

01174 //



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

## DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO FACULTAD DE INGENIERIA

### MODELO ANALÍTICO PARA LA DETERMINACIÓN DEL EFECTO DE LA HUMEDAD DEL GAS EN LA MEDICIÓN DEL GASTO MEDIANTE PLACAS DE ORIFICIO

#### TESIS

Que para obtener el Grado de  
MAESTRO EN INGENIERIA  
(PETROLERA)

Presenta

ING. LETICIA LILIA DE LA MORA MEJÍA

Director de Tesis: Dr. Jesús Rivera Rodríguez



Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el contenido de mi trabajo excepcional.

NOMBRE: Leticia Lilia de la Mora Mejía  
FECHA: 28-08-02  
FIRMA: Mora J. L.

Ciudad Universitaria  
México, D. F., 2002

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## **Agradecimientos**

**Agradezco sinceramente la dirección del Dr. Jesús Rivera Rodríguez y la valiosa colaboración del M.I. Noel Santamaría en la elaboración de este trabajo.**

**Asimismo, manifiesto mi gratitud a mis maestros por los conocimientos y experiencias que compartieron conmigo, al personal administrativo de la División de Estudios de Posgrado de la Facultad de Ingeniería y a ustedes Pedro, Toño, Jorge y Martha como recuerdo de todos los momentos que compartimos.**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

**Con todo mi amor...**

**A ti por creer siempre en mi**

**A Jorge Luis por tu comprensión y cariño**

**A Alan por todos los momentos que no pude compartir contigo**

**A ustedes papas por todo el apoyo que me brindaron y sin el cual no hubiese llegado a alcanzar esta meta**

**Gracias**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

## Contenido

<b>Resumen</b>	1
<b>Lista de Tablas</b>	3
<b>Lista de Figuras</b>	5
<b>Capitulo 1</b>	
<i>Introducción</i>	6
<b>Capitulo 2</b>	
<i>Antecedentes</i>	
2.1.- Generalidades de la medición de gas con placa de orificio	8
2.2.- Efecto de la presencia de líquidos en la medición de gas natural con placa de orificio	14
<b>Capitulo 3</b>	
<i>Desarrollo del modelo</i>	
3.1.- Conceptualización del problema	23
3.2.- Metodología	24
<b>Capitulo 4</b>	
<i>Región de flujo totalmente desarrollado</i>	
4.1.- Conceptos básicos de flujo en tuberías	29
4.2.- Ecuaciones de flujo de fluidos	32
4.2.1.- Flujo de gas	32
4.2.2.- Flujo bifásico	33
4.2.3.- Regímenes de flujo de los patrones de flujo	33
4.3.- Caídas de presión en flujo bifásico	34
4.4.- Cálculos de propiedades de los fluidos	36
4.4.1.- Cálculos de equilibrio gas-líquido	36

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

4.4.2.- Ecuación de estado de Peng-Robinson	36
4.4.3.- Factor de compresibilidad de las 2 fases	38
4.5.- Determinación de la velocidad media ajustada	41
4.5.1.- Flujo laminar y turbulento	41
4.5.2.- Ecuaciones ajustadas al tiempo	47

## **Capítulo 5**

### *Región de disturbio*

5.1.- Contracción del flujo al pasar por un orificio	52
5.2.- Cambios de presión estática cerca de un orificio	54
5.3.- Teoría de flujo de fluidos en términos de presión diferencial	56
5.3.1.- Balance macroscópico	59

## **Capítulo 6**

### *Validación del modelo*

6.1.- Validación del modelo con un caso reportado en la literatura	64
6.2.- Validación del modelo con resultados de campo	72
6.3.- Aplicación del modelo a un caso particular	81

## **Capítulo 7**

<i>Conclusiones y recomendaciones</i>	97
---------------------------------------	----

<b>Nomenclatura</b>	99
---------------------	----

<b>Bibliografía</b>	102
---------------------	-----

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

# Modelo analítico para la determinación del efecto de la humedad del gas en la medición del gasto mediante placas de orificio

## Resumen

Con este trabajo se determinó analíticamente el efecto causado por la presencia de líquidos, agua libre y condensados de gas natural, en la medición de gas natural a través de placa de orificio.

La normatividad actual para medición de gas con placa de orificio no toma en cuenta el contenido de humedad en éste, ya que los principales factores que intervienen en la medición están determinados sólo para gas seco, debido a que las pruebas experimentales sobre las que se basan no consideran la presencia de líquido suspendido en la corriente de gas.

Cuando se aplican estándares de medición desarrollados para fluidos en una sola fase, a fluidos que contienen otra fase, como es el caso de pequeñas cantidades de líquido en la corriente de gas, la incertidumbre en la medición se incrementa; sin embargo los estudios sobre esto en particular son limitados, aunque existen algunas correlaciones publicadas sobre medición con orificio para flujo bifásico, las cuales se basan tanto en trabajos experimentales con condiciones totalmente controladas, como en operaciones de campo, y a últimas fechas con modernos simuladores de flujo multifásico que representan adecuadamente el fenómeno físico; no obstante, los resultados no han sido totalmente satisfactorios.

Con el fin de tener un mayor control de las variables involucradas en el proceso, éste se dividió en dos partes: **Región de flujo totalmente desarrollado**, que se alcanza en la sección de la tubería previa a la placa de orificio, donde se determinó la caída de presión y el perfil de velocidad y la **Región de disturbio**, ubicada en la vecindad de la placa, donde a partir de las ecuaciones fundamentales que gobiernan el flujo de fluidos se derivó un modelo para calcular

el gasto de gas húmedo medido, el cual pasa a través de un medidor con placa de orificio, determinándose analíticamente en ambas regiones la composición del gas a condiciones de flujo mediante cálculos de equilibrio de fase gas-líquido y modelando con ecuaciones de estado el cambio de densidad en un flujo de gas húmedo; considerando el factor de compresibilidad  $z$  de las dos fases, y la variación que tienen todas las propiedades del gas con el cambio de presión que se presenta.

Con este modelo se pudo simular el efecto de líquido suspendido en el flujo de gas corriente arriba y abajo de la placa, con lo que se pudo determinar una serie de factores que permiten corregir la cuantificación del volumen de gas húmedo y obtener el volumen de gas seco equivalente.



## Lista de tablas

		Página
Tabla 6.1	Composición del gas campo Basin Indian, New Mexico	64
Tabla 6.2	Condiciones de la prueba	65
Tabla 6.3	Información general validación teórica del modelo	66
Tabla 6.4	Propiedades de los fluidos a condiciones de flujo	67
Tabla 6.5	Información general de la Región de flujo totalmente desarrollado	68
Tabla 6.6	Cálculos en la Región de flujo totalmente desarrollado	69
Tabla 6.7	Cálculo de Factores de la placa de orificio	70
Tabla 6.8	Resultados de la validación teórica del modelo	71
Tabla 6.9	Composición del gas, Medidor FR-1A, Activo Burgos-Reynosa	72
Tabla 6.10	Condiciones de operación, medidores FR-1A y FR-1B	72
Tabla 6.11	Información general, composición del gas, Activo Burgos.	74
Tabla 6.12	Propiedades de los fluidos a condiciones de flujo, medidor FR-1A	75
Tabla 6.13	Propiedades de los fluidos a condiciones de flujo, medidor FR-1B	76
Tabla 6.14	Caídas de presión en los dos medidores para la Región de flujo totalmente desarrollado	77
Tabla 6.15	Densidad de la mezcla, esfuerzos de corte y gastos máxicos en la Región de flujo totalmente desarrollado	78
Tabla 6.16	Cálculo de Factores de la placa de orificio	79
Tabla 6.17	Información de campo	80
Tabla 6.18	Resultados de la validación del modelo analítico	81
Tabla 6.19	Composición cromatográfica del gas a condiciones de flujo, caso particular del Activo Burgos	83

Tabla 6.20	Propiedades del gas seco y del gas húmedo variando el contenido de líquido a condiciones de flujo	85
Tabla 6.21	Caídas de presión calculadas en la Región de flujo totalmente desarrollado	89
Tabla 6.22	Densidad de la mezcla y esfuerzos cortantes en la Región de flujo totalmente desarrollado	90
Tabla 6.23	Velocidad promedio ajustada al tiempo y gasto másico en la Región de flujo totalmente desarrollado	91
Tabla 6.24	Cálculo de Factores de la placa de orificio	92
Tabla 6.25	Factores de desviación considerando la humedad del gas con respecto a gas seco.	94

## Lista de Figuras

	<b>Página</b>	
Figura 2.1	Esquema de un medidor de placa de orificio	8
Figura 2.2	Prototipo del modelo empleado en pozos	21
Figura 3.1	Diagrama de proceso del cálculo analítico	26
Figura 4.1	Flujo de fluidos en tubos	30
Figura 4.2	Volumen de control para el flujo a través de un conducto circular	42
Figura 4.3	Longitud de mezclado de Prandtl	45
Figura 4.4	Oscilación del componente de la velocidad respecto al valor medio	47
Figura 5.1	Medidores de orificio	52
Figura 5.2	Medidores de Venturi y de tobera	52
Figura 5.3	Perfiles de presión y velocidad con flujo a través de orificios	53
Figura 5.4	Localización de la vena contracta en la toma de presión de salida con orificios concéntricos	55
Figura 5.5	Flujo de fluidos a través de un medidor de orificio	56
Figura 5.6	Regiones de flujo a través de un medidor de orificio	59
Figura 6.1	Variación de la presión diferencial con el incremento de volumen de líquido en la corriente de gas	95

## Capítulo 1

### INTRODUCCIÓN

Una de las operaciones más importantes en el proceso productivo de la Industria Petrolera es el que corresponde a la medición de hidrocarburos, tanto líquidos como gaseosos, ya que el conocimiento de los volúmenes producidos, manejados y transferidos, es de primordial importancia para los estudios de yacimientos, el diseño de instalaciones de producción, y la compra-venta de los mismos.

Los fenómenos físicos descubiertos hace cientos de años han sido el punto de inicio de algunos diseños de medidores de flujo; sin embargo, la tecnología relacionada con la medición de fluidos ha evolucionado rápidamente en las últimas décadas. Algunas técnicas aplicables han logrado permanecer en uso como principios de medición de flujo, y en cambio otras no han podido ser comercialmente desarrolladas. En los últimos años con el dominio y aplicación de campos como el óptico, el acústico y el electromagnético, se han obtenido buenos resultados, no solamente en cuanto a mejoras en el diseño de sensores, sino también en el desarrollo de nuevos conceptos de medición de flujo.

Para la medición de gas natural generalmente se emplean los medidores de placa de orificio, ya que son los más aceptados por la industria debido a su simplicidad de diseño y confiabilidad, lo cual cobra singular relevancia por el valor monetario que tienen los volúmenes que de este combustible se producen y comercializan diariamente.

Las recomendaciones adoptadas por la industria petrolera nacional para la instalación y operación de este tipo de medidores, así como los procedimientos para calcular los gastos de gas, son las publicaciones aplicables del American Petroleum Institute, API<sup>(1)</sup>, y la American Gas Association, AGA<sup>(16)</sup>, los cuales aplican para flujo estacionario, en una sola fase, homogéneos y fluidos newtonianos.

Las recomendaciones para medición de gas con placa de orificio, no consideran contenido alguno de humedad en éste, ya que el Coeficiente de Descarga y los factores que intervienen en el procedimiento de cálculo, han sido determinados a partir de pruebas en laboratorio utilizando gas esencialmente seco.

Generalmente, el gas natural que se transporta en gasoductos desde los pozos a las plantas de proceso, contiene pequeñas cantidades de agua en fase líquida e hidrocarburos líquidos producto de la condensación, lo que puede deberse a un proceso de separación ineficiente o al cambio de condiciones de operación a lo largo del gasoducto.

Cuando se aplican recomendaciones de medición desarrollados para fluidos en una sola fase, a fluidos que contienen pequeñas cantidades de líquido, la incertidumbre en la medición se incrementa, y los estudios realizados sobre este tema son limitados. Se han publicado algunas correlaciones aplicables a la medición de flujo bifásico con placa de orificio, desarrolladas a partir de pruebas y

experimentos bajo condiciones de operación controladas, en laboratorio y campo, y últimamente a partir del uso de modernos simuladores de flujo multifásico que reproducen aproximadamente el fenómeno físico; no obstante, los resultados no han sido totalmente satisfactorios y su utilización no es aplicable en forma generalizada.

Los estudios realizados por investigadores y compañías petroleras, para determinar los problemas más comunes en la medición con placa de orificio, han proporcionado resultados que permiten cuantificar la magnitud del error al involucrar más de una fase; sin embargo, no han permitido definir un método de corrección aplicable a la medición de gas húmedo, por lo que es importante la búsqueda de parámetros, factores de corrección y procedimientos que permitan predecir y compensar estos errores.

El presente trabajo consistió en desarrollar, a partir de las ecuaciones fundamentales del flujo de fluidos, un modelo para calcular el gasto de gas húmedo que pasa a través de un medidor con placa de orificio, determinándose analíticamente la composición del gas a condiciones de flujo mediante cálculos de equilibrio gas-líquido y modelando con ecuaciones de estado el cambio de densidad en un flujo de gas húmedo, considerando el Factor de Compresibilidad,  $Z$ , de las dos fases.

Para simplificar el problema se consideró que existe un régimen de flujo tipo niebla, con gotas de líquido esféricas suspendidas en la fase gaseosa continua, sin tomar en cuenta el efecto del arrastre de líquido a través del orificio, lo que implica un cierto grado de inexactitud en la solución final.

Con este modelo se pudo simular el efecto de líquido suspendido en el flujo de gas corriente arriba y abajo de la placa, encontrándose que una pequeña cantidad de líquido (1 – 3% mol) contribuye a que se tengan mediciones mayores de flujo de gas, demostrándose que la magnitud del incremento de incertidumbre con medidores de orificio en gas no procesado es de  $-0.62\%$  a  $3.87\%$ , con lo que se pudo determinar una serie de factores de condensación y evaporación que permiten corregir la cuantificación del volumen de gas seco equivalente

## Capítulo 2

### 2.1.- GENERALIDADES DE LA MEDICIÓN DE GAS CON PLACA DE ORIFICIO

El medidor de placa de orificio es un dispositivo mediante el cual se provoca una caída de presión, a partir de la cual se infiere el gasto. El elemento primario lo conforma el tubo medidor con o sin acondicionadores de flujo, la placa con agujero concéntrico, y el soporte de la misma con las tomas de presión asociadas, (**Figura 1**). El elemento secundario lo constituye la instrumentación necesaria para registrar las presiones estática y diferencial, la temperatura del fluido, y la densidad absoluta o relativa del mismo; así como cualquier registrador mecánico o equipo electrónico utilizado para calcular el gasto.

El centro de los agujeros para las tomas de presión debe estar colocado a una pulgada de las caras anterior y posterior de la placa. La presión estática es la presión absoluta del fluido, medida en una de las tomas, y la presión diferencial es la diferencia entre las presiones estáticas medidas corriente arriba y corriente abajo de la placa.

La temperatura del fluido puede medirse corriente arriba o corriente abajo de la placa, siempre que se cumpla con las recomendaciones del API, <sup>(1)</sup> Estas incluyen también las relacionadas con las instalaciones del tubo medidor, la placa de orificio y las venas alineadoras; así como las diversas tolerancias permitidas en distancias, espesores, excentricidades, rugosidades, etc.. En general, la medición utilizando este elemento primario se rige por las recomendaciones publicadas por el American Petroleum Institute (API) <sup>(1)</sup>.

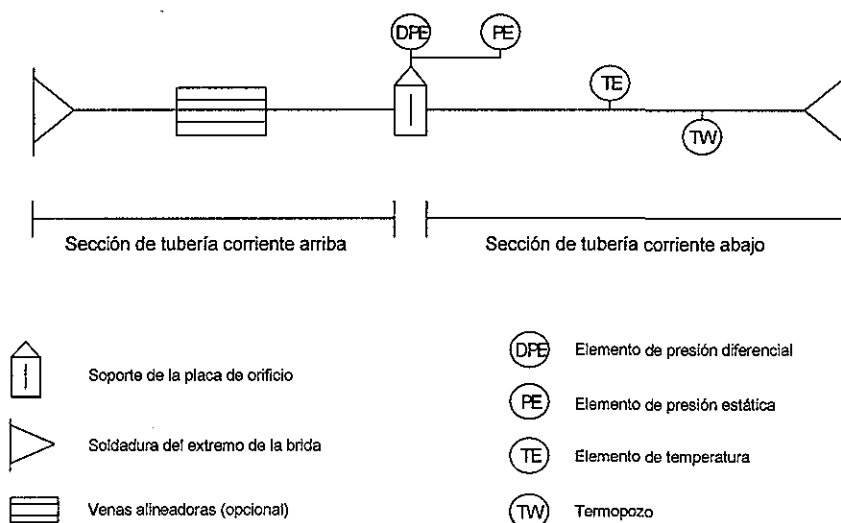


Figura 2.1 Esquema de un medidor de placa de orificio

Para la medición de gas natural son aplicables las recomendaciones del Capítulo 14, Sección 3, Parte 3 del **API** <sup>(1)</sup>, en el que se define el término gas natural, como el relacionado con hidrocarburos gaseosos, en una sola fase, con los porcentajes molares de componentes indicados en el Reporte No 8 de la American Gas Association, **AGA** <sup>(2)</sup>.

### Propiedades del Gas

La medición del gasto de gas en unidades diferentes a las consideradas como base, implica efectuar ajustes por presión, temperatura, y por compresibilidad; adicionalmente, en transacciones comerciales se requiere efectuar ajustes por poder calorífico.

La desviación de los gases reales respecto al comportamiento de los ideales se conoce como *compresibilidad* y se denota con el símbolo *Z*; los métodos para determinar su valor se presentan con detalle en el Reporte 8 de AGA <sup>(2)</sup>.

La densidad relativa del gas puede determinarse por medición directa o calcularse a partir de la composición.

La densidad a condiciones de flujo se mide en uno de los puntos en que se toma la presión estática. Puede calcularse con ecuaciones de estado o puede medirse utilizando densímetros comerciales.

### Ecuaciones para determinar el gasto

La derivación de la ecuación para determinar el gasto que ha pasado por un medidor de placa de orificio se basa en las leyes de conservación de masa y energía. La ecuación fundamental del flujo másico es <sup>(1)</sup> :

$$q_m = C_d E_v Y(\pi/4) d^2 \sqrt{2g_c \rho_{t,p} \Delta P} \quad \dots (2.1)$$

Los gastos volumétricos a condiciones de flujo y condiciones base, se calculan con las siguientes ecuaciones:

$$q_v = q_m / \rho_{t,p} \quad \dots (2.2)$$

$$Q_b = q_m / \rho_b \quad \dots (2.3)$$

En las siguientes ecuaciones para flujo másico y flujo volumétrico, en función de la densidad relativa del gas real, se asume que las condiciones base son iguales a las condiciones estándar (14.73 lb/pg<sup>2</sup> abs. y 60 °F).

$$Q_m = 590.006 C_d(FT) E_v Y_1 d^2 \sqrt{(Z_s Gr P_{f1} h_w)/(Z_{f1} T_f)} \quad (2.4)$$

$$Q_v = 7709.61 C_d(FT) E_v Y_1 d^2 \sqrt{(P_{f1} Z_s h_w)/(Gr Z_{f1} T_f)} \quad (2.5)$$

Si las condiciones base son diferentes de las condiciones estándar, el gasto volumétrico calculado a condiciones estándar se convierte a condiciones base utilizando la siguiente relación:

$$Q_b = Q_v (P_s T_b Z_b)/(P_b T_s Z_s) \quad (2.6)$$

### Cálculo de parámetros

A continuación se describen los parámetros que intervienen en el cálculo del gasto y las ecuaciones para calcularlos.

### Relación de diámetros Beta, $\beta$ .

Es la relación entre el diámetro del orificio y el diámetro del tubo medidor, ambos calculados a la temperatura de flujo, a partir de los respectivos diámetros, especificados a una temperatura de referencia, considerada igual a 68 °F.

$$d = d_r [1 + \alpha_1 (T_f - T_r)] \quad \dots (2.7)$$

$$D = D_r [1 + \alpha_2 (T_f - T_r)] \quad \dots (2.8)$$

$$\beta = d/D \quad \dots (2.9)$$

### Coefficiente de descarga para medidores con tomas de presión en bridas, $C_d(FT)$ .

Este coeficiente ha sido determinado a partir de pruebas de laboratorio, en función de la relación de diámetros beta ( $\beta$ ), el diámetro del tubo medidor y el Número de Reynolds. Es aplicable a diámetros nominales de tubería de 2 pg. y mayores, relaciones beta de 0.1 a 0.75, diámetros de orificio mayores que 0.45 pg., y Número de Reynolds igual o mayor que 4,000.



$$C_d(FT) = C_i(FT) + 0.000511 \left[ \frac{10^6 \beta}{Re_D} \right]^{0.7} + (0.0210 + 0.0049A) \beta^4 C \quad (2.10)$$

$$C_i(FT) = C_f(CT) + TapTerm \quad \dots (2.11)$$

$$C_f(CT) = 0.5961 + 0.0291\beta^2 - 0.2290\beta^8 + 0.003(1 - \beta)M_1 \quad \dots (2.12)$$

$$TapTerm = Upstrm + Dnstrm \quad \dots (2.13)$$

$$Upstrm = [0.0433 + 0.712e^{-8.5L_1} - 0.1145e^{-6.0L_1}] (1 - 0.23A) B \quad \dots (2.14)$$

$$Dnstrm = -0.0116 [M_2 - 0.5M_2^{1.3}] \beta^{1.1} (1 - 0.14A) \quad \dots (2.15)$$

$$B = \frac{\beta^4}{1 - \beta^4} \quad \dots (2.16)$$

$$M_1 = \max \left( 2.8 - \frac{D_r}{N_4}, 0.0 \right) \quad (2.17)$$

$$M_2 = \frac{2L_2}{1 - \beta} \quad (2.18)$$

$$A = \left[ \frac{19,000\beta}{Re_D} \right]^{0.8} \quad (2.19)$$

$$C = \left[ \frac{10^6}{Re_D} \right]^{0.35} \quad (2.20)$$

### Factor de velocidad de aproximación, $E_v$ .

Este factor es una expresión matemática que relaciona la velocidad del fluido en la sección corriente arriba del tubo medidor, con la velocidad del mismo en el orificio de la placa.

$$E_v = \frac{1}{\sqrt{1 - \beta^4}} \quad (2.21)$$

### Factor de expansión, $Y$ .

Cuando un gas fluye a través de un orificio, el cambio en la velocidad del fluido y la presión estática es acompañada por un cambio en la densidad. Para efectuar los ajustes por este cambio, se aplica este factor, el cual es función de la relación de diámetros ( $B$ ), de la relación entre las presiones diferencial y estática, y el exponente isentrópico ( $K$ ).

Para presión estática corriente arriba

$$Y_1 = 1 - (0.41 + 0.35\beta^4) \frac{X_1}{k} \quad (2.22)$$

$$X_1 = \frac{\Delta P}{N_3 P_{f1}} \quad (2.23)$$

Para presión estática corriente abajo

$$Y_2 = \left[ \sqrt{1 + X_2} - (0.41 + 0.35\beta^4) \frac{X_2}{k\sqrt{1 + X_2}} \right] \sqrt{\frac{Z_{f2}}{Z_{f1}}} \quad (2.24)$$

$$X_2 = \frac{\Delta P}{N_3 P_{f2} + \Delta P} \quad (2.25)$$

### Factor de compresibilidad, $Z$ .

El Reporte N° 8 de la American Gas Association, **AGA**<sup>(2)</sup>, recomienda dos métodos para calcular con alta precisión el factor de compresibilidad y la densidad del gas natural. Éstos se conocen como Caracterización Detallada y Caracterización Bruta. Es importante mencionar que este Reporte es válido solamente para fase gaseosa.

El método de caracterización bruta considera que la mezcla de gas natural está formada por tres componentes: un componente hidrocarburo equivalente (componente pseudo hidrocarburo), nitrógeno y bióxido de carbono. El método predice el factor de compresibilidad del gas natural a presión y temperaturas dadas, utilizando como datos la densidad relativa del gas, el contenido de bióxido de carbono y el contenido de nitrógeno.

El factor de compresibilidad se expresa en términos de la densidad molar,  $d$ , y los coeficientes  $B_{mix}$  y  $C_{mix}$ .

$$Z = 1 + B_{mix} * d + C_{mix} * d^2 \quad (2.26)$$

$$B_{mix} = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N B_{ij} X_i X_j \quad (2.27)$$

$$C_{mix} = \sum_{j=1}^N \sum_{j=1}^N \sum_{K=1}^N C_{ijk} X_i X_j X_k \quad (2.28)$$

Las ecuaciones expandidas pueden verse en el Reporte de **AGA** <sup>(2)</sup>.

## 2.2.- EFECTO DE LA PRESENCIA DE LÍQUIDOS EN LA MEDICIÓN DE GAS NATURAL CON PLACA DE ORIFICIO

La medición de gas húmedo es un problema que ha sido estudiado desde 1950 por investigadores y compañías, con el fin de analizar el efecto que causa la presencia de la fase líquida en la medición de gas seco con placa de orificio, teniéndose por resultado correlaciones que predicen y compensan el error observado.

