

**ANALISIS COMPOSICIONAL Y DE PARAMETROS
EMPIRICOS EN LA PREDICION DE LA CONDENSACION DE
LÍQUIDOS HIDROCARBUROS EN LÍNEAS DE TRANSPORTE
DE GAS NATURAL. APLICACION A UN GASODUCTO
COLOMBIANO**

**EDGAR ALEXANDER GARZON NAVARRO
RONALD FABIAN HERRERA RONDON**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA
2004**

**ANÁLISIS COMPOSICIONAL Y DE PARÁMETROS
EMPÍRICOS EN LA PREDICCIÓN DE LA CONDENSACION DE
LÍQUIDOS HIDROCARBUROS EN LÍNEAS DE TRANSPORTE
DE GAS NATURAL. APLICACION A UN GASODUCTO
COLOMBIANO**

**EDGAR ALEXANDER GARZON NAVARRO
RONALD FABIAN HERRERA RONDON**

**Proyecto de Grado presentado como requisito para optar al titulo de
INGENIERO DE PETROLEOS**

DIRECTORES

Msc. NICOLAS SANTOS SANTOS

Msc. WILSON CAÑAS MARIN

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA**

2004

DEDICATORIA

A Dios, por ser mi guía, por darme salud y licencia para cumplir todo lo que en la vida me he propuesto.

A mi mamá Isabel Rondón, por el sacrificio que ha hecho para lograr que me convirtiera en el hombre que ahora soy, por haberme infundado valores, y por todo el amor que me ha brindado durante todos estos años.

A mi papá, Leonardo Herrera Anaya por el ejemplo y la inspiración que han sido para mi tenerlo a mi lado en todo momento, por darme la mejor educación que cualquier persona pudiera desear.

A mi hermana, Julie Andrea Herrera Rondón por acompañarme en todo momento y apoyarme en todos los proyectos he emprendido.

A Fanny por brindarme cariño y afecto incondicionalmente, por ser mi apoyo en momentos de dificultad.

A Mónica Beleño por el cariño y el afecto que compartimos por tanto tiempo, por estar siempre conmigo apoyándome y dándome fuerzas para seguir adelante y cumplir con todas mis metas.

A toda mi familia.

Ronald Fabián Herrera Rondón.

DEDICATORIA

A Dios, por haberme dado esta vida tan maravillosa, salud y fuerza para cumplir todas mis metas.

A mi madre, Amanda Navarro, por todos sus sacrificios, he podido llegar a donde me encuentro, y por todo el amor que me ha entregado.

A mi padre, Saúl Garzón, por todos sus esfuerzos para darme una excelente educación, y darme el ejemplo para ser un hombre integro y trabajador.

A mi hermano, Fernando Garzón, por que ha sido m constante apoyo y se ha convertido en mi guía en momentos difíciles.

A Ingrid Cagua, por su constante apoyo y su cariño brindado, en todo este tiempo.

A toda mi familia.

Edgar Alexander Garzón Navarro

AGRADECIMIENTOS

A Nicolás Santos, por su visión al colocarnos este reto que hoy damos por feliz termino, por plantearnos la idea de realizar un trabajo que tenga una repercusión importante en el entorno de los hidrocarburos.

A Wilson Cañas, por ser nuestro guía y apoyo cognoscitivo y moral, por brindarnos la mano en momentos difíciles, por compartir con nosotros de su extenso conocimiento dándonos ideas claras y despejando trivialmente toda interrogante que durante esta empresa se nos presento como obstáculo y por momentos nos hizo flaquear.

Al grupo de Modelamiento de Hidrocarburos por su apoyo intelectual y técnico.

A Julián Ortiz y Uriel Guerrero, por su apoyo

A nuestros amigos, Martín, Julián, Diego, Jorge, Guillermo, Juan Rafael, Pecas y al Zorro, por ser un respaldo durante toda la carrera.

A la selección Colombia y el Pibe Valderrama.

A Chocolisto, porque allí vivimos grandes momentos.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág
INTRODUCCION	1
1. COMPORTAMIENTO DE FASES	3
1.1 SISTEMAS DE UN SOLO COMPONENTE	4
1.1.1 Gráfica P-T de una sustancia pura	4
1.2 SISTEMAS MULTICOMPONENTES	6
1.2.1 Efecto de la composición	9
1.2.2 Efecto de la caracterización del C7+	10
1.2.3 Efecto de impurezas	11
1.3 APLICACIÓN DE LA ENVOLVENTE DE FASES	12
1.3.1 Operaciones cercanas a la región crítica	12
1.3.2 Gasoductos de alta presión	13
1.4 PREDICCIÓN DE LA ENVOLVENTE DE FASES	14
1.4.1 Cricondenbárica y cricodontérmica	14
1.4.2 Presión y temperaturas críticas	15
2. COMPORTAMIENTO DE EQUILIBRIO VAPOR –LÍQUIDO	16
2.1 RELACION DE EQUILIBRIO	16
2.1.1 Concepto de presión parcial	17
2.1.2 Valores de K, derivados de la fugacidad	18
2.1.3. Métodos para el cálculo de K	18
2.1.3.1 Método de la ecuación de estado	18
2.1.4 Gráficas de K	19
2.1.5 Valores de K para las fracciones más pesadas	20
2.2 APLICACION DE LOS VALORES DE K	20
2.2.1 Determinación del punto de burbuja	21
2.2.2 Determinación del punto de rocío	21
2.2.3 Cálculos flash	22
2.2.3.1 Determinar la fase	23

2.3 EXACTITUD DE LOS CALCULOS DE EQUILIBRIO	23
3. ECUACIONES DE ESTADO	25
3.1 ESCOGENCIA DE LA ECUACION DE ESTADO CUBICA PARA EL MODELAMIENTO DE GAS NATURAL	31
3.1.1 Escogencia de la EOS cúbica	31
3.1.2 Uso de software comerciales	33
3.2. METODOLOGÍA DE AJUSTE DE ECUACIONES DE ESTADO	34
3.2.1. Generalidades del ajuste de ecuaciones de estado cúbicas	35
3.2.1.1. Ajuste manual Vs. ajuste automático	35
3.2.1.2. Selección de los parámetros a modificar, vector (x) .	36
3.2.2. Ajuste de EOS para gases naturales	37
4. FLUJO DE FLUIDOS	39
4.1 FLUJO EN TUBERÍAS Y NÚMERO DE REYNOLDS	40
4.2 EVALUACION DEL FACTOR DE FRICCION	40
4.3. FLUJO DE LÍQUIDOS NEWTONIANOS	41
4.3.1. Cálculo del diámetro de la tubería	41
4.3.2. Cálculo de la capacidad de línea	42
4.3.3 Cálculo de caídas de presión	43
4.3.4. Válvulas y accesorios	43
4.3.5. Máxima velocidad	44
4.4. DISEÑO DE SISTEMAS CON RAMALES O “LOOPS”	44
4.4.1 Capacidad del loop	45
4.4.2. Longitud del loop	47
4.5 FLUJO DE GAS	47
4.5.1 Velocidad máxima	50
4.5.2 Presión estática o de cabeza	50
4.5.3 Cambios de temperatura en tubería	52
4.5.3.1 Coeficiente de transferencia de calor global (u)	52
4.5.3.2 Temperatura de la tierra o agua que rodea la tubería	53
4.5.3.3 Tubería que no están enterradas	53
4.5.3.4 Aislantes	54

4.5.4 Flujo de gas en estado inestable	54
4.5.4.1 Flujo transitorio	54
4.5.4.2 Turbulencia cuando se cierra una válvula	54
4.6 FLUJO DE DOS FASES (LIQUIDO – GAS)	55
4.6.1 Regimenes de flujo	56
4.6.2 Cálculos de caídas de presión	59
4.6.3 Flujo horizontal para dos fases	60
4.6.4 Correlaciones base	61
4.6.4.1 Correlación modificada de Flanigan	62
5. GENERALIDADES DEL GAS EN COLOMBIA	64
5.1 SISTEMA NACIONAL DE TRANSPORTE	65
5.2 PLANEACION DE UN SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN	66
5.3 OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DEL GASODUCTO	67
5.4 .DISTRIBUCIÓN DE LA CAPACIDAD DEL GASODUCTO	68
5.5 FALLAS EN GASODUCTO	69
5.5.1 Partículas sólidas	69
5.5.2 Contenido de vapor de agua	69
5.6 CALIDAD DEL GAS NATURAL	70
5.6.1 Líquidos hidrocarburos	72
6. MODELOS DE SIMULACIÓN	75
6.1 ANÁLISIS DE LAS CORRELACIONES ENCONTRADAS EN EL SIMULADOR	76
6.1.1 Correlación de Lockhart and Martinelli	77
6.1.2 Correlación de Hughmark	77
6.1.3 Correlación de Dukler	77
6.1.4 Correlación de Govier and Aziz	77
6.1.5 Correlación de Beggs and Brill	78
6.1.6 Correlación de Baker	78

6.2 MODELO GENERAL	79
6.3 MODELO CENTRAGAS – BARRANCABERMEJA	94
6.4 ANALISIS DE SENSIBILIDAD A ALGUNOS PARÁMETROS EMPIRICOS	111
6.4.1 Sensibilidad a la Presión de Operación	111
6.4.2 Sensibilidad al Caudal de Carga al gasoducto	112
6.4.3 Sensibilidad a la Temperatura del Gas	113
6.4.4 Sensibilidad a la Temperatura Ambiente	114
CONCLUSIONES	115
RECOMENDACIONES	118
BIBLIOGRAFÍA	119

TABLA DE FIGURAS

FIGURA 1	Diagrama P-T de una sustancia Pura	4
FIGURA 2	Diagrama de Fases para un Sistema Multicomponente	7
FIGURA 3	Efecto de la Composición en las Envolventes de fase	9
FIGURA 4	Efecto de la Caracterización del C7+	10
FIGURA 5	Efecto del CO2 en la envolvente de fase	11
FIGURA 6	Proceso de Refrigeración	12
FIGURA 7	Gasoductos de Alta Presión	13
FIGURA 8	Desviaciones de volúmenes molares de líquidos calculados a $Tr = 0.7$ como una función del factor acéntrico del componente puro	32
FIGURA 9	Diseño típico de un Loop	44
FIGURA 10	Efecto en el flujo al hacer un Loop	46
FIGURA 11	Cambios de Elevación en una Tubería	51
FIGURA 12	Regímenes de Flujo en un Tubería horizontal	56
FIGURA 13	Determinación de los regimenes de flujo	58
FIGURA 14	Típica línea con ascensos y descensos	60
FIGURA 15	Ejemplo Cuando un líquido se estanca en un declive	61
FIGURA 16	Esquema del tramo simulado del gasoducto Centragas	75
FIGURA 17	C15+ Cálculo de Holdup con los diferentes modelos	81
FIGURA 18	C14+ Cálculo de Holdup con los diferentes modelos	82
FIGURA 19	C13+ Cálculo de Holdup con los diferentes modelos	83
FIGURA 20	C12+ Cálculo de Holdup con los diferentes modelos	84
FIGURA 21	C11+ Cálculo de Holdup con los diferentes modelos	85
FIGURA 22	C15+ Comparación de presiones de los modelos con la presión de referencia	86
FIGURA 23	C14+ Comparación de presiones de los modelos con la presión de referencia	87

FIGURA 24 C13+ Comparación de presiones de los modelos con la presión de referencia	88
FIGURA 25 C12+ Comparación de presiones de los modelos con la presión de referencia	89
FIGURA 26 C11+ Comparación de presiones de los modelos con la presión de referencia	90
FIGURA 27 Sensibilidad de las presiones	91
FIGURA 28 C15+ Comparación de presiones de los modelos con la presión de referencia	95
FIGURA 29 C15+ Cálculo de Holdup con los diferentes modelos	96
FIGURA 30 C14+ Comparación de presiones de los modelos con la presión de referencia	99
FIGURA 31 C14+ Cálculo de Holdup con los diferentes modelos	100
FIGURA 32 C13+ Comparación de presiones de los modelos con la presión de referencia	102
FIGURA 33 C13+ Cálculo de Holdup con los diferentes modelos	103
FIGURA 34 C12+ Comparación de presiones de los modelos con la presión de referencia	105
FIGURA 35 C12+ Cálculo de Holdup con los diferentes modelos	106
FIGURA 36 C12+ Comparación de presiones de los modelos con la presión de referencia	108
FIGURA 37 C12+ Cálculo de Holdup con los diferentes modelos	109
FIGURA 38 Sensibilidad a la presión de operación	111
FIGURA 39 Sensibilidad al caudal de carga	112
FIGURA 40 Sensibilidad a la temperatura del gas	113
FIGURA 41 Sensibilidad a la temperatura ambiente	114

LISTA DE TABLAS

TABLA 1	Algunas modificaciones de la ecuación de estado de Van der Waals	27
TABLA 2	Especificaciones de calidad del Gas Natural	71
TABLA 3	Temperaturas de pisos térmicos	73
TABLA 4	Mínimas temperaturas de operación para gasoductos	74
TABLA 5	Cromatografía de los gases	80
TABLA 6	Gas con composición C15+	94
TABLA 7	Gas composición C14+	98
TABLA 8	Gas composición C13+	101
TABLA 9	Gas composición C12+	104
TABLA 10	Composición C11+	107

RESUMEN

TITULO: ANÁLISIS COMPOSICIONAL Y DE PARAMETROS EMPIRICOS EN LA PREDICCIÓN DE LA CONDENSACION DE LIQUIDOS HIDROCARBUROS EN LINEAS DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL. APLICACIÓN A UN GASODUCTO COLOMBIANO *

AUTORES: EDGAR ALEXANDER GARZON NAVARRO, y, RONALD FABIAN HERRERA RONDON **

PALABRAS CLAVES: Análisis Composicional, Predicción, Condensación, Gasoducto.

DESCRIPCIÓN:

Uno de los principales problemas que afectan la calidad en el transporte de gas es la producción de líquidos hidrocarburos debido a la reducción de presión y condiciones ambientales.¹

En los simuladores comerciales para el cálculo de flujo en tubería hay una gran cantidad de correlaciones y métodos para predecir caídas de presión y holdup de líquido; normalmente en los simuladores comerciales la escogencia de estas correlaciones se hace por defecto; es decir, los desarrolladores del software recomiendan x o y correlación para realizar algún tipo de cálculo.

Se hace un análisis detallado de las correlaciones disponibles en un simulador comercial para el cálculo de holdup de líquido, caída de presión y régimen de flujo, las diferencias en sus predicciones, el impacto sobre la simulación, e históricamente se analizan las tendencias en sus predicciones comparándose los resultados arrojados por las correlaciones más antiguas y las más recientes.

Se analizó el efecto de la caracterización de la fracción pesada (Cn+) sobre las predicciones de caída de presión, régimen de flujo y holdup de líquido para las diferentes correlaciones estudiadas. Para ello se tomó un gas natural con un análisis cromatográfico extendido hasta C15+, y luego agrupado en fracciones C14+ a C11+.

*Proyecto de Grado

**Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos.

Directores: Nicolás Santos- Wilson Cañas

ABSTRACT

TITLE: COMPOSITION ANALYSIS AND EMPIRIC PARAMETERS IN THE PREDICTION OF THE CONDENSATION OF LIQUID HYDROCARBONS IN PIPE OF TRANSPORT OF NATURAL GAS. APLICATED TO A COLOMBIAN GAS PIPELINE

AUTHORS: EDGAR ALEXANDER GARZON NAVARRO, and, RONALD FABIAN HERRERA RONDON

KEY WORDS: Compositional Analysis, Prediction, condensation, gas pipeline

DESCRIPTION:

One of the main problems that affect the quality in the transport of gas is the production of liquid hydrocarbons due to the reduction of pressure and environmental conditions.

In the commercial pretenders for the calculation of flow in pipe is a great quantity of correlations and methods to predict fallen of pressure and holdup of liquid; usually in the commercial pretenders the choose of these correlations is made by defect; that is to say, the developers of the software recommend x or and correlation to carry out some calculation type.

A detailed analysis of the available correlations is made in a commercial pretender for the calculation of holdup of liquid, fall of pressure and régime of flow, the differences in its predictions, the impact on the simulation, and historically the tendencies are analyzed in their predictions the results hurtled by the oldest correlations and the most recent being compared.

The effect of the characterization of the heavy fraction was analyzed (Cn+) on the predictions of fall of pressure, régime of flow and holdup of liquid for the different studied correlations. For he/she took it a natural gas with an analysis extended until C15+, and then contained in fractions C14+ to C11+.

2

*Degree Project

**Physicoquematical Engineering Faculty. Petroleum Engineering School. Advisors:
Nicolas Santos- Wilson Cañas

INTRODUCCIÓN

El gas natural para su transporte y consumo requiere de una evaluación de su calidad con el fin de garantizar una apropiada operación de los equipos que lo manejan, una adecuada eficiencia en los procesos de combustión y un diseño y simulación más consistente de los diferentes escenarios de operación de los gasoductos y sistemas de tratamiento. La calidad del gas es fundamental en los contratos de transporte y compra-venta, pues a la red de transporte confluyen diferentes tipos de gas, provenientes de yacimientos con diferentes características, lo que hace necesario garantizar una buena calidad al consumidor final.

Uno de los principales problemas que afectan la calidad en el transporte de gas es la producción de líquidos hidrocarburos debido a la reducción de presión y condiciones ambientales. En la literatura científica y los simuladores comerciales para el cálculo de flujo en tubería hay una gran cantidad de correlaciones y métodos para predecir caídas de presión y holdup de líquido; no obstante para una persona con poco conocimiento en el campo de la simulación y de la fenomenología de los procesos de flujo es difícil escoger el tipo de correlación a usar en su simulación y el criterio a seguir para desechar alguna, a favor de otras correlaciones. Normalmente en los simuladores comerciales la escogencia de estas correlaciones se hace por defecto; es decir, los desarrolladores del software recomiendan x o y correlación para realizar algún tipo de cálculo; sin embargo la persona que está al frente de la simulación normalmente no conoce con certeza el por qué de la recomendación, aunque pueda intuir que si la recomiendan es porque está bien soportada por desarrollos teóricos y/o experimentales. En este trabajo se hace un análisis detallado de las correlaciones disponibles en un simulador comercial para el cálculo de holdup de líquido, caída de presión y régimen de flujo, las diferencias

en sus predicciones, el impacto sobre la simulación, e históricamente se analizan las tendencias en sus predicciones comparándose los resultados arrojados por las correlaciones más antiguas y las más recientes.

Normalmente cuando se quiere llevar a cabo una simulación composicional para un gas natural con análisis cromatográfico extendido se hace un proceso de caracterización de la fracción pesada y agrupamiento (en seudocomponentes) con el fin de reducir los tiempos de cómputo. En el presente trabajo se analizó el efecto de la caracterización de la fracción pesada (Cn+) sobre las predicciones de caída de presión, régimen de flujo y holdup de líquido para las diferentes correlaciones estudiadas. Para ello se tomó un gas natural con un análisis cromatográfico extendido hasta C15+, y luego agrupado en fracciones C14+ a C11+.

En general los resultados obtenidos en el presente trabajo son muy importantes debido a que arrojan luces acerca del impacto que tiene la escogencia de una u otra correlación sobre el diseño y operación de un gasoducto como el de Centragas- Barrancabermeja y el grado de incertidumbre que puede ocasionar en los resultados finales obtenidos de un simulador. Normalmente los simuladores comerciales son manejados como cajas negras, no obstante es importante tener criterios claros no solo prácticos sino teóricos acerca de la fenomenología del proceso que se está modelando.

La metodología usada fue aplicada al gasoducto Ballenas-Barrancabermeja bajo diferentes escenarios ambientales y operacionales.

1. COMPORTAMIENTO DE FASES

La energía que posee cualquier sustancia, depende de la fase en que esta se encuentra. Existen tres diferentes fases que nos resultan muy familiares: sólida, líquida y gas (vapor). El término fase define a alguna parte homogénea y físicamente distinta de un sistema, la cual es separada de las otras partes del sistema por algún límite definido. Por ejemplo hielo, agua líquida y vapor de agua son tres fases. Cada una es homogénea y físicamente distinta y hay límites definidos entre el hielo y el agua, entre el hielo y el vapor de agua y entre el agua líquida y el vapor de agua. De esta manera se puede decir que se tiene un sistema de tres fases: sólido, líquido y gas.

Un sólido posee una forma definida y es duro al tocarlo. Está compuesto de moléculas con muy poca energía que se mantienen en un solo lugar, incluso cuando estas vibran, además existe espacio entre estas moléculas por eso un sólido no es impenetrable.

Un líquido posee un volumen definido pero no una forma definida, el líquido asumirá la forma del lugar donde se coloca, pero no necesariamente lo llenará. Las moléculas que componen el líquido poseen más energía que un sólido, suficiente para moverse de un lugar a otro, pero debido a esta energía existe más espacio entre las moléculas.

Un vapor no tiene volumen o forma definida pero si llenará el lugar que lo contenga. Las moléculas tienen más energía que la forma líquida, de hecho siempre están activas.

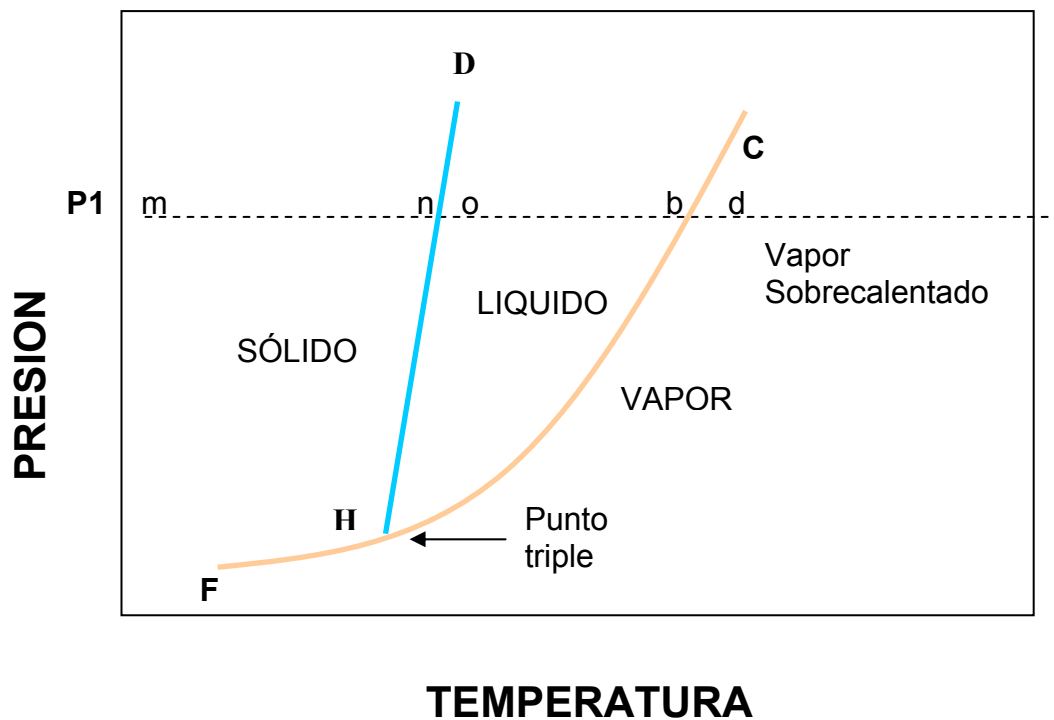
Debemos conocer la fase o fases que existen a unas condiciones dadas de presión, volumen y temperatura para así poder obtener el correspondiente nivel de energía. Para esto, separamos las sustancias en dos clasificaciones: sustancias puras (sistemas de un solo componente) y mezclas de sustancias (sistemas de varios componentes).

1.1 SISTEMAS DE UN SOLO COMPONENTE

Componente se refiere al número de especies moleculares o atómicas presentes en una sustancia. Un sistema de un solo componente esta compuesto principalmente por una sola clase de átomos o moléculas. Muchas veces usamos la palabra pura para referirnos a un sistema de un solo componente.

1.1.1 Gráfica P-T de una sustancia pura

Figura 1. Diagrama P-T de una sustancia Pura



Generalmente a un gráfico como el anterior se le denomina diagrama de fases, que es un gráfico de la presión contra la temperatura que muestra las condiciones bajo las cuales las distintas fases de una sustancia pueden estar presentes. Los diagramas de fases a menudo son llamados también como diagramas presión-temperatura.

Las líneas HD, HC, y FH son las líneas de equilibrio, que representan las combinaciones de presión y temperatura a las cuales las fases adyacentes están en equilibrio. Una sustancia en equilibrio puede cambiar de fase, a presión y temperatura constante, simplemente agregando o quitando energía del sistema. El punto H se denomina punto triple, que es simplemente la combinación de presión y temperatura a la cual las tres fases pueden existir conjuntamente.

A lo largo de la línea FH, la fase líquido no existe, y la fase sólida se sublima a vapor. Un ejemplo que nos puede representar este hecho, es el “hielo seco”. La línea HD es la línea de equilibrio entre sólido y líquido. El hielo de agua a 0°C y a presión atmosférica ocurre sobre esta línea. Esta línea puede tener una pendiente negativa o positiva, dependiendo si el líquido se expande o se contrae en el enfriamiento. A cualquier P y T a lo largo de esta curva el sistema puede ser todo sólido, todo líquido o una mezcla de los dos, dependiendo del nivel de energía. Esta línea puede llamarse como la línea de saturación sólida - líquido o la línea de equilibrio sólido – líquido.

La línea HC es la saturación o la curva de equilibrio entre vapor y líquido. Comienza en el punto triple y termina en punto crítico C. Las condiciones de presión y temperatura en este último punto, son conocidas como presión crítica (P_c) y temperatura crítica (T_c). En este punto las propiedades del líquido y vapor llegan a ser idénticas. Para una sustancia pura el punto crítico puede definirse también como el punto al cual el líquido no puede existir como una única fase. Arriba de P_c y T_c el

sistema es referido muchas veces como fluido denso para diferenciarlo del líquido y vapor normales. La línea HC es conocida por muchos nombres: equilibrio, saturada, punto de burbuja, punto de rocío y presión de vapor. A las presiones y temperaturas representadas por la línea HC el sistema puede ser todo líquido, todo vapor saturado o una mezcla de vapor y líquido, todo depende del nivel de energía a las condiciones dadas.

Para entender un poco mejor lo anterior, se presenta el siguiente proceso usando la gráfica como referencia. Comienza a la presión P1, y continúa a presión constante. De "m" a "n" el sistema es solamente sólido. El sistema es todo líquido en el segmento de "o" a "b". En el punto "b" el sistema es líquido saturado, cualquier adición de energía causará vaporización a presión y temperatura constante. En el punto "d" el sistema está en el estado de vapor saturado, a temperaturas por encima de "d" es un vapor sobrecalentado.

1.2 SISTEMAS MULTICOMPONENTES

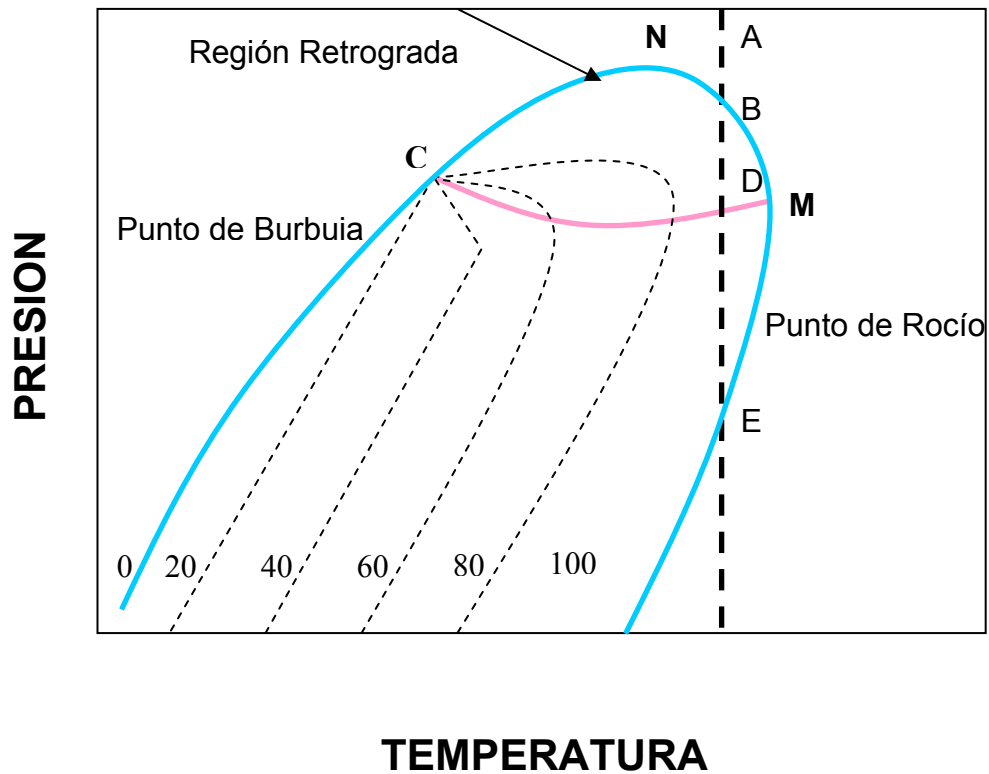
El comportamiento de una mezcla de dos componentes no es tan simple como el de una sustancia pura. En lugar de una línea sencilla que representa la presión de vapor hay una amplia región en las cuales las dos fases coexisten. Esta región es llamada envolvente de saturación o región de dos fases. La región de dos fases esta limitada en un lado por la línea de punto de burbuja y en el otro lado por la línea de punto de rocío. Las dos líneas se unen en el punto crítico.

Para un sistema multicomponente hay que tener en cuenta otra variable muy importante, que es la composición. Esta variable afecta principalmente la ubicación de las líneas en un diagrama de fases.

Para una sustancia pura la envolvente de fases es una superficie plana paralela. Para un sistema multicomponente la envolvente no es plana,

tiene grosor y la composición es la variable que refleja este grosor. La siguiente figura muestra la parte del diagrama de fases correspondiente a líquido-vapor.

Figura 2. Diagrama de Fases para un Sistema Multicomponente.



Hay varios términos usados para definir la ubicación de varios puntos en la envolvente de fases. Como los siguientes:

Cricondenbárica: máxima presión a la cual líquido y vapor pueden existir. (Punto N).

Cricudentérmica: máxima temperatura a la cual líquido y vapor pueden coexistir en equilibrio. (Punto M).

Región Retrograda: Es el área dentro de la envolvente donde ocurre la condensación de líquido debido a que baja la presión o incrementa la presión, totalmente contrario al comportamiento normal.

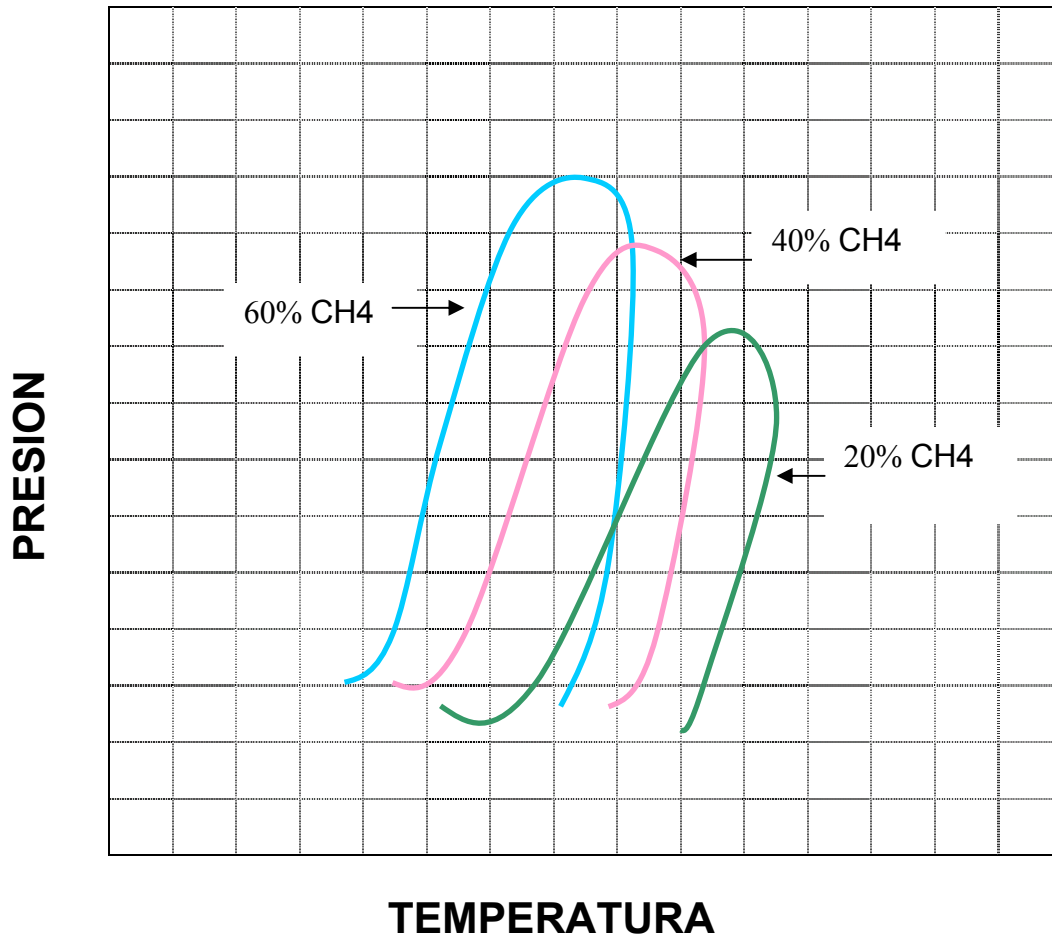
Líneas de Calidad: estas líneas muestran porcentajes constantes, los cuales interceptan en el punto crítico C, y son esencialmente paralelas a las curvas de punto de burbuja y punto de rocío. La curva de punto de burbuja representa 0% vapor y la curva representa 100% vapor.

