhibiría si fluyera sola a través del total de la sección transversal de la tubería.

La velocidad superficial del gas es calculada así:

$$v_{sg} = \frac{q_g}{A} \quad (1-13)$$

La velocidad del gas es calculada así:

$$v_g = \frac{q_g}{AH_g} \quad (1-14)$$

Donde A es el área transversal de la tubería.

Para las velocidades del líquido:

$$v_{sL} = \frac{q_L}{A}, \quad v_L = \frac{q_L}{AH_L} \quad (1-15)$$

La velocidad de la mezcla:

$$v_m = v_{sL} + v_{sg} \quad (1-16)$$

La velocidad de deslizamiento:

$$v_s = v_L + v_g \quad (1-17)$$

1.3.2. PATRONES DE FLUJO Cuando dos fluidos con diferentes propiedades físicas fluyen simultáneamente en una tubería, hay un amplio rango de posibles regímenes de flujo. Por patrón de flujo se refieren a la distribución de cada fase en relación a la otra fase en la tubería. Muchos investigadores han predicho el patrón de flujo que podría existir para varios sets de condiciones, y diferentes nombres han sido dados a varios patrones. La predicción del patrón de flujo que se presenta en un determinado punto en un pozo es de gran importancia, ya que algunas correlaciones usadas para la predicción de pérdida de presión varían de acuerdo al patrón de flujo existente. La predicción de los patrones de flujo para flujo horizontal es más difícil que para flujo vertical, ya que en flujo horizontal, las fases tienden a separarse debido a la diferencia en densidad, causando una forma de flujo estratificado¹¹.

1.4. CORRELACIONES PARA LAS PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS FLUIDOS

Todas las correlaciones que predicen pérdidas de fricción requieren valores de propiedades físicas de los fluidos que usualmente no son conocidas y deben ser estimadas usando varias correlaciones empíricas.

¹¹ FUENTES, D. Especialización en Producción de Hidrocarburos: Flujo Multifásico. Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga 2008.

La exactitud de las correlaciones son por lo general bastante buenas para fluidos en particular, sin embargo, su exactitud es desconocida cuando se aplican a otras mezclas de hidrocarburos. Incertidumbres adicionales resultan de la extrapolación a veces necesaria de los métodos más allá de sus rangos definidos en cada correlación¹².

El empleo apropiado de las correlaciones para predecir el GOR y el factor volumétrico de formación calculados a volúmenes de fondo de pozo y gravedades específicas de las fases de aceite y de gas requiere que las fases estén en equilibrio, pero el equilibrio no existe entre las fases de crudo y gas en la tubería debido a efectos de deslizamiento. Sin embargo, asumir equilibrio es probablemente la mejor aproximación que puede ser hecha¹³.

Cuando datos de laboratorio para las propiedades del fluido existen, estos siempre deben ser usados. Ya que los datos requeridos frecuentemente no se encuentran a presiones y temperaturas encontradas a condiciones fluyentes, estos deben ser predichos con correlaciones empíricas.

Existen correlaciones empíricas para predecir todas las propiedades de los fluidos de interés en las operaciones de flujo multifásico. Sin embargo, se debe tener mucho cuidado en que las correlaciones no se extiendan de sus rangos de validez¹⁴.

1.4.1. RELACIÓN GAS-ACEITE EN SOLUCIÓN A medida que incrementa la presión, el aceite absorberá el gas disponible en solución, y cuando la presión disminuye, se desarrolla gas del aceite saturado quedando este en solución. Para crudos livianos, como fluidos condensados, la cantidad y composición de cada fase debe ser predicha por cálculos de vaporización flash.

¹² Lawson, D. A Statistical Evaluation of Methods Used to Predict Pressure Losses for Multiphase flow in Vertical Oil well Tubing, SPE paper 4267, Agosto 1974.

¹³ Ibid

¹⁴ Brill, Op.cit.

Para crudos de gravedad normal, asfáltenos, parafinas y bases mixtas, existen correlaciones empíricas. Las dos correlaciones principales fueron desarrolladas por Lasater¹⁵ y Standing¹⁶ y están representadas por la siguiente relación:

$$P_b = f(R_s, \gamma_g, T, \gamma_o)$$

Chierici, et al¹⁷ sugiere que para °API>15 usar Lasater y para °API<15 usar Standing.

La correlación de Standing se desarrolla a partir de la temperatura, API, presión de burbuja y gravedad específica del gas, usando la siguiente correlación:

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

T = temperatura, °F.

P_b = Presión de burbuja, psia.

R_s = Relación de la solubilidad del gas en aceite, STB/scf.

1.4.2. FACTOR VOLUMÉTRICO DE FORMACIÓN DEL ACEITE El factor volumétrico de formación, Bo, es un factor usado para predecir el cambio en volumen de aceite bajo cambios de presión y temperatura. El cambio en volumen es una combinación de efectos de compresibilidad, expansión térmica y transferencia de masa, el cual está representado por gas que se desarrolla de la solución o gas que entra en la solución. La única correlación empírica frecuentemente usada para predecir Bo fue desarrollada por Standing. Para un crudo saturado.

¹⁵ Lasater, J. A.: "Bubble Point Pressure Correlation", Trans. AIME (1958)

¹⁶ Standing, M. B.: "A General Pressure-Volume-Temperature Correlation for Mixtures of California Oils and Greases" Drill. And Prod. Practice. , API(1947)

¹⁷ Chierici, G. L., et al: "Two-Phase Vertical Flow in Oil Wells-Prediction of Pressure Drop," Trans. AIME (1974).

$$B_o = 0.972 + 0.000147F^{1.175} \quad (1-19)$$

B_o = Factor Volumétrico de formación, bbl/ STB.

Donde,

$$F = R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.5} + 1.25 T \quad (1-20)$$

1.4.3. COMPRESIBILIDAD DEL ACEITE La compresibilidad se define como la variación del volumen con la presión a temperatura constante, y se puede determinar a partir de:

$$C_o = \frac{-1433+5R_s+17,2T-1180\gamma_{g114,7}+12,61*API}{10^5 p} \quad (1-21)$$

C_o = Factor de compresibilidad, psi^{-1} .

1.4.4. GRAVEDAD ESPECÍFICA DEL GAS DISUELTO Y EL GAS LIBRE A medida que la presión en un sistema gas aceite cambia, la composición de cada fase también cambia. Los primeros gases que se desarrollan del aceite están principalmente compuestos de metano, cuando la presión declina los hidrocarburos con los pesos moleculares más altos se vaporizan, tendiendo a incrementar la gravedad del gas libre y la gravedad del gas en solución.

La mayoría de veces, se desprecia el efecto del cambio de la composición del gas con la temperatura y la presión. También es común despreciar el efecto de cualquier gas en solución en el agua sobre la composición del gas libre.

1.4.5. TENSIÓN SUPERFICIAL La importancia relativa de la tensión superficial sobre las pérdidas de presión cuando flujo multifásico ocurre en una tubería es normalmente pequeño. Valores de tensión superficial gas-líquidos son usados para determinar los regímenes de flujo y el hold up líquidos, aunque el efecto es menor. Sin embargo, es frecuentemente necesario predecir valores de tensión superficial gas aceite y tensión superficial gas agua. Valores de tensión superficial pueden ser obtenidos de trabajos de Baker and Swerdloff¹⁸ o del trabajo de Katz et al¹⁹.

1.4.6. VISCOSIDAD La viscosidad es la propiedad que le permite a los fluidos, por virtud de la cohesión e interacción entre las moléculas, ofrecer resistencia a la deformación cuando a estos se les aplica un mínimo esfuerzo cortante.

Diferentes fluidos se deforman a diferentes tasas bajo la acción de un mismo esfuerzo cortante. Fluidos con una alta viscosidad como la miel se deforman relativamente más despacio que los fluidos de baja viscosidad como el agua.

Todos los fluidos son viscosos, algunos fluidos denominados como "Newtonianos" obedecen a la relación lineal:

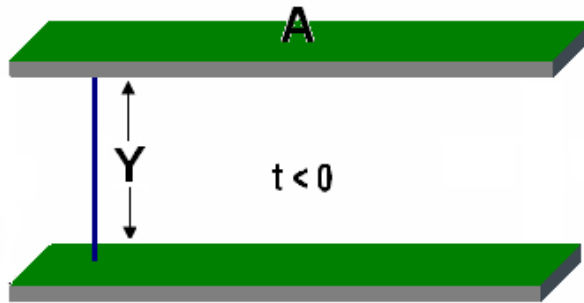
$$\tau = -\mu \frac{\delta x}{\delta y} \quad (1-22)$$

1.4.6.1. Ley de Newton de la Viscosidad Considere un fluido (líquido o gas) contenido entre dos grandes laminas planas y paralelas, de área A, separadas entre sí por una distancia muy pequeña y suponga que el sistema está inicialmente en reposo. Como se muestra en la figura 1.1.

¹⁸ Baker, O, y Swerdloff, W.: "Finding Surface Tension of Hydrocarbon Liquids," Oil and Gas Journal. Enero 1956.

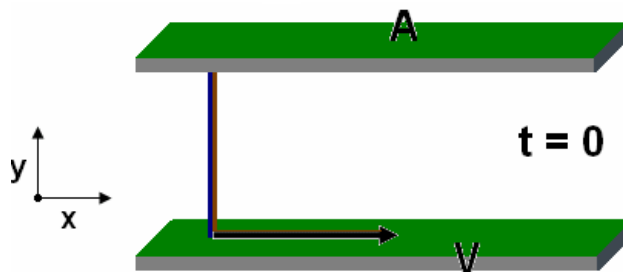
¹⁹ Katz, D. L.: Handbook of Natural Gas Engineering, McGraw Hill Book Co., Inc., New York 1959.

Figura 1.1 Perfil de Velocidad en estado estacionario para un fluido contenido entre dos laminas en reposo



Al cabo del tiempo $t = 0$, la lámina inferior se pone en movimiento en la dirección del eje X, con una velocidad constante V Como se muestra en la figura 1.2.

Figura 1.2 Lamina inferior puesta en movimiento.



A medida que transcurre el tiempo el fluido gana cantidad de movimiento. Como se muestra en la figura 1.3.

Finalmente se establece el perfil de velocidad en régimen estacionario. Ver figura 1.4

Figura 1.3 Formación del perfil de velocidad en flujo no estacionario

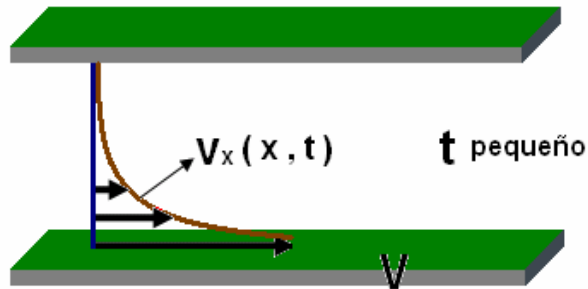
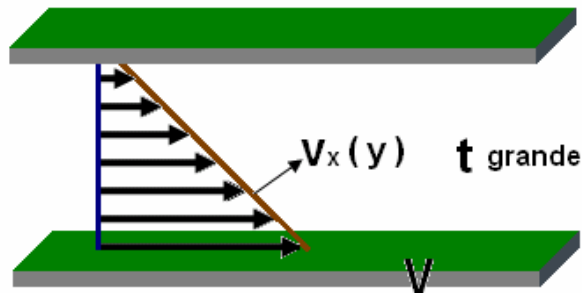


Figura 1.4. Distribución final de la velocidad para flujo estacionario.



Una vez alcanzado dicho estado estacionario de movimiento, es preciso aplicar una fuerza constante F , para conservar el movimiento de la lámina inferior.

Esta fuerza viene dada por la siguiente expresión (suponiendo que el flujo es laminar):

$$\tau = \frac{F}{A} = \mu \frac{V}{Y} \quad (1-23)$$

Es decir, que la fuerza por unidad de área es proporcional a la disminución de la velocidad con la distancia Y . La constante de proporcionalidad μ se denomina viscosidad del fluido. Expresada de forma más explícita:

$$\tau_{yx} = \frac{F}{A} = -\mu \frac{V_x}{Y} \quad (1-24)$$

El esfuerzo cortante que se ejerce en la dirección X sobre la superficie de un fluido, situada a una distancia constante Y, por el fluido existente en la región donde Y es menor.