D. Katz <sup>(3)</sup> a finales de la década de los 50's, realizó pruebas en corrientes fluyendo en dos fases (gas y condensados) sobre medidores de 4 pg. de diámetro, colocados tanto en posición horizontal como en vertical, con una presión promedio de 1400 lb/pg<sup>2</sup>, haciendo pasar una mezcla homogénea a través del medidor de orificio para posteriormente separar y medir cada una de las fases presentes, con lo que determinó el efecto causado por la presencia de líquidos, obteniendo factores de corrección para una corriente de gas húmedo en función de los volúmenes recuperados de líquido y gas.

R.A. Schuster<sup>(4)</sup>, después de una serie de pruebas, en las cuales trabajó con una presión promedio de 62 bars y con volúmenes de líquido de hasta 450 m<sup>3</sup> por cada millón de m<sup>3</sup> de gas, propuso la siguiente expresión:

$$Q_G = \frac{Q_{TP}}{1 + 1.26[(1-x)/x][(C_G E_G)/C_L] \sqrt{\rho_G / \rho_L}} \quad \dots (2.29)$$

Este autor encontró que cuando se medía gas húmedo se presentaba un incremento en la lectura diferencial, y apreció diferencias poco significativas entre los efectos causados por agua o por condensados de gas, con lo que determinó que se tenía un incremento en la lectura diferencial del orden de un 0.03% por cada m<sup>3</sup> de líquido.

En 1962 J.W. Murdock<sup>(5)</sup> empleó un modelo en el que el líquido y el gas eran separados después de haber pasado por el orificio y propuso una correlación basada en el análisis de datos experimentales sobre flujos en corrientes con agua a una presión de 40 bars y aunque la inclinación de la línea fue diferente, confirmó lo encontrado previamente por Schuster.

B.J. Chisholm<sup>(6)</sup> propuso la siguiente expresión para calcular el gasto, cubriendo un amplio rango de condiciones de operación.

$$Q_G = \frac{Q_{TP}}{\sqrt{1 + (k/y) + (1/y^2)}} \quad \dots (2.30)$$

En donde:

$$y = \left[ \frac{x}{1-x} \left( \frac{1}{y^2} \right) \right] (\rho_L / \rho_G)^{1/2} \quad \dots (2.31)$$

$$k = (\rho_L / \rho_G)^{1/4} + (\rho_L / \rho_G)^{1/2} \quad \dots (2.32)$$

$$x = \text{calidad de la corriente} \quad (\%) \quad \dots (2.33)$$

Cuando el coeficiente de flujo depende de la relación de las fases, k; es decir, que se considera una relación entre las velocidades de flujo de las fases (F), constante, se tiene:

$$k = \left[ \left( \frac{1}{F} \right) (\rho_L / \rho_G)^{1/2} \right] + F (\rho_G / \rho_L)^{1/2} \quad \dots (2.34)$$

Para  $X < 1$

$$F = (\rho_L / \rho_G)^{1/4} \quad \dots (2.35)$$

Para  $X > 1$

$$F = (\rho_L / \rho_{HOM})^{1/2} \quad \dots (2.36)$$

$$\rho_{HOM} = \left( \frac{w_G}{w_{\rho G}} + \frac{w_L}{w_{\rho L}} \right)^{-1} \quad \dots (2.37)$$

Aunque las expresiones de Murdock y Chisholm son diferentes, la información que obtuvieron fue similar y para comparar el fenómeno observado, efectuaron pruebas con gas húmedo a las mismas condiciones de operación, con otro tipo de medidores como vortex, ultrasónico y de turbina. Para el caso de los medidores tipo vortex, se observó que los resultados eran afectados por la presencia del líquido y dependían sobre todo del gasto de gas, teniéndose que a bajas relaciones líquido-gas, los efectos no eran representativos, observándose además un incremento en la lectura de presión diferencial, que dependía de contenido de líquido en la corriente y de la velocidad de desplazamiento.

L. Mattar y colaboradores <sup>(7)</sup> efectuaron aproximadamente 251 pruebas en las que la caída de presión originada por el flujo después de cruzar el orificio del medidor, se utilizó para determinar un gasto de gas al que llamaron "pseudogas" ( $Q_{TPG}$ ), considerando que solo fluye gas, definiendo un valor para un "pseudolíquido" ( $Q_{TPL}$ ) como si la corriente fuese en fase líquida. Se midió y comparó la relación

del cálculo entre los gastos con respecto a los volúmenes de gas y líquido obtenidos después de un proceso de separación en la siguiente forma: ( $Q_{TPG}/Q_G$ ) y ( $Q_{TPL}/Q_L$ ), con lo que propusieron la siguiente expresión:

$$Q_G = \frac{Q_{TP}}{[1 + b (\rho_L / \rho_G)]} \quad \dots (2.38)$$

La constante  $b$  se determinó experimentalmente para cada condición de operación y composición de las fases líquida y gaseosa. Esta expresión fue empleada por otros autores que estudiaron el mismo fenómeno y encontraron resultados muy similares.

De los trabajos presentados por estos autores, se pudo concluir que la presencia de líquidos incrementa la lectura diferencial, y por lo tanto el gasto de gas calculado. El incremento depende de la forma como se desplazan las fases en la corriente, lo cual es resultado del colgamiento del líquido en la tubería, de la geometría de las instalaciones y de las propiedades de cada una de las fases presentes.

A.G. Nangea<sup>(8)</sup> experimentó con diferentes patrones de flujo y su comportamiento en un sistema aire-agua, operando dentro de un rango de presiones de 0 a 15 lb/pg<sup>2</sup> y a temperatura ambiente, utilizando medidores en posición vertical y horizontal, con placas de orificio de 1.000 y 0.625 pg.. Los resultados obtenidos se compararon y relacionaron con las correlaciones presentadas por Schuster y J.R. Wright<sup>(4)</sup>.

Para efectuar sus experimentos, Nangea construyó un modelo con tres medidores, en el que con el primer medidor (medidor No. 1) medía una corriente de aire seco, a la que posteriormente le inyectaba un volumen controlado de líquido, para posteriormente medirlo con los otros dos medidores que estaban colocados en posición vertical (medidor No. 2) y horizontal (medidor No. 3), calculándose el error en la medición de la siguiente forma:

$$E_1 = [(Q_2 - Q_1) / Q_1] * 100 \quad \dots (2.39)$$

$$E_2 = [(Q_3 - Q_1) / Q_1] * 100 \quad \dots (2.40)$$

Los resultados se compararon con los datos obtenidos por Schuster y Wright, concluyéndose que el medidor en posición vertical, registró un mayor volumen con respecto al instalado en la posición horizontal.

En 1973, E. Wichert<sup>(9)</sup> desarrolló un método simple para calcular el flujo de gas o el total de vapores de hidrocarburos equivalentes, a partir de mediciones multifásicas realizadas en instalaciones de campo sobre líneas de pozos

productores de gas; para aplicar este método es necesario conocer los parámetros involucrados en los cálculos de flujo para gas y líquido, así como las relaciones gas-aceite y gas-agua.

L.J. Kolada<sup>(9)</sup> a partir de los trabajos propuestos por Murdock derivó una ecuación que simplifica el cálculo, encontrando con su método un error del orden del 0.3%. Otros estudios, como el realizado por K.C.Hong<sup>(8)</sup> demostraron la variación que puede existir en el cálculo del gasto de gas a partir de la relación gas-líquido en una corriente, cuando se tienen diferentes condiciones de operación (presión, temperatura, velocidad del gas y viscosidad de líquido en la corriente).

En general, todas las correlaciones presentadas en la literatura están basadas en la ecuación fundamental para medir fluidos en una sola fase, con medidores de orificio, la cual es:

$$Q = Kd\sqrt{(\Delta P / \rho)} \quad \dots (2.41)$$

R. James<sup>(7)</sup>, realizó pruebas en pozos geotérmicos, empleando la ecuación anterior, reemplazando valores y sustituyendo el valor correcto de la densidad de una mezcla fluyendo en dos fases y obteniendo mediante un análisis másico la información requerida. En otras aproximaciones, R.V. Smith y J.T.Lang<sup>(32)</sup>, efectuaron trabajos similares, en los que modificaron el coeficiente de descarga ( $Kd$ ).

Lockhart y Martinelli<sup>(10)</sup> obtuvieron parámetros que relacionaron la caída de presión al cruzar el flujo por el orificio de una placa, con la presión estática. Para cualquier relación líquido-gas, esta relación tiene la siguiente forma:

$$X = (\Delta P_L)^{\frac{1}{2}} / (\Delta P_G)^{\frac{1}{2}} = (w_L / w_G)(\rho_G / \rho_L)^{\frac{1}{2}} \quad \dots (2.42)$$

Investigadores de la compañía Chevron<sup>(11)</sup>, desarrollaron una serie de trabajos con la finalidad de lograr una buena exactitud en la medición de los gastos de gas húmedo.

V.C. Ting<sup>(12)</sup> y J.J. Shen<sup>(13) (14)</sup>, se dedicaron en los últimos años a investigar los efectos que causa en la medición la presencia de líquidos en una corriente de gas. Los estudios se desarrollaron en campos petroleros operados por las compañías Chevron y en el laboratorio de la Habra en California, para lo cual emplearon como medidores toberas convencionales, para flujo sónico en tuberías de 2, 4 y 6 pg. de diámetro; para medir el volumen de agua se empleó una turbina, descargando el flujo por medio de un conducto de 0.5 pg.

Las pruebas se efectuaron a bajos Números de Reynolds (90,000) con relaciones beta de 0.37 y 0.55, así como a gastos nominales de aire del orden de 180 Mpcd y presiones de 4 lb/pg<sup>2</sup>. El agua se inyectó variando el gasto de 0 a 0.5 GPM

observándose que no se acumulaba líquido frente a la placa y que se tenía efecto de turbulencia cuando la corriente atravesaba el orificio.

Los resultados de las pruebas se compararon con los obtenidos con un medidor de orificio. Para cada uno de los datos se determinó el Número de Reynolds según el diámetro nominal de la tubería, y la desviación en la medición se expresó de la siguiente manera:

$$Error = [(Q_o - Q_N) / Q_N] * 100\% \quad \dots (2.43)$$

Las pruebas mostraron que a bajos gastos de gas, es correcto emplear la ecuación (3.15) para determinar la desviación de gastos, observándose que cuando la cantidad de líquido es menor de 0.07% en la corriente de medidor la desviación resulta negativa; por lo que el cálculo de la medición del gasto de gas húmedo resultará menor al gasto de gas seco.

Para un alto contenido de líquidos (arriba del 0.07%), la medición se aproxima a la verdadera, si el volumen de líquido continua incrementándose la desviación resultaba positiva, con lo que se tendrá una sobremedición del gasto de gas seco. Aunque no se pudo definir totalmente este fenómeno, se pudo apreciar que una de las causas que provocaron este comportamiento en la medición fue el efecto de la relación beta.

Ting<sup>(15)</sup> dos años después presentó otro estudio siguiendo el mismo principio de trabajo, y en su modelo instaló un medidor en posición vertical, además orientó sus estudios a la obtención de correlaciones para la medición de cargas mínimas de líquido, realizando una observación visual a través de un medidor transparente colocado en posición horizontal, por medio del cual confirmó los fenómenos mencionados anteriormente. Los resultados del medidor en posición horizontal midiendo aire con pequeñas cantidades de líquido, fueron menores al gasto verdadero de aire, es decir el cálculo del gasto resultaba menor. Este investigador concluyó que el error en la medición se incrementaba con grandes relaciones de masa para el medidor en posición vertical. La desviación aproximada entre los medidores colocados en posiciones diferentes mostraron un error del 2% para una relación entre masas de 0.05%, siendo mayor el error para el medidor instalado en posición vertical.

Sus resultados finales indicaron un menor gasto de gas húmedo respecto a la corriente del gasto de gas seco, se observó que el medidor colocado en posición horizontal proporcionaba una mayor precisión y que se tenían mejores resultados cuando se trabajaba con relaciones beta en el rango de 0.5 a 0.6.

J.J. Shen<sup>(11)</sup> realizó una serie de estudios en pozos productores de gas natural para determinar otros factores que afectan los procesos de medición; los resultados y discusiones sobre éstos se realizaron analizando los perfiles de velocidad, con lo que se pudo finalmente determinar que éstos si afectan la exactitud en la medición a través de orificios.



El estudio se apoyó en la construcción de una unidad de deshidratación, así como de la instalación de un medidor de orificio nuevo con medición electrónica en la parte corriente abajo. Teniéndose por resultado una comparación entre dos medidores de orificio, demostrándose que un gas húmedo medido con un medidor viejo presentaba una desviación de un 3.0% abajo de la medición efectuada para un gas seco con un nuevo medidor, por lo que es importante considerar la rugosidad interior del tubo medidor en instalaciones viejas.

Con los trabajos realizados por investigadores de Chevron para corrientes en una sola fase, los cuales se efectuaron variando parámetros tales como diámetros de toberas, densidad relativa del gas, presión de operación, diámetros de los tubos de medición, relaciones beta y Números de Reynolds, fue posible llegar a conclusiones que permitieron predecir el error presente en la medición de flujos de gas, los cuales están en un rango de 0.5 a 2.5% por abajo del gasto real.

Otros estudios confirmaron el efecto causado por pequeñas cantidades de líquido en corrientes de gas; mediante cálculos de la desviación entre la medición de un gas seco y un gas húmedo, concluyendo que se presenta un error de aproximadamente 1.7%, dependiendo de la relación beta y del gasto de líquido.

En 1995 V.C. Ting y G.P. Corpron<sup>(16)</sup> realizaron un estudio que muestra que la presencia de una pequeña cantidad de líquido afecta la exactitud de la medición de flujo de gas, mediante una serie de pruebas patrocinadas por la compañía Chevron bajo condiciones controladas en un laboratorio en Colorado.

Para la prueba se seleccionaron medidores de 8 pg. de diámetro; una presión de 600 psia, cubriendo Números de Reynolds de 4 a 9 millones y usando dos portaplacas montados horizontalmente, inyectándose un volumen controlado de agua corriente arriba del medidor para simular las condiciones del campo.

Se encontró que la presencia de una pequeña cantidad de líquido en la corriente de gas causaba que en el medidor se tuvieran lecturas menores de flujo de hasta un 1.7% dependiendo de la relación beta y del gasto de líquido.

El coeficiente de descarga del orificio fue inicialmente establecido con flujo sin agua, con la expresión:

$$C_{dry} = \frac{4q_{mdry} \varepsilon_2 d^2}{\pi} \sqrt{\frac{1 - \beta^4}{2\Delta p p_{t2}}} \dots (2.44)$$

$\varepsilon_2$  es el Factor de Expansión basado en la presión corriente abajo, y está dado por:

$$\varepsilon_2 = \sqrt{\frac{1-\beta^4}{2\Delta p \rho_{f2}}} - (0.41 + 0.35\beta^4) \frac{\Delta p}{Kp_2 \sqrt{1 + \frac{\Delta p}{p_2}}} \quad \dots (2.45)$$

Cuando el agua se inyectó dentro de la línea, el coeficiente de descarga se calculó usando la siguiente ecuación:

$$C_{wet} = \frac{4q_{mdry}\varepsilon_2 d^2}{\pi} \sqrt{\frac{1-\beta^4}{2\Delta p \rho_{f2}}} \quad \dots (2.46)$$

Para caracterizar el comportamiento del medidor de orificio, se comparó el coeficiente de descarga del orificio obtenido por experimentación a condiciones de humedad ( $C_{wet}$ ), con el coeficiente de descarga seco ( $C_{dry}$ ).

La desviación entre el coeficiente de descarga húmedo y el coeficiente de descarga seco para el medidor se calculó de la siguiente forma:

$$\%C \text{ desviación} = \frac{(C_{wet} - C_{dry})}{C_{dry}} \times 100 \quad \dots (2.47)$$

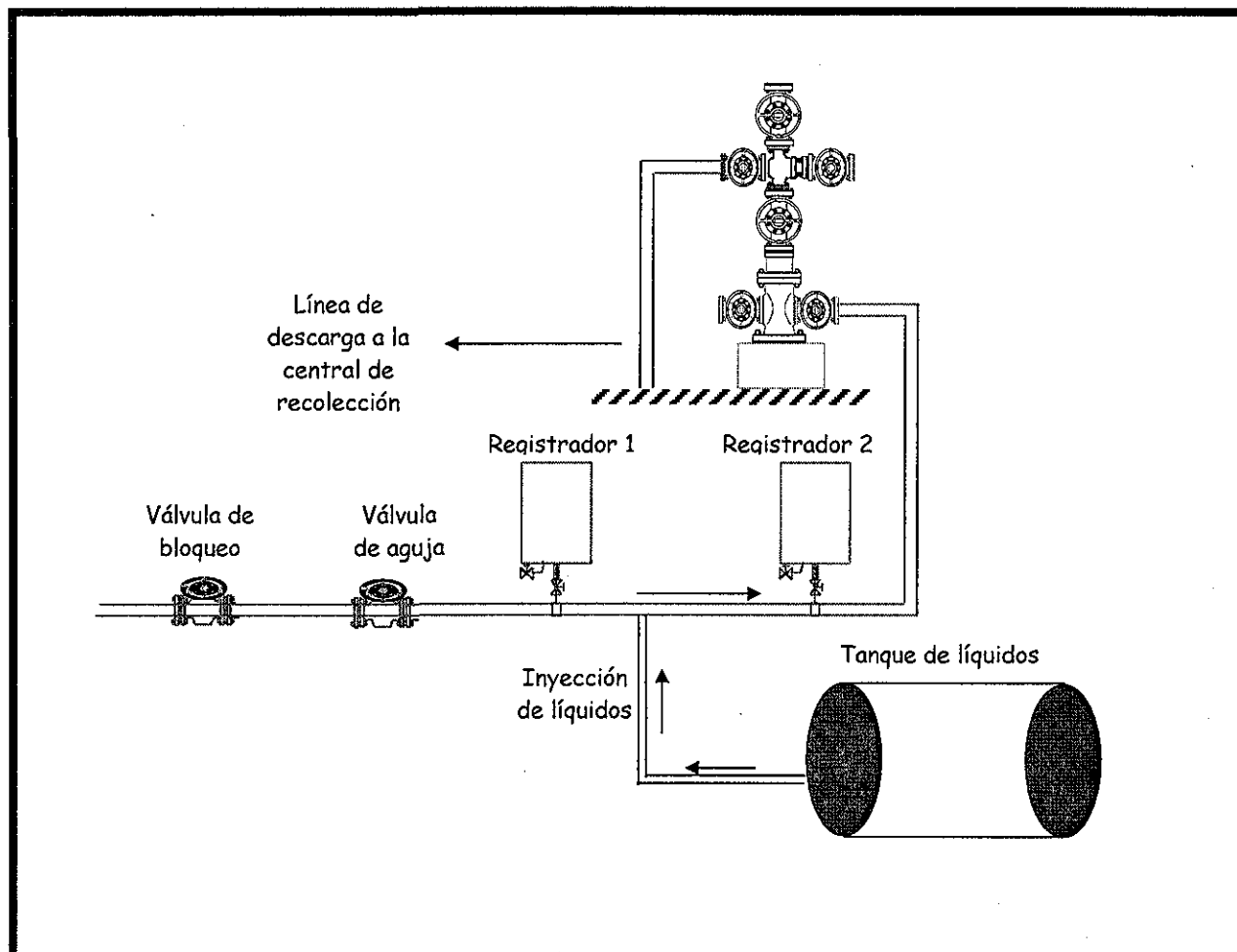
En resumen, el gasto de flujo másico de aire húmedo medido con el medidor de orificio fue comparado con el gasto másico de aire seco medido con el medidor de turbina. La siguiente ecuación define el % de desviación del gasto másico de flujo húmedo con respecto al gasto de flujo seco.

$$\%C \text{ desviación} = \frac{(q_{mwet} - q_{mdry})}{q_{mdry}} \times 100 \quad \dots (2.48)$$

Cuando se mide gas natural húmedo en el campo, generalmente no se conoce la cantidad de líquido que entra en el medidor, y en los cálculos se usan las propiedades del gas seco. Es importante hacer notar que si se corrigen la densidad y la viscosidad, considerando una pequeña cantidad de agua adicionada al gas, la desviación en los cálculos de flujo no cambia significativamente. Se observó que las lecturas de menor flujo se debieron en parte a una medición menor de presión diferencial cuando se adicionaba agua al flujo.

Los resultados muestran que la incertidumbre en la medición de flujo fue mayor a condiciones húmedas; cuando se tenía la presencia de una pequeña cantidad de líquido se tenían mediciones más bajas de gasto de flujo con incremento de la relación beta y del Número de Reynolds, arriba de 1.7% se detectó menor gasto de flujo a relaciones beta de 0.7.

En 1998 Aarón Marino Garrido Hernández<sup>(17)</sup> realizó un estudio encaminado a evaluar el efecto que causa la presencia de líquidos, como lo son agua libre y condensados de gas natural (gasolina ligera), en la medición de gas natural a través de placa de orificio.



**Fig. 2.2 Prototipo del modelo empleado en pozos**

Mediante trabajos experimentales, efectúo una serie de pruebas sobre una línea de inyección de gas seco hacia el espacio anular en tres pozos que operan por medio de bombeo neumático en el Distrito Agua Dulce de Petróleos Mexicanos.

Trabajó con un arreglo donde se instalaron dos medidores de 2 pg. de diámetro con placa de orificio de 0.5 pg. de diámetro sobre una corriente de gas seco (Fig. 2.1). A cierta distancia después del primer medidor se colocó un inyector de líquidos, y posteriormente el segundo medidor. Para alterar las características físicas de la corriente de gas seco, se inyectaron un volúmenes controlados de agua o diesel.

La aportación más importante de su trabajo son las correlaciones empíricas que permiten convertir el gasto calculado de gas húmedo a gasto de gas seco y viceversa. Además determinó que cuando el gasto de líquido era mínimo (menos de siete litros por día) no se manifestaba ninguna diferencia entre las lecturas estática y diferencial en gráficas; que el tipo de líquidos que se inyectaba al sistema no representaba ninguna diferencia en la medición, y que las sobrelecturas que se registraron en las gráficas del registrador de flujo corriente abajo del inyector de líquido, condujeron a la obtención de mayores gastos, es decir, se observó siempre una mayor cuantificación de los volúmenes de gas húmedo con respecto al seco.

En 1997, A Erdal y H.I. Anderson<sup>(18)</sup> realizaron un trabajo sobre aspectos numéricos de cálculo de flujo a través de orificios, con el simulador de flujo "Computational Fluid Dynamics", (CFD); el uso de herramientas dinámicas de cálculo de fluidos se ha incrementado en los años recientes para modelar y analizar sistemas de procesos.

El coeficiente de descarga,  $C_d$ , para medidores de orificio se obtiene normalmente usando ecuaciones empíricas basadas en datos experimentales que se derivaron bajo condiciones controladas de laboratorio, con flujos desarrollados totalmente corriente arriba del orificio del medidor.

En algunas instalaciones de campo no es posible operar bajo condiciones similares a las encontradas en los laboratorios, por lo que se debe reconocer que la desviación de estas condiciones cambia las características del flujo, y por lo tanto altera los coeficientes de descarga. Como resultado de lo anterior se han dedicado muchos esfuerzos para desarrollar un coeficiente de flujo condicionado (FC) que pueda generar la estructura de flujo requerida dentro de una pequeña o corta distancia corriente abajo de cualquier perturbación o disturbio. Para ayudar a mejorar este coeficiente y la tecnología de medición, se ha probado en años recientes el uso del CFD para estudiar la tendencia y proporcionar una visión física del flujo.

## **Capítulo 3**

### **DESARROLLO DEL MODELO**

#### **3.1.- Conceptualización del problema**

- Modelar el cambio de densidad en un flujo de gas húmedo que pasa a través de un medidor con placa de orificio, y que actualmente se mide como si fuera gas seco.

#### **Objetivo**

- Determinar analíticamente mediante cálculos de equilibrio gas-líquido a condiciones de flujo, la composición de las fases gas y líquido, para que al llevarlas a condiciones estándar se pueda obtener un factor de condensación o vaporización, que permita determinar la cantidad de gas y líquido que se está midiendo, y la aplicación de un factor de corrección.

#### **Alcances**

- No se considerará arrastre de líquido a través del orificio

#### **Suposiciones**

- Patrón de flujo tipo niebla
- Gotas de líquido esféricas suspendidas en la fase gaseosa continua

### 3.2.- Metodología

- Con el fin de tener un mayor control de las variables involucradas en el proceso, éste se dividió en dos partes fundamentales: Región de flujo totalmente desarrollado y Región de disturbio.