La línea ABDE representa una isoterma típica de condensación retrógrada que ocurre en un yacimiento de condensado. El punto A representa un fluido en una sola fase fuera de la envolvente. A medida que decrece la presión se alcanza el punto B, donde comienza la condensación. Se disminuye más la presión y se forma más líquido debido al cambio de la pendiente de las líneas de calidad. A medida que el proceso continúa fuera de la sección de condensación retrógrada, menor cantidad de líquido se forma hasta que se alcanza el punto de rocío (E). Debajo del punto (E) no se forman líquidos.

En la mayoría de los casos suele encontrarse el punto C a la izquierda de la cricondenbárica, aunque se puede encontrar igualmente a la derecha de dicho punto o muy cercano a él. Sin embargo, es muy importante la ubicación del punto C, para ajustes de la forma de las líneas de calidad las cuales gobiernan la relación líquido-vapor para una presión y temperatura dada dentro de la envolvente de fase.

1.2.1 Efecto de la composición

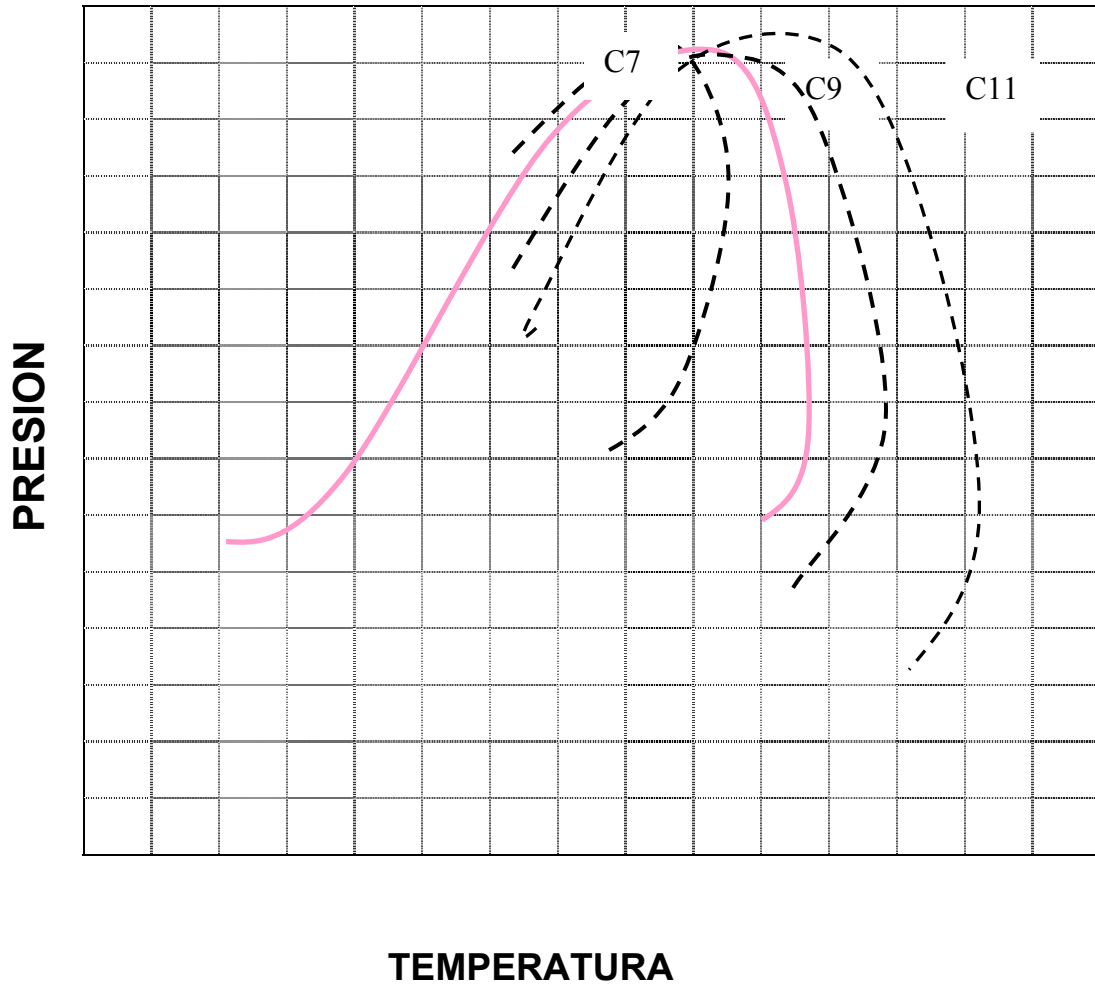
Figura 3. Efecto de la Composición en las Envoltentes de fase



Tres envoltentes de fase se muestran en la figura para tres composiciones diferentes de metano, demostrando así, que la forma y la ubicación de la envolvente de fase depende en gran parte de la composición. Esto nos lleva a la conclusión, que hay que hacer un buen análisis sobre las principales características que afectan la envolvente, para así llegar a unas predicciones confiables sobre el comportamiento de dicha envolvente, sobre todo si queremos una acertada predicción del punto de burbuja y rocío, condiciones que pueden ser críticas en el diseño y operación de ciertos equipos.

1.2.2 Efecto de la caracterización del C7+

Figura 4. Efecto de la Caracterización del c7+

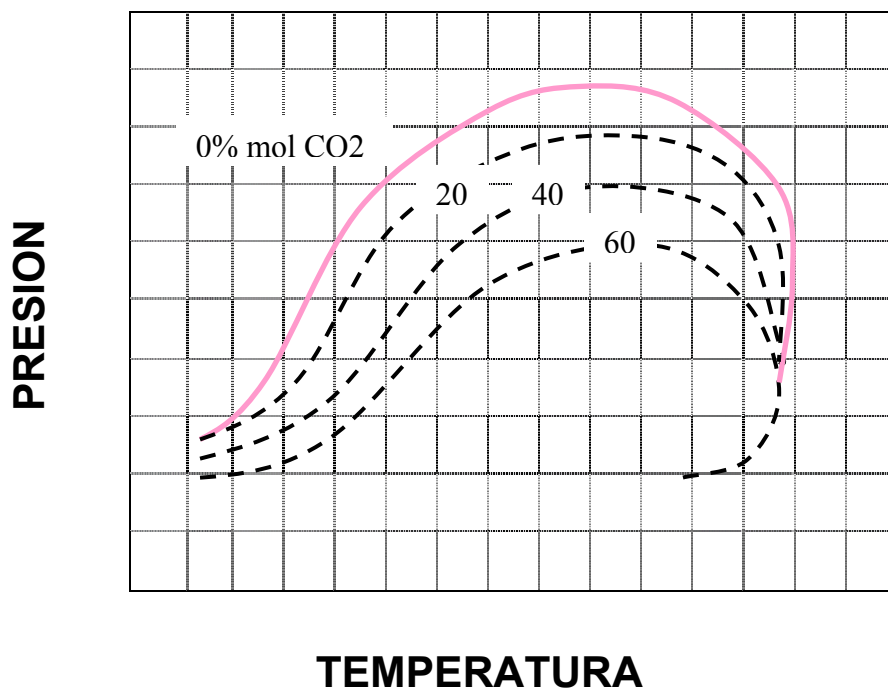


Como se puede apreciar en la anterior figura, el análisis y/o caracterización del C6+ o C7+ tiene un significativo efecto en la forma de la envolvente de fase. Para gases naturales la caracterización del C7+ tiene un gran efecto sobre la forma de la línea de punto de rocío, aunque este efecto no es muy considerable sobre las líneas de calidad. La figura muestra las envolventes de fase para cuatro caracterizaciones de la fracción C6+ - C7, C9, C11 basado en un análisis de destilación. Hay que tener en cuenta que si el comportamiento de fases tiene un considerable

efecto sobre el sistema, se recomienda hacer un análisis extendido, usando técnicas especiales para la cromatografía del gas.

1.2.3 Efecto de impurezas

Figura 5. Efecto del CO₂ en la envolvente de fase



Los hidrocarburos muchas veces se producen o se transportan con impurezas que no son hidrocarburos. Entre las impurezas más comunes tenemos el agua, el dióxido de carbono, el sulfuro de hidrógeno y el nitrógeno. Como el agua tiene una baja presión de vapor y es prácticamente inmisible en el hidrocarburo líquido, por lo tanto no tiene un efecto significativo en la forma de la envolvente de fase, excepto para altas temperaturas y bajas presiones.

Sin embargo el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno si tienen un efecto considerable sobre la envolvente, ya que ambos hacen que la

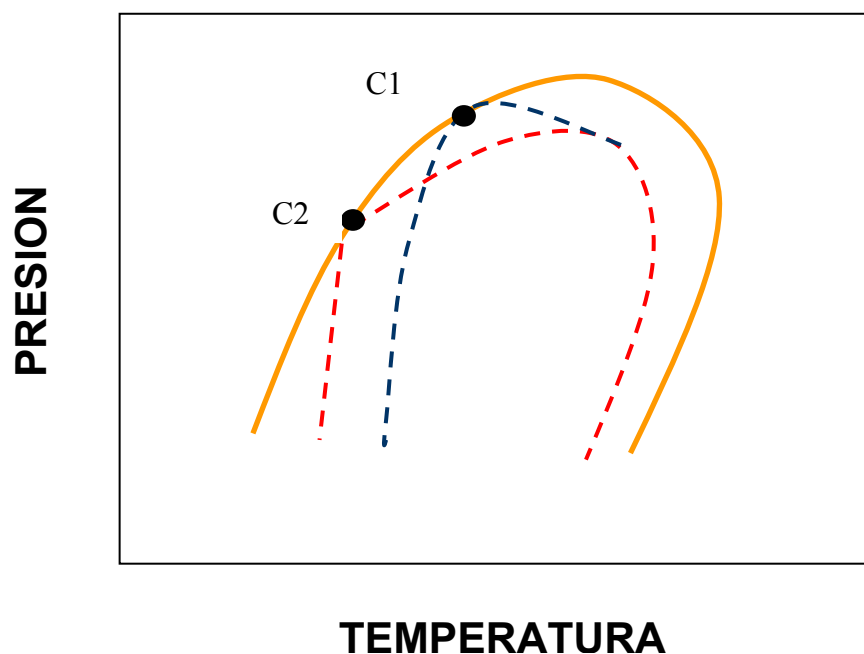
cricondenbárica baje su valor, como se puede apreciar en la figura 1.5. Esta figura puede ser utilizada para entender el efecto del CO₂ y el H₂S sobre la envolvente, ya que su efecto es muy similar.

1.3 APLICACIÓN DE LA ENVOLVENTE DE FASES

Muchas veces los problemas que afrontan los hidrocarburos, requieren al menos un poco de conocimiento de la envolvente de fases, para así poder llegar a un buen análisis. A continuación se presentan algunas de éstas aplicaciones, enfocadas a nuestro trabajo.

1.3.1 Operaciones cercanas a la región crítica: En algunos casos, tener una acertada envolvente de fase, no es suficiente, se necesita también de un punto crítico, lo más exacto posible. Esto se puede ver en la siguiente figura con sus respectivas líneas de calidad.

Figura 6. Proceso de Refrigeración

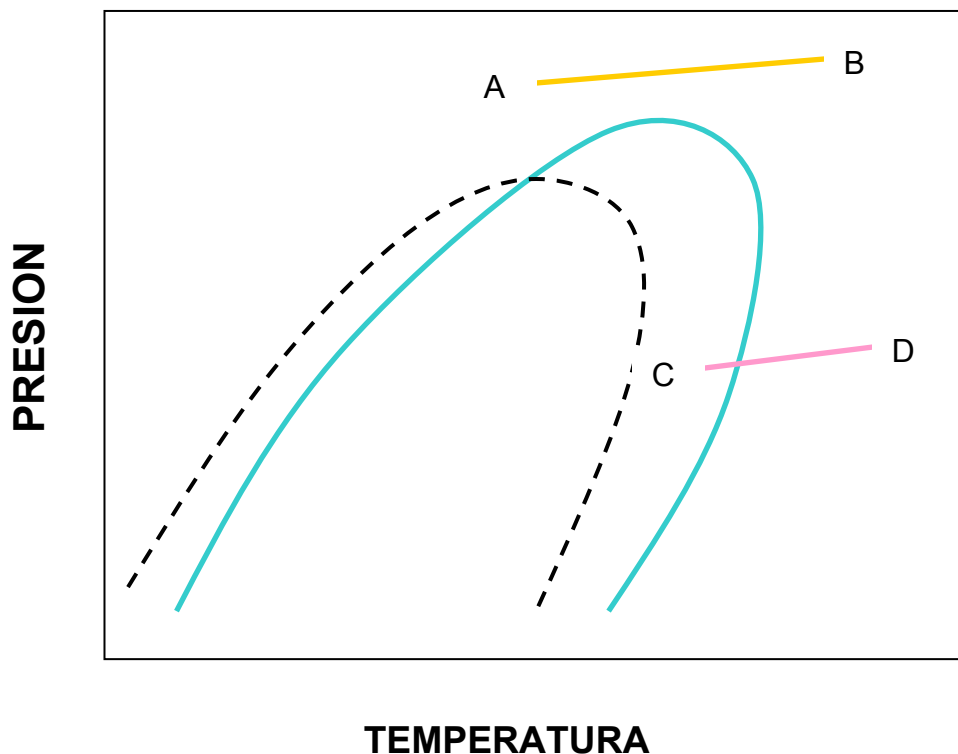


Si suponemos que el punto crítico es en C1, podemos ver sus respectivas líneas de calidad. Suponiendo ahora que el punto crítico es C2, podemos observar el notable cambio en la ubicación de las mismas líneas de calidad. Si la presión de operación es mucho menor que C2, el error en la cantidad de líquido que se va a predecir es relativamente pequeña.

Sin embargo, si la presión de operación cae entre C2 y C1, el error puede ser significativo, causando un grave efecto en el diseño y manejo de los equipos. Por lo general se recomienda evitar trabajar cerca de los puntos críticos, una manera de determinar esto, es plantear que si un sistema es difícil de modelar será aun más difícil operarlo. Pero si no se puede evitar es casi imposible no trabajar con ciertas incertidumbres en el diseño.

1.3.1 Gasoductos de alta presión

Figura 7. Gasoductos de Alta Presión



Considerando la anterior figura, suponemos que la curva en azul, representa al gas entrando al gasoducto y los puntos C y D representan las condiciones de entrada y salida de la línea. Cuando la línea C-D cruza la curva de punto de rocío, empieza a condensarse líquido, a partir de ese punto empieza a existir dos fases.

La formación de líquidos se puede evitar, removiendo los componentes pesados, para así cambiar la forma y la posición de la curva de fases. Por ejemplo, cambiamos la composición, hasta llegar a la línea a trazos que se puede apreciar en la anterior figura, allí no se formarían líquidos ya que la curva de punto de rocío no es atravesada.

La línea A-B, es una situación totalmente diferente. Esta representa la operación de un gasoducto en la región de un fluido denso. Esto se hace para evitar la condensación de líquidos en la línea y los problemas asociados al diseño y operación de un sistema de dos fases. Para esto se recomienda un buen análisis y una confiable curva de fases preferiblemente hecha con ayudas de laboratorios.

1.4 PREDICCIÓN DE LA ENVOLVENTE DE FASES

La ubicación del punto de burbuja y del punto de rocío, se puede hallar usando los métodos de equilibrio, pero para sistemas con presiones por encima de los 2000 psia, la validez de este método se hace cuestionable, sin embargo es el más usado. Esto no pasa para los otros puntos clave de la envolvente de fases, para los cuales se desarrollaron otras correlaciones.

1.4.1 Cricondenbárica y Cricodontérmica: Grieves y Todos, desarrollaron correlaciones para estos puntos, basados en 123 binarios y 15 mezclas multicomponentes. Para estos sistemas probados, la concordancia entre los valores medidos y los predichos, fue muy

satisfactoria. La máxima desviación de presión estuvo alrededor de 13%, mientras que la de temperatura estuvo cerca al 5%.

Estas correlaciones, son muy útiles si se usan junto con los cálculos de equilibrio vapor-líquido (VLE) y predicciones de punto crítico. Usualmente con todo esto, se puede construir una curve de fases para propósitos de planear o predecir.

1.4.2 Presión y temperaturas críticas: La predicción de la ubicación del punto crítico es muy difícil. La forma más segura de hacerlo es que se haga un buen estudio con una muestra muy confiable del fluido que queremos hacerle la envolvente de fases.

Sin embargo, existe un problema en la predicción de los valores críticos, esto ocurre para fracciones mas pesadas que el hexano. Simon y Yarborough (presentaron una correlación para predecir la presión crítica usando composición y peso molecular del heptano plus, se probó con casi 38 sistemas y solo hubo una desviación del 5 %. Whitson, propuso igualmente una serie de ecuaciones generalizadas para calcular propiedades críticas para fracciones pesadas tales como el heptano plus.

Aunque como es costumbre se recomienda el uso de ecuaciones de estado, pero inclusive estas son solo una aproximación.

2. COMPORTAMIENTO DE EQUILIBRIO VAPOR –LÍQUIDO

Muchos de los procesos y operaciones involucran un control de fases. Algunos de los componentes deberán ser vaporizados o condensados según sea el objetivo que se busca. Para una composición de una mezcla de fluidos dada, una envolvente de fases define las regiones de vapor, líquido o dos fases según sea el caso. Dentro de esta última región es necesario predecir la relación vapor-líquido y la composición de las dos fases, siendo esta última la que involucra el concepto de equilibrio.

Equilibrio es la palabra que normalmente se usa para describir un estado en donde con el paso del tiempo no habrá efecto en el comportamiento del sistema. En el contexto de un comportamiento de fases, la composición de un vapor y la del líquido, que se encuentran en contacto, permanecerán constantes con el tiempo.

Para alcanzar el equilibrio en un sistema de dos fases, es necesario esperar un tiempo. En un típico sistema de hidrocarburos es necesario varios minutos de contacto. Pero hay que tener muy claro, que el concepto de equilibrio en un sistema de dos fases, no significa que el sistema esté estático. Siempre habrá un continuo intercambio de moléculas entre las dos fases. La tasa de vaporización y de condensación de una especie molecular será igual, mientras no ocurra un cambio en la composición.

2.1 RELACION DE EQUILIBRIO

En un sistema de multicomponentes, la relación de equilibrio K_i de un componente i dado, es definida como la relación de la fracción molar del componente i en la fase gaseosa Y_i a la fracción molar del componente i en la fase líquida X_i .

Matemáticamente, esta relación se expresa como:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad (1)$$

Valores de X_i , Y_i son encontrados de un muestreo y de los análisis resultantes.

2.1.1 Concepto de presión parcial: A presiones por encima de los 60 psi, donde se aplica el concepto de gas ideal, la presión de vapor puede usarse para encontrar el comportamiento de equilibrio.

En equilibrio, la tasa de vaporización de todos los componentes pueden ser igual a la tasa de condensación por eso no puede ocurrir un cambio en la composición de líquido o de vapor. Para que esto ocurra, la fuerza en ambas direcciones debe ser igual. Estas fuerzas deben estar representadas por una presión parcial (pp):

$$pp(\text{fase vapor}) = P y_i \quad (2)$$

$$pp(\text{fase líquido}) = P_V x_i \quad (3)$$

Las anteriores ecuaciones aplica para cualquier punto dentro de la envolvente de fases, pero no aplica para la fase líquida del agua en un sistema hidrocarburo, ya que el agua es esencialmente inmisible con los hidrocarburos. Los cálculos de equilibrio no serán influenciados por la presencia de agua, excepto a bajas presiones o altas temperaturas.

Además estas ecuaciones, obtiene datos más confiables que otros métodos usados para hallar K , aunque puede obtener algunas fallas cuando se trabaja a bajas presiones.

2.1.2 Valores de K, derivados de la fugacidad: El término fugacidad (f) es un término conceptual relacionado a la energía libre y a otros conceptos básicos de termodinámica. Sus unidades están dadas en valores de presión. Puede estar relacionado al factor de compresibilidad Z , y muchas veces se le denomina como una “presión corregida”. Algunas correlaciones se han desarrollado, usando el coeficiente de fugacidad como un término adimensional.

A una presión y temperatura de equilibrio, tenemos que es muy similar a la ecuación (1).

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (4)$$

2.1.3. Métodos para el cálculo de K: Hoy en día la mayoría de cálculos que requieren el uso de K , se hacen por medio de un computador, sin embargo para determinar el valor de K , se sigue por alguno de los siguientes métodos:

2.1.3.1 Método de la ecuación de estado: Como se indicó antes, la fugacidad es una propiedad termodinámica la cual está relacionada matemáticamente a P , V y T . Por conveniencia, los coeficientes de fugacidad, se usan frecuentemente donde:

$$\phi_{i_v} = f_{iV} / y_i P \quad (5)$$

Los coeficientes de fugacidad pueden ser calculados de la siguiente ecuación, donde las relaciones entre P , v , T se sacan de una Ecuación de Estado, como PR, SRK, BWRS, etc.

$$\varphi_{iL} = f_{iL} / x_i P \quad (6)$$

Este es el método mas común para determinar valores de K para mezclas de hidrocarburos, sin embargo muchas veces se alcanzan diferentes valores de K, esto se debe principalmente a que el cálculo involucra la solución de las Ecuaciones de Estado, las cuales a su vez requieren el uso de las reglas de combinación. Obtenidos los diferentes valores de K, no existe una correlación que los ajuste bien, pero sí se puede ajustar haciéndolo empíricamente para un sistema determinado, si se conoce bien del caso.

Por ejemplo, si las moléculas con que se trabaja, son similares, entonces el ajuste es sencillo pero en otros casos sí existen variaciones. El Metano posee un problema ya que su alta presión de vapor le genera un inusual comportamiento en la fase líquido. El Nitrógeno posee un problema similar. El Sulfuro de Hidrógeno, agua y Dióxido de Carbono actúan diferentes de los hidrocarburos debido a su polaridad. Si un sistema posee varios o todos los anteriores componentes, el comportamiento y la solución sería muy compleja.

2.1.4 Gráficas de K: El valor de K de una cantidad de componentes depende de la presión, la temperatura y la composición del total del fluido. Muchas gráficas de Log K contra P y T se han propuesto en estos últimos años. El efecto de la composición puede ignorarse, haciendo la grafica para un grupo específico de componentes. Para presiones por encima de los 1000 psi, el efecto de la composición sobre el valor de K, usualmente no es crítico, pero si puede afectar significativamente al metano.

Muchas de esas graficas se hicieron usando la Ecuación de Estado SRK, y los valores mostrados son muy útiles, particularmente para el cálculo de sistemas donde el líquido se condensa de sistemas de gas. Igualmente, muchas de estas graficas usan un parámetro, denominado Presión de

Convergencia, para representar el efecto que causa la composición sobre el valor de K.

2.1.5 Valores de K para las fracciones mas pesadas: Cuando se usa una grafica o una tabla para hallar el valor de K, es necesario realizar una extrapolación para encontrar el valor de K para las fracciones mas pesadas. Esta fracción puede variar desde pentano plus, hasta decano plus, dependiendo del sistema.

Muchas veces, la fracción de heptanos plus de algún gas, a temperaturas cercanas a la del medio ambiente, y con el peso molecular y la gravedad específica de esta fracción, podemos predecir satisfactoriamente el comportamiento de este gas. Sin embargo, son muchas las técnicas que se han propuesto para desarrollar un análisis de la fracción de los componentes más pesados, y para mejorar la predicción del valor de K. La más simple, asume una distribución logarítmica de las moléculas pesadas y que además estén presentes las parafinas. Entre los métodos mas usados hoy en día, para el cálculo de K tenemos:

Gráfica de Logaritmo de K contra Temperatura Crítica.

Exponente de volatilidad.

Gráfica logaritmo de K contra $1/T$ el inverso sobre temperatura de Ebullición.

Uso del valor de K para el Octano.

Algunos de estos procedimientos son muy complicados y puede que su nombre no nos diga mucho. Otros son la modificación de trabajos anteriores, sin embargo no se explicará ninguno de ellos, ya que no es el objetivo de este trabajo.

2.4 APLICACION DE LOS VALORES DE K

Hay tres diferentes cálculos que se requieren para determinar el comportamiento de la fase vapor-líquido. Primero el calculo del punto de burbuja, para definir una porción de la envolvente de fase, segundo, calcular el punto de rocío para la porción restante, y por último un calculo flash a cualquier presión y temperatura dentro de la envolvente de fase.

2.2.1 Determinación del punto de burbuja: El punto de burbuja puede definirse como la condición a la cual el sistema es todo líquido con una burbuja de vapor presente (infinitamente pequeña). La cantidad de vapor se especifica convenientemente para que la composición del líquido sea igual a la composición del sistema total. Por definición la suma de la fracción molar de todos los componentes deber ser uno, tanto para líquido como para vapor.

$$\sum_i Y_i = \sum_i Z_i K_i = 1 \quad (9)$$

Donde Z es la fracción molar de cada componente en la mezcla

El procedimiento es como se muestra a continuación, para un sistema con composición conocida:

Asumir una temperatura para una presión dada, o asumir la presión si se conoce la temperatura.

Encontrar K a la presión y temperatura conocida y asumida.

Multiplicar del paso anterior, por su correspondiente Z.

Si la suma de los valores del paso anterior es 1.0, se asumió la correcta presión o temperatura, sino repetir los pasos anteriores hasta que se cumpla la anterior condición.

2.2.2 Determinación del punto de rocío: El punto de rocío se define, cuando en un sistema que es todo vapor aparece una pequeña gota de

líquido. En este caso la composición del sistema, Z_i es igual al vapor X_i . Entonces:

$$\sum_i X_i = \sum_i \frac{Z_i}{K_i} = 1 \quad (10)$$

El heptano plus tiene un gran efecto en el valor del punto de rocío. Esta cantidad es la menos exacta desde el punto de vista de resultados y propiedades. Es decir, el cálculo del punto de rocío es menos exacto que el cálculo de del punto de burbuja, especialmente par gases pobres.

2.2.3 Cálculos flash: El propósito de un cálculo flash en un sistema de dos fases es establecer la cantidad de vapor y líquido, y hacer un análisis de cada uno.

Un balance general

$$F = V + L \quad (11)$$

Por definición de equilibrio, y teniendo que las sumas de todas las fracciones en cualquier corriente debe ser igual a 1.0. Algebraicamente tenemos:

$$\sum K_i x_i = \sum y_i = 1.0 \quad (12)$$

Otra función que nos sirve es $K_i x_i = K$ que nos resulta en:

$$F_{Z_i} = V y_i + L x_i \quad (13)$$

El procedimiento básico para el cálculo flash es como se muestra a continuación:

Encontrar K a la presión y temperatura del sistema de dos fases

Asumir V o L

Resolver cualquiera de las ecuaciones (11) y (13).

Si el objetivo de la función se alcanza, el calculo esta completo sino repetir los pasos anteriores.

Calcular x_i y z_i .

2.2.3.1 Determinar la fase: Muchas veces necesitamos saber si un fluido en una línea es todo gas, todo líquido o está en dos fases, podemos hacer los siguientes cálculos a la temperatura y presión del sistema:

$$\sum x_i = \sum \frac{z_i}{L + VK_i} = 1.0 \quad (14)$$

$$\sum y_i = \sum \frac{z_i}{V + (L/K_i)} = 1.0 \quad (15)$$

$$\left(\sum y_i - \sum x_i \right) = 0 \quad (16)$$

$$\sum y_i - \sum x_i = \sum \frac{z_i(K_i - 1)}{V(K_i - 1) + 1} = 0 \quad (17)$$

Con la ecuación (17) finalmente se determina la fase.

2.3 EXACTITUD DE LOS CALCULOS DE EQUILIBRIO

La exactitud de los resultados de los cálculos que involucran K, dependen de la confiabilidad del muestreo, del correcto análisis de la muestra, y de la correlación de K usada. Además sabemos que no existe una correlación que sea mejor que otra.

Para propósitos de diseño, muchos modelos traen un rango de resultados, para determinados equipos y bajo ciertas condiciones de

operación. También cabe notar que una persona con experiencia puede usar este rango y hacerlo un poco flexible, y obtener así el cálculo de líquido presente, con un error de 5 a 6%, pero sin olvidar que estos errores pueden ser acumulativos, por lo que se recomienda mantener unas mismas correlaciones a través de todo el diseño.

3. ECUACIONES DE ESTADO

Las ecuaciones de estado (EOS) juegan un papel muy importante en la industria química, del petróleo y del gas natural, y ellas son la base en el estudio de los equilibrios de fase de fluidos puros y sus mezclas.

Originalmente, las ecuaciones de estado fueron usadas principalmente para componentes puros. Con el paso del tiempo y las mejoras que han sido realizadas las EOS son actualmente aplicadas en el cálculo del equilibrio de fases en mezclas no polares y polares. Hay muchas ventajas en el uso de ecuaciones de estado para el cálculo de equilibrios de fase:

Pueden ser utilizadas en rangos amplios de temperatura y presión.

Aplicables a mezclas de componentes diversos, desde gases ligeros a líquidos pesados.

Modelar equilibrios líquido-vapor, líquido-líquido, fluidos supercríticos, etc. sin ninguna dificultad conceptual.

La ecuación de Van der Waals fue la primera ecuación de estado en ser utilizada para predecir la coexistencia líquido-vapor. Después, Redlich and Kwong mejoraron la exactitud de la ecuación de Van der Waals introduciendo una dependencia de temperatura para el término (a) . Soave, Peng y Robinson propusieron modificaciones adicionales para predecir en forma más exacta la presión de vapor, densidad de líquido, y relaciones de equilibrio.

La ecuación de estado de Van der Waals es la ecuación de estado cúbica más simple para realizar cálculos de equilibrio de fases fluidas. La presión (P) está relacionada a la temperatura (T), constante del gas ideal (R) y volumen (V):

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V^2} \quad (18)$$

Esta tiene dos parámetros de componente puro a y b . El parámetro a es una medida de la fuerza atractiva entre las moléculas, y b está relacionada al tamaño de las moléculas.

$$a = \frac{27R^2T_c^2}{64P_c} \quad (19)$$

$$b = \frac{RT_c}{8P_c} \quad (20)$$

La ecuación 18 muestra una característica importante, ésta es que a bajas presiones y grandes volúmenes el valor de (b) se hace despreciable en comparación con (V) y el término de fuerzas atractivas (a), se hace insignificante, de esta forma la ecuación de Van der Waals se reduce a la ecuación de gas ideal.

Van Konynenburg y Scott demostraron en forma exitosa que con la EOS de Van der Waals era posible reproducir en forma cualitativa la mayoría de los equilibrios exhibidos por las mezclas binarias, pero que rara vez los cálculos eran lo suficientemente exactos para el cálculo cuantitativo de equilibrios de fase y propiedades críticas. Por ejemplo, el factor de compresibilidad crítica de todos los fluidos incluyendo componentes puros y mezclas binarias por la EOS de Van der Waals es 0.375, mientras los valores reales para diferentes hidrocarburos varía de 0.24 a 0.29.

Se han propuesto muchas modificaciones a la EOS de Van der Waals con el fin de reducir esta deficiencia. En la Tabla 1 se presentan cuatro de las modificaciones más famosas realizadas a la EOS de Van der Waals.

TABLA 1. Algunas modificaciones de la ecuación de estado de Van der Waals.

REFERENCIA	ECUACIÓN DE ESTADO
Redlich-Kwong (1949)	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)T^{0.5}}$
Soave- Redlich-Kwong (1949)	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)}$
Peng-Robinson (1976)	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)}$
Stryjek-Vera-Peng-Robinson (1978)	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(\theta, T)}{V(V+b)+b(V-b)}$

La ecuación de Redlich y Kwong propuso una modificación empírica al término atractivo dependiente de la temperatura. Los parámetros (a) y (b) son expresados usualmente como,

$$a = 0.4278 \frac{R^2 T_C^{2.5}}{P} \quad (21)$$

$$b = 0.0867 \frac{RT_C}{P_C} \quad (22)$$

Una de las mayores deficiencias de la EOS de Redlich y Kwong es la dependencia de la temperatura del parámetro (a) , la cual produce presiones de vapor inexactas a temperaturas reducidas bajas, especialmente para componentes pesados. Los desarrollos posteriores demostraron que las predicciones de presión de vapor pueden ser mejorados si la función (a) del parámetro (a) incluye un término dependiente de la sustancia (normalmente, el factor acéntrico). La EOS Redlich- Kwong original prácticamente no es utilizada en la actualidad, pero sirvió de inspiración para muchos otros mejoramientos empíricos.

