



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

DEPARTAMENTO DE EXPLOTACIÓN DEL PETRÓLEO

Tesis:

La Importancia de la Tubería de Producción en la Optimización de las Condiciones de Operación de Pozos.

Que para obtener el título de:

Ingeniero Petrolero

Presenta:

Gustavo Porcayo Hernández

Directora de Tesis: Ing. María Isabel Villegas Javier

México D.F. 2009



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

DEPARTAMENTO DE EXPLOTACIÓN DEL PETROLÉO

"LA IMPORTANCIA DE LA TUBERÍA DE PRODUCCIÓN EN LA OPTIMIZACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DE POZOS"

TESIS PRESENTADA POR:

GUSTAVO PORCAYO HERNÁNDEZ

DIRIGIDA POR:

ING. MARÍA ISABEL VILLEGAS JAVIER

JURADO:

PRESIDENTE: M.I. JOSÉ ÁNGEL GÓMEZ CABRERA

VOCAL: ING. MARÍA ISABEL VILLEGAS JAVIER

SECRETARIO: ING. OCTAVIO STEFFANI VARGAS

1ER. SUPLENTE: M.I. TOMÁS EDUARDO PÉREZ GARCÍA

2DO. SUPLENTE: ING. ISRAEL CASTRO HERRERA

Una serie de firmas manuscritas en azul y negro sobre líneas horizontales. La firma superior es en azul y parece ser la del presidente del jurado. Las firmas inferiores son en negro y corresponden a los demás miembros del jurado.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA
DIRECCIÓN
60-I-1171

SR. GUSTAVO PORCAYO HERNÁNDEZ
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor Ing. María Isabel Villegas Javier y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

LA IMPORTANCIA DE LA TUBERÍA DE PRODUCCIÓN EN LA OPTIMIZACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DE POZOS

	INTRODUCCIÓN
I	COLGAMIENTO
II	FRICCIÓN
III	PATRONES DE FLUJO
IV	CORRELACIONES DE FLUJO VERTICAL
V	CASOS PRÁCTICOS
	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
	BIBLIOGRAFÍA

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

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

Atentamente

“POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU”

CD. Universitaria, D. F. a 25 de septiembre de 2008

EL DIRECTOR

MTRO. JOSÉ GONZALO GUERRERO ZEPEDA

JGGZ*RJPYS*srs



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

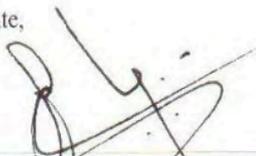
FACULTAD DE INGENIERIA
DIRECCIÓN

Aceptación de Trabajo Escrito

Mtro. José Gonzalo Guerrero Zepeda
Director de la Facultad de
Ingeniería de la U.N.A.M.
Presente.

En atención a su oficio en el que nos informa que hemos sido designados sinodales del Examen Profesional del señor PORCAYO HERNANDEZ GUSTAVO registrado con número de cuenta 09725687-8 en la carrera de INGENIERÍA PETROLERA, nos permitimos manifestarle la aceptación del trabajo desarrollado por el citado alumno.

Atentamente,


M.I. JOSE ANGEL GOMEZ CABRERA

FECHA DE ACEPTACION: 20 abril /09.


ING. MARIA ISABEL VILLEGAS JAVIER

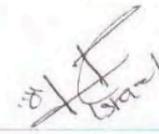
FECHA DE ACEPTACION: 15/abril /09.


ING. OCTAVIO STEFFANI VARGAS

FECHA DE ACEPTACION: 17 /ABR /09.


M.I. TOMAS EDUARDO PEREZ GARCIA

FECHA DE ACEPTACION: 17 /ABR /09.


ING. ISRAEL CASTRO HERRERA

FECHA DE ACEPTACION: 17/abril/2009

FECHA DE EMISIÓN: 15 de Abril de 2009.

AMIS PADRES

Antes que nada agradecer a Dios por dejarme disfrutar este momento que soñé y agradecerle por haberme dado a mis padres quienes me han enseñado los valores de mi vida, por su amor y su apoyo en todo momento, quienes han estado a mi lado en las buenas y en las malas, quiero decirles que los amo y que me siento orgulloso de ellos, gracias a ellos he cumplido mis sueños y nunca me sentí solo porque siempre me brindan un beso o un abrazo ; los quiero papá y mamá.

AMIS HERMANAS

Porque con ellas he compartido mi vida, he compartido mis emociones y porque me han dado su apoyo, su cariño y su confianza. Solo quiero decirles que las quiero.

A PATTY

Por ser la persona que ha estado conmigo en los mejores momentos de mi vida, por su apoyo, su cariño, su compañía y comprensión. Y porque me ha hecho ver mis fallas, mis cualidades y comparte mis logros; es por eso que eres una persona importante para mí. Te amo Patty.

**A LA ING. MARÍA ISABEL
VALLEGAS JAIMER**

Por haberme dedicado su tiempo en la elaboración de esta tesis, por haberme compartido su conocimiento, le agradezco su apoyo, su paciencia, la atención que me brindo, la confianza, los consejos y por ser aparte de mi directora de tesis, una persona en la que puedo confiar. Gracias por todo.

**A MIS MAESTROS,
COMPAÑEROS Y AMIGOS**

Porque han sido las personas con las que he compartido conocimiento en diferentes etapas de mi aprendizaje, he compartido alegrías y experiencias que me han servido para ser una mejor persona y ver de otra forma la vida, es por eso que en este momento de mi vida los recuerdo con cariño.

**A LA UNIVERSIDAD
NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

Por ser mi Alma Mater, porque en sus aulas he aprendido el valor del conocimiento y porque me ha capacitado para ser un profesional competente y responsable con la sociedad, gracias Universidad "por mi raza hablará mi espíritu".

ÍNDICE.

Introducción.

Capítulo 1. Colgamiento.	3
1.1. Definición de colgamiento.	3
1.2. Resbalamiento.	4
1.2.1. Colgamiento sin resbalamiento.	4
1.3. Factores que influyen en el colgamiento.	5
1.4. Diseños para la obtención del colgamiento.	7
1.4.1. Experimento de Mukherjee y Brill.	8
1.5. Experimento de Beggs y Brill.	17
1.6. Número de Froude.	22
1.7. La burbuja de Taylor.	23
1.8. Método de Turner.	24
Capítulo 2. Fricción.	27
2.1. Número de Reynolds.	29
2.2. Rugosidad.	30
2.3. Factor de fricción.	31
2.3.1. Correlación del factor de fricción.	33
2.4. Diagrama de Moody.	35
Capítulo 3. Patrones de flujo.	37
3.1. Tipos de patrón de flujo.	37
3.1.1. Flujo burbuja.	38

3.1.2. Flujo bache.	39
3.1.3. Flujo transitorio.	39
3.1.4. Flujo niebla.	39
3.2. Efectos de los patrones de flujo.	40
3.3. Modelo de Taitel y Dukler.	49
Capítulo 4. Correlaciones de flujo vertical.	51
4.1. Flujo multifásico vertical.	51
4.2. Clasificación de las correlaciones.	51
4.3. Correlaciones para flujo vertical.	52
4.3.1. Poettmann y Carpenter.	54
4.3.2. Duns y Ros.	59
4.3.3. Hagedorn y Brown.	70
4.3.4. Orkiszewski.	79
4.3.5. Beggs y Brill.	90
Capítulo 5. Casos Prácticos.	99
5.1. Pozo Tesis 1.	99
5.2. Pozo Tesis 2.	112

Conclusiones.

Recomendaciones.

Bibliografía.

Lista de Figuras.

Lista de Tablas

INTRODUCCIÓN.

El mayor porcentaje de las caídas de presión en el sistema de producción se producen a lo largo de la tubería de producción; es por esta razón que se debe optimizar el flujo a través de ella a fin de aprovechar de la mejor manera la energía del yacimiento.

Esta tesis está enfocada a revisar las componentes principales de las caídas de presión en las tuberías de producción de manera que se obtenga la mayor producción de hidrocarburos en la superficie con la menor caída de presión en la cabeza del pozo, siendo la primera componente, la caída provocada por el colgamiento del líquido y la segunda, por la fricción.

La identificación que está causando en mayor grado la caída de presión en la tubería de producción permitirá al ingeniero de producción proponer modificaciones que redunden en el beneficio del pozo y de la producción de hidrocarburos.

La presencia del flujo multifásico en las tuberías complica el cálculo de las caídas de presión, por lo que se deben de entender los parámetros que intervienen en ella con la finalidad de minimizar su efecto en el transporte de los hidrocarburos.

El balance de energía considerando un sistema en estado estático puede ser representado de la siguiente manera:

$$U_1' + p_1V_1 + \frac{mv_1^2}{2g_c} + \frac{mgZ_1}{g_c} + q'' + W_s'' = U_2' + p_2V_2 + \frac{mv_2^2}{2g_c} + \frac{mgZ_2}{g_c}$$

Donde:

U' = energía interna.

pV = energía por expansión o compresión.

$\frac{mv^2}{2g_c}$ = energía cinética.

$$\frac{mgZ}{g_c} = \text{energía potencial.}$$

$q^3 = \text{energía calorífica.}$

$W'_5 = \text{el trabajo hecho en el fluido.}$

Toda ecuación de flujo de fluido involucra la densidad, ésta se encuentra en la evaluación del cambio de energía total, en la energía potencial y en la energía cinética; la densidad de una mezcla de agua-aceite puede ser calculada a partir de las densidades del agua y del aceite por separado, y con el gasto sin desprendimiento entre las mismas fases, es decir:

$$\rho_L = \rho_o f_o + \rho_w f_w$$

Donde:

$$f_o = \frac{q_o}{q_o + q_w}$$

y

$$f_w = 1 - f_o$$

Cabe señalar que para calcular la densidad de la mezcla gas-líquido se necesita conocer el dato del colgamiento, del que se hablará en el Capítulo 1.

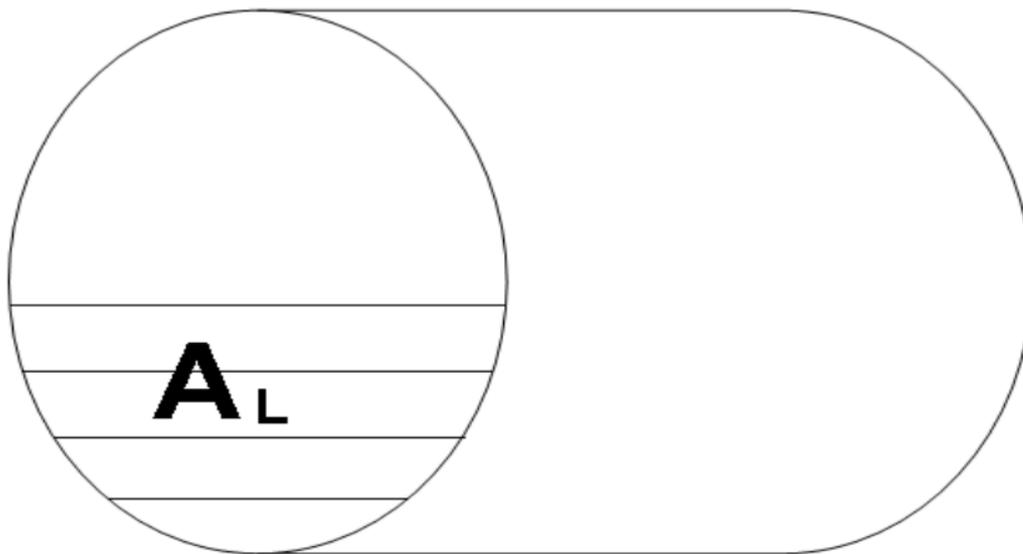
En la industria petrolera se toman decisiones a partir del análisis que se hace en el sistema integral de producción, en el cual el balance de energía ocurre en todo momento, como en el cambio de dirección de flujo, en cambio de diámetro y a lo largo de la tubería vertical u horizontal, por tal razón es importante optimizar la tubería de producción, ya que al transportar fluidos del yacimiento a la superficie, la energía es liberada lo que provoca caídas de presión y lo que se busca con esta tesis es aprovechar la energía de los fluidos y ayudarlos a fluir a superficie.

CAPITULO 1. COLGAMIENTO.

1.1. DEFINICIÓN DE COLGAMIENTO.

El colgamiento se define como la relación del volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo, y el volumen de la sección aludida. Esta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y gas que fluyen simultáneamente en la tubería. Expresado como:

$$H_L = \frac{V_{L_segmento\ det\ uberia}}{V_{tuberia}}$$



Cuando el valor del colgamiento de líquido es igual a cero significa que se tiene un flujo total de gas, e inversamente, si el valor es igual a uno se tiene un flujo total de líquido; entendiéndose así, que el colgamiento varía en un rango entre 0 y 1. El método más común para medir el colgamiento del líquido es aislar una sección de la tubería con válvulas que abren y cierran, las cuales atraparán al líquido cuando se forma el colgamiento y así tomar el dato físicamente del líquido, atrapado en esa sección.

1.2. RESBALAMIENTO.²

El resbalamiento es un fenómeno natural del flujo que se genera por el cambio de velocidad de una de las dos fases. Las causas de este fenómeno pueden ser diversas ya que depende de la resistencia al flujo por fricción que es menor en la fase gaseosa que en la fase líquida; también, las compresibilidades interfieren en el resbalamiento debido a la diferencia de éstas, haciendo que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido, este incremento es proporcional a la diferencia de densidades de los fluidos. Como consecuencia, cuando el flujo es ascendente o descendente, actúa la segregación gravitacional lo que ocasiona que el líquido viaje a menor velocidad que el gas, para el primer caso, y a mayor velocidad para el segundo.

1.2.1. COLGAMIENTO SIN RESBALAMIENTO.

El colgamiento sin resbalamiento es definido como la relación de volumen de líquido en una sección de tubería dividido por el volumen de la sección de la tubería que debería existir si el gas y el líquido viajaran a la misma velocidad (sin resbalamiento). Esto puede ser calculado directamente de los gastos de líquido y gas conocidos.

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_g} \quad (1.1)$$

Donde q_L y q_g son los gastos de líquido y gas in-situ, respectivamente. Por el contrario, el colgamiento de gas sin resbalamiento o la fracción de gas es definida como:

$$\lambda_g = 1 - \lambda_L = \frac{q_g}{q_L + q_g} \quad (1.2)$$

Es obvio que la diferencia entre el colgamiento del líquido y el colgamiento sin resbalamiento, es la medida del grado de resbalamiento entre la fase de gas y la de líquido.¹

^{1,2} Bibliografía al final del documento.

1.3. FACTORES QUE INFLUYEN EN EL COLGAMIENTO.

Entre los diversos parámetros que pueden afectar el flujo de los fluidos del yacimiento y producen el colgamiento, se encuentra la diferencia de velocidades y la variación de densidades de los mismos, que a su vez generan el tipo de patrón de flujo que existe en la tubería de producción.

Otros factores que contribuyen a la presencia del fenómeno de colgamiento son la segregación gravitacional y la viscosidad de los fluidos que junto con el cambio de velocidades, provocan la acumulación de líquido en la tubería debido a que la presión del gas no es la suficiente para elevar el líquido a la superficie.

Uno de los parámetros que depende de la existencia de colgamiento en la tubería, es la densidad de la mezcla gas-líquido. Para calcular esta densidad hay tres ecuaciones que pueden ser usadas para el flujo de dos fases. La ecuación I.3 se usa para determinar el gradiente de presión por cambio de elevación, la ecuación I.4 es para calcular la densidad que existe en la mezcla cuando no se considera resbalamiento y la ecuación I.5 es usada para definir la densidad de la mezcla usando los términos de las pérdidas por fricción y el número de Reynolds.

$$\rho_s = \rho_L H_L + \rho_g H_g \quad (1.3)$$

$$\rho_n = \rho_L \lambda_L + \rho_g \lambda_g \quad (1.4)$$

$$\rho_k = \frac{\rho_L \lambda_L^2}{H_L} + \frac{\rho_g \lambda_g^2}{H_g} \quad (1.5)$$

donde

ρ_s : densidad con colgamiento

ρ_n : densidad sin resbalamiento

ρ_k : densidad con pérdidas de fricción

ρ_g : densidad del gas

ρ_L : densidad del líquido

H_g : colgamiento del gas

H_L : colgamiento del líquido

λ_g : colgamiento sin resbalamiento del gas

λ_L : colgamiento sin resbalamiento del líquido

La velocidad superficial es un parámetro que es utilizado para observar el comportamiento de los fluidos y que también tiene efectos en el colgamiento, está determinada de la siguiente manera:

$$v_{sg} = \frac{q_g}{A} \quad (1.6)$$

Otra ecuación utilizada es la de velocidad real del gas, que es calculada como:

$$v_g = \frac{q_g}{AH_g} \quad (1.7)$$

Donde AH_g es el área real entre los flujos de gas que están reducidos por la presencia del líquido, A es el área de la tubería y q_g gasto de gas.

Ahora bien, las velocidades superficial y real del líquido pueden ser calculadas similarmente como:

$$v_{sL} = \frac{q_L}{A} \quad (1.8)$$

$$v_L = \frac{q_L}{AH_L} \quad (1.9)$$

Al observar las ecuaciones se puede deducir que las velocidades reales son mayores que las velocidades superficiales debido a que H_g y H_L son menores a uno.

Es importante mencionar que la viscosidad de la mezcla es otro parámetro que al igual que la densidad, depende de la existencia del colgamiento, y los investigadores utilizan las ecuaciones siguientes para obtener la viscosidad.

$$\mu_n = \mu_L \lambda_L + \mu_g \lambda_g \quad (1.10)$$

$$\mu_s = \mu_L^{H_L} \times \mu_g^{H_g} \quad (1.11)$$

donde

- μ_g : viscosidad del gas
- μ_L : viscosidad del líquido
- μ_n : viscosidad sin resbalamiento
- μ_s : viscosidad con colgamiento

1.4. DISEÑOS PARA LA OBTENCIÓN DEL COLGAMIENTO.²

Mediante un análisis dinámico, Dukler desarrolló una correlación para el colgamiento en el flujo horizontal de 2 fases, en ella, el colgamiento requiere de un cálculo iterativo para poder predecir el valor del colgamiento del líquido. En la figura 1.1 se muestra la gráfica que obtuvo Dukler para su correlación de colgamiento, en la cual no toma en cuenta el resbalamiento para flujo horizontal.

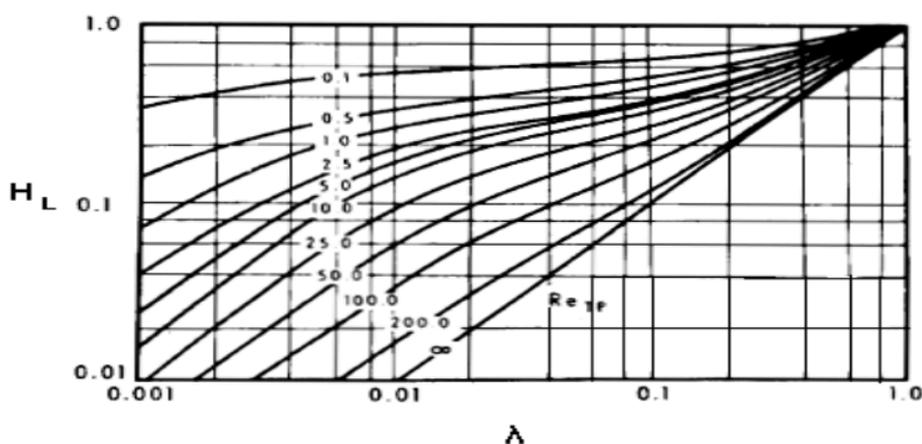


Fig. 1.1. Correlación de colgamiento de Dukler.²

Otros investigadores como Beggs y Brill desarrollaron una correlación con datos obtenidos de un sistema de flujo aire-agua con tuberías de 1 y 1 ½ pulgadas de diámetro; ellos consideraron ángulos entre 0° a ± 90° de inclinación para encontrar el comportamiento de los patrones de flujo y estudiaron cómo se modifica el colgamiento. Se encontró que el colgamiento del líquido de Beggs y Brill fue hecho para flujo ascendente e inclinado, y se sugiere apropiado para obtener los factores de dicho fenómeno.

Otro experimento fue desarrollado por Hughmark y Pressburg, que se basó en los datos obtenidos con una tubería vertical de 1 pulgada de diámetro para flujo ascendente de aire, agua y aceite de diferentes viscosidades; su investigación culminó con una correlación general para colgamiento con flujo gas-líquido que cubre la mayoría de las propiedades físicas y diámetros de tubería.

Bonnecaze realizó un análisis con el fin de encontrar una ecuación que manejara el factor de fricción; él desarrolló un modelo para tubería inclinada con flujo bache que se basa en el balance de masa y de fuerzas que interactúan alrededor de una unidad de bache. Con una correlación de colgamiento, se obtuvieron las caídas de presión que son causadas por el resbalamiento de la burbuja de gas en la película del líquido debido a la diferencias de velocidades entre las fases. Cabe mencionar que la ecuación de colgamiento y la correlación del factor de fricción fueron comparadas con datos obtenidos en el campo con una tubería de 6 pulgadas de diámetro y 10,000 pies de longitud, y cuyos resultados mostraron una desviación máxima de 5%.

Con un mecanismo similar Singh y Griffith propusieron un modelo para tubería inclinada en donde se manejó el patrón de flujo bache, muchos de los parámetros de este modelo fueron determinados experimentalmente usando 5 diferentes diámetros de tubería de cobre a 5°, 10° y 15° de inclinación con un sistema agua-aire. Con los datos obtenidos del experimento desarrollaron la correlación tomando en cuenta el diámetro de la tubería y el ángulo de inclinación. Ellos también sugirieron un método para calcular el colgamiento del líquido para flujo niebla, aunque éste es iterativo y complicado.

1.4.1. EXPERIMENTO DE MUKHERJEE Y BRILL.^{1,2}

Mukherjee y Brill diseñaron y construyeron una instalación de producción experimental para obtener datos que les ayudarían a conocer el comportamiento de los fluidos, que se muestra en la figura 1.2. Se tiene una sección en donde se observa el comportamiento del fluido que consiste en un tubo en forma de U invertida en donde la tubería es de metal de 1.5 pulgadas de diámetro interno y cuya sección se levanta o se baja para formar ángulos de 0° a $\pm 90^\circ$ con respecto a la horizontal; cada pierna de la U tiene 56 pies de longitud. Cada sección de

prueba puede ser aislada de la tubería por válvulas de bola las cuales actúan neumáticamente; y se abren o se cierran simultáneamente cuando los sensores identifican la presencia de colgamiento. Con una tubería transparente LEXAN de 7 pies de largo se aprecia el comportamiento del flujo de las dos fases, observándose a través de la tubería el patrón de flujo; y con los dos sensores colocados en la tubería que caracterizan físicamente el colgamiento, se mide el gasto e identifica la presencia de colgamiento en ciertos intervalos de tiempo por medio de un voltímetro digital, en el que se registra un cambio de voltaje que posteriormente es convertido a una fracción del colgamiento de líquido usando una interpolación lineal sobre los mismos cambios de voltaje cuando la tubería contiene 0% y 100% de aceite.²

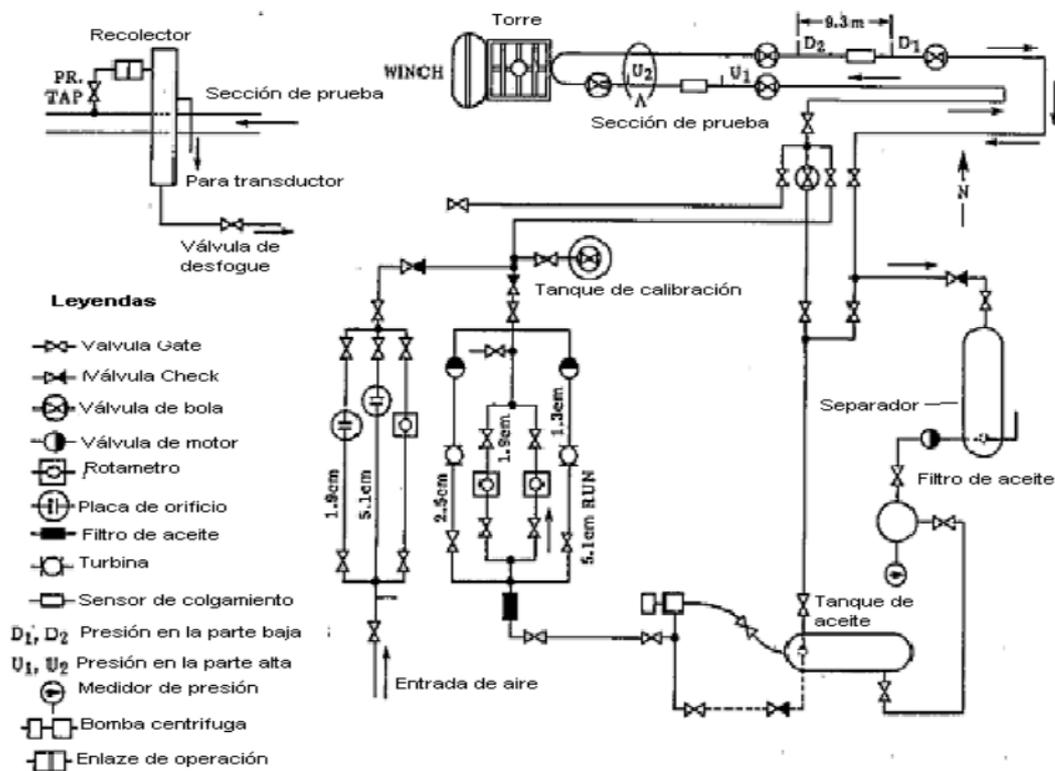


Fig. 1.2 Diagrama de flujo de una instalación de producción experimental.

La mezcla de las fases aceite y gas (aire), que fueron medidas antes de mezclarse, fluyen por la tubería de prueba y por un separador horizontal; el gas tuvo salida a la atmósfera y el líquido pasa por un filtro y se dirige a un tanque estacionario.

Se utilizó Keroseno y aceite como las fases líquidas y se midieron algunas propiedades de ambos, la tensión superficial, la densidad y la viscosidad del keroseno a 60 ° F (15.56 ° C) fueron 26 dinas/cm. (26 mN/m), 51 lbm/cu ft (816.9 Kg/m³), y 2 cp (0.002 Pa s) respectivamente; para el aceite; los valores correspondientes fueron 35 dinas/cm. (35 mN/m), 53 lbm/cu ft (849 Kg/m³), y 29 cp. (0.029 Pa s). La temperatura a la cual se encontró las mejores mediciones de la prueba fueron entre 18 y 132 ° F (-7.8 a 55.56 ° C).

Conocer y comprender el comportamiento del flujo de dos fases en una tubería inclinada es de gran importancia debido a que con ello es posible controlar las pérdidas de presión provocadas en la misma; en cuanto al gas, puede complicarse un poco el cálculo de su fracción, ya que éste está en función de la calidad y propiedades físicas de los fluidos.

Un fenómeno natural generado por el cambio de velocidades entre las fases es el conocido como resbalamiento, que es usado para describir a una fase que pasa resbalando la pared de la tubería en un flujo de dos fases. La causa principal para el resbalamiento en un flujo bifásico es la resistencia al flujo, la cual es menor en el gas que en el líquido, provocando que la fase de gas sea más fluida que la fase líquida; incluso en la ausencia de los efectos de la fuerza de flotación, que pueden ser muy pronunciados en algún régimen de flujo segregado como en el caso del flujo estratificado. La diferencia entre las fuerzas de flotación que actúan en las fases también provoca resbalamiento; en un medio de líquido estático, el gas es menos denso y tiende a elevarse con una velocidad proporcional a la diferencia de densidades.

Zukoski estudió el efecto del ángulo de inclinación en la tubería con la velocidad ascendente de una burbuja en un tanque de líquido. Él concluyó que dependiendo del diámetro de la tubería, la tensión superficial y la viscosidad del fluido, se puede apreciar el efecto de la velocidad ascendente de la burbuja. Sus resultados mostraron que, para ciertas condiciones, un ángulo de inclinación pequeño, aproximadamente 1° respecto a la horizontal, puede causar que la velocidad ascendente de la burbuja sea más de 1.5 veces el valor obtenido en la prueba de la tubería horizontal y establece que el esfuerzo depende del ángulo de inclinación y la fase de resbalamiento; aunque también debe de considerarse que, mientras el flotamiento siempre causa que la fase de gas levante relativamente la fase líquida, la gravedad siempre tiende a causar que el líquido caiga más rápido que el gas.²

Para el flujo homogéneo, la presencia del resbalamiento entre las fases es inevitable cuando la tubería tiene algún ángulo de inclinación. El comportamiento de la fase líquida es continuo y es capaz de mantenerse así hasta que se produce el resbalamiento debido a la fuerza de flotación y a la velocidad ascendente de la burbuja. Cuando se presenta una transición de flujo de bache a transitorio, es decir, donde la longitud del bache aumenta [mayor a 1.5 a 3 ft. (0.5 a 1 m)], la fase se vuelve discontinua; durante este flujo, los baches de líquido chocan con la tubería y éstos se regresan en dirección contraria al flujo ascendente.

En el flujo estratificado, la velocidad que alcanza el líquido in-situ es el resultado de la aceleración gravitacional que causa un pequeño colgamiento del líquido. En la figura 1.3 se aprecia este fenómeno, teniéndose una velocidad superficial de 0.363 ft/seg (0.11 m/s) en el flujo estratificado. Cabe mencionar que la expansión de gas a volúmenes pequeños provoca que el líquido alcance velocidades muy altas en el flujo burbuja o bache.

Ahora bien el análisis del flujo ascendente nos muestra el resbalamiento de gas que resulta de la acumulación neta del líquido en el canal o en la tubería e incrementa la fracción de líquido in-situ la cual es comúnmente llamada “fenómeno de colgamiento”. Cuando se tiene un flujo descendente, el resbalamiento de cada fase causa el aumento de la velocidad del líquido in-situ y produce una disminución en el colgamiento de líquido, generándose a la vez los patrones de flujo que se observan a lo largo de una tubería, ya que por los cambios de diámetro de la tubería el comportamiento de los fluidos varía, pero el patrón de flujo es independiente del ángulo de inclinación. De este modo, se pueden considerar a la longitud de la tubería y a la dirección del flujo variables que sirven para caracterizar el patrón de flujo y el colgamiento del líquido para un flujo inclinado.^{1, 2, 4}

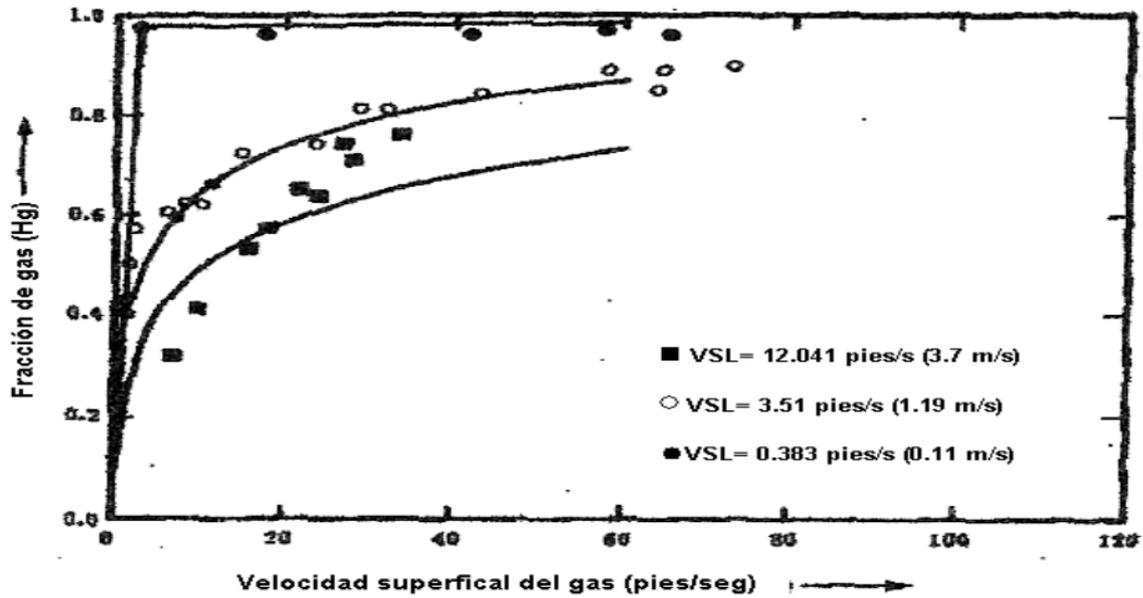


Fig.1.3. V_{sg} a diferentes valores de V_{sL} a ángulo -30° V_s Fracción de gas.

La expresión analítica 1.12 para el colgamiento del líquido se obtuvo con base en el comportamiento del flujo bache en una tubería vertical, con ángulos pequeños de inclinación en el rango de 0° a 15° . En cada ángulo de flujo ascendente y descendente, la fracción de gas se graficó en función de la velocidad superficial del gas contra la velocidad superficial ajustada del líquido. Las gráficas se aprecian en las figuras 1.4 hasta la 1.6 en donde se observa que las curvas generadas son casi asintóticas con el 100% de fracción de gas, es decir, con 0% de colgamiento de líquido; estas curvas se representan con la siguiente ecuación:

$$H_L = \exp \left[\left(c_1 + c_2 \sin \theta + c_3 \sin^2 \theta + c_4 N_L^2 \right) \frac{N_{gv}^{c_5}}{N_{Lv}^{c_6}} \right] \dots \dots \dots (I.12)$$

Los coeficientes de regresión que se expresan en la ecuación fueron obtenidos de los programas de regresión no lineal por métodos estadísticos y se encuentran en la tabla 1.²

² Referencia al final del documento.

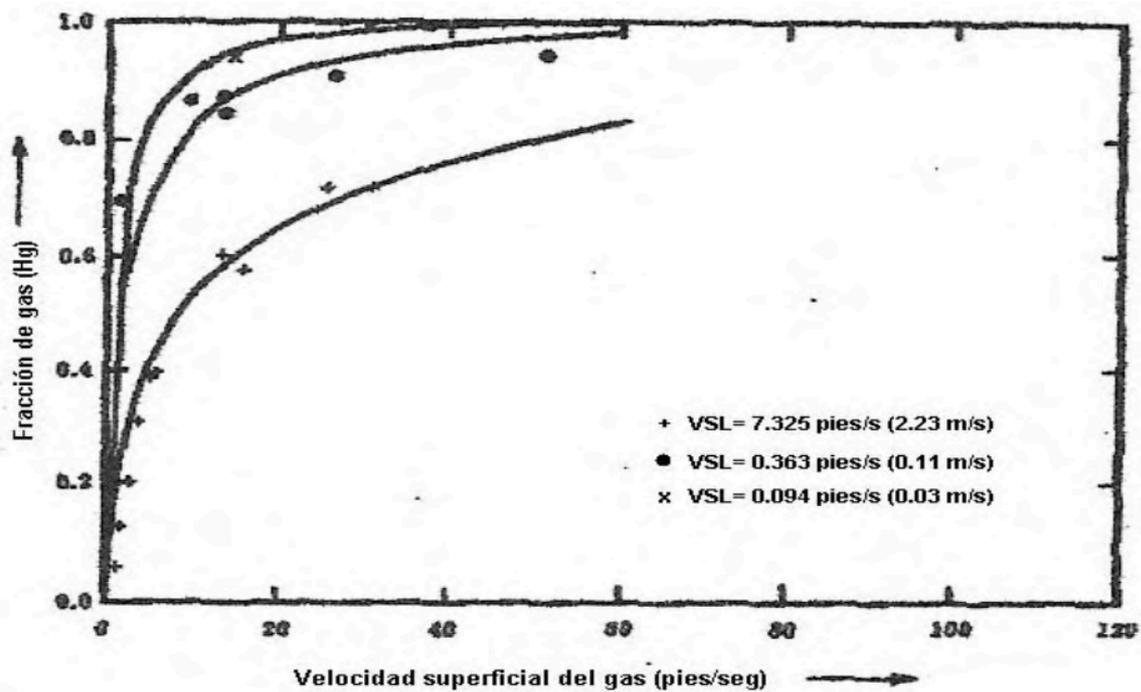


Fig.1.4. V_{sg} a diferentes V_{sL} para flujo Horizontal V_s Fracción de gas.

