

**EVALUACIÓN DEL EFECTO JOULE-THOMSON Y EL HOLDUP DE LÍQUIDO EN  
SISTEMAS DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL**

**JULIÁN EDUARDO CUCHIMAQUE LUGO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2006**

**EVALUACIÓN DEL EFECTO JOULE-THOMSON Y EL HOLDUP DE LÍQUIDO EN  
SISTEMAS DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL**

**JULIÁN EDUARDO CUCHIMAQUE LUGO**

Proyecto de grado presentado como requisito parcial  
para obtener el título de Ingeniero de Petróleos.

**Director**

**Msc. NICOLÁS SANTOS SANTOS**

**Codirector**

**Ing. OSCAR ARENAS MANTILLA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2006**



## **DEDICATORIA**

A Dios y al Divino Niño Jesús por el apoyo y bendiciones recibidas.

A mis padres, Eduardo Cuchimaque y Leydi Lugo, por su gran, cariño y apoyo recibidos incondicionalmente, especialmente por su esfuerzo para ayudarme a obtener mi título universitario.

A mis hermanos y demás familiares, por su constante apoyo durante el transcurso de mi carrera.

A las personas que me colaboraron durante la elaboración del presente proyecto, Ing. Hermes Peña, Ing. Oscar Arenas, Edwin y demás y mi director de proyecto.

Y como siempre, a mis amigos incondicionales, que me apoyaron en todo momento, especialmente, Néstor, Leo, Omar, Juancho y demás personas que confiaron en mí.

## TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
<b>INTRODUCCIÓN</b>	1
<b>1. COMPORTAMIENTO DE LOS GASES EN UNA EXPANSIÓN</b>	3
1.1. PROCESO DE EXPANSIÓN ISOENTÁPICA	4
1.2. ECUACIONES DE ESTADO	10
1.2.1. Ecuación de Estado de SRK	11
1.2.2. Ecuación de Estado de PR	13
1.2.3. Regla de Mezclas para las Ecuaciones de Estado de SRK y PR	13
<b>2. CÁLCULO DE LA CURVA DE INVERSIÓN</b>	17
2.1. CÁLCULOS DE INVERSIÓN PARA SRK	18
2.2. CÁLCULOS DE INVERSIÓN PARA PR	20
<b>3. MODELAMIENTO DE LA EXPANSIÓN ISOENTÁPICA</b>	22
3.1. CÁLCULO DEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	24
3.1.1. Para la Ecuación de Estado de SRK	24
3.1.2. Para la Ecuación de Estado de PR	24
3.1.3. Solución de las Ecuaciones Cúbicas para z	25
3.2. CÁLCULO FINAL DE LA ENTALPÍA	27
<b>4. PROGRAMA DE CÁLCULO DE LAS CURVAS DE INVERSIÓN</b>	29
4.1. INTERFAZ DEL SIMULADOR	29
4.2. CORRIDAS DE PRUEBA DEL SIMULADOR	37
<b>5. FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS</b>	43
5.1. RESEÑA HISTÓRICA	44
5.2. CONCEPTOS BÁSICOS EN EL FLUJO BIFÁSICO EN TUBERÍAS	47
5.3. DEFINICIÓN DE PARÁMETROS	49
5.4. PATRONES DE FLUJO	51
5.4.1. Patrones de Flujo en Tuberías Horizontales	51
5.4.2. Patrones de Flujo en Tuberías Verticales	53
5.4.3. Patrones de Flujo en Tuberías Inclinadas	54
5.5. MAPAS DE LOS PATRONES DE FLUJO	55

<b>5.6. MÉTODOS DE PREDICCIÓN PARA LAS CAÍDAS DE PRESIÓN</b>	<b>57</b>
5.6.1. Correlación de Lockhart y Martinelli	57
5.6.2. Correlación de Chisholm	57
5.6.3. Correlación de Baker	57
5.6.4. Correlación de Dukler	58
5.6.5. Correlación de Chawla	58
5.6.6. Correlación de Hoogendoorn	58
5.6.7. Correlación de Bertuzzi	58
5.6.8. Correlación de Chenoweth y Martin	59
5.6.9. Correlación de Baroczy	59
5.6.10. Correlación de Beggs y Brill	59
5.6.11. Correlación de Govier y Aziz	61
5.6.12. Correlación de Agrawal	61
5.6.13. Correlación Hughmark	61
5.6.14. Modelo de Levy	61
5.6.15. Correlación de Mandhane, Gregory y Aziz	62
5.6.16. Modelos Unificados	64
5.6.16.1. Modelo de Predicción del Patrón de Flujo Unificado	64
5.6.16.2. Eliminación de las Discontinuidades de Transición	68
5.6.16.3. Modelo de Flujo Estratificado Unificado	69
5.6.16.4. Modelo de Flujo Slug Unificado	73
5.6.16.5. Modelo de Flujo Anular Unificado	77
5.6.16.6. Modelo Unificado de Flujo Burbuja	81
<b>6. MÉTODOS DE PREDICCIÓN DEL HOLDUP DE LÍQUIDO</b>	<b>83</b>
6.1. Correlación de Lockhart y Martinelli	83
6.2. Correlación de Hoogendoorn	83
6.3. Correlación de Eaton <i>et al.</i>	84
6.4. Correlación de Hughmark	84
6.5. Correlación de Guzhov <i>et al.</i>	84
6.6. Correlación de Chawla	84
6.7. Correlación de Beggs y Brill	85
6.8. Correlación de Dukler	87
6.9. Correlación de Scott	87
6.10. Modelo de Agrawal <i>et al.</i>	87

6.11. Correlación de Hughmark	87
6.12. Modelo de Levy	87
6.13. Evaluación de las correlaciones de Holdup por Mandhane <i>et al.</i>	88
6.13.1. Evaluación Según el Mapa de Patrones de Flujo de Mandhane <i>et al.</i>	88
6.13.2. Evaluación Según Otros Mapas de Patrones de Flujo	89
<b>7. EVALUACIÓN DEL HOLDUP DE LÍQUIDO</b>	92
7.1. RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN	94
7.2. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	105
<b>8. CONCLUSIONES</b>	109
<b>RECOMENDACIONES</b>	111
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	112

## LISTA DE FIGURAS

	Pág.
<b>Figura 1.</b> Diagrama Típico de una Válvula de Estrangulamiento	4
<b>Figura 2.</b> Curva de Inversión Típica	6
<b>Figura 3.</b> Curva de Inversión para el N <sub>2</sub> , Hidrógeno y Helio	7
<b>Figura 4.</b> Curva de Inversión y Cálculos Isoentálpicos para un Gas Condensado, GC1	18
<b>Figura 5.</b> Ventana Principal del Programa	30
<b>Figura 6.</b> Etiqueta para Ver los Casos	30
<b>Figura 7.</b> Etiqueta para Ver las Propiedades de los Componentes	31
<b>Figura 8.</b> Etiqueta para Ver los Coeficientes de Interacción Binaria	32
<b>Figura 9.</b> Ventana de Composición de las Muestras	32
<b>Figura 10.</b> Ventana de Simulación para Ver las Curvas de Inversión	34
<b>Figura 11.</b> Curva de Inversión Típica para un Gas Natural	35
<b>Figura 12.</b> Ejemplo de un Proceso de Expansión	36
<b>Figura 13.</b> Datos de la Curva de Inversión y del Proceso de Expansión	37
<b>Figura 14.</b> Curvas de Inversión para la muestra GC1 de Kortekaas	38
<b>Figura 15.</b> Expansiones Isoentálpicas para la muestra GC1	39
<b>Figura 16.</b> Curva de Inversión para los Principales Campos de Gas del País	40
<b>Figura 17.</b> Ejemplo de Expansión para Cinco Campos de Gas	41
<b>Figura 18.</b> Curvas de Expansión con la Curva de Inversión de Apiay	41
<b>Figura 19.</b> Expansión Usando Diferentes Temperaturas Iniciales para GC1	42
<b>Figura 20.</b> Diagrama de Fases Típico para una Mezcla de Hidrocarburos	48
<b>Figura 21.</b> Esquema de los Patrones de Flujo en Tuberías Horizontales	52
<b>Figura 22.</b> Esquema de los Patrones de Flujo en Tuberías Verticales	53
<b>Figura 23.</b> Mapa de Patrones de Flujo Experimental, Mandhane <i>et al</i>	55
<b>Figura 24.</b> Mapa de Patrones de Flujo Mecanicista, Taitel <i>et al</i>	56
<b>Figura 25.</b> Modelo Físico para el Flujo Estratificado	69
<b>Figura 26.</b> Comparación de los Diferentes Modelos para $f_i$	73
<b>Figura 27.</b> Modelo Físico para el Flujo Slug	74
<b>Figura 28.</b> Modelo Físico para el Flujo Anular.	78

<b>Figura 29.</b> Modelo Físico para el Flujo Burbuja	82
<b>Figura 30.</b> Esquema del Montaje de Simulación para el Holdup	92
<b>Figura 31.</b> Fracción de Líquido a lo Largo de la Tubería, Caso 1	95
<b>Figura 32.</b> Holdup Acumulado, Modelos que Arrojaron Valores Bajos, Caso 1	96
<b>Figura 33.</b> Holdup Acumulado, Modelos que Arrojaron Valores Altos, Caso 1	97
<b>Figura 34.</b> Perfil de Presiones a lo Largo de la Tubería, Caso 1	98
<b>Figura 35.</b> Fracción de Líquido, Modelos con Valores Bajos, Caso 2	100
<b>Figura 36.</b> Fracción de Líquido, Modelos con Valores Altos, Caso 2	101
<b>Figura 37.</b> Holdup Acumulado, Modelos que Arrojaron Valores Bajos, Caso 2	102
<b>Figura 38.</b> Holdup Acumulado, Modelos que Arrojaron Valores Altos, Caso 2	103
<b>Figura 39.</b> Perfil de Presiones a lo Largo de la Tubería, Caso 2	104
<b>Figura 40.</b> Comparación de los Valores de Presión Final para los Dos Casos	107

## LISTA DE TABLAS

	<b>Pág.</b>
<b>Tabla 1.</b> Valores de las constantes físicas para algunos compuestos	12
<b>Tabla 2.</b> Coeficientes de Interacción Binaria HC-HC $\neq 0$ , para SRK	15
<b>Tabla 3.</b> Coeficientes de Interacción Binaria HC-HC $\neq 0$ , para PR	16
<b>Tabla 4.</b> Constantes de la Capacidad Calorífica	23
<b>Tabla 5.</b> Composiciones Usadas para la Prueba y Evaluación del Software	38
<b>Tabla 6.</b> Correlaciones para las Caídas de Presión	63
<b>Tabla 7.</b> Correlaciones para el Holdup de Líquido	91
<b>Tabla 8.</b> Fracciones Molares de las Corrientes Usadas en la Simulación	93

## RESUMEN

TÍTULO\*:

### **EVALUACIÓN DEL EFECTO JOULE-THOMSON Y EL HOLDUP DE LÍQUIDO EN SISTEMAS DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL.**

Cuchimaque Lugo Julián Eduardo, Santos Santos Nicolás\*\* y Arenas Mantilla Oscar\*\*.

**Palabras Clave,** Efecto Joule-Thomson, expansión isoentálpica, ecuaciones de estado, curvas de inversión, holdup de líquido, flujo multifásico, transporte de gas natural.

El concepto del efecto Joule - Thomson y las curvas de inversión aplicados a la industria de hidrocarburos es de gran importancia para los procesos de expansión de gas natural, teniendo en cuenta las condiciones del fluido y operación.

Otro problema frecuente en la industria del gas natural es la presencia de líquidos en las líneas de transporte, que producen pérdidas adicionales de presión. Por lo tanto, la predicción del patrón de flujo, el holdup de líquido y pérdidas de presión para el flujo de dos fases en sistemas de transporte de hidrocarburos es de vital importancia para el diseño y operación de los sistemas de distribución.

En el estudio se da un aporte a las investigaciones realizadas en ambos temas. Para ello, se plantean modelos matemáticos para la construcción de las curvas de inversión y el modelamiento del proceso de expansión isoentálpica para las ecuaciones de estado de Peng Robinson (PR) y Soave Redlich Kwong (SRK), se hace una descripción del programa para la elaboración de las curvas de inversión y la simulación del proceso de expansión, además se dan los resultados arrojados para varias composiciones de gases naturales y para diferentes condiciones de operación.

Para la presencia de líquidos, se hace un recuento teórico de las principales investigaciones realizadas, donde se incluyen las correlaciones para el cálculo del holdup y para las pérdidas de presión para flujo multifásico. Con esto se hace un montaje de simulación para evaluar el holdup de líquido en un sistema de transporte de gas natural colombiano.

---

**\*Proyecto de grado**

**\*\* Facultad de Ingenierías Físico-químicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos,  
Director: Msc. Nicolás Santos Santos**

**\*\* Facultad de Ingenierías Físico-químicas, Escuela de Ingeniería de Petróleos,  
Codirector: Ing. Oscar Arenas Mantilla**

## SUMMARY

TITLE \*:

### **JOULE-THOMSON EFFECT AND THE LIQUID HOLDUP EVALUATION IN NATURAL GAS TRANSPORT SYSTEMS.**

Cuchimaque Lugo Julian Eduardo, Santos Santos Nicolas\*\* y Arenas Mantilla Oscar\*\*.

**Key words**, Joule-Thomson effect, isenthalpic expansion, equations of state, inversion curves, liquid holdup, multiphase flow, natural gas transport.

The concept of the Joule - Thomson effect and the inversion curves applied to the hydrocarbon industry is of great importance for the processes of gas expansion, considering the fluid and operation conditions.

Another frequent problem in the natural gas industry is the presence of liquids in pipes, which produce additional pressure losses. Therefore, the prediction of the flow pattern, liquid holdup and pressure losses for the flow of two phases in hydrocarbon transport systems is of vital importance for the design and operation of the distribution systems.

The study gives a contribution to previous investigations made in both subjects. For it, mathematical models for the construction of inversion curves and the isenthalpic expansion process models are raised for the equations of state of Peng Robinson (PR) and Soave Redlich Kwong (SRK), a program description for the elaboration of inversion curves and the expansion process simulation are made, in addition the results thrown for several natural gas compositions and different operation conditions are show.

For the presence of liquids, a theoretical recompilation of the main investigations is made, where the correlations for the calculation of liquid holdup and pressure losses for multiphase flow are included. With this, a simulation process is made to evaluate the liquid holdup in a Colombian natural gas transport system.

---

\* **Degree Project**

\*\* **Physic-Chemical Engineering College, Petroleum Engineering School, Manager: Msc. Nicolas Santos Santos**

\*\* **Physic-Chemical Engineering College, Petroleum Engineering School, Co-manager: Eng. Oscar Arenas Mantilla**

## INTRODUCCIÓN

A través de la historia se han realizado numerosos trabajos de investigación sobre el efecto Joule - Thomson aplicado a la industria de hidrocarburos y en general. El objetivo es verificar la posibilidad de si un calentamiento ocurrirá durante un proceso de expansión, teniendo en cuenta la construcción de las curvas de inversión, para ello, se examina bajo que condiciones del fluido y de operación se producirá el calentamiento.

Entre los problemas frecuentes en la industria del gas natural se encuentra la presencia de líquidos en las líneas de transporte, esto produce pérdidas adicionales de presión, debido al incremento de las fuerzas de fricción, que a su vez genera un incremento de los costos de operación de los sistemas de transporte. Los líquidos presentes son generalmente fracciones de hidrocarburos pesados, agua procedente de formación o de algún proceso de tratamiento del gas, también pueden ser productos de la condensación retrógrada los que acompañen al gas durante su transporte. Por lo tanto, la predicción del patrón de flujo, el holdup de líquido y pérdidas de presión para el flujo de dos fases en sistemas de transporte de hidrocarburos es de vital importancia para el diseño y operación de los sistemas de distribución.

Mediante el presente estudio se pretende dar un aporte a las investigaciones realizadas en ambos temas. Para ello, se plantean modelos matemáticos para la construcción de las curvas de inversión y el modelamiento del proceso de expansión isentálpica, junto con la elaboración de una herramienta para su evaluación.

Para la presencia de líquidos en los sistemas de transporte, se hace un recuento teórico de las principales investigaciones realizadas en el tema, donde se incluyen las correlaciones para el cálculo del holdup y consecuentemente para las pérdidas de presión para el flujo multifásico. Con la información recopilada se hace un montaje de simulación para evaluar el holdup de líquido en un sistema de transporte de gas natural del país.

En el desarrollo del estudio, primero planteamos el comportamiento del gas natural durante una expansión isoentálpica, se muestran los conceptos y ecuaciones básicas del proceso de expansión, también las ecuaciones de estado de SRK y PR, ya que son las más utilizadas por la industria del gas natural y las cuales fueron utilizadas para la investigación.

En los capítulos dos y tres se muestran las ecuaciones para el cálculo de las curvas de inversión y las ecuaciones del modelamiento de la expansión isoentálpica para las dos ecuaciones de estado mencionadas anteriormente.

En el capítulo cuatro, se hace una descripción del programa para la elaboración de las curvas de inversión y la simulación del proceso de expansión, se dan los resultados arrojados teniendo en cuenta varias composiciones típicas para gases naturales y para diferentes condiciones de operación.

En los capítulos cinco y seis se ilustran los conceptos básicos del flujo multifásico en tuberías, y la descripción de los métodos de cálculo para las caídas de presión y el holdup de líquido, para los diferentes patrones de flujo e inclinaciones de tubería.

En el capítulo siete se dan los resultados de simulación de la presencia de líquidos en las líneas de transporte de gas natural aplicado a un caso colombiano, teniendo en cuenta el análisis de las correlaciones existentes, mostradas en los capítulos anteriores.

Con todo esto, se pretende cumplir en gran medida con las necesidades de predicción del comportamiento del gas natural durante una expansión y durante el flujo multifásico en líneas de transporte.

## 1. COMPORTAMIENTO DE LOS GASES DURANTE UNA EXPANSIÓN

Cuando a un gas natural se le hace pasar a través de una válvula adiabática para realizar un proceso de expansión, algunas veces la temperatura disminuye durante el proceso, el cual es el comportamiento que se presenta en la mayoría de situaciones bajo condiciones normales de operación en sistemas de transporte de gas natural, sin embargo, en algunos casos se ha observado que la temperatura del gas puede aumentar durante la expansión, incluso aún hay situaciones en las cuales la temperatura no cambia.

De que se presente un enfriamiento o un calentamiento depende principalmente de tres factores: la composición del gas natural, las condiciones iniciales de presión y temperatura a la entrada de la válvula ( $P_i$ ,  $T_i$ ) y el valor de la caída de presión.

Las primeras investigaciones realizadas sobre el tema fueron realizadas por James Joule y William Thomson en el año de 1850. En honor a ellos la expansión adiabática de un gas es llamada "Expansión Joule - Thomson" y el cambio de temperatura durante el proceso de expansión es llamado "Efecto Joule – Thomson".

Para observar el comportamiento de un gas durante un proceso de expansión se elabora un diagrama de temperatura contra presión (Figura 2). En el diagrama se pueden observar dos regiones típicas, en la primera región cualquier caída de presión producirá un enfriamiento y en la segunda durante la expansión se presentará un calentamiento del gas. La región donde el enfriamiento tiene lugar es separada de la región donde se presenta calentamiento por la **curva de inversión**. El calentamiento de un fluido durante la expansión es llamado "Efecto de inversión Joule – Thomson".

El efecto de inversión Joule – Thomson no es un fenómeno desconocido, en refrigeración y procesos de licuefacción, en los cuales la expansión de Joule – Thomson es usada frecuentemente, es bien conocido que la temperatura del fluido puede incrementarse. Por ejemplo, la expansión del hidrógeno a temperatura ambiente resulta en un incremento de temperatura.

En ingeniería de yacimientos, el efecto de inversión de Joule – Thomson no es muy común. Bajo condiciones normales de yacimiento la temperatura del fluido de yacimiento disminuirá durante la expansión. En la literatura, muy poco es reportado sobre incrementos de temperatura en yacimientos de alta presión y temperatura (HPHT)<sup>1</sup>. En los casos encontrados se reportan incrementos de temperatura de 2 – 7 °C para presiones de yacimiento de 230 bares, de 8 – 11 °C para presiones de yacimiento de 1100 bares y temperatura de 200 °C.<sup>2</sup>

En el caso del gas natural, el proceso de licuefacción es usado para enfriar el gas y separar los condensados líquidos, también para facilitar su transporte a regiones distantes donde no existen redes de transporte por tubería.

El principal objetivo de los trabajos de investigación sobre el efecto JT aplicado a la industria de hidrocarburos y en general, es verificar la posibilidad de si un calentamiento ocurrirá durante un proceso de expansión, ó durante la producción de un yacimiento bajo ciertas condiciones iniciales. Además, se examina bajo qué condiciones de fluido y de operación se producirá el calentamiento.

### 1.1. PROCESO DE EXPANSIÓN ISOENTÁLPICA:

El proceso de expansión Joule - Thomson, o estrangulamiento, es un proceso en el cual la entalpía del fluido permanece constante, es decir no hay transferencia de calor entre el sistema y sus alrededores y no se realiza trabajo. Como consecuencia, la temperatura cambiará cuando la presión caiga, un diagrama típico para representar el proceso se muestra a continuación:

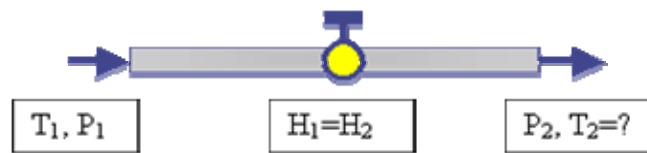


Figura 1. Diagrama típico de una válvula de estrangulamiento

Para realizar el análisis termodinámico del proceso asumimos que la válvula de estrangulamiento está aislada, lo que quiere decir que no hay transferencia de calor durante el proceso, lo cual es una muy buena aproximación. El gas inicialmente tiene una  $P_1$ , temperatura  $T_1$  y un volumen  $V_1$ . Después de que el gas pasa a través de la válvula, su presión es  $P_2$ , temperatura  $T_2$  y un volumen  $V_2$ .

Los cambios de energía cinética y energía potencial durante el proceso son ignorados, por lo tanto la primera ley de la termodinámica puede ser escrita de la siguiente manera:

$$U_2 - U_1 = Q + W \quad (1.1)$$

Donde  $Q=0$ . El único trabajo que se presenta es el realizado por el gas, el cual se expresa de la siguiente manera:

$$W = P_1V_1 - P_2V_2 \quad (1.2)$$

La ecuación (1.1) se convierte en:

$$(U_2 + P_2V_2) = (U_1 + P_1V_1) \quad (1.3)$$

Por definición de entalpía,  $H = U + PV$ , tenemos que  $H_2 = H_1$ , lo cual demuestra que es un proceso isoentálpico. Se desea conocer cual es la  $T_2$ , para las condiciones de  $T_1$ ,  $P_1$  y  $P_2$ , en otras palabras queremos conocer la relación termodinámica:

$$\mu = \left( \frac{\partial T}{\partial P} \right)_h \quad (1.4)$$

Donde ( $\mu$ ) es el cambio de temperatura por unidad de cambio de presión a entalpía constante y es conocido como el **coeficiente de Joule - Thomson**. El valor de este coeficiente en un punto dado indica, si se está produciendo un calentamiento o un enfriamiento. Para entender el concepto del coeficiente analizaremos la Figura 2.

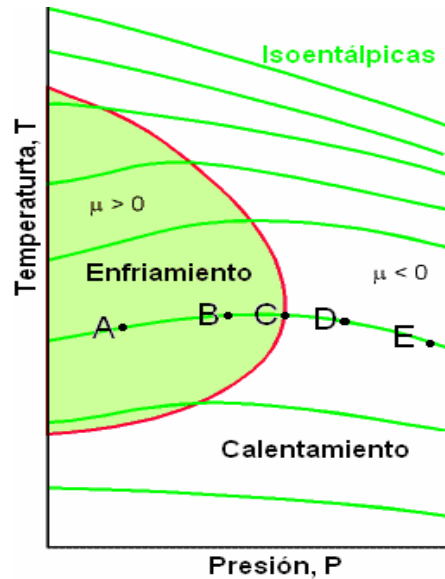


Figura 2. Curva de inversión típica

Los puntos de la gráfica para los cuales el coeficiente de Joule – Thomson tiene un valor de cero (línea roja) son conocidos como puntos de inversión, por ejemplo, el punto C. La unión de varios puntos para diferentes valores de entalpías resulta en la “**curva de inversión**”. La presión y temperatura de estos puntos de inversión son llamadas “*presión de inversión*” y “*temperatura de inversión*”, respectivamente.

La curva de inversión separa dos regiones:

1. *Región de enfriamiento*: En esta parte de la gráfica los valores del coeficiente son positivos ( $\mu > 0$ ), cualquier caída de presión en esta región producirá una disminución de la temperatura del gas, en la figura de C a B ó A.
2. *Región de Calentamiento*: Los valores del coeficiente son negativos ( $\mu < 0$ ), caídas de presión en esta región producirán un aumento de la temperatura del gas, en la figura de E a D ó C.

Para analizar el comportamiento que tomará el gas durante el proceso de expansión dadas las condiciones iniciales de presión y temperatura y conociendo la presión a la cual se desea llevar el gas, se sigue el siguiente procedimiento: primero tenemos que construir la gráfica (P, T) para el correspondiente gas, con su respectiva curva de

inversión, como veremos más adelante; luego se calcula el valor de la entalpía del gas con las propiedades del gas y los valores de  $P_1$ ,  $T_1$  y  $V_1$ , este valor de entalpía va a permanecer constante durante todo el proceso. Disminuyendo presión y modificando los valores de temperatura que hagan que no varíe la entalpía por un método de prueba y error construimos una línea isoentálpica a partir del punto inicial hasta el punto de presión final, en este punto podemos conocer el valor de la temperatura final.

Por ejemplo, si tenemos que la curva de inversión de un gas es la que se muestra en la Figura 2, y dados los valores iniciales de  $P$  y  $T$  (Punto E) y el valor de presión final, construimos la línea isoentálpica. Si nuestra presión final es  $P_D$ , se presentará sólo calentamiento del gas; en el caso que sea  $P_B$  ó  $P_A$ , primero se presentará un calentamiento hasta el punto C y luego la temperatura del gas comenzará a disminuir hasta  $T_B$  ó  $T_A$ , según sea el caso.

El cambio total de temperatura del gas se calcula como la diferencia entre la temperatura inicial y la final, se puede presentar el caso de que esta diferencia sea cercana a cero, indicando que después del proceso de expansión la temperatura del gas no cambió.

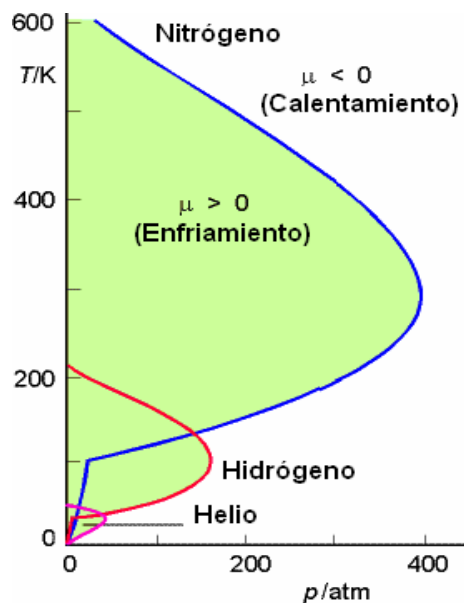


Figura 3. Curva de inversión para el  $N_2$ , Hidrógeno y Helio.

En la Figura 3 se puede observar el comportamiento de la curva de inversión para diferentes gases, el cambio de la forma y los rangos de las gráficas se debe principalmente a las propiedades del gas, por ejemplo su composición y sus constantes críticas.

La curva de inversión puede ser construida utilizando cualquier ecuación de estado que satisfaga la siguiente relación:

$$\mu = \left( \frac{\partial T}{\partial P} \right)_h = 0 \quad (1.5)$$

Teniendo en cuenta que la temperatura está en función de presión y entalpía, tenemos:

$$dT = \left. \frac{\partial T}{\partial h} \right|_P dh + \left. \frac{\partial T}{\partial P} \right|_h dP = \left. \frac{\partial T}{\partial h} \right|_P dh + \mu dP \quad (1.6)$$

La relación diferencial fundamental para la entalpía, en función de la entropía ( $s$ ), es:

$$dh = Tds + vdP \quad (1.7)$$

Sin embargo, es más conveniente usar  $T$  y  $P$  como variables independientes en lugar de  $s$  y  $P$ . Esto se realiza expresando la entropía como una función de  $T$  y  $P$ . Con lo cual su diferencial se puede expresar como:

$$ds = \left. \frac{\partial s}{\partial T} \right|_P dT + \left. \frac{\partial s}{\partial P} \right|_T dP \quad (1.8)$$

Pero:

$$\left. \frac{\partial s}{\partial T} \right|_P = \frac{C_P}{T} \quad (1.9)$$

Usando la relación de Maxwell, tenemos:

$$\left. \frac{\partial s}{\partial P} \right|_T = - \left. \frac{\partial v}{\partial T} \right|_P \quad (1.10)$$

Reemplazando las ecuaciones (1.8), (1.9) y (1.10) en la ecuación para  $dh$ , (1.7), tenemos:

$$dh = C_p dT + \left[ v - T \left. \frac{\partial v}{\partial T} \right|_P \right] dP \quad (1.11)$$

Donde  $C_p$  es la capacidad calorífica, la cual es función de la naturaleza del compuesto, la presión, temperatura y volumen. Existen diferentes métodos para calcular  $C_p$ , los más frecuentes es la lectura de los valores de tablas, mediante lectura en gráficas ó a través de modelos matemáticos.

Debido a que el proceso es isoentálpico ( $dh = 0$ ), tenemos:

$$dT = \frac{1}{C_p} \left[ T \left. \frac{\partial v}{\partial T} \right|_P - v \right] dP$$

$$\mu = \left. \frac{\partial T}{\partial P} \right|_h = \frac{1}{C_p} \left[ T \left. \frac{\partial v}{\partial T} \right|_P - v \right] \quad (1.12)$$

Para las condiciones de inversión la ecuación anterior se transforma en:

$$\mu = \frac{1}{C_p} \left[ T \left. \frac{\partial v}{\partial T} \right|_P - v \right] = 0$$

$$T \left. \frac{\partial v}{\partial T} \right|_P - v = 0 \quad (1.13)$$

La ecuación anterior también se puede expresar, usando la regla de la cadena como:

$$T \left. \frac{\partial P}{\partial T} \right|_v + v \left. \frac{\partial P}{\partial v} \right|_T = 0 \quad (1.14)$$

Solucionando la ecuación (1.13) ó (1.14) simultáneamente con cualquier ecuación de estado, obtenemos los puntos de la curva de inversión, para el presente estudio utilizamos las ecuaciones cúbicas de Soave-Redlich-Kwong (SRK) y Peng-Robinson (PR).

## 1.2. ECUACIONES DE ESTADO

Una ecuación de estado es una relación matemática entre presión ( $P$ ), temperatura ( $T$ ) y volumen ( $V$ ), para una sustancia pura. Para una mezcla de varios componentes, además de las anteriores propiedades es necesario conocer la composición de la mezcla y la regla de mezclas a utilizar.

Desde que Van Der Waals (1873) propuso su conocida ecuación cúbica de estado hace más de un siglo, numerosas ecuaciones de estado han sido propuestas para correlacionar las propiedades termodinámicas para componentes puros y para mezclas en las fases líquido y vapor.

La modificación de Soave <sup>3</sup> (1972) a la ecuación de Redlich-Kwong (1949) fue uno de los más importantes adelantos en la correlación de comportamiento de fases en sistemas multicomponentes que contienen componentes polares y ligeramente polares. La modificación de Soave fue posteriormente usada en el trabajo realizado por Peng y Robinson <sup>4</sup> (1976). La ecuación de Peng-Robinson (PR) se ha convertido en una de las ecuaciones de estado más utilizadas por la industria de los hidrocarburos y en general para correlacionar el equilibrio líquido vapor de sistemas que contienen componentes polares y ligeramente polares.

Estas ecuaciones dan como resultado expresiones relativamente simples para las propiedades termodinámicas y relaciones de equilibrio de fases, además de que el tiempo computacional para lograr los cálculos respectivos es pequeño. En este

trabajo, las ecuaciones de estado de Soave-Redlich-Kwong <sup>6</sup> y de Peng-Robinson <sup>7</sup> son usadas.

Entre los principales usos dados en la industria petrolera a las ecuaciones de estado podemos encontrar las siguientes:

- Evaluación de procesos de inyección (miscible e inmisible)
- Evaluación de un yacimiento de petróleo que coexiste con una capa de gas
- Simulación de la producción de gas condensado
- Pruebas de recombinación usando separadores de petróleo y corrientes de gas
- Evaluación y simulación de procesos de transporte de fluidos en sistemas mono o multifásicos para un sistema de transporte, y muchas otras más.

