

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DIMENSIONALISMO DE UN RECEPTOR DE TAPONES DE LÍQUIDO “SLUGCATCHER” PARA LÍNEAS DE GAS HÚMEDO A TRAVÉS DE ANÁLISIS DE ESTADO ESTABLE BIFÁSICO DE BEGGS AND BRILL

Presentado ante la Ilustre Universidad
Central de Venezuela para Optar por
el Título de Ingeniero de Petróleo
Por el Br. Rodríguez Yanes, Jairo Alfonso

Caracas, Junio 2004

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DIMENSIONALISMO DE UN RECEPTOR DE TAPONES DE LÍQUIDO “SLUGCATCHER” PARA LÍNEAS DE GAS HÚMEDO A TRAVÉS DE ANÁLISIS DE ESTADO ESTABLE BIFÁSICO DE BEGGS AND BRILL

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Freddy Paz

Presentado ante la Ilustre Universidad
Central de Venezuela para Optar por
el Título de Ingeniero de Petróleo
Por el Br. Rodríguez Yanes, Jairo Alfonso

Caracas, Junio 2004

Caracas, 13 de Junio 20 2004

Los abajo firmantes, miembros del jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería de Petróleo, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller Jairo Alfonso Rodríguez Yanes, titulado

“Dimensionalismo de un Receptor de Tapones de Líquido “SlugCatcher” para Líneas de Gas Húmedo a Través de Análisis de Estado Estable Bifásico de Beggs and Brill”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al título de Ingeniero de Petróleo, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO

Prof. Marjorie Gamboa
Jurado

Prof. Ysnardo Moya
Jurado

Prof. Freddy Paz
Tutor Académico

“The real danger from computers is not that they will eventually get as smart as men, but we will meanwhile agree to meet them halfway”

Bernard Avishai

The Steward of Gondor

Home is behind, the World is ahead

And there are many paths to tread

Through shadow to the edge of night

Until the stars are all alight

Mist and shadow, cloud and shade

All shall fade...

All shall fade...

Agradecimientos

Este trabajo de grado representa la culminación de mis estudios como ingeniero, y como tal, es solo una etapa más por la que es necesario atravesar para llegar al Aula Magna y recibir el título tanto deseado. Debo mis más profundos agradecimientos a las personas que más me han ayudado a terminar esta etapa, a mi Tutor Académico el Ing. Freddy Paz, quien sin más interés que el de ver culminar a un estudiante más terminar la carrera, aceptó este proyecto, y a Franklin Gonzáles, quien nos brindó todo su apoyo. A la Profesora María Teresa Vives quien me guió en los momentos más duros por los que tuve que atravesar para llegar a feliz término. Al Profesor Samir Marzuka, de la escuela de postgrado de Química, quien amablemente me concedió el uso del simulador adquirido por la Universidad, así como a Edgar Chacón por haber permitido a la Universidad, y por encima de todos, a los estudiantes, a hacer uso del simulador para trabajos de grado. También deba agradecer al Dr. José Antonio Martínez, por mostrar ejemplo de cordura, serenidad, sabiduría y disciplina que debe poseer el director principal de una consultora de ingeniería. Espero llegar a poder tener un tercio de alguna de estas cualidades. No podría nunca olvidar al Dr. Matín Essinfeld, de quien la diplomacia, su significado e importancia aprendí, para sobrevivir en el mundo en que vivimos. En esta última etapa por la que he atravesado, Attilio Praderio, me ha guiado en lo posible a seguir adelante, a madurar un poco como persona, y a quien siempre recordaré con especial aprecio. Tanto a él, como a dos personas a quien he conocido gracias a él, a Trina y a Oswaldo, con quienes conviví los últimos meses en el ámbito laboral. Por último a cualquier persona dentro de la escuela de Petróleo, o fuera de esta, que haya introducido su providencia para despejar cualquier otro obstáculo que de cualquier manera se hubiera poder materializado.

En la Universidad, se aprenden lecciones más allá de las aulas de clase, como en los pasillos, o en las áreas comunes. Son estas lecciones que llenan el alma, y ayudan a crecer al espíritu, lecciones que desafortunadamente, no creo haber del todo logrado aprender. De mis compañeros de clase, no pude aprender muchas cosas que debí haber asimilado, y que quizá me hubiera facilitado mucho estos últimos pasos. A ellos les debo mis disculpas. De los profesores debo mencionar a aquellos que dejaron de una u otra forma una mayor huella en mi formación, Prof. Cordero, Prof. Farias, Prof. Norberto Bueno, Prof. Vladimiro Kowalchuck, fueron aquellos que disfruté cada una de sus clases en mi paso a través de la escuela. A través de la Básica, no recuerdo el nombre de todos mis profesores -a lo que debo culpar mi mala memoria- pero espero mencionar a aquellos a quien de una u otra forma supe apreciar, al profesor de Cálculo I y II, de Programación, al Prof. Dos Santos, al profesor de mecánica y al de mecánica de materiales.

A través de mi paso por la Universidad tuve la oportunidad de ser preparador por cuatro años, una experiencia que quizá no la aproveché del mejor modo posible. Espero haber logrado impartir en mis alumnos, la mayor cantidad de conocimientos, en cualquiera de las áreas de Dibujo que me tocó enseñar. De ellos, lamento al igual que de mis compañeros, no haber aprendido más de lo que me quisieron enseñar. Debo agradecer a todos los profesores a quienes les brindé mis mejores esfuerzos para que los alumnos recibieran una mejor educación, al profesor Luis Quintero, Prof. Alonso Romero, Prof. Wozechowski, Prof. Cristina Echeverría, Prof. Hermán Lago, Prof. Yuri Medina, y a la Prof. Cristina Mejias. A Rocío quien en navidad, siempre el mejor departamento en cuanto a decoración, solo ella logró. Con nostalgia recordaré a la mayor parte del grupo de

preparadores con quienes me tocó compartir esta etapa, las tertulias que teníamos en la sala de preparadores, y con las cuales siempre nos sentimos capaces de arreglar este mundo y hacerlo un lugar mejor.

Mis panas en el transcurso de esta etapa, son aquellos, que por definición, simplemente te hacían ver que estabas más mal de lo que creías, pero de cualquier forma, desde un café donde Luigi, un almuerzo en el comedor o en Arquitectura, una comida en sus casas, o una birra en la parroquia estaban dispuestos a compartir contigo. Incluso, brindarte el almuerzo en el comedor - siempre y cuando hubiera carne. Aunque nunca más los vuelva a ver, o disfrutar de esos momentos de igual forma, a ellos debo agradecer una sonrisa, un abrazo, un espaldarazo, o cualquier otra señal de aprecio. Erika y Heriberto, los panas de mecánica, Deysa y Sayuri, las gochitas de Geología, Rosa y José Leonardo, con quienes disfruté plenamente el primer semestre. Mis panas, Gracias por todo.

La Universidad, como casa de estudios, me brindó sus espacios. Es un ambiente donde siempre se respirará aire fresco, mentes ávidas de conocimiento. Siempre recordaré sus amaneceres frescos, una brisa fría que despierta el pensamiento, los pasillos que guían a mejores destinos, las guacamayas tricolores que recuerdan la libertad, la Biblioteca Central, como el mejor sitio para estudiar hasta las once de la noche, con la perfecta vista al Ávila. Cualquiera de sus espacios me recordará esos momentos en los que aun era niño, pero que me trataron de hacer crecer a pesar de mis renuencias. Caracas, me recibió cuando salí de mi hogar, para ver nuevos rostros, pasar por nuevas experiencias. Lamentablemente he de ver su deterioro en estos últimos cinco años. Una ciudad que debe madurar mucho, para lograr ser todo lo que puede. Espero que si me marcho algún día de ella, y si algún día he de volver, vea la Caracas en la que me hubiera gustado transcurrir este quinquenio. Valencia, fue la ciudad que ha este mundo me dio a conocer, ese pequeño espacio en este Punto Azul Pálido de Carl Sagan, que ya he dejado atrás, pero siempre ha permanecido conmigo.

Mi familia a quienes conocí desde el primer día en que empecé clases. Antes no los recuerdo, o prefiero no recordarlos. Mi abuela, con la quien he vivido, a ella más que nadie, me enseñó que solo a través del esfuerzo es uno capaz de sobrevivir en este mundo, así que es mejor disfrutar el esfuerzo que has de hacer, para que la vida sea más placentera. Mi tío, Rafael el "antisistema", me enseñó que solo en este mundo no se llega a ningún lado, por lo que mejor es ir acompañado. Mi tía Diana, bueno, quien un buen plato de pasta nunca faltará en su mesa. Realmente a toda mi familia, los quiero mucho, y quisiera que me dieran esa oportunidad de que me vuelvan a conocer, a mi, al joven que quiere llegar a ser hombre, mas no al niño que una vez solí ser.

Mi núcleo familiar, quienes hicieron todo lo posible por proteger al menor de la familia, quien fue el que más joven abandonó el nido. Espero que me disculpen por haberlos dejado. La familia es el laboratorio de la sociedad, y de la cual son extraídos los elementos que la conforman y que mejoran su calidad. Espero hacer de ejemplo mi familia como ente servil a la sociedad, y a la humanidad en general. Quisiera no defraudarlos. Glitza, mi hermana mayor, a quien siempre tendré como una meta, de quien aprendí que la paciencia es importante, y que se debe ser un poco más tolerante con los demás, y que decir las cosas con una sonrisa nunca está de más. Krol, quien me recuerda que la etapa de la niñez hay que dejarla, por más que uno no desee, no hay paso más difícil, pero no hay satisfacción más grande que lograr hacerlo de la forma más inteligente y sabia posible -es

mejor seguirle la corriente al tiempo, ya que contra el tiempo, nadie puede. Mi Padre, de quien heredé su nombre, de él debí aprender muchas cosas más de las que pude asimilar de manera osmótica. En estos últimos años, he aprendido a quererlo más, y apreciar más sus palabras (debe ser que el adulto está empezando a tomar conciencia en mí), y a entender un poco más sus enojos, aunque no comparta ese tipo de reacción. Y Mi Madre, siempre sabré que del otro lado del teléfono existe ella, de una manera más especial que ella nunca entenderá. De ella, Dios, he aprendido a conocer, porque siempre existe alguien que de alguna u otra forma te levanta cuando estas caído, y es allí cuando Dios de alguna u otra forma labora. Espero que en su gracia siempre esté, de forma que me proteja en las tribulaciones. Espero superar los temores que de mi familia he heredado, de tal forma de pasar a nuevas generaciones menos cargas que sobrellevar.

Y bueno..., se que no debo explayarme más de lo que lo he hecho, no creo que a muchos les agrade leer un agradecimiento tan extenso. Sin embargo, aunque no he mencionado todo lo que quisiera, pues he al menos expresado algunos de mis más profundos pensamientos. Sin más preámbulos, espero que les agrade, el siguiente trabajo especial de grado.

Rodríguez Y., Jairo A.

DIMENSIONALISMO DE UN RECEPTOR DE TAPONES DE LÍQUIDO “SLUGCATCHER” PARA LÍNEAS DE GAS HÚMEDO A TRAVÉS DE ANÁLISIS DE ESTADO ESTABLE BIFÁSICO DE BEGGS AND BRILL

Tutor Académico: Freddy Paz

Caracas. U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de Petróleo. 2004. 135pag.

Palabras Clave: Acumuladores de Líquido, Sistema de Separación, Flujo Bifásico en Tuberías

Resumen

En el presente trabajo especial de grado se evaluarán tres razones por las cuales existe un aumento en el caudal líquido en las tuberías de producción de gas húmedo, de tal forma de diseñar el sistema de separación en la línea de producción, tomando en cuenta el incremento de tasa de líquido al final de la tubería, con respecto a la tasa de líquido de diseño.

Las causas de este aumento pueden ser:

1. la variación incremental de la tasa de entrada de gas por necesidades de aumento de producción;
2. la corrida de herramientas de medición, limpieza, o distribución de fluidos inhibidores de corrosión o de hidratos a lo largo de la tubería; y
3. la ocurrencia natural de tapones de líquido hidrodinámicos y/o inducidos por la topografía del terreno según el patrón de flujo que adquiera el fluido.

Para los cálculos de equilibrio líquido vapor a la largo de la sección transversal de tubería, se utilizará la correlación de Redlich-Kwong, modificada por Soave^[21], y para determinar los gradientes de presión a lo largo de la tubería, y las acumulaciones de líquido en la sección transversal, se empleará la correlación de Beggs and Brill^[1] de flujo bifásico. Para la resolución de ambas ecuaciones, se recurrirá al programa de simulación HYSYSV2.2.

En las próximas páginas no se encontrará una evaluación de la correlaciones de Soave^[21], ni la de Beggs and Brill^[1], ni las correlaciones utilizadas por el programa de simulación HYSYSv2.2 para el cálculo de las propiedades físicas o termodinámicas, en cuanto a su eficiencia para el cálculo acertado de las acumulaciones de líquido a lo largo de la tubería, caídas de presión. Tampoco se presentan como las mejores alternativas para la evaluar estas propiedades, sino que, por el contrario, se sugiere un mejor análisis de sus limitaciones para la presentación de una propuesta de algún proyecto específico.

Debido a los estudios realizados en este trabajo especial de grado, se puede los volúmenes a acumular ocasionados por la corrida de instrumentos de limpieza dentro de la tubería son los de mayor dimensión, seguido de los volúmenes de líquido producidos por los incrementos producción y por último aquellos producidos por tapones de líquido, estos últimos, en orden de magnitud, mucho menores a los dos primeros, (dependiendo de la longitud de la tubería). Debido a que los volúmenes de líquido a almacenar pueden llegar a ser de más del 60% del volumen total de la línea de producción, este volumen de diseño se debe reducir a través de un análisis de volumen de control del acumulador de líquido, con lo que el volumen de líquido puede llegar a ser del 30% o menor del volumen total de tubería.

Contenido	Página
Índice de Figuras	vi
Índice de Tablas	xi
Capítulo I: Introducción	1
Capítulo II: Acerca de los Métodos Probabilísticos y Estadísticos	
II.1 Introducción	4
II.2 Probabilidad Básica	5
II.3 Función de Distribución Normal	7
II.4 Ocurrencia	9
II.5 Función de Distribución Logarítmica	10
Capítulo III: Propiedades Físicas y Termodinámicas	
III.1 Introducción	13
III.2 Ecuación de Estado de Soave-Redlich-Kwong (SRK)	15
III.2.1 Rango de Utilización para SRK.....	15
III.2.2 Formulación de la EOS de SRK	16
III.3 Propiedades Físicas de los Fluidos	19
III.3.1 Densidad	19
III.3.2 Viscosidad	20
III.3.3 Tensión Superficial	20
III.3.4 Conductividad Térmica	21
III.4 Transferencia de Calor	22
III.4.1 Petukhov (1970)	23
III.4.2 Sieder and Tate (1936)	23
III.4.3 Dittus and Boelter (1930)	23
Capítulo IV: Flujo Bifásico	
IV.1 Introducción	24
IV.2 Correlación de Beggs and Brill	25
IV.2.1 Rango de Utilización para las Correlaciones de BB	25
IV.2.2 Acumulaciones de Líquido: Correlación de BB	25
IV.2.3 Mapa de Patrones de Flujo: Correlación de BB	27
IV.2.4 Caídas de Presión en Tuberías: Correlación de BB	30

Contenido	Página
IV.3 Geometría del Flujo Estratificado	33
IV.4 Patrón Ondulado Transitorio	36
IV.5 Flujo Intermitente	39
IV.5.1 Tapones Horizontales	39
IV.5.2 Tapones Verticales	40
IV.6 Distribución Probabilística del Tapón	43
IV.6.1 Correlaciones de la Longitud de Tapón Promedio	46
IV.6.1.A Brill et al (1980)	46
IV.6.1.B Hill and Wood (1994)	46
IV.6.1.C Marcano et al (1996)	47
IV.6.1.D Hill and Wood Modificada por Marcano et al (1996)	48
IV.6.2 Correlaciones de la Frecuencia del Tapón	48
IV.6.2.A Gregory and Scott (1969)	48
IV.6.2.B Hill and Wood (1990)	49
IV.6.2.C Hill and Wood (1994)	49
IV.6.2.D Marcano et al (1996)	50
IV.6.3 Correlación de la Velocidad del Tapón	50
Capítulo V: Instalaciones de Superficie	
V.1 Introducción	51
V.2 Incremento de Tasas	52
V.3 Operaciones de Limpieza	54
V.4 Norma API RP 14E 1981	56
V.5 Norma ANSI B31.3	57
V.6 Equipos de Separación	58
Capítulo VI: Metodología	
VI.1 Descripción Metodológica	65
VI.2 Utilización del Programa de Simulación	68
Capítulo VII: Presentación y Análisis de Resultados	
VII.1 Experiencias con el Simulador	73
VII.2 Correlaciones de las Propiedades del Tapón	76
VII.3 Volúmenes Requeridos para Almacenar	79
VII.4 Incrementos en la Tasa de Producción	83
VII.5 Caídas de Presión en la Tubería	90

Contenido	Página
Conclusiones	91
Recomendaciones	92
Nomenclatura	93
Factores de Conversión Relevantes	95
Glosario	96
Referencias	99
Anexo A: Información Pertinente al Caso A	102
Anexo B: Información Pertinente al Caso B	104
Anexo C: Composición del Fluido	106
Anexo D: Ecuaciones de Estado	108
Anexo E: Caídas de Presión en Tuberías	110
Anexo F: Mapas de Patrones de Flujo	112
Anexo G: Licencia del Simulador HYSYSV2.2	116
Apéndices	119

ÍNDICE DE FIGURAS

Contenido	Página
Figura II.1 Función de Distribución Normal para una variable X para distintas medias y desviaciones	7
Figura II.2 Integral de Probabilidad Normal de la variable X evaluada de menos infinito a X	8
Figura II.3 Función de Distribución Logarítmica de una variable X para distintas medias y desviaciones	10
Figura II.4 Integral de Probabilidad Logarítmica de una variable X para distintas medias y desviaciones, desde 0 (cero) hasta X	11
Figura IV.1 Segregado: Patrones de Flujo Posibles	28
Figura IV.2 Intermitente: Patrones de Flujo Posibles	28
Figura IV.3 Distribuido: Patrones de Flujo Posibles	28
Figura IV.4 Mapa de Patrones de Flujo según Beggs and Brill	30
Figura IV.5 Diagrama de la Sección Transversal de tubería para el cálculo de variables geométricas con flujo Estratificado	33
Figura IV.6 Inestabilidad de Kelvin Helmholtz	36
Figura IV.7 Partes de un Tapón	39
Figura IV.8 Formación de Tapones de Líquido por Efectos del Terreno	42
Figura IV.9 Distribución Logarítmica para la Longitud de Tapones Líquidos de una prueba real en la bahía de Prudhoe, Alaska, por Brill	43
Figura IV.10 Distribución Logarítmica de la Longitud de Tapones Líquidos para prueba de Laboratorio por R van Hout et al, con inclinación de tubería variable, y reportadas para una posición específica dentro de la misma tubería recta $D=0.054\text{m}$	44
Figura V.1 Acumulador de Líquido Tipo Recipiente	62
Figura V.2 Acumulador de Líquido Tipo Botella	63

Contenido	Página
Figura VI.1 Tabla de Resultados	66
Figura VI.2 HYSYSV2.2 Definición del Paquete de Propiedades del Fluido	68
Figura VI.3 HYSYSV2.2 Definición de los Componentes	69
Figura VI.4 HYSYSV2.2 Propiedades de los Componentes	69
Figura VI.5 HYSYSV2.2 Caracterización del Flujo de Entrada	70
Figura VI.6 HYSYSV2.2 Caracterización del Ramal de Tubería. Elementos de Tubería	71
Figura VI.7 HYSYSV2.2 Caracterización de la Tubería. Transferencia de Calor	72
Figura VII.1 Comparación de los Resultados en cuanto a Temperatura de las Correlaciones del Coeficiente de Transferencia de Calor	74
Figura VII.2 Comparación de las Correlaciones de Frecuencia	76
Figura VII.3 Comparación de las Correlaciones de Longitud	77
Figura VII.4-Caso A-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Aumento de Tasa Inicial de Gas	79
Figura VII.5-Caso A-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Ocurrencia de Máximo Tapón de Líquido	80
Figura VII.6-Caso A-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Procedimientos de Limpieza de la Tubería	81
Figura VII.7-Caso A-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Aumento de Tasa Inicial de Gas	83
Figura VII.8-Caso A-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Ocurrencia Máximo Tapón de Líquido	84
Figura VII.9-Caso A-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Procedimientos de Limpieza de la Tubería	85
Figura VII.10-Caso A-Presión [LPC] Al Final de la Tubería	90
Figura AxA.1-Caso A-Perfil de Tubería-Elevación [ft]	102
Figura AxB.1-Caso B-Perfil de Tubería-Elevación [ft]	104
Figura AxC.1 HYSYSv2.2 Envolvente de Fases para la Mezcla	107

Contenido	Página
Figura AxF.1 Mapa de Patrones de Flujo según Baker. BY en Función de BX	111
Figura AxF.2 Mapa de Patrones de Flujo según Eaton. NRe en función de NWe	113
Figura AxF.3 Mapa de Patrones de Flujo según Mandhane et al. vsl en función de vsG	115
Figura Ap.1 Comparación de los Resultados en cuanto a presión de las Correlaciones del Coeficiente de Transferencia de Calor	119
Figura Ap.2 Comparación de los Resultados en cuanto a Acumulaciones de Líquido de las Correlaciones del Coeficiente de Transferencia de Calor	119
Figura Ap.3-Caso B-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Aumento de Tasa Inicial de Gas	120
Figura Ap.4-Caso B-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Procedimientos de Limpieza de la Tubería	120
Figura Ap.5-Caso B-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Ocurrencia de Máximo Tapón de Líquido	121
Figura Ap.6-Caso A-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Simulación Estado Permanente	121
Figura Ap.7-Caso B-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Simulación Estado Permanente	122
Figura Ap.8-Caso B-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Aumento de Tasa Inicial de Gas	122
Figura Ap.9-Caso B-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Procedimientos de Limpieza de la Tubería	123
Figura Ap.10-Caso B-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Ocurrencia Máximo Tapón de Líquido	123
Figura Ap.11-Caso A-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Aumento de Tasa Inicial de Gas	124
Figura Ap.12-Caso A-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Procedimientos de Limpieza de la Tubería	124
Figura Ap.13-Caso A-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Ocurrencia de Máximo Tapón de Líquido	125
Figura Ap.14-Caso B-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Aumento de Tasa Inicial de Gas	125

Contenido	Página
Figura Ap.15-Caso B-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Procedimientos de Limpieza de la Tubería	126
Figura Ap.16-Caso B-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Ocurrencia de Máximo Tapón de Líquido	126
Figura Ap.17-Caso B-Presión [LPC] Al Final de la Tubería	127

ÍNDICE DE TABLAS

Contenido	Página
Tabla II.1 Valores Normales de la Integral de Distribución Normal alrededor de n desviaciones estándar de la media y su respectiva ocurrencia	9
Tabla IV.1 Rango de Aplicación a la correlación de Beggs and Brill para flujo bifásico	25
Tabla IV.2 Variables para determinar $H_L(0)$ en función del patrón de flujo y el sentido	26
Tabla IV.3 Información de la correlación de Hill and Wood (1994)	47
Tabla V.1 Rango de valores del coeficiente K para distintos tipos de separadores	60
Tabla V.2 Volumen de líquido según el separador	60
Tabla V.3 Tiempos de Retención de Separadores	61
Tabla VII.1 Casos en los que se utilizó la correlación de Dittus	75
Tabla VII.2 Valores Negativos Obtenidos por las Correlaciones de Frecuencia	77
Tabla VII.3 Volúmenes máximos obtenidos por Caso y Evento	82
Tabla VII.4 Volúmenes de líquido que se requieren acumular asumiendo una tasa máxima de salida del acumulador	87
Tabla VII.5 Volúmenes de líquido que se requieren acumular asumiendo tasas de salidas 0.8 y 0.64 veces menores a las referidas en la Tabla VI.3	88
Tabla VII.6 Volúmenes Finales Recomendados según el Caso	89
Tabla AxA.I-Caso A-Datos de Tubería	103
Tabla AxB.1 Datos de Tubería	105
Tabla AxC.1 HYSYSv2.2 Propiedades del Fluido	106
Tabla AxC.2 HYSYSv2.2 Constantes de Equilibrio	106
Tabla AxF.1 Propiedades de los Fluidos Utilizados por Eaton	114
Tabla Ap.1-Caso A-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1500lpc, D=16 Sch40	128
Tabla Ap.2-Caso A-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1500lpc, D=12" Sch40	129
Tabla Ap.3-Caso A-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1000lpc, D=16" Sch40	130

Contenido	Página
Tabla Ap.4-Caso A-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1000lpc, D=12" Sch40	131
Tabla Ap.5-Caso B- Análisis de Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=2000lpc, D=24" Sch40	132
Tabla Ap.6-Caso B-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=2000lpc, D=20" Sch40	133
Tabla Ap.7-Caso B-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1500lpc, D=24" Sch40	134
Tabla Ap.8-Caso B-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1500lpc, D=20" Sch40	135

El petróleo y el gas están compuestos por varios compuestos de hidrocarburos (hidrógeno y carbono) mezclados, y pueden contener ciertas cantidades de otros elementos tales como azufre, nitrógeno y oxígeno, dentro de la propia estructura del hidrocarburo, o formando otros compuestos separados. El petróleo y el gas (los cuales de forma ampliamente aceptada se cree) se forman a través de procesos de envejecimiento de materia orgánica vegetal u animal, principalmente de origen marino, acumulada en conjunto con sedimentos o fragmentos de roca de poco tamaño. Ese conjunto de elementos se deposita en el subsuelo, y luego, bajo ciertas condiciones anaeróbicas de presión y de temperatura, el petróleo y el gas se genera dentro de una roca madre. Además, una vez que el crudo se ha generado, deben existir camino de permeabilidad que le permitan migrar, para evitar que la mezcla se someta a condiciones que la descompongan en otros componentes. Además, una vez que el petróleo pueda migrar a través de rocas más permeables, debe también existir alguna estructura que origine el entrapamiento y permita acumularlo en condiciones benignas para su estabilidad como mezcla, en cuanto a presión y temperatura. Todo esto debe ocurrir en forma sincronizada.

Lo importante de lo antes mencionado –y pertinente al presente Trabajo de Grado– es tener en cuenta que debido a los procesos en que se forma el petróleo y de sus propiedades físicas, siempre existirá la posibilidad de encontrar dentro de un yacimiento como mínimo dos fluidos: cada uno con características distintas entre ellos. Además, cada una de sus propiedades varía con la presión y la temperatura. Estos fluidos al ser producidos pasarán a través de las tuberías. Para el gas, por ejemplo, al poseer en su composición elementos pesados, aunado a la variación continua de presión y temperatura dentro de las tuberías, se produce un cambio de fase de gas a líquido de ciertas fracciones pesadas de su composición. Esto genera flujo multifásico de gas y líquido en las tuberías. Las altas presiones ocasionan que la mayoría de los componentes más volátiles de hidrocarburos se encuentren disueltos dentro de las fracciones líquidas, que en otras condiciones de menor presión se encontrarían en estado gaseoso. Los cambios de elevación de la tubería favorecen la segregación gravitacional de los distintos fluidos, y por ende, la formación de burbujas de gas de importante tamaño en las zonas de mayor altura y la acumulación de líquidos en las zonas de menor cota.

Esta característica bifásica se mantiene hasta el final de la tubería, donde se encuentra todo el sistema de producción. Muchos de los instrumentos y equipos utilizados para medir y manejar la producción de hidrocarburos, están diseñados para trabajar con un solo tipo de fluido, es decir, sólo líquido o sólo vapor o gas, por lo que previamente debe existir un sistema de separación que permita tener una línea de vapor o gas y otra de líquido. Los separadores son generalmente diseñados de acuerdo a la tasa de llegada promedio de líquido y vapor o gas al equipo, y aunque acumulan cierta cantidad de líquido por cortos períodos de tiempo, no son eficientes al tener que recibir incrementos repentinos en el volumen. El análisis de las razones por las cuales este volumen de líquido puede aumentar repentinamente, de forma natural o artificial, y el dimensionamiento óptimo final de un receptor de tapones de líquido que pueda manejar razonablemente dicho flujo instantáneo, será el **objetivo principal** de este trabajo especial de grado.

Para el seguimiento detallado del comportamiento del flujo multifásico en tuberías ha sido promocionada por parte de la industria y centros de investigación, la creación de diversas correlaciones que permiten el análisis de las caídas de presión en la tubería debido al flujo multifásico que en ellas se presenten, además de la acumulación de líquidos (*liquid holdup*) debido a las diferencias de velocidades entre las fases. Muchas de ellas están basadas en ecuaciones desarrolladas empíricamente o simplificaciones importantes de formulaciones teóricas, por lo que cada una de ellas sólo funciona para determinado rango de condiciones y debe ser utilizado bajo extrema cautela en condiciones diferentes. Entre algunas de ellas se deben mencionar las de Beggs and Brill^[1], Olujic, Dukler, Chen and Spedding, Beattie and Whalley, Lockhart and Martinelli, Taitel and Dukler^[24], Kadambi, Oliemans, Eaton^[5], entre muchas otras. Las mencionadas son algunas específicas para caídas de presión, otras para acumulación de líquido u otras incluso para ambos casos. Al ser ecuaciones desarrolladas empíricamente, muchas de ellas poseen restricciones en cuanto a su utilización.

El presente Trabajo Especial de Grado tiene como objetivo principal el de presentar una metodología para el dimensionamiento de un receptor de tapón de líquidos al final de una tubería de gas húmedo.

Para cumplir con este objetivo se busca cumplir con los siguientes objetivos específicos:

- Aportar diversas opciones en cuanto al diseño de instalaciones de superficie y líneas de flujo reportadas en la literatura industrial, optimizadas con cálculos basados en la correlación para flujo multifásico de Beggs and Brill^[1].
- Estudiar las diversas razones por las cuales existe un aumento en la llegada de flujo líquido al final de la tubería, y calcular el volumen máximo de líquido para tomarlo en cuenta en el diseño del receptor de tapones líquidos al final de la tubería.
- Evaluar la característica discontinua del flujo intermitente y la influencia de la distribución de longitudes de los tapones de líquido para el diseño mejorado del sistema de separación al final de la línea.

CAPÍTULO II: ACERCA DE LOS MÉTODOS PROBABILÍSTICOS Y ESTADÍSTICOS

II.1 INTRODUCCIÓN

Para el estudio de los sistemas naturales, el hombre se ha basado en la observación para determinar de manera metódica de cuales son sus atributos más importantes que intervienen en el fenómeno que se intenta comprender. Para tal fin, muchas veces es poco práctico esperar que el fenómeno ocurra para realizar mediciones experimentales. Por ello, en el caso que sea posible, se diseña un microsistema que represente el sistema real, en el cual se tenga cierto control sobre las variables de estudio, de tal forma que se puedan variar y medir las consecuencias de dichos cambios sobre el resto de las variables que afectan al sistema. Luego se trabaja en el desarrollo de alguna ecuación matemática que mejor se ajuste a los resultados obtenidos en la experimentación.

El sistema a estudiar puede ser caracterizado de dos maneras; dependiendo de la relación entre los atributos que lo controlan. Los sistemas determinísticos son aquellos en los que todas las relaciones entre variables se pueden representar por una ecuación o función matemática, luego, no se puede asignar ninguna probabilidad a los elementos de las relaciones. Los sistemas o métodos probabilísticos (o estocásticos) son aquellos en los que al menos una de las relaciones entre las variables no está representada por una ecuación que no incluya alguna variable que indique características erráticas (frecuencia, ocurrencia, etc.).

Cuando se desea describir los valores obtenidos en las experimentaciones de sistemas estocásticos, estos resultados generalmente tienen inevitablemente carácter aleatorio, debido a la naturaleza errática de la variable física a medir. Por ello se observa una distribución que varía según el número de veces que este valor ocurre en el rango de estudio.

II.2 PROBABILIDAD BÁSICA

Si un acontecimiento no puede verificarse repetidamente bajo condiciones controladas, entonces se le conoce como aleatorio o casual. La apreciación cuantitativa de la posibilidad de aparición de un acontecimiento aleatorio dado, es su probabilidad, es decir, el número de veces de un total de eventos que pueda ocurrir este acontecimiento dado. Si bajo ciertas condiciones, tiene que verificarse uno de n acontecimientos aleatorios incompatibles y, además, no existe ningún fundamento para esperar que uno de ellos goce de mayor preferencia que los demás, entonces se dice que los acontecimientos tienen la misma probabilidad de ocurrir igual a $\wp = \frac{1}{n}$ ecuación(II.1).

Si un acontecimiento aleatorio X aparece como consecuencia de uno cualquiera de m acontecimientos, tomados del número total n de acontecimientos probables (incompatibles entre ellos pero de igual probabilidad), entonces se llama probabilidad del acontecimiento X , al número $\wp = \frac{m}{n}$ ecuación(II.2)

(suma de las probabilidades iguales a $\wp = \frac{1}{n}$, m veces). Al acontecimiento imposible le corresponde la probabilidad 0 y al cierto la probabilidad 1. Entonces la probabilidad de cualquier acontecimiento está comprendido entre 0 y 1.

La probabilidad de la aparición de un acontecimiento cualquiera (indiferentemente de cual) entre varios acontecimientos incompatibles es igual a la suma de las probabilidades de estos acontecimientos. La probabilidad de la aparición simultánea de varios acontecimientos es igual al producto de las probabilidades de estos acontecimientos. Además, si los acontecimientos se verifican sucesivamente, al calcular la probabilidad de cada acontecimiento hay que tener en cuenta la influencia posible de todos los acontecimientos sucedidos anteriormente.

Si se efectúan n pruebas independientes y en cada una de ellas la probabilidad de un acontecimiento X es igual a $\wp$, entonces la probabilidad de que el acontecimiento X aparezca m veces, es igual a:

$$\wp_{m,n} = C_n^m \wp^m (1 - \wp)^{n-m} \quad \text{ecuación(II.3)}$$

Donde C_n^m es la combinatoria de orden m de n elementos que se diferencian solo uno de otro por los propios elementos que las componen, y toma el valor de:

$$C_n^m = \frac{n!}{m!(n-m)!} \quad \text{ecuación(II.4)}$$

Esta probabilidad será máxima para el intervalo $n\varphi + n - 1 \leq m < n\varphi + \varphi$, y se usa para medición de probabilidades simples de eventos que se miden en pruebas donde las variables se reinician a los valores iniciales, cada vez que se reinicia una prueba.

II.3 FUNCIÓN DE DISTRIBUCIÓN NORMAL

Para valores grandes de m y n se puede aproximar a la probabilidad de que el acontecimiento A aparezca m veces realizando n pruebas independientes, a través de la distribución Gaussiana.

$$\wp_{m,n} \approx \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} e^{-\frac{(X-\mu)^2}{2\sigma^2}} \quad \text{ecuación(II.5)}$$

Donde $\sigma = \sqrt{np(1-\wp)}$ ecuación(II.6), $X = m - n\wp$ ecuación(II.7). La ecuación(II.5) es conocida como la Función de Distribución Normal, donde X es cualquier valor que puede tomar la variable de estudio, μ la media de la muestra y σ la variación estándar.

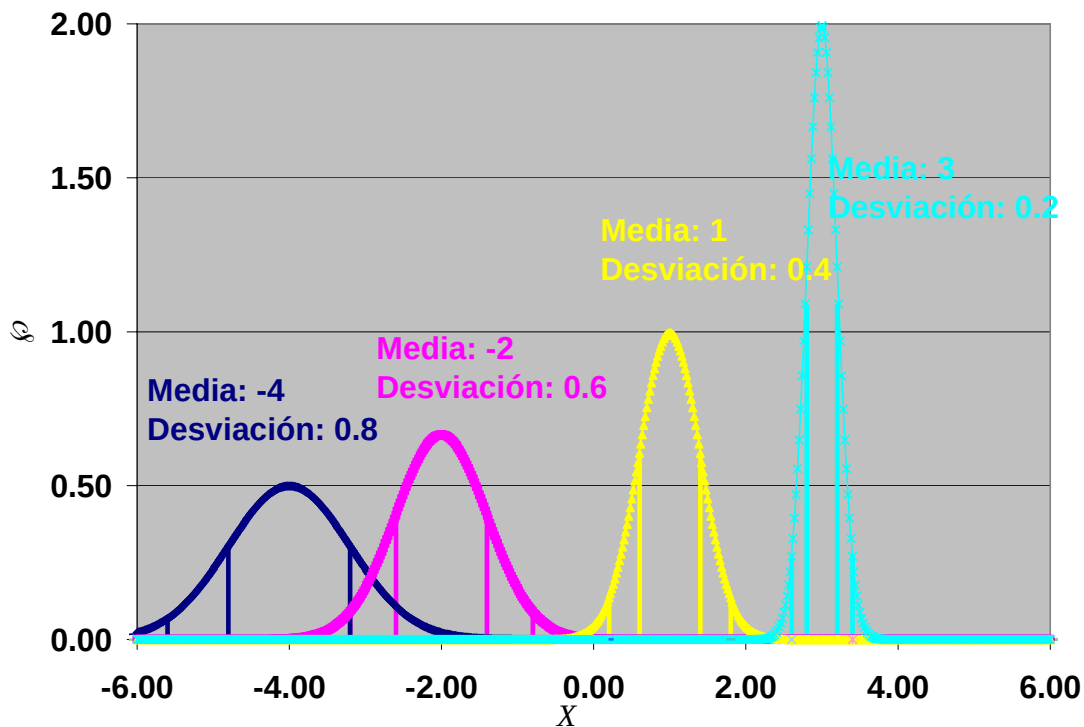


Figura II.1 Función de Distribución Normal para una variable X para distintas medias y desviaciones

En la Figura II.1 se muestra la variación de μ y de σ . Es de hacer notar como el efecto de μ es el de desplazar la curva en el eje de las abscisas mientras que el de σ es achatar o alargar la curva de la probabilidad.

Generalmente más que conocer la probabilidad de un evento puntual, es necesario evaluar la probabilidad de un rango de eventos, la cual, como se dijo anteriormente, es la suma de las probabilidades. Por eso, para evaluar la probabilidad en un rango se evalúa la integral:

$$\Phi = \int_{X_1}^{X_2} \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} e^{-\frac{(X-\mu)^2}{2\sigma^2}} dX \quad \text{ecuación (II.8)}$$

Que se conoce como la integral de probabilidad.

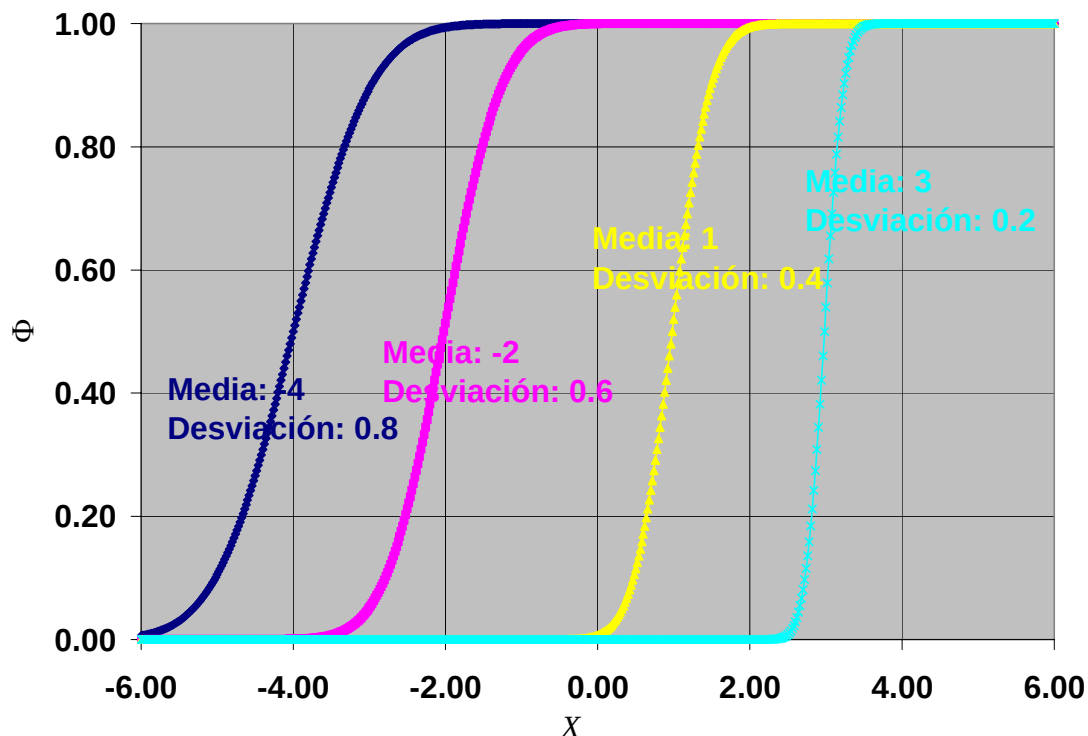


Figura II.2 Integral de Probabilidad Normal de la variable X evaluada de menos infinito a X

Debido a que esta curva describe la distribución ecuánime a ambos lados de la media μ , generalmente el rango X_1 y X_2 se toma a ambos lados de la misma distancia $n\sigma$. Como se muestra en la Figura II.2, que representa la integral de menos infinito a un valor X cualquiera, tiende a uno para X tendiendo a infinito.

I.4 OCURRENCIA

El valor arrojado por la integral de probabilidad puede describirse como el número de eventos N dentro del rango evaluado por ella que deben ocurrir (ocurrencia), para que la variable analizada tome al menos un valor con magnitud fuera del rango de estudio. Esta descripción se realiza transformando de la siguiente manera el resultado de la integral, con lo que se obtiene un resultado físico de la curva de probabilidad.

$$N = \frac{1}{1 - \Phi} \quad \text{ecuación (II.9)}$$

Generalmente es necesario conocer la probabilidad acumulada de eventos dentro de un rango de n desviaciones estándar a ambos lados distancias de la media, es decir de un rango de $[\mu - n\sigma, \mu + n\sigma]$. Estos rangos también se muestran en la Figura II.1 de manera gráfica, y la probabilidad es la misma para cualquier valor de media y desviación para cada número de desviaciones estándar que se tomen, y los valores de probabilidad se muestran en la Tabla II.1.

$\pm n\sigma$	Φ	N
1	0.68269	3.1514
2	0.95450	21.977
3	0.99730	370.37

II.5 FUNCIÓN DE DISTRIBUCIÓN LOGARÍTMICA

Sin embargo, no todos los eventos que se desean estudiar presentan una distribución probabilística normal. Por ello, usualmente se realizan diversas modificaciones a la curva de distribución Gaussiana, para que se ajuste mejor al comportamiento probabilístico de los datos, al rango de estudio, o cualquier otra variable. Una de estas modificaciones es la curva de distribución logarítmica de la forma siguiente:

$$f(x) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi x}} e^{-\frac{1}{2}\left[\frac{\ln(x/\mu)}{\sigma}\right]^2} \quad \text{ecuación (II.10)}$$

Esta curva presenta el comportamiento mostrado en la Figura II.3. Como es de apreciar, los valores son todos mayores que cero (no acepta valores menores o iguales a cero) y la probabilidad de que un evento ocurra si es muy grande, disminuye lentamente. Es ideal para descripciones de variables físicas como tiempo o longitud, que muestren esta distribución.

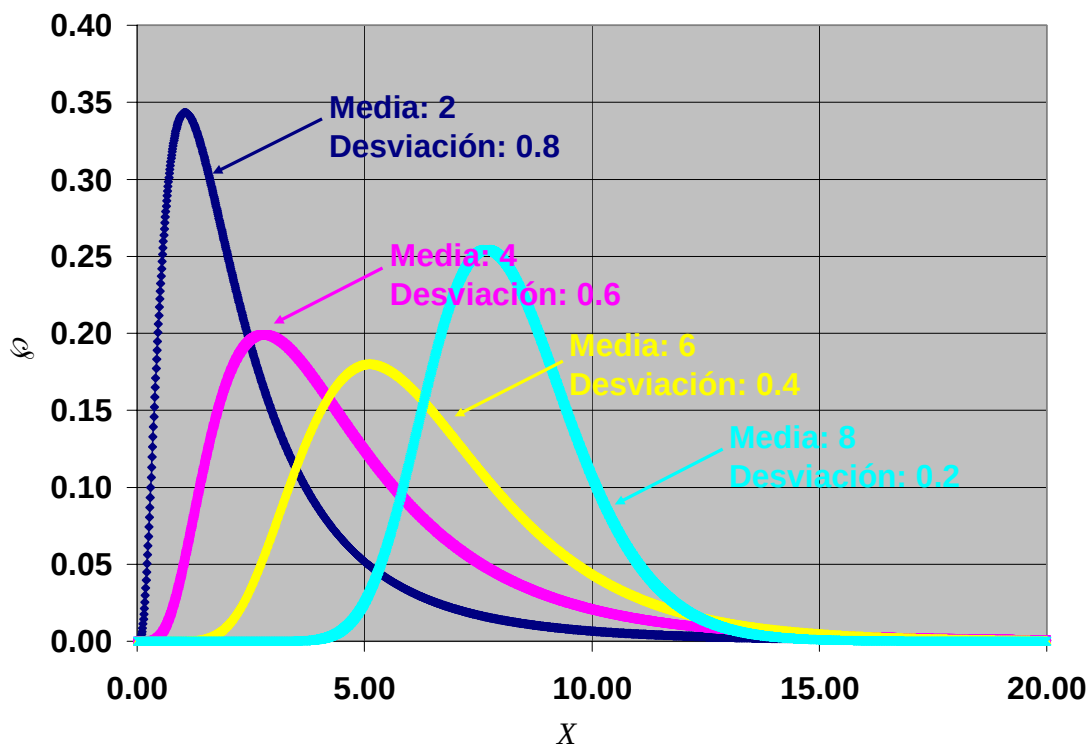


Figura II.3 Función de Distribución Logarítmica de una variable X para distintas medias y desviaciones

En la curva se observa el mismo efecto de la desviación estándar y la media en la curva de distribución normal. La integral de la Función de Distribución Logarítmica viene dada de la siguiente forma:

$$\Phi(X) = \int_0^X \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi x}} e^{-\frac{1}{2}\left[\frac{\ln(x/\mu)}{\sigma}\right]^2} dX \quad \text{ecuación(II.11)}$$

Obviamente, la integral debe empezar de cero hasta cualquier valor mayor que cero. Las tendencias de la ecuación(II.11), correspondientes a las Funciones de Probabilidad Logarítmica presentadas en la Figura II.4. Los valores que toma la integral son de cero a uno con tendencia a uno cuando X tiende a infinito. Vale la pena destacar, que, al igual que la Función de Distribución Normal, la probabilidad acumulada a la media es de 0.5, (desde menos infinito hasta la media en el caso de la Función de Distribución Normal, y de cero hasta la media en el caso de la Función de Distribución Logarítmica).