**Región de flujo totalmente desarrollado**

**Cálculos de propiedades de los fluidos**

Cálculos de equilibrio gas-líquido

Ecuación de estado de Peng-Robinson

**Cálculos de caídas de presión**

Tuberías horizontales

Flujo en dos fases

**Flujo turbulento**

Ecuaciones de cambio ajustadas al tiempo

Distribución de velocidad de tiempo ajustado

**Región de flujo con disturbio**

**Características del flujo de fluidos**

Contracción del chorro al pasar por un orificio

**Cambios de presión estática cerca de un orificio**

**Teoría de flujo de fluidos en términos de presión diferencial**

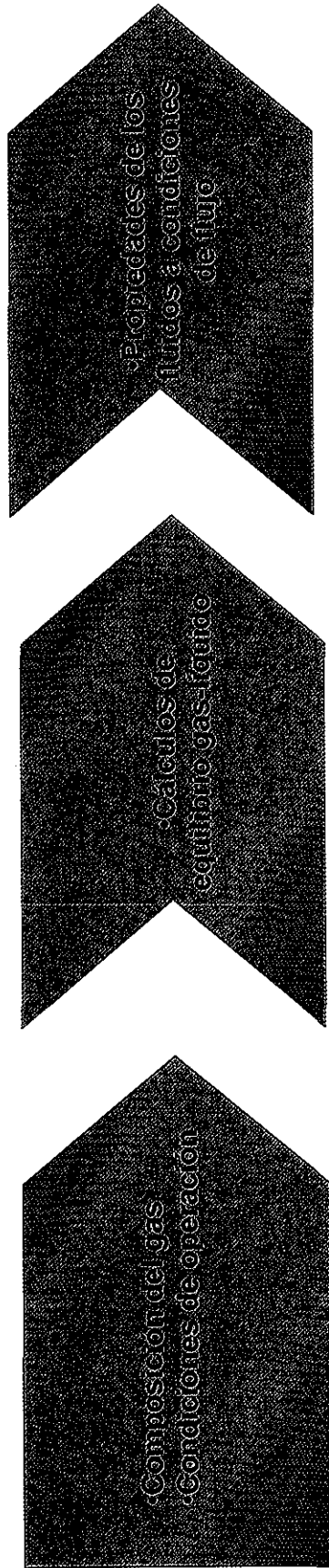
- Balance macroscópico
- Ecuaciones para la determinación del gasto

En la Fig. 3.1 se presenta el diagrama del proceso de los cálculos realizados, es importante mencionar que es un proceso de tipo iterativo, lo que permite que la información obtenida inicialmente pueda ser utilizada en cálculos posteriores para mejorar los resultados. Se manejan tolerancias de convergencia del orden de 0.001.

En los capítulos 4 y 5 se presentan las bases teóricas y las ecuaciones sustentantes de este modelo.

Posteriormente en el capítulo 6 se presenta la validación del modelo con un caso teórico, uno de campo y el análisis de un caso particular de un medidor de un gasoducto que maneja gas húmedo del Activo de Producción Burgos Reynosa de la Región Norte.

## Región de flujo totalmente desarrollado



La información que se requiere para realizar estos cálculos es la siguiente:

- Análisis cromatográfico
- Presión de operación
- Temperatura de flujo
- Presión de línea
- Tipo de arreglo físico del medidor
- Volúmenes manejados

Las constantes de equilibrio de los componentes de los hidrocarburos, están en función de la presión, de la temperatura y de la composición global del sistema y se determinaron mediante un procedimiento de ensaye y error, el cual utiliza el método de convergencia de Newton-Rapson y la ecuación cúbica de Peng-Robinson. (Detalles y ecuaciones Capítulo 4 Parte 4.1).

Cuando se alcanzan las condiciones de equilibrio de cada fase, se calculan las propiedades de los fluidos a condiciones de flujo:

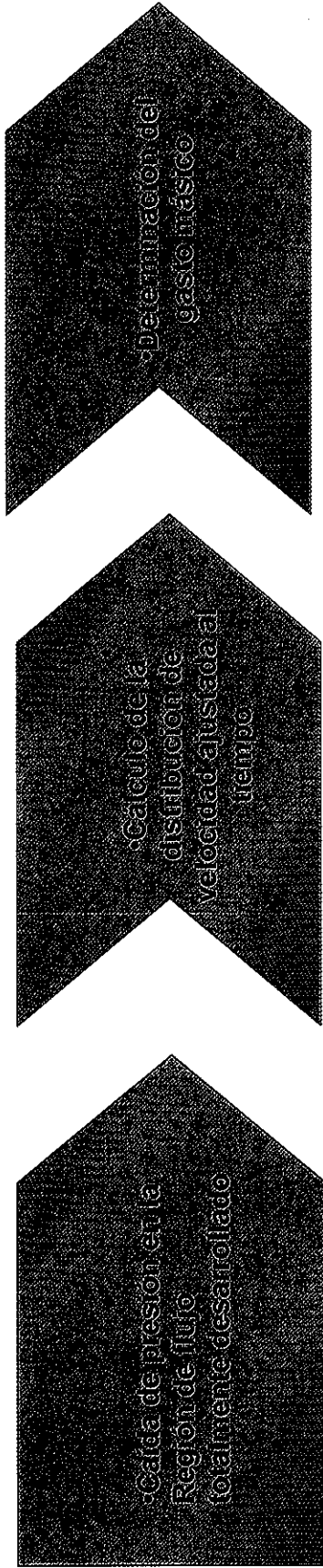
- Densidad de la mezcla
  - Viscosidad
  - Factor de compresibilidad bifásico
  - Número Mach
  - Número de Reynolds
- Esto se hace iterativo a lo largo del proceso. (Capítulo 4 parte 4.2 y 4.3)

Fig. 3.1.- Diagrama de proceso del cálculo analítico

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



## Región de flujo totalmente desarrollado



Las ecuaciones del Capítulo 4 parte 4.1 y 4.2 se utilizan para calcular la presión en cualquier punto del sistema de tuberías, considerando flujo bifásico y régimen tipo niebla.

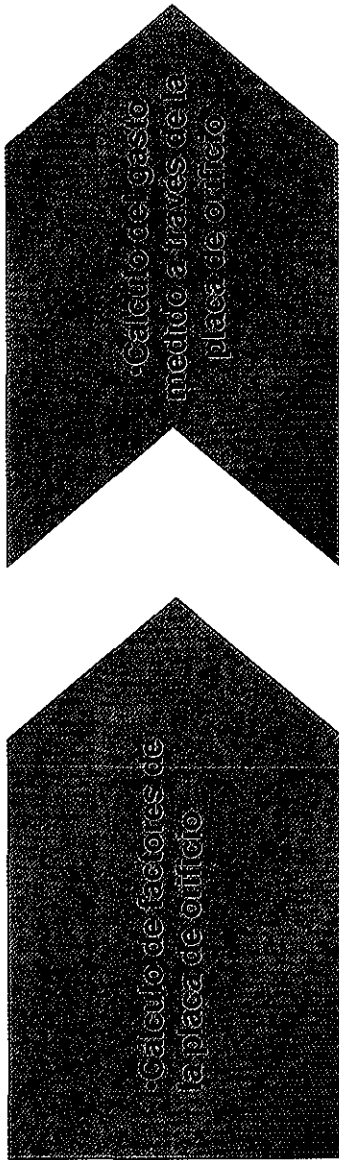
En el Capítulo 4 parte 4.5 se presenta la derivación de las ecuaciones que describen el comportamiento de la velocidad y la presión promediadas con respecto al tiempo para las condiciones de flujo turbulento que se presentan en este caso.

Con los valores calculados de la velocidad ajustada al tiempo, de la densidad a condiciones de flujo y del área se determina el gasto másico.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Fig. 3.1(Continuación).- Diagrama de proceso del cálculo analítico

## Región de disturbio



En esta parte del proceso se realiza el cálculo de los factores involucrados en la ecuación del cálculo del gasto con placa de orificio conforme al reporte No. 8 del American Gas Association<sup>(16)</sup>

En el Capítulo 5 parte 5.3 se presenta la deducción de la ecuación para el cálculo de la velocidad de flujo a través de un orificio aplicando un balance de masa y otroj de energía mecánica en la región donde están situados.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Fig. 3.1(Continuación).- Diagrama de proceso del cálculo analítico

## Capítulo 4

### REGIÓN DE FLUJO TOTALMENTE DESARROLLADO

#### 4.1.- Conceptos básicos del flujo en tuberías

A continuación se introducen los principios básicos del flujo en tuberías y la determinación de caídas de presión, discutiéndose las ecuaciones para flujo compresible y para flujo en dos fases.

#### Número de Reynolds

El número de Reynolds es un parámetro adimensional que relaciona las fuerzas de inercia con las fuerzas viscosas y se expresa con la siguiente ecuación general:

$$Re = \frac{\rho D V}{\mu'} \quad \dots (4.1)$$

donde:

- Re: Número de Reynolds
- $\rho$ : Densidad
- D: Diámetro interno de la tubería
- V: Velocidad de flujo
- $\mu'$ : Viscosidad

En el caso de gas seco la ecuación anterior se puede expresar:

$$Re = 20,100 \frac{Q_g S}{d \mu} \quad \dots (4.2)$$

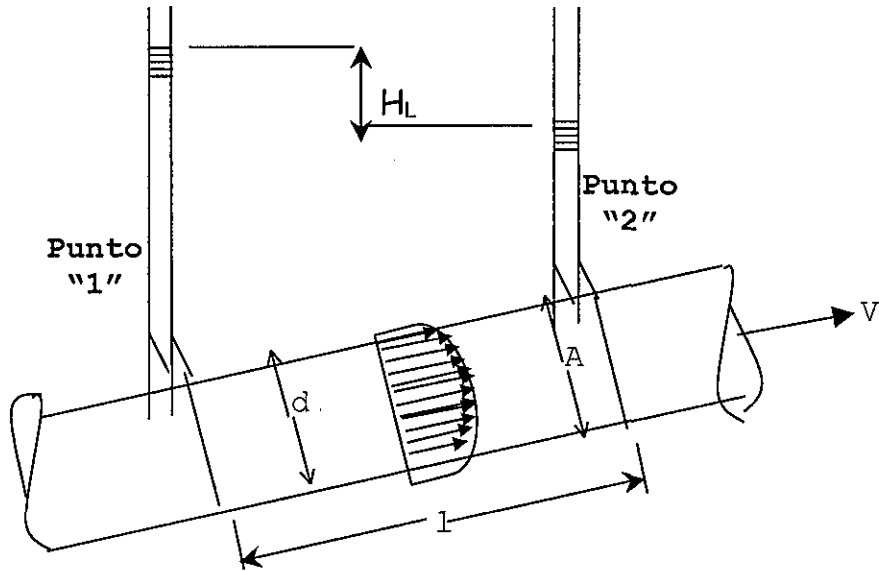
donde:

- $Q_g$ : Gasto de gas, MMpcd
- S: Densidad relativa del gas medida a condiciones standard (aire =1)
- d: Diámetro interno de la tubería, pg
- $\mu$ : Viscosidad, cp

#### Teorema de Bernoulli<sup>(19)</sup>

Es habitual expresar la energía contenida en un fluido en términos de energía potencial contenida en una altura equivalente de "carga" de una columna de fluido. Usando esta convención, el teorema de Bernoulli expresa la energía total en un punto en términos de:

- 1.- La carga debida a su elevación arriba de un plano arbitrario de energía potencial "cero"(datum).
- 2.- Una carga de presión debida a la energía potencial contenida en la presión en el fluido en ese punto.
- 3.- Una velocidad de carga debida a la energía cinética contenida dentro del fluido.



**Fig.4.1 Flujo de fluido en Tuberías**

Suponiendo que no se adiciona energía al fluido por una bomba o un compresor y que el fluido no está realizando trabajo como en una turbina de vapor, la Ley de Conservación de la Energía requiere que la energía en el punto "2" (Fig. 4.1) en el sistema de tubería corriente abajo del punto "1" sea igual a la energía en el punto "1" menos las pérdidas de energía por fricción, con lo que se tiene:

$$Z_1 + \frac{144P_1}{\rho_1} + \frac{V^2}{2g} = Z_2 + \frac{144P_2}{\rho_2} + \frac{V_2^2}{2g} + H_L \quad \dots (4.3)$$

donde:

- Z : Carga de elevación
- P : Presión
- $\rho$  : Densidad
- V : Velocidad
- g : Constante gravitacional
- $H_L$  : Pérdida de carga

### Ecuación de Darcy<sup>(20)</sup>

Esta ecuación establece que las pérdidas de carga entre dos puntos en una sección transversal de tubería completamente llena, es proporcional a la carga de velocidad y a la longitud de la tubería e inversamente proporcional al diámetro de la tubería, con lo que se tiene:

$$H_L = \frac{fLV^2}{D2g} \quad \dots (4.4)$$

donde:

- L : Longitud de la tubería , pie
- D: Diámetro de la tubería, pie
- f: Factor de proporcionalidad

Las ecuaciones (4.3) y (4.4) se pueden usar para calcular la presión en cualquier punto en un sistema de tuberías, si se conoce la presión, la velocidad de flujo, el diámetro de la tubería y la elevación en dos puntos.

En la mayoría de las instalaciones de producción las cargas difieren debido a la elevación, si se desprecian los cambios de velocidad entre dos puntos, se tiene que la ecuación (4.3) se reduce a

$$P_1 - P_2 = \Delta P = \frac{\rho}{144} H_L \quad \dots (4.5)$$

donde:

$\Delta P$  : Pérdidas de presión entre los puntos 1 y 2.

Sustituyendo la ecuación (4.4) en la (4.5) se tiene:

$$\Delta P = \frac{\rho fLV^2}{144D2g} \quad \dots (4.6)$$

### Factor de fricción de Moody<sup>(21)</sup>

El factor de proporcionalidad en la ecuación anterior, se llama Factor de Fricción de Moody , en algunas ocasiones el factor de fricción se puede expresar en términos del Factor de Fricción de Fanning, el cual es 1/4 del Factor de Fricción de Moody.

El factor de fricción es función del número de Reynolds, Re, y de la rugosidad relativa de la tubería,  $\epsilon/D$ , para flujo laminar f es función de Re.

$$f = \frac{64}{\text{Re}} \quad \dots (4.7)$$

Para flujo turbulento, f es función de ambos, de la rugosidad de la tubería y del número de Reynolds, a altos valores de Re, f es función solamente de  $\epsilon/D$ .

## 4.2.- Ecuaciones de flujo de fluidos

### 4.2.1.-Flujo de gas

La ecuación de Darcy supone que un fluido de densidad constante cubre la sección de la tubería entre los puntos de entrada y salida; mientras esta suposición es válida para líquidos, es incorrecta para tuberías donde fluyen gases, debido a que la densidad es principalmente función de la presión y de la temperatura.

Cuando el gas fluye a través de la tubería, se expande debido a la caída de la presión con lo que tiende a decrecer su densidad, al mismo tiempo si no se adiciona calor al sistema, el gas tiende a enfriarse causando que se incremente su densidad. En válvulas de control donde los cambios en la presión son instantáneos, y no hay adición de calor al sistema, la expansión puede ser considerada adiabática; sin embargo en las tuberías la caída de presión es gradual y hay suficiente área de tubería entre el gas y el medio que lo rodea para adicionar calor al gas y poder mantener el gas a una temperatura constante.

Cuando la temperatura del gas es significativamente diferente de la temperatura ambiente, la suposición de flujo isotérmico (a temperatura constante), no es válida.

La ecuación general isotérmica para la expansión de gas está dada por: <sup>(25)</sup>

$$w^2 = \left[ \frac{144gA^2}{V_1 \left( \frac{fL}{D} + 2 \log_e \frac{P_1}{P_2} \right)} \right] \left[ \frac{(P_1)^2 - (P_2)^2}{P_1} \right] \quad \dots (4.8)$$

donde:

- w : Gasto másico de gas, lb/seg
- g : Aceleración de la gravedad , pie/seg<sup>2</sup>

- A: Área de la sección transversal de la tubería, pie<sup>2</sup>  
V: Volumen específico del gas corriente arriba, pie<sup>3</sup>/lb  
f: Factor de Fricción  
L: Longitud, pie  
D: Diámetro de la tubería, pie  
P<sub>1</sub>: Presión en la entrada, psia  
P<sub>2</sub>: Presión en la salida, psia

Haciendo las siguientes suposiciones:

- 1.- No se realiza trabajo entre los puntos 1 y 2 ( Fig. 4.1), es decir, no existe compresión o expansión y no hay cambios de elevación.
- 2.- El gas fluye bajo condiciones de régimen permanente, es decir no hay cambios de velocidad.
- 3.- El Factor de Fricción de Moody, f, es constante, cuando es una función de la longitud. Hay algunos cambios debido a variaciones en el número de Reynolds, pero estos son bastante pequeños.

#### **4.2.2.- Flujo bifásico**

El flujo simultáneo de líquido y gas es un proceso físico muy complejo, incluso aún cuando existen mejores correlaciones para caídas de presión y colgamiento de líquido, las predicciones tienen errores de  $\pm 20\%$ .

Para determinar si existen 2 fases en una tubería, los rangos de presión de flujo y de temperatura se deben graficar en un diagrama de fases. En la mayoría de los campos petroleros cuando el fluido sale del pozo está en dos fases; una vez que se hace una primera separación se puede considerar que el gas fluye en una sola fase, siempre y cuando no haya arrastre de líquidos, el líquido que viene de los separadores se supone que está también en una sola fase, lo que es válido siempre y cuando no contenga algo de gas.

#### **4.2.3.- Regímenes de flujo que conducen a los patrones de flujo**

El régimen de flujo describe la naturaleza del flujo del fluido. Existen dos regímenes de flujo básicos para flujo en una sola fase, el flujo laminar y el flujo turbulento, experimentalmente se ha demostrado que para el flujo en tuberías el flujo laminar existe a  $Re < 2000$  y el flujo turbulento a  $Re > 4000$ , en números de Reynolds entre 2000 y 4000 el flujo se encuentra en zona de transición, y puede ser laminar o turbulento<sup>(20)</sup>.

Cuando una mezcla gas-líquido entra en una tubería, las dos fases tienden a separarse, quedando los líquidos mas pesados en el fondo. El tipo de patrón de flujo dependerá principalmente de las velocidades superficiales, de la geometría del sistema y de las propiedades físicas de la mezcla. Una breve descripción de

los patrones de flujo que se pueden desarrollar en el flujo bifásico en tuberías se expone a continuación:

En el caso del flujo horizontal se observan 4 principales regímenes de flujo, los cuales se pueden dividir en categorías adicionales. A bajas velocidades de líquido y gas, la fase líquida y la gaseosa están separadas debido a la diferencia de densidad, ambas fases fluyen separadamente, el gas se mueve hacia arriba y la fase líquida se queda en el fondo, este régimen de flujo es llamado flujo estratificado, a muy bajas velocidades, la interfase entre el gas y el líquido aparece muy suave y el régimen es llamado flujo estratificado suave.

A gastos de gas un poco mayores, la interfase aparece ondulada y el régimen de flujo es llamado flujo estratificado ondulado, cuando la velocidad de líquido se incrementa la fase líquida empieza a ocupar la totalidad del área de la sección transversal, se empiezan a formar burbujas de gas continuas y alargadas que viajan en la fase líquida.

A bajas velocidades del gas se tiene un flujo tapón, también llamado flujo burbuja elongado y a altas velocidades se tiene flujo bache. A muy altas velocidades de líquido la fase gas se mueve como burbujas dispersas, este régimen de flujo es llamado flujo burbuja disperso. Por otro lado a muy altas velocidades de gas, la fase de gas empieza a ser continua y la fase líquida se mueve como gotas de líquido discontinuas entrampadas en la fase gaseosa. Algunas veces la fase líquida también se mueve como una película adherida a la pared de la tubería. Este régimen de flujo es llamado flujo anular o flujo de niebla anular.

El patrón de flujo para tuberías horizontales depende principalmente de los gastos de gas y líquido, la experiencia ha mostrado que generalmente los mapas de patrones de flujo no son muy exactos pero pueden ser usados como guías cualitativas.

Para este estudio se supone la existencia de flujo niebla anular debido a que la fase de gas es continua, el pequeño volumen de líquido (agua y/o condensados) se transporta en la fase de gas, y aunque se diera el caso de que una película de líquido mojara las paredes de la tubería, sus efectos serían secundarios, ya que la fase de gas es el factor que controla el flujo.

#### **4.3.- Caída de presión en flujo bifásico**

La caída de presión en flujo bifásico es la suma de las caídas de presión debidas a la aceleración, fricción y cambios de elevación. En la mayoría de las tuberías, las pérdidas de fricción debidas a la aceleración son pequeñas y las caídas de presión debidas a la fricción son típicamente severas en tiempos grandes, la caída de fricción adicional en flujo bifásico se atribuye a transferencia irreversible de energía entre las fases y la interfase y al área reducida de la sección transversal disponible para el flujo efectivo de cada fase.



Una ecuación presentada en las recomendaciones prácticas de la API RP 14E es:

$$\Delta P = \frac{3.4 \times 10^{-6} f L W^2}{\rho_m d^5} \quad \dots (4.9)$$

donde:

- L : Longitud, pie
- W: Gasto másico de flujo de líquido y vapor, lb/hr
- $\rho_m$ : Densidad de la mezcla, lb/pie<sup>3</sup>
- d : Diámetro interno de la tubería, pg

Esta ecuación se derivó de la ecuación general para flujo isotérmico, haciendo las siguientes suposiciones:

- 1.-  $\Delta P$  es menor del 10% de la presión de entrada
- 2.- Existe flujo niebla o flujo burbuja
- 3.- No hay cambios en elevación.

El gasto másico de flujo de la mezcla que se usa en esta ecuación se puede calcular con:

$$W = 3180 Q_g S + 14.6 Q_l (S.G.) \quad \dots (4.10)$$

donde:

- $Q_g$ : Gasto volumétrico de flujo de gas, MMpcd
- $Q_l$ : Gasto volumétrico de flujo de líquido, bpd
- S: densidad específica del gas a condiciones estándar
- S.G. : densidad específica del fluido con respecto al agua

La densidad de la mezcla que se usa en la ecuación (4.9) está dada por:

$$\rho_m = \frac{12,409(S.G.)P + 2.7RSP}{198.7P + RTZ} \quad \dots (4.11)$$

donde:

- P: presión de operación, lb/pg<sup>2</sup> absoluta
- R: Relación gas-líquido, pie<sup>3</sup>/bl
- T: Temperatura de operación, °R
- Z: Factor de compresibilidad del gas

#### 4.4.- Cálculos de propiedades de los fluidos

##### 4.4.1.- Cálculos de equilibrio gas-líquido

El área limitada por la curva de burbujeo y la curva de rocío en el diagrama de fase de un sistema multicomponente, define las condiciones para que el gas y el líquido se presenten en equilibrio. Las cantidades y composición de las dos fases son diferentes en distintos puntos en la región de dos fases.

Existen métodos para calcular el comportamiento de mezclas de hidrocarburos en la región de dos fases; como son los cálculos de las condiciones para las cuales una mezcla existe en un punto de la curva de burbujeo y en un punto de la curva de rocío, así como los cálculos de las cantidades y composiciones de las fases gaseosa y líquida a las condiciones de presión y temperatura dentro de la región delimitada por las curvas de burbujeo y de rocío.

La distribución de un componente de un sistema gas-líquido se puede expresar mediante la constante de equilibrio  $K$ , la cual se define como el cociente de la fracción molar del componente en la fase gaseosa y la correspondiente fracción molar de dicho componente en la fase líquida.

Las constantes de equilibrio de los componentes hidrocarburos son funciones de la presión, de la temperatura y de la composición global del sistema; a presiones bajas el efecto de la composición del sistema es mínimo, pero a presiones mayores de 1000 lb/pg<sup>2</sup> abs, la composición global del sistema afecta considerablemente las constantes de equilibrio de los constituyentes de la mezcla.

Los cálculos de las constantes de equilibrio que corresponden a cada compuesto de una mezcla de hidrocarburos se realizaron mediante un procedimiento de ensaye y error; este procedimiento utiliza el método de convergencia de Newton-Rapson y la ecuación cúbica de Peng-Robinson<sup>(22)</sup> permite determinar las propiedades de cada fase, cabe aclarar que programa de cómputo para determinar el cálculo del comportamiento de fase fue desarrollado originalmente por Carlos Fernández Montes<sup>(23)</sup>.