#### 1.2.1. Ecuación de Estado de Soave-Redlich-Kwong (SRK).

La expresión general de la ecuación es la siguiente:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a_c \alpha}{v(v+b)} \quad (1.15)$$

Donde:

$$\begin{aligned} a_c &= 0.42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \\ b &= 0.08664 \frac{RT_c}{P_c} \\ \alpha &= \left\{ 1 + m(1 - T_r^{0.5}) \right\}^2 \\ m &= 0.48 + 1.574w - 1.176w^2 \end{aligned} \quad (1.16)$$

Donde  $R$  es la constante universal de los gases, la cual puede tomar diferentes valores dependiendo el sistema de unidades usado. Las propiedades físicas de los componentes puros ( $T_c$ ,  $P_c$ ,  $w$ ) se pueden obtener a partir de tablas, correlaciones ó gráficas.

TABLA 1. Valores de las constantes físicas para los compuestos hidrocarburos livianos y otros gases no hidrocarburos.

<b>Compuesto</b>	<b>Fórmula</b>	<b>Peso Molecular</b>	<b>Pc</b> Psia	<b>Tc</b> °F	<b>Vc</b> Ft <sup>3</sup> /lb.	Factor Acéntrico, <b>w</b>
Metano	CH <sub>4</sub>	16.042	667	-116.66	0.0985	0.0115
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30.069	706.6	89.92	0.775	0.0994
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44.096	615.5	205.92	0.0728	0.1529
i-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.122	527.9	274.41	0.0171	0.1865
n-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58.122	550.9	305.55	0.0703	0.2003
i-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.149	490.4	369	0.0685	0.2284
n-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72.149	488.8	385.8	0.0676	0.2515
n-Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	86.175	436.9	453.8	0.0688	0.2993
n-Heptano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	100.202	396.8	512.9	0.0682	0.3312
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	44.010	1070.0	87.76	0.0343	0.2239
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	28.0135	492.5	-232.53	0.0511	0.0372

Para los componentes hidrocarburos livianos como es el caso de los gases naturales, estas propiedades son obtenidas de tablas, como se puede ver en la Tabla 1. Para el caso de hidrocarburos con fracciones pesadas estos parámetros pueden ser obtenidos de otras propiedades físicas medidas, por ejemplo, punto de ebullición, peso molecular y la densidad o gravedad específica usando correlaciones empíricas.

### 1.2.2. Ecuación de Estado de Peng-Robinson (PR).

La expresión general de la ecuación es la siguiente:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a_c \alpha}{v(v+b)+b(v-b)} = \frac{RT}{v-b} - \frac{a_c \alpha}{v^2 + 2vb - b^2} \quad (1.17)$$

Donde:

$$\begin{aligned} a_c &= 0.457235 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \\ b &= 0.077796 \frac{RT_c}{P_c} \\ \alpha &= \{1 + m(1 - T_r^{0.5})\}^2 \\ m &= 0.37464 + 1.54226w - 0.26992w^2 \end{aligned} \quad (1.18)$$

Los valores de las constantes son los mismos que se muestran en la Tabla 1.

### 1.2.3. Regla de Mezclas Para las Ecuaciones de Estado de SRK y PR:

Para una mezcla de  $N$  componentes, los parámetros  $a_c$  y  $b$  en las ecuaciones de estado de SRK y PR son obtenidos a partir de los parámetros para los componentes puros,  $a_{ci}$  y  $b_i$ , respectivamente, usando la siguiente regla de mezclas clásica:

$$a_c = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (1.19)$$

Una combinación de la ecuación anterior con la variable ( $\alpha$ ) para las ecuaciones de estado de SRK y PR, resulta en:

$$a_c \alpha = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i \alpha_i)^{0.5} (a_j \alpha_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (1.20)$$

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i \quad (1.21)$$

Donde  $x_i$  y  $x_j$  son las fracciones molares de los componentes  $i$  y  $j$ , respectivamente,  $k_{ij}$  es un parámetro de interacción binaria entre los componentes  $i$  y  $j$ . Los valores de  $k_{ij}$  pueden ser considerados en la mayoría de los casos iguales a cero para interacciones hidrocarburo-hidrocarburo, pero en el presente estudio para realizar los cálculos se tiene la opción de hacerlos o no cero. Para interacciones entre hidrocarburos y no hidrocarburos los coeficientes son diferentes de cero.

Los valores de los coeficientes de interacción para mezclas de hidrocarburos livianos son tomados de Reid <sup>5</sup>, como se puede observar en la Tabla 2 para SRK y en la Tabla 3 para PR. Los valores de los coeficientes para las interacciones hidrocarburo-no hidrocarburo, tomando los coeficientes HC-HC = 0, son los mismos de las tablas 2 y 3.

Resolviendo la ecuación (1.20), tenemos:

$$a_c \alpha = \Omega_a R^2 \left\{ \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j \left[ \frac{T_{ci}^2}{P_{ci}} \left( (1+m_i) + m_i \frac{T^{0.5}}{T_{ci}^{0.5}} \right)^2 \right]^{0.5} \left[ \frac{T_{cj}^2}{P_{cj}} \left( (1+m_j) + m_j \frac{T^{0.5}}{T_{cj}^{0.5}} \right)^2 \right]^{0.5} (1-k_{ij}) \right\}$$

$$= \Omega_a R^2 \left\{ \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j \frac{T_{ci} T_{cj}}{(P_{ci} P_{cj})^{0.5}} (1+m_i)(1+m_j)(1-k_{ij}) + T \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j m_i m_j \left( \frac{T_{ci} T_{cj}}{P_{ci} P_{cj}} \right)^{0.5} (1-k_{ij}) \right. \\ \left. - T^{0.5} \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j \left[ T_{ci} T_{cj}^{0.5} (1+m_i) m_j + T_{cj} T_{ci}^{0.5} (1+m_j) m_i \right] (P_{ci} P_{cj})^{-0.5} (1-k_{ij}) \right\}$$

Donde  $\Omega_a$  es una constante para cada ecuación de estado. Para el caso de SRK tiene un valor de 0.42748 y para PR es igual a 0.457235.

Para simplificación reasignamos las siguientes variables:

$$Sum1 = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j \frac{T_{ci} T_{cj}}{(P_{ci} P_{cj})^{0.5}} (1+m_i)(1+m_j)(1-k_{ij}) \quad (1.22)$$

$$Sum2 = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j \left[ T_{ci} T_{cj}^{0.5} (1 + m_i) m_j + T_{cj} T_{ci}^{0.5} (1 + m_j) m_i \right] (P_{ci} P_{cj})^{-0.5} (1 - k_{ij}) \quad (1.23)$$

$$Sum3 = T \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j m_i m_j \left( \frac{T_{ci} T_{cj}}{P_{ci} P_{cj}} \right)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (1.24)$$

**TABLA 2.** Coeficientes de Interacción Binaria HC-HC  $\neq 0$ , para SRK.

	<b>C<sub>1</sub></b>	<b>C<sub>2</sub></b>	<b>C<sub>3</sub></b>	<b>i-C<sub>4</sub></b>	<b>n-C<sub>4</sub></b>	<b>i-C<sub>5</sub></b>	<b>n-C<sub>5</sub></b>	<b>n-C<sub>6</sub></b>	<b>n-C<sub>7</sub></b>	<b>CO<sub>2</sub></b>	<b>N<sub>2</sub></b>
<b>C<sub>1</sub></b>	-	0.0029	0.0074	0.0137	0.0129	0.0181	0.0184	0.0239	0.0293	0.0312	0.0956
<b>C<sub>2</sub></b>	0.0029	-	0.0018	0.0051	0.0046	0.0079	0.0081	0.0118	0.0157	0.0319	0.1401
<b>C<sub>3</sub></b>	0.0074	0.0018	-	0.0015	0.0013	0.0030	0.0031	0.0055	0.0082	0.0886	0.1368
<b>i-C<sub>4</sub></b>	0.0137	0.0051	0.0015	-	0.0004	0.0007	0.0008	0.0019	0.0035	0.1315	0.1368
<b>n-C<sub>4</sub></b>	0.0129	0.0046	0.0013	0.0004	-	0.0009	0.0009	0.0022	0.0040	0.0597	0.1412
<b>i-C<sub>5</sub></b>	0.0181	0.0079	0.0030	0.0007	0.0009	-	0.0004	0.0008	0.0018	0.093	0.1297
<b>n-C<sub>5</sub></b>	0.0184	0.0081	0.0031	0.0008	0.0009	0.0004	-	0.0007	0.0017	0.986	0.1347
<b>n-C<sub>6</sub></b>	0.0239	0.0118	0.0055	0.0019	0.0022	0.0008	0.0007	-	0.0006	0.165	0.1420
<b>n-C<sub>7</sub></b>	0.0293	0.0157	0.0082	0.0035	0.0040	0.0018	0.0017	0.0006	-	0.0799	0.1092
<b>CO<sub>2</sub></b>	0.0312	0.0319	0.0886	0.1315	0.05970	0.093	0.986	0.165	0.0799	-	-0.017
<b>N<sub>2</sub></b>	0.0956	0.1401	0.1368	0.1368	0.1412	0.1297	0.1347	0.1420	0.1092	-0.017	-

Reemplazando:

$$a_c \alpha = \Omega_a R^2 \left\{ Sum1 - Sum2 * T^{0.5} + Sum3 * T \right\} \quad (1.25)$$

Observamos que la expresión ( $a_c\alpha$ ) es función de la temperatura ( $T$ ), para los cálculos posteriores necesitaremos su derivada con respecto a  $T$ :

$$\frac{\partial(a_c\alpha)}{\partial T} = \Omega_a R^2 \{Sum3 - 0.5 * Sum2 * T^{-0.5}\} \quad (1.26)$$

Estas son las expresiones necesarias para el cálculo de las curvas de inversión, donde también es necesario el uso de las constantes de los componentes puros, las cuales fueron mostradas anteriormente.

**TABLA 3.** Coeficientes de Interacción Binaria HC-HC  $\neq 0$ , para Peng-Robinson.

	$C_1$	$C_2$	$C_3$	$i-C_4$	$n-C_4$	$i-C_5$	$n-C_5$	$n-C_6$	$n-C_7$	$CO_2$	$N_2$
$C_1$	-	0.0029	0.0074	0.0137	0.0129	0.0181	0.0184	0.0239	0.0293	0.036	0.10
$C_2$	0.0029	-	0.0018	0.0051	0.0046	0.0079	0.0081	0.0118	0.0157	0.05	0.129
$C_3$	0.0074	0.0018	-	0.0015	0.0013	0.0030	0.0031	0.0055	0.0082	0.08	0.135
$i-C_4$	0.0137	0.0051	0.0015	-	0.0004	0.0007	0.0008	0.0019	0.0035	0.095	0.129
$n-C_4$	0.0129	0.0046	0.0013	0.0004	-	0.0009	0.0009	0.0022	0.0040	0.09	0.129
$i-C_5$	0.0181	0.0079	0.0030	0.0007	0.0009	-	0.0004	0.0008	0.0018	0.095	0.125
$n-C_5$	0.0184	0.0081	0.0031	0.0008	0.0009	0.0004	-	0.0007	0.0017	0.01	0.125
$n-C_6$	0.0239	0.0118	0.0055	0.0019	0.0022	0.0008	0.0007	-	0.0006	0.149	0.125
$n-C_7$	0.0293	0.0157	0.0082	0.0035	0.0040	0.0018	0.0017	0.0006	-	0.143	0.119
$CO_2$	0.0360	0.05	0.08	0.095	0.09	0.095	0.01	0.149	0.1439	-	-0.02
$N_2$	0.10	0.1298	0.135	0.1298	0.1298	0.125	0.125	0.125	0.1199	-0.02	-

## 2. CÁLCULO DE LA CURVA DE INVERSIÓN

Varios estudios han sido publicados hasta el momento que tratan de la predicción de la curva de inversión de Joule-Thomson. Corner<sup>6</sup> en el año de 1939 fue uno de los primeros en calcular la curva de inversión usando ecuaciones de estado. Después de muchos años, los cálculos fueron continuados en 1970 por Miller<sup>7</sup>, Juris y Wenzel<sup>8</sup>, Dilay y Heidemann<sup>9</sup>, Genea y Feroiu<sup>10</sup> y Najjar<sup>11</sup>. En 1966 Gunn, Chueh y Prausnitz<sup>12</sup> obtuvieron una correlación general para ajustar la curva a datos experimentales. Debido a que sólo componentes con factores acéntricos cercanos a cero fueron usados, la correlación está limitada a fluidos simples.

Heyes y Llaguno<sup>13</sup> propusieron un nuevo procedimiento dinámico molecular para determinar la curva de inversión para algunos fluidos. Para el estudio de gases naturales y modelamiento de procesos de expansión se destaca el realizado por W.G. Kortekaas<sup>14</sup>, se realizaron pruebas para seis muestras de gas condensado (GC1-GC6), un aceite volátil y un aceite negro del Mar del Norte.

Ellos obtuvieron una representación de la curva de inversión para una muestra de gas condensado, utilizando la ecuación de estado de SRK, tal como se muestra en la Figura 4. El gas tiene una composición de 70.85 % de metano, 8.53 % de etano, 4.95 % de propano, 1.26 % de n-Butano, 0.75% de i-Butano, 3.31% de C<sub>5</sub><sup>+</sup>, 8.64 % de CO<sub>2</sub> y 0.71 % de N<sub>2</sub>.

De la Figura 4 observamos que se va a producir calentamiento sólo para presiones elevadas, otra observación importante es que a medida que aumenta la temperatura inicial (líneas de 200, 300, 400 y 500 K) se incrementa el valor de temperatura y presión de inversión para un valor de entalpía constante. Otra conclusión del estudio es que entre mayor densidad posea el gas, mayor va a ser el cambio de temperatura observado para los mismos valores de caída de presión.

La curva de inversión puede ser calculada de cualquier ecuación de estado que satisfaga la condición dada por la ecuación (1.13) ó (1.14), para las cuales el coeficiente de Joule-Thomson es igual a cero.

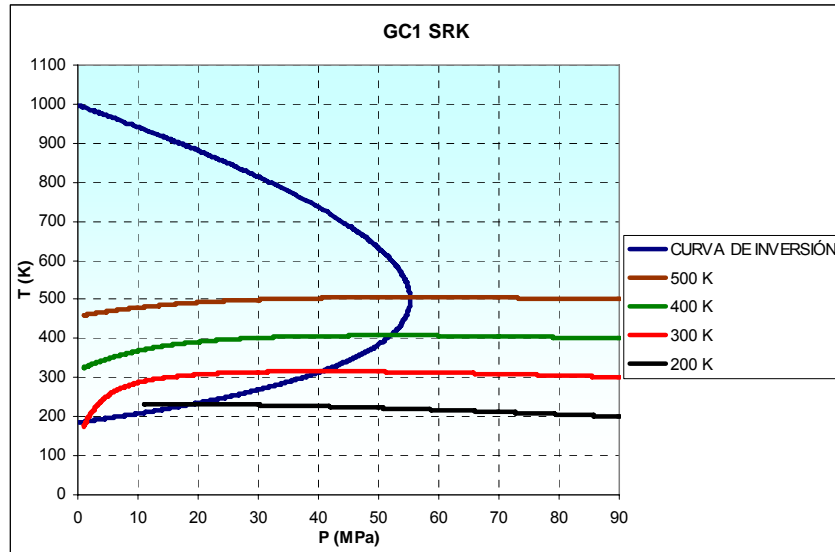


Figura 4. Curva de inversión y cálculos isoentálpicos para un Gas condensado (GC1).

Las temperaturas mostradas en la figura representan las temperaturas iniciales.

Presión inicial de 90 MPa.

Juris y Wenzel<sup>8</sup> obtuvieron expresiones analíticas para ambas ecuaciones de estado expresadas en términos de temperatura y volumen. Sin embargo, contrario a Dilay y Heidemann<sup>9</sup>, este estudio trabaja con mezclas multicomponentes.

Teniendo en cuenta que se trabaja para sistemas multicomponentes, utilizaremos las ecuaciones (1.21) y (1.25), de los términos  $(a_c\alpha)$  y  $b$  respectivamente, en las ecuaciones de estado de SRK y PR.

## 2.1 CÁLCULOS DE INVERSIÓN PARA SRK.

Partiendo de la ecuación general de SRK (Ecuación 1.15), calculamos la derivada

$(\partial v / \partial T)_P$ :

$$0 = \frac{(v-b)R - RT(\partial v / \partial T)_P}{(v-b)^2} - \frac{v(v+b)(\partial a_c \alpha / \partial T) - (a_c \alpha)(2v+b)(\partial v / \partial T)_P}{v^2(v+b)^2}$$

$$(\partial v / \partial T)_p = \frac{R - \frac{(v-b)(\partial a_c \alpha / \partial T)}{v(v+b)}}{\frac{RT}{v-b} - \frac{(a_c \alpha)(2v+b)(v-b)}{v^2(v+b)^2}} \quad (2.1)$$

Reemplazando la expresión de  $(\partial v / \partial T)_p$  en la ecuación (1.13) para cumplir que el coeficiente de Joule-Thomson sea igual a cero, obtenemos:

$$0 = \left\{ \frac{R - \frac{(v-b)(\partial a_c \alpha / \partial T)}{v(v+b)}}{\frac{RT}{v-b} - \frac{(a_c \alpha)(2v+b)(v-b)}{v^2(v+b)^2}} \right\} T - v$$

$$bRTv(v+b)^2 = (2v+b)(v-b)^2(a_c \alpha) - (v-b)^2(v+b)(\partial a_c \alpha / \partial T)T \quad (2.2)$$

Reemplazando los términos de  $a_c \alpha$  y  $(\partial a_c \alpha / \partial T)$ , ecuaciones (1.25) y (1.26) respectivamente, en la ecuación anterior obtenemos:

$$bRTv(v+b)^2 = (2v+b)(v-b)^2 \left\{ \Omega_a R^2 (Sum1 - Sum2 * T^{0.5} + Sum3 * T) \right\} - (v-b)^2(v+b) \Omega_a R^2 \left\{ Sum3 * T - 0.5 * Sum2 * T^{-0.5} \right\} T$$

$$(2v+b)(v-b)^2 \Omega_a R^2 Sum1 - (2v+b)(v-b)^2 \Omega_a R^2 T^{0.5} Sum2 + (2v+b)(v-b)^2 \Omega_a R^2 T Sum3 - (v-b)^2(v+b) \Omega_a R^2 T Sum3 + 0.5 * (v-b)^2(v+b) \Omega_a R^2 T^{0.5} Sum2 - bRTv(v+b)^2 = 0$$

Reagrupando y ordenando obtenemos la expresión final para el cálculo de la curva de inversión a partir de la ecuación de estado de SRK:

$$\boxed{\left\{ v(v-b)^2 \Omega_a R Sum3 - bv(v+b)^2 \right\} * T - \left\{ 0.5 * (3v+b)(v-b)^2 \Omega_a R Sum2 \right\} * T^{0.5} + \left\{ (2v+b)(v-b)^2 \Omega_a R Sum1 \right\} = 0} \quad (2.3)$$

De la ecuación anterior, conociendo la composición del gas natural, coeficientes de interacción binaria, así como de las propiedades de cada uno de sus componentes, como lo es sus constantes críticas, factor acéntrico, se puede obtener la curva de inversión, para ello suponemos pequeños valores de  $v$ , calculamos  $b$ ,  $Sum1$ ,  $Sum2$  y  $Sum3$ . Con ello resolvemos la ecuación anterior de segundo grado, la cual nos arroja el valor de la temperatura de inversión, con este valor de temperatura vamos a la ecuación de estado (1.15) y calculamos la presión de inversión, como veremos más adelante.

## 2.2 CÁLCULOS DE INVERSIÓN PARA PR.

Partiendo de la ecuación general de PR (1.17), calculamos la derivada  $(\partial v / \partial T)_p$ :

$$0 = \frac{(v-b)R - RT(\partial v / \partial T)_p}{(v-b)^2} - \frac{(v^2 + 2bv - b^2)(\partial a_c \alpha / \partial T) - (a_c \alpha)(2v + 2b)(\partial v / \partial T)_p}{(v^2 + 2bv - b^2)^2}$$

$$(\partial v / \partial T)_p = \frac{R - \frac{(v-b)(\partial a_c \alpha / \partial T)}{v^2 + 2bv - b^2}}{\frac{RT}{v-b} - \frac{2(a_c \alpha)(v+b)(v-b)}{(v^2 + 2bv - b^2)^2}} \quad (2.4)$$

Reemplazando la expresión de  $(\partial v / \partial T)_p$  en la ecuación (1.13) para cumplir que el coeficiente de Joule-Thomson sea igual a cero, obtenemos:

$$0 = \left\{ \frac{R - \frac{(v-b)(\partial a_c \alpha / \partial T)}{v^2 + 2bv - b^2}}{\frac{RT}{v-b} - \frac{2(a_c \alpha)(v+b)(v-b)}{(v^2 + 2bv - b^2)^2}} \right\} T - v$$

$$2(a_c \alpha)(v+b)(v-b)^2 v = bRT(v^2 + 2bv - b^2)^2 + (v-b)^2(v^2 + 2bv - b^2)(\partial a_c \alpha / \partial T)T \quad (2.5)$$

Reemplazando los términos de  $a_c\alpha$  y  $(\partial a_c\alpha/\partial T)$ , ecuaciones (1.25) y (1.26) respectivamente, en la ecuación anterior obtenemos:

$$2\Omega_a R^2 [Sum1 - Sum2 * T^{0.5} + Sum3 * T] (v+b)(v-b)^2 v = bRT(v^2 + 2bv - b^2)^2 + (v-b)^2 (v+b) \Omega_a R^2 \{Sum3 - 0.5 * Sum2 * T^{-0.5}\} T$$

$$2\Omega_a R^2 Sum1 v(v+b)(v-b)^2 - 2\Omega_a R^2 Sum2 v(v+b)(v-b)^2 T^{0.5} + 2Sum3 v(v+b)(v-b)^2 T - bRT(v^2 + 2bv - b^2)^2 - \Omega_a R^2 Sum3 (v^2 + 2bv - b^2)(v-b)^2 T + 0.5 * \Omega_a R^2 Sum2 (v^2 + 2bv - b^2)(v-b)^2 T^{0.5} = 0$$

Reagrupando y ordenando obtenemos la expresión final para el cálculo de la curva de inversión a partir de la ecuación de estado de PR:

$$\left\{ (v^2 + b^2)(v-b)^2 \Omega_a R Sum 3 - b(v^2 + 2bv - b^2)^2 \right\} * T - \left\{ 0.5 * (3v^2 + 2bv + b^2)(v-b)^2 \Omega_a R Sum 2 \right\} * T^{0.5} + \left\{ 2\Omega_a R Sum 1 * v(v+b)(v-b)^2 \right\} = 0 \quad (2.6)$$

Para resolver la ecuación anterior se sigue el mismo procedimiento planteado sugerido para la ecuación de estado de SRK. Lo único que cambia es que el valor de la temperatura de inversión calculada por la ecuación anterior, se reemplaza en la ecuación de estado (1.17) donde se calcula la presión de inversión.

### 3. MODELAMIENTO DE LA EXPANSIÓN ISOENTÁLPICA

La entalpía de un fluido puede ser calculada como la suma de dos contribuciones, llamadas la entalpía de gas ideal  $H^{ig}$  y la entalpía  $H^{dep}$ , que calcularemos posteriormente:

$$H = H^{ig} + H^{dep} \quad (3.1)$$

La entalpía de gas ideal es calculada a partir de la siguiente expresión:

$$H^{ig} = H_0^{ig} + \sum_{i=1}^N x_i \int_{T_0}^T C_p^{ig} dT \quad (3.2)$$

Donde:

$T_0$  es la temperatura de referencia, la cual puede ser elegida arbitrariamente.

$H_0^{ig}$  es la entalpía de gas ideal a  $T_0$ .

$C_p^{ig}$  es la capacidad calorífica ideal del gas, la cual puede ser aproximada por un polinomio de tercer grado como una función de temperatura:

$$C_p^{ig} = C_{p1} + C_{p2} * T + C_{p3} * T^2 + C_{p4} * T^3 \quad (3.3)$$

Los valores de las constantes de capacidad calorífica de los gases ideales ( $C_{p1} - C_{p4}$ ), para los componentes livianos son tabulados en la Tabla 4, estos valores fueron obtenidos de Reid <sup>5</sup>, para las fracciones pesadas son calculados siguiendo ciertos procedimientos, como por ejemplo el sugerido por Kesler y Lee. Pero como el presente estudio trabaja sólo con componentes livianos, por lo tanto estos métodos no son necesarios para los cálculos.

Debe notarse que la capacidad calorífica para los componentes livianos, para cualquier valor de temperatura no está dada por el primer coeficiente, por lo tanto el polinomio no debe ser truncado.

Tabla 4. Constantes de la Capacidad Calorífica.

COMPONENTE	C <sub>p1</sub>	C <sub>p2</sub>	C <sub>p3</sub>	C <sub>p4</sub>
Metano	19.25	0.0521	0.0000120	-1.13 E-08
Etano	5.409	0.178	-0.0000694	8.71 E-09
Propano	-4.224	0.306	-0.000159	3.22 E-08
i-Butano	-1.39	0.385	-0.000185	2.90 E-08
n-Butano	9.487	0.331	-0.000111	-2.82 E-09
i-Pentano	-9.525	0.507	-0.000273	5.72 E-08
n-Pentano	-3.626	0.487	-0.000258	5.31 E-08
n-Hexano	-4.413	0.528	-0.000312	6.49 E-08
n-Heptano	-5.146	0.676	-0.000365	7.66 E-08
Dióxido de Carbono	19.8	0.0734	-0.000056	1.72 E-08
Nitrógeno	31.2	-0.0136	0.0000268	-1.17 E-08

Reemplazando la ecuación (3.3) en la ecuación (3.2), tenemos:

$$H^{ig} = H_0^{ig} + \sum_{i=1}^N x_i \int_{T_0}^T (C_{p1} + C_{p2} * T + C_{p3} * T^2 + C_{p4} * T^3)_i dT$$

$$H^{ig} = H_0^{ig} + \sum_{i=1}^N x_i \left[ C_{p1} (T - T_0) + C_{p2} \frac{(T^2 - T_0^2)}{2} + C_{p3} \frac{(T^3 - T_0^3)}{3} + C_{p4} \frac{(T^4 - T_0^4)}{4} \right]_i$$

(3.4)

Para calcular  $H^{dep} = H - H^{ig}$ , se utiliza la siguiente relación termodinámica <sup>5</sup>:

$$\frac{H - H^{ig}}{RT} = z - 1 + \frac{1}{RT} \int_{\infty}^v \left[ T \left( \frac{\partial P}{\partial T} \right)_v - P \right] dv \quad (3.5)$$

La ecuación anterior puede ser resuelta utilizando cualquier ecuación de estado, para lo cual se de ser calculado el factor de compresibilidad ( $z$ ), mediante la ecuación de estado correspondiente.

### 3.1. CÁLCULO DEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD

Las expresiones para el factor de compresibilidad para las ecuaciones de estado de SRK y PR, son de tercer grado. Por lo tanto se deben calcular las raíces de cada una de ellas para encontrar el valor de  $z$ . A continuación se muestra las expresiones, junto con el procedimiento utilizado por el programa realizado para el cálculo de las raíces.

#### 3.1.1. Para la Ecuación de Estado de SRK

Para esta ecuación de estado se utiliza la siguiente expresión:

$$z^3 - z^2 + (A - B - B^2)z - AB = 0 \quad (3.6)$$

Donde:

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}, a = a_c \alpha \quad (3.7)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (3.8)$$

Los valores de ( $a_c \alpha$ ) y ( $b$ ) son los mismos que se utilizan para la regla de mezclas para las ecuaciones de estado.

#### 3.1.2. Para la ecuación de Estado de PR

Para esta ecuación de estado se utiliza la siguiente expresión:

$$z^3 - (1 - B)z^2 + (A - 2B - 3B^2)z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (3.9)$$

Donde:

$$A = \frac{aP}{(RT)^2}, a = a_c \alpha \quad (3.10)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (3.11)$$

### 3.1.3. Solución de las Ecuaciones Cúbicas para z.

Tanto para las ecuaciones del factor de compresibilidad de SRK como para la de PR, se necesita resolver la ecuación correspondiente de tercer grado. Para el procedimiento de solución partiremos de la siguiente expresión:

$$ax^3 + bx^2 + cx + d = 0 \quad (3.12)$$

Las ecuaciones cúbicas tienen que ser solucionadas en varios pasos: primero vamos a definir las variables llamadas  $f$ ,  $g$  y  $h$ :

$$f = \frac{(3c/a) - (b^2/a^2)}{3} \quad (3.13)$$

$$g = \frac{(2b^3/a^3) - (9bc/a^2) + (27d/a)}{27} \quad (3.14)$$

$$h = (g^2/4) + (f^3/27) \quad (3.15)$$

Si  $h > 0$ , sólo hay una raíz y es real

Si  $f = 0$ ,  $g = 0$ , y  $h = 0$ , las tres raíces son reales e iguales.

Si  $h \leq 0$ , hay tres raíces reales.

**Las tres raíces son reales:**

Definimos las siguientes variables, los cálculos trigonométricos son en radianes:

$$i = \left[ \left( g^2 / 4 \right) - h \right]^{0.5} \quad (3.16)$$

$$j = (i)^{1/3} \quad (3.17)$$

$$k = \arccos(-g/2i) \quad (3.18)$$

$$L = j * (-1) \quad (3.19)$$

$$M = \text{Cos}(k/3) \quad (3.20)$$

$$N = \sqrt[3]{3} * \text{Sen}(k/3) \quad (3.21)$$

$$P = (b/3a) * (-1) \quad (3.22)$$

Ahora con estas variables obtenemos las tres raíces reales:

$$x_1 = 2j * M + P \quad (3.23), \quad x_2 = L * (M + N) + P \quad (3.24),$$

$$x_3 = L * (M - N) + P \quad (3.25)$$

**Sólo hay una raíz real:**

Definimos las siguientes variables:

$$R = -(g/2) + \sqrt{h} \quad (3.26)$$

$$S = \sqrt[3]{R} \quad (3.27)$$

$$T = -(g/2) - \sqrt{h} \quad (3.28)$$

$$U = \sqrt[3]{T} \quad (3.29)$$

Ahora con estas variables obtenemos la raíz real y dos imaginarias:

$$x_1 = (S + U) - (b/3a) \quad (3.30)$$

$$x_2 = -(S + U)/2 - (b/3a) + (S - U) * \sqrt{3}/2 * i \quad (3.31)$$

$$x_3 = -(S + U)/2 - (b/3a) - (S - U) * \sqrt{3}/2 * i \quad (3.32)$$

Las raíces imaginarias, no son utilizadas en ningún momento para los cálculos del factor de compresibilidad.

**Las tres raíces son reales e iguales:**

$$x_1 = x_2 = x_3 = (-1) * \sqrt[3]{(d/a)} \quad (3.33)$$

Una vez calculado el factor de compresibilidad, se procede al cálculo de la entalpía.

### 3.2. CÁLCULO FINAL DE LA ENTALPÍA

Las expresiones finales para el cálculo de la entalpía en una mezcla de hidrocarburos para las ecuaciones de estado de SRK y PR, según Edminster<sup>15</sup>, son las siguientes:

**Para SRK:**

$$\frac{H - H^{id}}{RT} = z - 1 - \frac{1}{bRT} \left[ a - T \frac{d(a_c \alpha)}{dT} \right] \ln \left( 1 + \frac{b}{v} \right) \quad (3.34)$$

**Para PR:**

$$\frac{H - H^{id}}{RT} = z - 1 - \frac{1}{2^{1.5} bRT} \left[ a - T \frac{d(a_c \alpha)}{dT} \right] \ln \left( \frac{v + (\sqrt{2} + 1)b}{v - (\sqrt{2} - 1)b} \right) \quad (3.35)$$

Con las ecuaciones anteriores, se elabora el programa para el cálculo de las curvas de inversión, incluida la expansión isoentálpica, aplicado al gas natural.

Cabe anotar, que en las expresiones anteriores se debe tener cuidado con el manejo del sistema de unidades, ya que se pueden presentar confusiones ó errores en los cálculos. Las unidades de la entalpía en el sistema internacional son (*Joules/mol*), en el sistema inglés son (*BTU/lbmol*).

## **4. PROGRAMA PARA EL CÁLCULO DE CURVAS DE INVERSIÓN**

En base a la información y las formulaciones anteriores, se desarrolló un software para el cálculo de las curvas de inversión, con el fin de facilitar el estudio del fenómeno de inversión aplicado al gas natural.

A continuación se describe el procedimiento, paso a paso para el manejo del programa, así mismo se muestra la interfaz del mismo para la comprensión de su funcionamiento.

### **4.1. INTERFAZ DEL SIMULADOR**

El programa está diseñado para realizar los cálculos mediante dos pasos básicos. El primero de ellos es el ingreso de los casos a trabajar, para cada uno se debe ingresar la composición de la muestra, la ecuación de estado con la que se desea analizar la muestra y el tipo de coeficientes de interacción binaria a usar por la ecuación de estado seleccionada, este último es opcional ya que el programa tiene unos coeficientes predefinidos, los cuales pueden ser cambiados por el usuario.