1.4.6.2. Fluidos No Newtonianos Los fluidos no newtonianos son aquellos cuya viscosidad varía con el gradiente de tensión que se le aplica, se deforma en la dirección a la fuerza aplicada. Los fluidos no-newtonianos no tienen un valor de viscosidad definido y constante.

Un gran número de ecuaciones empíricas se han propuesto para modelar las relaciones observadas entre τ_{yx} y $\frac{\delta v_x}{\delta y}$ para fluidos independientes del tiempo y que el esfuerzo de corte no es directamente proporcional a la relación de deformación a diferencia de los fluidos newtonianos. Como se observa en la figura 1.5.

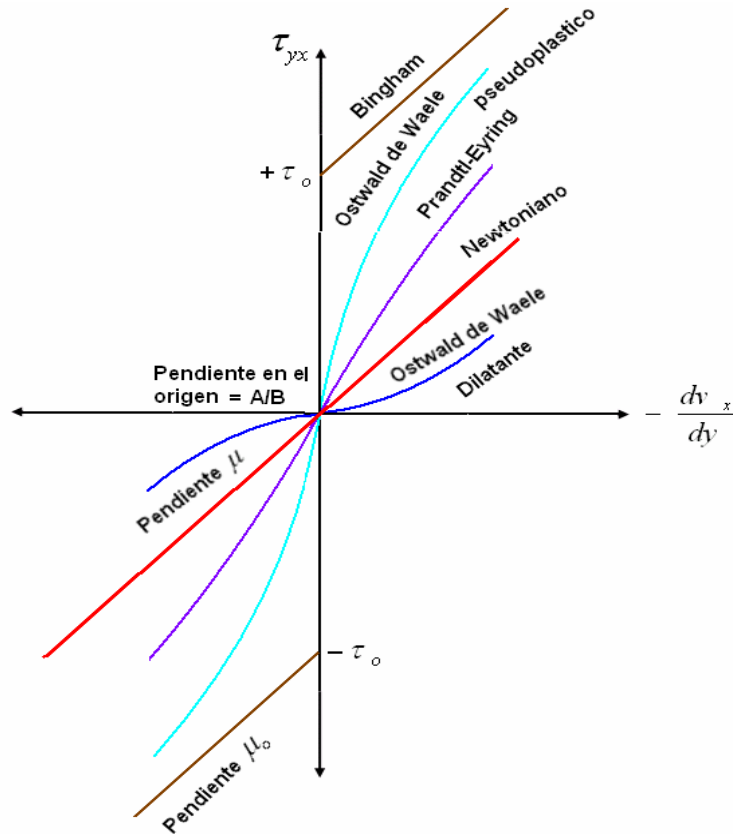
- **Modelo Bingham**

$$\tau_{yx} = -\mu_0 \frac{\delta v_x}{\delta y} \pm \tau_0 \quad \text{Si } |\tau_{yx}| > \tau_0 \quad (1-25)$$

$$\frac{\delta v_x}{\delta y} \quad \text{Si } |\tau_{yx}| < \tau_0 \quad (1-26)$$

La sustancia permanece rígida mientras el esfuerzo cortante es menor de un determinado valor τ_0 , por encima del cual se comporta de forma semejante a un fluido newtoniano. Este modelo resulta suficientemente exacto para muchas pastas y suspensiones finas, se denomina plástico de Bingham.

Figura 1.5. Modelos no newtonianos en estado estacionario comparados con el modelo newtoniano



Fuente: Tomada y modificada de R. BYRON Bird. Et, al. Fenómenos del transporte

- **Modelo Ostwald Waele**

$$\tau_{yx} = -m \left| \frac{\delta v_x}{\delta y} \right|^{n-1} \frac{\delta v_x}{\delta y} \quad (1-27)$$

Se conoce también como Ley de la potencia. Para $n = 1$ se transforma en la ley de la viscosidad de Newton, siendo $m = \mu$; por consiguiente, la desviación del valor de n con respecto a la unidad es una medida del grado de desviación del comportamiento newtoniano. Cuando n es menor que uno, el comportamiento es pseudolítico, mientras que para valores superiores a la unidad es dilatante.

- **Modelo de Prandtl Eyring**

$$\tau_{yx} = A. \operatorname{arc\,sinh} \left(-\frac{1}{B} \frac{\delta v_x}{\delta y} \right) \quad (1-28)$$

Este modelo de dos parámetros se deriva de la teoría cinemática de los líquidos de Eyring. El modelo de Eyring predice el comportamiento pseudoplástico para valores finitos de τ_{yx} y tiende asintóticamente a la ley de la viscosidad de Newton, cuando τ_{yx} tiende hacia cero, siendo en este caso

$$\mu = \frac{A}{B}.$$

El tema del flujo no-newtoniano constituye actualmente una parte de otra ciencia más amplia que es la reología, es decir, “la ciencia del flujo y la deformación”, que estudia las propiedades mecánicas de los gases, líquidos, plásticos, sustancias asfálticas y materiales cristalinos.

2. PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN TUBERIAS

La mayoría de investigadores para desarrollar las correlaciones de flujo multifásico, usaron datos obtenidos en pruebas de laboratorio, otros usaron datos de campo. Los datos usualmente incluyeron tasas volumétricas de líquidos y gas, Propiedades físicas de cada fase, diámetro de la tubería y presiones de entrada-salida de la tubería. En algunos casos, patrones de flujo fueron observados y el hold up líquido fue medido con válvulas balón. Los fluidos fueron tratados como mezclas homogéneas, pero las fases líquido y gas, viajan a diferentes velocidades, con efectos de deslizamiento que han sido considerados en las correlaciones empíricas de hold up líquido.

Mapas empíricos de patrones de flujo, a menudo basados en grupos adimensionales, fueron usados. Ecuaciones de gradientes de presión de estado estable fueron desarrolladas en base a principios de conservación de momento y masa aplicados a mezclas homogéneas. Pérdidas de presión por fricción basadas en ecuaciones de flujo monofásico, usan el número de Reynolds de la mezcla.

Algunos investigadores también usan un factor multiplicativo empírico para representar el incremento en la fricción debido a una segunda fase. En 1970 la industria del petróleo empezó a adoptar algunos mecanismos de física básica, usados en otras industrias, para predecir los patrones de flujo y las velocidades de las burbujas de gas en el líquido²⁰.

En este capítulo se muestran algunas de las correlaciones desarrolladas a través de los años y en la cuales se baso este trabajo.

²⁰ Brill, J.P. et al., "State of the Art in Multiphase flow". SPE paper 23835. 1992.

2.1. CORRELACIONES PARA FLUJO VERTICAL

Varias correlaciones para predecir las pérdidas de presión en tubería vertical han sido publicadas. Debido a la complejidad del flujo multifásico, las correlaciones propuestas por necesidad son altamente empíricas.

La ecuación de gradiente de presión general se define así:

$$\frac{dp}{dz} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_{el} + \left(\frac{dp}{dz}\right)_f + \left(\frac{dp}{dz}\right)_{acc} \quad (2-1)$$

La pérdida de presión causada por el cambio de elevación depende de la densidad de la mezcla y es usualmente calculada usando el valor del hold up líquido. Excepto para condiciones de alta velocidad, la mayoría de pérdidas de presión en flujo vertical son causadas por este componente. La pérdida de presión causada por la fricción requiere la evaluación del factor de fricción. La pérdida de presión debida a la aceleración del fluido es algunas veces despreciable y usualmente es calculada solo para casos de altas velocidades de flujo²¹.

Las correlaciones presentadas son, Fancher y Brown, Hagedorn y Brown, Duns and Ros y Orkiszewki. Las cuales difieren en la manera usada para calcular los tres componentes del gradiente de presión total mostrados en la ecuación 2-1.

2.1.1. FANCHER Y BROWN Poettmann y Carpenter²² correlacionaron las pérdidas de energía irreversibles de 49 pozos de prueba, con el término de fricción tipo Fanning. Ellos relacionaron el término de fricción con el numerador

²¹ Brill, J.P. et al. Two Phase Flow in Pipes. Sexta edición, enero 1991.

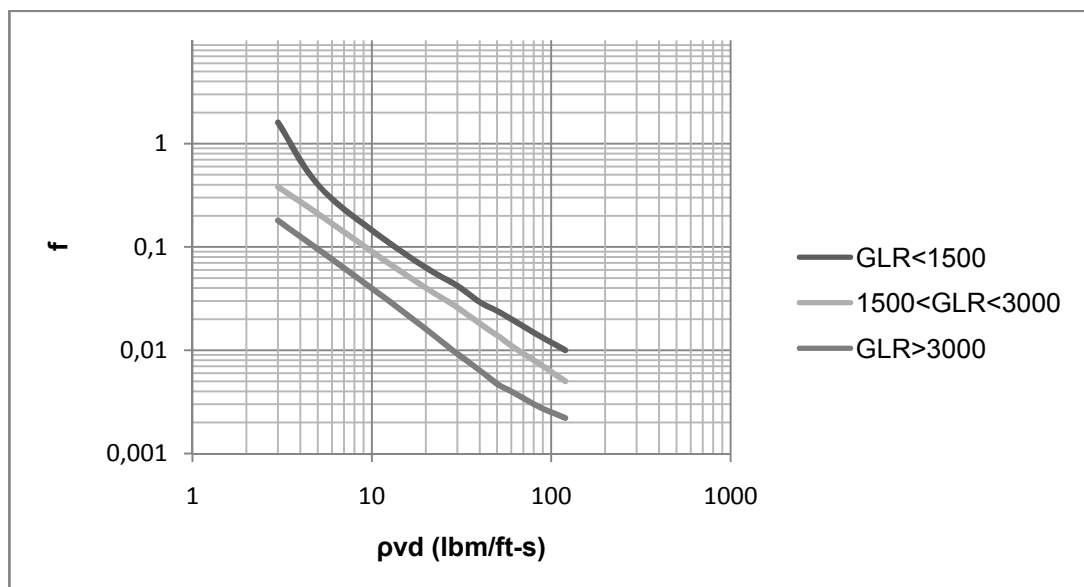
²² Poettmann, F. H., y Carpenter, P. G.: "The Multiphase Flow of Gas, Oil, and Water Through Vertical Flow Strings with Application to the design of Gas Lift Installations," Drill. And prod. Prac., API 1952

del número de Reynolds para la mezcla. No hicieron ningún experimento para representar el hold up líquido, pero hicieron una corrección a la densidad media de los fluidos producidos a condiciones de fondo de pozo. La correlación reproduce los gradientes de presión con una desviación promedio del 1.8% y una desviación estándar de 8.3%. Más tarde fue descubierto que no aplicaba para amplios rangos de valores de variables de flujo encontrados en problemas de producción.

Fancher y Brown²³ aplicaron la aproximación de Poettmann y Carpenter a 94 pruebas de un pozo experimental. Ellos introdujeron la relación gas/líquido producido (GLR) como un parámetro adicional en la correlación del factor de fricción. La figura 2.1 muestra la correlación del factor de fricción de Fancher y Brown.

Fancher y Brown no consideran regímenes de flujo, asumen que no existe deslizamiento.

Figura 2.1. Correlación para el factor de fricción de Fancher y Brown



²³ Fancher, G. H., y Brown, K. E.: "Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubing," Trans., AIME.

2.1.2. HAGEDORN Y BROWN Hagedorn y Brown²⁴ desarrollaron una correlación de 475 pruebas realizadas en un pozo experimental de 1500 ft de profundidad, usando viscosidades por encima de 110 cp. Ellos utilizaron una densidad de mezcla promedio corregida a condiciones de fondo de pozo para calcular las pérdidas de presión por fricción y aceleración. El holdup líquido fue luego calculado de las pérdidas de presión total y los valores calculados de pérdidas por fricción y aceleración. Correlacionaron esos valores de holdup con variables de flujo y propiedades de fluido, ya que el holdup líquido no fue medido directamente, los valores de holdup dados por la correlación no son físicamente significativos en algunos casos. Las pérdidas de presión calculadas fueron comparadas con un estudio dando una desviación promedio de 1.5 %, con una desviación estándar de 5.5 %.