##### 4.4.2.- Ecuación de estado de Peng-Robinson <sup>(22)</sup>

A partir de la ecuación de estado de Peng-Robinson:

$$p = \frac{RT}{V_M - b} - \frac{a_T}{V_M(V_M + b) + b(V_M - b)} \quad \dots (4.12)$$

y considerando las siguientes reglas de mezclado:

$$b = \sum_j y_j b_j \quad \dots (4.13)$$

y

$$a_T = \sum_i \sum_j y_i y_j (a_{Ti} a_{Tj})^{1/2} (1 - \delta_{ij}) \quad \dots (4.14)$$

donde los subíndices i y j se refieren a los componentes

$$\delta_{ii} = \delta_{jj} = 0 \quad \dots (4.15)$$

y

$$\delta_{ij} = \delta_{ji} \quad \dots (4.16)$$

Se calcularon los valores de los coeficientes para los componentes individuales con:

$$b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c \gamma} \quad \dots (4.17)$$

$$a_T = a_C \alpha \quad \dots (4.18)$$

donde

$$a_C = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad \dots (4.19)$$

y

$$\alpha^{1/2} = 1 + (0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2) \left(1 - T_r^{1/2}\right) \quad \dots (4.20)$$

reescribiendo la ecuación de Peng Robinson:

$$z^3 - (1 - B)z^2 + (A - 2B - 3B^2)z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad \dots (4.21)$$

donde

$$A = \frac{a_T P}{R^2 T^2} \quad \dots (4.22)$$

$$B = \frac{bp}{RT} \quad \dots (4.23)$$

Los valores de fugacidad del líquido y del gas para cada componente se obtienen de:

$$f_{Lj} = x_j p \Phi_{Lj} \quad \dots (4.24)$$

y

$$f_{gj} = y_j p \Phi_{gj} \quad \dots (4.25)$$

obteniéndose el equilibrio cuando:

$$f_{gj} = f_{Lj} \quad \dots (4.26)$$

#### 4.4.3.- Factor de compresibilidad de las dos fases

El factor de compresibilidad, Z, es la relación del volumen real ocupado por un gas a una presión y temperatura dada y el volumen que el gas ocuparía a la misma presión y temperatura si se comportara como una gas ideal.

$$Z = \frac{V_{actual}}{V_{ideal}} \quad \dots (4.27)$$

Este factor no es una constante, varía con los cambios de la composición del gas, con la temperatura y la presión. Se debe determinar experimentalmente y se ha comprobado que cuando se tienen bajas presiones, el factor Z se aproxima al valor de 1.0, por lo que el gas se comporta "idealmente" a bajas presiones.

En ausencia de cualquier dato experimental Rayes y otros<sup>(24)</sup> propusieron una ecuación empírica para calcular el factor bifásico para el factor de compresibilidad, la cual está basada en las propiedades pseudoreducidas del gas producido, que pueden ser calculadas de la composición de la corriente de gas del pozo o de la densidad relativa del gas en la primera etapa de separación corregida a boca de pozo. La presión y la temperatura pseudoreducida se calcularon con los métodos de Sutton,<sup>(25)</sup> los cuales incluyen correlaciones para calcular las propiedades pseudocríticas de la fracción del heptano-plus, ajustes de propiedades pseudocríticas para impurezas y el uso de reglas de mezclado de Stewart-Burkhardt-Voo.

El factor de compresibilidad bifásico,  $Z_{2p}$ , fue originalmente propuesto por McCain y asociados<sup>(26)</sup> para el caso de yacimientos de gas retrógrado, donde mediante la aplicación de la ecuación de balance de materia para comportamiento volumétrico se deriva fácilmente de la ley de los gases reales

$$n_i = p_i V_i / z_i RT \quad \dots (4.28)$$

Suponiendo que solamente se produce gas, cuando la presión decrece por abajo del punto de rocío una fase líquida se condensa en el yacimiento, teniéndose  $n_r$  moles de gas y líquido remanentes en el yacimiento.

$$n_r = n_i - n_p = p V_i / z_{2p} RT \quad \dots (4.29)$$

Por lo tanto el factor de compresibilidad en la ec (4.27) que ahora aplica a gas y líquido, es un factor de compresibilidad para las dos fases,  $Z_{2p}$ .

Dividiendo (4.29) entre (4.28), sustituyendo  $G_p/G$  por  $n_p/n_t$  y reorganizando:

$$\frac{P}{z_{2p}} = \frac{p_i/z_i}{1 - (G_p - G)} \quad \dots (4.30)$$

se tiene una forma de ecuación de balance de materia similar a la dada por Dake.

Rearreglando y expandiendo la ec (4.29) para tomar en cuenta el volumen ocupado por el gas y el líquido remanente en el yacimiento se tiene una relación entre el factor de compresibilidad de las dos fases y el factor de compresibilidad del equilibrio gas-líquido.

$$z_{2p} = \frac{n_g}{n_r} \left( \frac{p V_g}{n_g RT} \right) + \frac{n_L}{n_r} \left( \frac{p V_L}{n_L RT} \right) = f_g z_g + f_L z_L \quad \dots (4.31)$$

La ec 4.31 recientemente obtenida por Voo y otros indica que el factor de compresibilidad de las dos fases es un promedio pesado de los factores de compresibilidad y una función de la presión, temperatura, composición y cantidad de líquido remanente en el yacimiento.

La forma final para estimar el factor de compresibilidad de dos fases es

$$z_{2p} = A_0 + A_1(p_r) + A_2\left(\frac{1}{T_r}\right) + A_3(p_r)^2 + A_4\left(\frac{1}{T_r}\right)^2 + A_5\left(\frac{p_r}{T_r}\right) \quad \dots (4.32)$$

Para  $0.7 \leq p_r \leq 20.0$  y  $1.1 \leq T_r \leq 2.1$  donde:

$A_0=2.24353$ ,  $A_1 = -0.0375281$ ,  $A_2 = -3.56539$ ,  $A_3 = 0.000829231$ ,  
 $A_4 = 1.53428$  y  $A_5 = 0.131987$

La ecuación (4.32) se recomienda para gases que contengan concentraciones  $C_{7+}$  mayores o iguales a 4.0 % mol.

El procedimiento para determinar el factor de compresibilidad de dos fases es el siguiente:

- 1.- Se calculan las propiedades pseudoreducidas del gas producido de la composición o de la densidad relativa de la corriente de gas.
- 2.- Si la concentración de  $C_{7+}$  es mayor o igual de 4.0 %mol (o si la densidad relativa de la corriente de gas es mayor de 0.911), usar la ec (4.32) para calcular el factor de compresibilidad de las dos fases.
- 3.- Si no se conocen la composición y la densidad relativa de la corriente de gas, como sería el caso cuando las predicciones se hacen de reservas a presión de abandono, se usa la última composición o densidad relativa del gas.

Dado que en el problema que se resuelve en este trabajo el gas que fluye en la tubería contiene líquido, se decidió utilizar el factor de compresibilidad bifásico dado por la ec (4.32), en lugar del factor monofásico utilizado convencionalmente en los cálculos para la medición de gas.

#### 4.5.- Determinación de la velocidad media ajustada al tiempo

En un fluido real la viscosidad ocasiona esfuerzos de corte o fuerzas de fricción entre las partículas fluidas y entre éstas y las paredes; por lo tanto, para que el flujo se efectúe, deberá haber trabajo contra estas fuerzas de resistencia, dándose en el proceso la conversión de energía en calor. La inclusión de la viscosidad también permite la existencia de dos regímenes distintos de flujo, con lo que se tienen situaciones de flujo completamente diferentes de aquellas del fluido ideal, y además, los efectos de ésta sobre el perfil de velocidad invalidan la consideración de una distribución de velocidad uniforme.

En régimen laminar es posible calcular las distribuciones de velocidad por métodos matemáticos; sin embargo para régimen turbulento las deducciones de las ecuaciones de Euler se alteran al incluir los esfuerzos de corte en un fluido real, con lo que el resultado es un conjunto de ecuaciones diferenciales parciales de segundo orden no lineales, llamadas ecuaciones de Navier-Stokes, que en caso de ser resueltas producen valores instantáneos de velocidad que no son representativos debido a que ésta se encuentra variando intensamente alrededor de un valor promedio.

Por lo tanto, para flujo turbulento se deben usar *ecuaciones de cambio ajustadas al tiempo* con las cuales se obtiene un promedio de las ecuaciones de cambio sobre un intervalo corto de tiempo; éstas describen las distribuciones de velocidad y presión ajustadas al tiempo, correspondiendo los perfiles de velocidad al valor medido por medio de un tubo pitot, y la presión a la medida por un manómetro.

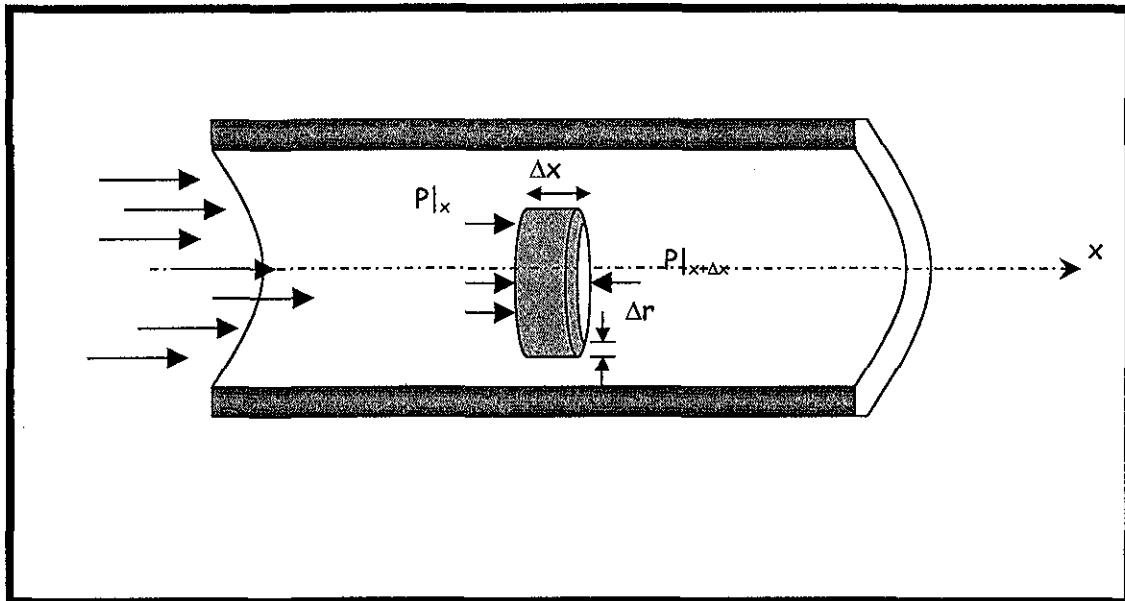
##### 4.5.1.- Flujo laminar y flujo turbulento

En flujo laminar la agitación de las partículas del fluido es sólo de naturaleza molecular, por lo que en una escala macroscópica de observación estas partículas parecen ser forzadas al movimiento en líneas esencialmente paralelas por la acción de la viscosidad; los esfuerzos de corte entre capas adyacentes están determinados en el flujo laminar por la viscosidad y para flujo unidireccional se definen completamente por la siguiente ecuación diferencial:

$$\tau = \mu \frac{dv}{dy} \quad \dots 4.33$$

donde el esfuerzo cortante,  $\tau$ , es proporcional al producto de la viscosidad por el gradiente de velocidad; si por la rugosidad de la pared o por algún otro obstáculo, las perturbaciones se amortiguan rápidamente por la acción viscosa y corriente abajo el flujo es suave nuevamente, el flujo laminar es estable contra tales perturbaciones, mientras el flujo turbulento no lo es, ya que en el flujo turbulento las partículas del fluido no permanecen en capas, sino que se mueven en forma caótica, heterogénea a través del flujo; deslizándose sobre otras partículas y

chocando unas contra otras al azar, de manera que se produce un mezclado rápido del fluido cuando ocurre flujo turbulento.



Volumen de control para el flujo a través de un conducto circular <sup>(20)</sup>

Fig. 4.2

Considerando un volumen de control cilíndrico de un fluido cuyo radio interior es  $r$ , con espesor  $\Delta r$  y longitud  $\Delta x$  (Fig. 4.2), en el caso del flujo laminar la distribución de velocidad es:

$$v_x = -\left(\frac{dP}{dx}\right) \frac{R^2}{4\mu} \left[1 - \left(\frac{r}{R}\right)^2\right] \quad \dots 4.34$$

Esta ecuación indica que el perfil de la velocidad es parabólico y que la máxima velocidad ocurre en el centro del conducto circular, donde  $r = 0$ , por lo tanto:

$$v_{\text{máx}} = -\left(\frac{dP}{dx}\right) \frac{R^2}{4\mu} \quad \dots 4.35$$

Por lo que la Ec. 4.34 se puede escribir en la forma:

$$v_x = v_{\text{máx}} \left[1 - \left(\frac{r}{R}\right)^2\right] \quad \dots 4.36$$



El movimiento al azar y los remolinos que se observan en un flujo turbulento sugieren que tanto las fuerzas de inercia asociadas con la aceleración durante el movimiento como las fuerzas viscosas inducidas por la acción de la viscosidad, pueden ser importantes. Se ha demostrado en forma experimental que cuando las fuerzas viscosas son las que dominan, el flujo esperado es laminar, mientras que cuando las fuerzas inerciales son las dominantes, el flujo será eminentemente turbulento.

El flujo laminar pasa a ser turbulento a cierta velocidad crítica, superior a aquella a la cual el flujo turbulento retorna a la condición laminar; la primera velocidad se denomina "velocidad crítica superior", y la segunda "velocidad crítica inferior".

El límite superior del flujo laminar es indefinido y depende de la quietud inicial del fluido, de la forma de la entrada de la tubería y de la rugosidad de ésta. El límite inferior del flujo turbulento definido por el más bajo número crítico de Reynolds define la condición bajo la cual toda entrada turbulenta de flujo proveniente de cualquier fuente sería finalmente amortiguada por la viscosidad, por lo que este número nos da un límite inferior para el flujo a través de tuberías donde el flujo laminar siempre ocurre; experimentalmente se ha determinado que tiene un valor de aproximadamente 2100, por lo que si  $Re < 2100$  el flujo será laminar, si  $Re > 4000$  el flujo será turbulento y entre 2000 y 4000 el flujo se encuentra en zona de transición y puede ser laminar o turbulento.

A pesar de su apariencia, la turbulencia es difícil de definir, Tennekes y Lumley<sup>(27)</sup> enlistan las siguientes características para flujo turbulento:

- ✓ Irregularidades o desorden en tiempo y espacio
- ✓ Difusividad o mezclado rápido
- ✓ Alto número de Reynolds
- ✓ Fluctuaciones de la vorticidad tridimensional
- ✓ Disipación de la energía cinética de turbulencia por esfuerzos cortantes viscosos.
- ✓ La turbulencia es un fenómeno continuo aún en las menores escalas.
- ✓ La turbulencia es una característica del flujo del fluido, no una propiedad del fluido.

En el flujo turbulento las variables del flujo y del fluido cambian con el tiempo; experimentalmente se determinó que la relación entre la velocidad ajustada al tiempo,  $\overline{v_z}$ , y la velocidad promedio ajustada al tiempo es:

$$\frac{\overline{v_z}}{v_{zmax}} \cong \left[ 1 - \left( \frac{r}{R} \right) \right]^{1/7} \quad ; \quad \frac{\langle \overline{v_z} \rangle}{v_{zmax}} \cong \frac{4}{5} \quad \dots 4.37$$

Para poder analizar la turbulencia es útil enfocar las partículas fluidas, se observa que estas partículas viajan en masas de fluido de varios tamaños que se mueven aleatoriamente llamadas remolinos; éstas causan en cualquier parte del flujo una pulsación rápida e irregular de la velocidad alrededor de un valor promedio bien definido. En general, la intensidad de la turbulencia aumenta con la velocidad y la escala aumenta según las dimensiones de los límites.

Como la turbulencia es un movimiento totalmente caótico de pequeñas masas de fluido a través de pequeñas distancias en todas direcciones, al tener lugar el flujo es imposible determinar y caracterizar matemáticamente el movimiento de las partículas individuales del fluido, por lo que se debe considerar el movimiento promedio de las agregaciones de las partículas de fluido.

En el transcurso del siglo XX, los ingenieros se han enfrentado al problema de desarrollar una expresión útil y práctica, desde el punto de vista del gradiente de velocidad y de otras propiedades de flujo, para determinar el esfuerzo de corte en el flujo turbulento, lográndose algún progreso, pero sin encontrarse hasta la fecha algo exacto.

El primer intento de expresar en forma matemática el esfuerzo de corte turbulento fue hecho por Boussinesq<sup>(19)</sup>, que siguiendo el modelo de la ecuación de flujo laminar propuso la relación:

$$\tau = \varepsilon \frac{d\bar{v}_x}{dy} \quad \dots 4.38$$

En la que  $\varepsilon$ , la viscosidad de remolino, es una propiedad tanto del fluido como también del flujo, que depende principalmente de la estructura de la turbulencia y que tiene la desventaja de variar de punto a punto a través del flujo. Los refinamientos subsiguientes han dado lugar a la difusividad de remolino de momento,  $\varepsilon_M = \frac{\varepsilon}{\rho}$  por lo que:

$$(\tau_{yx})_{turb} = \rho \varepsilon_M \frac{d\bar{v}_x}{dy} \quad \dots 4.39$$

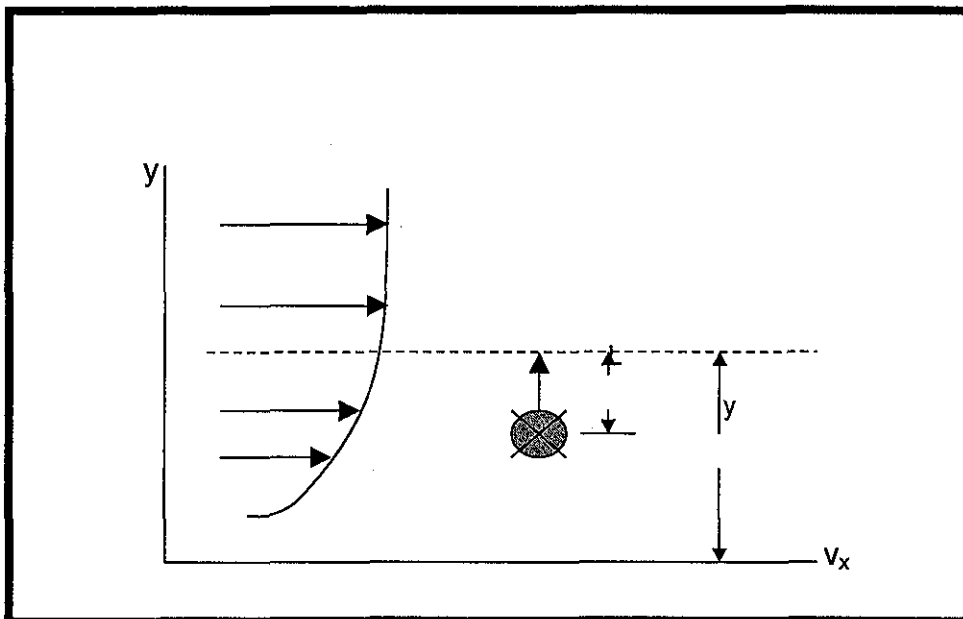
En 1925 Prandtl<sup>(28)</sup> desarrolló una analogía (no muy correcta) al relacionar las velocidades de turbulencia con las características generales de flujo bajo la hipótesis de que los remolinos originados por la turbulencia se mueven en forma similar a como lo hacen las moléculas de un gas, con lo que propuso la siguiente ecuación:

$$\bar{\tau} = -\rho L^2 \left| \frac{d\bar{v}_x}{dy} \right| \frac{d\bar{v}_x}{dy} \quad \dots 4.40$$

Comparando esta ecuación con la expresión de Boussinesq (Ec. 4.39) se tiene que:

$$\varepsilon_M = L^2 \left| \frac{d\bar{v}_x}{dy} \right| \quad \dots 4.41$$

Una de las aplicaciones más importantes de la teoría de longitud de mezclado, es su uso para relacionar perfiles de velocidad para números grandes de Reynolds.



Longitud de mezclado de Prandtl<sup>(29)</sup>

Fig. 4.3

Considerando el flujo turbulento como el que se muestra en la Fig. 4.3, en la vecindad de la pared se supone que L varía directamente con "y", tal que:

$$L = Ky \quad \dots 4.42$$

donde K, debe ser determinado experimentalmente, se supone además que el esfuerzo cortante se debe totalmente a la turbulencia y que permanece constante sobre la región de interés y que  $\bar{v}_x$  aumenta en dirección "y", de forma tal que:

$$\frac{d\bar{v}_x}{dy} = \left| \frac{d\bar{v}_x}{dy} \right| \quad \dots 4.43$$

Con las suposiciones anteriores la ecuación 4.40 se puede escribir como:

$$\frac{d\bar{v}_x}{dy} = \frac{\sqrt{\frac{\tau_o}{\rho}}}{Ky} \quad \dots 4.44$$

donde  $\frac{d\bar{v}_x}{dy} = \frac{\sqrt{\frac{\tau_o}{\rho}}}{ky}$  tiene unidades de velocidad, integrando la ec. 4.44 se tiene

$$\bar{v}_x = \frac{\sqrt{\frac{\tau_o}{\rho}}}{K} \ln y + C \quad \dots 4.45$$

Con las condiciones de frontera:  $y = h$  ;  $\bar{v}_x = \bar{v}_{xmax}$  finalmente queda:

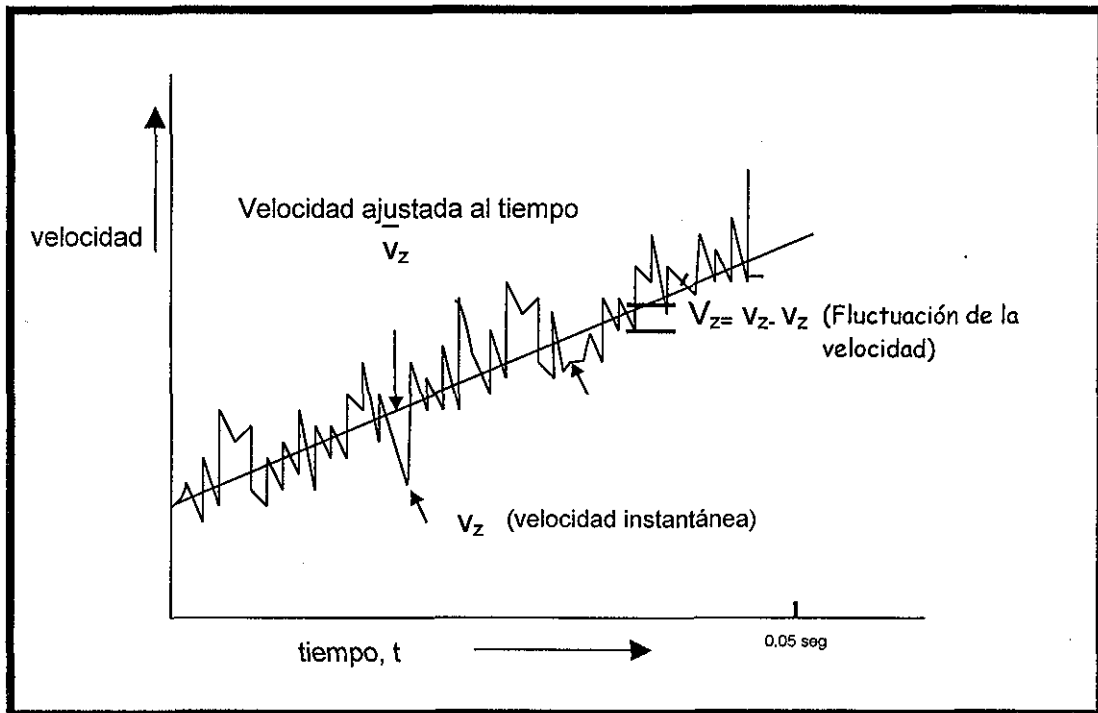
$$\frac{\bar{v}_{xmax} - \bar{v}_x}{\sqrt{\frac{\tau_o}{\rho}}} = \frac{1}{K} \ln\left(\frac{y}{h}\right) \quad \dots 4.46$$

Prandtl y Nikuradse<sup>(28)</sup> evaluaron experimentalmente la constante "K" a partir de datos de flujo turbulento en tuberías utilizando la ec. 4.45, obteniendo un valor de K=0.4.

A pesar de estas expresiones, las dificultades en el tratamiento analítico todavía subsisten, ya que  $\epsilon_M$  es una propiedad del flujo y no del fluido, por lo que requiere ser determinada experimentalmente.

#### 4.5.2.- Ecuaciones ajustadas al tiempo<sup>(30)</sup>

Considerando un punto fijo en el interior de un tubo en el que existen condiciones de flujo turbulento, a través del cual el fluido está pasando, y además de que la caída de presión aumenta lenta pero continuamente, de forma tal que la velocidad media también aumenta lentamente, el comportamiento de la componente axial de la velocidad en este punto se muestra en la Fig 4.4.