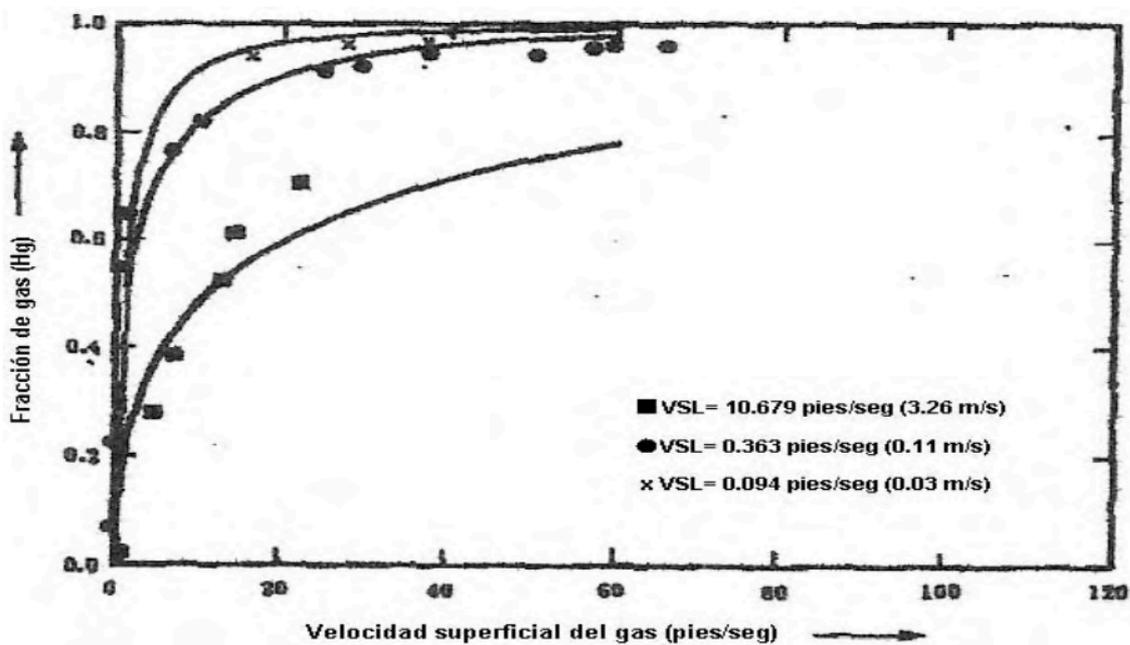


Fig.1.5. V_{sg} a diferentes V_{sL} para ángulo $+90^\circ$ V_s Fracción de gas.

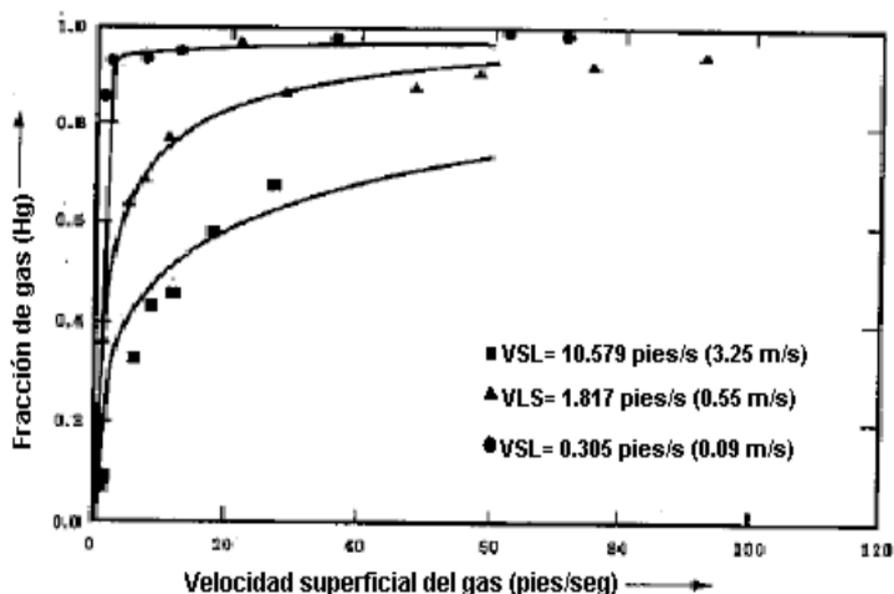


Fig.1.6. V_{sg} a diferentes valores de V_{sL} para ángulo de -90° V_s Fracción de gas

Tabla 1. Coeficientes para la ecuación del colgamiento de líquido.²

Dirección del flujo	Patrón de flujo	C1	C2	C3	C4	C5	C6
Flujo ascendente	Todos	-0.380113	0.129875	-0.119788	2.343227	0.475686	0.288657
Flujo descendente	Estratificado	-1.330282	4.808139	4.171584	56.262268	0.079951	0.504887
	Otros	-0.516644	0.789805	0.551627	15.519214	0.371771	0.393952

La velocidad superficial de la fase junto con los ángulos de inclinación son variables independientes que definen a los patrones de flujo. El uso de los números adimensionales no afectan las formas de las curvas para un aceite al convertir la velocidad superficial en forma adimensional, la cual se obtiene multiplicándola por una cantidad constante. Por lo tanto,

todas las variables que se manejan en esta ecuación hacen que implícitamente la correlación de colgamiento dependa del patrón de flujo.

El polinomio de segundo grado de la forma $c_1+c_2\sin\theta+c_3\sin^2\theta$ se obtiene graficando el colgamiento del líquido a diferentes ángulos de inclinación de la tubería; éste se utilizó para observar el comportamiento del líquido a diferentes velocidades de gas. La ecuación también es consistente con lo descubierto por Beggs y Brill, sobre el colgamiento del líquido, utilizando ángulos máximos y mínimos de aproximadamente $+50^\circ$ y -50° , respectivamente. La ecuación (I.12) muestra que el colgamiento del líquido podría aumentar cuando incrementa el ángulo de inclinación ascendente, lo que se demuestra gráficamente comparando los valores del colgamiento del líquido que se obtienen de las gráficas de las figuras 1.7 y 1.8, en donde se representa la fracción de gas para un tipo de aceite con tres diferentes velocidades superficiales, utilizando una tubería con ángulo de inclinación ascendente de 30° .

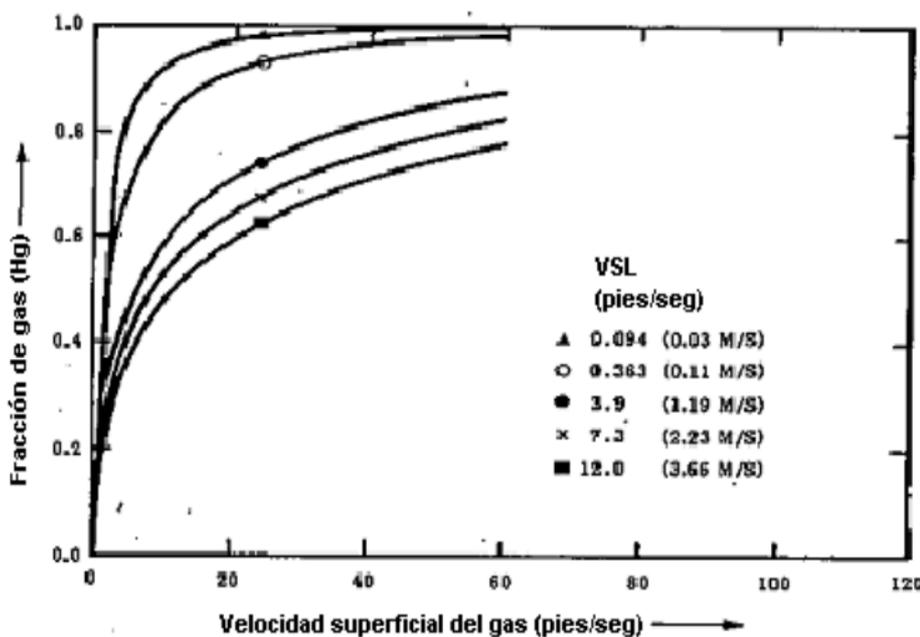


Fig.1.7. Velocidad superficial de gas combinado con la velocidad superficial del líquido en flujo horizontal V_s Fracción de gas.

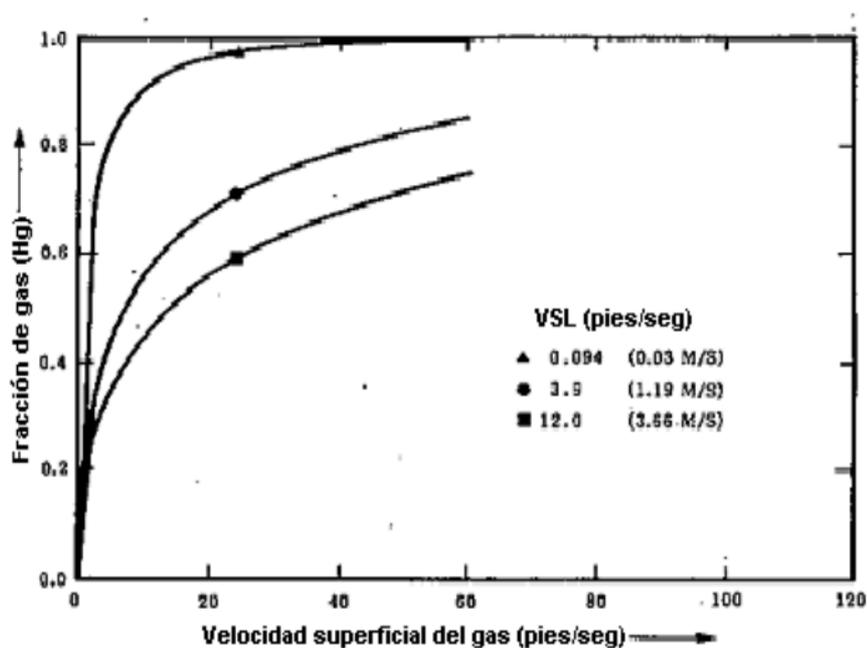


Fig.1.8. Velocidad superficial del gas combinada con la velocidad superficial del líquido con flujo ascendente y ángulo de 30° V_s Fracción de gas.

Por el otro lado, al incrementar la viscosidad del líquido puede aumentar la viscosidad de la porción y por consiguiente, causar el aumento del colgamiento del líquido en diferentes ángulos de inclinación; también, la fuerza que crea arrastre en alguna fase contra la dirección del flujo tiende a aumentar la fracción de la fase in-situ, o mejor dicho, el arrastre del líquido viscoso siempre tiende a incrementar el colgamiento del líquido, aunque no se considere la inclinación del ángulo. Además, la fuerza de gravedad que actúa en las fases muy densas tiende a aumentar el colgamiento en el flujo ascendente y disminuirlo para flujo descendente; contrariamente, la fuerza de flotación tiende a reducir la fracción de gas para un flujo corriente arriba.

Es importante mencionar que para calcular las pérdidas de presión por elevación (carga hidrostática), es necesario predecir en qué caso el colgamiento provoca resbalamiento entre las dos fases.

1.5. EXPERIMENTO DE BEGGS Y BRILL.^{3,20,21}

En este apartado se analizará como Beggs y Brill desarrollaron sus ecuaciones para predecir el comportamiento del flujo en la tubería, para lo cual llevaron a cabo un experimento en el que utilizaron aire y agua para observar los cambios físicos del líquido mezclado con el gas. Se realizaron 584 pruebas para el flujo bifásico en las cuales el colgamiento y la caída de presión del líquido fueron medidos en ángulos de $\pm 90^\circ$, 85° , 75° , 55° , 35° , 20° , 15° , 5° y 0° respecto a la horizontal; y además para cada intervalo de la tubería el gasto del líquido y el gas se variaron de modo que todos los patrones de flujo se observaran. El líquido se almacenó en un tanque de cien pies cúbicos equipado con calefacción variable, éste fue bombeado con una bomba centrífuga con una capacidad de salida de 60 gal/min a 95 psi y su gasto fue controlado por una válvula de estrangulación, y después de pasar el flujo por el sistema y el separador, el líquido fue regresado al tanque y recirculado; en cuanto al gas, éste también se hizo pasar a través de una calefacción para nivelar la temperatura del líquido, se comprimió, se midió y controló empleando un programa de cómputo y una válvula de estrangulación de calefacción.

El colgamiento del líquido fue medido con ayuda de una bomba neumática usando válvulas de rápida acción de cierre, con lo cual se podía medir el volumen de líquido que era atrapado cuando se cerraban las válvulas. Se colocaron 2 válvulas en un nivel ascendente, 2 en descendente y una quinta en la línea de paso, las válvulas se abrían y cerraban por medio de un switch único que las controlaba al mismo tiempo.

Se utilizaron manómetros para medir las caídas de presión que se obtuvieron con las mediciones promedio, también se variaron los ángulos de la tubería y se tomaron de nuevo los datos de caída de presión y colgamiento; de igual modo, el gasto de líquido se varió para poder observar los mismos fenómenos. Cada prueba tomó aproximadamente 45 minutos, tiempo que se requirió para alcanzar el estado constante, primeramente, se hicieron fluir por

^{3,20,21} Bibliografía al final del documento.

con una tubería de 1 pulgada de diámetro y posteriormente se cambió a 1.5 pulgadas de diámetro.

Trazando la gráfica del colgamiento del líquido contra el ángulo de inclinación para los datos de flujo constantes, se descubrió que el colgamiento depende definitivamente del ángulo, como puede verse en la figura 1.10. Este fenómeno puede explicarse considerando los efectos de la gravedad y de la viscosidad en la fase líquida.

En la figura 1.11., se grafica el factor de inclinación contra el ángulo de la tubería horizontal, lo cual nos refleja que el colgamiento en -50° es el mínimo valor de colgamiento que se puede tener, mientras que en $+50^\circ$ se presenta el máximo valor.

Se obtuvo la siguiente expresión por medio de las gráficas:

$$H_L(0) = A\lambda^\alpha N_{FR}^\beta \quad (1.13)$$

Sin embargo, esta ecuación no se considera patrón de flujo por lo cual se tienen que determinar expresiones para tomarlo en cuenta.

$$\Psi = 1 + C(\text{sen}\phi - \frac{1}{3}\text{sen}^3\phi) \quad (1.14)$$

Donde la C es una variable que depende de la inclinación.

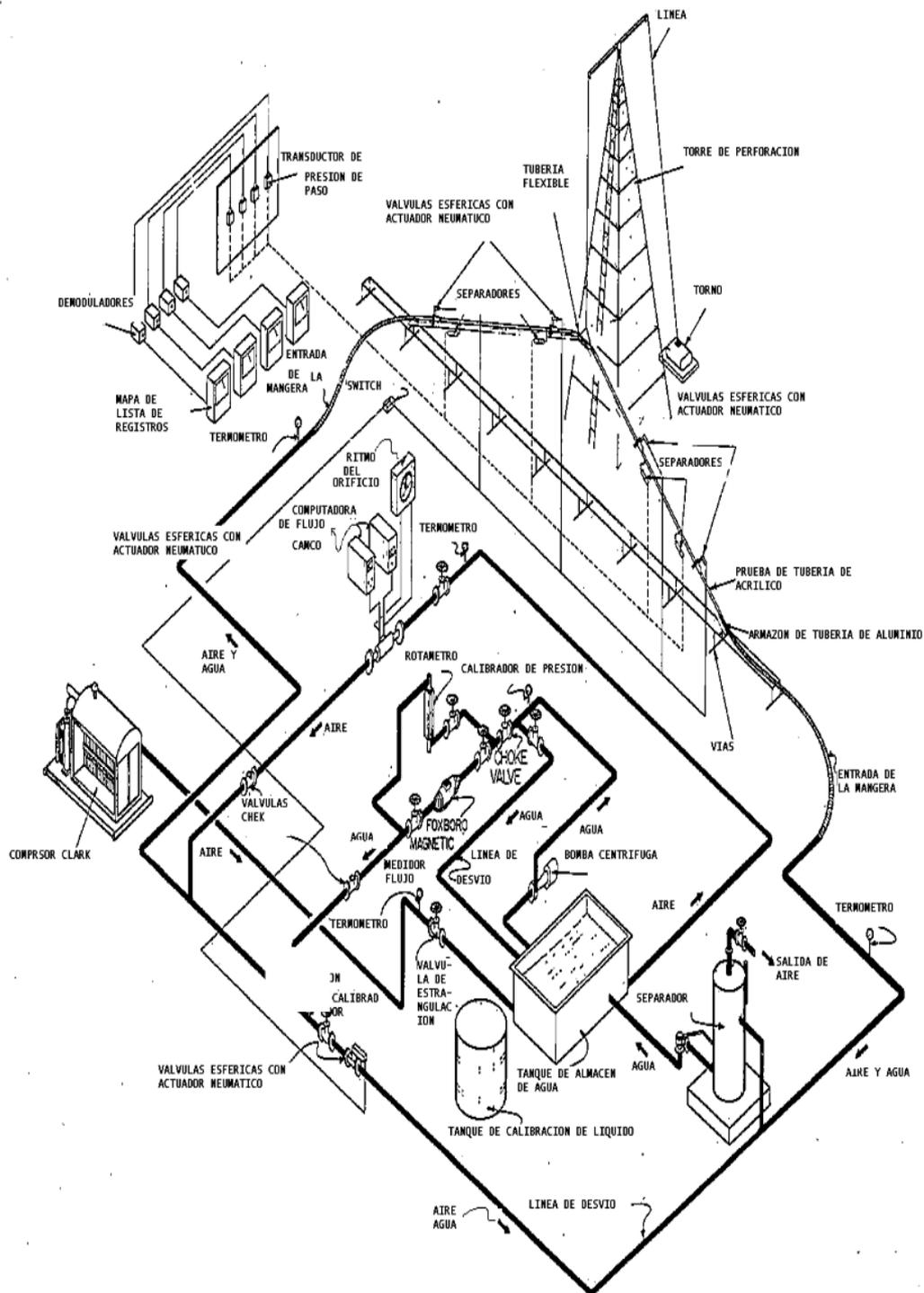


Fig. 1.9. Diagrama del experimento de Beggs y Brill.³

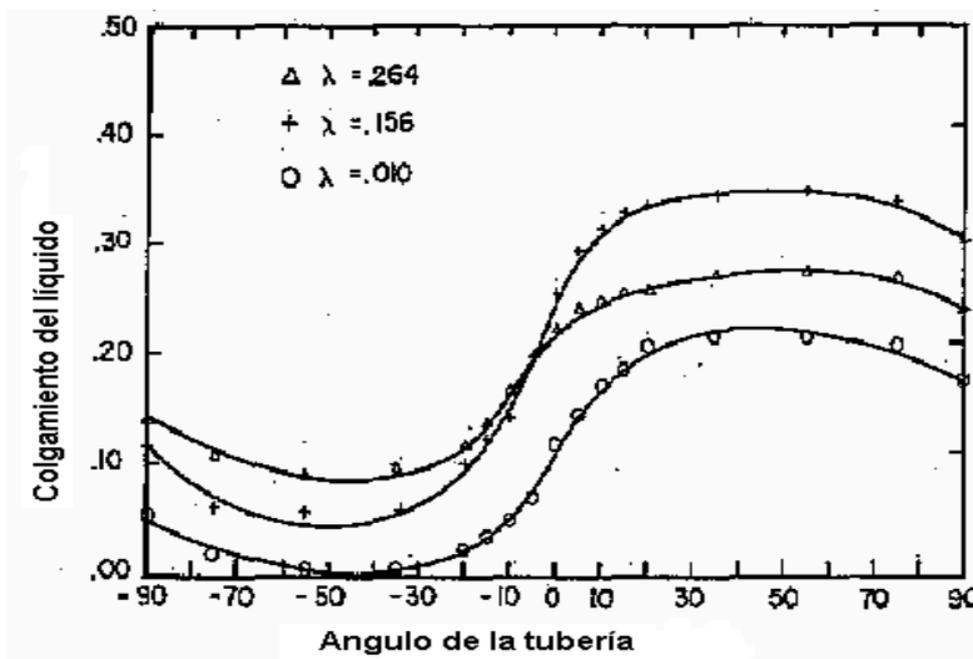


Fig.1.10. Angulo de la tubería V_s Colgamiento del líquido.³

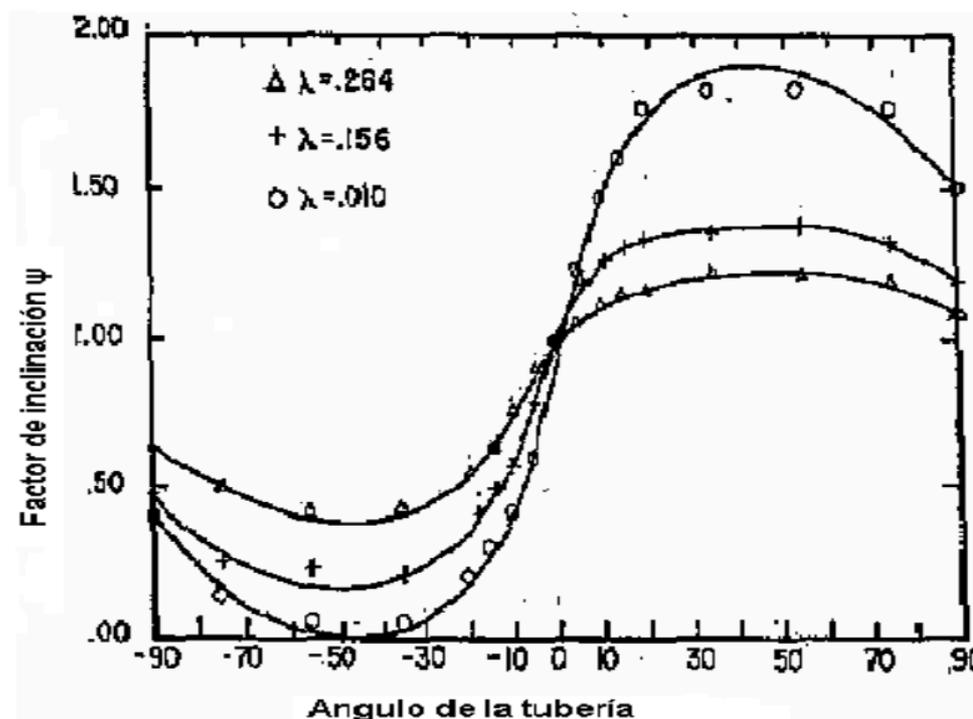


Fig.1.11. Angulo de la tubería V_s Factor de inclinación.³

Para flujo ascendente, C se calcula de la siguiente forma:

$$C_+ = (\psi_{\max} - 1)1.5 \quad (1.15)$$

Y para flujo descendente es:

$$C_- = (\psi_{\min} - 1)1.5 \quad (1.16)$$

Como también es importante conocer el patrón de flujo el cual se puede determinar calculando el número de Froude.

$$N_{FR} = \frac{V_m^2}{d g} \quad (1.17)$$

Donde:

g → aceleración de la gravedad

V_m → velocidad de la mezcla

d → *diámetro*

1.6. NÚMERO DE FROUDE.

El número de Froude (N_{FR}) es un número adimensional que relaciona el efecto de las fuerzas de inercia y gravitacional que actúan sobre un fluido.

Las fuerzas de inercia, en base al segundo principio de la dinámica, se define como el producto entre la masa (m) y la aceleración (a), pero como nos referimos a un fluido escribiremos la masa como densidad por volumen.²⁸

El patrón de flujo en un tramo particular de una corriente natural se clasifica en función del Número de Froude, N_{FR} , el cual es una relación adimensional entre fuerzas de inercia y de gravedad.

En el régimen supercrítico ($N_{FR} > 1$) el flujo es de alta velocidad, equivalente a cauces o flujo de gran pendiente o ríos de montaña; en el flujo subcrítico ($N_{FR} < 1$) corresponde a un régimen laminar de baja velocidad y el flujo crítico ($N_{FR} = 1$) es un estado teórico en corrientes naturales y representa el punto de transición entre los regímenes subcrítico y supercrítico.

También se puede determinar el patrón de flujo con las siguientes condiciones

- 1.- si $N_{FR} < L1$, el patrón de flujo es segregado.
- 2.- si $N_{FR} > L1$ y $> L2$, el patrón de flujo es distribuido
- 3.- si $L1 < N_{FR} > L2$, el patrón de flujo es intermitente.

Para: $L1$ y $L2$

$$L_1 = \exp(-4.62 - 3.757X - 0.481X^2 - 0.0207X^3)$$

$$L_2 = \exp(1.061 - 4.602X - 1.609X^2 - 0.179X^3 + (0.635 * 10^{-3} X^5))$$

$$X = \ln(\lambda)$$

Tabla 1.2. Fórmulas para el flujo con el número de Froude.

Patrón de flujo Horizontal	Colgamiento horizontal	Flujo ascendente C+	Flujo descendente C-
Segregado	$H_L(O) = \frac{0.98\lambda^{-0.4842}}{N_{FR}^{0.0209}}$	$C+ = (1 - \lambda) \ln \left[\frac{0.011 N_{FR}^{0.228}}{\lambda^{2.218} N_{FR}^{1.414}} \right]$	$C+ = (1 - \lambda) \ln \left[\frac{4.7 N_{FR}^{0.274}}{\lambda^{2.208} N_{FR}^{0.0209}} \right]$
Intermitente	$H_L(O) = \frac{0.85\lambda^{0.8881}}{N_{FR}^{0.213}}$	$C+ = (1 - \lambda) \ln \left[\frac{2.86\lambda^{0.0008} N_{FR}^{0.0008}}{N_{FR}^{0.4472}} \right]$	Igual que el segregado
Distributivo	$H_L(O) = \frac{1.065\lambda^{0.8824}}{N_{FR}^{0.0209}}$	C+=0	Igual que el segregado

1.7. LA BURBUJA DE TAYLOR.⁶

Taylor llevó a cabo un experimento, en el cual demostraba que la velocidad final de las burbujas pequeñas depende de las propiedades del fluido pero son independientes del diámetro de la tubería. En este experimento, él calculaba la velocidad de la burbuja en la tubería con la siguiente expresión:

$$v_{\infty T} = 0.35 \sqrt{\frac{gd(\rho_L - \rho_g)}{\rho_L}} - 0.35 \sqrt{gd} \tag{1.18}$$

donde $v_{\infty T}$ es la velocidad de la burbuja de Taylor.

Cuando $v_{\infty T} > v_{\infty}$ (velocidad de las burbujas pequeñas del flujo), la cima de la burbuja de Taylor arrastra a las burbujas más pequeñas delante de ésta; sin embargo, si $v_{\infty T} < v_{\infty}$, que es posible en las tuberías más pequeñas, las burbujas crecientes se acercan a la burbuja de

Taylor por atrás de la misma, colapsan con ella, incrementan su tamaño, y por último, causan una transición en el flujo bache. Bajo esta última condición, el flujo burbuja no existe, excepto en flujos de gas muy pequeños que no permiten la formación de la burbuja de Taylor. Para sistemas aire-agua a condiciones estándar, la velocidad de la burbuja pequeña puede ser igual a la velocidad de la burbuja de Taylor cuando el diámetro de la tubería es cercano a 1.8 pulgadas (4.6 cm.).

En el flujo bache, la burbuja de Taylor, que se forma por la aglomeración de burbujas más pequeñas, ocupa la mayor parte de la sección transversal de la tubería; las burbujas de Taylor son axialmente separadas por el bache de líquido en las cuales las burbujas pequeñas son dispersas. El líquido confinado por la burbuja de Taylor y los flujos en la pared del tubo caen alrededor de la película de la burbuja; la interacción entre esta película y la burbuja de Taylor ascendente, aumenta con el incremento del gasto del flujo.

1.8. MÉTODO DE TURNER.¹⁰

En los años sesentas, Turner investigó el flujo crítico en el que reportó un modelo teórico y pruebas de campo, y desarrolló una expresión para estimar el dato de flujo de gas crítico para los líquidos que ascienden de un pozo:

$$v_c = 1.912 \left[\frac{\sigma(\rho_L - \rho_G)}{\rho_G^2} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (1.19)$$

La ecuación I.19 incluye el 20% de tolerancia ascendente para ajustar los datos de campo sugeridos por Turner, la expresión es referida ampliamente para la estimación del gasto de flujo crítico para el líquido ascendente continuo.

Entonces, se puede utilizar la siguiente expresión para la velocidad crítica:

$$v_c = 1.593 \left[\frac{\sigma(\rho_L - \rho_G)}{\rho_G^2} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (1.20)$$

Turner también propuso un método basado en dos modelos físicos para realizar predicciones en pozos de gas, en los que la película de líquido se mueve a lo largo de la tubería y entra en forma de gotas de líquido a un equipo de gas. El modelo de las gotas de líquido está basado en una partícula ligera en un gas que alcanzará una velocidad final, esta velocidad final depende del tamaño de la partícula, de la tensión interfacial, de la densidad del líquido, de la densidad media del fluido, viscosidad y de la forma de la partícula.

En un pozo de gas, si la velocidad ascendente del gas es menor que la velocidad final, el líquido empezará a acumularse provocando eventualmente que el pozo se acumule líquido y muera. Aplicando la ecuación I.21 utilizando la velocidad final para condiciones de fondo de pozo y condiciones estándar, se obtiene el mínimo gasto de gas, q_c , para remover continuamente los líquidos del fondo del pozo.

$$q_c = \frac{3.06Pv_g A}{T_z} \quad (1.21)$$

Donde:

$$v_g = 5.62 \frac{(67 - 0.0031P)^{\frac{1}{4}}}{(0.0031P)^{\frac{1}{2}}} \quad (1.22)$$

v_g : Velocidad del gas

P : Presión a condiciones estándar

A : Área

T_z : Temperatura a condiciones estándar

Turner demostró que controlando las condiciones de flujo en la cabeza del pozo contrarresta la carga del líquido, su trabajo demuestra que la relación líquido-gas entre 1 y 130 BL/MMPCD no influye en la velocidad mínima de elevación; la validación del método de Turner se probó para presiones tanto altas como bajas del flujo en la cabeza del pozo. Él sugirió un factor de seguridad del 20% que se utilizará para determinar la velocidad crítica; para presiones altas del flujo en la cabeza del pozo (>500 psig) el 20% del factor de seguridad podría emplearse también; sin embargo, para presiones bajas en la cabeza del pozo (<500 psi) no se requiere este factor.

CAPITULO 2. FRICCIÓN.

Desde los primeros tiempos el hombre conoció la fricción, por ejemplo: para hacer fuego, frotaba dos palos secos aprovechando el calor producido por el roce entre éstos; cuando caminamos estamos haciendo uso de la fricción, ya que ésta impide el deslizamiento de los pies, otros casos pueden ser clavar un clavo, arrastrar una plancha, frotarse las manos, etc. Así que la fricción puede definirse como la resistencia al movimiento entre dos superficies cualesquiera en contacto directo; ahora bien, aplicando este concepto a la ingeniería petrolera, se presenta este fenómeno cuando tenemos en estudio un fluido que pasa a través de un tubo y entre estas dos superficies actúa una resistencia al flujo, lo que provoca una pérdida de energía en el flujo.

El componente de fricción es diferente para cada tipo de flujo y para cada ángulo de inclinación. Esta variable siempre causa una pérdida de presión en la dirección del flujo.

En el flujo laminar la fricción es linealmente proporcional a la velocidad del fluido y en el flujo turbulento la fricción es proporcional a v^n , donde n es el parámetro de turbulencia que tiene un rango de $1.7 \leq n \leq 2$ y la v es la velocidad superficial.

El término $\left(\frac{dp}{dL}\right)_f$ representa la pérdida de presión por fricción cuando el flujo de gas y

líquido es simultáneo en las tuberías, este término no es analíticamente predecible excepto para el caso de flujo laminar de una sola fase; aunque es posible determinarlo experimentalmente. Las ecuaciones siguientes nos muestran como definir el factor de fricción en el flujo bifásico:

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f_L \rho_L v_{sL}^2}{2g_c d} \dots\dots\dots(2.1)$$

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f_g \rho_g v_{sg}^2}{2g_c d} \dots\dots\dots(2.2)$$

$$\left(\frac{dp}{dL}\right)_f = \frac{f_w \rho_f v_m^2}{2g_c d} \dots\dots\dots(2.3)$$

En general, el método para el factor de fricción de dos fases se determina y se examina en el comportamiento de un patrón de flujo. La ecuación 2.1, que es para el patrón de flujo burbuja, se basa y usa datos del líquido; la ecuación 2.2, que es para el patrón de flujo niebla, se basa y se usa normalmente para gas; y en la ecuación 2.3, que es para la mezcla, la ρ_f (densidad del fluido) puede variar dependiendo del investigador o de la discusión previa.^{1, 12}

Para solucionar los problemas que se ocasionan en el flujo de las tuberías, se aplica el principio de la energía, la ecuación de continuidad y los principios y ecuaciones de la resistencia de fluidos al flujo.

La resistencia de fluidos al flujo en las tuberías, no tan sólo se genera en los tramos largos, sino también en los accesorios de tuberías tales como codos y válvulas que disipan energía al producir turbulencias relativamente grandes.²

La ecuación de la energía o de Bernoulli para el movimiento de fluidos incompresibles en tubos es:

$$\frac{P_1}{\rho * g} + \frac{V_1^2}{2 * g} + Z_1 = \frac{P_2}{\rho * g} + \frac{V_2^2}{2 * g} + Z_2 + h_f \tag{2.4}$$

El término de la elevación, Z, está relacionado con la energía potencial de la partícula y se denomina carga de altura, el término de la presión P/(ρg) se conoce como carga de presión y representa la altura de una columna de fluido necesaria para producir la presión P; el término de la velocidad V/(2g), es la carga de velocidad (altura dinámica) y representa la distancia vertical necesaria para que el fluido caiga libremente (sin considerar la fricción), si alcanza una velocidad V partiendo del reposo; y por último, el término h_f representa las pérdidas de

presión por fricción. Cada uno de los términos de esta ecuación tiene unidades de energía, de peso o de longitud y representan cierto tipo de carga.²

En la ecuación de la energía, h_f es la pérdida de presión por fricción.

Cabe mencionar que los efectos de la fricción no son tan favorables, ya que destruye la efectividad de la tubería debido al desgaste, al calor y a la demanda de mayor energía para el fluido que se maneja en la tubería.

Hay dos características que son independientes entre sí, pero en la pérdida de presión por fricción intervienen en forma directa, ya que uno depende de las propiedades físicas del fluido que es número de Reynolds y la rugosidad que depende de la heterogeneidad de la superficie en donde viaja el fluido.

2.1. NÚMERO DE REYNOLDS.^{1,4}

El número de Reynolds es un número adimensional utilizado en mecánica de fluidos, en el diseño de reactores y en la caracterización de los fenómenos de transporte en los fluidos. Este número es la relación entre las fuerzas inerciales y las fuerzas viscosas; y también, indica el grado de turbulencia de un fluido, es decir, un número de Reynolds crítico distingue entre los diferentes regímenes de flujo, tales como laminar (si es menor a 2100), o turbulento (si es mayor a 3200), en tuberías, en la capa límite, o alrededor de objetos sumergidos.

El número de Reynolds se expresa de la siguiente forma:

$$N_{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} \quad (2.5)$$

Donde D es el diámetro del tubo, ρ la densidad del fluido, y μ la viscosidad, y v su velocidad.