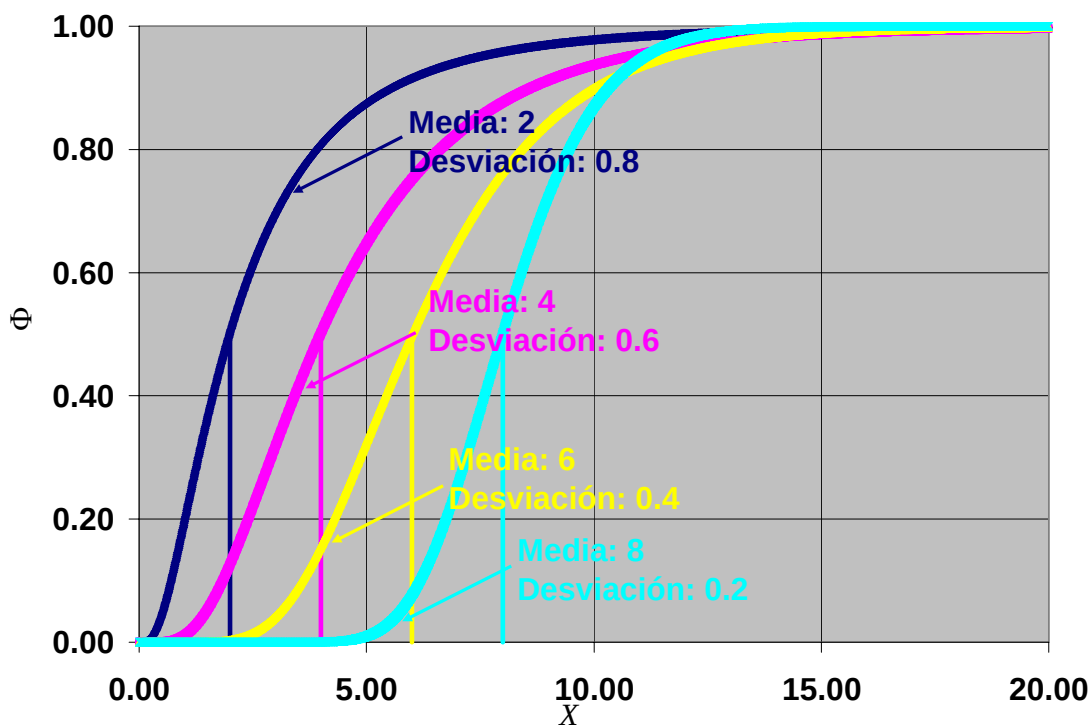


Figura II.4 Integral de Probabilidad Logarítmica de una variable X para distintas medias y desviaciones, desde 0 (cero) hasta X

La ocurrencia, como sentido físico, representa el número de eventos que deben ocurrir dentro del rango de estudio para que ocurra alguno que se encuentre fuera de este rango. Debido a que, para la Función de Distribución Normal, los estudios se realizan a más o menos n desviaciones estándar de la media, para el

cálculo de la ocurrencia se utiliza esta probabilidad acumulada (evaluando la integral en el rango $[\mu - n\sigma, \mu + n\sigma]$), como se describió anteriormente.

Sin embargo, en el cálculo de la ocurrencia para la Función de Distribución Logarítmica, este rango de estudio en función de distancias de desviación estándar a partir de la media no es físicamente importante. Como la Integral de Probabilidad a la media es siempre un medio, la ocurrencia a la media es siempre igual a dos, y entre cero y dos, para valores menores a la media (es decir, que ocurren frecuentemente dentro de este rango). Por esta razón, la Integral de Función de Probabilidad Logarítmica será evaluada siempre desde cero a valores mayores que la media para estudios de ocurrencia.

Esto ocasiona que el número de eventos que deben ocurrir dentro del rango de cero hasta la media es un número fijo, igual a dos, por lo que estos eventos tienen alto nivel de frecuencia, mientras que los eventos de mayor ocurrencia, la frecuencia tiende a disminuir.

CAPÍTULO III: PROPIEDADES FÍSICAS Y TERMODINÁMICAS

III.1 INTRODUCCIÓN

Para la resolución de las propiedades de los gases a diferentes estados de presión y temperatura, se utilizan las ecuaciones de estado. Estas poseen tres propósitos principales:

1. La predicción de los valores de constantes de equilibrio usadas en cálculos de comportamiento de fase,
2. Determinación de los valores de entalpía y entropía usados en el cálculo de trabajo, potencia y cantidades de calor de acuerdo con los principios termodinámicos, y
3. Cálculo de las relaciones presión-volumen-temperatura, densidad y otras propiedades físicas de las mezclas.

Todas las ecuaciones de estado que determinan las características PVT (*presión, volumen, temperatura*) de un sistema son métodos empíricos, lo cual significa que el arreglo de los términos y constantes fue usado para desarrollar una correlación que acomodara un particular conjunto de datos disponible al investigador. Mientras mayor el número de constantes, mayor la posibilidad de que se ajuste a los datos. Sin embargo, la precisión del arreglo puede ser ilusoria cuando se aplica la ecuación resultante para predecir el comportamiento de un nuevo sistema. No existe relación entre número de constantes y la utilidad de la ecuación. Un resumen de las ecuaciones de estado según el número de constantes se puede observar en el [Anexo D](#).

Las mezclas de gases en la industria petrolera de ocurrencia natural son analizados para composiciones de hasta C_{12+} , como la fracción más pesada. Estas mezclas contienen moléculas de forma, tamaño, niveles de energía y carácter químico variado, por lo que exhiben comportamiento físico diferente. Las moléculas que no pertenecen a la misma “familia” de los hidrocarburos, como moléculas polares de H_2O y H_2S , tienden a comportarse erráticamente. Esto ocasiona una desviación del comportamiento de la mezcla si esta no fuera dulce, o libre de estos elementos, por lo que la predicción con la Ecuación de Estado deja de ser acertada. Desde el punto de vista práctico, el acercamiento más aceptado para tomar en cuenta estos efectos en la Ecuación de Estado es el uso de una regla de combinación para las

diferentes constantes que la conforman. Estas reglas de combinación son importantes, aunque también son correlaciones empíricas que fuerzan a la Ecuación de Estado para que se ajuste a un determinado conjunto de datos.

Las ecuaciones de estado sólo son capaces de predecir el volumen de un sistema a cierta presión y temperatura, con lo que es posible calcular la densidad. Además también son capaces de realizar cálculos de entalpía y entropía. Sin embargo, no son capaces de predecir otras propiedades físicas de los fluidos, por lo que es necesario el uso de correlaciones distintas a las ecuaciones de estado. Entre estas propiedades físicas, que presentan variaciones por la presión o temperatura, se encuentran la viscosidad, la tensión superficial, y la conductividad térmica.

III.2 ECUACIÓN DE ESTADO DE SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK)

La ecuación de RK (Redlich-Kwong) es una Ecuación de Estado de dos parámetros comúnmente usada para la descripción del comportamiento de los gases. Soave^[21] introdujo una modificación de la ecuación de RK debido a sus pobres resultados en cuanto a cálculos de equilibrio líquido-vapor (Vapor Liquid Equilibria VLE). Esto no era debido solo a las reglas de combinación, sino además a la falta de precisión de expresar la influencia de la temperatura. La precisión de la ecuación de RK no era mejor cuando se calculaban las presiones de vapor de sustancias puras, donde no existía la influencia de ninguna regla de combinación (al ser estas exclusivas para mezclas).

El trabajo que se realizó para hacer dependientes a la temperatura los parámetros originales de la ecuación, se basó en el supuesto que una mejora de su precisión para sustancias puras a condiciones de saturación se traduce en mejor precisión de los cálculos para mezclas. El término a/T^2 fue modificado para hacerlo más general en cuanto a su dependencia de la temperatura. La Ecuación de Estado puede ser resuelta para el cálculo del factor de compresibilidad y poder usar la ecuación de una sola constante, a través de $Z^3 - Z^2 + Z(A - B - B^2) - AB = 0$ ecuación(III.1).

III.2.1 RANGO DE UTILIZACIÓN PARA SRK

Luego de las variaciones realizadas, se probó contra valores experimentales de presión de vapor en un rango de temperatura reducidas de [0.36, 1] para un conjunto de hidrocarburos (etileno, propileno, propano, isobutano, ciclopentano, tolueno, n-hexano, n-octano, n-decano) como sustancias puras, y se encontró que se ajustaba a la información experimental (desviación del 2% máxima) con una tendencia a desviarse para temperaturas reducidas menores a 0.4. Para mezclas se probó contra valores experimentales de mezclas binarias de composición variable de metano/n-butano a 100°F y metano/n-decano a 400°F (para verificar la exactitud de las reglas de combinación) y se obtuvo buena precisión al calcular las curvas de presión de burbuja y de rocío, en todo rango, incluso en las cercanías al punto crítico. Sin embargo se encontraron grandes desviaciones para mezclas binarias como hidrogeno/propano a 100°F y dióxido de carbono/propano a 40°F. Para esto se propuso introducir las constantes de equilibrio binarias dentro de las reglas de combinación.

III.2.2 FORMULACIÓN DE LA EOS DE SRK

Para la ecuación de RK (mostrada en el [Anexo D](#)) se modificó a:

$$p = \frac{RT}{v-b} - a_{\{T\}} \frac{1}{v(v+b)} \quad \text{ecuación(III.2)}$$

De donde:

$$v = Z \frac{RT}{p} \quad \text{ecuación(III.3),}$$

$$A = \frac{ap}{R^2 T^2} \quad \text{ecuación(III.4) y}$$

$$B = \frac{bp}{RT} \quad \text{ecuación(III.5).}$$

Como se considera que en el punto crítico, las primeras y segundas derivadas de la presión con respecto al volumen son cero, se obtienen las siguientes relaciones para las constantes a y b .

$$a_{i\{T_{ci}\}} = a_{ci} = 0.42747 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}} \quad \text{ecuación(III.6)}$$

$$b_{ci} = 0.08664 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \quad \text{ecuación(III.7)}$$

Donde a temperaturas distintas a la crítica el coeficiente a toma la forma de $a_{i\{T_{ci}\}} = a_{ci} \alpha_{i\{T_{ci}\}}$ ecuación(III.8), donde α es un factor adimensional. Luego, una vez resuelto para Z , se puede calcular el coeficiente de fugacidad a través de la expresión:

$$\ln \frac{f}{p} = \int_0^p \left(\frac{v}{RT} - \frac{1}{p} \right) dp \quad \text{ecuación(III.9)}$$
$$\ln \frac{f}{p} = Z - 1 - \ln(Z - B) - \frac{A}{B} \ln \left(\frac{Z + B}{Z} \right)$$

El cual se calcula para determinar las constantes de equilibrio. La fugacidad es una propiedad termodinámica particularmente importante cuando se habla del equilibrio entre los componentes de una

mezcla. La fugacidad^[25] es esencialmente una pseudo-presión (posee unidades de presión). Cuando se sustituye la fugacidad por la presión, se pueden utilizar las mismas ecuaciones para los gases reales que normalmente se utilizan para los gases ideales. El concepto de fugacidad se introduce a través de la derivada de la función específica de Gibbs (base volumétrica) a temperatura constante. A través de ella es posible sustituir los cálculos gráficos clásicos de las gráficas de K , a través de:

$$K_i = \frac{f_i^L}{f_i^V} \quad \text{ecuación(III.10)}$$

En el cálculo del factor de compresibilidad Z , al ser una ecuación cúbica, pueden existir de una o tres raíces reales al resolverla, por lo que, en el caso de existir tres, se toma el valor real mínimo como el valor para la fase líquida y el mayor para la fase gas, para el subsiguiente cálculo de la fugacidad, la constante de equilibrio, y se resuelven los cálculos de equilibrio líquido vapor.

Para el valor de $\alpha_{i\{T_{ci}\}} = \left(1 + m_i \left(1 - \sqrt{T_{Ri}}\right)\right)$ ecuación(III.11) para cada componente, y además la pendiente puede ser relacionada con el factor acéntrico ω , que es una medida de cuán lejos está una sustancia de la forma esférica de una molécula simple como la del hidrógeno. La pendiente m_i toma entonces la forma de $m_i = 0.480 + 1.574\omega_i - 0.176\omega_i^2$ ecuación(III.12).

Las reglas de combinación para las constantes, en caso de mezclas, utilizando la modificación s SRK^[21] son:

$$a = \left(\sum x_i a_i^{0.5}\right)^2 \quad \text{ecuación(III.13a)}$$

$$b = \sum x_i b_i \quad \text{ecuación(III.13b)}$$

Con lo que el coeficiente de fugacidad para mezclas es modificado a:

$$\ln \frac{\bar{f}_i}{p x_i} = \int_{\infty}^v \left(\frac{1}{v} - \frac{1}{RT} \left(\frac{dp}{dn_i} \right) \right) dv - \ln Z \quad \text{ecuación(III.14)}$$

$$\ln \frac{\bar{f}_i}{p x_i} = \frac{b_i}{b} (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{B} \left(2 \frac{a_i^{0.5}}{a^{0.5}} - \frac{b_i}{b} \right) \ln \left(1 + \frac{B}{Z} \right)$$

Sin embargo para mezclas con contenido de dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno o cualquier otro componente polar, las reglas de combinación típicas no funcionan con la misma eficiencia, por lo que se deben cambiar, para la constante a :

$$(a_c \alpha) = \sum \sum x_i x_j a_{cij}^{0.5} a_{cij}^{0.5} \alpha_i^{0.5} \alpha_j^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad \text{ecuación(III.15)}$$

Por último, para los cálculos de variaciones de entalpía H y entropía S con respecto a dichas propiedades de gas ideal (iguales a las propiedades de formación a 25°C y 1atm) se realizan a través de las siguientes relaciones:

$$\frac{H - H_o}{RT} = Z - 1 - \frac{1}{bRT} \left[a - T \frac{da}{dT} \right] \ln \left(1 + \frac{b}{v} \right) \quad \text{ecuación(III.16)}$$

$$\frac{S - S_o}{RT} = \ln(Z - b) - \ln \left(\frac{P}{P_o} \right) + \frac{A}{B} \left[\frac{T}{a} \frac{da}{dT} \right] \ln \left(1 + \frac{b}{Z} \right) \quad \text{ecuación(III.17)}$$

III.3 PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS FLUIDOS

III.3.1 DENSIDAD

La densidad para los sistemas de vapor a una presión y temperatura dada, es calculada utilizando el factor de compresibilidad dado por la resolución de la Ecuación de Estado de SRK^[21], a través de la ecuación de gases reales.

$$\rho = \frac{pMW}{ZRT} \quad \text{ecuación(III.18)}$$

Esta relación se utiliza también para todos aquellos sistemas líquidos cuya temperatura pseudo reducida es mayor a 1.0, para el cálculo de la densidad.

Para el cálculo de la densidad de *líquidos saturados* se utilizan la ley de los estados correspondientes de Hankinson and Thompson^[11], la cual relaciona explícitamente el volumen líquido de un componente puro con su temperatura reducida y un segundo parámetro denominado volumen característico, el cual se presenta como una propiedad física de cada elemento cuyos valores se tabulan en el documento original. De esta forma, se utilizó el Principio de Estados Correspondientes (*PCS* por sus siglas en ingles *Principle of Corresponding States*) modificado, conocido como *COSTALD*^[11], se traduce que el volumen a condiciones de saturación es función de las variables mencionadas anteriormente.

$$v_{SAT} = f(T_R, \varpi_{SRK}, v^*) \quad \text{ecuación(III.19)}$$

La correlación original de *COSTALD*^[11] y sus reglas de combinación para mezclas se muestran a continuación. Esta correlación fue probada a través de datos experimentales con 97 hidrocarburos puros y 103 compuestos puros pertenecientes a otros grupos, con los que se obtuvieron 2657 y 1851 puntos de información. Se utilizaron además 167 mezclas distintas con lo que se obtuvieron 2994 puntos de información. Los resultados obtenidos arrojaron una desviación de 0.37% y 1.4% para compuestos puros y mezclas respectivamente.

$$\begin{aligned}
\frac{v_{SAT}}{v^*} &= \mathfrak{Z}_R^{(0)} \left[1 - \varpi_{SRK} \mathfrak{Z}_R^{(\delta)} \right] \\
\mathfrak{Z}_R^{(0)} &= 1 - 1.52816(1 - T_R)^{1/3} + 1.43907(1 - T_R)^{2/3} - 0.81446(1 - T_R) + 0.190454(1 - T_R)^{4/3} \\
\mathfrak{Z}_R^{(\delta)} &= \frac{-0.296123 + 0.386914T_R - 0.0427258T_R^2 - 0.0480645T_R^3}{T_R - 1.00001} \\
T_{PC} &= \frac{\sum \sum x_i x_j (v_{ij}^* T_{cij})}{v_M^*} \\
(v_{ij}^* T_{cij}) &= (v_i^* v_j^* T_{ci} T_{cj})^{1/2} \\
v_M^* &= \frac{1}{4} \left[\sum x_i v_i^* + 3 \left(\sum x_i v_i^{*2/3} \right) \left(\sum x_i v_i^{*1/3} \right) \right] \\
\varpi_M &= \sum x_i \varpi_{SRKi}
\end{aligned}$$

*Formulación
de la PCS para
la Densidad
(III.20)*

III.3.2 VISCOSIDAD

Los cálculos de viscosidad se realizan a través de la correlación de Ely and Hanley^[7] modificada, para sistemas de hidrocarburos livianos. Este modelo se basa en el PCS modificado, y depende de los cálculos de las propiedades de un fluido de referencia, para el cual se presenta la correlación correspondiente. El PCS es función de las propiedades PVT críticas, el factor acéntrico y el peso molecular

$$\mu = \mathfrak{Z}(T_c, p_c, v_c, \varpi, MW) \quad \text{ecuación (III.21)}$$

En el documento original presenta las reglas de combinación para mezclas usadas para la viscosidad. Esta correlación puede predecir, según el autor, la viscosidad del fluido con un porcentaje de desviación del 8% para elementos puros como el C1-C20.

III.3.3 TENSIÓN SUPERFICIAL

Para los cálculos de la propiedad física de tensión superficial, se utiliza la correlación de Brock and Bird^[3] (1955) modificada. Tanto a como los coeficientes c que componen el polinomio de b en base al factor

acéntrico del fluido son parámetros ajustados de acuerdo a la clase química del elemento al cual se le desea evaluar la tensión superficial. La presión crítica debe ir en unidades de *bar*.

$$\sigma = p_C^{2/3} T_C^{1/3} Q (1 - T_R)^a b$$

$$Q = 0.1207 \left[1 + \frac{T_{BR} \ln \left(\frac{P_C}{1.10325} \right)}{1 - T_{BR}} \right] - 0.281$$

$$b = c_0 + c_1 \varpi + c_2 \varpi^2 + c_3 \varpi^3$$

*Formulación
de Tensión
Superficial
(III.22)*

III.3.4 CONDUCTIVIDAD TÉRMICA

Basado en la correlación de Ely and Hanley^[8], cuyos trabajos se extienden a los de conductividad térmica, además de viscosidad. Este modelo se basa en el *PCS* modificado, y depende de los cálculos de las propiedades de un fluido de referencia, para el cual se presenta la correlación correspondiente. El *PCS* para la conductividad térmica es función de las variables PVT al punto crítico y otras propiedades físicas según:

$$\lambda = \mathfrak{F}(T_c, p_c, v_c, \varpi, C_p^\circ, MW) \quad \text{ecuación (III.22)}$$

En el documento original presenta las reglas de combinación para mezclas usadas para la viscosidad. Esta correlación puede predecir, según el autor, la viscosidad del fluido con un porcentaje de desviación del 7% para elementos puros como el C1-C24.

III.4 TRANSFERENCIA DE CALOR

La experiencia muestra que dos cuerpos aislados del ambiente a temperatura diferente intercambian energía bajo la forma de calor hasta que se alcance equilibrio de temperatura entre ambos. Este intercambio puede realizarse de tres formas diferentes, por conducción, convección o radiación.

La transferencia de calor por conducción ocurre de una parte de un cuerpo a otra parte del mismo cuerpo, o de un cuerpo a otro en contacto físico con él, sin desplazamiento apreciable de las partículas de ambos cuerpos. La transferencia de calor corresponde por lo tanto a la transmisión de energía cinética debido a los choques elásticos de las moléculas de los fluidos, a oscilaciones longitudinales de moléculas de sólidos no conductoras de electricidad o a movimientos de electrones en otros casos. Las leyes fundamentales de transferencia de calor por conducción son análogas a aquellas de conducción eléctrica.

Por convección, si existen fluidos en movimiento y la existencia de películas de fluido en movimiento que acompañen la transferencia de calor, o debido a la mezcla de varios fluidos. En convección natural, el movimiento del fluido es el resultado de la diferencia de densidad resultante de diferencias de temperatura, en convección forzada, el movimiento es producido por medios mecánicos. Las leyes de transferencia de calor por convección son regidas por lo tanto por las leyes de flujo de fluidos así como las de la conducción.

Por radiación, todos los cuerpos poseen una temperatura superior al cero absoluto, radiando, en todas las direcciones, una energía bajo la forma de ondas electromagnéticas. Inversamente, todos los cuerpos son susceptibles a absorber una energía electromagnética análoga a aquella que es susceptible de emitir. Esta forma de transferencia de calor no requiere, entre los cuerpos considerados, algún soporte material, ya que ocurre a través del movimiento de ondas a través del espacio, y se identifica perfectamente con la propagación de la luz, es decir la óptica.

La transferencia de calor en flujo turbulento en tuberías ha sido investigada desde finales del siglo XIX. Nusselt publicó un documento en 1910 y fue probablemente el primero en analizar este problema desde el punto de vista científico. Luego de crear su número adimensional en función esencialmente del coeficiente de transferencia de calor y la conductividad térmica, siendo esta última una propiedad termodinámica de

cada elemento. Como resultado, la tendencia ha sido correlacionar el número de Nusselt **Nu** en función del número de Reynolds **Re** (que mide la turbulencia del flujo) y con el número Prandtl **Pr** (que mide la difusividad de momentum con respecto a la de calor).

Una vez obtenido el coeficiente de transferencia de calor a través del número de Nusselt, se procede a realizar el estimado de variación de temperatura a través de^[14]:

$$Q = U * A * LMTD \quad \text{ecuación(III.23)}$$

Donde *LMTD* en la *Media Logarítmica de la Diferencia de Temperatura*, *A* el área superficial por la que ocurre la transferencia de calor, *U* el coeficiente de transferencia de calor, y *Q* la tasa de calor.

Existen tres correlaciones que se pueden utilizar a través de HYSYSv2.2^[14] para el cálculo de coeficiente de transferencia de calor.

III.4.1 PETUKHOV (1970)

$$Nu = \frac{\frac{f}{8} Re Pr}{1.07 + 12.7 \sqrt{\frac{f}{8}} (Pr^{2/3} - 1)} \quad \text{ecuación(III.24)}$$

III.4.2 SIDER AND TATE (1936)

$$Nu = 0.027 Re^{0.8} Pr^{1/3} \quad \text{ecuación(III.26)}$$

III.4.3 DITTUS AND BOELTER (1930)

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \quad \text{ecuación(III.25)}$$

IV.1 INTRODUCCIÓN

Establecida la existencia de dos fases como mínimo dentro de las tuberías de producción de gases húmedos, es necesario establecer la manera en la cual estos fluyen, la caída de presión que ocasiona el flujo de dos fases en sistemas de tuberías y la proporción existente entre líquido y vapor, como variables importantes a la hora del diseño de un sistema de separación, o en caso de ser necesario, de acumulación de líquidos.

IV.2 CORRELACIÓN DE BEGGS AND BRILL (BB)

Esta correlación fue presentada originalmente en 1973, y marcaba la diferencia con respecto al resto de las correlaciones ya que podía ser aplicada para un amplio espectro de ángulos de inclinación de la tubería donde circula el fluido [-90,+90]. Esta correlación permite la predicción de la acumulación de líquido en la tubería, dependiendo del régimen de flujo. Se presentó una modificación del mapa de patrones de flujo en 1978, con lo cual se le agregó un cuarto patrón, y se presentó una manera de calcular la acumulación de líquido para dicho caso. Sin embargo no se describe las características de dicho patrón.

IV.2.1 RANGO DE UTILIZACIÓN DE LAS CORRELACIONES DE BB

La información a partir de la cual las correlaciones de Beggs and Brill^[1] fueron desarrolladas, se adquirieron a través de tuberías acrílicas transparentes de 90ft de largo, con lo que se daba suficiente longitud entre el punto de mezcla del gas y líquido y las secciones de prueba para eliminar cualquier efecto de entrada en las mediciones. Los rangos utilizados para las variables del sistema con el cual se tomaron los datos para la correlación se muestran en la Tabla IV.1

Tabla IV.1 Rango de Aplicación a la correlación de Beggs and Brill para flujo bifásico

Variable	Rango
Tasa de aire	[0, 100] Mscf/D
Tasa de agua	[0, 30] gal/min
Presión del sistema	[35, 95] psia
Diámetros de Tuberías	[1, 1.5] in
Ángulo y Sentido de Flujo	[-90, +90]°

IV.2.2 ACUMULACIONES DE LÍQUIDO: CORRELACIÓN DE BB

La correlación para el calculo de las acumulaciones de líquido en una sección transversal de tubería obtenidas por BB^[1] se basa en que esta variable depende de la inclinación de la tubería y del patrón de flujo bajo el cual el flujo se encuentre. El cálculo se basa en un H_L para flujo horizontal, el cual depende

del patrón de flujo, que luego será transformado según el sentido de flujo, ascendente o descendiente. La acumulación de líquido para flujo horizontal viene dada por la siguiente relación:

$$H_L(\theta) = H_L(0) \left\{ 1 + C \left[\text{seno}(1.8\theta) - \frac{1}{3} \text{seno}^3(1.8\theta) \right] \right\} \quad \text{ecuación(IV.1)}$$

La dependencia del sentido del flujo viene dada por la variable C que también depende del patrón de flujo. Para los cálculos de la acumulación de líquido para flujo horizontal $H_L(0)$ y de la variable C según el mapa modificado de patrones de flujo, se utiliza el conjunto de ecuaciones mostrado en la Tabla IV.2. Para el régimen Transitorio^[6], se definió un promedio según se muestra:

$$H_{L \text{ TRANSICION}} = \frac{(L_3 - Fr)H_{L \text{ SEGREGADO}} + (Fr - L_4)H_{L \text{ INTERMITENTE}}}{L_3 - L_4} \quad \text{ecuación(VI.2)}$$

Tabla IV.2 Variables para determinar $H_L(0)$ en función del patrón de flujo y el sentido

Patrón de Flujo	$H_L(0)$ Acumulación de Líquido	$C +$ (ascendente)	$C -$ (descendente)
Segregado	$\frac{0.98\lambda^{0.4846}}{\mathbf{Fr}^{0.0868}}$	$(1 - \lambda) \ln \left(0.011 \frac{N_{LV}^{3.539}}{\lambda^{3.768} \mathbf{Fr}^{1.614}} \right)$	$(1 - \lambda) \ln \left(4.70 \frac{N_{LV}^{0.1244}}{\lambda^{0.3692} \mathbf{Fr}^{0.5056}} \right)$
Intermitente	$\frac{0.845\lambda^{0.5351}}{\mathbf{Fr}^{0.0173}}$	$(1 - \lambda) \ln \left(2.96 \frac{\lambda^{0.305} \mathbf{Fr}^{0.0978}}{N_{LV}^{0.4473}} \right)$	
Distribuido	$\frac{1.065\lambda^{0.5824}}{\mathbf{Fr}^{0.0609}}$	0	

Donde λ es el contenido líquido de entrada, $\mathbf{Fr}$ es el Número de Froude y N_{LV} es el número de velocidad líquida adimensional que toma la forma de:

$$N_{LV} = v_{SL} \left(\frac{\rho_L}{g\sigma} \right)^{0.25} \quad \text{ecuación(IV.3)}$$

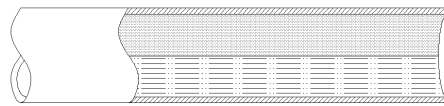
Donde σ es la tensión superficial líquida, g la aceleración de gravedad, ρ_L la densidad líquida y v_{SL} la velocidad superficial líquida, todas en unidades congruentes para obtener un número adimensional.

IV.2.3 MAPA DE PATRONES DE FLUJO: CORRELACIÓN DE BB

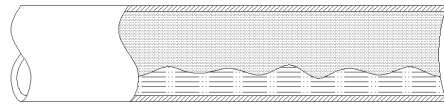
Con la existencia de flujo monofásico en una tubería, solo existen dos regímenes de flujo que la fase puede adquirir, laminar y turbulento. Sin embargo, el análisis de la forma en que fluyen los fluidos en el caso de la existencia de dos o más fases, es más complicado. A lo largo del tiempo, debido a la diversidad de investigaciones independientes realizadas al respecto, cada autor ha dejado su caracterización del tipo de flujo en cada uno de sus trabajos. Generalmente, luego de realizar una descripción detallada, se procedía a crear alguna forma de identificar mediante las propiedades del flujo, el tipo de patrón en el cual este podría fluir. La tendencia fue crear mapas de coordenadas cartesianas en cuyos ejes se graficarían variables escogidas por cada investigador. Estas variables, junto con un proceso de observación en los experimentos realizador, permitirían delimitar regiones dentro de las cuales el patrón de flujo al cual, líquido y vapor a esas condiciones, probablemente describiría. Cada investigador, sin embargo, crea un conjunto de patrones distintivo, de acuerdo a la subjetividad con la cual ellos observen el flujo dentro de la tubería.

Baker^[27](1954) realizó una de las descripciones de patrones de flujo más acertada. Eaton^[5] (1967) creó patrones de flujo nuevos, con poca descripción, que daban cabida a la subjetividad, y no describía límites entre algunos de ellos. Estos mapas pueden ser vistos en el [Anexo F](#). Beggs and Brill^[1] (1973), por su parte, creó un mapa de patrones de flujo bastante sencillo para flujo de una sola fase vapor en conjunto con una sola fase líquida, sin la presencia de sólidos arrastrados por ninguno de los fluidos. Este mapa de patrones de flujo es de uso exclusivo para determinar el patrón de flujo para utilizar la Tabla IV.2 para el cálculo de las acumulaciones líquidas. De la combinación de estos tres patrones descritos por BB^[1], es posible conseguir cualquier otro que haya sido intentado describir, para el caso ya mencionado. Dichas combinaciones se diferencian entre sí según la fase continua que predomine en la sección transversal de la tubería:

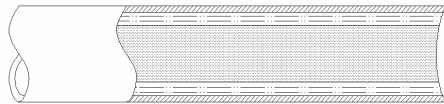
- *Segregado*: en el cual, las fases fluyen de forma separada, en una misma sección de tubería, ocupando espacios relativamente proporcionales,



Estratificado



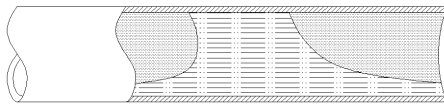
Ondulado



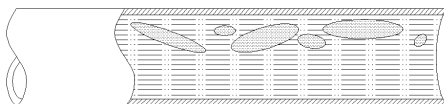
Anular

Figura IV.1 Segregado: Patrones de Flujo Posibles

- *Intermitente*: en el cual un fluido predomina en la ocupación de una sección transversal de la tubería, fluyendo separadamente, para luego intercambiar con otro fluido, y



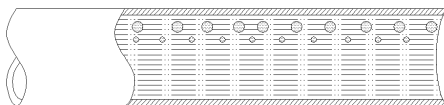
Tapón



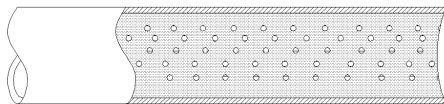
Perturbado

Figura IV.2 Intermitente: Patrones de Flujo Posibles

- *Distribuido*: en el cual las fases fluyen combinadas, una en menor proporción embebida dentro de alguna otra.



Burbuja



Rocío

Figura IV.3 Distribuido: Patrones de Flujo Posibles

Beggs and Brill^[1] en 1973 crearon una correlación de flujo con los tres regímenes de flujo ya mencionados. Las coordenadas que seleccionaron para el mapa de patrones fueron el contenido líquido de entrada λ para una sección de tubería con inclinación constante y el número de Froude $\mathbf{Fr}$ evaluado para flujo bifásico, el cual es una relación de fuerzas dinámicas o inerciales con respecto a las fuerzas gravitacionales, importante en la aparición de resaltos hidráulicos^[22].

El mapa de patrones de Beggs and Brill^[1] presenta la ventaja de simplicidad con respecto a sus otros colegas, y presenta las ecuaciones que delimitan las fronteras de su conjunto de patrones de flujo, entre segregado, intermitente y distribuido. Las coordenadas escogidas fueron las siguientes:

$$\lambda = \frac{W_L}{W_M} \quad \text{ecuación(IV.4a)}$$

$$\mathbf{Fr} = \frac{v_M^2}{gd} \quad \text{ecuación(IV.4b)}$$

$$v_M = v_{SL} + v_{SG} \quad \text{ecuación(IV.4c)}$$

$$v_{SL} = \frac{W_L}{A_T} = v_L H_L \quad \text{ecuación(IV.4d)}$$

$$v_{SG} = \frac{W_G}{A_T} = v_G (1 - H_L) \quad \text{ecuación(IV.4e)}$$

Donde en este caso, el subíndice S se refiere al componente superficial de la velocidad para el gas o el líquido, que no es más que la velocidad de cada fase suponiendo que fluye sola en la tubería.

La presentación de los límites tanto para la correlación de 1973^[1] y la de 1978^[6] fue dada a través de ecuaciones en función del contenido de líquido de entrada

$$\begin{aligned} L_1 &= \exp(-4.620 - 3.757\lambda - 0.4810\lambda^2 - 0.0207\lambda^3) \\ L_2 &= \exp(1.061 - 4.602\lambda - 1.609\lambda^2 - 0.1790\lambda^3 + 0.0006350\lambda^5) \end{aligned} \quad \text{Límites de Patrones de Flujo 1973 (IV.5a)}$$

$$L_1 = 316\lambda^{0.302}$$

$$L_2 = 0.5\lambda^{-6.738}$$

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

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

Límites de Patrones de Flujo 1978 (IV.5b)

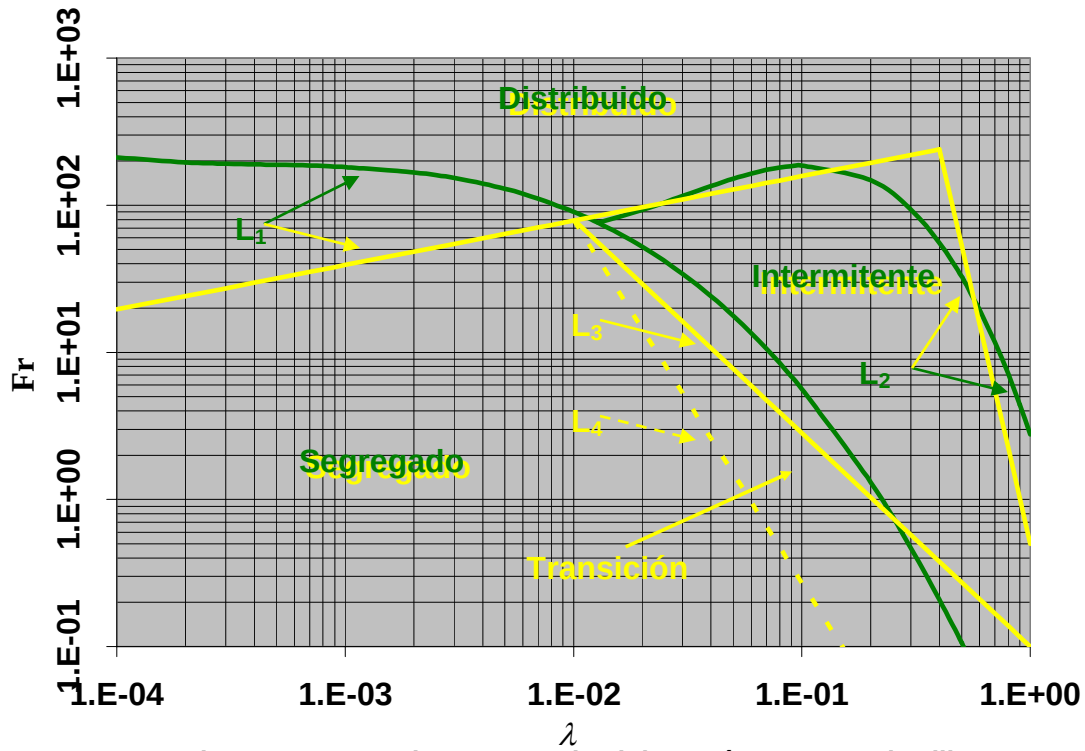


Figura IV.4 Mapa de Patrones de Flujo según Beggs and Brill

IV.2.4 CAÍDAS DE PRESIÓN EN TUBERÍAS: CORRELACIÓN DE BB

Para el cálculo de las caídas de presión en tuberías de flujo multifásico se ha tomado el punto de vista de los gradientes de fricción, gravitacionales y de aceleración, desarrollados por Beggs and Brill^[4] en 1973. La base para cualquier cálculo de flujo de fluidos es un balance de energía para la corriente de flujo entre dos puntos. Asumiendo que no se realiza trabajo externo en ninguna dirección (es decir, que el fluido no realiza trabajo, ni se le es aplicado trabajo adicional) es posible escribir una ecuación de balance de energía mecánica en estado permanente, de forma diferencial, para una libra de fluido, la cual toma la forma de:

$$\frac{dp}{\rho_{tp}} + \frac{g}{g_c} dh + \frac{v_M dv_M}{g_c} + d(w_f) = 0 \quad \text{ecuación(IV.6)}$$

Donde $d(w_f)$ representa las pérdidas de fricción irreversibles, y $\rho_{tp} = \rho_L H_L + \rho_G (1 - H_L)$ ecuación(IV.7) representa la densidad de dos fases de la mezcla. Para el flujo en una tubería inclinada,

$dh = dZ \sin \theta$ ecuación(IV.8) donde dh es la distancia vertical y dZ la distancia axial recorrida. Sustituyendo la ecuación(IV.6) en la ecuación(IV.7) y despejando el gradiente de presión, se obtiene:

$$\frac{dp}{dZ} = - \left[\frac{g}{g_c} \rho_{tp} \sin \theta + \rho_{tp} \frac{v_m}{g_c} \frac{dv_m}{dZ} + \rho_{tp} \frac{d(w_f)}{dZ} \right] \quad \text{ecuación(IV.9)}$$

De donde se obtienen los tres gradientes antes mencionados:

$$-\frac{dp}{dZ} = \left(\frac{dp}{dZ} \right)_G + \left(\frac{dp}{dZ} \right)_A + \left(\frac{dp}{dZ} \right)_F \quad \text{ecuación(IV.10)}$$

Es decir, que el gradiente de presión total es la suma de las caídas de presión debido al cambio de la energía potencial, cambio de energía cinética y a las pérdidas de fricción.

El gradiente de fricción es por definición

$$\left(\frac{dp}{dZ} \right)_F = \frac{f_{tp} \rho_{ns} v_M^2}{2g_c d} \quad \text{ecuación(IV.11)}$$

Donde $\rho_{ns} = \rho_L \lambda + \rho_G (1 - \lambda)$ ecuación(IV.12) es la densidad de no-desplazamiento la cual es distinta a la densidad de dos fases $\rho_{tp} = \rho_L H_L + \rho_G (1 - H_L)$ ecuación(IV.13) en sitio debido a la posibilidad de desplazamiento entre las fases. La densidad de no desplazamiento es utilizada debido a que la energía entrante y saliente de un elemento diferencial de tubería por medio del medio fluido es una función de las propiedades del fluido entrante o saliente y no del fluido en sitio. El factor de fricción bifásico f_{tp} depende del factor de fricción de no desplazamiento f_{ns} calculado a través del diagrama de Moody para tuberías con rugosidad, asumiendo que los fluidos poseen la misma velocidad, y la función adquiere la forma de:

$$f_{tp} = f_{ns} e^S$$

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

$$y = \frac{\lambda}{[H_L(\theta)]^2} \quad \text{ecuación(IV.14)}$$

El gradiente de aceleración viene dado por:

$$\left(\frac{dp}{dZ} \right)_A = - \frac{\rho_{tp} v_M v_{SG}}{g_c p} \frac{dp}{dZ} \quad \text{ecuación(IV.15)}$$

En la mayor parte de los casos este gradiente es despreciable. Varias suposiciones se aceptan para desarrollar este término las cuales de hecho son importantes simplificaciones tomadas en cuenta. Por

ejemplo, la variación con respecto a la longitud de tubería del flujo volumétrico líquido $\frac{d}{dZ} \left(\frac{G_L}{\rho_L} \right)$ se

supone cero, con respecto a la del gas, debido a la diferencia de compresibilidades, y que la variación del flujo másico de gas con respecto a la longitud de tubería es mucho menor a la de la densidad del gas. Esto, entre otras razones, es producto de la evaluación a través de la ley de gases ideales.

El cálculo del gradiente de presión por gravedad depende de la fracción líquida H_L para el cálculo de la densidad bifásica ρ_{tp} similar a la de no desplazamiento en forma. El gradiente de presión por gravedad se calcula entonces a través de:

$$\left(\frac{dp}{dZ} \right)_G = \frac{g}{g_c} \rho_{tp} \sin \theta \quad \text{ecuación(IV.16)}$$

IV.3 GEOMETRÍA DEL FLUJO ESTRATIFICADO

El flujo estratificado es uno de los patrones más simples en cuanto al análisis del comportamiento bifásico dentro de una tubería. Se define generalmente como flujo estratificado al fenómeno que ocurre cuando ambas fases, líquido y gas, fluyen separada y segregadamente, es decir, el líquido en el fondo, y el gas en el tope de la tubería. Aunque idealmente, y como punto de inicio de análisis, se puede considerar que ambos fluyan de manera laminar con una interfase continua, esto no ocurre en la realidad, típicamente presentándose el caso de ambos turbulentos, o líquido turbulento-gas laminar, este último para bajas tasas de gas.

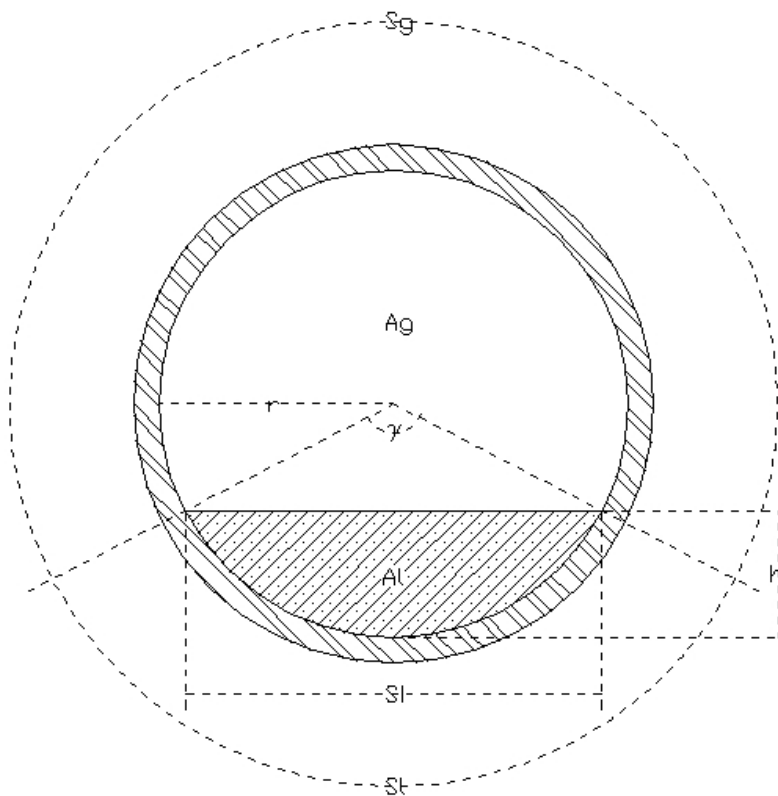


Figura IV.5 Diagrama de la Sección Transversal de tubería para el cálculo de variables geométricas con flujo Estratificado

El líquido, al fluir de manera turbulenta en la tubería, produce una interfase generalmente ondulada, que dificulta el análisis debido a los incrementos de las pérdidas por esfuerzos de corte en la interfase. Aun así, sigue siendo uno de los patrones de flujo más sencillos, por lo que se asume generalmente como inicio de cualquier otro patrón de flujo más complicado. Aún más, la producción de ondas en la interfase es el

fenómeno que da cabida a la formación de tapones de líquido, dando lugar al flujo intermitente, y es de allí su importancia.

Para el cálculo de cada uno de los elementos geométricos del balance de momentos mostrado, se relaciona cada uno de ellos con la altura de líquido para una sección transversal dada^[24].

$$\begin{aligned}
 \gamma &= 2 \cos^{-1} \left(\frac{r-h}{r} \right) \\
 S_L &= r\gamma \\
 S_G &= r(2\pi - \gamma) \\
 Si &= r\sqrt{2(1 - \cos \gamma)} \\
 A_L &= r^2 \cos^{-1} \left(\frac{r-h}{r} \right) - (r-h)\sqrt{2rh - h^2} \\
 A_G &= r^2 \left[\pi - \cos^{-1} \left(\frac{r-h}{r} \right) \right] + [r-h]\sqrt{2rh - h^2}
 \end{aligned}$$

Formulación de la Geometría del Flujo Estratificado (IV.17)

Donde γ es el ángulo formado entre dos radios que llegan al extremo de la cuerda formada por la interfase, r es el radio interno de la tubería, h es la altura líquida. Sin embargo, el cálculo de la altura líquida no es un parámetro fácil de hallar. Su relación directa con la acumulación líquida en la tubería, (Liquid Holdup; H_L) viene dada por:

$$\begin{aligned}
 H_L &= \frac{\text{VolumenLíquido}}{\text{VolumenTotal}} \\
 H_L &= \frac{A_L * \text{Longitud}}{A_T * \text{Longitud}} \\
 H_L &= \frac{r^2 \cos^{-1} \left(\frac{r-h}{r} \right) - (r-h)\sqrt{2rh - h^2}}{\pi r^2} \\
 H_L &= \frac{1}{\pi} \left[\cos^{-1} \left(\frac{r-h}{r} \right) - \left(\frac{r-h}{r^2} \right) \sqrt{2rh - h^2} \right]
 \end{aligned}$$

Formulación Volumétrica de Tubería ecuación (IV.18)

Esta última ecuación puede ser expresada tanto en función de la altura líquida h o la fracción diametral de la altura líquida h/d de forma que:

$$H_L = \frac{1}{\pi} \left[\cos^{-1} \left(1 - 2 \frac{h}{d} \right) - 2 \left(1 - 2 \frac{h}{d} \right) \sqrt{\frac{h}{d} - \left(\frac{h}{d} \right)^2} \right] \quad \text{ecuación(IV.19)}$$

La cual puede ser resuelto para h/d en función de H_L con el siguiente polinomio de noveno grado, con un valor de R^2 de 0.999986

$$\frac{h}{d} = \left\{ \begin{aligned} &0.00767173 + 2.45728H_L - 17.9090H_L^2 + 122.180H_L^3 - 509.329H_L^4 \\ &+ 1307.53H_L^5 - 2074.15H_L^6 + 1978.83H_L^7 - 1039.66H_L^8 + 231.035H_L^9 \end{aligned} \right\}$$

ecuación(IV.20)

La cual es útil para el cálculo de los perímetros mojados por gas o líquido o para el cálculo de la longitud de la interfase, y las áreas respectivas de flujo, las cuales son importantes para cálculos de tasas a partir de las velocidades reales de cada fase.

IV.4 PATRÓN ONDULADO TRANSITORIO

El flujo tapón puede ser generado, producto del flujo intermitente a través de dos mecanismos principales, el crecimiento natural de inestabilidades hidrodinámicas y la acumulación líquida debido al desequilibrio instantáneo entre la presión y las fuerzas gravitacionales causadas por las ondulaciones de la tubería.

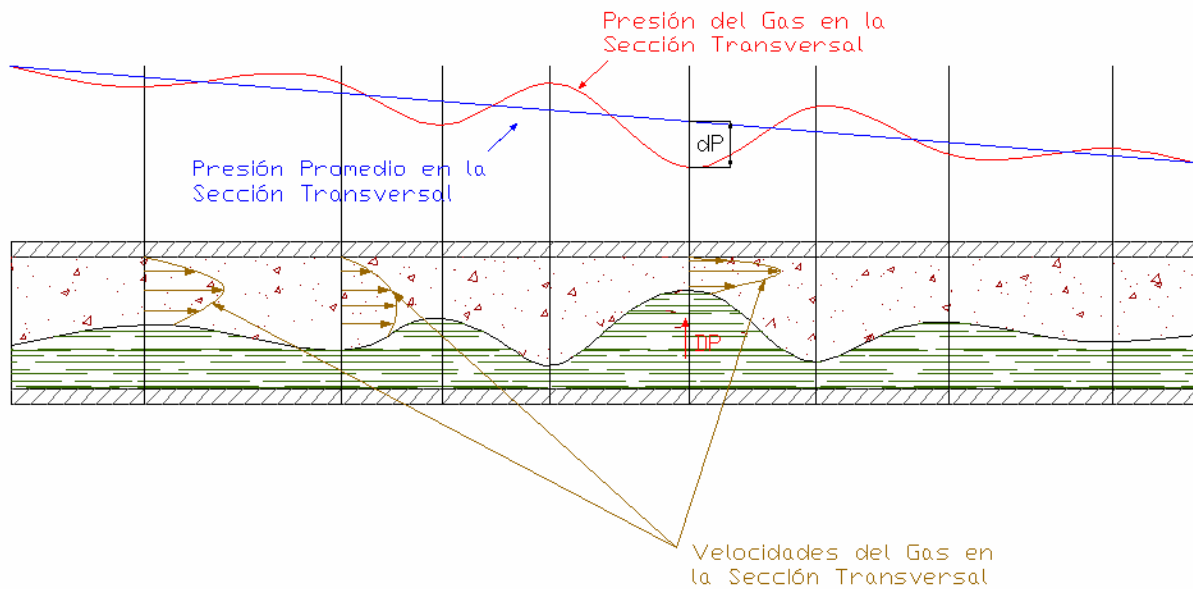


Figura IV.6 Inestabilidad de Kelvin Helmholtz

En el primer caso, perturbaciones pequeñas al azar de corta longitud de onda que ocurren naturalmente, pueden crecer formando ondas de mayor longitud y amplitud en la superficie líquida. El mecanismo detrás de este crecimiento es conocido como la inestabilidad clásica de Kelvin Helmholtz^[24]. Estas ondas continúan creciendo al asimilar el líquido que fluye delante de ellas, hasta que bloquean la sección transversal de la tubería, formando un tapón. Estos tapones pueden seguir creciendo si el frente del tapón viaja más rápido que la cola. Pueden en caso contrario colapsar, si el frente del tapón viaja más lento que la cola. El patrón de flujo intermitente estable ocurrirá si el frente y la cola viajan a la misma velocidad. En el flujo real, todos estos eventos toman lugar a diferentes tiempos, por lo tanto algunos tapones crecen, otros colapsan. Los tapones pueden crecer a diferentes velocidades ocasionando la unión de algunos de estos.

