

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO DE REDES DE TUBERÍAS  
DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN Y TRANSPORTE DE GAS  
SAN TOMÉ MEDIANTE ESTUDIOS DE ASEGURAMIENTO DE  
FLUJO**

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Por el Br. Gil G., Alvaro J.  
Para optar al Título  
de Ingeniero Químico

Caracas, 2010

## **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

# **OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO DE REDES DE TUBERÍAS DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN Y TRANSPORTE DE GAS SAN TOMÉ MEDIANTE ESTUDIOS DE ASEGURAMIENTO DE FLUJO**

TUTOR ACADÉMICO:

Prof. Lucy Monsalve

TUTORES INDUSTRIALES:

Dra. Yobiris Rigual

MSc. Efraín Manduca

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela

Por el Br. Gil G., Alvaro J.

Para optar al Título  
de Ingeniero Químico

Caracas, 2010

Caracas, Febrero de 2010

Los abajo firmantes, miembros del jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el Bachiller Alvaro Jesús Gil Gómez, titulado:

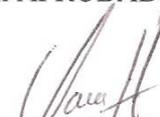
**“Optimización del Diseño de Redes de Tuberías del Sistema de Recolección y Transporte de Gas San Tomé Mediante Estudios de Aseguramiento de Flujo”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, sin que esto signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.



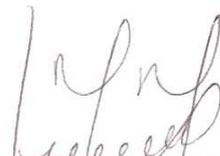
Prof. María Rodríguez

Jurado



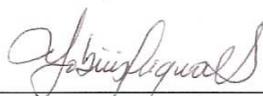
Prof. Jaime Hernández

Jurado



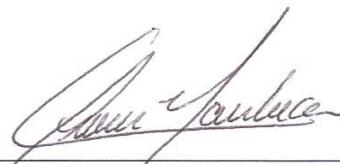
Prof. Lucy Monsalve

Tutor Académico



Dra. Yobiris Rigual

Tutor Industrial



Msc. Efraín Manduca

Tutor Industrial



Facultad de Ingeniería



Universidad Central de Venezuela

## ACTA

### MENCIÓN HONORÍFICA

Los abajo firmantes, miembros del jurado examinador del Trabajo Especial de Grado del Bachiller: **Alvaro J. Gil G., CI: 16.851.940**, cuyo título es **“OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO DE REDES DE TUBERÍAS DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN Y TRANSPORTE DE GAS SAN TOMÉ MEDIANTE ESTUDIOS DE ASEGURAMIENTO DE FLUJO”**, a los fines de cumplir el requisito legal para optar al título de Ingeniero Químico, queremos dejar constancia del nivel del trabajo realizado, ya que el mismo en cuanto a su ejecución, presentación y utilidad de los resultados ameritó que se le asignara la nota máxima obtenible en estos casos: **Veinte puntos (20)**. Así mismo, hemos decidido concederle **Mención Honorífica** como un reconocimiento a la excelencia del trabajo realizado y por el aporte dado por dicha optimización del sistema de recolección y transporte de gas del Distrito San Tomé mediante estudios de aseguramiento de flujo como una alternativa disponible y confiable para el esquema propuesto.

Dado en Caracas, a los once días del mes de febrero del año dos mil diez.

Prof. María Rodríguez  
Jurado Principal

Prof. Lucy Monsalve  
Tutor Académico

Prof. Jaime Hernández  
Jurado Principal

Dra. Yobiris Rigual  
Tutor Industrial

Msc. Efraín Manduca  
Tutor Industrial

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios sobre todas las cosas.

A la ilustre Universidad Central de Venezuela, especialmente al Núcleo Armando Mendoza de Cagua, por brindarme la oportunidad de ganarme el puesto de Ucevista. Por brindarme todas aquellas oportunidades y retos en la carrera.

A la mujer más maravillosa y fuerte de esta vida, mi madre Yolanda Gómez, por ser mí ejemplo a seguir. Por mostrarme que en los momentos mas difíciles, sin importar cuales sean, se puede seguir adelante. Por enseñarme que no hay meta imposible a alcanzar en la vida. Por su infinito amor, apoyo y comprensión.

A Lidia Sánchez, por ser como una segunda madre y estar allí en todos aquellos momentos, tanto difíciles, como de alegrías en nuestras vida.

A mis hermanas Luisamalia, Andreina y Astrid, por compartir momentos, pensamientos y experiencias, por su cariño y amor.

A mi niña, Angeles Mercedes, por ser ese rayito de luz que siempre reflejaba su amor.

A Lucy Monsalve, por aceptar el reto de ser mi tutora, por su constancia, apoyo y consejos.

A Yobiris Rigual y Efraín Manduca, por poner este reto en mi camino y ser mis tutores y compañeros de trabajo, por ser excelentes profesionales.