El número de Reynolds también permite caracterizar la naturaleza del escurrimiento, además de indicar la importancia de la tendencia relativa del flujo hacia un régimen turbulento respecto a uno laminar y la posición relativa de este estado del fluido en determinada longitud.

2.2. RUGOSIDAD.

La rugosidad de una tubería es una característica de su superficie, la cual está constituida por pliegues o crestas unidas formando una superficie homogéneamente distribuida; esta propiedad depende del tipo de material que se emplee en la construcción.

Para obtener la ecuación de la rugosidad se relacionará en forma directa la variación de la longitud con la rugosidad por medio de la siguiente expresión.

$$\varepsilon = \frac{\sum_{i=1}^n \Delta p_i}{\sum_{i=1}^n \Delta \left(\frac{p_i}{A_i} \right) L_i} \quad (2.6)$$

Donde:

$$\sum_{i=1}^n \Delta p_i = P_e - P_s \quad (2.7)$$

Donde P_e es la presión estática y P_s presión superficial. Actualmente se admite que la rugosidad (ε) puede expresarse por la altura media de dichos pliegues al considerar las características de flujo.

Los valores más comúnmente empleados en la industria son:

Tubería	Rugosidad[E(pg)]
Estriada	0.00006
Producción o perforación	0.0006
Escurrimiento	0.0007
Galvanizada	0.006

2.3. FACTOR DE FRICCIÓN.^{1,3,4,6}

El factor o coeficiente de fricción f , que es adimensional, puede deducirse matemáticamente en el caso de régimen laminar, pero en el caso de flujo turbulento no se dispone de relaciones matemáticas sencillas para obtener la variación del factor de fricción con el número de Reynolds. Además, algunos investigadores han demostrado que la rugosidad relativa del diámetro de la tubería (relación de la altura de las imperfecciones superficiales interior de la tubería) también influye en el valor del factor de fricción.

La pérdida de presión debida a la fricción del fluido contra la superficie interna de los sistemas de tubería, puede hacer difícil que se alcancen las expectativas del gasto según las características del fluido.

La mayor parte de los ductos por los cuales pasa un fluido, y que han estado en servicio durante varios años, sufren alguna reducción en su capacidad de conducción debido a las incrustaciones o al revestimiento de limo que tiende a depositarse sobre la superficie interna o paredes de la tubería. El índice de deterioro depende de la constitución química del fluido y del material de la tubería; por lo tanto, cuando se planea construir un ducto, es prudente tener en cuenta todo tipo de factores que pudieran presentarse y las condiciones en las que se encontrará después de un período de años de servicio.

Colebrook y White, mediante una simple aplicación de su Ley de Transición, demostraron que si la rugosidad aumentaba desde $K = 0.01$ pulgadas en una tubería de 20 pulgadas la capacidad de conducción se reducía en un 25%; sin embargo, la reducción correspondiente a el área de la sección sería sólo un 2% aproximadamente. Entonces, se confirma la solidez de la hipótesis en donde la reducción de la capacidad de conducción se debe enteramente al aumento de la rugosidad con la edad de la tubería.

Analizando los datos de los ensayos sobre tuberías de fundición, Colebrook y White, dedujeron que la rugosidad aumenta uniformemente con la edad, y por tanto, puede expresarse correctamente mediante la fórmula empírica:

$$K = K_o + a t \quad (2.8)$$

Donde, K_o es la rugosidad efectiva inicial, K es la rugosidad efectiva después de t años y a es el índice de aumento anual de la rugosidad.

La rugosidad natural de las tuberías comerciales (Hierro fundido, hormigón, etc.) es naturalmente irregular, sin embargo, la rugosidad absoluta de una tubería comercial se puede caracterizar también por un valor K que es igual al diámetro de los granitos de arena de una tubería de rugosidad artificial que diera el mismo valor del factor de fricción para un número de Reynolds suficientemente elevado.

Colebrook ideó una fórmula empírica para la transición entre el flujo en tubos lisos y la zona de completa turbulencia en tubos comerciales, tal ecuación se muestra a continuación:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \text{Log} \left[\frac{\varepsilon}{3.7D} + \frac{2.51}{\text{Re} \sqrt{f}} \right] \quad (2.9)$$

En donde,

f = factor teórico de pérdidas de carga.

D = diámetro interno de la tubería.

ε = Rugosidad del material de la tubería.

Re = número de Reynolds.

La relación (ε/D) , se conoce como la rugosidad relativa del material y se utilizó para construir el diagrama de Moody.

2.3.1. CORRELACIÓN PARA EL FACTOR DE FRICCIÓN.^{1,4,7,26}

Los valores para el factor de fricción de dos fases, fueron obtenidos a partir de la solución de la ecuación del gradiente de presión.

$$f_{tp} = \left[\frac{dp}{dZ} \left(1 - \frac{\rho_{tp} v_m v_{sg}}{g_c p} \right) - \frac{g}{g_c} \sin \theta \rho_{tp} \right] \frac{2 g_c d}{G_m v_m} \quad (2.10)$$

El factor de fricción se normalizó para dividirse entre factor de volumen sin resbalamiento f_{ns} , el cual debe predecir la velocidad del flujo del fluido. El factor de fricción sin resbalamiento es obtenido del diagrama de Moody a partir de:

$$f_{ns} = \left[2 \log \left(\frac{N_{Re ns}}{4.5223 \log N_{Re ns} - 3.8215} \right) \right]^{-2} \quad (2.11)$$

Donde

$$N_{Re ns} = \frac{[\rho_L \lambda + \rho_g (1 - \lambda)] v_m d}{\mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda)} \quad (2.12)$$

ó

$$N_{Re ns} = \frac{G_m d}{\mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda)} \quad (2.13)$$

Este número de Reynolds se aproxima al número de Reynolds para el líquido o gas, como λ se aproxima a 1 ó 0 respectivamente.

Se encontró que el factor de fricción normalizado es función del contenido del líquido λ , y del colgamiento del líquido $H_L(\theta)$. Un análisis de regresión indica que el factor de fricción,

el λ y el $H_L(\theta)$ son tanto variables dependientes como variables independientes, demostrándose en la siguiente relación.

$$\frac{f_{tp}}{f_{ns}} = f \left\{ \frac{\lambda}{[H_L(\theta)]^2} \right\} \quad (2.14)$$

La ecuación para factor de fricción es:

$$\frac{f_{tp}}{f_{ns}} = e^S \quad (2.15)$$

Donde:

$$S = \frac{[\ln(y)]}{\{-0.0523 + 3.182 \ln(y) - 0.8725[\ln(y)]^2 + 0.01853[\ln(y)]^4\}} \quad (2.16)$$

y

$$y = \frac{\lambda}{[H_L(y)]^2} \quad (2.17)$$

Si el valor de “y” se encuentra en un rango entre 1 y 1.2, la función S se calcula como:

$$S = \ln(2.2y - 1.2) \quad (2.18)$$

Como el flujo se aproxima al 100% de gas:

$$\lambda \rightarrow 0, S \rightarrow 0, \text{ y } f_{tp} \rightarrow f_{ns} \rightarrow f_{sp}$$

Y como el flujo se aproxima al 100% de líquido:

$$\frac{\lambda}{H_L^2} \rightarrow 1, S \rightarrow 0, \text{ y } f_{tp} \rightarrow f_{ns} \rightarrow f_{sp}$$

Las correlaciones de colgamiento y de factor de fricción se desarrollaron utilizando variables adimensionales; ambas correlaciones no pueden emplearse con el flujo de una sola fase, ya que este flujo es sólo de líquido o de gas.

2.4. DIAGRAMA DE MOODY.²⁷

El diagrama de Moody es la representación gráfica en escala doble logaritmo del factor de fricción en función del número de Reynolds y la rugosidad relativa de una tubería.

En la ecuación de Darcy-Weisbach aparece el término λ que representa el factor de fricción de Darcy, conocido también como coeficiente de fricción; el cálculo de este coeficiente no es inmediato y no existe una única fórmula para obtenerlo en todas las situaciones posibles.

$$\lambda = h_f \left(\frac{2gD}{LV^2} \right) \quad (2.19)$$

En donde:

h_f = Pérdida de carga a lo largo de la tubería de longitud L

L = Longitud de la tubería, expresada en m.

D = Diámetro interno de la tubería, expresada en m.

V = Velocidad promedio del fluido en la tubería, expresada en m/s.

Se pueden distinguir dos situaciones diferentes:

- a) Flujo laminar: En este caso se utiliza una de las expresiones de la ecuación de Poiseuille y el factor de fricción depende únicamente del número de Reynolds ($f = 64/N_{Re}$).

- b) Flujo turbulento: Para este tipo de flujo se emplea la ecuación de Colebrook-White y el factor de fricción depende tanto del número de Reynolds como de la rugosidad

²⁷ Bibliografía al final del documento.

relativa de la tubería; por tal razón, en este caso se hace uso de una familia de curvas, una para cada valor del parámetro (k / D) , donde k es el valor de la rugosidad absoluta, que es la longitud (habitualmente en milímetros) de la rugosidad medida directamente de la tubería.

En la figura 2.1 se puede observar el diagrama de Moody, en el eje de las abscisas se encuentra el número de Reynolds (N_{Re}) y en los ejes de las ordenas se presentan dos parámetros, teniéndose en el lado izquierdo el coeficiente de fricción (λ) y la rugosidad relativa (K/d) en el eje derecho.

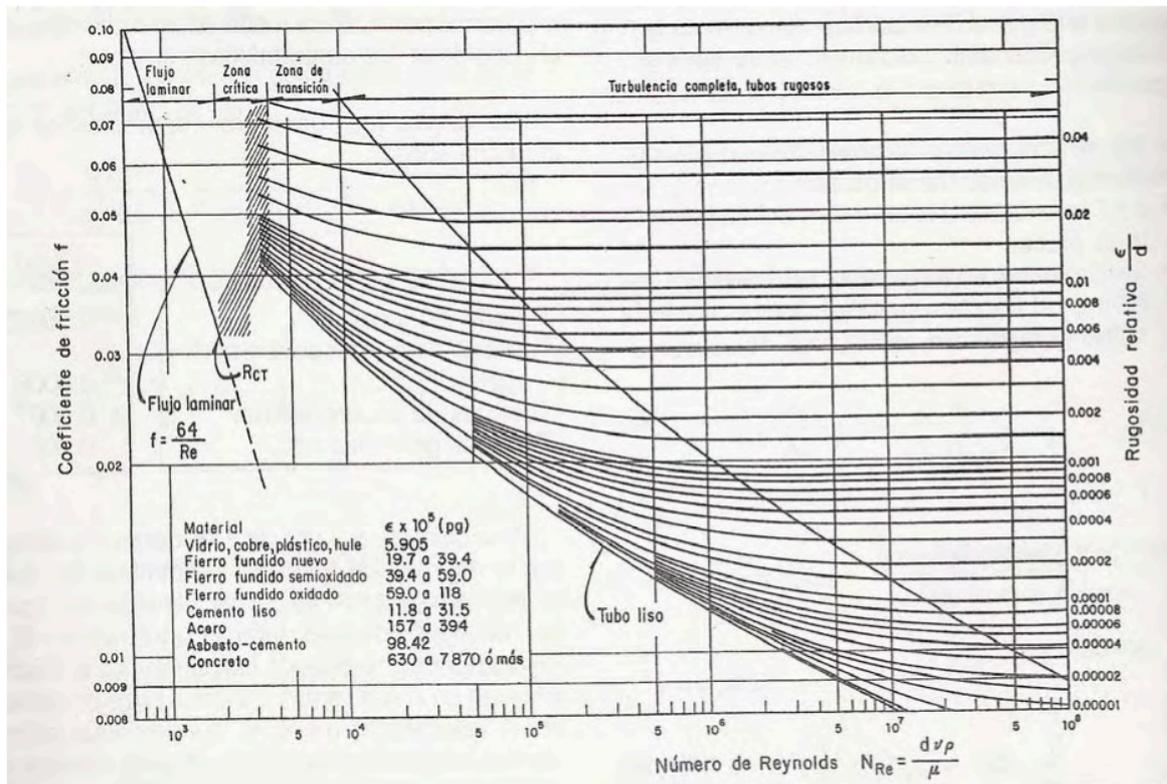


Fig. 2.1. Diagrama de Moody.¹

CAPÍTULO 3. PATRONES DE FLUJO.

El patrón de flujo es la configuración de la estructura de las fases en la tubería y está determinada por la forma de la superficie, conocida como interfaz, que separa una fase de otra.⁹

Los patrones de flujo son muy importantes en el comportamiento de las caídas de presión en la tubería, ya que son causantes de los efectos del fenómeno de colgamiento que provocan los abatimientos de presión.

Es importante identificar tanto la fase que está en contacto con la pared de la tubería o líneas de flujo como los efectos que son provocados debido al comportamiento de los fluidos y a las condiciones de operación en las instalaciones de proceso.

3.1. TIPOS DE PATRÓN DE FLUJO.^{2,4,6,8,9}

Los tipos de patrón de flujo pueden ser experimentales o teóricos y cada uno de ellos tiene bases y restricciones. Para los experimentales se menciona que sus condiciones de operación son parecidas a los datos experimentales, por lo tanto, no es necesario hacer algún ajuste; pero su restricción es que la construcción de un modelo experimental es muy costoso y su elaboración presenta dificultad, además de que su aplicación sólo se asegura en el rango de los datos del experimento.

Para el tipo teórico se abarca un rango grande de parámetros y de propiedades de los fluidos (diámetros, densidades, etc.), pero éstos deben ser validados mediante un modelo experimental.

El problema más frecuente en la predicción de caídas de presión en los pozos fluyendo y en bombeo neumático, se presentan cuando los fluidos comienzan a ascender debido a que sus propiedades cambian a lo largo de la tubería, por tal razón no es posible aceptar fácilmente una sola solución. Para estos casos de flujo de dos fases las soluciones son complejas y su análisis se dificulta cuando se estudian las condiciones de frontera.

Bajo las condiciones de flujo ascendente el gas tiene una velocidad superior a la del líquido; como resultado, la densidad de la mezcla gas-líquido de fondo fluyendo es mayor que la densidad correspondiente que puede ser calculada de la relación gas-líquido producido a las condiciones de presión y temperatura de fondo. Otra consecuencia que se llega a presentar debido a la diferencia que existe entre las velocidades, son las diferentes configuraciones o regímenes de flujo, en las que se tienen: flujo tipo burbuja, tipo bache, (bache-anular) transitorio y niebla (Figura 3.1); estas geometrías de flujo en un sistema bifásico influyen fuertemente en las caídas de presión.

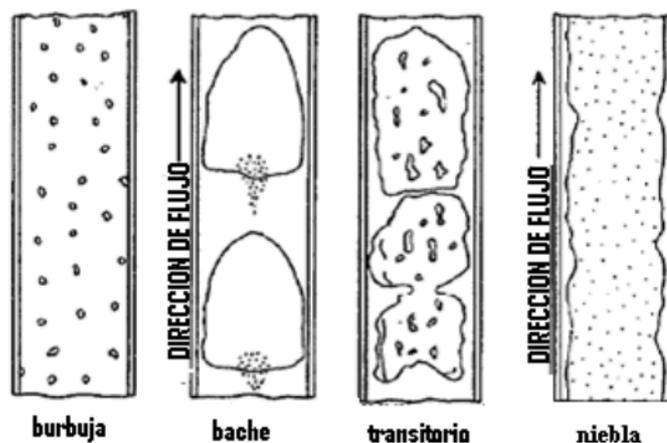


Fig. 3.1. Configuración geométrica del flujo vertical.

3.1.1. FLUJO BURBUJA.⁴

En este régimen de flujo el líquido es la fase continua y ocupa la mayor parte de la tubería, mientras que la fase dispersa de gas libre, que es pequeña, se presenta en pequeñas burbujas distribuidas al azar y de diámetros variables, las cuales se mueven a diferentes velocidades debido a sus respectivos diámetros.

Durante el flujo burbuja se puede llegar a presenciar un flujo homogéneo cuando el gasto de gas es bajo, ya que el líquido es el que ocupa el volumen de la tubería, y algo similar ocurre cuando la velocidad de la fase de gas es muy alta, porque la caída de presión por fricción es muy pequeña en el gas y por tal razón no es considerable.

3.1.2. FLUJO BACHE.⁴

En esta configuración de flujo, la fase de gas tiene un volumen mayor, aunque la fase líquida todavía es continua; las burbujas de gas se colapsan formando burbujas más grandes que son separadas por los tapones de líquido, los cuales son aproximadamente del mismo diámetro y forma de la tubería. La velocidad de la burbuja de gas es mayor que la del líquido, si se compara con la velocidad del bache del líquido, siendo que esta última no es constante, ya que el movimiento del líquido depende de la velocidad ascendente del gas, que provocará no solamente pequeñas fricciones, sino también el colgamiento de líquido que influirá en la densidad del fluido; además, existe una película de líquido alrededor de la burbuja, que puede moverse hacia arriba o hacia abajo pero posiblemente a una velocidad muy baja. Cabe mencionar que cuando se presentan velocidades más altas, el líquido puede estar disperso en las burbujas de gas; y también, el efecto que pueden generar ambas fases de gas y líquido en el gradiente de presión puede llegar a ser significativo.

3.1.3. FLUJO TRANSITORIO.⁴

En este tipo de flujo, ocurre el cambio de la fase de líquido continua a la fase de gas continua; el bache de líquido que está entre las burbujas dispersas y el volumen mayor de líquido llega a entrar en la fase de gas. Los efectos del líquido no afectan el comportamiento de este régimen y la fase de gas es predominante.

3.1.4. FLUJO NIEBLA.⁴

Aquí, la fase de gas, que es continua, controla el comportamiento de flujo y el volumen de líquido es arrastrado y transportado por el gas mediante una película de líquido; también, una película de líquido moja la pared de la tubería pero sus efectos son secundarios.

3.2. EFECTOS DE LOS PATRONES DE FLUJO.^{4,6,11}

Una de las principales razones por las que la mayoría de los modelos para flujo vertical tienen dificultades, es porque a lo largo de la tubería se presentan varios patrones de flujo a condiciones de operación. De hecho, si uno observa el comportamiento del flujo de aceite desde el fondo del pozo y a lo largo de la tubería, se pudiera describir el siguiente comportamiento: flujo de líquido como la única fase, flujo burbuja, flujo bache (tapón), transitorio, y finalmente flujo niebla.

En la correlación de Orkiszewki se detalla cada patrón de flujo, por lo que es apropiada para describir el comportamiento del flujo a lo largo de la tubería. Se puede encontrar en cada patrón de flujo que existe en el punto en el que se requiere el análisis el valor de la ρ_{AV} densidad de la mezcla y el τ_f gradiente de fricción.

En la figura 3.2 se muestra el mapa de patrones de flujo que se utiliza para analizar los cambios de flujo en la tubería, en la cual las líneas representan el lugar de transición de un régimen a otro. El mapa es una composición del trabajo de Wallis en el flujo burbuja y en el flujo bache; y el trabajo de Ros en el flujo transitorio y el flujo niebla.³

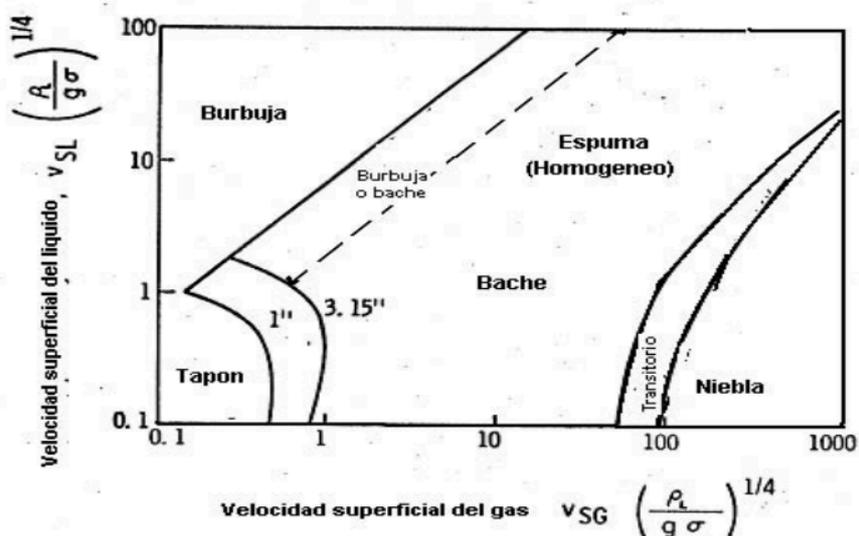


Figura 3.2. Mapa de los patrones de flujo vertical de dos fases usado para el modelo de caídas de presión.³

Para graficar las fronteras de los patrones de flujo, Ros utilizó coordenadas adimensionales:

$$\text{Número de la velocidad del gas, } N_G = v_{SG} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{1/4} \quad (3.1)$$

$$\text{Número de la velocidad del líquido, } N_L = v_{SL} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{1/4} \quad (3.2)$$

Evaluando con $N_L = 1.0$, y con varios valores de N_G entre 0.1 a 1000, se observó que se cruza el mapa horizontalmente y por consecuencia las regiones de los regímenes de flujo que son:

1. Burbuja a Bache (Wallis).
2. Bache a transitorio (Ros).
3. Transitorio a Niebla (Ros).

Primero, se definieron las fronteras de los regímenes de flujo en el estado de flujo vertical de dos fases:

1. Burbuja a Bache (Wallis).

$$\frac{q_G}{q_T} = L_B \quad (3.3)$$

$$L_B = 1.071 - 0.2281 \frac{(q_T/A)}{d}, \quad \text{con } L_B \geq 0.13 \quad (3.4)$$

2. Bache a Transitorio (Ros).

$$N_G = L_S \quad (3.5)$$

$$L_S = 50 + 30N_L \quad (3.6)$$

3. Transitorio a Niebla (Ros).

$$N_G = L_M \quad (3.7)$$

$$L_M = 75 + 84N_L \quad (3.8)$$

La correlación para la densidad de la mezcla y la pérdida de fricción en el flujo burbuja. Este régimen corresponde a la clasificación de la fase líquida continua. Wallis contribuye el flujo de transición de las fases, J_{GL} , que representa el flujo que tienen las partículas de un componente de una zona de alta concentración a una de baja concentración de gas, a una velocidad que se le llamará velocidad volumétrica promedio, v_T . Esto es en términos de la velocidad relativa entre las fases, v_{GL} , se obtendrá:

$$J_{GL} = v_{GL} \alpha (1 - \alpha) \quad (3.9)$$

Donde α es la fracción volumétrica de gas, $\alpha = 1 - \epsilon_L$.

En términos individuales de cada componente del flujo.

$$J_{GL} = (1 - \alpha)J_G - \alpha J_L = (1 - \alpha)v_{SG} - \alpha v_{SL} \quad (3.10)$$

Donde v_{SG} y v_{SL} son las velocidades superficiales del gas y del líquido, en un sistema multifásico. La ecuación 3.9 y la 3.10 pueden ser generalizadas a las formas:

$$J_{GL} = \alpha (1 - \alpha)^n v_{GL} \quad (3.11)$$

$$J_{GL} = (1 - \alpha)^n v_{SG} - \alpha (1 - \alpha)^{n-1} v_{SL} \quad (3.12)$$

Donde v_{GL} es la velocidad relativa o de resbalamiento de una de las fases con respecto a la otra.

En el flujo vertical de dos fases en una tubería, las burbujas pequeñas se colapsan durante el flujo y las burbujas grandes tienden a provocar la turbulencia. Harmathy presentó una correlación que describe este proceso:

$$v_{\infty} = 0.79 \left[\frac{\sigma_D (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (3.13)$$

Donde: v_{∞} es la velocidad ascendente de la burbuja, σ_D es la tensión superficial.

Para un sistema aire-agua, $v_\infty = 0.81 \frac{pie}{seg}$, se usa la ecuación 3.11 y varios valores de n se presentan en un diagrama de flujo de difusión en la figura 3.3.

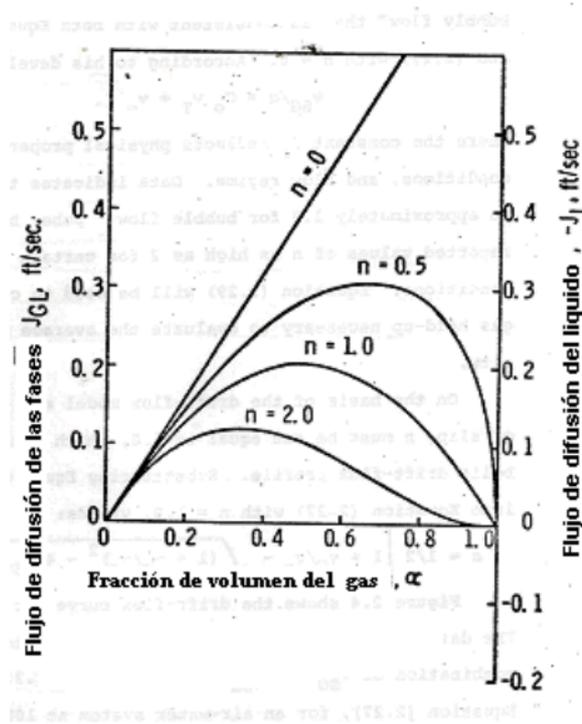


Figura 3.3. Diagrama del flujo de difusión usado por Harmathy para v_∞ .

El valor de n es función del sistema utilizado y también representa el grado de turbulencia en el flujo de dos fases; Zuber presentó una ecuación para flujo turbulento que considera las ecuaciones 3.11 y 3.12 con el valor de $n=0$,

$$\frac{v_{SG}}{\alpha} = C_0 v_T + v_\infty \tag{3.14}$$

Donde la constante C_0 está en función de las propiedades físicas y del patrón de flujo, en el flujo burbuja el valor de C_0 es aproximadamente de 1.2, Zuber reportó que el valor de n puede llegar hasta 2 para condiciones de flujo ascendente de la burbuja. La ecuación 3.14 se utilizará para calcular el colgamiento del gas necesario para evaluar la densidad promedio de la mezcla. Sustituyendo la ecuación 3.11 y 3.12 con un valor de $n=1$, obtenemos:

$$\alpha = \frac{1}{2} \left[1 + \frac{v_T}{v_\infty} - \sqrt{\left(1 + \frac{v_T}{v_\infty}\right)^2 - 4 \frac{v_{SG}}{v_\infty}} \right] \tag{3.15}$$

La figura 3.4 muestra la curva de flujo de transición de fases para $n=1$, en donde el flujo burbuja se graficó para cada combinación de v_{SG} y v_{SL} , usando la ecuación 3.15 y la ecuación 3.12 para un sistema aire-agua a 100 lb/pg^2 en una tubería de 4 pulgadas de diámetro interno.

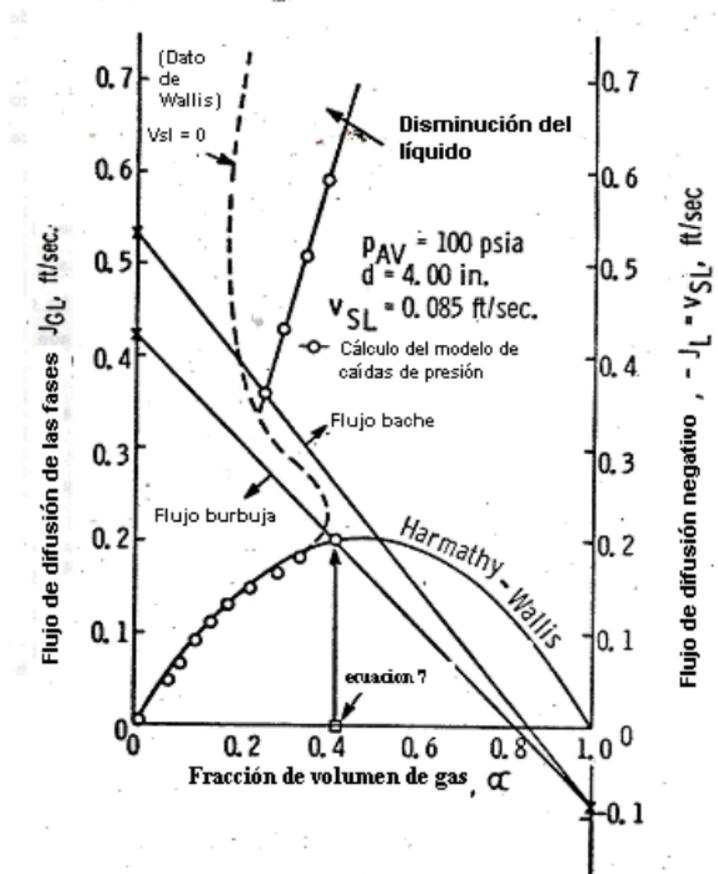


Figura 3.4. Diagrama de flujo de difusión de las fases para las caídas de presión del modelo donde se muestra el cambio de régimen de flujo.

Al desarrollar las ecuaciones 3.14 y 3.15 para colgamiento de gas, podemos escribir las ecuaciones para ρ_{AV} la densidad de la mezcla y τ_f el gradiente de fricción, en el régimen burbuja:

$$\rho_{AV} = (1 - \alpha)\rho_L + \alpha\rho_G \tag{3.16}$$

$$\tau_f = \frac{f_m \rho_{AV} v_T}{2g_c d} \quad (3.17)$$

La correlación para la densidad de la mezcla y la pérdida de presión en el flujo bache. Este régimen corresponde a la clasificación de fase dispersa, y puede ser el más complicado para analizarlo con una correlación, ya que se manejan varias variables y tiene una gran sensibilidad. En el flujo burbuja, el gradiente de colgamiento es más predominante que el gradiente de fricción; en cambio, en el flujo bache, el gradiente de fricción afecta más que el gradiente de colgamiento; también depende de las condiciones de flujo ya que tiene altas velocidades y presiones bajas, porque el cambio de gradiente de aceleración y del gradiente total de presión se pueden aproximar a las condiciones de flujo sónico.

La correlación de Orkiszewski se ajustó para poder caracterizar este régimen de flujo bache, por lo que se limitaron ciertas condiciones, introdujo un nuevo parámetro que es Γ , llamada la función de distribución del líquido; empezó a relacionar este parámetro con la velocidad del fluido y la viscosidad del líquido, y después se añadió la velocidad del líquido, la relación gas-aceite y la tensión superficial.

La correlación de Orkiszewski para la densidad de la mezcla ρ_{AV} y el gradiente de fricción τ_f , se expresa:

$$\rho_{AV} = \frac{W_T + \rho_L v_b A}{q_T + v_b A} + \Gamma \rho_L \quad (3.18)$$

$$\tau_f = \frac{f_m \rho_L v_T^2}{2g_c d} \left[\frac{q_L + v_b A}{q_t + v_b A} + \Gamma \right] \quad (3.19)$$

En las ecuaciones anteriores, v_b es la velocidad ascendente de la burbuja como en la correlación de Graffith y Wallis:

$$v_b = C_1 C_2 \sqrt{gd} \quad (3.20)$$

Donde C_1 y C_2 están en función de la burbuja y del número de Reynolds del líquido. La función de distribución del líquido está limitada por:

$$\Gamma \geq -0.065v_T \quad (3.21)$$

y

$$\Gamma \geq \frac{-v_b A}{q_T + v_b A} \left(1 - \frac{\rho_{AV}}{\rho_L} \right) \quad \text{para } v_T > 10 \quad (3.22)$$

Desde que se manejan dos líquidos en los datos de campo hay una correlación de distribución del líquido para cada uno:

1-. Agua.

$$\text{Si } v_T < 10, \Gamma = \frac{0.0013 \log_{10} \mu_L}{d^{1.38}} - 0.681 + 0.232 \log_{10} v_T - 0.428 \log_{10} d \quad (3.23)$$

$$\text{Si } v_T \geq 10, \Gamma = \frac{0.045 \log_{10} \mu_L}{d^{0.799}} - 0.709 - 0.162 \log_{10} v_T - 0.888 \log_{10} d \quad (3.24)$$

2-. Aceite.

$$\text{Si } v_T < 10, \Gamma = \frac{0.0127 \log_{10} (\mu_L + 1)}{d^{1.415}} - 0.284 + 0.167 \log_{10} v_T + 0.113 \log_{10} d \quad (3.25)$$

$$\text{Si } v_T \geq 10, \Gamma = \frac{0.0274 \log_{10} (\mu_L + 1)}{d^{1.371}} + 0.161 + 0.569 \log_{10} d - \log_{10} v_T \left[\frac{0.01 \log_{10} (\mu_L + 1)}{d^{1.571}} + 0.397 + 0.63 \log_{10} d \right] \quad (3.26)$$

Las restricciones que existen en las ecuaciones de Γ son para eliminar los gradientes de presión que son discontinuos o que varían mucho entre los regímenes de flujo.

La correlación de la densidad de la mezcla y la pérdida de fricción en el flujo niebla. Este régimen corresponde a la clasificación de la fase de gas continua, que resulta muy importante en los procesos industriales donde se presenta la transferencia de calor y de masa en el flujo de dos fases.

Para la correlación de colgamiento en este régimen, Ros sugirió que virtualmente no hay resbalamiento en el flujo niebla y esta característica se puede dar como:

$$\varepsilon_G = \alpha = \frac{q_G}{q_L + q_G} \quad (3.27)$$

La ecuación 3.27 puede ser cuestionada porque cuando las condiciones del flujo se acercan a flujo transitorio, podría ocasionarse que la fracción de gas en el flujo sea menor que la obtenida por la ecuación 3.27, en esto se basa la relación de Turner. Wallis modificó como se muestra:

$$\frac{J_G^*}{1 - 3.1\varepsilon_L} - \frac{J_L^*}{3.1\varepsilon_L} = 1.0 \quad (3.28)$$

Donde,

$$J_G^* = v_{SG} \left[\frac{\rho_G}{gd(\rho_L - \rho_G)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (3.29)$$

$$J_L^* = v_{SL} \left[\frac{\rho_L}{gd(\rho_L - \rho_G)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (3.30)$$

Resolviendo la ecuación 3.28 para el colgamiento ε_L , se calcula la densidad de la mezcla promedio:

$$\rho_{AV} = \rho_L \varepsilon_L + \rho_G (1 - \varepsilon_L) \quad (3.31)$$

La relación de colgamiento (ecuación 3.28), solo es válida para el patrón de flujo transitorio con un 20% en la caída de arrastre; para el gradiente de fricción que se presenta en el flujo niebla, Ros sugirió que la velocidad superficial del gas junto con el factor de fricción como componente de la velocidad, puede usarse para determinar empíricamente la razón de rugosidad relativa ε/d .

$$\tau_f = \frac{f_m \rho_G v_{SG}^2}{2g_c d} \quad (3.32)$$

La relación de rugosidad relativa se basa en números adimensionales:

$$N_w = 4.52 \times 10^{-7} \left(\frac{v_{SG} \mu_L}{\sigma} \right)^2 \frac{\rho_G}{\rho_L} \quad (3.33)$$

$$\text{Si } N_w < 0.005, \varepsilon/d = \frac{34\sigma}{\rho_G v_{SG}^2 d} \quad (3.34)$$

$$\text{Si } N_w \geq 0.005, \varepsilon/d = \frac{174.8\sigma N_w^{0.302}}{\rho_G v_{SG}^2 d} \quad (3.35)$$

$$\text{Con } 0.001 < \varepsilon/d < 0.5$$

En la fase de gas continua se presenta el gradiente de fricción, excepto donde la presión es baja y la velocidad es alta. Bajo estas condiciones, el flujo sónico y el gradiente de presión hacen su aparición.