Los tapones también pueden generarse en las bajadas de la tubería debido a la disminución de la velocidad y la consecuente acumulación de líquido en las depresiones llevando al llenado de la sección

transversal con líquido. Un ejemplo extremo del flujo intermitente inducido por el terreno es el caso llamado “severe slugging”^[19] o tapón severo, el cual ocurre cuando tuberías levemente inclinadas hacia abajo se conectan con un elevador (*riser* o tubería vertical típicamente utilizada para elevar el flujo del subsuelo marino por donde está corrida la tubería hasta una plataforma oceánica). Si la velocidad del gas es lo suficientemente elevada como para arrastrar el líquido, no permitirá que se produzcan acumulaciones importantes que sellen la sección transversal de la tubería

El flujo intermitente también puede ocurrir de ambos mecanismos previamente mencionados simultáneamente en tuberías de transporte de gran longitud. Allí, pequeñas ondulaciones del terreno (y por consecuencia, de la tubería) pueden llevar a la generación de tapones de líquido en adición a aquellos generados por inestabilidades inherentes al flujo. Es estos casos, el tapón generado por un mecanismo interacciona con los generados por el otro, ocasionando un patrón de tapones complejo, que pueden sobreponerse o combinarse. También, el tapón experimenta cambios en su característica mientras viaja a través de codos y ondulaciones.

Una vez establecida la existencia de flujo estratificado, es posible analizar la presencia de inestabilidades en la interfase que puedan dar paso al flujo intermitente. Estas inestabilidades vienen dadas en la forma de olas u ondas que se generan debido a la diferencia de velocidades líquido–vapor o a la turbulencia de alguna de las fases. La característica ondulada de la interfase gas líquido ha sido de interés a la hora de describir la iniciación de un tapón de líquido en la tubería, aunque sus propiedades en cuanto a velocidad y tensión interfacial no han podido ser determinadas debido a la falta de mecanismos experimentales de medición más precisos. A través de observaciones visuales se ha confirmado que el tapón se genera como el resultado del crecimiento de la longitud de onda que eventualmente bloqueará el paso del gas.

El fenómeno se inicia generalmente con el flujo estratificado. Una desaceleración del líquido produce una eventual acumulación en algún punto a lo largo de la tubería, lo que produce que suba el nivel líquido. La altura que alcance el nivel de líquido vendrá determinada por las fuerzas en la interfase y aquellas en las paredes que delimitan las dos fases. La superficie de equilibrio de la interfase ascendente es inestable y por lo tanto se crean ondas que eventualmente crecen y alguna de ellas bloquea el paso del gas. Tan pronto como el puente ha sido formado, creando un tapón, el líquido es acelerado por la corriente de gas.

Esto ocasiona que la acumulación de líquido detrás del tapón disminuya y se desacelere, reiniciando de nuevo el ciclo.

El proceso que genera que la onda cierre por completo una sección de tubería es conocido como la inestabilidad de Kelvin Helmholtz^[24], que se muestra en la Figura IV.6, y no es más que el efecto producido por la aceleración del gas y disminución de la presión debido a la disminución del diámetro debido a la ondulación puntual del líquido en una sección de tubería. Para grandes valores de velocidad relativa, la diferencia de presión será lo suficientemente grande para sobrepasar el efecto estabilizador de la gravedad y producir un efecto contrario o efecto chupón que succionará el líquido hacia la pared superior de la tubería.

IV.5 FLUJO INTERMITENTE

El flujo Intermitente es un Patrón de flujo altamente inestable en el cual, largas burbujas de gas fluyen alternadamente con tapones de líquido a una frecuencia que fluctúa al azar. Los tapones líquidos pueden ser de 100% líquidos o pueden ser aireados, debido a la introducción de gas en la forma de pequeñas burbujas, proveniente de las burbujas grandes que le preceden o que se encuentran en su frente.

El carácter inestable del flujo intermitente, y la discontinuidad que provoca en cuanto a variables como presión y tasas de las distintas fases, ocasiona graves sobrecargas de frecuencia inestable en las tuberías que transportan el fluido, así como también en los instrumentos de recepción como separadores. Esto genera problemas en el diseño y usualmente conlleva a compromisos en el diseño que sacrifican eficiencia y/o tamaño de la planta de procesamiento.

IV.5.1 TAPONES HORIZONTALES

Existen diversas formas en las cuales un tapón de líquido puede ser descrito, dependiendo del número de autores. Cuando existe la posibilidad de un Patrón de flujo intermitente, se puede describir en la tubería cuatro zonas, una vez generado un tapón de líquido:

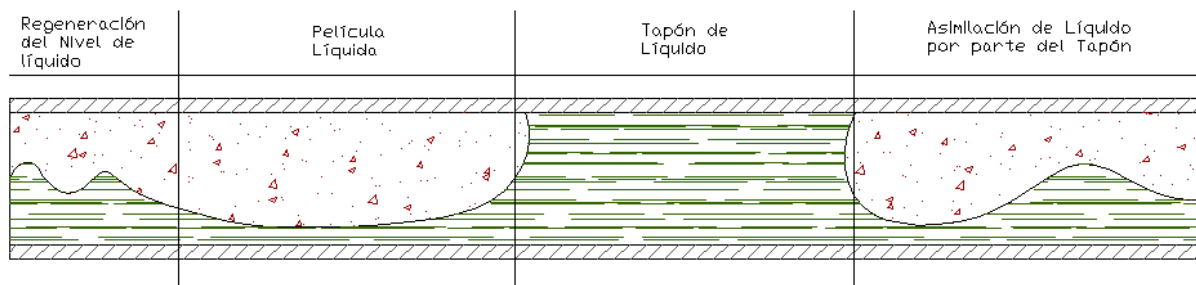


Figura IV.7 Partes de un Tapón

1. Asimilación de Líquido por parte del Tapón; en esta zona, el líquido a alta velocidad adquiere el líquido que se encuentra por delante de él, ya sea en forma de películas de líquido, o de otros tapones que hallan reducido su velocidad. Sin embargo, también puede ocurrir que el tapón no sea lo suficientemente estable, y se disipe en la sección longitudinal de la tubería.

-
2. Tapón de Líquido; formado por distintas razones, ya sea inestabilidades de KH^[24] o discontinuidades de altura en la tubería que propicien la acumulación de líquido y empuje repentino de este por parte del gas. Esta zona puede contener cierta cantidad de burbujas, haciendo que la acumulación de líquido sea ligeramente menor a la unidad.
 3. Película de Líquido; esta zona ocurre debido a la aceleración del líquido del tapón por parte del gas, succionando el líquido que queda detrás, debido al aumento de velocidad. Esto hace que el nivel de líquido caiga con respecto al nivel de líquido de equilibrio. El gas a alta velocidad también puede contener cierta cantidad de gotas de líquido en forma de spray. La zona del tapón de líquido y la de la película de líquido son generalmente conocidas como la unidad del tapón. Si existe un tapón de líquido inmediatamente después de la zona de la película líquida, a esta también se le conoce como zona de burbuja.
 4. Regeneración del Nivel de Líquido; una vez que el efecto de succión por parte del tapón halla cesado debido a su rápido avance, se vuelven a retomar las condiciones de equilibrio dentro de la tubería. Como consecuencia, el nivel de líquido aumenta a un nivel relativamente estable. Este nivel de acumulación líquida es el predicho por la mayoría de las simulaciones en estado permanente, y se requiere del uso de correlaciones para el cálculo de las propiedades de la unidad del tapón. Este nivel puede empezar estratificado, y luego adquirir características de ondulado para comenzar de nuevo el ciclo de generación de tapones de líquido. Esto se traduce en tiempo que transcurre entre inestabilidades que forman el tapón, por lo que disminuye la frecuencia de ocurrencia.

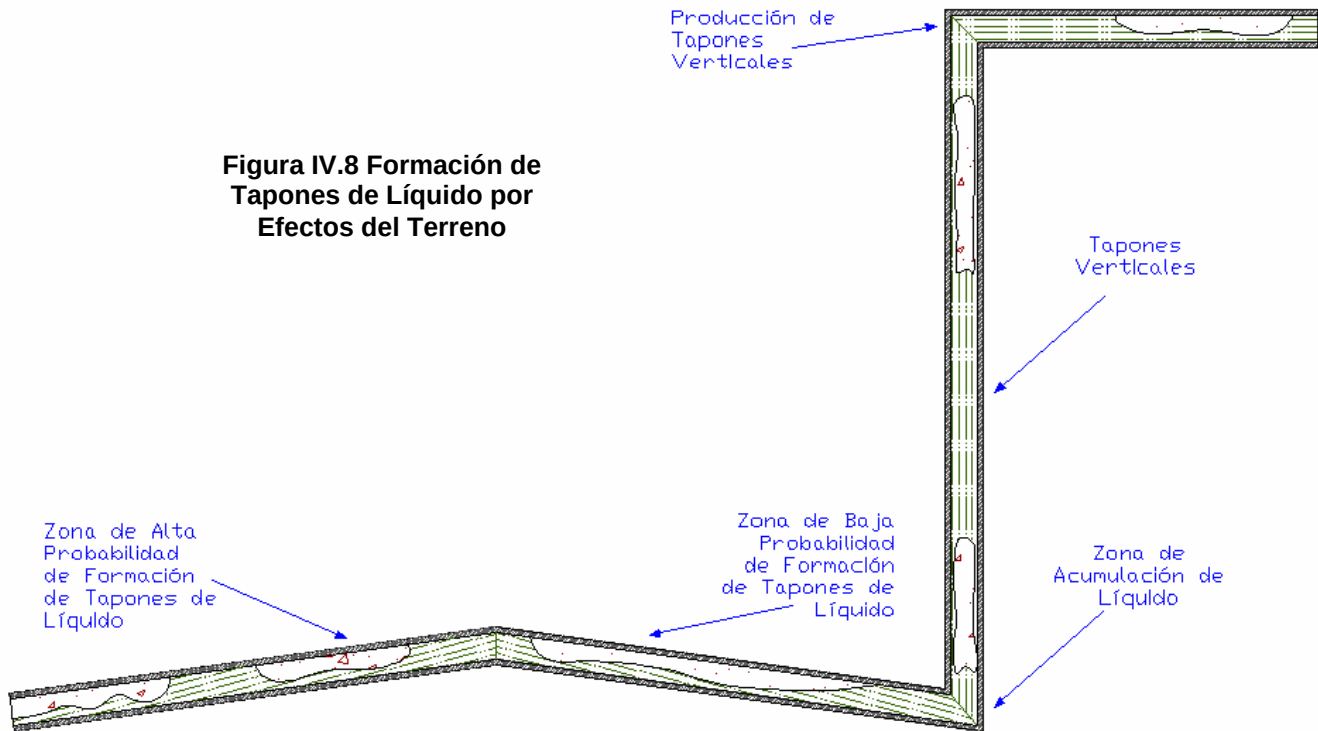
IV.5.2 TAPONES VERTICALES

Aunque la inestabilidad de KV^[24] es un acercamiento aceptado para el análisis de la formación de tapones de líquido, en tuberías horizontales o cercanas a la horizontalidad, en tuberías verticales el fenómeno no ocurre por las discontinuidades hidrodinámicas antes descritas, sino por efectos del terreno y se puede describir de la siguiente manera:

-
1. Zona de Alta Probabilidad de Formación de Tapones de Líquido; una vez que se ha establecido que en una sección de tubería existe flujo intermitente, esto indica que tapones se formarán en esa zona a partir de condiciones de equilibrio con las variables permanentes de entrada al volumen de control definido por esa sección de tubería. El alcance de las condiciones de equilibrio, la perturbación que estas presenten por inestabilidades hidrodinámicas del sistema y la consecuente formación de tapones de líquido, describen un sistema probabilístico descrito más adelante. Esto ocurre generalmente en flujo ascendente, ya que el líquido se mueve a baja velocidad (siendo el único mecanismo de arrastre el gas), aumenta relativamente la acumulación de líquido, y se necesitan menores velocidades de gas para producir el tapón.
 2. Zona de Baja Probabilidad de Formación de Tapones; Aunque en otras secciones de tubería con pendiente negativa, y flujo descendente, se halla determinado la formación de un patrón de flujo intermitente, en estas zonas es poco probable la formación de tapones. Esto se debe a que la velocidad del líquido aumenta (no solo necesita al gas para moverse, sino que la gravedad le proporciona este impulso), el nivel de equilibrio del líquido disminuye, y se necesitan mayores tasas de gas para la formación de tapón. En esta zona tienden a disiparse los tapones que provienen de la zona anterior (formando flujo estratificado, u ondulado), aunque se puede establecer que el mismo volumen se mueve a mayores velocidades en forma de una película líquida.
 3. Zona de Acumulación de Líquido; El volumen de tapón que fue dispersado debido a los accidentes del terreno, es luego acumulado en las zonas previa al *riser* o elevador de tubería de producción, el cual se encuentra totalmente vertical. Este volumen es acumulado hasta que ocupa la sección transversal de la tubería lo suficiente como para que sea impulsado en forma de tapón de líquido (en caso que flujo intermitente sea establecido) a lo largo de la tubería vertical
 4. Tapones Verticales; Los tapones de líquido son impulsados a la velocidad del gas a lo largo de la tubería vertical, formando lo que se conoce como una burbuja de Taylor. El volumen no necesariamente es transportado en su totalidad por el gas, sino que por el contrario, cierta cantidad queda en el fondo de la tubería, y otra cantidad se desplaza en forma de flujo anular

alrededor de la burbuja de Taylor. Los tapones no necesariamente mantienen su forma completamente líquida, sino que por el contrario, adquieren una característica aireada.

5. Producción de Tapones Verticales; Una vez que el tapón llega a la parte de más alta de elevador de producción, este es producido en forma de un tapón de líquido en flujo horizontal.



Esta descripción de formación de tapones verticales no incluye la formación del patrón de flujo conocida como Tapón Severo^[19], en la cual, debido a la baja velocidad de las fases, la acumulación de líquido en el fondo de la tubería es incremental, mas no repentina. Este líquido proviene de ambos extremos de la depresión producida por el riser, como desplazamiento en la tubería vertical, y como flujo entrante de la tubería inclinada. El líquido se acumula construyendo una columna hidrostática en el riser, la cual es vencida por el gas acumulado detrás de este tapón. Cuando la presión del gas pueda vencer la presión hidrostática, es cuando el tapón severo es producido, y puede poseer varias longitudes de la tubería vertical, dependiendo de la cantidad de líquido que se halla acumulado.

IV.6 DISTRIBUCIÓN PROBABILÍSTICA DEL TAPÓN

Para el estudio de las características de las caídas de presión en la tubería cuando el Patrón de flujo es intermitente, es necesario determinar las características del tapón. Como se ha mencionado anteriormente, los fenómenos que ocasionan estas características son erráticos, por lo que la tendencia ha sido la de recopilar la información de características del tapón en cuanto a longitud, frecuencia y velocidad para realizar un análisis probabilístico.

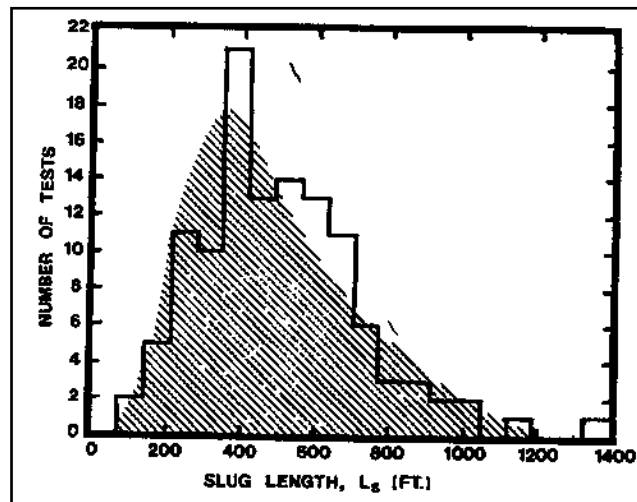
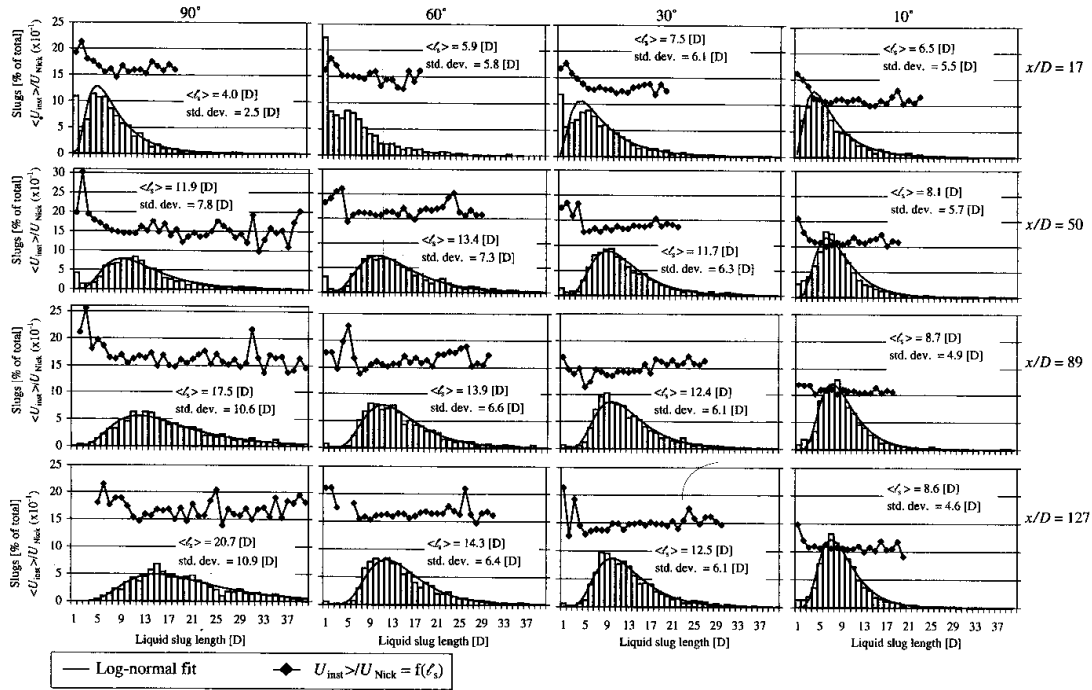


Figura IV.9 Distribución Logarítmica para la Longitud de Tapones Líquidos de una prueba real en la bahía de Prudhoe, Alaska, por Brill

La Figura IV.6, la longitud de los tapones según experimentos realizados por Brill et al^[2] (1980) en sus análisis de la Bahía de Prudhoe en Alaska. En esta se puede ver que los tapones de mayor longitud ocurren en un número de veces cada vez menor, con respecto a las longitudes menores que ocurren con mayor frecuencia. Aunque las pruebas de Brill et al^[2] fueron realizadas con crudo, ya que sus datos fueron recopilados en pruebas de campo, gran cantidad de autores han realizado pruebas con fluidos como aire y agua, y han encontrado resultados similares en cuanto a la distribución de frecuencia. Resultados de experimentos con este tipo de fluidos se puede observar en la Figura III.7^[15].

Para el estudio de la distribución estadística de las longitudes de tapones de líquido en las tuberías, Brill et al^[2] et al utilizaron dos de los tres trenes de producción de Alaska de 3millas de longitud, de 12 y 16in de diámetro. Las tasas de petróleo se encontraron entre 44,000 a 97,000 STB/D, y 48,000 a 143,000 STB/D

respectivamente, las cuales requerían mantenerse en un valor fijo por 45min para que las condiciones en la tubería alcanzaran condiciones permanentes. El perfil de tubería es complejo, y posee secciones desde completamente horizontales hasta completamente verticales. La sección de prueba sin embargo, se encuentra al final de la tubería.



Aunque esta es una de las maneras más aceptadas (la distribución logarítmica) quizás por su versatilidad, otras formas de descripción estadística han sido usadas, como por ejemplo, a través de la función Gamma o la inversa Gausiana^[15]. La descripción de un sistema probabilístico de manera logarítmica fue introducida en el Capítulo I. La ecuación (II .10) aplicada a la longitud del tapón, se obtiene:

$$\wp(L_s) = \frac{1}{\sqrt{2\pi} L_{TAPON} \sigma} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{\ln(L_{TAPON}) - \ln(\overline{L_{TAPON}})}{\sigma} \right)^2 \right] \quad \text{ecuación(IV.21)}$$

La predicción de las probabilidades de un tapón de determinada longitud puede ser entonces calculada a través del desarrollo de esa fórmula a través de la probabilidad acumulada, descrita como la integral de la probabilidad simple, también en el Capítulo II.

$$\Phi(L_{TAPON}) = \int_0^{X_i} \frac{1}{\sqrt{2\pi} L_{TAPON} \sigma} \exp \left[-\frac{1}{2} \left(\frac{\ln(L_{TAPON}) - \ln(\overline{L_{TAPON}})}{\sigma} \right)^2 \right] dx \quad \text{ecuación(IV.22)}$$

Sin embargo, la resolución de esta integral es complicada. Basados en los desarrollos descritos por Brill et al[2], es posible crear un sistema de ecuaciones que permita, dado una longitud promedio, una ocurrencia y una desviación estándar, calcular la longitud del tapón correspondiente. Para obtenerla se resolvió $\phi(X)$ y seguidamente $\Phi(X)$ para un conjunto de desviaciones estándar $\{0.1, 0.3, 0.5, 0.7, 0.9\}$, y medias en un rango de $[0.1, 100]$ (aumentada de unidad de forma logarítmica) para obtener la longitud del tapón a cada una de las ocurrencias aproximadas $\{10, 100, 1000, 10000\}$. De esta forma, se obtuvieron tablas para cada ocurrencia y desviación estándar, con un conjunto de quinientos sesenta puntos para correlacionar las siguientes ecuaciones para el cálculo de la longitud del tapón a determinada desviación estándar, media, y a una deseada ocurrencia.

$$\ln(L_{TAPON}) = b + \ln(\overline{L_{TAPON}}) \quad \text{ecuación(IV.23)}$$

$$b = A_1 \sigma + A_0$$

$$A_X = C_{X3} \ln^3(N) + C_{X2} \ln^2(N) + C_{X1} \ln(N) + C_{X0}$$

$$C_{13} = +2.6258e-3$$

$$C_{03} = -2.6012e-4$$

$$C_{12} = -6.3820e-2$$

$$C_{02} = +4.1805e-3$$

$$C_{11} = +7.9699e-1$$

$$C_{01} = -1.9894e-2$$

$$C_{10} = -2.5077e-1$$

$$C_{00} = +2.8806e-2$$

Con el cual se consigue un error menor al uno por ciento con respecto al dato con el que se obtuvo la correlación. Vale la pena destacar que la resolución de la integral fue hecha a través de métodos numéricos con un paso de diferencial lo suficientemente pequeño para despreciar errores obtenidos.

Aunque esto resuelve el problema del calculo de la longitud del tapón líquido para algún conjunto de ocurrencias, desviaciones estándar, y medias, es necesario la determinación de la frecuencia en tiempo de que ocurra este tapón para poder diseñar adecuadamente las unidades de recepción de líquido.

IV.6.1 CORRELACIONES DE LA LONGITUD DE TAPÓN PROMEDIO

Para el cálculo de la longitud promedio, necesaria para describir la ecuación probabilística, existen un gran número de correlaciones. Básicamente, la dependencia de la longitud del tapón medio de otras variables que definan el sistema, es relativa al investigador que reúna los datos para realizar la correlación. En general:

$$\overline{L_{TAPON}} = \mathfrak{F}(v_M, v_{SL}, d, f_{TAPON}) \quad \text{ecuación(IV.24)}$$

IV.6.1.A BRILL ET AL (1980)

Esta correlación fue realizada con los mismos datos de la bahía de Prudhoe^[2] con los que se desarrolló la distribución estadística de la longitud del tapón.

$$\ln(\overline{L_{TAPON}}) = -2.663 + 5.441(\ln(d))^{0.5} + 0.059 \ln(v_M) \quad \text{ecuación(IV.25)}$$

Donde el diámetro de la tubería se expresa en pulgadas, la velocidad de la mezcla en pies por segundo y la longitud promedio del tapón es dada en pies.

IV.6.1.B HILL AND WOOD (1994)

Esta correlación es producto de un análisis de balance de masa del cuerpo del tapón líquido para el cálculo de su longitud, por lo que depende de la frecuencia del tapón, y la acumulación líquida en el cuerpo del tapón (la cual puede ser asumida uno en ciertos casos), y asume que la velocidad del tapón es igual a la velocidad superficial del líquido^[13].

$$\overline{L_{TAPON}} = 1.2 \frac{v_{SL}}{f_{TAPON}} \frac{1}{H_{TAPON}} \quad \text{ecuación(IV.26)}$$

Donde la velocidad y la frecuencia deben venir dadas con las mismas unidades de tiempo, y la velocidad con la unidad de longitud que se desee obtener la velocidad. Dicha correlación fue realizada con la información acumulada de las líneas de producción mostradas en la Tabla IV.3

Tabla IV.3 Información de la correlación de Hill and Wood (1994)

Variable	Wytch Farm	Prudhoe Bay	Prudhoe Bay
W_G [MMpcsd]	9.16	74	57
W_P [Mbpd]	29.6	53	46
W_W [Mbpd]	19.2	45	41
d [in]	10	24	24
Longitud [m]	5300	5203	5203
Presión Inicial [lpc]	325	227	210
Presión Final [lpc]	130	150	150
μ_L @155°F [cP]	1.75	4	4
v_{SG} [m/s]	4.95	8.3	6.46
v_{SL} [m/s]	1.83	0.67	0.61

IV.6.1.C MARCANO ET AL (1996)

Esta correlación utiliza un símil al análisis de la distribución probabilística de la longitud del tapón a una ocurrencia dada, para el cálculo de la longitud promedio^[18].

$$\begin{aligned}
 \overline{L_{TAPON}} &= \exp(\mu + 0.5\sigma^2) \\
 \mu &= 4.073 - 0.218\ln(v_{SL}) - 0.178\ln(v_M) \\
 \sigma &= 0.661 - 0.018\ln(v_{SL}) - 0.119\ln(v_M)
 \end{aligned}
 \quad \text{ecuación(IV.27)}$$

Propone además una fórmula para el cálculo de la longitud de ocurrencia igual a 1000, tomando las mismas variables de la correlación de longitud de tapón promedio, a través de:

$$L_{1000} = \exp(\mu + 3.0902\sigma) \quad \text{ecuación(IV.28)}$$

Donde las velocidades deben estar en unidades de *ft/s* para obtener la longitud del tapón en *ft*. La correlación fue realizada en un laboratorio, en tuberías de 3.068in y 1378ft de longitud. Aire se utilizó como gas, a 0.8MMPCSD a 125psig y kerosén como líquido a 200GPM.

IV.6.1.D HILL AND WOOD MODIFICADA POR MARCANO ET AL (1996)

Se modificó utilizando el mismo conjunto de datos para su propia correlación^[18]. La velocidad, por lo tanto, también debe venir en *ft/s*, para obtener una longitud del tapón en *ft*.

$$\overline{L_{TAPON}} = 1.038 + 0.589 \frac{v_{SL}}{f_{TAPON}} \frac{1}{H_{TAPON}} \quad \text{ecuación(IV.29)}$$

IV.6.2 CORRELACIONES DE LA FRECUENCIA DEL TAPÓN

Para el cálculo de los tiempos de ocurrencia de un tapón, para conocer cada cuanto se recibe un tapón en las instalaciones de separación, es necesario conocer la frecuencia. Básicamente, la dependencia de la frecuencia del tapón de otras variables que definan el sistema, es relativa al investigador que reúna los datos para realizar la correlación. En general:

$$f_{TAPON} = \mathfrak{F}(v_M, v_{SL}, v_{SG}, v_L, v_G, d, H_L) \quad \text{ecuación(IV.30)}$$

IV.6.2.A GREGORY AND SCOTT (1969)

$$f_{TAPON} = 0.0226 \left[\frac{v_L}{gd} \left(\frac{19.75}{v_M} + v_M \right) \right]^{1.2} \quad \text{ecuación(IV.31)}$$

Donde las unidades de todas las variables de longitud vienen en metros y las de tiempo en segundos. Esta correlación fue obtenida con un sistema de dióxido de carbono y agua, en tuberías de ¾in, a presión atmosférica y 20°C^[10].

IV.6.2.B HILL AND WOOD (1990)

Crearon correlaciones de frecuencia del tapón, en base a análisis adimensionales de las variables que incluyen el sistema de frecuencia. Los datos fueron obtenidos de un laboratorio con tubería de 8, 12 y 16in de diámetro con aire y agua y 3in de diámetro con flujo de agua y kerosén. Además obtuvieron información de *risers*, con diversos fluidos y diámetros de tubería. La correlación que mejor se ajustó al conjunto de datos fue la siguiente^[12].

$$\frac{f_{TAPON} d}{v_G - v_L} = 2.75 \frac{H_L}{1 - H_L} \quad \text{ecuación(IV.32)}$$

Donde el diámetro y la velocidad son utilizadas en unidades de longitud iguales, y la velocidad en unidad de tiempo con la cual se desee obtener la frecuencia.

IV.6.2.C HILL AND WOOD (1994)

Posteriormente realizaron nuevas investigaciones con datos reales, mostrados en la Tabla III.3. En el análisis realizado, toman en cuenta el tiempo necesario para que se reestablezca el nivel de líquido de equilibrio en la tubería, necesario para la formación de inestabilidades u ondas que generen tapones.

$$\left(\frac{f_{TAPON} d}{v_M} \right)_{H\&W} = \frac{f_{TAPON} d}{v_M} (1 - 0.05v_{SG}) d^{0.3} \quad \text{ecuación(IV.33)}$$

$$\left(\frac{f_{TAPON} d}{v_M} \right)_{H\&W} = (-24.729 + 0.00766 \exp(9.91209 H_{LH\&W}) + 24.721 \exp(0.20524 H_{LH\&W}))$$

$$H_{LH\&W} = H_L \left(1 - \frac{0.068}{v_{SL}} \right)$$

Donde las velocidades deben ser expresadas en m/s, y los diámetros en m^[13].

IV.6.2.D MARCANO ET AL (1996)

Una última correlación de frecuencia del tapón fue evaluada, desarrollada por Marcano et al^[18], en 1996, según:

$$f_{TAPON} = -0.089 + 0.214v_{SL} \quad \text{ecuación(IV.34)}$$

Donde la velocidad debe ser expresada en ft/s.

IV.6.3 CORRELACIÓN DE LA VELOCIDAD DEL TAPÓN

Brill et al^[2] también diseñaron una correlación para el cálculo de las velocidades del tapón medio, a través de sus estudios en Alaska, basado en un modelo mecanístico. Como se mencionó anteriormente, el tapón al sellar la sección transversal de la tubería, es acelerado por el gas a velocidades cercanas a la velocidad del mismo. La velocidad de la burbuja detrás del tapón de líquido viene dada por:

$$v_{BF} = v_{TAPON} = \frac{v_{SL} - v_M H_{TAPON}}{H_L - H_{TAPON}} \quad \text{ecuación(IV.35)}$$

Donde, v_{BF} es la velocidad del frente de la burbuja, v_{TAPON} la velocidad del tapón, v_{SL} la velocidad superficial líquida, v_M la velocidad de la mezcla (igual a la suma de las velocidades superficiales del líquido o del vapor), H_L la acumulación líquida en la sección trasversal de la tubería, y H_{TAPON} es la acumulación líquida en el cuerpo del tapón. Si se asume que $H_{TAPON} = 1$ ya que no contiene burbujas de gas en su cuerpo, y si se sabe que $H_L < H_{TAPON}$ por lo que $H_L - H_{TAPON} < 0$ se obtiene que la velocidad del frente de la burbuja se aproxima a la velocidad real del gas.

V.1 INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se introducirán métodos sencillos propuestos por diversos autores para realizar análisis de efectos dinámicos a través de resultados de simulaciones en condiciones permanentes. Se estudiarán dos casos que comúnmente se encuentran en las operaciones de los trenes de producción de las líneas de gases húmedos: la variación de la tasa inicial de gas, las operaciones de limpieza en la tubería, y corrida de instrumentos dentro de ésta. Ya previamente se introdujo un método probabilístico para realizar un análisis dinámico del flujo de tapones de líquido en la tubería, basado en resultados de condiciones permanentes.

Por otra parte, se mencionarán dos normas importantes que se deben tomar en cuenta para el diseño de acumuladores de líquido, como lo son la norma API RP14E 1981 y la norma ANSI B31.3, y una referencia al diseño de separadores de superficie, enfocado al cálculo del volumen y los tiempos de retención de líquido.

V.2 INCREMENTOS DE TASAS

Las condiciones de operación de plantas de gas húmedo pueden variar en cortos períodos de tiempo debido a razones de mercado. Mientras las demandas de gas aumentan o disminuyen en el tiempo, no es conveniente mantener una tasa de producción fija de gas. Por el contrario, esta es modificada constantemente. Esto hace que las condiciones de acumulaciones de líquido dentro de la tubería no se mantengan constantes. Para que se alcancen las condiciones permanentes que se predicen a través de una simulación a condiciones permanentes, es necesario que cierta cantidad de tiempo transcurra, a condiciones constantes. Esto se mencionó anteriormente como una condición en los análisis de Brill et al^[2] en la bahía de Alaska para considerar las pruebas en los resultados.

Cunliffe^[4] realizó estudios en Australia para poder estimar los cambios de tasas líquidas al final de la tubería como consecuencia de una variación de la tasa de gas inicial. En las tuberías de gas húmedo, el gas es la fase predominante que determina las características del flujo. El líquido se produce como consecuencia de las variaciones de presión y temperatura, y generalmente es arrastrado por las altas velocidad del gas. Sin embargo, debido a la diferencia de densidad y por las fuerzas gravitacionales, este generalmente posee menores velocidades que el vapor, y se acumula en las secciones transversales de la tubería.

Un incremento en la tasa de gas se traduce en el aumento de las velocidades del gas dentro de la tubería. Esto ocasiona un mayor arrastre de líquido por parte del gas, incremento de la tasa líquida al final de la tubería, y disminución de la acumulación líquida en las secciones transversales de la línea. Cunliffe^[4] desarrolló un método para predecir este incremento, considerando el tiempo de residencia líquido. Las mediciones de campo se realizaron en un tren de 67 millas de 20" de diámetro, a presiones promedio de 1300lpcm y una relación condensado/gas de 65bbl/MMpcs. Se encontró que el cambio de la tasa de condensado podía ser predicha en un rango de 15% usando este método.

Si se asume que la producción en una línea de gas húmedo se ha mantenido a condiciones constantes por una cantidad de tiempo suficiente para que se alcance un estado permanente dentro de la tubería, una vez que se modifica la tasa, el estado de la tubería se alterará (resultando poco predecible) hasta que las

nuevas condiciones se mantengan constantes por un período de tiempo y se retome un nuevo estado permanente. Este tiempo se asume que es el tiempo de residencia a condiciones finales.

$$t = \frac{V_{LF}}{W_{LF}} \quad \text{ecuación(V.1)}$$

El cual es el tiempo que se tarda el líquido arrastrado a la nueva tasa en salir de la tubería. Esto resulta en que la tasa líquida en el período de transición sea igual a:

$$W_{LT} = W_{LF} + \frac{V_{LI} - V_{LF}}{t} \quad \text{ecuación(V.2)}$$

Lo que se traduce en la suma de la tasa final de gas, más la tasa a la que fluirá el líquido arrastrado a las nuevas condiciones. El tiempo que durará este incremento de tasas será igual al tiempo de residencia. En este análisis no se toma cuan rápido se modifican las condiciones de entrada de gas a la tubería, lo que influye en la rapidez con la cual el volumen de líquido adicional es barrido a lo largo de la tubería.

V.3 OPERACIONES DE LIMPIEZA

Un cochino (*pig*) por definición es un elemento que se moviliza a través de una tubería con el propósito de limpiarla, dimensionarla, o inspeccionarla. Esta definición abarca casi quinientos tipos y diseños diferentes de cochinos. Existen diversas razones para correr un cochino dentro de una tubería. Luego de que la tubería es construida, será necesario correr cochinos para eliminar cualquier desecho o escombros dejado dentro de las tuberías. La corrida del cochino también eliminará escamas producto de la soldadura de uniones de la línea.

Luego de que la tubería ha sido limpiada, la siguiente fase es la de pruebas de integridad donde los cochinos son usados para llenar la tubería con agua para pruebas hidrodinámicas, remover el agua al finalizar la prueba y secado de la tubería. Si es el caso de una tubería de líquido, los cochinos son usados para la autorización e iniciación de la línea. Cuando una tubería se encuentra en servicio, será necesario correr un cochino en la línea para mantener la eficiencia de la tubería y ayudar en el control de corrosión. Es necesario remover los líquidos en las tuberías de sistemas de gas húmedo, remover agua acumulada en tuberías de productos y remoción de parafinas y control en sistemas de petróleo crudo. Los cochinos también son usados para distribuir inhibidores.

Con el paso del tiempo, es posible la necesidad de aplicaciones especiales. La corrida de una herramienta de Inspección Dentro de la Línea ILI (por sus siglas en inglés In Line Inspection) requiere introducir un cochino previo, tanto por la necesidad de una tubería limpia, y para asegurar que la herramienta atravesará la línea sin problemas. Bajo ciertas condiciones, las tuberías pueden requerir una limpieza química o una corrida de un cochino de gel para ciertas condiciones de limpieza. Las líneas abandonadas requieren también un proceso de limpieza antes de ser clausuradas.

Entre sus otras aplicaciones, se incluye el correr un Cochino Geométrico para determinar la existencia de dientes o abollamientos en la tubería. Para determinar la cantidad de corrosión o pérdida de metal en la tubería, se corre la herramienta ILI. Las tuberías por las que fluyen productos múltiples tales como gasolinas de diversos grados, aceites de calefacción y otros combustibles, utilizan cochinos para separar estos fluidos. Los cochinos son corridos para remover cualquier cantidad de agua acumulada en las secciones bajas de la tubería y reducir la corrosión.

Aunque existen cochinos que permiten el paso de flujo a través de ellos, a la hora de correr una de estas herramientas en las líneas de gas húmedo, el propósito es vaciar la mayor parte de líquido. La función principal en este caso es que el cochino arrastre toda la acumulación de líquido que exista en la tubería en el momento que este sea corrido^[26]. Aunque esto no es necesariamente cierto, debido a desplazamientos de líquido entre la pared de la tubería y la superficie del cochino, es una buena aproximación.

El tiempo que tarda el cochino en recorrer toda la tubería es conocido como el tiempo de tránsito. La dinámica del cochino está influenciada por dinámica de flujo multifásico, la presión que ejerce el cochino sobre las paredes internas de la tubería (que se traduce en un factor de fricción entre el cochino y la tubería), y si existe líquido queda detrás de la herramienta en su paso por la línea. Desde el punto de vista volumétrico, sin embargo, el cochino debería viajar a una velocidad similar a la velocidad de la mezcla^[26], lo que permitiría hallar un estimado de la velocidad con la cual el líquido acumulado en la tubería llega a las instalaciones de la planta. Se asume además que la mayor parte del líquido se acumula frente del cochino. Cuando el cochino se acerque al final de la tubería, se asume que solo llega líquido a la estación de separadores, a la velocidad del cochino.

V.4 NORMA API RP 14E 1981

El Instituto Americano de Petróleo, (API por sus siglas en inglés *American Petroleum Institute*) publica prácticas recomendadas para aspectos diversos de la producción de petróleo para facilitar el conocimiento amplio de prácticas probadas de ingeniería y operación. Una de estas prácticas recomendadas, denominada API RP 14E de “Diseño e Instalación de Sistemas de Plataformas de Producción Costa Afuera” provee requerimientos mínimos recomendados para el diseño y la instalación de sistemas de tuberías nuevas en plataformas de producción localizadas costa afuera. El método recomendado para dimensionar las líneas de gas-líquido es limitar la velocidad de operación con el límite de velocidad erosiva. Este límite impide pérdidas excesivas en la pared de la tubería debido a la erosión o corrosión. Este límite es determinado por una ecuación empírica que se basa en la densidad de la mezcla^[23].

$$v_E = \frac{C}{\sqrt{\rho_M}} \quad \text{ecuación(V.3)}$$

Donde v_E es el límite de velocidad erosiva en ft/s , ρ_M es la densidad de la mezcla, en lb/ft^3 y C es una constante empírica. El valor de la constante C toma valores sugeridos de 100 para servicio continuo y 125 para servicio intermitente. Esta norma es sugerida para el dimensionamiento de un sistema de receptores de tapones de líquido, de tal forma de limitar la velocidad del fluido dentro del acumulador. Sin embargo, literatura reciente acerca de la norma, indica que esta es incorrecta, vaga, y puede llegar a desviar los resultados. Esta no toma en cuenta los fenómenos físicos que rigen el proceso erosivo, y los orígenes de la formula se desconocen.

Investigaciones recientes sugieren tomar en cuenta parámetros como la velocidad del flujo, la densidad y la viscosidad del fluido, el tamaño, densidad y forma de los granos de arena producidos, el tamaño, material y geometría de la tubería, para análisis erosivos, además del tipo de fluido (presencia de H_2S o CO_2 entre otros) para tomar en cuenta la corrosión. Estos datos permiten un mejor análisis de y dimensionamiento de los sistemas de tuberías. Estas prácticas son usadas para el reemplazo de tuberías ya existentes, donde se pueden obtener datos de producción con los cuales diseñar. Sin embargo, el presente trabajo solo toma en cuenta el flujo de gas limpio, por lo que estos elementos no serán tomados en cuenta.

V.5 NORMA ANSI B31.3

Para determinar el espesor de pared de las tuberías de un acumulador de líquidos se debe usar la normativa ANSI B31.3 "Código de tuberías de presión, tuberías de refinerías de petróleo" (American National Standards Institute)^[9] que incluye parámetros de seguridad según la forma en que la tubería fue fabricada (una sola pieza longitudinal, o una placa moldeada y soldada) E' , la temperatura a la cual el acero fue calentado para ser moldeado originalmente Y' , y pulgadas (o unidades de longitud) que se le añaden al espesor de pared calculado, debido a cálculos realizados de corrosión, erosión o desgastes mecánicos c . S' se refiere a los esfuerzos permisibles según el tipo de material y temperaturas a la cual la tubería va a ser utilizada, en unidades de presión.

$$t = \frac{p_i D}{2(S' E' + p_i Y')} + c \quad \text{ecuación(V.4)}$$

El número de Schedule fue originalmente creado por un comité de la ANSI para obtener una relación del espesor de tubería con el esfuerzo. El comité diseñó una fórmula básica para su propia guía de establecer un espesor de pared teórico para un rango amplio de relación presión/esfuerzo. Esta fórmula no debe ser utilizada para el diseño. Fue desarrollada únicamente con el propósito de determinar un conjunto consistente de valores de espesor de pared con las fórmulas básicas de diseño.

$$t = \left(\frac{p}{S} * \frac{D}{1.75} \right) + 0.1 \quad \text{ecuación(V.5)}$$

Donde p = Presión Interna en lb/in^2 , S = Esfuerzo permisible en lb/in^2 , D = Diámetro Externo en in , t = Espesor de Pared en in . El valor de 0.1in fue agregado para compensar el espesor de pared por desgaste por erosión y corrosión, e incluye un 12.5% de disminución del diámetro.

Un sistema de separación diseñado debe realizar las siguientes funciones:

- Controlar y disipar la energía del fluido mientras entra al separador, y proveer velocidades de gas y líquido lo suficientemente bajas como para que ocurra la segregación gravitacional y el equilibrio líquido vapor. Para este propósito la entrada al separador generalmente se encuentra colocada de manera tangencial, de tal forma que el fluido fluya centrífugamente (en los separadores verticales), y reduzca su velocidad mientras el líquido desciende y el gas asciende.
- Remover el volumen de líquido del gas en la primera etapa de separación, y obtener una buena eficiencia en esta primera parte del proceso.
- Poseer un volumen de acumulación de líquido importante de tal forma que permita manejar los posibles tapones de líquido o incrementos repentinos de tasas líquidas.
- Minimizar la turbulencia en la sección de gas del separador para evitar arrastre de líquido.
- Poseer un extractor de niebla cerca de la salida de gas, para permitir separar las partículas más pequeñas de líquido que no lo hicieron por segregación gravitacional.
- Controlar la formación de espumas en el espacio interno del separador.
- Prevenir la re-entrada de líquido o gas ya separado.
- Poseer mecanismos de control especiales que permitan reducir la ocurrencia de presiones altas y el nivel de líquido dentro del separador.
- Proveer equipos confiables para asegurar operación eficiente, tal como, medidores de presión, termómetros, elementos para indicar el nivel de líquido, válvulas de escape de seguridad, en caso de que las salidas corrientes se encuentren taponadas, y válvulas de descarga de gas y líquido.

Existen diversos tipos de separadores según la cantidad de líquido que puedan manejar, o el espacio físico permisible que puedan ocupar en una planta o plataforma. Los separadores pueden estar categorizados en tres tipos principales, que no incluyen los acumuladores de líquidos; vertical, horizontal, y esférico. Su selección depende de las aplicaciones, y los factores económicos.

- Los separadores verticales pueden manejar cantidades relativamente grandes de tapones de líquido, sin que exista arrastre de líquido en la salida de gas, además de grandes cantidades de arena. Dentro del separador, al poseer el líquido menor área de exposición, este tiende menos a revaporizarse, y esta misma característica lo hace ocupar menor área en planta. Sin embargo, estos son difíciles de fabricar. Un separador líquido vertical en comparación con uno horizontal de la misma capacidad, es más largo, ya que debe permitir mayor espacio para que las gotas de líquido caigan oponiéndose a fuerza de arrastre de gas en ascenso.
- Los separadores horizontales pueden ser de diseño de un cuerpo o de cuerpo doble, y permiten mayores velocidades de gas, debido a su amplia área de interfase gas-líquido. Pueden manejar eficientemente grandes volúmenes de gas. Son más económicos de fabricar, enviar e instalar que los separadores verticales. Estos minimizan la turbulencia y la formación de espuma.
- Los separadores esféricos son poco costosos y compactos, aunque es difícil utilizarlos para una separación trifásica.

Entre el aspecto de diseño de un separador dentro de la industria petrolera, uno de los más importantes es el del tamaño necesario del equipo. El tamaño del separador generalmente viene limitado por la capacidad líquida y la capacidad gaseosa.

Para la capacidad del gas, generalmente se utiliza la relación de Souders-Brown^[16], que posee la siguiente forma:

$$v_G = K \left[\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right]^{0.5} \quad \text{ecuación(V.6)}$$

Donde v es la velocidad máxima permisible del gas en ft/s , a condiciones de operación, K es el coeficiente de separación, ρ es la densidad en lb/ft^3 , y los subíndices L y G se refieren al líquido y al gas respectivamente. El coeficiente de separación K es una constante empírica que toma valores según la Tabla V.1^[16].