Oscilación del componente de la velocidad respecto del valor medio <sup>(29)</sup>

Fig. 4.4

Donde se observa que la velocidad instantánea,  $v_z$ , presenta una gran oscilación. Definiendo la velocidad ajustada al tiempo,  $\bar{v}_z$ , como un promedio de la variación de la velocidad instantánea  $\bar{v}_z$ , en un intervalo de tiempo  $t_0$ , el cual sería pequeño pequeño con respecto a los cambios en presión que origina el flujo, pero grande con respecto al tiempo que ocasiona la turbulencia, se tiene:

$$\bar{v}_z(x, y, z) = \frac{1}{t_0} \int_t^{t+t_0} v_z(x, y, z, t) dt \quad \dots (4.47)$$

Por lo que para el intervalo de tiempo entre  $t$  y  $t_0$ ,  $v_z$  se puede expresar como:

$$v_z(x, y, z, t) = \overline{v_z}(x, y, z) + v'_z(x, y, z, \Delta t) \quad \dots (4.48)$$

Velocidad instantánea	Velocidad ajustada al tiempo	Fluctuación en la velocidad entre $t$ y $t_0$	
-----------------------	------------------------------	---	--

donde  $P = \overline{P} + P'$

En las definiciones anteriores el valor promedio de  $v'_z$  es :

$$\overline{v'_z} = \frac{1}{t_0} \int_{t_0}^{t+t_0} v'_z(x, y, z, t) dt = 0 \quad \dots (4.49)$$

donde  $\overline{v'^2_z} \neq 0$  debido a que:

$$\overline{v'^2_z} = \frac{1}{t_0} \int_{t_0}^{t+t_0} v'^2_z(x, y, z, t) dt \neq 0 \quad \dots (4.50)$$

El término  $\frac{\sqrt{\overline{v'^2_z}}}{\langle v_z \rangle}$  es conocido como *Intensidad de la turbulencia* y representa la medida de la magnitud del disturbio ocasionado por la turbulencia; en el caso de flujo a través de una tubería este valor está normalmente entre 1 y 10 por ciento.

Al plantear la formulación analítica de la transferencia de cantidad de movimiento en flujo turbulento, se tiene el problema de que el número de incógnitas excede el número de ecuaciones. El resultado es un procedimiento semiempírico para el análisis del flujo turbulento en el cual los datos que se obtienen en forma experimental juegan un papel muy importante.

Para derivar las ecuaciones que describen el comportamiento de la velocidad y la presión promediadas con respecto al tiempo para un fluido incompresible, las ecuaciones de continuidad y movimiento deben escribirse en términos de estas variables, por lo que se debe remplazar los valores de velocidad instantánea,  $v_x$ , y de la presión,  $p$ , por  $(\overline{v_x} + v'_x)$  y  $(\overline{p} + p')$  respectivamente con lo que se tiene:

a) Ecuación de continuidad

$$\frac{\partial}{\partial x} (\overline{v_x} + v'_x) + \frac{\partial}{\partial y} (\overline{v_y} + v'_y) + \frac{\partial}{\partial z} (\overline{v_z} + v'_z) = 0 \quad \dots (4.51)$$

b) Ecuación de movimiento para la componente x

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho(\bar{v}_x + v'_x) = - \left[ \frac{\partial}{\partial x} \rho(\bar{v}_x + v'_x)^2 + \frac{\partial}{\partial y} \rho(\bar{v}_y + v'_y)(\bar{v}_x + v'_x) + \frac{\partial}{\partial z} \rho(\bar{v}_z + v'_z)(\bar{v}_x + v'_x) \right] + \mu \nabla^2 (\bar{v}_x + v'_x) + \rho g_x - \frac{\partial}{\partial x} (\bar{p} + p')$$

.... (4.52)

Las componentes "y" y "z" se pueden obtener de forma similar.

Tomando el promedio respecto al tiempo de las ecuaciones (4.51) y (4.52) en la forma definida por la ecuación (4.47) y puesto que  $\overline{v'_z} = 0$  se obtiene la ecuación de continuidad ajustada al tiempo

$$\frac{\partial \bar{v}_x}{\partial x} + \frac{\partial \bar{v}_y}{\partial y} + \frac{\partial \bar{v}_z}{\partial z} = 0$$

... (4.53)

y la ecuación de movimiento ajustada al tiempo

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho \bar{v}_x = - \frac{\partial \bar{P}}{\partial x} - \left( \frac{\partial}{\partial x} \rho \bar{v}_x \bar{v}_x + \frac{\partial}{\partial y} \rho \bar{v}_y \bar{v}_x + \frac{\partial}{\partial z} \rho \bar{v}_z \bar{v}_x \right) + \mu \nabla^2 \bar{v}_x + \rho g_x - \left( \frac{\partial}{\partial x} \rho \overline{v'_x v'_x} + \frac{\partial}{\partial y} \rho \overline{v'_y v'_x} + \frac{\partial}{\partial z} \rho \overline{v'_z v'_x} \right)$$

.... (4.54)

donde:

$$\bar{\tau}^{-(t)} = \begin{bmatrix} \bar{\tau}_{xx}^{-(t)} & \bar{\tau}_{xy}^{-(t)} & \bar{\tau}_{xz}^{-(t)} \\ \bar{\tau}_{yx}^{-(t)} & \bar{\tau}_{yy}^{-(t)} & \bar{\tau}_{yz}^{-(t)} \\ \bar{\tau}_{zx}^{-(t)} & \bar{\tau}_{zy}^{-(t)} & \bar{\tau}_{zz}^{-(t)} \end{bmatrix}$$

.... (4.55)

La matriz definida en la ec. (4.55) es la densidad de flujo turbulento de cantidad de movimiento,  $\bar{\tau}^{-(t)}$  y se le conoce como *Matriz de esfuerzos de Reynolds*, donde sus componentes son:

$$\overline{\tau_{ii}^{(i)}} = \overline{\rho v_i' v_i'} \quad i = x, y, z, \quad \dots (4.56)$$

$$\tau_{ij}^{(i)} = \overline{\rho v_i' v_j'} \quad i = x, y, z; \quad j = x, y, z$$

$$i \neq j \quad \dots (4.57)$$

Para flujo turbulento dentro de tubos lisos, se puede tomar la Ec. (4.47) como base para un desarrollo más general: introduciendo una velocidad adimensional  $\bar{v}_x$  y definiendo:

$$v^* \equiv \frac{\bar{v}_x}{\sqrt{\tau_0/\rho}} \quad \dots (4.58)$$

se tiene que la ecuación 4.45 se puede escribir de la siguiente forma:

$$v^* = \frac{1}{K} [\ln y] + C \quad \dots (4.59)$$

Definiendo un pseudo número de Reynolds como:

$$y^* \equiv \frac{\sqrt{\tau_0/\rho}}{v} y \quad \dots (4.60)$$

la ecuación 4.59 se transforma en :

$$v^* = \frac{1}{K} \ln \frac{vy^*}{\sqrt{\tau_0/\rho}} + C = \frac{1}{K} [\ln y + \ln \beta] \quad \dots (4.61)$$

donde la constante  $\beta$  es adimensional, esta ecuación indica que para los flujos que ocurren en los tubos lisos

$$v^* = f(y^*)$$

ó:

$$v^* \equiv \frac{\bar{v}_x}{\sqrt{\tau_0/\rho}} = f \left\{ \ln \frac{y\sqrt{\tau_0/\rho}}{v} \right\} \quad \dots (4.62)$$



La región de validez de la ec. (4.61) fue delimitada por Nikuradse y Reichardt <sup>(31)</sup> observándose tres regiones diferentes: un núcleo turbulento, una capa amortiguadora y una subcapa laminar. La velocidad está correlacionada en la siguiente forma:

Para el núcleo turbulento,  $y^* \geq 30$

$$v^* = 5.5 + 2.5 \ln y^* \quad \dots (4.63)$$

Para la capa amortiguadora  $30 \geq y^* \geq 5$

$$v^* = -3.05 + 5 \ln y^* \quad \dots (4.64)$$

Para la subcapa laminar  $5 > y^* > 0$

$$v^* = y^* \quad \dots (4.65)$$

Las ecuaciones (4.63) a la (4.65) definen la distribución universal de velocidades, debido a que son de naturaleza empírica tienen algunas inconsistencias pero son extremadamente útiles para describir el flujo que ocurre en el interior de tubos pulidos.

En el caso de tubos rugosos, se ha encontrado que la escala de rugosidad,  $e$ , afecta el flujo en el núcleo turbulento, pero no en la subcapa laminar. La constante,  $\beta$ , que aparece en la ecuación (4.61) se transforma para tubos rugosos, en:

$$\ln \beta = 3.4 - \ln \left[ \frac{(e \sqrt{\tau_0 / \rho})}{\nu} \right] \quad \dots (4.66)$$

## Capítulo 5

### REGIÓN DE DISTURBIO

#### 5.1.- Contracción del flujo al pasar por un orificio

Los 2 tipos de medidores de orificio, con toma en brida y con toma en tubería, se ilustran en la Fig. 5.1. La restricción en la trayectoria de flujo causa un incremento en la velocidad y una correspondiente caída de presión.

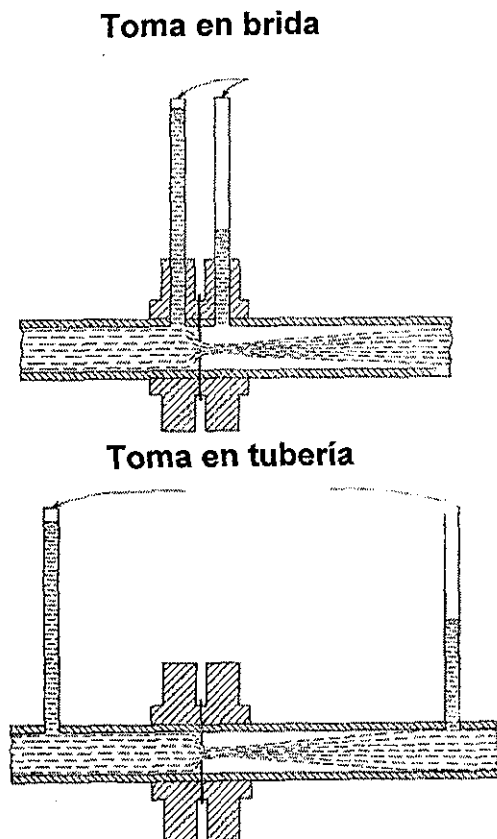


Fig.5.1 Medidores de orificio

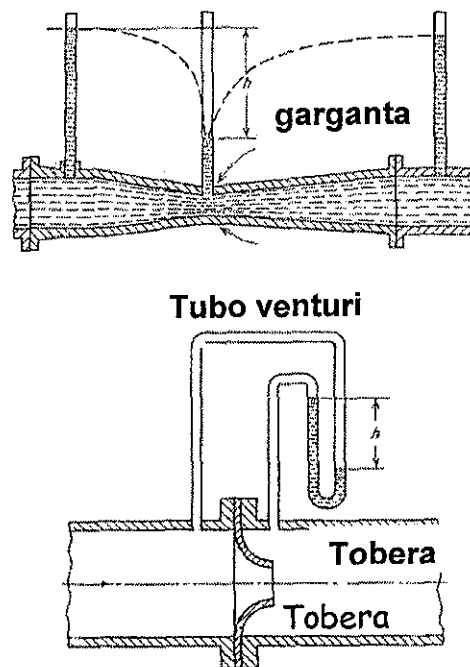
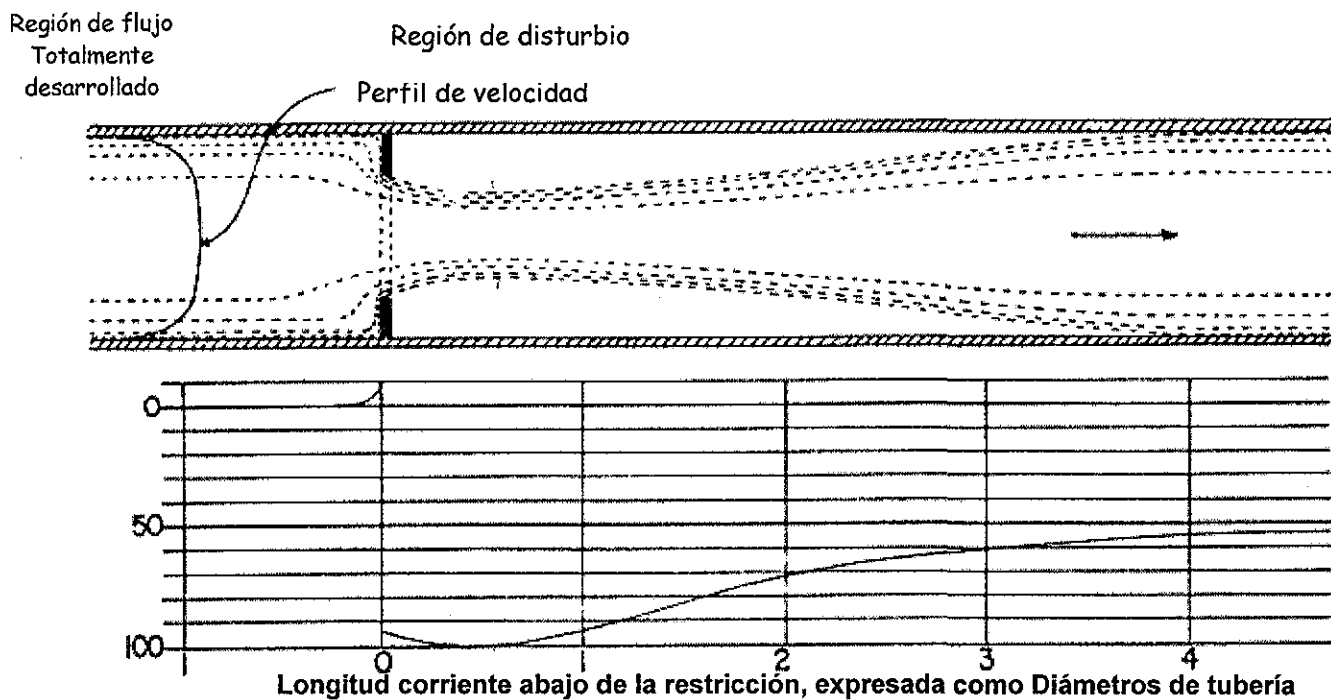


Fig. 5.2 Medidor Venturi y Tobera

En general, la conversión de energía de presión en carga de velocidad es virtualmente completa, pero la recuperación de presión cuando el gas pasa al otro lado de la restricción es bastante ineficiente, el medidor Venturi y la tobera (Fig. 5.2) operan con principios similares; sin embargo el Venturi es más eficiente que un orificio en convertir energía cinética a energía de presión.

En el caso del venturi y la tobera, la sección usada en todos los cálculos es el área mínima de la sección transversal del tubo o la tobera, ya que la corriente de fluido llena completamente esta sección siendo guiada por las paredes de la tubería o de la tobera. Con un orificio, la corriente de fluido no es guiada en esa forma como se muestra en la Fig. 5.3, la sección transversal de la corriente continúa hasta decrecer después de pasar a través del orificio, en estricta analogía con el tubo venturi el área de la sección mínima del chorro conocida como "vena contracta", la cual corresponde a la garganta de un tubo venturi, debe ser usada en la ecuación de flujo. Sin embargo, hasta el momento no se conoce ningún método realmente satisfactorio para medir esta área, muchos investigadores han representado por un factor la relación del área mínima del chorro con el área mínima del orificio, llamado coeficiente de contracción.



Perfiles de presión y velocidad de flujo a través de orificios  
Fig. 5.3

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Sin embargo hacer esto no es una ventaja práctica, por lo que es más conveniente incluir los efectos de contracción en el coeficiente de descarga. Por experimentación se ha determinado que la cantidad de contracción depende principalmente de la relación de diámetros y de las propiedades de los fluidos, por lo que el coeficiente de descarga también varía con estos factores cuando se incluye el efecto de contracción del chorro.

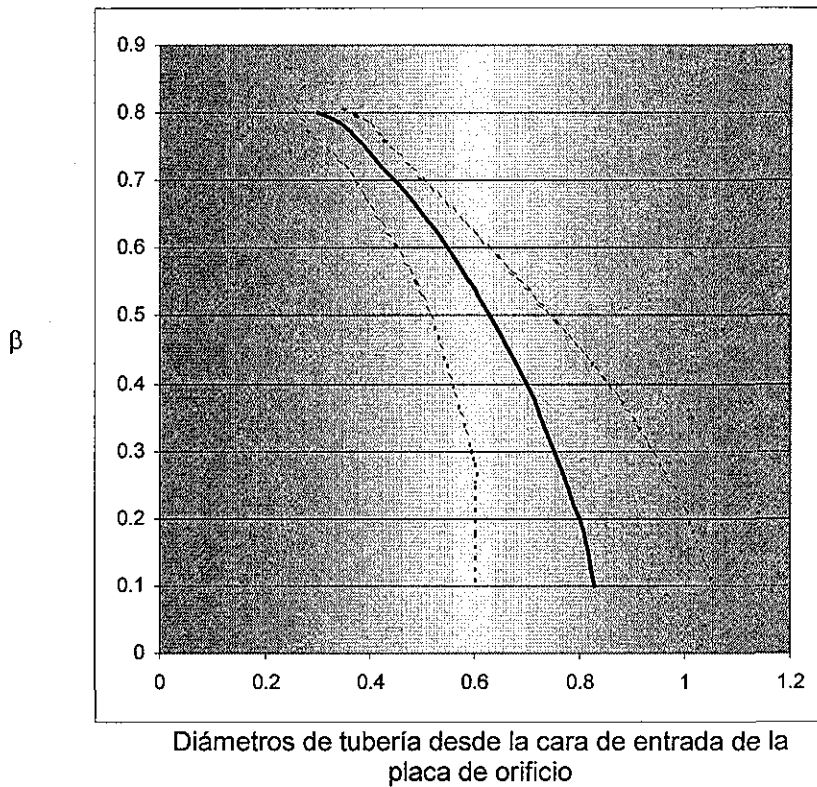
Con cualquier fluido y la misma presión diferencial, la cantidad relativa de la contracción del chorro se incrementa cuando la relación  $\beta$  decrece, esto es, la relación del área del chorro en la vena contracta respecto al área del orificio decrece cuando  $\beta$  decrece, debido a que las partículas de fluido cerca de la pared de la tubería convergen hacia el orificio alcanzando una mayor velocidad radial hacia el centro cuando  $\beta$  es pequeña que cuando es más grande; por lo tanto, el coeficiente de descarga para orificios se incrementará cuando se incremente  $\beta$ .

Con gastos ordinarios de flujo, las propiedades de los fluidos que tienen mayor influencia sobre la contracción del chorro son la compresibilidad o su recíproco, la expansión y la viscosidad. Entre el plano del orificio y la vena contracta se presenta un gradiente de presión radial externo, y si el fluido es un gas se expandirá transversal y longitudinalmente, lo que en el caso del líquido no ocurre. La sección transversal de la vena contracta es por lo tanto mayor con un gas que con un líquido, por lo que sí se usa la ecuación hidráulica, el coeficiente de descarga calculado a una velocidad de chorro dada, usando la densidad de entrada será numéricamente menor para un gas que para un líquido como el agua.

## **5.2.- Cambios de presión estática cerca de un orificio<sup>(32)</sup>.**

Todos los estudios de cambios de presión estática cercanos a una placa delgada de orificio con borde en ángulo recto han demostrado que del lado de entrada, en la longitud última correspondiente a aproximadamente  $0.1D$  la presión estática se incrementa a un máximo; por el lado de la salida, la presión estática decrece hasta alcanzar un valor mínimo que aproximadamente está entre  $1/4D$  y  $1D$  de la restricción.

Para cualquier orificio la distancia a que se localiza la vena contracta a partir del plano de la entrada de la placa, en donde la presión estática en la pared de la tubería es la mínima, es casi independiente del gasto si el fluido es un líquido. Sin tomar en cuenta la naturaleza del fluido esta distancia es función de la relación de diámetros,  $\beta$ , haciéndose menor cuando el valor de  $\beta$  se incrementa.



**Fig. 5.4 Localización de la vena contracta en la toma de presión de salida con orificios concéntricos<sup>(32)</sup>**

Numerosos experimentos de diferentes investigadores que cubrieron un amplio rango de diámetros de tubería mostraron que la relación entre la posición de la mínima presión estática y la relación de diámetros,  $\beta$ , es independiente para diámetros de 2  $\mu\text{g}$  o mayores.

En la Fig. 5.4 se muestran los valores de la distancia donde se localiza la mínima presión estática o "vena contracta" reportada por diferentes experimentos en tuberías de diferentes diámetros, las líneas punteadas muestran los límites máximos de variación.

En el caso de flujo de fluidos compresibles a través de un orificio, se encontró que la posición de la mínima presión estática dependía tanto del gasto (como se indica por la relación  $p_2/p_1 = r$ ), como también de la relación de diámetros,  $\beta$ . Si el valor de  $r$  es muy cercano a la unidad, la posición de la mínima presión será indistinguible comparada con la observada con líquidos, sin embargo cuando  $r$  decrece, esto es, cuando la relación de flujo se incrementa, la posición de la mínima presión estática se mueve lejos del orificio. El hecho de que el plano de mínima presión estática no sea el orificio, indica que el área del chorro en el plano

de mínima presión es menor que el área del orificio. La suposición general es que el plano de mínima presión coincide con el de la "vena contracta" y algunas observaciones de una corriente de fluidos pasando a bajo gasto de flujo a través de un orificio instalado en un largo tubo de vidrio indica que bajo estas condiciones la suposición es correcta; sin embargo esta suposición no ha sido establecida como válida para todas las condiciones.

### 5.3.-Teoría del flujo de fluidos en términos de presión diferencial<sup>(32)</sup>

Las consideraciones que se hacen son las siguientes: el gasto másico es constante con respecto a un considerable periodo de tiempo (aproximadamente de 5 a 10 minutos o más), y en consecuencia el flujo se considera en régimen permanente.

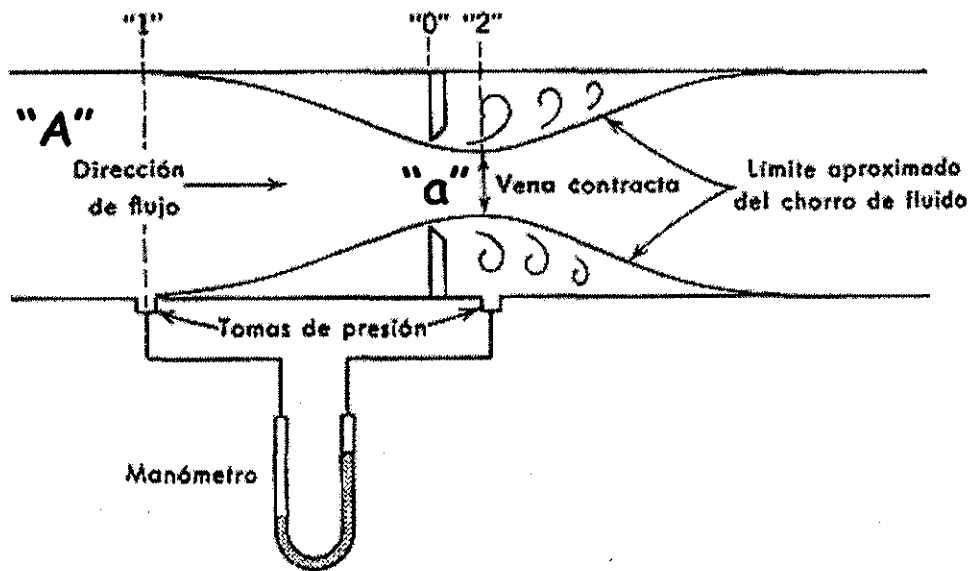


Fig. 5.5 Flujo de fluidos a través de un medidor de orificio

En el caso del gas seco, se permite que los valores de  $p_1$ ,  $u_{11}$ ,  $u_{k1}$ ,  $v_1$  y  $p_1$  se manejen como valores medios aritméticos obtenidos al promediar toda la sección, "A" (corriente arriba), y si el movimiento del fluido no es estrictamente laminar sino turbulento, un tiempo promedio cubre la sección; también se permite que  $p_2 \dots p_2$  sean los valores correspondientes que cubre la segunda sección "a" (corriente abajo). Como en el caso de este trabajo se considera que el gas es húmedo, las propiedades de los fluidos a condiciones de flujo se determinan analíticamente mediante cálculos de equilibrio gas-líquido utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson<sup>(22)</sup>.

Debido a que el área de "a" es considerablemente menor que "A", y que el flujo es constante y en régimen permanente, el mismo número de moléculas debe pasar a través de la sección "a" así como por la sección "A", pero viajando más rápidamente a través de la sección "a". A fin de que se produzca este cambio en velocidad el cual causa un incremento en energía cinética se debe dar por lo tanto un decremento en cualquier otro tipo de energía, particularmente de la energía potencial, lo que es evidente por el decremento en la presión estática. También en general se tendrá un decremento en la energía interna del fluido representado por una cierta disminución de la temperatura. El decremento en la presión y en la temperatura entre las secciones "A" y "a" da por resultado un cambio en la densidad del fluido; con líquidos este cambio en la densidad es generalmente pequeño, mientras que en el caso de un gas es considerable.