El segundo paso es el proceso de simulación en sí, el usuario debe escoger entre los casos ingresados para que el programa realice los cálculos necesarios. Este paso a su vez tiene dos procedimientos, uno es el cálculo y representación de la curva de inversión, el segundo es la simulación de procesos de expansión isoentálpicos para la muestra seleccionada. A continuación se hace una breve descripción de cada uno de los pasos para llevar a cabo el proceso de simulación.

Una vez se haya ingresado al programa se observa una primera ventana, Figura 5, la cual da la opción de crear un nuevo proyecto ó carga uno ya existente.

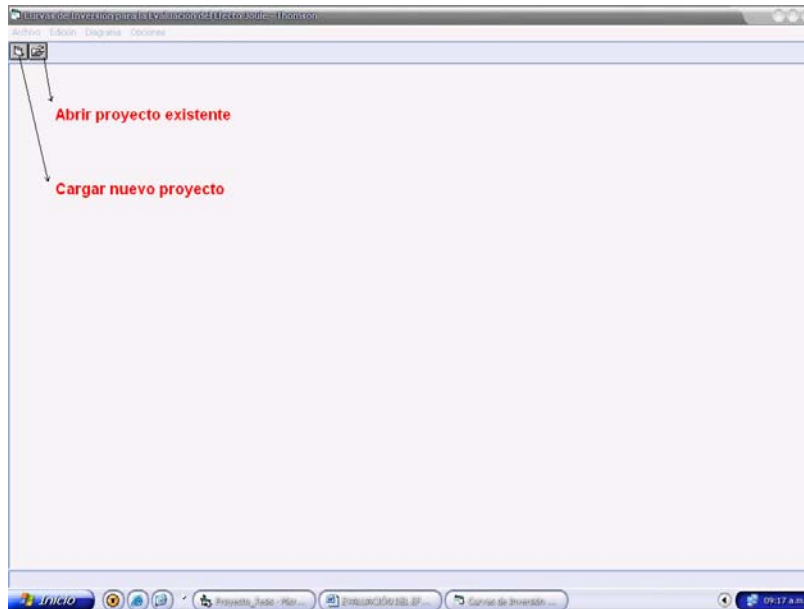


Figura 5. Ventana Principal del Programa.

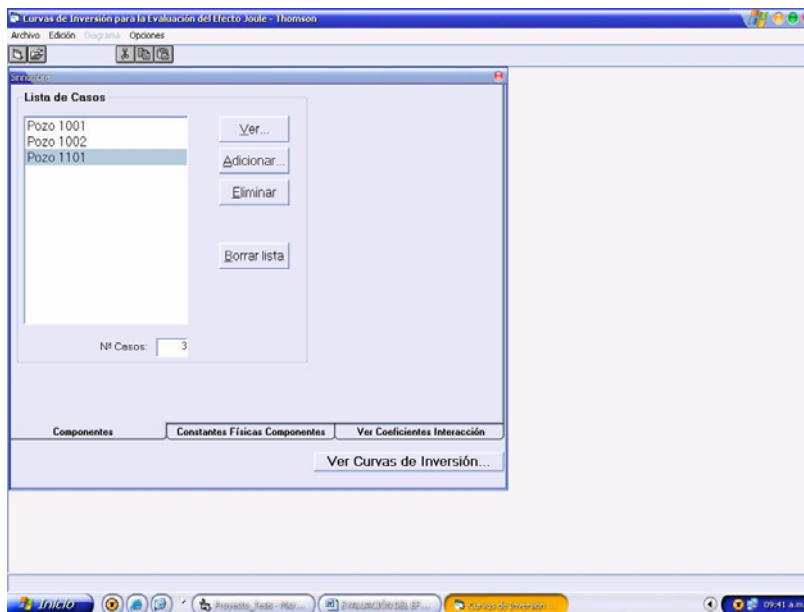


Figura 6. Etiqueta para Ver los Casos.

Cualquiera que sea la opción escogida de abrir ó crear un nuevo proyecto se desplegará una nueva ventana sobre la anterior, en la cual se ve una lista desplegable

con tres etiquetas, la primera etiqueta contiene una lista de casos donde se permite ver un caso existente, crear uno nuevo, eliminar un caso de la lista y eliminarlos todos, como se ve en la Figura 6.

En la segunda etiqueta llamada “ver propiedades”, se pueden ver las propiedades de los componentes utilizados por el programa, las cuales fueron tomadas del Engineering Data Book<sup>16</sup>, estos valores son constantes para el programa y no pueden ser modificados.

Componente	Pc, psia	Tc, °F	Vc, (ft³)/lb	Factor Acéntrico, w	Cp (Ideal, BTU/(lb·°F))
Metano	667,00	-116,66	0,0905	0,0115	0,52725
Etano	706,00	89,32	0,7750	0,0984	0,40680
Propano	616,50	205,32	0,0728	0,1529	0,36970
IsoButano	527,90	274,41	0,0715	0,1865	0,36796
n-Butano	550,90	305,55	0,0703	0,2003	0,36649
IsoPentano	490,40	369,00	0,0695	0,2284	0,36311
n-Pentano	488,00	385,00	0,0676	0,2515	0,36882
n-Hexano	436,90	453,00	0,0688	0,2993	0,36696
n-Heptano	396,00	512,90	0,0682	0,3483	0,36566
CO2	1070,00	87,76	0,0343	0,2239	0,19875
Nitrogeno	492,50	-232,53	0,0511	0,0372	0,24829

Figura 7. Etiqueta para Ver las Propiedades de los Componentes.

Así mismo se pueden observar los coeficientes de interacción binaria utilizados para la simulación seleccionando en la tercera etiqueta llamada “ver coeficientes”, esta etiqueta da la opción de ver los coeficientes para las ecuaciones de estado de SRK ó PR.

Con la ecuación de estado seleccionada se da la opción de ver los coeficientes HC-HC = 0 ó HC-HC ≠ 0, para cada ecuación de estado, según la opción escogida, como se muestra:

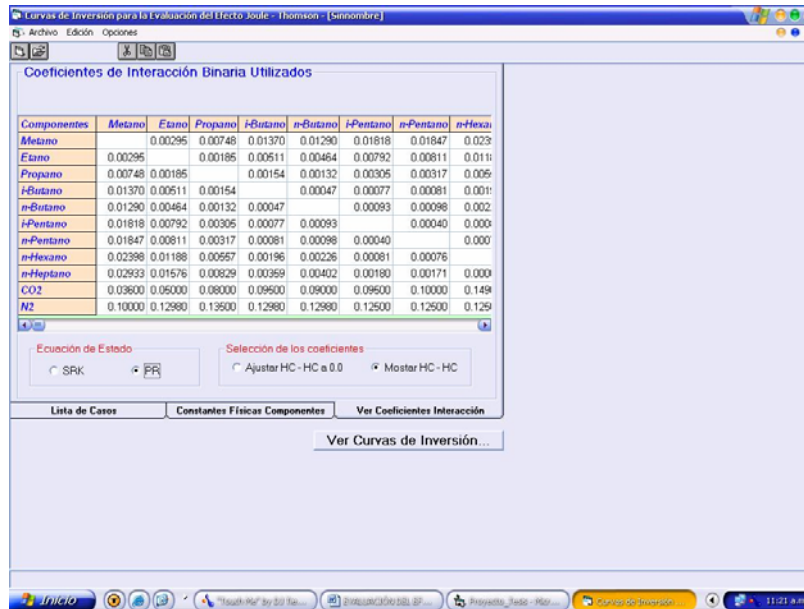


Figura 8. Etiqueta para Ver los Coeficientes de Interacción Binaria.

Esta etiqueta como la anterior no es modificable por el usuario. De nuevo hay que ubicarse en la primera etiqueta, para agregar nuevos casos ó ver los existentes, para esto se selecciona la opción “Adicionar...” ó “Ver...”, respectivamente. En cualquiera de los dos casos se desplegará una ventana como la siguiente:

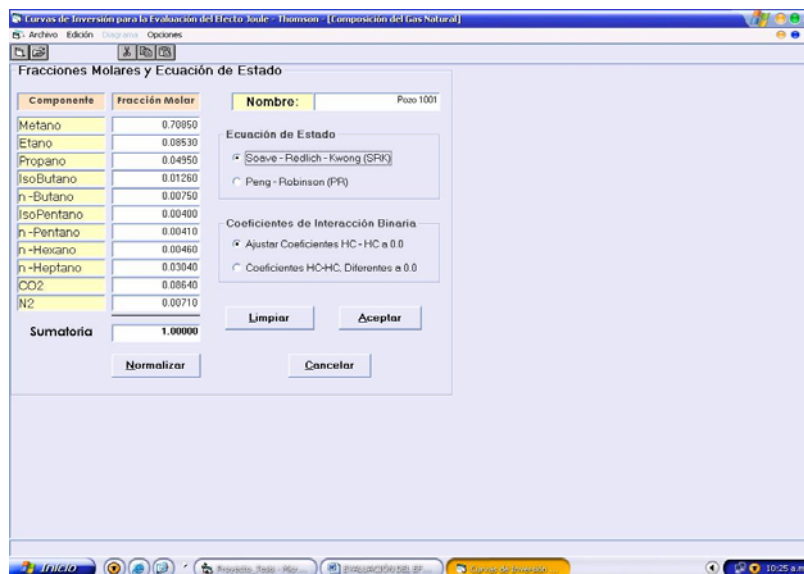


Figura 9. Ventana de Composición de las Muestras.

En esta ventana se ingresa el nombre del caso de estudio, la composición, la ecuación de estado a trabajar y la selección de los coeficientes de interacción para la ecuación de estado.

Para pasar a la siguiente etapa se deben completar la información requerida. Antes de seleccionar la opción aceptar, el caso debe estar normalizado, si no lo está, se puede realizar seleccionando al opción de normalizar ó de lo contrario se debe revisar la composición ingresada hasta que la suma de las fracciones molares sea igual a la unidad.

También se da la opción de limpiar toda la lista para ingresar de nuevo todas las composiciones, y la opción de cancelar, para que ningún cambio realizado en esta ventana quede guardado.

En la lista se muestran once componentes, desde el metano hasta n-heptano, dióxido de carbono y nitrógeno. Se seleccionaron estos componentes ya que son los que se presentan en la mayoría de los casos, basados en las composiciones de algunos campos del país y datos de la literatura, además para simplificar el proceso y disminuir el tiempo de cómputo.

En este punto, con todos los casos ingresados, ya se puede pasar a la segunda etapa que es la de simulación, para ello se selecciona la opción de “Ver curvas de Inversión...”la cual esta ubicada en la parte inferior.

En cualquier momento de la simulación el usuario puede regresar a las ventanas anteriores y hacer los cambios necesarios, agregar casos, eliminarlos, cambiar composiciones ó cambiar la ecuación de estado con la que desea trabajar para luego retornar de nuevo a la simulación.

A continuación se despliega la siguiente ventana:

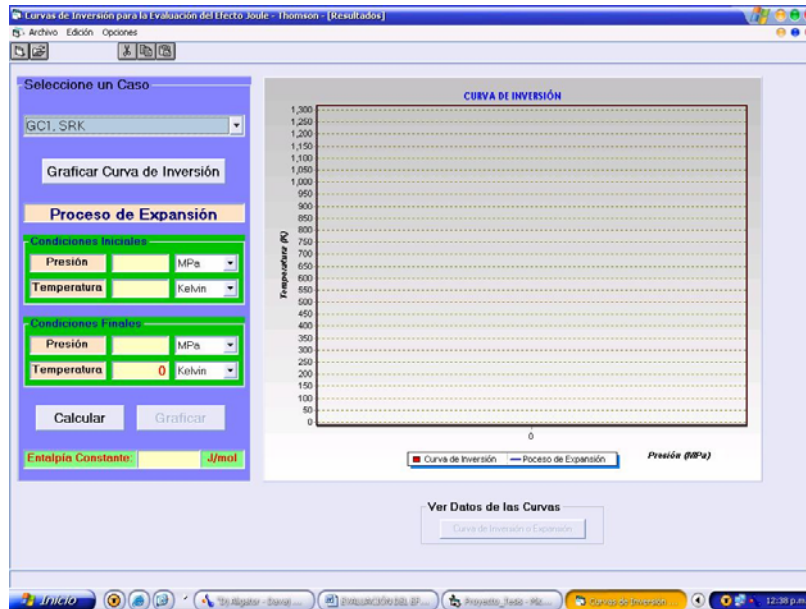


Figura 10. Ventana de Simulación para Ver las Curvas de Inversión.

En esta ventana se puede observar en la parte izquierda una lista desplegable con los casos ingresados, para seleccionar el caso a trabajar debe escogerlo dentro de la lista. En cualquier momento se puede cambiar el caso, simplemente seleccionándolo dentro de la lista.

Se puede ver en esta lista, que a continuación del nombre dado para el caso aparece la abreviatura de la ecuación de estado seleccionada para el correspondiente caso, así por ejemplo si se le dio el nombre de “Pozo 1001” y seleccionó la ecuación de estado de PR para su análisis, en la lista desplegable aparecerá como “Pozo 1001, PR”. Este cambio se realiza para evitar confusión, ya que si está trabajando con varios casos y además se está trabajando con ambas ecuaciones de estado, se puede presentar duda en el momento de hacer la selección.

La curva de inversión se puede apreciar simplemente seleccionando la opción “Graficar”. Aparecerá la curva de inversión para el caso seleccionado en un gráfico Temperatura-Presión, como se puede apreciar en el siguiente ejemplo (utilizando la composición mostrada en la Figura 9):

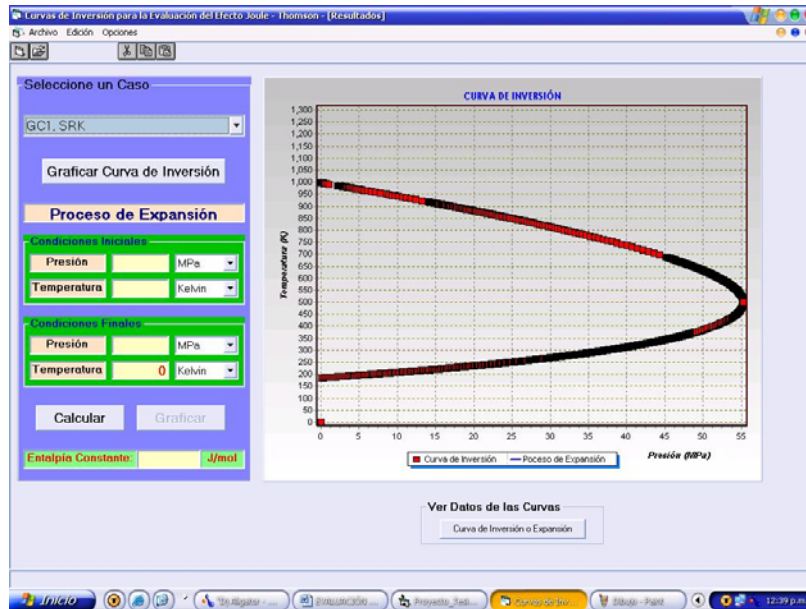


Figura 11. Curva de Inversión Típica para un Gas Natural.

Una vez calculada la curva de inversión, se pasa al proceso de expansión, para lo cual se ingresa la presión y temperatura inicial (antes de la expansión), en el sistema de unidades deseado por el usuario, dentro de un recuadro llamado “condiciones iniciales”, para lo cual dispone de una lista desplegable para cambiar el tipo de unidades que se desea trabajar para cada entrada de datos.

A continuación en el recuadro “condiciones finales”, se debe ingresar el valor de la presión final a la que se quiere llevar el sistema, por medio de la expansión isoentálpica. En este momento ya se han completado todos los datos necesarios, por lo tanto se procede a calcular la temperatura final, seleccionando la opción calcular. Una vez se muestre el valor calculado, este se puede cambiar a otro sistema de unidades mediante la lista desplegable ubicada al frente de la temperatura final.

Así mismo en la parte inferior se muestra el valor de entalpía que permanece constante durante el proceso de expansión, este valor cambia cuando se el usuario modifica las condiciones iniciales ó cuando cambia el caso de estudio, las unidades de la entalpía son dadas por el sistema internacional ( $J/mol$ ).

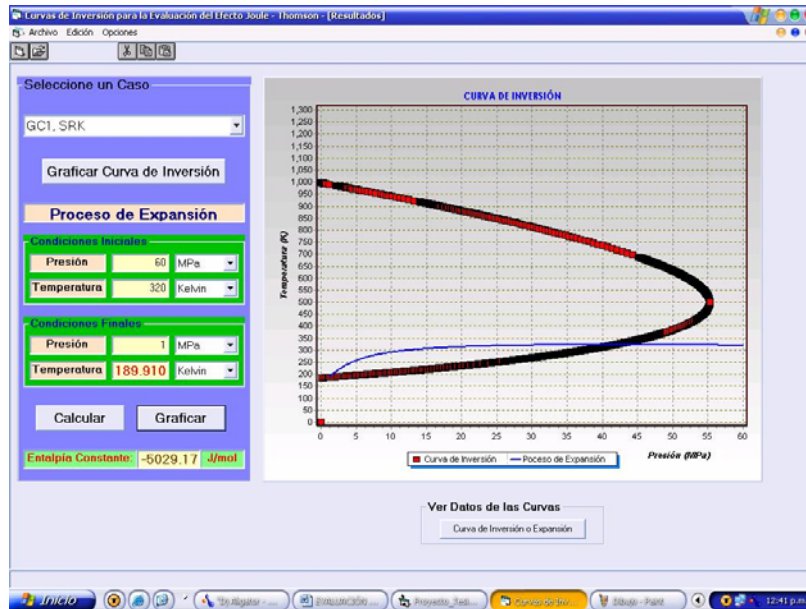


Figura 12. Ejemplo de un Proceso de Expansión.

El programa permite graficar los puntos intermedios calculados hasta llegar al punto final, seleccionando la opción de graficar. Un ejemplo, utilizando la misma composición de la Figura 9, se muestra en la Figura 12.

Se puede cambiar los datos de expansión las veces que se desee, ingresando de nuevo los datos a modificar, luego calcular y graficar, para la misma curva de inversión, así mismo se puede cambiar el caso de estudio, donde se debe seleccionar de nuevo la opción de “Graficar”, para actualizar la gráfica.

Los datos de la simulación del proceso de expansión, como los datos de la curva de inversión pueden ser vistos seleccionando la opción de “Ver Datos de las Curvas”, para el caso mostrado en la Figura 12, además se da la opción de exportar los datos de cada una de las curvas a Excel para realizar un estudio más detallado, como se muestra en la Figura 13:

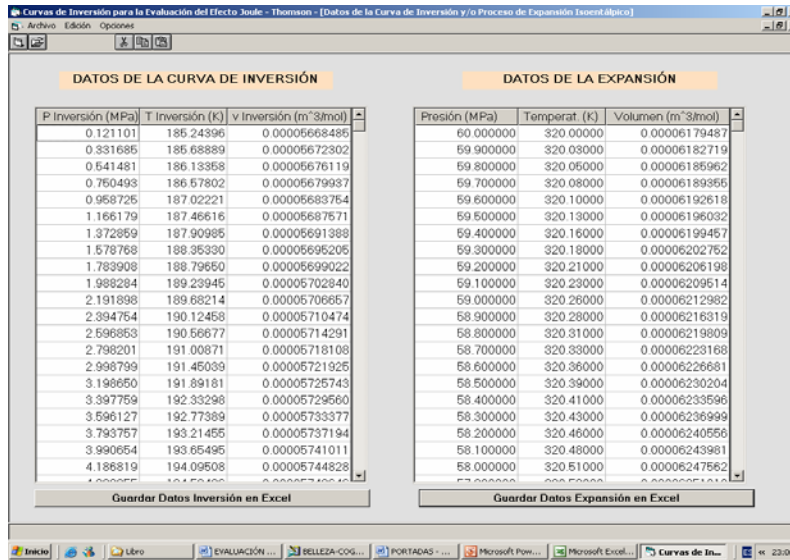


Figura 13. Datos de la Curva de Inversión y del Proceso de Expansión.

En la ventana se muestra la presión de inversión ( $MPa$ ), temperatura de inversión ( $K$ ), volumen de inversión ( $m^3/mol$ ), para los datos de expansión se muestra la presión, temperatura y volumen para el valor de entalpía constante, mostrado en la ventana de resultados.

#### 4.2. CORRIDAS DE PRUEBA DEL SIMULADOR

Para probar y evaluar el simulador, se utilizaron seis casos. El primero de ellos (GC1), pertenece al estudio reportado de Kortekaas *et al.*<sup>14</sup>, el cual fue utilizado para hacer la evaluación del simulador. Se utilizó sólo este caso para la evaluación ya que es muy escasa la información experimental disponible. Los otros cinco casos corresponden a los cinco principales campos productores de gas natural del país; las composiciones reportadas en la literatura de estos campos se muestran en la siguiente tabla:

Con la composición de la muestra GC1, procedemos a evaluar el simulador para comparar los datos arrojados con los reportados por el estudio de Kortekaas *et al.*<sup>14</sup>, en la Figura 14 se muestran las curvas de inversión para las dos ecuaciones, usando el simulador.

TABLA 5. Composiciones Usadas para la Prueba y Evaluación del Software.

CAMPOS	GC1	PROVINCIA	GUAJIRA	OPÓN	CUSIANA	APIAY
<b>C1</b>	70.85	82.414	97.882	91.79	76.55	78.76
<b>C2</b>	8.53	6.333	0.266	4.36	10.86	14.06
<b>C3</b>	4.95	2.986	0.172	1.83	5.36	1.96
<b>i-C4</b>	1.26	0.695	0.035	0.13	0.68	0.48
<b>n-C4</b>	0.75	1.093	0.01	0.53	0.78	0.45
<b>i-C5</b>	0.40	1.345	0.061	1.04	0.13	0.41
<b>n-C5</b>	0.41	-	-	-	0.08	0.09
<b>C6</b>	0.46	-	-	-	0.05	-
<b>C7</b>	3.04	-	-	-	-	-
<b>CO2</b>	8.64	0.652	0.357	0.32	5.07	2.39
<b>N2</b>	0.71	4.453	1.217	-	0.44	1.69

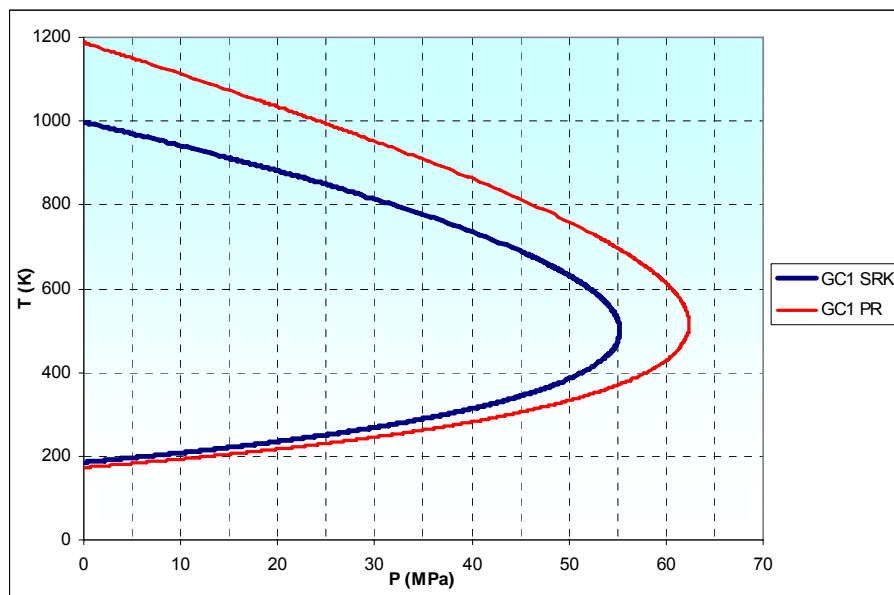


Figura 14. Curvas de Inversión para la muestra GC1 de Kortekaas *et al.* <sup>14</sup>.

En la Figura 15, se dan las curvas arrojadas por el simulador, para cuatro expansiones isoentálpicas, las cuales tienen diferentes valores de temperatura inicial. La presión inicial para las expansiones fue de 90 MPa. Se graficaron los datos arrojados para ambas ecuaciones de estado.

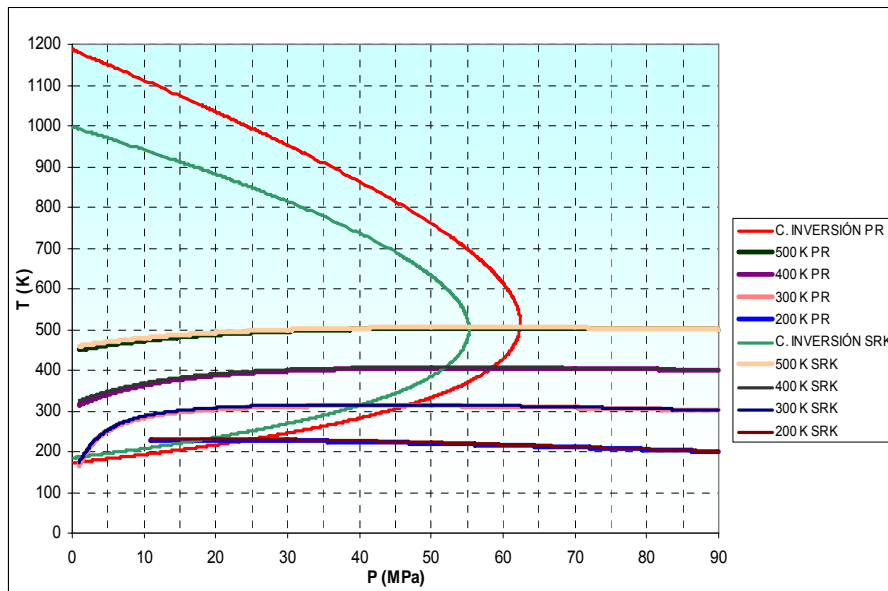


Figura 15. Expansiones Isoentálpicas para la muestra GC1.

Los datos del simulador comparados con los del estudio de Kortekaas *et al.*<sup>14</sup>, muestran el mismo comportamiento y tienen valores similares. Dado que los resultados del estudio son gráficos se hizo una comparación de las gráficas dadas por los autores con las del simulador. Debido a la poca información disponible, este fue el único estudio utilizado para la evaluación del simulador.

Ahora, utilizamos datos de los principales campos productores de gas colombianos para realizar un estudio aplicado al sector nacional. Las siguientes gráficas usan unidades de campo para facilitar la comprensión, ya que estas son las más usadas por la industria. Cabe anotar que los datos y gráficas producidos por el simulador están en unidades del sistema internacional, por lo que fue necesario hacer una conversión de escalas de las gráficas mostradas a continuación. La ecuación de estado de Peng-Robinson fue la que se utilizó para todos los casos, ya que es la más usada.

En la Figura 16 se muestran las curvas de inversión para los gases de Provincia, Guajira, Opón, Cusiana y Apiay. De las gráficas se concluye que en el caso de la Guajira, gas de menor gravedad específica, es el que presenta los menores valores de inversión, caso contrario a Cusiana que es el que presenta los valores más altos.

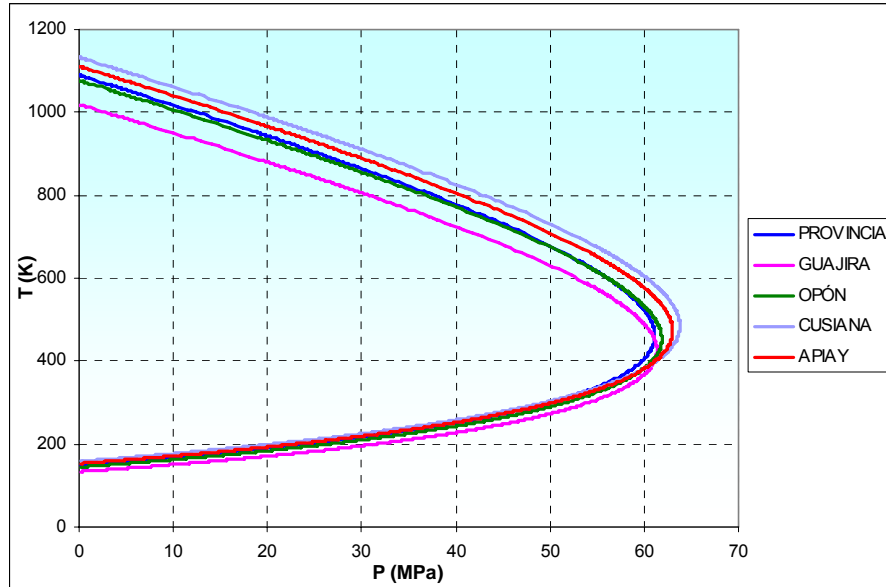


Figura 16. Curva de Inversión para los Principales Campos de Gas del País.

A continuación se muestran los resultados para una expansión isoentálpica, teniendo en cuenta las presiones que normalmente se presentan en los sistemas de transporte de gas natural en Colombia, para el caso mostrado a continuación se tomó una presión inicial de 1300 psi y temperatura inicial de 80 °F. Para los cinco casos se dan las curvas de las expansiones isoentálpicas hasta un valor de presión final de 150 psi.

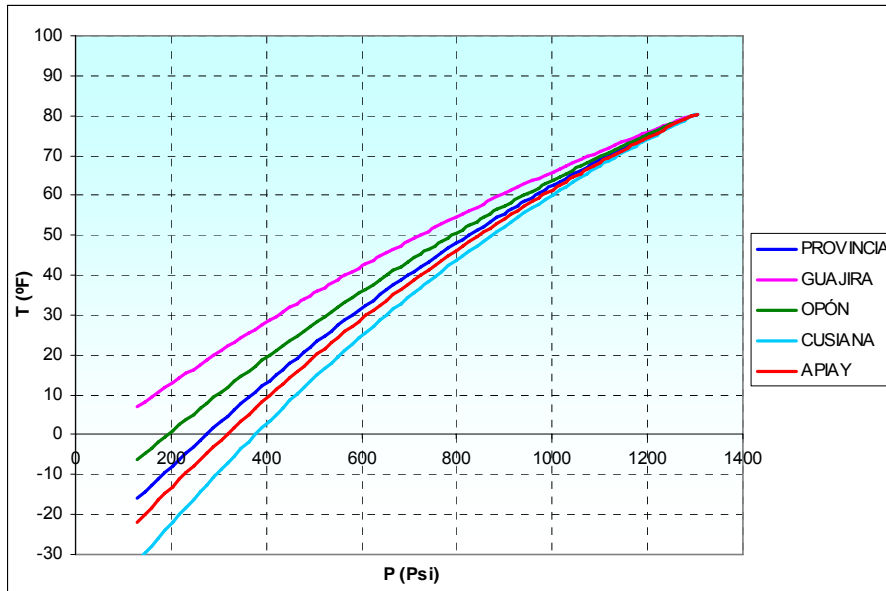


Figura 17. Ejemplo de Expansión para Cinco Campos de Gas

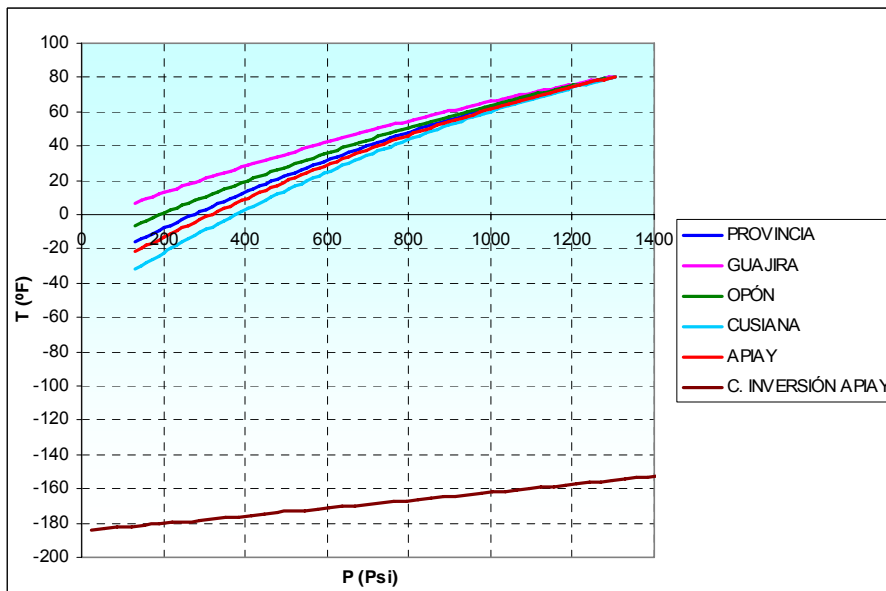


Figura 18. Curvas de Expansión con la Curva de Inversión de Apiay.

De estas gráficas podemos concluir que la expansión para el caso de la Guajira, es la que presenta menor caída de temperatura, mientras que Cusiana presenta el valor

más alto de descenso. Lo que muestra claramente la influencia del peso molecular en el cambio de temperatura. En la Figura 18 se muestran las mismas expansiones, pero en ella se puede ver la curva de inversión del campo Apiay, la cual fue seleccionada arbitrariamente.