Tabla V.1 Rango de valores del coeficiente K para distintos tipos de separadores

Tipo de Separador	Rango de K	Valor de K más utilizado
Vertical	0.06 – 0.35	0.117 sin extractor de niebla 0.167 con extractor de niebla
Horizontal	0.40 – 0.50	0.382 con extractor de niebla
Esférico	–	0.35 con extractor de niebla

La capacidad líquida de un separador depende del volumen del separador disponible para el líquido y el tiempo de retención del líquido dentro del separador.

$$W = 1440 \frac{V_L}{t} \quad \text{ecuación(V.7)}$$

Donde W es la capacidad líquida en bbl/d , V_L es el volumen de retención líquido en bbl y t es el tiempo de retención en min . El volumen de retención líquido puede ser calculado dependiendo de la geometría del separador, según se muestra en la Tabla V.2^[16].

Tabla V.2 Volumen de líquido según el separador

V_L	Tipo de Separador
$0.1399d^2h$	Verticales
$0.1399d^2 \frac{L}{2}$	Horizontales de un solo tubo
$0.1399d^2L$	Horizontales de doble tubo
$0.1399d^2 \left(\frac{d}{2}\right)^{0.5}$	Esféricos

Un análisis de los volúmenes líquidos con respecto a los volúmenes totales de cada separador, nos permite afirmar que para los verticales, la acumulación líquida no debe ascender a más del 20%, sin tomar en cuenta el volumen que puedan ocupar los dispositivos que ayuden a la separación, como extractores de niebla, centrífugas, reductores de velocidad de flujo, entre otros.

Los criterios básicos de diseño para tiempos de retención de líquido en los separadores han sido determinados por numerosas pruebas de campo, y se muestran en la Tabla V.3^[16].

Tabla V.3 Tiempos de Retención de Separadores

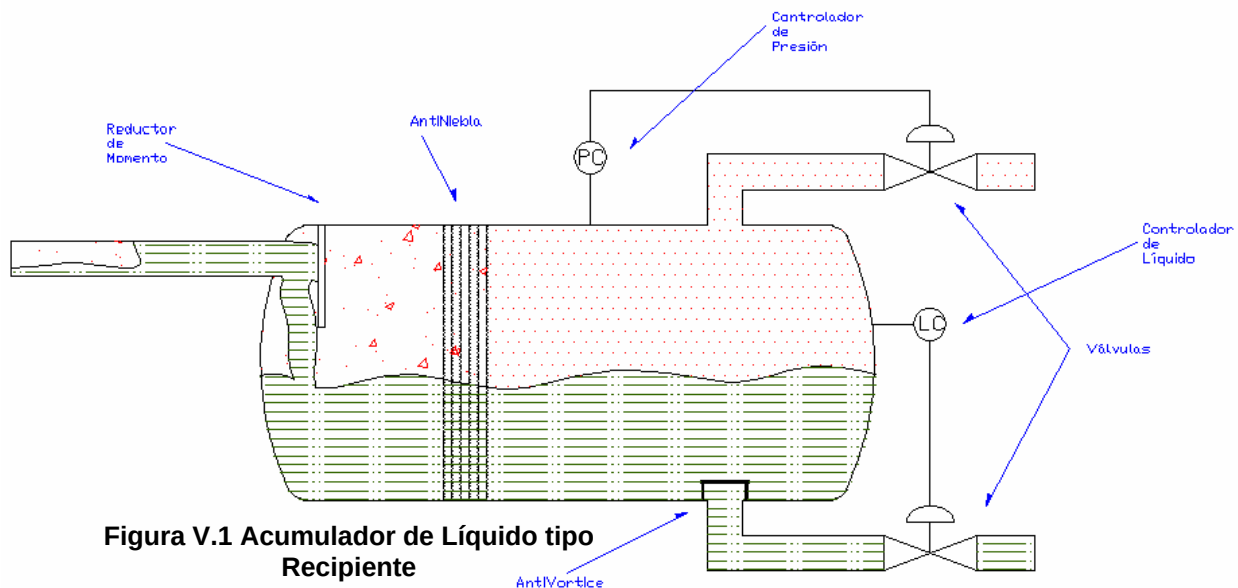
Separación de	Tiempo	@ Temperatura
Gas-Petróleo	1min	-
Agua-Gas-Petróleo a alta presión	2-5min	-
Agua-Gas-Petróleo a baja presión	5-10min	>100°F
	10-15min	90°F
	15-20min	80°F
	20-25min	70°F
	25-30min	60°F

Un acumulador de líquido es un dispositivo capaz de manejar flujo de grandes volúmenes de líquido a intervalos irregulares, y que sea capaz de proporcionar tasas de líquido y de gas constantes, o controlables por el operador. Generalmente se encuentra en sistemas de recolección de gas húmedo o cualquier sistema de dos fases.

El acumulador de líquido puede tomar dos tipos de geometría principales, en la forma de un receptor unitario de gran tamaño (tipo recipiente) o de un conjunto de tuberías unidas a un dispositivo similar a un múltiple de producción (tipo botella). Los acumuladores tipo recipiente poseen una forma similar a los separadores horizontales, aunque la relación diámetro/longitud es más elevada. Poseen elementos similares a los de un separados, como se muestran en la Figura V.1.

- La mezcla entra a altas velocidades por lo que necesita un reductor de momento, que además induzca una primera separación violenta de las fases debido a la gravedad.

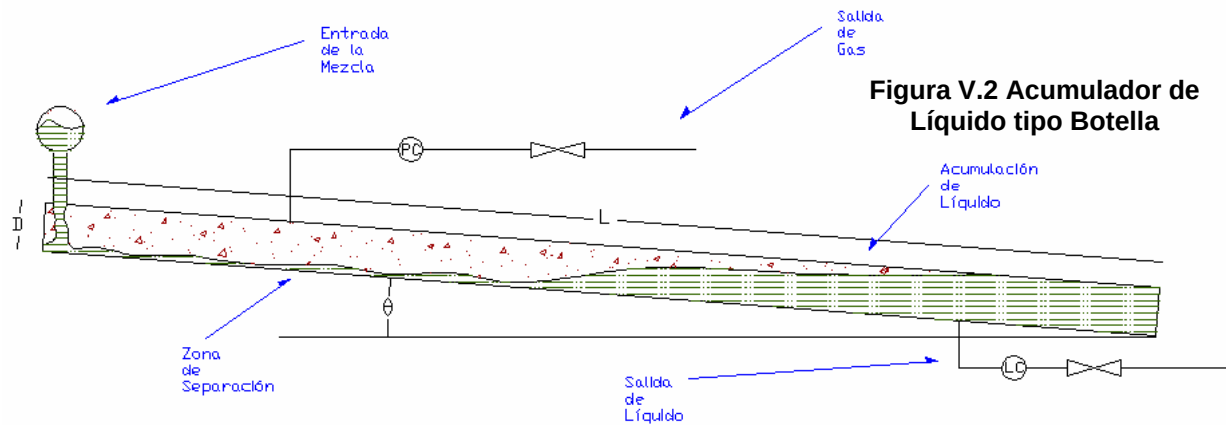
- Un antiniebla que no es más que un mallado metálico diseñado para retener gotas de líquido embebidas en la corriente de gas.
- Un preventor de vórtice que impida la entrada de gas en la corriente de líquido.
- Controladores y válvulas que regulen la salida de los fluidos en cuanto a presión (para el vapor) y altura de líquido (líquido).



Debido a que, por requerimientos de espesor de pared, y debido a las altas presiones de trabajo requeridas, los receptores de tapones líquidos generalmente son diseñados con tuberías, aunque si el volumen es lo suficientemente pequeño, estos pueden ser tipo recipiente. Las longitudes de las tuberías de un acumulador tipo botella pueden ser de decenas a cientos de pies de longitud, y se encuentran inclinadas de 1 a 10 grados, para ayudar a la separación por gravedad. Los acumuladores tipo de botella poseen diámetros de tubería mayores a los de la tubería de producción (para reducir la longitud de las botellas).

Debido a la naturaleza del flujo de gas húmedo en tuberías, grandes cantidades de líquido pueden acumularse en la línea a bajas tasas de flujo líquido. Un aumento de la tasa de flujo o una limpieza de la tubería a través de un cochino puede producir que el líquido acumulado sea expulsado al final de la

tubería. Si la planta puede ser diseñada económicamente de tal manera de que pueda procesar la mayor tasa de líquido instantánea posible, entonces un acumulador de líquido no será necesario. Sin embargo, este no es generalmente el caso.



En la Figura VI.2 se muestra un diagrama volumétrico, de una sección longitudinal de una de las tuberías que en conjunto conforman el acumulador de líquido tipo botella. La zona de entrada de la mezcla se produce a través de un múltiple de producción que sirve para distribuir el flujo a través de las botellas y como reductor de momento, para disminuir la velocidad de la mezcla. El fluido entra al sistema de tuberías a través de tuberías verticales que conectan las “botellas” inclinadas con el múltiple de producción. El líquido por gravedad se desplaza a las zonas más bajas de la tubería, mientras que el gas se acumula en las zonas elevadas, ayudando a la separación y a que cada fluido fluya por su canal de salida correspondiente.

El volumen del acumulador vendrá dado no sólo por el líquido que por diseño recibirá, sino además por el volumen que ocupe la corriente de gas, en su tránsito por el dispositivo. Un análisis de los datos de los acumuladores aportados por Cunliffe^[4] y Seymour et al^[20] sugiere que la acumulación de líquido dentro del volumen completo del receptor sea de 75%. Es decir, el diseño del volumen del acumulador de líquido no es exclusivamente con el volumen de líquido, sino que el volumen final debe ser 1.3 veces mayor.

Tampoco es recomendable que el nivel de líquido ascienda de forma tal que el nivel horizontal llegue a cubrir la parte más elevada de la sección longitudinal de las secciones de tubería, de tal forma que exista la menor cantidad posible de arrastre de líquido, en forma de niebla, pequeñas gotas de condensado o que el nivel llegue a la salida del gas. Para impedir esto, se eleva el ángulo de inclinación, y el valor sugerido en ambos documentos se encuentra entre los 5 grados.

VI.1 DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA

Para la evaluación del flujo en tuberías de flujo multifásico se utilizó el simulador de plantas de procesos HYSYSv2.2, con el cual se calcularon las propiedades de los fluidos a través de la correlación de Soave Redlich Kwong^[21] y las caídas de presión a través de la correlación de Beggs and Brill^[1].

Para la evaluación de la tasa líquida de llegada al final de la tubería fueron evaluados tres casos distintos:

1. Aumento de la tasa de flujo total, lo que ocasionaría, teóricamente, un incremento repentino de la tasa líquida al final de la tubería debido al aumento del arrastre líquido por parte del gas (Cunliffe^[4]).
2. Ocurrencia naturales de tapones líquidos, con lo que el incremento de la tasa líquida tendría un comportamiento intermitente en el tiempo (Brill et al^[2]).
3. Corrida de cochinos en la tubería, con lo que se incrementaría la tasa líquida al arrastrar la mayor parte del líquido acumulado debido al desplazamiento entre las fases (Xiao y Shoup^[26]).

En caso que se prediga un patrón de flujo intermitente o transitorio, se procedió a evaluar las correlaciones de longitud de tapón y de frecuencia, mostradas en el Capítulo IV. A estos patrones de flujo se les asoció una longitud y una frecuencia de tapones determinada, que será escogida según los resultados obtenidos.

Para el análisis de cualquiera de estos tres casos, es necesario un análisis dinámico de los fenómenos que ocurren en la tubería. Para esto se requiere de un programa de simulación que maneje este tipo de variaciones dinámicas, y que sea capaz de calcular las variables a través del tiempo, en cada incremento de la tubería. Sin embargo, en este trabajo especial de grado, se presentará un análisis pseudo dinámico, utilizando resultados en estado permanente, con cambios en cada variable que intervienen en el sistema, y que permitan describir de alguna forma, las consecuencias de estas sensibilidades.

Se procedió a evaluar con dos perfiles de tubería mostrados en lo [Anexo A](#) y [Anexo B](#) respectivamente, y una composición de fluido introducido en el [Anexo C](#). Para el diseño del volumen del receptor de fluido se utilizó una variación en la tasa dentro del rango de 25MMPCD a 200MMPCD (15 puntos de tasas iguales para ambos casos) evaluadas con presiones iniciales de 1000lpca y 1500lpca para el Caso A, y 1500lpca y 2000lpca para el Caso B. Los diámetros de tubería a evaluar en cada caso son 12" y 16", y 20" y 24" respectivamente. Esto nos proporciona un total de 120 casos distintos a evaluar.

Tasa de Gas a la Entrada MMPCD (1)	Presión al Final de la Tubería LPC (2)	Caída de Presión LPC/MI (3)	Inventario Líquido Total en la Tubería BBL (4)	Liquid Holdup Promedio % (5)	Tasa de Líquido a la Salida de la Tubería BPM (6)	Patrón de Flujo a la Salida de la Tubería - (7)	Tiempo para Alcanzar Condiciones de Estado Estable M (8)	Líquido Barrido por Incremento de las Tasas BBL (9)	Tasa Líquida al Final de la Tubería debido al Incremento de la Tasa BPM (10)
Tasa de Gas a la Entrada MMPCD (11)	Frecuencia Media del Tapón 1/S (12)	Longitud Media del Tapón FT (13)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (14)	Velocidad del Tapón FT/S (15)	Longitud del Tapón a la Ocurrencia FT (16)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (17)	Tiempo de Ocurrencia del Tapón (16) H (18)	Tiempo de Duración del Incremento de Tasa M (19)	Tasa Líquida en la Salida debido al Tapón BPM (20)
Tasa de Gas a la Entrada MMPCD (21)	Velocidad Promedio de la Mezcla FT/S (22)	Velocidad de la Mezcla en la Salida FT/S (23)	Tiempo de Tránsito del Cochino H (24)	Velocidad del Cochino a la Salida FT/S (25)	Tasa de Reacumulación del Líquido Detrás del Cochino BPH (26)	Líquido Barrido por el Cochino BBL (27)	Longitud Equivalente Tapón frente al Cochino (28)	Tiempo de Arribo del Tapón M (29)	Tasa Líquida debido a la limpieza BPM (30)

Figura VI.1 Tabla de Resultados

Los resultados se mostraron en una serie de tablas para cada conjunto de tasas evaluadas a una presión, diámetro, y caso de tubería, para un total de 8 tablas de resultados, con un encabezado similar al que se muestra en la Figura VI.1.

- Las columnas 1, 2, 5, 6, 7, 11, 21, 22, 23, son resultados directos tomados de la simulación en estado permanente.
- Los valores promedio (columnas 5 y 22 se calcularon a través de un promedio ponderado por la longitud del incremento de tubería (que se explicará en la sección posterior).
- La columna 6 proviene de la velocidad superficial del líquido, donde la tasa se calculará según la *ecuación(IV.4)*.
- Columna 3: La caída de presión a lo largo de la tubería es simplemente un gradiente de presión tomando en cuenta la presión inicial y final, a través de la longitud de tubería.

-
- El inventario de líquido en la columna 6 proviene de la integración del volumen de líquido en la tubería a lo largo de toda su longitud, según los calculo de acumulaciones de la fase, o Holdup.
 - La columna 8 se calculó según la *ecuación(V.1)*, la 9 según la variación de la columna 4 debido al incremento de tasa, y la 19 según la *ecuación(V.2)*.
 - Las correlaciones de propiedades de los tapones de líquido se calcularon para las columnas 12, 13 y 15. El valor de la longitud de tapón corresponde a un análisis probabilístico tomando en cuenta la desviación (de 0.5) y la ocurrencia (de 1000 elementos), basado en el conjunto de ecuaciones en el Capítulo III.6. Las columnas 14 y 17 representan el volumen de líquido en la longitud del tapón.
 - Las columnas 18, 19 y 20, corresponden a un análisis cinemático del tapón que ocurre naturalmente, al igual que las 24 en adelante para el tapón que ocurre al frente de los instrumentos de limpieza

Para el segundo evento, de los tapones ocurridos naturalmente, una vez utilizada la correlación de las propiedades medias del tapón, se procede a calcular un tapón probabilísticamente de mayor longitud. En el presente trabajo especial de grado, no se procederá a realizar consideraciones en cuanto al comportamiento probabilístico de dicha longitud si cambian las variables que lo controlan (desviación y ocurrencia). Una desviación de 0.5 permite evaluar el caso de equilibrio en el cual la distribución a partir de la media es equitativa. Una ocurrencia de 1000 permite evaluar todos los tapones que ocurren en el 99.9% de los casos que ocurra un tapón, manteniendo las condiciones de estado permanente. Dicha longitud de tapón es la utilizada para los cálculos volumétricos.

VI.2 UTILIZACIÓN DEL PROGRAMA DE SIMULACIÓN

La introducción de los datos en el programa utilizado para resolver el conjunto de ecuaciones que proporcionaron la información necesaria para el análisis de flujo bifásico en la tubería se necesitó escoger primero un paquete de fluido (Figura VI.2) con el cual se describan las propiedades físicas y termodinámicas del fluido para ciertas condiciones. En este caso, se utilizó la correlación de SRK como Ecuación de Estado.

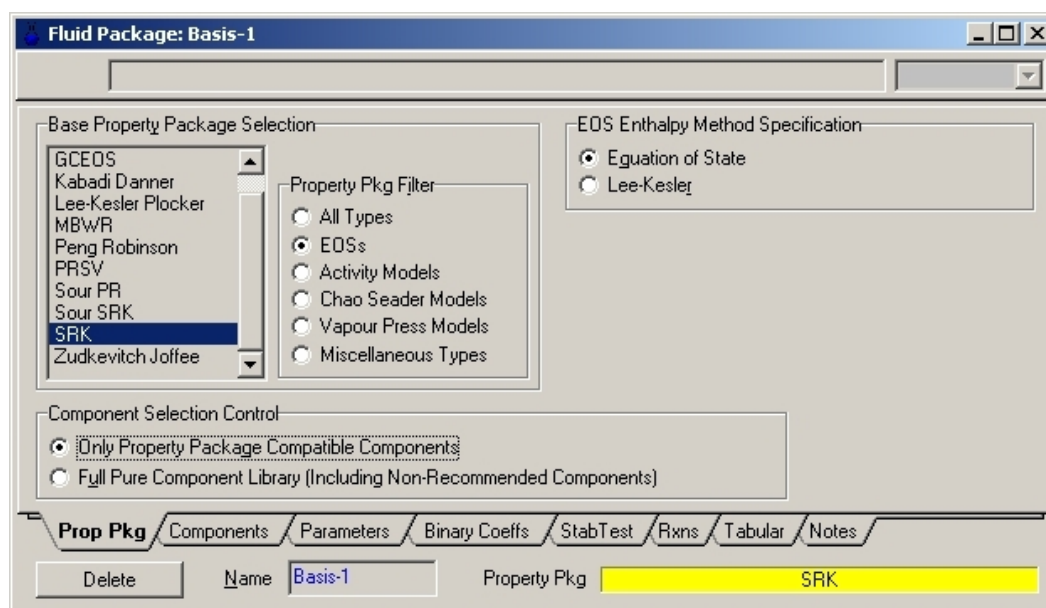


Figura VI.2 HYSYSv2.2 Definición del Paquete de Propiedades del Fluido

Se debe seleccionar luego el conjunto de elementos con los cuales se caracterizó el flujo dentro de la tubería, de donde se puede escoger una lista amplia de componentes puros (Figura VI.3). Aunque es posible visualizar las propiedades base con las que el programa realiza los cálculos de las propiedades físicas y termodinámicas de la mezcla (Figura VI.4), no es posible realizar variaciones a estos datos. Los únicos valores que permiten su modificación son los pertenecientes a los coeficientes de combinación binaria utilizados para la resolución de la Ecuación de Estado. Tampoco da opciones con respecto a las correlaciones de propiedades de los fluidos a utilizar.

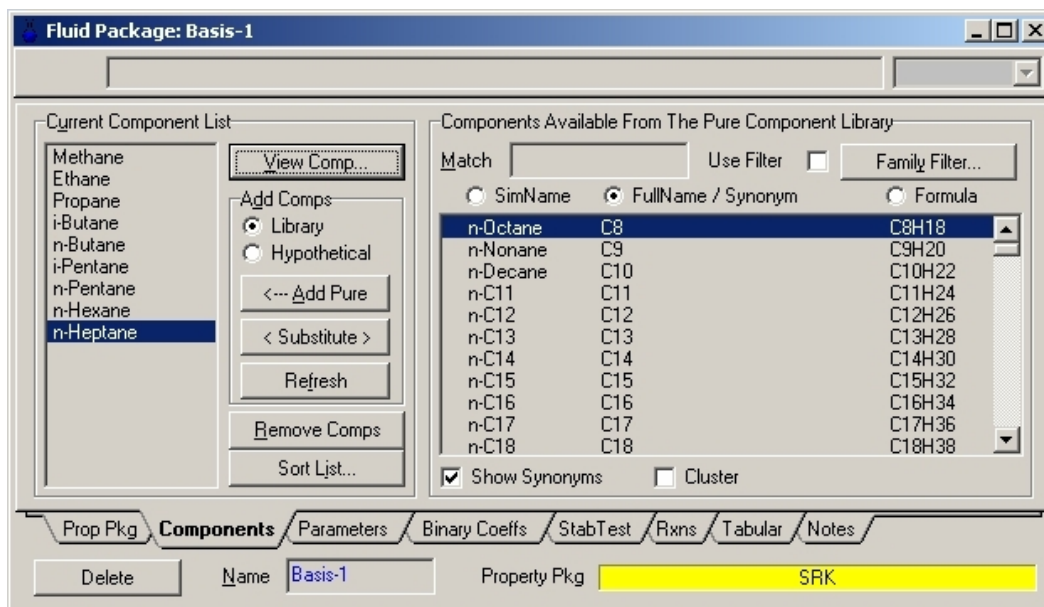


Figura VI.3 HYSYSv2.2 Definición de los Componentes

Una vez descrito el sistema del fluido, se introduce al ambiente de simulación. En este es posible describir una importante cantidad de elementos pertenecientes a las plantas de procesos de ingeniería, como por ejemplo separadores, tanques, intercambiadores de calor, bombas, turbinas, compresores, válvulas, y tuberías. Es en este último elemento en el cual nos concentraremos para la descripción de perfiles de las tuberías a analizar.

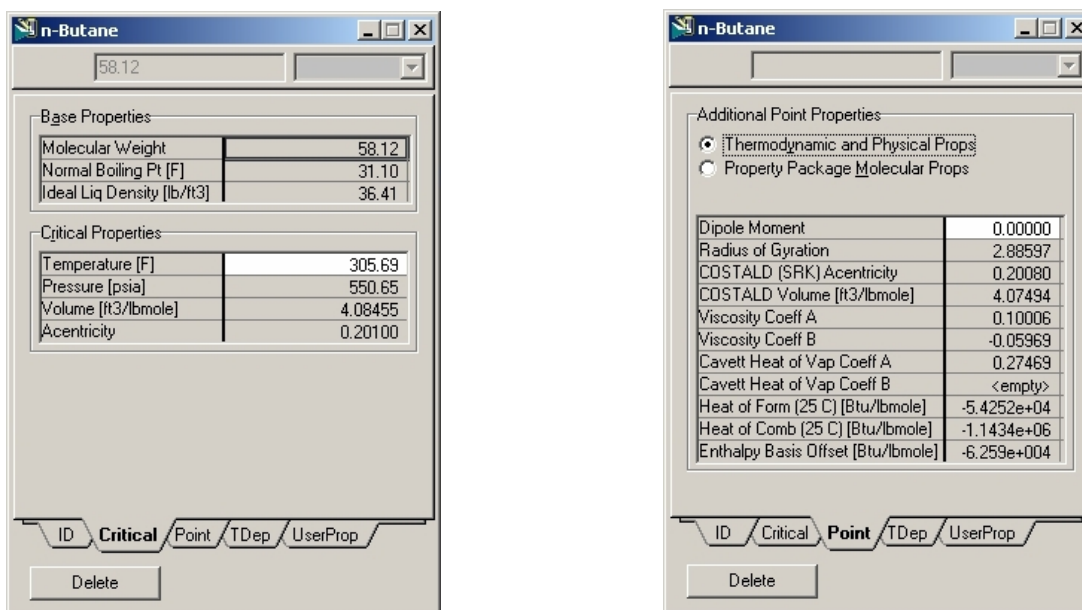


Figura VI.4 HYSYSv2.2 Propiedades de los Componentes

Un ramal de tubería requiere de la descripción de un flujo de entrada, de salida, y de intercambio de calor para poder diseñar el cálculo. Es necesario describir el flujo de entrada (Figura VI.5) o el de salida, y proporcionar la información necesaria para el cálculo de flujo de calor, para que se realicen los cálculos en la sección transversal de la tubería. Para la descripción de los flujos de entrada, es necesario introducir la presión, la temperatura (los cuales son suficientemente necesarios para la descripción de las propiedades del fluidos en la sección inicial) y un flujo de entrada, sea molar o másico. En este caso se introdujeron los valores necesarios de Flujo Molar [lbmol/hr] de la mezcla para obtener los flujos volumétricos deseados, mencionados anteriormente. Para transformar el flujo molar a condiciones de presión y temperatura indicadas, a flujo volumétrico a condiciones de 60°F y 1atm, se asume que el gas ocupa un volumen de $379.46\text{ft}^3/\text{lbmole}$.

Worksheet	Stream Name	1
Conditions	Vapour / Phase Fraction	<empty>
Properties	Temperature [F]	<empty>
Composition	Pressure [psia]	<empty>
Notes	Molar Flow [lbmole/hr]	<empty>
K Value	Mass Flow [lb/hr]	<empty>
	Liquid Volume Flow [barrel/day]	<empty>
	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	<empty>
	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	<empty>
	Heat Flow [Btu/hr]	<empty>
	Std Liq Vol Flow [barrel/day]	<empty>

Worksheet Attachments Dynamics User Variables

Unknown Flow Rate

Delete Define from Other Stream...

Figura VI.5 HYSYSv2.2 Caracterización del Flujo de Entrada

Una vez descrito el flujo de entrada, se debe describir el ramal de tubería. Un ramal de tubería se puede definir como un conjunto de tuberías de distintas propiedades, conectadas, y que no poseen entre sí elementos distintos a aquellos de los de tubería (codos, uniones, etc.) Las propiedades de cada tubería se pueden definir individualmente, en cuanto a longitud, cambio de elevación entre el punto inicial y el final, diámetro y materiales (Figura VI.6). Para las tuberías, se utilizó la información de la biblioteca de tuberías de HYSYSv2.2, con tuberías de Sch40. Es posible escoger el número de incrementos que se utilizarán para la resolución de los perfiles longitudinales de presión, temperatura, velocidades, y acumulaciones

líquidas en la tubería. Estos deben ser siempre mayores de dos, para que las condiciones de entrada y salida de la sección no sean las mismas.

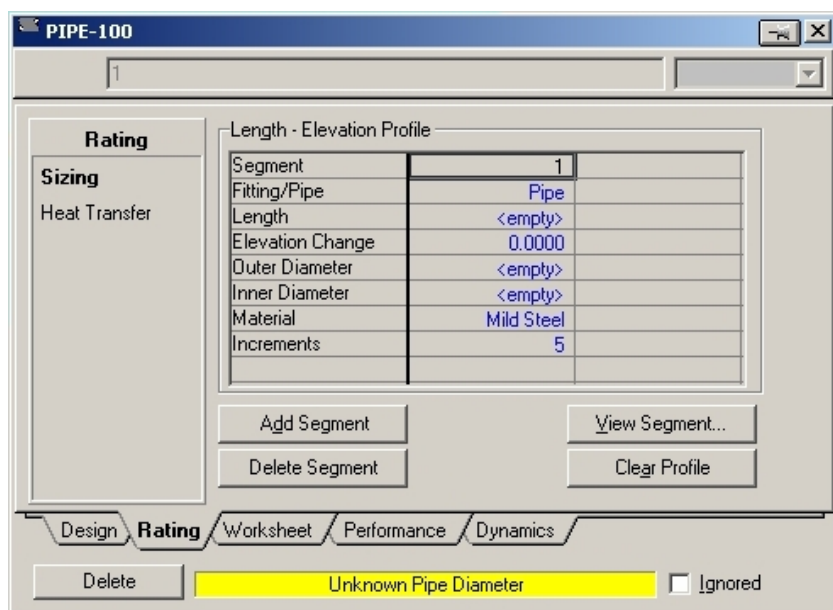


Figura VI.6 HYSYSv2.2 Caracterización del Ramal de Tubería. Elementos de Tubería

A la hora de introducir los datos de los perfiles de longitud de tubería se debe tomar en cuenta que las propiedades de flujo, en especial de las acumulaciones de líquido en la tubería, son dependientes de la inclinación de la tubería. Un perfil detallado de la tubería debe ser usado para mejores resultados. Se debe tomar en cuenta que inclinaciones de 0.5° no pueden ser asumidas como horizontales, por lo que se debe evitar sobre simplificar el perfil.

La transferencia de calor también puede ser descrita por segmento o a través de todo el ramal, y se pueden estimar coeficientes internos, externos y de conducción de transferencia de calor (Figura VI.7). A través de los coeficientes de transferencia de calor externo, es posible introducir las propiedades del ambiente, como velocidad del fluido circundante, o propiedades térmicas del mismo. A través del de conducción, es posible describir las propiedades térmicas del aislante. Sin embargo sólo se enfocó en el coeficiente de transferencia de calor interno que describe el intercambio de calor entre el flujo dentro de la tubería y una temperatura constante en el exterior.

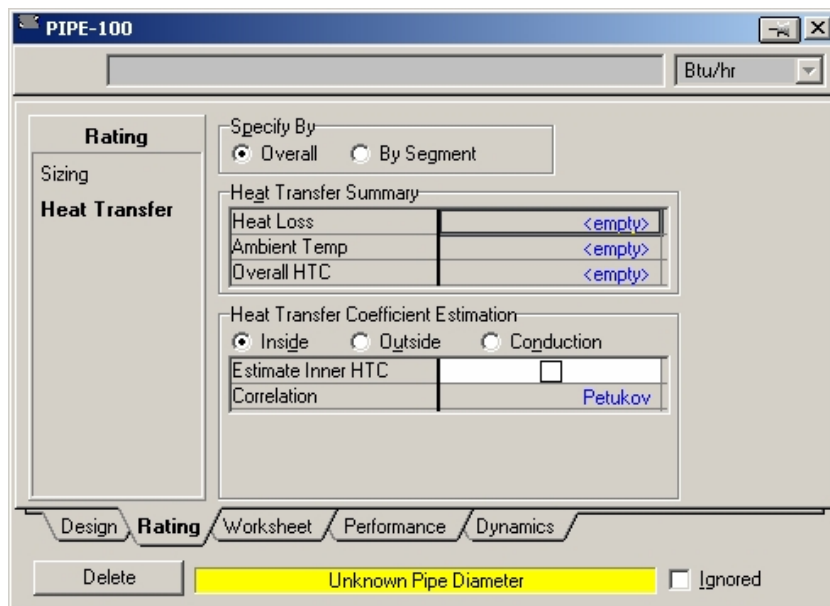


Figura VI.7 HYSYSv2.2 Caracterización de la Tubería. Transferencia de Calor

Como resultados finales, el programa reporta en modo de tabla, los valores de presión, temperatura, calor transferido, patrón de flujo, acumulación líquida, gradientes de presión, número de Reynolds y velocidad superficial, estos últimos dos reportados para la fase líquida y vapor. Estos resultados son calculados para cada incremento de tubería. Estos en conjunto serán utilizados para el cálculo de los volúmenes necesarios a almacenar de líquido y las tasas con la cual estos llegarán a los equipos de separación.

Los resultados obtenidos fueron analizados basados en la formulación de la geometría de flujo estratificado, en cualquiera de los patrones de flujo reportados. Esto es válido ya que los resultados de una simulación estado permanente se supone que el flujo se encuentra en equilibrio. Aunque en el caso de patrón de flujo segregado, es posible tener un flujo anular en la tubería, este patrón no es considerado. Basándose en la geometría de flujo estratificado, es posible el cálculo de las velocidades reales cada fase, y de las tasas respectivas. En caso de reportarse flujo Intermitente, estos valores son usados para el cálculo de las características de los tapones de líquido con lo que se realizará el análisis respectivo.

CAPÍTULO VII: PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

VII.1 EXPERIENCIAS CON EL SIMULADOR

Previo a introducir los resultados obtenido en cuanto a volúmenes de líquido necesarios a almacenar por cada uno de los casos que se intentaran analizar, se introducirán algunas consideraciones tomadas según los resultados obtenidos por la correlación de Beggs and Brill^[1] para el cálculo de gradientes en la sección longitudinal de la tubería. Además se realizara el análisis de las diversas correlaciones de propiedades del tapón, para tomar una decisión en cuanto a sus aplicaciones.

Un aspecto importante que es necesario resaltar en los resultados obtenidos por el simulador, es la incidencia en la predicción de acumulaciones de líquido en los incrementos de tubería mayores a uno, especialmente para las tasas de gas menores, para el Caso B estudiado. Una disminución en la tasa de gas produce menores velocidades de gas en la tubería, menor arrastre de líquido por parte del vapor, y como consecuencia, un incremento en las acumulaciones de líquido en la tubería. Sin embargo, como resultado físico es imposible que existan acumulaciones de líquido mayores a la unidad. Estas pueden ser observadas en las Tablas R.V y R.VI para la presión de 2000lpc del Caso B, donde la acumulación de líquido promedio tiende al 98%, por lo que es un hecho de que en diferentes incrementos de tubería, el valor de 100% (o uno ya que vienen reportados en fracción).

En caso en el que existan secciones en las cuales la tubería es sellada completamente por el líquido ($H_L = 1$), ocurriría en una zona en la cual el líquido se acumule por gravedad, y eventualmente sea expulsado a altas velocidades por el vapor en forma de un tapón. Aunque la correlación es una ecuación matemática definible en todos los rangos, no existe en el programa alguna forma de evitar estas incongruencias de obtener variables fuera del rango en que físicamente han sido encajadas. Por otro lado, como información necesaria para definir el flujo de entrada a la tubería, se requiere la presión, temperatura y flujo inicial. En algunos de los casos, no convergían los cálculos de la temperatura, por lo que no se concluían los cálculos de gradientes de presión, de acumulaciones de líquido, ni de velocidades superficiales, importantes para el análisis de volúmenes de líquido al final de tubería y dimensionar el receptor de tapones de líquido. Esta no convergencia ocurría de forma bastante iterativa, y sin ninguna lógica, con respecto a la posibilidad de que el flujo pudiera ser calculado completamente.

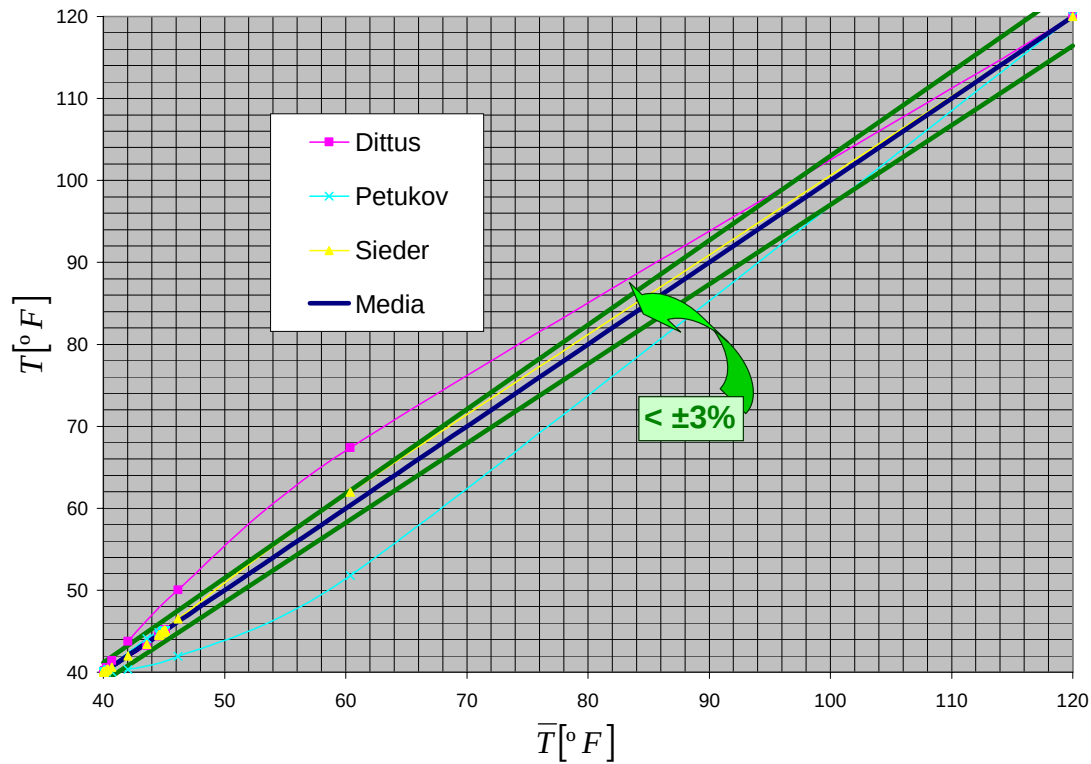


Figura VII.1 Comparación de los Resultados en cuanto a Temperatura de las Correlaciones del Coeficiente de Transferencia de Calor

Se procedió entonces a un análisis de las correlaciones existentes para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor en la tubería. En la Figura VII.1 se muestra una variación del 3.0% en cuanto a la predicción de la temperatura, al utilizar distintas correlaciones para un mismo caso. Los efectos que tiene esta variación en la presión y en las acumulaciones líquidas, se muestran en las Figuras Ap.1 y Ap.2, son menores al 1.0% para ambos casos.

Se utilizó la correlación de Petukhov^[14] para los cálculos de transferencia de calor, como correlación principal, ya que era por defecto la sugerida por el simulador. En casos de obtener no convergencia, se utilizó la correlación de Dittus^[14]. Esta correlación no falló a la hora de simular los casos de no convergencia, por lo que la correlación de Sieder^[14] no fue utilizada. Es importante señalar sin embargo, la dependencia del factor de fricción por parte de la correlación de Petukhov^[14], al contrario de lo que ocurre con las de Dittus^[14] y Sieder^[14], donde el número de Nusselt depende exclusivamente de los números de Prandtl y de Reynolds. Esta dependencia pudo haber sido la causante de que exista una no convergencia a la hora de realizar los cálculos. En la Tabla VI.1 se muestran los casos en que se requirió un cambio de la correlación para el cálculo del número de Nusselt.

Tabla VII.1 Casos en los que se utilizó la Correlación de Dittus

Caso A 1500psia 12in 25MMSCFD	Caso A 1000psia 16in 50MMSCFD
Caso B 2000psia 24in 40MMSCFD Marina	Caso B 2000psia 24in 20MMSCFD Terrestre
Caso B 2000psia 20in 175MMSCFD Marina	Caso B 1500psia 24in 200MMSCFD Terrestre
Caso B 1500psia 24in 125MMSCFD Marina	Caso B 1500psia 24in 30MMSCFD Terrestre
Caso B 1500psia 24in 25MMSCFD Terrestre	

VII.2 CORRELACIONES DE LAS PROPIEDADES DEL TAPÓN

Para una misma sección de tubería, en caso de que describiera flujo intermitente o transitorio, se evaluaron las correlaciones de longitud promedio y de frecuencia del tapón. Estas sólo se calcularon para aquellas secciones o incremento de sección cuya inclinación fuera positiva (flujo ascendente) y menor a 0.5, ya que fueron creadas para flujo horizontal, o cercano a la horizontalidad, y no para tuberías verticales. Como se mencionó en capítulos anteriores, el flujo en descenso tiende a disipar el tapón por lo que se obvió el cálculo de las propiedades del tapón en estas secciones. Como era de esperarse, se obtuvo una importante dispersión con respecto a la media entre los valores calculados por las correlaciones respectivas (Figura VII.2).

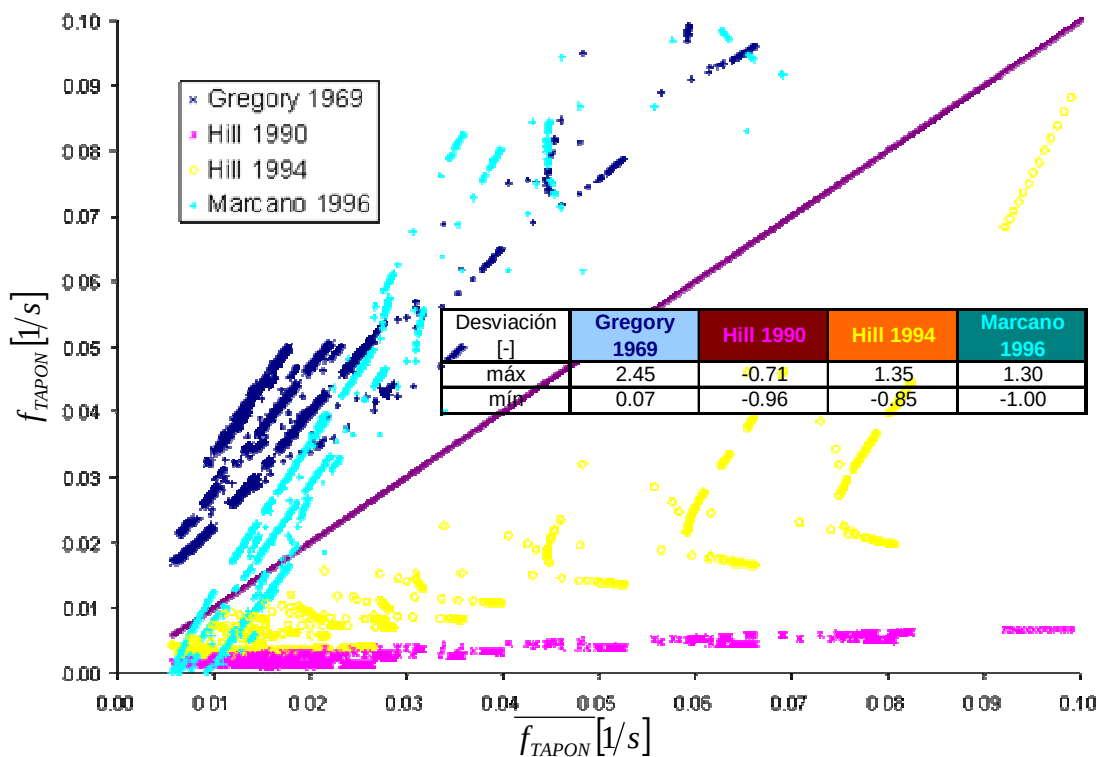


Figura VII.2 Comparación de las Correlaciones de Frecuencia

La correlación de frecuencia de Marcano et al^[18] resulta ser la que predice la mayor cantidad de puntos fuera de un rango lógico que deba tomar la frecuencia (menor a cero), tanto en el Caso A (6827 puntos) como en el Caso B (24502 puntos). La frecuencia como número físico del número de tapones en una determinada unidad de tiempo, no puede ser negativa, o menor a cero. Por otro lado, la correlación de Hill and Wood 1990^[12] predice valores elevados, (desde uno a varios miles de tapones de líquido por segundo)

lo cual físicamente tampoco pueden ocurrir. Se puede destacar que estos valores elevados de frecuencia ocurren cuando la acumulación de líquido predicha por el simulador tiende a la unidad, lo que ocurre a bajas tasas en el Caso B.

Tabla VI.2 Valores Negativos Obtenidos por las Correlaciones de Frecuencia

Puntos Totales	Gregory 1969	Hill 1990	Hill 1994	Marcano 1996	%
6827	0.00	0.00	0.01	58.11	58.12
24502	0.00	0.00	0.00	88.78	88.78
31329	0.00	0.00	0.00	82.10	82.10

La correlación de Gregory and Scott^[10] y Hill and Wood 1994^[13] fueron las utilizadas para el cálculo de la frecuencia de ocurrencia de tapones de líquido en las secciones transversales de la tubería.

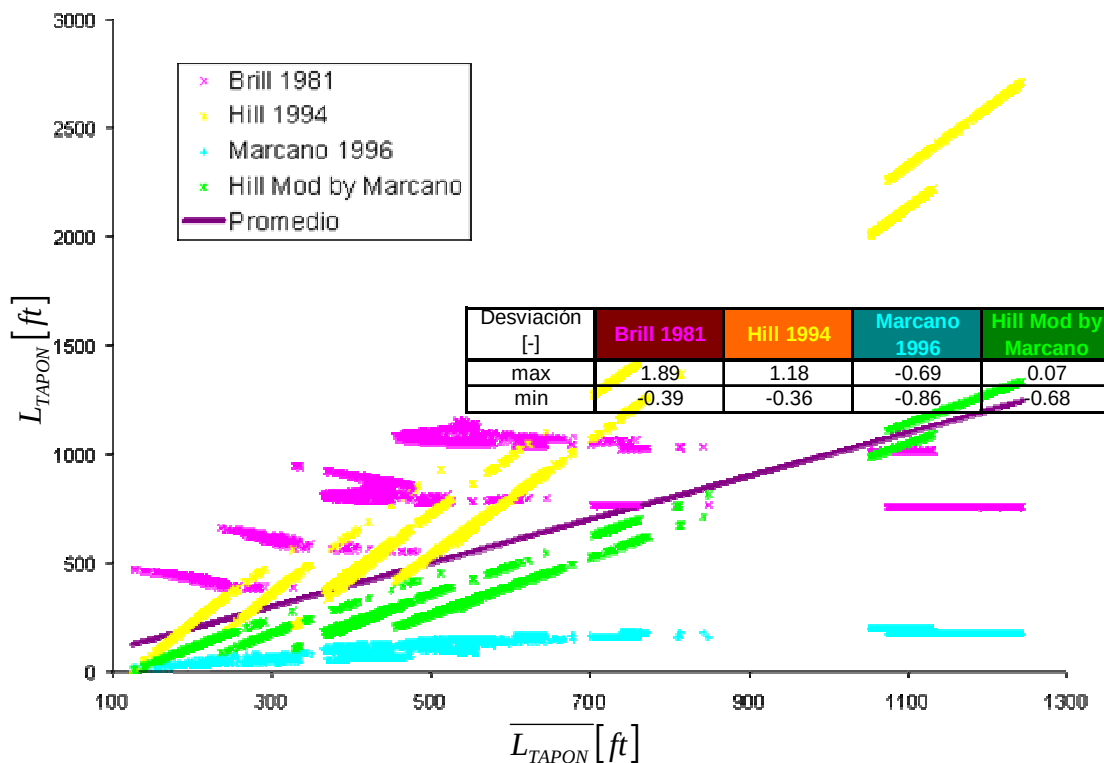


Figura VII.3 Comparación de las Correlaciones de Longitud

También se observó una dispersión importante con respecto a la media de las longitudes del tapón calculadas por las diversas correlaciones encontradas, cuyos valores de desviación simple se muestran en

la Figura VI.3. Sin embargo, no se obtuvo la incidencia a obtener valores fuera del rango esperado para la longitud del tapón (menores a cero) como en las correlaciones de frecuencia.

Debido a que no se describen las características del patrón de flujo denominado transitorio, se referirá a este como un patrón ondulado que debido a sus características de velocidad, ocurren debido a él con pocas incidencias (menores frecuencias) de pequeños tapones de líquido (longitudes menores). En este patrón se utilizará la correlación de frecuencia con la que se obtenga un menor valor para esta variable (Hill and Wood 1994^[13]), al igual que con la correlación de longitud.

En el Caso A es particular ya que se encuentra entre dos *riser* de producción, por lo que las tuberías no son cercanas a la horizontalidad. Previa a la tubería vertical de ascenso, existe una tubería inclinada negativamente (-0.69° y 772ft de longitud), ocasionando flujo en descenso, por lo que se asocia con poca probabilidad de la formación de tapones de líquido. La sección de tubería previa, por el contrario es horizontal. Es en esta sección donde se evaluó la generación de tapones de líquido, según la forma en que se mencionó anteriormente. Se supuso que el tapón, al pasar la longitud en descenso, se mantiene, o por el contrario, acumula todo el volumen en la zona de acumulación del líquido previa al riser. Este se asumió que se produce en forma de tapón de líquido. Aunque existe cierta cantidad de líquido que debe desplazarse en la tubería, disminuyendo la longitud del tapón, esta se asume que tiende a cero. Tampoco se tomará en cuenta cambio de patrón de flujo a perturbado o distribuido en la tubería vertical, que puedan disminuir el efecto de la llegada del tapón.