Soave, por su parte, hizo el reemplazo del término $\frac{a}{T^{0.5}}$ de la ecuación Redlich- Kwong con el término $a(T)$,

$$a(T) = 0.4274 \left(\frac{R^2 T_C^2}{P_C} \right) \left(1 + m \left[1 - \left(\frac{T}{T_C} \right)^{0.5} \right] \right)^2 \quad (23)$$

$$m = 0.480 + 1.57a - 0.176a^2 \quad (24)$$

$$b = 0.08664 \frac{RT_C}{P_C} \quad (25)$$

donde a es el factor acéntrico.

Comparada con la Redlich-Kwong original, la EOS Soave-Redlich- Kwong (SRK) ajusta bien la curva experimental (líquido- vapor).

Peng y Robinson redefinieron el parámetro $a(T)$ como:

$$a(T) = 0.45724 \left(\frac{R^2 T_c^2}{P_c} \right) \left(1 + k \left[1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^{0.5} \right] \right)^2 \quad (26)$$

$$b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (27)$$

La ecuación de estado Peng-Robinson mejora la predicción de volúmenes de líquido y predice un factor de compresibilidad crítica de 0.307 (el factor de compresibilidad crítica de la Redlich-Kwong y SRK es de 0.333 y 0.375 para Van der Waals).

Peng y Robinson dan ejemplos del uso de la ecuación en la predicción de presiones de vapor y comportamiento volumétrico de componentes puros y mezclas binarias. En general, la ecuación de Peng y Robinson se desempeña igual o mejor que la SRK.

Robinson y Peng presentaron una modificación a su ecuación original reemplazando la ecuación (24) por una forma cúbica,

$$k = 0.379642 + 1.48503a - 0.164423a^2 + 0.016666a^3 \quad (28)$$

Para factores acéntricos (a) menores de 0.45 la ecuación (28) se reduce a la ecuación (26), pero se mejora la predicción del equilibrio líquido-vapor para componentes con factor acéntrico mayores a 0.45.

Una modificación de la ecuación de estado de Peng-Robinson que ha sido muy bien aceptada, es la llamada PRSV (Peng-Robinson-Stryjek-Vera). Stryjek y Vera propusieron una correlación de la temperatura modificada para la ecuación de estado de Peng-Robinson con el fin de extender su rango de aplicabilidad a componentes polares (por ejemplo: agua, glicoles, refrigerantes, etc.). La ecuación de estado PRSV

$$a(T) = 0.45724 \frac{R^2 T_C^2}{P_C} \left(k + k_i \left[1 + \left(\frac{T}{T_C} \right)^{0.5} \right] \left(0.7 - \frac{T}{T_C} \right) \right) \quad (29)$$

$$k = 0.378893 + 1.4897153a - 0.17131848a^2 + 0.0196554a^3 \quad (30)$$

$$b = 0.0778 \frac{RT_C}{P_C} \quad (31)$$

Como una alternativa, la PRSV debería también ser tenida en cuenta. Esta ecuación puede manipular los mismos sistemas como la Peng-Robinson con equivalente, o mejor exactitud, teniendo a su favor el hecho de ser más adecuada para manipular sistemas moderadamente no ideales. La ventaja de la PRSV es que no solo tiene el potencial para predecir mejor el comportamiento de fases de sistemas hidrocarburos, particularmente para sistemas compuestos de componentes asimétricos, sino que puede ser extendida para manipular sistemas no ideales. La única desventaja es que emplea un tiempo de cómputo ligeramente superior y el parámetro de interacción adicional requerido por esta ecuación. La ecuación de estado de Peng-Robinson (y PRSV) tiene un rango de aplicabilidad mayor en cuanto a condiciones de Temperatura, presión y no idealidad que la SRK

3.1. ESCOGENCIA DE LA ECUACION DE ESTADO CUBICA PARA EL MODELAMIENTO DE GAS NATURAL

Los fluidos de yacimientos de petróleo y gas natural son modelados, normalmente, con las ecuaciones de estado de Peng- Robinson ó SRK. En general, alrededor del mundo no existe una base con respecto a cual EOS usar. En Mar del Norte normalmente usan SRK, mientras en América se utiliza más frecuentemente la Peng-Robinson. En la escogencia de una u otra existen varias opiniones:

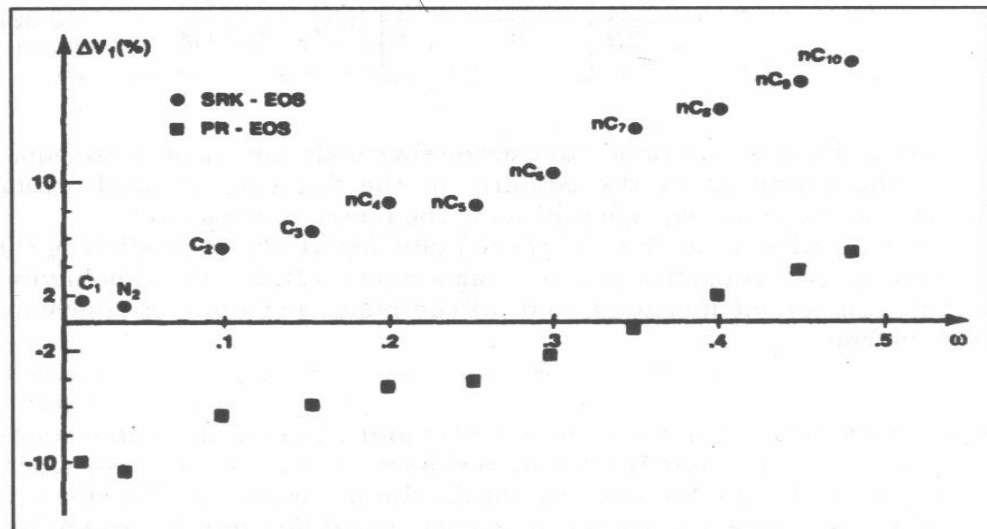
3.1.1 Escogencia de la EOS cúbica: La escogencia de la EOS cúbica entre Peng- Robinson y SRK estaría dada por el llamado “seudo factor acéntrico de la mezcla o corriente”. Normalmente, se usa una ecuación de la forma,

$$\varpi = \sum_{i=1}^{NC} Z_i \omega_i \quad (32)$$

donde ϖ es el llamado “seudo factor acéntrico” de la corriente de gas.

Luego se observa la figura 8 y dependiendo del valor de ϖ se observa para que EOS (SRK ó PR) se obtiene la menor desviación en la predicción del volumen de líquido.

Figura 8. Desviaciones de volúmenes molares de líquidos calculados a $T_r = 0.7$ como una función del factor acéntrico del componente puro.



Esta manera de escoger la EOS posee algunas falencias:

Como se expresó en párrafos anteriores es diferente el concepto de cálculo de equilibrio líquido-vapor (por ejemplo, cálculo de punto de rocío) y el de densidad. Una EOS puede predecir en forma deficiente volúmenes de líquidos pero predecir muy bien los cálculos de equilibrio. Por ejemplo, si una EOS cúbica predice bien el equilibrio líquido-vapor, pero es deficiente en la predicción de los volúmenes de las fases (normalmente líquida), se podría tomar las composiciones predichas por una EOS y usarlas en otra EOS que prediga mejor el volumen de líquido ó, aun, en una correlación empírica. En síntesis, no es posible anticipar el comportamiento de una EOS en el manejo del equilibrio basados en volúmenes de líquidos.

La figura 8 es para componentes puros, no para mezclas. La ecuación es solo parcialmente válida si la mezcla no es muy

asimétrica. Comúnmente se usa para definir pseudo componentes durante un proceso de agrupamiento, pero en este caso los componentes puros a agrupar tienen cierto grado de simetría. Ese no es el caso de un gas natural, sobre todo cuando hay presencia de componentes más pesados (incrementa la asimetría de la mezcla).

Obviamente que en un gas natural el componente con mayor peso es el metano (más si el gas es considerado seco). Por tanto al aplicar la ecuación (32), la cual da igual peso a todos los componentes (valor de 1), el “pseudo factor acéntrico” calculado para la corriente se va a parecer al del metano ($\omega \approx 0.011$).

En el cálculo de punto de rocío los componentes más pesados tienen a condensar primero y el metano, por su parte la ecuación (32), tiene preferencia por la fase gas.

3.1.2 Uso de softwares comerciales: Cuando se utiliza un software comercial, normalmente en el soporte teórico del software viene alguna discusión relacionada con el rango de aplicación de los modelos allí disponibles. Por ejemplo en el manual del software en forma explícita expresan que “para aceite, gas y aplicaciones petroquímicas, la EOS Peng- Robinson (PR) es generalmente el paquete de propiedades recomendado”, y más adelante expresan que los mejoramientos realizados por la empresa la cual desarrollo el paquete “le permite [a la EOS] ser exacta para una variedad de sistemas sobre un rango amplio de condiciones”

La información presente en los manuales de un software comercial debe ser analizada con cuidado. Es posible contactar a la casa matriz con el fin de obtener mayor información relacionada con los modelos disponibles en el software; principalmente, cuando la empresa dueña del software ha

desarrollado su propia investigación y obtenido o mejorado algunos modelos.

3.2. METODOLOGIA DE AJUSTE DE ECUACIONES DE ESTADO

En términos generales, debido a que los fluidos presentes en yacimientos de petróleo y gas natural pueden tener cierta complejidad composicional (por ejemplo, la presencia de un fracción C_n+) y a las restricciones intrínsecas de los modelos termodinámicos (ejemplo, EOS) usados para analizar el posible comportamiento de éstos con el cambio en temperatura, presión y composición, es necesario realizar un proceso de ajuste de los parámetros empíricos de estos modelos con el propósito de incrementar sus fortalezas al momento de realizar alguna simulación. En conclusión, las predicciones en algunos casos de las EOS pueden ser inadecuadas.

Es fundamental tener en mente que no es el fluido el que se debe ajustar a la ecuación de estado, sino la ecuación de estado la que debe “ajustarse” al comportamiento del fluido (más exactamente, punto de rocío, pruebas PVT, etc.) Para lograr tal objetivo es necesario, entonces, manipular ciertos parámetros empíricos que aparecen en la ecuación de estado.

Los parámetros que, normalmente, se ajustan son los coeficientes de interacción binarios y los conocidos parámetros de traslación de volumen. En ciertos casos se manipulan las propiedades críticas de los componentes más pesados (variación en la caracterización del C_n+) con la finalidad de ajustar mejor las propiedades volumétricas y de equilibrio reportadas en las pruebas experimentales. Cabe aclarar, que el ajuste de ecuaciones de estado constituye un problema numérico altamente no-lineal, sin ninguna certeza de obtener el mínimo global en el proceso de optimización. Por lo tanto, pueden existir muchas soluciones que

satisfagan las condiciones matemáticas y termodinámicas, pero que en verdad no son las óptimas (el mínimo global). Los métodos de optimización global para este tipo de sistemas altamente no-lineales están aún en desarrollo. Cada empresa dedicada a la producción y transporte de un tipo de fluido tiene su propia metodología de ajuste, tornándose el ajuste de las ecuaciones de estado en un arte más que en técnicas completamente definidas.

3.2.1. Generalidades del ajuste de ecuaciones de estado cúbicas:

Antes de iniciar un procedimiento de ajuste de una EOS a datos experimentales es importante analizar algunos puntos importantes:

La exactitud de la información experimental es muy importante para poder establecer criterios de ajuste y los errores permitidos en los mismos.

Tan importante como dominar las diferentes técnicas de ajuste de ecuaciones de estado, es conocer los valores posibles o típicos de todos los parámetros a modificar.

No existe un esquema de ajuste de ecuaciones de estado rígido. En general, no existen soluciones únicas. Por esta razón le confieren a esta actividad un status de “arte” con fundamentos físicos.

El procedimiento de ajuste depende en cierto grado de las propiedades experimentales que se desean ajustar y el tipo de proceso que se quiere simular.

3.2.1.1. Ajuste manual Vs. ajuste automático: El ajuste manual de una EOS, por modificación de por ejemplo las propiedades críticas de los seudocomponentes más pesados, puede producir una concordancia

razonable con los datos experimentales base, sin embargo el ajuste manual es engorroso y consume mucho tiempo. Además hay que tener cierta experiencia para poder hacer dicho ajuste con coherencia y significado físico. Un procedimiento más coherente y disponible en algunos software comerciales consiste en utilizar una rutina de ajuste automático simultáneo (regresión) de los parámetros a ser ajustados en la EOS, de tal manera que ajuste los datos experimentales.

La utilización de un esquema de regresión para ajustar una EOS no es un procedimiento trivial. Existen diferentes puntos de vista en relación a cuales métodos de regresión son mejores, y cuales parámetros de la EOS deberían ajustarse. En principio, cualquier parámetro que afecte la función objetivo puede ser definido como un parámetro de regresión. En la práctica, no obstante, la regresión está limitada a los parámetros de la EOS con la más alta incertidumbre y mayor influencia sobre las propiedades a se calculadas.

3.2.1.2. Selección de los parámetros a modificar, vector (x) .: Agarwal y otros autores sugieren que las propiedades críticas de los pseudocomponentes (T_{Ci} , P_{Ci}) y el factor acéntrico sean usados como parámetros de regresión, sumado a los coeficientes de interacción binarios no-hidrocarburos- hidrocarburos, y los binarios C_1 (metano)- (seudocomponentes de la fracción pesada).

Argawal y los demás autores proponen un selección “dinámica” de parámetros a modificar, x . Ellos dividieron los parámetros de regresión candidatos en dos grupos: parámetros activos y no activos basado en la magnitud de las derivadas de la función objetivo con respecto a los parámetros. El primer grupo está formado por los parámetros con el mayor potencial para reducir la función objetivo (mayor derivada, en valor absoluto, mayor efecto). El grupo de parámetros de regresión no activos puede tener poco impacto en la minimización de la función objetivo. La

definición de parámetros activos y no activos es reconsiderada después de cada iteración. Según los autores este procedimiento mantendrá el número de parámetros ajustados simultáneamente en un valor relativamente bajo, y aun se mantiene una alta tasa de convergencia.

Coats y Smart, por su parte, sugieren que las constantes de la EOS Ω_a y Ω_b , para el C_1 y los pseudocomponentes del C_7+ deberían ser seleccionados como parámetros de regresión en suma a los coeficientes de interacción binarios para C_1 - (pseudocomponentes del C_7+). No obstante, variar las constantes Ω_a y Ω_b puede ser interpretado como modificaciones en las propiedades críticas del componente. Para el caso del C_1 no es recomendable modificar estas constantes debido a que el C_1 es un componente puro. Por lo que no se aconseja modificar las propiedades críticas de compuestos bien definidos tales como metano, etano, propanos, butanos y pentanos. Se sugiere siempre considerar propiedades críticas de los compuestos más pesados, debido a las incertidumbres que acompañan a este tipo de compuestos.

3.2.2. Ajuste de EOS para gases naturales: Para el caso particular de gases naturales, normalmente la información experimental disponible está restringida a mediciones de punto de rocío. Algunas observaciones importantes que podrían ser útiles en el momento de ajustar la EOS a puntos de rocío experimentales son las siguientes.

Los coeficientes de interacción binarios, $k_{i,j}$, poseen un efecto directo sobre los puntos de rocío. A una temperatura fija, incrementos de $k_{i,j}$ producen aumentos de presiones de punto de rocío superiores.

Los coeficientes de interacción binarios, $k_{i,j}$, entre el metano y los seudocomponentes de la fracción pesada son variables de ajuste importantes. Y se recomiendan en este trabajo.

Las T_C y P_C (Ω_a y Ω_b) de los seudocomponentes de la fracción pesada pueden ser utilizados como variables de regresión.

4. FLUJO DE FLUIDOS

El flujo de cualquier línea que no presenta en su interior o su exterior algo que le aumente la temperatura, puede asumirse entonces que es un sistema isotérmico y adiabático. Con estas suposiciones podemos aplicar la primera y segunda ley de la termodinámica, para la siguiente ecuación:

$$\int V dP + \frac{g}{g_c} \Delta X + \frac{(\Delta v)^2}{2g_c} = -W_f - W \quad (33)$$

El trabajo que se pierde es totalmente atribuido a la fricción. El trabajo hecho para superar la fricción una distancia dL es proporcional a la superficie en contacto con el fluido, y aproximadamente al cuadrado de la velocidad y la densidad del fluido. Incluyendo una constante de proporcionalidad, f , la ecuación quedaría:

$$\text{Resistencia a la fricción} = (f)(dL)(\pi d)\left(\frac{v^2}{2g_c}\right)(\rho) \quad (34)$$

El peso del fluido en la tubería es igual a la longitud dL multiplicada por el área transversal y la densidad del fluido. Cualquier trabajo de fricción se presentará como la resistencia de la fricción movido a través de una distancia dL . Combinando estos conceptos en la anterior ecuación, obtendremos W_f :

$$W_f = \frac{2fLv^2}{g_c d} \quad (35)$$

Esta ecuación es llamada, la ecuación del Factor de Fricción de Fanning. Otras formas de esta ecuación se han publicado, las cuales solo difieren en el valor del coeficiente f .

Combinando las ecuaciones anteriores obtendremos la ecuación básica para flujo, que es conocida como la ecuación de Bernoulli.

$$\int VdP + \frac{g}{g_c} \Delta X + \frac{(\Delta v)^2}{2g_c} = -\frac{2fLv^2}{g_c d} - W \quad (36)$$

4.1 FLUJO EN TUBERÍAS Y NÚMERO DE REYNOLDS

A bajas velocidades, las moléculas del fluido o las partículas arrastradas por el fluido se mueven preferiblemente en línea recta. La velocidad del fluido es máxima en el centro de la tubería y cero en las paredes de tubería, este patrón de flujo se le denomina flujo laminar. Si la velocidad se incrementa alcanzará un punto crítico donde las partículas de fluido comenzaran a tener un movimiento aleatorio en dirección transversal a la dirección del flujo y llamamos a esta velocidad como la velocidad crítica. Este movimiento aleatorio es típico cuando nos referimos a flujo turbulento.

Reynolds desarrolló un numero adimensional que se puede considerar como la relación entre las fuerzas dinámicas del flujo masivo y el estrés debido a la viscosidad. Si el numero de Reynolds es menor que 2000, el flujo se puede considerar como laminar, si está por encima de 4000 el flujo es turbulento, pero si está entre 2000 y 4000 el flujo se puede tomar como turbulento o laminar.

4.2 EVALUACION DEL FACTOR DE FRICCION

El factor de fricción "f" debe evaluarse empíricamente. El método más común es usar la grafica de Moody. Este factor depende de la rugosidad y diámetro de la tubería, además del fluido que se esta trabajando.

El número de Reynolds que se encuentra en la abcisa, de esta grafica, se puede escribir de las siguientes formas:

$$R_e = \frac{dv\rho}{\mu} = \frac{q\rho}{0.785d\mu} = \frac{m}{0.785d\mu} \quad (37)$$

Este tipo de correlación aplica solo a fluidos Newtonianos. Los gases y la mayoría de líquidos con que trabajamos, son fluidos de este tipo.

4.3. FLUJO DE LÍQUIDOS NEWTONIANOS

La gráfica de Moody es una correlación muy confiable si se puede estimar la rugosidad de la tubería. Desafortunadamente, cuando se trabaja con esta gráfica no se sabe, si hay cambios con el tiempo. Inicialmente la tubería puede contener algunas escamas que son de fábrica, pero después de cierto uso, estas escamas pueden removerse por la acción del líquido, por lo que la pared de la tubería se vuelve de una textura más suave.

Sin embargo, existe otra grafica para hallar el factor de fricción, que se basa en pruebas de campo y en el número de Reynolds.

$$R_e \leq 2000 \quad (38)$$

$$R_e \geq 4000 \quad (39)$$

$$R_e : 4000 \geq 2000 \quad (40)$$

Aunque existen otros métodos para hallar el factor de fricción, los dos anteriores métodos, el de Moody y el basado en el número de Reynolds, son los más usados y sencillos.

4.3.1. Cálculo del diámetro de la tubería: Muchas veces queremos calcular el diámetro de una línea, a partir de una caída de presión y una

tasa de flujo determinadas. Pero, el factor de fricción, f , el número de Reynolds, Re , son funciones del diámetro, d , y de la velocidad. Es por eso, que cuando usamos la gráfica de f contra Re , si queremos saber el diámetro, es necesario hacer un cálculo de prueba y error.

Es posible una solución directa para el cálculo del diámetro, mediante la manipulación de las ecuaciones básicas. La ecuación resultante es:

$$d = 1.625q^{0.4} \left[\frac{fL\rho}{(\Delta P_f)g_c} \right]^{0.2} \quad (41)$$

Como se vio anteriormente, el factor de fricción, se puede hallar de varias maneras, se recomienda el uso de las correlaciones (39) y (40). Aunque reemplazando estas ecuaciones en la ecuación (41), es más sencillo.

$$\textit{Tubería Pequeña} \quad d = 0.649q^{0.379} \rho^{0.172} \mu^{0.036} \left[\frac{L}{(\Delta P_f)g_c} \right]^{0.207} \quad (42)$$

$$\textit{Tubería Larga} \quad d = 0.647q^{0.376} \rho^{0.168} \mu^{0.041} \left[\frac{L}{(\Delta P_f)g_c} \right]^{0.208} \quad (43)$$

4.3.2. Cálculo de la capacidad de línea: El uso de la gráfica de f contra Re , para calcular la capacidad de una línea, con una caída de presión determinada, implica un cálculo de prueba y error. Sin embargo, existe una forma directa para hacerlo. De la misma manera como se hizo con el diámetro, empezamos con las ecuaciones básicas, usamos las correlaciones (39) y (40) y eliminamos q en vez de d . Obtenemos:

$$\textit{Tubería Pequeña} \quad q = \frac{3.127d^{2.64}}{\rho^{0.453} \mu^{0.094}} \left[\frac{(\Delta P_f)g_c}{L} \right]^{0.547} \quad (44)$$

$$\text{Tubería Larga} \quad q = \frac{3.180d^{2.661}}{\rho^{0.446} \mu^{0.107}} \left[\frac{(\Delta P_f)g_c}{L} \right]^{0.553} \quad (45)$$

4.3.3 Cálculo de caídas de presión: La caída de presión tiene las siguientes ecuaciones para un sistema con fricción normal.

$$\text{Tubería Pequeña} \quad \frac{\Delta P_f}{L} = \frac{q^{1.828} \rho^{0.828} \mu^{0.172}}{8.038g_c d^{4.828}} \quad (46)$$

$$\text{Tubería Larga} \quad \frac{\Delta P_f}{L} = \frac{q^{1.806} \rho^{0.806} \mu^{0.194}}{8.081g_c d^{4.806}} \quad (47)$$

Estas ecuaciones describen adecuadamente el flujo de fluidos Newtonianos, en línea recta a través de una tubería de acero, bajo condiciones de flujo turbulento.

4.3.4. Válvulas y accesorios: Las caídas de presión debido a las válvulas y accesorios se deben tomar separadamente de las halladas anteriormente. El método más común usado para contar con la caída adicional de presión es el uso de longitudes equivalentes. Es decir, cada accesorio como válvulas, tees entre muchas otras, se les asigna una longitud equivalente, L_e , basado en su tamaño y geometría. Estas tablas de longitudes se encuentran en muchos libros por lo que se decidió no incluirlas en este trabajo.

Una vez la L_e , del accesorio se ha determinado, solo queda sumárselo a la longitud de la sección de tubería en línea recta. Entonces, el cálculo de la caída de presión es representado por la longitud total de la tubería, incluyendo las adiciones de L_e .

4.3.5. Máxima velocidad: La siguiente ecuación, especifica los límites máximos de velocidad:

$$v_{\max} = \frac{KA}{\rho^{0.5}} \quad (48)$$

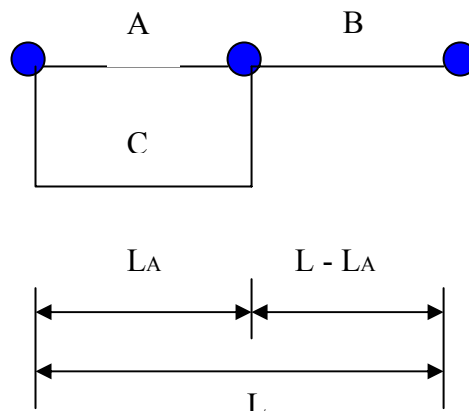
El API, recomienda tres valores de K; 100 para un cálculo normal de diseño, 125 para servicio intermitente, 150 para un valor que nunca se excederá. Estos valores están generalmente basados en limitaciones por corrosión y erosión en las curvaturas, codos o accesorios. Algunas compañías han encontrado que los altos valores de K, son aceptables para tuberías rectas con fluidos “limpios”.

4.4. DISEÑO DE SISTEMAS CON RAMALES O “LOOPS”

Muchas veces, cuando se trabaja con flujos en tuberías, se necesita incrementar la tasa de flujo por unidad de caída de presión en un sistema. Esto normalmente se hace para incrementar la capacidad de línea o para mantener la misma tasa de flujo pero con menos presión.

La solución mas común y más económica para resolver el problema, es colocar una o mas líneas paralelas a la original, ya sea de la misma longitud o menor que esta.

Figura 9. Diseño típico de un Loop



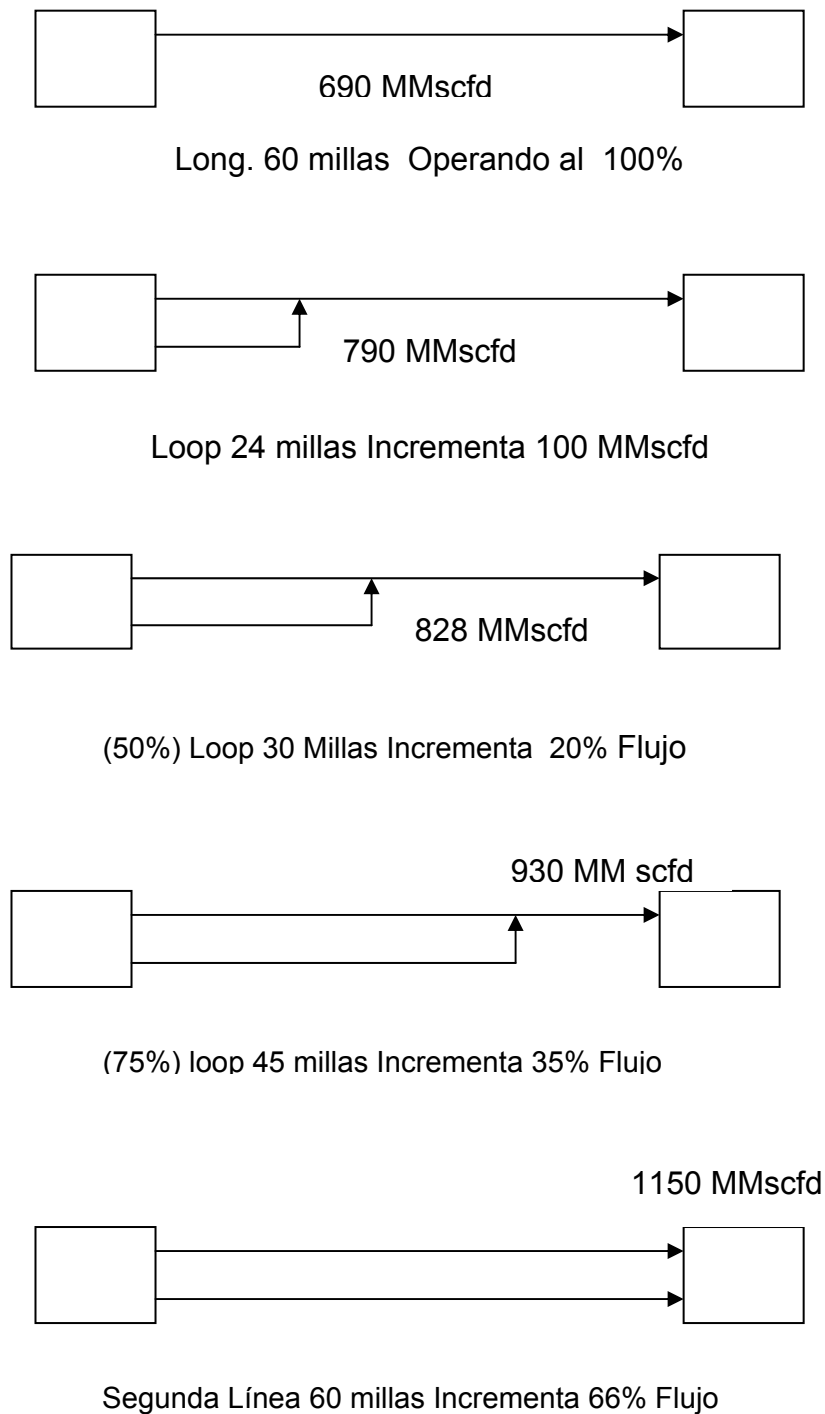
La figura nos muestra una vista esquemática de un sistema simple de loop, donde la línea C es el loop que le proporciona una mayor capacidad a la tubería. El loop y la línea paralela original, suelen ser de la misma longitud, aunque a veces las condiciones, tanto internas como externas de la tubería, hacen que cambie ésta longitud.

4.4.1 Capacidad del loop: Muchas veces es necesario saber la capacidad que tiene un sistema al cual se le ha hecho un loop, que en la gráfica sería la sección A. El loop va a ser entonces la sección C. La forma más rápida y exacta para analizar este problema es convertir a C en una simple línea, que tiene la misma longitud de A, con un diámetro, que le da a la línea la misma capacidad que la sección A, es decir asumimos que C va a ser igual a A, y se llevan a cabo los cálculos como se venían haciendo. Una alternativa es ajustar el diámetro a la línea y calcular la longitud equivalente de la línea, por lo que la capacidad de A va a ser igual a la de C.

Teniendo una línea con diámetro d_e , y longitud L_e , se tiene la capacidad de la sección C:

$$q_A + q_B = \frac{3.180 d_e^{2.661}}{\rho^{0.446} \mu^{0.107}} \left[\frac{\Delta P_f}{L} g_C \right]^{0.533} \quad (49)$$

Figura 10. Efecto en el flujo al hacer un Loop



4.4.2. Longitud del loop: Otra aplicación común, en el cálculo de loops, es la de estimar la longitud requerida para incrementar la capacidad del sistema cierta cantidad. Este cálculo debe hacerse estableciendo un balance de presión para el sistema:

$$\left(\frac{\Delta P_f}{L}\right)_A (L_A) + \left(\frac{\Delta P_f}{L}\right)_C (L - L_A) = (\Delta P_f)_{total} \quad (50)$$

4.5 FLUJO DE GAS

Las ecuaciones termodinámicas usadas para flujo de fluidos, vistas anteriormente, se pueden usar para gases. Sin embargo, para hacer un uso conveniente de estas, es mejor tener presente las siguientes suposiciones:

$$\int V dP + \frac{g}{g_c} \Delta X + \frac{(\Delta v)^2}{2g_c} = -W_f - W \quad (51)$$

No hay trabajo externo, hecho por o sobre el sistema.

El flujo es isotérmico

Los cambios en elevación en una tubería larga, son despreciables.

El flujo esta en estado estable

Con estas suposiciones, nos permite que la ecuación se pueda describir de la siguiente manera:

$$\int V dP + \frac{g}{g_c} \Delta X + \frac{(\Delta V)^2}{2g_c} = -\frac{2fL^2 v}{g_c d} - W \quad (52)$$

Todas las suposiciones hechas, son casi siempre satisfactorias para una tubería típica, sin embargo, algunas veces estas ecuaciones poseen un factor E, para corregir ciertas inexactitudes.

También a partir de la ecuación base, podemos hallar la presión promedio y la temperatura, con las siguientes ecuaciones:

$$P_m = 2/3 \left[\frac{P_1^3 - P_2^3}{P_1^2 - P_2^2} \right] = 2/3 \left[(P_1 - P_2) - \left(\frac{P_1 P_2}{P_1 + P_2} \right) \right] \quad (53)$$

Donde P1 y es la presión de entrada y P2 es la presión de salida.

$$T_m = \left[\frac{T_1 - T_2}{\ln \left(\frac{T_1 - T_g}{T_2 - T_g} \right)} \right] + T_g \quad (54)$$

Donde Tg es la temperatura que rodea la tubería.