En estas expansiones se observan temperaturas finales de hasta -30 °F para el caso de Cusiana y de 5 °F para el caso de la Guajira. Cabe resaltar que la temperatura mínima de transporte del gas según el Reglamento Único de Transporte es de 40 °F.

A medida que se aumenta la temperatura inicial, la caída de temperatura para un descenso de presión dado es menor. A continuación se muestra un ejemplo tomando de nuevo la muestra GC1, para ambas ecuaciones de estado, donde se observa que la diferencia entre los datos para ambas ecuaciones no es significativa.

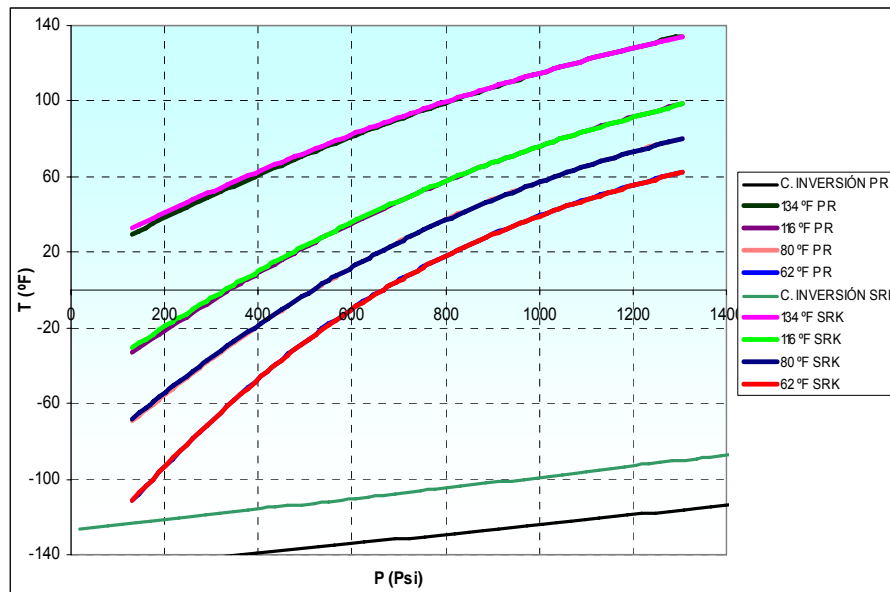


Figura19. Expansión Usando Diferentes Temperaturas Iniciales para GC1.

## 5. FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS

La predicción del patrón de flujo, el holdup de líquido y pérdidas de presión para el flujo de dos fases en sistemas de transporte de hidrocarburos es de vital importancia para el diseño y operación de las redes de transporte gas-líquido.

Pequeñas cargas de líquido ocurren frecuentemente en el almacenamiento de gas y líneas de transmisión para operaciones costa-afuera y en tierra. Los líquidos presentes son generalmente fracciones de hidrocarburos pesados y agua, los cuales pueden ser introducidos de varias formas. Líquidos de facilidades de compresión y plantas de tratamiento (glicol), así como los productos de la condensación retrógrada pueden acompañar al gas durante su transporte. Algo de agua procedente de la formación también puede contribuir a la carga de líquido.

Un buen diseño de un sistema de transporte hace que el precio final al consumidor sea menor. Típicamente, los sistemas de transporte consisten de tuberías desde unos cientos de metros hasta cientos de kilómetros de longitud con una variedad de rangos de diámetros, desde 7 cm. (2.76 in) hasta aproximadamente un metro (aprox. 3 ft). A lo largo de estos sistemas los slug catchers pueden remover cualquier clase de líquidos acumulados en la línea y las estaciones de compresión aumentan la presión del gas.

El efecto combinado del perfil de temperatura y las pérdidas de presión en un sistema de transporte puede causar que inclusive un gas seco experimente efectos de condensación dentro de la tubería, esto debido a que algunos gasoductos atraviesan terrenos ondulados y regiones con diferentes temperaturas. Esta condensación es posible debido al comportamiento de fases del gas; la condensación retrógrada es aún más común en este tipo de sistemas.

Los parámetros básicos de ingeniería en el diseño de sistemas de flujo multifásico son la caída de presión, carga de líquido, y las velocidades de las fases. Varios modelos están disponibles para predecir las caídas de presión, holdup de líquido y velocidades

de fases en tubería, la aplicación de estos modelos depende de los rangos de operación de las bases de datos usadas en su desarrollo.

El holdup de una fase con respecto a otra fase en flujo multifásico es una importante variable de diseño. Numerosas pruebas de laboratorio se han realizado para estudiar el comportamiento de este parámetro, basados en estos estudios se han desarrollado numerosas correlaciones para su predicción. Desafortunadamente muchas de esas correlaciones han sido obtenidas con equipos a pequeña escala y cuando se diseñan sistemas a gran escala sus resultados son cuestionables. La predicción del holdup es necesaria para determinar los caudales del proceso, la transferencia de masa y calor entre las fases, así como las caídas de presión adicionales debido al flujo multifásico.

Importantes avances se han obtenido en el modelamiento de flujo multifásico en tuberías. Esos modelos están generalmente basados en la apreciación de cómo las fases están distribuidas con respecto a la otra fase en la tubería. Las diversas clasificaciones de las distribuciones de fases son conocidas comúnmente como regímenes de flujo, estos varían de acuerdo a la inclinación de la tubería, por lo tanto se hace el modelamiento para flujo horizontal, vertical e inclinado.

### **5.1. RESEÑA HISTÓRICA**

La predicción de los parámetros de flujo, el holdup de líquido y las pérdidas de presión para el flujo de dos fases en sistemas de transporte de hidrocarburos es muy importante para el diseño y operación de estos sistemas. Las aproximaciones tradicionales para solucionar el problema han sido la elaboración de experimentos y el desarrollo de correlaciones empíricas.

La tecnología del flujo multifásico para la industria del petróleo comienza alrededor del año 1950 <sup>17</sup>. Los investigadores utilizaban datos obtenidos de pruebas de laboratorio, sin embargo algunos usaban datos de campo. Algunos de esos datos incluían caudales de flujo volumétrico de líquido y de gas, propiedades físicas de cada fase, diámetro y ángulo de inclinación de la tubería, y presiones a la entrada y la salida de la tubería. En algunos casos los patrones de flujo fueron observados y el holdup de

líquido medido con válvulas de bola de cierre rápido. Los fluidos eran tratados como mezclas homogéneas. Las fases de gas y líquido, sin embargo, se consideraba viajaban a diferentes velocidades con efectos de deslizamiento para el desarrollo de las correlaciones de holdup de líquido empíricas. Mapas de patrones de flujo empíricos, generalmente basados en grupos adimensionales, fueron usados. Ecuaciones de gradientes de presión en estado estable fueron desarrolladas basadas en los principios de conservación de momentum y masa aplicado a mezclas homogéneas.

Desde mediados de los 1970's <sup>17</sup>, avances significativos se presentaron para el flujo multifásico, la industria del petróleo comenzó a adoptar algunos mecanismos físicos básicos, ya en uso por otras industrias para predecir los patrones de flujo y las velocidades de las burbujas de gas en columnas de líquido. Dos artículos clásicos <sup>18,19</sup>, en el flujo multifásico en tuberías horizontales mostraron claramente que los modelos mecanicistas para flujo "slug" y para la predicción de los patrones de flujo ya estaban disponibles.

Diferentes modelos para predecir los patrones de flujo han sido propuestos y desarrollados, a partir de estos se desarrollaron otros para la predicción de las características de flujo para cada patrón de flujo.

Otra posibilidad es el uso de dinámica de fluidos a través de computadoras para el cálculo de caídas de presión y las fracciones de volumen en el flujo gas- líquido en la tubería. Esta aproximación es en principio aplicable para un amplio rango de usos en la industria.

Correlaciones empíricas para predecir los gradientes de presión, unido con la introducción a los computadores en los años 1980's <sup>17</sup>, cambiaron drásticamente las herramientas prácticas disponibles para los ingenieros de petróleos. Técnicas para integrar numéricamente los gradientes de presión desde una tubería a la otra fueron bien comprendidas. Todas las principales compañías de producción tenían un programa de computador para predecir las caídas de presión y los caudales de flujo para pozos y para las tuberías. Esto dio origen al concepto de análisis nodal ó análisis de sistemas de producción.

Desafortunadamente, muchos problemas con los métodos disponibles fueron identificados rápidamente, los mapas de patrones de flujo empíricos fueron inadecuados. Las transiciones entre patrones de flujo, de las cuales se pensaba eran principalmente dependientes de los caudales de flujo ó velocidades superficiales, se encontró que eran muy sensibles a otros parámetros, especialmente el ángulo de inclinación de la tubería. La correlación empírica del holdup de líquido para cada patrón de flujo fue igualmente inadecuada, y la suposición de mezcla homogénea fue descartada. Estaba claro que, no importaba cuantos datos fueran almacenados de las pruebas de laboratorio o medidas cuidadosamente de las pruebas de campo, ya que no había exactitud en las predicciones.

Afortunadamente, progresos en esta área ya se habían producido en la industria nuclear. Aunque los fluidos utilizados para esos estudios (agua y vapor) eran triviales en comparación con los encontrados en la industria del petróleo, los métodos usados para formular las ecuaciones de conservación eran mucho más avanzados.

Posteriormente a comienzos de los años 1980's <sup>17</sup>, la industria del petróleo presentaba cambios que requerían un mejor conocimiento de la tecnología flujo multifásico. El incremento de costos de operaciones costa afuera justificaba el gasto de millones de dólares en investigaciones relacionadas con el flujo multifásico. Los investigadores reconocieron que para entender el comportamiento de flujo en las tuberías se necesitaba combinar las aproximaciones teóricas y experimentales. Sofisticadas facilidades para prueba fueron construidas las cuales usaban nueva instrumentación para medir las principales variables. El uso de densímetros nucleares, sensores ultrasónicos y otras técnicas de fotografía de alta velocidad fueron usados. La adquisición de nuevos hardware y software permitieron la adquisición de grandes cantidades de datos de gran calidad. El análisis de los datos, fue transformado en modelos mecanicistas que describían mejor los fenómenos físicos que ocurrían.

Al mismo tiempo se realizaron grandes esfuerzos para el desarrollo de modelos teóricos. Estas aproximaciones incluyen el planteamiento separado de las ecuaciones que describen la conservación de la masa, momentum y energía para cada fase. Las ecuaciones resultantes debían ser solucionadas simultáneamente con técnicas de simulación numérica. Varias simplificaciones fueron realizadas para producir los códigos transientes resultantes. Sin embargo, los simuladores transientes son mucho

más difíciles de usar y entender y requieren más y mejor calidad de datos que sus contrapartes en estado estable. Inestabilidades numéricas son comunes y las simulaciones requieren gran cantidad de tiempo computacional. En adición, los resultados son más difíciles de entender que para estado estable.

Progresos importantes en los modelos mecanicistas en estado estable resultaron de estos trabajos<sup>19,20-25</sup>, los cuales predicen la transición entre patrones de flujo para las diferentes inclinaciones de tubería, los cuales serán discutidos posteriormente.

## 5.2. CONCEPTOS BÁSICOS DEL FLUJO BIFÁSICO EN TUBERÍAS

En esta sección, algunos conceptos básicos y variables que describen el sistema de flujo líquido-gas son presentados y discutidos. Los parámetros de flujo encontrados para flujo horizontal y vertical son descritos. Mapas de patrones de flujo también son introducidos como una forma de representar la información.

Para sistemas multicomponentes, la composición y la fracción molar están en función de presión y temperatura. Por lo tanto, en un sistema de flujo de dos fases composicional, la composición de las dos fases varía a lo largo de la tubería. La forma más práctica de ilustrar este concepto es examinar el diagrama de fases para el sistema.

La Figura 20 muestra el diagrama de fases para una mezcla multicomponente típica de hidrocarburos. La forma del diagrama de fases depende de la composición del sistema de fluidos. Para una sustancia pura, el diagrama de fases no exhibe la forma de transición de líquido a vapor o de vapor a líquido. La unión de todos los puntos donde la primera burbuja de gas aparece en el líquido a unas condiciones dadas de presión y temperatura es llamada curva de burbuja. La unión de todos los puntos donde la primera gota de líquido aparece en el gas cuando las condiciones cambian es llamada curva de rocío. Todas las líneas punteadas en la Figura 20 son líneas de fracción molar de líquido constante. Todas esas líneas convergen en el mismo punto, llamado punto crítico, donde no hay distinción entre las fases de líquido y gas.

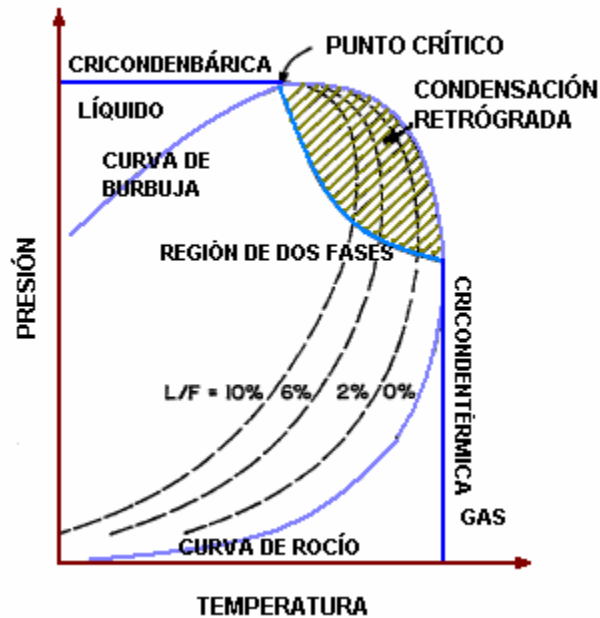


Figura 20. Diagrama de Fases Típico para una Mezcla de Hidrocarburos

La presión más alta en la cual el gas puede coexistir con el líquido es llamada cricondenbárica, mientras la más alta temperatura en la cual pueden coexistir es llamada cricondentérmica. El área sombreada representa la región de condensación retrógrada.

La expansión isotérmica de un sistema de fluidos que pase por esta región resulta en una condensación y un respectivo incremento del volumen de líquido. Posteriores expansiones por debajo del área de condensación retrógrada causa una vaporización normal de la fase líquida<sup>26</sup>.

Todos estos conceptos son importantes cuando trabajamos con flujo de dos fases composicional. Conociendo los rangos esperados de presión y temperatura en un sistema de transporte de hidrocarburos y examinando el diagrama de fases, es posible proyectar el comportamiento del fluido en el sistema.

### 5.3. DEFINICIÓN DE PARÁMETROS

Las velocidades superficiales de las fases gas y líquido ( $V_{SL}$  y  $V_{SG}$ ) son definidas como el caudal de flujo volumétrico para la fase dividido por el área de la sección transversal de la tubería:

$$V_{SL} = \frac{Q_L}{A}, V_{SG} = \frac{Q_G}{A} \quad (5.1)$$

Donde  $Q_L$  y  $Q_G$  son el caudal de flujo volumétrico del líquido y del gas respectivamente y  $A$  es el área de la sección transversal de la tubería.

La velocidad de la mezcla está dada por la suma de las velocidades superficiales del gas y del líquido:

$$V_M = V_{SL} + V_{SG} \quad (5.2)$$

Las fracciones volumétricas de entrada de las fases líquido y gas ( $C_L$  y  $C_G$ ) son definidas como:

$$C_L = \frac{Q_L}{Q_L + Q_G} = \frac{V_{SL}}{V_M} \quad (5.3)$$

$$C_G = \frac{Q_G}{Q_L + Q_G} = \frac{V_{SG}}{V_M} \quad (5.4)$$

Por definición la suma de las fracciones volumétricas de líquido y de gas es igual a uno.

La característica del flujo de dos fases es el flujo simultáneo de dos fases de diferente densidad y viscosidad. Generalmente en el flujo horizontal y flujo ascendente, la fase de menor densidad y/o menor viscosidad tiende a fluir a una velocidad mayor que la de la otra fase.

En el flujo gas – líquido, el gas se mueve mucho más rápido, excepto en flujo descendente. La diferencia en las velocidades promedio en situ entre las dos fases resulta en un muy importante fenómeno, el “deslizamiento” relativo de una fase con respecto a la otra (Govier & Aziz, 1972<sup>27</sup>). Esto produce que las fracciones volumétricas en situ difieran de las fracciones volumétricas de entrada.

Aunque el “holdup” puede ser definido como la fracción de la tubería ocupada por una fase dada, el holdup es generalmente definido como la fracción volumétrica de líquido en situ, mientras el término “fracción hueca” (void fraction), es usado para la fracción volumétrica de gas en situ.

Definamos que el área de la sección transversal ocupada por líquido sea  $A_L$ ; el área restante  $A_G$  está ocupada por el gas. El holdup de líquido y la fracción volumétrica de gas son definidos como:

$$\alpha_L = \frac{A_L}{A}, \alpha_G = \frac{A_G}{A} \quad (5.5)$$

Luego de que la fracción volumétrica en situ es conocida, podemos calcular la velocidad promedio en situ para cada fase:

$$V_L = \frac{Q_L}{A} = \frac{V_{SL}}{\alpha_L} \quad (5.6)$$

$$V_G = \frac{Q_G}{A} = \frac{V_{SG}}{\alpha_G} \quad (5.7)$$

Estas son las velocidades promedio verdaderas de las fases líquido y gas, las cuales son mayores que las velocidades superficiales.

Las propiedades del fluido (densidad, viscosidad y tensión interfacial) para cada fase y los parámetros geométricos como el diámetro interno de la tubería y el ángulo de inclinación del tubo también tienen influencia en la capacidad del sistema. En el presente trabajo, el ángulo de inclinación de la tubería ( $\theta$ ) es medido desde la horizontal, excepto cuando se diga lo contrario.

#### 5.4. PATRONES DE FLUJO

En el flujo gas – líquido, la interfase entre las dos fases puede existir en una gran variedad de formas, dependiendo del caudal de flujo, propiedades del fluido y geometría del sistema. Los patrones de flujo son usados para ilustrar ó describir esta distribución. Hubbard & Dukler (1966) sugirieron tres patrones básicos de flujo: separado, intermitente y flujo distribuido.

- Patrón de flujo separado: Ambas fases son continuas. Algunas gotas o burbujas de una fase en la otra pueden o no existir. El patrón de flujo separado incluye:
  - Flujo Estratificado: flujo estratificado suave y flujo estratificado ondulado.
  - Flujo Anular: flujo de una capa anular y flujo anular-niebla, en el cual gotas de líquido entran en el centro del gas.
- Patrón de flujo intermitente: Al menos una fase es discontinua. Este régimen de flujo incluye:
  - Flujo de burbujas alargadas.
  - Flujo “Slug” ó flujo tapón.
  - Flujo espuma (una zona de transición entre el flujo slug y el flujo anular-niebla).
- Patrones de flujo disperso: En estos regimenes de flujo, la fase líquida es continua, mientras la fase gas es discontinua. Los patrones de flujo disperso incluyen:
  - Flujo burbuja.
  - Flujo de burbujas dispersas, en el cual existen burbujas dispersadas finamente en una fase líquida fluyendo continuamente.

Ahora describiremos en detalle las características de estos patrones de flujo para el flujo horizontal y el flujo vertical y algunas observaciones para el flujo inclinado.

##### 5.4.1. Patrones de Flujo en Tuberías Horizontales

En la Figura 21, los patrones de flujo observados en tuberías horizontales son ilustrados esquemáticamente:

- En el flujo estratificado, el gas y el líquido fluyen separadamente con la fase líquida en la parte inferior de la tubería. El patrón de flujo estratificado está subdividido en flujo estratificado suave, donde la superficie líquida es suave y flujo estratificado ondulado donde la interfase es ondulada. El flujo estratificado suave se presenta para bajos caudales de flujo de gas y líquido. A medida que el caudal de flujo de gas se incrementa, se presenta inestabilidad en la superficie del líquido y como resultado se presenta el flujo estratificado ondulado.

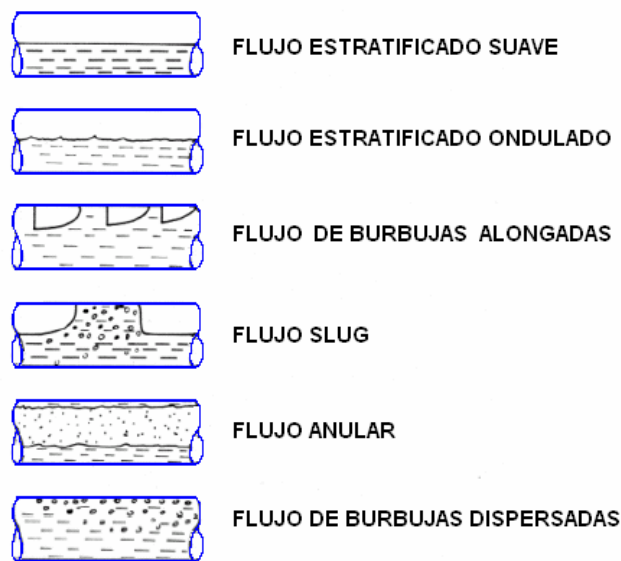


Figura 21. Esquema de los Patrones de Flujo en Tuberías Horizontales (Shoham, 1982)

- Los patrones de flujo intermitente están caracterizados por la apariencia alterna de baches y burbujas de gas en las tuberías. La principal diferencia entre el flujo de burbujas alargadas y el flujo slug es que en el flujo de burbujas alargadas no hay presencia de burbujas de gas en los baches de líquido.
- Cuando el caudal de gas se incrementa, se presenta el flujo anular (también llamado como anular-niebla). El líquido fluye como una película alrededor de la pared de la tubería mientras el gas fluye por el medio. El gas en el centro puede contener alguna entrada de gotas de líquido. En este patrón de flujo, el caudal de

gas necesario es suficientemente mayor para soportar el gas en el centro y prevenir que la película de líquido se caiga.

- Distinto al flujo anular-niebla, el flujo de burbujas dispersas generalmente se presenta a altos caudales de flujo de líquido. La fase líquida es continua mientras la fase gas está distribuida como burbujas discretas.

#### 5.4.2. Patrones de Flujo en Tuberías Verticales

La Figura 22 ilustra los patrones de flujo observados en el flujo vertical:

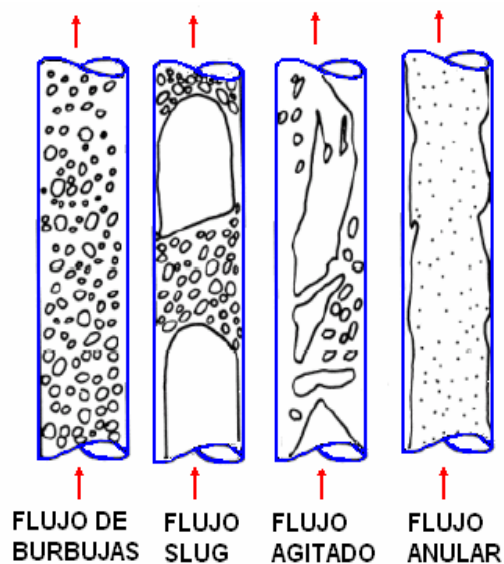


Figura 22. Esquema de los Patrones de Flujo en Tuberías Verticales (Shoham, 1982)

- A bajas velocidades de líquido, el gas es dispersado como burbujas discretas. Este régimen de flujo es llamado flujo burbuja. A medida que el caudal de líquido se incrementa, las burbujas pueden incrementarse en tamaño por coalescencia. Generalmente, la fase gas está dispersada como burbujas discretas en el líquido continuo. La diferencia entre flujo de burbujas dispersas y burbujeante no es visible claramente (Barnea <sup>25</sup>, 1987). El patrón de flujo burbujeante es observado sólo en flujos verticales y flujos casi verticales en tuberías de gran diámetro,

mientras el flujo de burbujas dispersas es encontrado normalmente en un gran rango de inclinaciones de tubería.

- A partir del flujo burbuja, con un posterior incremento en el caudal de gas, algunas de las burbujas coalescen a formas más grandes, largas, burbujas en forma de gorro. Esas burbujas grandes son llamadas burbujas de Taylor. El flujo slug está formado por burbujas de Taylor. Una delgada película de líquido fluye por la parte inferior alrededor de las burbujas de Taylor. La distribución de las burbujas de Taylor en flujo vertical es simétrica.
- En el flujo agitado (también llamado flujo espuma), las burbujas y los baches se vuelven altamente distorsionados y aparecen a surgir a altos caudales de flujo de gas. Otra diferencia entre el flujo slug y el flujo agitado es que la película descendente de líquido rodeando los tapones de gas no puede ser observada en el flujo agitado.
- Similarmente al flujo anular-niebla en una tubería horizontal, el flujo anular está caracterizado por el líquido fluyendo como una película alrededor de la pared del tubo, rodeando un núcleo de gas de alta velocidad, el cual puede contener entradas de gotas de líquido. El flujo ascendente de la película de líquido contra la gravedad resulta de las fuerzas ejercidas por el núcleo de gas moviéndose rápidamente.

#### 5.4.3. Observaciones de los Patrones de Flujo en Tuberías Inclinadas

Los ángulos de inclinación de la tubería tienen una fuerte influencia en las transiciones en los patrones de flujo. Shoham (1982<sup>21,22</sup>) mostró experimentalmente que en la transición de flujo estratificado a flujo no estratificado; aún un pequeño cambio en el ángulo de inclinación tenía un mayor efecto.

Desviaciones desde la tendencia horizontal disminuyen la separación entre las fases de líquido y gas. En práctica, el flujo estratificado no es observado en el rango experimental de caudales de flujo para inclinaciones ascendentes mayores a aproximadamente 20°. Para flujo descendente, sin embargo, la región de flujo estratificado es observada comúnmente sobre los -70°.

## 5.5. MAPAS DE LOS PATRONES DE FLUJO

Para un sistema dado, con un  $Q_L$  y un  $Q_G$  especificados, un patrón de flujo particular resultará. Los regímenes de flujo son comúnmente mostrados usando un mapa de patrones de flujo, el cual es un mapa de dos dimensiones representando los límites de transición de los regímenes de flujo. La selección de las coordenadas apropiadas para representar claramente y efectivamente los diferentes regímenes de flujo ha sido un tópico de investigación por largo tiempo. Aunque las variables adimensionales son preferidas en teoría, las coordenadas dimensionales tales como velocidades superficiales son mucho más usadas en la práctica. Sin embargo, se pueden utilizar otras variables para representar claramente la información de los patrones de flujo, tales como la velocidad de la mezcla y la fracción volumétrica de gas. La fracción volumétrica no es siempre una forma práctica para representar los límites de transición.

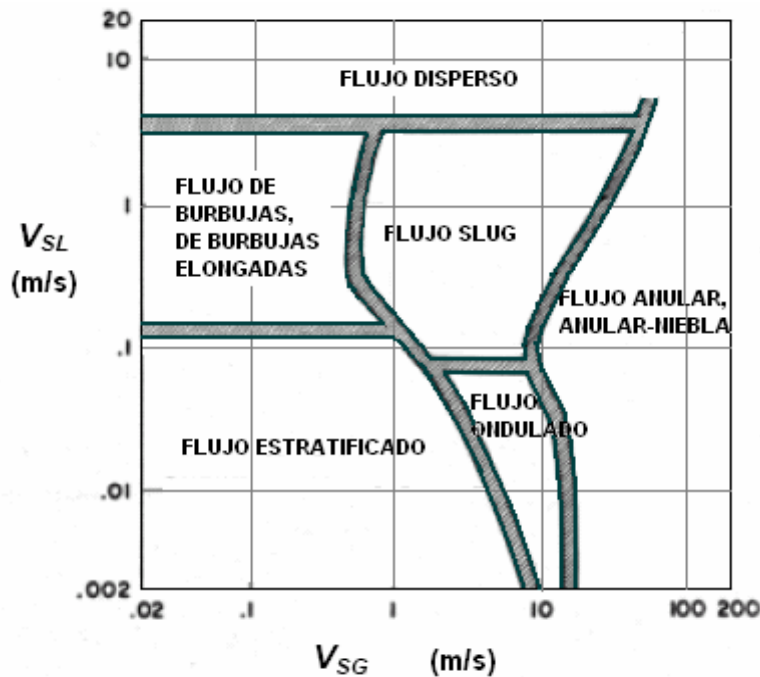


Figura 23. Mapa de Patrones de Flujo Experimental (Mandhane *et al*<sup>28</sup>. (1974), Sistema aire-agua, tubería horizontal)

La generación de mapas de patrones de flujo se divide en dos categorías. Una es la generación de mapas de patrones de flujo directamente de datos experimentales. La Figura 23 ilustra un mapa de patrón de flujo experimental comúnmente usado, el cual fue generado a partir de una gran cantidad de datos experimentales. Este es empírico y limitado para los datos en los cuales está basado. Para explicar los efectos de las propiedades de los fluidos y el diámetro de la tubería, correlaciones adicionales deben ser introducidas.

Los mapas de patrones de flujo mecanicísticos, al contrario, son desarrollados del análisis del mecanismo de transición físico, el cual es modelado por ecuaciones fundamentales. En la literatura, varios mecanismos de transición han sido propuestos. Posteriormente algunos de ellos serán analizados y evaluados. En esos modelos de transición, los efectos de los parámetros del sistema son incorporados, es decir ellos pueden ser aplicados sobre un amplio rango de condiciones (un ejemplo es mostrado en la Figura 24).

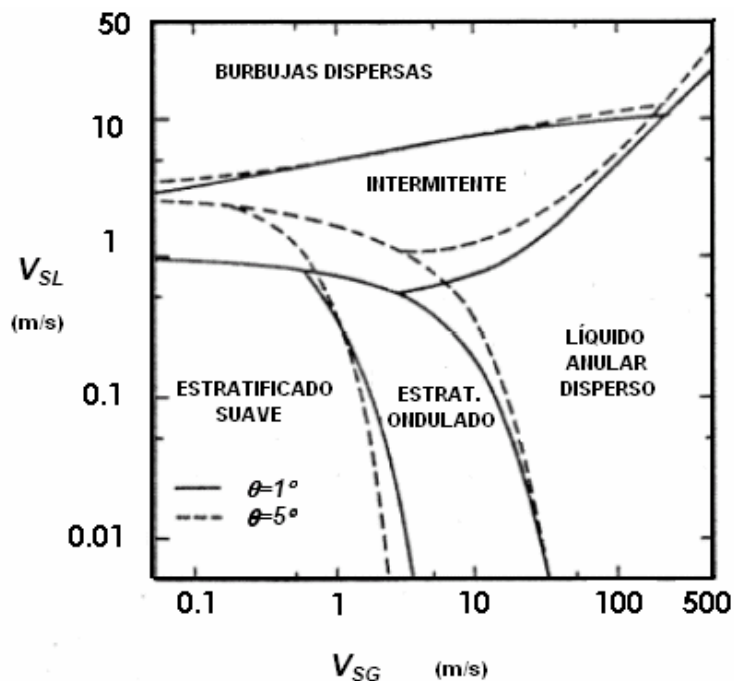


Figura 24. Mapa de Patrones de Flujo Mecanicista (Taitel *et al*<sup>19</sup>. (1976), Sistema aire-agua, tubería descendiente ligeramente inclinada)

## 5.6. MÉTODOS DE PREDICCIÓN PARA LAS CAÍDAS DE PRESIÓN EN EL FLUJO GAS-LÍQUIDO.

A continuación se muestran algunas correlaciones para el cálculo de caídas de presión por fricción, algunas han sido propuestas para todos los patrones de flujo, sin embargo, algunas se usan sólo para un grupo específico de patrones. Mandhane *et al*<sup>29</sup>. (1977) realizó una evaluación para 16 correlaciones, con base en 10.500 observaciones de caídas de presión almacenadas en el “Banco de Datos de Flujo Multifásico de la Universidad de Calgary”.

Las correlaciones para caídas de presión son discutidas brevemente. Para una descripción detallada de los métodos, se puede consultar a Govier y Aziz<sup>19</sup>, o las referencias originales.

### 5.6.1. Correlación de Lockhart y Martinelli<sup>30</sup>

Datos para mezclas de aire y líquidos, tales como keroseno, agua, benceno, y diferentes hidrocarburos de varios investigadores fueron usados para producir la correlación clásica de Lockhart y Martinelli. Los rangos de tubería incluidos dentro del rango de datos están entre 0.0586 y 1.017 pulgadas. A pesar de este pequeño rango, la correlación ha sido usada extensivamente en la industria para una amplia variedad de sistemas.

### 5.6.2. Correlación de Chisholm<sup>31</sup>

Chisholm presentó una forma muy simplificada de la correlación de Lockhart y Martinelli. Está expresada como una ecuación simple con una constante arbitraria, la cual depende de la naturaleza turbulenta o laminar de cada fase de flujo.