A mis compañeros de oficina (Sala de Tesistas EPMG), Andrea, Denise, Pedro, María, Nastenka y Francisco, por sus consejos y compañía.

A Diana Hidalgo, Tamara Matos, Diana Chillón y Yaquelin Sarmiento por ser mis amigas, soportarme durante mi estancia en la Universidad y estar allí en todo momento.

A todos aquellos, que por límite de páginas no puedo plasmar sus nombres, pero que de alguna u otra forma dieron su granito de arena para alcanzar todas mis metas, familiares, amigos, maestros, profesores, compañeros.

A todos, mil gracias.

Gil G., Alvaro J.

## **OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO DE REDES DE TUBERÍAS DEL SISTEMA DE RECOLECCIÓN Y TRANSPORTE DE GAS SAN TOMÉ MEDIANTE ESTUDIOS DE ASEGURAMIENTO DE FLUJO**

**Tutor Académico: Prof. Lucy Monsalve. Tutores Industriales: Dra. Yobiris Rigual; MSc. Efraín Manduca. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2010, 144 p.**

**Palabras Claves:** Aseguramiento de Flujo, Flujo Multifásico, Recolección de Gas, Transporte de Gas, Simulador PIPESIM<sup>®</sup> 2003, Simulador OLGA<sup>®</sup> 2009.

**Resumen.** El aseguramiento de flujo es un proceso de análisis ingenieril de apoyo tanto en las etapas de diseño como de operación de sistemas de recolección y transporte gas. Es aplicado para predecir los problemas que pudieran presentarse en la línea de transporte por la presencia de flujos multifásicos y se efectúa aplicando estudios termohidráulicos que involucran cálculos de perfiles de variables a través de modelos de flujo multifásico. En el presente trabajo se realizó, mediante el uso de herramienta de simulación de redes de tuberías, un estudio aplicando la filosofía de aseguramiento de flujo para identificar los problemas potenciales en un sistema y proponer, si aplica, un diseño optimizado. Para ello se empleó el simulador PIPESIM<sup>®</sup> para la realización de los estudios en estado estacionario y el simulador OLGA<sup>®</sup> para las estudios operacionales (estado transitorio). Una vez realizados los análisis pertinentes, se optimizó desde el punto de vista termohidráulico el sistema, obteniendo como posible opción la disminución de los diámetros en algunos tramos de tuberías para la distribución del gas natural (específicamente los tramos L8-47 y L85) para incrementar el aprovechamiento energético y garantizar los límites de operación que posee el sistema.

---



---

**ÍNDICE GENERAL**

<b>CONTENIDO</b>	<b>pp.</b>
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b> .....	<b>x</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS</b> .....	<b>xv</b>
<b>LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS</b> .....	<b>xvi</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>1</b>
<b>CAPITULO I: FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN</b> .....	<b>3</b>
1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	3
1.2. OBJETIVOS .....	5
Objetivo General .....	5
Objetivos Específicos .....	5
<b>CAPITULO II: MARCO REFERENCIAL</b> .....	<b>7</b>
2.1. ANTECEDENTES.....	7
2.2. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA .....	9
2.2.1. Gas Natural.....	9
2.2.1.1. Clasificación del Gas Natural.....	9
2.2.1.2. Cadena de Valor del Gas Natural.....	11
2.2.2. Flujo Multifásico .....	13
2.2.2.1. Patrones de flujo.....	16
2.2.2.2. Patrones de flujo en tuberías horizontales.....	16
2.2.2.3. Mapas de Patrones de Flujo .....	18
2.2.2.4. Modelos de Flujos Multifásico en Tuberías.....	20
2.2.3. Aseguramiento de Flujo .....	23
2.2.3.1. Pruebas y Caracterización de Efluente.....	23
2.2.3.1.1. Envoltente de fase .....	24

2.2.3.1.2. Ecuaciones de estado .....	26
2.2.3.2. Tapones de Líquido.....	27
2.2.3.2.1. Prevención y eliminación de tapones de líquido .....	29
2.2.3.3. Hidratos de Gas .....	30
2.2.3.3.1. Curva de formación de hidrato de gas .....	30
2.2.3.3.2. Prevención de hidrato .....	31
2.2.3.3.3. Estrategias de remoción de hidrato .....	33
2.2.3.4. Parafinas .....	34
2.2.3.4.1. Estrategias de mitigación de Parafinas .....	35
2.2.3.5. Incrustaciones.....	36
2.2.3.5.1. Eliminación de las incrustaciones.....	37
2.2.3.6. Corrosión.....	39
2.2.3.6.1. Estimación de velocidades de corrosión. Modelo de De Waard et, al. 1995 .....	42
2.2.3.6.2. Clasificación de los tipos de corrosión .....	43
2.2.3.6.3. Control de corrosión .....	46
2.2.4. Simulación de Procesos.....	49
2.2.4.1. Clasificación de los Métodos de Simulación .....	49
2.2.4.2. Optimización .....	50
<b>CAPITULO III: MARCO METODOLÓGICO .....</b>	<b>52</b>
3.1. Modelo de simulación del flujo de gas asociado en estado estacionario de una red de tuberías empleando el simulador PIPESIM® .....	53
3.2. Evaluación en estado estacionario de las diferentes condiciones de flujo e identificación de las zonas del sistema de recolección y transporte propensas a formación de obstrutores de flujo y puntos de deterioro por corrosión en estado estacionario mediante el empleo del simulador PIPESIM® .....	55
3.3. Optimización del diseño.....	57