VII.3 VOLÚMENES REQUERIDOS PARA ALMACENAR

Los volúmenes requeridos para almacenar vienen dados como el volumen de líquido que ocurre al final de la tubería y que llega debido a variaciones que se producen dentro de la tubería. Al comparar la Figura VI.4, Figura VI.5, y Figura VI.6 es posible comparar cual de los tres eventos dinámicos a través del análisis pseudo-permanente, pudiera ocasionar la llegada repentina de líquido de mayor cantidad.

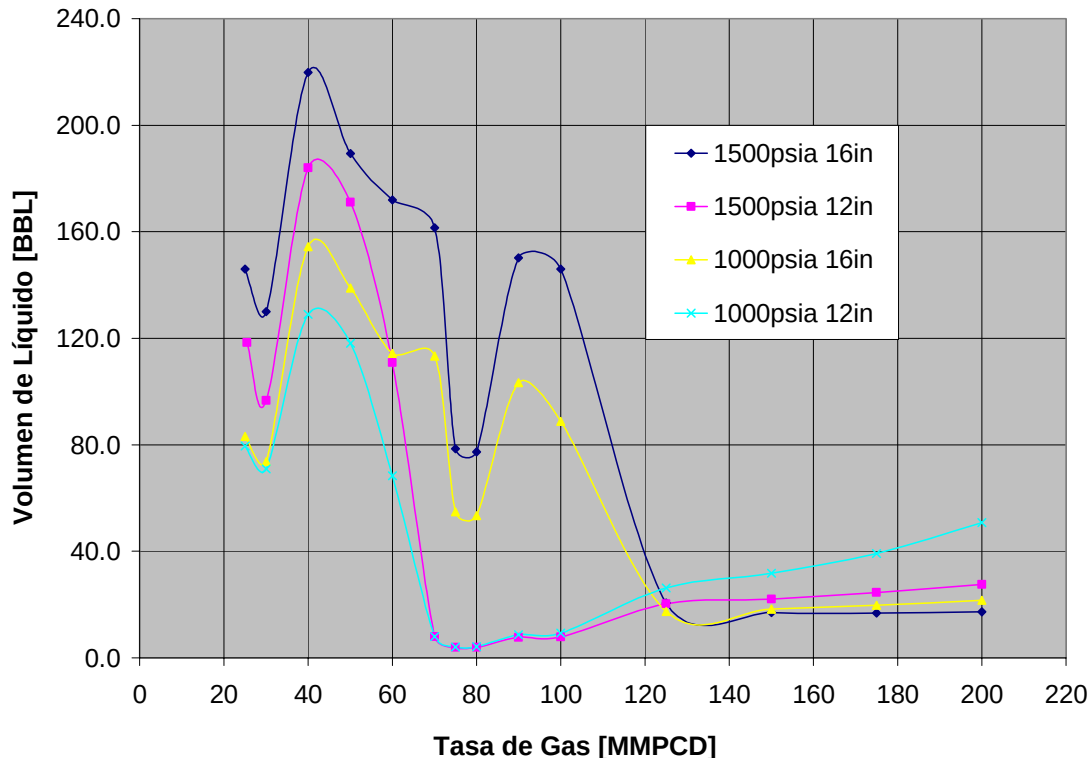


Figura VII.4-Caso A-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Aumento de Tasa Inicial de Gas

Es posible observar, que, para el Caso A, la corrida de instrumentos de limpieza en la tubería, ocasiona mayores volúmenes al final de la línea (hasta 17 veces mayores con respecto a los producidos por incrementos de producción), seguido por la ocurrencia de tapones de líquido (hasta 3 veces mayores con respecto a los producidos por incrementos de producción), y finalmente por los incrementos de producción.

En el Apéndice se muestran estos resultados del Caso B, en donde, la corrida de cochinos ocasiona mayores volúmenes al final de la línea (250 veces mayores con respecto a los producidos por ocurrencia de tapones de líquido), seguido de los incrementos de producción (13 veces mayores con respecto a los producidos por ocurrencia de tapones de líquido) y finalmente la ocurrencia de tapones de líquido (que en

su mayoría son de menores longitudes, debido al régimen transitorio. Para el Caso B, la Figura Ap.3, Figura Ap.4 y Figura Ap.5 resumen estos resultados.

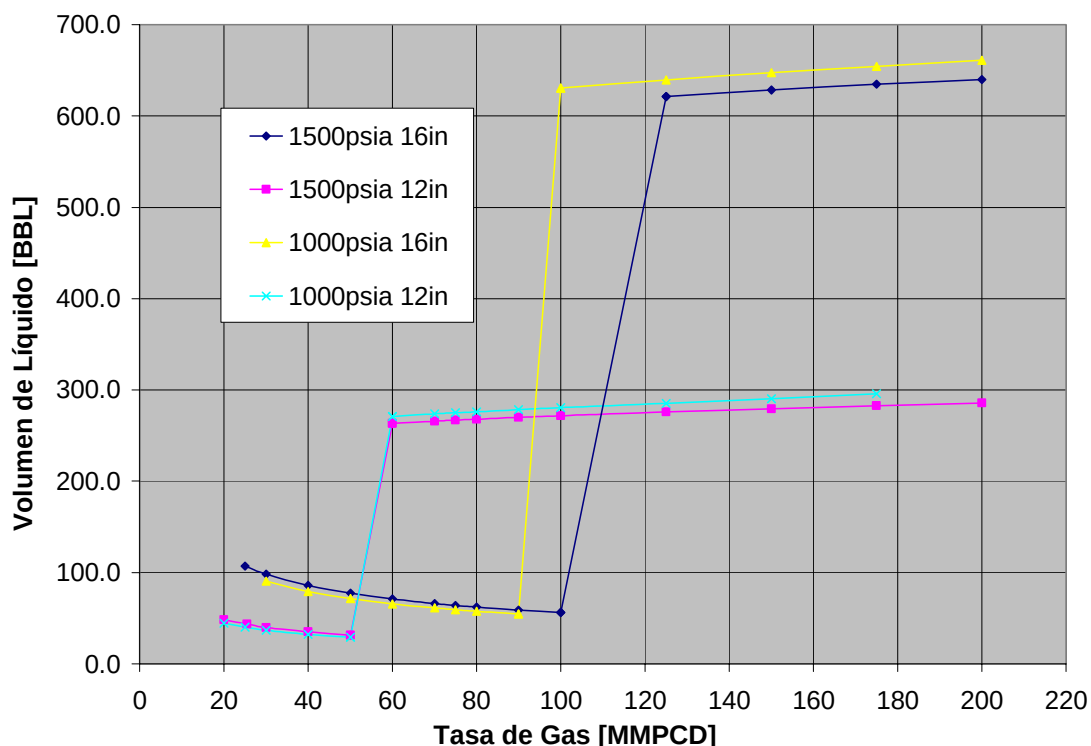


Figura VII.5-Caso A-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Ocurrencia de Máximo Tapón de Líquido

La tubería del Caso A es relativamente corta (5 millas en comparación a las 160 millas del Caso B) por lo que el incremento de producción no arrastra mucha cantidad de líquido a lo largo de su paso a través de la tubería (Figura VII.4), caso contrario que ocurre en la línea B (Figura Ap.3). El volumen de líquido producido por los incrementos de producción es directamente proporcional a la disminución en las acumulaciones de líquido en la tubería una vez alcanzadas las nuevas condiciones permanentes finales, con respecto a las condiciones permanentes iniciales. Se puede notar que, en todos los casos, esta reducción de líquido en la tubería es completamente errática con respecto al incremento de tasa. Es posible, sin embargo notar cierta tendencia similar para las tuberías de igual diámetro, y una disminución de la acumulación de líquido al reducirse la presión.

Los tapones de líquido más elevados se producen, obviamente, cuando ocurre flujo intermitente, y menores cuando ocurre transición (ya que de esta manera se decidió asociar las longitudes y frecuencias de tapón). Debido a que no existe una variación de la desviación estandar, ni la ocurrencia, para encontrar el tapón de mayor longitud el 99,9% de los casos, existe una estrecha relación entre la longitud del tapón

medio y dicho tapón. La longitud del tapón más largo es aproximadamente 5 veces mayor al tapón medio. Se obtienen mayores longitudes de tapones para el Caso A, donde el patrón de flujo varía entre transitorio e Intermitente. En el Caso B los tapones son en su mayoría de corta longitud, ya que esta tubería se encuentra entre patrón de flujo segregado a transitorio en los rangos estudiados.

El volumen de líquido producido por la ocurrencia de tapones de líquido es directamente proporcional a la longitud. Los volúmenes mostrados en la Figura VII.5 para el Caso A, corresponden a aquellas longitudes de tapón máximas (tomadas con una desviación de 0.5 y ocurrencia igual a 1000). El incremento de volumen corresponde al cambio de régimen Transitorio (al que se le asoció una longitud menor de tapón) a Intermitente (mayores longitudes de tapón). La correlación utilizada para régimen Transitorio para la longitud del tapón viene dada por Marcano et al^[18] y la de flujo Intermitente por Brill et al^[2]. Se puede notar que la correlación de Marcano et al^[18] reduce los tamaños de tapón con los incrementos de tasa de gas (y sus implicaciones), mientras que la de Brill et al^[2] los aumenta.

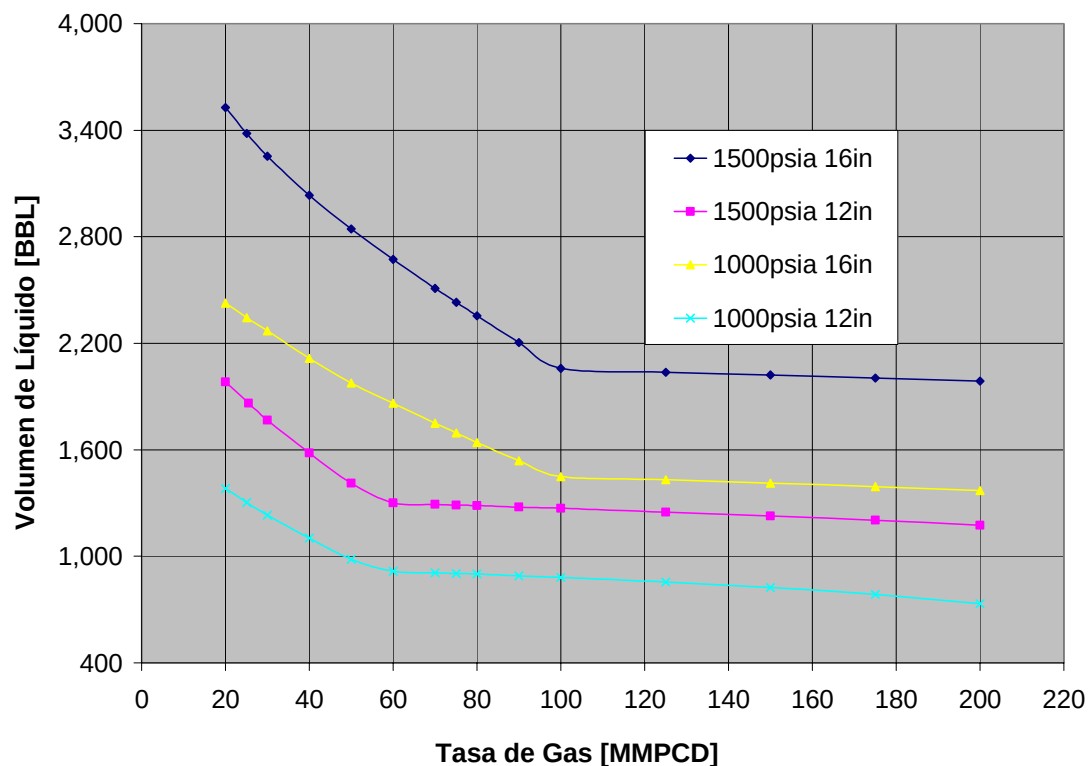


Figura VII.6-Caso A-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Procedimientos de Limpieza de la Tubería

Para ambos casos, el evento de producción que mayores volúmenes de líquido ocasiona que arriben al final de la línea es la corrida de cochinos en la tubería. Es de hacer notar que para el Caso A, el almacenar hasta 4000bbl de líquido (más del 60% del volumen total de la tubería), es un volumen manejable por un acumulador de líquido. Sin embargo, para el Caso B, este volumen asciende a una cifra de hasta 450.000bbl (113 veces más que para el Caso A y cercanas al volumen total de la tubería del Caso B). En comparación, un separador normal de 60"x20' (de mayor tamaño encontrado en la literatura), podría almacenar un volumen de líquido de aproximadamente 13bbl. Se debe tomar en cuenta que el Caso A se encuentra en una plataforma, por lo que el volumen del acumulador es relevante, sobre todo por el peso y el espacio que ocupa. En el Caso B, esta cifra es prácticamente el volumen total de la tubería. En ambos casos, es necesario optimizar este volumen.

**Tabla VI.3 Volúmenes máximos obtenidos
por Caso y Evento**

[BBL]	Incrementos de Producción	Tapones de Líquido	Operaciones de Limpieza
CASO A	219.8	640.0	3,528
CASO B	227,780	1,515	413,200

VII.4 INCREMENTOS EN LA TASA DE PRODUCCIÓN

Para un eventual diseño de un sistema de separación de las líneas de gases húmedos se debe tomar en cuenta el mayor volumen de líquido que se recibirá al final de la tubería, de tal forma de diseñar un acumulador de líquido que retenga el fluido hasta que pueda ser procesado. Sin embargo, estos volúmenes de líquido no arriban súbitamente, sino que por el contrario, son consecuencia de un incremento de tasa de líquido por un cierto período de tiempo. Estos incrementos inesperados en la tasa de líquido son los que ocasionan las fallas de los sistemas de separación comunes. La tasa producto de una simulación a condiciones permanentes, se comporta de manera tal, que para un mismo diámetro, aumenta con el incremento de la tasa de entrada de gas a la tubería, pero disminuye con la caída de la presión. Es esta tasa la que generalmente se debe tomar como diseño para un sistema de separación estándar.

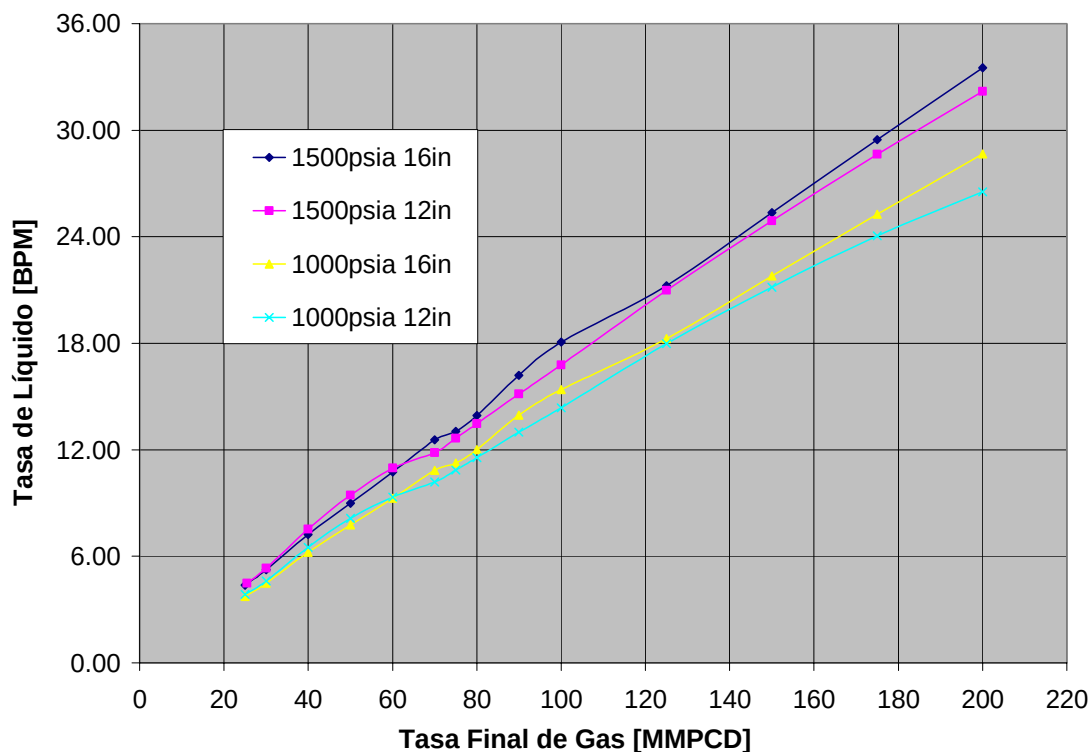


Figura VII.7-Caso A-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Aumento de Tasa Inicial de Gas

Aunque los acumuladores de líquido sean diseñados por volumen, es cierto que eventualmente el líquido debe ser procesado, y no será mantenido allí por mucho tiempo. Además, las unidades de procesamiento posteriores requieren cierta cantidad de líquido constante que les sea suministrada. En este caso

asumiremos que las operaciones aguas arriba del acumulador están diseñadas para poder recibir tasas máximas de diseño de la tubería. Esta tasa será la mayor tasa producto de una simulación estado permanente, en el rango de condiciones bajo el cual se espere trabajar la planta. Tomando esto en cuenta, el acumulador de líquido puede ser visto desde el punto de vista de un volumen de control, por el cual deba salir y entrar líquido. Mientras la tasa de entrada es variable, la de salida puede llegar a ser controlada. Además, ya que no se debe permitir mayores acumulaciones de líquido a 75% dentro del recipiente, la tasa de salida de diseño puede ser controlada a la máxima tasa con la cual puedan trabajar los equipos aguas arriba del sistema de separación.

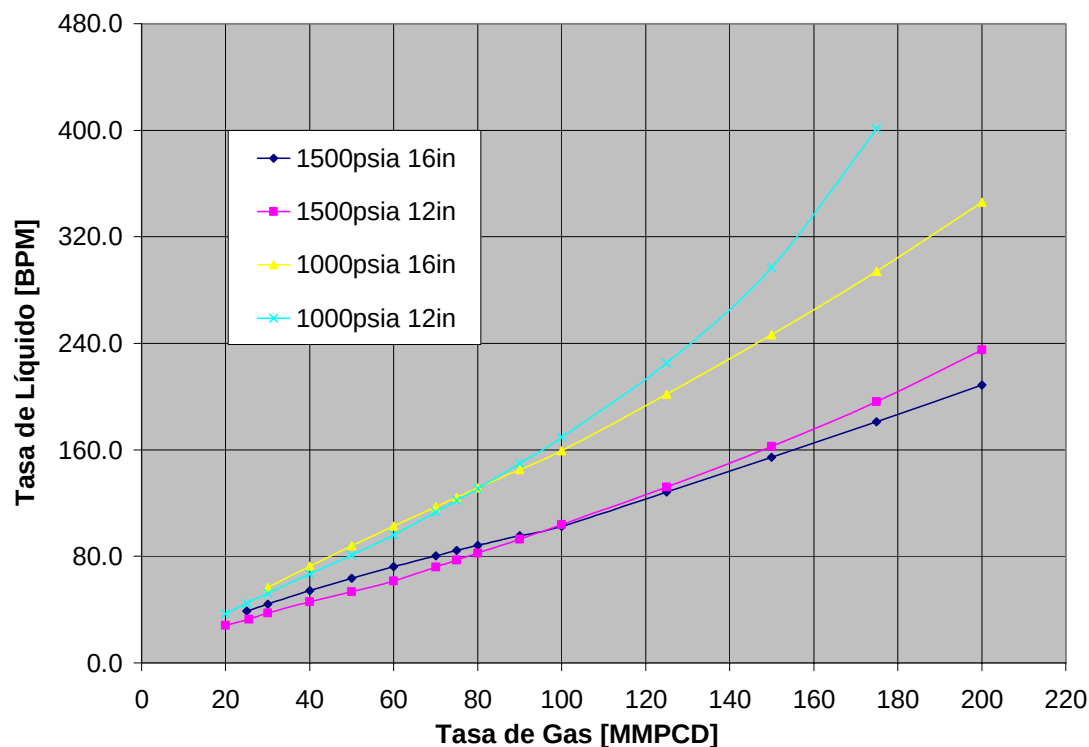


Figura VII.8-Caso A-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Ocurrencia Máximo Tapón de Líquido

Para el Caso A la tasa máxima de salida del acumulador es de 33.2BPM para la tubería de 16", y 31.4BPM para la de 12", y para el Caso B, de 39.8BPM para la tubería de 24" y de 34.3BPM para la de 20". Estas tasas son elevadas para un separador de 60"x20' (de mayor tamaño encontrado en la literatura), con un volumen de líquido de aproximadamente 13bbl. Asumiendo un tiempo de retención de 1min, la tasa de líquido máxima del separador sería de 13bbl/min, por lo que se requeriría como mínimo de 3 separadores de ese tamaño, conectados en paralelo, de tal forma que puedan recibir esta carga de líquido. El acumulador de líquido puede ser diseñado como un separador, de tal forma de no requerir un sistema de

separación posterior, sin embargo, para el diseño se podría utilizar una tasa de salida a la planta, según los máximos requerimientos de diseño de los equipos posteriores al acumulador. La decisión de diseñar el receptor de tapones de líquido exclusivamente como un acumulador o como un separador debe ser balanceado con un análisis económico completo de la planta de procesos, y de su capacidad real de recibir esta tasa de diseño, y de funcionar como bajas presiones de forma de obtener la mayor cantidad de líquido lo menos volátil posible, y de vapor más seco posible.

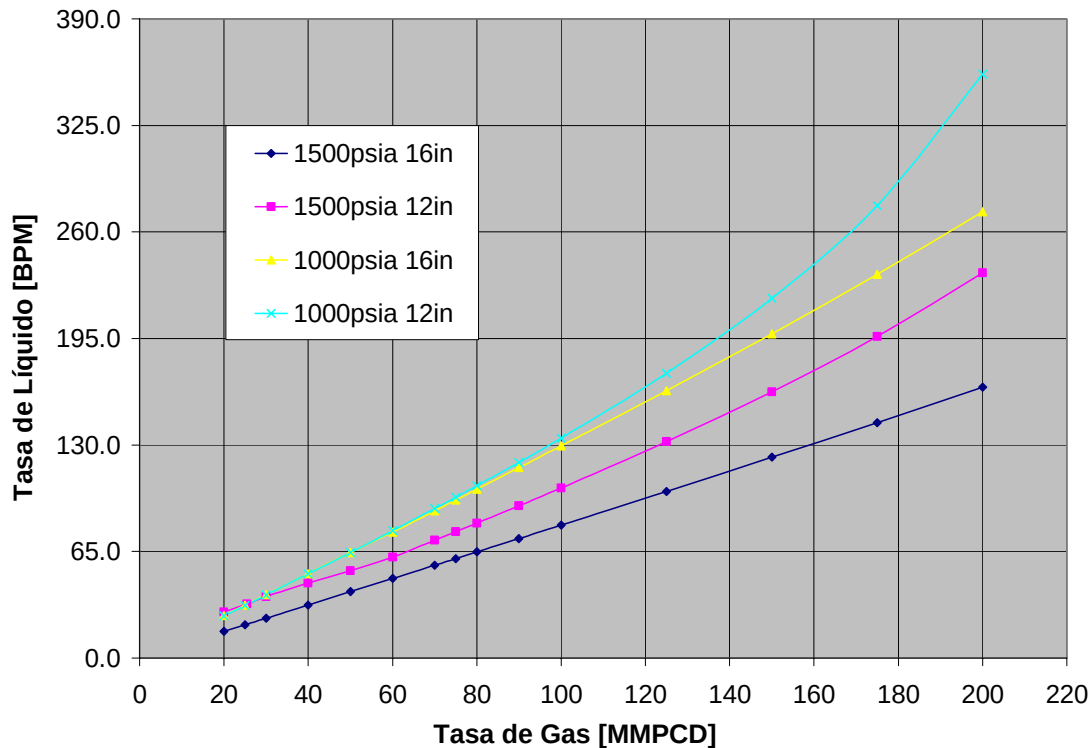


Figura VII.9-Caso A-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Procedimientos de Limpieza de la Tubería

Al comparar las Figuras VII.7, VII.8 y VII.9 se puede ver desde el punto de vista de tasas, cual de los eventos que produce un incremento en la tasa de producción de líquido es aquel que genera mayores complicaciones en el sistema de separación estándar. Con respecto al Caso A, las tasas de líquido producidas por la ocurrencia de tapones de líquido son hasta 18 veces mayores, aquellas producidas por la corrida de cochinos en la tubería de hasta 14 veces mayores, y las ocasionadas por incrementos de producción de hasta 1.12 veces mayores, estas con respecto a las tasas de producción obtenidas en estado permanente. Para el Caso B, las tasas de líquido producidas por la ocurrencia de tapones de líquido son hasta 11 veces mayores, aquellas producidas por la corrida de cochinos en la tubería de hasta 6 veces mayores, y las ocasionadas por incrementos de producción de hasta 1.14 veces mayores con

respecto a las tasas de producción obtenidas en estado permanente. Estas tasas se pueden observar, para el Caso B, en las Figuras Ap.7, Ap.8 y Ap.9.

Los tapones de líquido se mueven a altas velocidades (cercanas a la velocidad del gas) y transportan todo el líquido de forma violenta. El cochino se está asumiendo que recorre la tubería a la velocidad de la mezcla (más lenta que la velocidad del gas, ya que es la suma de las velocidades de las fases asumiendo que cada fase se encuentra sola en la tubería). El gas producido naturalmente por un incremento de tasa, simplemente se mueve a la velocidad del líquido (la cual es mucho menor debido al desplazamiento de las fases). Estos efectos de las velocidades pueden ser visualizados en las tasas producidas por cada uno de los eventos.

Los tiempos en que se mantiene el incremento de tasa son cortos para el caso de la ocurrencia de tapones de líquido (en el orden de los diez minutos máximo, para ambos casos), mientras que para la corrida de cochinos y los incrementos de tasa estos tiempos pueden ser más grandes que el primero (ver de Figura Ap.11 a Figura Ap.16). Los órdenes de magnitud que representan cuan mayores pueden ser los tiempos de incremento de tasa con respecto al de paso del tapón son de 10000 veces mayores para los tiempos en alcanzar condiciones permanentes en la tubería para el Caso B, y 5000 veces mayores para los tiempos de arribo el tapón frente al cochino. Para el Caso A, estos ordenes de magnitud son menores, aunque de igual importancia (150 y 40 veces mayores para cada evento respectivo). La longitud de la tubería es relevante en estos casos, y de allí la diferencia entre el Caso A y Caso B, sin embargo velocidades de los fluidos lentas en comparación con las velocidades reales pueden también incrementar los tiempos de tránsito.

Debido a los cortos tiempos en los cuales dura el incremento de tasa producto de la ocurrencia natural de tapones de líquido, estos volúmenes no entraran en el balance de tasas. Por el contrario, sí se analizaron dentro del sistema de volumen de control aquellos producidos por el aumento de tasa de entrada de gas y corrida de cochinos en la tubería.

La idea de mostrar el equivalente de tasas de los volúmenes necesarios acumular es para poder realizar un balance en el acumulador con respecto a la tasa de salida que se asumirá constante y máxima según los valores mencionados anteriormente. Para el caso de las tasas de líquido consecuencia de los

incrementos de producción son siempre menores a la tasa de salida del separador máxima, excepto quizá para los casos de mayores presiones y tasas (200MMPCND y 175MMPCDN). Para el Caso A, los volúmenes restantes a acumular son de 28bbl y 17bbl, sólo para la tasa de 200MMPCND y los diámetros de 12" y 16" respectivamente. Para el Caso B, los 17500bbl deben acumularse para el diámetro de 24", y hasta 6000bbl para el diámetro de 20". En el Caso A, el volumen es menor al de ocurrencia de tapones de líquido, por lo que se desprecia para el diseño.

Como se mencionó en el capítulo anterior, los mayores volúmenes desplazados eran consecuencia de realizar procedimientos de limpieza en la tubería. Es posible reducir el tamaño del acumulador de tapones de líquido delante del cochino de manera importante. Si a la tasa de líquido producto de correr cochinos dentro de la tubería se le sustrae la tasa de salida de diseño del sistema de separación. Para cada caso los valores se muestran en la Tabla VII.3.

**Tabla VII.4 Volúmenes de líquido que se requieren acumular
asumiendo una tasa máxima de salida del acumulador**

Tasa de Gas a la Entrada MMPCD	Caso A				Caso B			
	1000 lpc		1500lpc		1500lpc		2000lpc	
	12in	16in	12in	16in	20in	24in	20in	24in
200	669	1,204	967	1,587	75,712	142,607	122,310	163,330
175	695	1,196	952	1,540	77,846	144,272	124,611	158,804
150	705	1,176	923	1,473	83,661	141,645	134,959	147,604
125	700	1,140	871	1,372	85,783	132,983	146,589	124,800
100	675	1,077	783	1,215	80,453	113,229	152,800	80,853
90	656	1,098	731	1,200	75,178	99,898	153,752	52,906
80	630	1,111	665	1,147	66,891	81,583	153,072	15,699
75	614	1,110	625	1,100	61,412	69,887	151,884	-7,559
70	595	1,103	578	1,037	54,683	55,976	149,950	-34,945
60	545	1,058	460	843	36,150	18,909	143,026	-106,622
50	504	958	314	509	7,224	-23,066	129,240	-180,865
40	426	746	41	-78	-40,535	-129,870	104,041	-375,815
30	223	315	-527	-1,188	-130,933	-291,101	53,865	-644,086
25	23	-75	-1,025	-2,152	-205,665	-427,580	9,546	-858,462
20	-313	-695	-1,872	-3,675	-323,328	-641,746	-59,046	-1,177,142

Nótese que los valores de volúmenes negativos ocurren debido a que la tasa de diseño de salida del acumulador es mayor a la tasa a la que llegaran los barriles de líquido producto de las corridas de cochinos dentro de la tubería. Para el Caso A un acumulador de capacidad líquida de 1600 barriles es suficiente. La geometría del receptor vendría dada dependiendo de la capacidad de una plataforma de

acomodar un sistema de tuberías en paralelo inclinado 5 grados aproximadamente (recordar que en este caso, la tubería conecta un sistema de dos plataformas), o un acumulador tipo recipiente (vessel). Los 1600 barriles también son suficientes para acumular cualquier tapón que ocurra en la tubería, según los cálculos realizados, los cuales, vale la pena destacar, alcanzan una longitud de hasta 6 veces la longitud de la tubería vertical o riser. El volumen final del acumulador, sea cual sea su configuración geométrica debe ser de 2150bbl.

El volumen del Caso B puede ser reducido a un valor de 165.000bbl de líquido, del volumen de 450.000bbl originalmente según los cálculos (39% el volumen total de la tubería). Esta cifra es incluso elevada para el volumen de diseño de un acumulador de tapones de líquido. Para el Caso B, el volumen máximo que se muestra en la Tabla VI.3 debe reducirse aun más. Construir un acumulador de este volumen sería económicamente poco rentable. Si se concluye que la corrida de cochinos en la tubería es innecesaria (por que no exista producción de arena por lo que deban ser limpiados, ni la producción de agua que cree problemas de hidratos o corrosión, o que la composición del gas no contenga gases ácidos que también genere problemas de corrosión). De esta forma, el volumen de los tapones de líquido ocurridos naturalmente vendría a tomar una mayor relevancia en diseño.

Tabla VII.5 Volúmenes de líquido que se requieren acumular asumiendo tasas de salidas 0.8 y 0.64 veces menores a las referidas en la Tabla VI.3

Tasa de Gas a la Entrada MMPCD	Caso B *0.8 Tasa de salida				Caso B *.64 Tasa de salida			
	1500 lpc		2000lpc		1500lpc		2000lpc	
	20in	24in	20in	24in	20in	24in	20in	24in
200	66,901	152,321	109,156	182,110	67,799	160,550	111,594	198,019
175	69,186	156,498	108,199	181,873	70,410	166,856	111,240	201,417
150	75,145	157,073	112,876	176,588	76,886	170,142	116,969	201,143
125	79,527	153,113	115,474	162,271	82,058	170,168	121,240	194,016
100	79,440	140,565	109,150	131,339	83,027	163,723	117,239	174,109
90	77,770	131,291	102,884	110,660	81,960	157,886	112,311	159,588
80	74,570	118,106	93,057	82,613	79,524	149,047	104,179	139,300
75	72,179	109,519	86,328	64,986	77,599	143,095	98,476	126,443
70	69,099	99,187	78,017	44,100	75,053	135,795	91,347	111,065
60	60,121	71,249	54,946	-11,424	67,427	115,589	71,268	69,224
50	45,330	39,059	18,441	-69,308	54,567	91,690	38,973	25,199
40	19,919	-43,959	-41,878	-223,144	32,130	28,822	-14,837	-93,806
30	-29,598	-170,672	-151,770	-438,217	-12,105	-68,648	-113,664	-263,812
25	-71,443	-278,529	-242,962	-610,480	-49,727	-152,259	-196,170	-400,399
20	-138,003	-448,450	-377,412	-866,950	-109,735	-284,697	-318,415	-604,166

Una solución para el Caso B sería incluir una tubería de servicio. Esta tubería tendría como objetivo exclusivo, transportar el gas según lo requerimientos de tasas de la planta, mientras la tubería principal de encuentra en mantenimiento. De esta forma, se podría controlar la tasa de gas en lo tubería principal a una tasa con la cual se pueda reducir la velocidad del cochino, y por lo tanto reducir el volumen de líquido a acumular. Sin embargo, esto no significa que se pueda reducir la tasa de diseño de salida del receptor de tapones de líquido. La Tabla VI.4, es similar a la Tabla VI.3, aunque la tasa de salida del acumulador se redujo de 39.8BPM para la tubería de 24in a 32.1BPM y de 34.3BPM para la de 20in a 28.7BPM (se cambió de la mayor tasa producto de simulación estado permanente, antes a las mayores presiones, ahora a las menores presiones).

La tasa de gas para impulsar el cochino por la tubería principal se establecía que era de 60MMPCND para acumular un volumen de 19000bbl para la tubería de 24in en el caso B, con una tasa de salida de 39.8BPM. Si se desea reducir la tasa de salida del acumulador a 32.1BPM (0.8 veces menor) resultaría en un incremento del volumen a acumular de 3.75 veces mayor (71250bbl). Si se reduce la tasa de salida a 25.5BPM (0.64 veces menor para 24in y 22BPM para la tubería de 20in) el volumen se incrementa a 115600bbl (6.11 veces mayor, en el mismo caso). Para el Caso B un acumulador de capacidad líquida recomendada, siguiendo los parámetros de producción, de 19000 barriles es suficiente. El volumen final del acumulador, sea cual sea su configuración geométrica debe ser de 25500bbl.

**Tabla VII.6 Volúmenes Finales
Recomendados según el Caso**

CASO A	1,600	2,150
CASO B	19,000	25,500

VI.5 CAÍDAS DE PRESIÓN EN LA TUBERÍA

Para la misma presión, a distintos diámetros de tubería, los menores diámetros de tubería se traducen en menores cantidades de líquido a almacenar, ya sea por la producción de tapones de líquido (Figura VI.5 y Figura Ap.5) o por los procedimientos de limpieza en la tubería (Tabla VI.3). Este incremento debido a utilizar mayores diámetros puede ser de hasta 2.5 veces volúmenes mayores a almacenar por la ocurrencia de tapones de líquido o por la corrida de cochinos dentro de la tubería.

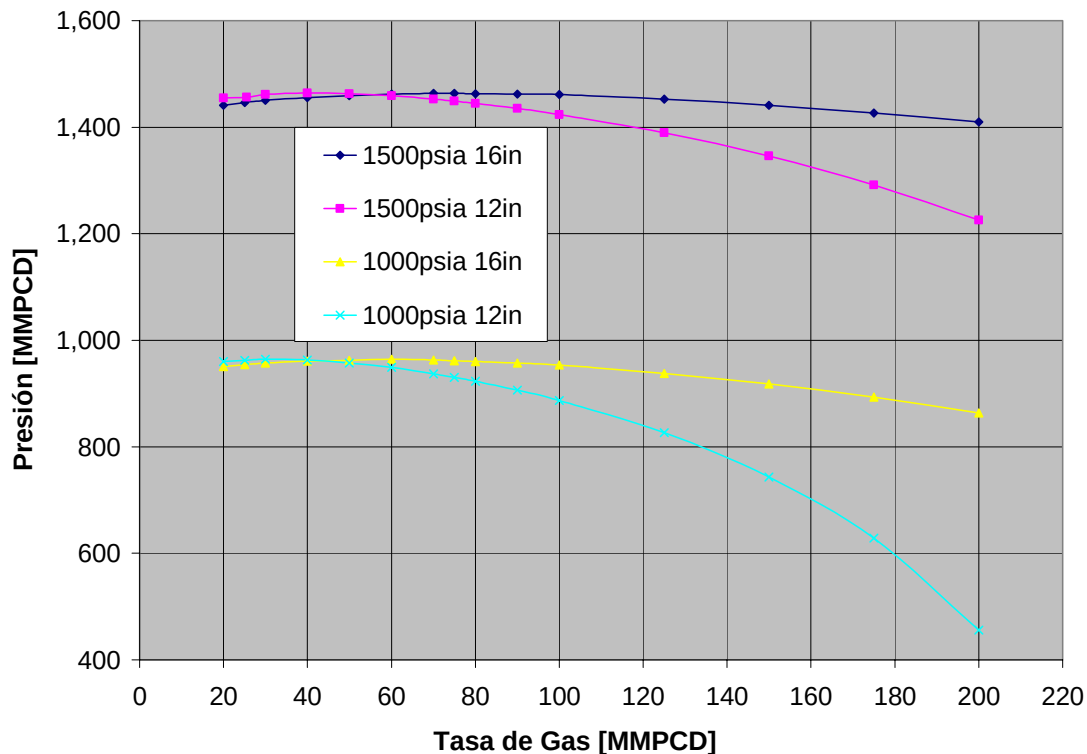


Figura VII.10-Caso A-Presión [LPC] Al Final de la Tubería

Si se desea reducir el volumen de los separadores, menores diámetros de tuberías de producción serían ideales para optimizar el diseño. Sin embargo, optimizar la tubería de producción de esta manera ocasionaría mayores caídas de presión a altas tasas (como se muestra para el Caso A en la Figura VI.4, y para el Caso B en la Figura Ap.17). A la máxima tasa (200MMPCND) las caídas de presión en la tubería (que se pueden ver en las tablas del Apéndice) pueden ser hasta 3 veces en el caso de B y 4 veces mayores para el Caso A con respecto al mayor diámetro de tubería y la menor presión de entrada. Los requerimientos de presión para las operaciones de la planta deben tomarse en cuenta a la hora de la selección del diámetro de tubería.

CONCLUSIONES

1. Las correlaciones de Transferencia de Calor de Petukhov, Sieder and Tate, y Dittus and Boelter, producen variaciones menores al 3% en los resultados de simulaciones en estado permanente.
2. Existe una dispersión importante en las correlaciones para el cálculo de las medias para las propiedades de tapones (frecuencia y longitud media). Estas deben ser ajustadas a datos de campo que eventualmente se posean.
3. Los procedimientos de limpieza en las tuberías producen el mayor volumen de líquido que se debe acumular.
4. Los volúmenes de líquido producto de los procedimientos de limpieza en la tubería, y de incrementos en la tasa de gas, al igual que el tiempo en que estos ocurren son dependientes de la longitud de la tubería.
5. El análisis simulado de un volumen de control del acumulador de líquido permite reducir sustancialmente el volumen de diseño que se obtenga con un mismo conjunto de información.
6. Los volúmenes de líquido producidos por los tapones de líquido naturales no deben entrar dentro del balance volumétrico, debido al corto período de tiempo en que ocurren.
7. En caso de no realizarse procedimientos de limpieza en la tubería, la ocurrencia de tapones de líquido son las que rigen el diseño del acumulador de líquido.
8. La tasa de salida del acumulador debe ser lo más elevada posible, y la velocidad del tapón se debe reducir al mínimo para lograr reducir el volumen del acumulador de líquido.
9. Una tubería de menor diámetro es deseable para reducir los volúmenes a acumular, por cualquiera de los casos estudiados, por lo que se deben optimizar las operaciones aguas arriba del acumulador para que trabajen a menores presiones

RECOMENDACIONES

1. La correlación de Beggs and Brill^[1] para el cálculo de gradientes de presión y acumulaciones de líquido debe de ser comparada con alguna otra correlación o mejor aún, con algún método mecanístico que mejor describa los fenómenos que ocurren en las tuberías.
2. Los modelos de propiedades físicas, termodinámicas y de equilibrio son factores que controlan los resultados de una simulación de flujo. Se debe seleccionar cuidadosamente el conjunto de correlaciones a utilizar y que mejor caractericen el fluido en cuestión.
3. Una mejor caracterización de los casos a estudiar es preferible a la hora de realizar este tipo de análisis, de tal forma de poder obtener conclusiones más sólidas en cuanto al diseño del acumulador de líquido.
4. La evaluación de los eventos que producen volúmenes de líquido que deban ser acumulados al final de la tubería, deben ser comparados a través de un simulador dinámico que permita comparar los resultados con la simulación pseudo permanente realizada en el presente trabajo.
5. Los sistemas de tuberías verticales tipo *riser* deben ser evaluados con mejores correlaciones o sistemas mecanísticos que permitan su mejor caracterización. Se deben evaluar los resultados presentados con los obtenidos en dicho caso.
6. El análisis presentado de un conjunto de resultados analíticos de simulaciones en estado permanente debe ser realizado para identificar cualquier tipo información crucial que permita enfocar la atención para invertir en simulaciones dinámicas más complejas.
7. Para evitar el arrastre de líquido por parte de la corriente de gas en la salida del acumulador de líquido, se debe asegurar en el diseño, el flujo estratificado dentro del sistema, con los flujos instantáneos a la salida de la línea o a la entrada del acumulador. Para esto, se puede utilizar el método mecanicista de Taitel and Dukler.

NOMENCLATURA

Símbolo	Cantidad	Capítulo	Unidad	Dimensión
A	Término en la ecuación cúbica de Z para la EOS de SRK	II		
A	Área transversal de tubería	III	ft^2	L^2
a	Parámetro en la EOS de SRK	II	$psi \left(\frac{ft^3}{lbmol} \right)^2$	ML^5T^{-2}
B	Término en la ecuación cúbica de Z para la EOS de SRK	II		
b	Parámetro en la EOS de SRK	II	$ft^3/lbmol$	L^3
C	Parámetro de la correlación de acumulación líquida de BB	III		
C_n^m	Combinatoria. Función matemática	I		
d	Diámetro interno de tubería	III	ft	L
Fr	Número de Froude	III		
f	Coeficiente de fugacidad	II	psi	$ML^{-1}T^{-2}$
g	Aceleración debida a la gravedad = 32.1740485565	III	ft/s^2	LT^{-2}
g_c	Constante de gravitación	III		
H	Fracción de fluido en la tubería	III		
h	Elevación o altura líquida en la sección transversal de tubería	III	ft	L
L	Límites del mapa de patrones de flujo de BB	III		
L	Longitud	III	ft	L
MW	Peso Molecular	I	$lb/lbmol$	M
m	Número de veces que se repite un evento	I		
m	Pendiente del factor adimensional α	II		
N	Ocurrencia	I		
N_{LV}	Número de velocidad líquida adimensional	III		
Nu	Número de Nusselt	II		
n	Número de eventos totales	I		
n	Número de moles	II	$lbmol$	
P	Presión	II	psi	$ML^{-1}T^{-2}$
R	Constante de las EOS = 10.73164	II	$\frac{psi * ft^3}{lbmol * ^\circ R}$	$ML^{-2}T^{-2}\Theta^{-1}$
Re	Número de Reynolds	AxG		
r	Radio interno de tubería	III	ft	L

Símbolo	Cantidad	Capítulo	Unidad	Dimensión
S	Parámetro para la correlación del gradiente de fricción de BB	III		
S	Perímetro de la sección transversal de tubería	III	ft	L
T	Temperatura	II	$^{\circ}R$	Θ
t	Tiempo	IV	s	T
V	Volumen	IV	ft^3	L^3
v	Volumen específico	II	$ft^3/lbmol$	L^3
v	Velocidad	III	ft/s	LT^{-1}
W	Caudal o tasa de flujo	III	ft^3/s	L^3T^{-1}
We	Número de Webber	AxG		
w	Parámetro que representa las pérdidas por fricción	III		L^2T^{-2}
X	Evento específico	I		
x	Fracción molar	II		
y	Parámetro para la correlación del gradiente de fricción de BB	III		
Z	Factor de compresibilidad de los gases	II		
Z	Longitud axial de un segmento de tubería	III	ft	L
α	Factor adimensional de la EOS de SRK	II		
Φ	Probabilidad acumulada de un conjunto de elementos	I		
γ	Ángulo céntrico de la sección transversal de tubería relacionado al nivel de líquido dentro de ésta.	III		
λ	Contenido de líquido de entrada. Parámetro de la correlación de BB	III		
μ	Media de un rango	I		
μ	Viscosidad	III	cp	$ML^{-1}T^{-1}$
θ	Ángulo de inclinación de la tubería, tomado según el sentido de flujo	III		
ρ	Densidad	III	lbm/ft^3	ML^{-3}
σ	Medida de desviación de un rango con respecto a un evento fijo	I		
σ	Tensión Superficial	III	$dyna/cm$	MT^{-2}
ω	Factor acéntrico	II		
$\mathfrak{S}$	Expresa la dependencia de una variable con respecto a otras, sea explícita o implícitamente	II		
$\wp$	Probabilidad de un evento de eventos	I		

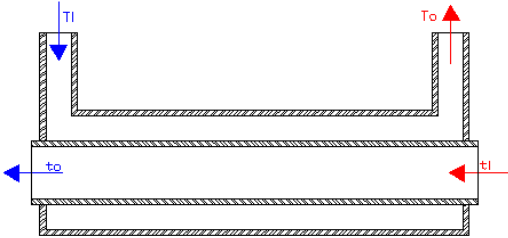
FACTORES DE CONVERSIÓN RELEVANTES

$$1 \frac{\text{dyna}}{\text{cm}} = 2.2046 * 10^{-3} \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2}$$

$$1P = 67.197 * 10^{-3} \frac{\text{lbm}}{\text{ft} * \text{s}}$$

$$1P = 100cp$$

Concepto	Definición
Compresibilidad Z	Se refiere al factor que ajusta la ecuación de los gases ideales, para aquellos gases que no se comportan como tal, es decir, no ideales. Para un gas ideal, el valor de Z es igual a 1, mientras que para un gas real, es normalmente menor a 1, excepto para temperaturas y presiones reducidas elevadas. También puede ser aplicado a líquidos, para los cuales, el valor es mucho menor a uno.
Conductividad Térmica	Es una consecuencia del transporte de energía cinética a través de un gradiente de temperatura. Es el flujo de calor por unidad de tiempo, por unidad de gradiente de temperatura a través de una sección transversal.
Densidad ρ	Concentración de materia medida de acuerdo a la masa por unidad de volumen.
Ecuación de Estado EOS	<i>Equation of State</i> o Ecuación de Estado, se refiere a una relación de Presión, Volumen y Temperatura para definir las propiedades de un fluido. Originalmente diseñadas para gases, su resolución actual puede abarcar tanto líquidos como gases.
Equilibrio Líquido Vapor VLE	<i>Vapor Liquid Equilibrium</i> , o Equilibrio Líquido Vapor, referente a los cálculos realizados para determinar las propiedades composicionales de cada una de las fases en las que pueda estar presente un fluido a ciertas condiciones dadas.
Estado Permanente	Para los análisis de patrones de flujo en la tubería, a través de simulaciones con métodos mecánicos o correlaciones de flujo, se establece que las condiciones que generan el patrón de flujo se han mantenido por un tiempo determinado, suficiente para que se alcancen condiciones de equilibrio dentro de la tubería. En caso de flujo intermitente, el equilibrio no se refiere a que las variables dentro de la tubería no sean cambiantes, mas que la intermitencia se generará en esa sección de tubería de forma continua, con las propiedades probabilísticas que ella implica.
Factor Acéntrico $\omega = -\log\left(\frac{P_{VP}}{P_C}\right)_{T_R=0.7} - 0.1$	Termino utilizado por Pitzer para describir la desviación de la presión de vapor reducida de una sustancia con respecto a la de moléculas simples.
Fugacidad f	Propiedad termodinámica producto de la derivada de la función específica de Gibbs a temperatura constante. Es una pseudo presión y se utiliza en cálculos de equilibrio de mezclas.
Líquido Saturado	Líquido que se encuentra en su punto de burbujeo o se encuentra en equilibrio con su fase vapor.