### 5.6.3. Correlación de Baker<sup>32</sup>

Baker propuso una modificación mucho más compleja de la correlación de Lockhart y Martinelli con el fin de lograr la precisión con respecto a las tuberías de gran diámetro. Comparando los valores calculados con los de campo, él produjo una serie de cinco ecuaciones para el uso con diferentes patrones de flujo, mucho más que una simple

correlación gráfica. Todas esas ecuaciones incluyen una dependencia del diámetro de la tubería que no fue presentada en la correlación de Lockhart y Martinelli.

#### 5.6.4. **Correlación de Dukler *et al***<sup>33</sup>

En su artículo, Dukler *et al.* propusieron varias versiones de una correlación de caída de presión por fricción basados en análisis similares. Como resultado de una comparación de varias de esas correlaciones con los datos del Banco de Datos AGA/API, ellos concluyeron que el “no deslizamiento” de su método era el mejor. Consecuentemente, esa fue la versión que fue evaluada en el estudio de Mandhane.

#### 5.6.5. **Correlación de Chawla**<sup>34</sup>

La correlación de Chawla está basada en los datos contenidos en el Banco de Datos AGA/API, aunque otros datos fueron usados. La forma de la correlación es tal que una fuerte dependencia de la velocidad superficial del gas y el diámetro de la tubería son consideradas, mientras las propiedades del líquido ejercen un pequeño efecto en la predicción de la caída de presión.

#### 5.6.6. **Método de Hoogendoorn, Hoogendoorn y Buitelaar**<sup>35,36</sup>

Hoogendoorn propuso correlaciones para los patrones de flujo estratificado, ondulado y flujo tipo niebla basado en los datos que el obtuvo de sistemas de agua-petróleo y agua-aire en diámetros de tubería desde 0.945 a 5.5 pulgadas. Para los restantes patrones de flujo, el sugirió que la correlación de Lockhart y Martinelli debía ser usada. Posteriormente, Hoogendoorn y Buitelaar presentaron correlaciones para los patrones de flujo burbuja, slug y dispersado basados en datos para el sistema Freón-11 y agua.

Los resultados combinados de los dos estudios constituyen un procedimiento de diseño completo, y fue usado como tal en la evaluación del método.

#### 5.6.7. **Correlación de Bertuzzi**<sup>37</sup>

El método de Bertuzzi está basado en un factor de fricción que es correlacionado con el número de Reynolds bifásico. La correlación fue derivada de rangos de datos extraídos consistentes en su mayoría por datos aire-agua, aunque otros sistemas

fueron representados. Este método requiere de una predicción independiente del holdup de líquido; para los propósitos de la evaluación, los métodos recomendados por Mandhane *et al.* fueron usados.

#### 5.6.8. **Correlación de Chenoweth y Martin** <sup>38</sup>

La correlación de Chenoweth y Martin es una correlación gráfica basada en datos aire-agua obtenidos en diámetros de tubería de 1.5 y 3.0 pulgadas. Ellos determinan un número de Reynolds para determinar un factor de fricción ficticio, el cual al usarlo en la correlación produce valores de caídas de presión más pequeños que los experimentales. Esto debido a que el número de Reynolds basado en la velocidad de flujo másico de la mezcla y la velocidad del gas tienden a ser muy grandes.

La mayoría de datos en el Banco de Datos son para tuberías lisas, y un número de Reynolds muy grande resulta en un factor de fricción muy bajo. Para lo cual la correlación fue modificada levemente en que el número de Reynolds está basado en la  $v_{SG}$ .

#### 5.6.9. **Correlación de Baroczy** <sup>39</sup>

La correlación de Baroczy fue derivada usando datos de varios sistemas, generalmente de diámetros pequeños. La mayoría de datos usados proceden de aplicaciones relacionadas con transferencia de calor y muy pocos para sistemas de transporte.

#### 5.6.10. **Correlación de Beggs y Brill** <sup>40</sup>

La correlación de Beggs y Brill está basada en datos de aire-agua en tuberías de 1.0 y 1.5 pulgadas. Sin embargo, sólo una pequeña porción de los datos (58 observaciones) fueron para flujo horizontal y las restantes fueron para distintos ángulos de inclinación.

El método de Beggs y Brill predice la fracción de volumen de líquido in situ. El valor que es calculado es usado luego en el cálculo de caídas de presión. A continuación se da una descripción del procedimiento.

La ecuación para calcular el gradiente de presión cuando el gas ó el líquido fluyen en una tubería es:

$$-\frac{dP}{dZ} = \frac{\frac{g}{g_c} \sin \theta [\rho_L H_L + \rho_G (1 - H_L)] + \frac{f_{tp} G_m v_m}{2 g_c d}}{1 - \frac{[\rho_L H_L + \rho_G (1 - H_L)] v_m v_{SG}}{g_c P}} \quad (5.8)$$

Donde:

$g$  = Aceleración debido a la gravedad

$g_c$  = Constante gravitacional

$\rho_L$  y  $\rho_G$  son las densidades del líquido y del gas, respectivamente

$H_L$  = Fracción de holdup de líquido

$f_{tp}$  = Factor de fricción para las dos fases

$G_m = G_L + G_G$  = Caudal de flujo másico de la mezcla

$d$  = Diámetro de la tubería

$v_m$  = Velocidad de la mezcla =  $(Q_L + Q_G)/A$ , donde  $A$  es el área de la tubería

$v_{SG}$  = Velocidad superficial del gas

El desarrollo de esta ecuación se puede encontrar en el artículo de Beggs y Brill <sup>40</sup>. La ecuación anterior se puede reducir para una sola fase, líquido ó gas, haciendo la fracción de holdup igual a uno ó cero, respectivamente. La ecuación es aplicable para diferentes inclinaciones de tubería. La ecuación contiene dos variables desconocidas, la fracción de holdup de líquido y el factor de fricción para las dos fases, el cual es usado para calcular las pérdidas por fricción.

El objetivo del estudio de ellos era calcular estas dos variables a partir de las propiedades del fluido y del sistema que son conocidas. Para lograr esto, diseñaron y construyeron un aparato para que el caudal de flujo, gradientes de presión, ángulo de inclinación y el holdup de líquido pudieran ser medidos.

#### 5.6.11. **Correlación de Govier y Aziz** <sup>27</sup>

La correlación de Govier y Aziz fue propuesta para el uso en los patrones de flujo de burbujas dispersas y flujo de burbujas alongadas. Es derivada de consideraciones mecanicistas y, así como el método de Beggs y Brill, es usada en conjunto con el holdup de líquido calculado por el procedimientos compuesto de Mandhane *et al.* en lugar de la correlación simple original propuesta por Govier y Aziz.

#### 5.6.12. **Correlación de Agrawal** <sup>41</sup>

Agrawal *et al.* sugirió un modelo mecanicista para flujo bifásico estratificado horizontal. Usando un procedimiento computacional iterativo, el gradiente de presión y el holdup de líquido son calculados simultáneamente. La predicción del modelo fue comparada con datos aire-agua obtenidos para una de tubería de 1.0 pulgada con una buena concordancia.

#### 5.6.13. **Correlación Hughmark** <sup>42</sup>

Hughmark usó datos para sistemas de aire-petróleo, aire-agua, aire-glicol y gas-petróleo en el rango de diámetros de 1.049 a 7.75 pulgadas para formular la correlación. La correlación es sólo aplicable para el patrón de flujo slug.

#### 5.6.14. **Modelo de Levy** <sup>43</sup>

Levy derivó un modelo para flujo anular en tuberías incorporando expresiones para perfiles de velocidad y espesor de película de líquido. El método de Levy es estrictamente aplicable sólo para flujo puramente anular. El método calcula el holdup de líquido y los gradientes de presión simultáneamente.

#### 5.6.15. Correlación de Mandhane, Gregory y Aziz <sup>29</sup>

Mandhane, Gregory y Aziz evaluaron los anteriores métodos propuestos para flujo horizontal con el Banco de Datos para Flujo Multifásico de la Universidad de Calgary. Ellos evaluaron las correlaciones para el holdup de líquido y las caídas de presión en dos estudios separados. Ellos recomendaron un esquema para calcular las caídas de presión, el cual es mostrado en la Tabla 6.

El régimen de flujo es primero determinado por el mapa de patrones de flujo de Mandhane *et al* <sup>28</sup>. para tuberías horizontales. Una vez el patrón de flujo es conocido, la apropiada correlación para caídas de presión es evaluada.

El mapa de patrones de flujo de Mandhane *et al*. es una gráfica log-log de la velocidad superficial del gas y la velocidad superficial del líquido. Este mapa está basado en los datos contenidos en el Banco de Datos para Flujo Multifásico en Tuberías de la Universidad de Calgary. Seis patrones de flujo diferentes son definidos. Debe notarse que este mapa está basado en datos para flujo horizontal solamente.

**Tabla 6.** Correlaciones para las Caídas de Presión Recomendadas, Basados en la Predicción de los Regimenes de Flujo de Varios Mapas de Patrones de Flujo.

Régimen de Flujo	Mapa de Patrón de Flujo Utilizado			
	Mandhane <i>et al.</i>	Hoogendoorn	Govier y Aziz	Baker
<b>Burbuja, Burbujas Alongadas</b>	1. Chenoweth, Martin 2. Dukler <i>et al.</i> 3. Beggs, Brill	1. Chenoweth, Martin 2. Dukler <i>et al.</i> 3. Govier, Aziz	1. Chenoweth, Martin 2. Govier, Aziz 3. Lockhart, Martinelli	1. Bertuzzi <i>et al.</i> 2. Chisholm 3. Dukler <i>et al.</i>
<b>Estratificado</b>	1. Agrawal <i>et al.</i> 2. Chawla 3. Dukler <i>et al.</i>	1. Chawla 2. Agrawal <i>et al.</i> 3. Bertuzzi <i>et al.</i>	1. Agrawal <i>et al.</i> 2. Chawla 3. Bertuzzi <i>et al.</i>	1. Chawla 2. Bertuzzi <i>et al.</i> 3. Agrawal <i>et al.</i>
<b>Ondulado</b>	1. Dukler <i>et al.</i> 2. Beggs, Brill 3. Lockhart, Martinelli	1. Dukler <i>et al.</i> 2. Beggs, Brill 3. Chawla	1. Dukler <i>et al.</i> 2. Chawla 3. Bertuzzi <i>et al.</i>	1. Chenoweth, Martin 2. Dukler <i>et al.</i> 3. Lockhart, Martinelli
<b>Slug</b>	1. Mandhane, Gregory, Aziz 2. Dukler <i>et al.</i> 3. Beggs, Brill	1. Mandhane, Gregory, Aziz 2. Dukler <i>et al.</i> 3. Beggs, Brill	1. Mandhane, Gregory, Aziz 2. Dukler <i>et al.</i> 3. Beggs, Brill	1. Mandhane, Gregory, Aziz 2. Dukler <i>et al.</i> 3. Beggs, Brill
<b>Anular, Anular Niebla</b>	1. Chenoweth, Martin 2. Chisholm. 3. Lockhart, Martinelli	1. Beggs, Brill. 2. Chenoweth, Martin 3. Chisholm	1. Beggs, Brill 2. Chenoweth, Martin 3. Dukler <i>et al.</i>	1. Beggs, Brill 2. Dukler <i>et al.</i> 3. Chenoweth, Martin
<b>Burbujas Dispersas</b>	1. Mandhane, Gregory, Aziz 2. Bertuzzi <i>et al.</i> 3. Dukler <i>et al.</i>	1. Dukler <i>et al.</i> 2. Bertuzzi <i>et al.</i> 3. Mandhane, Gregory, Aziz	1. Dukler <i>et al.</i> 2. Chenoweth, Martin 3. Beggs, Brill	1. Dukler <i>et al.</i> 2. Beggs, Brill 3. Chenoweth, Martin

#### 5.6.16. Modelos Unificados

Tentativas se han hecho en años recientes para desarrollar modelos unificados que sean aplicables para la gama completa de ángulos de la inclinación, entre (0°) horizontal y (90°) flujo vertical ascendente. Estos modelos son prácticos pues incorporan el ángulo de inclinación. Así, no hay necesidad de aplicar diversos modelos para los diversos ángulos de inclinación encontrados en tuberías horizontales, inclinadas y verticales. Un modelo unificado de la predicción del patrón de flujo fue presentado por Barnea (1987)<sup>25</sup>. Felizola y Shoham<sup>44</sup> (1995) presentaron un modelo unificado para el patrón de flujo slug. Un modelo mecánico unificado aplicable para flujo horizontal ascendente y descendente fue presentado por Petalas y Aziz<sup>45</sup> (1996), el cual fue probado contra una gran cantidad de datos del laboratorio y de campo. Recientemente, Gómez *et al.*<sup>46</sup> (1999) presentaron una correlación unificada para la predicción del holdup de líquido en el cuerpo del slug. Esto proporcionará algoritmos más eficientes, el modelo puede ser aplicado convenientemente para ambos casos de tuberías y pozos, sin la necesidad de cambiar entre los diversos modelos.

El modelo unificado consiste de la predicción de un modelo de patrón de flujo unificado y modelos unificados separados para los diversos patrones de flujo existentes. Éstos se describen brevemente posteriormente.

##### 5.6.16.1. Modelo de Predicción del Patrón de Flujo Unificado

El modelo de Barnea<sup>25</sup> (1987) es aplicable para un amplio rango de ángulos de la inclinación, desde flujo vertical ascendente hasta flujo vertical descendente ( $-90^\circ \leq \theta \leq 90^\circ$ ). A continuación hay un resumen de los criterios de transición aplicables para este estudio, incluyendo el estratificado a no estratificado, slug a burbujas dispersas, anular a slug, burbuja al flujo slug.

*Transición de Estratificado a no Estratificado.* El criterio para esta transición es igual que el original propuesta Taitel y Dukler<sup>19</sup> (1976), basado en un análisis simplificado de la estabilidad de Kelvin Helmholtz dado por:

$$F^2 \left[ \frac{1}{(1-\tilde{h}_L)^2} \frac{\tilde{v}_G^2 d\tilde{A}_L / d\tilde{h}_L}{\tilde{A}_G} \right] \geq 1 \quad (5.9)$$

Donde  $F$  es un grupo adimensional:

$$F = \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}} \frac{v_{SG}}{\sqrt{dg \cdot \cos \theta}} \quad (5.10)$$

*Transición de Slug a Burbujas dispersas.* Esta transición ocurre para altos caudales de flujo de líquidos, donde las fuerzas turbulentas superan la fuerza de tensión interfacial, dispersando la fase gas en pequeñas burbujas. El tamaño máximo de la burbuja que resulta se puede determinar de:

$$d_{\max} = \left[ 4.15 \left( \frac{v_{SG}}{v_M} \right)^{0.5} + 0.725 \right] \left( \frac{\sigma}{\rho_L} \right)^{0.6} \left( \frac{2f_M v_M^3}{d} \right)^{-0.4} \quad (5.11)$$

Donde  $\sigma$  es la tensión superficial,  $v_{SG}$  y  $v_M$  son la velocidad superficial del gas y la velocidad de la mezcla, respectivamente,  $f_M$  es el factor de fricción de la mezcla y  $\rho_L$  es la densidad de la mezcla.

Se consideran dos diámetros críticos de la burbuja. Primero está el diámetro crítico debajo de el cual las burbujas no se deforman, evitando la aglomeración o fusión, produciendo:

$$d_{CD} = 2 \left[ \frac{0.4\sigma}{(\rho_L - \rho_G)g} \right]^{1/2} \quad (5.12)$$

El otro diámetro crítico es aplicable para bajas inclinaciones, donde debido a la flotabilidad de las burbujas pueden emigrar a la parte superior de la tubería lo que causa el "batidero" y transición al flujo slug, como sigue:

$$d_{CB} = \frac{3}{8} \frac{\rho_L}{(\rho_L - \rho_G)} \frac{f_M v_M^2}{g \cdot \cos \theta} \quad (5.13)$$

La transición al flujo de burbujas dispersas ocurrirá cuando el diámetro posible máximo de la burbuja, dado por la ecuación (5.11) es menor que los diámetros críticos dados por ecuaciones (5.12) ó (5.13):

$$d_{\max} < d_{CD}, \text{ ó, } d_{CB} \quad (5.14)$$

El límite de transición dado por la ecuación (5.14) es válido para un  $\alpha \leq 0.52$ , que representa el empacamiento máximo posible de burbujas. Para valores más grandes, la aglomeración de burbujas ocurre, independiente de las fuerzas de turbulencia, dando por resultado una transición al flujo slug. Este criterio se da por:

$$\alpha = \frac{v_{SG}}{v_{SG} + v_{SL}} = 0.52 \quad (6.15)$$

*Transición de Anular a Slug.* Dos mecanismos son responsables de esta transición del flujo anular al slug, causando la obstrucción del gas en el centro por la fase líquida. Los dos mecanismos se basan en la estructura característica de la película del flujo anular:

1) Inestabilidad de la película líquida debido al flujo hacia abajo cerca de la pared de la tubería. El criterio para la inestabilidad de la película se obtiene de la solución simultánea de las siguientes dos ecuaciones adimensionales:

$$Y = \frac{1 + 75H_L}{(1 - H_L)^{2.5} H_L} - \frac{1}{H_L^3} X^2 \quad (5.16)$$

$$Y \geq \frac{2 - \frac{3}{2}H_L}{H_L^3 \left(1 - \frac{3}{2}H_L\right)} X^2 \quad (5.17)$$

Donde  $X$  es el parámetro de Lockhart y Martinelli,  $Y$  es un grupo adimensional de la gravedad, definidos respectivamente por:

$$X^2 = \frac{\frac{4C_L}{d} \left( \frac{\rho_L v_{SL} d}{\mu_L} \right)^{-n} \frac{\rho_L v_{SL}^2}{2}}{\frac{4C_G}{d} \left( \frac{\rho_G v_{SG} d}{\mu_G} \right)^{-m} \frac{\rho_G v_{SG}^2}{2}} = \frac{\left( \frac{dp}{dL} \right)_{SL}}{\left( \frac{dp}{dL} \right)_{SG}} \quad (5.18)$$

$$Y = \frac{(\rho_L - \rho_G)g \cdot \sin \theta}{\left( \frac{dp}{dL} \right)_{SG}} \quad (5.19)$$

Observe que la ecuación (5.16) da la solución de estado estable para el holdup de líquido, mientras que la ecuación (5.17) da el valor del holdup de líquido que satisface la condición de la inestabilidad de la película.

2) Crecimiento de las ondas en la interfase debido a un gran abastecimiento de líquido desde la película. Si se proporciona el suficiente líquido, la onda crecerá y tenderá un puente sobre la tubería, dando por resultado flujo slug. La condición para la presencia de este mecanismo es:

$$H_L \geq 0.24 \quad (5.20)$$

La transición del flujo anular al slug ocurre siempre que uno de los dos criterios se cumpla. Un cambio suave entre los dos mecanismos se obtiene cuando el ángulo de inclinación varía sobre la gama completa de inclinaciones, o cuando un cambio ocurre en las condiciones operacionales.

*Transición de Burbuja a Slug.* La transición del flujo burbuja al slug se presenta a bajos caudales de líquidos. Bajo estas condiciones las fuerzas turbulentas son insignificantes, y la transición es causada por la fusión de burbujas a una fracción crítica de gas de  $\alpha = 0.25$ , como sigue:

$$v_{SL} = \frac{1-\alpha}{\alpha} v_{SG} - 1.53(1-\alpha)^{0.5} \left[ \frac{g(\rho_L - \rho_G)\sigma}{\rho_L^2} \right]^{1/4} \sin \theta \quad (5.21)$$

El régimen tipo burbuja puede existir a bajos caudales de flujo de líquido como se muestra en la ecuación anterior, con la condición de que el diámetro de la tubería sea

mayor que:  $d > 4.36^2 \left[ \frac{(\rho_L - \rho_G)\sigma}{\rho_L^2 \cdot g} \right]^{0.5}$  y solamente para las tuberías inclinadas

agudamente con ángulos de inclinación entre 60° y 90°.

#### 5.6.16.2. Eliminación de las Discontinuidades de Transición

Los modelos mecánicos para la predicción de los cambios de presión en flujo multifásico crean discontinuidades. Éste es el resultado de cambiar a partir de un modelo de patrón de flujo a otro pues se cruza el límite de la transición. Diversos modelos se utilizan para predecir los diversos patrones del flujo para el holdup de líquido y las caídas de presión, las cuales pueden dar lugar a una discontinuidad. Para evitar este problema, los siguientes criterios se han puesto en ejecución para suavizar las transiciones entre los diversos patrones del flujo.

*Transiciones de Burbuja a Slug y Slug a Flujo de Burbujas Dispersas.* Cerca de los límites de transición del flujo slug a burbuja o al de burbujas dispersas, la región de la película de líquido/ bolsillo de gas detrás del cuerpo del slug, llamada  $L_F$ , se vuelve pequeña. La corta longitud de película/gas puede hacer que el modelo del flujo slug no converja. Así, para solucionar este problema, cuando se predice el flujo slug cerca de estos límites de la transición, las siguientes limitaciones se han desarrollado:

- Si  $L_F \leq 1.2 d$  y  $v_{SL} \leq 0.6$  m/s → Flujo Burbuja
- Si  $L_F \leq 1.2 d$  y  $v_{SL} \geq 0.6$  m/s → Flujo de Burbujas Dispersas (5.22)

*Transición de Flujo Slug a Anular.* Un problema doble se asocia a este límite de transición. Primero, una discontinuidad en el gradiente de la presión entre el flujo slug y el flujo anular se presenta. También, si el flujo slug se predice cerca de este límite de transición, debido al alto caudal de gas, la zona de película/gas se vuelve larga, dando por resultado un espesor de película muy fino, acercándose a cero. Esto puede hacer

que el modelo de flujo slug no converja. Para aliviar los dos problemas, una zona de la transición se crea entre el flujo slug y el flujo anular, basados en la velocidad superficial del gas. La zona de la transición es predicha por la velocidad crítica correspondiente al modelo de gota usado por Taitel *et al.*<sup>20</sup> (1980), como se muestra:

$$v_{SG,critica} = 3.1 \left[ \frac{\sigma \cdot g \cdot \sin \theta (\rho_L - \rho_G)}{\rho_G^2} \right]^{0.25} \quad (5.23)$$

Para unas velocidades superficiales de gas de líquido dadas, si el flujo slug se predice en la zona de transición cuando la velocidad superficial del gas es mayor que la velocidad superficial crítica dada anteriormente, el gradiente de presión es promediado entre el gradiente de presión bajo el flujo slug (a una velocidad superficial de líquido dada y la velocidad superficial crítica del gas) y el gradiente de presión bajo el flujo anular (a la velocidad superficial de líquido dada y la velocidad superficial correspondiente del gas en el límite de transición al flujo anular). Este promedio elimina problemas numéricos y asegura un gradiente suave de presión a través del límite slug al anular.

### 5.6.16.3. Modelo de Flujo Estratificado Unificado

El modelo físico para el flujo estratificado se muestra en la Figura 25. Una forma modificada de los modelos de Taitel y Dukler<sup>19</sup> (1976) es utilizada. Se introducen dos modificaciones: El factor de fricción líquido-pared es determinado por Liang-Biao y Aziz<sup>47</sup> (1996) y el factor de fricción interfacial por Baker *et al.*<sup>48</sup> (1988).

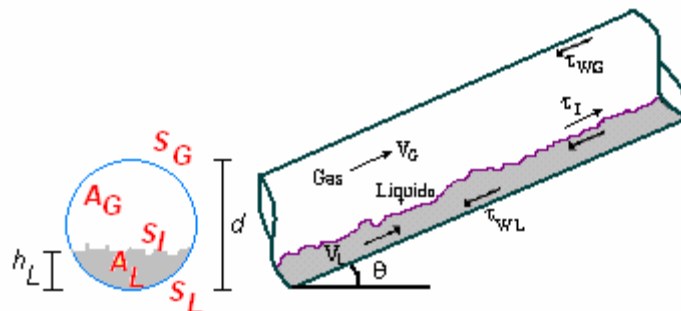


Figura 25. Modelo Físico para el Flujo Estratificado

*Balances de Momentum.* Los balances de momentum (fuerza) para las fases de líquido y de gas son dados respectivamente por:

$$-A_L \frac{dP}{dL} - \tau_{wL} S_L + \tau_I S_I - \rho_L A_L g \sin \theta = 0 \quad (5.24)$$

$$-A_G \frac{dP}{dL} - \tau_{wG} S_G - \tau_I S_I - \rho_G A_G g \sin \theta = 0 \quad (5.25)$$

Donde  $A_L$ ,  $A_G$ ,  $S_L$ ,  $S_G$  y  $S_I$  son parámetros geométricos que sólo dependen de  $h_L$  (altura del nivel de líquido). Las cantidades  $\tau_{wL}$ ,  $\tau_{wG}$  y  $\tau_I$  son los esfuerzos de corte. Ellos son calculados por correlaciones empíricas por los factores de fricción.  $\tau_I$  es el esfuerzo de corte entre la fase líquida y la fase gas. Está asociado con el factor de fricción interfacial  $f_i$ . En las ecuaciones anteriores hay dos variables desconocidas ( $dP/dL$ ) y  $h_L$ . Ellos pueden ser determinados eliminando el gradiente de presión de las ecuaciones (5.24) y (5.25) para obtener la ecuación combinada de momentum para las dos fases:

$$\tau_{wL} \frac{S_L}{A_L} - \tau_{wG} \frac{S_G}{A_G} - \tau_I S_I \left( \frac{1}{A_L} + \frac{1}{A_G} \right) + (\rho_L - \rho_G) g \sin \theta = 0 \quad (5.26)$$

La ecuación combinada de momentum es una ecuación implícita para  $h_L$  (ó  $h_L/d$ ), el nivel de líquido en la tubería. La solución de la ecuación, realizada por un procedimiento de ensayo y error, requiere la determinación de diversas variables geométricas, de velocidad y el esfuerzo de corte. Bajo altos caudales de gas y de líquido, las soluciones múltiples pueden ocurrir. Puede ser demostrado que, en este caso, el más pequeño de las tres soluciones es la solución física y estable. Una vez que se determine el nivel líquido  $h_L/d$ , el holdup de líquido,  $H_L$ , se puede calcular de una manera directa de relaciones geométricas:

$$H_L = \frac{\pi - \cos^{-1} \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) + \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right) \sqrt{1 - \left( 2 \frac{h_L}{d} - 1 \right)^2}}{\pi} \quad (5.27)$$

Una vez que el holdup de líquido es determinado, el gradiente de la presión se puede determinar de la ecuación (6.24) ó (6.25). Cualquier ecuación proporciona las pérdidas de presión friccionales y gravitacionales, y descarta las pérdidas de la presión por aceleraciones.

*Ecuaciones Relacionadas.* Los esfuerzos de corte de la pared que corresponden a cada fase se determinan basados en el análisis de fase simple que utiliza el concepto de diámetro hidráulico, como sigue (formulación del factor de fricción de Fanning):

$$\tau_{wL} = f_L \frac{\rho_L V_L^2}{2}, \tau_{wG} = f_G \frac{\rho_G V_G^2}{2} \quad (5.28)$$

$$d_L = \frac{4A_L}{S_L}, d_G = \frac{4A_G}{S_G + S_I} \quad (5.29)$$

El número de Reynolds para cada fase es:

$$\text{Re}_L = \frac{d_L v_L \rho_L}{\mu_L}, \text{Re}_G = \frac{d_G v_G \rho_G}{\mu_G} \quad (5.30)$$

Taitel y Dukler<sup>19</sup> (1976) propusieron que el factor de fricción del líquido y del gas con la pared,  $f_L$  y  $f_G$ , pueden ser calculados usando la carta estándar de Moody. Sin embargo, Liang-Biao y Aziz<sup>47</sup> (1996) encontraron que este procedimiento era apropiado para la fase de gas solamente. Esto es debido al hecho de que el factor de fricción del líquido con la pared se puede afectar perceptiblemente por el esfuerzo de corte interfacial, especialmente para condiciones de holdup de líquido bajos. Así,  $f_G$  se determina de la carta estándar de Moody, mientras que  $f_L$  se determina por una nueva correlación desarrollada por Liang-Biao y Aziz<sup>47</sup> (1996), incorporando los caudales del gas y del líquido:

$$f_G = \frac{16}{\text{Re}_G}, \text{ Para } \text{Re}_G \leq 2300 \quad (5.31)$$

$$f_G = 0.001375 \left\{ 1 + \left[ 2 \times 10^4 \frac{\varepsilon}{d} + \frac{10^6}{\text{Re}_G} \right]^{1/3} \right\}, \text{ Para } \text{Re}_G > 2300$$

$$f_L = \frac{1.6291}{\text{Re}_L^{0.5161}} \left( \frac{v_{SG}}{v_{SL}} \right)^{0.0926} \quad (5.32)$$

La esfuerzo de corte interfacial esta dado, por definición:

$$\tau_I = f_I \frac{\rho_G (v_G - v_I)^2}{2} \quad (5.33)$$

El factor de fricción interfacial para el flujo estratificado suave se toma como el factor de fricción entre la fase de gas y la pared. En la literatura hay numerosas expresiones para el factor de fricción interfacial. Ouyang (1995) revisó 26 correlaciones publicadas para  $f_i$ , y desarrolló una nueva correlación basado en los datos. Para el flujo estratificado ondulado, según lo sugerido por Xiao *et al.*<sup>49</sup> (1990), el factor de fricción interfacial está dado por Baker *et al.*<sup>48</sup> (1988).

La comparación de cuatro correlaciones para  $f_i$  son ilustradas en la Figura 26. El  $f_i$  que estamos discutiendo es para flujo estratificado, quiere decir que sólo tiene influencia para las transiciones de flujo estratificado. Podemos observar que la correlación de Ouyang (1995) y la de Petalas y Aziz<sup>45</sup> (1998) dan predicciones similares. De otra parte, el modelo de Baker *et al.*<sup>48</sup> (1988) y la aproximación de  $f_i = f_{wG}$ , también lo hacen, realizando predicciones más adecuadas que los modelos de Ouyang y Petalas y Aziz.

El flujo estratificado se presenta frecuentemente en el flujo descendente, esto es importante para predecir adecuadamente estos límites de transición.

En resumen, el factor de fricción interfacial en el flujo estratificado juega un papel importante en la transición entre el flujo intermitente y el flujo estratificado, así como para los cálculos de caída de presión y holdup de líquido.

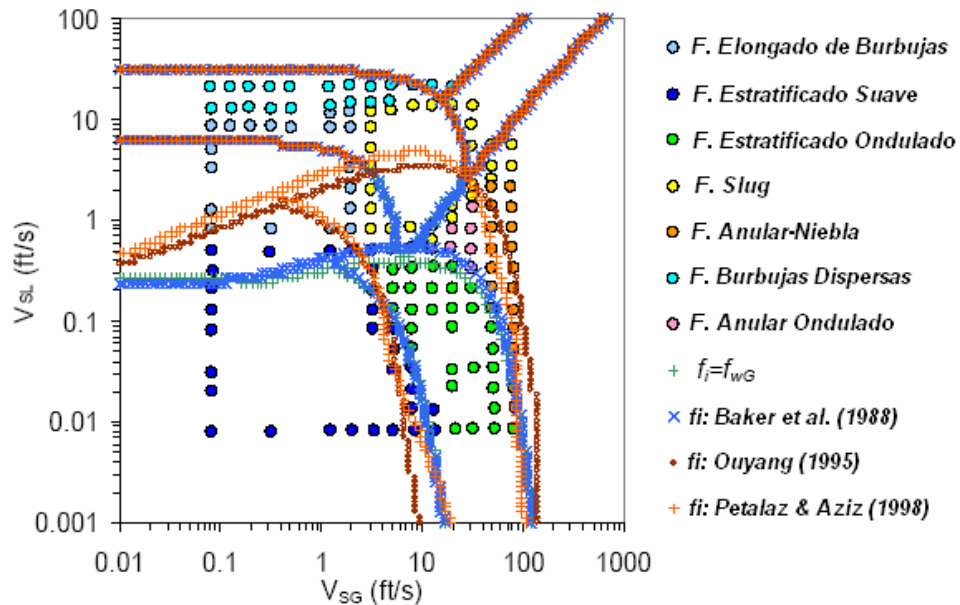


Figura 26. Comparación de los Diferentes Modelos para  $f_i$  (Datos de Shoham (1982), sistema aire-agua,  $\theta = 0^\circ$ , diámetro de 2 pulgadas)

#### 5.6.16.4. Modelo de Flujo Slug Unificado

Un análisis unificado y comprensivo del flujo slug fue presentado por Taitel y Barnea<sup>55</sup> (1990), el cual presenta las siguientes características:

1. Una película uniforme a lo largo de la zona película de líquido/bolsillo de gas.
2. Un balance de momentum global en la unidad slug para los cálculos de caída de presión.
3. Una nueva correlación (Gómez *et al.*<sup>46</sup>, 1999) para el holdup de líquido en el cuerpo del slug.

El modelo original fue extendido para todas las formas de flujo vertical, si se asume una película simétrica alrededor de la burbuja de Taylor para los ángulos de inclinación entre  $86^\circ$  y  $90^\circ$ .