La correlación para la densidad de la mezcla y la pérdida de fricción en el flujo transitorio. Este régimen puede clasificarse como la transición entre la fase dispersa y la fase de gas continua; tiene solamente un cambio en los datos de campo disponibles durante este régimen, el cual no se toma en cuenta y los resultados tienden a ser correctos. Orkiszewski mencionó que la pérdida de fricción más pronunciada se obtendrá si el gradiente de fricción es calculado con la velocidad del gas. Las siguientes ecuaciones están en términos de la ρ_{AV} densidad de la mezcla y el τ_f gradiente de fricción:

$$\rho_{AV} = \frac{(L_M - N_G)\rho_{AV} \downarrow_{bache} + (N_G - L_S)\rho_{AV} \downarrow_{niebla}}{(L_M - L_S)} \quad (3.36)$$

$$\tau_f = \frac{(L_M - N_G)\tau_f \downarrow_{bache} + (N_G - L_S)\tau_f \downarrow_{niebla}}{(L_M - L_S)} \quad (3.37)$$

Donde N_G esta relacionado al peso promedio descrito en la ecuación 3.1; L_S y L_M están relacionados a las fronteras de los patrones de flujo bache y niebla como se muestra en las ecuaciones 3.6 y 3.8 respectivamente.

3.3. MODELO DE TAITEL Y DUKLER.⁸

Taitel y Dukler desarrollaron un modelo teórico para determinar la relación que hay entre las variables del régimen de flujo transitorio, como lo es el gasto de masa del gas, el gasto de masa del líquido, las propiedades de los fluidos, el diámetro de la tubería y el ángulo de inclinación de la tubería con respecto a la horizontal; ellos consideraron 5 patrones de flujo básicos que se incluyen en las siguientes ecuaciones para hacer un análisis:

$$X = \left[\frac{|(dP/dx)L^S|}{|(dP/dx)G^S|} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (3.38)$$

$$T = \left[\frac{|(dP/dx)L^S|}{(\rho_L - \rho_G)g \cos \alpha} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (3.39)$$

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G)g \sin \alpha}{|(dP/dx)G^S|} \quad (3.40)$$

$$F = \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \frac{U_{G^S}}{\sqrt{Dg \cos \alpha}} \quad (3.41)$$

$$K = F \left[\frac{DU_{L^S}}{v_L} \right]^{\frac{1}{2}} = F [\text{Re}_{L^S}]^{\frac{1}{2}} \quad (3.42)$$

Todas estas ecuaciones pueden determinarse a condiciones de operación, mientras que las velocidades y los gradientes de presión se calculan a condiciones superficiales. Los cambios de flujo son controlados particularmente en los siguientes grupos:

Estratificado a Anular	X,F,Y
Estratificado a Intermitente	X,F,Y
Intermitente a Burbuja disperso	X,T,Y
Niebla a Ondulado	X,K,Y
Líquido anular disperso a Intermitente y a Burbuja	X,Y

Las variables que se manejan para caracterizar los patrones de flujo están señaladas en la figura 3.5, en donde están todos los cambios de flujo promedio. (Taitel y Dukler, 1976, A Model for Predicting Flow Regimen Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow)

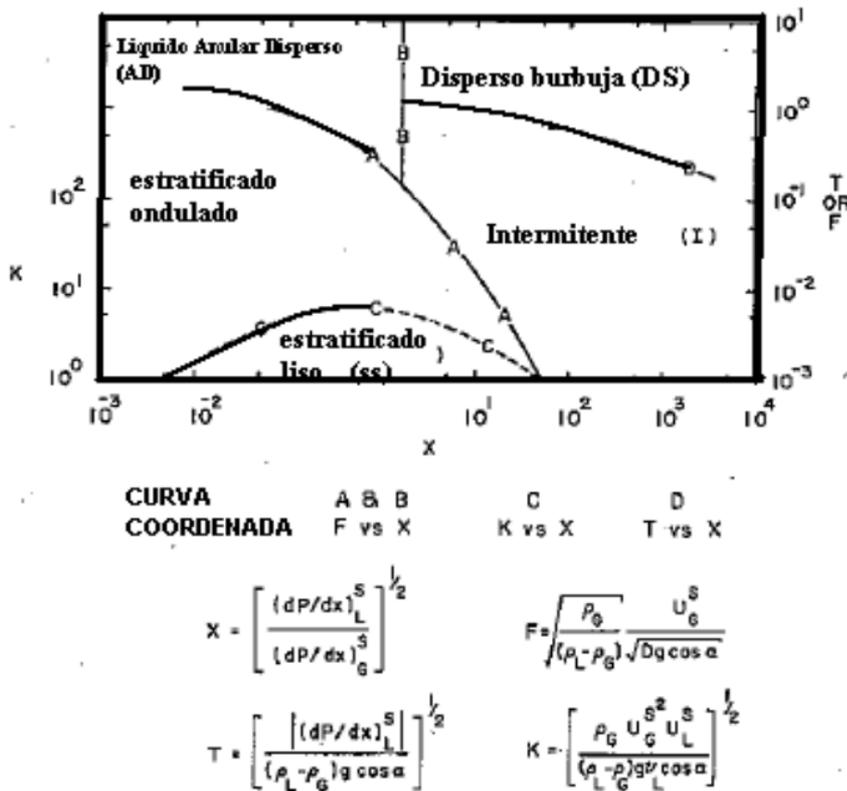


Figura 3.5. Mapa de patrones de flujo para flujo horizontal de dos fases.

(Taitel and Dukler, January 1976, Alche Journal)

CAPÍTULO 4. CORRELACIONES PARA FLUJO VERTICAL.

4.1. FLUJO MULTIFASICO VERTICAL.¹

El flujo multifásico vertical se presenta en la tubería de producción; es indispensable conocer las caídas de presión que se producen en este flujo para diseñar y seleccionar el arreglo de la tubería para predecir el gasto y proponer la instalación del sistema artificial.

El gradiente de presión del flujo multifásico vertical es la suma de tres factores:

- El gradiente de presión por elevación.
- El gradiente de presión por fricción.
- El gradiente de presión por aceleración.

Los tres factores anteriores provocan la disminución de la energía del fluido y por lo tanto cambian las propiedades físicas, por consecuencia se desarrollan diferentes correlaciones en las que se describe el comportamiento en cada patrón de flujo.

A continuación se presentara las contribuciones de las correlaciones más adecuadas para el flujo vertical.

4.2. CLASIFICACIÓN DE LAS CORRELACIONES.

Basado en la similitud de los conceptos teóricos, anteriormente los métodos eran divididos en tres categorías; en cada categoría se seleccionaban ciertos métodos, es decir, los métodos eran originales o únicos.

Las diversas correlaciones existentes para el cálculo de distribuciones de presión con flujo multifásico en tuberías, pueden clasificarse en tres grupos con base en el criterio utilizado en su desarrollo. En la tabla 4.1 se muestran los tres grupos y los criterios desarrollados.⁹

	Grupo I	Grupo II	Grupo III
Resbalamiento entre las fases	No se considera	Si se considera	Si se considera
Densidad de la mezcla (ρ_m)	Se calcula en función de las propiedades de los fluidos	Se calcula considerando el efecto del colgamiento	Se calcula considerando el efecto del colgamiento
Factor de fricción (f)	Se determina empíricamente	Se correlaciona con las propiedades combinadas del gas y el líquido	Se correlaciona con las propiedades del fluido en la fase continua
Patrones de flujo	No se distinguen	No se distinguen	Sí se distinguen
Métodos o Correlaciones	Poettmann y Carpenter, Fancher y Brown y Baxendell y Thomas	Hagedorn y Brown	Duns y Ros, Orkiszewski, Aziz, Beggs y Brill, Chierici, Gould y Tek entre otras

Tabla 4.1. Criterios en el desarrollo de las correlaciones.

4.3. LAS CORRELACIONES MÁS APROPIADAS PARA EL FLUJO VERTICAL.

Las correlaciones son un conjunto de datos experimentales obtenidos mediante parámetros de campo o de laboratorio, a los que se le ajusta una ecuación o un conjunto de ecuaciones empíricas o experimentales, (también se pueden presentar en forma gráfica) la cual

representará un determinado fenómeno; dichas correlaciones se aplican para obtener una aproximación de las propiedades de los fluidos sin tener que realizar un análisis PVT o mediciones directas.

Debido a que el flujo multifásico es complejo y se dificulta su análisis, incluso para ciertas correlaciones, genera un gran problema para predecir con precisión las caídas de presión en la tubería de producción, por lo que ha llevado a tener muchas soluciones especializadas con condiciones limitadas.

Al pasar los fluidos provenientes del yacimiento a través de la tubería de producción, se consume la mayor parte de presión disponible para que éstos sean llevados desde el fondo del pozo hasta las baterías de separación; por tal razón, es de gran importancia realizar una evaluación precisa de la distribución de la presión a lo largo de dicha tubería, que al hacerla conjuntamente con un análisis integral del sistema de producción, es posible diseñar las tuberías de producción y líneas de descarga, proyectar aparejos de producción artificial (neumático, mecánico, etc.), obtener la presión de fondo fluyendo (sin intervenir los pozos), deducir el efecto de los estranguladores sobre el gasto, determinar la vida fluyente de los pozos y corroborar los datos obtenidos con las correlaciones para su ajuste.

Cuando el flujo es vertical, las caídas de presión por aceleración son muy pequeñas, y por consiguiente, su gradiente de presión se desprecia, quedando la ecuación de la siguiente forma:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f$$

Donde,

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_T = \text{Caída de presión total.}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \text{Caída de presión por elevación.}$$

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \text{Caída de presión por fricción.}$$

Existen varias correlaciones que proporcionan excelentes resultados dependiendo a las diferentes condiciones de flujo. De acuerdo a las comparaciones realizadas por Lawson y Brill, los métodos tratados en este capítulo se encuentran entre las correlaciones más apropiadas para flujo vertical, debido a que manejan parámetros como dimensión de las tuberías, propiedades de los fluidos y gastos de flujo. Estas correlaciones son las siguientes:

- Poettmann y Carpenter (1952)
- Duns y Ros (1963)
- Hagedorn y Brown (1965)
- Orkiszewski (1967)
- Beggs y Brill (1973)

4.3.1. POETTMANN Y CARPENTER.²

Poettmann y Carpenter desarrollaron un método semi-empírico utilizando diámetros de tubería de producción de 2, 2 ½ y 3 pulgadas, en él incorporaron la ecuación general de energía junto con datos de 34 pozos fluyentes de aceite y 15 con bombeo neumático; el aceite, gas y agua se consideraron como una sola fase, y no se determinó la correlación de colgamiento. Toda la pérdida de energía, en la cual se incluyó el resbalamiento y líquidos de emergencia, se introdujo en un factor de pérdida de energía que se consideró constante en toda la longitud de la tubería; además, se supuso el flujo vertical de aceite, gas y agua como turbulento, y no se tomaron en cuenta los patrones de flujo.

La correlación de Poettmann y Carpenter fue desarrollada bajo las siguientes condiciones:

- Tuberías de 2, 2 $\frac{1}{2}$ y 3 pulgadas.
- Viscosidades menores a 5 cp.
- RGL menores a 1500 pies³/bl.
- Gastos mayores a 400 bpd.

La correlación fue analizada con las condiciones señaladas y fue modificada por Fancher y Brown, con una tuberías de 2 pulgadas de diámetro interno, que se ajusta con mayor precisión que la correlación de Poettmann y Carpenter para gastos bajos y altas RGL.

El procedimiento a seguir es el siguiente:

1. Se deben tener u obtener p_1 , p_2 , T_1 , T_2 , R , γ_g , γ_o , γ_w , q_o , q_w , h , d así como B_o y R_s a p_1 y p_2 .
2. Graficar h vs p .
3. Determinar la masa de aceite, gas y agua por barril de aceite.

$$M = 350 \gamma_o + 0.0764 \gamma_g R + 350 \gamma_w \text{ WOR} \quad (4.1)$$

4. Calcular el gasto másico de la mezcla w_m en $\text{lb}_m/\text{día}$.
5. Suponer una presión inicial en la TP.
6. Calcular el volumen de la mezcla V_T a la presión y temperatura establecida:

$$V_T = 5.61 B_o + 5.61 (\text{WOR}) + (R - R_s) \left(\frac{14.7}{p} \right) \left(\frac{T}{520} \right) \left(\frac{Z}{1} \right) \quad (4.2)$$

7. Determinar la densidad a la presión supuesta:

$$\rho_m = \frac{M}{V_T} \quad (4.3)$$

8. De la figura 4.1, determinar el gradiente de presión fluyendo para el gasto másico y la densidad, calculadas en los pasos 4 y 7 respectivamente.
9. Suponer una segunda presión en la TP para una mayor profundidad y repetir los pasos 6, 7 y 8.
10. De los dos gradientes obtenidos, determinar un gradiente de presión promedio.
11. De la diferencia de presiones entre p_1 y p_2 , determinar la distancia entre estas dos presiones con:

$$\frac{p_2 - p_1}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_{\text{prom}}} = \frac{dp}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_{\text{prom}}} = \Delta h \quad (4.4)$$

12. Repetir el procedimiento hasta completar la profundidad del pozo.

13. Para obtener el gradiente de presión incluyendo las pérdidas por fricción se tiene:

$$d \nu \rho = \frac{1.4737 \times 10^{-5} w_m}{d/12} \quad (4.5)$$

Donde w_m es el calculado en el paso 4, en $\text{lb}_m/\text{día}$

14. De la figura 4.2 determinar el valor del factor de fricción f , con el valor obtenido en el paso 13.

15. Calcular el gradiente de presión total con:

$$\left(\frac{dp}{dh}\right)_T = \frac{1}{144} \left[\bar{\rho}_m + \left(\frac{f w_m^2}{7.413 \times 10^{10} \bar{\rho}_m (d/12)^5} \right) \right] \quad (4.6)$$

Donde:

$$\bar{\rho}_m = \frac{\rho_{m1} + \rho_{m2}}{2} \tag{4.7}$$

16. Por último calculamos la profundidad total con:

$$\frac{p_1 - p_2}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_T} = \frac{dp}{\left(\frac{dp}{dh}\right)_T} = \Delta h \tag{4.8}$$

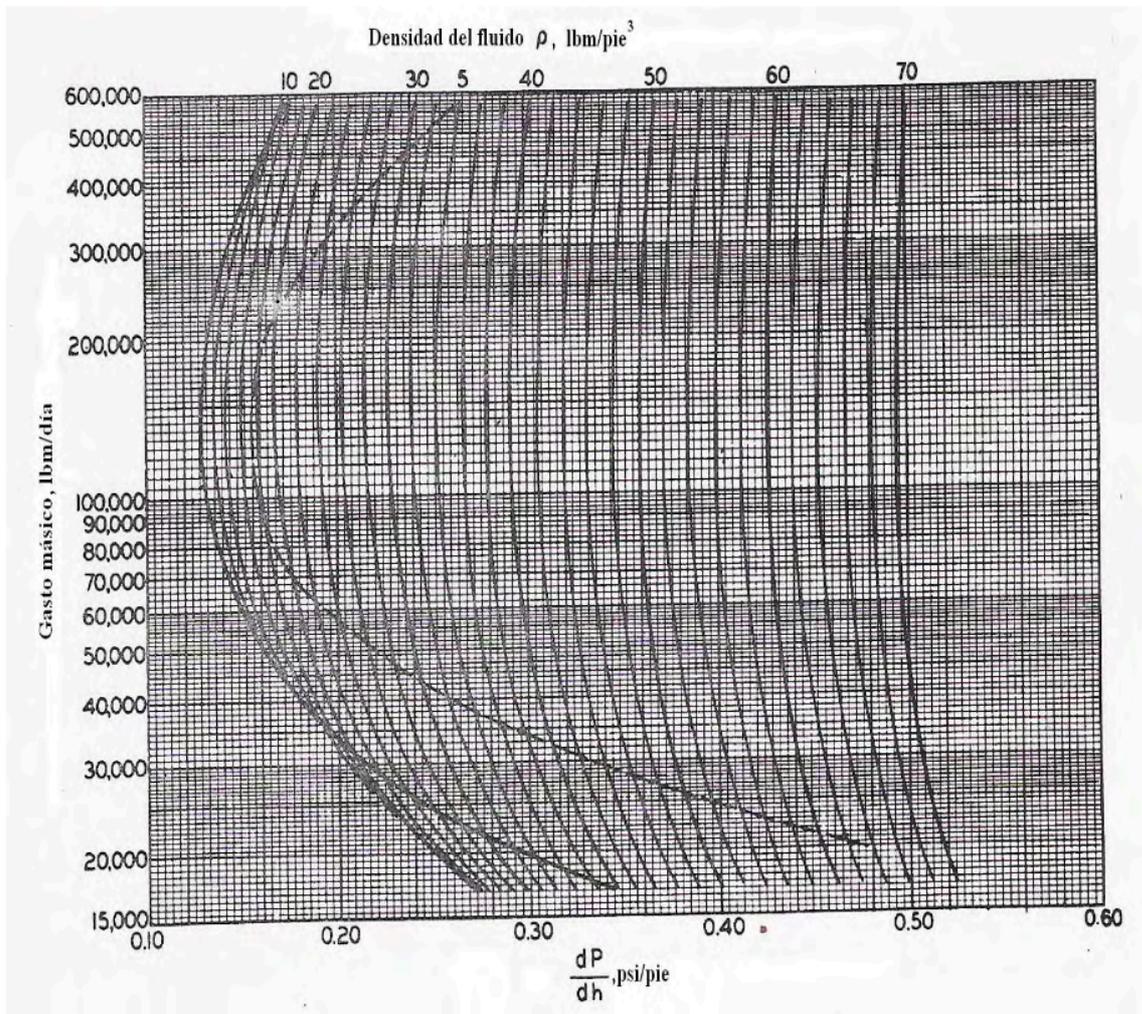


Figura 4.1. Correlación de la densidad del fluido (Poettmann).¹

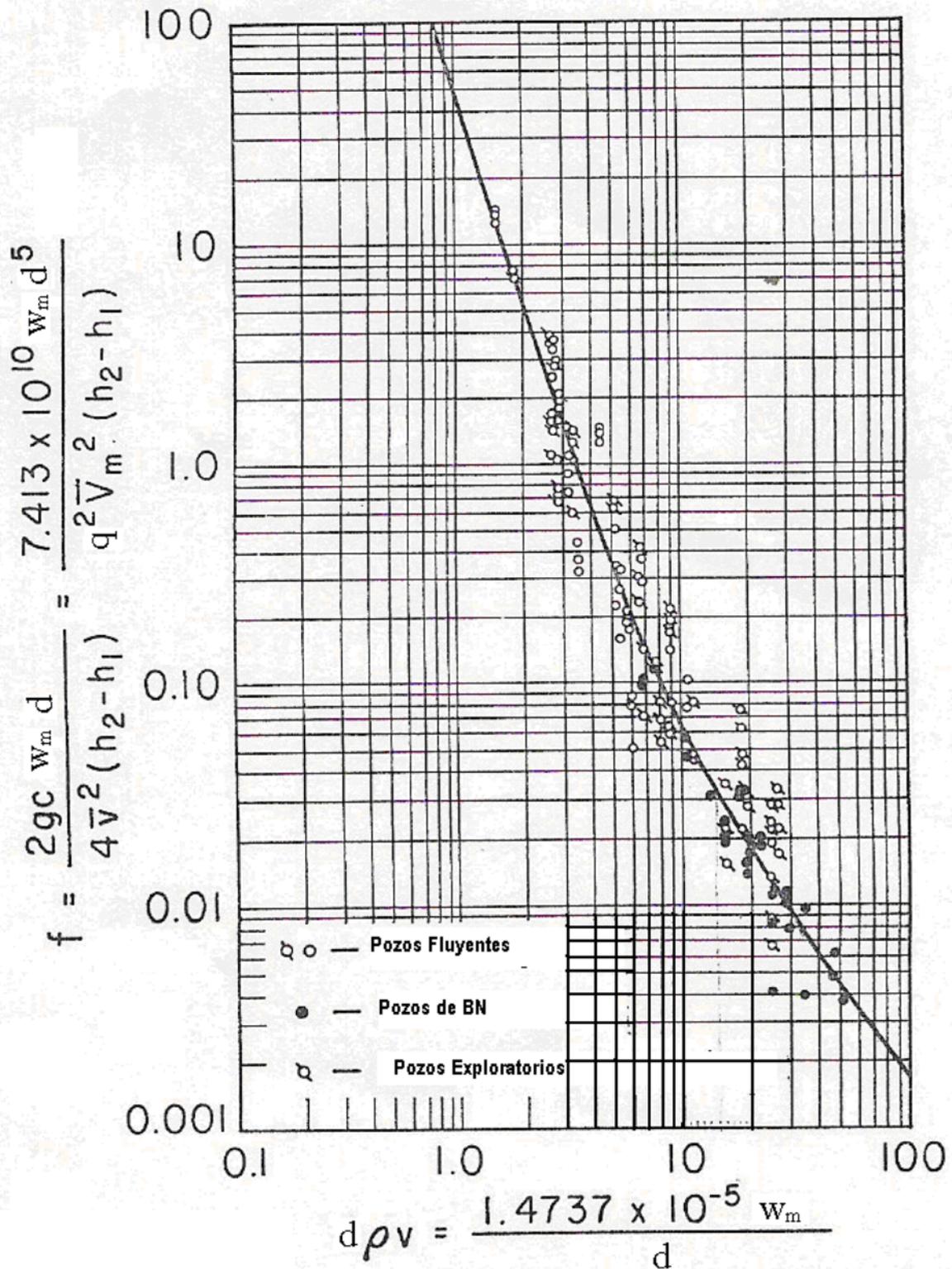


Figura 4.2. Correlación de datos de campo en pozos fluyentes y de Bombeo Neumático. (Poettmann)¹

4.3.2. DUNS Y ROS.¹

El método de Duns y Ros es el resultado de una investigación detallada de laboratorio en la que se realizaron modificaciones y ajustes usando datos de campo; ellos seleccionaron una aproximación un poco diferente a la mayoría de los investigadores, definieron arbitrariamente el gradiente de presión estática como el peso del volumen por la densidad in-situ y desarrollaron correlaciones para la fricción en la pared de la tubería a partir de sus datos de laboratorio para cada una de las tres regiones de flujo.

El gradiente total incluye un gradiente estático, un gradiente de fricción y un gradiente por aceleración; los efectos de resbalamiento entre el gas y el líquido son incorporados en el gradiente estático.

Aunque Duns y Ros utilizaron un balance de presión en un punto específico en lugar de un balance de energía, sus ecuaciones son un balance de energía termodinámico. Ellos separaron el flujo dentro de tres tipos de regiones y prepararon correlaciones independientes para el resbalamiento y fricción en tales regiones; éstas son:

- ***Región I:*** La fase líquida es continua y el flujo burbuja, flujo tapón y parte del flujo burbuja existe en este régimen.
- ***Región II:*** En esta región las fases de líquido y gas se alternan. La región cubre el patrón de flujo bache y el resto del flujo burbuja.
- ***Región III:*** En esta región el gas es la fase continua por lo que en esta región se encuentra el flujo neblina.

Procedimiento de cálculo:

1. Calcular la densidad relativa del aceite:

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + \text{°API}} \quad (4.9)$$

2. Calcular la masa asociada con un barril de líquido a condiciones estándar:

$$m = \gamma_o (350) \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) + \gamma_w (350) \left(\frac{\text{WOR}}{1 + \text{WOR}} \right) + (0.0764) \cdot R \cdot \gamma_g \quad (4.10)$$

Donde WOR es la relación agua-aceite.

3. Calcular la densidad de la fase líquida:

$$\rho_L = 62.428 \left[\gamma_o \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) + \gamma_w \left(\frac{\text{WOR}}{1 + \text{WOR}} \right) \right] \quad (4.11)$$

4. Calcular la presión promedio:

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} + p_{\text{atm}} \quad (4.12)$$

5. Calcular la temperatura promedio:

$$\bar{T} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad (4.13)$$

6. Calcular \bar{Z} .

7. Calcular la densidad promedio de la fase de gas:

$$\bar{\rho}_g = \gamma_g \cdot (0.0764) \left(\frac{520}{\bar{T} + 460} \right) \left(\frac{\bar{p}}{14.7} \right) \left(\frac{1}{\bar{Z}} \right) \quad (4.14)$$

8. Calcular la viscosidad promedio del aceite.

9. Calcular la viscosidad promedio del agua.

10. Calcular la viscosidad de la mezcla del líquido:

$$\bar{\mu}_L = \bar{\mu}_o \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) + \bar{\mu}_w \left(\frac{\text{WOR}}{1 + \text{WOR}} \right) \quad (4.15)$$

11. Calcular la tensión superficial de la mezcla de líquido:

$$\sigma_L = \sigma_o \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) + \sigma_w \left(\frac{\text{WOR}}{1 + \text{WOR}} \right) \quad (4.16)$$

12. Calcular R_s a \bar{p} y \bar{T} .

13. Calcular B_o a \bar{p} y \bar{T} .

14. Calcular el área transversal de la tubería.

15. Calcular el número de viscosidad del líquido:

$$N_{L\mu} = 0.15726 \cdot \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \cdot \sigma^3} \right)^{0.25} \quad (4.17)$$

16. Calcular la velocidad superficial del líquido v_{sL} (suponiendo $B_w = 1.0$)

$$v_{sL} = \frac{(5.6142)(144)q_L}{86,400 \cdot A_p} \left[B_o \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) + B_w \left(\frac{\text{WOR}}{1 + \text{WOR}} \right) \right] \quad (4.18)$$

17. Calcular la número de velocidad del líquido:

$$N_{Lv} = 1.938 \cdot v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (4.19)$$

18. Calcular la velocidad superficial del gas:

$$v_{sg} = \frac{144 \cdot q_L \left[R - R_s \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) \right]}{86,400 \cdot A_p} \left(\frac{14.7}{\bar{p}} \right) \left(\frac{\bar{T} + 460}{520} \right) \left(\frac{\bar{Z}}{1} \right) \quad (4.20)$$

19. Calcular el número de velocidad del gas:

$$N_{gv} = 1.938 \cdot v_{sg} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \quad (4.21)$$

20. Calcular el número de diámetro de la tubería:

$$N_d = \frac{120.872 \cdot d}{12} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.5} \quad (4.22)$$

21. Seleccionar el régimen de flujo adecuado de la figura 4.3.

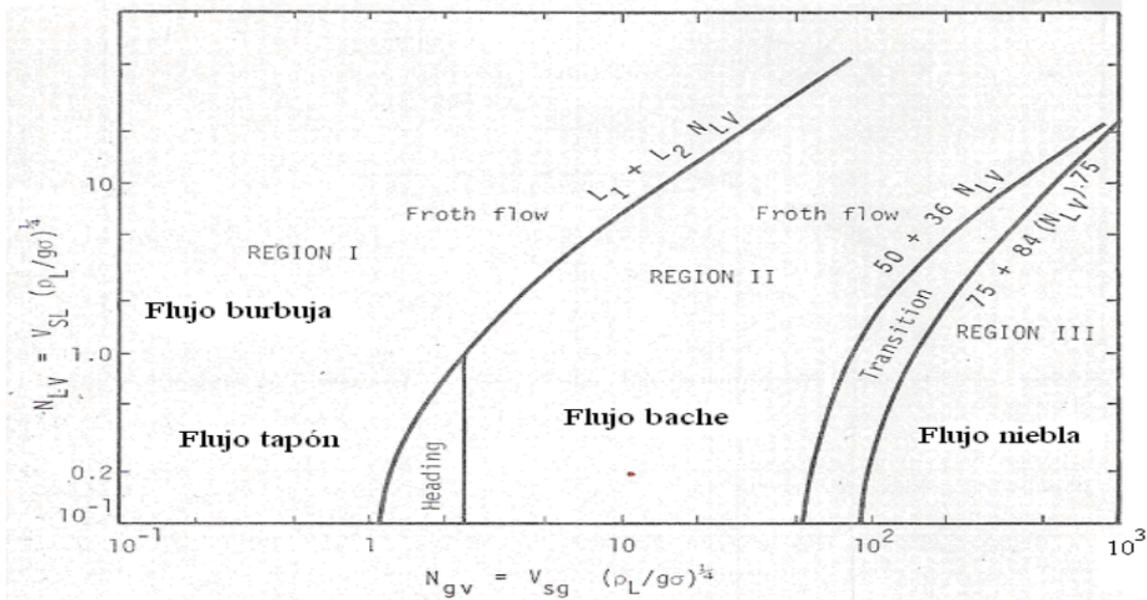


Figura 4.3. Regiones para la correlación de Duns y Ros.¹

22. Determinar el factor de resbalamiento dependiendo de la región de flujo obtenida en el paso 21.

a) Para la Región I:

El resbalamiento se obtiene de la siguiente ecuación:

$$S = F_1 + F_2 \cdot N_{Lv} + F_3 \left(\frac{N_{gv}}{1 + N_{Lv}} \right)^2 \tag{4.23}$$

Donde F_1 y F_2 se obtienen de la figura 4.4.

$$F_3' = F_3 - \frac{F_4}{N_d} \tag{4.24}$$

Para flujo anular N_d se basa en el perímetro mojado, por lo tanto:

$$d = (d_c + d_t) \tag{4.25}$$

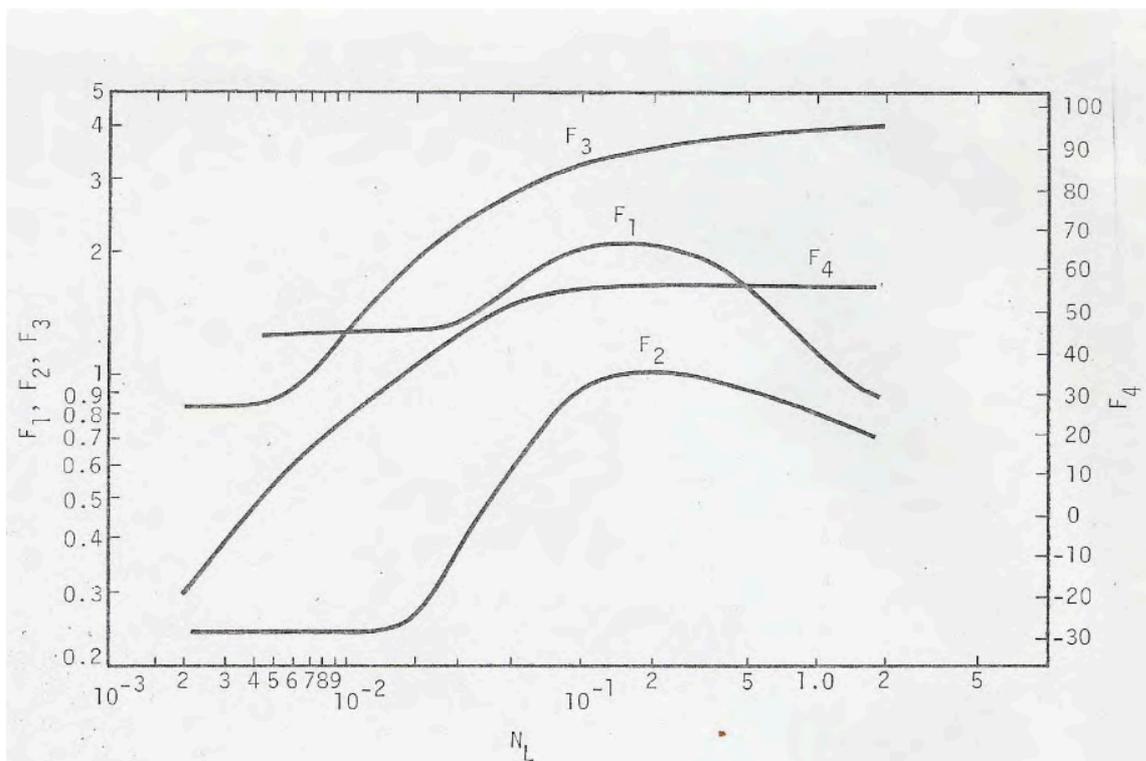


Figure 4.4. $F_1, F_2, F_3,$ y F_4 vs Número de la viscosidad $N_{L\mu}$ (por Ros).¹

Los límites de la Región I son:

$$0 \leq N_{gv} \leq (L_1 + L_2 \cdot N_{Lv})$$

Donde L_1 y L_2 se obtienen de la figura 4.5.