Concepto	Definición
Media Logarítmica de la Diferencia de Temperatura $LMTD = \frac{(T_i - t_i) - (T_o - t_o)}{\ln\left(\frac{(T_i - t_i)}{(T_o - t_o)}\right)}$	Por sus siglas en Ingles, Logarithmic Mean Temperature Difference, se refiere a la función matemática indicada, según el diagrama mostrado: 
Métodos Mecanísticos	Los métodos mecanísticos definen los conjuntos de ecuaciones basadas en análisis energéticos, cinéticos y dinámicos con los cuales se puedan calcular las variables que definan un sistema.
Métodos Probabilísticos	Los métodos probabilísticos incluyen la predicción del valor de una variable cuyo comportamiento no es función de otras variables que influyan en su comportamiento, sino que por el contrario, depende de una distribución de frecuencia de los valores dentro de un rango que dicha variable pueda adquirir.
Número de Froude [22] $Fr = v/\sqrt{gl}$	Es la relación de fuerzas inerciales con respecto a las fuerzas gravitacionales. Es importante es el cálculo de resaltos hidráulicos y mide la relación entre la velocidad del fluido y la velocidad de la onda en un fluido quieto.
Número de Nusselt [22] $Nu = Ud/\lambda$	Es una relación entre la intensidad de convección con respecto a la intensidad de conducción en los mecanismos de transporte de calor.
Número de Prandtl [22] $Pr = \mu C_p/\lambda$	Es la relación de la difusión momento con respecto a la difusión de calor.
Número de Reynolds [22] $Re = \rho dv/\mu$	Es la relación entre las fuerzas inerciales y las fuerzas viscosas. Es importante para la definición entre los regímenes de flujo tales como laminar o turbulento.
Número de Webber [22] $We = vl\rho/\sigma$	Es la relación de las fuerzas inerciales (representadas por la velocidad) con respecto a las fuerzas de tensión superficial, importante en interfases de gas-líquido o líquido-líquido, o cuando estas interfases se encuentran en contacto con una frontera, y mide la estabilidad de las fronteras con respecto a las velocidades.
Presión Crítica P_C	Presión a la cual una sustancia existe como vapor en equilibrio con el líquido a la temperatura crítica. Presión de saturación a la temperatura crítica.
Principio de Estados Correspondientes PCS	Principle of Corresponding States, o Principio de Estados Correspondientes, se refiere a la Ecuación de Estado enunciada por van der Waals de la forma $P_R = f(v_R, T_R)$. Lo cual significa que para todas las sustancias, la presión reducida debe ser una función universal de volumen reducido y la temperatura reducida. Este puede ser modificado para cualquier propiedad en específico, en función de dos variables reducidas, sean presión, temperatura o volumen, siendo las dos primeras las más frecuentemente usadas.

Concepto	Definición
Principio de Estados Correspondientes Ampliado	Para el desarrollo del <i>PCS</i> se ha asumido que las moléculas que constituyen todas las sustancias son mecánicamente similares. Para distintos grupos de sustancias mecánicamente similares –como por ejemplo, los halógenos, alcoholes, parafinas, etc- debe obedecer a un <i>PCS</i> característico de su propio grupo, con lo cual se introduce un tercer parámetro de correlación, que varía según distintos autores, y que pueda incluir modificaciones en el comportamiento de las sustancias según propiedades como momentos bipolares, momentos cuádrupolares, polarizaciones, formas moleculares o propiedades físicas de un conjunto.
Sistema	Para el estudio de un fenómeno se procede a limitar de manera imaginaria o real cierta cantidad de elementos, que contengan las variables o propiedades de dicho fenómeno que se desea estudiar, y que puedan ser medibles con cierto nivel de precisión, o que cuyo comportamiento se pueda predecir a través de las leyes físicas o relaciones matemáticas.
Temperatura Crítica T_C	Temperatura sobre la cual un fluido no puede pasar al estado líquido únicamente a través de variaciones de presión. Temperatura más alta sobre la cual el vapor no puede ser convertido en líquido.
Tensión Superficial σ	Se refiere a una fuerza negativa que actúa paralelamente a una superficie y que se opone a cualquier esfuerzo de extender dicha superficie, en la misma dirección y sentido contrario de la fuerza. Es expresada en unidades de fuerza por unidad de longitud.
Velocidad Superficial $v_{SF} = \frac{W_F}{A_T} = v_F H_F$	Referente a cualquiera de las fases, es decir, líquido o gas, se dice a la velocidad de una fase si estuviera presente en toda la sección transversal de la tubería, y puede ser relacionada con la velocidad real de la fase, según se muestra.
Viscosidad μ	También referida como viscosidad dinámica, es la medida de la resistencia por fricción que ejercen las moléculas de un fluido en movimiento a una fuerza de corte aplicada sobre el mismo.
Correlaciones	Cuando la resolución de las ecuaciones mecánicas poseen variables cuyo descripción puede ser compleja de resolver, o no es posible determinar la dependencia de las variables importantes de dicho sistema, se recurre a correlaciones que a través de datos experimentales predigan el comportamiento de dichas variables.

REFERENCIAS

- [1] BEGGS, H.D.; BRILL J.P. 1973. A STUDY OF TWO PHASE FLOW IN INCLINED PIPES. SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS. MAY. SPE4007. PP607-617
- [2] BRILL, J.P.; SCHMIDT, Z.; COBERLY, W.A.; HERRING, J.D.; MOORE, D.W. 1980. ANALYSIS OF TWO PHASE TESTS IN LARGE DIAMETER FLOW LINES IN PRUDHOE BAY FIELD. SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS. SPE8305. PP363-378
- [3] BROCK, J.R.; BIRD, R.B. 1955. SURFACE TENSION AND THE PRINCIPLE OF CORRESPONDING STATES. AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS JOURNAL. VOL1 No2, PP174-177
- [4] CUNLIFFE, R.S. 1978. PREDICTION OF CONDENSATE FLOW RATES IN LARGE DIAMETER HIGH PRESSURE WET GAS PIPELINES. THE APEA JOURNAL. PP171-177
- [5] EATON, B.A.; ANDREWS, D.E.; KNOWLES, C.R.; SILBERBERG, I.H.; BROWN, K.E. 1967. THE PREDICTION OF FLOW PATTERNS, LIQUID HOLDUP AND PRESSURE LOSSES OCCURRING DURING CONTINUOUS TWO-PHASE FLOW IN HORIZONTAL PIPELINES. SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS. SPE1525. PP130-143
- [6] ECONOMIDES, M.J.; HILL, A.D.; ECONOMIDES, C.E. 1994. PETROLEUM PRODUCTION SYSTEMS. PRENTICE HALL. CHAPTER 7, PP148-171
- [7] ELY, J.F., HANLEY, J.M. 1981. PREDICTION OF TRANSPORT PROPERTIES. 1. VISCOSITY OF FLUIDS AND MIXTURES. INTERNATIONAL ENGINEERING CHEMICAL FUNDAMENTALS. VOL20, PP323-332
- [8] ELY, J.F., HANLEY, J.M. 1983. PREDICTION OF TRANSPORT PROPERTIES. 2. THERMAL CONDUCTIVITY OF PURE FLUIDS AND MIXTURES. INTERNATIONAL ENGINEERING CHEMICAL FUNDAMENTALS. VOL20, PP323-332
- [9] GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION. 1998. ENGINEERING DATA BOOK. GPSA. 11TH EDITION. CHAPTER 17, PP11-28
- [10] GREGORY, G.A.; SCOTT, D.S. 1969. CORRELATION OF LIQUID SLUG VELOCITY AND FREQUENCY IN HORIZONTAL COCURRENT GAS-LIQUID SLUG FLOW. AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS JOURNAL. VOL15 No6, PP933-935

-
- [11] HANKINSON, R.W.; THOMSON, G.W. 1979. A NEW CORRELATION FOR SATURATES DENSITIES OF LIQUIDS AND THEIR MIXTURES. AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS JOURNAL. VOL25 No4 pp653-663
- [12] HILL, T.J.; WOOD, D.G. 1990. A NEW APPROACH TO THE PREDICTION OF SLUG FREQUENCY. SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS. SPE20629, pp141-149
- [13] HILL, T.J.; WOOD, D.G. 1994. SLUG FLOW: OCURENCE, CONSEQUENCES AND PREDICTION. SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS. SPE27960, pp53-61
- [14] HYSYSv2.2 MANUAL. PIPING EQUIPMENT. CHAPTER 4. PROPERTY METHODS AND CALCULATIONS. CHAPTER A
- [15] VAN HOUT, R.; SHEMER, L.; BARNEA, D. 2003. EVOLUTION OF HYDRODYNAMIC AND STATISTICAL PARAMETERS OF GAS-LIQUID SLUG FLOW ALONG INCLINED PIPED. CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE. Vol58, pp115-133
- [16] KUMAR, S. 1987. GAS PRODUCTION ENGINEERING. GULF PROFESSIONAL. CONTRIBUTIONS IN PETROLEUM GEOLOGY AND ENGINEERING VOL4, CHAPTER 4, pp90-100
- [17] MANDHANE, J.M.; GREGORY, G.A.; AZIZ, K. 1974. A FLOW PATTERN MAP FOR GAS-LIQUID FLOW IN HORIZONTAL PIPES. INTERNATIONAL JOURNAL OF MULTIPHASE FLOW. Vol1 pp537-553
- [18] MARCANO, R.; CHEN, X.T.; SARICA, C.; BRILL, J.P. 1996. A STUDY OF SLUG CHARACTERISTICS FOR TWO PHASE HORIZONTAL FLOW. SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS. SPE39856, pp213-219
- [19] SCHIMIDT, Z.; BRILL, J.P.; BEGGS, H.D. 1980. EXPERIMENTAL STUDY OF SEVERE SLUGGING IN A TWO-PHASE-FLOW PIPELINE – RISER PIPE SYSTEM. SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS. SPE8306, pp407-414
- [20] SEYMOUR, E.V.; CRAZE, D.J.; RUINEN, W. 1984. DESIGN AND INSTALLATION OF THE NORTH RANKIN TRUNCKLINE AND SLUGCATCHER. SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS. SPE12445, pp76-98

-
- [21] SOAVE, G. 1972. EQUILIBRIUM CONSTANTS FROM A MODIFIED REDLICH-KWONG EQUATION OF STATE. CHEMICAL ENGINEERING SCIENCE. VOL27, PP1197-1203
- [22] STREETER, V.L.; WYLIE, E.B.; BEDFORD, K.W. 2000. MECÁNICA DE FLUIDOS. MCGRAW-HILL. NOVENA EDICIÓN. CAPÍTULO 5, PP228-253
- [23] SVEDEMAN, S.J.; ARNOLD, K.E. 1993. CRITERIA FOR SIZING MULTIPHASE FLOW LINES FOR EROSION/CORROSIVE SERVICE. SOCIETY OF PETROLEUM ENGINEERS. SPE26569, PP1-12
- [24] TAITEL, Y.; DUKLER, A.E. 1976. A MODEL FOR PREDICTING FLOW REGIME TRANSITIONS IN HORIZONTAL AND NEAR HORIZONTAL GAS-LIQUID FLOW. AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS JOURNAL. VOL22 No1 PP47-55
- [25] VAN WYLEN, G. J.; SONNTAG, R. E.; BORGNAPPE, C. 1999. FUNDAMENTOS DE TERMODINÁMICA. LIMUSA WILEY. SEGUNDA EDICIÓN. CAPÍTULO 10, PP467-524
- [26] XIAO, J.J.; SHOUP, G. 1998. SIZING WET GAS PIPELINES AND SLUG CATCHERS WITH STEADY-STATE MULTIPHASE FLOW SIMULATIONS. TRANSACTIONS OF THE ASME. VOL20. JUNE. PP106-110
- [27] YAMASHIRO, C.E.; SALA ESPIELL, L.G.; FARINA, I.H. 1986. PROGRAM DETERMINES TWO-PHASE FLOW. HYDROCARBON PROCESSING. DECEMBER 1996. PP46-47

ANEXO A: INFORMACIÓN PERTINENTE AL CASO A

El simulador HYSYSV2.2 con el cual se resolvió el cálculo del gradiente de presión y de equilibrio líquido vapor requiere de la siguiente información:

- Información pertinente a la Transferencia de calor; Temperatura ambiente de 68°F, y temperatura de entrada del fluido de 212°F. La composición de fluido se dará en el [Anexo C](#).
- El perfil de tubería descrito con la longitud de cada sección de tubería y la diferencia de elevación con respecto a la cota de la entrada de la misma sección.

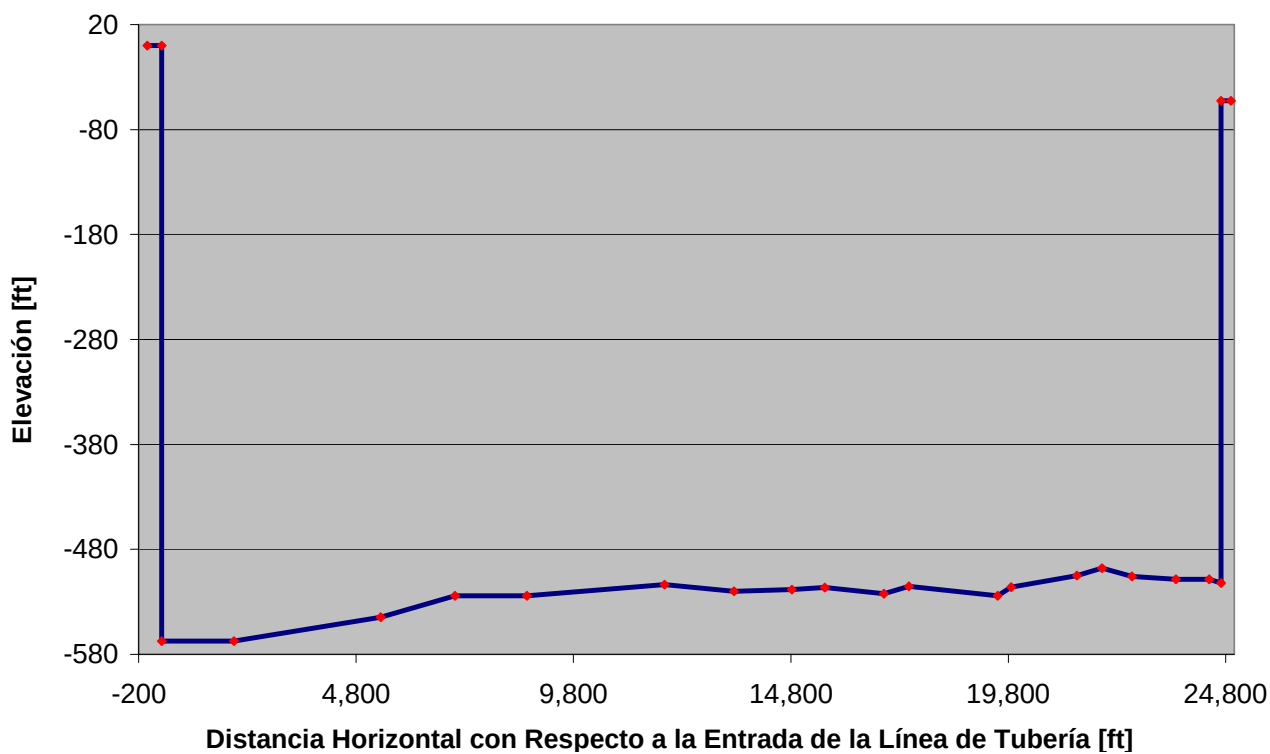


Figura AxA.1-Caso A-Perfil de Tubería-Elevación [ft]

Tabla AxA.I-Caso A-Datos de Tubería

Tubería	Longitud [ft]	Cambio de Elevación [ft]	Segmentos de Tubería	Ángulo
1	328	0	3	0.00
2	568	-568	5	-90.00
3	1,661	0	14	0.00
5	3,373	23	29	0.39
6	1,711	20	15	0.68
7	1,661	0	14	0.00
8	3,159	11	28	0.19
10	1,596	-6	14	-0.23
11	1,339	2	12	0.07
12	756	2	7	0.16
13	1,361	-6	12	-0.25
14	573	7	5	0.70
15	2,041	-9	18	-0.25
17	312	8	3	1.52
18	1,516	11	13	0.41
20	573	7	5	0.70
21	686	-8	6	-0.66
22	1,013	-3	9	-0.17
23	772	0	7	0.00
24	272	-3	2	-0.69
25	459	459	4	90.00
26	230	0	2	0.00

ANEXO B: INFORMACIÓN PERTINENTE AL CASO B

El simulador HYSYSV2.2 con el cual se resolvió el cálculo del gradiente de presión y de equilibrio líquido vapor requiere de la siguiente información:

- Información con respecto a la Transferencia de calor; Temperatura ambiente de 45°F en la superficie y 40°F en la tubería submarina, y temperatura de entrada del fluido de 120°F. La composición de fluido se dará en el [Anexo C](#).
- El perfil de tubería descrito con la longitud de cada sección de tubería y la diferencia de elevación con respecto a la cota de la entrada de la misma sección.

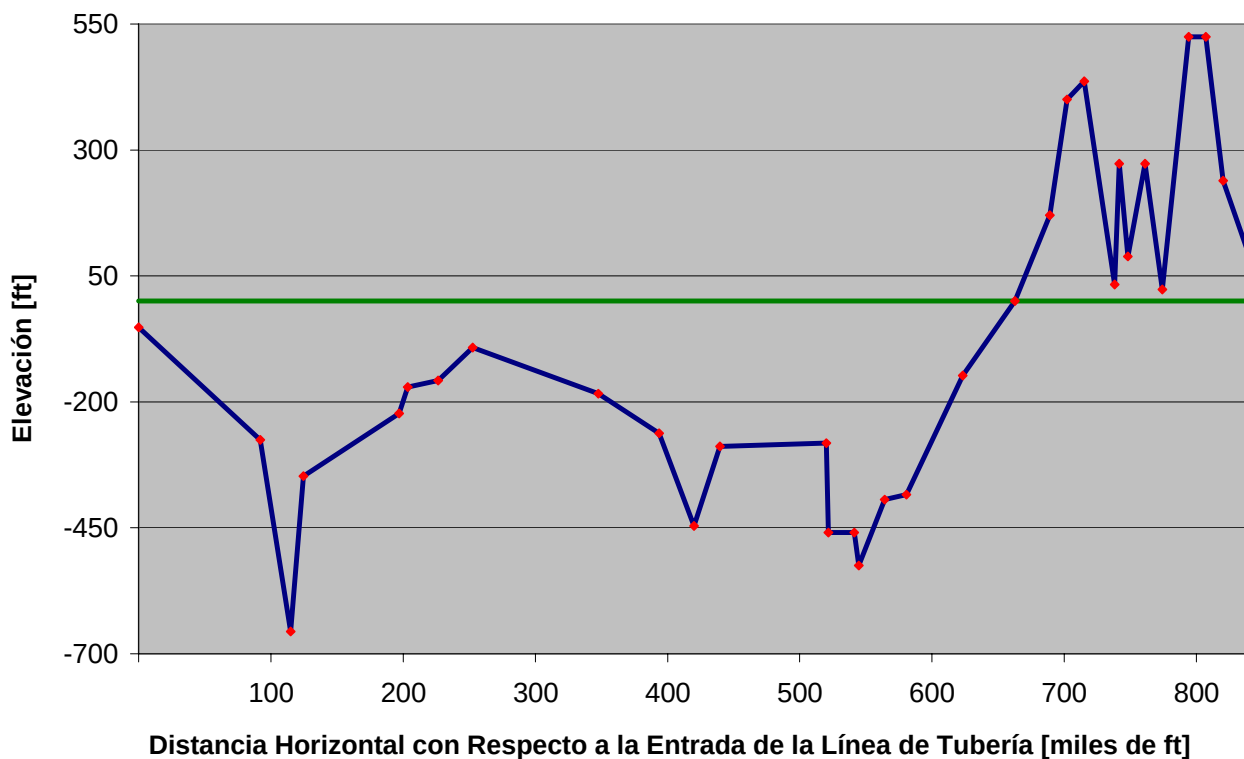


Figura AxB.I-Caso B-Perfil de Tubería-Elevación [ft]

Tabla AxB.1 Datos de Tubería

Tubería	Longitud [ft]	Cambio de Elevación [ft]	Segmentos de Tubería	Ángulo
1	91,863	-223	112	-0.14
2	22,969	-381	28	-0.95
3	9,847	308	12	1.79
4	72,178	125	88	0.10
5	6,562	52	8	0.46
6	22,966	13	28	0.03
7	26,246	66	32	0.14
8	95,143	-92	116	-0.06
9	45,931	-79	56	-0.10
10	26,247	-184	32	-0.40
11	19,685	157	24	0.46
12	80,380	7	98	0.00
13	1,650	-177	2	-6.16
14	19,685	0	24	0.00
15	3,281	-66	4	-1.15
16	19,685	131	24	0.38
17	16,404	10	20	0.03
18	42,651	236	52	0.32
19	39,370	148	48	0.21
20	26,247	171	32	0.37
21	13,125	230	16	1.00
22	13,123	36	16	0.16
23	22,969	-404	28	-1.01
24	3,290	240	4	4.18
25	6,564	-184	8	-1.60
26	13,124	184	16	0.80
27	13,126	-249	16	-1.09
28	19,691	502	24	1.46
29	13,123	0	16	0.00
30	13,126	-285	16	-1.25
31	22,966	-174	28	-0.43

ANEXO C: COMPOSICIÓN DEL FLUIDO

Las propiedades físicas y termodinámicas, además de algunas constantes de las correlaciones utilizadas se encuentran resumidas en Tabla Ax.C.1. Los coeficientes de combinación binaria, utilizados en la Ecuación de Estado de SRK se muestran en la Tabla Ax.C.2^[21].

Tabla Ax.C.1 HYSYSv2.2 Propiedades del Fluido

	C1H4	C2H6	C3H8	iC4H10	nC4H10	iC5H12	nC5H12	nC6H14	nC7H16	MEZCLA
Fracción Molar	0.75	0.06	0.03	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.12	---
Peso Molecular	16.04	30.07	44.10	58.12	58.12	72.15	72.15	86.18	100.21	29.86
Punto de Ebullición Normal [°F]	-258.7	-127.5	-43.78	10.89	31.10	82.18	96.91	155.7	209.2	---
Densidad Ideal Líquida [lb/ft ³]	18.69	22.20	31.63	35.08	36.41	38.92	39.31	41.37	42.88	---
Temperatura Crítica [°F]	-116.4	90.10	206.1	274.9	305.7	369.0	385.6	454.5	512.6	169.6
Presión Crítica [psia]	673.1	708.3	617.4	529.0	550.7	483.5	489.5	439.7	396.9	3,143
Volumen Crítico [ft ³ /lbmol]	1.586	2.371	3.204	4.213	4.085	4.934	4.982	5.895	6.824	1.688
Factor Acéntrico	0.01150	0.09860	0.1524	0.1848	0.2010	0.2222	0.2539	0.3007	0.3498	0.07
Factor Acéntrico COSTALD (SRK)	0.007400	0.09830	0.1532	0.1825	0.2008	0.2400	0.2522	0.3007	0.3507	0.07
Volumen Característico COSTALD [ft ³ /lbmol]	1.592	2.335	3.205	4.114	4.075	4.959	4.987	5.898	6.895	2.300
Coefficiente de Viscosidad A	-0.002015	0.07231	0.07112	0.1078	0.1001	0.0323	0.1243	0.09727	0.05282	---
Coefficiente de Viscosidad B	0.02547	0.04698	-0.06538	-0.1453	-0.05969	-0.1876	-0.03341	-0.1076	-0.2028	---

Tabla Ax.C.2 HYSYSv2.2 Constantes de Equilibrio

	C1H4	C2H6	C3H8	iC4H10	nC4H10	iC5H12	nC5H12	nC6H14	nC7H16
C1H4	---	2.953E-03	7.477E-03	1.370E-02	1.290E-02	1.818E-02	1.847E-02	2.398E-02	2.933E-02
C2H6	2.953E-03	---	1.853E-03	5.114E-03	4.643E-03	7.920E-03	8.114E-03	1.188E-02	1.576E-02
C3H8	7.477E-03	1.853E-03	---	1.539E-03	1.323E-03	3.051E-03	3.166E-03	5.573E-03	8.287E-03
iC4H10	1.370E-02	5.114E-03	1.539E-03	---	4.725E-04	7.726E-04	8.146E-04	1.958E-03	3.586E-03
nC4H10	1.290E-02	4.643E-03	1.323E-03	4.725E-04	---	9.263E-04	9.767E-04	2.264E-03	4.015E-03
iC5H12	1.818E-02	7.920E-03	3.051E-03	7.726E-04	9.263E-04	---	4.000E-04	8.090E-04	1.801E-03
nC5H12	1.847E-02	8.114E-03	3.166E-03	8.146E-04	9.767E-04	4.000E-04	---	7.609E-04	1.714E-03
nC6H14	2.398E-02	1.188E-02	5.573E-03	1.958E-03	2.264E-03	8.090E-04	7.609E-04	---	6.115E-04
nC7H16	2.933E-02	1.576E-02	8.287E-03	3.586E-03	4.015E-03	1.801E-03	1.714E-03	6.115E-04	---

Con una envolvente de fases calculada a través del simulador HYSYSV2.2 resolviendo la Ecuación de Estado SRK^[21].

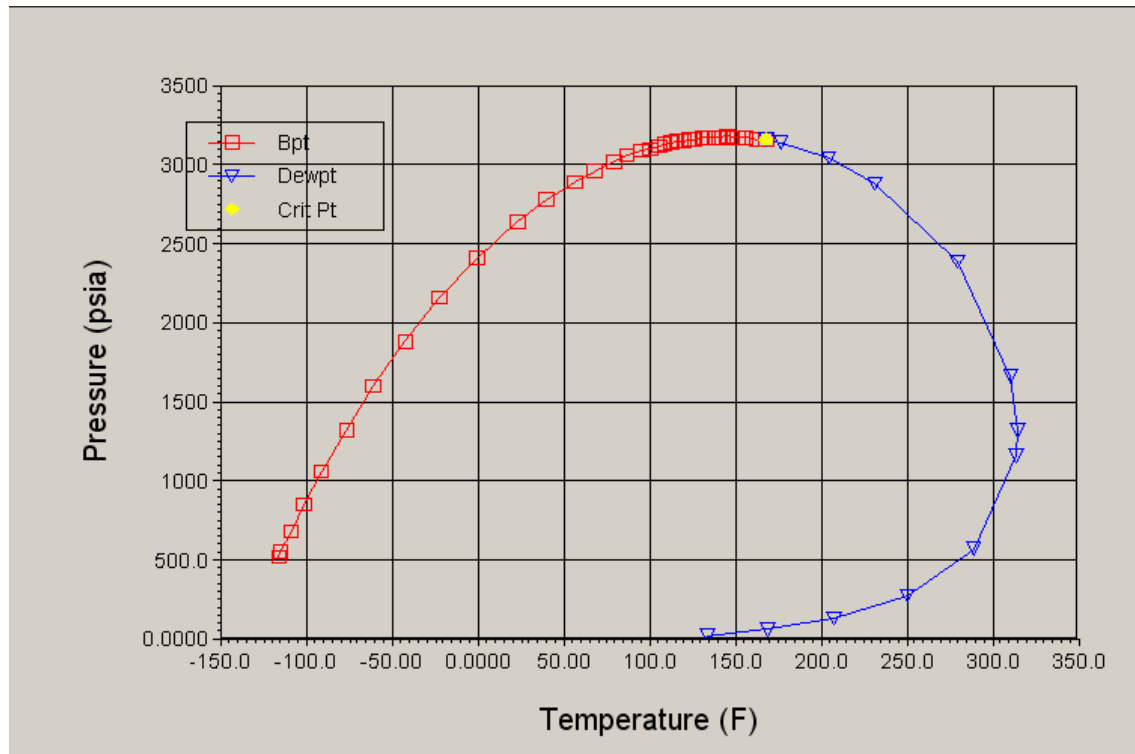


Figura Ax.C.1 HYSYSv2.2 Envolvente de Fases para la Mezcla

Para la resolución de las propiedades de los gases a diferentes estados de presión y temperatura, se utilizan las ecuaciones de estado. Estas poseen tres propósitos principales:

1. La predicción de los valores de constantes de equilibrio usadas en cálculos de comportamiento de fase,
2. Determinación de los valores de entalpía y entropía usados en el cálculo de trabajo, potencia y cantidades de calor de acuerdo con los principios termodinámicos, y
3. Cálculo de las relaciones presión-volumen-temperatura, densidad y otras propiedades físicas de las mezclas.

Todas las ecuaciones PVT son métodos empíricos, lo cual significa que el arreglo de los términos y constantes fue usado para desarrollar una correlación que acomodara un particular conjunto de datos disponible al investigador. Mientras mayor el número de constantes, mayor la posibilidad de que se ajuste a los datos. Sin embargo, la precisión del arreglo puede ser ilusoria cuando se aplica la ecuación resultante para predecir el comportamiento de un nuevo sistema. No existe relación entre número de constantes y la utilidad de la ecuación.

Un resumen de las ecuaciones de estado según el número de constantes que utilizan se muestra a continuación:

Una constante: $pV = ZnRT$ ecuación(AxD.1)

Z , el factor de compresibilidad, es determinado a través de

1. La ley de estados correspondientes de presión reducida p_R y temperatura reducida T_R
2. A partir de p_R y T_R y un tercer parámetro como el factor acéntrico de Pitzer o Z_C
3. Usando la refracción molecular de Eykman

Dos constantes (a, b)

$$\text{van der Waals: } p = \frac{RT}{(v-b)} - a \frac{1}{v^2} \text{ ecuación(AxD.2)}$$

$$\text{Redlich-Kwong: } p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{T^{0.5}} \frac{1}{v(v+b)} \text{ ecuación(AxD.3)}$$

$$\text{Peng Robinson: } p = \frac{RT}{v-b} - a_{\{T\}} \frac{1}{v(v+b)+b(v-b)} \text{ ecuación(AxD.4)}$$

Constantes Múltiples

Benedict-Webb-Rubin: *ecuación(AxD.5)*

$$p = RT\rho + \left(B_o RT - A_o - \frac{C_o}{T^2} \right) \rho^2 + (bRT - a) \rho^3 + a \alpha \rho^6 + \frac{c \rho^3}{T^2} (1 + \gamma \rho^2) \exp\{-\gamma \rho^2\}$$

La ecuación del factor de compresibilidad es usada solo para gases, mientras que las restantes pueden ser usadas para gases y líquidos. Las ecuaciones de estado más utilizadas en la industria petrolera son las de RK y PR o algunas de sus modificaciones (Soave-RK o Chen-PR) Se puede apreciar que las ecuaciones de dos constantes son en forma, similares, y la variación se aprecia en la dependencia de la constante a o término de atracción molecular con respecto a la temperatura. De hecho, la ecuación de RK fue formulada en 1949, a partir de la cual se introdujeron las modificaciones de SRK en 1972, Luego PR en 1976 y una de las más recientes CPR en 1996. Existen ecuaciones de estado que describen otra gran variedad de sistemas, para componentes más pesados, o no exclusivamente de hidrocarburos, que no son mencionadas en el presente trabajo.

ANEXO E: CAÍDAS DE PRESIÓN EN TUBERÍAS

Generalmente para la utilización de cualquiera de estas correlaciones de caída de presión para flujo multifásico, el procedimiento de cálculo es el siguiente:

1. Como dato generalmente se tiene la Presión, Temperatura, Entalpía, y Tasas de flujo de entrada a la tubería,
2. Se estima un gradiente de temperatura por longitud de tubería con la que se calcula la temperatura a una longitud de tubería dada y la variación de entalpía a través de un balance de calor,
3. Se estima un gradiente de presión por longitud de tubería con la que se calcula la presión a una longitud de tubería dada,
4. Con las presiones y temperaturas a la longitud de tubería, se calculan a través de correlaciones (o ecuaciones de estado) las propiedades de los fluidos, con lo que se calcula la caída de presión,
5. Si la caída de presión estimada y la calculada son similares, se sigue calculando, de lo contrario, se repite el paso 3, con la caída de presión estimada igual a la calculada,
6. Se corrige la caída de presión a la longitud de tubería dada, con el gradiente calculado, y la caída de temperatura con las ecuaciones de estado,
7. Se recalcula la variación de entalpía, y si no es igual a la estimada en el paso 2, se repite todo el procedimiento desde allí, con el gradiente de presión estimado igual al calculado, y el de temperatura corregido por la relación de gradientes de entalpía, y por último
8. Si aún queda tubería por calcular se reinicia el procedimiento desde el paso uno, con las variables de inicio igual a las calculadas a través de los gradientes de longitud.

ANEXO F: MAPAS DE PATRONES DE FLUJO

Entre los mapas de patrones de flujo, Baker^[27] (1954) identificó los siguientes patrones posibles:

- *Disperso*: Cuando la mayoría del líquido se encuentra embebido como spray o pequeñas gotas en el gas.
- *Anular*: El líquido forma una película alrededor de la pared interna de la tubería y el gas fluye a una alta velocidad en la parte central.
- *Burbuja*: Burbujas de gas fluyendo a la misma velocidad del líquido, embebidas dentro de este.
- *Estratificado*: El líquido fluye en el fondo de la tubería y el gas fluye en sobre el con una interfase suave.
- *Ondular*: Similar al estratificado, pero con una interfase irregular, debido a ondas u olas moviéndose en la misma dirección de flujo.
- *Tapón*: Las olas u ondas se elevan lo suficiente para formas tapones con cierto contenido de gas que se mueve a mayor velocidad que la velocidad promedio de líquido.
- *Perturbado*: Tapones alternados de líquido o gas se mueven a lo largo de la tubería.

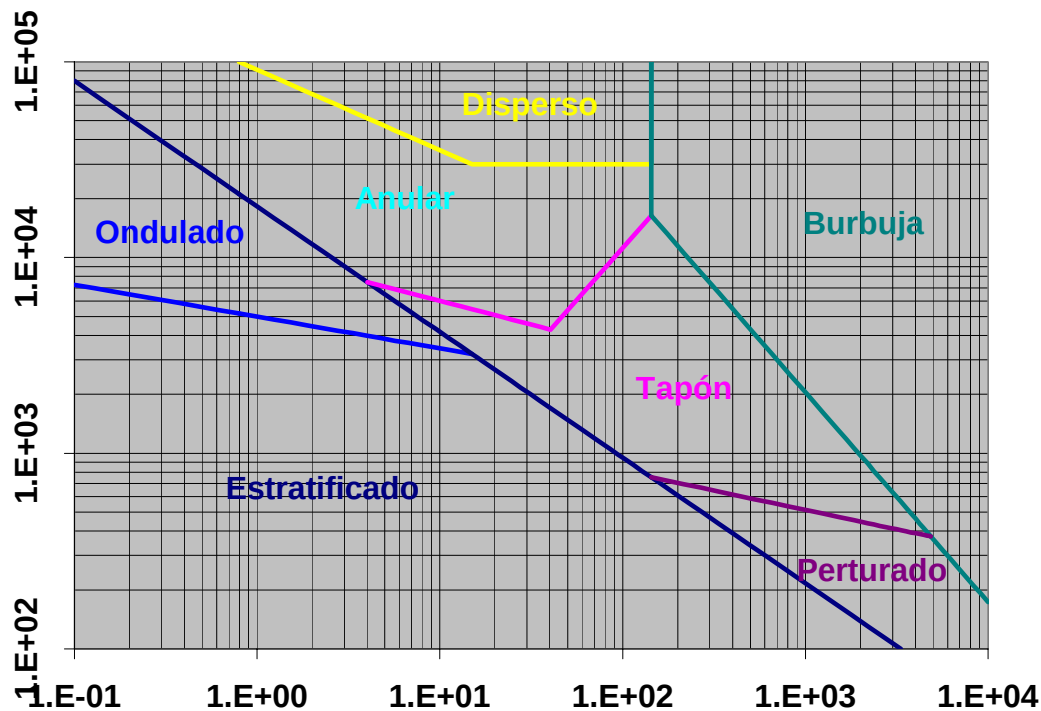


Figura AxF.1 Mapa de Patrones de Flujo según Baker.
 B_y en Función de B_x

Si se observan de forma detallada, estos patrones de flujo descritos por Baker^[27], son de una u otra forma combinaciones de los descritos luego por Beggs and Brill^[4].

El mapa de Baker^[27] es de la forma B_Y contra B_X , como combinaciones de varias propiedades de la siguiente manera, según Yashimiro et al (1986) ^[27].

$$B_X = K_1 \frac{W_L}{W_G} \frac{\sqrt{\rho_L \rho_G}}{\rho_L^{2/3}} \frac{\mu_L^{1/3}}{\sigma_L} \quad \text{ecuación(AxF.1a)}$$

$$B_Y = K_2 \frac{W_G}{\pi \frac{d^2}{4} \sqrt{\rho_L \rho_G}} \quad \text{ecuación(AxF.1b)}$$

Donde K_1 y K_2 son constantes de valores 210.39 y 25524.62 o 53100 y 2.16 respectivamente según las unidades utilizadas, W es la tasa de flujo másico en kg/s o lb/h , ρ la densidad en kg/m^3 o lb/ft^3 , μ la viscosidad dinámica en cp , σ la tensión superficial en $dyne/cm$, d el diámetro en m o ft y los subíndices L y G para líquido y gas respectivamente. Respecto al rango de variables que tomó Baker^[27] para realizar sus estudios, solo se puede decir que utilizó sistemas de aire-agua.

Eaton^[5] (1967) por su parte creó patrones de flujo como Slug One, Slug Three, Froth (espuma), Mist (rocío), Ripple (ondulado), y Laminar Stratified and Wave, aunque no se tomó la molestia de identificarlos ni diferenciarlos. Tampoco en crear límites entre algunos de ellos. Además, los ejes seleccionados eran el número de Reynolds y el número de Weber para mezclas, lo cual requiere el conocimiento previo de la acumulación de líquido instantánea, lo cual tampoco está bien especificado. El número de Reynolds $(vd\rho)/\mu$ es la relación entre las fuerzas inerciales y las fuerzas viscosas, y sirve para distinguir regímenes de flujo entre laminar o turbulento en tuberías, mientras que el de Weber $(v^2 l \rho)/\sigma$ es la relación entre las fuerzas inerciales con respecto a las de tensión superficial, importante en las interfases gas-líquido o líquido-líquido y también donde estas interfases se encuentran en contacto con una frontera. Para Eaton^[5], estos números adimensionales adquirirían la forma de:

$$(N_{Re})_M = 1488.1617 \left(\frac{W_M H_L^2}{d \mu_M} \right) \quad \text{ecuación(AxF.2a)}$$

$$(N_{We})_M = 453.4736 \left[\frac{\rho_L v_L^2 H_L^{1/2}}{\sigma} + \frac{\rho_G v_s^2 (1 - H_L^{1/2})}{\sigma} \right] \quad \text{ecuación(AxF.2b)}$$

Donde

$$\mu_M = \mu_L^{H_L} \mu_G^{(1-H_L)} \quad \text{ecuación(AxF.2c)}$$

$$v_S = v_G - v_L \quad \text{ecuación(AxF.2d)}$$

$$W_M = W_L + W_G \quad \text{ecuación(AxF.2e)}$$

Donde v es la velocidad y l la longitud, H_L es la fracción de líquido acumulado en la tubería. El subíndice M se refiere a la mezcla de gas y líquido y S a la velocidad de desplazamiento del gas con respecto al líquido (*slip*).

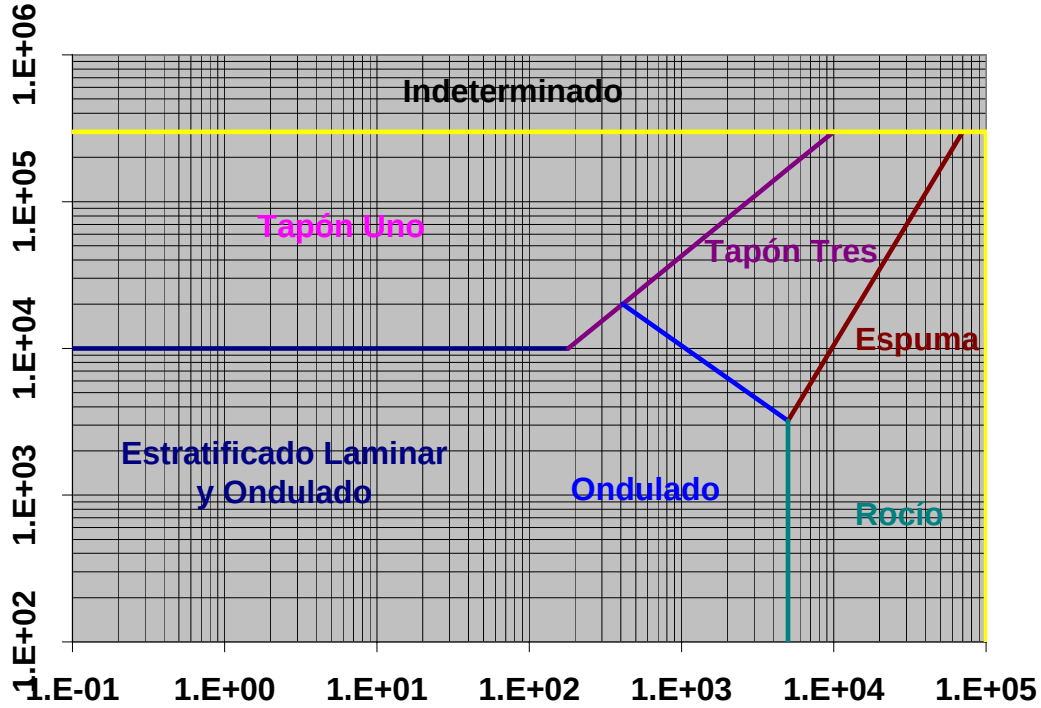


Figura AxF.2 Mapa de Patrones de Flujo según Eaton.
N_{Re} en función de N_{We}

$$H_L = \psi \left[\frac{N_{VSL}^{0.575}}{N_{VSG} N_D^{0.0277}} \left(\frac{P}{P_{BASE}} \right)^{0.05} \left(\frac{N_{\mu L}}{N_{\mu BASE}} \right)^{0.10} \right] \quad \text{ecuación(AxF.3)}$$

$$N_{VSL} = 1.938 v_{SL} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad \text{ecuación(AxF.3a)}$$

$$P_{BASE} = 14.65 \quad \text{ecuación(AxF.3d)}$$

$$N_{VSG} = 1.938 v_{SG} \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad \text{ecuación(AxF.3b)}$$

$$N_{\mu L} = 0.15726 \mu_L \left(\frac{1}{\rho_L \sigma^3} \right)^{0.25} \quad \text{ecuación(AxF.3e)}$$

$$N_D = 120.872 d \left(\frac{\rho_L}{\sigma} \right)^{0.25} \quad \text{ecuación(AxF.3c)}$$

$$N_{\mu BASE} = 0.00226 \quad \text{ecuación(AxF.3f)}$$

El cálculo de la acumulación de líquido en la tubería por parte de Eaton^[5] es a través de números adimensionales modificados de otros autores, que correlacionan las velocidades superficiales, viscosidades, diámetro de tubería y presiones.

La información de la cual las correlaciones de Eaton^[5] fueron desarrolladas, se adquirió en tuberías horizontales de 1700ft de largo. Los rangos utilizados para las variables del sistema con el cual se tomaron los datos para la correlación fueron:

Relación gas/líquido	[0, 132] Mscf/bbl
Tasa de Líquido	[50, 5500] bbl/D
Diámetros de Tuberías	[2, 4] in

El líquido utilizado consistió en agua, crudo o destilado con las propiedades mostradas en la Tabla AxF.a

Tabla AxF.1 Propiedades de los Fluidos Utilizados por Eaton

Fluido	Gravedad Específica	Tensión Superficial [dinas/cm]	Viscosidad [cp] @80°F
Gas	0.611		0.012
Agua	1.01	66.0	1.01
Crudo	0.865	30.0	13.5
Condensado	0.77	26.0	3.50

En 1974, Mandhane et al^[17], realizaron un estudio exhaustivo de los distintos mapas de flujo existentes para el momento, en el cual se mencionan los ya descritos y muchos otros. Entre las conclusiones a las que llegan es un mapa generalizado para con las velocidades superficiales líquidas contra gaseosas como coordenadas. También incluyen dos parámetros de propiedades que modifican los límites del mapa creado, aunque concluyen el efecto de las propiedades físicas (viscosidad, densidad, tensión superficial) es pequeño y puede ser obviado, o eventualmente aplicado a las velocidades en sí. Es el primero en generar un mapa con coordenadas no adimensionales, según ellos, complicados de calcular, ya que estudios previos de Govier and Aziz demostraban que las velocidades superficiales eran criterios suficientes de selección. Los factores de corrección son los siguientes.

$$X = \left(\frac{\rho_G}{0.0808} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_L}{62.4} \frac{72.4}{\sigma} \right)^{0.25} \left(\frac{\mu_G}{0.018} \right)^{0.2}$$

ecuación(AxF.4a)

$$Y = \left(\frac{\mu_L}{1.0} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_L}{62.4} \frac{72.4}{\sigma} \right)^{0.25}$$

ecuación(AxF.4b)

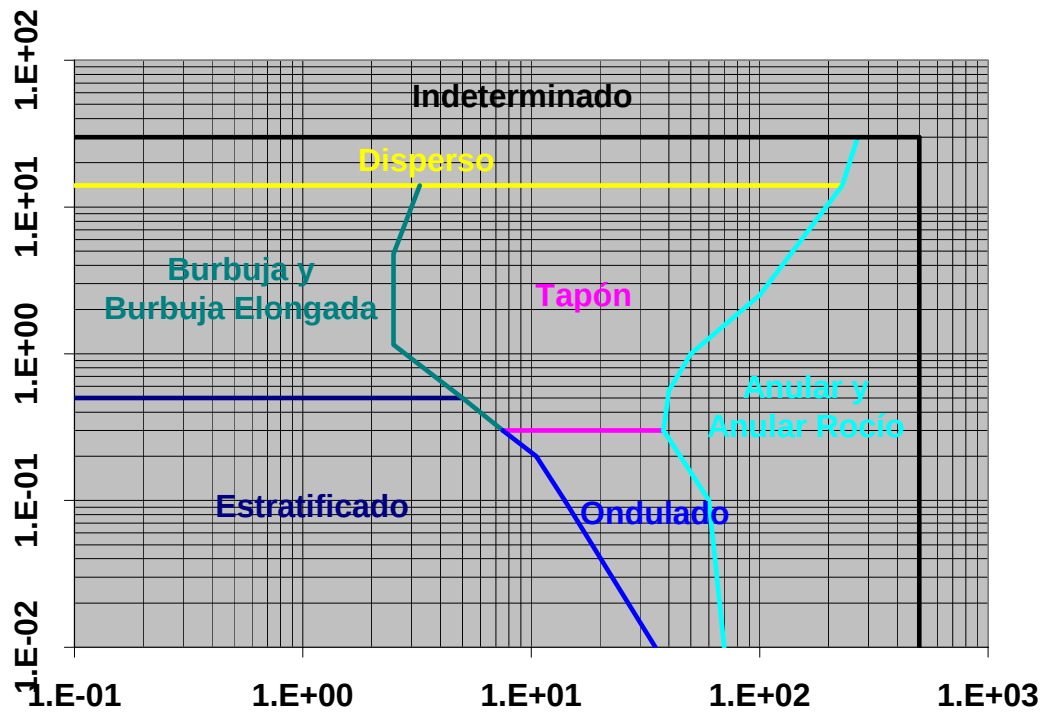


Figura AxF.3 Mapa de Patrones de Flujo según Mandhane et al.
v_{sl} en función de v_{sg}

ANEXO G: LICENCIA DEL SIMULADOR HYSYSV2.2

A continuación se presenta una transcripción de un mensaje electrónico enviado a mi persona por parte del representante de Aspen Technology Venezuela, C.A., con el cual se aclara la situación de la permisología de uso del simulador HYSYSV2.2 por parte de la Universidad. Además se muestra una imagen de dicho mensaje.