El intercambio de energía representado por el decremento en la presión estática entre las secciones "A" y "a", el cual puede ser medido, es usado para evaluar la diferencia en las velocidades de flujo, y por lo tanto el gasto. Todo esto es considerado por las expresiones analíticas, sin tomar en cuenta sí el cambio de área de "A" a "a" es gradual o abrupto; sin embargo la manera en que el área cambia si tiene un efecto significativo sobre la magnitud de la diferencial de presión estática, ya que si el cambio del área es gradual, o relativamente gradual, tal que la corriente de la sección transversal es más o menos buena guía en el cambio de "A" a "a", la mínima sección transversal de la corriente parece coincidir con "a". Pero cuando el cambio de área es abrupto, no hay una guía de la corriente, y si además la longitud axial de "a" es muy corta comparada con el diámetro de la tubería, la sección transversal de la corriente continúa para decrecer a una corta distancia de "a". Esta sección en la cual el área de la sección transversal es mínima se llama "vena contracta". En general puede establecerse que la distancia de la "vena contracta" de "a" y su área depende de la relación de áreas,  $\beta$ , y de las características del flujo.

Si corriente abajo de la sección "a", el área de flujo retorna a la misma área de sección transversal que la sección "A" en forma gradual o abrupta, la presión estática, la temperatura y la velocidad del fluido tenderán a retornar a aproximadamente los mismos valores que tenían en la sección "A".

Los conceptos físicos básicos o las ecuaciones de las cuales se desarrollaron las ecuaciones para el flujo de fluido a través de medidores de presión diferencial son las ecuaciones de continuidad y energía. La ecuación de continuidad para flujo en régimen permanente es un caso especial de la ley general de conservación de masa, y de acuerdo a esta ecuación la masa de fluido que pasa a través de una sección "A" por unidad de tiempo, no solo es constante sino que es igual a la que está pasando a través de la segunda sección, "a", por unidad de tiempo; entonces, el principio de conservación de masa quedaría como:

$$AV_1\rho_1 = aV_2\rho_2 \quad \dots (5.1)$$

donde:

- A: Área de la sección transversal corriente arriba
- A: Área de sección transversal corriente abajo
- V: Velocidad
- $\rho$ : Densidad del fluido

**La ecuación de energía.** La ecuación general de energía es simplemente un balance de la energía contenida y el estado de ésta en cada punto del paso del fluido de "A" a "a", así el incremento de su energía total, cinética más interna, es igual al trabajo desarrollado por el sistema más el calor adicionado a él. El trabajo realizado por el fluido debido al cambio de presión es  $(p_1v_1 - p_2v_2)$  y por lo tanto debido al cambio de potencial gravitacional (elevación) es  $(\Lambda_1 - \Lambda_2)$ ; entonces la ecuación general de energía queda:

$$(u_{k2} + u_{i2}) - (u_{k1} + u_{i1}) = (\rho_1v_1 - \rho_2v_2) + (\Lambda_1 - \Lambda_2) + q_H \quad \dots (5.2)$$

donde:

- $u_i$ : Energía interna del fluido
- $u_k$ : Energía cinética del fluido
- v: Volumen específico
- $\Lambda$ : Altura de una sección
- $q_H$ : Calor transferido por o hacia el fluido

### 5.3.1.- Balance macroscópico<sup>(30)</sup>

A continuación se deduce la ecuación que permite calcular la velocidad de flujo a través de un orificio. Para este propósito se aplica un balance de masa y otro de energía mecánica a la región comprendida entre los planos <1> y <2> (Fig. 5.5) en los que están situadas las dos tomas de presión.

Para el desarrollo de las ecuaciones teóricas de flujo es conveniente establecer las siguientes suposiciones y consideraciones respecto a la sección de la tubería, y al flujo a través de ésta:



- La sección de la tubería es horizontal así que el efecto de gravedad es el mismo en todas las secciones y la sección transversal,  $S$ , es constante, por lo que  $S_1=S_2$ .
- En el flujo de la sección "A" a la sección "a", el fluido no realiza trabajo externo.
- El flujo ocurre en régimen permanente y axial, y el perfil de velocidad en cada sección es relativamente plano y normal al eje de la tubería (flujo turbulento).
- No hay transferencia de calor entre el fluido y la tubería, por lo tanto  $q_H$  en la ec (5.2) es cero.

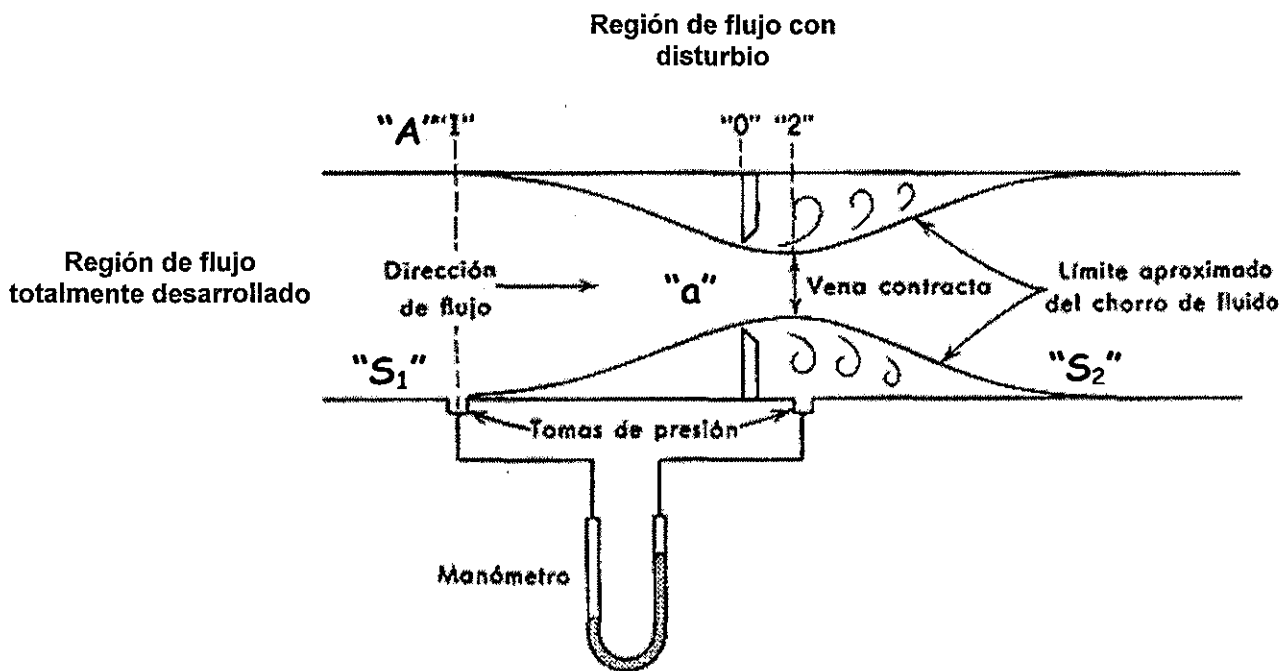


Fig. 5.6 Regiones de flujo a través de un medidor de orificio

a) Balance macroscópico de masa<sup>(30)</sup>

Aplicando al sistema la ecuación de conservación de masa se tiene:

$$\frac{d}{dt} m_{tot} = \rho_1 \langle v_1 \rangle S_1 - \rho_2 \langle v_2 \rangle S_2 \quad \dots (5.3)$$

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

donde  $m_{\text{tot}}$  es la masa total =  $\int \rho dv$  y corresponde a la masa total de fluido contenida entre planos <1> y <2>.

De la figura 5.6 se observa que la sección 1 "S<sub>1</sub>" y la sección 2 "S<sub>2</sub>" son iguales por lo tanto S<sub>1</sub>=S<sub>2</sub>=S, como se sabe que la masa total de fluido en el sistema no varía con el tiempo, es decir, el gasto másico, w, que entra es igual al que sale, y si:

$w = \rho \langle v \rangle S$  entonces:

$$\rho_1 \langle v_1 \rangle S_1 = \rho_2 \langle v_2 \rangle S_2 \quad \dots (5.4)$$

ó

$$w_1 = w_2$$

### b) Balance macroscópico de energía mecánica<sup>(30)</sup>

A partir de la ecuación de Bernoulli:

$$\frac{1}{2} \left[ \frac{\langle \bar{v}_2^3 \rangle}{\langle \bar{v} \rangle} - \frac{\langle \bar{v}_1^3 \rangle}{\langle \bar{v} \rangle} \right] + \Delta\phi + \int \frac{1}{\rho} dp + \dot{W} + \dot{E}_v = 0 \quad \dots (5.5)$$

$$\Delta \frac{1}{2} \frac{\langle \bar{v}^3 \rangle}{\langle \bar{v} \rangle} + \Delta\phi + \int \frac{1}{\rho} dp + \dot{W} + \dot{E}_v = 0 \quad \dots (5.6)$$

Como se tienen condiciones de flujo turbulento, se puede considerar que los perfiles de velocidad son aproximadamente planos, por lo tanto se tiene una buena aproximación sustituyendo  $\frac{\langle \bar{v}^3 \rangle}{\langle \bar{v} \rangle}$  por  $\langle \bar{v} \rangle^2$

Sin embargo, es necesario introducir un factor  $\alpha$  con el fin de tener en cuenta esta diferencia, por lo tanto y como no hay producción de trabajo ni variación de energía potencial, se tiene:

$$\frac{\langle v_2 \rangle^2}{2\alpha_2} - \frac{\langle v_1 \rangle^2}{2\alpha_1} + \int \frac{1}{\rho} dp + \hat{E}_v = 0 \quad \dots (5.7)$$

Si sabemos que las pérdidas por fricción están dadas por:

$$\hat{E}_v = \frac{1}{2} \langle v_2 \rangle^2 e_v$$

Se tiene:

$$\frac{\langle v_2 \rangle^2}{2\alpha_2} - \frac{\langle v_1 \rangle^2}{2\alpha_1} + \int \frac{1}{\rho} dp + \frac{1}{2} \langle v_2 \rangle^2 e_v = 0 \quad \dots (5.8)$$

Eliminando  $\langle v_1 \rangle$  y  $\langle v_2 \rangle$  de las ecuaciones (5.4) y (5.8) se obtiene una expresión que al multiplicarla por  $\rho S$  proporciona la velocidad de flujo de masa o gasto másico:

$$w = \rho_2 S_2 \sqrt{\frac{-2\alpha_2 \int \frac{1}{\rho} dp}{1 - \frac{\alpha_2}{\alpha_1} \left( \frac{\rho_2 S_0}{\rho_1 S_1} \right)^2 + \alpha_2 e_v}} \quad \dots (5.9)$$

Debido a que los modelos de flujo son complicados  $\alpha_1$ ,  $\alpha_2$  y  $e_v$  sólo se pueden obtener de forma aproximada, por lo que se hacen las siguientes consideraciones:

Se supone que  $e_v = 0$

Se supone que el perfil de velocidad en <1> es plano, de forma que  $\alpha_1 = 1$

Se supone que el perfil de velocidad en <2> está dado por el perfil aproximado de la Figura, de tal forma que

$$v_0 = \langle v \rangle (S/S_0) \quad \dots (5.10)$$

Y

$$\frac{1}{\alpha_2} = \frac{\langle v_2^3 \rangle}{\langle v_2 \rangle^3} = \frac{S_0 [\langle v \rangle (S/S_0)]^3 + (S - S_0)(0)}{S} \cdot \frac{1}{\langle v \rangle^3} = \left[ \frac{S}{S_0} \right]^2$$

$$\alpha_2 = \left[ \frac{S_0}{S_2} \right]^2 \quad \dots (5.11)$$

Con estas suposiciones, la ecuación (5.9) se transforma en:

$$w = \rho_2 S_0 \sqrt{\frac{-2\alpha_2 \int (1/\rho) dp}{1 - \frac{\alpha_2}{\alpha_1} \left( \frac{\rho_2 S_0}{\rho_1 S_1} \right)^2}} \quad \dots (5.12)$$

Esta expresión representa la variación fundamental de  $w$  con la densidad del fluido, la diferencial de presión y las dimensiones del tubo y del orificio. Para tener en cuenta los errores introducidos por las suposiciones anteriores, en la práctica se acostumbra multiplicar el segundo miembro de la ecuación anterior por un coeficiente de descarga,  $C_d$ :

$$w = C_d \rho_2 S_0 \sqrt{\frac{-2 \int (1/\rho) dp}{1 - \left( \frac{\rho_2 S_0}{\rho_1 S_1} \right)^2}} \quad \dots (5.13)$$

Donde el coeficiente de descarga experimental se ha correlacionado en función del número de Reynolds y de  $(S_0/S)$ .

En la mayoría de los casos resulta aceptable suponer un comportamiento adiabático sin fricción.

En el caso de gases ideales  $p\rho^{-\gamma} = \text{constante}$ , donde  $\gamma = \frac{C_p}{C_v}$ , por lo que se tiene:

$$w = C_d \rho_2 S_0 \sqrt{\frac{-2 \left( \frac{p_1}{\rho_1} \right) \left( \frac{\gamma}{\gamma-1} \right) \left( 1 - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \right)}{1 - \left( \frac{S_0}{S_1} \right)^2 \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{2}{\gamma}}} } \quad \dots (5.14)$$

Sin embargo para este estudio se utilizó la ecuación (5.13); ya que se define el camino termodinámico de la expansión analíticamente mediante cálculos de equilibrio gas-líquido y se calculan las propiedades de los fluidos a condiciones de flujo entre ellas la densidad en función de la presión utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson <sup>(22)</sup> .

## Capítulo 6

### VALIDACIÓN DEL MODELO

#### 6.1.- Validación del modelo con un caso reportado en la literatura<sup>(11)</sup>

En el campo de Basin Indian en New Mexico, la Compañía Chevron opera 12 pozos de gas, los cuales producen de 3 a 6 MMpcd; los medidores de los pozos construidos hace 30 años son de orificio de 3 pg. con codos fuera de plano y otros aditamentos para medir gas húmedo. Debido a que el viejo sistema de medición no tenía la configuración recomendada por el API <sup>(1)</sup>, la única manera de asegurar las condiciones de flujo fue registrar los perfiles de velocidad que se tenían dentro del medidor, por lo que se usó un medidor de flujo del tipo pitot; se construyó una unidad de deshidratación para disminuir el contenido de líquido en el gas y se instaló un nuevo medidor de orificio con medición electrónica corriente abajo de la instalación existente<sup>(11)</sup>.

La composición del gas para el pozo No. 1 se muestra en la siguiente Tabla .

Componente	% mol
Sulfhídrico	0.66
Nitrógeno	0.82
Bióxido de carbono	0.52
Metano	90.27
Etano	4.87
Propano	1.5
Isobutano	0.28
n-Butano	0.47
Isopentano	0.18
n-Pentano	0.17
Hexano Plus	0.27
Heptano +	0.09

**Tabla 6.1.- Composición del gas**

En la *Tabla 6.2* se muestran las condiciones de operación bajo las que se efectuó la prueba, así como los factores de compresibilidad calculados.

<b>Característica</b>	<b>Medidor No. 1</b>	<b>Medidor No. 2</b>
Presión barométrica	26.01 pg Hg	26.00 pg Hg
Presión estática	603 psig	637 psig
Presión diferencial	46.2 pg. agua	44.9 pg. agua
Temperatura	78°F	78°F
Diámetro placa de orificio	1.875 pg.	2.125 pg.
Relación beta	0.6076	0.6886
Z a condiciones de flujo	0.9076	0.9076
Z a condiciones std.	0.9975	0.9975
Gasto de gas	4.076 MMpcd	5.608 MMpcd

**Tabla 6.2.- Condiciones de la prueba**

En la *Tabla 6.3* se presenta la información general de la composición del gas del pozo No. 1 incluyendo: peso molecular, punto de ebullición, presión y temperatura críticas, así como el factor acéntrico.

En la *Tabla 6.4* se muestran las propiedades del gas calculadas a condiciones de flujo, tanto en la región totalmente desarrollada considerando un nodo de inicio con una presión establecida (nodo 1); como en la región de disturbio: corriente arriba del medidor (nodo 2) y corriente abajo del medidor (nodo 3).

En la *Tabla 6.5* se presenta información adicional del gasoducto y la caída de presión calculada en la región de flujo totalmente desarrollado.

En la *Tabla 6.6* se presentan los cálculos correspondientes a la densidad de la mezcla, esfuerzos de corte y velocidad promedio ajustada, considerando flujo bifásico con un patrón de flujo tipo niebla y régimen turbulento, como se propone en este trabajo. Se muestran además los cálculos del gasto másico que se maneja en la región de flujo totalmente desarrollado y que sirve como base para posteriormente calcular mediante un procedimiento iterativo el gasto medido utilizando el modelo propuesto en este trabajo.

En la *Tabla 6.7* se muestran los factores involucrados en el cálculo del gasto con medidor de placa de orificio, empleando las ecuaciones recomendadas por el API<sup>(1)</sup>.

En la *Tabla 6.8* se presenta un comparativo de los resultados obtenidos por la Compañía Chevron con los del modelo analítico propuesto en este trabajo, observándose una desviación de 1.24% en la presión diferencial, lo cual, dada la incertidumbre que existe en la medición de gas húmedo, se considera dentro del rango de tolerancia.

Muestra	Componente	Gas húmedo		Peso molecular	Punto de ebullición °F	Propiedades críticas		factor de acentricidad
		% mol				Temperatura °F	Presión Psia	
Nitrógeno	N2	0,82	28,0134	-320,44360	-232,5226	491,3598	0,0372	
H2S	H2S	0,66						
Biox. Carbono	CO2	0,52	44,0099	-63,66999	87,9080	1070,7410	0,2230	
Agua	H2O							
Metano	C1	90,26	16,0427	-258,73600	-116,6710	666,4484	0,0104	
Etano	C2	4,87	30,0696	-127,48000	89,9240	706,5368	0,0991	
Propano	C3	1,50	44,0965	-43,77998	206,0600	615,9753	0,1520	
Isobutano	iC4	0,28	58,1234	10,88604	274,4600	527,0671	0,1844	
Butano	nC4	0,47	58,1234	31,10000	305,7800	549,8381	0,1985	
Isopentano	iC5	0,18	72,1503	82,18401	369,1400	489,7924	0,2270	
Pentano	nC5	0,17	72,1503	96,90800	385,9700	489,5023	0,2513	
Hexano	C6	0,18	86,1772	155,71500	454,5500	439,4644	0,2979	
Heptano (+)	C7 (+)	0,09	100,2041	209,17400	512,6000	396,8232	0,3498	

Tabla 6.3.- Información general composición del gas

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Gas húmedo		
Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3

Presión (psia)	605.00	598.14	596.45
Densidad de la mezcla (lb/pie <sup>3</sup> )		2.120582	2.114758
Viscosidad (cp)		0.01216836	0.01216333
Densidad específica gas		0.5987374	0.5987374
Factor de compresibilidad		0.8775531	0.8777241
No. Mach		0.0203977	0.0203977
No. de Reynolds		8348106	8348106
Velocidad sónica (pie/seg)		1245.645	1245.645

**Tabla 6.4.- Propiedades de los fluidos a condiciones de flujo**

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tipo gas	Presión entrada (psia)	Longitud (pie)	Diámetro interior (pg)	Espesor (pg)	Rugosidad (pg)	Temperatura (°F)	Presión de salida (psia)	Caída de presión (psia)
húmedo	605.00	1000	3.000	0.5	0.001	78	598.14	6.86

**Tabla 6.5.-Información general de la Región de flujo totalmente desarrollado**

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Viscosidad mezcla (cp)	Densidad mezcla (Lb/pe <sup>3</sup> )	Densidad mezcla (Kg/m <sup>3</sup> )	Peso específico (N/m <sup>3</sup> )	Caída de presión (Lb/pg <sup>2</sup> )	Caída de presión Pa (N/m <sup>2</sup> )	Diámetro tubería (m)	Longitud (m)	Esfuerzo corte $\tau_0$ Pa (N/m <sup>2</sup> )
------------------------	---------------------------------------	--------------------------------------	-------------------------------------	--	---	----------------------	--------------	--

Pozo No.1	0.01216836	2.120582	33.9683307	0.0134975	6.86	47310.3448	0.3302	304.8	12.81321839
-----------	------------	----------	------------	-----------	------	------------	--------	-------	-------------

Radio R (m)	Distancia radial r (m)	Esfuerzo corte $\tau$ Pa (N/m <sup>2</sup> )	Velocidad de corte (v*) (m/s)	Viscosidad cinemática (m <sup>2</sup> /s)	Velocidad promedio (m/seg)	Área (m <sup>2</sup> )	Gasto (m <sup>3</sup> /seg)	Gasto másico (Kg/seg)
-------------	------------------------	--	-------------------------------	---	----------------------------	------------------------	-----------------------------	-----------------------

Pozo No.1	0.1651	0.1651	0.614174826	3.57904E-07	20.3295347	0.08563356	1.74089051	59.13514453
-----------	--------	--------	-------------	-------------	------------	------------	------------	-------------

Tabla 6.6.- Cálculos en la Región de flujo totalmente desarrollado

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

### Región de flujo con disturbio

Diámetro tubería (pg) Dr	Diámetro orificio (pg) dr	d	D	Beta	Núm. Reynolds	Temperatura flujo (°R) 459.69	Temperatura ambiente (°R) 459.69	Ev	C
--------------------------	---------------------------	---	---	------	---------------	-------------------------------	----------------------------------	----	---

3	1.875	1.87517378	3.00018637	0.625019	1415061	537.69	494.69	1.08631918	0.88558182
---	-------	------------	------------	----------	---------	--------	--------	------------	------------

A	L2	M2	M1	DNSTRM	B	UPSTRM	TAPTERM	Ci(CT)	Ci(FT)	Cd(FT)
---	----	----	----	--------	---	--------	---------	--------	--------	--------

0.02183219	0.33331263	1.77775789	-0.20018637	-0.00468365	0.18008936	0.00573225	0.00104859	0.60213476	0.60318335	0.60632427
------------	------------	------------	-------------	-------------	------------	------------	------------	------------	------------	------------

**Tabla 6.7.- Cálculo de factores de la placa de orificio, Reporte No. 8, AGA<sup>(16)</sup>**

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tipo de gas	Presión estática (psi)	Presión diferencial Pg. agua	Presión diferencial psi	Presión entrada (psi)	Presión antes placa orificio (psi)	Presión después placa orificio (psi)	Diferencial presión (psi)	Diferencia %	Volumen MMpcd
-------------	------------------------	------------------------------	-------------------------	-----------------------	------------------------------------	--------------------------------------	---------------------------	--------------	---------------

húmedo	603	46.2	1.67	605	598.14	596.45	1.69	1.2738	4.076
--------	-----	------	------	-----	--------	--------	------	--------	-------

Investigación de Chevron      Modelo analítico

**Tabla 6.8.- Resultados de la validación teórica del modelo**

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

## 6.2.- Validación del modelo con resultados de campo

Con el fin de validar el modelo con datos de campo se solicitó información del Activo de Producción Burgos Reynosa, que es actualmente el mayor productor de gas no asociado del sistema petrolero en México, con una producción aproximada de 1,000 MMpcd de gas, de los cuales el 40% es gas húmedo. La información proporcionada corresponde a un medidor de placa de orificio denominado (FR-1A), colocado en un gasoducto que maneja un volumen de 142.5 MMpcd de gas húmedo y otro medidor (FR-1B) que maneja un volumen de 129 MMpcd de gas seco.

En la *Tabla 6.9* se presenta la composición del gas húmedo y en la *Tabla 6.10* las condiciones de operación de los medidores.

Componente	% mol
Nitrógeno	0.19
Bióxido de carbono	0.94
Metano	92.77
Etano	5.16
Propano	0.78
Isobutano	0.12
n-Butano	0.06

**Tabla 6.9.- Composición del gas en medidor FR-1A**

Característica	FR-1A	FR-1B
Presión estática	960 psig	960 psig
Presión diferencial	59.29 pg agua	49 pg agua
Temperatura	111 °F	111 °F
Placa de orificio	9 pg	9 pg
Relación beta	0.69	0.69
Gasto de gas	142.449 MMpcd	129.7079 MMpcd

**Tabla 6.10.- Condiciones de operación**

En la *Tabla 6.11* se muestra la información general de las propiedades del gas húmedo (Medidor FR-1A) con el contenido de líquidos que maneja, incluyéndose además la composición cromatográfica de una muestra de gas seco (sin contenido de líquidos).

En la *Tabla 6.12* se presentan las propiedades del gas seco y del gas húmedo manejados por el medidor FR-1A calculadas a condiciones de flujo, considerando en la región totalmente desarrollada un "nodo 1" de inicio con una presión

establecida, y en la región de disturbio los nodos “2” y “3” que representan la presión corriente arriba y abajo del medidor respectivamente, como se discutió previamente en la sección 5.3 de este trabajo, y que son requeridos por el modelo propuesto.

La *Tabla 6.13* presenta los mismos cálculos que la *Tabla 6.12* para la composición del gas del volumen que maneja el medidor FR-1B.

En la *Tabla 6.14* se presenta la caída de presión calculada en la región de flujo totalmente desarrollado para ambos medidores.

La *Tabla 6.15* presenta los cálculos realizados con el modelo propuesto de la densidad de la mezcla, esfuerzos de corte y velocidad promedio ajustada, considerando régimen turbulento en la región de flujo totalmente desarrollado. Se presentan además los cálculos del gasto másico, mismos que sirven como base para posteriormente calcular mediante un procedimiento iterativo el gasto medido utilizando el modelo propuesto.