Además de la ecuación vista existen otras ecuaciones, realizadas por diferentes autores, pero que son derivadas de la ecuación base, entre las más importantes tenemos:

Ecuación Weymouth: Evalúa el factor de fricción como función del diámetro. Puede usarse para flujos totalmente turbulentos.

$$q_{sc} = K \left[\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.0} \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) d^5}{f \gamma L T_m z_m} \right]^{0.5} \quad (55)$$

$$K = 5.62 * 10^5 \quad (56)$$

Ecuación AGA: Se utiliza para flujos parcialmente y totalmente turbulento, usando dos diferentes factores de transmisión, dependiendo principalmente de la rugosidad de la tubería.

$$q_{sc} = K \left[\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.0} \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) d^{0.5}}{\gamma^{0.961} L T_m z_m} \right]^{0.5} \quad (57)$$

$$K = 5.622 * 10^5 \quad (58)$$

$$F_t = F_f \sqrt{1 / f_{spl}} \quad (59)$$

Ecuación Panhandle A: suele usarse para flujos parcialmente turbulentos, pero a medida que se incrementa el flujo aumenta los errores. Esta ecuación posee sus propias expresiones para factor de transmisión y número de Reynolds.

$$q_{sc} = K \left[\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.0778} \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) d^{4.854}}{\gamma^{0.8541} L T_m z_m} \right]^{0.5394} \quad (60)$$

$$K = 1.198 * 10^7 \quad (61)$$

$$f = \frac{0.0189}{(q\gamma/d)^{0.1461}} \quad (62)$$

Ecuación Panhandle B : Es muy poco dependiente del número de Reynolds y es muy precisa para flujos totalmente turbulentos.

$$q_{sc} = K \left[\frac{T_{sc}}{P_{sc}} \right]^{1.02} \left[\frac{(P_1^2 - P_2^2) d^{4.961}}{\gamma^{0.961} L T_m z_m} \right]^{0.51} \quad (63)$$

$$f = \frac{0.0057}{(q\gamma/d)^{0.03922}} \quad (64)$$

Examinando las relaciones presentadas por diferentes autores, muestran que sus formas difieren principalmente en la representación del factor de transmisión, el cual define la energía perdida por la resistencia a fluir por varios tamaños de tubería, rugosidad o condiciones del flujo mismo.

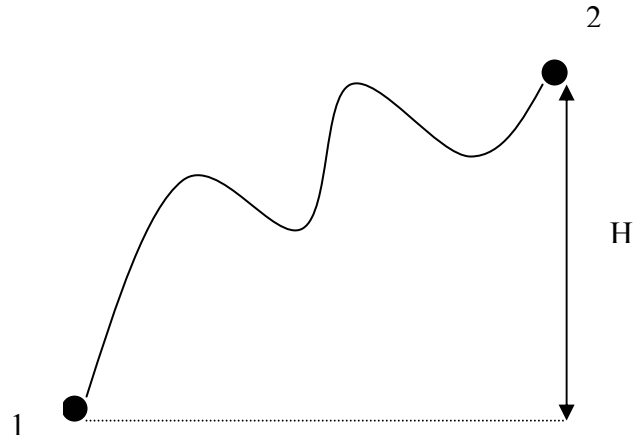
4.5.1 Velocidad máxima: La máxima velocidad permisible en una línea de gas, está gobernada por el ruido, las perdidas de presión y la turbulencia. La velocidad que se usa para el diseño siempre debe ser mucho menor que la máxima velocidad calculada. La siguiente ecuación es una guía para establecer los límites de máxima velocidad en una tubería:

$$v = \frac{A}{\rho^{0.5}} \quad (65)$$

A presiones cercanas a los 1000 psia, la ecuación dará una velocidad de 17-18 m/s, pero a presiones de 2000 psia, la velocidad será 2 o 3 veces ésta cantidad.

4.5.2 Presión estática o de cabeza: Todas las ecuaciones que hemos trabajado, como las utilizadas para el calculo del flujo del gas, están basados en la suposición que la línea siempre va a ser horizontal, pero en la realidad la tubería puede tener varios cambios en la elevación, como se puede apreciar en la siguiente figura

Figura 11. Cambios de Elevación en una Tubería



Para flujo de una sola fase, deben hacerse algunas correcciones para los cambios de elevación entre los puntos 1 y 2. Pero antes de usarse esas ecuaciones, debe hacerse también, una corrección para P1 y P2, para convertirla en ΔP , como si se tratara de una línea horizontal. Para llevar a cabo esto se pueden usar varios modelos, sin embargo existe una ecuación muy sencilla que usa temperatura y compresibilidad promedias, asume un factor de fricción constante e ignora los cambios de energía cinética. Esta ecuación es:

$$\frac{H\gamma}{AT_m z_m} = \ln\left(\frac{P_A}{P_B}\right) \quad (66)$$

Lo que se está haciendo es convirtiendo el perfil mostrado anteriormente, a uno en línea recta. Si la presión de la línea P1, se ajusta , la presión en el punto 2, depende si la línea horizontal va hacia abajo o hacia arriba. Se usaron los subíndices A y B para identificar sólo los cambios de presión debidos a la cabeza. Para el caso que la línea va hacia arriba, P2 debe ser mayor que la P2 real, para poder usar las ecuaciones de flujo

horizontal. En la ecuación (66) la P_2 real se introducirá como P_b . El valor de P_a se resolverá, y será la nueva P_2 en las ecuaciones de flujo horizontal. Para el caso que la línea vaya bajando la P_2 será menor que la P_2 real y el proceso para el uso de la ecuación es muy complicado.

4.5.3 Cambios de temperatura en tubería: La mayoría de las ecuaciones usadas comúnmente para calcular las caídas de presión, requieren el uso de un simple valor de temperatura, en algunos casos se usa la temperatura promedio. Lo importante es que este valor sea representativo de toda la línea, ya que tiene un impacto directo en la propiedad que se está evaluando.

La predicción de la distribución de temperatura en un sistema fluyendo, puede ser tan importante como el perfil de presión, ya que afecta las consideraciones del diseño. Los hidratos de gas, el comportamiento de fase vapor-líquido, el contenido del agua, son todos casos muy sensibles a la temperatura, es por eso que es necesario un dato bien confiable, para hacer los cálculos y obtener resultados lo más exactos posibles.

4.5.3.1 Coeficiente de transferencia de calor global (u): Este es sólo un número que representa todas las resistencias al flujo de calor que puedan ocurrir en una tubería. A continuación una lista, de las resistencias más comunes:

Película entre el fluido y la pared de la tubería

Conductividad de la pared interna de la tubería

Espacio entre la tubería de interna y la externa

Pared de tubería

Capa que envuelve la tubería

Aislante

Capa de concreto

Tierra alrededor de la tubería con temperaturas por encima de lo normal.

Para una tubería que se encuentra bajo tierra, normalmente presenta las resistencias 1, 4, 5, 7, y 8 de la lista anterior. Mientras que una tubería que esta en el fondo del mar presenta las resistencias 1, 2, 3, 4, 7, y 8.

El uso del aislante se justifica solo en casos muy especiales.

4.5.3.2 Temperatura de la tierra o agua que rodea la tubería: Este valor como es de imaginar es una valor que no es constante, ya que depende de muchos factores. Cuando se entierra una tubería, la temperatura de la tierra variara entre 2 y 16%, de estación a estación o de un piso térmico a otro, por lo que este cambio de temperatura no durará mucho. Por otro lado, encontraremos alrededor del mismo rango de temperatura, cuando nos referimos a una tubería que esta bajo el fondo del mar, cerca de los 100 ft.

Debido a los cambios de esta temperatura, el valor de U variara igualmente. En un lugar donde existan estaciones o marcados cambios de clima el valor de U puede ser 50-060% más grande en invierno que en verano.

4.5.3.3 Tubería que no están enterradas: La máxima temperatura del fluido en la tubería es el resultado de la ganancia de calor en el día, debido a la radiación del sol, y la correspondiente pérdida de calor por convección con el aire. La tasa relativa de estos datos, determinará la tasa de calor con la distancia. La temperatura depende principalmente de:

Hora del día

Condiciones atmosféricas

Temperatura del aire

Velocidad del viento

Color de la superficie de la tubería

Tasa de flujo y propiedades del fluido.

En las noches, incluso en climas tropicales, las pérdidas de calor pueden llegar a ser muy grandes, por lo que calcular la magnitud de estos cambios no es muy fácil. No hay un método exacto para la predicción de esta temperatura, pero existen datos disponibles en la literatura.

4.5.3.4 Aislantes: El propósito de usar aislantes es la de disminuir la tasa de perdidas o ganancias de energía, desde una tubería o hacia una tubería. La cantidad y tipo de aislante depende principalmente de las limitaciones mecánicas y del aspecto económico.

4.5.4 Flujo de gas en estado inestable: En todas las discusiones hechas hasta ahora, se ha trabajado con estado estable, sin embargo es importante considerar algunos casos en donde el estado inestable se presenta, a continuación se enuncian dos de ellos:

4.5.4.1 Flujo transitorio: Cuando existe una demanda por encima de la habitual, o cuando la tasa de flujo se lleva al máximo, ocurre un flujo en estado inestable y se le conoce como “picos de flujo”; en este caso la salida de flujo excede a la entrada de flujo, lo que hace que la presión decline a través de toda la línea. Sin embargo mientras no ocurran los picos de flujo, el flujo de entrada será mayor que el de salida y la presión volverá a subir.

4.5.4.2 Turbulencia cuando se cierra una válvula: Cuando se cierra una válvula en una línea, siempre dará origen a una turbulencia. La energía cinética del fluido se convierte en energía interna cuando el flujo para. Una ola u onda viaja a través de toda la línea pero en contracorriente al fluido, que se encuentra moviéndose todavía, solo que

disminuyendo su velocidad. Cada sección de la línea se comporta de forma diferente, pero se puede decir que hasta que el fluido no para, la presión decrece en forma abrupta. Como podemos ver existe un flujo de gas en estado inestable.

4.6 FLUJO DE DOS FASES (LIQUIDO – GAS)

El flujo simultáneo de líquido y gas en una línea, es una de las operaciones más importantes. Para muchas instalaciones el uso de una línea de dos fases es la solución más económica, ya que reduce el metal necesario, y el costo en un 25% el costo, en comparación si se construyera una línea de una sola fase, aunque pueden haber algunas excepciones, como cuando se construye una línea de dos fases en costa afuera, allí es más difícil de diseñar y operar una línea como ésta, además que el costo se incrementa considerablemente.

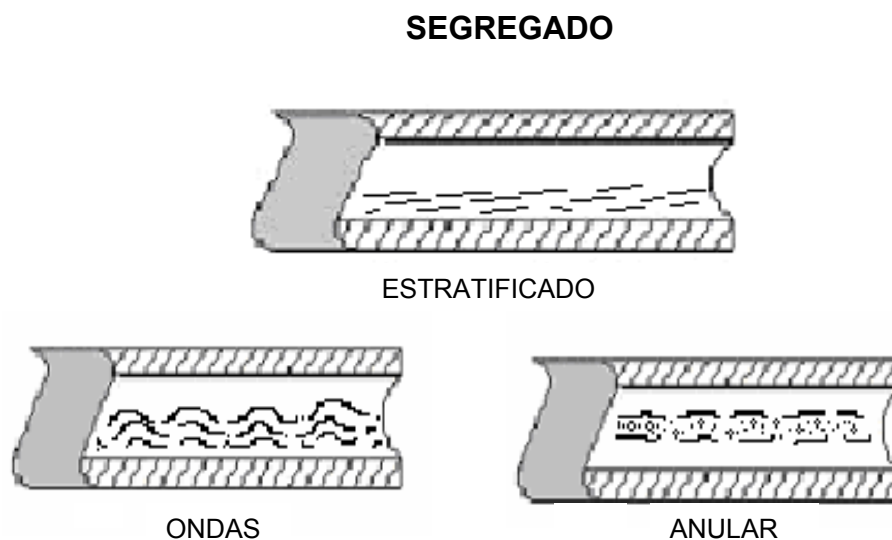
El diseño de una línea para dos fases está basado en los mismos principios termodinámicos y principios de flujo de fluidos discutidos anteriormente. Como en el flujo de una sola fase, la predicción del trabajo perdido (fricción), es totalmente empírica, así cualquier método debe estar limitado por los tamaños de la tubería, características de fluido, condiciones de flujo, geometría y las relaciones gas-líquido usadas en cada correlación. La principal diferencia entre las dos clases de líneas radica en que el cálculo de la caída de presión en una línea de dos fases es más difícil de calcular, ya que el flujo de dos fases puede tomar varias formas, y la caída de presión puede variar ampliamente, dependiendo de las condiciones de flujo. Otra importante diferencia sería que los cambios en elevación en la tubería de dos fases, son mayores que en una línea de una sola fase.

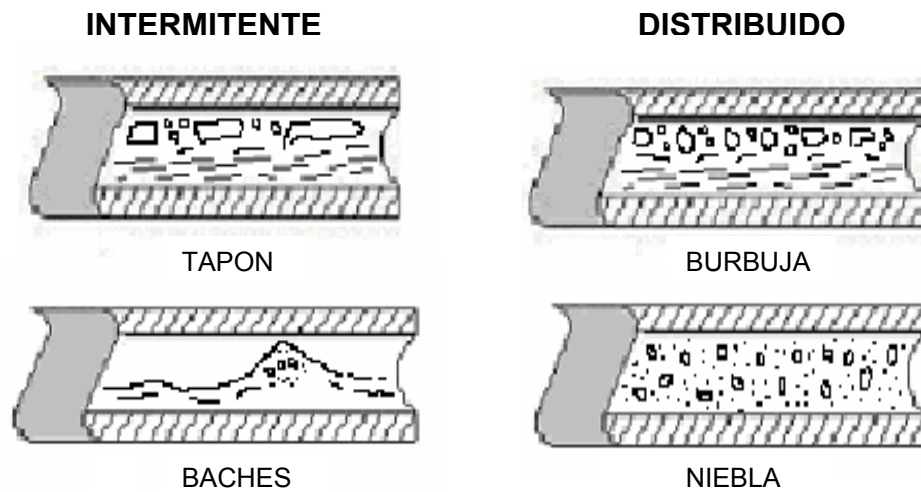
Cuando trabajamos en una línea de dos fases podemos ver que no hay una correlación mejor que otra, por eso debemos examinar la clase de

sistemas en los cuales está basado dicho modelo. Es por esto que es tan importante tener datos de los sistemas existentes. Como todas las ecuaciones son semi-empíricas, la extrapolación mas allá del rango de datos usados para desarrollar dicha ecuación, es extremadamente arriesgada, si queremos unos resultados exactos. Por ejemplo, algunas correlaciones se han basado en datos para tubería horizontal y diámetro pequeño, pero cuando su aplicación se lleva a tuberías con gran diámetro y cambios de elevación, entonces sus resultados son limitados e inexactos.

4.6.1 Regímenes de flujo: Este término es usado para caracterizar como el líquido y el gas fluyen dentro de la tubería. Estos regímenes se pudieron determinar, gracias a que se pudo fotografiar el comportamiento de los fluidos, cuando estos fluían por una tubería transparente, y allí se observaron un gran número de regímenes. Sin embargo estos regímenes se pueden agrupar en siete más importantes, que pueden cubrir los demás.

Figura 12. Regímenes de Flujo en un Tubería horizontal





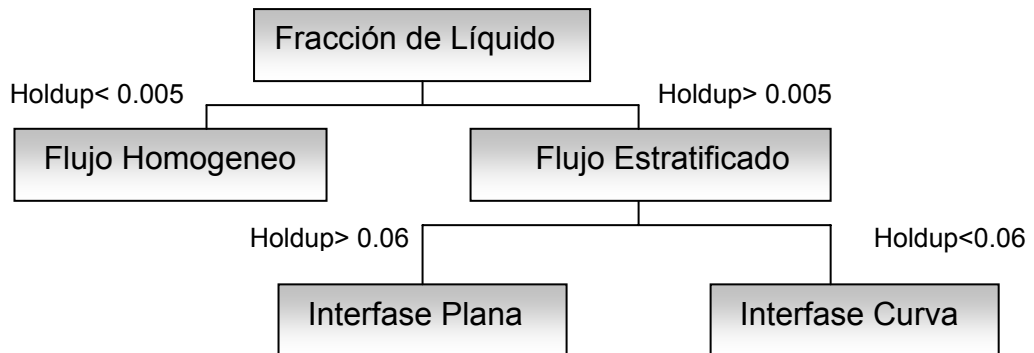
Muchas ecuaciones y mapas empíricos se presentaron para determinar los patrones del flujo líquido-vapor como función de las propiedades de fluido y tasas de flujo. Uno de los más usados para flujo horizontal fue el desarrollado por Mandhane, que es el que se muestra en al anterior figura. Hay que tener en cuenta que los mapas de los regímenes para flujo horizontal, no se deben usar para flujo vertical y viceversa. Además, existen otros mapas que tienen en cuenta la inclinación del terreno y además los efectos de los cambios de diámetro de la tubería.

El comportamiento básico de sistemas de dos fases depende de si las fases de líquido y gas están presentes como una fase continua. Por ejemplo, en el flujo burbuja, existen una serie de burbujas de gas en el líquido, aquí el gas no es una fase continua. Por otro lado en el flujo niebla, existen unas pequeñas partículas de líquido suspendidas en el gas, aquí el líquido no es una fase continua, mientras que el gas sí lo es.

En ambos casos, la fase discontinua puede considerarse que está alterando solo el comportamiento de la fase continua. Una propuesta es modificar las propiedades y/o factor de fricción de la fase continua y entonces tratar el sistema como un flujo de una sola fase, esto lo

podemos apreciar en el flujo burbuja, donde se pueden hacer los cálculos como si fuera un flujo de una sola fase, también en el flujo niebla se puede hacer lo mismo, pero haciendo una corrección.

Figura 13. Determinación de los regímenes de flujo



En algunos regímenes mostrados en la anterior figura, ambas fases pueden ser continuas, lo que hace más complicado el sistema, debido a las interacciones entre las fases discretas. Una de ellas es que el gas se mueve más rápido que el líquido, lo que hace que se presente una fuerza de corte en la frontera de fase. Lo que nos lleva a la conclusión que el carácter de flujo, depende de tales variables, las densidades, viscosidades y velocidad de cada fase así como de la relación gas-líquido y propiedades como la tensión superficial.

En una línea, de determinada longitud, se pueden presentar varios regímenes de flujo, debido a la variedad de fuerzas, y relaciones gas-líquido. Además hay que tener en cuenta los cambios que se puedan presentar, como cuando un líquido se condensa de un gas, o un gas se puede formar de un líquido, todo esto dependiendo del comportamiento de fase, partiendo de aquí es necesario analizar la correlación que se va a usar.

Otro factor que hay que considerar, son las pérdidas por fricción. Como ya vimos el factor de fricción en flujo de una sola fase, es una representación de las pérdidas entre el fluido y la pared de la tubería y está en función de las propiedades del fluido, velocidad de fluido, diámetro y rugosidad de la tubería. Pero en el flujo de dos fases es un poco diferente, allí hay dos fases con distintas propiedades, interactuando con la pared de la tubería, y entre ellas mismas, por lo que el factor de fricción depende de más y complejas variables. La diferencia entre las correlaciones que se van a usar dependen de cómo se manejan estas variables para ajustar los datos.

Debido a las fuerzas complejas que se manejan para determinar el factor de fricción, se han diseñado varios grupos adimensionales aparte del número de Reynolds, entre ellos tenemos el número de Froude, el número de Weber y el número de Euler.

4.6.2 Cálculos de caídas de presión: Para los cálculos de caída de presión en un flujo bifásico, existen muchas correlaciones, tanto para flujo vertical como para flujo horizontal, sin embargo el grado de incertidumbre y de error en el cálculo se hace más grande que en el de una sola fase, debido a la complejidad del flujo. Por eso encontrarse con errores de hasta 20% es muy común, especialmente en casos en que las velocidades son muy altas o muy bajas, el terreno varía mucho en inclinaciones o cuando las propiedades del fluido no son adecuadamente conocidas. Además, las diferentes correlaciones para flujo bifásico, pueden dar diferentes valores de las caídas de presión.

Las principales caídas de presión se presentan por las siguientes razones:

La fricción: el cálculo de la caída de presión por el componente fricción se calcula usando el método de Dukler.

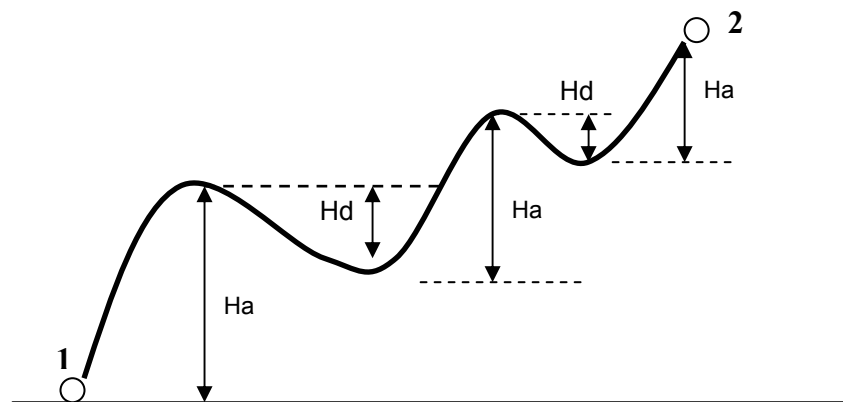
La elevación: se puede hallar su caída de presión, con la ecuación de Flanigan

El Holdup de líquidos: Se puede hallar por Dukler, pero Eaton ofrece mejores resultados. Aunque hay otras correlaciones que se verán mas adelante

4.6.3 Flujo horizontal para dos fases: Ninguna tubería que esté enterrada, ya sea en el continente o en el fondo del mar, es estrictamente horizontal. La palabra horizontal, simplemente significa que la longitud de la línea es mucho mayor que cualquier cambio de elevación. En tales líneas, el flujo de dos fases puede ocurrir cuesta abajo, cuesta arriba u horizontalmente. Por lo que se puede decir que algunos aspectos de la tubería vertical están ocurriendo simultáneamente con dicho flujo horizontal.

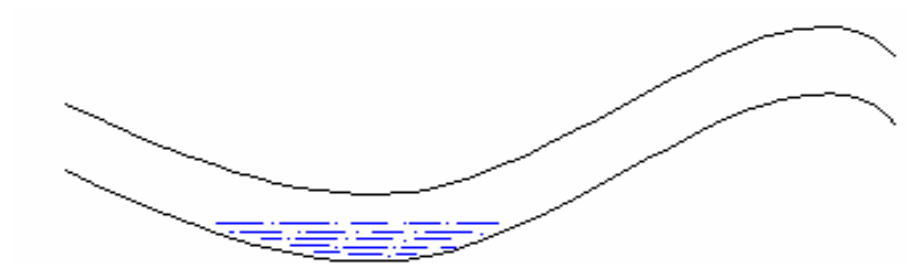
La siguiente figura muestra una típica línea donde la magnitudes del descenso y el ascenso, se han obtenido por medición del terreno. A diferencia del flujo en una sola fase, cada cambio de elevación entre (1) y (2) afecta las consideraciones de cabeza.

Figura 14. Típica línea con ascensos y descensos



Si la energía del líquido entrando a un declive, como se muestra en la siguiente figura, es insuficiente para subir la siguiente colina o ascenso, el líquido se quedará estancado en aquel declive.

Figura 15. Ejemplo Cuando un líquido se estanca en un declive



A medida que el líquido sube, la capacidad para fluir el gas disminuye. En algún punto de la línea hay suficiente presión para que el fluido empiece a moverse, entonces una parte del gas es empujado y la otra parte regresa. El líquido que está fluyendo, ayuda a que el fluido que está estancado, comience a subir la siguiente colina. El proceso se repite sucesivamente hasta que se mueva todo el líquido por toda la línea. Sin embargo esto hace que haya muchas pérdidas de presión y de capacidad de flujo de gas por la línea, es por eso, que siempre se busca mantener la presión y la tasa de flujo lo suficientemente alta para mantener el líquido en movimiento.

4.6.4 Correlaciones base: Todas las correlaciones involucran alguna clase de balance de momentum y ecuación de continuidad, que contienen términos de cabeza, fricción y efectos de aceleración. Esto varía según el régimen de flujo que presente el fluido, así es común escribir una ecuación diferente para cada régimen específico.

Este balance asume las siguientes suposiciones:

Estado estable

No presenta reacciones nucleares

No hay compresores ni bombas en el sistema

Adiabático

Con estas limitantes, se establece la base de los cálculos de la mayoría de los fluidos. Pero la complejidad de las soluciones se ha incrementado con el desarrollo de los modelos de computadora, lo que hace que actualmente existan una gran variedad de correlaciones, aunque estas se pueden agrupar en tres diferentes clases (clase 1, clase 2, clase 3). De estas tres, la clase que se ha venido trabajando en todos estos años, ha sido la Clase 3, que presenta las siguientes características:

Densidad es ajustada por el Hold-up de líquido

El hold-up de líquido es calculado por el concepto de caída de velocidad, que es la diferencia entre las tasas de flujo de gas y líquido.

La fase continua determina las pérdidas de fricción

Se consideran los regímenes de flujo

Aunque, se recomienda hacer los cálculos por diferentes métodos para establecer un rango de comportamiento y obtener las respuestas más exactas. Ningún método es superior a los otros y ninguno se aconseja por encima de los otros.

Uno de estos métodos, es el de Flanigan, que nos ayudará a entender la importancia de las variables que se involucran en estos cálculos.

4.6.4.1 Correlación modificada de Flanigan: Flanigan obtuvo la correlación sobre sistemas de campo, y es relativamente simple. La relación entre la tasa de flujo, diámetro y caída de presión se representa

por la ecuación de Panhandle A. Además se hicieron dos correcciones para flujo bifásico:

El valor de presión en la salida (P2) se ajusta por la pérdida de presión debido a los cambios de elevación, incluyendo los hold-ups.

El termino de eficiencia (E), es una medida que refleja el comportamiento del sistema, basado en la relación de velocidad del gas y líquido.

La ecuación modificada de Panhandle, seria:

$$q_{sc} = K(T_{sc} / P_{sc})^{1.0788} \left[\frac{P_1^2 - (P_2 + \Delta P_2)^2}{T_m L z_m} \right]^{0.5394} (1/\gamma)^{0.4606} (d)^{2.6182} E_{tp} \quad (67)$$

El término (P2 + ΔP2) es la presión de salida de una línea totalmente horizontal, equivalente a la presión P2.

La corrección de presión para flujo inclinado es calculada por la siguiente ecuación:

$$\Delta P_2 = A(\rho_L E_h \sum H_u - \rho_g \sum H_d) \quad (68)$$

Los términos de cabeza, son hallados del perfil de la línea, que vimos anteriormente. La velocidad superficial del gas, es la actual tasa volumétrica dividida por el área transversal, y se asume que el gas ocupa toda la tubería. A medida que la velocidad disminuye las pérdidas en cabeza son altas. La velocidad para usar en esta grafica, se puede calcular por la siguiente ecuación:

$$v_{sg} = (A) \frac{q_{sc} z_m T_m}{d^2 P_m} \quad (69)$$

5. GENERALIDADES DEL GAS EN COLOMBIA

A diferencia del sector eléctrico, cuya evolución inició a finales del siglo XIX, la prestación del servicio público domiciliario de gas natural inició a comienzos de los setentas, en forma aislada, alrededor de los yacimientos encontrados en algunas regiones del país como la Costa Atlántica, Santander y Huila. Luego de un largo período de bajo crecimiento, a pesar de la existencia de reservas en el país, en 1986 se inicia el programa “gas para el cambio” cuyos principales objetivos fueron: Aumentar la cobertura regional, llevar a cabo la interconexión nacional y promover nuevos hallazgos. :

Hacia 1993 el CONPES define directrices para que ECOPETROL liderara la interconexión nacional y para el desarrollo del marco regulatorio de la industria.

ECOPETROL adelantó, entre 1995 y 1997, la interconexión entre los principales yacimientos y centros de consumo, mediante la construcción de más de 2.000 Km. de gasoductos entre el Departamento de la Guajira, el Centro y Suroccidente del país y los llanos orientales .

Mediante la Ley 401 de 1997, se separó la actividad de transporte de gas de ECOPETROL y se conformó la Empresa Colombiana de Gas - ECOGAS. Durante el período 1997-1998, se otorgaron concesiones de áreas de distribución exclusiva de gas para extender la cobertura del servicio en los

departamentos de Quindío, Caldas, Risaralda, Valle y Tolima

Funcionalmente se distinguen cuatro actividades principales en la industria de gas: producción-comercialización, transporte, distribución y comercialización. Cada una de estas actividades tiene un tratamiento regulatorio independiente, y disposiciones que limitan la integración vertical y horizontal de actividades. Desde el punto de vista de estructura de propiedad dichas actividades son desarrolladas tanto por entes privados como públicos en el caso de la producción-comercialización y transporte y mayoritariamente por los entes privados en el caso de la actividad de distribución/comercialización.

A nivel estadístico las reservas de gas del país ascienden a cerca de 6.7 Terapiés cúbicos, se cuenta con una infraestructura de transporte cercana a los 2.800 Km. Por otra parte la demanda de gas natural se situó durante los años 1997 y 1998 alrededor de los 600 MPCD con lo cual se atendieron cerca de 1.8 millones de usuarios a finales de 1999.

5.1 SISTEMA NACIONAL DE TRANSPORTE

Se entiende como Sistema de Nacional de Transporte, el conjunto de gasoductos localizados en el territorio nacional, excluyendo conexiones, que vinculan los centros de producción de gas del país con las Puertas de Ciudad, Sistemas de Distribución, Usuarios No Regulados, Interconexiones Internacionales o Sistemas de Almacenamiento. (Resolución CREG-001 de 2000)

Las principales empresas transportadoras del país, son ECOGÁS, empresa de

derecho público, propietaria de la gran mayoría de la infraestructura de transporte del interior del país y Promigas S.A., empresa privada propietaria de la gran mayoría de los gasoductos de la Costa Atlántica. Los transportadores restantes, se han desarrollado a través de contratos de concesión con el Ministerio de Minas y Energía. Dichos transportadores son: TRASMETANO, TRANSORIENTE, GASODUCTO DEL TOLIMA, PROGASUR y otros por libre iniciativa como en el caso de TRANSOCCIDENTE y TRANSCOGAS.

A diferencia del sector eléctrico, donde existe un régimen de transportador común, la obligación de un transportador, Interconexión Eléctrica S.A., de efectuar la expansión y un proceso de planeación centralizada de la expansión, la modalidad de transporte de gas es la de transportador por contrato, en el cual los diferentes servicios de transporte, así como la expansión de la infraestructura, depende de los términos y condiciones de los contratos respectivos.

5.2 PLANEACION DE UN SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN

La responsabilidad de un distribuidor es suministrar un flujo continuo de gas sin interrupción de una forma segura y rentable. Para lograr este objetivo debe prever las demandas actuales y futuras del cliente.

Planear la demanda de gas en un sistema de distribución es complicado por lo que se debe investigar sobre tendencias de consumo recientes, el potencial para futuros clientes, el valor de coincidencia lo que nos determina una demanda máxima.

El tamaño de las tuberías es una consideración importante en la fase de planeación del sistema, la presión en la tubería disminuye en la dirección del

flujo donde la caída de presión es una función de la tasa de flujo, diámetro, rugosidad de la tubería y turbulencia. Debido a la complejidad de sistemas de distribución de gas con diferentes diámetros y velocidades de flujo se usa software para calcular las caídas de presión en el sistema. Cada sección de línea en el sistema se trata como una unidad separada, se asume una tasa de flujo inicial para cada línea y se calcula la caída de presión para ese segmento y en cada punto donde concurren dos o más líneas, las presiones deben ser iguales y el volumen de gas que entra a la conexión es igual al volumen que sale del sistema.

5.3 OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DEL GASODUCTO

La preocupación principal en la operación de un gasoducto es el balance de empaque de la línea, el cual se determina controlando la cantidad de gas que entra al sistema y el programa de entrega al consumidor o distribuidor.

El mantenimiento de un gasoducto incluye los siguientes aspectos:

- Vigilancia periódica al derecho de vía y reparar posibles problemas potenciales en la estabilidad
- Asegurar que la protección catódica esté funcionando
- Mantenimiento regular a toda la instrumentación
- Inspección interna ocasional a los equipos
- Calibración periódica a los equipos de medición

5.4. DISTRIBUCIÓN DE LA CAPACIDAD DEL GASODUCTO

Un gasoducto se diseña a una capacidad máxima de flujo , capacidad que debe ser repartida entre los distribuidores y/o consumidores mediante asignación que se deriva mediante unos contratos de transporte previamente acordados.

En el mercado de transporte de gas existen los contratos de servicios de transporte en firme, servicio interrumpido y servicio ocasional. El servicio en firme significa que el transportador y/o productor de gas garantiza al distribuidor y/o consumidor una cantidad fija de gas denominado “contrato de demanda “y este a su vez paga el valor de dicha cantidad consuma o no consuma el gas. El servicio interrumpible es aquel gas que se suministra sin una garantía de entrega, es decir puede ser suspendido por iniciativa del productor y/o transportador sin ninguna penalización para este cuando el sistema lo requiera. El servicio ocasional es aquel gas que día a día puede estar disponible para entrega y que debe ser solicitado por el consumidor para su uso durante un mismo periodo.

Existen dos aproximaciones regulatorias para la actividad de distribución: la primera se basa en las fórmulas tarifarias, precios máximos y metodologías establecidas por la CREG; la segunda se basa en precios máximos obtenidos en procesos licitatorios, con derechos de exclusividad en áreas geográficas específicas.