From : Edgar J. Chacón J. <soteiven@telcel.net.ve>
Reply-To : "soteiven@telcel.net.ve" <soteiven@telcel.net.ve>
Sent : Thursday, December 4, 2003 1:06 PM
To : "'Jairo Rodriguez'" <jalfonso_ryanes@hotmail.com>
CC : "'Samir Marzuka'" <marzukas@camelot.rect.ucv.ve>, "'Nelcy Padilla'" <nelcysoteiven@telcel.net.ve>
Subject : RE: Licencia UCV

Estimado Jairo:

Anexo te envío copia de la nota que le envié el día de ayer al Ing. Samir Marzuka, de la escuela de Ingeniería Química de la U.C.V., quien creo que está a cargo del tema de los Simuladores de proceso en dicha institución. Espero que esto te ayude a solucionar el tema de permisología en el uso de nuestro simulador.

Sin mas por el momento

Atentamente

Edgar J. Chacón J.
Aspen Technology Venezuela, C.A.
Simuladores HYSYS y ProFES
Programas Flarenet y HTFS
Tlf.: (0212)-264.18.73
Fax: (0212)-265.95.09
Celular: (0416)-624.49.46
E-Mail: edgar.chacon@aspentech.com

-----Mensaje original-----

De: Edgar J. Chacón J.
Enviado el: Miércoles 3 de Diciembre de 2003 12:30 PM
Para: 'Samir Marzuka'
CC: 'Nelcy Padilla'
Asunto: Uso de Hysys Universitario

Estimado Samir:

En vista de una solicitud de permiso por parte de un estudiante de Ingeniería de Petróleo para usar nuestro simulador HYSYS, te informo lo siguiente:

1. Las Copias que actualmente tiene la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad Central de Venezuela, están fuera del contrato de Alquiler y Mantenimiento con Aspen Technology Inc., actual propietaria de Hyprotech y de HYSYS.

2. En vista de lo anterior, la Universidad no puede recibir ni Soporte Técnico ni actualización alguna del referido Simulador.

3. Sin embargo, no está restringido su uso actual (con la última versión que hayan recibido) por parte de la Universidad, siempre que dicho uso sea de carácter estrictamente académico e investigativo, y totalmente alejado de cualquier lucro procedente del uso de nuestro simulador.

Sin mas por el momento

Atentamente

Edgar J. Chacón J.
Aspen Technology Venezuela, C.A.
Simuladores HYSYS y ProFES
Programas Flarenet y HTFS
Tlf.: (0212)-264.18.73
Fax: (0212)-265.95.09
Celular: (0416)-624.49.46
E-Mail: edgar.chacon@aspentech.com

-----Mensaje original-----

De: Jairo Rodriguez
Enviado el: Jueves 4 de Diciembre de 2003 12:36 PM
Para: edgar.chacon@aspentech.com
Asunto: Licencia UCV

<<Archivo: ATT00000.htm>>

From: Edgar J. Chacón J. <soteiven@telcel.net.ve>
Reply-To: "soteiven@telcel.net.ve" <soteiven@telcel.net.ve>
Sent: Thursday, December 4, 2003 1:06 PM
To: "Jairo Rodriguez" <jalfonso_ryan@yahoo.com>
CC: "Samir Marzuka" <marzukas@camelot.rect.ucv.ve>, "Nelcy Padilla" <nelcysoteiven@telcel.net.ve>
Subject: RE: Licencia UCV

Estimado Jairo:

Anexo te envío copia de la nota que le envié el día de ayer al Ing. Samir Marzuka, de la escuela de Ingeniería Química de la U.C.V., quien creo que está a cargo del tema de los Simuladores de proceso en dicha institución. Espero que esto te ayude a solucionar el tema de permisología en el uso de nuestro simulador.

Sin mas por el momento

Atentamente

Edgar J. Chacón J.
Aspen Technology Venezuela, C.A.
Simuladores HYSYS y ProfES
Programas Flarenet y HTFS
Tlf.: (0212)-264.18.73
Fax: (0212)-265.95.09
Celular: (0416)-624.49.46
E-Mail: edgar.chacon@aspentech.com

-----Mensaje original-----

De: Edgar J. Chacón J.
Enviado el: Miércoles 3 de Diciembre de 2003 12:30 PM
Para: 'Samir Marzuka'
CC: 'Nelcy Padilla'
Asunto: Uso de Hysys Universitario

Estimado Samir:

En vista de una solicitud de permiso por parte de un estudiante de Ingeniería de Petróleo para usar nuestro simulador HYSYS, te informo lo siguiente:

1. Las Copias que actualmente tiene la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad Central de Venezuela, están fuera del contrato de Alquiler y Mantenimientos con Aspen Technology Inc., actual propietaria de Hyprotech y de HYSYS.
2. En vista de lo anterior, la Universidad no puede recibir ni Soporte Técnico ni actualización alguna del referido Simulador.
3. Sin embargo, no está restringido su uso actual (con la última versión que hayan recibido) por parte de la Universidad, siempre que dicho uso sea de carácter estrictamente académico e investigativo, y totalmente alejado de cualquier lucro procedente del uso de nuestro simulador.

Sin mas por el momento

Atentamente

Edgar J. Chacón J.
Aspen Technology Venezuela, C.A.
Simuladores HYSYS y ProfES
Programas Flarenet y HTFS
Tlf.: (0212)-264.18.73
Fax: (0212)-265.95.09
Celular: (0416)-624.49.46
E-Mail: edgar.chacon@aspentech.com

-----Mensaje original-----

De: Jairo Rodriguez
Enviado el: Jueves 4 de Diciembre de 2003 12:36 PM
Para: edgar.chacon@aspentech.com
Asunto: Licencia UCV

<<Archivo: ATT00000.htm>>

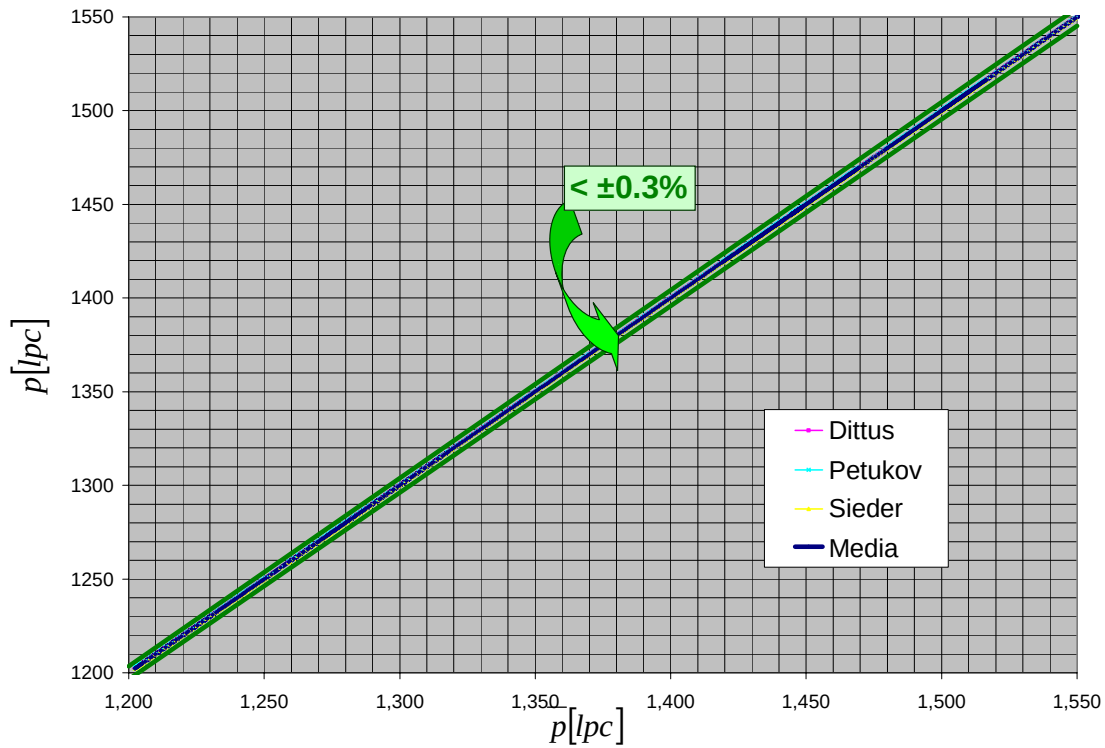


Figura Ap.1 Comparación de los Resultados en cuanto a presión de las Correlaciones del Coeficiente de Transferencia de Calor

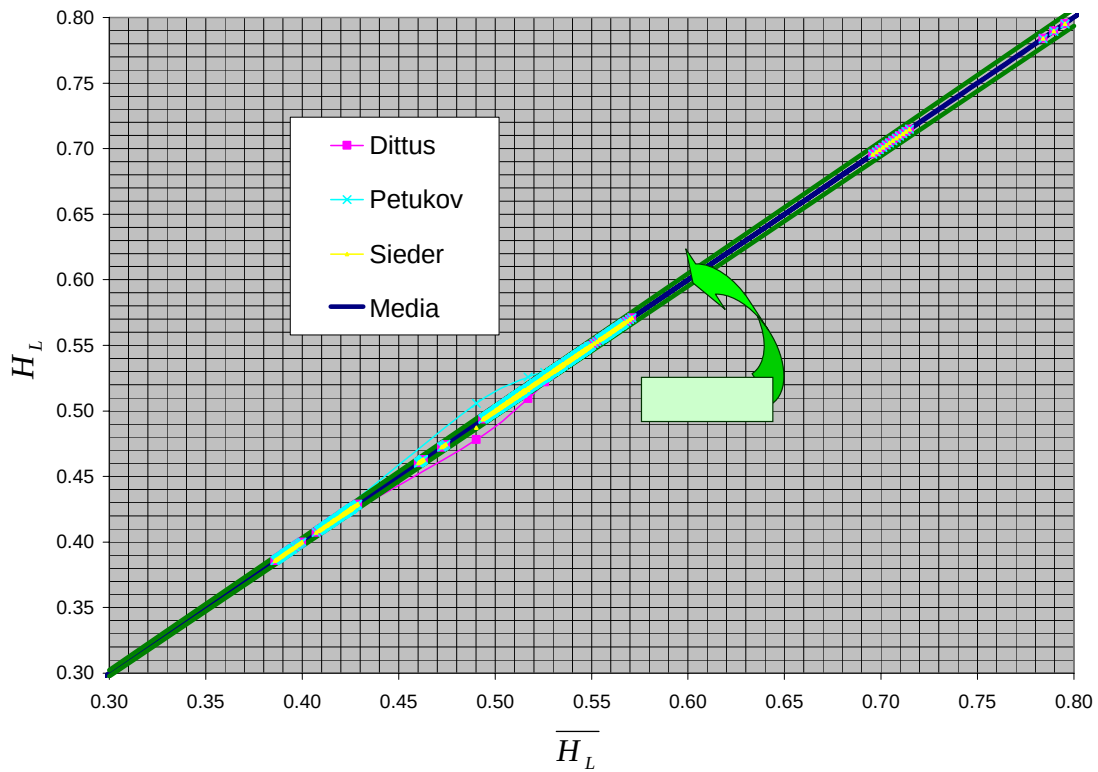


Figura Ap.2 Comparación de los Resultados en cuanto a Acumulaciones de Líquido de las Correlaciones del Coeficiente de Transferencia de Calor

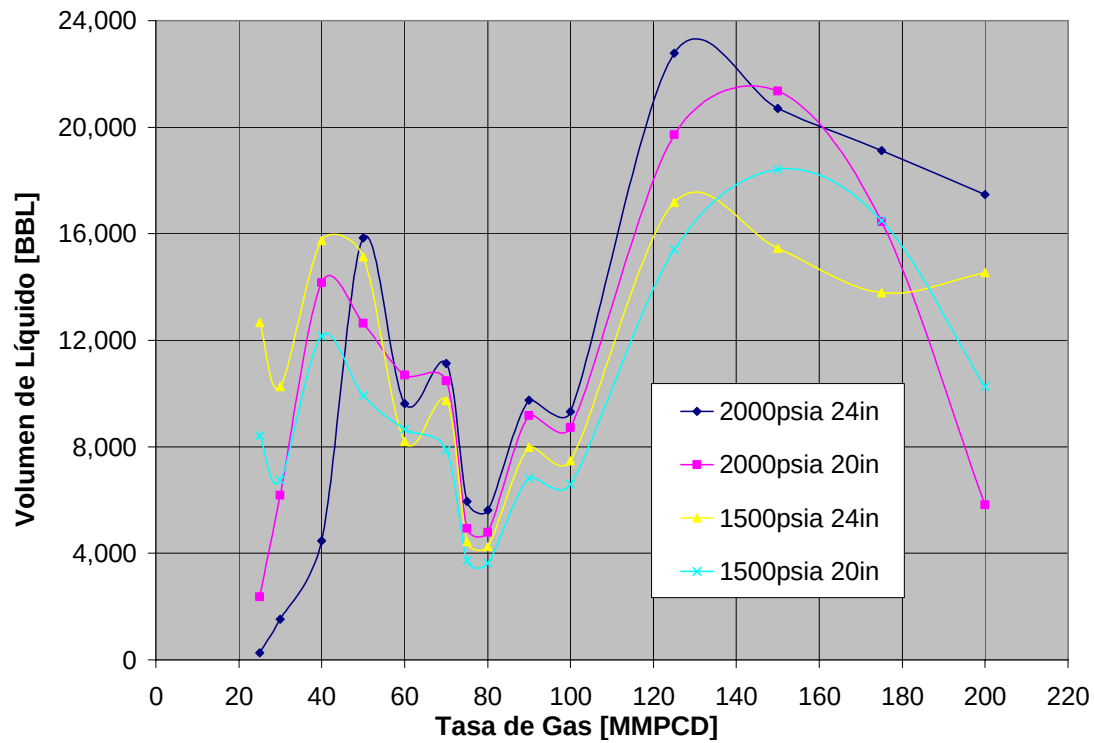


Figura Ap.3-Caso B-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Aumento de Tasa Inicial de Gas

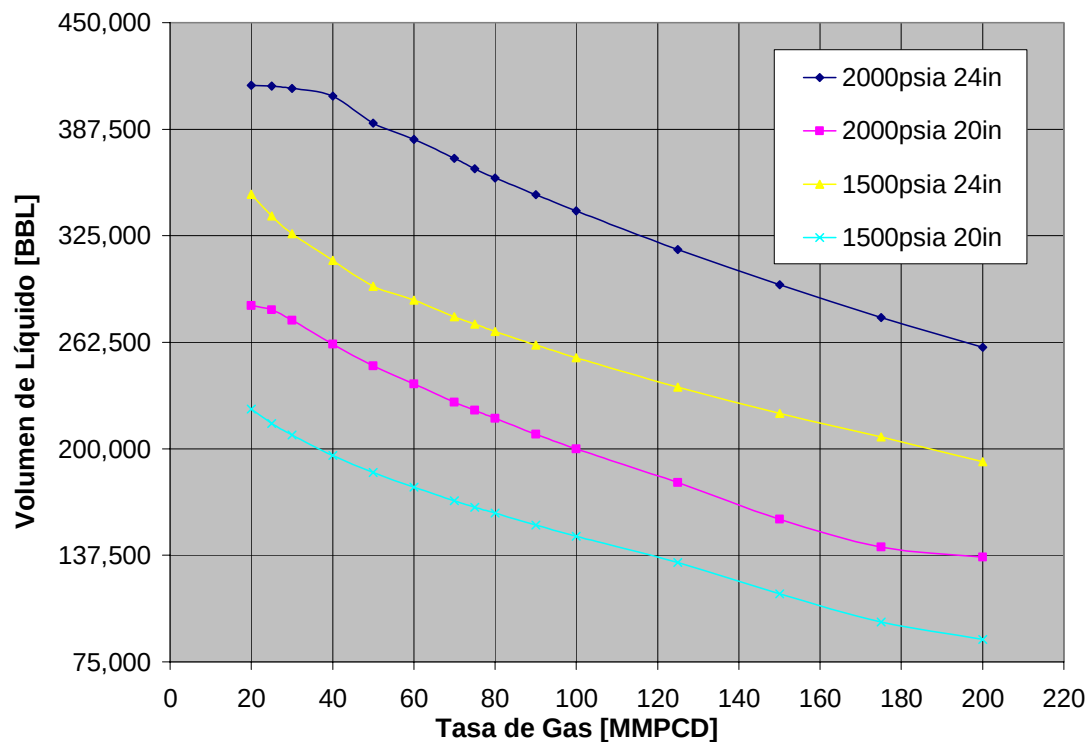


Figura Ap.4-Caso B-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Procedimientos de Limpieza de la Tubería

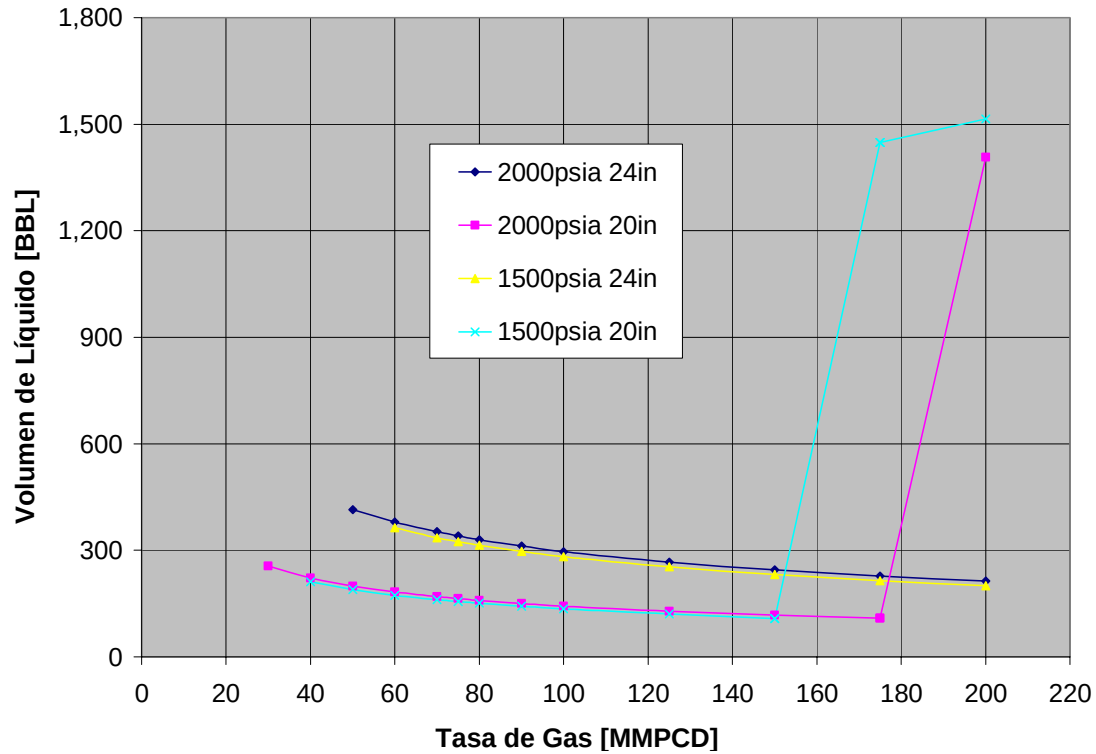


Figura Ap.5-Caso B-Volumen [BBL] Líquido para Almacenar por Ocurrencia de Máximo Tapón de Líquido

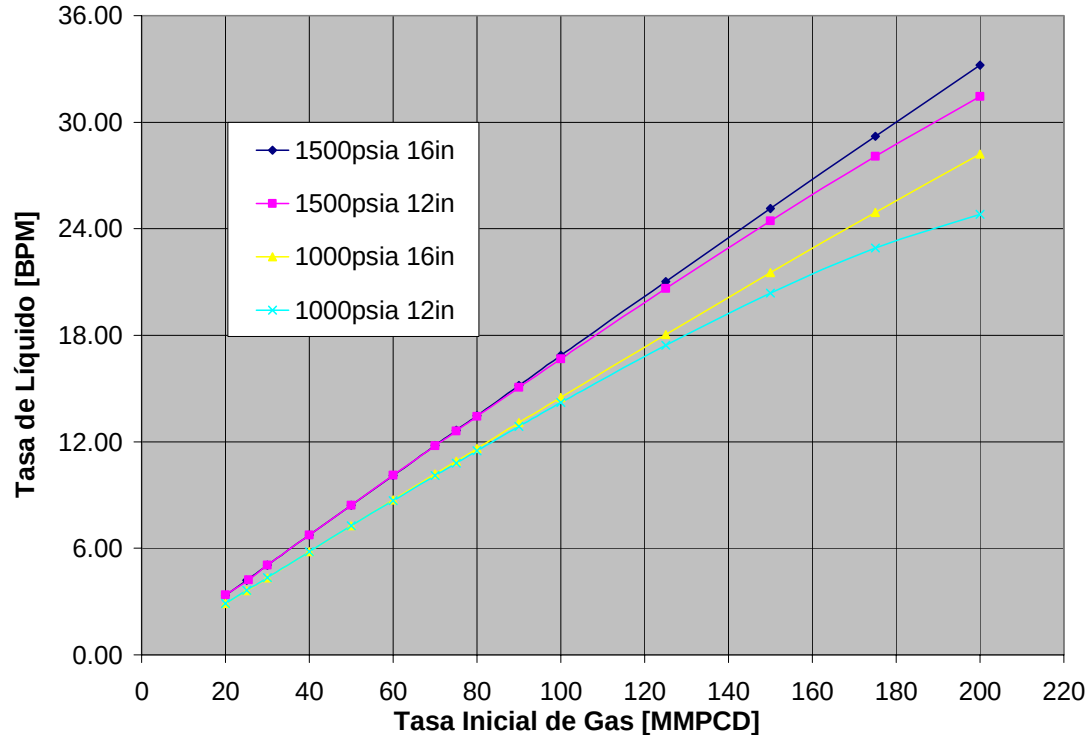


Figura Ap.6-Caso A-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Simulación Estado Permanente

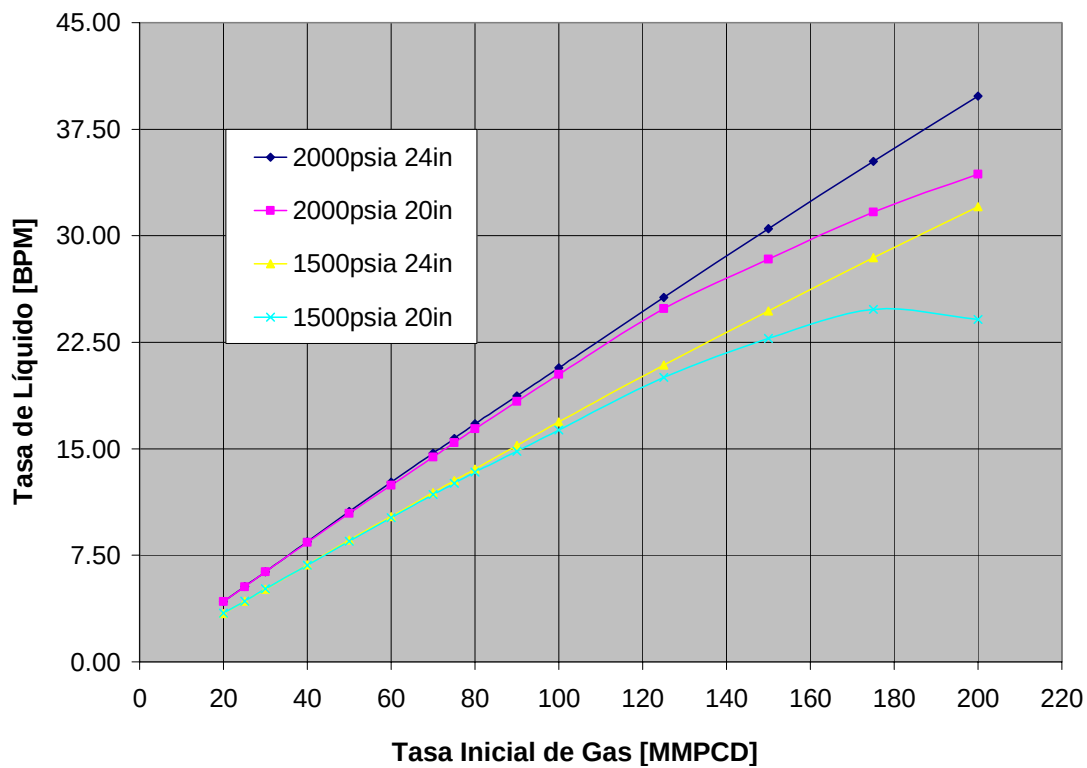


Figura Ap.7-Caso B-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Simulación Estado Permanente

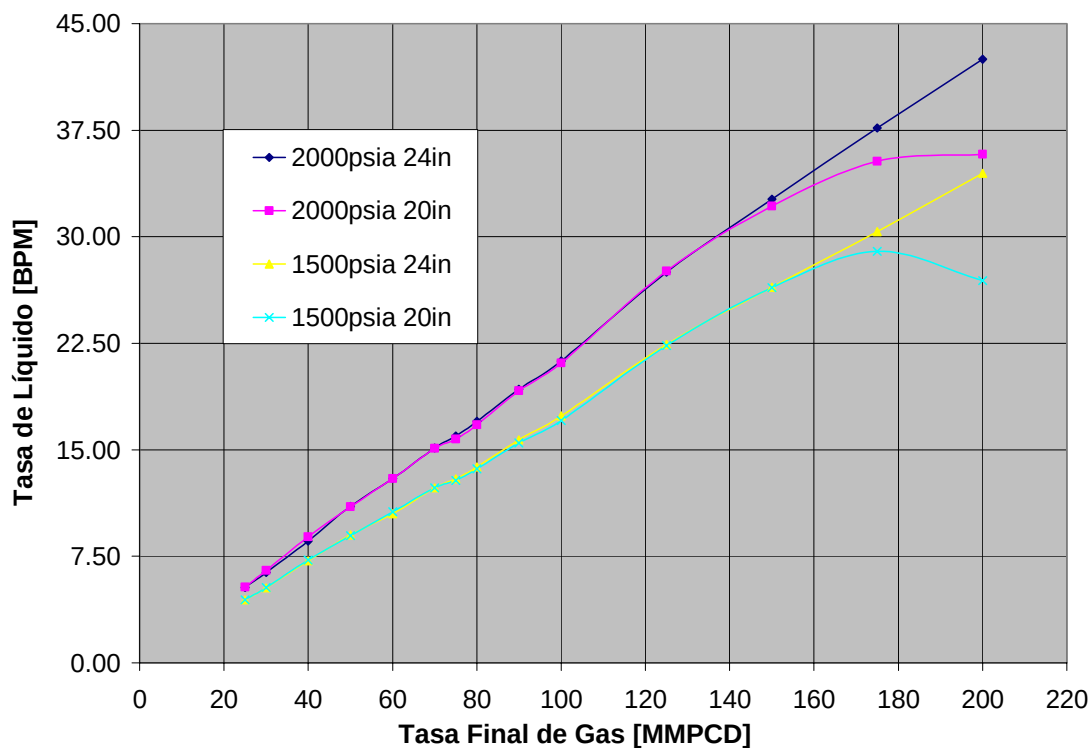


Figura Ap.8-Caso B-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Aumento de Tasa Inicial de Gas

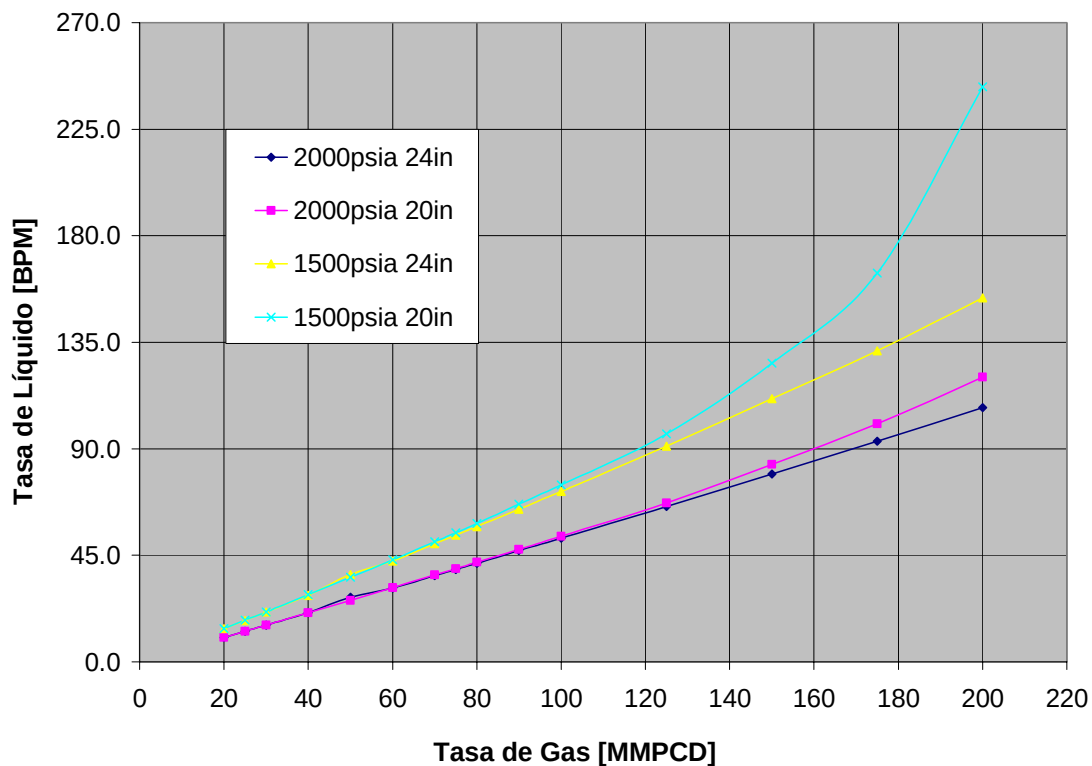


Figura Ap.9-Caso B-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Procedimientos de Limpieza de la Tubería

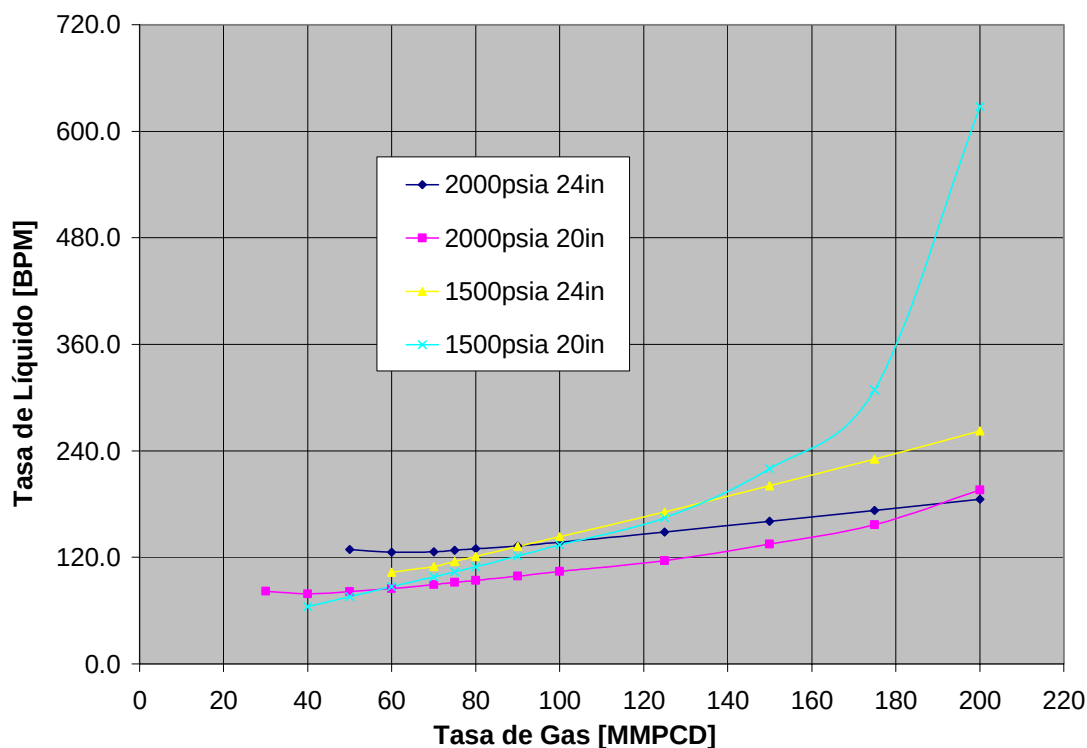


Figura Ap.10-Caso B-Tasas Líquidas al Final de la Tubería [BPM] por Ocurrencia Máximo Tapón de Líquido

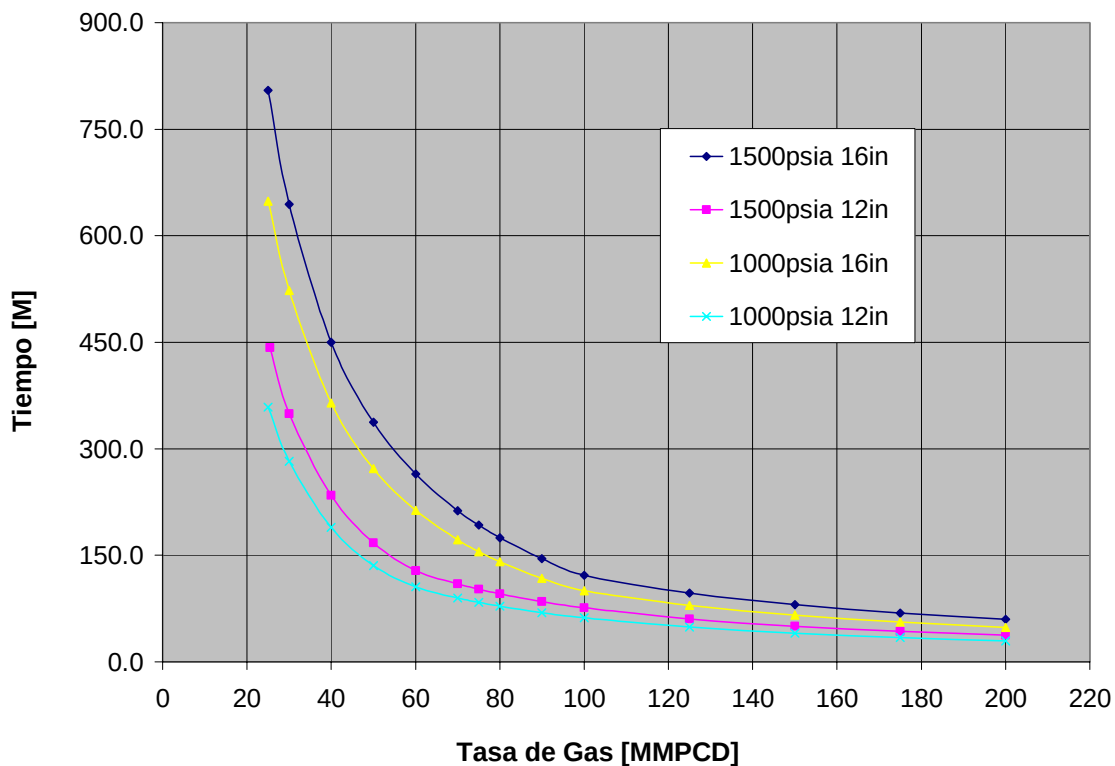


Figura Ap.11-Caso A-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Aumento de Tasa Inicial de Gas

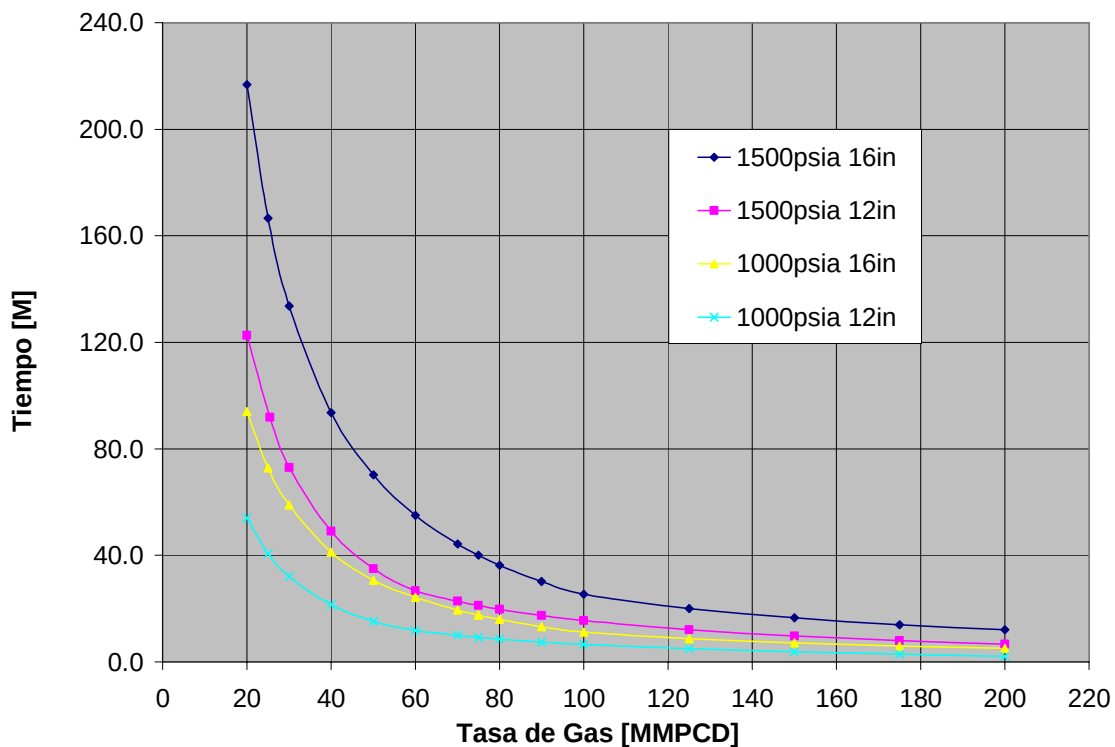


Figura Ap.12-Caso A-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Procedimientos de Limpieza de la Tubería

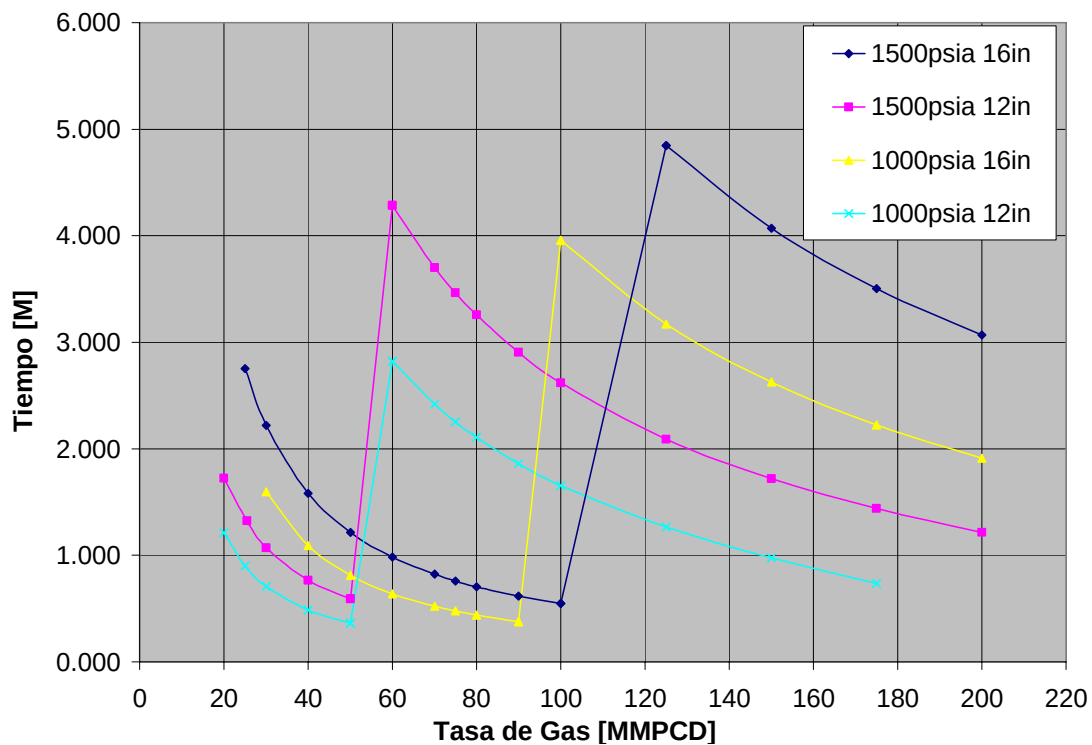


Figura Ap.13-Caso A-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Ocurrencia de Máximo Tapón de Líquido

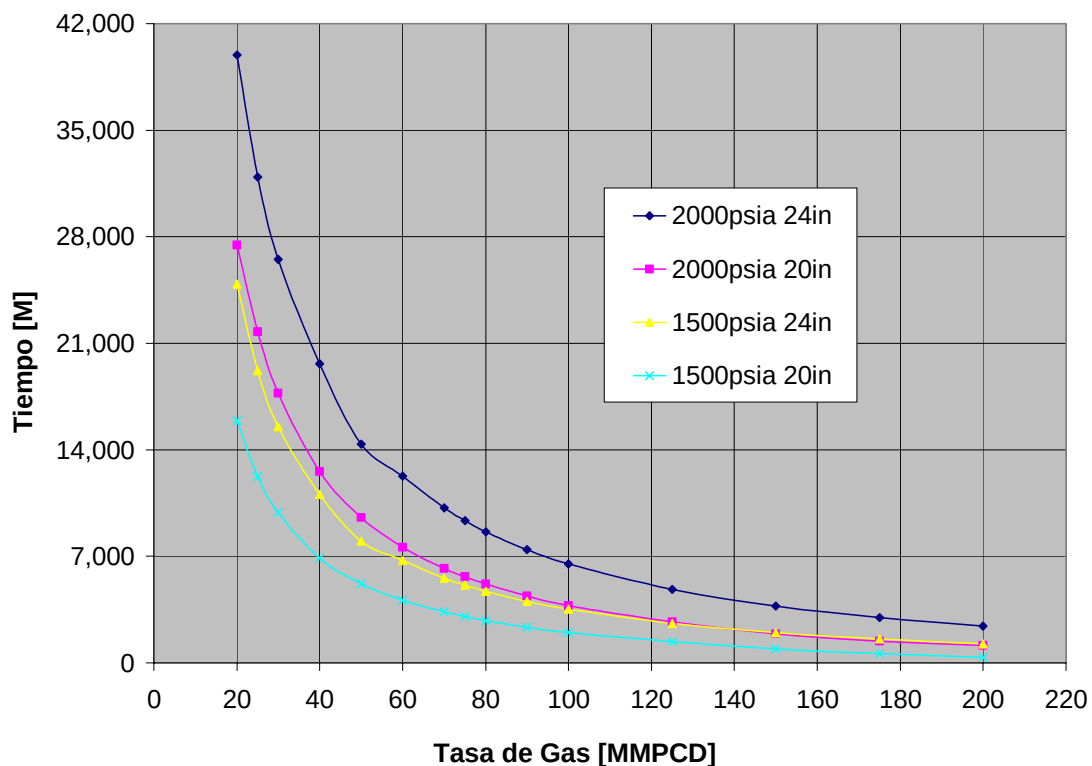


Figura Ap.14-Caso B-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Aumento de Tasa Inicial de Gas

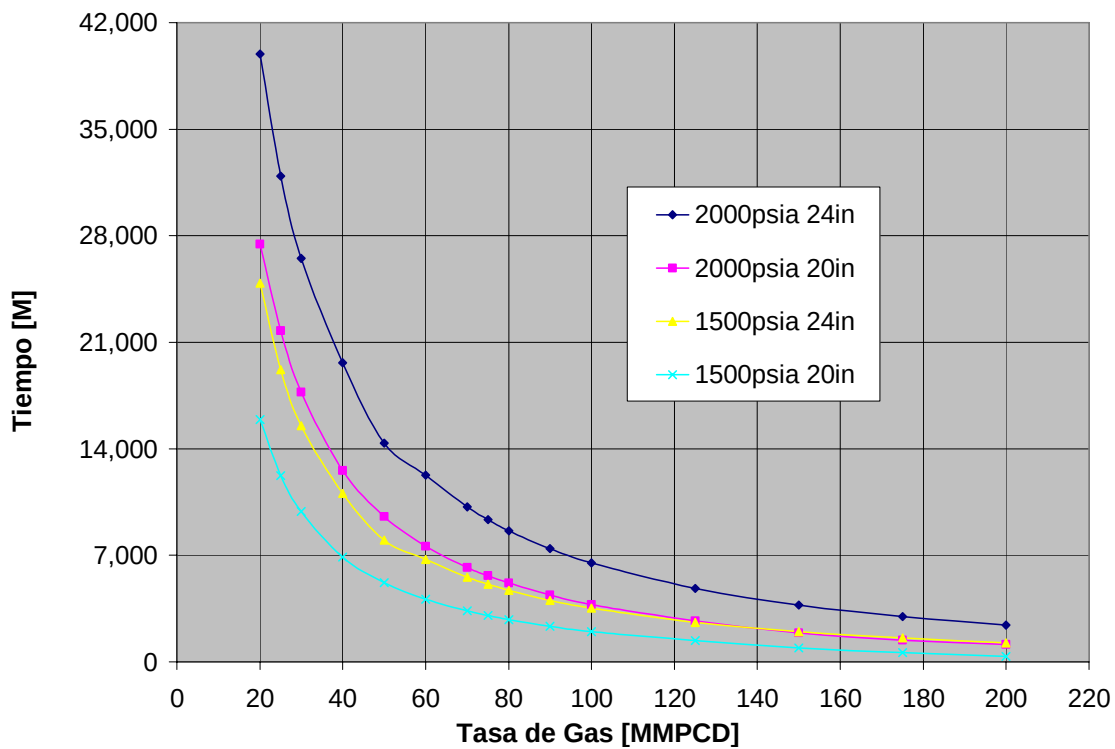


Figura Ap.15-Caso B-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Procedimientos de Limpieza de la Tubería

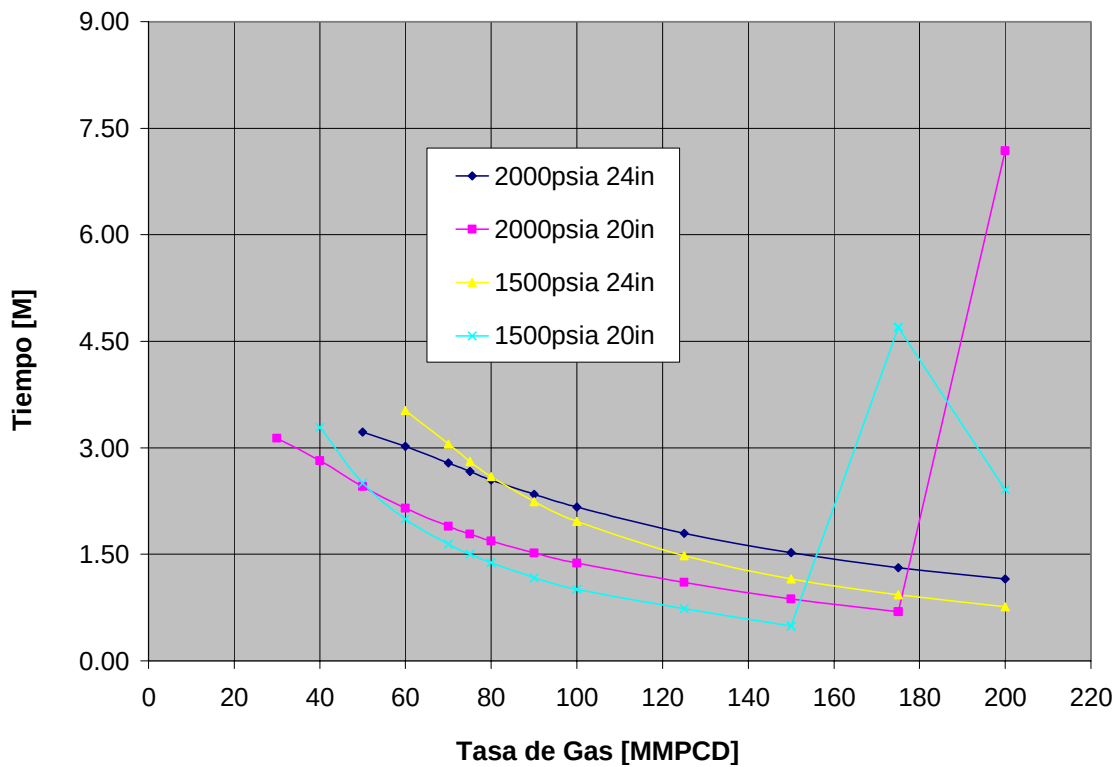


Figura Ap.16-Caso B-Tiempo [M] de Duración de la Variación de Tasa Líquida al final de la Tubería por Ocurrencia de Máximo Tapón de Líquido