2.1.3. DUNS Y ROS Duns y Ros²⁵ reunieron datos de laboratorio sobre pérdidas de presión para flujo multifase en tubos transparentes. Esta correlación es resultado de un extensivo estudio en el cual el hold up líquido y gradientes de presión fueron medidos. Ellos observaron la dependencia de los regímenes de flujo sobre parámetros adimensionales. Correlaciones para velocidad de deslizamiento también fueron desarrolladas. Los datos fueron tomados para un amplio rango de variables de flujo, esperando que la correlación funcionara satisfactoriamente para la mayoría de condiciones de pozo.

2.1.4. ORKISZEWSKI Orkiszewski²⁶ probó varias correlaciones publicadas con datos de campo y concluyó que ninguna fue suficientemente aproximada para todos los regímenes de flujo. Luego seleccionó la correlación que él considero más aproximada para flujo burbuja y flujo niebla, y propuso una

²⁴ Hagedorn, A. R., y Brown, K. E.: "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits," Trans., AIME.

²⁵ Duns, H., Jr., y Ros, N.C.J.: "Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells," proc., Sixth World Pet. Cong., Frankfurt 1963 II.

²⁶ Orkiszewski, J.: "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipe," Trans., AIME.

nueva correlación para flujo bache basada en un parámetro llamado “coeficiente de distribución líquida”. La correlación compuesta fue probada contra 148 pruebas de pozo y reporto medidas de pérdidas de presión con un error promedio de 0.8 % y una desviación estándar de 10.8 %.

Se incluyeron aquellas correlaciones que por muchos autores han sido consideradas las más aceptables por la industria del petróleo, por las amplias gamas de condiciones de flujo. Las correlaciones que no han logrado este grado de uso general pueden ser bastante adecuadas para predecir pérdidas de presión en usos específicos.

2.2. CORRELACIONES PARA FLUJO HORIZONTAL

Cuando la tubería está en posición horizontal el ángulo, y por lo tanto el seno del ángulo, son cero. Esto significa que no hay caída de presión por elevación y la ecuación del gradiente de presión quedaría así:

$$\frac{dp}{dz} = \left(\frac{dp}{dz}\right)_f + \left(\frac{dp}{dz}\right)_{acc} \quad (2-2)$$

Las predicciones para el hold up líquido son menos críticas para cálculos de pérdida de presión en flujo horizontal, pero varias correlaciones requieren un valor de hold up para cálculos de densidad, término usado en los componentes de pérdidas de presión por fricción y aceleración. La caída de presión por aceleración es usualmente menor y es a menudo ignorada en los cálculos de diseño.

Las correlaciones presentadas son Beggs y Brill, Dukler et al, Mukherjee y Brill, Aziz Govier y Fogarasi.

2.2.1. BEGGS Y BRILL Beggs y Brill²⁷ desarrollaron su correlación luego de un estudio de flujo multifásico en tubos horizontales e inclinados. La correlación está basada en un mapa de régimen de flujo, que primero es determinado como si el flujo fuera horizontal. Luego se calcula el hold up horizontal por correlaciones que después serán corregidas para tuberías inclinadas, el sistema de prueba está compuesto por dos tuberías, una de 1-pulgada y otra de 1.5-pulgadas en acrílico de 90 pies de largo, pudiéndose inclinar a cualquier ángulo. Para cada tamaño de tubería, las tasas de líquido y gas fueron variadas, de modo que todos los patrones de flujo fueran observados cuando el tubo estuviera en posición horizontal. Después que un set particular de caudales fue establecido, el ángulo del tubo fue variado por la gama de ángulos, de modo que los efectos del ángulo sobre el hold up y el gradiente de presión pudieran ser observados. La correlación fue desarrollada de 584 pruebas.

2.2.2. DUKLER ET AL Dukler et al²⁸ desarrolló correlaciones para el factor de fricción y hold up, de datos de campo. Esta correlación es recomendada en el manual de diseño publicado por la AGA y API²⁹.

2.2.3. MUKHERJEE Y BRILL Mukherjee y Brill³⁰ desarrollaron una correlación siguiendo un estudio de comportamiento de caída de presión en flujo multifásico inclinado. Para flujo burbuja y bache, un factor de fricción sin deslizamiento calculado del diagrama de Moody se adecuó a los cálculos de pérdidas de fricción. En flujo estratificado, el gradiente de presión por fricción es calculado en base a un balance de momentum para cada fase asumiendo una interfaz gas-líquidos lisa. En flujo anular, la correlación para el factor de

²⁷ Beggs, H. D. y Brill, J. P. : "A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes," Trans. AIMME 1973

²⁸ Dukler, A. E., et al: "Gas-Liquid Flow in Pipelines, I. Research Results," AGA-API Project NX-28, Mayo 1969

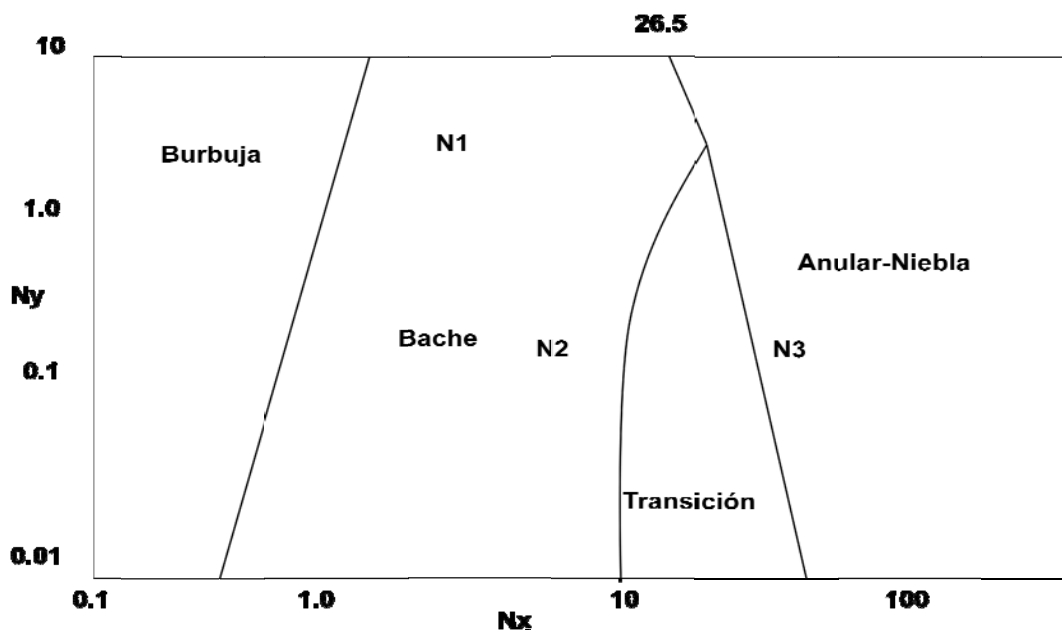
²⁹ Baker, O.: et al: "Gas-Liquid Flow in Pipelines, II. Design Manual" AGA-API Project NX-28, Octubre 1970

³⁰ Mukherjee, H. y Brill, J. P.: " Liquid Holdup Correlations for Inclined Two-Phase Flow," JPT mayo 1983

fricción se presentó en función de la relación entre el hold up y el factor de fricción Moody. Los resultados concordaron con los datos experimentales y las correlaciones fueron verificadas con datos de Bahía Prudhoe y Mar del Norte.

2.2.4. AZIZ GOVIER Y FOGARASI Aziz, et. al.³¹ Propuso un método en 1972 el cual dependía de los regímenes de flujo, y presentó una nueva correlación para los regímenes de burbuja y bache. El método de Duns y Ros fue usado para flujo niebla, y la interpolación Duns y Ros fue usada en flujo transición. El mapa de regímenes de flujo de Aziz se muestra en la figura 2.2.

Figura 2.2. Regímenes de flujo Aziz



El régimen de flujo es definido usando las siguientes variables:

$$\text{---} \quad \text{---} \quad (2-3)$$

³¹ Aziz, K., Govier, G. W. y Fogarasi, M.: "Pressure Drop in Wells Producing Oil y Gas," J. Cdn. Pet. Tech. septiembre 1972.

$$N_y = v_{sL} \left(\frac{72\rho_L}{62.4\sigma_L} \right)^{1/4} \quad (2-4)$$

$$N_1 = 0.51(100N_y)^{0.172} \quad (2-5)$$

$$N_2 = 8.6 + 3.8N_y \quad (2-6)$$

$$N_3 = 70(100N_y)^{-0.152} \quad (2-7)$$

Donde, V_{sL} y V_{sg} son las velocidades superficiales del líquido y del gas respectivamente, en ft/seg. ρ_g y ρ_L son las densidades del gas y del líquido en lbm/ft^3 , y σ_L la tensión interfacial gas-líquidos en dynas/cm.

2.3. PROCEDIMIENTO PARA EL CALCULO DE GRADIENTES DE PRESION

El procedimiento general para el cálculo de gradientes presión con las diferentes correlaciones de cálculo de flujo multifásico es el siguiente:

- Determinación de las propiedades de los fluidos como viscosidad y densidad.
- Cálculo de las velocidades superficiales de las fases
- Determinación del Patrón de Flujo a partir de correlaciones o de mapas.
- Cálculo de las fracciones In-situ de las fases.
- Cálculo de las propiedades de mezcla, como viscosidad, densidad y velocidad superficial.
- Cálculo del Número de Reynolds y del Factor de fricción, y
- Cálculo del gradiente total presión.

2.4. FLUJO A TRAVÉS DE RESTRICCIONES

El flujo de fluidos a través de restricciones es muy común en la industria del petróleo y del gas natural. Este ocurre cuando líquido o gas es medido con medidores de orificio, fluidos fluyen en superficie a través de válvulas de seguridad, fluidos fluyen a través de chokes y cualquier tipo de válvula en superficie o en subsuelo. Las restricciones al flujo también las puede causar formaciones de hidratos o parafinas, y otros tipos de accesorios.

La mayoría de estudios publicados sobre flujo multifase a través de restricciones implica dos tipos de flujo llamados comúnmente flujo crítico o sónico. Esta es una consecuencia del extensivo uso de chokes los cuales operan normalmente bajo condiciones de flujo crítico.

2.4.1. DESCRIPCIÓN DE RESTRICCIONES Dos de las restricciones comúnmente encontradas en tuberías son los chokes y las válvulas de seguridad en superficie. Los chokes son instalados frecuentemente en pozos para restringir las tasas de flujo a cantidades deseadas. Las válvulas de seguridad son normalmente instaladas en todos los pozos offshore y pueden operar a varias distancias controladas en base a la temperatura o a la velocidad, todas están abiertas completamente al flujo a menos que algo cause su cierre.

2.4.2. FLUJO CRÍTICO Y SUBCRÍTICO La onda del sonido y la onda de presión son ondas mecánicas. Cuando la velocidad del flujo en un flujo estrangulado alcanza la velocidad del sonido en el fluido bajo condiciones locales, el flujo se conoce como flujo crítico o sónico. Si existe un flujo sónico en un estrangulamiento depende de la relación de presión (downward-upward). Si la relación es menor que la relación de presión crítica, se tiene flujo

crítico. Si la relación de presión es mayor o igual a la relación de presión crítica, existirá flujo sub-crítico. La relación de presión crítica en un estrangulamiento se puede expresar como:

$$\left(\frac{P_{sal}}{P_{ent}}\right) = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (2-8)$$

Donde P_{sal} es la presión a la salida del estrangulamiento, P_{ent} es la presión upward, y $k = C_p/C_v$, es la constante politrópica. El valor de k es alrededor de 1,28 para gas natural. De esta forma, la relación de presión crítica es alrededor de 0,55 para gas natural.

2.4.3. CAÍDA DE PRESIÓN EN CHOKES La caída de presión a través de restricciones se basa en las propiedades del fluido computadas a la presión y capacidades caloríficas a condiciones upward.

Existen correlaciones para flujo crítico y sub-crítico. A continuación se mencionan algunas de ellas.