3.4. Modelo de simulación y evaluación de las diferentes condiciones del flujo de gas asociado de la red de tuberías para estudiar su comportamiento termohidráulico en el tiempo .....	58
<b>CAPITULO IV: PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.....</b>	<b>61</b>
4.1. Elaboración del modelo de simulación del flujo de gas asociado en estado estacionario de una red de tuberías empleando el simulador PIPESIM® .....	61
4.2. Evaluación en estado estacionario de las diferentes condiciones de flujo e identificación de las zonas del sistema de recolección y transporte propensas a formación de obstrutores de flujo y puntos de deterioro por corrosión en estado estacionario mediante el empleo del simulador PIPESIM® .....	63
4.3. Optimización del diseño (Estado Estacionario) .....	75
4.4. Evaluación en estado estacionario del caso propuesto mediante el empleo del simulador PIPESIM® .....	79
4.5. Modelo de simulación y evaluación de las diferentes condiciones del flujo de gas asociado de la red de tuberías para estudiar su comportamiento termohidráulico en el tiempo mediante el empleo del simulador OLGA® .....	85
4.6. Volumen requerido del Slug Catcher .....	95
4.7. Comparación entre los estados estacionarios obtenidos en PIPESIM® y los obtenidos en OLGA® .....	96
<b>CAPITULO V: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>98</b>
<b>REFERENCIAS .....</b>	<b>101</b>
<b>APÉNDICES.....</b>	<b>106</b>
Apéndice A: Datos Suministrados .....	106
Apéndice B: Resultados .....	109

---



---

**ÍNDICE DE FIGURAS**

<b>CONTENIDO</b>	<b>pp.</b>
Figura 1. Esquema de recolección y transporte propuesto del Distrito San Tomé .....	4
Figura 2. Cadena de valor del gas natural .....	11
Figura 3. Patrones de flujo en tuberías horizontales .....	17
Figura 4. Mapa de Mandhane para régimen de flujo en tuberías horizontales .....	20
Figura 5. Envoltorio de fase para una mezcla típica de gas natural.....	25
Figura 6. Proceso de formación de un tapón de líquido por efecto de las velocidades de las fases.....	28
Figura 7. Proceso de formación de un tapón de líquido por efecto de la topografía del terreno. ....	29
Figura 8. Curva típica de hidrato de gas. ....	31
Figura 9. Incrustaciones en tuberías de transporte.....	37
Figura 10. Proceso esquemático de corrosión.....	40
Figura 11. Corrosión uniforme causada por CO <sub>2</sub> .....	43
Figura 12. Variaciones en la forma de picaduras.....	44
Figura 13. Diagrama de bloques global del proceso de aseguramiento de flujo.....	52
Figura 14. Diagrama de bloques para la elaboración del modelo de simulación de la red de tuberías.....	54
Figura 15. Diagrama de bloque para la evaluación estado estacionario de las condiciones de flujo y la identificación de los obstrutores de flujo. ....	57
Figura 16. Diagrama de bloque para la optimización del sistema en estado estacionario y/o transitorio.....	58
Figura 17. Diagrama de bloque para el estudio en estado transitorio del sistema.....	60
Figura 18. Esquema de simulación para saturar el gas de las plantas compresoras.....	62
Figura 19. Modelo de reporte generado por PIPESIM <sup>®</sup> .....	63
Figura 20. Envoltorio de fase vs curva de operación del tramo L11 .....	64
Figura 21. Perfil global de presión del sistema. Caso base. Producción máxima.....	66
Figura 22. Perfil global de la velocidad superficial de gas del sistema. Caso base. Producción máxima.....	67
Figura 23. Perfil global de flujo de líquidos del sistema. Caso base. Producción máxima.....	68
Figura 24. Perfil global de flujo de líquido en el sistema. Caso base. Producción mínima .....	69
Figura 25. Comparación de los perfiles globales de temperatura a producción mínima y máxima del sistema. Caso base.....	70