En la actualidad existen cerca de veinte empresas distribuidoras de gas natural por redes en el país, seis de las empresas prestan el servicio bajo contratos de concesión exclusiva enmarcados dentro de lo establecido en la

Ley 142 de 1994, buena parte de las empresas restantes prestan el servicio bajo contratos de concesión, no exclusiva, otorgados por el Ministerio de Minas y Energía con anterioridad a la expedición de la Ley 142 de 1994.

5.5 FALLAS EN GASODUCTO

Un gasoducto es diseñado con válvulas de bloqueo operadas automáticamente instaladas cada 20 o 30 kilómetros, las cuáles actúan al presentarse pérdidas de presión a un nivel previamente ajustado

Los estudios muestran que las causas principales de falla en un gasoducto se deben a:

5.5.1 Partículas sólidas: El gas natural en los sistemas de gasoductos, no debe contener arena, polvo, u otras impurezas en cantidades que puedan interferir con la eficiente operación de los gasoductos o redes de distribución, con la medición o con el uso comercial el gas. En caso de presentarse se deben tomar todas las medidas conducentes a la identificación del material contaminante y la fuente para tomar las medidas correctivas del caso.

Estos elementos tienen graves efectos en la eficiencia del gasoducto o red de distribución, graves interferencias para una excelente medición, o pueden contener componentes tóxicos que determina un manejo especial para su disposición.

5.5.2 Contenido de vapor de agua: Normalmente en los gasoductos rara vez el gas está completamente seco o saturado. Por eso la presencia de vapor de agua da lugar a problemas tales como la determinación de la porción de gas seco, del valor calorífico de la mezcla, valor calorífico del gas seco cuando se conoce el del gas saturado, etc.

Debe tenerse en cuenta que la máxima presión de vapor de agua en el gas, se llama presión de saturación y depende de la temperatura de la mezcla.

5.6 CALIDAD DEL GAS NATURAL

El gas natural para su transporte y consumo energético requiere que se evalúe su calidad con el fin de garantizar una apropiada operación de los equipos que lo manejan o una adecuada eficiencia en los procesos de combustión.

La calidad del gas es fundamental en los contratos de transporte y compraventa, pues a la red de transporte conjugan diferentes tipos de gas provenientes de yacimientos con diferentes características, lo que hace necesario garantizar una calidad al consumidor final.

Cuando se habla de calidad de gas entra a jugar un papel importante el esquema productor-transportador-distribuidor-consumidor final. Existen casos donde el negocio lo maneja una sola empresa que hace todas estas operaciones.

El RUT (Reglamento Único de Transporte para Gas Natural) establece. “El Gas Natural entregado al Transportador por el Agente en el Punto de Entrada del Sistema de Transporte y por el Transportador en el Punto de Salida, deberá cumplir con las siguientes especificaciones de calidad:

Tabla 2, Especificaciones de calidad del Gas Natural

ESPECIFICACIONES	Sistema Internacional	Sistema Inglés
Máximo poder calorífico bruto (GHV) (Nota 1)	42.8 MJ/m ³	1.150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto (GHV) (Nota 1)	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Contenido líquido (Nota 2)	Libre de líquidos	Libre de líquidos
Contenido total de H ₂ S máximo	6 mg/m ³	0.25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	23 mg/m ³	1.0 grano/100PCS
Contenido CO ₂ , máximo en % volumen	2%	2%
Contenido de N ₂ , máximo en % volumen	3	3
Contenido de inertes máximo en % volumen (Nota 3)	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.1%	0.1%
Contenido de agua máximo	97 mg/m ³	6.0 Lb/MPCS
Temperatura de entrega máximo	49 °C	120°F
Temperatura de entrega mínimo	4.5 °C	40 °F
Contenido máximo de polvos y material en suspensión (Nota 4)	1.6 mg/m ³	0.7 grano/1000 pc

Nota 1: Todos los datos referidos a metro cúbico o pie cúbico de gas se referencian a Condiciones Estándar.

Nota 2: El Gas Natural deberá entregarse con una calidad tal que no forme líquido, a las condiciones críticas de operación del Sistema de Transporte. La característica para medir la calidad será la “Cricondenterma” el cual será fijado para cada caso en particular dependiendo del uso y de las zonas donde sea utilizado el gas.

Nota 3: Se considera como contenido de inertes la suma de los contenidos de CO₂, nitrógeno y oxígeno.

Nota 4: El máximo tamaño de las partículas debe ser 15 micrones.

El análisis de las Especificaciones de Calidad incluirá una descripción de cada uno de los parámetros incluidos en las especificaciones, sus efectos y la comparación del valor establecido con otras Especificaciones Internacionales”.

5.6.1 Líquidos hidrocarburos: Los Hidrocarburos condensables, son productos que durante el transporte, dependiendo de la presión y la temperatura de operación, pueden condensar. Principalmente forman parte de éstos los hidrocarburos de alto peso molecular, como son los hexanos, heptanos, octanos, etc.

En términos generales la incidencia de los líquidos en la cadena del gas natural, entre otros, son:

- a) Reducen la eficiencia de transporte de gas natural.
- b) Inducen errores en la medición del gas.
- c) Causan daños en los sistemas de regulación y distribución.

- d) Causan daños en las turbinas de generación.
- e) Incrementan el riesgo de explosiones e incendios.

La variable que mide la potencial condensación de hidrocarburos del Gas Natural es la temperatura del Punto de Rocío (“punto de roció”), esta propiedad termodinámica es la temperatura a la cual un gas de composición específica, a una presión determinada, forma la primera gota de líquido.

Es práctica de ingeniería especificar como máximo valor de temperatura de punto de rocío un valor inferior en 10 °F a la mínima temperatura de operación del sistema.

Las mínimas temperaturas de operación en la cadena de transporte y suministro de gas natural ocurren en las estaciones de regulación de presión producto del bien conocido efecto Joule Thompson. Los análisis realizados en las estaciones de regulación de presión, considerando los aspectos climáticos del territorio nacional, han demostrado que las mínimas temperaturas de operación en los procesos de expansión, son:

Tabla 3 Temperaturas de pisos térmicos

Tipo de Clima	Temperatura (°F)	Temperatura (°C)
Piso Térmico Cálido	45	7.22
Otros Pisos Térmicos	35	1.66

En consecuencia los valores de temperatura de rocío a especificar, para evitar condensación de hidrocarburos en los puntos de regulación de presión y por consiguiente en el Sistema Nacional de Transporte, deberían ser:

Tabla 4 Temperaturas de operación para gasoductos

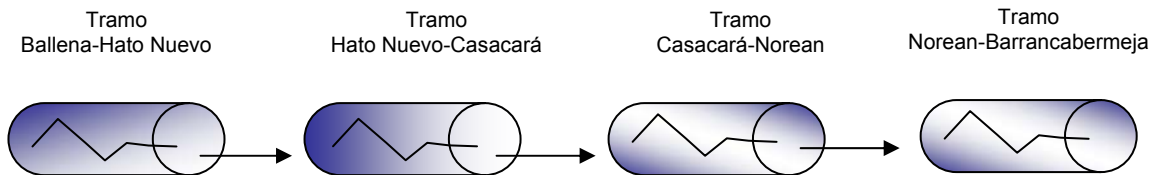
Tipo de Clima	Temperatura (°F)	Temperatura (°C)
Piso Térmico Cálido	35	1.66
Otros Pisos Térmicos	25	-3.88

La determinación de este parámetro puede realizarse directamente mediante el uso de medidores de puntos de rocío de hidrocarburos “Hydrocarbon Dewpoint Tester” o a través de métodos analíticos y de cálculos.

El punto de rocío de hidrocarburos, constituye uno de los parámetros de control en el cumplimiento regulatorio y contractual de las especificaciones de calidad del gas natural. La forma de determinar esta propiedad termodinámica del gas, con un grado de incertidumbre razonable, ha originado diferentes trabajos de investigación que confrontan los procedimientos directos y los inferidos por cálculos basados en el análisis composicional, la lectura, y las conclusiones de estos trabajos podrían dar lugar a confusiones sobre la selección de un método apropiado que permita conocer, con un grado de certeza determinado, el comportamiento del equilibrio de fases del gas natural.

6. MODELOS DE SIMULACION

Figura 16 Esquema del tramo simulado del gasoducto Centragas



La simulación del gasoducto Centragas fue dividida en cuatro sectores o tramos principales, como se evidencia en la figura anterior.

Con el fin de describir lo mejor posible, de acuerdo a las condiciones actuales de operación del gasoducto Centragas (Tramo Ballena – Barrancabermeja), se dispuso la utilización de información de mapas topográficos, planos de ruta de la línea, ubicación de accesorios, condiciones operacionales y cromatografías del gas, suministrada oficialmente por Promigás, Ecogas y ChevronTexaco. Adicionalmente, se recolectó información referente a las condiciones climatológicas de las regiones atravesadas por la ruta de la línea, dispuesta oficialmente por el IDEAM; así como información geológica acerca del tipo y composición de los suelos en los que la tubería del tramo Ballena – Barrancabermeja se encuentra enterrado.

Para la generación de las envolventes se trabajó un fluido base tomado con una cromatografía hasta C15+.

Se realizaron análisis de sensibilidad con el fin de observar la influencia de las condiciones operacionales y ambientales sobre la condensación de hidrocarburos para el fluido base dado.

6.1 ANÁLISIS DE LAS CORRELACIONES ENCONTRADAS EN EL SIMULADOR

En este trabajo, se realizó un análisis de sensibilidad detallado de las correlaciones disponibles en un simulador las cuales predicen el régimen de flujo, el holdup de líquido, y la caída de presión, debido a que son de suma importancia, y cuando se quiere hacer el análisis de un gas que fluye en una tubería se debe conocer el comportamiento de las correlaciones con el fin de sacar mayor provecho a la simulación y tener un mayor control de la misma.

Un gran número de correlaciones y modelos existen en la literatura y en los simuladores comerciales para ser aplicados en la simulación del flujo de mezcla gas- líquido en tuberías.

El objetivo de una correlación para el flujo de dos fases es predecir la fracción de líquido y de gas y la caída de presión en una sección transversal específica del tubo, para cantidades de líquido y gas entrando en la tubería.

En trabajos hechos previamente acerca del flujo de dos fases y flujo en dos componentes, se demostró que pueden existir cuatro tipos de mecanismos de flujo durante el flujo simultáneo de un sistema gas/líquido ó vapor/ líquido.

Estos mecanismos de flujo son:

1. El flujo de líquido y gas puede ser turbulento (flujo turbulento-turbulento).
2. El flujo de líquido puede ser viscoso y el flujo de gas puede ser turbulento (flujo viscoso- turbulento).

3. El flujo de líquido puede ser turbulento y el flujo de gas viscoso (flujo turbulento- viscoso).
4. El flujo de líquido y gas puede ser viscoso (viscoso- viscoso).

6.1.1 Correlación de Lockhart and Martinelli (1949): Datos de mezclas de aire y líquidos tales como keroseno, agua, benceno y varios aceites de un número de investigadores fueron usados en esta correlación. Diámetros de tubería cubiertos por rangos que van desde 0.0586 a 1.017 pulgadas. El resultado de la caída de presión de estos varios mecanismos de flujo es correlacionado por medio del parámetro X que es igual a la raíz cuadrada de la proporción de la caída de presión en el tubo si el líquido fluyera solo o si el gas fluyera solo. Este parámetro nos permite observar también el porcentaje de tubo llenado bajo cualquier condición de flujo para todos los tipos de mecanismos.

6.1.2 Correlación de Hughmark (1959, 1961): Hughmark usó datos para sistemas aire-aceite, aire-agua, aire-glicol y gas-aceite en rangos de diámetros de tubería de 1.049 a 7.75 pulgadas para formular esta correlación, la cual es aplicable solo para regímenes de flujo “bache”.

6.1.3 Correlación de Dukler (1964): Dukler propone varias versiones de una correlación de caída de presión basado en un análisis similar. Como resultado de comparar la variación de sus correlaciones con el banco de datos AGA/API concluyeron que la formulación de no-deslizamiento de su método es el indicado.

6.1.4 Correlación de Govier and Aziz (1972): Esta correlación es propuesta para usarse en el régimen de flujo burbuja alargada y disperso.

Está derivada de consideraciones mecánicas y al igual que el método de Beggs and Brill, es usado en conjunto con el holdup de líquido calculado

por el procedimiento propuesto de Mandhane en lugar de una simple correlación propuesta originalmente por Govier and Aziz.

6.1.5 Correlación de Beggs and Brill (1973): Incluido en el procedimiento global de Beggs and Brill, esta correlación es un método para predecir la fracción de volumen de líquido in-situ. El valor calculado de la fracción de volumen líquido in-situ normalmente se usa en el cálculo de pérdidas de presión. El valor de holdup utilizado con la correlación de Beggs and Brill se determinó usando el procedimiento de selección propuesto por Mandhane.

6.1.7 Correlación de Baker (1988): Baker realizó una modificación un poco más compleja que la correlación de Lockhart and Martinelli en un esfuerzo por mejorar la exactitud con respecto a diámetros de tuberías más grandes. Comparando los valores predichos con los datos de campo, Baker realizó una serie de cinco ecuaciones para ser usadas con diferentes patrones de flujo en lugar de una correlación gráfica.

Todas estas ecuaciones incluyen una dependencia de diámetros de tubería que no son presentados en la correlación de Lockhart and Martinelli. Sin embargo Baker mantuvo los parámetros establecidos por Lockhart and Martinelli en su correlación.

6.2 MODELO GENERAL

Para realizar el presente trabajo se dispuso de información suministrada oficialmente por Promigás, Ecogás y ChevronTexaco, de la tubería del tramo Ballena – Barrancabermeja

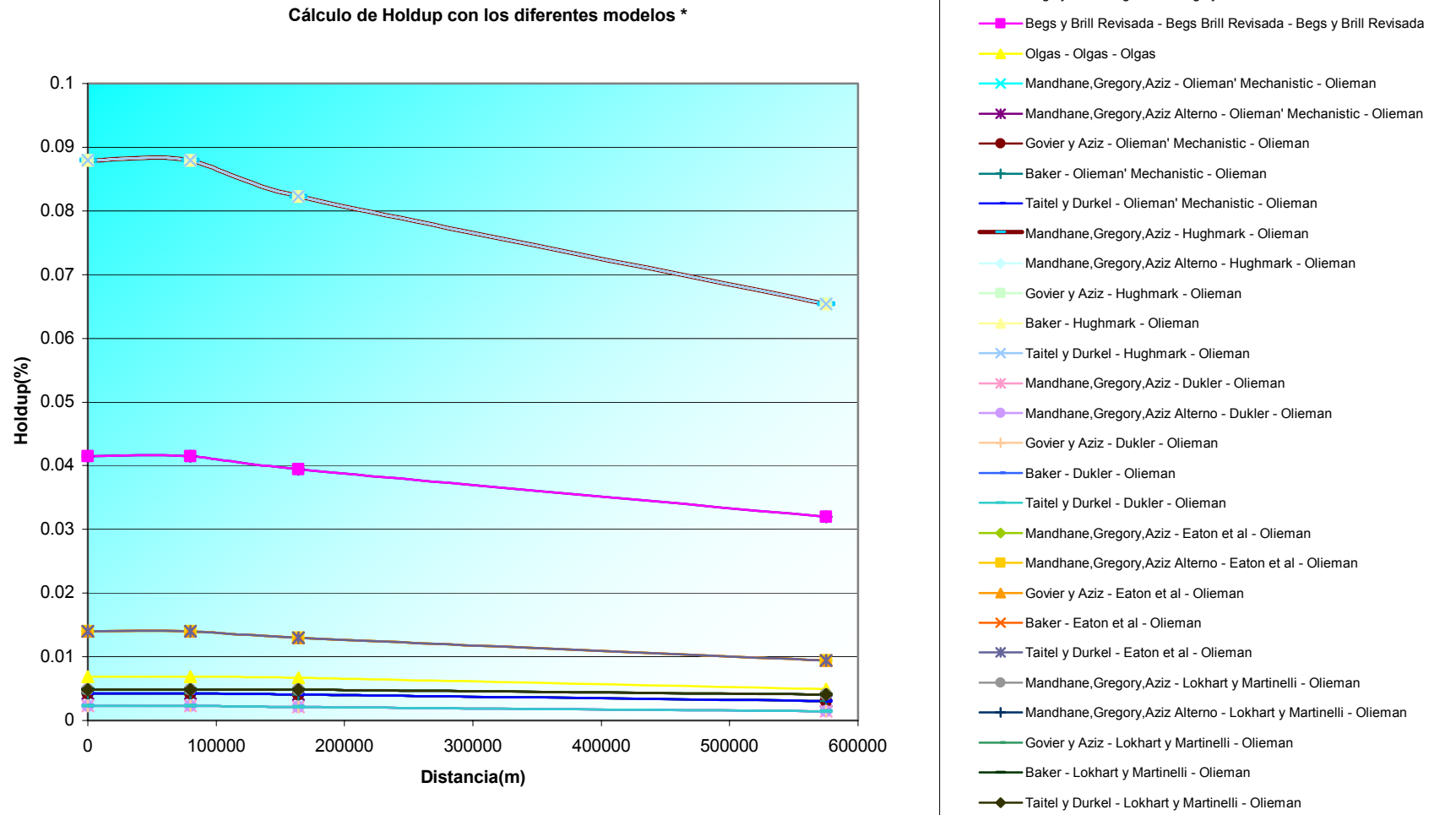
Se realizaron combinaciones de las diferentes correlaciones disponibles para predicción de holdup de líquido y caídas de presión. Esto se hizo para un gas natural con análisis composicional extendido hasta C15+ y con diferentes agrupamientos de C15+ y C11+, es decir, se analizó la sensibilidad de la predicción realizados por las diferentes correlaciones al agrupamiento de la fracción pesada.

Los resultados se presentan en forma de tablas y graficas, ordenados según la tendencia de acercamiento de cada combinación de correlaciones a la presión promedio reportada de llegada a Barrancabermeja (741 psia).

Tabla 5 Cromatografía de un gas Colombiano

Compuestos	N de Carbonos	COMPOSICIÓN (Fracción Peso)													
		C15+	C14+	C13+	C12+	C11+	C10+	C9+	C8+	C7+	C6+				
Nitrogen	0	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964	0.023964
H2S	0	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
CO2	0	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467	0.005467
Methane	1	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167	0.954167
Ethane	2	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665	0.005665
Propane	3	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995	0.001995
i-Butane	4	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452	0.001452
n-Butane	4	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678	0.000678
i-Pentane	5	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152	0.001152
n-Pentane	5	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390	0.000390
n-Hexane	6	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853	0.000853
n-Heptane	7	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328	0.001328
n-Octane	8	0.000740	0.000740	0.000740	0.000740	0.000740	0.000740	0.000740	0.000740	0.000740	0.000740	0.000740	0.001783		
n-Nonane	9	0.000519	0.000519	0.000519	0.000519	0.000519	0.000519	0.000519	0.000519	0.000519	0.000519	0.001043			
n-Decane	10	0.000304	0.000304	0.000304	0.000304	0.000304	0.000304	0.000304	0.000304	0.000304	0.000524				
n-C11	11	0.000103	0.000103	0.000103	0.000103	0.000103	0.000103	0.000220							
n-C12	12	0.000038	0.000038	0.000038	0.000038	0.000117									
n-C13	13	0.000021	0.000021	0.000079											
n-C14	14	0.000014	0.000058												
n-C15	15	0.000044													
H2O	0	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106	0.001106
Total		1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000	1.000000
Cricondentherm (°F)															

Figura 17. C15+



* En la leyenda el primer grupo renombres corresponde a régimen de flujo, el segundo a Holdup de liquido, t el tercero a caídas de presión, este criterio es aplicable a todas las figuras.

Figura 18. C14+

Cálculo de Holdup con los diferentes modelos *

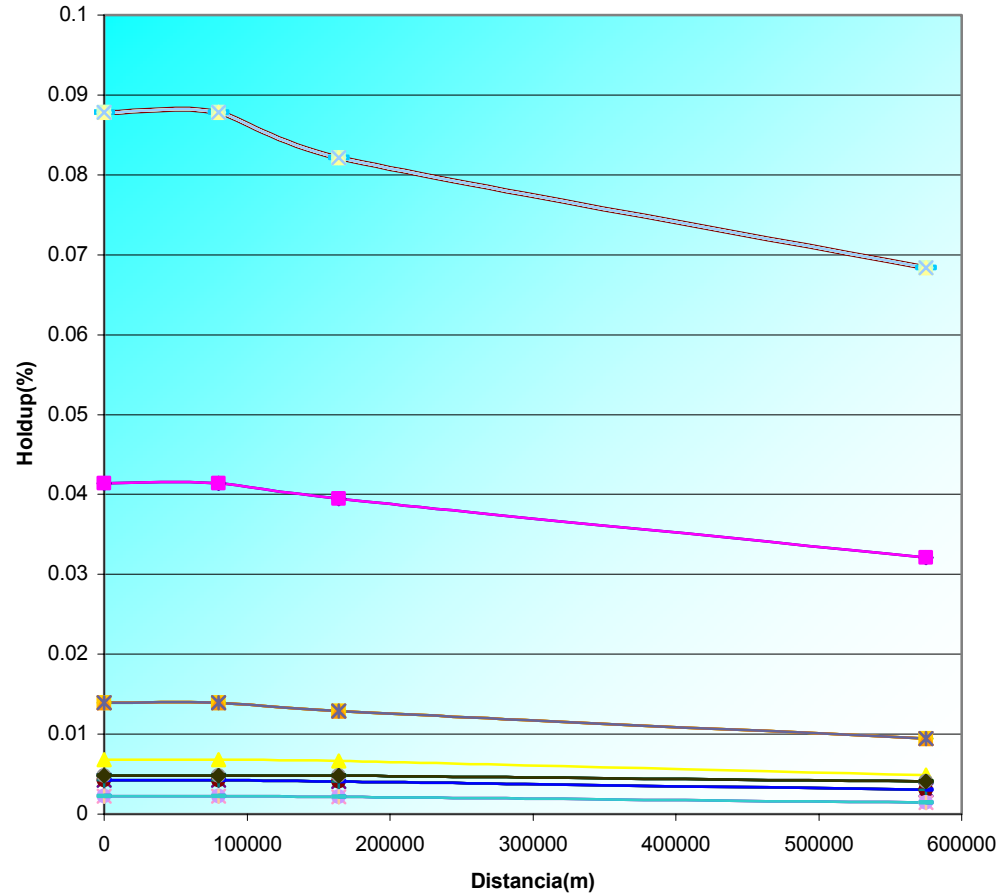


Figura 19. C13+

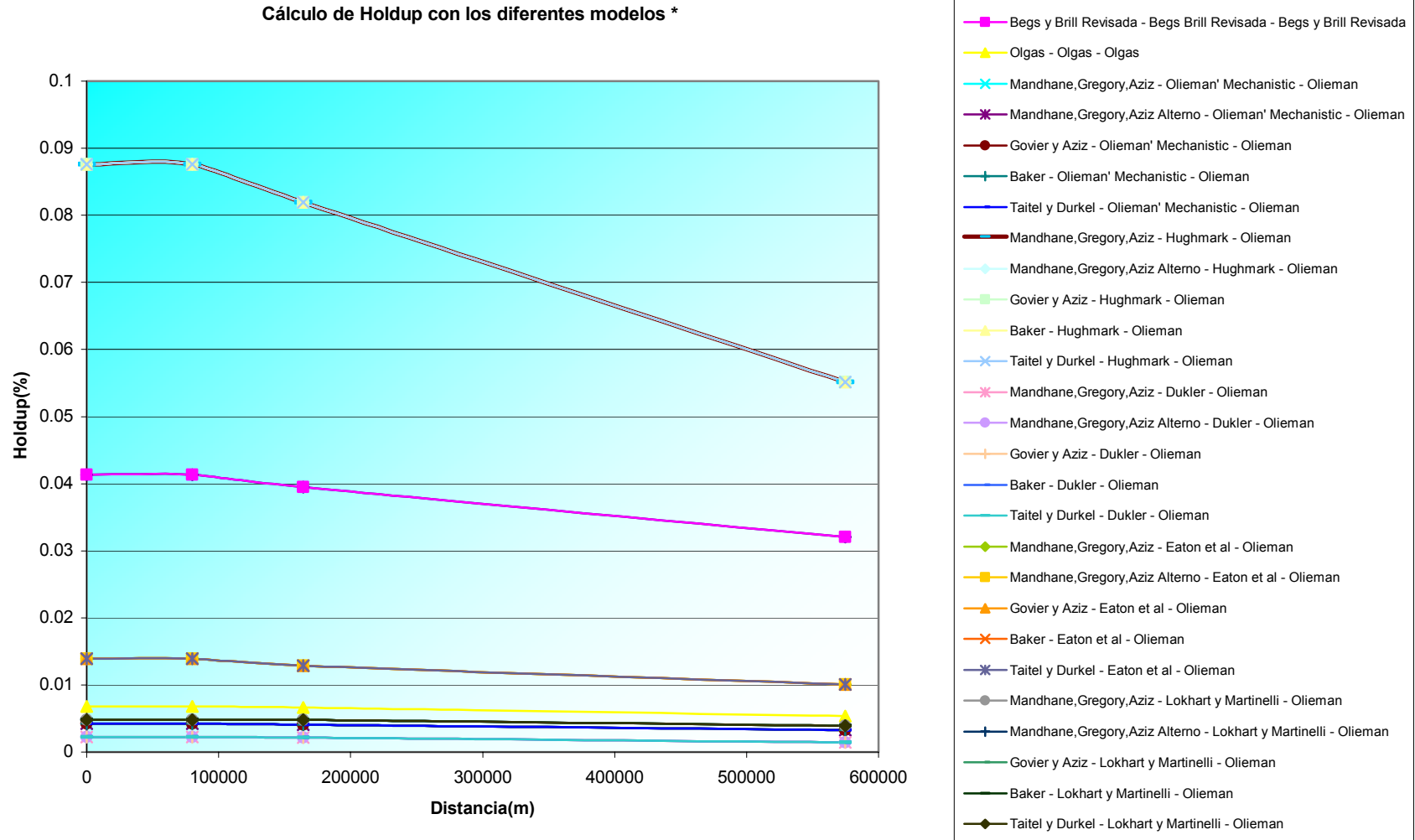
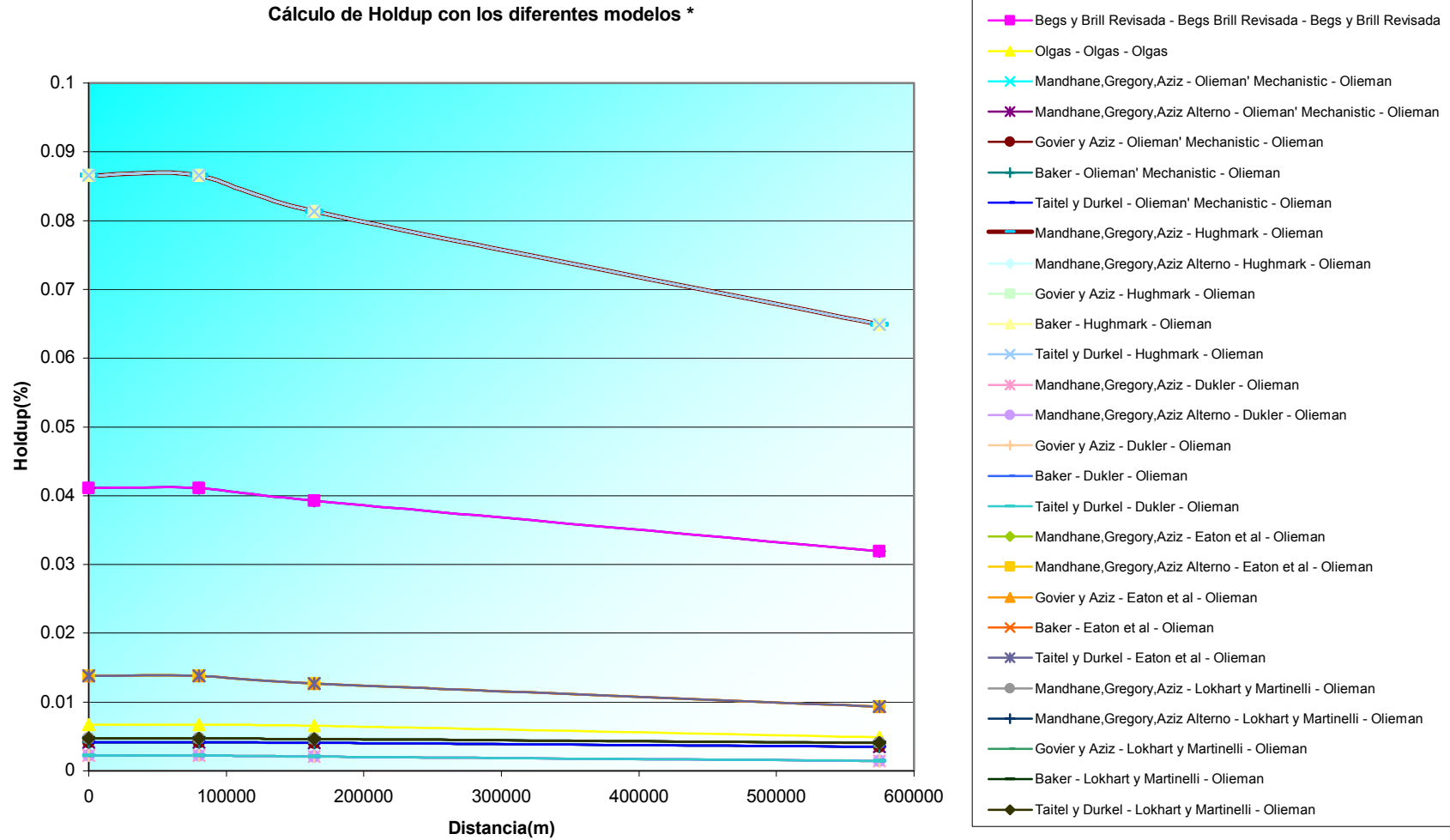
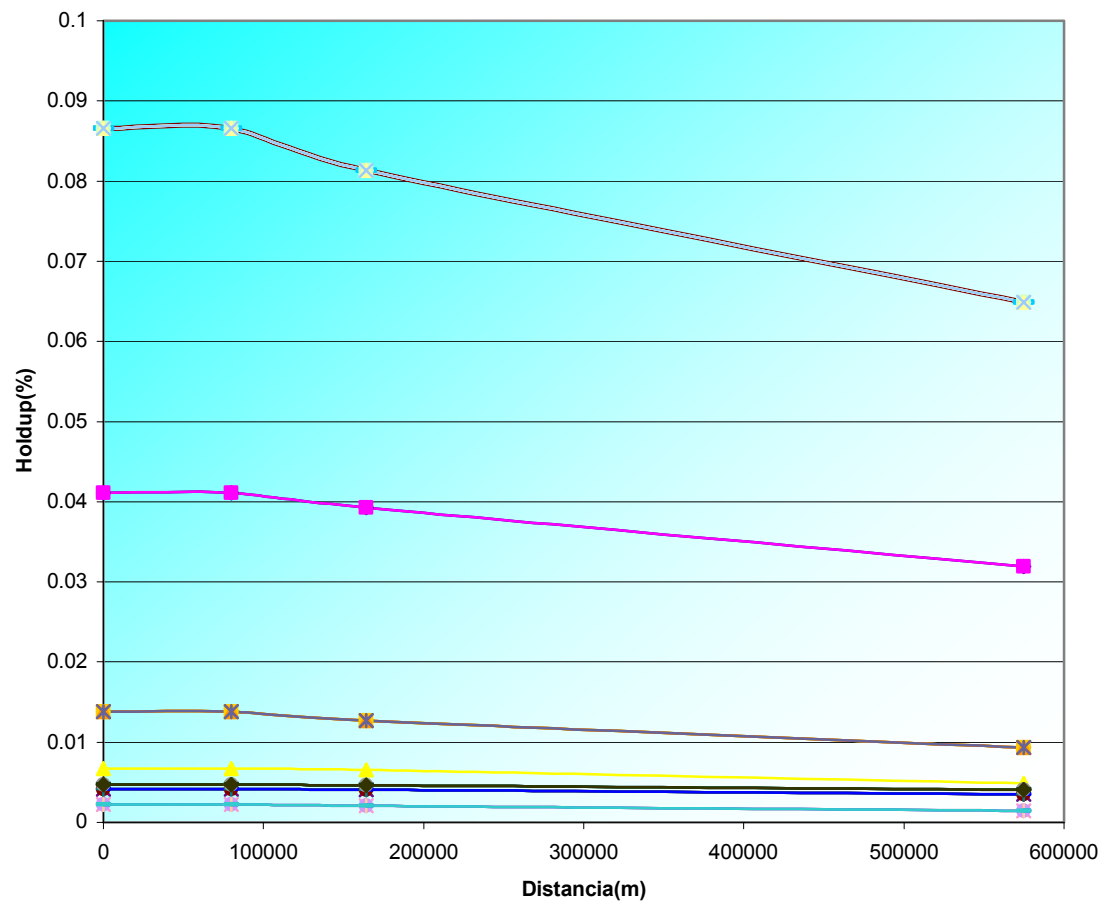