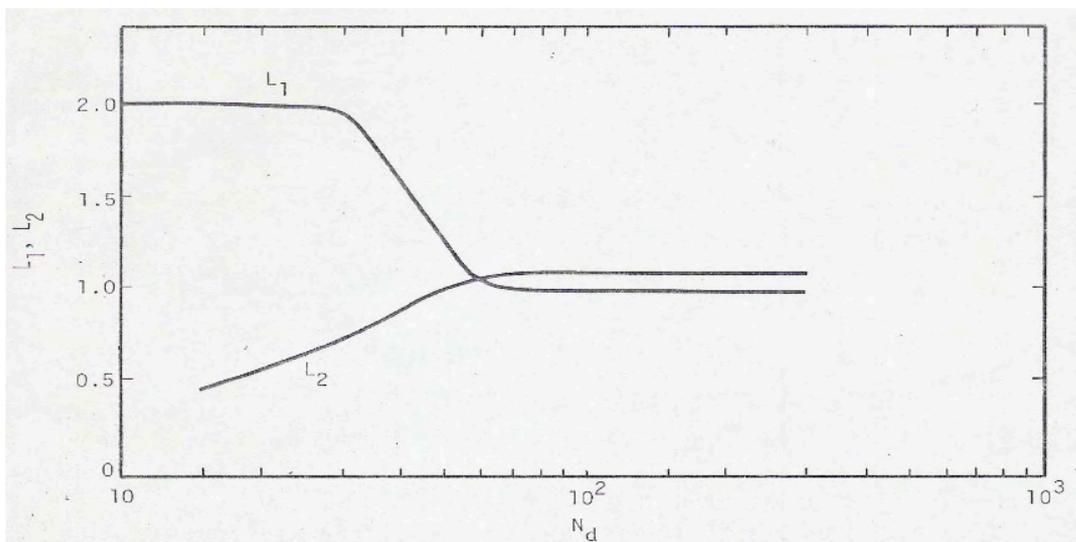


Figura 4.5. Factores L_1 y L_2 vs el Número de diámetro de la tubería (por Ros).¹

b) Para la Región II:

$$S = (1 + F_5) \frac{(N_{gv})^{0.982} + F_6'}{(1 + F_7 \cdot N_{Lv})^2} \tag{4.26}$$

F_5, F_6 y F_7 se obtienen de la figura 4.6 y donde:

$$F_6' = 0.029 \cdot N_d + F_6 \tag{4.27}$$

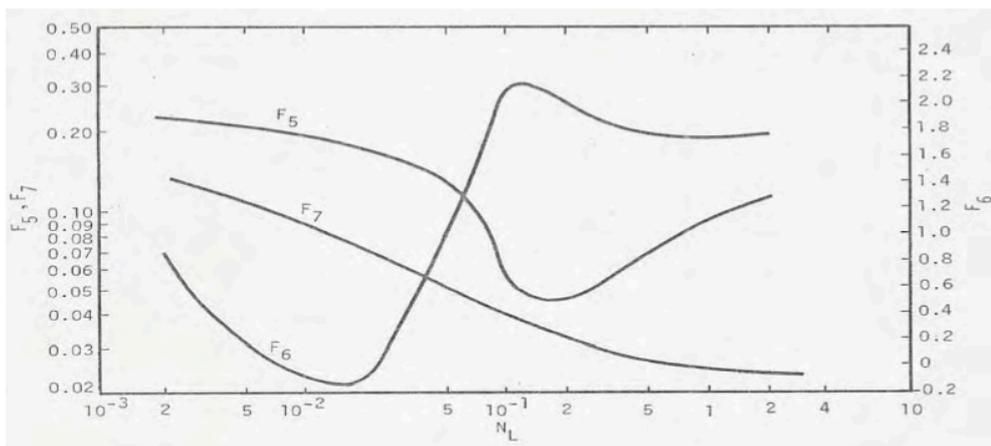


Figura 4.6. F_5 , F_6 , y F_7 vs Número de viscosidad del líquido $N_{L\mu}$ (por Ros).¹

Los límites de la Región II son:

$$(L_1 + L_2 \cdot N_{Lv}) < N_{gv} < (50 + 36 \cdot N_{Lv})$$

c) Para la Región III:

$$S = 0$$

Por lo tanto:

$$H_L = \frac{1}{1 + v_{sg}/v_{sL}} \tag{4.28}$$

El límite de la Región III es:

$$N_{gv} > (75 + 84 \cdot N_{Lv}^{0.75})$$

23. Determinar la velocidad de resbalamiento si el flujo se encuentra dentro de la región I ó II:

$$v_s = \frac{S}{1.938 (\rho_L/\sigma_L)^{0.25}} \tag{4.29}$$

24. Calcular el colgamiento de líquido:

$$H_L = \frac{v_s - v_{sg} - v_{sL} + \left[(v_s - v_{sg} - v_{sL})^2 + 4 v_s \cdot v_{sL} \right]^{0.5}}{2 v_s} \quad (4.30)$$

25. Calcular el número de Reynolds para el líquido:

$$N_{ReL} = \frac{1488 \rho_L \cdot v_{sL} \cdot d}{12 \cdot \mu_L} \quad (4.31)$$

26. Calcular el gradiente de fricción de acuerdo a la región de flujo.

a) Para la Región I y II:

$$G_{fr} = 2 f_w \frac{N_{Lv} (N_{Lv} + N_{gv})}{N_d} \quad (4.32)$$

Donde:

$$f_w = (f_1) \frac{f_2}{f_3} \quad (4.33)$$

y:

f_1 se obtiene de la figura 4.7.

f_2 se obtiene de la figura 4.8., y para obtenerla se debe determinar la

abscisa $f_1 \cdot R \cdot (N_d)^{2/3}$

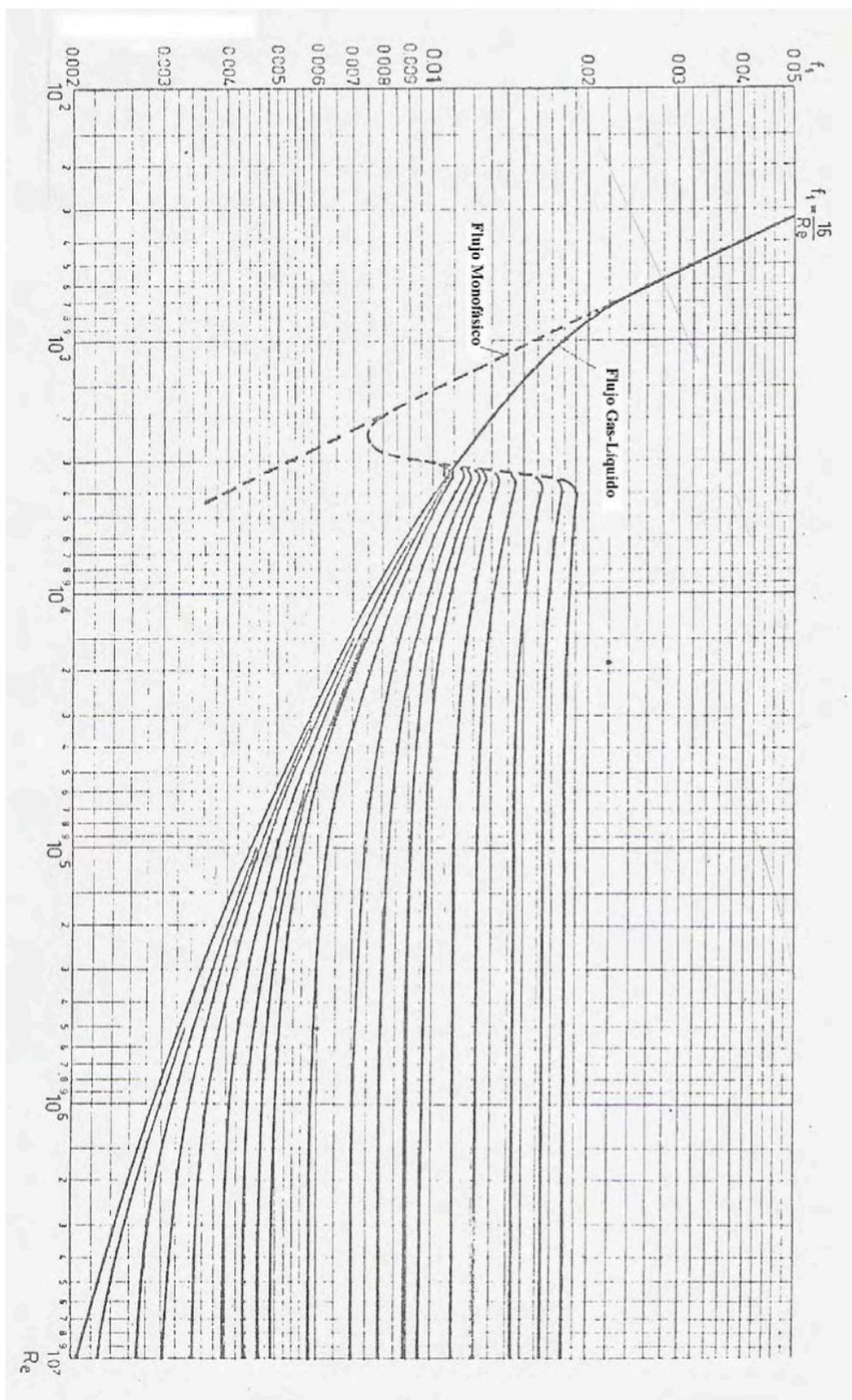


Figura 4.7. F_1 vs N_{Re} (por Ros).¹

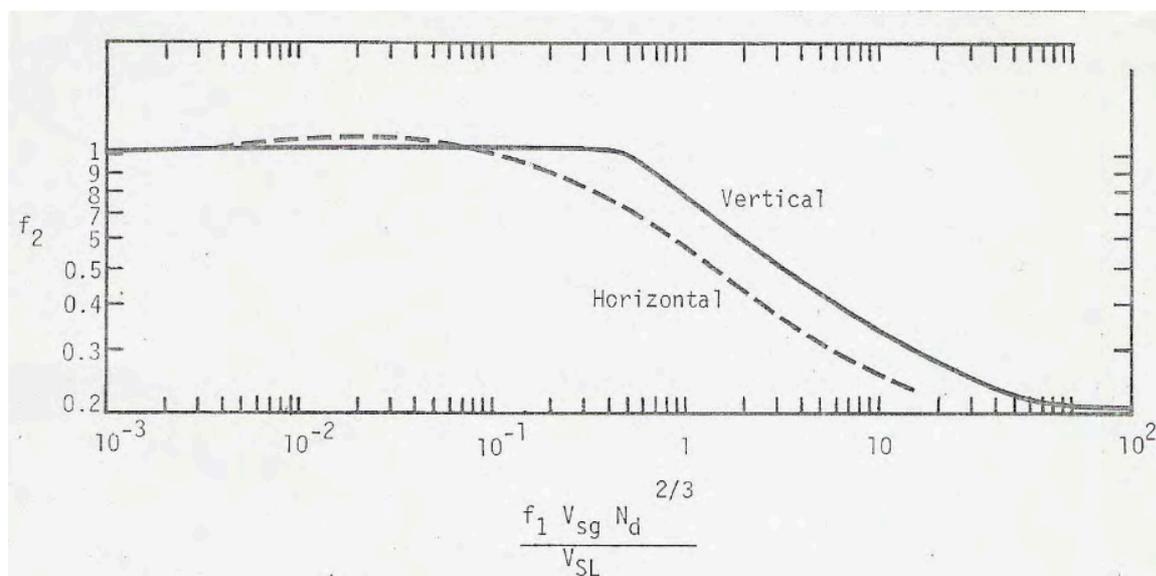


Figura 4.8. Corrección de la Fricción de Burbuja (por Ros).¹

Donde:

$$R = \frac{V_{sg}}{V_{sL}} \tag{4.34}$$

$$f_3 = 1 + f_1 (R/50)^{0.5} \tag{4.35}$$

El factor de fricción f_w es válido para la región I y II. Es bueno para $N_{Lv} = 0$ y arriba del límite dado por $N_{gv} = (50 + 36 N_{Lv})$.

b) Para la Región III:

En el flujo niebla donde $N_{gv} > 75 + 84 \cdot N_{Lv}^{0.75}$

$$G_{fr} = 2 f_w \cdot N_\rho \frac{(N_{gv})^2}{N_d} \tag{4.36}$$

Donde:

$$N_\rho = \frac{\rho_g}{\rho_L}$$

En la Región III f_w se toma como f_1 y podría obtenerse de la figura 4.4. Para $\varepsilon > 0.05d$ el valor de f_1 es calculado por la ecuación:

$$f_1 = \frac{1}{[4 \cdot \log(0.027 \cdot \varepsilon / d)]^2} + 0.067 (\varepsilon / d)^{1.73} \quad (4.37)$$

Para $\varepsilon > 0.05d$, el valor de $d - \varepsilon$ podría sustituirse por d durante el cálculo gradiente de fricción, y también esta sustitución puede ser hecha por:

$$v_{sg} = \frac{v_{sg} \cdot d^2}{(d - \varepsilon)^2} \quad (4.38)$$

27. Calcular el gradiente estático:

$$G_{st} = H_L + (1 - H_L) N_\rho \quad (4.39)$$

Donde:

$$N_\rho = \frac{\rho_g}{\rho_L}$$

28. Calcular el gradiente de presión total:

a) Para las Regiones I y II:

$$G = G_{st} + G_{fr} \quad (4.40)$$

b) Para la Región III (tomando en cuenta la aceleración)

$$G = \frac{G_{st} + G_{fr}}{1 - (\rho_L \cdot v_{sl} + \rho_g \cdot v_{sg}) (v_{sg} / p)} \quad (4.41)$$

29. Convertir el gradiente a $\text{lb/pg}^2 / \text{pie}$:

$$\frac{dp}{dh_{st}} = \frac{G_{st} \cdot \rho_L}{144} \quad (4.42)$$

$$\frac{dp}{dh_{fr}} = \frac{G_{fr} \cdot \rho_L}{144} \quad (4.43)$$

ó:

$$\frac{dp}{dh_{total}} = \frac{G \cdot \rho_L}{144} \quad (4.44)$$

30. Calcular la longitud para esa caída de presión:

$$\Delta h = \frac{\Delta p}{\frac{dp}{dh_{total}}} \quad (4.45)$$

4.3.3. HAGEDORN Y BROWN.¹

En un esfuerzo hecho por Hagedorn y Brown para realizar una correlación general que incluyera prácticamente todos los rangos de flujo, un amplio rango de gas-líquido, todos los tamaños de tuberías usados ordinariamente y los efectos de las características de los líquidos que fueron tomados entre 1 pulgada a 2 1/2 pulgadas de diámetro de tubería.

El término de energía cinética fue incorporado en la ecuación de energía porque se consideró significativo en tuberías de diámetro pequeño en la región cerca a la superficie donde el fluido tiene baja densidad. Se encontraron 2 ajustes para mejorar esta correlación, los cuales

se encuentran en la correlación de Griffith que fue usada para cuando exista flujo burbuja y colgamiento que exceda el colgamiento sin resbalamiento.

Procedimiento de cálculo:

Se inicia con una presión conocida p_1 , y se asume el valor para p_2 , calculando el incremento de profundidad.

1. Calcular la presión media entre los dos puntos de la presión, lb/pg^2 .

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} + 14.7 \quad (4.46)$$

Dependiendo de los datos superficiales del problema, se calculará el aumento o la caída de presión de un punto de presión en la tubería, de un punto (1) a otro punto (2), con el objetivo de determinar la presión de fondo fluyendo suficiente para que haya flujo.

2. Calcular el peso específico del aceite γ_o .

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + ^\circ\text{API}} \quad (4.47)$$

3. Calcular la masa total asociada con un barril de líquido a condiciones de tanque.

$$m = \gamma_o \cdot (350) \cdot \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) + \gamma_w \cdot (350) \cdot \left(\frac{\text{WOR}}{1 + \text{WOR}} \right) + (0.0764) \cdot (\text{RGL}) \cdot (\gamma_g) \quad (4.47)$$

4. Calcular el flujo másico.

$$w = q \cdot m \quad (4.48)$$

5. Calcular R_s a la \bar{p} y \bar{T} .

$$R_s = \bar{\gamma}_g \left(\frac{{}^\circ API^{0.989}}{T^{0.172}} \cdot p_b^* \right)^{1.2255} \quad (4.49)$$

6. Calcular la densidad de la fase líquida.

$$\rho_L = \left[\frac{\gamma_o \cdot (62.4) + \frac{R_s \cdot \gamma_g \cdot (0.0764)}{5.614}}{B_o} \right] \cdot \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \left[\gamma_w \cdot (62.4) \cdot \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \right] \quad (4.50)$$

7. Calcular \bar{Z} .

8. Calcular la densidad media de la fase gaseosa.

$$\bar{\rho}_g = \gamma_g \cdot (0.0764) \cdot \left(\frac{\bar{p}}{14.7} \right) \cdot \left(\frac{520}{\bar{T}} \right) \cdot \left(\frac{1}{\bar{Z}} \right) \quad (4.51)$$

9. Calcular la viscosidad media del aceite con la correlación apropiada.

10. Calcular la viscosidad media del agua.

11. Calcular la viscosidad del líquido de la mezcla.

$$\mu_L = \mu_o \cdot \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \mu_w \cdot \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \quad (4.52)$$

Esto puede ser solamente una aproximación, puesto que la viscosidad de dos líquidos inmiscibles es absolutamente compleja.

12. Si se supone que la tensión superficial es constante en cada punto de presión, calcular la tensión superficial de la mezcla líquida.

$$\sigma_L = \sigma_o \cdot \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) + \sigma_w \cdot \left(\frac{\text{WOR}}{1 + \text{WOR}} \right) \tag{4.52}$$

Esto representa sólo una aproximación de la tensión superficial de la fase líquida.

13. Calcular el número de viscosidad del líquido N_L .

$$N_L = 0.15726 \cdot \mu_L \cdot \left(\frac{1}{\rho_L \cdot \sigma_L^3} \right)^{\frac{1}{4}} \tag{4.53}$$

14. Determinar CN_L de la figura 4.9.

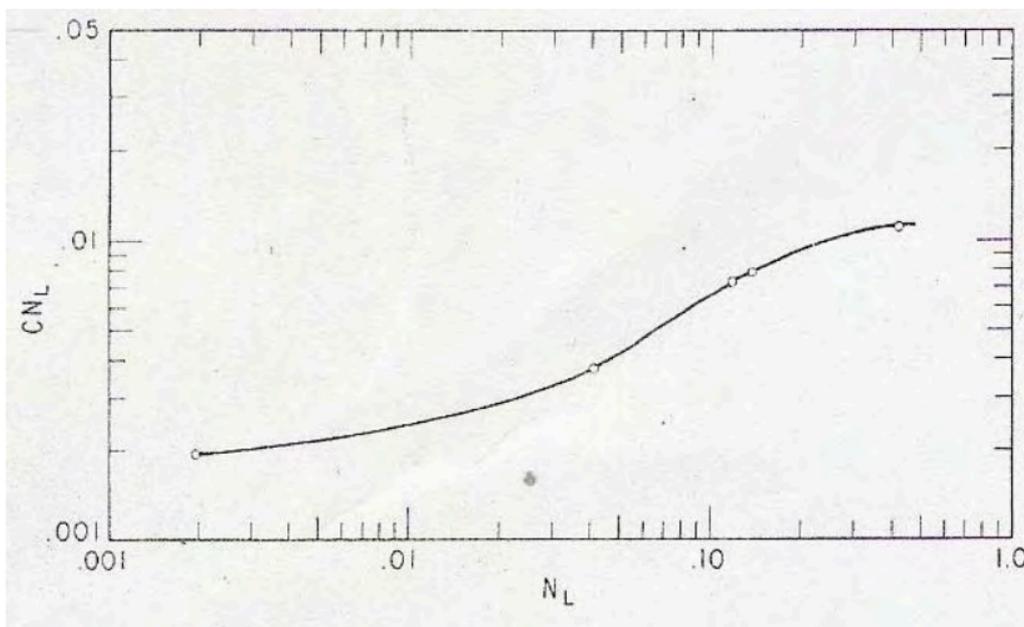


Figura 4.9. Correlación para el coeficiente C del número de viscosidad (por Hagedorn).¹

15. Calcular el área de la T_p .

$$A_p = \frac{\Pi \cdot d^2}{4} \tag{4.54}$$

16. Calcular B_o a \bar{p} y \bar{T} .

$$B_o = \frac{(V_o)_{p,T}}{(V_o)_{c.s.}} \tag{4.55}$$

17. Si se supone que $B_W = 1.0$, calcular la velocidad superficial del líquido v_{sL} , $\frac{\text{pie}}{\text{seg}}$

$$v_{sL} = \frac{5.61 \cdot q_L}{86400 \cdot A_p} \cdot \left[B_o \cdot \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) + B_W \cdot \left(\frac{\text{WOR}}{1 + \text{WOR}} \right) \right] \quad (4.56)$$

18. Calcular el número de velocidad del líquido N_{LV} .

$$N_{LV} = 1.938 \cdot v_{sL} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (4.57)$$

19. Calcular la velocidad superficial del gas, v_{sg} .

$$v_{sg} = \frac{q_L \cdot \left[R_{GL} - R_s \cdot \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) \right]}{86400 \cdot A_p} \cdot \left(\frac{14.7}{p} \right) \cdot \left(\frac{\bar{T}}{520} \right) \cdot \left(\frac{\bar{Z}}{1} \right) \quad (4.58)$$

20. Calcular el número de velocidad del gas, N_{Gv} .

$$N_{Gv} = 1.938 \cdot v_{sg} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (4.59)$$

21. Revisar el régimen de flujo para determinar si se continúa con la correlación de Hagedorn y Brown o se procede con la correlación de Griffith para el flujo burbuja.

El número "A" se calcula con la siguiente fórmula:

$$A = 1.071 - \frac{0.2218 \cdot (v_{sL} + v_{sg})^2}{d} \quad (4.60)$$

Si $A \geq 0.13$ entonces utiliza el valor obtenido o calculado, y, si es menor a 0.13 usa $A = 0.13$

El número “B” se calcula con la siguiente formula:

$$B = \frac{v_{sg}}{v_{sL} + v_{sg}} \quad (4.61)$$

Si (B-A) es positivo o cero, se continúa con la correlación Hagedorn y Brown.

Si (B-A) es negativo, sigue con la correlación de Griffith, cuyo procedimiento se encuentra en el método de Orkiszewski.

Nota: este procedimiento sigue de cerca los incrementos de presión. Es posible que el procedimiento del cálculo cambie de un régimen a otro y cualquier presión.

22. Calcular el número de diámetro de la tubería, N_d .

$$N_d = 120.872 \cdot d \cdot \sqrt{\frac{\rho_L}{\sigma_L}} \quad (4.62)$$

23. Calcular el colgamiento en función de Φ

$$\phi = \left(\frac{N_{Lv}}{N_{gv}} \right) \cdot \left(\frac{\bar{p}}{14.7} \right)^{0.10} \cdot \left(\frac{CN_L}{N_d} \right) \quad (4.63)$$

24. Obtener de la gráfica, $\frac{H_L}{\psi}$ mostrada en la figura 4.10.

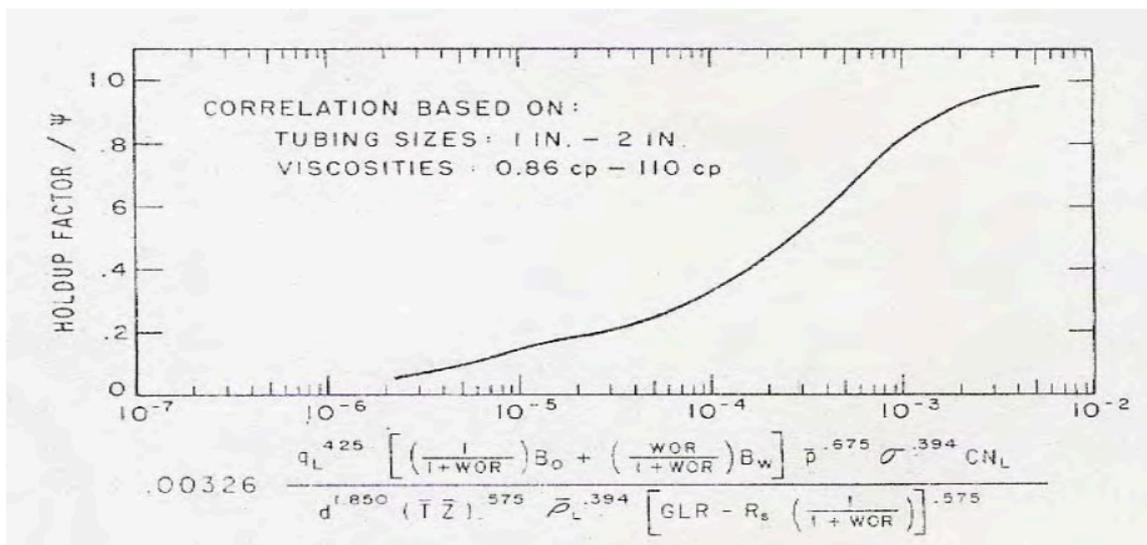


Figura 4.10. Correlación para el factor de colgamiento (por Hagedorn).¹

25. Calcular la segunda corrección en función de Φ

$$\phi = \left(\frac{N_{Lv} \cdot N_L^{0.380}}{N_d^{2.14}} \right) \tag{4.64}$$

26. Obtener ψ de la gráfica mostrada en la figura 4.11.

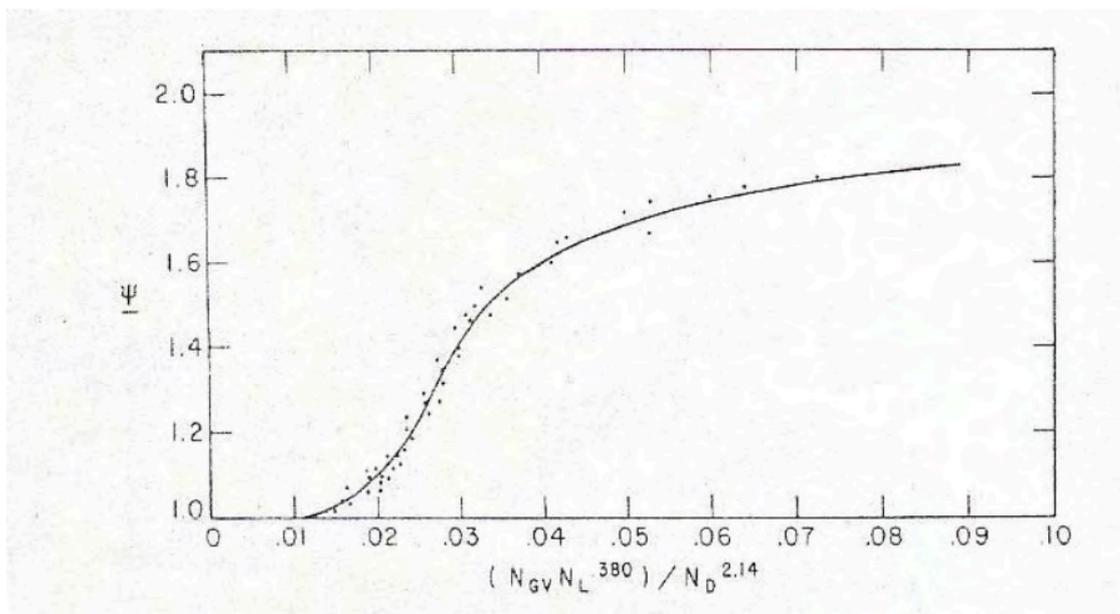


Figura 4.11. Correlación para la segunda corrección (por Hagedorn).¹

27. Calcular el valor de H_L .

$$H_L = \left(\frac{H_L}{\psi} \right) \cdot (\psi) \tag{4.65}$$

Para bajas viscosidades no habrá corrección y $\psi = 1.00$

28. Calcular el valor para dos fases del número de Reynolds, $(N_{Re})_{TP}$.

$$(N_{Re})_{TP} = \frac{2.2 \times 10^{-2} w}{(d) \cdot (\mu_L^{H_L}) \cdot (\mu_g^{(1-H_L)})} \tag{4.66}$$

29. Calcular el valor para $\frac{\varepsilon}{d}$.

Si el valor para ε no es conocido, un buen valor para usar es 0.00015 pies, el cual es un valor promedio dado para el acero comercial.

30. Obtener el factor de fricción de la figura 4.12.

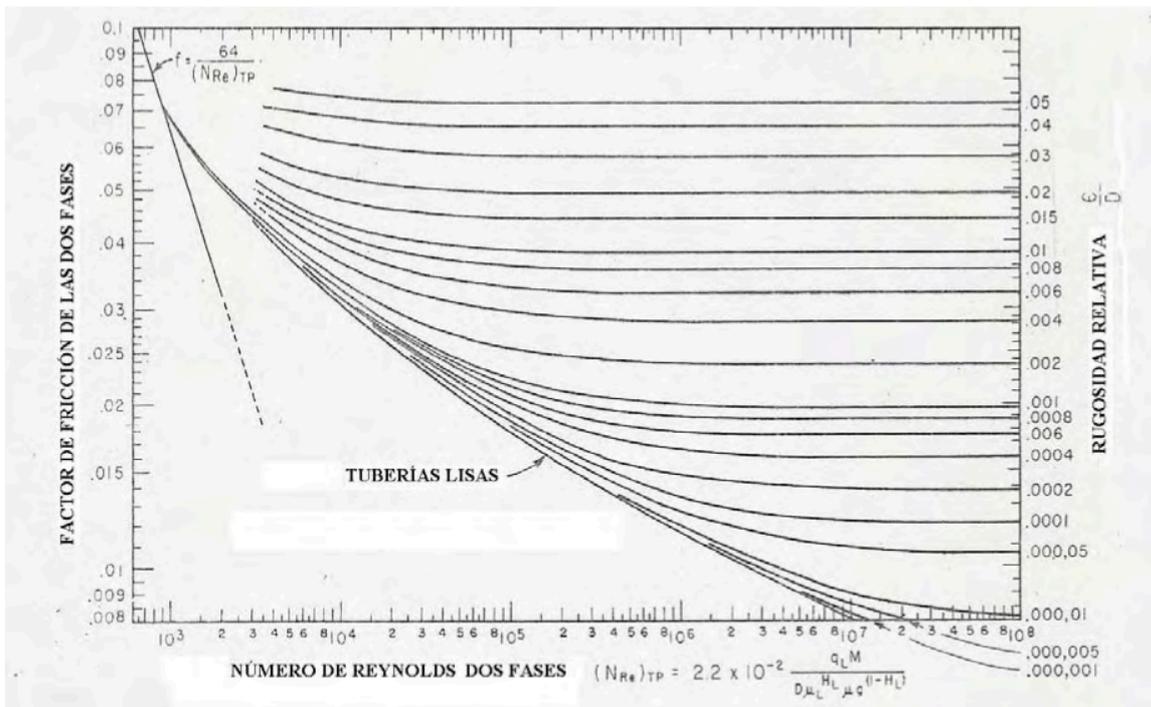


Figura 4.12. Correlación del factor de fricción (por Hagedorn).¹

31. Calcular la densidad media de la mezcla $\bar{\rho}_m$.

(a) Utilizando el valor de H_L del paso 27, calcula $\bar{\rho}_m$ como sigue:

$$\bar{\rho}_m = \bar{\rho}_L \cdot H_L + \bar{\rho}_g \cdot (1 - H_L) \quad (4.67)$$

32. Con los pasos 5, 7, 16, 17, y 19, calcular p_1 y p_2 .

33. Calcular la velocidad de la mezcla en dos fases para p_1 y p_2 .

$$\begin{aligned} v_{m1} &= v_{sL1} + v_{sg1} \\ v_{m2} &= v_{sL2} + v_{sg2} \end{aligned} \quad (4.68)$$

34. Calcular el valor para $\Delta(v_m^2)$

$$\Delta(v_m^2) = [v_{m1}^2 - v_{m2}^2] \quad (4.69)$$

35. Calcular Δh correspondiente a $\Delta p = p_1 - p_2$.

$$\Delta h = \frac{144 \cdot \Delta p - \bar{\rho}_m \cdot \Delta \cdot \left(\frac{v_m^2}{2g_c} \right)}{\bar{\rho}_m + \frac{f \cdot w^2}{2.9652 \times 10^{11} \cdot d^5 \cdot \bar{\rho}_m}} \quad (4.70)$$

36. Comenzando con p_2 , y la profundidad conocida a la p_2 , suponer otro punto de presión y repetir el procedimiento hasta alcanzar la profundidad total o hasta alcanzar la superficie.

4.3.4. ORKISZEWSKI.¹

La correlación de Orkiszewski fue resultado de un análisis de muchos de los métodos publicados para determinar y/o predecir con precisión la caída de presión para una amplia gama de condiciones del pozo.

Orkiszewski enfatizó que el colgamiento de líquido se derivaba del fenómeno físico observado y que el gradiente de presión se relacionaba a la distribución geométrica de la fase de líquido y gas, por lo que determinó que la densidad de la mezcla se determinaría mediante el colgamiento, considerando en ella el resbalamiento entre las fases, y el factor de fricción se correlacionó con las propiedades del fluido en la fase continua.

Él reconoció cuatro tipos de patrones de flujo e hizo correlaciones separadas para establecer la velocidad de resbalamiento y fricción para cada uno de los patrones. Los patrones son burbuja, bache, transición (bache-niebla) y niebla.

Considerando similitudes en conceptos teóricos y diferentes categorías, Orkiszewski comparó cinco métodos y determinó la magnitud de desviación entre las caídas de presión medidas y predichas. Orkiszewski observó que los mejores resultados, bajo ciertas condiciones de flujo, se obtenían con los métodos de Griffith y Wallis, y Duns y Ros; por lo que tomó estas correlaciones como base para desarrollar su método, combinándolas para los diferentes patrones de flujo considerados.

Procedimiento de cálculo:

1. Seleccionar el punto donde se va a comenzar, ya sea en la cabeza del pozo o en el fondo del pozo.
2. Determinar el gradiente de temperatura del pozo.

¹ Referencia al final del documento.

3. Fijar una Δp que pueda corresponder a la superficie o al fondo y encontrar la \bar{p} de ese incremento.
4. Suponer un incremento de profundidad Δh , y determinar la profundidad promedio \bar{h} del incremento.
5. Del gradiente de temperatura, determinar la \bar{T} .
6. Determinar las propiedades de los fluidos a \bar{p} y \bar{T} , así como $\rho_L, \rho_g, v_{sL}, v_{sg}, v_m, \mu_L, \mu_g, N_{gv}, N_{Lv}$.
7. Determinar L_B, L_S y L_M para poder obtener el tipo de régimen de flujo de la siguiente tabla:

Límites	Régimen de Flujo
$\frac{v_{sg}}{v_m} < L_B$	Burbuja
$\frac{v_{sg}}{v_m} > L_B, N_{gv} < L_S$	Bache
$L_M > N_{gv} > L_S$	Transición bache-niebla
$N_{gv} > L_M$	Niebla

Donde L_B, L_S , y L_M son los límites adimensionales de burbuja-bache, bache-transición y transición-niebla respectivamente, y N_{gv} se calcula con la ecuación de la región III de Duns y Ros.

Donde:

$$L_B = 1.071 - \left(2.6616 \frac{v_m^2}{d_h} \right) \tag{4.71}$$

Con el límite $L_B \geq 0.13$

y:

d_h = diámetro hidráulico de la tubería = área transversal/perímetro mojado, pg.

$$L_S = 50 + 36 \cdot N_{Lv} \quad (4.72)$$

$$L_M = 75 + 84 \cdot N_{Lv}^{0.75} \quad (4.73)$$

8. Basándose en el régimen de flujo obtenido en el paso 7 determinar el gradiente de elevación y de fricción:

a) Régimen burbuja

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \frac{1}{144} (\rho_L \cdot H_L + \rho_g (1 - H_L)) \quad (4.74)$$

Donde H_L se calcula con:

$$H_L = 1 - \frac{C_1 - C_2}{2} \quad (4.75)$$

y:

$$C_2 = \left(C_1^2 - \frac{4}{0.8} v_{sg} \right)^{0.5} \quad (4.76)$$

$$C_1 = 1 + \frac{v_m}{0.8} \quad (4.77)$$

El gradiente de fricción se calcula con:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{1}{144} \left(\frac{12 \cdot f \cdot \rho_L \cdot v_L^2}{2 \cdot g \cdot d_h} \right) \quad (4.78)$$

Donde:

$$g = \text{gravedad} = 32.174 \text{ pies/seg}^2$$

El factor de fricción se calcula utilizando un proceso iterativo, según sea el caso y con:

$$N_{Re_L} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_L \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (4.79)$$

b) Régimen de flujo bache

El gradiente de elevación se obtiene de acuerdo al procedimiento delineado por Griffith y Wallis:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{C_3}{v_m + v_b} + \rho_L \cdot \delta \right) \quad (4.80)$$

Donde:

$$C_3 = \rho_L (v_{sL} + v_b) + \rho_g \cdot v_{sg} \quad (4.81)$$

El término δ se conoce como el coeficiente de distribución del líquido, el cual considera los siguientes fenómenos físicos:

- 1) El líquido está distribuido en tres espacios: el bache, la película alrededor de la burbuja de gas y dentro de la misma como gotas atrapadas. Un cambio en su distribución cambiará las pérdidas netas por fricción.
- 2) Las pérdidas por fricción están constituidas esencialmente por dos componentes, una corresponde al bache líquido y la otra a la película del mismo.
- 3) La velocidad de elevación de la burbuja se aproxima a cero conforme el flujo tiende al tipo burbuja

El coeficiente de distribución de líquido (δ) se calcula como se indica en la siguiente tabla:

Tabla 4.2. Relación de la ecuación a aplicar, con la velocidad de la mezcla y la fase continúa.¹

FASE CONTINUA	v_m	ECUACIÓN A APLICAR
Agua $f_w > 0.75$	< 10	4.82
	>10	4.83
Aceite $f_o > 0.25$	<10	4.84
	>10	4.85

Las ecuaciones para obtener δ son:

$$\delta = -0.681 + 0.013 \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-1.38} \cdot \log \mu_L + 0.232 \cdot \log v_m - 0.428 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12}\right) \quad (4.82)$$

$$\delta = -0.709 + 0.0451 \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-0.799} \cdot \log \mu_L - 0.162 \cdot \log v_m - 0.888 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12}\right) \quad (4.83)$$

$$\delta = -0.284 + 0.0127 \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-1.415} \cdot \log (\mu_L + 1) + 0.167 \cdot \log v_m + 0.113 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12}\right) \quad (4.84)$$

$$\delta = -0.161 + 0.0274 \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-1.371} \cdot \log (\mu_L + 1) + 0.569 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12}\right)$$

$$- \left[0.397 + 0.01 \cdot \left(\frac{d_h}{12}\right)^{-1.571} \log (\mu_L + 1) + 0.63 \cdot \log \left(\frac{d_h}{12}\right) \right] \log v_m \quad (4.85)$$

El valor de δ debe estar dentro de los límites siguientes:

Para $v_m < 10$

$$\delta \geq -0.065 \cdot v_m$$

Para $v_m > 10$

$$\delta \geq -\frac{v_b}{v_m + v_b} \left(1 - \frac{\rho_m}{\rho_L} \right)$$

El valor de v_b (velocidad de elevación de la burbuja o velocidad del bache, pies/seg) se determina por ensaye y error con las ecuaciones siguientes:

$$N_{Re_L} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_m \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (4.86)$$

$$N_{Re_b} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_b \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (4.87)$$

Donde N_{Re_L} y N_{Re_b} son el número de Reynolds del líquido y del bache respectivamente.