Figura 26. Comparación de envolvente de fase vs curva de operación del tramo L18-4. Caso base.....	71
Figura 27. Perfil global de <i>Holdup</i> del sistema. Caso base. Producción máxima.....	72
Figura 28. Perfil global de Relación Velocidad Media del Fluido y Velocidad de Erosión del sistema. Caso base. Producción máxima .....	73
Figura 29. Perfil global de velocidad de corrosión del sistema. Caso base. Producción máxima.....	74
Figura 30. Presión de entrada vs diámetro de la línea L8-47.....	77
Figura 31. Presión de entrada vs diámetro de la línea L85 .....	77
Figura 32. Perfil global de presión del sistema. Caso propuesto. Producción máxima.....	80
Figura 33. Perfil global de la velocidad superficial de gas del sistema. Caso propuesto. Producción máxima.....	80
Figura 34. Perfil global de flujo de líquidos del sistema. Caso propuesto. Producción máxima.....	81
Figura 35. Perfil global de Holdup del sistema. Caso propuesto. Producción máxima.....	82
Figura 36. Perfil global de relación velocidad media del fluido y velocidad de erosión del sistema. Caso propuesto. Producción máxima .....	83
Figura 37. Perfil global de velocidad de corrosión del sistema. Caso propuesto. Producción máxima.....	84
Figura 38. Comportamiento en el tiempo de las presiones de entrega de las once plantas compresoras del sistema. Caso base. Producción máxima .....	86
Figura 39. Perfil global de holdup del sistema en el tiempo máximo de empacado. Caso base. Producción máxima .....	87
Figura 40. Perfil de holdup (fracción volumétrica) en los tramos L11, L18 y L4 en el tiempo máximo de empacado. Caso base. Producción máxima .....	87
Figura 41. Comportamiento en el tiempo del flujo de líquido (bbl/d) en los principales tramos del sistema. Caso base. Producción máxima .....	89
Figura 42. Comportamiento en el tiempo de la acumulación de líquido (pie <sup>3</sup> ) en los principales tramos del sistema. Caso base. Producción máxima.....	90
Figura 43. Comportamiento en el tiempo de las presiones de entrega de las once plantas compresoras del sistema. Caso Propuesto. Producción máxima.....	91
Figura 44. Perfil Global de Holdup del sistema en el tiempo máximo de empacado. Caso propuesto. Producción máxima.....	92
Figura 45. Perfil de Holdup (fracción volumétrica) en los tramos L11, L18 y L4 en el tiempo máximo de empacado. Caso propuesto. Producción máxima.....	92
Figura 46. Comportamiento en el tiempo del flujo de líquido (bbl/d) en los principales tramos del sistema. Caso propuesto. Producción máxima .....	94
Figura 47. Comportamiento en el tiempo de la acumulación de líquido (pie <sup>3</sup> ) en los principales tramos del sistema. Caso propuesto. Producción máxima .....	95
Figura 48. Perfil topográfico del sistema de recolección y transporte propuesto del Distrito San Tomé .....	107

Figura 49. Esquema de simulación del sistema recolección y transporte propuesto del Distrito San Tomé.....	109
Figura 50. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L7-3. Caso base. Producción máxima.....	111
Figura 51. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L9. Caso base. Producción máxima.....	112
Figura 52. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L11. Caso base. Producción máxima.....	112
Figura 53. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo B1. Caso base. Producción máxima.....	113
Figura 54. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L18-4. Caso base. Producción máxima.....	113
Figura 55. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L50. Caso base. Producción máxima.....	114
Figura 56. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L8-47. Caso base. Producción máxima.....	114
Figura 57. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L44. Caso base. Producción máxima.....	115
Figura 58. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L14-12. Caso base. Producción máxima.....	115
Figura 59. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L35. Caso base. Producción máxima.....	116
Figura 60. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L33-40. Caso base. Producción máxima.....	116
Figura 61. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L13-31. Caso base. Producción máxima.....	117
Figura 62. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L85. Caso base. Producción máxima.....	117
Figura 63. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L32-81. Caso base. Producción máxima.....	118
Figura 64. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L57-83. Caso base. Producción máxima.....	118
Figura 65. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L41. Caso base. Producción máxima.....	119
Figura 66. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L2. Caso base. Producción máxima.....	119
Figura 67. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L34. Caso base. Producción máxima.....	120
Figura 68. Perfil global de temperatura del sistema. Caso base. Producción máxima.....	120
Figura 69. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L7-L3. Caso base. Producción mínima.....	121
Figura 70. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L11. Caso base. Producción mínima.....	121