Figura 20. C12+



Cálculo de Holdup con los diferentes modelos *



- ◆ Begs y Brill - Begs Brill - Begs y Brill
- Begs y Brill Revisada - Begs Brill Revisada - Begs y Brill Revisada
- ▲ Olgas - Olgas - Olgas
- ✕ Mandhane, Gregory, Aziz - Olieman' Mechanistic - Olieman
- ✱ Mandhane, Gregory, Aziz Alterno - Olieman' Mechanistic - Olieman
- Govier y Aziz - Olieman' Mechanistic - Olieman
- ✚ Baker - Olieman' Mechanistic - Olieman
- Taitel y Dukel - Olieman' Mechanistic - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz - Hughmark - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Alterno - Hughmark - Olieman
- Govier y Aziz - Hughmark - Olieman
- ▲ Baker - Hughmark - Olieman
- ✕ Taitel y Dukel - Hughmark - Olieman
- ✱ Mandhane, Gregory, Aziz - Dukler - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Alterno - Dukler - Olieman
- Govier y Aziz - Dukler - Olieman
- Baker - Dukler - Olieman
- Taitel y Dukel - Dukler - Olieman
- ◆ Mandhane, Gregory, Aziz - Eaton et al - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Alterno - Eaton et al - Olieman
- ▲ Govier y Aziz - Eaton et al - Olieman
- ✕ Baker - Eaton et al - Olieman
- ✱ Taitel y Dukel - Eaton et al - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz - Lokhart y Martinelli - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Alterno - Lokhart y Martinelli - Olieman
- Govier y Aziz - Lokhart y Martinelli - Olieman
- Baker - Lokhart y Martinelli - Olieman
- ◆ Taitel y Dukel - Lokhart y Martinelli - Olieman

Figura 22. C15+

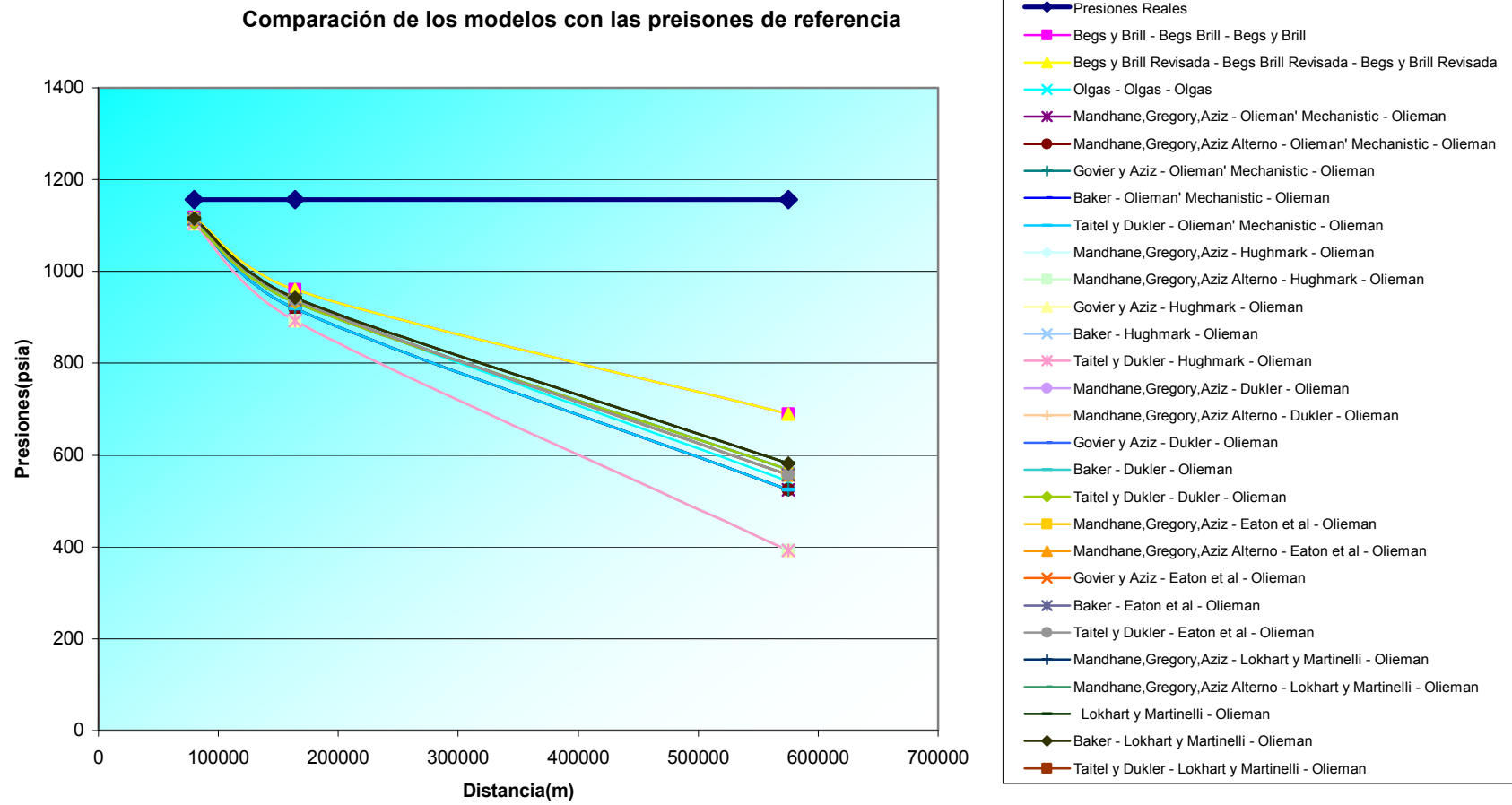


Figura 23. C14+

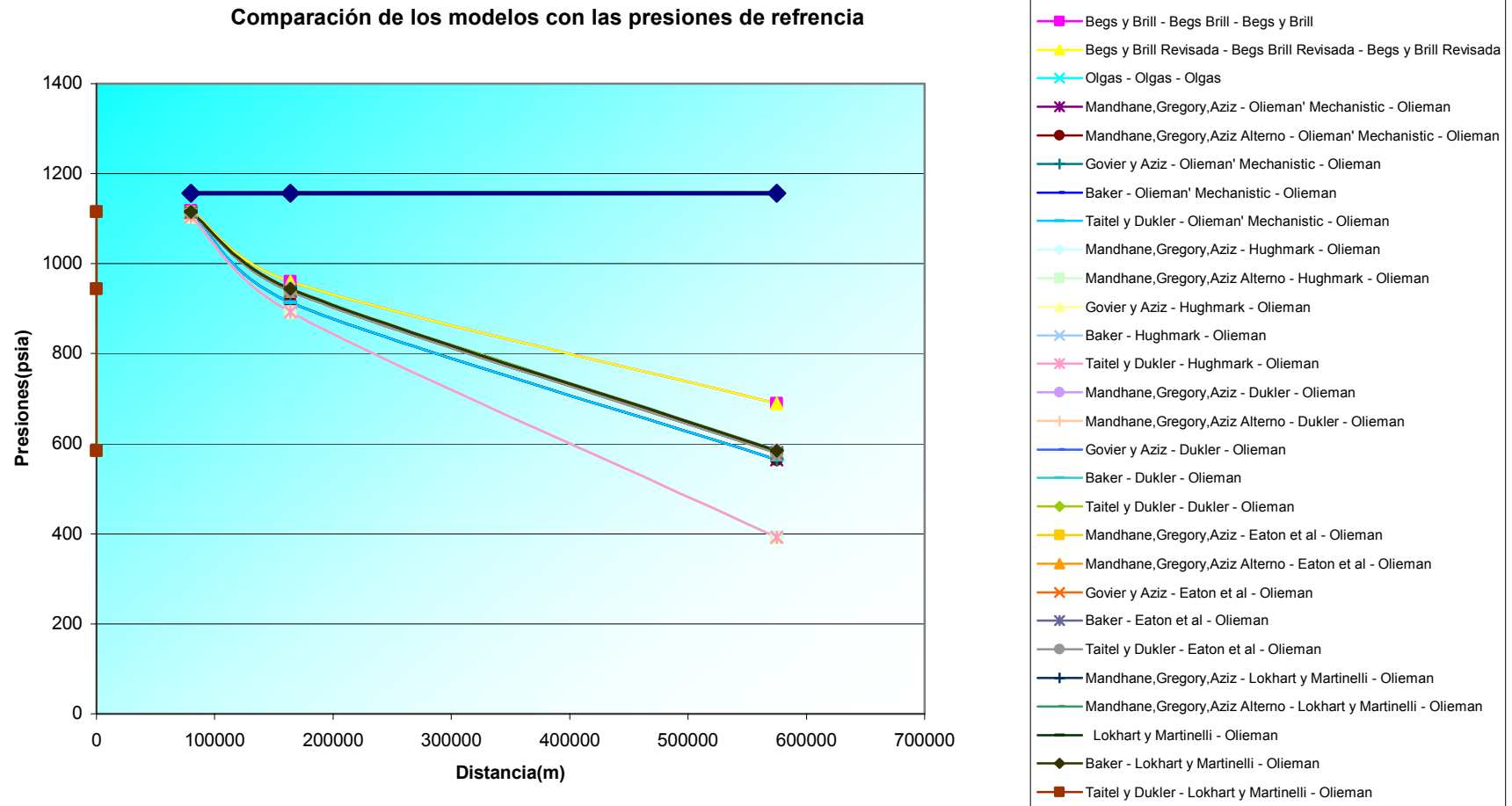


Figura 24. C13+

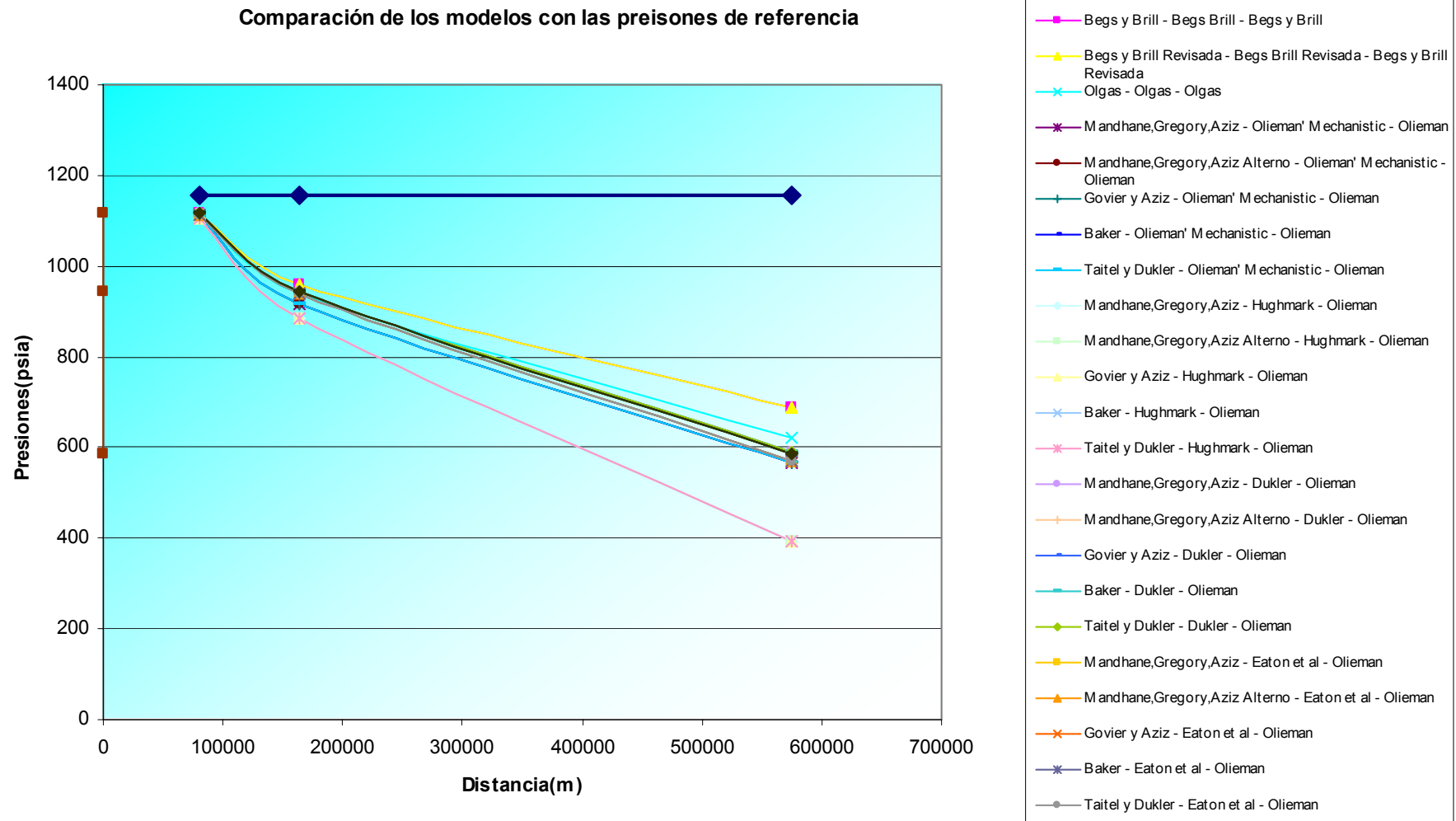
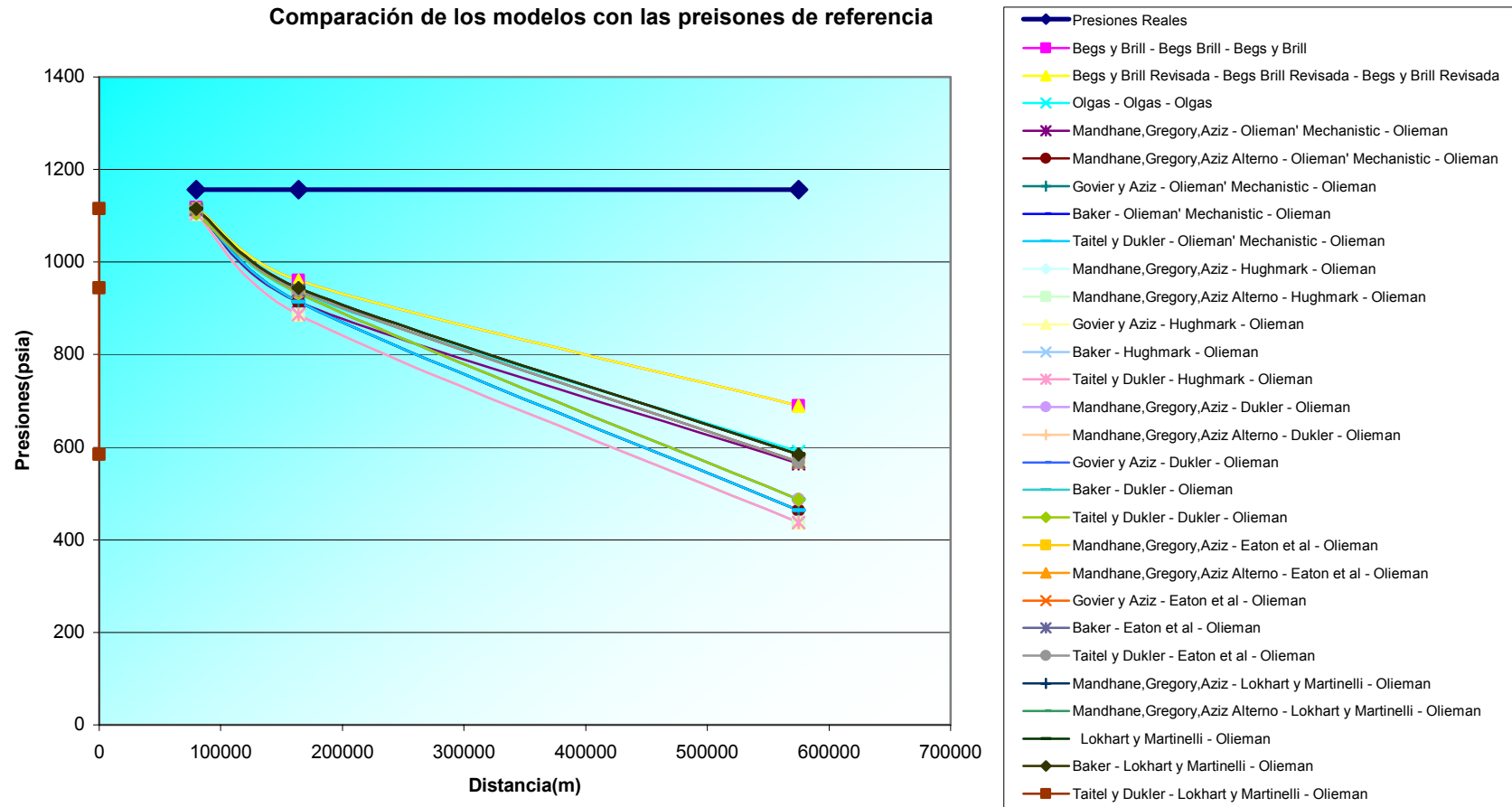
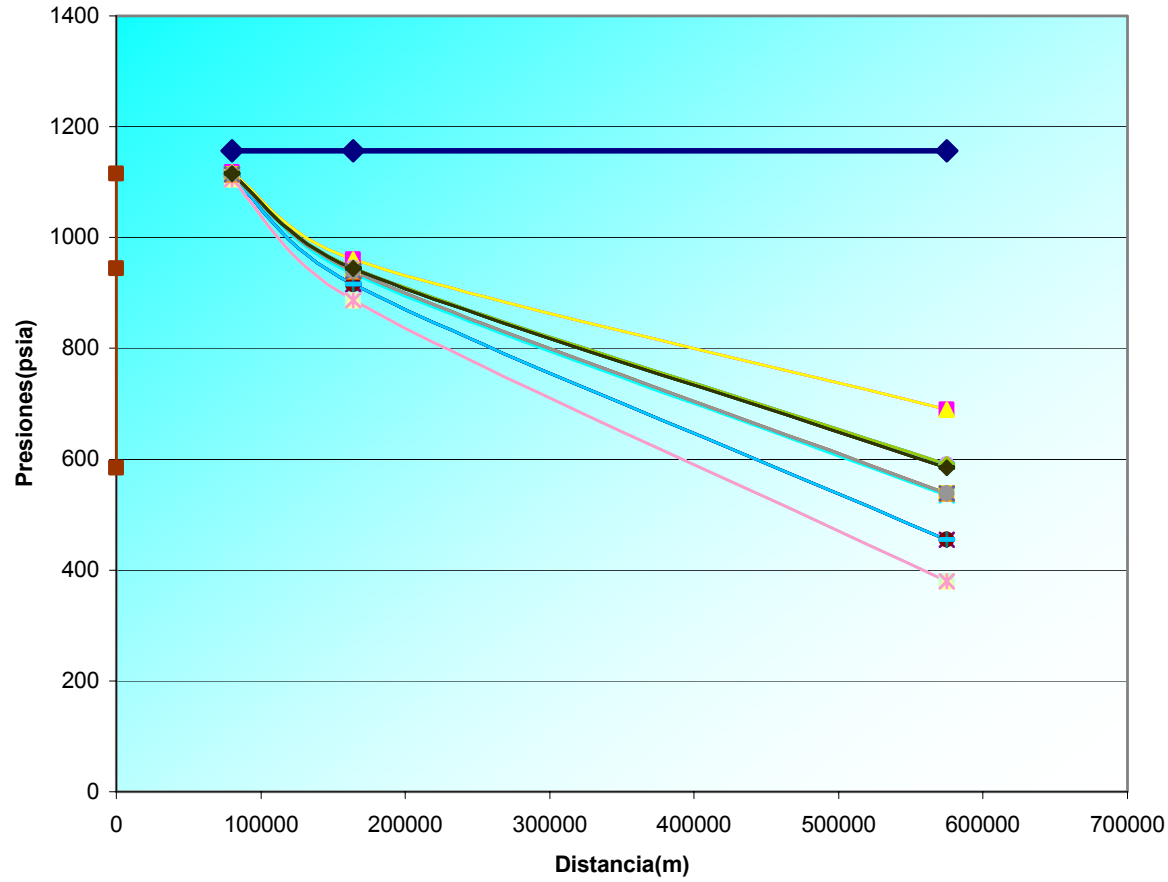


Figura 25. C12+



Comparación de los modelos con las preisiones de referencia



- ◆ Presiones Reales
- Begg y Brill - Begg Brill - Begg y Brill
- ▲ Begg y Brill Revisada - Begg Brill Revisada - Begg y Brill Revisada
- ✕ Olgas - Olgas - Olgas
- ✱ Mandhane, Gregory, Aziz - Olieman' Mechanistic - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Alterno - Olieman' Mechanistic - Olieman
- ┆ Govier y Aziz - Olieman' Mechanistic - Olieman
- Baker - Olieman' Mechanistic - Olieman
- Taitel y Dukler - Olieman' Mechanistic - Olieman
- ◇ Mandhane, Gregory, Aziz - Hughmark - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Alterno - Hughmark - Olieman
- ▲ Govier y Aziz - Hughmark - Olieman
- ✕ Baker - Hughmark - Olieman
- ✱ Taitel y Dukler - Hughmark - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz - Dukler - Olieman
- ┆ Mandhane, Gregory, Aziz Alterno - Dukler - Olieman
- Govier y Aziz - Dukler - Olieman
- Baker - Dukler - Olieman
- ◆ Taitel y Dukler - Dukler - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz - Eaton et al - Olieman
- ▲ Mandhane, Gregory, Aziz Alterno - Eaton et al - Olieman
- ✕ Govier y Aziz - Eaton et al - Olieman
- ✱ Baker - Eaton et al - Olieman
- Taitel y Dukler - Eaton et al - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz - Lokhart y Martinelli - Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Alterno - Lokhart y Martinelli - Olieman
- Lokhart y Martinelli - Olieman
- ◆ Baker - Lokhart y Martinelli - Olieman
- Taitel y Dukler - Lokhart y Martinelli - Olieman

Figura 27. Sensibilidad al holdup

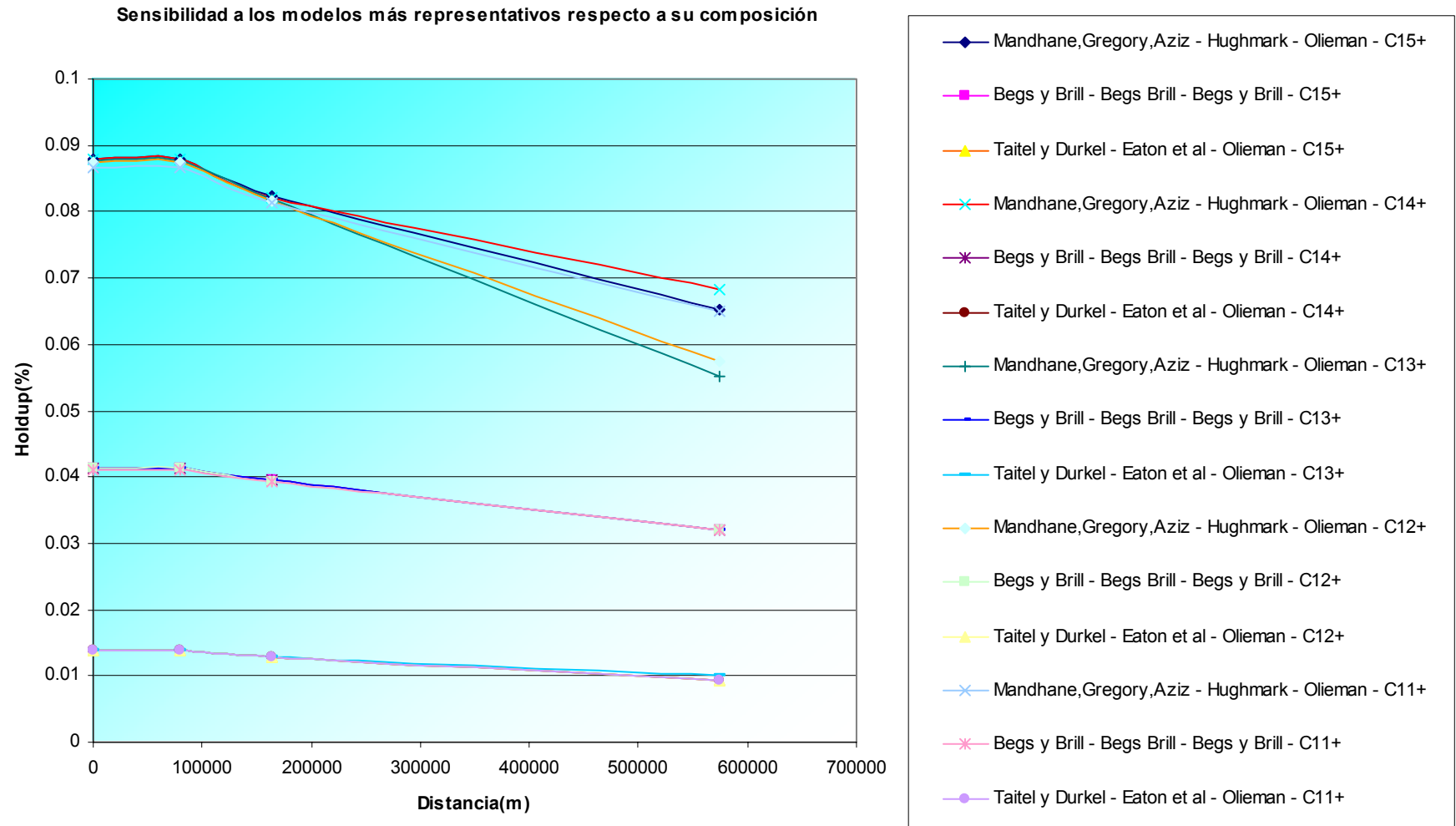
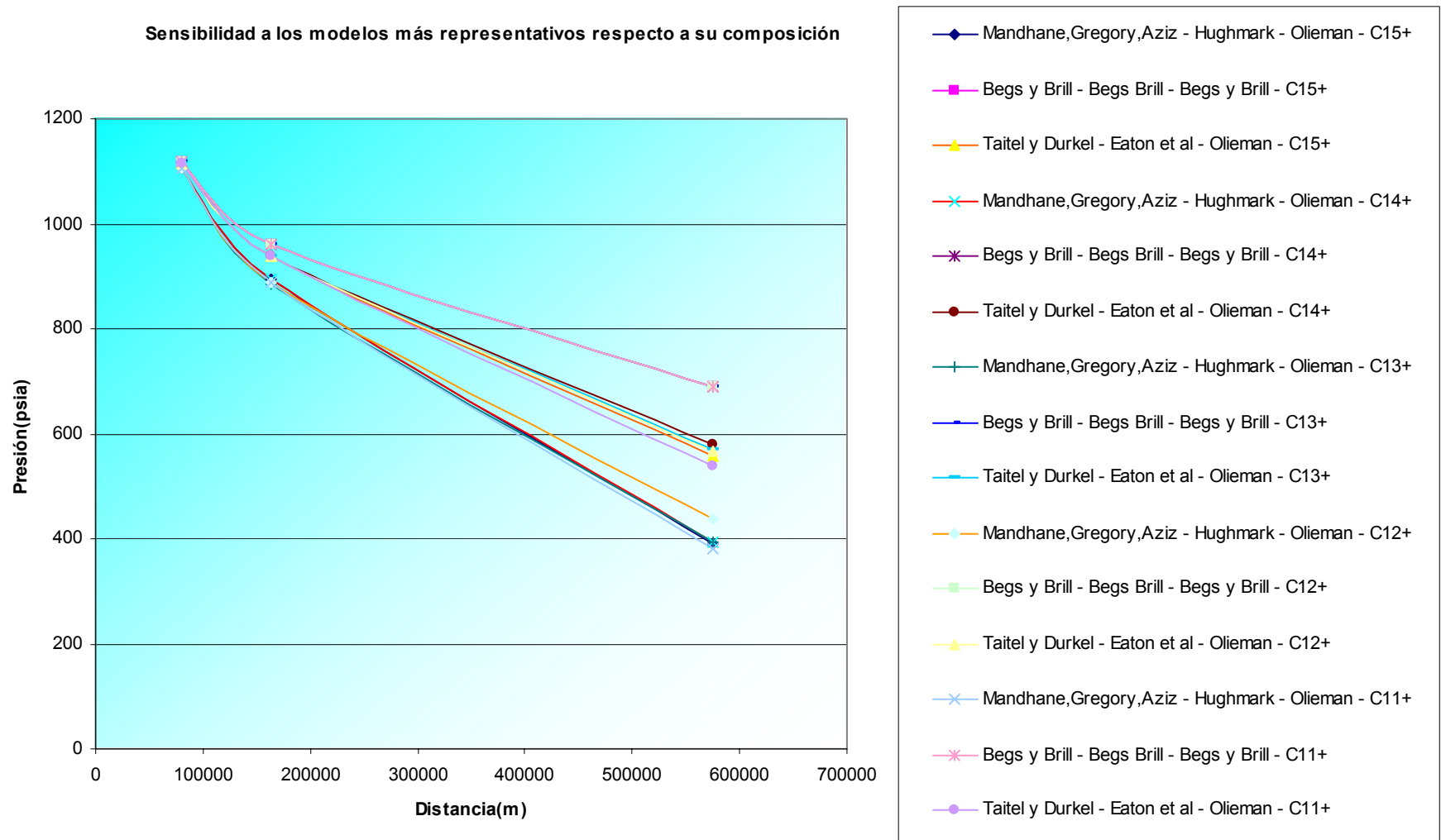


Figura 27. Sensibilidad las presiones



En las figuras anteriores se puede apreciar que el valor de holdup calculado por el modelo de Hughmark es el más alto.

El valor de holdup es constante al principio del gasoducto, es decir, ya que el flujo está en un medio dinámico, se condensan los componentes más pesados presentes en el gas, a medida que este fluye, la presencia de líquidos va disminuyendo debido a que el gas se hace más seco.

Se pueden evidenciar diferentes regímenes de flujo debido a los diferentes modelos estudiados, dentro de ellos tenemos que para el modelo de Hughmark es un flujo estratificado plano, mientras que en los modelos de Beggs and Brill, Beggs and Brill revisada, Mandhane Gregory Aziz-Eaton, Taitel and Dukler-Eaton es un flujo estratificado curvo, y las demás correlaciones muestran un flujo homogéneo (gotas dispersas).

En las figuras 16-20, se puede observar que las correlaciones muestran insensibilidad a la fracción pesada.

Se puede apreciar valores de holdup altos para el modelo de Hughmark, valores intermedios para el modelo de Beggs and Brill y Beggs and Brill revisada, mientras que las para las otras correlaciones se muestran valores bajos.