El procedimiento para calcular la velocidad del bache se inicia suponiendo un valor de $v_b = 1.75$ pies/seg, y se compara con el calculado con la ecuación 4.88, 4.89, 4.90 o 4.91 (según sea el caso) hasta que el supuesto sea igual al calculado con una tolerancia de 0.0001:

Cuando $N_{Re_L} > 6000$ tenemos los siguientes tres casos para N_{Re_b} :

1. Si $N_{Re_b} \leq 3000$:

$$v_b = \left(0.546 + 8.74 \times 10^{-6} \cdot N_{Re_L} \right) \left(\frac{g \cdot d_h}{12} \right)^{0.5} \quad (4.88)$$

2. Si $3000 \leq N_{Re_b} \leq 8000$:

$$v_b = 0.5 \cdot \alpha + \left(\alpha^2 + \frac{13.59 \cdot \mu_L}{\rho_L (d_h/12)^{0.5}} \right)^{0.5} \quad (4.89)$$

Donde:

$$\alpha = (0.251 + 8.74 \times 10^{-6} \cdot N_{Re_L}) \left(\frac{g \cdot d_h}{12} \right)^{0.5}$$

3. Si $N_{Re_b} \geq 8000$:

$$v_b = (0.350 + 8.74 \times 10^{-6} \cdot N_{Re_L}) \left(\frac{g \cdot d_h}{12} \right)^{0.5} \quad (4.90)$$

Cuando $N_{Re_L} \leq 6000$ y $N_{Re_b} \leq 32.5$ se utiliza la siguiente ecuación para determinar v_b :

$$v_b = C_1 \cdot C_2 \left(\frac{g \cdot d_h}{12} \right)^{0.5} \quad (4.91)$$

Donde:

$$C_2 = 1.36 + C_5 + C_6 \cdot C_3 + C_7 \cdot C_3^2 \quad (4.91.1)$$

$$C_7 = -1.161 \times 10^{-3} + 4.6 \times 10^{-5} \cdot C_4 + 2.954 \times 10^{-3} \cdot C_4^2 + 5.5 \times 10^{-4} \cdot C_4^3 - 6.67 \times 10^{-4} \cdot C_4^4 \quad (4.91.2)$$

$$C_6 = 0.0413 - 0.01122 \cdot C_4 + 0.012 \cdot C_4^2 - 1.1 \times 10^{-3} \cdot C_4^3 - 1.118 \times 10^{-3} \cdot C_4^4 \quad (4.91.3)$$

$$C_5 = -0.220623 - 0.03408 \cdot C_4 + 9.549999 \times 10^{-3} \cdot C_4^2 - 8.283001 \times 10^{-3} \cdot C_4^3 + 2.645 \times 10^{-3} \cdot C_4^4 \quad (4.91.4)$$

$$C_4 = \frac{N_{Re_b} - 5,500}{1,000} \quad (4.91.5)$$

$$C_3 = \frac{N_{Re_L} - 3,000}{1,000} \quad (4.91.6)$$

$$C_1 = 0.013805 + 0.4246 \cdot C_8 - 0.1753 \cdot C_8^2 + 0.02363 \cdot C_8^3 \quad (4.91.7)$$

$$C_8 = \frac{N_{Re_b}}{10} \quad (4.91.8)$$

Y si $N_{Re_L} \leq 6000$ y $N_{Re_b} > 32.5$, $C_1 = 0.351$ y calculamos C_2 con las ecuaciones 4.91.1 a la 4.88 y v_b con la ecuación 4.91.

El gradiente por fricción se obtiene con la ecuación:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f = \frac{f \cdot v_m^2 \cdot \rho_L}{12 \cdot (2) \cdot g \cdot d_h} \left(\frac{v_{sL} + v_b}{v_m + v_b} + \delta \right) \quad (4.92)$$

El factor de fricción se calcula con la ecuación II.9 que se encuentra en el capítulo 2 y el número de Reynolds:

$$N_{Re_L} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_m \cdot \rho_L}{\mu_L} \quad (4.93)$$

c) Régimen de transición bache-niebla.

Para este caso, Orkiszewski adoptó el método de interpolación propuesto por Duns y Ros que consiste en calcular $(\Delta p/\Delta L)_e$ y $(\Delta p/\Delta L)_f$ en las fronteras para flujo bache y flujo niebla, para posteriormente ponderar linealmente cada término respecto al valor de N_{gv} .

La zona de transición está definida por:

$$L_m > N_{gv} > L_s$$

Donde:

$$L_m = 84 \cdot N_{Lv}^{0.75} + 75 \quad (4.94)$$

El valor del término por elevación, está dado por:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_e = \frac{L_m - N_{gv}}{L_m - L_s} \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{e_{\text{bache}}} + \frac{N_{gv} - L_s}{L_m - L_s} \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{e_{\text{niebla}}} \quad (4.95)$$

Y el término por fricción, por:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_f = \frac{L_m - N_{gv}}{L_m - L_s} \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{f_{\text{bache}}} + \frac{N_{gv} - L_s}{L_m - L_s} \left(\frac{\Delta p}{\Delta L}\right)_{f_{\text{niebla}}} \quad (4.96)$$

Se obtiene un valor más preciso del factor de fricción en la región de niebla, si el gasto de gas se obtiene con la siguiente ecuación:

$$q_g = A_p \cdot L_m \left(\frac{\rho_L}{g \cdot \sigma_L} \right)^{-0.25} \quad (4.97)$$

d) Régimen de flujo niebla.

Para calcular el gradiente de presión correspondiente a esta región se aplica el método de Duns y Ros.

La región de niebla está definida para:

$$N_{gv} > L_m$$

El gradiente por elevación, dado que el líquido va en suspensión dentro de la corriente de gas y no existe diferencia de velocidad entre las fases, se calcula:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e = \frac{1}{144} \left(\frac{\rho_L \cdot v_{sL} + \rho_g \cdot v_{sg}}{v_m} \right) \quad (4.98)$$

En el gradiente por fricción, se considera que la mayor parte de las caídas de presión por fricción se deben al flujo de gas por la tubería.

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f = \frac{12 \cdot f \cdot v_{sg}^2 \cdot \rho_g}{2 \cdot g \cdot d_h} \quad (4.99)$$

El factor de fricción se puede calcular con la ecuación II.9 del capítulo 2 y con el número de Reynolds:

$$N_{ReL} = \frac{124 \cdot d_h \cdot v_{sg} \cdot \rho_g}{\mu_g} \quad (4.100)$$

En este caso la rugosidad relativa ε/d se determina a través de una función del número de Weber según los lineamientos establecidos por Duns y Ros, quienes señalan que sólo será significativo cuando su valor esté comprendido entre 1×10^{-3} y 0.5. Entre estos límites, ε/d se calcula de la siguiente manera:

si:

$$N_w < 0.005$$

entonces

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0.8994 \cdot \sigma_L}{\rho_g \cdot v_{sg}^2 \cdot d_h} \quad (4.101)$$

y si:

$$N_w \geq 0.005$$

entonces

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{4.6242 \cdot \sigma_L \cdot N_w^{0.302}}{\rho_g \cdot v_{sg}^2 \cdot d_h} \quad (4.102)$$

Donde:

$$N_w = 0.093 \frac{\rho_g}{\rho_L} \left(\frac{v_{sg} \cdot \mu_L}{\sigma_L} \right)^2 \quad (4.103)$$

9. Calcular ΔL de la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_T = \frac{\left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_e + \left(\frac{\Delta p}{\Delta L} \right)_f}{1 - E_k} \quad (4.104)$$

Donde:

$$E_k = \frac{W_m \cdot v_{sg}}{4,637 \cdot \bar{p} \cdot A_p} \quad (4.105)$$

E_k es el término donde se incluyen las caídas de presión por aceleración.

10. Si la ΔL calculada en el paso 9 no es igual a la supuesta en el paso 4, entonces repetir el procedimiento a partir del paso 4 tomando como supuesta la ΔL calculada en el paso 9. Este procedimiento se repite hasta que $\Delta L_{sup} = \Delta L_{cal}$.

11. Determinar los valores de p y Z para ese incremento ΔL .

12. Repetir el procedimiento del paso 3 hasta completar la profundidad total del pozo.

4.3.5. BEGGS Y BRILL.¹

La correlación de Beggs y Brill (1973) se desarrollo en 584 pruebas tomadas de datos obtenidos experimentalmente de una prueba de arreglo a pequeña escala. La prueba consistió en una sección de tubería de acrílico de 1 pg y 1.5 pg de diámetro y de 90 pies de longitud, la cual tenía un mecanismo que podía inclinar la tubería de horizontal a vertical y los fluidos utilizados eran aire y agua. Los parámetros estudiados y sus rangos de variación son:

- Gasto de gas, 0 a 300 Mpies³/día;
- Gasto de líquido, 0 a 30 gal/min (0 a 1.635 x 10⁶ litros/día);
- Presión promedio del sistema, 35 a 95 lb/pg²;
- Diámetro de la tubería, 1 y 1.5 pg;
- Colgamiento de líquido, 0 a 0.870;
- Gradiente de presión, 0 a 0.8 lb/pg²/pie;
- Ángulo de inclinación, -90° a +90°;
- Patrón de flujo horizontal.

Para cada diámetro de tubería los gastos de líquido y gas variaban, por lo que fue posible pudieron observar todos los patrones de flujo cuando la tubería estaba en posición horizontal. Una vez establecido cada patrón de flujo se procedió a variar el ángulo de inclinación, así que se pudo observar como el ángulo de inclinación afectaba el colgamiento y el gradiente de presión. El colgamiento y el gradiente de presión se midieron en ángulos que variaban de 5, 10,15, 20, 35, 55, 75 y 90 grados; y se encontró que el colgamiento llegaba a su valor máximo en +50 grados y a su valor mínimo en -50 grados. El mapa de patrones de flujo original que obtuvieron Beggs y Brill fue ligeramente modificado para poder incluir la zona de transición entre el patrón de flujo segregado y el intermitente; este mapa de patrones de flujo modificado fue sobrepuesto al original y se muestra en la figura 4.13.

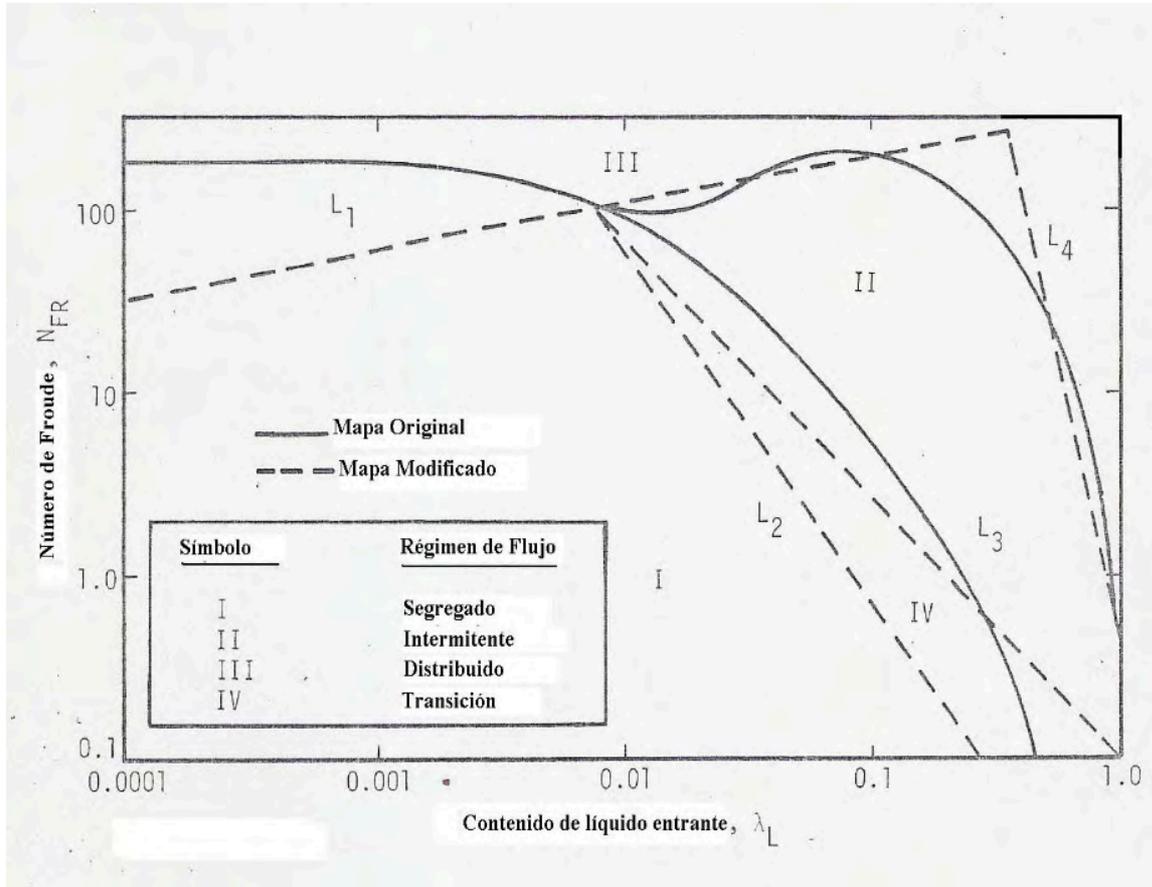


Figura 4.13. Mapa de patrón de flujo horizontal modificado.¹

La ecuación para determinar el gradiente de presión es:

$$\frac{\Delta p}{\Delta z} = \frac{\left[\frac{g}{g_c} \cdot \rho_m \cdot \text{sen}\theta + \frac{f_T \cdot M_m \cdot v_m \cdot 12}{2 \cdot g_c \cdot d} \right]}{144 \left[1 - \frac{\rho_m \cdot v_m \cdot v_{sg}}{g_c \cdot p \cdot (144)} \right]} \tag{4.106}$$

Donde $\Delta p/\Delta z$, en: (lb/pg²)/pie.

Resolviendo la ecuación para el incremento en la profundidad, Δz :

$$\Delta z = \frac{\Delta p \cdot (144) \left[1 - \frac{\rho_m \cdot v_m \cdot v_{sg}}{g_c \cdot (p + 14.7)(144)} \right]}{\frac{g \cdot \rho_m \cdot \text{sen}\theta}{g_c} + \frac{f_T \cdot M_m \cdot v_m \cdot 12}{2 \cdot g_c \cdot d}} \tag{4.107}$$

Donde la profundidad (Δz) es en pies.

Procedimiento de cálculo:

Comenzando con una presión conocida p_1 , seleccionar el valor para p_2 y suponer un valor Δz entre los dos puntos de modo que la \bar{T} , que está en función de la profundidad, pueda ser evaluada. Calcular el incremento en la profundidad, la cual debe coincidir con el valor supuesto.

1. Calcular la presión (lb/pg^2) y profundidad promedio entre los dos puntos de presiones dadas:

$$\bar{p} = \frac{p_1 + p_2}{2} + p_{\text{atm}} \quad (4.108)$$

$$\bar{z} = z + \frac{\Delta z}{2} \quad \text{para } \bar{p}_1 \quad (4.109)$$

Donde \bar{z} = profundidad media.

2. Determinar la temperatura promedio \bar{T} , a la profundidad promedio. Este valor se debe conocer de la relación temperatura vs profundidad (gradiente de temperatura).
3. Del análisis pVT o las correlaciones apropiadas, calcular a la \bar{p} y \bar{T} :

$$R_s, B_o, B_w, \mu_o, \mu_w, \mu_g, \sigma_o, \sigma_w, Z$$

4. Calcular la densidad relativa del aceite.

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + {}^\circ\text{API}} \quad (4.110)$$

5. Calcular las densidades del líquido y del gas en lb_m/pie^3 a \bar{p} y \bar{T} .

$$\rho_L = \rho_o \left(\frac{1}{1 + \text{WOR}} \right) + \rho_w \left(\frac{\text{WOR}}{1 + \text{WOR}} \right) \quad (4.111)$$

$$\rho_o = \frac{(350 \cdot \gamma_o + 0.0764 \cdot R_s \cdot \gamma_g)}{5.6146 \cdot B_o} \quad (4.112)$$

$$\rho_w = \frac{350 \gamma_w}{5.6146 B_w} \quad (4.113)$$

$$\rho_g = \frac{0.0764 \cdot \gamma_g \cdot \bar{p} \cdot 520}{(14.7)(\bar{T} + 460)Z} \quad (4.114)$$

6. Calcular los gastos de gas y líquido in situ.

$$q_g = \frac{3.27 \times 10^{-7} \cdot Z \cdot q_o (R - R_s)(\bar{T} + 460)}{\bar{p}} \quad (4.115)$$

$$q_L = 6.49 \times 10^{-5} (q_o \cdot B_o + q_w \cdot B_w) \quad (4.116)$$

Donde:

q_L y q_g = pies³/seg

7. Calcular las velocidades superficiales del gas, líquido y la mezcla in situ.

$$v_{sL} = \frac{144 \cdot q_L}{A_p} \quad (4.117)$$

$$v_{sg} = \frac{144 \cdot q_g}{A_p} \quad (4.118)$$

$$v_m = v_{sL} + v_{sg} \quad (4.119)$$

Donde:

A_p = área transversal de la tubería, pg².

v_{sL} , v_{sg} , v_m = pie/seg

8. Calcular el flujo másico del gas, líquido y total.

$$M_L = \rho_L \cdot v_{sL} \quad (4.120)$$

$$M_g = \rho_g \cdot v_{sg} \quad (4.121)$$

$$M_m = M_L + M_g \quad (4.122)$$

9. Calcular el colgamiento de líquido sin resbalamiento.

$$\lambda = \frac{\bar{q}_L}{\bar{q}_L + \bar{q}_g} \quad (4.123)$$

10. Calcular el número de Froude, N_{FR} , la viscosidad del líquido y de la mezcla, y la tensión superficial del líquido.

$$N_{FR} = \frac{v_m^2}{g \cdot d/12} \quad (4.124)$$

$$\mu_L = \mu_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \mu_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \quad (4.125)$$

$$\mu_m = \left[\mu_L \cdot \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \right] \quad (4.126)$$

$$\sigma_L = \sigma_o \left(\frac{1}{1 + WOR} \right) + \sigma_w \left(\frac{WOR}{1 + WOR} \right) \quad (4.127)$$

11. Calcular el número de Reynolds sin resbalamiento y el número de velocidad del líquido.

$$N_{Re} = \frac{M_m \cdot d/12}{\mu_m \cdot 6.72 \times 10^{-4}} \quad (4.128)$$

$$N_{Lv} = 1.938 v_{sL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{0.25} \tag{4.129}$$

12. Para determinar el patrón de flujo que existe en el flujo horizontal, calcular los parámetros correlacionados, L_1 , L_2 , L_3 , y L_4 .

$$L_1 = 316 \cdot \lambda^{0.302} \tag{4.130}$$

$$L_2 = 0.0009252 \lambda^{-2.4684} \tag{4.131}$$

$$L_3 = 0.10 \lambda^{-1.4516} \tag{4.132}$$

$$L_4 = 0.5 \lambda^{-6.738} \tag{4.133}$$

13. Determinar el patrón de flujo usando los siguientes límites:

Segregado	$\lambda < 0.01$ y $N_{FR} < L_1$ o $\lambda \geq 0.01$ y $N_{FR} < L_2$
Transición	$\lambda \geq 0.01$ y $L_2 < N_{FR} \leq L_3$
Intermitente	$0.01 \leq \lambda < 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_1$ o $\Lambda \geq 0.4$ y $L_3 < N_{FR} \leq L_4$
Distribuido	$\lambda < 0.4$ y $N_{FR} \geq L_1$ o $\Lambda \geq 0.4$ y $N_{FR} > L_4$

14. Calcular el colgamiento horizontal, $H_L(0)$. Si el patrón de flujo es transición, es necesario interpolar entre los valores de flujo segregado y el intermitente.

$$H_L(0) = \frac{a \cdot \lambda^b}{(N_{FR})^c} \tag{4.134}$$

Donde a, b y c son determinados para cada patrón de flujo de la tabla siguiente:

Patrón de Flujo	A	B	c
Segregado	0.98	0.4846	0.0868
Intermitente	0.845	0.5351	0.0173
Distribuido	1.065	0.5824	0.0609

15. Calcular el coeficiente del factor de corrección por inclinación.

$$C = (1 - \lambda) \ln \left[d \cdot (\lambda)^e \cdot (N_{LV})^f \cdot (N_{FR})^g \right] \tag{4.135}$$

Donde d, e, f y g se determinan para cada condición de flujo de la tabla:

Patrón de Flujo	D	E	F	g
Segregado ascendente	0.011	- 3.768	3.539	- 1.614
Intermitente ascendente	2.96	0.305	- 0.4473	0.0978
Distribuido ascendente	Sin Corrección (C = 0)			
Todos los patrones de flujo descendente	4.70	- 0.3692	0.1244	- 0.5056

16. Calcular el factor de corrección del colgamiento de líquido debido a la inclinación:

$$\psi = 1 + C \left[\text{sen}(1.8 \cdot \theta) - 0.333 \cdot \text{sen}^3(1.8 \cdot \theta) \right] \tag{4.136}$$

ó

$$\psi = 1 + 0.3 \cdot C, \text{ para pozos verticales.} \tag{4.137}$$

17. Calcular el colgamiento de líquido corregido y la densidad de la mezcla con:

$$H_L(\theta) = (H_L(0)) \cdot \psi \tag{4.138}$$

$$\rho_m = \rho_L \cdot H_L + \rho_g (1 - H_L) \quad (4.139)$$

18. Calcular la relación del factor de fricción de las dos fases (f_T) con respecto al factor de fricción sin resbalamiento (f_{ns}).

$$\frac{f_T}{f_{ns}} = e^S, \quad (4.140)$$

Donde:

$$S = \frac{\ln(y)}{\{-0.0523 + 3.182 \cdot \ln(y) - 0.8725[\ln(y)]^2 + 0.01853 \cdot [\ln(y)]^4\}} \quad (4.141)$$

y

$$y = \frac{\lambda}{[H_L(\theta)]^2} \quad (4.142)$$

S se indetermina en un punto del intervalo $1 < y < 1.2$; para “y” en este intervalo, la función S se calcula:

$$S = \ln(2.2y - 1.2) \quad (4.143)$$

19. Calcular el factor de fricción sin considerar el resbalamiento.

$$f_{ns} = \frac{1}{\left[2 \log \left(\frac{N_{Re}}{4.5223 \log N_{Re} - 3.8215} \right)\right]^2} \quad (4.144)$$

ó:

$$f_{ns} = 0.0056 + \frac{0.5}{(N_{Re})^{0.32}} \quad (4.145)$$

20. Calcular el factor de fricción de las dos fases.

$$f_T = f_{ns} \cdot \frac{f_T}{f_{ns}} \quad (4.146)$$

21. Calcular Δz :

$$\Delta z = \frac{\Delta p \cdot (144) \left[1 - \frac{\rho_m \cdot v_m \cdot v_{sg}}{g_c \cdot (p + 14.7)(144)} \right]}{\frac{g \cdot \rho_m}{g_c} \text{sen}\theta + \frac{f_T \cdot M_m \cdot v_m \cdot 12}{2 \cdot g_c \cdot d}} \quad (4.147)$$

Si el valor supuesto en el paso 1 y el calculado en el paso 21 no son suficientemente cercanos, el valor calculado se toma como el nuevo valor supuesto de Δz y el procedimiento se repite hasta que los valores sean iguales. Un nuevo incremento de presión se selecciona y el procedimiento continúa hasta que la suma de todas las Δz 's sea igual a la profundidad del pozo.

CAPÍTULO 5. CASOS PRÁCTICOS.

Los conceptos analizados en esta tesis se utilizarán en este capítulo para interpretar los problemas que ocasionan el colgamiento, la fricción y los patrones de flujo en la tubería; para lo cual se llevará a cabo el estudio de los casos que llamaremos pozo Tesis 1 y pozo Tesis 2; de gas y condensado, y de aceite negro respectivamente.

Es importante mencionar que para realizar el análisis de estos pozos reales, se utilizó el software Wellflo de la compañía Edinburgh Petroleum Services, que se emplea en la industria petrolera para la simulación del comportamiento de los pozos.

5.1. POZO TESIS 1.

El pozo Tesis 1 es productor de gas y condensado, su zona productora se encuentra a una profundidad entre 2591-2670 m, en agujero descubierto, con una tubería de producción de 3 ½ pg de diámetro.

El problema de este pozo es la caída de presión que se genera a lo largo de la tubería, cuyo valor es muy grande al compararlo con las caídas de presión de otros pozos del mismo campo los cuales varían entre 20 y 30 kg/cm².

El objetivo de este estudio fue reducir esa caída de presión, para prolongar la vida productiva del pozo con la propia energía del yacimiento, para lo cual es necesario conocer las condiciones del pozo y las propiedades del fluido producido.

Los datos para simular el comportamiento del pozo se encuentran en las tablas 5.1, 5.2, 5.3 y en la figura 5.1.1, que muestra el estado mecánico del pozo.

Tabla 5.1. Datos del pozo.

Nivel medio de los disparos NMD	2631 [m]	Intervalo Productor	2591-2670 [m] Agujero descubierto
Presión estática al NMD	158 [kg/cm ²]	Densidad Aceite	0.716 [gr/cc]
Temperatura estática al NMD	100 [°C]	Densidad Gas	0.780 [gr/cc]
Relación gas/aceite promedio	7394 [m ³ /m ³]	Salinidad	3000 [ppm]
Agua promedio	6.0 [%]		

Tabla 5.2. Datos de medición.

Fecha	Estrang (pg)	Qg (mmpcd)	Qo (bpd)	Qw (bpd)	Pwf (kg/cm ²)	Pth (kg/cm ²)	Tth (°C)	P _{LE} (kg/cm ²)	RGA (m ³ /m ³)	Agua (%)	Observación
06/jun/01	¾"	14.05	338	22.0	157	93	51	60	7394	6.0	Medición a boca de pozo

Tabla 5.3. Registros de presión de fondo fluyendo.

Profundidad (m)	P _{wf} (3/4") [05/jun/01] (kg/cm ²)	T _{wf} (3/4") [05/jun/01] (°C)
0	93.67	51.22
500	106.12	76.76
1000	118.41	83.33
1500	130.34	89.28
2000	142.45	94.49
2300	149.68	97.22
2350	150.42	97.58
2400	151.95	98.11
2450	153.16	98.53
2500	154.39	98.95
2550	155.62	99.41
2591	156.14	99.61
2631	156.65	99.81

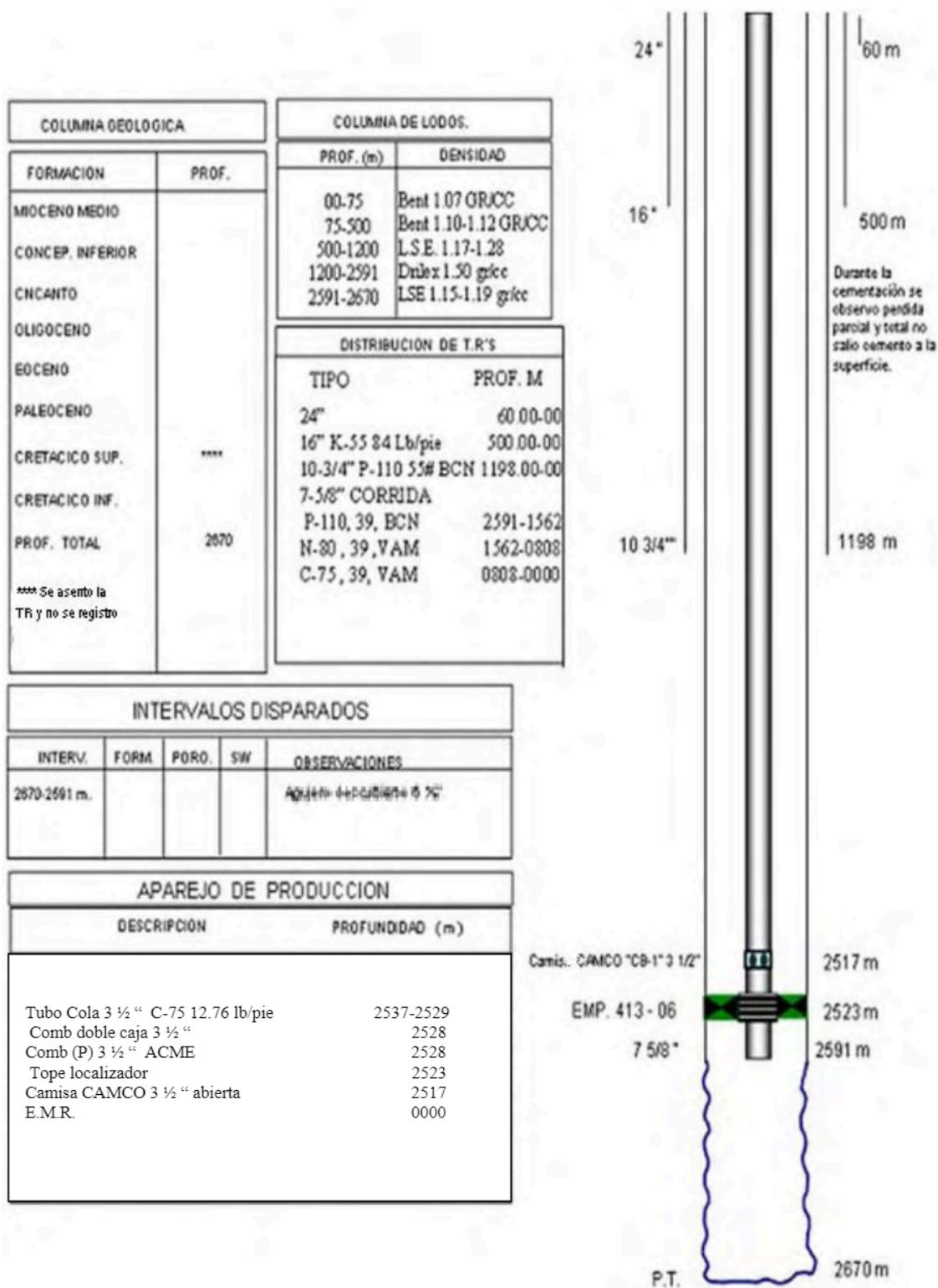


Figura 5.1.1. Estado mecánico del pozo Tesis 1.

Con la información de las propiedades de los fluidos se ajustó un modelo pseudocomposicional y, posteriormente se ajusta el comportamiento de afluencia mediante el método de pseudopresiones normalizadas, en donde se obtiene un AOF (Potencial Absoluto del pozo) de 247.108 MMPCD de gas y una CGR (Relación Gas Condensado) de 13.69×10^{-5} [m3/m3] (figura 5.1.2).

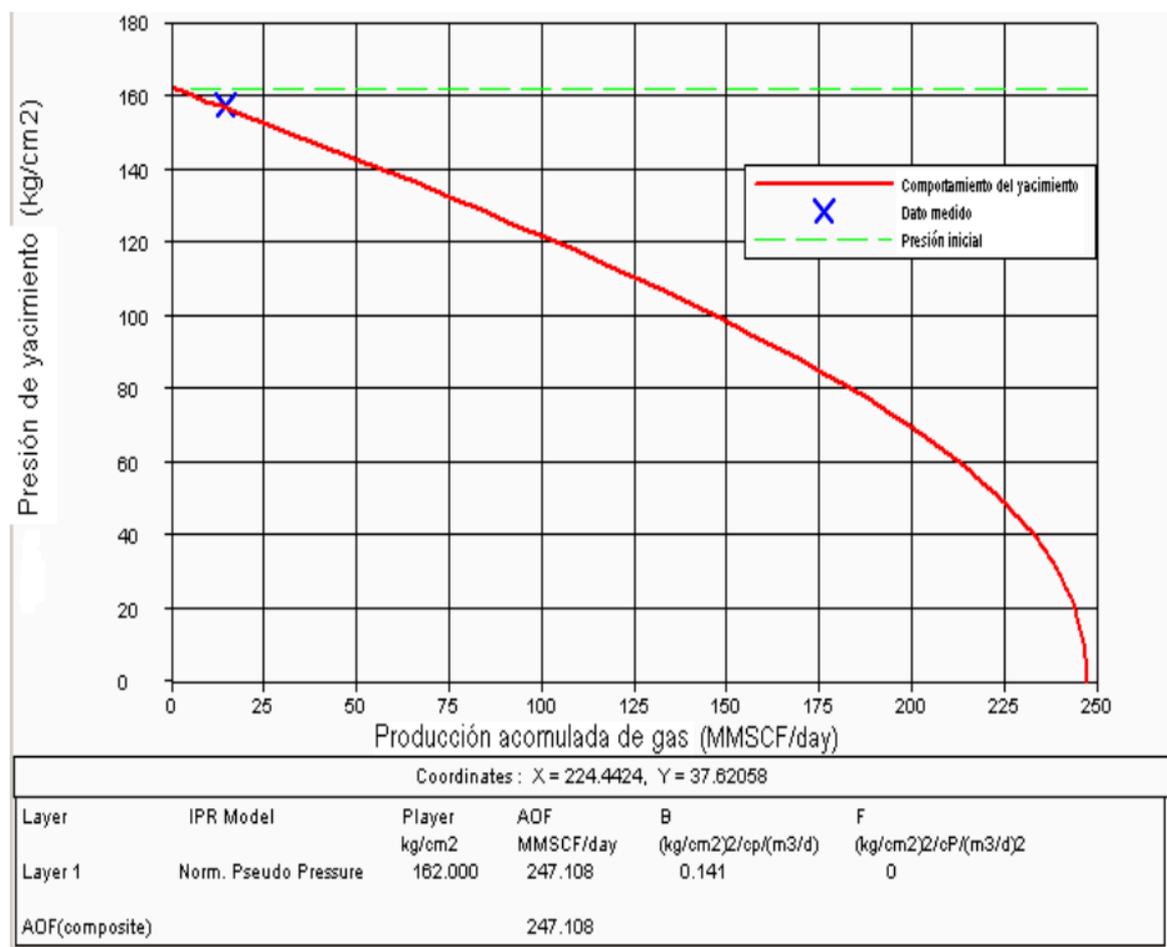


Figura 5.1.2. Gráfica de comportamiento de afluencia del pozo.

Fue necesario contar con un registro de presión y temperatura contra profundidad como el que se muestra en la figura 5.1.3, que permitiera ajustar, mediante una correlación, el perfil

de la presión a lo largo de la tubería de producción. En esta prueba se ajustó el flujo del estrangulador de $\frac{3}{4}$ pg con la correlación de Hagedorn y Brown; con un factor de corrección de 0.8241, en el registro se observa la caída de presión de 60 kg/cm^2 , que comparada con la caída de presión de pozos del mismo campo, resulta ser muy grande. Por esta razón se revisó el comportamiento del flujo en la tubería de producción.