En la *Tabla 6.16* se puede observar los factores calculados involucrados en las ecuaciones para determinar el gasto con medidor de placa de orificio recomendadas por el API <sup>(1)</sup>.

En la *Tabla 6.17* se presentan los datos de la información de campo, en lo que se refiere a presiones diferenciales y volúmenes manejados.

La *Tabla 6.18* muestra los cálculos realizados con el modelo analítico propuesto, obteniéndose una desviación de la presión diferencial de  $-1.01\%$  en el caso de la muestra de gas seco manejada por el medidor FR-1A y de  $4.13\%$  para el gas húmedo con un volumen de  $142.44$  MMpcd; y una desviación de  $0.57\%$  con el medidor FR-1B manejando un volumen de  $129.7$  MMpcd de gas seco.

Muestra	Componente	Gas seco		Gas húmedo % mol	Ductos norte bl/MMpc	Peso molecular	Punto de ebullición °F	Propiedades críticas		Factor de acentricidad
		% mol	% mol					Temperatura °F	Presión (Psia)	
Nitrógeno	N2	0.19	0.19		0.00	28.0134	-320.44360	-232.5226	491.3598	0.0372
H2S	H2S									
Biox. Carbono	CO2	0.94	0.93		0.00	44.0099	-63.66999	87.9080	1070.7410	0.2230
Agua	H2O									
Metano	C1	92.77	92.03		0.00	16.0427	-258.73600	-116.6710	666.4484	0.0104
Etano	C2	5.16	5.12		0.00	30.0696	-127.48000	89.9240	706.5368	0.0991
Propano	C3	0.78	0.75		4.96	44.0965	-43.77998	206.0600	615.9753	0.1520
Isobutano	iC4	0.12	0.12		0.93	58.1234	10.88604	274.4600	527.0671	0.1844
Butano	nC4	0.06	0.06		0.45	58.1234	31.10000	305.7800	549.8381	0.1985

Tabla 6.11.- Información general de la composición del gas (Activo Burgos)

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



**Medidor FR-1A**

	Muestra de gas seco			Gas húmedo		
	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3
Presión (psia)	962.40	959.97	957.85	963.90	959.99	957.76
líquido (% volumen)	0	0	0	0.000034	0.000034	0.000034
Gas (% fracción)	100	100	100			
Peso molecular gas (gr/mol)	17.34108	17.34108	17.34108	17.34117	17.3407	17.3407
Peso molecular mezcla (gr/mol)	17.34108	17.34108	17.34108	18.08459	18.08459	18.08459
Densidad (lb/pie <sup>3</sup> )						
Gas	0.04583376	3.195425	3.188709	3.188313	3.195827	3.188672
líquido				68.73693	68.74103	68.74286
Densidad de la mezcla (lb/pie <sup>3</sup> )	0.04583329	3.195425	3.188709	3.343802		
sin resbalamiento					3.351698	3.344212
con resbalamiento					5.656464	5.649646
Viscosidad (cp)						
gas	0.01093245	0.01318049	0.01317451	0.01093253	0.01317954	0.01317334
líquido				30.53986	14.97509	14.99761
Viscosidad de la mezcla (cp)		0.01318049	0.01317451			
con resbalamiento					0.5748655	0.5757051
sin resbalamiento					0.04875996	0.04872675
Densidad específica gas		0.5987114	0.5987114		0.5987145	0.5986987
Factor de compresibilidad	0.9972939	0.8775132	0.8776318	0.9972939	0.8774743	0.8775916
No. Mach		0.01967017	0.01967017		0.02018943	0.2593103
No. de Reynolds		1.0023 E7	1.0023 E7		2848287	2848287
Velocidad sónica (pie/seg)		1303.936	1304.936		1273.188	1273.188

**Tabla 6.12.- Propiedades de los fluidos a condiciones de flujo (Medidor FR-1A)**

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Medidor FR-1B

	Muestra de gas seco		
	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3
Presión (psia)	962.10	960.08	958.30
líquido (% volumen)	0	0	0
Gas (% fracción)	100	100	100
Peso molecular gas (gr/mol)	17.34108	17.34108	17.34108
Peso molecular mezcla (gr/mol)	17.34108	17.34108	17.34108
Densidad (lb/pie <sup>3</sup> )			
Gas	0.04583329	3.195652	3.189331
líquido			
Densidad de la mezcla (lb/pie <sup>3</sup> )	0.04583329	3.195652	3.189331
sin resbalamiento			
con resbalamiento			
Viscosidad (cp)			
gas	0.01093245	0.01318101	0.01317723
líquido			
Viscosidad de la mezcla (cp)		0.01318101	0.01317723
con resbalamiento			
sin resbalamiento			
Densidad específica gas		0.5987114	0.5987114
Factor de compresibilidad	0.9972939	0.8775205	0.877718
No. Mach		0.01790806	0.01790806
No. de Reynolds		9126204	9126204
Velocidad sónica (pie/seg)		1303.694	1303.964

Tabla 6.13.- Propiedades de los fluidos a condiciones de flujo, Medidor FR-1B

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tipo gas	Presión entrada (psia)	Longitud (pie)	Diámetro interior (pg)	Espesor (pg)	Rugosidad (pg)	Temperatura (°F)	Presión de salida (psia)	Caída de presión (psia)
FR-1A seco	962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	960.00	2.4000
FR-1A húmedo	963.90	1000	13.000	0.5	0.001	95	960.00	3.9000
FR-1B seco	962.10	1000	13.000	0.5	0.001	95	960.00	2.1000

**Tabla 6.14.- Caídas de presión calculadas para la Región de flujo totalmente desarrollada en los dos medidores**

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

	Viscosidad mezcla (cp)	Densidad mezcla (Lb/pie <sup>3</sup> )	Densidad mezcla (Kg/m <sup>3</sup> )	Peso específico (N/m <sup>3</sup> )	Caída de presión (Lb/pg <sup>2</sup> )	Caída de presión Pa (N/m <sup>2</sup> )	Diámetro tubería (m)	Longitud (m)	Esfuerzo corte $\tau_0$ Pa (N/m <sup>2</sup> )
FR-1A (seco)	0.01093245	3.195425	51.1855958	0.02033888	2.4	16551.7241	0.3302	304.8	4.482758621
FR-1A (húmedo)	0.04875996	3.351698	53.6888392	0.02133356	3.9	14482.7586	0.3302	304.8	3.922413793
FR-1B (seco)	0.01318101	3.195652	51.189232	0.02034033	2.1	13931.0345	0.3302	304.8	3.772988506

Radio R (m)	Distancia radial r (m)	Esfuerzo corte $\tau$ Pa (N/m <sup>2</sup> )	Velocidad de corte (v*) (m/s)	Viscosidad cinemática (m <sup>2</sup> /s)	Velocidad promedio (m/seg)	Área (m <sup>2</sup> )	Gasto (m <sup>3</sup> /seg)	Gasto másico (Kg/seg)
-------------	------------------------	--	-------------------------------	---	----------------------------	------------------------	-----------------------------	-----------------------

FR-1A (seco)	0.1651	0.1651	4.482758621	0.295936679	2.13E-07	9.63826171	0.08563356	0.8253587	42.24647685
FR-1A (húmedo)	0.1651	0.1651	3.922413793	0.270292936	9.07E-07	7.76492505	0.08563356	0.66493821	35.69976044
FR-1B (seco)	0.1651	0.1651	3.772988506	0.271489748	2.57E-07	8.6568441	0.08563356	0.74131641	37.94741783

**Tabla 6.15.- Cálculos de la densidad de la mezcla, esfuerzos de corte y gastos másicos en la Región de flujo totalmente desarrollado, considerando flujo turbulento, con el modelo propuesto.**

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

## Región de flujo con disturbio

Tipo gas	Diámetro tubería (pg) Dr	Diámetro orificio (pg) dr	d	D	Beta	Núm. Reynolds	Temperatura flujo (°R) 459.69	Temperatura ambiente (°R) 459.69	Ev	C
FR-1A seco	13	9	8.99850317	12.9985508	0.692270	10023000	509.69	494.69	1.1393605	0.44632457
FR-1A húmedo	13	9	8.99850317	12.9985508	0.692270	2848287	509.69	494.69	1.1393605	0.69325927
FR-1B seco	13	9	8.99850317	12.9985508	0.692270	9126204	509.69	494.69	1.1393605	0.46120971

Tipo gas	A	L2	M2	M1	DNSTRM	B	UPSTRM	TAPTERM	CI(CT)	CI(FT)	Cd(FT)
FR-1A seco	0.00494795	0.077	0.500	-10.199	-0.00223396	0.29814235	0.00242922	0.00019526	0.59796661	0.59816187	0.60039568
R-1A húmedo	0.01353805	0.077	0.500	-10.199	-0.00223127	0.29814235	0.00242441	0.00019314	0.59796661	0.59815975	0.60170378
FR-1B seco	0.00533324	0.077	0.500	-10.199	-0.00223384	0.29814235	0.002429	0.00019517	0.59796661	0.59816177	0.60047300

**Tabla 6.16.- Cálculo de factores de la placa de orificio, conforme al Reporte No. 8 AGA<sup>(16)</sup>**

ESTA TESIS NO SALI  
 DE LA BIBLIOTECA

TESIS CON  
 FALLA DE ORIGEN

Fuente	Tipo de gas	Lectura estática	Lectura diferencial	Rango aparato (psi)	Rango aparato (pg. agua)	Presión estática (psi)	Presión diferencial Pg. agua	Presión diferencial psi	Volumen MMpcd
FR-1A	seco	8.000	7.700	1500	100	960.00	59.29	2.14	142.4498
FR-1A	húmedo	8.000	7.700	1500	100	960.00	59.29	2.14	142.4498
FR-1B	seco	8.000	7.000	1500	100	960.00	49.00	1.77	129.7079

**Tabla 6.17.- Información de campo**

Tipo de gas	Fecha	Presión entrada (psi)	Presión antes placa orificio (psi)	Presión después placa orificio (psi)	Diferencial presión (psi)	Diferencia %	Volumen MMpcd
FR-1A	Gas seco	962.4	959.97	957.85	2.12	-1.01	142.440
FR-1A	Gas húmedo	963.9	959.99	957.76	2.23	4.13	142.690
FR-1B	Gas seco	962.1	960.08	958.3	1.78	0.57	129.700

**Tabla 6.18.- Resultado de la validación del modelo analítico**

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

### 6.3.- Aplicación del modelo a un caso particular.

Con el fin de determinar la forma en que el contenido de humedad afecta la medición del gas, la metodología desarrollada en este trabajo se aplicó a la información de los medidores FR-1A y FR-1B del Sistema Troncal Ductos Norte del Activo de Producción Burgos Reynosa. Para esto, se incrementó el % mol de líquido en un rango de 1 a 10%, manteniéndose constante la composición, pero variando el % mol de cada elemento a fin de tener condiciones de equilibrio entre las fases gas-líquido.

En la *Tabla 6.19* se presenta la composición cromatográfica del gas a condiciones de flujo, variando el contenido de humedad en el gas (1-10%mol), se considera una muestra de gas seco y muestras que contienen diferentes porcentajes de líquido

En la *Tabla 6.20* se presentan las propiedades calculadas a condiciones de flujo de la muestra de gas seco y de las muestras de gas húmedo; en este caso como en los anteriores el uso de cálculos de equilibrio de fase gas-líquido mediante la ecuación de estado de Peng Robinson<sup>(22)</sup> permitió conocer el camino termodinámico de la expansión de gas, y simular las propiedades del fluido en cada etapa del proceso, tanto en la región totalmente desarrollada, considerando un nodo de inicio con una presión establecida (nodo 1); como en la región de disturbio: corriente arriba (nodo 2) y corriente abajo (nodo 3) del medidor.

En la *Tabla 6.21* se observan los cálculos de caída de presión en la región de flujo totalmente desarrollado para todas las muestras consideradas.

La *Tabla 6.22* presenta los cálculos de la densidad de la mezcla y esfuerzos de corte en la región de flujo totalmente desarrollado para todas las muestras.

En la *Tabla 6.23* se muestran los cálculos de la velocidad promedio ajustada considerando régimen turbulento y el gasto másico que se está manejando en la región de flujo totalmente desarrollado, y que además sirve como base para calcular posteriormente el gasto medido mediante un procedimiento iterativo.

La *Tabla 6.24* muestra el cálculo de los factores involucrados en las ecuaciones para la determinación del gasto con medidor de placa de orificio recomendadas por el Reporte No. 8 del AGA<sup>(16)</sup>.

Finalmente, en la *Tabla 6.25* se presentan los factores de desviación determinados, tomando como base el gasto de gas seco calculado y las diferencias encontradas en los volúmenes obtenidos de gas húmedo, observándose diferencias que van de -0.624% hasta 3.87%.

En las Figuras 6.1 y 6.2 se muestran respectivamente, la variación de la presión diferencial y del gasto de gas calculado considerando los incrementos de volumen de líquido en el medidor FR-1A. Se hace notar que para este caso particular, mientras el contenido de líquidos es pequeño, hasta 2% mol, se observan lecturas

de diferencial de presión menores que las que se tendrían si se estuviera manejando gas seco, por lo que se está sobreprediciendo el volumen de gas; una vez que empieza a incrementarse el contenido de líquido aumenta la diferencial de presión, teniéndose al contrario; que el gasto de producción se subpredice, con lo que se estarían cuantificando volúmenes menores de los que realmente está manejando el medidor.

En la literatura revisada en el Capítulo 2 sobre trabajos experimentales y de campo realizados por investigadores y compañías, se llega a resultados similares dependiendo de los diferentes arreglos y condiciones de operación utilizadas en cada caso.



Componente	Gas seco		1% mol líquido		2% mol líquido		3% mol líquido		4% mol líquido	
	% mol		% mol		% mol		% mol		% mol	
	vapor	líquido	vapor	líquido	vapor	líquido	vapor	líquido	vapor	líquido
N2	0.190		0.188		0.186		0.184		0.182	
H2S										
CO2	0.940		0.931		0.921		0.912		0.902	
H2O				1.005		2.004		3.007		4.008
C1	92.770		91.838		90.911		89.981		89.052	
C2	5.160		5.108		5.057		5.005		4.953	
C3	0.760		0.752		0.745		0.737		0.730	
iC4	0.120		0.119		0.118		0.116		0.115	
nC4	0.060		0.059		0.059		0.058		0.058	

Componente	5% mol líquido		6% mol líquido		7% mol líquido		8% mol líquido		9% mol líquido	
	% mol		% mol		% mol		% mol		% mol	
	vapor	líquido	vapor	líquido	vapor	líquido	vapor	líquido	vapor	líquido
N2	0.180		0.179		0.177		0.175		0.173	
H2S										
CO2	0.893		0.884		0.874		0.865		0.855	
H2O		5.006		6.002		7.003		8.004		9.008
C1	88.126		87.202		86.274		85.345		84.413	
C2	4.902		4.850		4.799		4.747		4.695	
C3	0.722		0.714		0.707		0.699		0.692	
iC4	0.114		0.113		0.112		0.110		0.109	
nC4	0.057		0.056		0.056		0.055		0.055	

**Tabla 6.19.- Composición cromatográfica del gas a condiciones de flujo  
Caso particular del Activo Burgos**

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Componente	10% mol líquido	
	vapor	líquido
N2	0.171	
H2S		
CO2	0.846	
H2O		10.007
C1	83.486	
C2	4.644	
C3	0.684	
iC4	0.108	
nC4	0.054	

**Tabla 6.19 (continuación).- Composición cromatográfica del gas a condiciones de flujo  
Caso particular del Activo Burgos**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

	Muestra de gas seco			Gas húmedo 1% mol líquidos			Gas húmedo 2% mol líquidos		
	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3
Presión (psia)	962.40	959.97	957.85	962.40	958.88	956.79	962.40	958.88	956.80
líquido (% volumen)		0	0		0.04842155	0.04833119		0.1036337	0.1034257
Gas (% fracción)		100	100		99.95158	99.95167		99.89637	99.89658
Densidad (lb/pie <sup>3</sup> )									
Gas		3.195425	3.188709		3.192391	3.185718		3.192346	3.185679
líquido					61.71866	61.72103		61.71053	61.71298
Densidad de la mezcla (lb/pie <sup>3</sup> )									
sin resbalamiento		3.195425	3.188709		3.220731	3.214009		3.25299	3.246211
con resbalamiento					4.210135	4.203619		4.66539	4.658957
Viscosidad (cp)									
gas		0.01318049	0.01317451		0.01318035	0.0131745		0.01318038	0.1317457
líquido					0.7777047	0.7783184		0.7756292	0.7762634
Viscosidad de la mezcla (cp)									
con resbalamiento					0.02647507	0.02647999		0.03237311	0.03238342
sin resbalamiento		0.01318049	0.01317451		0.01355054	0.0135443		0.01397053	0.0139638
Densidad específica gas		0.5987114	0.5987114		0.5987382	0.5987382		0.5987381	0.5987381
Factor de compresibilidad		0.8775132	0.8776318		0.8775023	0.8776496		0.8775054	0.8776536
No. Mach		0.01967017	0.01967017		0.01961115	0.01961115		0.01957977	0.01957977
No. de Reynolds		1.0023 E7	1.0023 E8		9753855	9753855		9492694	9492694
Velocidad sónica (pie/seg)		1303.936	1304.936		1298.105	1298.105		1291.655	1291.655

**Tabla 6.20.- Propiedades del gas seco y del gas húmedo a condiciones de flujo, variando el contenido de líquido entre 1 y 10% mol**

TESIS CON  
 FALLA DE ORIGEN

	Gas húmedo 3% mol líquidos			Gas húmedo 4% mol líquidos			Gas húmedo 5% mol líquidos		
	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3
Presión (psia)	962.40	958.84	956.73	962.40	958.79	956.66	962.40	958.88	956.80
líquido (% volumen)		0.1601131	0.1597805		0.2175917	0.217129		0.1036337	0.1034257
Gas (% fracción)		99.83989	99.84022		99.78241	99.78287		99.89637	99.89658
Densidad (lb/pie <sup>3</sup> )									
Gas		3.192145	3.185386		3.191943	3.185091		3.192346	3.185679
líquido		61.70802	61.71049		61.70679	61.70926		61.71053	61.71298
Densidad de la mezcla (lb/pie <sup>3</sup> )									
sin resbalamiento		3.285836	3.278898		3.319267	3.312164		3.25299	3.246211
con resbalamiento		5.010614	5.004142		5.301574	5.295058		4.66539	4.658957
Viscosidad (cp)									
gas		0.01318027	0.01317442		0.01318017	0.01317427		0.01318038	0.01317457
líquido		0.7749876	0.775628		0.7746732	0.7753146		0.7756292	0.7762634
Viscosidad de la mezcla (cp)									
con resbalamiento		0.03687001	0.03686881		0.04063421	0.04065164		0.03237311	0.0139638
sin resbalamiento		0.01440003	0.01439267		0.01483711	0.01482909		0.01397053	0.0139638
Densidad específica gas		0.598738	0.5987114		0.5987379	0.5987379		0.5987381	0.5987381
Factor de compresibilidad		0.877512	0.8776633		0.8775185	0.877673		0.8775054	0.877673
No. Mach		0.01969118	0.01969118		0.01980419	0.01980419		0.01957977	0.01957977
No. de Reynolds		9308404	9308404		9131935	9131935		9492694	9492694
Velocidad sónica (pie/seg)		1285.154	1285.154		1278.637	1278.637		1291.655	1291.655

**Tabla 6.20 (continuación) .- Propiedades del gas seco y del gas húmedo a condiciones de flujo, variando el contenido de líquido entre 1 y 10% mol**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

	Gas húmedo 6% mol líquidos			Gas húmedo 7% mol líquidos			Gas húmedo 8% mol líquidos		
	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3
Presión (psia)	962.40	958.70	956.73	962.40	958.65	956.45	962.40	958.61	956.37
líquido (% volumen)		0.3355264	0.1597805		0.3965072	0.3956193		0.4587342	0.4576911
Gas (% fracción)		99.66447	99.84022		99.60349	99.60438		99.54127	99.54231
Densidad (lb/pie <sup>3</sup> )									
Gas		3.191536	3.185386		3.191326	3.184183		3.191112	3.183867
líquido		61.70565	61.71049		61.70519	61.70764		61.70491	61.70735
Densidad de la mezcla (lb/pie <sup>3</sup> )									
sin resbalamiento		3.387866	3.278898		3.423338	3.415713		3.459534	3.451724
con resbalamiento		5.793176	5.004142		6.011919	6.005239		6.2178	6.211057
Viscosidad (cp)									
gas		0.01317995	0.01317396		0.01317984	0.0131738		0.01317973	0.01317363
líquido		0.7743589	0.7749975		0.7742663	0.7749029		0.774195	0.7748284
Viscosidad de la mezcla (cp)									
con resbalamiento		0.04702336	0.04704602		0.04986716	0.04989204		0.05254405	0.05257104
sin resbalamiento		0.01573391	0.01572444		0.01619761	0.01618734		0.01667077	0.016665966
Densidad específica gas		0.5987377	0.5987377		0.5987375	0.5987375		0.5987374	0.5987374
Factor de compresibilidad		0.8775319	0.8776928		0.8775389	0.8777031		0.877546	0.8777135
No. Mach		0.02003491	0.02003491		0.02015365	0.02015365		0.02027442	0.02027442
No. de Reynolds		8800927	8800927		8644344	8644344		8493674	8493674
Velocidad sónica (pie/seg)		1265.568	1265.568		1258.965	1258.965		1252.3322	1252.3322

**Tabla 6.20 (continuación) .- Propiedades del gas seco y del gas húmedo a condiciones de flujo, variando el contenido de líquido entre 1 y 10% mol**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

	Gas húmedo 9 % mol líquidos			Gas húmedo 10 % mol líquidos		
	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3	Nodo 1	Nodo 2	Nodo 3
Presión (psia)	962.40	985.56	956.30	962.40	958.50	956.21
líquido (% volumen)		0.5224679	0.521262		0.5871714	0.5857961
Gas (% fracción)		99.47753	99.47874		99.41283	99.41421
Densidad (lb/pie <sup>3</sup> )						
Gas		3.190894	3.183546		3.190672	3.183189
líquido		61.70469	61.70712		61.70451	61.70694
Densidad de la mezcla (lb/pie <sup>3</sup> )						
sin resbalamiento		3.49661	3.488607		3.534249	3.526016
con resbalamiento		6.414148	6.407331		6.60112	6.5942
Viscosidad (cp)						
gas		0.01317962	0.01317346		0.0131795	0.01317327
líquido		0.7741387	0.7747694		0.774093	0.774723
Viscosidad de la mezcla (cp)						
con resbalamiento		0.05509723	0.05512615		0.05752895	0.0575598
sin resbalamiento		0.01715538	0.01714337		0.0176473	0.01763436
Densidad específica gas		0.5987374	0.5987374		0.5987372	0.5987372
Factor de compresibilidad		0.8775531	0.8777241		0.8775603	0.87773
No. Mach		0.0203977	0.0203977		0.02052246	0.02052246
No. de Reynolds		8348106	8348106		8208638	8208638
Velocidad sónica (pie/seg)		1245.645	1245.645		1238.964	1238.964

**Tabla 6.20 (continuación) .- Propiedades del gas seco y del gas húmedo a condiciones de flujo, variando el contenido de líquido entre 1 y 10% mol**

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Región de flujo totalmente desarrollado										
Tipo gas	% mol líquido	Presión entrada (psia)	Longitud (pie)	Diámetro interior (pg)	Espesor (pg)	Rugosidad (pg)	Temperatura (°F)	Presión de salida (psia)	Caída de presión (psia)	
seco		962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	959.97	2.43	
húmedo	1	962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	958.88	3.52	
húmedo	2	962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	958.88	3.52	
húmedo	3	962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	958.84	3.56	
húmedo	4	962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	958.79	3.61	
húmedo	5	962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	958.75	3.65	
húmedo	6	962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	958.70	3.70	
húmedo	7	962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	958.65	3.75	
húmedo	8	962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	958.61	3.79	
húmedo	9	962.40	1000	13.000	0.5	0.001	95	958.56	3.84	