Figura 71. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo B1. Caso base. Producción mínima .....	122
Figura 72. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L18-L4. Caso base. Producción mínima .....	122
Figura 73. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L50. Caso base. Producción mínima .....	123
Figura 74. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L8-47. Caso base. Producción mínima .....	123
Figura 75. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L44. Caso base. Producción mínima .....	124
Figura 76. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L14-12. Caso base. Producción mínima .....	124
Figura 77. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L35. Caso base. Producción mínima .....	125
Figura 78. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L33-40. Caso base. Producción mínima .....	125
Figura 79. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L13-31. Caso base. Producción mínima .....	126
Figura 80. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L85. Caso base. Producción mínima .....	126
Figura 81. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L32-81 .....	127
Figura 82. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L57-83. Caso base. Producción mínima .....	127
Figura 83. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L41. Caso base. Producción mínima .....	128
Figura 84. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L2. Caso base. Producción mínima .....	128
Figura 85. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L34. Caso base. Producción mínima .....	129
Figura 86. Perfil global de temperatura del sistema. Caso base. Producción mínima .....	129
Figura 87. Perfil global de presión del sistema. Caso base. Producción mínima .....	130
Figura 88. Perfil global de velocidad superficial del gas en el sistema. Caso base. Producción mínima .....	130
Figura 89. Perfil global de Holdup. Caso base. Producción mínima .....	131
Figura 90. Perfil global de relación velocidad media del fluido y velocidad de erosión del sistema. Caso base. Producción mínima .....	131
Figura 91. Perfil global de velocidad de corrosión. Caso base. Producción mínima .....	132
Figura 92. Presión de entrada vs diámetro de la línea L44 .....	132
Figura 93. Presión de entrada vs diámetro de la línea L33-40 .....	133
Figura 94. Presión de entrada vs diámetro de la línea L18-4 .....	133
Figura 95. Presión de entrada vs diámetro de la línea L11 .....	134
Figura 96. Presión de entrada vs diámetro de la línea L7-3 .....	134

Figura 97. Presión de entrada vs diámetro de la línea L83 .....	135
Figura 98. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L7-3. Caso propuesto. Producción máxima.....	135
Figura 99. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L9. Caso propuesto. Producción máxima.....	136
Figura 100. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L11. Caso propuesto. Producción máxima.....	136
Figura 101. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo B1. Caso propuesto. Producción máxima.....	137
Figura 102. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L18-4.....	137
Figura 103. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L50. Caso propuesto. Producción máxima.....	138
Figura 104. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L8-47. Caso propuesto. Producción máxima.....	138
Figura 105. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L44 .....	139
Figura 106. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L14-12. Caso propuesto. Producción máxima.....	139
Figura 107. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L35. Caso propuesto. Producción máxima.....	140
Figura 108. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L33-40. Caso propuesto. Producción máxima.....	140
Figura 109. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L13-31. Caso propuesto. Producción máxima.....	141
Figura 110. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L85. Caso propuesto. Producción máxima.....	141
Figura 111. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L32-81. Caso propuesto. Producción máxima.....	142
Figura 112. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L57-83. Caso propuesto. Producción máxima.....	142
Figura 113. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L41. Caso propuesto. Producción máxima.....	143
Figura 114. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L2. Caso propuesto. Producción máxima.....	143
Figura 115. Envolverte de fase vs curva de operación del tramo L34. Caso propuesto. Producción máxima.....	144

**ÍNDICE DE TABLAS**

<b>CONTENIDO</b>	<b>pp.</b>
Tabla 1. Mapas de patrones de flujo para flujos de gas-líquidos en tuberías horizontales .....	19
Tabla 2. Modelos para la Estimación de parámetros de flujos Bifásicos.....	22
Tabla 3. Reacciones de Corrosión para el CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S.....	41
Tabla 4. Valores de las distintas condiciones y límites operacionales.....	65
Tabla 5. Comparación entre las condiciones estacionarias obtenidas por PIPESIM® y OLGA® .....	96
Tabla 6. Producción mínima y máxima estimada para cada planta compresora del sistema.....	106
Tabla 7. Diámetro interno, espesor y longitud de cada tramo del sistema.....	106
Tabla 8. Composiciones (Base Seca) de las once plantas compresoras suministradas.....	108
Tabla 9. Composiciones de gas saturadas (Base Húmeda) de las once plantas compresoras suministradas.....	110

**LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS**

**Símbolos Latinos**

	<b>Símbolo</b>	<b>Unidades Inglesas</b>
A	Área de las sección transversal	Pie <sup>2</sup>
	Constante empírica.	
c	100 para servicio continuo	(lb/Pie) <sup>1/2</sup> /s
	150 para servicio intermitente	
d	Longitud característica de la geometría de transporte de masa (diámetro hidráulico de la tubería)	m
H	<i>Holdup</i>	(% volumétrico)
H <sub>g</sub>	<i>Holdup</i> de gas	(% volumétrico)
H <sub>l</sub>	<i>Holdup</i> de líquido	(% volumétrico)
G	Flujo másico por área	Lb/s.pie <sup>2</sup>
G <sub>g</sub>	Flujo másico de gas por área	Lb/s.pie <sup>2</sup>
G <sub>l</sub>	Flujo másico por de liquido área	Lb/s.pie <sup>2</sup>
m	Flujo másico	Lb/s
m <sub>g</sub>	Flujo másico de gas	Lb/s
m <sub>l</sub>	Flujo másico de líquido	Lb/s
P	Presión	Psig, Psia
pHCO <sub>2</sub>	pH del agua pura y el CO <sub>2</sub>	
pHreal	pH en presencia de sales disueltas	
Q	Flujo volumétrico	MMPCED
Q <sub>g</sub>	Flujo volumétrico de gas	MMPCED
Q <sub>l</sub>	Flujo volumétrico de líquido	MMPCED
T	Temperatura	°F
V	Velocidad real del fluido	Pie/s
V <sub>c</sub>	Velocidad de corrosión	Mpy
V <sub>corr</sub>	Velocidad de corrosión	mm/a
V <sub>e</sub>	Velocidad de erosión	Pie/s
V <sub>g</sub>	Velocidad real del gas	Pie/s
V <sub>l</sub>	Velocidad real del líquido	Pie/s
V <sub>m</sub>	Velocidad de corrosión cuando se tiene la velocidad de transferencia de masa más rápida posible de las especies corrosivas	mm/a
V <sub>r</sub>	Velocidad de corrosión cuando se tiene la mayor velocidad de reacción posible para una transferencia de	mm/a

	masa infinitamente rápida	
$V_s$	Velocidad superficial del fluido	Pie/s
$V_{sg}$	Velocidad superficial del gas	Pie/s
$V_{sl}$	Velocidad superficial del líquido	Pie/s
$U$	Velocidad del líquido	m/s

### Símbolos Griegos

	Símbolo	Unidades Inglesas
$\rho$	Densidad	Lb/pie <sup>3</sup>

### Abreviaturas

AA	Antiaglomerante
API	Association Petroleum International
CAPEX	Costo Capital (Capital expenditures)
CRA	Aleación resistente a la corrosión
EDTA	Acido Etilendiaminotetraacético
EV	Estación de válvulas
GPM	Galones de hidrocarburos líquidos por mil pie cúbico de gas
GPSA	Gas Processors Suppliers Association
LDHL	Inhibidores de hidratos de baja dosis
LGN	Líquidos de gas natural
MMPCED	Millones de pie cúbicos estándar día
Mpy	Mili pulgadas año
PC	Planta Compresora
PCN	Pie cúbicos normales
PDVSA	Petróleos de Venezuela, Sociedad Anónima
PR	Peng-Robinson
Ppmv	Parte por millón en base volumétrica
PVT	Presión-Volumen-Temperatura
OPEX	Costo operativo (Operation expenditures)
SRK	Soave-Redlick-Kwong
VSG	Velocidad superficial del gas

## INTRODUCCIÓN

El aseguramiento de flujo es un proceso de análisis ingenieril de aplicación tanto en las etapas de diseño como de operación en sistemas de transporte de hidrocarburos. Este proceso permite, entre otras aplicaciones, predecir los problemas que pudieran presentarse en la línea de transporte por la presencia de flujos multifásicos, apoyado en estudios termohidráulicos que involucran cálculos de perfiles de variables a través de modelos de flujo multifásico. En sistemas complejos, estos análisis son facilitados por el uso de herramientas de simulación de redes de tuberías, los cuales permiten realizar cientos de cálculos en poco tiempo.

El presente Trabajo Especial de Grado está orientado a la realización de estudios de aseguramiento de flujo del esquema propuesto para la recolección y transporte de gas proveniente del Distrito San Tomé, Estado Anzoátegui, empleando para ello herramientas de simulación con el fin de efectuar los análisis termohidráulicos en estado estacionario y transitorio. Los estudios permitirán determinar el comportamiento del fluido transportado a lo largo de la red y la posibilidad de generación de obstrucciones de flujo en determinados puntos del sistema y en base a esto proponer recomendaciones o, si es necesario, un diseño alternativo que permita el adecuado funcionamiento de la red.

Para ello, se elaboró un marco referencial donde se estudió la cadena de valor del gas, haciendo énfasis en el transporte del gas desde las plantas de compresión hasta la planta de extracción, en las composiciones y propiedades del fluido, y en la capacidad para formar más de una fase en su recorrido por efecto, principalmente, de los cambios de presión y temperatura, lo cual pudiera ocasionar problemas de obstrucción en la red. Tomando en cuenta tanto los líquidos como otros procesos que

pueden evitar la transferencia del fluido (hidratos, corrosión, entre otros), se estudió como influyen las variables del proceso ó de diseño tales como: caudal, temperatura, diámetro, espesor de tubería, inhibición química, entre otros. Por ultimo, se realizó una revisión bibliográfica sobre las herramientas de simulación termohidráulica y su aplicación en la optimización de procesos.