2.4.3.1. Ashford-Pierce Esta correlación de Ashford y Pierce³² es válida para flujo crítico y sub-crítico.

$$q_o = 3.51 C d_e^2 \alpha \beta \quad (2-9)$$

$$\alpha = (B_o + F_{wo})^{-1/2} \quad (2-10)$$

$$\beta = \frac{\left\{ \left[\left(\frac{n}{n-1} \right) T_1 z_1 (R-R_s) \left(1 - e^{-\frac{n-1}{n}} \right) + 198.6 p_1 (1-e) \right] * [\gamma_o + 0.000217 \gamma_g R_s + F_{wo} \gamma_w] \right\}^{1/2}}{\left[198.6 + \frac{T_1 z_1 (R-R_s) e^{-\frac{1}{n}}}{p_1} \right] \left[[\gamma_o + 0.000217 \gamma_g R + F_{wo} \gamma_w] \right]} \quad (2-11)$$

³² Ashford, F. E.: "An Evaluation of Critical Multiphase Flow Performance through Wellhead Chokes," J. Pet. Tech. Agosto 1974

Donde,

q_o - tasa de aceite a condiciones estándar, bbl/d,

C - coeficiente de descarga del choke,

d_e - diámetro del choke,

F_{wo} - tasa agua aceite

B_o - factor volumétrico de formación del aceite, bbl/STB

n - calor específico

p_1 - presión en el choke upward, lb/ft²

p_2 - presión en el choke downward, lb/ft²

R - GOR, scf/STB

R_s - gas en solución, scf/STB

T_1 - temperatura del choke (°R)

Z_1 - factor de compresibilidad del gas

e - P_2/P_1

β - Coeficiente de flujo subcrítico

α - Coeficiente de flujo crítico

2.4.3.2. Omana Esta correlación es válida solo para flujo crítico.

$$q_L^o = 1.953 \times 10^{-3} (\sigma_L)^{-1.245} (\rho_L)^{1.545} (1 + R^1)^{-0.657} (D_c)^{1.8} (\rho_G)^{-3.49} (P_1)^{3.19} \quad (2-12)$$

Donde,

L - líquidos

G - gas

ρ - densidad, lb/ft³

σ - tensión superficial, dina/cm

R^1 - GOR insitu, ft³/ft³

D_c - diámetro del choke, ft

P - presión, psia.

2.4.3.3. Modelo de la Universidad de Tulsa En el Instituto Americano de Petróleo de la Universidad de Tulsa, encontraron una técnica para predecir la caída de presión sub-crítica a través de dos velocidades específicas controladas en superficie por válvulas de seguridad. Se condujo un gran número de pruebas, en una sola fase, agua, y de dos fases, aire – agua y gas natural – agua. El siguiente modelo homogéneo para predecir las caídas de presión fue propuesto,

$$\Delta P_{TP} = \frac{\rho_n v_{mB}^2}{2g_c C_D^2} \quad (2-13)$$

Donde ρ_n , v_{mB} , y C_D fueron evaluados a presión y temperatura upward.

Correlaciones para el coeficiente de descarga empírico fueron desarrolladas para cada válvula y sistema fluido usando datos experimentales. La ecuación del coeficiente de descarga tiene la forma,

$$C_D = C_o + C_1 R_D + C_2 R_D^2 + C_3 V_D \quad (2-14)$$

Donde,

C_D = coeficiente de descarga,

d_B = diámetro del bean,

d_t = diámetro de la tubería,

$R_D = d_B / d_t$

$V_D = V_{sg} / V_{sL}$,

C_1 = constante empírica.

3. VALIDACIÓN DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL

Se calcularon las caídas de presión con todas las correlaciones programadas, debido a la complejidad de algunas correlaciones y de la realización del programa, se hizo necesario validar la herramienta comparando las pérdidas de presión calculadas por el programa computacional para cada método con las pérdidas de presión reales, tomadas de los datos de recorridos de pozo (PIP- Pump Inlet Pressure, THP-Tubing Head Pressure), del cual se tomaron los datos para los cálculos de la herramienta. Se calcularon los porcentajes de error con medidas de varios días del recorrido de pozo, presentándose porcentajes de error para correlaciones de flujo vertical entre 17% y 40 %, y para correlaciones de flujo horizontal entre 34% y 47%, basados en estos porcentajes de error se seleccionaron las correlaciones que presentaron los más bajos porcentajes.

3.1. HERRAMIENTA COMPUTACIONAL

Se plantearon algoritmos de nueve correlaciones, cuatro para flujo vertical, cuatro para flujo horizontal y una correlación para aplicar a través de restricciones, estos algoritmos en conjunto con algoritmos para el cálculo de las propiedades físicas de los fluidos, fueron utilizados en la realización de una herramienta tipo Visual Basic Aplicado (VBA) a Excel.

3.1.1. DESCRIPCIÓN DE LA HERRAMIENTA COMPUTACIONAL El programa tiene como inicio una hoja en Excel denominada INICIO, en la cual se da la bienvenida al programa (Figura 3.1), en esta también se encuentra un

botón de inicio, el cual despliega un formulario para la entrada de datos explicado más adelante.

El programa en el editor de Visual Basic está escrito en cinco módulos y dos formularios, los módulos denominados principal, propiedades, corrvertical, Corrhorizontal, restricciones e interpolación, y los formularios, datos y correlaciones.

Figura 3.1. Vista general del inicio de la herramienta computacional VEHO.



3.1.1.1. Principal En este modulo se declaran publicas todas las variables que van a ser manejadas de forma general por todas las rutinas, se asignan los valores de entrada a las variables respectivas, luego llama a las subrutinas de propiedades las cuales son calculadas e impresas en la hoja de Excel llamada RESULTADOS, finalmente hace los llamados a las subrutinas de correlaciones de flujo, dependiendo las que el usuario haya elegido, e imprime lo datos de gradientes de presión en la misma hoja de Excel llamada RESULTADOS.

3.1.1.2. Propiedades En este modulo se encuentran todas las subrutinas que fueron escritas para calcular las propiedades físicas del fluido, como factor volumétrico de formación, solubilidad del gas en aceite, viscosidades, tensiones superficiales, compresibilidad del gas, etc.

3.1.1.3. CorrvERTICAL En este modulo están programadas las cuatro correlaciones de flujo utilizadas para flujo vertical, cada una está programada en una subrutina diferente.

3.1.1.4. CorrhORIZONTAL En este modulo están programadas las cuatro correlaciones de flujo utilizadas para flujo horizontal, cada una está programada en una subrutina diferente.

3.1.1.5. Restricciones En este modulo se encuentra programado el modelo de la Universidad de Tulsa para restricciones.

3.1.1.6. Datos Mediante este formulario el usuario entra los datos necesarios para realizar todos los cálculos que necesita el programa para predecir los gradientes de presión.

3.1.1.7. Correlaciones En este formulario el usuario elige con cuales correlaciones desea calcular los gradientes de presión para flujo vertical y para flujo horizontal.

Figura 3.2. Vista al usuario entrada de datos herramienta computacional VEHO.

DATOS DE ENTRADA

T = [° F] GLR = [Scf/STB] E/D =

P = [Psi] GOR = [Scf/STB] °API =

Pb = [Psi] Qo = [STB]/d G.Eg =

ID = [Pie] Qw = [STB]/d

FIGURA 3.3. Vista al usuario selección de correlaciones herramienta computacional VEHO.

CORRELACIONES DE FLUJO

FLUJO TUBERIA VERTICAL

- FANCHER N BROWN
- HAGEDORN N BROWN
- DUNS N ROS
- ORKISZEWSKI

FLUJO TUBERIA HORIZONTAL

- BEGGS N BRILL
- DUKLER
- MUKHERJEE N BRILL
- AZIZ, GOVIER N FOGARASI

FLUJO A TRAVES DE RESTRICCIONES

- MODELO U. TULSA

3.2. VALIDACION NUMERICA

La validación numérica se realizó mediante una prueba de escritorio que es una ejecución 'a mano' del algoritmo, se llevaba registro de los valores que va tomando cada una de las variables involucradas en el mismo. Y comparadas con datos y ejercicios presentados en la literatura revisada. Ejemplos de estos se presentan en los anexos.

3.3. DATOS DE CAMPO

La evaluación de la correlación que mejor se ajusta al campo chichimene (Meta, Colombia), se realizó mediante la recopilación de información de las propiedades de fluido y condiciones de operación de un pozo que actualmente produce crudo extrapesado, el pozo chichimene 18.

Se utilizaron los datos de operación y propiedades del pozo chichimene-18 para calcular las propiedades de los fluidos y los gradientes de presión.

El estado mecánico del pozo y del sistema de producción, datos de presión y caudales, se utilizaron para comparar el comportamiento real con el calculado para la selección adecuada de la correlación.

El pozo chichimene-18 produce con bombeo electrosumergible y llega de manera independiente a la estación, el estado mecánico del pozo y la dimensión de la línea de recolección se presentan en la tablas 3.1, 3.2.

Tabla 3.1. Estado mecánico del pozo chichimene 18.

Estado Mecánico	
Promedio de Perforaciones (pies)	7796
Diámetro del casing (pies)	0.7366
Diámetro del tubing (pies)	0.4125
Profundidad de la BES (pies)	4571

Tabla 3.2. Características de la tubería de superficie del pozo chichimene 18.

Tubería de Superficie	
Longitud (pies)	5249.3
Diámetro (pies)	0.5056
Rugosidad	0.0018

Tabla 3.3. Características de producción del pozo chichimene 18.

Producción de Crudo	
Gravedad API	7.8
Presión de Yacimiento (psi)	3242
Índice de Productividad (BPD/psi)	2.8
Caudal (BPD)	2659
BSW	3%
GOR(PC/B)	68
Presión de Separador (psi)	30
Temperatura de Yacimiento (°F)	186
Temperatura ambiente (°F)	86

3.4. SELECCIÓN DE LA CORRELACION PARA FLUJO VERTICAL

En base a los datos de campo y con la herramienta computacional desarrollada, se calcularon los gradientes de presión a una temperatura promedio entre la temperatura de yacimiento y la temperatura del ambiente, y a la presión de fondo fluyendo, con cada una de las cuatro correlaciones programadas para flujo vertical.

Con estos gradientes de presión, se calculo la presión de entrada a la bomba de subsuelo (PIP), y se comparo con presiones tomadas en los recorridos de pozo a diferentes días. Los resultados de la herramienta computacional y la PIP calculada para cada correlación presentada se muestran en la tabla 3.4:

Tabla 3.4. Resultados de las correlaciones de flujo vertical para el pozo chichimene 18.

CORRELACIÓN	ΔP(psi/pie)	PIP(psi)
FANCHER Y BROWN	0,401	998,694
HAGEDORN Y BROWN	0,392	1027,881
DUNS Y ROS	0,410	969,658
ORKISZEWSKI	0,404	989,359
BEGGS Y BRILL	0,370	1098,773

Comparando cada valor con distintos valores de mediciones reales de diferentes días del pozo, se calculo el porcentaje de error, estos resultados se muestran en la tabla 3.5.

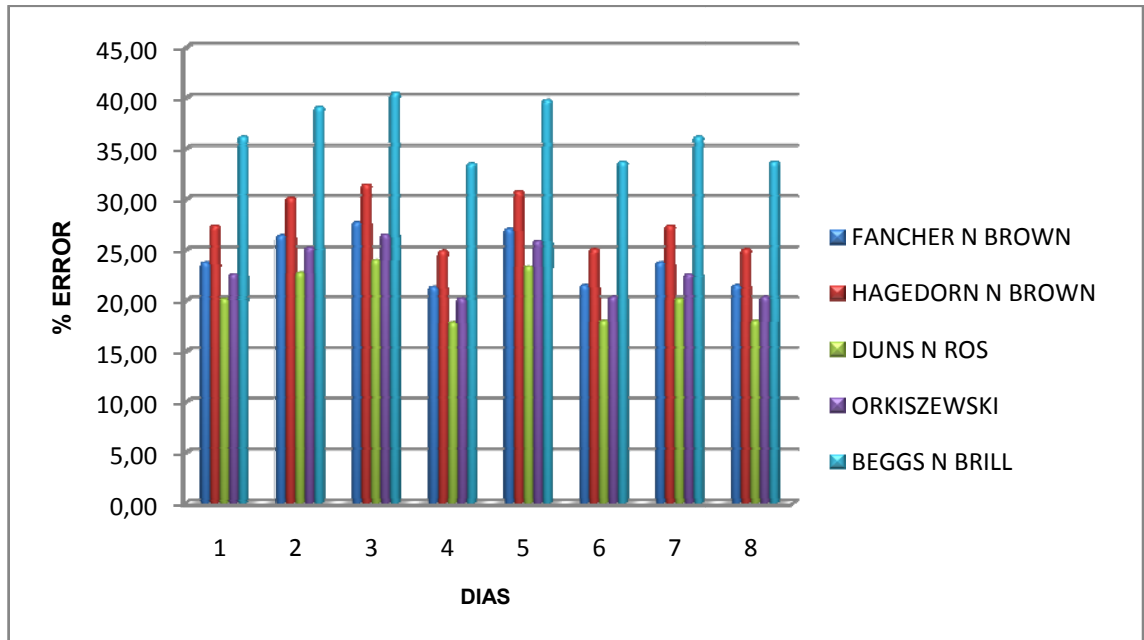
Tabla 3.5. Resultados de los porcentajes de error para correlaciones de flujo vertical para el pozo chichimene 18.