**Tabla 6.21.- Caídas de presión calculadas en la Región de flujo totalmente desarrollado**

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

	Viscosidad mezcla (cp)	Densidad mezcla (Lb/pie <sup>3</sup> )	Densidad mezcla (Kg/m <sup>3</sup> )	Peso especifico (N/m <sup>3</sup> )	Caída de presión (Lb/pg <sup>2</sup> )	Caída de presión Pa (N/m <sup>2</sup> )	Diámetro tubería (m)	Longitud (m)	Esfuerzo corte $\tau_0$ Pa (N/m <sup>2</sup> )
Gas seco	0.01318049	3.195425	51.1855958	0.02033888	2.43	16758.6207	0.3302	304.8	4.538793103
1%mol	0.01355054	3.220731	51.5909575	0.02049995	3.52	24275.8621	0.3302	304.8	6.574712644
2%mol	0.01397053	3.25299	52.107695	0.02070528	3.52	24275.8621	0.3302	304.8	6.574712644
3%mol	0.01440003	3.285836	52.6338354	0.02091435	3.56	24551.7241	0.3302	304.8	6.649425287
4%mol	0.01483711	3.319267	53.1693465	0.02112713	3.61	24896.5517	0.3302	304.8	6.742816092
5%mol	0.01528175	3.353297	53.7144527	0.02134374	3.65	25172.4138	0.3302	304.8	6.817528736
6%mol	0.01573391	3.387866	54.2681927	0.02156377	3.7	25517.2414	0.3302	304.8	6.91091954
7%mol	0.01619761	3.423338	54.8363974	0.02178955	3.75	25862.069	0.3302	304.8	7.004310345
8%mol	0.01667077	3.459534	55.4161994	0.02201993	3.79	26137.931	0.3302	304.8	7.079022989
9%mol	0.01715538	3.49661	56.0100976	0.02225592	3.84	26482.7586	0.3302	304.8	7.172413793
10%mol	0.0176473	3.534249	56.6130142	0.02249549	3.89	26827.5862	0.3302	304.8	7.265804598

**Tabla 6.22.- Cálculos de la densidad de la mezcla y los esfuerzos cortantes en la Región de flujo totalmente desarrollado**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



	Radio R (m)	Distancia radial r (m)	Esfuerzo corte Pa (N/m <sup>2</sup> )	Velocidad de corte (v*) (m/s)	Viscosidad cinemática (m <sup>2</sup> /s)	Velocidad promedio (m/seg)	Área (m <sup>2</sup> )	Gasto (m <sup>3</sup> /seg)	Gasto másico (Kg/seg)
Gas seco	0.1651	0.1651	4.538793103	0.297780539	2.57272E-07	9.56387475	0.085633356	0.81898868	41.92042358
1% mol	0.1651	0.1651	6.574712644	0.356986337	2.62417E-07	11.6094061	0.085633356	0.99415482	51.28939887
2% mol	0.1651	0.1651	6.574712644	0.355211859	2.67967E-07	11.5290437	0.085633356	0.9872731	51.4445255
3% mol	0.1651	0.1651	6.649425287	0.355434473	2.73343E-07	11.5188659	0.085633356	0.98640154	51.91809635
4% mol	0.1651	0.1651	6.742816092	0.356114778	2.78903E-07	11.525025	0.085633356	0.98692897	52.47436821
5% mol	0.1651	0.1651	6.817528736	0.356260695	2.84244E-07	11.5129169	0.085633356	0.9858921	52.95665464
6% mol	0.1651	0.1651	6.91091954	0.356857837	2.89668E-07	11.5168614	0.085633356	0.98622989	53.52091382
7% mol	0.1651	0.1651	7.004310345	0.357394803	2.95115E-07	11.5189062	0.085633356	0.98640499	54.09089627
8% mol	0.1651	0.1651	7.079022989	0.357411311	3.00558E-07	11.5031683	0.085633356	0.9850573	54.58813165
9% mol	0.1651	0.1651	7.172413793	0.357848749	3.06015E-07	11.5022596	0.085633356	0.98497948	55.16879687
10% mol	0.1651	0.1651	7.265804598	0.358247953	3.11437E-07	11.5003755	0.085633356	0.98481814	55.75352329

**Tabla 6.23.- Cálculos de la velocidad promedio ajustada al tiempo y el gasto másico para la Región de flujo totalmente desarrollado, considerando condiciones de flujo turbulento**

TESIS CON  
 FALLA DE ORIGEN

## Región de flujo con disturbio

Tipo gas	Diámetro tubería (pg) Dr	Diámetro orificio (pg) dr	d	D	Beta	Núm. Reynolds	Temperatura flujo (°R) 459.69	Temperatura ambiente (°R) 459.69	Ev	C
seco	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	100230000	509.69	494.69	1.1393605	0.199365862
1%	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	9753855	509.69	494.69	1.1393605	0.450597001
2%	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	9492694	509.69	494.69	1.1393605	0.454897638
3%	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	9308404	509.69	494.69	1.1393605	0.458029733
4%	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	9131935	509.69	494.69	1.1393605	0.461108381
5%	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	8962898	509.69	494.69	1.1393605	0.464133634
6%	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	8800927	509.69	494.69	1.1393605	0.467105578
7%	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	8644344	509.69	494.69	1.1393605	0.470049706
8%	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	8493674	509.69	494.69	1.1393605	0.472951431
9%	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	8348106	509.69	494.69	1.1393605	0.475821669
10%	13	9	8.998503165	12.99855081	0.692270	8208638	509.69	494.69	1.1393605	0.478635728

**Tabla 6.24.- Cálculo de factores de la placa de orificio, Reporte No. 8, AGA<sup>(16)</sup>**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

## Región de flujo con disturbio

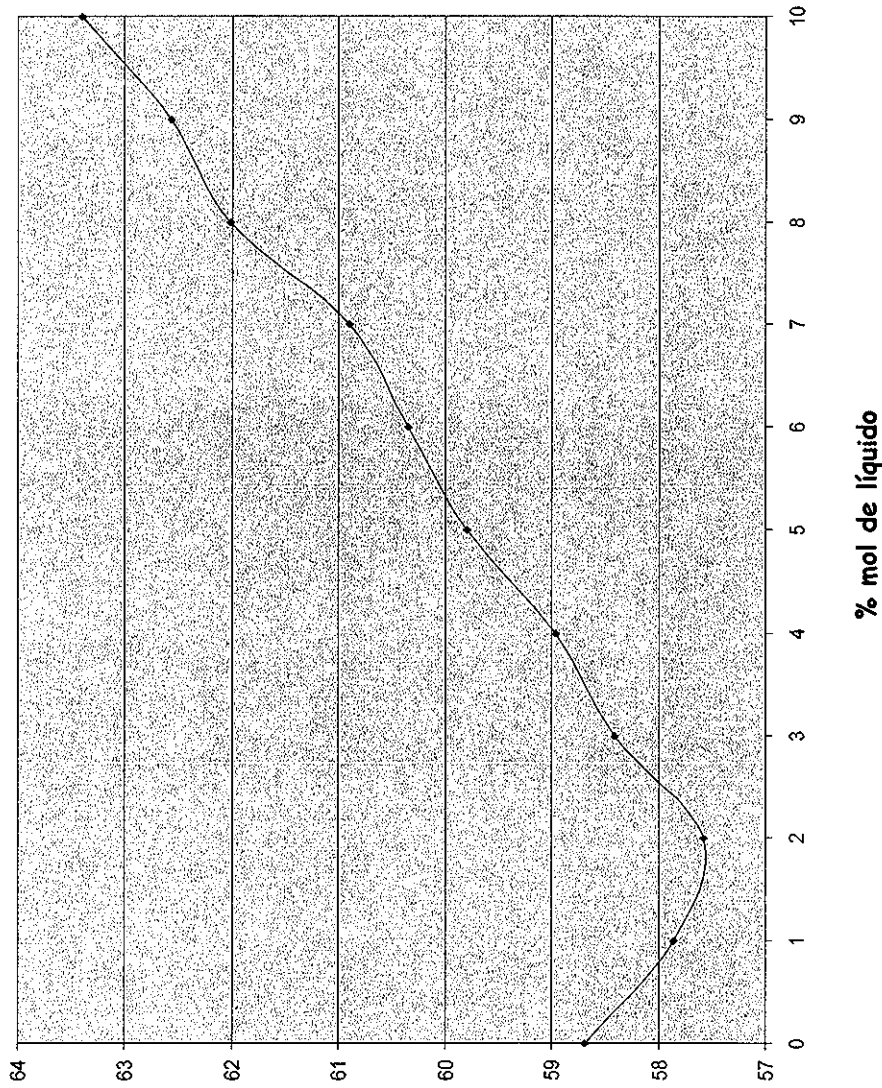
Tipo gas	A	L2	M2	M1	DNSTRM	B	UPSTRM	TAPTERM	Ci(CT)	Ci(FT)	Cd(FT)
seco	0.00784197	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002235259	0.298142348	0.002431547	0.000196287	0.597966607	0.598162894	0.59914032
1%	0.005056874	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002233922	0.298142348	0.002429157	0.000195235	0.597966607	0.598161842	0.600417855
2%	0.00516787	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002233888	0.298142348	0.002429095	0.000195207	0.597966607	0.598161814	0.600440189
3%	0.005249561	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002233862	0.298142348	0.002429049	0.000195187	0.597966607	0.598161794	0.600456465
4%	0.005330561	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002233837	0.298142348	0.002429004	0.000195167	0.597966607	0.598161774	0.600472472
5%	0.005410836	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002233811	0.298142348	0.002428959	0.000195147	0.597966607	0.598161754	0.600488209
6%	0.005490355	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002233787	0.298142348	0.002428914	0.000195128	0.597966607	0.598161735	0.600503676
7%	0.005569773	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002233762	0.298142348	0.00242887	0.000195108	0.597966607	0.598161715	0.600519006
8%	0.005648676	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002233737	0.298142348	0.002428826	0.000195089	0.597966607	0.598161696	0.600534123
9%	0.005727338	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002233712	0.298142348	0.002428782	0.000195069	0.597966607	0.598161676	0.600549083
10%	0.005805054	0.076931653	0.499994044	-10.19855081	-0.002233688	0.298142348	0.002428738	0.00019505	0.597966607	0.598161657	0.600563757

**Tabla 6.24 (continuación).- Cálculo de factores de la placa de orificio, Reporte No. 8, AGA<sup>(16)</sup>**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

% mol líquido	Gasto de gas húmedo MMpcc	Desviación
1.00%	143.3382	-0.624223406
2.00%	143.6268	-0.826822231
3.00%	142.7181	-0.188909715
4.00%	141.7878	0.464166123
5.00%	141.1369	0.921101587
6.00%	140.4984	1.369332182
7.00%	139.8196	1.845853604
8.00%	139.1068	2.346243217
9.00%	138.0342	3.099214456
10.00%	136.9242	3.878440705

**Tabla 6.25.- Resumen mostrando los factores de desviación al calcular el gasto másico considerando la humedad del gas, respecto al cálculo estándar de suponer corrientes de gas seco**

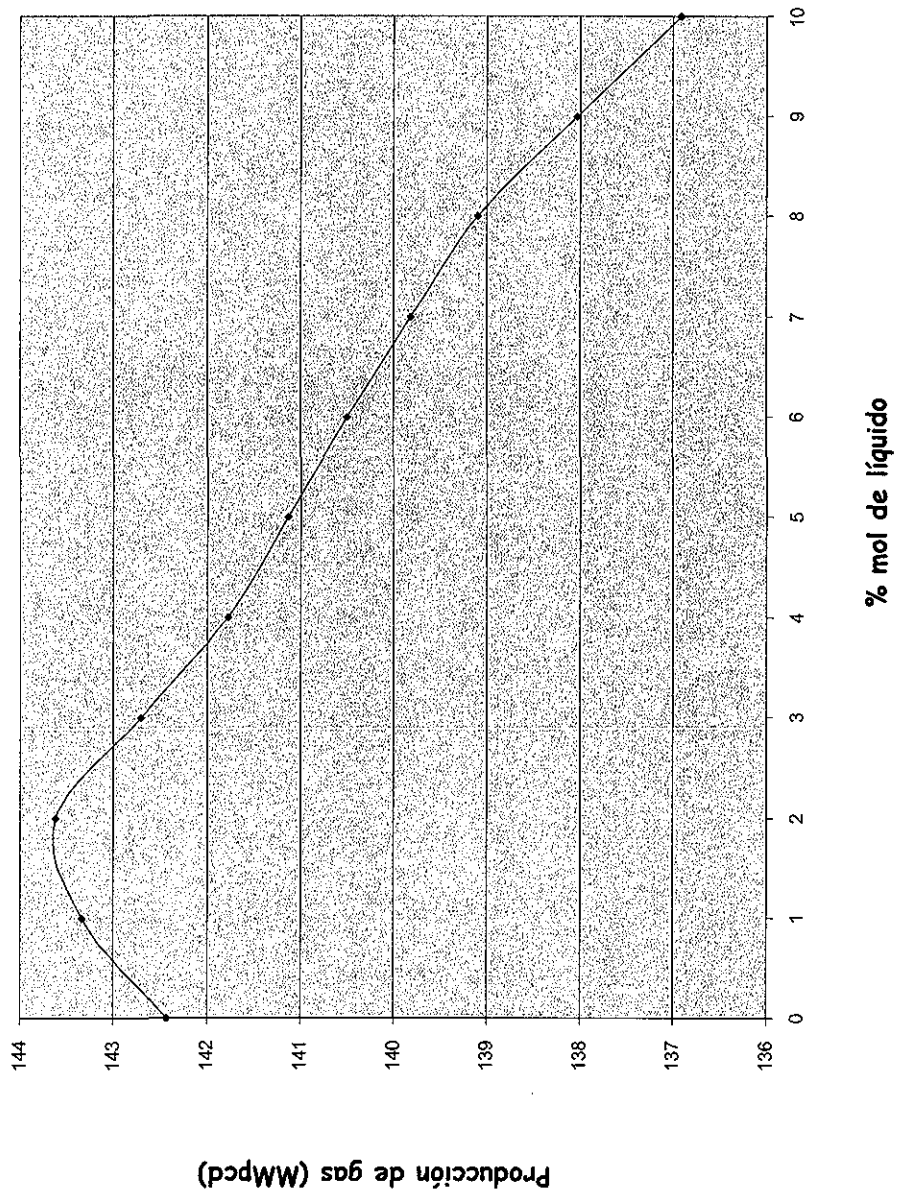


Caída de presión (Pg. agua)

Variación de la presión diferencial con el incremento del volumen de líquido en la corriente de gas

Fig. 6.1

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



Variación de la producción con el incremento del volumen de líquido en la corriente de gas

Fig. 6.2

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

## Capítulo 7

### Conclusiones y recomendaciones

Con base en lo discutido en los capítulos de este trabajo, es posible establecer las siguientes conclusiones y recomendaciones:

- El procedimiento recomendado por el API, para cuantificar gastos de gas con medidores de placa de orificio, no considera la presencia de líquido a las condiciones del medidor.
- En este trabajo se plantean algunas premisas y consideraciones que establecen la base para determinar analíticamente la influencia que la presencia de líquido en la corriente de gas tiene en la medición del gasto volumétrico, ya que todos los trabajos previos sobre este tema son experimentales. El uso de cálculos de equilibrio de fase gas-líquido y de la ecuación de estado de Peng Robinson permitió conocer el camino termodinámico de la expansión de gas y simular las propiedades del fluido en cada etapa del proceso, determinándose la variación en la densidad, viscosidad y demás propiedades, y por lo tanto su influencia en éste.
- En lo que se refiere a las propiedades de los fluidos se tienen las siguientes observaciones: en todos los casos al pasar los fluidos a través de la placa de orificio se presenta una disminución de la densidad y de la viscosidad y un incremento en el factor de compresibilidad. En el rango de 1 – 4% mol la densidad, viscosidad y el factor de compresibilidad aumentan al incrementarse el % mol de líquido, hasta llegar a un límite, que en este caso es 5% mol, donde se observa un decremento en los valores de densidad y viscosidad, posteriormente al seguir incrementando el % mol de líquido (mayor o igual a 6% mol) se observa nuevamente un incremento en los valores de estas propiedades.
- Debido al gran número de variables que intervienen en el proceso; a las características de flujo y a las condiciones que se presentan, es difícil actualmente determinar un factor general de desviación o de corrección que involucre todos los factores, por lo que para ejemplificar el procedimiento presentado en este trabajo se calcularon factores de desviación para un caso particular de un gasoducto de gas húmedo del Activo Burgos Reynosa de Petróleos Mexicanos.

- Conforme al análisis de los casos previamente discutidos, se estableció que la incertidumbre en la medición de flujo fue mayor en condiciones húmedas, ya que cuando se tenía la presencia de una pequeña cantidad de líquido (1-3% mol), se reportaban mediciones mayores de gastos volumétricos de flujo.
- Los resultados para el caso particular del gasoducto del Activo Burgos Reynosa, muestran que cuando el por ciento mol de líquidos fue menor de 3%, la desviación del gasto medido estuvo en un rango de  $-1.18$  a  $-0.62$ ; mientras que con una variación de 4 a 7% mol, la desviación fue de 1.360 a 1.184 y de 8 a 10% mol de 2.34 a 3.87, teniéndose que mientras mayor es el por ciento mol de líquido en una corriente de gas que se mide, mayor es la predicción en defecto de los gastos manejados.

### **Propuesta para futuros trabajos**

- La metodología presentada es un primer paso para resolver este problema en forma analítica, ya que como se mencionó anteriormente sólo ha sido investigado en forma empírica en laboratorio y/o campo; sin embargo es conveniente realizar una investigación más detallada y con un mayor número de casos con el fin de determinar factores de condensación o vaporización que nos permitan calcular las cantidades de líquido y gas que se está midiendo realmente, para poder determinar en forma más exacta un factor de corrección más adecuado y realista al caso que se está tratando.
- Con el fin de validar la metodología en el campo se recomienda establecer un sistema sencillo que no sea costoso, El hecho de que el Activo de Producción Burgos Reynosa produzca actualmente 1020 MMpcd de gas, de los cuales el 40% es gas húmedo, enfatiza la importancia de determinar factores de corrección de los volúmenes medidos.



## Nomenclatura SIMBOLOGÍA

$B_{ij}$	Componente de interacción del segundo coeficiente viral.
$B_{mix}$	Segundo coeficiente viral.
$C_d$	Coeficiente de descarga
$C_d(FT)$	Coeficiente de descarga a número de Reynolds especificado para medidor con tomas en brida.
$C_{ij}$	Componente de interacción del tercer coeficiente viral.
$C_{mix}$	Tercer coeficiente viral.
$d$	Diámetro del orificio; densidad molar Diámetro del tubo medidor.
$E_v$	Factor de corrección por velocidad de aproximación.
$g_c$	Constante de aceleración gravitacional.
$G_r$	Densidad relativa del gas real.
$hw$	Presión diferencial.
$K$	Exponente isentrópico.
$M_r$	Peso molecular.
$N$	Número de componentes de la mezcla.
$P$	Presión.
$Q_b$	Gasto volumétrico a condiciones base.
$q_m, Q_m$	Gasto másico.
$q_v$	Gasto volumétrico a condiciones de flujo.
$Q_v$	Gasto volumétrico a condiciones estándar.
$R$	Constante universal de los gases.
$R_{eD}$	Número de Reynolds.
$T$	Temperatura.
$X_i, X_j, X_k$	Fracción molar de los componentes del gas.
$Y$	Factor de expansión.

$Z$	Factor de compresibilidad.
$C_p$	Calor específico a presión constante
$C_v$	Calor específico a volumen constante
$F$	Relación in situ de la velocidad gas-líquido
$k$	Relación de las fases
$k_i$	Exponente isentrópico del gas ideal
$k_p$	Exponente isentrópico de un gas perfecto
$k_r$	Exponente isentrópico de un gas real
MF	Factor de calibración del medidor
$Q_{TP}$	Gasto volumétrico en dos fases, pie <sup>3</sup> /día

## SUBÍNDICES

1	Condición corriente arriba
2	condición corriente abajo
$b$	Condición base
$f$	Condición de flujo
$f_1$	Condición de flujo corriente arriba de la placa
$f_2$	Condición de flujo corriente abajo de la placa
$s$	Condición estándar
$t, p$	Condiciones de presión y temperatura de flujo

## GRIEGAS

$\alpha_1$	Coeficiente de expansión térmica de la placa.
$\alpha_2$	Coeficiente de expansión térmica del tubo medidor.

$\beta$	Relación de diámetros, d/D
$\Delta$	Diferencial
$\pi$	Constante = 3.14159
$\rho$	Densidad absoluta.
$\mu$	Viscosidad absoluta del fluido

## Bibliografía

### **1.- API. American Petroleum Institute**

Manual of Petroleum Measurement Standards

Chapter 14-Natural Gas Fluids Measurement, Section 3.-Concentric, Square-Edged Orifice Meters.

Part 1.-General Equations and Uncertainty Guidelines. Third Edition, September 1990; Reaffirmed, August 1995.

Part 2.-Specification and Installation Requirements, Third Edition, February 1991.

Part 3-Natural Gas Applications, Third Edition, August 1992.

### **2.- AGA.-American Gas Association, Report No 8.**

"Compressibility Factors of Natural Gas and Other Related Hydrocarbon Gases".  
Second Edition, November 1992; 2nd Printing July 1994.

### **3.- Donald, L. Kats**

"Handbook of Natural Gas Engineering"

University of Michigan, 1959

### **4.- Schuster R.A.**

"The Effects of Liquids Upon the Measurement of Gas as determined by Full-Scale Testing".

M.S. Thesis, Texas College of Arts and Industries, 1958

### **5.- Murdock J.W.**

"Two-Phase Flow Measurement with Sharp-Edged Orifices".

J.Basic Engineering, Vol 84, No 4, 1962

### **6.- Chisholm B. J.**

"How Orifice Plate Conditions Affect Measurement Accuracy".

Pipeline Industry, December, 1989

### **7.- Louis Mattar, Murray Nicholson, Khalid Aziz and G.A. Gregory.**

"Orifice Metering of Two-Phase Flow".

Journal of petroleum Technology, August 1979

### **8.- A.G. Nangea, L.S. Reid and others.**

"The Effect of Entrained Liquid on the Measurement of Gas by an Orifice Meter"

Journal of Petroleum Technology, June 1965.

### **9.- Edward Wichert.**

"Multi-phase Flow Measurement by Orifice Meter".

Society of Petroleum Engineers of AIME, SPE 4688, 1973

**10.- Lockhart y Martinelli**

"Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two component flow in pipes"

Chemical Engineering Progress (1949)

**11.- J.J. S. Shen and V.C. Ting.**

"Diagnostics and Improvement of Wellhead Gas Metering: A case study".

SPE 35610, Mayo 1996

**12.- V.C. Ting.**

"Effects of Nonstandard Operating Conditions on the Accuracy of Orifice Meters".

SPE 26158, October 1991

**13.- J.J.S. Shen.**

"Field Calibration of Wedge Meter For Natural Gas Flow Measurement".

SPE 18848, 1989

**14.- J.J.S. Shen.**

"Characterization of Swirling Flow and its Effects on Orifice Metering".

SPE 22865, 1991

**15.- V.C.Ting.**

"Effects of Orifice Meter Orientation on Wet Gas Flow Measurement Accuracy".

SPE 26158, 1993

**16.- V.C.Ting.**

"Effects of entrained liquid on the measurement of orifice meters".

SPE 30267, 1995

**17.- Garrido Hernández Aarón, M.**

"Efecto que causa la presencia de líquidos en la medición de gas natural".

Tesis, División de Estudios de Posgrado, Facultad de Ingeniería, UNAM, 1998

**18.- A. Erdal and H.I. Anderson.**

"Numerical aspects of flow computation through orifices".

Flow Meters, Elsevier Science Ltd, Vol.8 No,1 pp 27- 37 1997.

**19.- J.K. Vennard, R.L. Street.**

Elementary Fluid Mechanics.

Tercera Edición, New York; J. Wiley, 1975

**20.- Ken Arnold and Maurice Stewart.**

"Surface production Operations", Vol 1. Design of Installations of Oil – Handling Systems and Facilities, March 1992

**21.- L.F. Moody**

Friction Factors for Pipe Flow  
Trans. ASME, November 1944

**22.- Peng, D. and Robinson, D.B.**

"A New Two-Constant Equation of State".  
I. & E.C. Fundamentals , (1965) 15, No.1, 59-64

**23.- Fernández Montes, Carlos.**

"Ajuste semiautomático de una ecuación de estado generalizada".  
Tesis, División de Estudios de Posgrado, Facultad Ingeniería, UNAM, 1998.

**24.- Rayes D.G., Piper, L.D. McCain, W.D. and Poston, S.W.**

"Two-Phase Compressibility Factors for Retrogrades gases".  
Society of Petroleum Engineers of AIME, SPE, March 1992, pp 87-92.

**25.- Sutton R.P.**

"Compressibility factors for high molecular weight reservoir gases" paper SPE 14265 presented at the 1985 SPE annual technical conference and exhibition, Las Vegas Sept 22-25.

**26.- Mc Cain W. D.**

The Properties of Petroleum Fluids  
PennWell Publishing Company, second Edition, 1990

**27.- H. Tennekes and J.L. Lumley.**

"A first course in turbulence".  
The MIT Press, 1972.

**28.- James W. Daily.**

Fluid dynamics, Harleman –Reading Mass: Addison-Wesley, 1966.

**29.- Rivera Rodríguez, Jesús.**

Apuntes de la materia de Fenómenos de Transporte.  
División de Estudios de Posgrado, Facultad de Ingeniería UNAM, 2000

**30.- R.B. Bird, W.E. Stewart, E.N. Lightfoot.**

Transport Phenomena.  
Jon Wiley & Sons Inc., New York City, 1960

**31.- Nikuradse y Reichardt**

J. Forschungsheft; Pipeline Industry, December, 1989

**32.- The American Society of Mechanical Engineers, ASME.**

“Fluid Meters, their Theory and Application”, New York, 1971