6.3 MODELO CENTRAGAS – BARRANCABERMEJA

Tabla 6 Gas con composición C15+

MODELO DE REGIMEN DE FLUJO	MODELO DE HOLDUP DE LIQUIDO	MODELO DE PERDIDAS DE PRESION (FRICCION)	PRESION DE LLEGADA BARRANCA psia	% ERROR
Mandhane, Gregory, Aziz	Hughmark	Olieman	749	1.07
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Hughmark	Olieman	749	1.07
Govier y Aziz	Hughmark	Olieman	749	1.07
Baker	Hughmark	Olieman	749	1.07
Taitel y Durkel	Hughmark	Olieman	749	1.07
Mandhane, Gregory, Aziz	Olieman' Mechanistic	Olieman	766.9	3.49
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Olieman' Mechanistic	Olieman	766.9	3.49
Govier y Aziz	Olieman' Mechanistic	Olieman	766.9	3.49
Baker	Olieman' Mechanistic	Olieman	766.9	3.49
Taitel y Durkel	Olieman' Mechanistic	Olieman	766.9	3.49
Olgas	Olgas	Olgas	770.9	4.03
Mandhane, Gregory, Aziz	Eaton et al	Olieman	780.8	5.37
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Eaton et al	Olieman	780.8	5.37
Govier y Aziz	Eaton et al	Olieman	780.8	5.37
Baker	Eaton et al	Olieman	780.8	5.37
Taitel y Durkel	Eaton et al	Olieman	780.8	5.37
Mandhane, Gregory, Aziz	Lokhart y Martinelli	Olieman	784.2	5.82
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Lokhart y Martinelli	Olieman	784.2	5.82
Govier y Aziz	Lokhart y Martinelli	Olieman	784.2	5.82
Baker	Lokhart y Martinelli	Olieman	784.2	5.82
Taitel y Durkel	Lokhart y Martinelli	Olieman	784.2	5.82
Mandhane, Gregory, Aziz	Dukler	Olieman	784.5	5.87
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Dukler	Olieman	785	5.93
Govier y Aziz	Dukler	Olieman	785	5.93
Baker	Dukler	Olieman	785	5.93
Taitel y Durkel	Dukler	Olieman	785	5.93
Begs y Brill	Begs Brill	Begs y Brill	791.3	6.78

Figura 28 C15+

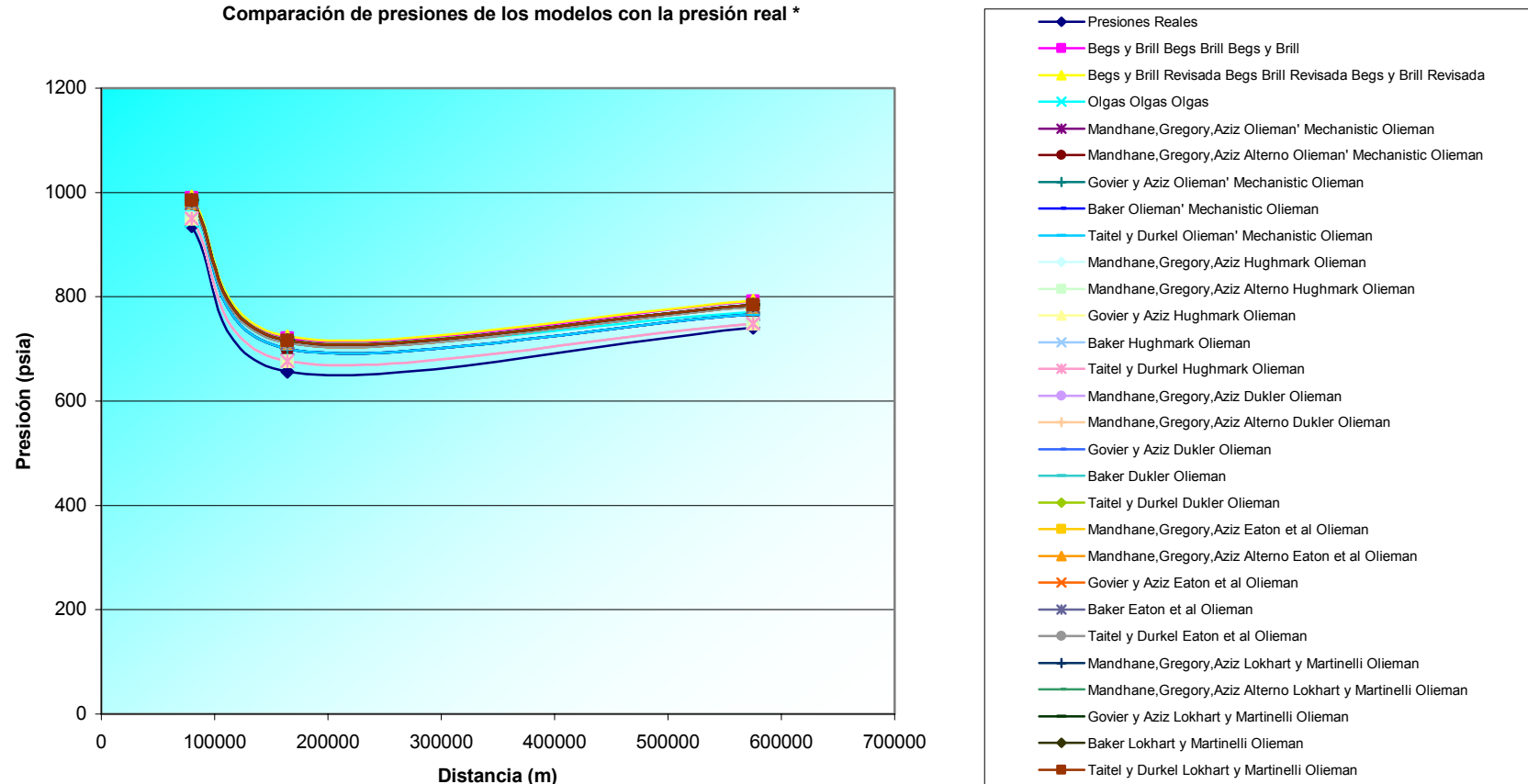
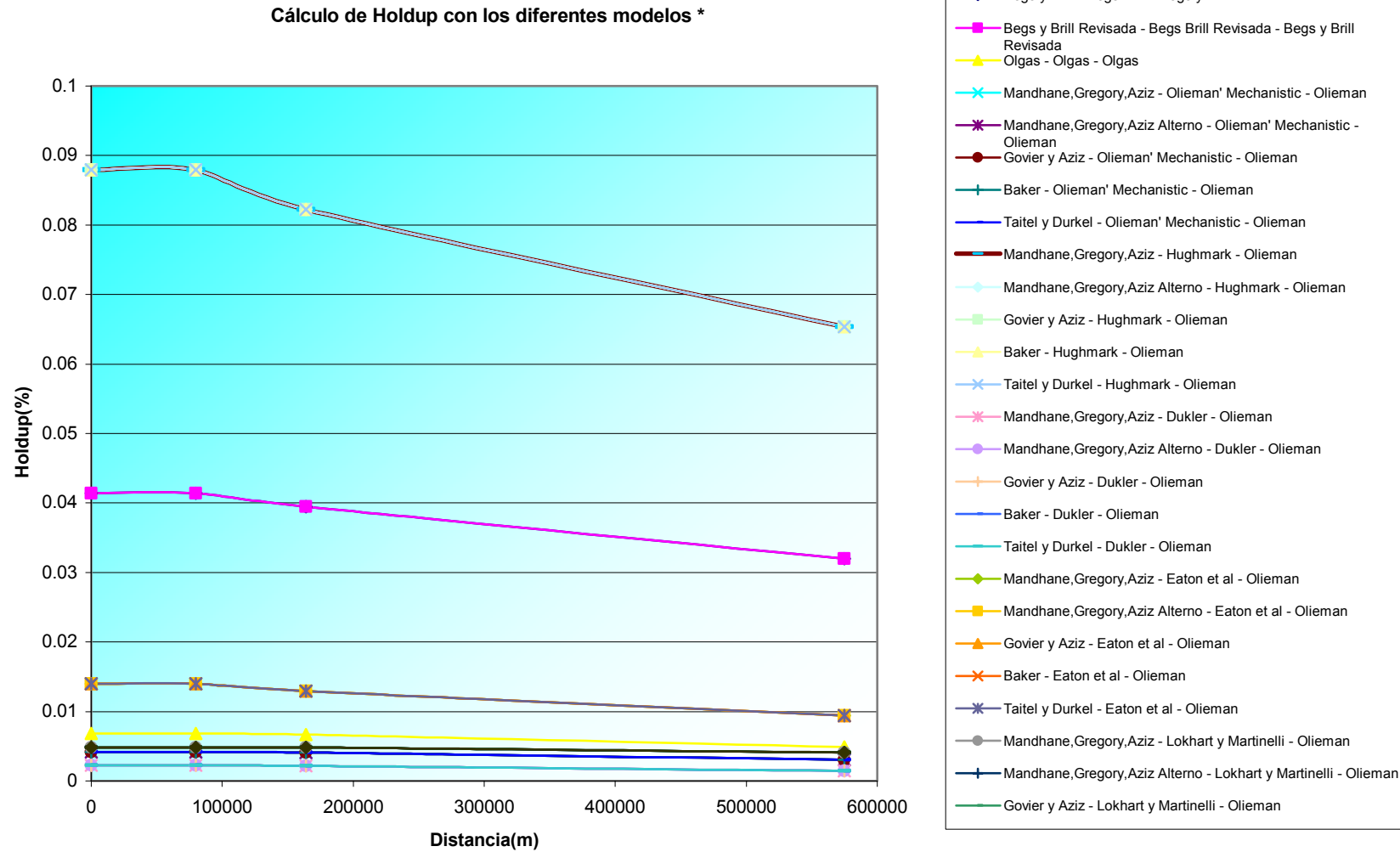


Figura 29. C15+



Se observa una caída de presión al principio de la tubería hasta el punto en el que el gas llega al compresor en donde se calienta, y ocurre vaporización de líquidos, y a su vez se incrementa la presión.

Este modelo (Hughmark) tiene como resultado un número mayor de Holdup para cada distancia respectivamente, por lo tanto los flujos que se presentan para las demás correlaciones son diferentes.

Usando la figura 13 se puede observar que el flujo para el modelo de Hughmark es un flujo estratificado plano, mientras que en los modelos de Beggs and Brill, Beggs and Brill revisada, Mandhane Gregory Aziz-Eaton, Taitel and Dukkel-Eaton es un flujo estratificado curvo, y las demás correlaciones muestran un flujo homogéneo.

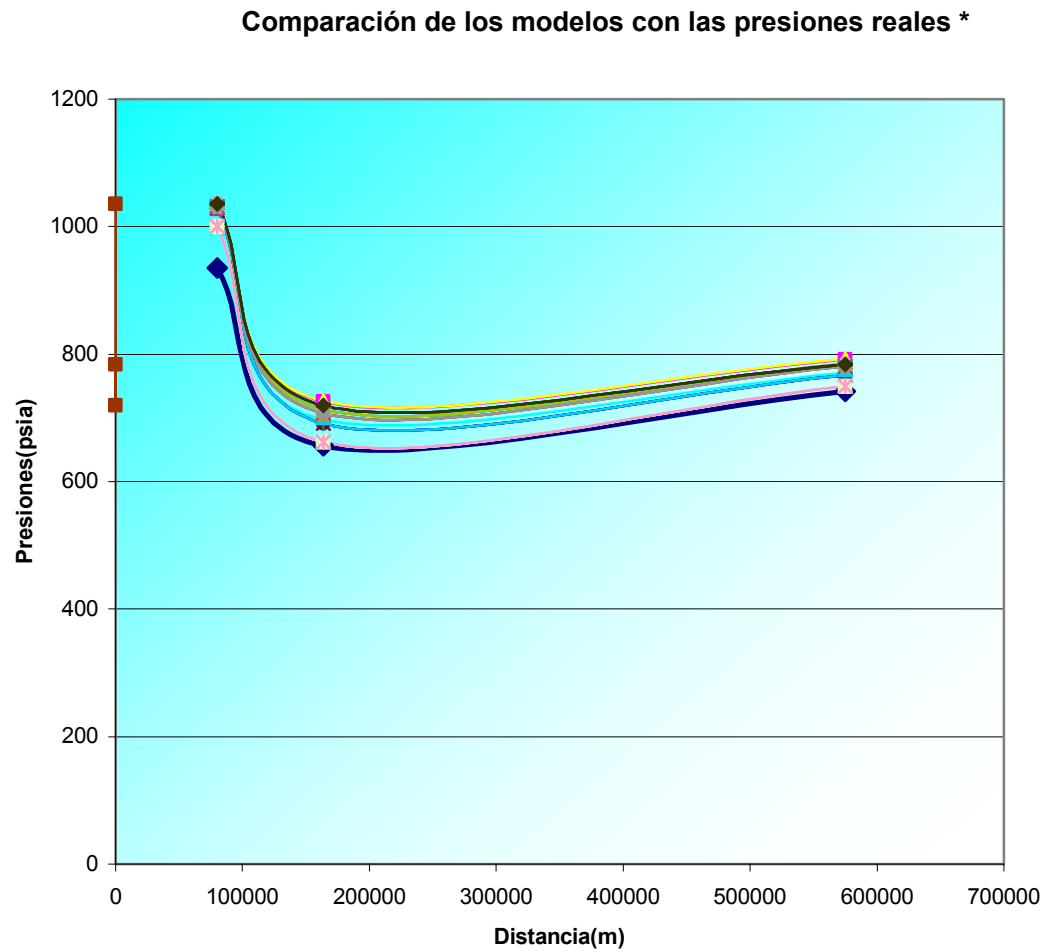
En la figura 22 ocurre un comportamiento extraño para la correlación de Beggs and Brill revisada ya que muestra insensibilidad en el cálculo del holdup de líquido, es decir la tendencia es de una línea, mientras que para las otras correlaciones en los primeros tramos de la tubería el valor de holdup de líquido con respecto a la distancia, tiene una leve variación, pero cuando el flujo llega al compresor el valor cae como ya se explicó anteriormente.

El valor de holdup es puntual y no acumulado, es por eso que la gráfica muestra tendencias de crecimiento en algunos puntos y después decrecimientos, esto llevaría a pensar que puede existir una inconsistencia física en el modelo, pero como el valor calculado es un puntual, como ya se dijo anteriormente, el gas a través del recorrido por la tubería se va volviendo seco, es decir va perdiendo componentes pesados los cuales se van condensando.

TABLA 7 Gas composición C14+

MODELO DE REGIMEN DE FLUJO	MODELO DE HOLDUP DE LIQUIDO	MODELO DE PERDIDAS DE PRESION (FRICCION)	PRESION LLEGADA BARRANCA psia	%ERROR
Mandhane, Gregory, Aziz	Hughmark	Olieman	749	1.07
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Hughmark	Olieman	749	1.07
Govier y Aziz	Hughmark	Olieman	749	1.07
Baker	Hughmark	Olieman	749	1.07
Taitel y Durkel	Hughmark	Olieman	749	1.07
Mandhane, Gregory, Aziz	Olieman' Mechanistic	Olieman	767	3.5
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Olieman' Mechanistic	Olieman	767	3.5
Govier y Aziz	Olieman' Mechanistic	Olieman	767	3.5
Baker	Olieman' Mechanistic	Olieman	767	3.5
Taitel y Durkel	Olieman' Mechanistic	Olieman	767	3.5
Olgas	Olgas	Olgas	771	4.04
Mandhane, Gregory, Aziz	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Govier y Aziz	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Baker	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Taitel y Durkel	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Mandhane, Gregory, Aziz	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8
Govier y Aziz	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8

Figura 30 C14+



- ◆ Presiones Reales
- Begg y Brill Begg Brill Begg y Brill
- ▲ Begg y Brill Revisada Begg Brill Revisada Begg y Brill Revisada
- ✕ Olgas Olgas Olgas
- ✱ Mandhane, Gregory, Aziz Olieman' Mechanistic Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Alterno Olieman' Mechanistic Olieman
- ✚ Govier y Aziz Olieman' Mechanistic Olieman
- Baker Olieman' Mechanistic Olieman
- Taitel y Durkel Olieman' Mechanistic Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Hughmark Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Alterno Hughmark Olieman
- ▲ Govier y Aziz Hughmark Olieman
- ✕ Baker Hughmark Olieman
- ✱ Taitel y Durkel Hughmark Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Dukler Olieman
- ✚ Mandhane, Gregory, Aziz Alterno Dukler Olieman
- Govier y Aziz Dukler Olieman
- Baker Dukler Olieman
- ◆ Taitel y Durkel Dukler Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Eaton et al Olieman
- ▲ Mandhane, Gregory, Aziz Alterno Eaton et al Olieman
- ✕ Govier y Aziz Eaton et al Olieman
- ✱ Baker Eaton et al Olieman
- Taitel y Durkel Eaton et al Olieman
- ✚ Mandhane, Gregory, Aziz Lokhart y Martinelli Olieman
- Mandhane, Gregory, Aziz Alterno Lokhart y Martinelli Olieman
- Govier y Aziz Lokhart y Martinelli Olieman
- ◆ Baker Lokhart y Martinelli Olieman
- Taitel y Durkel Lokhart y Martinelli Olieman

Figura 31. C14+

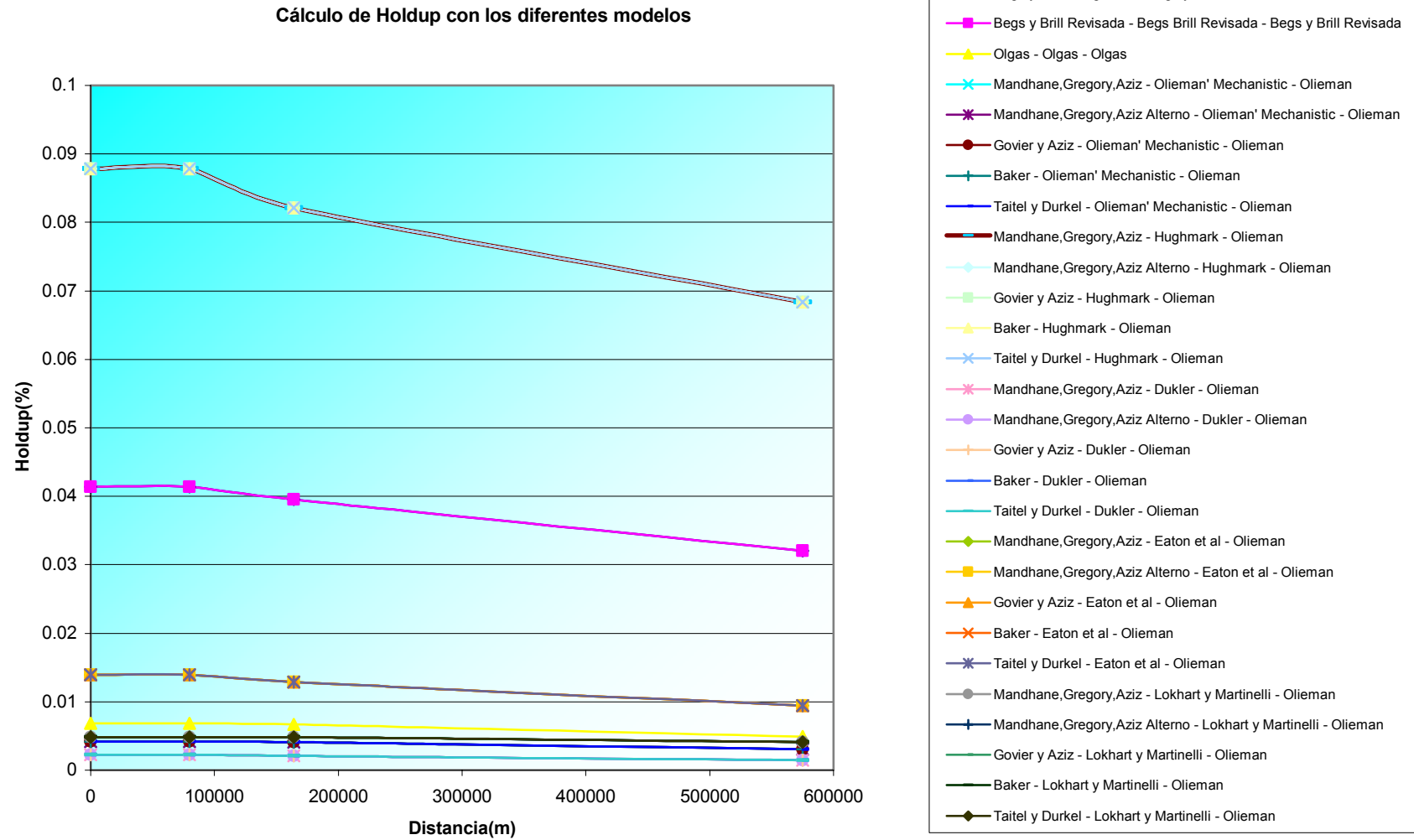


Tabla 8 Gas composición C13+

MODELO DE REGIMEN DE FLUJO	MODELO DE HOLDUP DE LIQUIDO	MODELO DE DE PERDIDAS DE PRESION (FRICCION)	PRESION LLEGADA BARRANCA psia	%ERROR
Mandhane, Gregory, Aziz	Hughmark	Olieman	749	1.07
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Hughmark	Olieman	749	1.07
Govier y Aziz	Hughmark	Olieman	749	1.07
Baker	Hughmark	Olieman	749	1.07
Taitel y Durkel	Hughmark	Olieman	749	1.07
Mandhane, Gregory, Aziz	Olieman' Mechanistic	Olieman	765	3.23
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Olieman' Mechanistic	Olieman	765	3.23
Govier y Aziz	Olieman' Mechanistic	Olieman	765	3.23
Baker	Olieman' Mechanistic	Olieman	765	3.23
Taitel y Durkel	Olieman' Mechanistic	Olieman	765	3.23
Olgas	Olgas	Olgas	771	4.04
Mandhane, Gregory, Aziz	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Govier y Aziz	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Baker	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Taitel y Durkel	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Mandhane, Gregory, Aziz	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8
Mandhane, Gregory, Aziz Alt.	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8
Govier y Aziz	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8

Figura 32 C13+

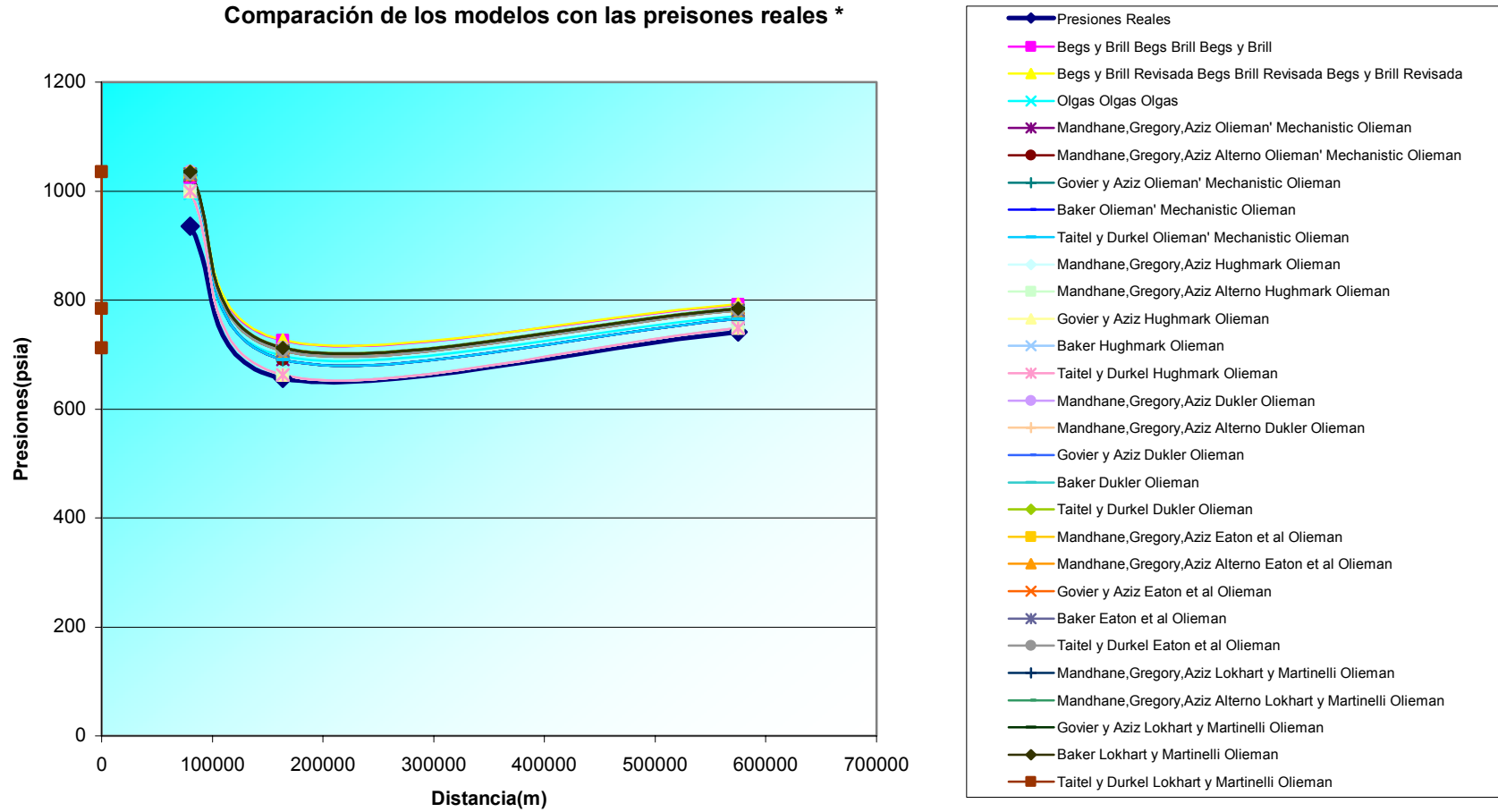


Figura 33. C13+

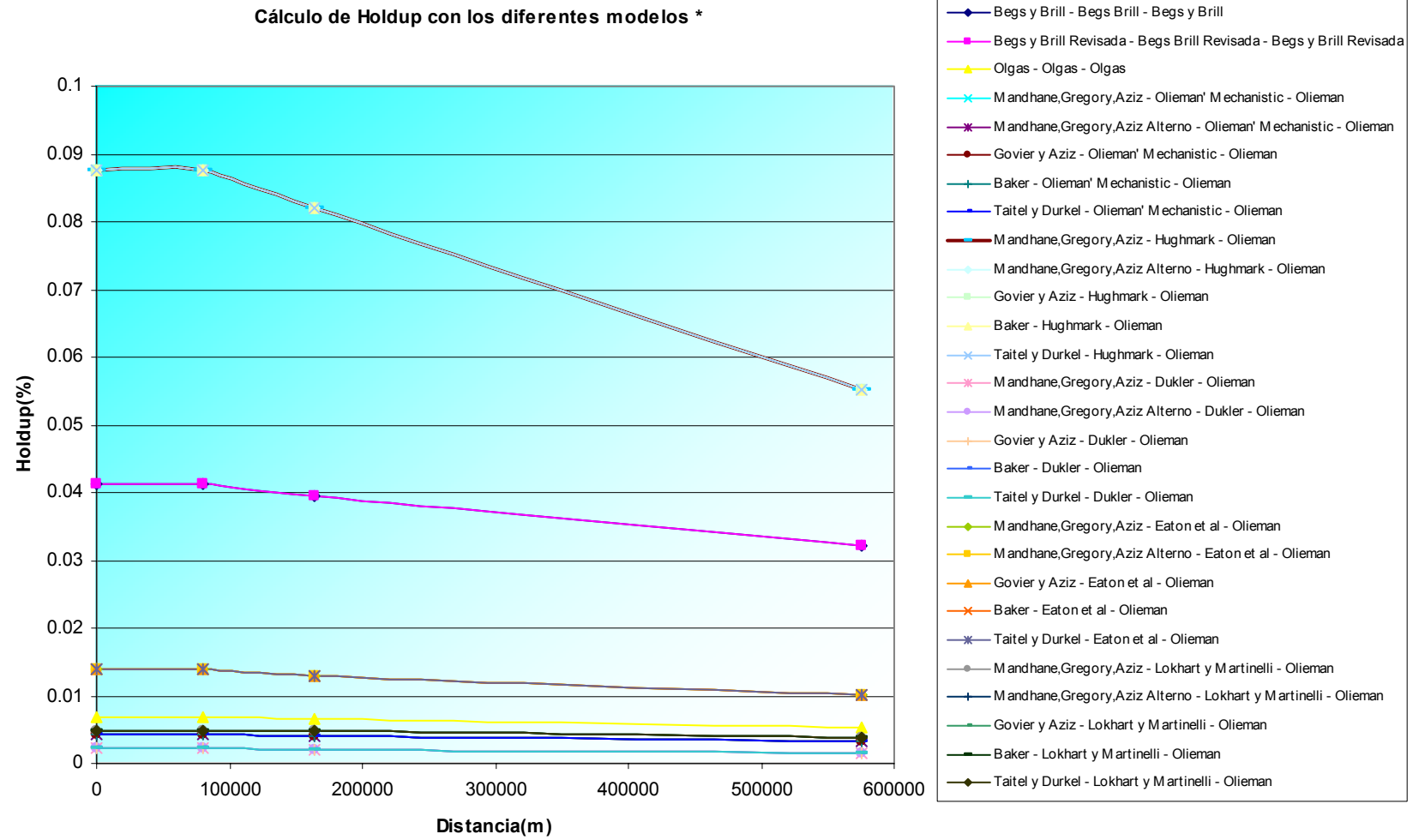


Tabla 9 Gas composición C12+

MODELO DE HOLDUP DE FLUJO	MODELO DE PERDIDAS DE DE LIQUIDO	MODELO DE PERDIDAS DE PRESION (FRICCION)	PRESION LLEGADA BARRANCA psia	%ERROR
Mandhane, Gregory, Aziz	Hughmark	Olieman	750	1.21
Mandhane, Gregory, Aziz Alte	Hughmark	Olieman	750	1.21
Govier y Aziz	Hughmark	Olieman	750	1.21
Baker	Hughmark	Olieman	750	1.21
Taitel y Durkel	Hughmark	Olieman	750	1.21
Mandhane, Gregory, Aziz	Olieman' Mechanistic	Olieman	768	3.64
Mandhane, Gregory, Aziz Alte	Olieman' Mechanistic	Olieman	768	3.64
Govier y Aziz	Olieman' Mechanistic	Olieman	768	3.64
Baker	Olieman' Mechanistic	Olieman	768	3.64
Taitel y Durkel	Olieman' Mechanistic	Olieman	768	3.64
Olgas	Olgas	Olgas	771	4.04
Mandhane, Gregory, Aziz	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Mandhane, Gregory, Aziz Alte	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Govier y Aziz	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Baker	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Taitel y Durkel	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Mandhane, Gregory, Aziz	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8
Mandhane, Gregory, Aziz Alte	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8
Govier y Aziz	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8

Figura 34 C12+

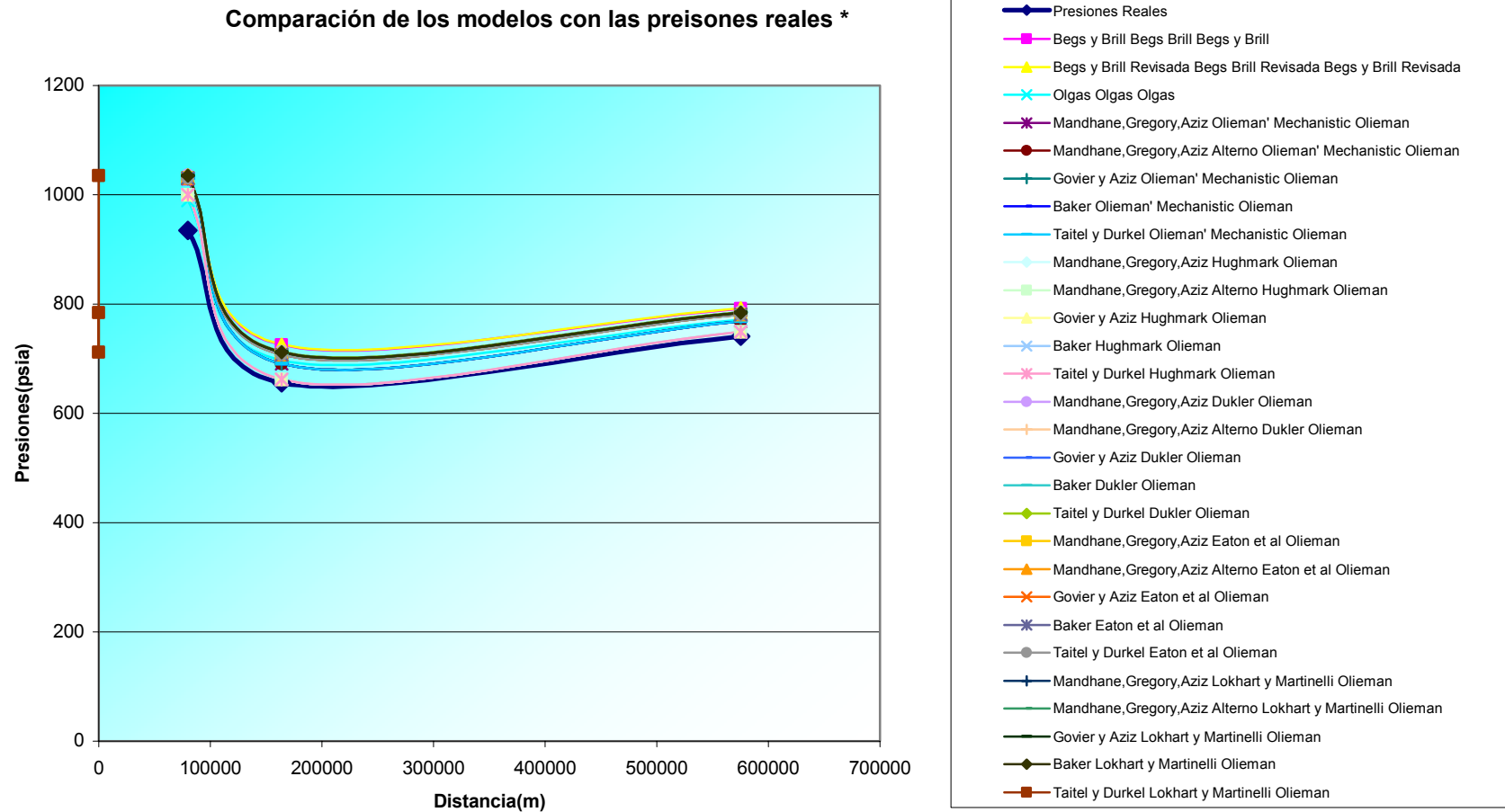


Figura 35. C12+

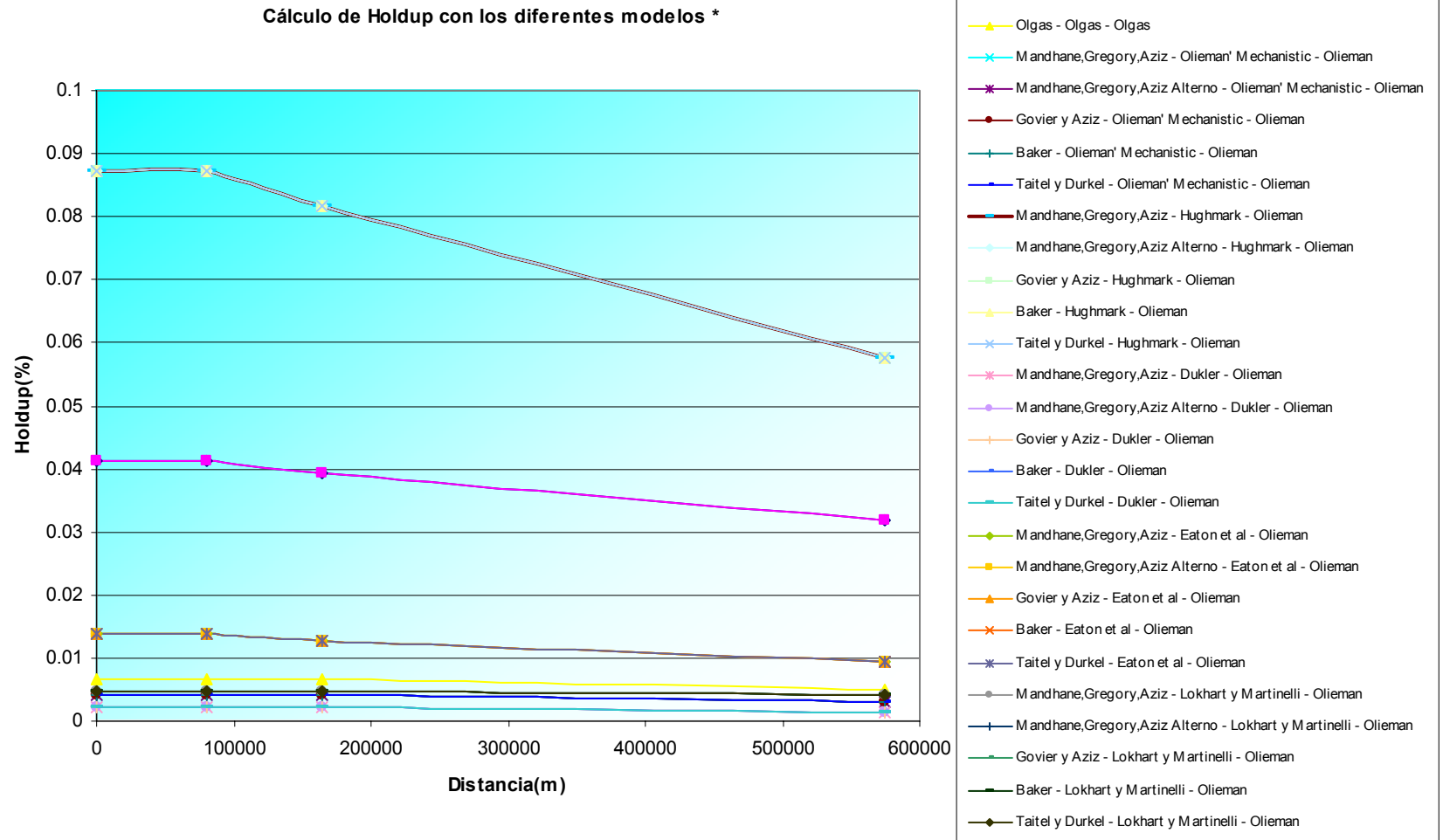


Tabla 10 Composición C11+

MODELO DE REGIMEN DE FLUJO	MODELO DE HOLDUP DE LIQUIDO	MODELO DE PERDIDAS DE PRESION (FRICCION)	PRESION LLEGADA BARRANCA psia	%ERROR
Mandhane, Gregory, Aziz	Hughmark	Olieman	749	1.079
Mandhane, Gregory, Aziz	Alte Hughmark	Olieman	749	1.079
Govier y Aziz	Hughmark	Olieman	749	1.079
Baker	Hughmark	Olieman	749	1.079
Taitel y Durkel	Hughmark	Olieman	749	1.079
Mandhane, Gregory, Aziz	Alte Olieman'	Mechanistic Olieman	765	3.23
Govier y Aziz	Olieman'	Mechanistic Olieman	765	3.23
Baker	Olieman'	Mechanistic Olieman	765	3.23
Taitel y Durkel	Olieman'	Mechanistic Olieman	765	3.23
Mandhane, Gregory, Aziz	Olieman'	Mechanistic Olieman	765	3.23
Olgas	Olgas	Olgas	771	4.04
Mandhane, Gregory, Aziz	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Mandhane, Gregory, Aziz	Alte Eaton et al	Olieman	781	5.39
Govier y Aziz	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Baker	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Taitel y Durkel	Eaton et al	Olieman	781	5.39
Mandhane, Gregory, Aziz	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8
Mandhane, Gregory, Aziz	Alte Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8
Govier y Aziz	Lokhart y Martinelli	Olieman	784	5.8