DIAS	PIP(psi) REPORTADAS	% ERROR				
		FANCHER Y BROWN	HAGEDORN Y BROWN	DUNS Y ROS	ORKISZEWSKI	BEGGS Y BRILL
1	807	23,75	27,37	20,16	22,60	36,16
2	790	26,42	30,11	22,74	25,24	39,09
3	782	27,71	31,44	24,00	26,52	40,51
4	823	21,35	24,89	17,82	20,21	33,51
5	786	27,06	30,77	23,37	25,87	39,79
6	822	21,50	25,05	17,96	20,36	33,67
7	807	23,75	27,37	20,16	22,60	36,16
8	822	21,50	25,05	17,96	20,36	33,67

En la figura 3.4 se puede observar que la correlación que presenta un menor porcentaje de error es la de Duns y Ros. Por tal motivo fue esta la correlación seleccionada para realizarle el ajuste a la viscosidad. El mayor porcentaje de error para correlaciones verticales lo presenta Beggs y Brill, difiriendo enormemente de las demás correlaciones, esto nos permite observar que a pesar de que la literatura nos dice que además de estar esta correlación basada en estudios de tubería horizontal también sirve para tubería vertical.

Fancher y Brown presenta un porcentaje de error que no difiere mucho de Duns y Ros, a pesar de ser esta la correlación mas básica ya que no toma en cuenta efectos de deslizamiento.

Figura 3.4. Porcentajes de error para correlaciones de flujo vertical para el pozo chichimene 18.



3.5. SELECCIÓN DE LA CORRELACION PARA FLUJO HORIZONTAL

De la misma manera que para flujo vertical se calcularon los gradientes de presión para flujo horizontal, a temperatura ambiente, y a la presión de separador.

Con estos gradientes de presión, se calcularon presiones en cabeza de pozo (P_{wh}) para cada correlación. Los resultados se muestran en la tabla 3.6:

Tabla 3.6. Resultados de las correlaciones de flujo horizontal para el pozo chichimene 18.

CORRELACIÓN	ΔP(psi/pie)	Pwh(psi)
BEGGS Y BRILL	0,040249243	241,280
DUKLER	0,038848204	233,926
MUKHERJEE Y BRILL	0,035452341	216,100
AZIZ, GOVIER Y FOGARASI	0,036261623	220,348

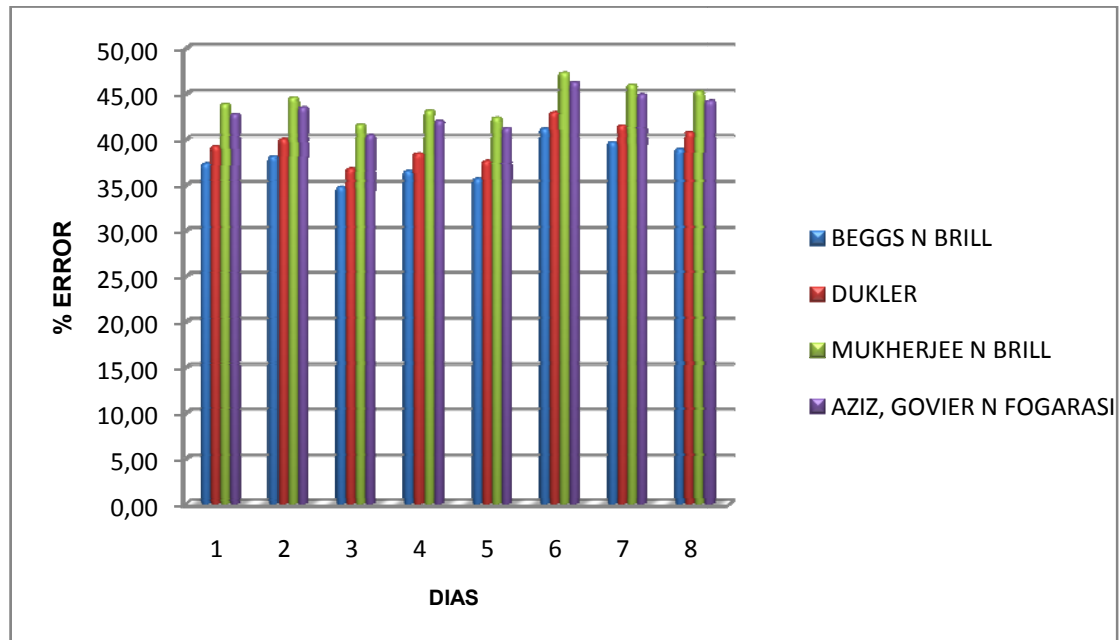
Comparando cada valor con distintos valores de mediciones reales de diferentes días del pozo, se calculo el porcentaje de error, estos resultados se muestran en la tabla 3.7.

Tabla 3.7. Resultados de los porcentajes de error para las correlaciones de flujo horizontal para el pozo chichimene 18.

DIAS	Pwh(psi) REPORTADAS	% ERROR			
		BEGGS Y BRILL	DUKLER	MUKHERJEE Y BRILL	AZIZ, GOVIER Y FOGARASI
1	385	37,33	39,24	43,87	42,77
2	390	38,13	40,02	44,59	43,50
3	370	34,79	36,78	41,59	40,45
4	380	36,51	38,44	43,13	42,01
5	375	35,66	37,62	42,37	41,24
6	410	41,15	42,94	47,29	46,26
7	400	39,68	41,52	45,98	44,91
8	395	38,92	40,78	45,29	44,22

La correlación que presenta un menor porcentaje de error como observamos en la figura 3.5, es la de Beggs y Brill, por tal motivo fue la correlación seleccionada para flujo horizontal.

Figura 3.5. Porcentajes de error para correlaciones de flujo vertical para el pozo chichimene 18.



Se observa que efectivamente esta correlación si funciona bien en flujo horizontal. Los porcentajes de error no difieren mucho unos de otros. Los porcentajes de error más altos los presenta Mukherjee y Brill.

Como regla general no hay una correlación que funcione bien a todos los pozos se debe realizar una comparación de correlaciones como la presentada.

4. AJUSTE PARA LA VISCOSIDAD DE CRUDOS PESADOS

Más de 6 trillones de barriles de petróleo in situ son atribuidos a los hidrocarburos más pesados, el equivalente al triple de las reservas combinadas de petróleo y de gas convencionales de todo el mundo por tanto, merecen una atención más esmerada.³³

En Colombia existen alrededor de 10 GB de crudo pesado y extrapesado. Ecopetrol dentro del Proyecto Nacional de Crudos Pesados, pretende desarrollar las reservas de crudo extrapesado de la formación San Fernando. Específicamente se planea extraer en los próximos 20 años unos 150 millones de barriles de este crudo del campo Chichimene³⁴

Como bien se sabe, la extracción de estos crudos no es tarea fácil, la experiencia en la producción ha demostrado que la mayoría de los sistemas convencionales de producción son ineficientes y están asociados a grandes problemas técnicos que se traducen en incrementos anuales en los costos de operaciones y consecuentemente en una reducción significativa de las ganancias de las empresas productoras.

Factores tales como la porosidad, la permeabilidad y la presión determinan cómo se comportará un yacimiento, la densidad y la viscosidad del petróleo son las propiedades que dictan el enfoque de producción que tomará una compañía petrolera. Los petróleos densos y viscosos, denominados petróleos pesados, presentan retos de producción especiales, pero no insuperables. La viscosidad a la temperatura de yacimiento es generalmente la medida más importante

³³ Mike Waite, Chevron Texaco. Et.al. Yacimientos de crudo pesado Rev. No 4. pp1

³⁴ www.anh.gov.co/.../Proyectos_de_crudo_pesado_Colombia

para un productor de hidrocarburos porque determina cuán fácilmente fluirá el petróleo.

Cuando el patrón de flujo es disperso y la fase continua es el agua, la viscosidad del crudo tiene un pequeño efecto en el comportamiento del flujo. Esta tiene una profunda importancia cuando existe una significativa diferencia en las densidades de las fases. El flujo anular con agua adyacente a la pared del tubo, al parecer ocurre únicamente con crudos de muy alta viscosidad, el flujo anular con crudo adyacente a la pared del tubo, al parecer ocurre con crudos de viscosidad intermedia y cuando el crudo es de baja viscosidad se tiende a formar dispersiones de agua en crudo.

4.1. INFLUENCIA DE ALGUNAS PROPIEDADES FÍSICAS SOBRE LA VISCOSIDAD DE LOS CRUDOS

El efecto de la temperatura y la presión sobre la viscosidad de los crudos es realmente importante en yacimiento y en superficie, especialmente en lo concerniente a crudos pesados y extrapesados. Un crudo se considera pesado de 10 a 22.3 ° API y extrapesado menor de 10 °API.

Al aumentar la temperatura del crudo se disminuye su viscosidad debido al incremento de la velocidad de las moléculas y, por ende, a la disminución de su fuerza de cohesión y disminución de la resistencia molecular.

Si el incremento de presión se efectúa por medios mecánicos, sin adición de gas, el aumento de presión resulta en un aumento de la viscosidad. Este comportamiento obedece a que está disminuyendo la distancia entre moléculas y, en consecuencia, se está aumentando la resistencia de las moléculas a desplazarse.

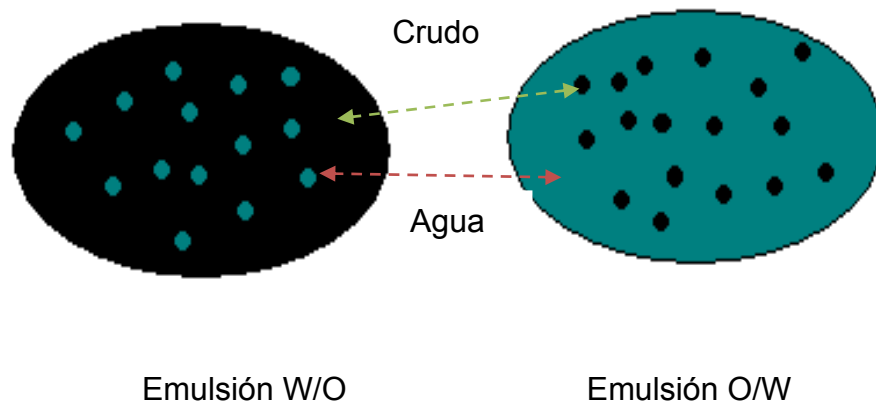
4.2. EMULSIONES

Una emulsión es un sistema termodinámicamente inestable en el cual dos líquidos inmiscibles coexisten. Uno de ellos está disperso en el otro en forma de gotas. El líquido que rodea las gotas dispersas es la fase externa o continua y las gotas dispersas son la fase interna o discontinua³⁵. Dependiendo de la naturaleza de la fase externa se dividen en:

Emulsiones Directas W/O: La fase continua es el aceite y el agua está en pequeñas gotas formando la fase dispersa.

Emulsiones Inversas O/W: La fase continua es el agua y el aceite se encuentra formado en gotas³⁶. Como se observa en la figura 4.1.

Figura 4.1. Emulsiones Directas e Inversas



Todas las emulsiones tienen un punto de inversión de fases PI, que hace referencia al contenido de agua necesaria con la que una emulsión de gotas de agua dispersas en aceite W/O, se rompe e invierte y partir de la cual el aceite

³⁵ Aranberri, I. Elaboración y caracterización de emulsiones. Revista Iberoamericana de Polímeros. Vol. 7(3):pp. 212

³⁶ Ibid.,p.213

tiende a dispersarse en el agua y formar una emulsión O/W. Ocurre típicamente en los cortes de agua del 60 % al 80 %.