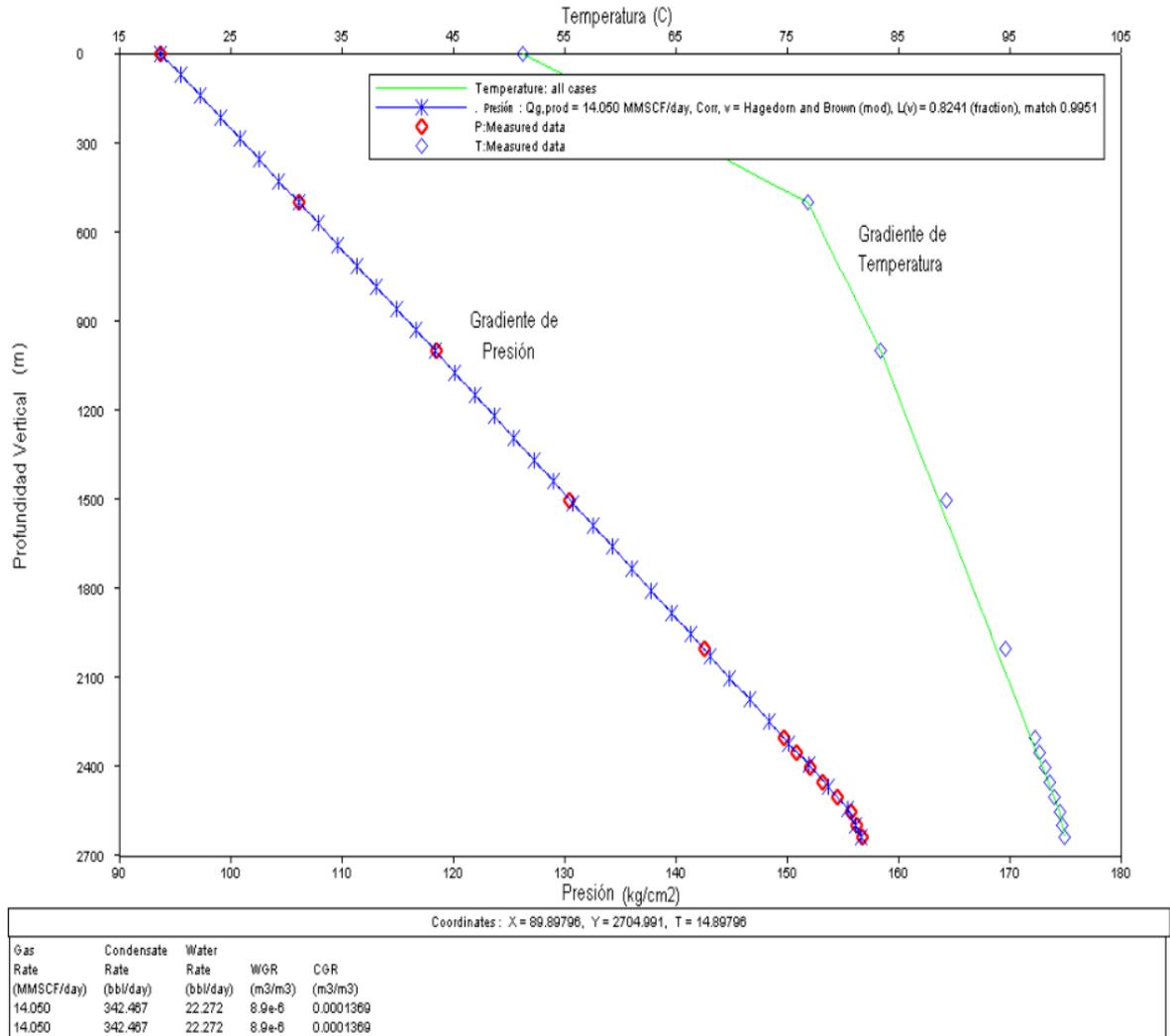


Figura 5.1.3. Curvas de gradientes de la presión y temperatura.

La figura 5.1.4 muestra el comportamiento de afluencia contra el comportamiento de la tubería para una presión en la cabeza constante de 93.67 kg/cm².

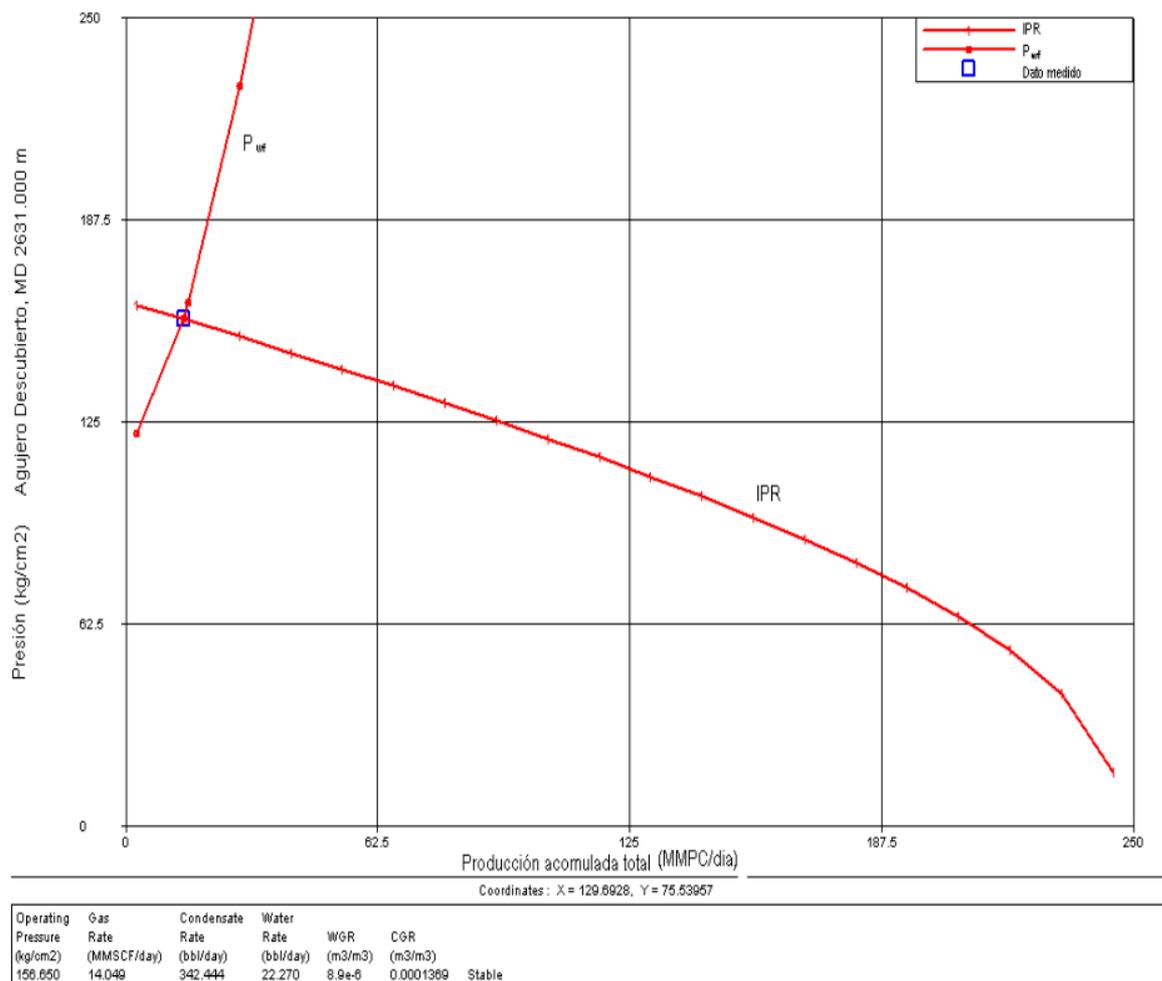


Figura 5.1.4. Curva de IPR y comportamiento de la Pwf.

Posteriormente al ajuste de la tubería, se llevó a cabo el análisis del comportamiento del flujo a través del estrangulador, el cual fue modelado adecuadamente con la correlación de Corpoven con un coeficiente de descarga de 1.565. Este ajuste se puede observar en la figura 5.1.4.

Se realizó una sensibilidad al cambio de estrangulador, lo que se presenta en las siguientes gráficas tanto de la presión de fondo como en la cabeza, en donde los incrementos de producción entre uno y otro estrangulador no son significativos comparados con la pérdida de energía que se tiene en la cabeza, debido a la fricción que se genera a lo largo de la tubería de producción (que restringe la producción que puede aportar dicho pozo).

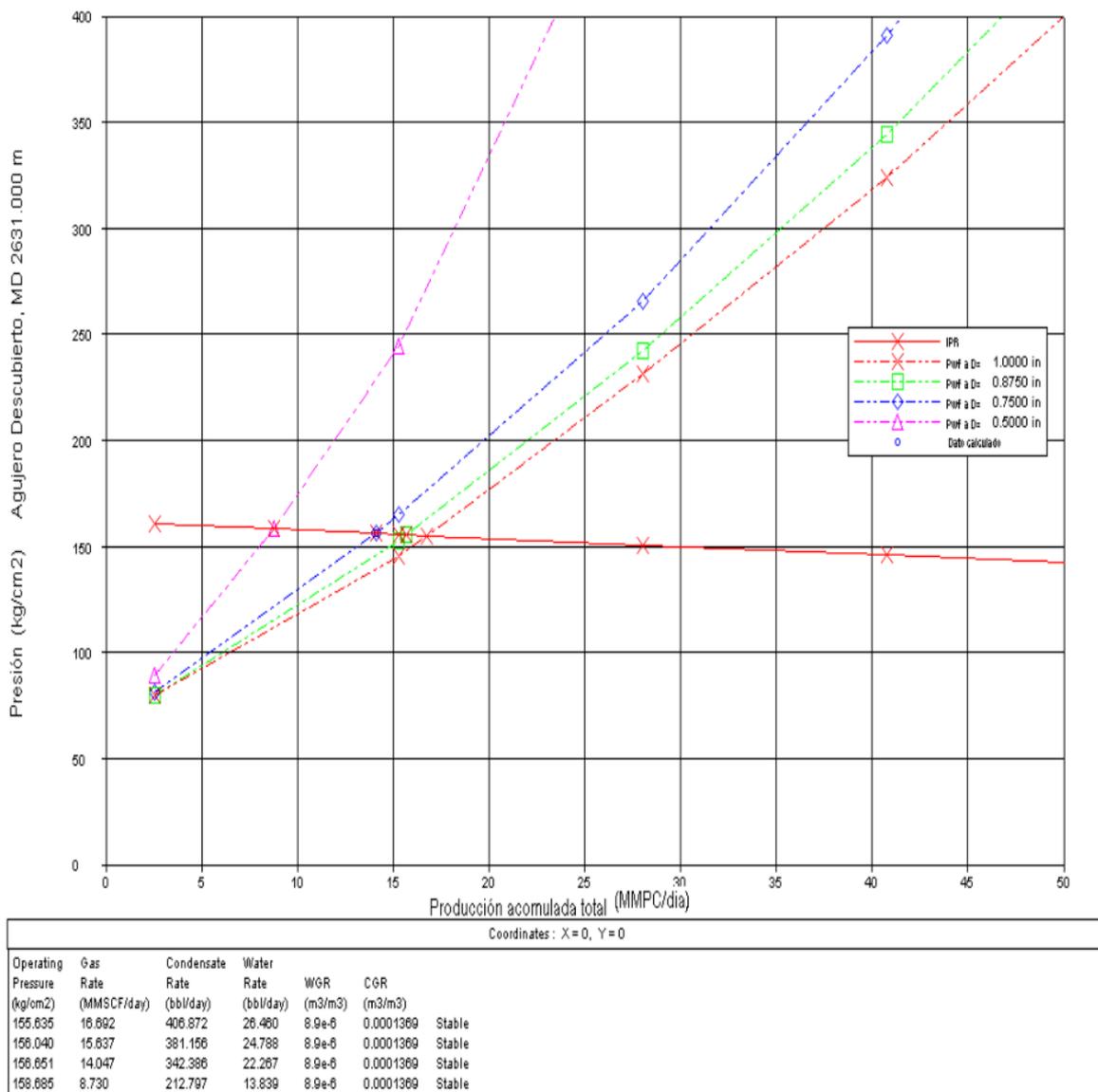


Figura 5.1.5. Sensibilidad al cambio del estrangulador.

Tabla 5.4. Comportamiento en el fondo del pozo

Diámetro TP (pg)	Pwf (kg/cm2)	Diam. Estr. (pg)	Qo (bpd)	Qw (bpd)	Qg (mmpcd)	Diferencia
3 ½"	155.635	64/64	407	26	16.692	
3 ½"	156.040	56/64	381	24	15.637	1.055
3 ½"	156.651	48/64	342	22	14.047	1.590
3 ½"	158.685	32/64	213	13	8.730	5.313

Al comparar los datos obtenidos anteriormente de la gráfica de análisis de sensibilidad (figura 5.1.5) para diferentes estranguladores y con los datos de la tabla 5.4, se deduce que la presión en el fondo del pozo nos muestra una variación significativa, por lo que el cambio de estrangulador no representa la solución del problema.

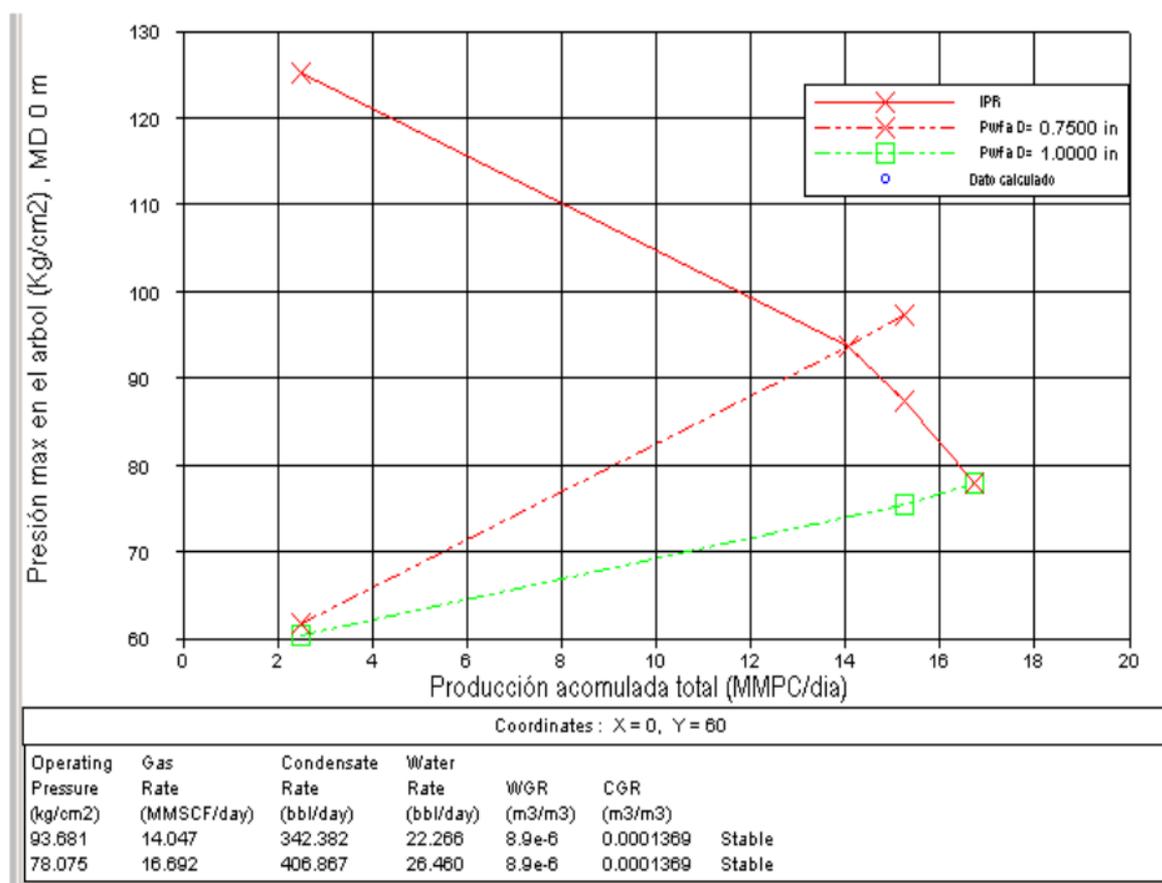


Figura 5.1.6. Comportamiento en la cabeza del pozo.



Figura 5.1.7. Diámetro de estrangulador contra Presión en la cabeza.



Figura 5.1.8. Diámetro de estrangulador contra Gasto de gas.

Con estos resultados se procedió a analizar el comportamiento de los fluidos en la tubería de producción, con diferentes diámetros en donde disminuye la pérdida de presión y, en consecuencia, se incrementa la presión en la cabeza (figura 5.1.9).

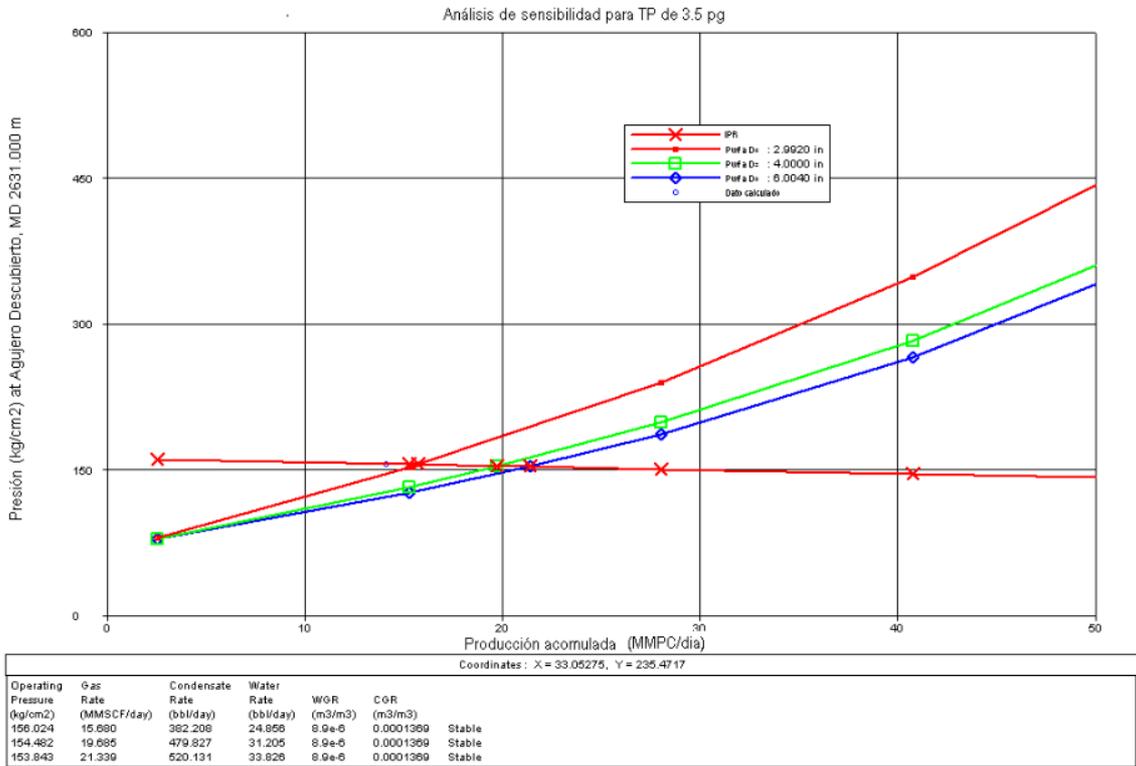


Figura 5.1.9. Sensibilidad para tubería.

En este análisis se obtienen los cambios de la presión y del gasto para cada diámetro de tubería los cuales se muestran en las figuras 5.1.10 y 5.1.11 respectivamente. Al aumentar el diámetro de la tubería, la presión en la cabeza del pozo y los gastos, también aumentan. Para diámetros mayores a 6.75 pg de diámetro, el gasto ya no aumenta considerablemente, por lo que se supone que el diámetro óptimo se encuentra entre 4.5y 6.75 pg.

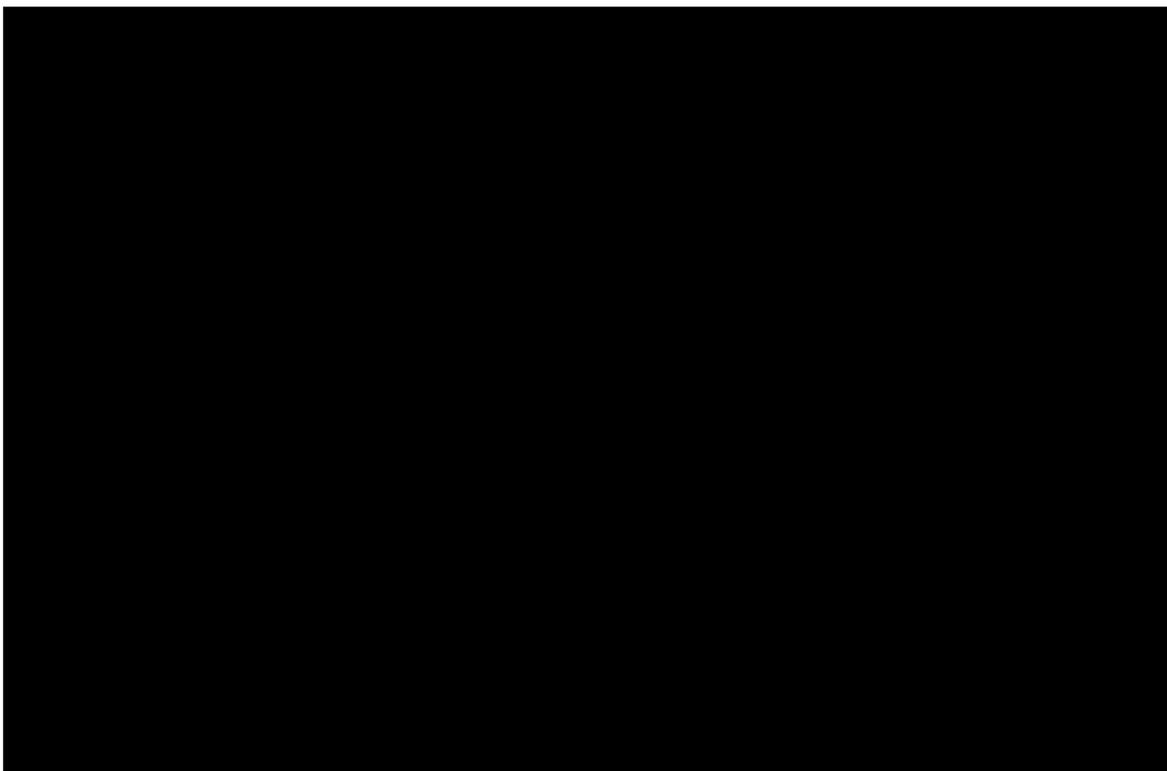


Figura 5.1.10. Diámetro de la TP contra Presión en la cabeza.

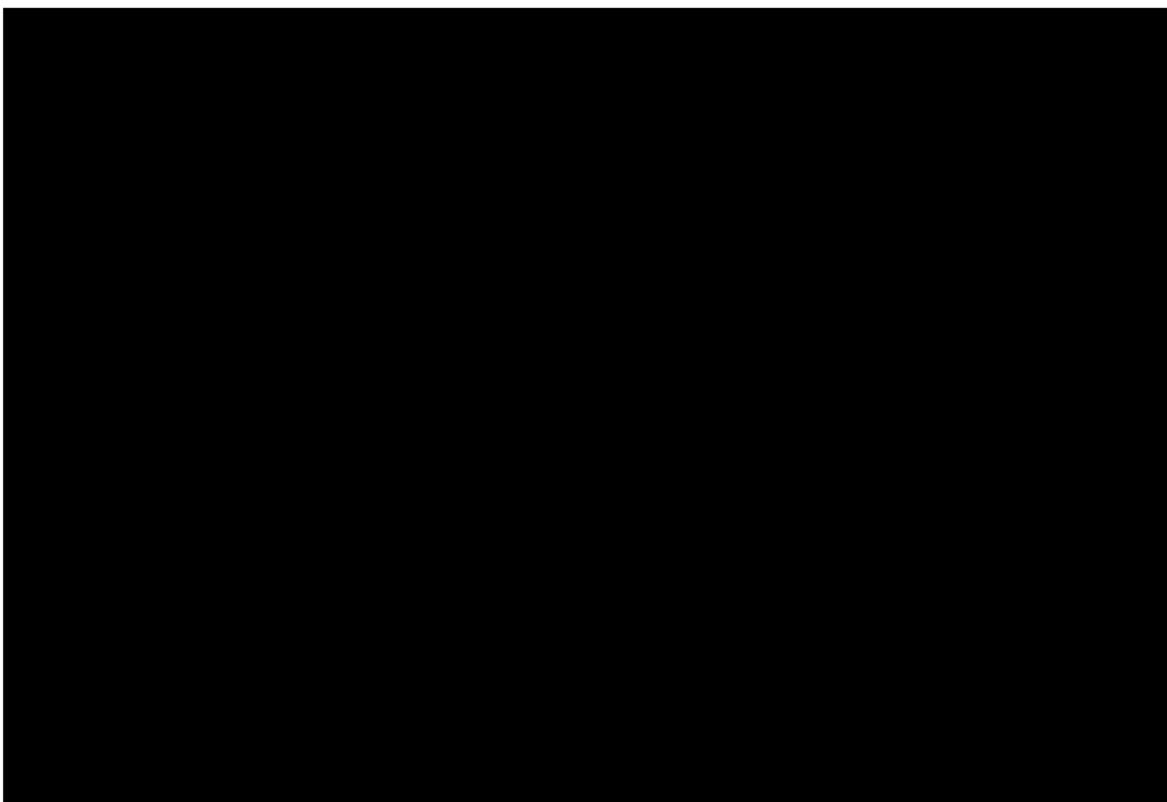


Figura 5.1.11. Producción de gas contra diámetro de la TP

Como resultado de este estudio, se consideró la posibilidad de cambiar el diámetro del aparejo a 4.5 pg mediante una reparación menor, lo cual implica cerrar el pozo y perder los ingresos obtenidos de la producción diferida mientras el pozo permanece en intervención, además de los gastos ocasionados por la misma reparación; por tal razón, y con el objetivo de minimizar los costos, se buscaron otras opciones, lo que llevó a simular el flujo de fluidos por el espacio anular, como se muestra en la gráfica de la figura 5.1.12.

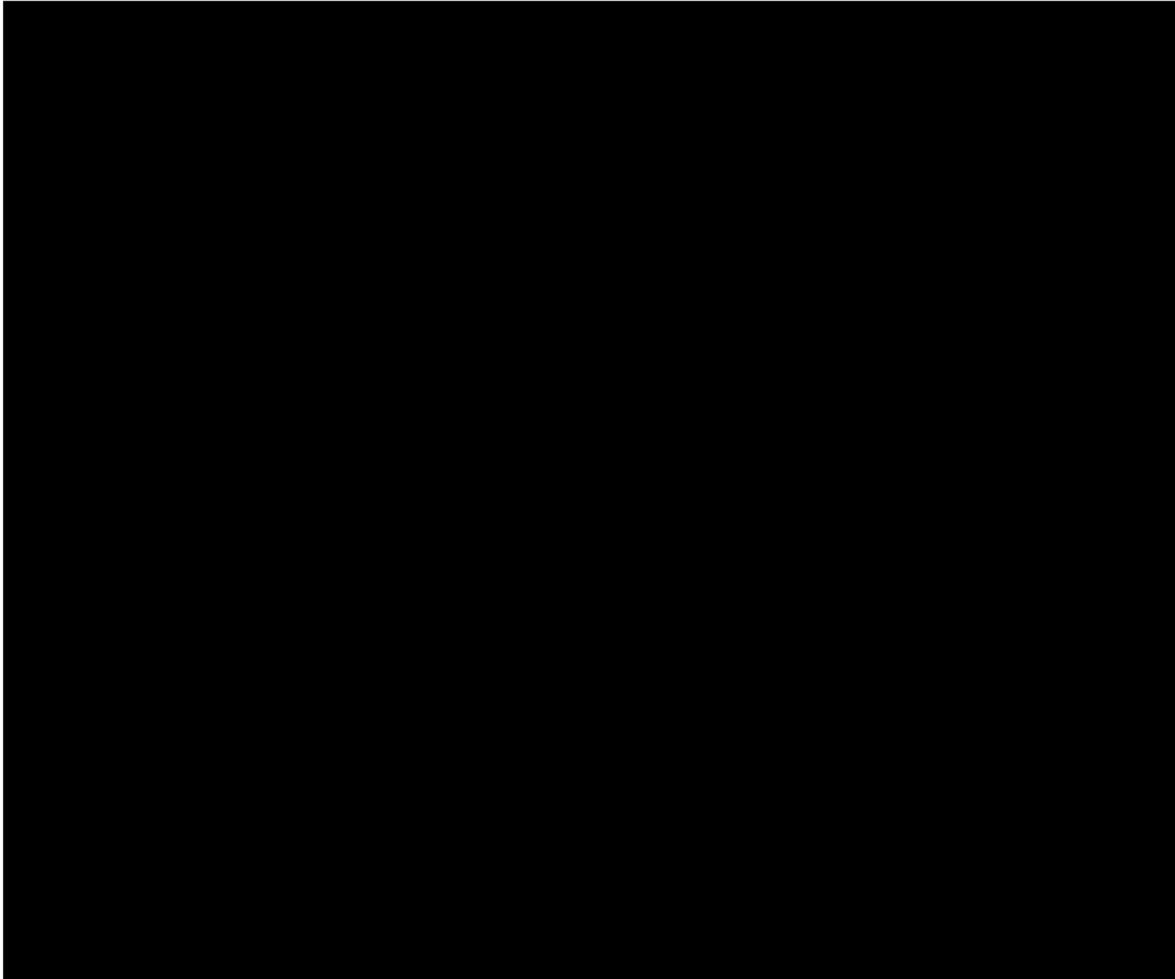


Figura 5.1.12. Gráfica del ajuste del yacimiento a la cabeza del pozo.

De este análisis, se concluyó que el pozo se comportaba de manera similar al fluirlo por una tubería de producción de 5.25 pg de diámetro exterior, que por el espacio anular entre la tubería de revestimiento de 7 5/8 pg de diámetro y al tubería de producción de 3 ½ pg de diámetro exterior.

Se propuso abrir la camisa del pozo y fluirlo a través del espacio anular; sin embargo, esto no fue posible, por lo que se realizaron 43 cargas punchers arriba de la camisa, y se comenzó a explotar el pozo por la TR.

Se disminuyó la pérdida de presión por fricción y se obtiene un incremento de producción de 8.35 MMPCD de gas y 170 BPD de aceite, además del beneficio de la presión en la cabeza de 93 a 113 kg/cm², esto es, la pérdida de presión a lo largo del aparejo de producción se redujo de 60 a 40 kg/cm², lo que prolongará la vida fluyente del pozo.

5.2. POZO TESIS 2.

El pozo Tesis 2 es productor de aceite negro, su zona productora se encuentra a una profundidad de 4265 m, con una presión de fondo fluyendo de 254.29 kg/cm²; con una tubería de producción de 3 ½ pg de diámetro.

El pozo no fluía y no se contaba con información, por lo que se efectuaron pruebas de presiones de separación (3 a 5 kg/cm²) por debajo de la presión de la línea, siendo esta última de 22 kg/cm². Durante la prueba el pozo presentó presiones en la cabeza que oscilaban de 3.5 hasta 23.5 kg/cm². Después de analizar las condiciones de flujo en la tubería de producción, se observó que el pozo presentaba un patrón de flujo bache, y en consecuencia se incrementaba la caída de presión a lo largo de la tubería de producción y ésta era la razón por la que no fluía.

Para minimizar la caída de presión a lo largo de la tubería, se buscó incrementar la presión en la cabeza del pozo de modo que su valor fuera superior a la contrapresión ejercida por la línea de descarga y la batería de separación. El objetivo del estudio del pozo Tesis 2 fue realizar un análisis nodal para determinar la tubería de producción que permitiera que el pozo produzca.

Para desarrollar este caso, se contó con la información y los conceptos que se han manejado a lo largo de esta tesis, los cuales ayudarán a comprender qué ocurre en el pozo, y tomar decisiones para solucionar el problema que se presenta en la tubería y así se optimice su explotación.

5.2.1. ESCENARIO Y DESARROLLO.

La primera parte consistió en la recopilación a través de la realización de una prueba de presión producción; con los datos que se obtuvieron se calculó el comportamiento del pozo con diferentes escenarios de producción, determinándose, una opción viable que permitió tener la mayor producción con la mínima pérdida de energía.

La realización de pruebas de presión y producción aporta una información relevante para la simulación del comportamiento de los pozos; sin esta información el ingeniero de producción tiene que suponer datos que posiblemente afecten los resultados de un análisis y en consecuencia, la toma de decisiones. En el caso del estudio, el pozo permanecería cerrado si no se hubieran determinado sus posibilidades de operación, a través del manejo de la información adquirida.

Los datos con que se contaban están expuestos en las tablas 5.5, 5.6, 5.7 y en la figura 5.2.1.

Tabla 5.5. Datos de la prueba de producción.

PERIODO DE FLUJO	PRESIÓN EN LA CABEZA (kg/cm ²)	PRESION DE SEPARACION (kg/cm ²)	GASTO DE GAS (MMPCD)	GASTO DE ACEITE (BPD)	RGA (m ³ /m ³)
Estrang. = 1/2 pg	20	4.6	0.52	868	107
Estrang. = 3/8 pg	23	5.1	0.51	570	162

Porcentaje de agua = 27.0%

Se tomaron dos registros de presión de fondo:

Tabla 5.6. Fluyente

Profundidad (m)	Presión (kg/cm ²)
0	19.8
1000	56.3
2000	102.2
3000	163.4
4000	236.2
4265	259.29

Tabla 5.7. Cerrado

Profundidad (m)	Presión (km/cm ²)
0	42.6
500	44.8
1000	47.1
2000	118.2
3000	189.6
3775	240.5
3875	246.9
3975	253.1

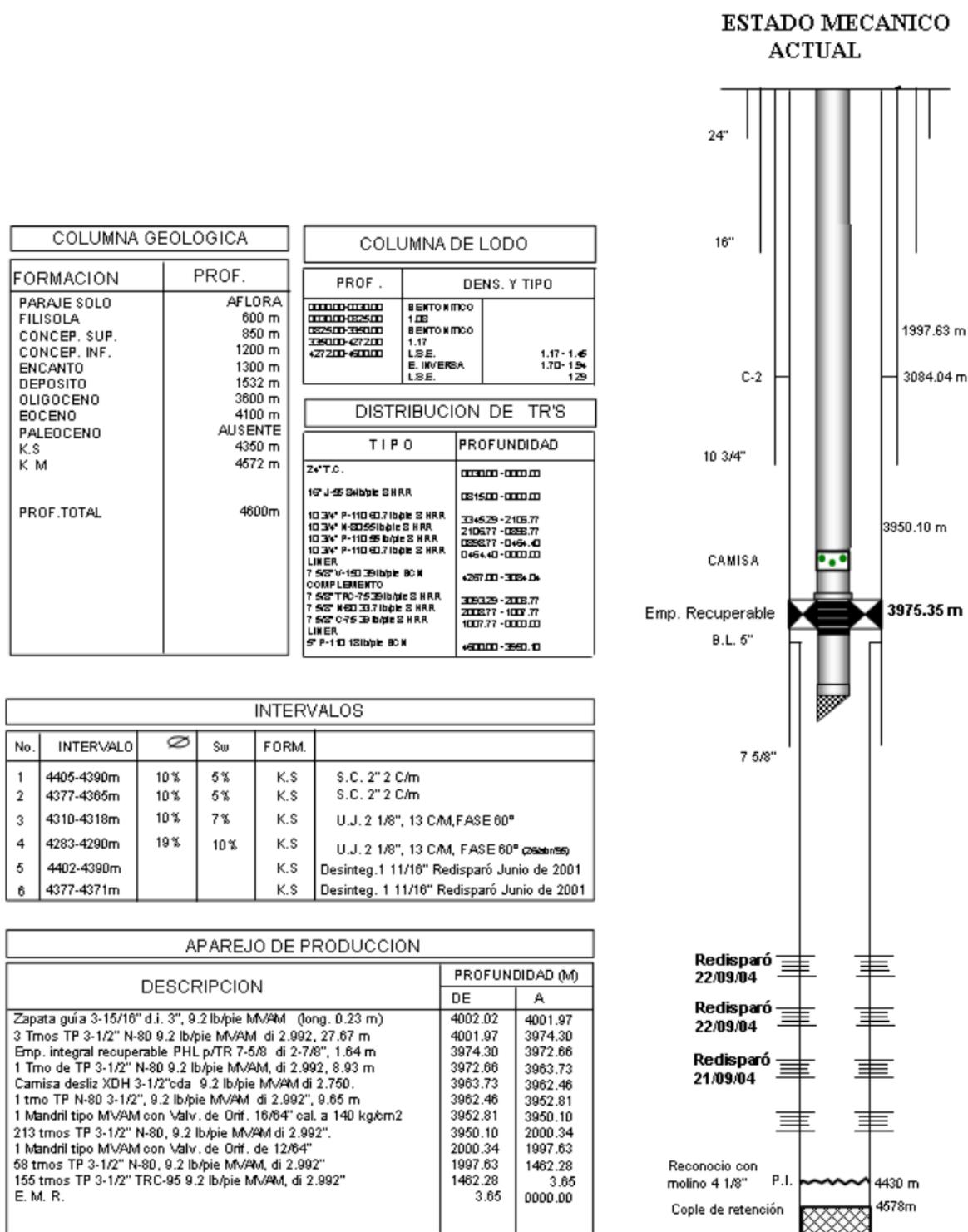


Figura 5.2.1. Estado mecánico del pozo Tesis 2.