Con las características anteriores, el modelo original se simplifica considerablemente, evitando la necesidad de una integración numérica a lo largo de la región de la

película líquida. El modelo simplificado propuesto se considera como suficientemente exacto para los usos prácticos. La siguiente figura muestra el modelo físico para el flujo slug.

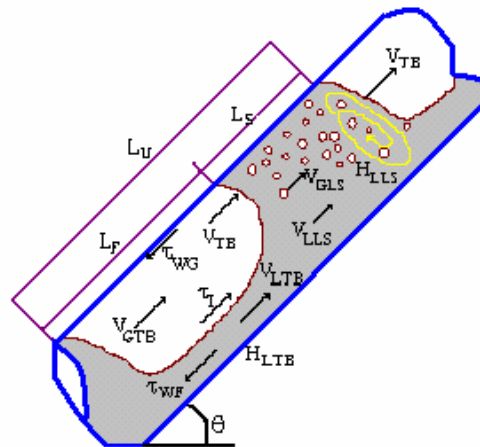


Figura 27. Modelo Físico para el Flujo Slug.

**Balances de Masa.** Un balance de masa de líquido total sobre una unidad slug resulta en:

$$v_{SL} = v_{LLS} H_{LLS} \frac{L_S}{L_U} + v_{LTB} H_{LTB} \frac{L_F}{L_U} \quad (5.34)$$

Un balance de masa puede ser aplicado entre las dos áreas de sección transversal, en el cuerpo del slug y en la región de la película, en un sistema que se mueve con la velocidad de translación,  $v_{TB}$ , dando:

$$(v_{TB} - v_{LLS}) H_{LLS} = (v_{TB} - v_{LTB}) H_{LTB} \quad (5.35)$$

Un balance de continuidad en las fases líquido y gas da lugar a un caudal de flujo volumétrico constante a través de cualquier sección transversal de la unidad slug. Aplicando este balance en secciones transversales en el cuerpo del bache líquido y en la región de la película líquida da, respectivamente:

$$v_M = v_{SL} + v_{SG} = v_{LLS} H_{LLS} + v_{GLS} (1 - H_{LLS}) \quad (5.36)$$

$$v_M = v_{LTB} H_{LTB} + v_{GTB} (1 - H_{LTB}) \quad (5.37)$$

La ecuación (5.36) se puede utilizar para determinar  $v_{LLS}$ , la velocidad del líquido en el cuerpo del slug, pues las otras variables se dan en forma de ecuaciones relacionadas. Siguiendo, la velocidad de la película líquida,  $v_{LTB}$ , se puede determinar de la ecuación (5.35) para un holdup de líquido dado en esta región,  $H_{LTB}$ . También, de la ecuación (5.37) es posible determinar  $v_{GTB}$ , la velocidad del gas en el bolsillo de gas.

El holdup de líquido promedio en una unidad slug se define como:

$$H_{LSU} = \frac{H_{LLS} L_S + H_{LTB} L_F}{L_U} \quad (5.38)$$

Usando las ecuaciones (5.34), (5.35) y (5.36), la expresión para el holdup de líquido es:

$$H_{LSU} = \frac{v_{TB} H_{LLS} + v_{GLS} (1 - H_{LLS}) - v_{SG}}{v_{TB}} \quad (5.39)$$

La ecuación (5.39) muestra un resultado interesante, que el holdup de líquido promedio en una unidad slug es independiente de las longitudes de las diferentes zonas del slug.

*Hidrodinámica de la Película Líquida.* Considerando un espesor de película de líquido uniforme, una ecuación combinada de momentum, similar al caso del flujo estratificado, puede ser obtenida para la zona película/bolsillo de gas:

$$\frac{\tau_{WF} S_F}{A_L} - \frac{\tau_{WG} S_G}{A_G} - \tau_I S_I \left( \frac{1}{A_F} + \frac{1}{A_G} \right) + (\rho_L - \rho_G) g \cdot \sin \theta = 0 \quad (5.40)$$

La solución de la ecuación (5.40) da el espesor de película uniforme o el holdup de líquido en esta región,  $H_{LTB}$ . Este valor puede ser usado, en un procedimiento de

ensayo y error, para determinar las velocidades del gas y del líquido en el bache y las regiones de película/bolsillo de gas, según la ecuación (5.38).

La longitud de la película líquida se puede determinar a partir de:

$$L_F = L_U - L_S \quad (5.41)$$

La longitud del bache,  $L_S$ , se da obtiene de las ecuaciones relacionadas, mientras que la longitud de la unidad slug,  $L_U$ , se puede determinar de la ecuación (5.34):

$$L_U = L_S \frac{v_{LLS} H_{LLS} - v_{LTB} H_{LTB}}{v_{SL} - v_{LTB} H_{LTB}} \quad (5.42)$$

*Cálculos de Caída de Presión.* La caída de presión para una unidad slug se puede calcular usando un balance de fuerza global a lo largo de una unidad slug. Puesto que los flujos de momentum adentro y afuera del volumen de control de la unidad slug son idénticos, la caída de presión a través de este volumen de control para una película líquida uniforme es:

$$\frac{dP}{dL} = \rho_U g \sin \theta + \frac{\tau_S \pi d}{A} \frac{L_S}{L_U} + \frac{\tau_{WF} S_F + \tau_{WG} S_G}{A} \frac{L_F}{L_U} \quad (5.43)$$

Donde  $\rho_U$  es la densidad promedio de la unidad slug dada por:

$$\rho_U = H_{LSU} \rho_L + (1 - H_{LSU}) \rho_G \quad (5.44)$$

El primer término en el lado derecho de la ecuación (5.43) es el gradiente de presión gravitacional, mientras que el segundo y tercer término representan el gradiente de presión friccional, resultante de las pérdidas friccionales en el bache y en las regiones película/bolsillo de gas. Ninguna caída de presión aceleracional ocurre en la formulación del volumen del control de la unidad slug.

*Ecuaciones Relacionadas.* El modelo propuesto requiere dos ecuaciones, la longitud del slug de líquido,  $L_S$ , y el holdup de líquido en el cuerpo del slug,  $H_{LLS}$ .

Una longitud constante de  $L_S = 30d$  y  $L_S = 20d$  se utiliza para los baches estables y completamente desarrollados en tuberías horizontales y verticales, respectivamente. Para el flujo inclinado, se utiliza una longitud de slug promedio basados en el ángulo de inclinación. Sin embargo, para tuberías horizontales ó casi horizontales ( $\theta = \pm 1^\circ$ ), tuberías de grandes diámetros ( $d > 2$  in.), la correlación de Scott *et al.*<sup>50</sup> (1989) es utilizada:

$$\ln(L_S) = -25.4 + 28.5[\ln(d)]^{0.1} \quad (5.45)$$

Donde  $d$  está expresado en pulgadas y  $L_S$  en pies.

El holdup de líquido en el cuerpo del slug,  $H_{LLS}$ , es calculado usando la correlación unificada recientemente desarrollada por Gómez *et al.*<sup>46</sup> (1999):

$$H_{LLS} = 1.0e^{-(0.45\theta_R + 2.48 \cdot 10^{-6} \text{Re}_{LS})}, 0 \leq \theta_R \leq 1.57 \quad (5.46)$$

Donde  $\theta_R = (\pi/180) \cdot \theta$  es el ángulo de inclinación en radianes y número de Reynolds slug es calculado como:

$$\text{Re}_{LS} = \frac{\rho_L v_M d}{\mu_L} \quad (5.47)$$

#### 5.6.16.5. Modelo de Flujo Anular Unificado.

El modelo de Alves *et al.*<sup>51</sup> (1991) desarrollado originalmente para la flujo vertical se ha extendido a la gama entera de ángulos de inclinación a partir de  $0^\circ$  hasta  $90^\circ$ . El modelo físico para el flujo anular se muestra en la Figura 28.

Las ecuaciones para el modelo de flujo anular son similares al modelo de flujo estratificado, pues ambos patrones son flujo separado. Las diferencias entre los dos modelos son las relaciones geométricas y ecuaciones relacionadas, y el hecho de que el núcleo de gas en flujo anular incluye el arrastre líquido.

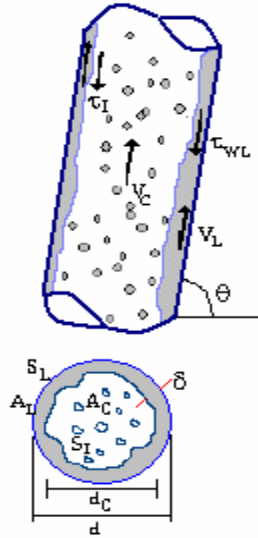


Figura 28. Modelo Físico para el Flujo Anular.

*Balances de Momentum.* Los balances de momentum lineal (fuerza) para las fases líquido y núcleo de gas están dados, respectivamente, por:

$$-\tau_{WF} \frac{S_F}{A_F} + \tau_I \frac{S_I}{A_F} - \left[ \frac{dP}{dL} \right]_F - \rho_L \cdot g \cdot \sin \theta = 0 \quad (5.48)$$

$$-\tau_I \frac{S_I}{A_C} - \left[ \frac{dP}{dL} \right]_C - \rho_C \cdot g \cdot \sin \theta = 0 \quad (5.49)$$

Eliminando los gradientes de presión para las ecuaciones, produce una ecuación de momentum combinada para flujo anular:

$$\tau_{WF} \frac{S_F}{A_F} - \tau_I S_I \left[ \frac{1}{A_F} + \frac{1}{A_C} \right] + (\rho_L - \rho_C) \cdot g \cdot \sin \theta = 0 \quad (5.50)$$

La ecuación (5.50) es una ecuación implícita para el espesor de película  $\delta$  (ó  $\delta/d$ ), que puede ser solucionada por ensayo y error, proporcionando las relaciones geométricas, de la velocidad y ecuaciones relacionadas apropiadas.

*Balances de Masa.* Las velocidades de la película líquida y el núcleo de gas se pueden determinar de los cálculos simples de balance de masa, dando, respectivamente:

$$v_F = v_{SL} \frac{(1-E)d^2}{4\delta(d-\delta)} \quad (5.51)$$

$$v_C = \frac{(v_{SG} + v_{SL}E)d^2}{(d-2\delta)^2} \quad (5.52)$$

La fracción de gas en el núcleo y la densidad promedio del núcleo y viscosidad están dados, respectivamente por:

$$\alpha_C = \frac{v_{SG}}{v_{SG} + v_{SL}E} \quad (5.53)$$

$$\rho_C = \rho_G \alpha_C + \rho_L (1 - \alpha_C) \quad (5.54)$$

$$\mu_C = \mu_G \alpha_C + \mu_L (1 - \alpha_C) \quad (5.55)$$

*Ecuaciones Relacionadas.* El esfuerzo de corte de la pared con el líquido es determinado de los cálculos de flujo monofásico, basados en el concepto de diámetro hidráulico.

La tarea más difícil en el modelamiento del flujo anular es la determinación del esfuerzo de corte interfacial,  $\tau_i$ , y la fracción de arrastre,  $E$ . Este es un problema sin resolver incluso para las condiciones de flujo vertical y horizontal.

La definición del esfuerzo de corte interfacial para el flujo anular es:

$$\tau_I = f_I \rho_C \frac{(v_C - v_F)^2}{2} \quad (5.56)$$

Como sugirió Alves et al.<sup>51</sup> (1991), el factor de fricción interfacial puede ser expresado como:

$$f_I = f_{CS} I \quad (5.57)$$

Donde  $f_{CS}$  es el factor de fricción que debería ser obtenido si sólo fluye el núcleo (fase de gas y arrastre) en la tubería. El cálculo de  $f_{CS}$  se debe basar en la velocidad superficial del núcleo ( $v_{SC} = v_{SG} + E.v_{SL}$ ) y la densidad promedio del núcleo y la viscosidad dadas, respectivamente, por las ecuaciones (5.54) y (5.55). El parámetro de corrección interfacial  $I$  se utiliza para considerar la rugosidad de la interfase. El parámetro  $I$  es un promedio entre un factor horizontal y un factor vertical, basados en el ángulo de la inclinación,  $\theta$ , como sigue:

$$I_\theta = I_H \cos^2 \theta + I_V \sin^2 \theta \quad (5.58)$$

El parámetro de corrección horizontal es dado por Henstock y Hanratty<sup>52</sup> (1976):

$$I_H = 1 + 800 F_A \quad (5.59)$$

Donde:

$$F_A = \frac{\left[ (0.707 \text{Re}_{SL}^{0.5})^{2.5} + (0.0379 \text{Re}_{SL}^{0.9})^{2.5} \right]^{0.4}}{\text{Re}_{SG}^{0.9}} \left( \frac{v_L}{v_G} \right) \left( \frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.5} \quad (5.60)$$

$\text{Re}_{SL}$  y  $\text{Re}_{SG}$  son los números de Reynolds superficiales de líquido y gas, respectivamente. El parámetro de corrección vertical es dado por Wallis<sup>53</sup> (1969):

$$I_V = 1 + 300 \frac{\delta}{d} \quad (5.61)$$

El factor de arrastre,  $E$ , es calculado por la correlación de Wallis<sup>53</sup> (1969):

$$E = 1 - e^{-[0.125(\phi-1.5)]} \quad (5.62)$$

Donde:

$$\phi = 10^4 \frac{v_{SG} \mu_G}{\sigma} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \quad (5.63)$$

#### 5.6.16.6. Modelo Unificado de Flujo Burbuja

La extensión de los modelos de flujo burbuja de Hasan y Kabir<sup>54</sup> (1988) para la gama entera de ángulos de la inclinación de tubería fue realizada tomando el componente de velocidad de subida de la burbuja en la dirección del flujo, como se muestra en la Figura 29.

La velocidad del gas está dada por:

$$v_G = C_o v_M + v_{0\infty} \sin \theta H_L^{0.5} \quad (5.64)$$

Donde  $V_M$  es la velocidad de la mezcla,  $C_o$  es un coeficiente de distribución de velocidad,  $v_{0\infty}$  es la velocidad de subida de la burbuja y  $(H_L^{0.5})$  es una corrección para el conjunto de burbujas. El coeficiente de distribución de la velocidad es  $C_o = 1,15$ , según lo sugerido por Chokshi *et al.*<sup>56</sup> (1996), y la velocidad de subida de la burbuja es dada por Harmathy<sup>57</sup> (1960) (en unidades del SI):

$$v_{0\infty} = 1.53 \left[ \frac{g \sigma (\rho_L - \rho_G)}{\rho_L^2} \right]^{0.25} \quad (5.65)$$

Sustituyendo para la velocidad del gas en términos de la velocidad superficial:

$$\frac{v_{SG}}{1 - H_L} = C_o v_M + v_{0\infty} (\sin \theta) H_L^{0.5} \quad (5.66)$$

La ecuación (5.64) se debe solucionar numéricamente para determinar el holdup de líquido,  $H_L$ . Una vez que se compute el holdup de líquido, los gradientes gravitacionales y friccionales de presión se determinan de una manera directa.

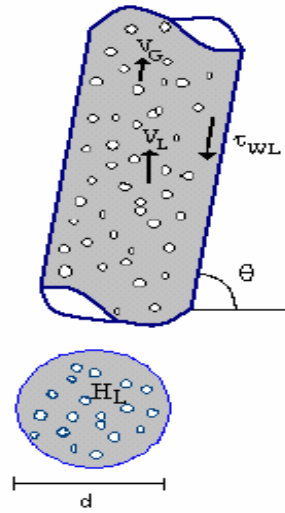


Figura 29. Modelo Físico para el Flujo Burbuja.

Para el flujo de burbujas dispersas, se utiliza el modelo de no deslizamiento homogéneo (Wallis <sup>53</sup>, 1969).

## 6. MÉTODOS DE PREDICCIÓN DEL HOLDUP DE LÍQUIDO PARA EL FLUJO GAS-LÍQUIDO

Mandhane, Gregory y Aziz <sup>58</sup>, realizaron un estudio para evaluar y comparar 12 diferentes modelos y correlaciones del holdup de líquido en el flujo gas-líquido para flujo horizontal. Para realizar la evaluación se utilizaron cerca de 2700 observaciones para el holdup de líquido del Banco de Datos para Flujo Multifásico de la Universidad de Calgary, los cuales representan un gran número de estudios independientes. Este archivo de datos ha sido usado como base para las evaluaciones posteriores.

Las correlaciones son descritas brevemente a continuación, para un mayor detalle de cada una de ellas se puede consultar el estudio de Govier y Aziz <sup>16</sup> ó directamente con los respectivos autores.

### 6.1. Correlación de Lockhart y Martinelli <sup>30</sup>

Datos de varios investigadores para mezclas de aire y líquidos como keroseno, agua, benceno y varias clases de petróleo fueron usados para generar la correlación. Diámetros de tubería en el rango de 0.0586 hasta 1.017 pulgadas. Esta correlación ha sido usada en la industria para una amplia variedad de sistemas.

### 6.2. Correlación de Hoogendoorn <sup>35</sup>

Hoogendoorn basó su correlación en datos de aire-petróleo y aire-agua con diámetros entre 0.79 y 4.6 pulgadas. Un total de 444 datos fueron correlacionados con una desviación estándar de 0.04 (en unidades de  $H_L$ ).

Hoogendoorn no observó significantes efectos del diámetro de la tubería ó la viscosidad del líquido sobre el rango de velocidades incluidas en sus datos. Así como la correlación de Lockhart y Martinelli, el efecto de las propiedades físicas no pudo ser estimado, donde sólo aire fue utilizado. En la correlación de Hoogendoorn, la cantidad

$\frac{1-H_L}{H_L} x \frac{v_{SL}}{v_{SG}}$  debe ser siempre menor que la unidad. Los efectos del diámetro de la tubería y las propiedades del fluido no son incluidos.

### 6.3. Correlación de Eaton *et al.*<sup>59</sup>

Eaton *et al.* obtuvo datos para mezclas de gas-agua, gas-petróleo y gas-destilado en tuberías de diámetros de 2 y 4 pulgadas. La correlación tiene en cuenta el efecto de varias propiedades físicas, caudales de flujo, presión del sistema y diámetro de la tubería en forma de cinco grupos adimensionales. Donde sólo gas natural fue usado como la fase gas.

### 6.4. Correlación de Hughmark<sup>60</sup>

Hughmark usó sus propios datos para generar una correlación para el holdup de líquido en el flujo vertical ascendente de mezclas de aire y agua. Los datos fueron obtenidos para diámetros de tubería entre 0.63 y 2.5 pulgadas. La forma final de la correlación fue comparada con datos de holdup de líquido en flujo horizontal para varios sistemas y diámetros de tubería. Hughmark concluyó que la correlación era también aplicable para flujo horizontal. La correlación incluye la mayoría de las propiedades importantes del gas y el líquido, caudales de flujo y diámetro de la tubería.

### 6.5. Correlación de Guzhov *et al.*<sup>61</sup>

Mamayev y Odishariya originalmente propusieron una forma para esta correlación, la cual fue modificada por Guzhov *et al.* La correlación aparentemente está basada en datos de flujo aire-agua obtenidos para diámetros de 1 y 2 pulgadas. La no dependencia del holdup de líquido en la viscosidad del fluido o densidad están incluidas en esta correlación.

### 6.6. Correlación de Chawla<sup>62</sup>

Chawla usó los datos contenidos en el banco de datos AGA /API de Dukler *et al.* para obtener esta correlación. Está basada en una gran cantidad de datos e intentó tener

en cuenta el efecto de la rugosidad de la tubería. Sin embargo, dos gráficas en el artículo original muestran aparentemente una contradictoriamente dependencia de la rugosidad de la tubería, y, consecuentemente, esta variable fue desechada cuando se programó la correlación de Chawla para el estudio de evaluación.

#### 6.7. Correlación de Beggs y Brill <sup>40</sup>

La correlación de Beggs y Brill está basada en los datos de Beggs para flujo aire-agua en tuberías de 1 y 1.5 pulgadas de diámetro. La correlación usa una base de 58 datos para flujo horizontal, junto con un gran número de datos para flujo inclinado. Lo anterior ha sido reducido a flujo horizontal efectivo con el uso de un factor de corrección para el efecto de la inclinación de la tubería.

Ellos encontraron que en una gráfica del holdup de líquido contra el ángulo de inclinación para caudales de flujo constante, se observaba una dependencia del holdup de líquido con respecto al ángulo de inclinación. Este fenómeno podía ser explicado considerando los efectos de la gravedad y la viscosidad en la fase líquida. A medida que se incrementa el ángulo de la tubería desde la posición horizontal, las fuerzas de la gravedad actuando en el líquido causan una disminución de la velocidad del líquido, esto incrementa el deslizamiento y el holdup de líquido.

Cuando el ángulo de inclinación es aumentado posteriormente, el líquido eventualmente hace puente en la tubería entera, reduciendo el deslizamiento entre las fases y por lo tanto disminuye el holdup de líquido. Debe notarse que el flujo segregado no fue observado para ángulos de inclinación mayores de 3° desde la horizontal. En el flujo descendente, en el cual el patrón de flujo, consideraban ellos que era casi siempre segregado, un incremento en el ángulo en dirección negativa resulta incrementando la velocidad del líquido y disminuyendo el holdup de líquido. Si el ángulo es posteriormente incrementado en dirección negativa, el patrón de flujo pasa a anular. La mayoría del líquido está en contacto con la superficie de la tubería, disminuyendo la velocidad del líquido e incrementando el holdup de líquido.

Esas curvas revelaron también que el grado de cambio del holdup con el ángulo era diferente para diferentes caudales de flujo. Varios esfuerzos se realizaron para encontrar una relación funcional entre el holdup y el caudal de flujo, tamaño de

tubería, y otras variables. Ellos decidieron finalmente normalizar el holdup dividiendo el holdup para cualquier ángulo por el holdup a  $0^\circ$ . Para correlacionar el holdup un análisis por regresión lineal múltiple fue realizado, con el holdup como la variable dependiente y las siguientes variables como independientes: número de la velocidad del líquido, número de la velocidad del gas, número del diámetro, número de Reynolds, número de Froude, la relación entre la presión del sistema y la presión atmosférica, relación caudal de flujo volumétrico in situ entre el gas y el líquido y el contenido de entrada de líquido.

Las correlaciones finales para el holdup de líquido fueron desarrolladas usando variables adimensionales. Estas correlaciones son para los patrones de flujo horizontal: segregado, intermitente y distribuido. Así mismo ellos proponen un procedimiento para el cálculo de las caídas de presión, teniendo en cuenta el valor del holdup.

Las conclusiones del estudio son las siguientes:

- El ángulo de inclinación de la tubería para el flujo de dos fases afecta definitivamente el holdup y las caídas de presión para la mayoría de las condiciones de flujo.
- En el flujo de dos fases inclinado, el holdup de líquido alcanza un máximo para un ángulo de aproximadamente  $+ 50^\circ$  y un mínimo para aproximadamente  $- 50^\circ$  desde la horizontal. El hecho de que el holdup sea aproximadamente igual para los ángulos de  $+ 90^\circ$  y  $+ 20^\circ$  explica porque las correlaciones para el holdup vertical pueden ser usadas con algo de éxito para el flujo horizontal.
- Recuperación de presión en la sección descendente de una tubería bifásica en terrenos montañosos puede definitivamente existir y debe ser incluida en el diseño de los sistemas de transporte.
- La exactitud de una correlación de holdup de líquido para el flujo de dos fases horizontal puede ser lograda considerando el patrón de flujo.
- Las pérdidas de presión en el flujo bifásico son afectadas en gran medida por el holdup de líquido.

#### 6.8. **Correlación de Dukler** <sup>63</sup>

Dukler usó un análisis similar y seleccionó datos de holdup del banco de datos AGA/API para desarrollar su correlación. Los rangos de las propiedades físicas, diámetro y rangos de datos de caudales de flujo son usados para calcular la densidad de la mezcla, y sólo la fracción de entrada de líquido es usada para calcular la viscosidad de la mezcla. Para valores muy altos del número de Reynolds de dos fases de Dukler, el holdup de líquido alcanza el límite de la fracción de volumen de entrada de líquido, lo cual es razonable.

#### 6.9. **Correlación de Scott** <sup>64</sup>

Scott usó datos para flujo slug, burbuja y de burbujas alargadas, para producir una correlación simple para que fuera aplicable en estos regímenes de flujo. Un holdup de líquido de 0.17 es pronosticado.

#### 6.10. **Modelo de Agrawal *et al.*** <sup>41</sup>

Sugirieron una aproximación mecanicista para el cálculo del holdup y los gradientes de presión para el flujo estratificado gas –líquido en tuberías. El holdup y el gradiente de presión son calculados simultáneamente por un procedimiento de cálculo iterativo. El modelo fue comparado con datos para flujo aire-petróleo en una tubería con un diámetro de 1 pulgada con razonable concordancia.

#### 6.11. **Correlación de Hughmark** <sup>42</sup>

Hughmark en otra correlación usó datos para flujo slug de varias fuentes. Datos para aire-agua, aire-petróleo, aire-glicol y gas-petróleo fueron usados en tuberías con diámetros entre 1.049 y 7.75 pulgadas. En el límite de altas velocidades de gas, la correlación de Hughmark es idéntica a la de Scott.

#### 6.12. **Modelo de Levy** <sup>43</sup>

Levy derivó relaciones para el flujo tipo anular en tuberías usando información estimada del perfil de velocidad, espesor de película y otras cantidades relacionadas.

El método es aplicable estrictamente para el flujo anular y no incluye el abastecimiento de entrada de gotas de líquido en el núcleo de gas.

### 6.13. Evaluación de las correlaciones de Holdup por Mandhane *et al.*<sup>58</sup>

Mandhane, Gregory y Aziz, a partir de los anteriores modelos y correlaciones, calcularon cinco tipos de errores para realizar la evaluación, estos son el error por mínimos cuadrados, error absoluto, error simple, porcentaje de error absoluto y el porcentaje de error.

Los valores del holdup dependen en gran medida de las magnitudes relativas de los caudales de flujo de líquido y gas. Por lo tanto es difícil establecer una relación fija entre el rango esperado de valores de holdup y el régimen de flujo. Sin embargo, Mandhane *et al.* designaron arbitrariamente los siguientes rangos:

- $0.0 \leq H_L \leq 0.25$  Bajo
- $0.25 \leq H_L \leq 0.75$  Medio
- $0.75 \leq H_L \leq 1.0$  Alto

Y para los patrones de flujo, realizaron la siguiente clasificación:

- Burbujas Alongadas Holdup medio a alto
- Estratificado Holdup bajo a alto
- Ondulado Holdup bajo a medio
- Slug Holdup bajo a alto
- Anular Niebla Holdup medio a alto
- Burbujas dispersas Holdup medio a alto

#### 6.13.1. Evaluación Según el Mapa de Patrones de Flujo de Mandhane *et al.*<sup>28</sup>

Las 2685 observaciones tomadas del Banco de Datos fueron agrupadas de acuerdo al patrón de flujo pronosticado por Mandhane *et al.* Los modelos y correlaciones específicas fueron evaluados sólo en los patrones de flujo para los cuales fueron diseñados por sus autores originales. Un total de 568 datos fueron utilizados para evaluar los regímenes de flujo burbuja y de burbujas alongadas. La correlación de

Hughmark presentó los cuatro valores más bajos para los cinco tipos de error mencionados anteriormente. Por lo tanto ellos recomiendan el uso de esta correlación para los dos tipos de flujo, seguido por la correlación de Guzhov *et al.*

Un total de 136 datos fueron utilizados para evaluar el régimen estratificado. Un examen cuidadoso indicó que el método de Agrawal *et al.* es ligeramente superior a las demás, con los métodos de Dukler y Chawla en el segundo y tercer lugar. En el régimen de flujo ondulado se utilizaron 181 datos. Seleccionaron la correlación de Chawla en primer lugar, seguida por los métodos de Lockhart - Martinelli y Dukler.

Para el régimen de flujo tipo slug se utilizaron 1215 datos. La correlación de Hughmark fue la que presentó un mejor ajuste en los datos. El segundo y tercer lugar fue para las correlaciones de Lockhart - Martinelli y la correlación de Chawla, respectivamente. Los regímenes de flujo anular y anular niebla fueron evaluados con 549 observaciones. Bajos a medios valores de holdup predominaron. Ningún método mostró un buen ajuste, posiblemente debido a que las velocidades del gas de los datos disponibles no cubrían todos los rangos. De todos los métodos el que mostró un mejor ajuste fue el de Lockhart y Martinelli.

Sólo 18 datos fueron utilizados para el régimen de flujo de burbujas dispersas. Debido a esto, la selección de un método sobre los otros es relativa. Sin embargo, basados en los datos obtenidos la correlación de Beggs y Brill ocupa el primer lugar, seguida por las de Dukler y Hughmark, respectivamente.

#### **6.13.2. Evaluación Según Otros Mapas de Patrones de Flujo.**

Mapas de patrones de flujo individuales deberían ser utilizados para categorizar un rango determinado de datos dentro de los diferentes regímenes de flujo en diferentes proporciones debido a la diferencia en ubicación de los límites de transición de flujo. El procedimiento de cálculo del holdup de líquido recomendado por Mandhane, Gregory y Aziz está basado principalmente en la predicción del régimen de flujo; hay, en efecto, un número de esquemas similares que podrían estar basados en otros mapas de patrones de flujo diferentes al de Mandhane *et al.*

El proceso de comparar resultados basados en los cinco tipos de error fue repetido usando los mapas de Hoogendoorn <sup>35</sup>, Govier y Aziz <sup>27</sup>, y Baker <sup>65</sup> para predecir los patrones de flujo. Los resultados de la mejor correlación son mostrados en la Tabla 7.

El número de datos predichos para cualquier régimen de flujo varía considerablemente de un mapa a otro. Por ejemplo, 910 datos fueron calculados por el mapa de Baker para el régimen de flujo de burbujas dispersas, opuesto a los 18 predichos por el mapa de Mandhane *et al.* En general, los mapas de Hoogendoorn y el de Govier y Aziz, predicen más puntos para los regimenes de flujo anular, anular-niebla, y de burbujas dispersas y pocos puntos para los regimenes de flujo restantes comparado con el mapa de Mandhane.

Para cada uno de los mapas de patrones de flujo evaluados, las predicciones basadas en las recomendaciones para las correlaciones (esto es, aquellas elegidas en el primer lugar para cada régimen de flujo), tienen un buen ajuste con los datos, el segundo lugar es para la correlación de Lockhart y Martinelli y la correlación de Hughmark. Teniendo en cuenta los cinco tipos de errores para cada uno de los mapas, la diferencia en los datos para 2685 muestras es muy pequeña.

Ninguna de las correlaciones probadas da valores de holdup de líquido satisfactorios para los regimenes de flujo anular, y anular niebla, ellos recomiendan el desarrollo de una nueva correlación ó teoría para producir resultados confiables.

Tabla 7. Correlaciones para el Holdup de Líquido con Base en la Predicción de los Regimenes de Flujo de Varios Mapas de Patrones de Flujo.

Régimen de Flujo	Mapa de Patrón de Flujo Utilizado			
	Mandhane <i>et al.</i>	Hoogendoorn	Govier y Aziz	Baker
<b>Burbuja, Burbujas Alongadas</b>	1. Hughmark	1. Hughmark	1. Hughmark	1. Hughmark
	2. Guzhov <i>et al.</i>	2. Lockhart, Martinelli	2. Eaton <i>et al.</i>	2. Guzhov <i>et al.</i>
	3. Lockhart, Martinelli	3. Dukler	3. Guzhov <i>et al.</i>	3. Lockhart, Martinelli
<b>Estratificado</b>	1. Agrawal <i>et al.</i>	1. Dukler	1. Dukler	1. Agrawal <i>et al.</i>
	2. Dukler	2. Chawla	2. Chawla	2. Dukler
	3. Chawla	3. Hughmark	3. Hughmark	3. Chawla
<b>Ondulado</b>	1. Chawla	1. Lockhart, Martinelli	1. Lockhart, Martinelli	1. Lockhart, Martinelli
	2. Lockhart, Martinelli	2. Chawla	2. Chawla	2. Beggs, Brill
	3. Dukler	3. Dukler	3. Hughmark	3. Dukler
<b>Slug</b>	1. Hughmark	1. Hughmark	1. Hughmark	1. Chawla
	2. Lockhart, Martinelli	2. Chawla	2. Lockhart, Martinelli	2. Hughmark
	3. Chawla	3. Hoogendoorn	3. Chawla	3. Lockhart, Martinelli
<b>Anular, Anular Niebla</b>	1. Lockhart, Martinelli	1. Lockhart, Martinelli	1. Lockhart, Martinelli	1. Lockhart, Martinelli
	2. Hughmark	2. Hughmark	2. Chawla	2. Hughmark
	3. Chawla	3. Chawla	3. Hughmark	3. Chawla
<b>Burbujas Dispersas</b>	1. Beggs, Brill	1. Hughmark	1. Hughmark	1. Hoogendoorn
	2. Dukler	2. Dukler	2. Hoogendoorn	2. Hughmark
	3. Hughmark	3. Scott	3. Scott	3. Dukler

## 7. EVALUACIÓN DEL HOLDUP DE LÍQUIDO

Para evaluar la presencia de líquidos en el tramo de gasoducto la Belleza – Cogua, se adicionó una corriente de agua al sistema, la cual posteriormente es mezclada con la corriente de gas, para lo cual se utilizaron dos caudales iniciales de agua para las corridas. En la Figura 30 se muestra el diagrama del montaje utilizado en la simulación.