Posteriormente, se elaboró un marco metodológico, en el que se indican cada uno de los pasos requeridos para definir los modelos de simulación termohidráulicos de la red en estudio, identificar los datos del sistema y realizar los análisis en estado estacionario y transitorio. Esto permitió evaluar el comportamiento del sistema y establecer estrategias para adecuar el diseño actual en caso de ser requerido.

Finalmente, se exponen los resultados obtenidos mediante el uso de las herramientas de simulación (PRO II<sup>®</sup>, PIPESIM<sup>®</sup>, PVTSIM<sup>®</sup>, OLGA<sup>®</sup>); el análisis de dichos resultados, las conclusiones y recomendaciones que provienen de estos.

## **CAPITULO I**

### **FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN**

En este capítulo se presenta el planteamiento del problema y los objetivos que conducen a la resolución del mismo.

#### **1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

En los últimos años, la producción de crudo del Oriente venezolano se ha incrementado considerablemente y con ello el gas asociado a esa producción (PDVSA Gas, 2007). Dado que las fuentes de este gas se encuentran separadas entre si, PDVSA ha emprendido proyectos para recolectar, acondicionar y procesar este hidrocarburo mediante sistemas de compresión, recolección y transporte con su red de tuberías conexas. La puesta en marcha de estas instalaciones traería como consecuencia el aprovechamiento del gas como fuente de energía o materia prima para diferentes procesos, además de contribuir con la preservación del ambiente evitando su quema y venteo.

Dependiendo de la composición química del gas transportado a través de tuberías, se puede tener tendencia a formar condensados de hidrocarburos y/o agua debido a los cambios de presión y temperatura a lo largo de su recorrido, induciendo según sea el caso, a la acumulación de líquidos, formación de hidratos, precipitación de incrustaciones, corrosión, entre otros.

Para aprovechar el gas asociado que actualmente se produce en la zona San Tomé, es necesario desarrollar la infraestructura que permita incorporar el gas y alcanzar a

mediano plazo un aumento de la producción en el mercado interno, y a su vez disminuir el impacto sobre el medio ambiente.

Uno de los proyectos planteados por PDVSA es el diseño de un sistema de recolección y transporte que permita darle uso al gas asociado proveniente del Distrito San Tomé. Dicho sistema comprende la incorporación del gas de diferentes plantas compresoras, los gasoductos y las estaciones de válvulas correspondiente (Figura 1).

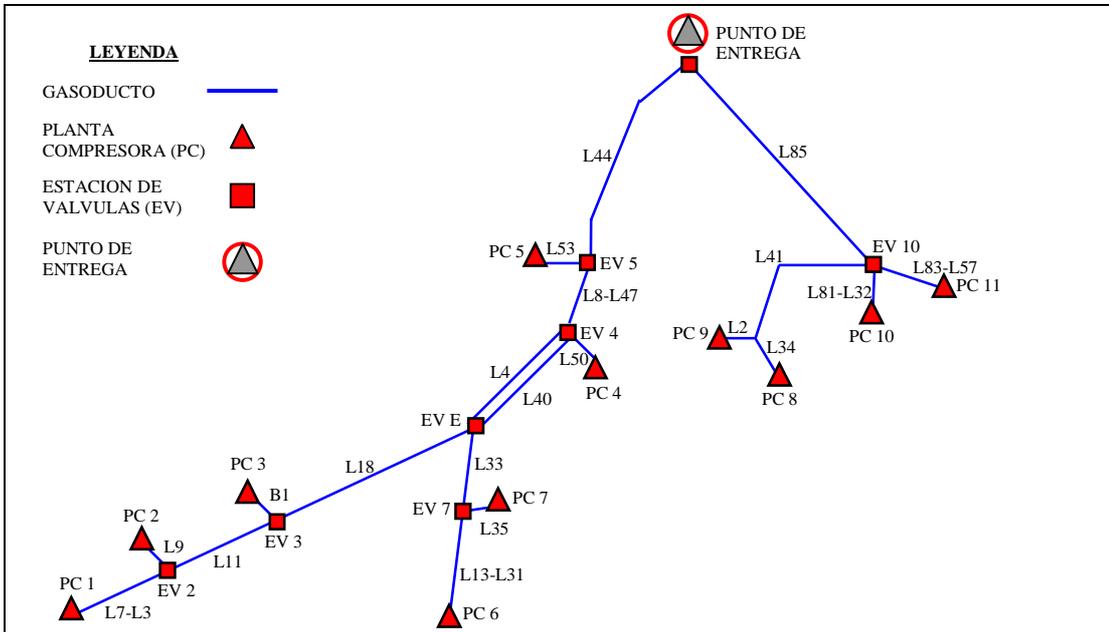


Figura 1. Esquema de recolección y transporte propuesto para el Distrito San Tomé

Considerar los estudios de aseguramiento de flujo en estado estacionario y transitorio permitirá adecuar el diseño, en términos termohidráulicos, de la nueva infraestructura para el manejo y distribución del gas acorde a sus propiedades, condiciones de operación y el medio ambiente.