4.3. CALCULO DE LA VISCOSIDAD EN EMULSIONES

Uno de los fenómenos que hace más complejo el cálculo de la viscosidad de la mezcla es la inversión de fases, principalmente entre el agua y el crudo. La inversión de fases se refiere al fenómeno donde con un pequeño cambio en las condiciones operacionales, la fase continúa y dispersa se invierten simultáneamente. La inversión de fases es uno de los factores a considerar en el diseño de tuberías que transportan crudo y agua, ya que las características reológicas de la dispersión y la caída de presión asociada cambian abruptamente y significativamente en este punto de inversión.³⁷

Los crudos de alta viscosidad y bajo API suelen ser emulsiones W/O estables. Aunque hay poca o ninguna tecnología disponible para predecir las condiciones en las cuales una emulsión estable ocurrirá. La estabilidad de una emulsión es fuerte bajo la influencia de la tensión superficial. Como el efecto sobre la viscosidad ya que una alta viscosidad en la fase externa disminuye la frecuencia de colisión de las gotas, por lo cual se incrementa la estabilidad, y por lo tanto genera pérdidas de presión y/o gastos de bombeo. Generalmente pueden ser una principal preocupación para quienes diseñan instalaciones de tubería de un sistema de corte de agua. Sin embargo, hay mucha gente que se preocupa por adquirir emulsiones estables que los que investigan como tenerlas. Realmente no es ningún sustituto de una investigación de laboratorio casos en donde las emulsiones representan un potencial interés. Tales estudios siempre deben ser realizados con las muestras de los líquidos reales producidos para asegurar que los resultados sean confiables.

³⁷ SZILAS A. P., Production and transport of oil and gas. Part B: gathering and transport. Developments in petroleum science 18b. Hungary: ELSEVIER, 1986.

Para determinar la viscosidad de las emulsiones se presentan las siguientes correlaciones.

El modelo de Woelflin generalizado está basado en el concepto de un multiplicador de viscosidad, que es definido como:

$$K_{emul} = \frac{\mu_e}{\mu_o} \quad (4-1)$$

Donde;

μ_e = viscosidad efectiva de la emulsión, cp

μ_o = viscosidad del aceite, cp

K_{emul} = multiplicador de la viscosidad del aceite.

Probablemente el mejor método conocido para estimar K_{emul} es la correlación gráfica de Woelflin (1942)

$$k_{emul} = \exp(a * C_w^2 + b * C_w)$$

Donde;

C_w = Corte del agua expresado como una fracción decimal.

a y b = son constantes que dependen específicamente de la emulsión a tratar.

Woelflin notó que, cuando las emulsiones se acercan al punto de inversión, la viscosidad de la emulsión puede ser 40 veces o más de la viscosidad del aceite solo.

Recientemente, Smith y Arnold (1987) recomendaron el empleo de la relación simple cuadrática.

$$K_{emul} = 1.0 + 2.5 * C_W + 14.1 * C_W^2$$

La ecuación parece ser una relación empírica simple, pero en realidad tiene una historia bastante ilustre. Esto remonta a principios de los años 30's fue sacada por Albert Einstein y de hecho tiene una amplia aplicabilidad que es fácilmente evidente.

Ningún método da mejores resultados que otro, simplemente se muestra la comparación de viscosidades de emulsión con valores para un aceite de 17.5 °API a 10 °C. Para una fracción de agua menor al 13% se recomienda utilizar la ecuación de Woelflin.

4.4. APLICACION DEL AJUSTE A LA VISCOSIDAD DEL CRUDO SAN FERNANDO EN LA CORRELACION SELECCIONADA

Hasta el momento existen modelos matemáticos y métodos probados para obtener el comportamiento de flujo multifásico, caídas de presión y hold up para líquidos y gases de bajas viscosidades. Experimentalmente se ha demostrado las diferencias en el comportamiento de flujo de los crudos de alta y baja viscosidad.³⁸ Sin embargo, pocos estudios se han enfocado al comportamiento de flujo multifásico para altas viscosidades, por lo tanto, se ve la necesidad de acercar más a la realidad esta herramienta para obtener comportamientos de flujo, caídas de presión más acertadas.

³⁸ Zhang, Q Et.al. Effects of High Oil Viscosity on Oil and Gas. SPE Projects. June 2008; pp 1.

Considerando que la viscosidad de la mezcla suele calcularse como el promedio de las viscosidades del gas y del líquido; esta última es calculada también como un promedio entre la viscosidad del crudo y la viscosidad del agua. Gran número de investigaciones se han realizado con el propósito de predecir la verdadera característica de la viscosidad. Dentro de las investigaciones se incluyó una ecuación para el cálculo de la viscosidad de emulsiones directas agua dispersa en crudo W/O, en función del contenido de agua y de la temperatura; esta ecuación fue ajustada a partir de mediciones de laboratorio.

El Instituto Colombiano del Petróleo ICP, realizó un estudio detallado para el cálculo de viscosidad³⁹ del crudo San Fernando, el método consiste en:

1. Determinar la viscosidad del crudo San Fernando con el gas disuelto (crudo vivo) a la presión dada, la ecuación de Vázquez para $P > P_b$. La cual se determinó en el cálculo de las propiedades programadas para ser utilizadas en las correlaciones también programadas.
2. Determinar la viscosidad del crudo San Fernando a la temperatura dada. Dato obtenido de campo.
3. Determinar la viscosidad de la mezcla crudo vivo y agua, utilizando la ecuación de Woelflin debido a que el $BSW < PI$, debido a su corte de agua bajo.

Se programó el modelo de Woelflin para realizar el ajuste a la viscosidad en las correlaciones Duns y Ros para vertical y Beggs y Brill para horizontal, retomando el estudio realizado por el ICP y teniendo en cuenta que el cálculo de los coeficientes a y b del modelo de Woelflin para emulsiones de

³⁹ GARCÍA CHINCHILLA, Cesar Augusto. Diseño Conceptual del sistema de recolección de crudo extrapesado. Bucaramanga 2009, 54h. Tesis de grado de maestría en ingeniería de hidrocarburos. Universidad Industrial de Santander.

crudo san Fernando, estaban predeterminados por estudios previos de laboratorio.

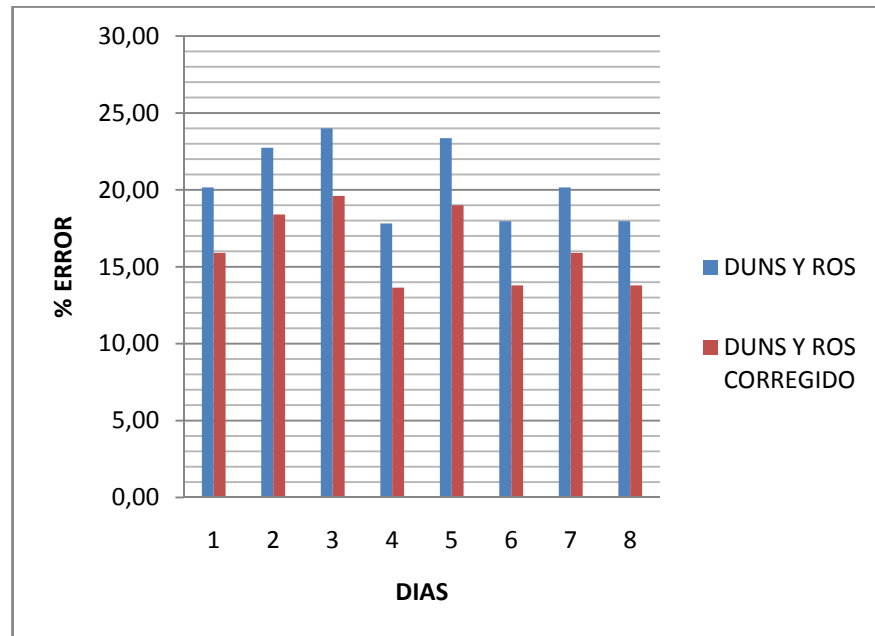
Cabe anotar que el ICP recomienda utilizar Woelflin para cortes de agua bajos, por esto se selecciono este modelo para realizar el ajuste.

4.4.1. VERTICAL Se aplico el ajuste de la viscosidad en la correlación de Duns y Ros para analizar el cambio en las caídas de presión, comparando los porcentajes de error (Tabla 4.1). Se observó que el ajuste a la viscosidad disminuye el porcentaje de error (Figura 4.2), lo que significa que si se presenta un acercamiento a los datos operacionales de presión. Sin embargo, los porcentajes de error siguen siendo altos por esto se recomienda realizar el estudio con otro tipo de modelos para viscosidad de emulsiones.

Tabla 4.1. Porcentajes de error de la correlación Duns y Ros sin ajuste a la viscosidad y con ajuste a la viscosidad

DUNS Y ROS	DUNS Y ROS CORREGIDO
% error	% error
20,16	15,90
22,74	18,39
24,00	19,61
17,82	13,65
23,37	19,00
17,96	13,79
20,16	15,90
17,96	13,79

Figura 4.2. Comparación de la correlación Duns y Ros corregida con la original



4.4.2. HORIZONTAL Se confirma el hecho que la viscosidad es una propiedad que afecta notablemente los comportamientos de flujo y por ende las caídas de presión, se logro hacer una aproximación al comportamiento real, teniendo en cuenta las emulsiones en base a los cortes de agua, cabe resaltar que en superficie se debe estar atento a los cambios de las caídas de presión porque al aumentar los cortes de agua puede llegarse al punto de inversión de las fases.

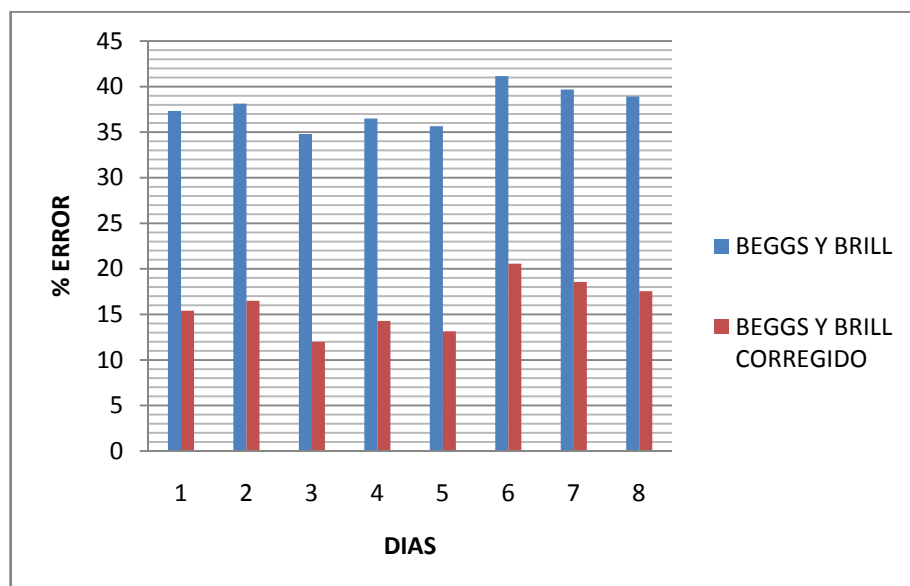
La tabla 4.2 muestra los porcentajes de error de las caídas de presión calculadas con la correlación de Beggs y Brill con el ajuste a la viscosidad y sin el ajuste.

Se puede observar que disminuye notablemente el error, concluyendo de esta manera que el ajuste funciona mejor en tuberías horizontales. (Ver figura 4.3).