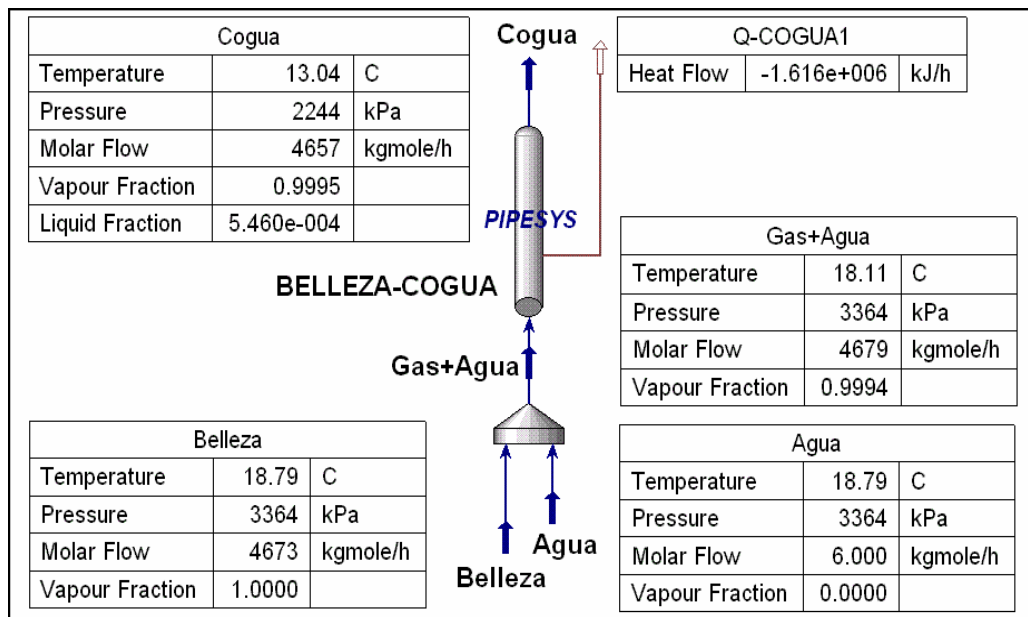


Figura 30. Esquema del Montaje de Simulación.

Las composiciones de las corrientes de entrada a la tubería se muestran en la Tabla 1, las cuales corresponden a la composición típica del gas natural sin agua, composición de la mezcla del gas natural con un caudal de agua de 4 kgmol/h (40.6 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF) y la composición de la mezcla con un caudal de agua de 6 kgmol/h (60.87 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF).

Para el proceso de simulación se montó toda la información del tramo comprendido entre la Belleza y Cogua en una sola sección de tubería, para ello se le introdujo el perfil topográfico, adicionalmente las derivaciones para los diferentes municipios de

este tramo son ingresadas adicionando "Side Streams", en los puntos correspondientes de la tubería.

<b>COMPONENTE</b>	<b>GAS NATURAL</b>	<b>GAS + 4 kgmol/h H<sub>2</sub>O</b>	<b>GAS + 6 kgmol/h H<sub>2</sub>O</b>
Metano	0.78070	0.780032	0.779699
Etano	0.10520	0.105110	0.105065
Propano	0.04120	0.040965	0.040947
i-Butano	0.00600	0.005995	0.005992
n-Butano	0.00700	0.006994	0.006991
i-Pentano	0.00160	0.001599	0.001598
n-Pentano	0.00110	0.001099	0.001099
n-Hexano	0.00040	0.000400	0.000399
n-Heptano	0.00006	0.000060	0.000059
n-Octano	0.00003	0.000030	0.000029
n-Nonano	0.00001	0.000010	0.000009
CO <sub>2</sub>	0.05080	0.050757	0.050734
N <sub>2</sub>	0.00610	0.006095	0.006092
H <sub>2</sub> O	0.00000	0.000855	0.001282

Tabla 8. Fracciones Molares de las Corrientes Usadas en la Simulación.

Se le ingresaron los datos de temperatura ambiente en algunos puntos característicos y el simulador crea un perfil de temperatura ambiente a partir de los datos ingresados, también se le ingresaron datos como tipo y diámetro de tubería, tipo de suelo, profundidad de la tubería, entre otros. Con toda la información del gasoducto montada en el simulador se procedió a realizar la evaluación de la presencia de líquidos en la tubería, para lo cual se utilizaron los diferentes métodos presentados por el simulador, los cuales fueron descritos en el capítulo anterior.

El simulador presenta tres secciones para los cálculos: una sección para el flujo horizontal y flujo inclinado, otra para flujo vertical ascendente y otra para flujo vertical descendente. A través del proceso de evaluación se observó que la modificación de los métodos en las dos últimas secciones correspondientes al flujo vertical no alteraba los resultados, por lo cual para estas secciones se tomaron los métodos que utiliza el simulador por defecto.

En la sección para flujo horizontal e inclinado se debe hacer la selección de los métodos a utilizar para la selección del régimen de flujo, el método para el cálculo del holdup y el método para el cálculo de las pérdidas de presión por fricción. Al examinar los resultados de la simulación, se observó que los valores de los resultados finales de fracción volumétrica de líquido a lo largo de la tubería, holdup de líquido acumulado y los valores de presión no variaban significativamente utilizando diferentes métodos para la predicción del régimen de flujo así como para el cálculo de las pérdidas de presión por fricción para un mismo método de cálculo del holdup de líquido. A partir de lo anterior, los únicos métodos que variaban para la evaluación fueron los del cálculo del holdup, aunque algunas veces se utilizan diferentes métodos para los otros dos cálculos.

Los métodos utilizados para el cálculo del holdup fueron los siguientes:

- Beggs y Brill (1973) - Beggs y Brill revisada (1977)
- Hughmark
- Mecánico de Olieman
- Dukler
- Eaton
- Lockhart y Martinelli

#### **7.1. RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN**

A continuación se muestran las gráficas obtenidas de la fracción volumétrica de líquido, holdup de líquido acumulado y perfil de presión para los diferentes métodos de cálculo del holdup para un contenido de 40.2 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF en la entrada.

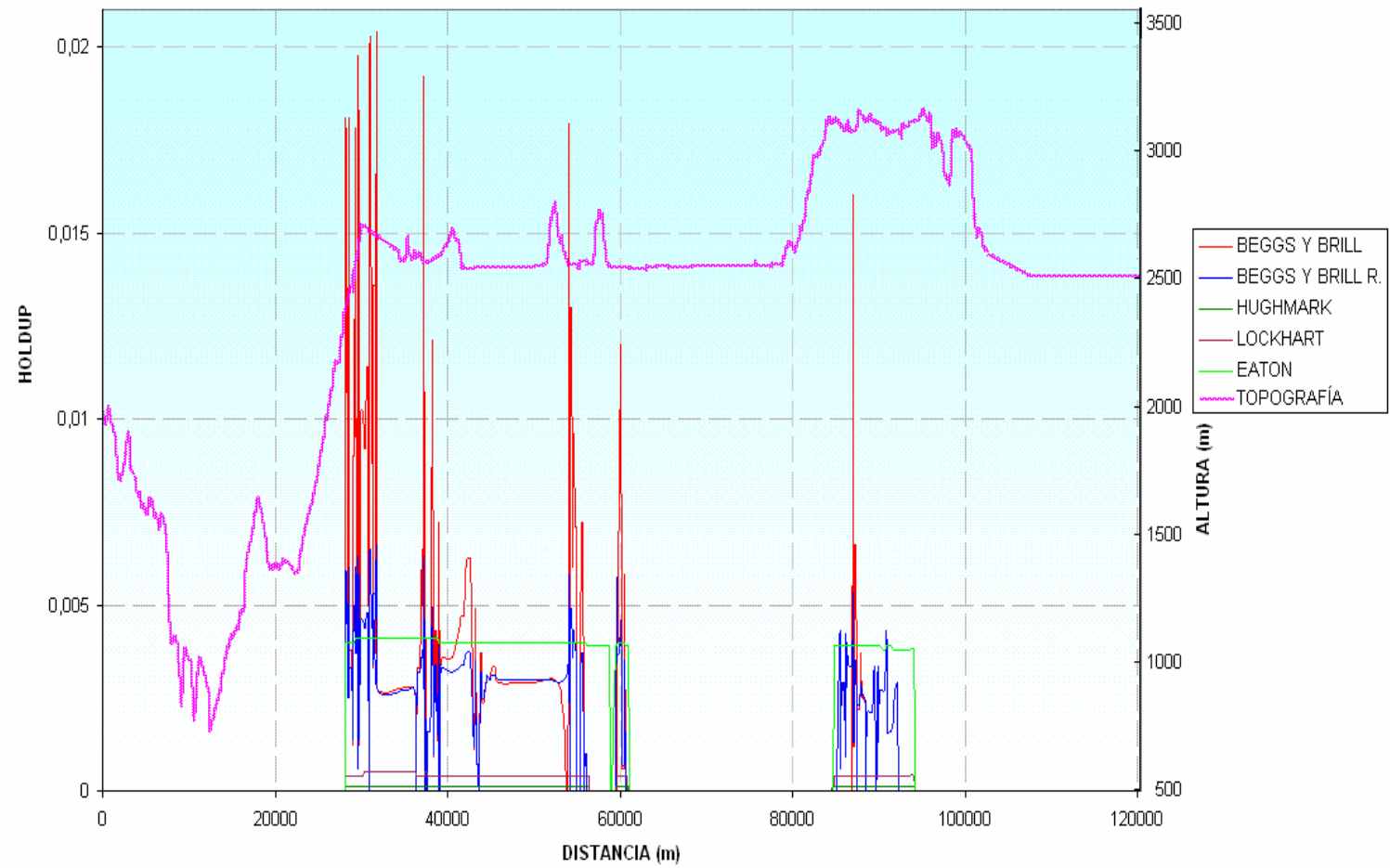


Figura 31. Fracción de Líquido a lo Largo de la Tubería.

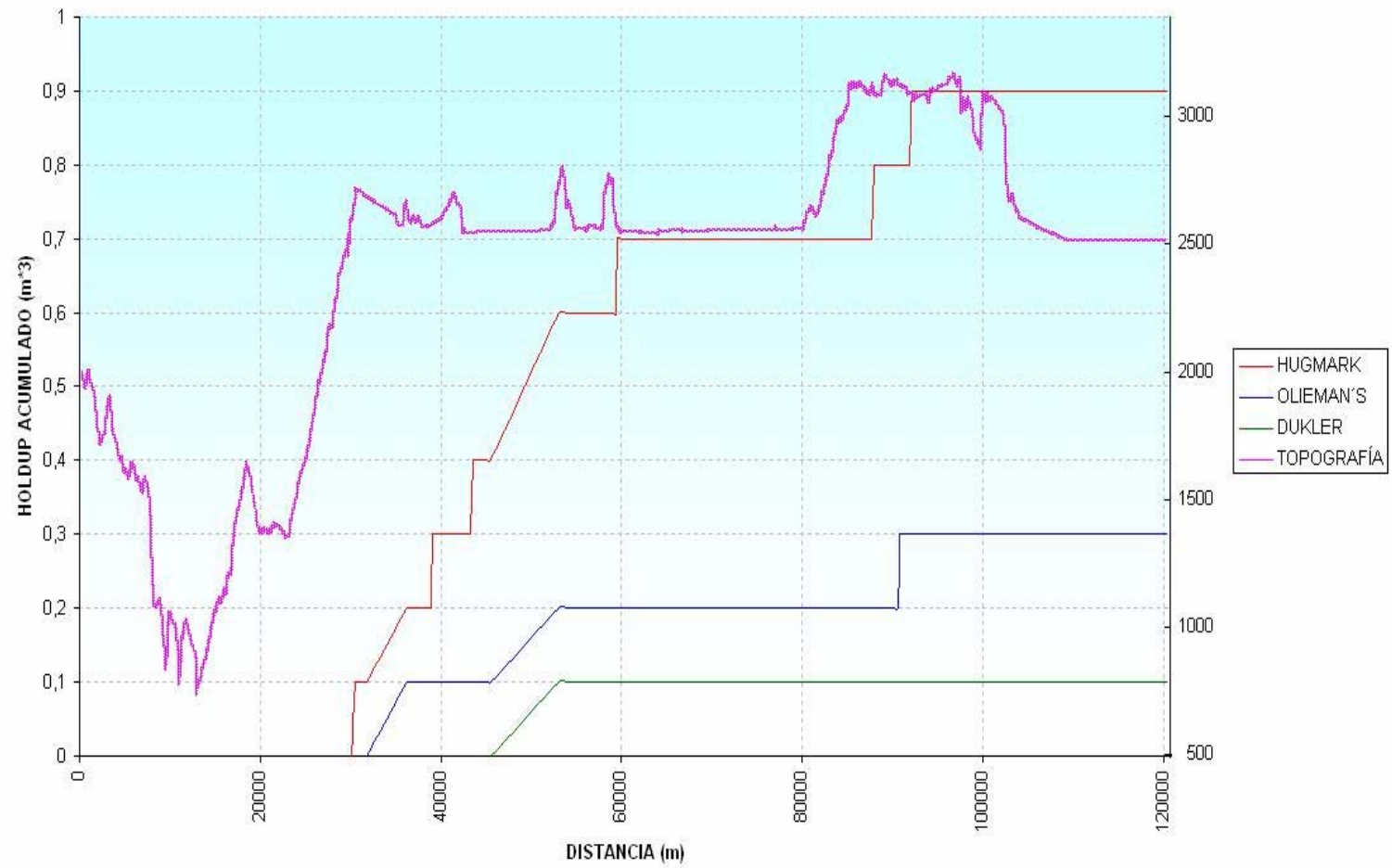


Figura 32. Holdup Acumulado para los Modelos que Arrojaron Valores Bajos.

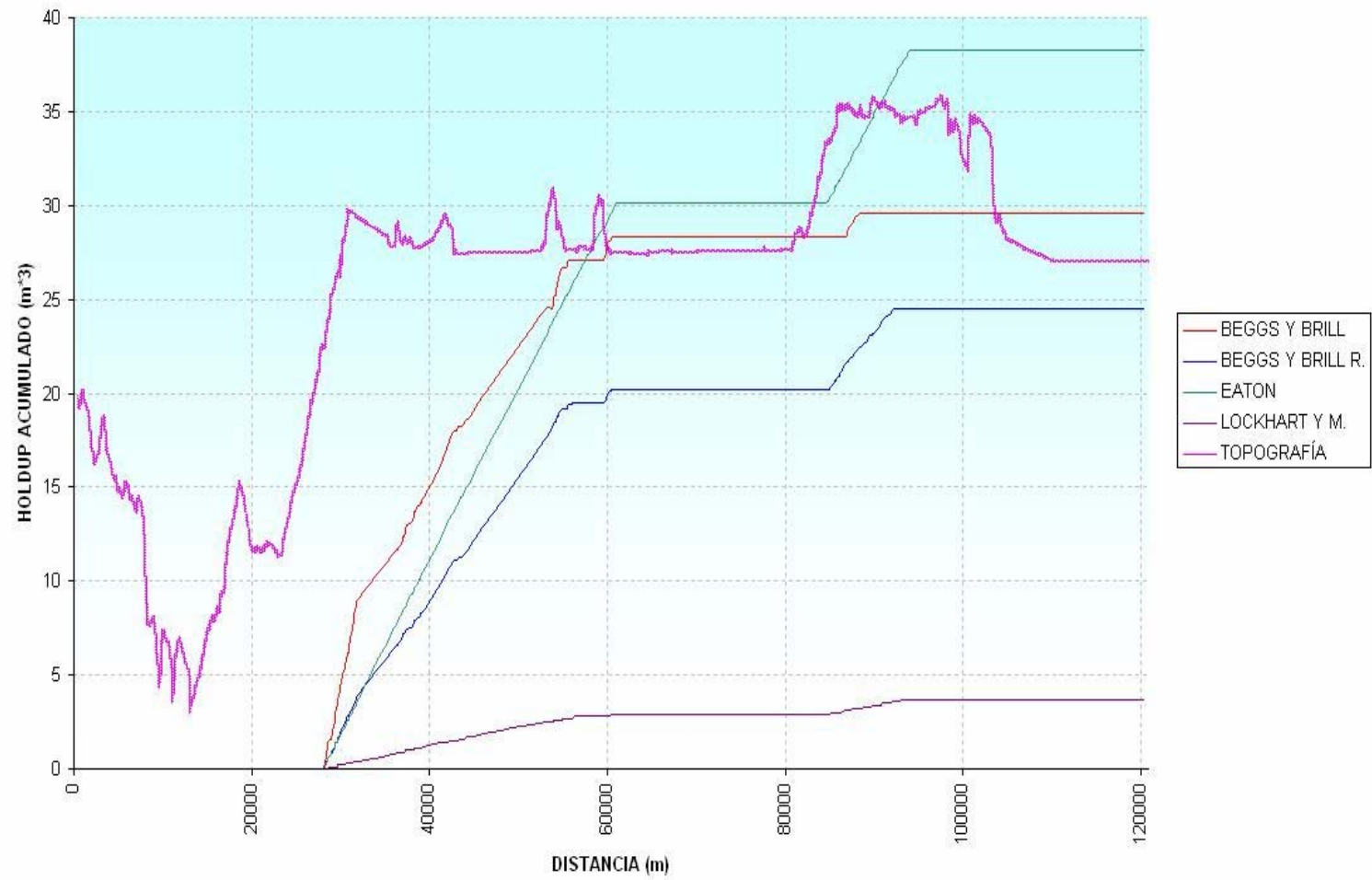


Figura 33. Holdup Acumulado para los Modelos que Arrojaron Valores Altos.

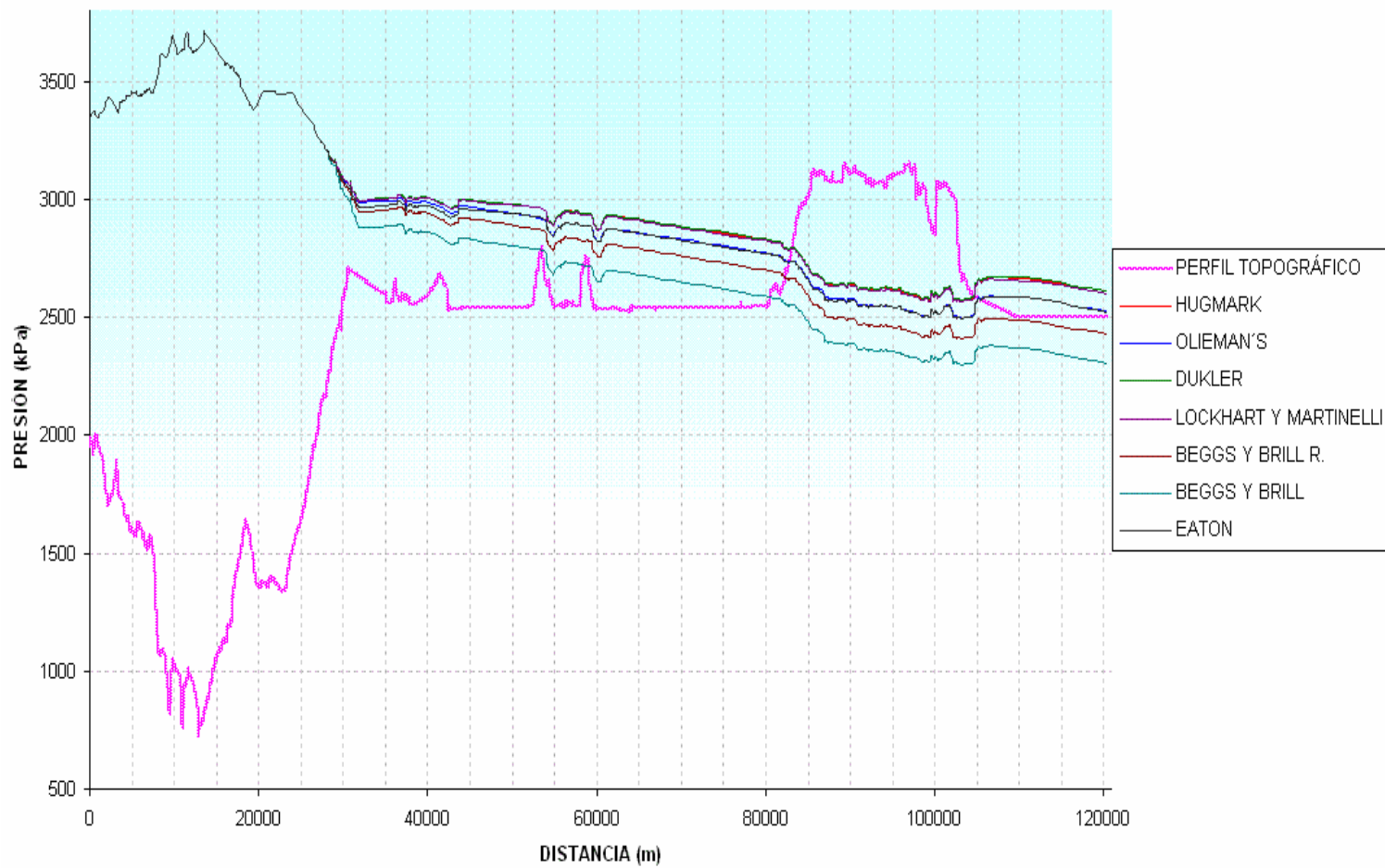


Figura 34. Perfil de Presiones a lo Largo de la Tubería.

En la Figura 31 no se muestran las fracciones de líquido para los métodos de Olieman y Dukler ya que los resultados arrojados por el simulador son de cero, esto debido a que los valores son muy pequeños. Como se puede observar en la Figura 32, estos dos métodos tienen los dos valores más bajos en cuanto a holdup de líquido acumulado se refiere, que es la suma de las pequeñas contribuciones de líquido a lo largo de la tubería aunque los valores reportados de la fracción de líquido sean igual a cero en todo el trayecto. Las gráficas de holdup de líquido acumulado se separaron en dos, para representar mejor las que presentaron los valores bajos con respecto a las que tienen valores altos.

En las gráficas anteriores se agregó el perfil topográfico para ver el comportamiento de las variables en estudio a lo largo del sistema de transporte, ya que como se puede apreciar hay variaciones considerables de altitud, con diferencias mayores a 2000 metros.

Para ver el comportamiento de las variables en estudio se hizo la evaluación utilizando un volumen mayor de agua a la entrada. A continuación se muestran las gráficas obtenidas de la fracción volumétrica de líquido, holdup de líquido acumulado y perfil de presión para los diferentes métodos de cálculo del holdup utilizando un contenido de 60.87 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF.

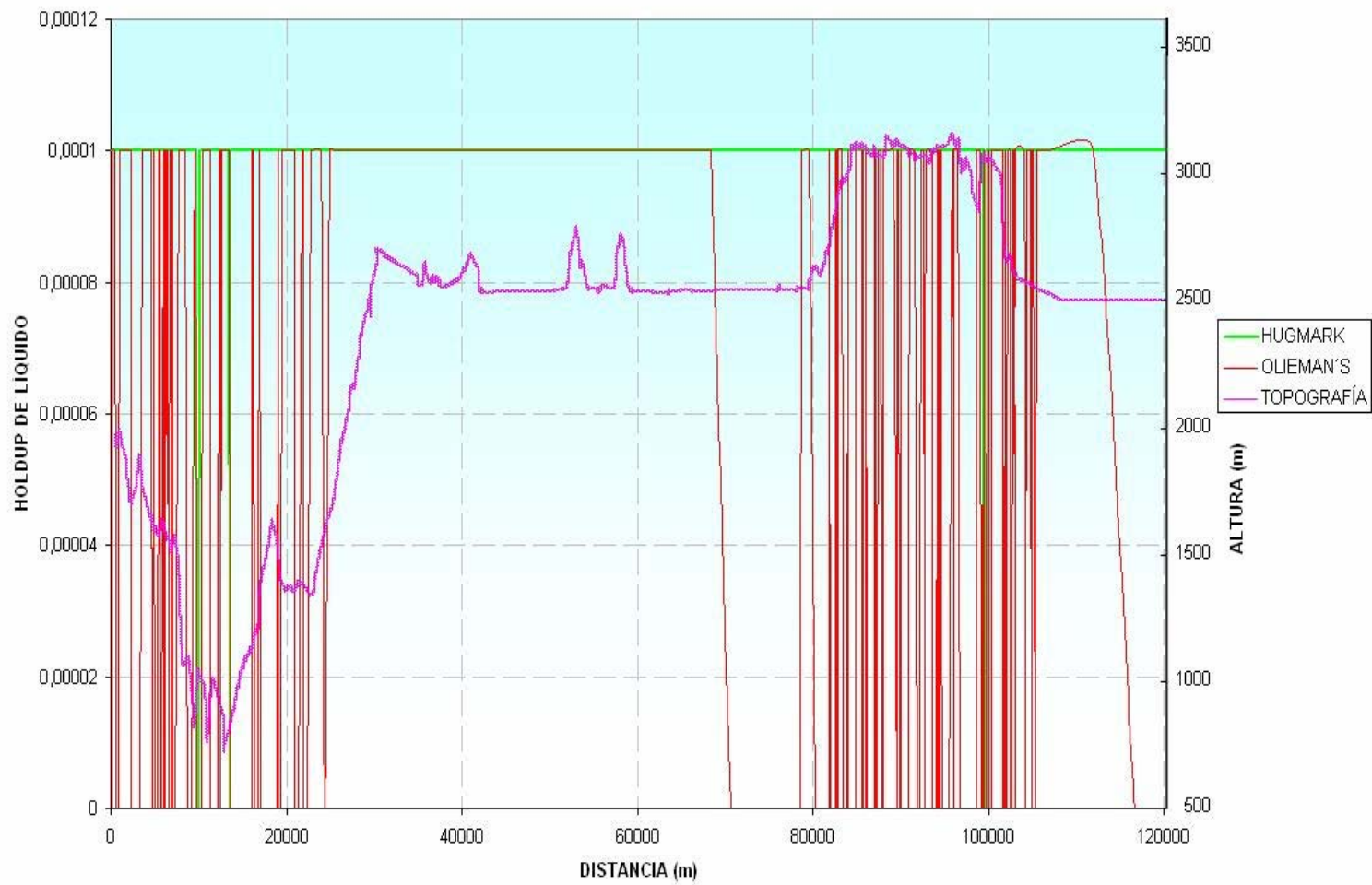


Figura 35. Fracción de Líquido para los Modelos que Presentaron Valores Bajos.

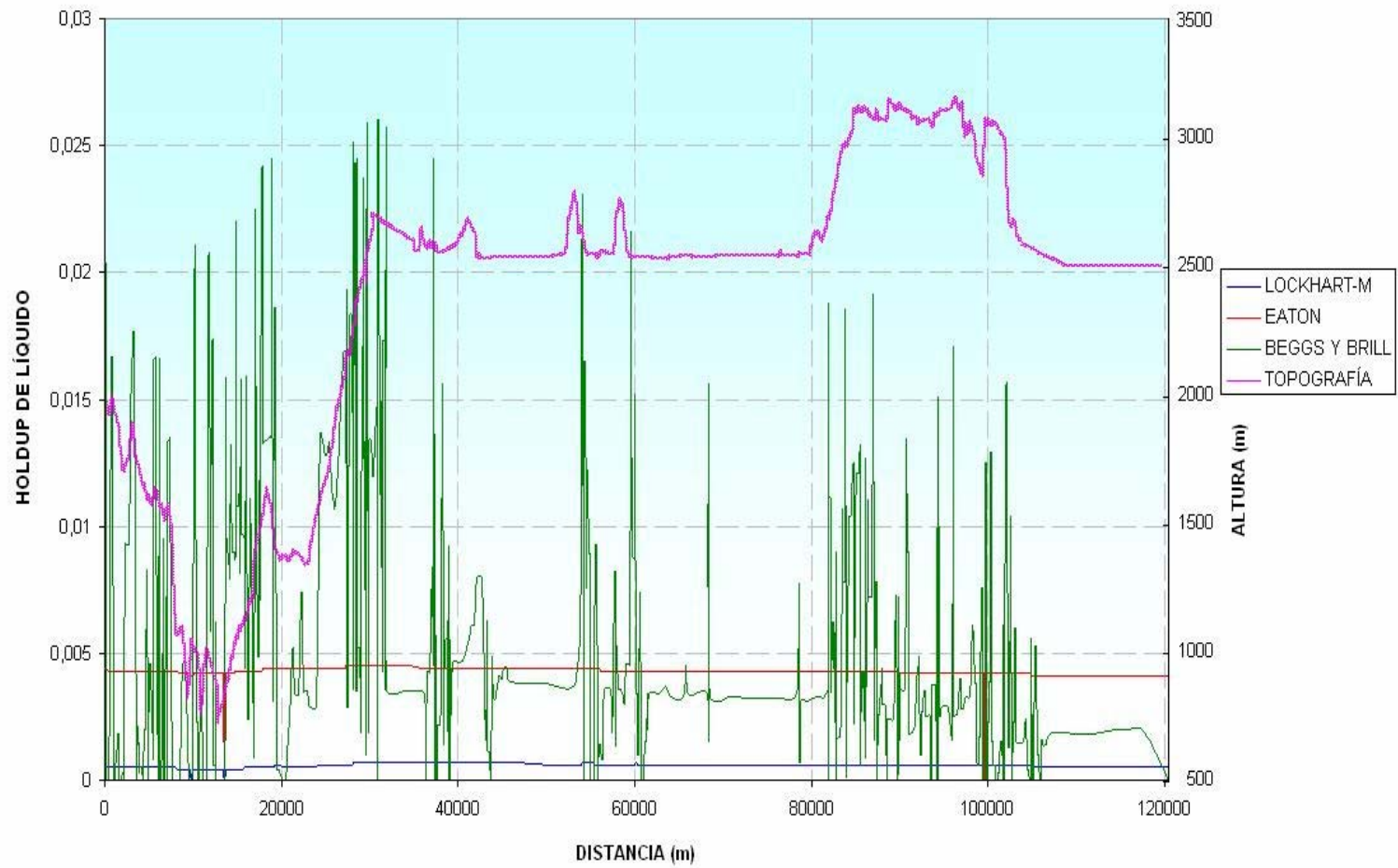


Figura 36. Fracción de Líquido para los Modelos que Presentaron Valores Altos.

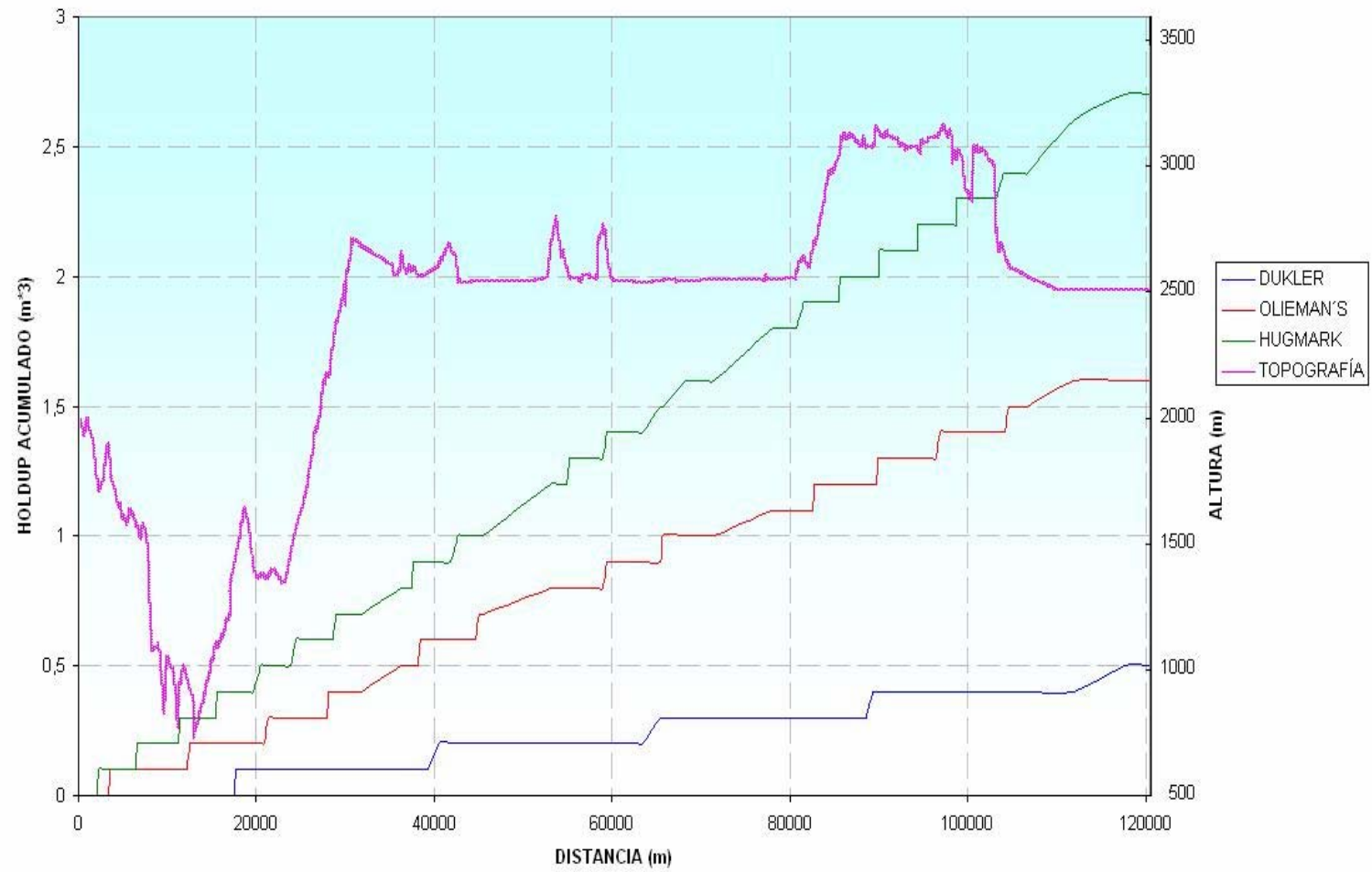


Figura 37. Holdup Acumulado para los Modelos que Arrojaron Valores Bajos.