Se seleccionó el método de pseudopresiones normalizadas, para determinar el comportamiento de afluencia (figura 5.2.1).

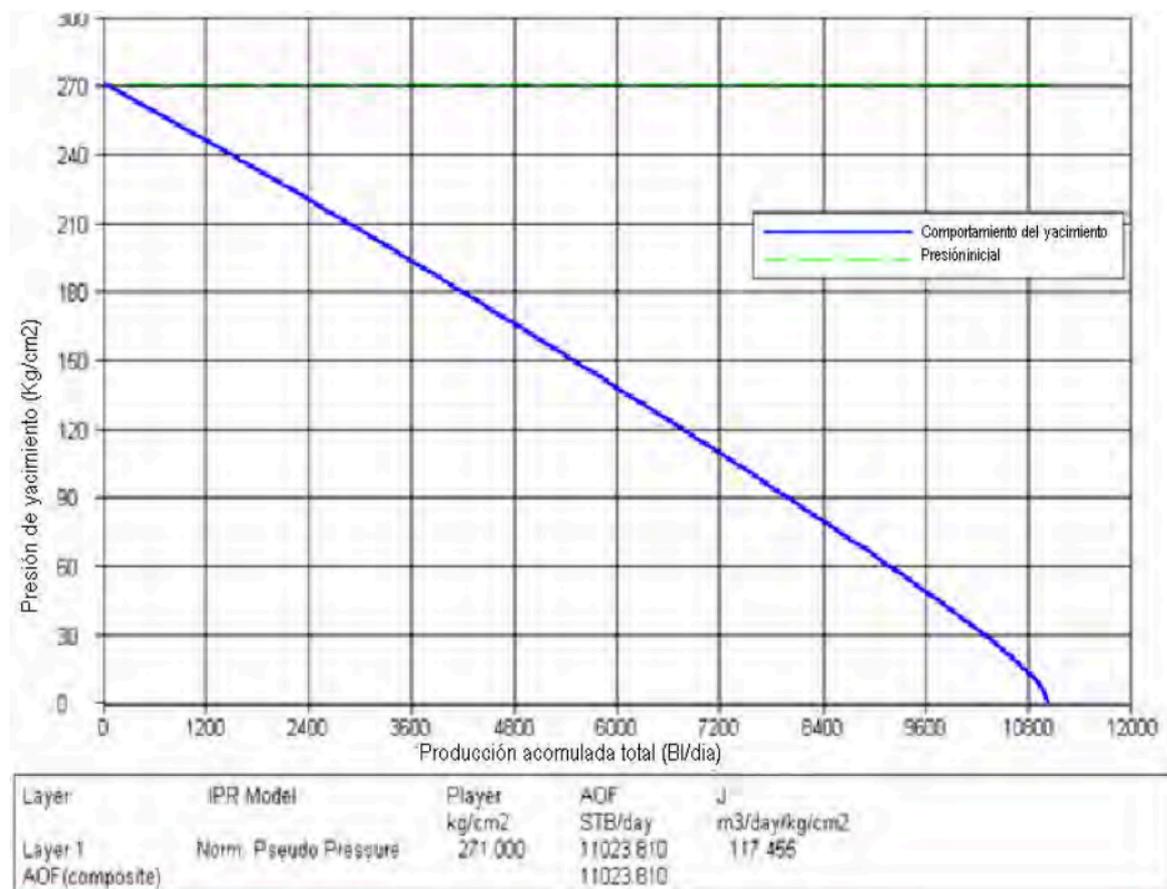


Figura 5.2.2. Gráfica del perfil de producción del pozo Tesis 2.

La figura 5.2.3 muestra claramente que el pozo se encontraba en condiciones inestables fluyendo a través de la tubería de 3 1/2 pg., en el cual encontraremos flujo bache que provoca el colgamiento del líquido, de ahí la forma en como se intersectan la curva de IPR y la curva de comportamiento del pozo para una presión en la cabeza de 19.8 kg/cm².

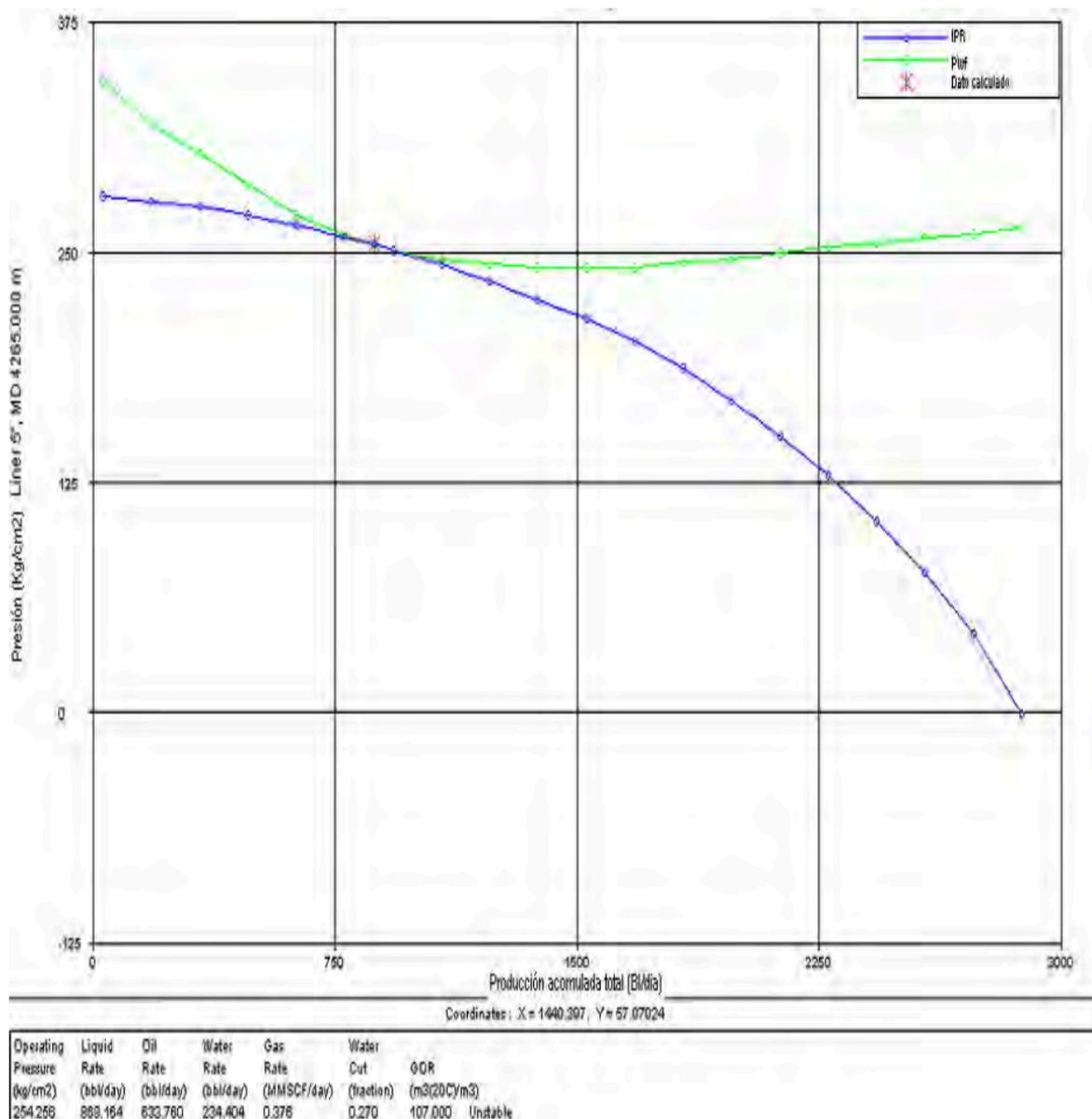


Figura 5.2.3. Curva del comportamiento de afluencia.

En los capítulos anteriores hemos hablado del patrón de flujo y colgamiento, los cuales establecerán la caída de presión a lo largo de la tubería de producción.

Otro parámetro que afecta dicha caída de presión es la densidad de los fluidos ya que si se maneja poco gas, la densidad de la mezcla será más parecida a la del líquido y provocará un gradiente de presión mayor.

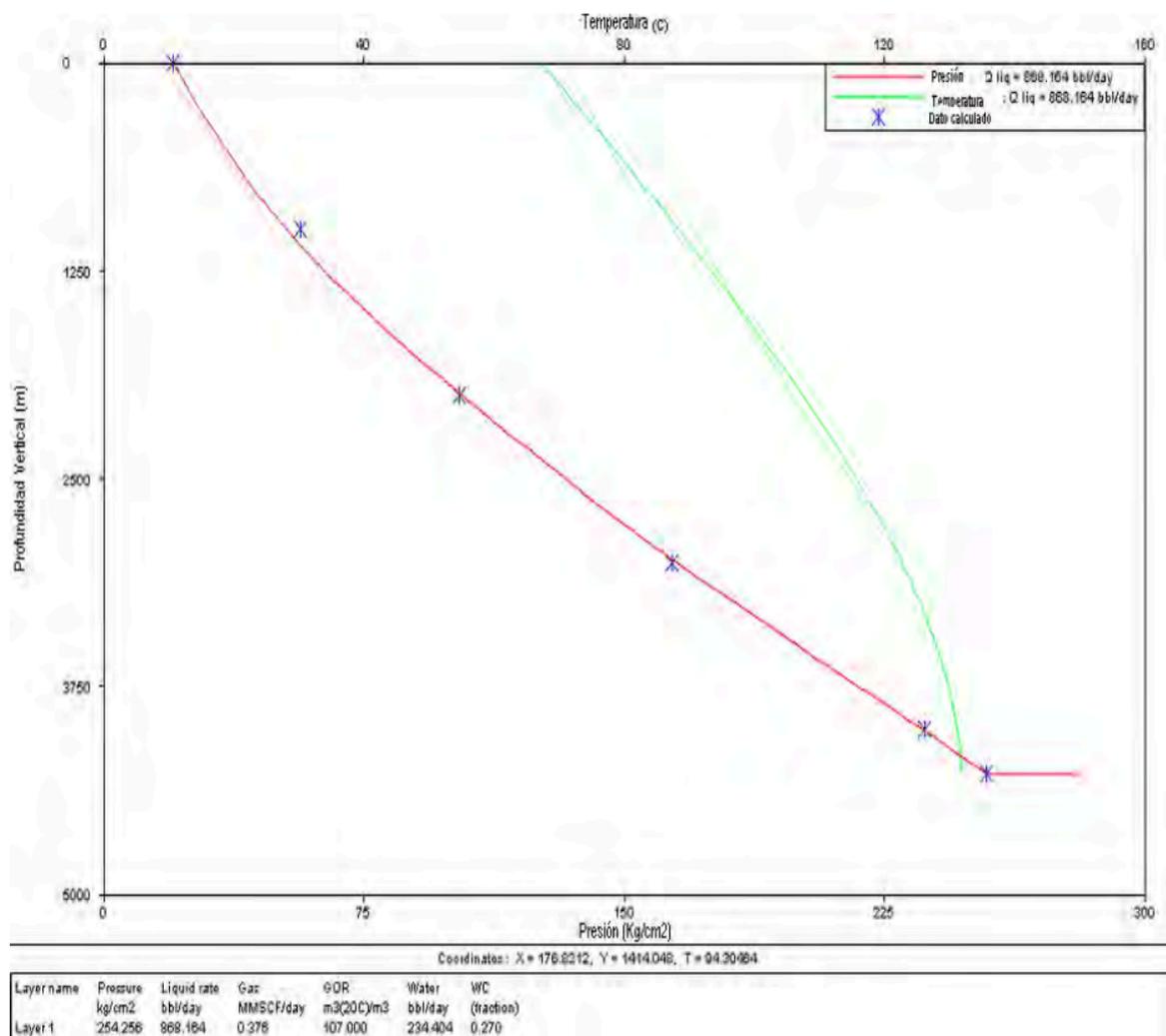


Figura 5.2.4. Gráfica del comportamiento de la presión y temperatura en la tubería.

Al contar con los datos medidos y en relación con el capítulo 4, se buscó ajustar los datos con alguna correlación para identificar la tendencia y un factor de ajuste. Se eligió la correlación de Orkiszewski porque fue la que mejor representó el comportamiento en la tubería con un factor de 1.0352, como se muestra en la figura 5.2.4, siendo que esta correlación considera el cálculo de la densidad utilizando el efecto de colgamiento y distingue diferentes patrones de flujo.

Para describir y visualizar de una manera más acertada el comportamiento de los fluidos en el pozo, se realiza la gráfica del comportamiento de la velocidad del gas y la velocidad de Turner mostrada en la figura 5.2.5; como se menciona en el capítulo 1, la velocidad del gas no puede ser menor que la velocidad necesaria para elevar el líquido (velocidad de Turner). En la gráfica se observa que la velocidad del gas a lo largo de la tubería es menor que la velocidad de Turner y esto provoca la presencia de colgamiento en la tubería. Aunque este factor es utilizado principalmente para pozos de gas, no deja de ser una valiosa herramienta para la determinación de la velocidad mínima que requiere el gas para elevar los fluidos a la superficie.

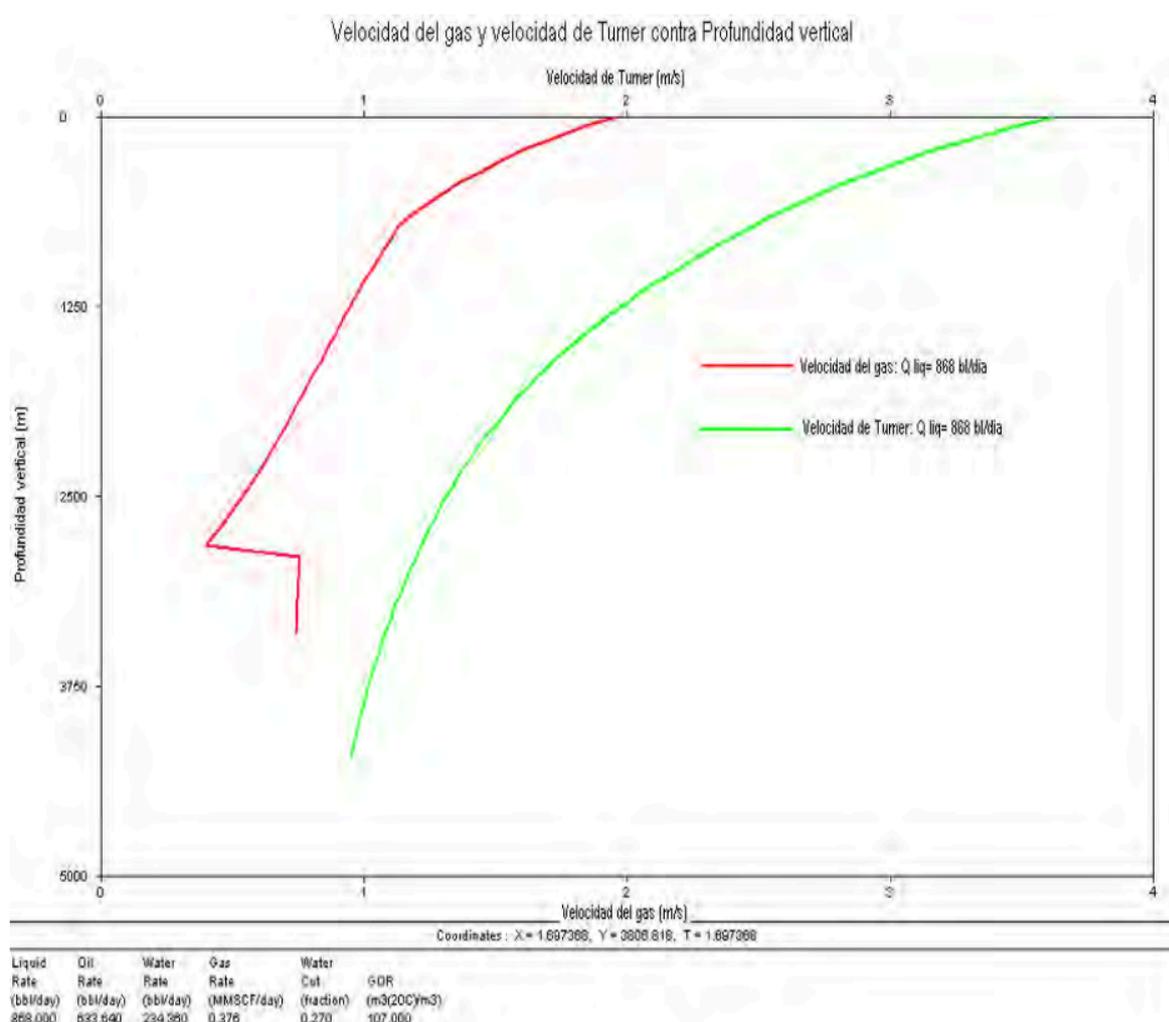


Figura 5.2.5. El comportamiento en la TP de la velocidad del gas y la velocidad de Turner.

Este comportamiento de las velocidades se manifiesta con un diámetro de la tubería grande para ese flujo, y aunado a una RGA relativamente baja, el gas no tiene la suficiente velocidad para arrastrar el líquido a la superficie, perdiendo demasiada energía desde el fondo a la superficie; aumentando el colgamiento, y produciendo un patrón de flujo bache.

Con estos resultados se llevó a cabo un análisis de sensibilidad para determinar la tubería de producción óptima.

Se realizó el escenario de producción con 3 diferentes diámetros para interpretar los resultados que se muestran en la gráfica de la figura 5.2.6, en los cuales se observa que al suponer una presión en la cabeza de 29 kg/cm², el pozo deja de fluir con la tubería de 3 ½ pg; mientras que con la tubería de 2 7/8 pg el pozo sigue fluyendo inestablemente, pero al tener un aparejo de 2 3/8 pg, el pozo fluye en forma estable.

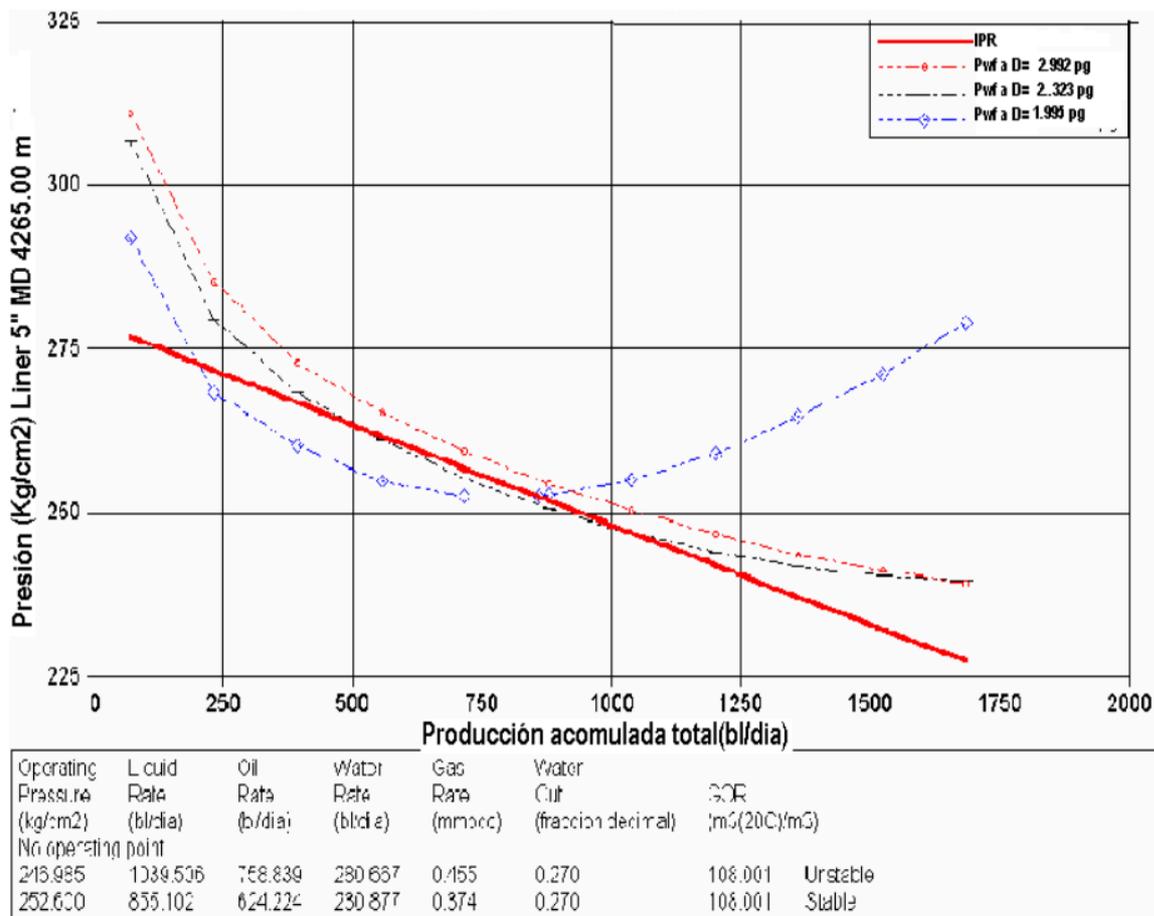


Figura 5.2.6. Gráfica del comportamiento de la presión con diferentes diámetros de tubería.

Después de este análisis se propuso la reparación menor del pozo Tesis 2 cuyo objetivo fue “Recuperar aparejo de producción de 3 1/2” y meter aparejo de producción de 2 3/8” anclando el empacador a 3985 m. Cabe mencionar que la reparación se consideró un éxito ya que, después de haber permanecido cerrado por casi dos años, el pozo aportó 654 BPD y 0.374 MMPCD, además de que la reparación se hizo en menos tiempo del programado.

CONCLUSIONES.

- El conocimiento del fenómeno del colgamiento dará como resultado un mejor estudio del comportamiento de los pozos para poder optimizar sus condiciones de explotación.
 - La fricción y los patrones de flujo que se presenten a lo largo de la tubería, influyen en gran parte en la pérdida de presión de los fluidos y por tal razón, cada uno de estos conceptos es un buen objeto de estudio.
 - Las correlaciones sugeridas en esta tesis son algunas de las que se ocupan comúnmente en la industria petrolera para caracterizar e interpretar los parámetros de colgamiento y fricción, que dependen del tipo de patrón de flujo, que se está manejando en la tubería de producción y el tipo de fluido.
 - Los efectos que se presentan en la tubería de producción de los pozos verticales son conocidos, los cuales permiten diagnosticar problemas de colgamiento y en consecuencia optimizar la tubería de producción; los dos casos mostrados en esta tesis exponen la forma en que se deben revisar los pozos y poder tomar decisiones que permitan la optimización de las condiciones de operación de los pozos para mantener por mucho más tiempo su vida productiva.
 - Al optimizar las tuberías de explotación de los pozos se pueden prolongar las fechas para la instalación de sistemas artificiales, lo cual repercuten en los costos de operación.
-

- Para simular el comportamiento de los pozos con los modelos de ajuste y obtener resultados satisfactorios de las propuestas de optimización de las condiciones de operación los pozos es necesario contar con buena información y realizar un análisis de sensibilidad que incluya diferentes escenarios.
 - Como se puede observar, la tubería de producción juega un papel fundamental en el aprovechamiento de la energía del yacimiento, y en consecuencia, en la producción del pozo.
-

RECOMENDACIONES.

- Es conveniente seleccionar el método de análisis que más se ajuste a las condiciones del pozo, ya que al simular las caídas de presión se observa que repercuten en la explotación de los pozos.

 - Es necesario conocer el tipo y las propiedades del fluido que se está produciendo en el pozo, para caracterizarlo adecuadamente y esto permitirá simular correctamente el colgamiento y los patrones de flujo de producción que repercuten en el aprovechamiento de la energía del pozo.

 - Es recomendable hacer un análisis de sensibilidad a diferentes diámetros de tubería de producción, cuando las caídas de presión en el pozo sean generadas por fricción y colgamiento, de tal manera que se tenga la mayor recuperación de hidrocarburos con la mínima caída de presión.

 - Cada pozo es diferente, por lo que la selección de la tubería debe hacerse a partir de la información del intervalo propuesto como productor; es decir, tener en cuenta la profundidad, la desviación del pozo, tipo de fluido que se producirá, etc.; en el entendido que la decisión del diámetro de la tubería debe proporcionarse antes de que el pozo sea perforado.
-

BIBLIOGRAFÍA.

1. Kermit E. Brown: "The Technology of Artificial Lift Methods". Vol. 1. PennWell Publishing Company, Tulsa Oklahoma 74112.
 2. Mukherjee H. y Brill J. P.: "Liquid Holdup Correlations for Inclined Two-Phase Flow". SPE, May 1983.
 3. Beggs H. D. y Brill J. P.: "A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes". SPE-AIME, May 1973.
 4. Orkisewski J.: "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipe". SPE 1546, June 1967.
 5. Beggs, H.D. y Robinson, J.R.: "Estimating the Viscosity of crude Oil Systems". J.P.T. September, 1975.
 6. A. Sharid Hasan y C, Shah Kabir, "A Study of Multiphase Flow Behavior in Vertical Wells". SPE, May 1988.
 7. Issa R. I. y Tang Z. F.: "Prediction of Pressure Drop and Hold-Up in Gas/Liquid Flow in Pipes Using the Two-Fluid Model". SPE 22534.
 8. Taitel Y. y Dukler A. E.: "A Model for Predicting Flow Regimen Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow". Alche Journal Vol. 22 No.1, January 1976.
 9. Francisco Garaicochea P., César Bernal H. y Oscar López O.: "Transporte de Hidrocarburos por Ductos". Colegio de Ingenieros Petroleros de México, A.C., 1991.
 10. Ronald Gunawan y George R. Dyer."Tubing Size Optimization in Gas Depletion Drive Reservoirs", SPE, Vito Indonesia, 1996.
 11. Rader D. W. y Bourgoyne A. T. Jr: "Factors Affecting Bubble-Rise Velocity of Gas Kicks". SPE, May 1975.
 12. Atul Arya y Gould Thomas L.: "Comparison of Two Phase Liquid Holdup and Pressure Drop Correlations across Flow Regimen Boundaries for Horizontal and Inclined Pipes". SPE-AIME 10169, 1981.
 13. Minami K. y Brill J. P.: "Liquid Holdup in Wet- Gas Pipelines". SPE of Tulsa 14535, February 1987.
-
-

14. Saad M. R. y Singh B.: "Handling of Liquid Holdup in Duyong Two-Phase Flow Pipelines System". OSEA 88201 Conference, Singapore. 2-5 February 1988.
 15. Terniyk J.y Bilgesu H. I.: "Virtual Measurement in Pipes, Part 2: Liquid Holdup and Flow Pattern Correlations". SPE 30976, September 1995.
 16. David Chace, Darryl Trcka, Dan Georgi, and Jianrong Wang: "New Instrumentation and Methods for Production Logging in Multiphase Horizontal Wells". SPE 53220, February 1999.
 17. Terniyk J.y Bilgesu H. I.: "A New Multi-Phase Flow Model for Horizontal, Inclined, and Vertical Pipes". SPE 29166, November 1994.
 18. Ashford F. E.: "An Evaluation of Critical Multiphase Flow Performance through Wellhead Chokes". SPE 4541, August 1974.
 19. Bernea D. y Shemer L.: "Void Fraction Measurement Vertical Slug Flow: Applications to Slug Characteristics and Transition". Tel-Aviv University, Ramat-Avit 69978, Israel. June 1988.
 20. Beggs H. D., Brill J. P. y Payne G. A.: "Evaluation of Inclined Pipe, Two Phase Liquid Holdup and Pressure-Loss Correlations Using Experimental Data". SPE, September 1979.
 21. Beggs H. D. y Brill J. P.: "Experimental Study of Severe Slugging in Two-Phase-Flow Pipeline- Riser Pipe System". SPE, October 1980.
 22. Sidney G.: "Gas Well Optimization: Using Velocity As The Key Component in Choosing Tubing Size". SPE 35579, April 1996.
 23. Fan Y., Wang Q. y Zhang H.: "A Model Predict Liquid Holdup and Pressure Gradient of Near-Horizontal Wet-Gas Pipelines". SPE 95674, October 2005.
 24. Mohammad R. A. y Razzak S. A.: "Liquids Phase Holdup and Separation Characteristics as a Function of Well Inclination and Flowrate". SPE 106325, May 2005.
 25. McCain William D., "The Properties of Petroleum Fluids". Second edition, PennWell Publishing Company, 1990.
 26. Smith R.V., "Determining Friction Factors for Measuring Productivity in Gas Wells", AIME, Oklahoma, 1950.
 27. WikimediaFoundation,Inc., http://es.wikipedia.org/numero_de_Froude
-

LISTA DE FIGURAS.

- 1.1. PAG. 7. Correlación de colgamiento de Dukler.
 - 1.2. PAG. 9. Simulador mecánico del flujo inclinado.
 - 1.3. PAG. 12. V_{sg} a diferentes valores de V_{sL} a ángulo -30° V_s Fracción de gas.
 - 1.4. PAG. 13. V_{sg} a diferentes V_{sL} para flujo Horizontal V_s Fracción de gas.
 - 1.5. PAG. 13. V_{sg} a diferentes V_{sL} para ángulo $+90^\circ$ V_s Fracción de gas.
 - 1.6. PAG. 14. V_{sg} a diferentes valores de V_{sL} para ángulo de -90° V_s Fracción de gas.
 - 1.7. PAG. 15. Velocidad superficial de gas combinado con la velocidad superficial del líquido en flujo horizontal V_s Fracción de gas.
 - 1.8. PAG. 16. Velocidad superficial del gas combinado con la velocidad superficial del líquido con flujo ascendente y ángulo de 30° V_s Fracción de gas.
 - 1.9. PAG. 19. Diagrama del experimento de Beggs y Brill.
 - 1.10. PAG. 20. Ángulo V_s Colgamiento del líquido.
 - 1.11. PAG. 20. Ángulo V_s Factor de inclinación.
 - 2.1. PAG. 36. Diagrama de Moody.
 - 3.1. PAG. 38. Configuración geométrica del flujo vertical.
 - 3.2. PAG. 40. Mapa de los patrones de flujo vertical de dos fases usado para el modelo de caídas de presión.
 - 3.3. PAG. 43. Diagrama del flujo de difusión usado por Harmathy para v_∞ .
 - 3.4. PAG. 44. Diagrama de flujo de difusión de las fases para las caídas de presión del modelo donde se muestra el cambio de régimen de flujo.
 - 3.5. PAG. 50. Mapa de régimen de flujo para flujo horizontal de dos fases.
 - 4.1. PAG. 57. Correlación de la densidad del fluido (Poettmann).
 - 4.2. PAG. 58. Correlación de datos de campo en pozos fluyentes y de Bombeo Neumático. (Poettmann)
 - 4.3. PAG. 62. Regiones para la correlación de Duns y Ros.
 - 4.4. PAG. 63. Número de la viscosidad $N_{L\mu}$ vs F_2 , F_3 , y F_4 (por Ros).
 - 4.5. PAG. 64. Diámetro de la tubería vs Factores L_1 y L_2 (por Ros).
 - 4.6. PAG. 65. Número de viscosidad del líquido $N_{L\mu}$ vs F_5 , F_6 , y F_7 (por Ros).
 - 4.7. PAG. 67. N_{Re} vs F_1 (por Ros).
 - 4.8. PAG. 68. Corrección de la Fricción de Burbuja (por Ros).
-

- 4.9. PAG. 73. Correlación para el coeficiente C del número de viscosidad (por Hagedorn).
 - 4.10. PAG. 76. Correlación para el factor de colgamiento (por Hagedorn).
 - 4.11. PAG. 76. Correlación para la segunda corrección (por Hagedorn).
 - 4.12. PAG. 77. Correlación del factor de fricción (por Hagedorn).
 - 4.13. PAG. 91. Mapa de patrón de flujo horizontal modificado.
 - 5.1.1. PAG. 101. Estado mecánico del pozo Tesis 1.
 - 5.1.2. PAG. 102. Gráfica de afluencia del pozo Tesis 1.
 - 5.1.3. PAG. 103. Curvas del comportamiento de la presión y temperatura del pozo Tesis 1.
 - 5.1.4. PAG. 104. Ajuste desde el yacimiento hasta el estrangulador.
 - 5.1.5. PAG. 105. Sensibilidad al cambio del estrangulador.
 - 5.1.6. PAG. 106. Comportamiento en la cabeza del pozo.
 - 5.1.7. PAG. 107. Diámetro de estrangulador contra Presión en la cabeza.
 - 5.1.8. PAG.107. Diámetro de estrangulador contra Gasto de gas.
 - 5.1.9. PAG. 108. Sensibilidad para tubería para el pozo Tesis 1.
 - 5.1.10. PAG. 109. Diámetro de la TP contra Presión en la cabeza.
 - 5.1.11. PAG. 109. Diámetro de la TP contra Producción de gas.
 - 5.1.12. PAG. 110. Gráfica del ajuste del yacimiento a la cabeza del pozo Tesis 1.
 - 5.2.1. PAG. 114. Estado mecánico del pozo Tesis 2.
 - 5.2.2. PAG. 115. Gráfica del perfil de producción del pozo Tesis 2.
 - 5.2.3. PAG.116. Curva del comportamiento de afluencia.
 - 5.2.4. PAG. 117. Gráfica del comportamiento de la presión y temperatura en la tubería.
 - 5.2.5. PAG. 118. El comportamiento en la TP de la velocidad del gas y la velocidad de Turner.
 - 5.2.6. PAG. 119. Gráfica del comportamiento de la presión con diferentes diámetros de tubería.
-

LISTA DE TABLAS.

TABLA 1.1. PAG 14. Coeficientes para la ecuación del colgamiento de líquido.

TABLA 1.2. PAG 23. Formulas para flujo con el número de Froude.

TABLA 4.1. PAG 52. Criterios en el desarrollo de las correlaciones.

TABLA 4.2. PAG 83. Relación de la ecuación a aplicar, con la velocidad de la mezcla y la fase continúa.

TABLA 5.1. PAG 100. Datos del pozo Tesis 1.

TABLA 5.2. PAG 100. Datos de medición pozo Tesis 1.

TABLA 5.3. PAG 100. Registros de presión de fondo fluyendo.

TABLA 5.4. PAG 106. Comportamiento en el fondo del pozo Tesis 1.

TABLA 5.5. PAG 113. Datos de la prueba de producción del pozo Tesis 2.

TABLA 5.6. PAG 113. Registros de presión de fondo fluyente.

TABLA 5.7. PAG 113. Registros de presión de fondo cerrado.