Tabla 4.2 Porcentajes de error de la correlación Beggs y Brill sin ajuste a la viscosidad y con ajuste a la viscosidad

BEGGS Y BRILL	BEGGS Y BRILL CORREGIDO
37,3297784	15,40167075
38,1332427	16,48626472
34,7890937	11,97200876
36,5051702	14,28853484
35,6585725	13,14571531
41,1511333	20,56010546
39,6799117	18,5741081
38,9163663	17,54340061

Figura 4.3. Comparación de la correlación Beggs y Brill corregida con la original



5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- La exactitud en los resultados de las correlaciones para el cálculo de los gradientes de presión de flujo multifase, depende en gran medida de las correlaciones utilizadas para calcular las propiedades físicas de los fluidos. Una mejora o una buena elección de cada una de estas, hará que los cálculos de los gradientes de presión sean más aproximados.
- Ninguna de las correlaciones utilizadas para calcular los gradientes de presión del pozo chichimene 18, fue lo suficientemente aproximada, todas presentaron grandes porcentajes de error, esto nos confirma que las correlaciones existentes para crudo liviano, efectivamente no funcionan con la misma consistencia para crudo pesado.
- La viscosidad no es la única propiedad del fluido que afecta los cálculos de gradientes de presión, también la tensión superficial, el número de Reynolds, entre otros, entonces se recomienda realizar análisis de sensibilidad a estas propiedades y del mismo modo aplicar factores de corrección.
- Se recomienda realizar la comparación de las correlaciones con un ajuste a la viscosidad, a partir de otros modelos, ya que el modelo de Woelflin no mejora considerablemente la predicción del comportamiento de flujo a las condiciones del campo Chichimene.

- Una buena manera de mejorar las correlaciones existentes podría consistir en crear modelos híbridos, seleccionando partes (cálculo del holdup, cálculo del factor de fricción, etc.) de varias correlaciones y uniéndolas en una correlación que haga el mejor trabajo para una aplicación en particular.

- La mejor correlación que se ajusto para flujo vertical fue Duns y Ros, y para flujo horizontal Beggs y Brill. Esta última puede ser aplicada a flujo vertical y horizontal mostrando mejores resultados en flujo vertical.

- Al tratarse la viscosidad de las mezclas como una emulsión se obtienen caídas de presión con menor porcentaje de error, aunque no se aproxima a los datos reales en la producción de crudos pesados.

- Luego de implementar una herramienta que contribuya al desarrollo tecnológico se debe realizar un estudio económico para verificar la viabilidad de su uso.

- Se recomienda analizar otros factores que afectan la viscosidad de las emulsiones como la temperatura, presión, tamaño de las gotas, velocidad de arrastre, etc. Realizando un análisis de sensibilidad de estas variables podría obtenerse los resultados esperados. Cabe anotar que a lo largo de este trabajo no se realizó este estudio porque el objetivo era probar el desempeño de la correlación de emulsiones woelflin en las correlaciones de caídas de presión.

BIBLIOGRAFIA

Allen Jr., T. y Ditsworth, R.L.: Fluid Mechanics. McGraw-Hill Book Co., New York (1975).

Aranberri, I. Elaboración y caracterización de emulsiones. Revista Iberoamericana de Polímeros. Vol.83.

Ashford, F. E.: "An Evaluation of Critical Multiphase Flow Performance through Wellhead Chokes," J. Pet. Tech. Agosto 1974.

Aziz, K., Govier, G. W. y Fogarasi, M.: "Pressure Drop in Wells Producing Oil y Gas," J. Cdn. Pet. Tech. septiembre 1972.

Baker, O, y Swerdloff, W.: "Finding Surface Tension of Hydrocarbon Liquids," Oil and Gas Journal. Enero 1956.

Baker, O.: et al: "Gas-Liquid Flow in Pipelines, II. Design Manual" AGA-API Project NX-28, Octubre 1970.

Beggs, H. D. y Brill, J. P. : "A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes," Trans. AIMME 1973.

Beggs, Howard Dale, Production Optimization: Using Nodal Analysis. Tulsa, Ok. : OGCI Publications, C1991.

Brill, J.P, y Beggs, H.D: Two Phase Flow in Pipes, sexta edición, enero 1991.

Brill, J.P. et al. Two Phase Flow in Pipes. Sexta edición, enero 1991.

Brill, J.P. et al., "State of the Art in Multiphase flow". SPE paper 23835. 1992.

Chierici, G. L., et al: "Two-Phase Vertical Flow in Oil Wells-Prediction of Pressure Drop," Trans. AIME (1974).

Dukler, A. E., et al: "Gas-Liquid Flow in Pipelines, I. Research Results," AGA-API Project NX-28, Mayo 1969.

Duns, H., Jr., y Ros, N.C.J.: "Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells," proc., Sixth World Pet. Cong., Frankfurt 1963 II.

Fancher, G. H., y Brown, K. E.: "Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubing," Trans., AIME.

FUENTES, D. Especialización en Producción de Hidrocarburos: Flujo Multifásico. Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga 2008.

GARCÍA CHINCHILLA, Cesar Augusto. Diseño Conceptual del sistema de recolección de crudo extrapesado. Bucaramanga 2009, 54h. Tesis de grado de maestría en ingeniería de hidrocarburos. Universidad Industrial de Santander.

Gokcal, B. Effects of High Oil Viscosity on Oil/Gas Flow Behavior in Horizontal Pipes, SPE paper 102727, junio 2008.

Hagedorn, A. R., y Brown, K. E.: "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits," Trans., AIME.

Katz, D. L.: Handbook of Natural Gas Engineering, McGraw Hill Book Co., Inc., New York 1959.

Lasater, J. A.: "Bubble Point Pressure Correlation", Trans. AIME (1958).

Lawson, D. A Statistical Evaluation of Methods Used to Predict Pressure Losses for Multiphase flow in Vertical Oil well Tubing, SPE paper 4267, Agosto 1974.

Mike Waite, Chevron Texaco. Et.al. Yacimientos de crudo pesado Rev. No 4. pp1.

Moody, L.F.: "Friction Factors for Pipe Flow", Trans. ASME, V.66, p.671, 1944.
Mukherjee, H. y Brill, J. P.: " Liquid Holdup Correlations for Inclined Two-Phase Flow," JPT mayo 1983.

Orkiszewski, J.: "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipe,"
Trans., AIME.

Poettmann, F. H., y Carpenter, P. G.: "The Multiphase Flow of Gas, Oil, and
Water Through Vertical Flow Strings with Application to the design of Gas Lift
Installations," Drill. And prod. Prac., API 1952.

Standing, M. B.: "A General Pressure-Volume-Temperature Correlation for
Mixtures of California Oils and Greases" Drill. And Prod. Practice. , API(1947).

SZILAS A. P., Production and transport of oil and gas. Part B: gathering and
transport. Developments in petroleum science 18b. Hungary: ELSEVIER, 1986.
[www.anh.gov.co/.../Proyectos de_crudo_pesado_Colombia](http://www.anh.gov.co/.../Proyectos_de_crudo_pesado_Colombia).

Zhang, Q Et.al. Effects of High Oil Viscosity on Oil and Gas. SPE Projects. June
2008; pp 1.

**ANEXO A VALIDACION DE LAS PROPIEDADES UTILIZADAS PARA EL
CÁLCULO DE GRADIENTES DE PRESION**

La solución de las ecuaciones de gradientes de presión requiere el cálculo previo de algunas propiedades de los fluidos como densidad, velocidad, viscosidad, valores de tensiones superficiales cuando se trata de flujo multifásico.

A continuación se presenta una validación de la herramienta con el fin de brindarle confiabilidad al usuario.

A-1 SOLUBILIDAD DEL ACEITE

Correlación de Standing

$$R_s = \gamma_g \left[\frac{P_b}{18} * \frac{10^{0,0125} * API}{10^{0,00091} * T} \right]^{1/0,83}$$

$$R_s = 0,8 \left[\frac{2625}{18} * \frac{10^{0,0125} * 30}{10^{0,00091} * 200} \right]^{1/0,83}$$

$$R_s = 553,48 \text{ scf/STBO}$$

A-2 FACTOR VOLUMETRICO DE FORMACION DEL ACEITE

Correlación de Standing

$$B_o = 0,972 + 0,000147(F)^{1,175}$$

$$F = R_s \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0,5} + 1,25 * T$$

$$F = 552,9 \left(\frac{0,8}{0,876} \right)^{0,5} + 1,25 * 200$$

$$F = 778,37$$

$$Bo = 0,972 + 0,000147 * (778,37)^{1,175}$$

$$Bo = 1,3391 \text{ scf/STBO}$$

A-3 COMPRESIBILIDAD DEL ACEITE

$$C_o = \frac{1433 + 5 * R_s + 17,2 T - 1180 \gamma_g(114,7) + 12,61 * API}{p * 10^5}$$

$$C_o = \frac{-1433 + 5 * (552,9) + 17,2 * (200) - 1180 * (0,8) + 12,61 * 30}{2000 * 10^5}$$

$$C_o = \frac{-1433 + 5 * (552,9) + 17,2 * (200) - 1180 * (0,8) + 12,61 * 30}{2000 * 10^5}$$

$$C_o = 2,1 * 10^{-5} \text{ psi}^{-1}$$

A-4 FACTOR VOLUMETRICO DE FORMACION DEL AGUA

$$B_W = 1 + 0,00012 * (T - 60) + 0,000001 * ((T - 60)^{(2 - (0,00000333 * P))})$$

$$B_W = 1 + 0,00012 * (140) + 0,000001 * ((1400)^{(2 - (0,00000333 * 2000))})$$

$$B_W = 1,03576543719686 \text{ scf/STBW}$$

A-5 VISCOSIDAD DEL ACEITE

$$\mu_o = A * \mu_{oD}^B$$

$$A = 10,75 (R_s + 100)^{-0,515}$$

$$A = 0,38$$

$$B = 5,44 * (R_s + 150)^{-0,338}$$

$$B = 0,59$$

$$\mu_{oD} = 10^X - 1 = 2,64$$

$$X = Y * T^{-1,163} = 0,56$$

$$Y = 10^Z = 266,38$$

$$Z = 3,0324 - 0,02023 * API = 2,4255 \text{ cP}$$

$$\mu_o = 0,677$$

A-6 VISCOSIDAD DEL AGUA

$$\mu_w = EXP (1,003 - 1,479 * 10^{-2}T + 1,982 * 10^{-5}T^2)$$

$$\mu_w = 0,3128 \text{ cP}$$

A-7 VISCOSIDAD DEL GAS

$$T_{abs} = T + 460$$

$$T_{abs} = 660$$

$$W = SGFG * 29$$

$$W = 23,2$$

$$AK = (9,4 + 0,02 * W) * \frac{(T_{abs}^{1,5})}{209 + 19 * W + T_{abs}} = 127,69$$

$$XB = 3,5 + \left(\frac{986}{T_{abs}}\right) + 0,01 * W = 5,23$$

$$Y_B = 2,4 - 0,2 * XB = 1,355$$

$$RHOG = \frac{0,0433 * SGFG * P}{Z * T_{abs}} = 0,1312$$

$$GVIS = AK * 10^{-4} * EXP(XB * RHOG^{Y_B})$$

$$GVIS = 127,69 * 10^{-4} * EXP(5,23 * 0,1312^{1,355})$$

$$GVIS = 0,0177 \text{ cP}$$

A-8 FACTOR DE COMPRESIBILIDAD

$$P_{PC} = 708,75 - 57,5 * \gamma_G = 662,7$$

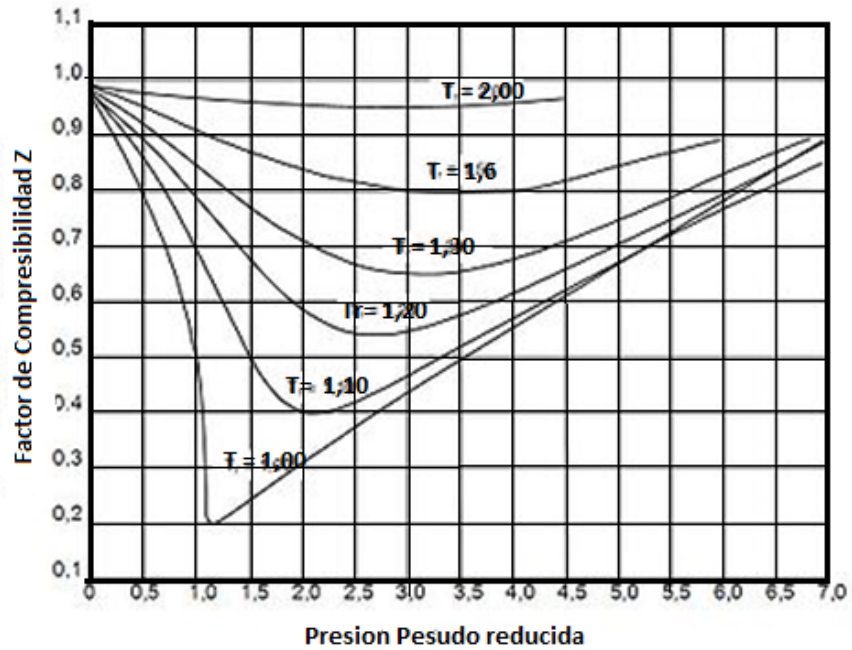
$$T_{PC} = 169 - 314 * \gamma_G = 420,2$$

$$P_{pr} = \frac{p}{p_{PR}} = \frac{2000}{662,7} = 3,02$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{PR}} = \frac{660}{420,2} = 1,57$$

Con la P_{pr} y T_{pr} se entra a la siguiente tabla para leer el valor de Z

Figura A1. Factor de compresibilidad



Z= 0, 81

A-9 TENSION SUPERFICIAL DEL ACEITE

$$\text{SUR68} = (39 - 0.2571 * \text{API}) = (39 - 0.2571 * \text{API}) = 31,287$$

$$\text{SUR100} = (37,5 - 0,257 * \text{API}) = 29,79$$

S1 = Ver figura A2

S2 = Ver figura A3.