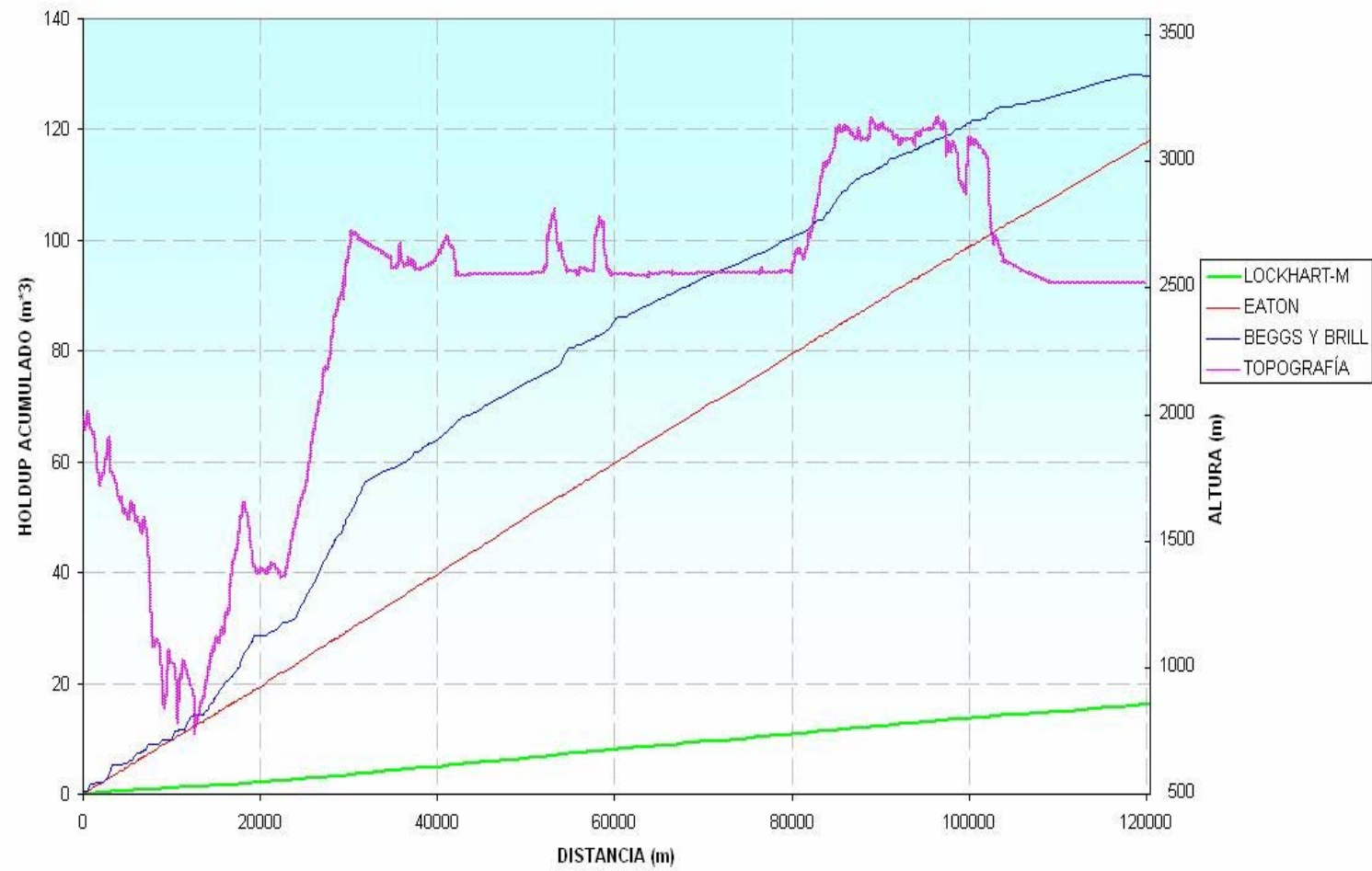


Figura 38. Holdup Acumulado para los Modelos que Arrojaron Valores Altos.

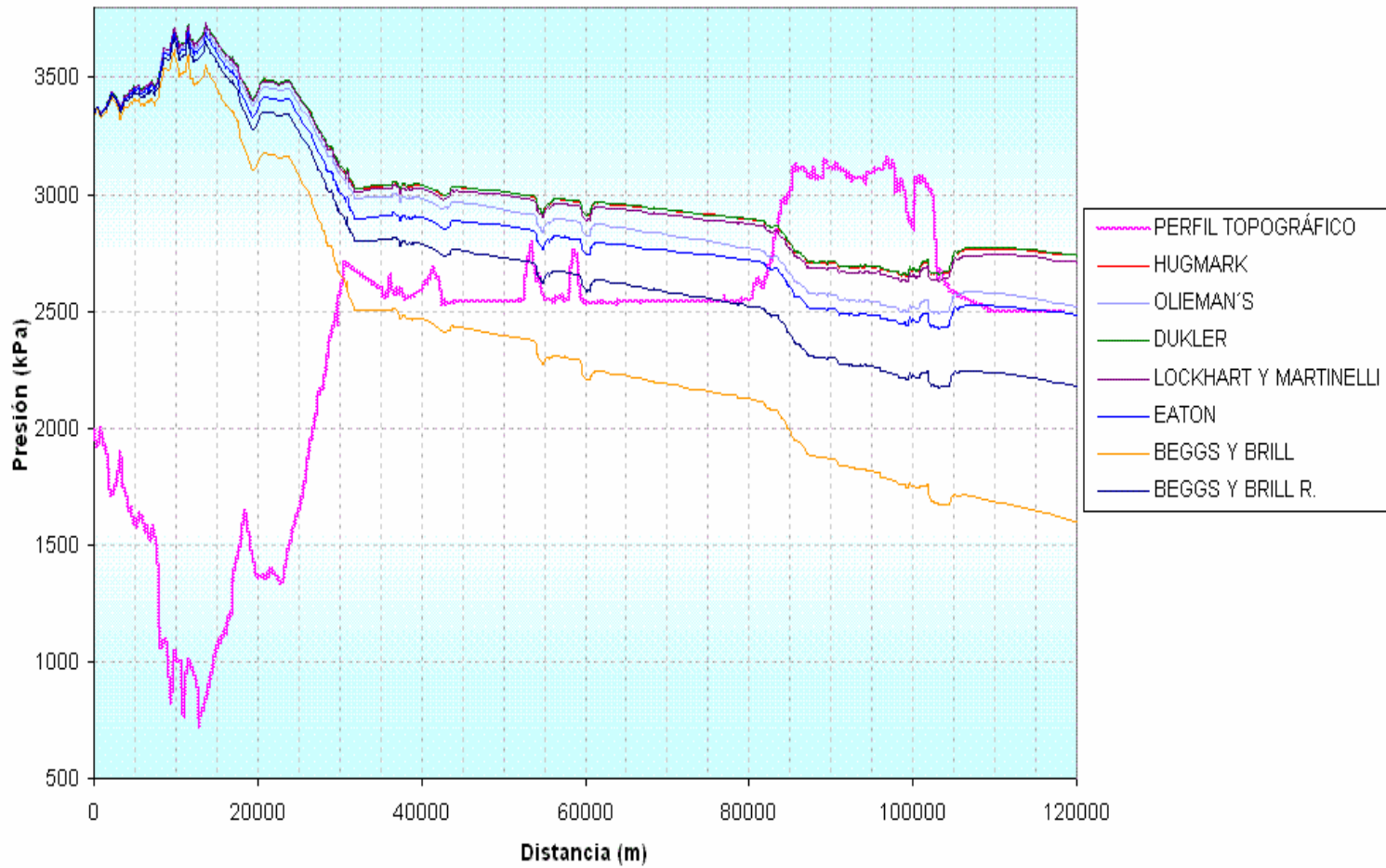


Figura 39. Perfil de Presiones a lo Largo de la Tubería.

En las Figuras 35 y 36 no se muestran las fracciones de líquido para todos los métodos, excepto el de Dukler ya que los resultados arrojados por el simulador son de cero para este método. En este caso también fue necesario separar las gráficas en dos rangos de valores para poder apreciar el comportamiento de la fracción de líquido a lo largo del sistema.

Como se puede observar en la Figura 37, el método de Dukler es el que presenta los valores más bajos de holdup de líquido acumulado, en esta misma gráfica se representan los métodos de Olieman y Hughmark ya que también presentan valores bajos. En la Figura 38 se representan los valores arrojados por los otros métodos.

Para estas gráficas también se agregó el perfil topográfico para ver el comportamiento de las variables en estudio a lo largo del sistema de transporte.

## 7.2. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

Al observar las gráficas de fracción de líquido para ambos caudales iniciales de agua vemos una diferencia significativa de las curvas para los diferentes métodos utilizados, para un contenido de 40.2 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF, el método de Beggs y Brill presenta los valores más altos, la ecuación revisada de Beggs y Brill (1977) toma valores más cercanos a los otros métodos. Una característica propia es que las fracciones de líquido para los métodos presentados, aparecen en las mismas secciones de tubería.

Para un contenido de 60.8 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF el comportamiento no es el mismo, en la Figura 36, se aprecian las curvas que arrojaron los valores más bajos de fracción de líquido, correspondientes a los métodos de Hughmark y Olieman, el valor más alto para ambos casos fue de 0.0001, presentándose presencia de líquidos en la mayor parte de la tubería, debido al incremento en el contenido de agua. Como se mencionó anteriormente el método de Dukler arrojó valores de cero en todo el trayecto. Para los otros métodos se observa que el de Beggs y Brill presenta de nuevo gran variación en los datos, mientras que los métodos de Eaton y Lockhart-Martinelli no presentan mayores variaciones a partir de un valor de fracción de líquido inicial.

Para el holdup de líquido acumulado con un contenido a la entrada de 40.2 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF, se tuvo que elaborar dos gráficas debido a la diferencia significativa de

los valores arrojados. En la primera gráfica se ve que el método de Dukler es el que produce el valor final más bajo ( $0.1 \text{ m}^3$ ), comportamiento similar tiene el método de Olieman con valor final de  $0.3 \text{ m}^3$ , y  $0.9 \text{ m}^3$  para el método de Hughmark. Los otros cuatro métodos mostrados en la Figura 33, presentan valores considerables, los métodos de Beggs y Brill junto con el de Eaton presentan los valores más altos,  $29.6 \text{ m}^3$  y  $35 \text{ m}^3$ , respectivamente. En esta gráfica se puede apreciar que los cuatro métodos comienzan a registrar presencia de líquidos a partir de los 28600 metros. Se aprecia que hay tramos considerables, por ejemplo al final en los cuales el holdup de líquido acumulado no varía, representado por una línea recta horizontal, lo que quiere decir que en esas secciones no hubo presencia de líquidos y por lo tanto no hubo aporte al acumulado, comportamiento que se puede apreciar comparando las gráficas de fracción de líquido con la del holdup acumulado.

En el caso de un contenido de  $60.8 \text{ lb. H}_2\text{O/MMSCF}$ , también se presentan dos gráficas, en la Figura 37, se presentan los métodos de Dukler, Olieman y Hughmark, los cuales presentaron los menores valores de holdup de líquido acumulado, siendo el primero el más bajo con un valor de  $0.5 \text{ m}^3$ . En la Figura 38 se muestran los que presentan valores altos, siendo el de Beggs y Brill (1973) el que presenta el valor final más alto de  $130 \text{ m}^3$ . El comportamiento de las curvas es de crecimiento definido, con tendencia lineal para los casos de Eaton y Lockhart-Martinelli, presentándose el incremento desde el primer tramo de tubería. Para los que presentaron los valores menores se observa la misma tendencia general, pero con la diferencia de hay pequeños tramos en los cuales el holdup acumulado permanece constante.

En la Figura 34, para un contenido de  $40.2 \text{ lb. H}_2\text{O/MMSCF}$ , se muestran los perfiles de presión para todos los métodos. Los métodos de Hughmark, Dukler y Lockhart-Martinelli presentan el mismo comportamiento en todo el tramo, estos arrojaron valores cercanos a  $2600 \text{ kPa}$  de presión final, los métodos de Olieman y Eaton también tienen tendencias similares, para estos el valor de presión final fue de  $2520 \text{ kPa}$ , el método de Beggs y Brill (1973) un valor de  $2305 \text{ kPa}$  y el método revisado (1977) un valor de  $2427 \text{ kPa}$ . Otra observación importante es que al comienzo de la gráfica todos los métodos tienen los mismos valores de presión, pero cuando aparecen las fracciones de líquido, los métodos tienen empiezan a tomar valores diferentes cada uno.

En la Figura 39 se muestran los perfiles de presión para todos los métodos para un contenido de 60.87 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF, se observa que los perfiles de los métodos de Hughmark y Dukler tienen el mismo comportamiento, con un valor cercano a 2738 kPa de presión final, el de Lockhart-Martinelli un valor de 2706 kPa, el método de Olieman 2518 kPa, el de Eaton 2485 kPa, el método de Beggs y Brill (1973) un valor de 1594 kPa y el método de Beggs y Brill (1977) un valor de 2176 kPa. De nuevo al comienzo de la gráfica el comportamiento de los métodos es el mismo, pero más corto que para el observado en la Figura 34, a medida que aumenta la distancia los valores comienzan a diferir, siendo el método de Beggs y Brill (1973) el que presenta los valores más alejados de los demás.

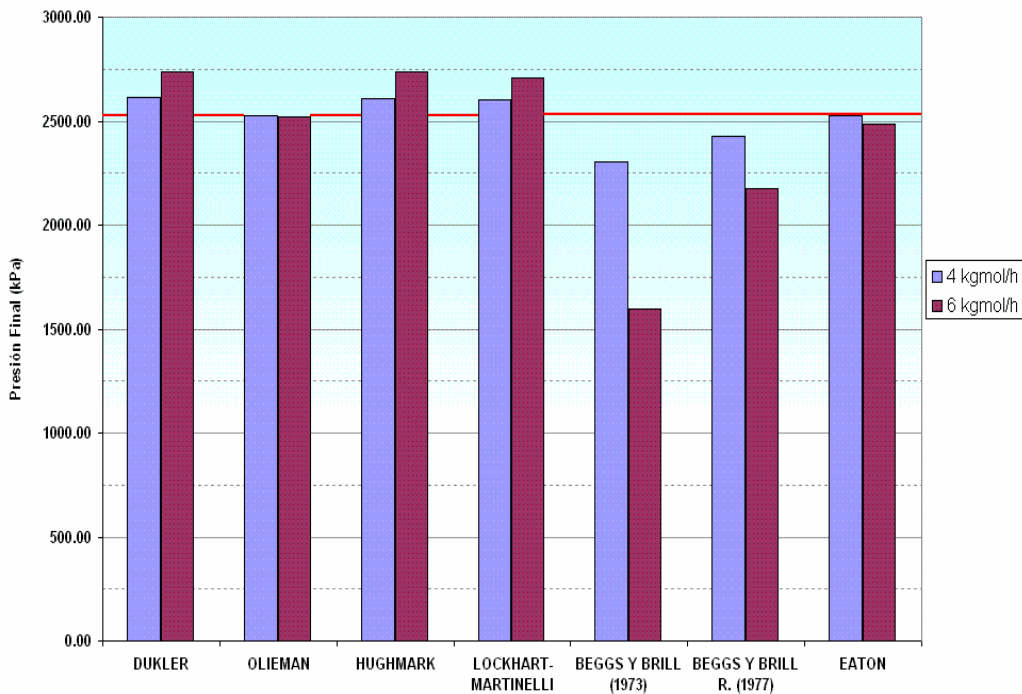


Figura 40. Comparación de los Valores de Presión Final para los Dos Casos.

En la Figura 40 se hace una comparación de los valores de presión de llegada a Cogua para ambos contenidos de agua. Se observa de esta gráfica que para los métodos de Dukler, Hughmark y Lockhart-Martinelli el valor de presión final para un

contenido de 60.87 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF es mayor comparado con el de 40.2 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF. Para los otros métodos el valor de presión final es menor para un contenido de 60.87 lb. H<sub>2</sub>O/MMSCF, el de Beggs y Brill (1973) presenta una gran diferencia, mientras que para el método revisado (1977) la diferencia es menor, los métodos de Olieman y Eaton presentan valores similares.

En la gráfica anterior se adicionó una línea de referencia (roja) que representa la presión de llegada a Cogua sin presencia de agua en el gas (2527 kPa), con el fin de ver la diferencia de cada uno de los métodos para ambos contenidos de agua con esta línea de referencia. Se observa que el método de Olieman presenta casi los mismos valores de presión final, teniendo en cuenta la referencia, el método de Eaton también presenta valores semejantes.

Dado que no se tiene datos de la presencia de líquidos en el trayecto la Belleza – Cogua, la presente evaluación no fue comparada con ningún dato real. En el caso de presentarse líquidos en el trayecto estudiado, debe medirse la cantidad de estos y seleccionar el método de holdup de líquido que mejor se ajuste a los datos tomados, teniendo en cuenta los resultados obtenidos en el presente estudio.

Lo que se quiere mostrar con el estudio es ver el impacto de la presencia de líquidos en un sistema de transporte de gas natural, por ejemplo en una variable tan importante como lo es la presión del sistema.

## 8. CONCLUSIONES

- Conociendo la composición del gas natural así como de las propiedades de los componentes se puede obtener la curva de inversión de cualquier gas natural junto con el uso de una expresión de inversión de una ecuación de estado.
- Al comparar los datos obtenidos del simulador de las curvas de inversión y expansión isoentálpica con los del estudio de Kortekaas, se observó que este presentaba valores similares, probando que el simulador trabajaba correctamente. Debido a la poca información disponible, este fue el único estudio utilizado para la evaluación del simulador. Para realizar un estudio aplicado al sector nacional, se utilizó datos de los principales campos productores de gas en Colombia.
- Analizando las gráficas obtenidas se ve que en el caso de la Guajira, gas de menor gravedad específica, es el que presenta los menores valores de inversión, Cusiana es el que presenta los valores más altos. Para el caso de una expansión, el gas de la Guajira, es el que presenta menor descenso de temperatura, Cusiana presenta el valor más alto. Lo que muestra la influencia del peso molecular en el cambio de temperatura.
- En estas expansiones se observan temperaturas finales de hasta  $-30\text{ }^{\circ}\text{F}$  para el caso de Cusiana y de  $5\text{ }^{\circ}\text{F}$  para el caso de la Guajira. Cabe resaltar que la temperatura mínima de transporte de gas según el Reglamento Único de Transporte es de  $40\text{ }^{\circ}\text{F}$ .
- A medida que se aumenta la temperatura inicial del gas antes de la expansión para un descenso de presión dado, la caída de temperatura es menor, en la zona de enfriamiento.
- La selección de la ecuación de estado no tiene mucha influencia durante una expansión isoentálpica, caso contrario se presenta para las curvas de inversión.
- De las tres secciones presentadas por el simulador para los cálculos de holdup: flujo horizontal y flujo inclinado, flujo vertical ascendente y flujo vertical descendente, se observó que la modificación de los métodos en las dos últimas secciones correspondientes al flujo vertical no alteraba los valores de los resultados finales.
- Al examinar los resultados de la simulación, se observó que resultados finales de fracción volumétrica de líquido a lo largo de la tubería, holdup de líquido

acumulado y los valores de presión no variaban significativamente utilizando diferentes métodos para la predicción del régimen de flujo así como para las pérdidas de presión por fricción para un mismo método de cálculo del holdup de líquido. A partir de lo anterior, los únicos métodos que variaban para la evaluación fueron los del cálculo del holdup.

- El holdup de líquido acumulado depende de las fracciones de líquido presentes en el sistema, aumentando su valor a medida que se incrementa la cantidad de condensables en el gas, en este caso el agua. El comportamiento típico de crecimiento es el lineal, excepto en las regiones donde no hay aporte de líquidos donde permanece constante.
- En los primeros tramos de tubería todos los métodos tienen los mismos valores de presión, pero cuando aparecen las fracciones de líquido, los métodos comienzan a tomar valores diferentes cada uno, debido a que no hay pérdidas de presión por líquidos y por lo tanto todos los métodos arrojan los mismos valores de presión.
- Al comparar los diferentes métodos con el caso de no agua en el gas, se observa que los métodos de Olieman y Eaton presentan casi los mismos valores de presión final.
- En el caso de presentarse líquidos en el trayecto la Belleza - Cagua, debe medirse la cantidad de estos y seleccionar el método de holdup de líquido que mejor se ajuste a los datos tomados, teniendo en cuenta los resultados obtenidos en el presente estudio.

## RECOMENDACIONES

Para investigaciones futuras relacionadas con el presente estudio se recomienda investigar sobre aplicaciones adicionales en la industria del gas natural, teniendo en cuenta el efecto Joule Thomson, como el es el caso de la criogénia para el transporte y almacenamiento. Debido a que en la actualidad se están buscando cada vez más formas de convertir el gas natural en combustibles líquidos para suplir la demanda actual, se hace necesario la implementación de estudios para llevar a cabo el proceso, siendo el efecto JT muy útil para llevar a cabo estos procesos.

En cuanto a la presencia de líquidos en sistemas de transporte de gas natural, se pueden realizar simulaciones, teniendo en cuenta la presencia de otra clase de líquidos como lo son los producidos debido al efecto de condensación de las fracciones pesadas del gas natural, presentes en algunos sistemas de transporte. También se pueden realizar los estudios económicos y técnicos sobre la viabilidad de instalar aparatos para remover los líquidos que se estén acumulando en un sistema de transporte dado. Así se tendrá un estudio más completo sobre la presencia de líquidos en redes de transporte de gas natural.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Jones, C.: SPE European Petroleum Conference, 16 -19 de Octubre 1988, 423 - 431.
2. Baker, A.C., Price, M.: SPE European Petroleum Conference, 21 -24 de Octubre 1990, 217 -230.
3. Soave, G., Chem. Eng. Sci. 27 (1972) 1197.
4. Peng, D.Y., Robinson, D.B.: Ind. Engineering Chemical Fundamentals, 15 /1976).
5. Reid R.C., Prausnitz J.M., Poling B.E.: Propiedades de los Gases y Líquidos, 4<sup>th</sup> Edición, McGraw-Hill, 1987, páginas 656-732.
6. Corner, J., Trans. Faraday Soc.: 35 (1939) 784.
7. Miller, D.G.: Industrial Engineering Chemical Fundamentals, 9 (1970) 585- 589.
8. Juris, K., Wenzel, L.A.: AIChE Journal 18 (1972) 684 -688.
9. Dilay, G.W., Heidemann, R.A.: Ind. Eng. Chem. Fund., 25 (1986) 152 -158.
10. Genea, D., Feroui, V.: Fluid Phase Equilibria 77 (1992) 121 -132
11. Najjar, Y.S.H., Al-Beiruty, Ismail, M.S.: Cryogenics 33 (1993) 169 – 174.
12. Gunn, R.D., Chueh, P.L.: Prausnitz, J.M., Cryogenics 6 (1966) 324 -329.
13. Heyes, D.M., Llaguno, C.T.: Chemical Physics 168 (1992) 61 – 68.
14. Kortekaas, W.G., Peters, C.J.: Swang, J., Joule Thomson Expansion of High-Pressure-High-Temperature Gas Condensates. Fluid Phase Equ. 1997, 205 -218.
15. Edminster, W.C., Applied Hydrocarbon Thermodynamics, Vol. 2, Houston, 1988.
16. Engineering Data Book, Versión Electrónica.
17. Brill, J.P., Arirachakaran, S.J.: State of the Art in Multiphase Flow. SPE Technology Today Series, 1992 No. 23835.
18. Dukler, A. E., Hubbard, M. G.: A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes. Ind. Che. Ing. Fund. 1975 **14**, 337-47.
19. Taitel, Y. y Dukler, A. E.: A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow. AIChE J. 1976, No. 1, 47-55.
20. Taitel, Y. Barnea, D., y Dukler, A.E.: Modeling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes. AIChE J. Mayo 1980, 345-54.
21. Barnea, D., Shoham, O., y Taitel, Y.: Flow Pattern Transition for Vertical Downward Two-Phase Flow. Chem. Eng. Sci. 1982 **37**, 741-46.

22. Barnea, D., Shoham, O., y Taitel, Y.: Flow Pattern Transition for Downward Inclined Two-Phase Flow. Chem. Eng. Sci. 1982 **37**, 735-40.
23. Barnea, D. *et al.*: Gas Liquid Flow in Inclined Tubes: Flow Pattern Transition for Upward Flow. Chem. Eng. Sci. 1985 **40**, 131-36.
24. Barnea, D.: Transition from Annular Flow and From Dispersed Bubble Flow – Unified Models for the Whole Range of Pipe Inclinations. Int. J. Multiphase Flow, 733-44.
25. Barnea, D.: A Unified Model for Predicting Flow Pattern Transitions for the Whole Range of Pipe Inclinations. Intl. J. Multiphase Flow, 1987 **13**, No. 1, 1-12.
26. Goyon, J.C., Shoham, O., Brill, J.P.: Analysis of Computational Procedures for Multicomponent Flow in Pipelines. SPE Journal, 1988 No. 15573.
27. Govier, G.W., Aziz, K.: The Flow of Complex Mixtures in Pipes. Van Nostrand Reinhold Co., New York 1972.
28. Mandhane, J.M., Gregory, G.A., Aziz, K.: A Flow Pattern Map for Gas Liquid Flow in Horizontal Pipes. Int. J. Multiphase Flow, 1974 **1**, 537-553.
29. Mandhane, J.M., Gregory, G.A., Aziz, K.: Critical Evaluation of Friction Pressure– Drop Methods for Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes, 1977. SPE J. No. 6036.
30. Lockhart, R.W., Martinelli, R.C.: Proposed Correlation for Isothermal Two-Phase, Two-Component Flow in Pipes. Che. Eng. Prog. 1949 **39**.
31. Chisholm, D.: A Theoretical Basis for the Lockhart-Martinelli Correlation for Two-Phase Flow. Int. J. of Heat and Mass Transfer, 1967.
32. Baker, O.: Experience with Two-Phase Pipelines. Cdn. Oil and Gas Ind. 1961 **43**.
33. Dukler, A.E., Wicks; M., Cleveland, R.G.: Frictional Pressure Drop in Two Phase Flow: An Approach through Similarity Analysis. AIChE J. 1964 **44**.
34. Chawla, J.M.: Friction Pressure Drop in Flow of Liquid-Gas Mixtures in Horizontal Pipes. Forsch. Ing. 1968 **47**.
35. Hoogendoorn, C.J.: Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes. Chem. Eng. Sci. 1959 **205**.
36. Hoogendoorn, C.J., Buitelaar, A.A.: The Effect of Gas Density and Gradual Vaporization of Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes. Chem. Eng. Sci. 1961 **208**.
37. Bertuzzi, A.F., Tek, M.R., Poettmann, F.H.: Simultaneous Flow of Gas and Liquid trough Horizontal Pipe. Trans. AIME, 1956 **207**, 17-24.
38. Chenoweth, J.M, Martin, M.W.: Pressure Drop of Gas- Liquid Mixtures in Horizontal Pipes. Pet. Eng. 1956 **C-42**.

39. Baroczy, C.J.: A Systematic Correlation for Two-Phase Pressure Drop. Chem. Eng. Prog. Symp. Series, 1966 232.
40. Beggs, H.D., Brill, J.P.: A Study of Two Phase Flow in Inclined Pipes. J. Pet. Tech. 1973, 607-617; Trans AIME, 255.
41. Agrawal, S.S., Gregory, G.A., Govier, G.W.: An Analysis of Horizontal Stratified Two-Phase Flow in Pipes. Cdn. J. Chem. Eng. 1973, 280.
42. Hughmark, G.A.: Holdup and Heat Transfer in Horizontal Slug Gas-Liquid Flow, Chem. Eng. Sci., 1965, 1007.
43. Levy, S.: Theory of Pressure Drop and Heat Transfer for Annular Steady State Two Phase, Two Component Flow in Pipes. Proc., Second Midwest Conference on Fluid Mechanics, Ohlo State U., Columbus, 1952, 337.
44. Felizola, H., Shoham, O., Taitel, Y.: A Unified Model for Slug Flow in Upward Inclined Pipes. ASME J. Energy Resources Technology, 117, 1-6, 1995.
45. Petalas, N., Aziz, K.: Development and testing of a New Mechanistic Model for Multiphase Flow in Pipes. ASME, Fluid Eng. Division, 236, No.1, 153-159, 1996.
46. Gomez, L.E., Shoham, O., Taitel, Y.: Prediction of Slug Liquid Holdup – Horizontal to Upward Vertical Flow. Int. J. Multiphase Flow, 1999.
47. Liang-Biao, Q., Aziz, K.: Development of New Wall Friction Factor and Interfacial Friction Factor Correlations for Gas-Liquid Stratified Flow in Wells and Pipes. SPE 35679, presentado al "Western Regional Meeting", Anchorage, Alaska, 1996.
48. Baker, A., Nielsen, K., Gabb, A.: Pressure Loss, Liquid Holdup Calculations Developed. Oil and Gas Journal, 143-152, Mayo 1988.
49. Xiao, J.J., Shoham, O., Brill, J.P.: A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines. SPE 20631. 23-26, 1990.
50. Scott, S.L., Shoham, O., Brill, J.P.: Prediction of Slug Length in Horizontal Large-Diameter Pipes. SPE Production Engineering, 335-340, Agosto 1989.
51. Alvez, I.N., Caetano, E.F., Minami, K., Shoham, O.: Modeling Annular Flow Behavior for Gas Wells. SPE Production Engineering, 435-440, Nov. 1991.
52. Henstock, W.H., Hanratty, T.J.: The Interfacial Drag and the Height of the Wall Layer in Annular Flow. AIChE J. 22, No. 6, 990-1000, Nov. 1976.
53. Wallis, G.B.: One Dimensional Two Phase Flow. McGraw-Hill, 1969.
54. Hansan, A., Kabir, C.: A Study of Multiphase Flow Behavior in Vertical Wells. SPE Production Engineering, AIME, 285, 263-272, Mayo 1988.
55. Taitel, Y., Barnea, D.: Two Phase Slug Flow. Academic Press Inc. 1990

56. Chokshi, R.N., Schmidt, Z., Doty, D.R.: Experimental Study and the Development of a Mechanistic Model for Two-Phase Flow through Vertical Tubing. SPE 35676, 1996.
57. Harmathy, T.Z.: Velocity of Large Drops and Bubbles in Media of Infinite or Restricted Extent, AIChE J. 6, 1960
58. Mandhane, J.M., Gregory, G.A., Aziz, K.: Critical Evaluation of Holdup Prediction Methods for Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes, 1975. SPE J. No. 5140.
59. Eaton, B.A., Andrews, D.E., Knowles, C.R., Silberberg, I.H., Brown, K.E.: The Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup, and Pressure Losses Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Horizontal Pipelines. J. Pet. Tech., 1967, 815-828.
60. Hughmark, G.A.: Holdup in Gas-Liquid Flow. Chem. Eng. Prog. 1962, 58, 62.
61. Guzhov, A.I.; Mamayev, V.A., Odishariya, G.E.: A Study of Transportation in Gas-Liquid Systems. Paper Presentado en la 10<sup>th</sup> Conferencia Internacional de Gas. 1967.
62. Chawla, J.M.: Liquid Content in Pipes in Two-Phase Flow of Gas-Liquid Mixtures. Chemie Ingenieur Technik, 1969, 328.
63. Dukler, A.E.: Gas-Liquid Flow in Pipelines, I. Research Results. Monograph NX-28, U. of Houston, 1969.
64. Scott, D.S.: Void Fractions in Horizontal Concurrent Gas-Liquid Flow. Cdn. J. Chem. Eng. 1962, 40, 224.
65. Baker, O.: Design of Pipelines for the Simultaneous Flow of Oil and Gas. Oil and Gas J. 1954 53, No. 12. 185.