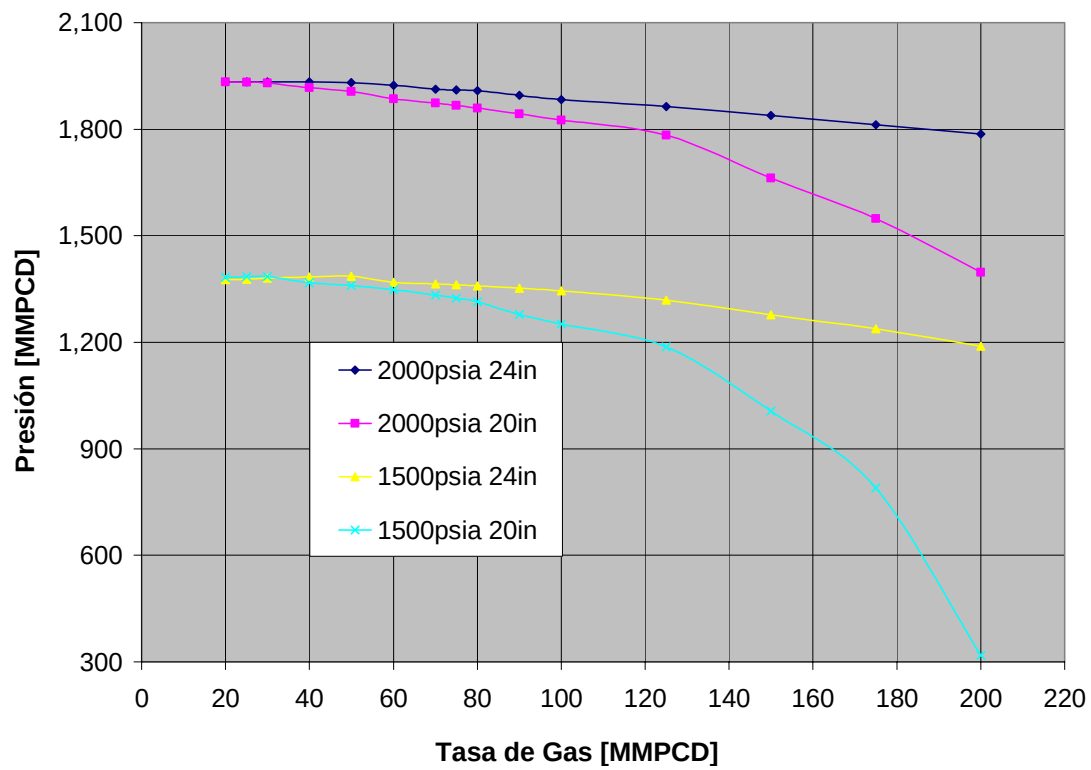


Figura Ap.17-Caso B-Presión [LPC] Al Final de la Tubería

Tabla Ap.1-Caso A-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1500lpc, D=16 Sch40

asa de Gas a la Entrada MMPCD (1)	Presión al Final de la Tubería LPC (2)	Caida de Presión LPC/MI (3)	Inventario Líquido Total en la Tubería BBL (4)	Liquid Holdup Promedio % (5)	Tasa de Líquido a la Salida de la Tubería BPM (6)	Patrón de Flujo a la Salida de la Tubería - (7)	Tiempo para Alcanzar Condiciones de Estado Estable M (8)	Líquido Barrido por Incremento de las Tasas BBL (9)	Tasa Líquida al Final de la Tubería debido al Incremento de la Tasa BPM (10)
200	1,410	18.3	1,986	35.01	33.2	Intermittent	59.8	17.3	33.5
175	1,427	14.9	2,004	35.31	29.2	Intermittent	68.6	16.9	29.5
150	1,441	12.0	2,020	35.61	25.1	Intermittent	80.3	16.9	25.4
125	1,453	9.6	2,037	35.91	21.0	Intermittent	96.9	20.6	21.2
100	1,461	7.9	2,058	36.27	16.9	Transition	122.0	145.9	18.1
90	1,462	7.7	2,204	38.84	15.2	Transition	145.3	150.2	16.2
80	1,463	7.5	2,354	41.49	13.5	Transition	174.6	77.3	13.9
75	1,464	7.4	2,431	42.85	12.6	Transition	192.4	78.5	13.0
70	1,464	7.4	2,510	44.24	11.8	Transition	212.8	161.6	12.6
60	1,462	7.7	2,671	47.08	10.1	Transition	264.2	172.0	10.8
50	1,459	8.3	2,843	50.12	8.4	Transition	337.6	189.3	9.0
40	1,456	9.0	3,033	53.45	6.7	Transition	450.2	219.8	7.2
30	1,450	10.1	3,252	57.33	5.0	Transition	644.3	130.0	5.2
25	1,446	10.9	3,382	59.62	4.2	Transition	804.8	146.0	4.4
20	1,441	11.9	3,528	62.19	3.4	Segregated			
Presión a la Entrada LPC	1,500	Longitud de Tuberías MI	5	Diámetro Interno IN	15.00				
	1,464								

asa de Gas a la Entrada MMPCD (11)	Frecuencia Media del Tapón 1/S (12)	Longitud Media del Tapón FT (13)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (14)	Velocidad del Tapón FT/S (15)	Longitud del Tapón a la Ocurrencia FT (16)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (17)	Tiempo de Ocurrencia del Tapón (16) H (18)	Tiempo de Duración del Incremento de Tasa M (19)	Tasa Líquida en la Salida debido al Tapón BPM (20)
200	0.0470	626	136.9	15.9	2,929	640	5.9	3.1	209
175	0.0415	621	135.7	13.8	2,903	635	6.7	3.5	181
150	0.0368	615	134.4	11.8	2,875	628	7.5	4.1	154
125	0.0330	608	132.9	9.8	2,843	621	8.4	4.8	128
100	0.0015	55	12.0	7.8	257	56	187.0	0.5	103
90	0.0016	58	12.6	7.3	269	59	170.7	0.6	95
80	0.0017	61	13.3	6.7	284	62	159.1	0.7	88
75	0.0018	63	13.7	6.4	293	64	154.4	0.8	84
70	0.0018	65	14.1	6.1	302	66	150.3	0.8	80
60	0.0019	69	15.2	5.5	325	71	144.4	1.0	72
50	0.0020	76	16.5	4.8	353	77	141.1	1.2	64
40	0.0020	84	18.3	4.1	392	86	140.7	1.6	54
30	0.0019	96	21.0	3.4	450	98	143.8	2.2	44
25	0.0019	105	22.9	3.0	491	107	147.1	2.8	39
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
					Ocurrencia	1,000	Desviación	0.50	

asa de Gas a la Entrada MMPCD (21)	Velocidad Promedio de la Mezcla FT/S (22)	Velocidad de la Mezcla en la Salida FT/S (23)	Tiempo de Tránsito del Cochino H (24)	Velocidad del Cochino a la Salida FT/S (25)	Tasa de Reacumulación del Líquido Detrás del Cochino BPH (26)	Líquido Barrido por el Cochino BBL (27)	Longitud Equivalente Tapón frente al Cochino (28)	Tiempo de Arribo del Tapón M (29)	Tasa Líquida debido a la limpieza BPM (30)
200	12.6	13.4	34.3	13.4	1,993	1,986	9,087	12	165
175	11.0	11.5	39.5	11.5	1,753	2,004	9,167	14	144
150	9.3	9.8	46.3	9.8	1,509	2,020	9,244	16	123
125	7.8	8.1	55.8	8.1	1,262	2,037	9,321	20	102
100	6.2	6.4	69.9	6.4	1,012	2,058	9,415	25	81
90	5.6	5.8	77.8	5.8	910	2,204	10,083	30	73
80	4.9	5.1	87.6	5.1	809	2,354	10,770	36	65
75	4.6	4.8	93.5	4.8	758	2,431	11,124	40	61
70	4.3	4.5	100.2	4.5	708	2,510	11,483	44	57
60	3.7	3.8	116.9	3.8	607	2,671	12,222	55	49
50	3.1	3.2	140.2	3.2	505	2,843	13,009	70	40
40	2.5	2.6	175.2	2.6	404	3,033	13,875	94	32
30	1.9	1.9	233.2	1.9	303	3,252	14,881	134	24
25	1.5	1.6	279.4	1.6	252	3,382	15,475	167	20
20	1.2	1.3	348.7	1.3	201	3,528	16,143	217	16

Tabla Ap.2-Caso A-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1500lpc, D=12" Sch40

asa de Gas a la Entrada MMPCD (1)	Presión al Final de la Tubería LPC (2)	Caida de Presión LPC/MI (3)	Inventario Líquido Total en la Tubería BBL (4)	Liquid Holdup Promedio % (5)	Tasa de Líquido a la Salida de la Tubería BPM (6)	Patrón de Flujo a la Salida de la Tubería - (7)	Tiempo para Alcanzar Condiciones de Estado Estable M (8)	Líquido Barrido por Incremento de las Tasas BBL (9)	Tasa Líquida al Final de la Tubería debido al Incremento de la Tasa BPM (10)
200	1,225	55.9	1,175	32.69	31.4	Intermittent	37.4	27.5	32.2
175	1,292	42.3	1,203	33.46	28.1	Intermittent	42.9	24.6	28.6
150	1,346	31.3	1,227	34.14	24.5	Intermittent	50.2	22.1	24.9
125	1,390	22.4	1,249	34.75	20.6	Intermittent	60.5	20.3	21.0
100	1,424	15.5	1,270	35.32	16.7	Intermittent	76.1	7.8	16.8
90	1,435	13.2	1,277	35.54	15.1	Intermittent	84.8	7.7	15.2
80	1,445	11.3	1,285	35.75	13.4	Intermittent	95.7	3.9	13.5
75	1,449	10.4	1,289	35.86	12.6	Intermittent	102.3	3.9	12.6
70	1,453	9.6	1,293	35.97	11.8	Intermittent	109.8	8.0	11.8
60	1,460	8.2	1,301	36.19	10.1	Intermittent	128.6	110.8	11.0
50	1,463	7.5	1,412	39.27	8.4	Transition	167.5	171.1	9.4
40	1,465	7.2	1,583	44.03	6.7	Transition	234.7	184.0	7.5
30	1,461	7.9	1,767	49.15	5.1	Transition	349.5	96.6	5.3
26	1,456	8.8	1,863	51.83	4.2	Transition	442.3	118.5	4.5
20	1,455	9.2	1,982	55.13	3.4	Transition			
Presión a la Entrada LPC	1,500	Longitud de Tuberías MI	5	Diámetro Interno IN	11.94				
	1,465								

asa de Gas a la Entrada MMPCD (11)	Frecuencia Media del Tapón 1/S (12)	Longitud Media del Tapón FT (13)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (14)	Velocidad del Tapón FT/S (15)	Longitud del Tapón a la Ocurrencia FT (16)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (17)	Tiempo de Ocurrencia del Tapón (16) H (18)	Tiempo de Duración del Incremento de Tasa M (19)	Tasa Líquida en la Salida debido al Tapón BPM (20)
200	0.1158	441	61.1	28.3	2,064	286	2.4	1.2	235
175	0.0928	436	60.4	23.6	2,041	283	3.0	1.4	196
150	0.0744	431	59.7	19.5	2,018	279	3.7	1.7	162
125	0.0604	426	59.0	15.9	1,992	276	4.6	2.1	132
100	0.0498	420	58.1	12.5	1,963	272	5.6	2.6	104
90	0.0463	417	57.7	11.2	1,950	270	6.0	2.9	93
80	0.0433	414	57.3	9.9	1,936	268	6.4	3.3	82
75	0.0420	412	57.1	9.3	1,928	267	6.6	3.5	77
70	0.0407	411	56.9	8.6	1,920	266	6.8	3.7	72
60	0.0385	407	56.3	7.4	1,902	263	7.2	4.3	61
50	0.0018	49	6.7	6.4	228	32	150.6	0.6	53
40	0.0021	54	7.5	5.5	252	35	134.7	0.8	46
30	0.0022	62	8.5	4.5	289	40	126.6	1.1	37
26	0.0022	67	9.3	4.0	314	44	125.3	1.3	33
20	0.0022	75	10.3	3.4	349	48	126.4	1.7	28
					Ocurrencia	1,000	Desviación	0.50	

asa de Gas a la Entrada MMPCD (21)	Velocidad Promedio de la Mezcla FT/S (22)	Velocidad de la Mezcla en la Salida FT/S (23)	Tiempo de Tránsito del Cochino H (24)	Velocidad del Cochino a la Salida FT/S (25)	Tasa de Reacumulación del Líquido Detrás del Cochino BPH (26)	Líquido Barrido por el Cochino BBL (27)	Longitud Equivalente Tapón frente al Cochino (28)	Tiempo de Arribo del Tapón M (29)	Tasa Líquida debido a la limpieza BPM (30)
200	21.3	24.7	20.3	24.7	1,887	1,175	8,486	7	177
175	18.2	20.4	23.8	20.4	1,684	1,203	8,684	8	151
150	15.2	16.7	28.4	16.7	1,467	1,227	8,862	10	127
125	12.5	13.4	34.6	13.4	1,238	1,249	9,021	12	104
100	9.9	10.4	43.8	10.4	1,001	1,270	9,168	15	82
90	8.9	9.3	48.9	9.3	904	1,277	9,224	17	74
80	7.8	8.2	55.2	8.2	806	1,285	9,280	20	65
75	7.3	7.7	58.9	7.7	756	1,289	9,308	21	61
70	6.8	7.1	63.2	7.1	707	1,293	9,336	23	57
60	5.9	6.1	73.9	6.1	607	1,301	9,393	27	49
50	4.9	5.1	88.9	5.1	506	1,412	10,193	35	40
40	3.9	4.0	111.3	4.0	405	1,583	11,429	49	32
30	2.9	3.0	148.4	3.0	303	1,767	12,757	73	24
26	2.4	2.5	177.2	2.5	253	1,863	13,455	92	20
20	1.9	2.0	222.3	2.0	202	1,982	14,310	123	16

Tabla Ap.3-Caso A-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1000lpc, D=16” Sch40

asa de Gas a la Entrada MMPCD (1)	Presión al Final de la Tubería LPC (2)	Caida de Presión LPC/MI (3)	Inventario Líquido Total en la Tubería BBL (4)	Liquid Holdup Promedio % (5)	Tasa de Líquido a la Salida de la Tubería BPM (6)	Patrón de Flujo a la Salida de la Tubería - (7)	Tiempo para Alcanzar Condiciones de Estado Estable M (8)	Líquido Barrido por Incremento de las Tasas BBL (9)	Tasa Líquida Final de la Tubería debido al Incremento de la Tasa BPM (10)
200	863	27.8	1,372	24.18	28.2	Intermittent	48.6	21.6	28.7
175	893	21.7	1,393	24.56	24.9	Intermittent	55.9	19.7	25.3
150	918	16.7	1,413	24.91	21.5	Intermittent	65.7	18.2	21.8
125	938	12.6	1,431	25.23	18.0	Intermittent	79.3	17.4	18.3
100	953	9.5	1,449	25.53	14.5	Intermittent	99.9	88.8	15.4
90	957	8.7	1,537	27.10	13.1	Transition	117.6	103.4	14.0
80	960	8.1	1,641	28.92	11.6	Transition	141.1	53.4	12.0
75	962	7.8	1,694	29.86	10.9	Transition	155.3	54.9	11.3
70	963	7.5	1,749	30.83	10.2	Transition	171.8	113.3	10.8
60	964	7.3	1,862	32.82	8.7	Transition	213.4	114.3	9.3
50	962	7.7	1,977	34.84	7.3	Transition	272.0	138.8	7.8
40	961	7.9	2,115	37.29	5.8	Transition	364.6	154.4	6.2
30	957	8.7	2,270	40.01	4.3	Transition	522.8	73.8	4.5
25	954	9.3	2,344	41.31	3.6	Segregated	648.4	83.2	3.7
20	951	10.0	2,427	42.77	2.9	Segregated			
Presión a la Entrada LPC	1,000	Longitud de Tuberías MI	5	Diámetro Interno IN	15.00				
	964								

asa de Gas a la Entrada MMPCD (11)	Frecuencia Media del Tapón 1/S (12)	Longitud Media del Tapón FT (13)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (14)	Velocidad del Tapón FT/S (15)	Longitud del Tapón a la Ocurrencia FT (16)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (17)	Tiempo de Ocurrencia del Tapón (16) H (18)	Tiempo de Duración del Incremento de Tasa M (19)	Tasa Líquida en la Salida debido al Tapón BPM (20)
200	0.0432	647	141.3	26.4	3,024	661	6.4	1.9	346
175	0.0348	640	139.9	22.4	2,994	654	8.0	2.2	294
150	0.0280	633	138.4	18.8	2,962	647	9.9	2.6	246
125	0.0226	626	136.8	15.4	2,926	640	12.3	3.2	202
100	0.0185	617	134.8	12.2	2,885	631	15.0	4.0	159
90	0.0016	53	11.7	11.1	250	55	171.9	0.4	145
80	0.0016	56	12.3	10.0	264	58	170.0	0.4	131
75	0.0016	58	12.7	9.5	271	59	169.9	0.5	124
70	0.0016	60	13.1	8.9	280	61	170.5	0.5	117
60	0.0016	64	14.1	7.8	301	66	173.7	0.6	103
50	0.0015	70	15.3	6.7	327	71	180.5	0.8	88
40	0.0014	77	16.9	5.5	362	79	192.9	1.1	73
30	0.0013	89	19.4	4.3	414	91	214.4	1.6	57
25	-	-	-	-	-	-	-	-	-
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
					Ocurrencia	1,000	Desviación	0.50	

asa de Gas a la Entrada MMPCD (21)	Velocidad Promedio de la Mezcla FT/S (22)	Velocidad de la Mezcla en la Salida FT/S (23)	Tiempo de Tránsito del Cochino H (24)	Velocidad del Cochino a la Salida FT/S (25)	Tasa de Reacumulación del Líquido Detrás del Cochino BPH (26)	Líquido Barrido por el Cochino BBL (27)	Longitud Equivalente Tapón frente al Cochino (28)	Tiempo de Arribo del Tapón M (29)	Tasa Líquida debido a la limpieza BPM (30)
200	20.8	23.3	20.8	23.3	1,693	1,372	6,276	5	272
175	17.9	19.6	24.2	19.6	1,495	1,393	6,375	6	234
150	15.1	16.3	28.7	16.3	1,291	1,413	6,465	7	198
125	12.4	13.3	34.8	13.3	1,083	1,431	6,548	9	163
100	9.9	10.4	43.8	10.4	870	1,449	6,628	11	129
90	8.9	9.3	48.9	9.3	784	1,537	7,034	13	116
80	7.9	8.3	55.1	8.3	698	1,641	7,507	16	103
75	7.4	7.7	58.8	7.7	654	1,694	7,751	18	96
70	6.9	7.2	63.1	7.2	611	1,749	8,002	19	90
60	5.9	6.2	73.8	6.2	524	1,862	8,520	24	77
50	4.9	5.1	88.0	5.1	436	1,977	9,043	31	64
40	3.9	4.1	110.5	4.1	348	2,115	9,678	41	51
30	2.9	3.1	147.1	3.1	261	2,270	10,385	59	39
25	2.5	2.6	176.2	2.6	217	2,344	10,722	73	32
20	2.0	2.1	219.7	2.1	173	2,427	11,103	94	26

Tabla Ap.4-Caso A-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1000lpc, D=12" Sch40

asa de Gas a la Entrada MMPCD (1)	Presión al Final de la Tubería LPC (2)	Caida de Presión LPC/MI (3)	Inventario Líquido Total en la Tubería BBL (4)	Liquid Holdup Promedio % (5)	Tasa de Líquido a la Salida de la Tubería BPM (6)	Patrón de Flujo a la Salida de la Tubería - (7)	Tiempo para Alcanzar Condiciones de Estado Estable M (8)	Líquido Barrido por Incremento de las Tasas BBL (9)	Tasa Líquida al Final de la Tubería debido al Incremento de la Tasa BPM (10)
200	456	110.7	734	20.41	24.8	Distributed	29.6	50.7	26.5
175	629	75.5	784	21.82	22.9	Intermittent	34.2	39.2	24.1
150	743	52.2	823	22.91	20.4	Intermittent	40.4	31.8	21.2
125	826	35.3	855	23.79	17.4	Intermittent	49.1	26.3	18.0
100	887	23.0	881	24.52	14.2	Intermittent	62.0	9.3	14.4
90	906	19.0	891	24.78	12.9	Intermittent	69.2	8.8	13.0
80	923	15.7	900	25.02	11.5	Intermittent	78.2	4.2	11.5
75	930	14.2	904	25.14	10.8	Intermittent	83.7	4.1	10.9
70	937	12.8	908	25.25	10.1	Intermittent	89.9	8.0	10.2
60	949	10.4	916	25.48	8.7	Intermittent	105.4	68.4	9.3
50	957	8.7	984	27.38	7.3	Transition	135.5	118.2	8.1
40	963	7.6	1,102	30.67	5.8	Transition	189.4	129.0	6.5
30	964	7.2	1,231	34.25	4.4	Transition	282.3	71.0	4.6
25	963	7.6	1,302	36.23	3.6	Transition	358.8	79.5	3.9
20	960	8.1	1,382	38.44	2.9	Transition			
Presión a la Entrada LPC	1,000	Longitud de la Tubería MI	5	Diámetro Interno IN	11.94				
	964								

asa de Gas a la Entrada MMPCD (11)	Frecuencia Media del Tapón 1/S (12)	Longitud Media del Tapón FT (13)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (14)	Velocidad del Tapón FT/S (15)	Longitud del Tapón a la Ocurrencia FT (16)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (17)	Tiempo de Ocurrencia del Tapón (18) H	Tiempo de Duración del Incremento de Tasa M (19)	Tasa Líquida en la Salida debido al Tapón BPM (20)
200	0.2087	468	64.8	-	-	-	-	-	-
175	0.1236	457	63.2	48.3	2,135	296	2.2	0.7	401
150	0.0815	448	62.1	35.7	2,096	290	3.4	1.0	297
125	0.0561	441	61.0	27.1	2,061	285	5.0	1.3	225
100	0.0394	433	60.0	20.4	2,025	280	7.1	1.7	169
90	0.0342	430	59.5	18.0	2,010	278	8.1	1.9	150
80	0.0298	426	59.0	15.8	1,994	276	9.3	2.1	131
75	0.0279	424	58.8	14.7	1,985	275	9.9	2.3	122
70	0.0262	423	58.5	13.6	1,976	274	10.6	2.4	113
60	0.0232	418	57.9	11.5	1,957	271	12.0	2.8	96
50	0.0018	45	6.2	9.7	211	29	153.0	0.4	81
40	0.0018	50	6.9	8.0	234	32	152.0	0.5	67
30	0.0017	57	7.9	6.3	267	37	158.8	0.7	52
25	0.0017	62	8.6	5.4	290	40	166.7	0.9	45
20	0.0015	69	9.5	4.4	322	45	179.6	1.2	37
					Ocurrencia	1,000	Desviación	0.50	

asa de Gas a la Entrada MMPCD (21)	Velocidad Promedio de la Mezcla FT/S (22)	Velocidad de la Mezcla en la Salida FT/S (23)	Tiempo de Tránsito del Cochino H (24)	Velocidad del Cochino a la Salida FT/S (25)	Tasa de Reacumulación del Líquido Detrás del Cochino BPH (26)	Líquido Barrido por el Cochino BBL (27)	Longitud Equivalente Tapón frente al Cochino (28)	Tiempo de Arribo del Tapón M (29)	Tasa Líquida debido a la limpieza BPM (30)
200	42.9	74.9	10.1	74.9	1,489	734	5,297	2	356
175	33.2	46.0	13.0	46.0	1,375	784	5,663	3	276
150	26.4	32.7	16.4	32.7	1,223	823	5,946	4	220
125	20.9	24.2	20.7	24.2	1,046	855	6,175	5	174
100	16.1	17.9	26.8	17.9	853	881	6,365	7	134
90	14.4	15.7	30.1	15.7	772	891	6,432	7	119
80	12.6	13.7	34.2	13.7	690	900	6,496	9	105
75	11.8	12.7	36.6	12.7	648	904	6,526	9	98
70	11.0	11.7	39.4	11.7	606	908	6,555	10	91
60	9.4	9.9	46.3	9.9	521	916	6,613	12	78
50	7.8	8.2	55.8	8.2	436	984	7,107	15	64
40	6.2	6.5	70.1	6.5	349	1,102	7,960	21	51
30	4.6	4.9	93.6	4.9	262	1,231	8,891	32	38
25	3.9	4.1	112.3	4.1	218	1,302	9,404	41	32
20	3.1	3.3	140.2	3.3	174	1,382	9,978	54	26

Tabla Ap.5-Caso B- Análisis de Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=2000lpc, D=24" Sch40

asa de Gas a la Entrada MMPCD (1)	Presión al Final de la Tubería LPC (2)	Caida de Presión LPC/MI (3)	Inventario Líquido Total en la Tubería BBL (4)	Liquid Holdup Promedio % (5)	Tasa de Líquido a la Salida de la Tubería BPM (6)	Patrón de Flujo a la Salida de la Tubería - (7)	Tiempo para Alcanzar Condiciones de Estado Estable M (8)	Líquido Barrido por Incremento de las Tasas BBL (9)	Tasa Líquida al Final de la Tubería debido al Incremento de la Tasa BPM (10)
200	1,787	1.3	259,611	61.94	39.8	Transition	6,519.9	17,467.6	42.5
175	1,812	1.2	277,079	66.11	35.2	Transition	7,867.1	19,122.4	37.7
150	1,839	1.0	296,201	70.67	30.5	Transition	9,707.8	20,708.8	32.6
125	1,864	0.9	316,910	75.61	25.7	Transition	12,349.3	22,776.4	27.5
100	1,883	0.7	339,687	81.04	20.7	Transition	16,414.7	9,317.9	21.3
90	1,896	0.7	349,005	83.27	18.7	Transition	18,634.7	9,752.9	19.3
80	1,908	0.6	358,757	85.59	16.7	Transition	21,420.2	5,610.4	17.0
75	1,911	0.6	364,368	86.93	15.7	Transition	23,168.0	5,944.0	16.0
70	1,913	0.5	370,312	88.35	14.7	Transition	25,197.2	11,133.1	15.1
60	1,924	0.5	381,445	91.01	12.7	Transition	30,120.4	9,625.7	13.0
50	1,932	0.4	391,071	93.30	10.6	Transition	36,937.0	15,839.2	11.0
40	1,933	0.4	406,910	97.08	8.5	Segregated	48,062.9	4,466.5	8.6
30	1,933	0.4	411,376	98.15	6.3	Segregated	64,807.5	1,529.3	6.4
25	1,933	0.4	412,906	98.51	5.3	Segregated	78,005.7	264.7	5.3
20	1,933	0.4	413,170	98.58	4.2	Segregated			
Presión a la Entrada LPC	2,000	Longitud de la Tubería MI	160	Diámetro Interno IN	22.62				
	1,933								

asa de Gas a la Entrada MMPCD (11)	Frecuencia Media del Tapón 1/S (12)	Longitud Media del Tapón FT (13)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (14)	Velocidad del Tapón FT/S (15)	Longitud del Tapón a la Ocurrencia FT (16)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (17)	Tiempo de Ocurrencia del Tapón (16) H (18)	Tiempo de Duración del Incremento de Tasa M (19)	Tasa Líquida en la Salida debido al Tapón BPM (20)
200	0.0019	92	45.6	6.2	429	213	149.6	1.2	185
175	0.0022	98	48.6	5.8	457	227	129.0	1.3	173
150	0.0025	105	52.3	5.4	492	244	109.8	1.5	161
125	0.0030	115	57.0	5.0	536	267	91.9	1.8	149
100	0.0037	128	63.4	4.6	597	296	74.6	2.2	137
90	0.0042	134	66.7	4.5	628	312	66.5	2.3	133
80	0.0048	142	70.6	4.3	664	330	57.9	2.5	130
75	0.0052	147	72.8	4.3	685	341	53.9	2.7	128
70	0.0056	152	75.3	4.2	709	352	50.0	2.8	126
60	0.0069	163	81.2	4.2	764	380	40.1	3.0	126
50	0.0094	179	88.8	4.3	835	415	29.4	3.2	129
40	-	-	-	-	-	-	-	-	-
30	-	-	-	-	-	-	-	-	-
25	-	-	-	-	-	-	-	-	-
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
					Ocurrencia	1,000	Desviación	0.50	

asa de Gas a la Entrada MMPCD (21)	Velocidad Promedio de la Mezcla FT/S (22)	Velocidad de la Mezcla en la Salida FT/S (23)	Tiempo de Tránsito del Cochino H (24)	Velocidad del Cochino a la Salida FT/S (25)	Tasa de Reacumulación del Líquido Detrás del Cochino BPH (26)	Líquido Barrido por el Cochino BBL (27)	Longitud Equivalente Tapón frente al Cochino (28)	Tiempo de Arribo del Tapón M (29)	Tasa Líquida debido a la limpieza BPM (30)
200	3.6	3.9	3,903.9	3.9	2,389	259,611	522,312	2,418	107
175	3.1	3.4	4,493.3	3.4	2,113	277,079	557,455	2,970	93
150	2.7	2.9	5,280.8	2.9	1,831	296,201	595,927	3,732	79
125	2.2	2.4	6,381.0	2.4	1,540	316,910	637,592	4,825	66
100	1.8	1.9	8,020.8	1.9	1,242	339,687	683,415	6,500	52
90	1.6	1.7	8,930.6	1.7	1,124	349,005	702,162	7,436	47
80	1.4	1.5	10,065.7	1.5	1,005	358,757	721,784	8,616	42
75	1.3	1.4	10,744.7	1.4	944	364,368	733,071	9,341	39
70	1.2	1.3	11,519.6	1.3	882	370,312	745,030	10,178	36
60	1.0	1.1	13,468.6	1.1	760	381,445	767,429	12,257	31
50	0.9	0.9	15,394.6	0.9	635	391,071	786,795	14,364	27
40	0.7	0.7	20,248.2	0.7	508	406,910	818,662	19,657	21
30	0.5	0.5	27,007.2	0.5	381	411,376	827,648	26,507	16
25	0.4	0.5	32,411.3	0.5	318	412,906	830,725	31,929	13
20	0.3	0.4	40,516.2	0.4	254	413,170	831,257	39,939	10

Tabla Ap.6-Caso B-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=2000lpc, D=20" Sch40

asa de Gas a la Entrada MMPCD (1)	Presión al Final de la Tubería LPC (2)	Caida de Presión LPC/MI (3)	Inventario Líquido Total en la Tubería BBL (4)	Liquid Holdup Promedio % (5)	Tasa de Líquido a la Salida de la Tubería BPM (6)	Patrón de Flujo a la Salida de la Tubería - (7)	Tiempo para Alcanzar Condiciones de Estado Estable M (8)	Líquido Barrido por Incremento de las Tasas BBL (9)	Tasa Líquida al Final de la Tubería debido al Incremento de la Tasa BPM (10)
200	1,397	3.8	136,482	47.09	34.3	Intermittent	3,974.0	5,811.7	35.8
175	1,548	2.8	142,294	49.09	31.7	Transition	4,493.8	16,456.9	35.3
150	1,662	2.1	158,751	54.77	28.4	Transition	5,598.7	21,361.5	32.2
125	1,784	1.4	180,112	62.14	24.9	Transition	7,245.7	19,717.0	27.6
100	1,826	1.1	199,829	68.95	20.2	Transition	9,873.0	8,727.0	21.1
90	1,843	1.0	208,556	71.96	18.3	Transition	11,373.8	9,175.9	19.1
80	1,860	0.9	217,732	75.12	16.4	Transition	13,276.6	4,781.8	16.8
75	1,867	0.8	222,514	76.77	15.4	Transition	14,431.3	4,938.2	15.8
70	1,874	0.8	227,452	78.48	14.4	Transition	15,762.4	10,471.0	15.1
60	1,886	0.7	237,923	82.09	12.4	Transition	19,139.1	10,691.7	13.0
50	1,906	0.6	248,614	85.78	10.5	Transition	23,768.9	12,640.2	11.0
40	1,918	0.5	261,255	90.14	8.4	Transition	31,031.9	14,163.3	8.9
30	1,930	0.4	275,418	95.03	6.3	Transition	43,383.3	6,181.3	6.5
25	1,933	0.4	281,599	97.16	5.3	Segregated	53,220.5	2,361.9	5.3
20	1,933	0.4	283,961	97.97	4.2	Segregated			
Presión a la Entrada LPC	2,000	Longitud de la Tubería MI	160	Diámetro Interno IN	18.81				
	1,933								

asa de Gas a la Entrada MMPCD (11)	Frecuencia Media del Tapón 1/S (12)	Longitud Media del Tapón FT (13)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (14)	Velocidad del Tapón FT/S (15)	Longitud del Tapón a la Ocurrencia FT (16)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (17)	Tiempo de Ocurrencia del Tapón (16) H (18)	Tiempo de Duración del Incremento de Tasa M (19)	Tasa Líquida en la Salida debido al Tapón BPM (20)
200	0.0272	875	300.9	9.5	4,094	1,407	10.2	7.2	196
175	0.0013	67	23.2	7.6	315	108	209.8	0.7	157
150	0.0016	73	25.1	6.5	341	117	172.6	0.9	135
125	0.0021	80	27.5	5.6	374	129	135.4	1.1	116
100	0.0026	89	30.6	5.0	416	143	106.4	1.4	104
90	0.0029	93	32.1	4.8	437	150	95.7	1.5	99
80	0.0033	99	34.0	4.6	462	159	85.3	1.7	94
75	0.0035	102	35.1	4.4	477	164	80.2	1.8	92
70	0.0037	105	36.2	4.3	493	169	75.2	1.9	89
60	0.0043	114	39.0	4.1	531	182	65.1	2.2	85
50	0.0053	124	42.6	3.9	580	199	52.7	2.5	81
40	0.0069	138	47.5	3.8	646	222	40.2	2.8	79
30	0.0112	159	54.7	4.0	745	256	24.8	3.1	82
25	-	-	-	-	-	-	-	-	-
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
					Ocurrencia	1,000	Desviación	0.50	

asa de Gas a la Entrada MMPCD (21)	Velocidad Promedio de la Mezcla FT/S (22)	Velocidad de la Mezcla en la Salida FT/S (23)	Tiempo de Tránsito del Cochino H (24)	Velocidad del Cochino a la Salida FT/S (25)	Tasa de Reacumulación del Líquido Detrás del Cochino BPH (26)	Líquido Barrido por el Cochino BBL (27)	Longitud Equivalente Tapón frente al Cochino (28)	Tiempo de Arribo del Tapón M (29)	Tasa Líquida debido a la limpieza BPM (30)
200	5.8	7.5	2,407.6	7.5	2,061	136,482	397,090	1,134	120
175	4.9	5.8	2,881.4	5.8	1,900	142,294	413,999	1,415	101
150	4.0	4.6	3,475.0	4.6	1,701	158,751	461,880	1,903	83
125	3.3	3.6	4,315.6	3.6	1,491	180,112	524,030	2,682	67
100	2.6	2.8	5,456.9	2.8	1,214	199,829	581,396	3,762	53
90	2.3	2.5	6,093.0	2.5	1,100	208,556	606,787	4,384	48
80	2.0	2.2	6,885.8	2.2	984	217,732	633,484	5,173	42
75	1.9	2.0	7,359.9	2.0	925	222,514	647,397	5,650	39
70	1.8	1.9	7,900.6	1.9	866	227,452	661,764	6,200	37
60	1.5	1.6	9,248.2	1.6	746	237,923	692,229	7,592	31
50	1.3	1.3	11,133.3	1.3	628	248,614	723,336	9,550	26
40	1.0	1.1	13,952.9	1.1	505	261,255	760,112	12,577	21
30	0.8	0.8	18,651.9	0.8	381	275,418	801,320	17,724	16
25	0.6	0.7	22,400.7	0.7	317	281,599	819,304	21,764	13
20	0.5	0.5	28,008.1	0.5	254	283,961	826,176	27,441	10

Tabla Ap.7-Caso B-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1500lpc, D=24" Sch40

asa de Gas a la Entrada MMPCD (1)	Presión al Final de la Tubería LPC (2)	Caida de Presión LPC/MI (3)	Inventario Líquido Total en la Tubería BBL (4)	Liquid Holdup Promedio % (5)	Tasa de Líquido a la Salida de la Tubería BPM (6)	Patrón de Flujo a la Salida de la Tubería - (7)	Tiempo para Alcanzar Condiciones de Estado Estable M (8)	Líquido Barrido por Incremento de las Tasas BBL (9)	Tasa Líquida al Final de la Tubería debido al Incremento de la Tasa BPM (10)
200	1,190	1.94	192,410	45.91	32.1	Transition	6,003.1	14,543.0	34.5
175	1,238	1.64	206,953	49.38	28.5	Transition	7,269.4	13,785.5	30.4
150	1,277	1.40	220,738	52.66	24.7	Transition	8,931.3	15,452.7	26.4
125	1,319	1.13	236,191	56.35	20.9	Transition	11,298.2	17,184.8	22.4
100	1,345	0.97	253,376	60.45	16.9	Transition	15,004.8	7,469.6	17.4
90	1,353	0.92	260,845	62.23	15.2	Transition	17,111.5	7,985.5	15.7
80	1,359	0.88	268,831	64.14	13.6	Transition	19,791.4	4,246.1	13.8
75	1,362	0.87	273,077	65.15	12.7	Transition	21,423.5	4,438.3	13.0
70	1,364	0.85	277,515	66.21	11.9	Transition	23,308.5	9,732.7	12.3
60	1,368	0.82	287,248	68.53	10.2	Transition	28,108.4	8,195.0	10.5
50	1,386	0.72	295,443	70.49	8.6	Segregated	34,504.3	15,141.4	9.0
40	1,384	0.73	310,584	74.10	6.8	Segregated	45,394.3	15,738.1	7.2
30	1,381	0.75	326,322	77.86	5.1	Segregated	63,703.3	10,260.4	5.3
25	1,378	0.77	336,583	80.30	4.3	Segregated	78,959.9	12,672.8	4.4
20	1,376	0.78	349,256	83.33	3.4	Segregated			
Presión a la Entrada LPC	1,500	Longitud de la Tubería MI	160	Diámetro Interno IN	22.62				
	1,386								

asa de Gas a la Entrada MMPCD (11)	Frecuencia Media del Tapón 1/S (12)	Longitud Media del Tapón FT (13)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (14)	Velocidad del Tapón FT/S (15)	Longitud del Tapón a la Ocurrencia FT (16)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (17)	Tiempo de Ocurrencia del Tapón (16) H (18)	Tiempo de Duración del Incremento de Tasa M (19)	Tasa Líquida en la Salida debido al Tapón BPM (20)
200	0.0014	86	42.8	8.8	403	200	196.3	0.8	263
175	0.0015	92	45.9	7.7	431	214	189.5	0.9	231
150	0.0015	100	49.5	6.7	466	231	184.1	1.2	201
125	0.0016	109	54.2	5.7	510	253	179.0	1.5	171
100	0.0016	121	60.3	4.8	567	282	177.2	2.0	143
90	0.0016	128	63.4	4.4	597	297	177.5	2.2	132
80	0.0016	135	67.1	4.1	632	314	178.3	2.6	121
75	0.0016	139	69.3	3.9	652	324	179.1	2.8	115
70	0.0015	144	71.6	3.7	673	335	180.0	3.1	110
60	0.0020	156	77.7	3.5	731	363	140.6	3.5	103
50	-	-	-	-	-	-	-	-	-
40	-	-	-	-	-	-	-	-	-
30	-	-	-	-	-	-	-	-	-
25	-	-	-	-	-	-	-	-	-
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
					Ocurrencia	1,000	Desviación	0.50	

asa de Gas a la Entrada MMPCD (21)	Velocidad Promedio de la Mezcla FT/S (22)	Velocidad de la Mezcla en la Salida FT/S (23)	Tiempo de Tránsito del Cochino H (24)	Velocidad del Cochino a la Salida FT/S (25)	Tasa de Reacumulación del Líquido Detrás del Cochino BPH (26)	Líquido Barrido por el Cochino BBL (27)	Longitud Equivalente Tapón frente al Cochino (28)	Tiempo de Arribo del Tapón M (29)	Tasa Líquida debido a la limpieza BPM (30)
200	5.2	6.2	2,724.6	6.2	1,923	192,410	387,109	1,251	154
175	4.4	5.2	3,188.1	5.2	1,708	206,953	416,368	1,574	131
150	3.7	4.3	3,771.7	4.3	1,483	220,738	444,103	1,986	111
125	3.1	3.4	4,599.7	3.4	1,254	236,191	475,192	2,592	91
100	2.4	2.7	5,822.3	2.7	1,013	253,376	509,766	3,520	72
90	2.2	2.4	6,495.0	2.4	915	260,845	524,794	4,042	65
80	1.9	2.1	7,331.8	2.1	815	268,831	540,860	4,703	57
75	1.8	2.0	7,832.4	2.0	765	273,077	549,403	5,103	54
70	1.7	1.9	8,403.1	1.9	714	277,515	558,332	5,564	50
60	1.4	1.6	9,833.4	1.6	613	287,248	577,914	6,739	43
50	1.2	1.3	11,348.1	1.3	514	295,443	594,401	7,999	37
40	0.9	1.0	14,927.8	1.0	411	310,584	624,864	11,062	28
30	0.7	0.8	19,916.5	0.8	307	326,322	656,527	15,506	21
25	0.6	0.7	23,898.5	0.7	256	336,583	677,170	19,191	18
20	0.5	0.5	29,868.1	0.5	204	349,256	702,667	24,888	14

Tabla Ap.8-Caso B-Análisis de los Resultados Respecto a: Incremento de Tasas, Ocurrencia de Tapones, y Procedimientos de Limpieza, P=1500lpc, D=20" Sch40

asa de Gas a la Entrada MMPCD (1)	Presión al Final de la Tubería LPC (2)	Caida de Presión LPC/MI (3)	Inventario Líquido Total en la Tubería BBL (4)	Liquid Holdup Promedio % (5)	Tasa de Líquido a la Salida de la Tubería BPM (6)	Patrón de Flujo a la Salida de la Tubería - (7)	Tiempo para Alcanzar Condiciones de Estado Estable M (8)	Líquido Barrido por Incremento de las Tasas BBL (9)	Tasa Líquida al Final de la Tubería debido al Incremento de la Tasa BPM (10)
200	319	7.4	88,175	30.42	24.1	Intermittent	3,658.4	10,260.8	26.9
175	790	4.4	98,436	33.96	24.8	Intermittent	3,967.6	16,503.7	29.0
150	1,006	3.1	114,939	39.66	22.8	Transition	5,048.3	18,417.8	26.4
125	1,186	2.0	133,357	46.01	20.0	Transition	6,662.6	15,404.6	22.3
100	1,251	1.6	148,762	51.33	16.3	Transition	9,106.4	6,592.5	17.1
90	1,278	1.4	155,354	53.60	14.8	Transition	10,467.9	6,823.6	15.5
80	1,314	1.2	162,178	55.96	13.4	Transition	12,140.7	3,623.4	13.7
75	1,324	1.1	165,801	57.21	12.6	Transition	13,192.3	3,732.5	12.9
70	1,333	1.0	169,534	58.49	11.8	Transition	14,404.7	7,875.3	12.3
60	1,348	1.0	177,409	61.21	10.1	Transition	17,484.6	8,658.2	10.6
50	1,360	0.9	186,067	64.20	8.5	Transition	21,909.6	9,919.3	8.9
40	1,367	0.8	195,987	67.62	6.8	Transition	28,772.2	12,156.6	7.2
30	1,385	0.7	208,143	71.81	5.1	Segregated	40,525.4	6,749.2	5.3
25	1,385	0.7	214,892	74.14	4.3	Segregated	50,227.7	8,422.9	4.4
20	1,383	0.7	223,315	77.05	3.4	Segregated			
Presión a la Entrada LPC	1,500	Longitud de la Tubería MI	160	Diámetro Interno IN	18.81				
	1,385								

asa de Gas a la Entrada MMPCD (11)	Frecuencia Media del Tapón 1/S (12)	Longitud Media del Tapón FT (13)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (14)	Velocidad del Tapón FT/S (15)	Longitud del Tapón a la Ocurrencia FT (16)	Líquido en el Cuerpo del Tapón BBL (17)	Tiempo de Ocurrencia del Tapón (16) H (18)	Tiempo de Duración del Incremento de Tasa M (19)	Tasa Líquida en la Salida debido al Tapón BPM (20)
200	0.0185	942	323.9	30.4	4,407	1,515	15.0	2.4	628
175	0.0148	902	309.9	15.0	4,216	1,449	18.7	4.7	309
150	0.0015	67	23.0	10.7	313	108	190.6	0.5	220
125	0.0016	75	25.8	8.0	351	121	178.9	0.7	165
100	0.0016	84	28.8	6.5	392	135	170.8	1.0	134
90	0.0017	88	30.4	5.9	413	142	167.7	1.2	122
80	0.0017	94	32.3	5.3	439	151	163.7	1.4	109
75	0.0017	97	33.3	5.0	453	156	162.9	1.5	104
70	0.0017	100	34.4	4.8	468	161	162.2	1.6	98
60	0.0017	108	37.1	4.2	505	173	161.7	2.0	87
50	0.0017	118	40.5	3.7	551	189	162.7	2.5	76
40	0.0017	131	45.1	3.1	614	211	165.3	3.3	64
30	-	-	-	-	-	-	-	-	-
25	-	-	-	-	-	-	-	-	-
20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
					Ocurrencia	1,000	Desviación	0.50	

asa de Gas a la Entrada MMPCD (21)	Velocidad Promedio de la Mezcla FT/S (22)	Velocidad de la Mezcla en la Salida FT/S (23)	Tiempo de Tránsito del Cochino H (24)	Velocidad del Cochino a la Salida FT/S (25)	Tasa de Reacumulación del Líquido Detrás del Cochino BPH (26)	Líquido Barrido por el Cochino BBL (27)	Longitud Equivalente Tapón frente al Cochino (28)	Tiempo de Arribo del Tapón M (29)	Tasa Líquida debido a la limpieza BPM (30)
200	11.8	41.3	1,192.9	41.3	1,446	88,175	256,542	363	243
175	8.0	12.9	1,765.2	12.9	1,489	98,436	286,396	600	164
150	6.1	8.3	2,296.6	8.3	1,366	114,939	334,413	911	126
125	4.7	5.7	3,010.6	5.7	1,201	133,357	387,999	1,385	96
100	3.6	4.3	3,875.2	4.3	980	148,762	432,818	1,989	75
90	3.2	3.7	4,355.4	3.7	890	155,354	451,999	2,335	67
80	2.8	3.2	4,958.5	3.2	801	162,178	471,852	2,775	58
75	2.6	3.0	5,313.4	3.0	754	165,801	482,394	3,040	55
70	2.5	2.8	5,717.2	2.8	706	169,534	493,254	3,344	51
60	2.1	2.3	6,719.6	2.3	609	177,409	516,167	4,113	43
50	1.7	1.9	8,111.6	1.9	510	186,067	541,357	5,207	36
40	1.4	1.5	10,184.7	1.5	409	195,987	570,217	6,887	28
30	1.0	1.1	13,748.0	1.1	308	208,143	605,587	9,873	21
25	0.9	0.9	16,516.1	0.9	257	214,892	625,223	12,246	18
20	0.7	0.8	20,658.1	0.8	205	223,315	649,729	15,917	14