Figura A2. Tensión Superficial del crudo

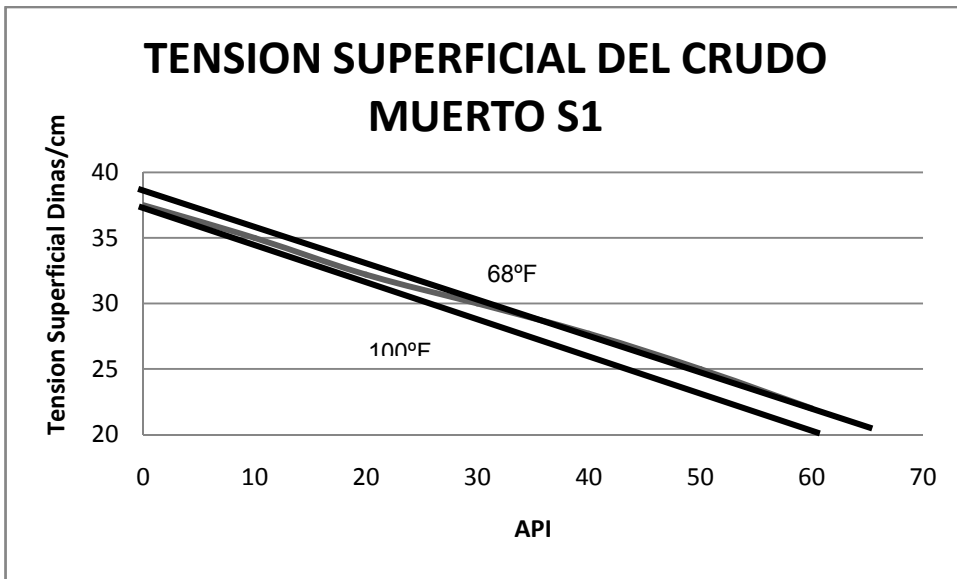
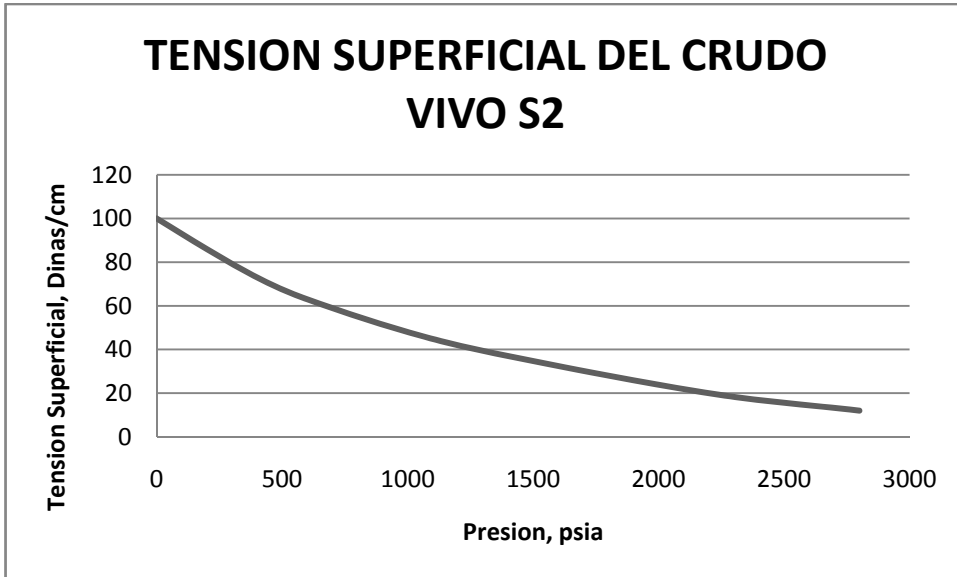
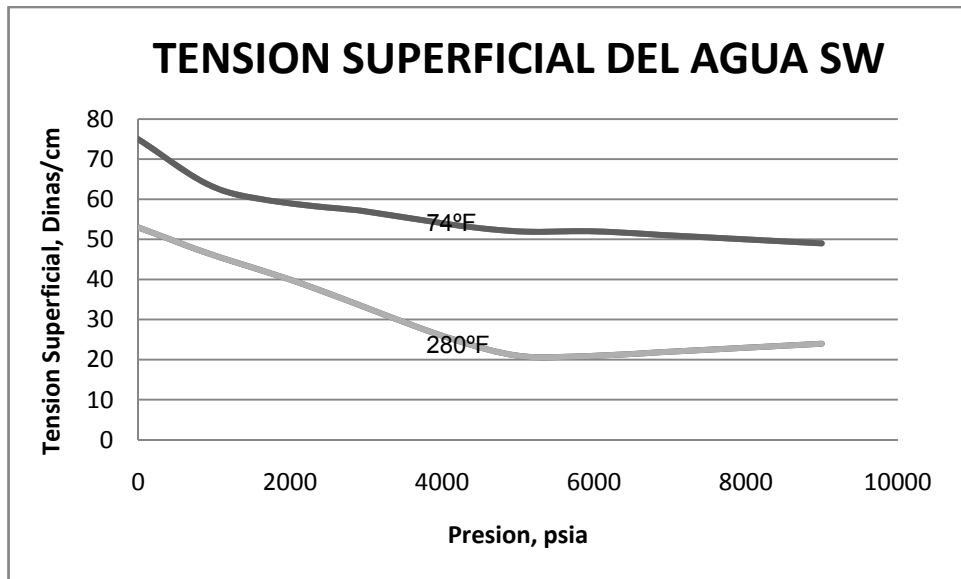


Figura A3. Tensión Superficial del crudo



$$SURO = S1 * \left(\frac{S2}{100}\right) = 7,0219 \text{ Dinas / cm}$$

Figura A4. Tensión Superficial del agua



SW = Ver figura A-4

A-10 TASAS DE FLUJO

Caudal de aceite

$$QOPT = QO * BO * 5.615 / 86400 = 0,0435 \text{ scf/dia.}$$

Caudal de aceite

$$QWPT = QW * BW * 5.615 / 86400 = 0,00673 \text{ scf/dia.}$$

Caudal de gas

$$QGPT = (QO * (GOR - RS) - QW * RSW) * BG / 86400 = 0.00432 \text{ scf/dia}$$

Factor volumétrico de formación del gas

$$BG = (14.7 / 520) * ((T + 460) * Z / P) = 0,007099 \text{ scf/STB}$$

$$BG = (14.7 / 520) * ((T + 460) * 0,81 / 2000) = 0,00756$$

Caudal total de liquid in situ

$$QLPT = QOPT + QWPT = 0,05 \text{ bbl/dia}$$

'Calcula el liquido superficial gas, velocidades de mezclas y segmentos de HOLDUP liquido'

Área

$$AP = 3.1416 * DI ^ 2 / 4 = 0,0045 \text{ in}^2$$

Velocidades Superficiales

$$VSL = QLPT / AP = 11.11 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$VSG = QGPT / AP = 35,67 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$VM = VSL + VSG = 46,78 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$HLNS = VSL / VM = 0,375$$

'Calcula las fracciones INSITU de la fase liquida agua o aceite'

$$FO = QOPT / QLPT = 0,866$$

$$FW = 1 - FO = 0,13398$$

$$VISL = VISO * FO + VISW * FW =$$

$$SGO = 141.5 / (131.5 + API) = 0,87$$

$$DENO = ((SGO * 62.4 + ((SGDG * 0.0764 * RS)) / 5.615) / BO) = 45,33 \text{ lbm/ft}^3$$

$$DENW = SGW * 62.4 / BW = 64,6314 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{DENL} = \text{DENO} * \text{FO} + \text{DENW} * \text{FW} = 47,9147 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{DENG} = \text{SGFG} * 0.0764 / \text{BG} = 8,0889$$

'Calcula los grupos de dimensiones'

$$\text{XNLV} = 1.938 * \text{VSL} * (\text{DENL} / \text{SURL}) ^ 0.25$$

$$\text{XNGV} = \text{XNLV} * \text{VSG} / \text{VSL}$$

$$\text{XNL} = 0.15726 * \text{VISL} * (1 / (\text{DENL} * \text{SURL} ^ 3)) ^ 0.25$$

$$\text{XND} = 120.872 * \text{DI} * (\text{DENL} / \text{SURL}) ^ 0.5$$

$$\text{BG} = (14.7 / 520) * ((\text{T} + 460) * \text{Z} / \text{P})$$

ANEXO B VALIDACION DE LAS CORRELACIONES PROGRAMADAS

Figura B1. Datos de entrada al programa

DATOS DE ENTRADA	
T(°F)	200
P(Psi)	2000
Pb(Psi)	2625
Qo(STB/d)	500
Qw(STB/d)	100
GOR(Scf/STB)	530
GLR(Scf/STB)	526
ID(pie)	0,083
ED	0,018
API	30
G.E gas	0,8
DV	0,18

Figura B2. Propiedades calculadas por el programa

PROPIEDADES FISICAS DEL FLUIDO	
solubilidad de gas en aceite	553,4806396
solubilidad de gas en agua	11,48330394
G.E del gas disuelto	0,8
G.E del gas en solución	0,8
G.E del gas a 100 PSIG	0,8
Factor volumétrico de formación del aceite	1,339108042
Factor volumétrico de formación del agua	1,02974
Viscosidad del aceite muerto	2,643910431
Viscosidad del aceite vivo	0,67707907
Viscosidad del agua	0,312797269
Viscosidad del gas	0,017736337
Factor de compresibilidad	0,808948943
Tension superficial del aceite	7,021928571
Tension superficial del agua	32,14563107
Tension superficial del liquido	10,37078851
Coefficiente de compresibilidad	2,10435E-05
Fracción volumétrica aceite en líquido insitu	0,866705159
Fracción volumétrica agua en líquido insitu	0,133294841

Figura B3. Caidas de presión calculadas con los datos de validación

CORRELACIONES FLUJO VERTICAL	Gradiente de Presión por Fricción (psi/ft)	Gradiente de Presión por Elevación (psi/ft)	Gradiente de Presión por Aceleración (psi/ft)	Gradiente de Presión Total (psi/ft)
FANCHER Y BROWN	0,044165	0,27016421	-	0,31432922
HAGEDORN Y BROWN	0,16863787	0,26414813	1,9143E-06	0,43278792
DUNS Y ROS	0	0,27190438	0	0,27190438
ORKISZEWSKI	0,16638762	0,27036976	0	0,43675738
BEGGS Y BRILL	0,23761296	0,24131537	1,9353E-06	0,47893027

CORRELACIONES FLUJO HORIZONTAL				
BEGGS Y BRILL	0,06997783	0	2,054E-05	0,06999837
DUKLER	0,05133494	0	0	0,05135041
MUKHERJEE Y BRILL	0,06079259	0	8,0938E-06	0,06080068
AZIZ, GOVIER Y FOGARASI	0,06026658	0	0	0,06026658