Figura 36 C11+

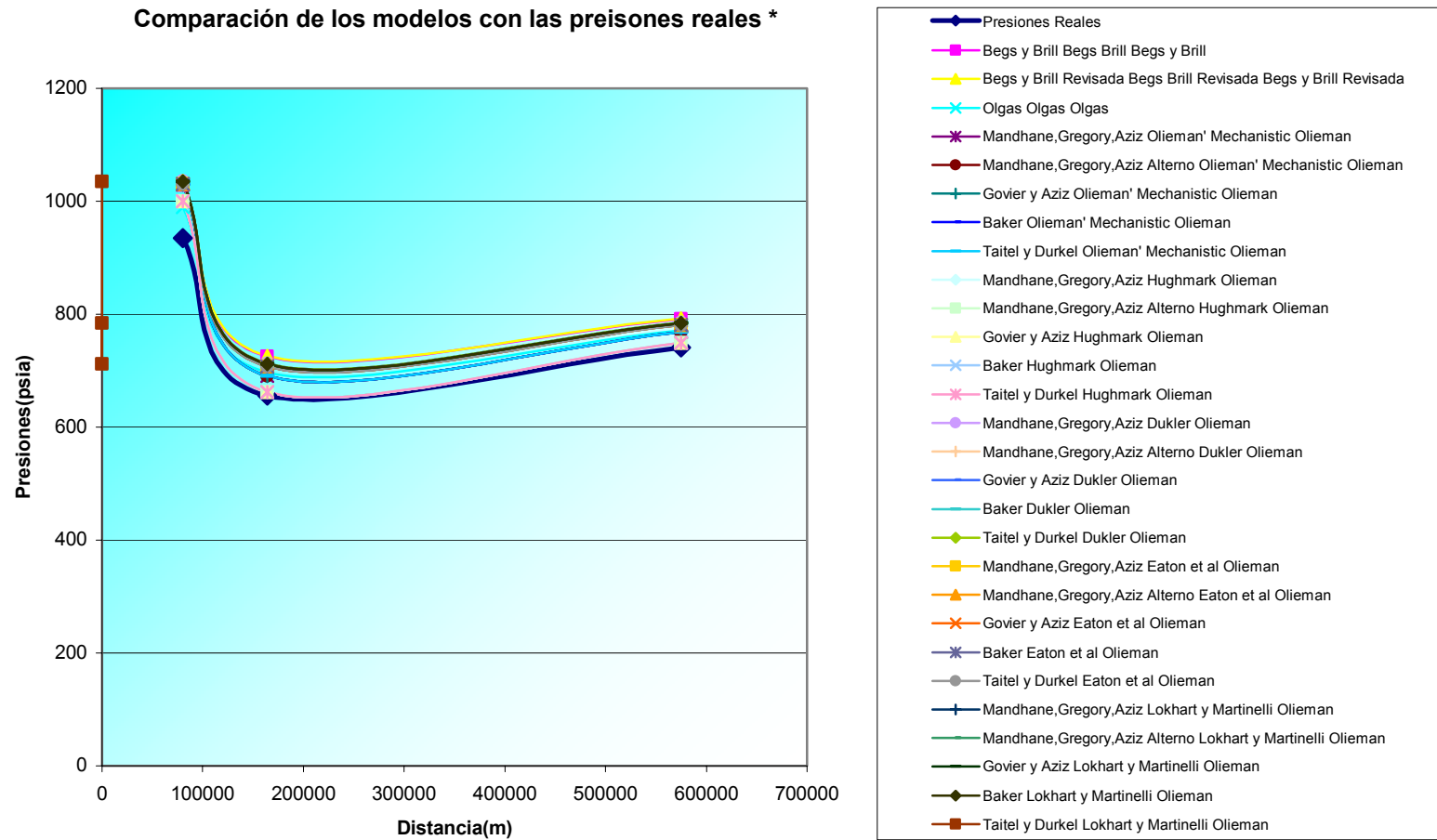
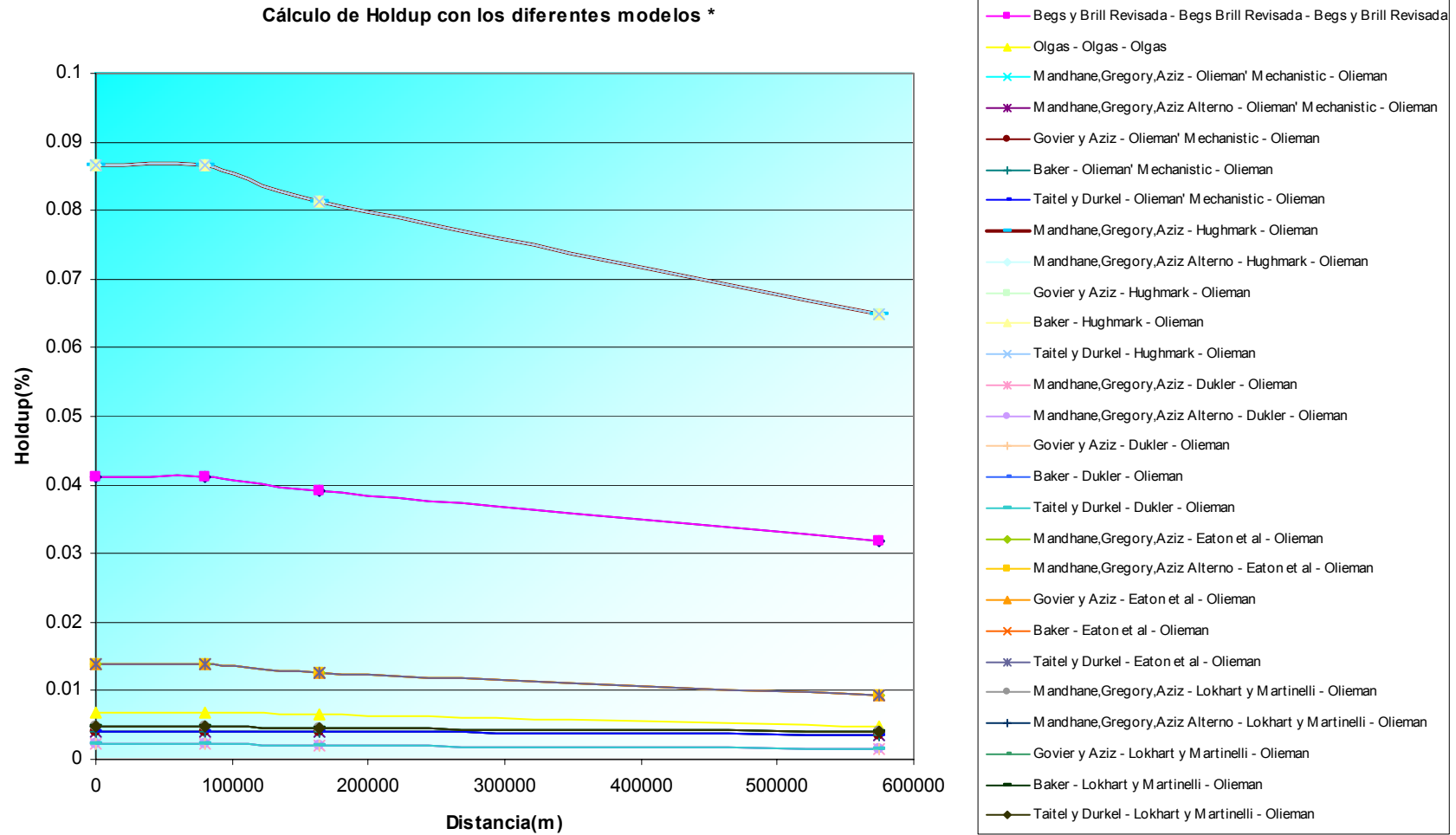


Figura 37. C11+



La recopilación del análisis de los comportamientos de todas las figuras se ha hecho debido a que se puede observar una tendencia similar para las curvas de caídas de presión y cálculo de holdup de líquidos, por lo tanto se puede hacer un análisis general del comportamiento de dichas graficas.

Se observa en las figuras (24-26-28-30) el mismo comportamiento en cuanto a las presiones que para la composición del gas de C15+ en la cual ocurre una caída de presión a la entrada de la tubería y después por causa de los compresores hay un incremento de presión en el flujo a través de la tubería.

En las figura (24-26-28-30) el modelo de Hughmark es el más alto con respecto al cálculo del valor de holdup, como se observa está por encima de 0.08.

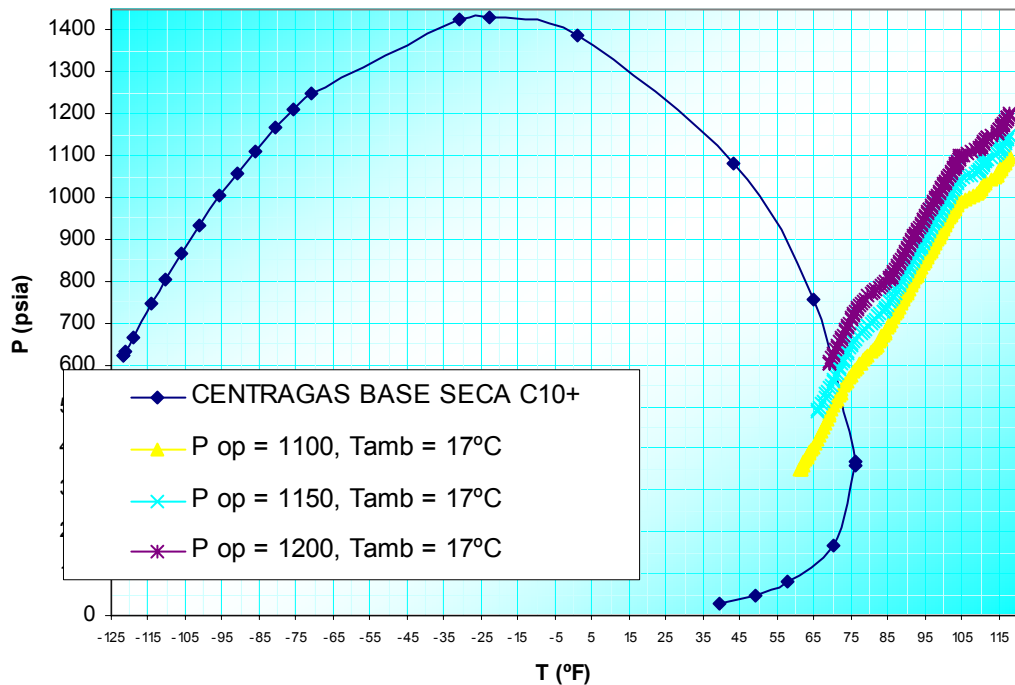
Los regímenes de flujo para las composiciones C14+, C13+, C12+, y C11+, son los mismos que para la composición de C15+.

6.4 ANALISIS DE SENSIBILIDAD A ALGUNOS PARÁMETROS EMPIRICOS

Luego que se pudo comparar todos los métodos que existen en simulador, se optó por escoger el método Hughmark para realizar algunos análisis de sensibilidad a algunos parámetros empíricos, ya que este mostró mayor sensibilidad y mayor acierto, como se mostró anteriormente. Estos análisis se llevaron a cabo a la llegada del tramo a Barrancabermeja, además que se utilizó la composición C10+, para que se pudiera ver mejor el comportamiento de las líneas de operación que entran a la envolvente de fases.

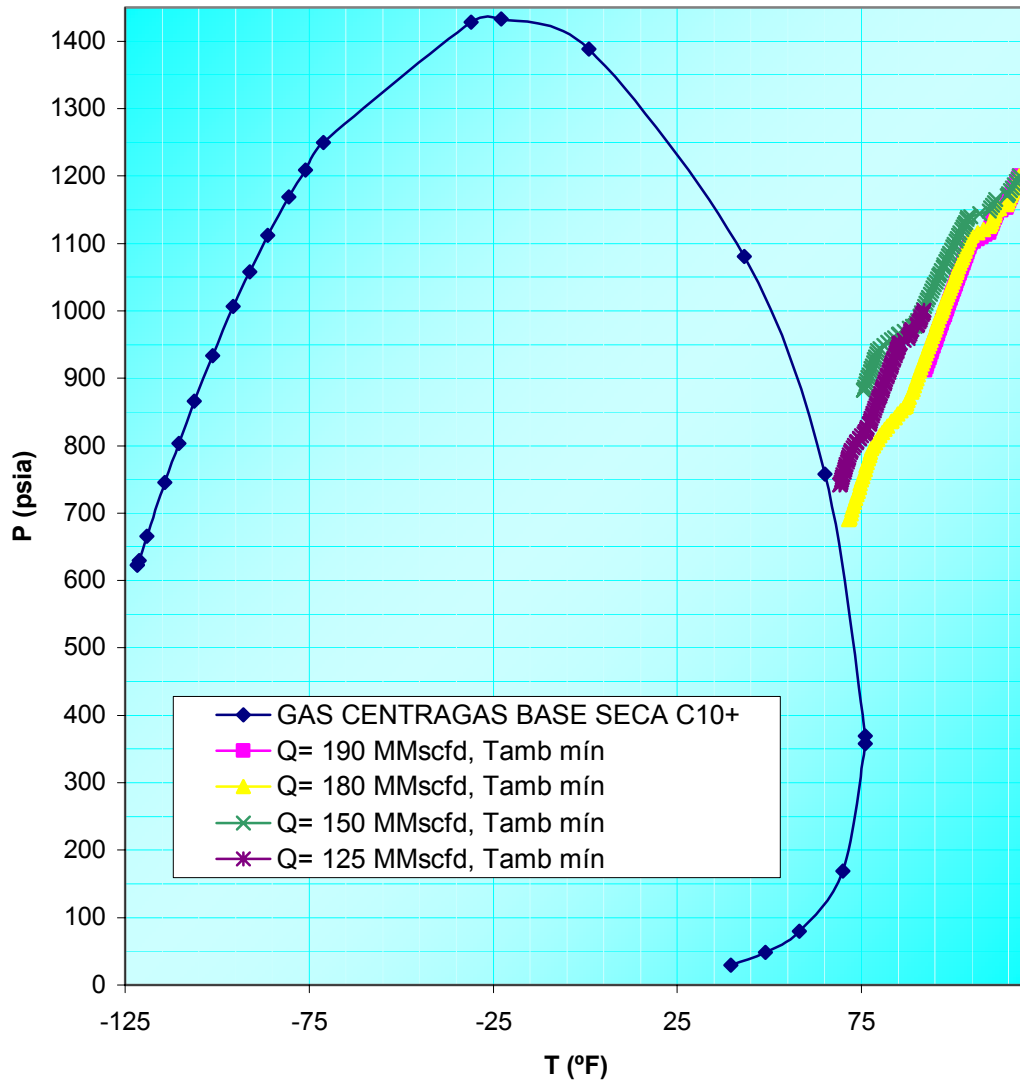
6.4.1 Sensibilidad a la Presión de Operación.

Figura 38. Sensibilidad a la presión de operación.



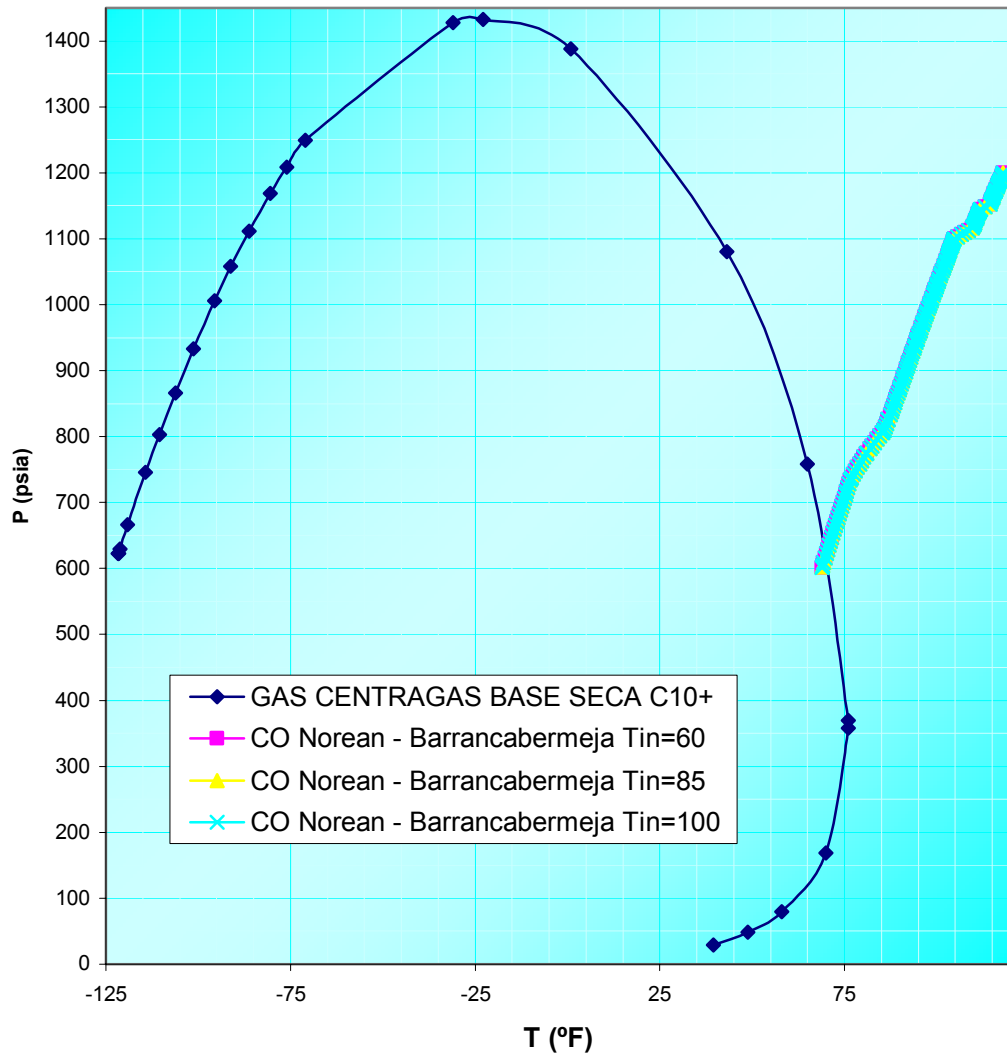
6.4.2 Sensibilidad al Caudal de Carga al gasoducto.

Figura 39 Sensibilidad al caudal de carga



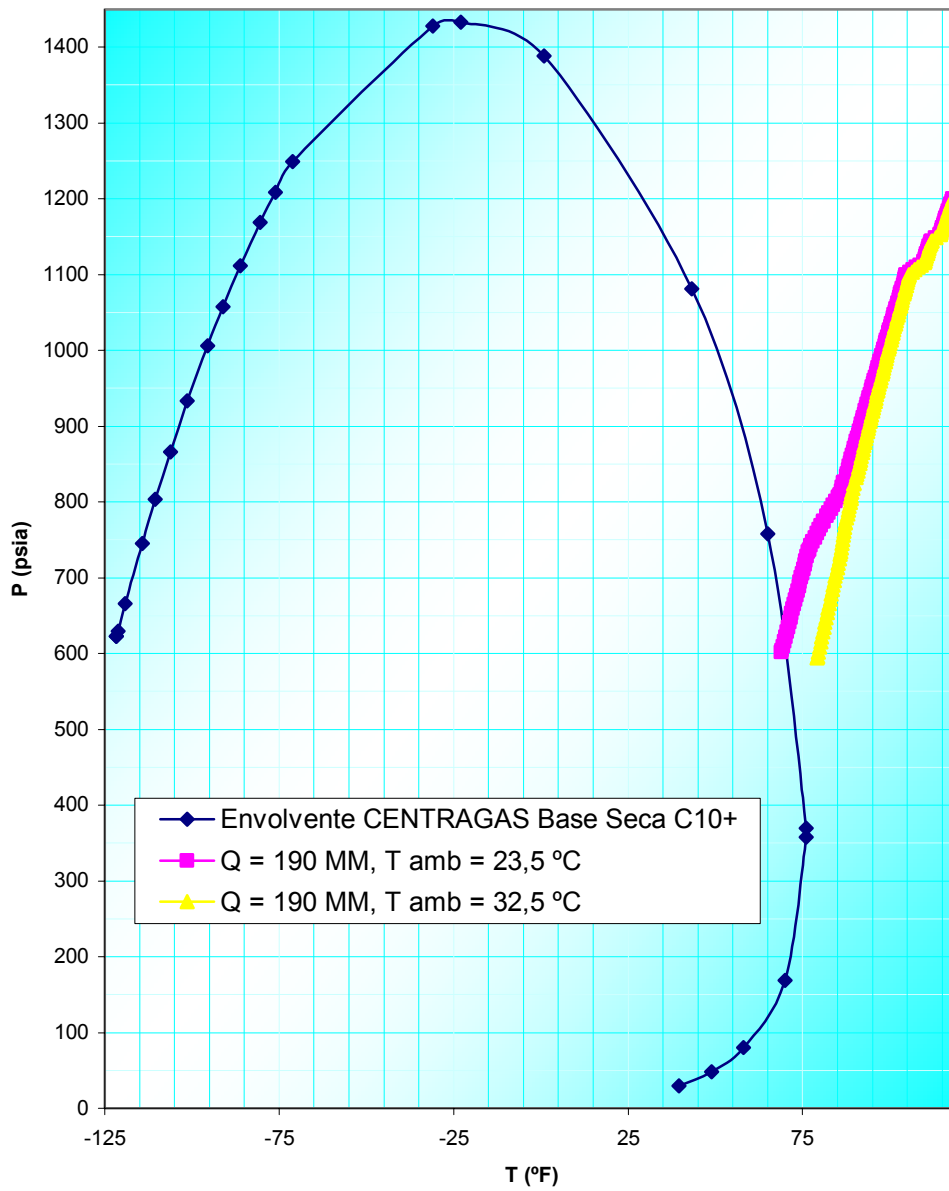
6.4.3 Sensibilidad a la Temperatura del Gas.

Figura 40 Sensibilidad a la temperatura del gas



6.4.4 Sensibilidad a la Temperatura Ambiente.

Figura 42 Sensibilidad a la temperatura ambiente



CONCLUSIONES

El modelo general y el modelo Centragas tienen comportamientos cualitativos similares en cuanto a las diferencias en predicción realizadas por las diferentes correlaciones para holdup.

Del análisis realizado se puede concluir que las variaciones en caídas de presión cuando se usan diferentes modelos predictivos no presentan mayores diferencias. En contraste, se observaron diferencias marcadas en los holdup predichos para los modelos de Hughmark, Beggs and Brill y el recomendado por el simulador comercial (Eaton et.al.)

Como el gas está fluyendo, a medida que se condensan líquidos éste se vuelve más liviano, lo cual lleva a que la envolvente se mueva hacia la izquierda; *sin embargo sigue presentándose formación de líquidos debido a que las condiciones de operación del gasoducto se encuentran dentro de la envolvente para la cromatografía extendida utilizada.*

El modelo de Hughmark predice valores de holdup de líquido más altos, mientras los modelos de Beggs and Brill (original y modificado) arrojan valores intermedios y las demás correlaciones estudiadas (incluyendo la recomendada por el simulador comercial) muestran valores bajos.

Como se observó en el desarrollo del presente trabajo los resultados arrojados por la correlación de Hughmark para la predicción de holdup con respecto a la caracterización de la fracción pesada tiene una cierta variación, mientras que las demás correlaciones no presentan ningún cambio. Con respecto al análisis

de caída de presión, la correlación de Hughmark no presenta variación con la caracterización de dicha fracción, no obstante las demás correlaciones exhiben cierto cambio. Es decir, los efectos de la caracterización de la fracción pesada sobre las predicciones de Hughmark son contrarios a las de las otras correlaciones.

Las correlaciones más recientes arrojan predicciones más cercanas entre sí. Las correlaciones sugeridas por el simulador están dentro de este grupo y quizás sea una de las razones por la cual las recomiendan.

El régimen de flujo del gas en el gasoducto se determinó de acuerdo al valor de holdup predicho por cada correlación, para valores altos de holdup (>0.06) se presenta un flujo estratificado plano, mientras que un flujo homogéneo está caracterizado por valores de holdup bajos (< 0.005). *Las correlaciones más recientes predicen valores de holdup bajos, en cuyo caso aunque hay formación de líquidos el flujo se asume como en una sola fase, con el líquido disperso en forma de niebla en el gas.*

La escogencia de la ecuación de holdup es más relevante que la de caída de presión, esto se debe a que las correlaciones usadas para caída de presión predicen resultados similares, mientras que las de holdup presentan mayores discrepancias entre sí. *Conocer con cierto grado de exactitud los valores de holdup es fundamental para el diseño de un sistema de transporte de gas natural, esto se debe a que no es lo mismo diseñar un sistema para flujo en dos fases que en una sola fase, ni tampoco es igual el efecto sobre las caídas de presión de una interfase vapor/ líquido curva que de una plana.*

El análisis realizado con el fluido base tomado de una cromatografía hasta n-C10 (simulando el flujo a condiciones de operación promedias, temperatura ambiente mínima y a diferentes caudales), *mostró que la formación de condensados de hidrocarburos es muy difícil debido a que los caudales que podrían causar condensación de hidrocarburos líquidos superan la máxima velocidad permitida por el Reglamento Único de Transporte, fijada en 60 ft/s.*

El análisis realizado al tramo del gasoducto Centragas, usando como fluido base el de una cromatografía extendida (hasta C15+) y luego agrupada en fracciones de C11+ hasta C15+, simulado a condiciones promedias de operación (realizando análisis de sensibilidad a caudales y temperatura ambiente) *mostró que para esta cromatografía en particular, la formación de condensados de hidrocarburos es un problema presente en la línea desde el primer kilómetro.*

Se encontró que la escogencia de la EOS no es el parámetro concluyente en un análisis termodinámico de gas natural. Se trabajó con Peng-Robinson y SRK, arrojando resultados muy similares.

RECOMENDACIONES

Es necesario evaluar el estado de una tubería cuando se lleva a cabo estudios de investigación de manera que los resultados obtenidos se acerquen mas al comportamiento real del tubo, obteniendo así análisis más completos.

La correlación que un simulador comercial recomienda debe ser revisada para verificar si el modelo usado concuerda con el caso que se va a simular.

BIBLIOGRAFÍA

CAMBELL, Jhon. Gas Conditioning y Processing. Volumen 1 y 2. Estados Unidos, 1994.

CAÑAS, Wilson. Ecuaciones de Estado, Capitulo 3. Referencia personal.

BARRERA, Hugo. Diplomado en distribución del gas natural. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 1999.

PEREZ, Julio Cesar. Gasoductos y Medición. Curso de Ingeniería de Gas. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 1993.

RYDAHL, R.H SHEA. Liquid Inventory Management in Wet Gas Pipelines. Scandpower Petroleum Technology, April 2003.

K. LIU, Reduce the Number of Components for Compositional Reservoir Simulation, Baker Hughes, February 2001.

K. STARLING, J.F. LUONGO, Inconsistencies in Dew Points From Different Algorithm Types Possible Causes and Solutions, Oklahoma 2000.

D. FAUER, The Making of a Useful Pipeline Simulation Model, Southern Natural Gas, 2002.

B. ASANTE, Two Phase Flow: Accounting For the Presence Of Liquids in Gas Pipeline Simulation. Texas, 2002.

E.L LEE, A Comparative Study of Statical and Mathematical Methods For Natural Gas Pipeline Network Analysys. SPE, 2002.

WHITSON, C.H. Effect of C₇+ Properties on Equation of State Predictions. SPE, J. December, 1984, p.685-696.

MOSHFEGHIAN, M.; JOHANNES, A. H. & MADDOX, R. N. The Importance of Thermodynamics Properties in Accurately Predicting Pipeline Operations. School of Chemical Engineering, Oklahoma State University. Internal Report.

Oranje, L.: "Condensate Behavior in Gas Pipelines is Predictable" Oil Gas Journal (July 2, 1.973), pp. 39-44.

Dukler, A.E, "Gas Liquid flow in Pipeline Research Results. "AGA Project NK-28. May 1.969.

Mucharam, L. and Adewumi, M.A "Study of gas Condensation in Transmission Pipelines Using and Hydrodynamic Model." SPE paper No. 18234 Proc. SPE Annual Technical Conference, 1.988, pp 535-5547

HUGHMARK, Gordon. Holdup in gas-liquid flow. Chemical Engineering Progress. April, 1962. p 62-65.

LOCKHART R.W, MARTINELLI R.C. Proposed correlation of data isothermal two phase, two component flow in pipes. Chemical Engineering OProgress. January 1949. P 39-42

MANDHANE J, GREGORY G, AZIZ K. Critical evaluation of friction pressure drop prediction methods for gas-liquid flow in horizontal pipes. Journal of Petroleum Technology, October 1977.