En función a la situación planteada, se propuso efectuar el presente Trabajo Especial de Grado, el cual consistió, fundamentalmente, en realizar estudios de aseguramiento de flujo del sistema de recolección y transporte, y un análisis de los posibles puntos de formación de obstruccion de flujo, mediante el empleo de

herramientas de simulación de flujo de fluido (PIPESIM<sup>®</sup> para estudio en estado estacionario y OLGA<sup>®</sup> para estado transitorio), finalmente se emitieron las recomendaciones destinadas para adecuar el diseño propuesto.

## **1.2. OBJETIVOS**

A continuación se presentan el objetivo general y los objetivos específicos del presente Trabajo Especial de Grado.

### **Objetivo General**

Optimizar el diseño de la red de tuberías del sistema de recolección y transporte de gas asociado San Tomé aplicando conceptos y análisis de aseguramiento de flujo que permitan identificar las zonas propensas a obstrucciones y modificar los parámetros asociados.

### **Objetivos Específicos**

1. Identificar los procesos asociados con la cadena de valor del gas natural, haciendo énfasis en los conceptos relacionados con la recolección y transporte de flujo multifásico.
2. Elaborar modelos de simulación del flujo en estado estacionario en PIPESIM<sup>®</sup> y transitorio en OLGA<sup>®</sup> de la red de tuberías del sistema de recolección y transporte de gas asociado del Distrito San Tomé.
3. Evaluar en estado estacionario y transitorio diferentes condiciones de flujo de gas para estudiar el comportamiento termohidráulico del sistema de recolección y transporte de gas del Distrito San Tomé.

4. Identificar zonas de formación de obstructores de flujo en la red de tuberías de recolección y transporte de gas del Distrito San Tomé: acumulación de líquidos, hidratos, corrosión, entre otros.

5. Generar las bases para la adecuación del diseño de la red de tuberías de gas del Distrito San Tomé.

## CAPITULO II

### MARCO REFERENCIAL

La información presentada a continuación comprende una revisión de los trabajos previos realizados en relación al tema objeto de este Trabajo Especial de Grado y se exponen además los conceptos, términos y aspectos teóricos que servirán de soporte a la solución del problema en estudio.

#### 2.1. ANTECEDENTES

A continuación se presentan algunas publicaciones que fueron consideradas como antecedentes para el Trabajo Especial de Grado desarrollado.

*Hammerschmidt (1930s)*: observó que los hidratos causaban obstrucciones en tuberías de gas y fue el primero en proponer el uso de inhibición química con metanol para el control de la precipitación.

*Petrobras (1990s)*: fue la primera compañía en usar el término aseguramiento de flujo, aunque originalmente sólo consideraba los temas termohidráulicos encontrados durante la producción de crudo y gas.

*Xiao, J., Shohan, O. y Brill, J. (1990)*: desarrollaron un modelo mecanicista el cual fue evaluado para un amplio banco de datos y luego comparado con el comportamiento de algunas de las correlaciones comúnmente usadas para flujos bifásicos en tuberías. La evaluación basada en la comparación de este modelo junto a la predicción y medición de caída de presión, demostró que este modelo predice mejor el comportamiento de la presión que las otras correlaciones.

*Forsdyke, I. (1997)*: estableció las distintas técnicas de aseguramiento de flujo en ambientes multifásicos orientados a predecir y controlar los principales problemas en el transporte de gas, tales como hidratos, parafinas y corrosión. Para ello, realizó un estudio detallado de los distintos parámetros que influyen en las perturbaciones de flujo.

*García, F., García, R., Padrino, J. Mata, C., Trallero, J. y Joseph, G. (2003)*: Realizaron estudios de las diferentes correlaciones (modelos multifásicos) asociadas a flujos gas-liquido en tuberías horizontales para predecir la caída de presión. Los autores tomaron un amplio número de datos experimentales, de diferentes fuentes, e incluyeron un amplio rango de condiciones operacionales.

*Su, C., Rydahl, A. y Shea, R. (2003)*: mostraron que en sistemas de tuberías que transportan gas/condensado, cuando la velocidad de gas es inferior a un valor crítico puede presentarse una acumulación significativa de líquido en la tubería. Además establecieron que la obstrucción por líquidos es muy sensible a la inclinación de la tubería.

*Ellul, I., Saether, G. y Shippen, M. (2004)*: presentaron un sumario de las herramientas de simulación de los flujos multifásicos en tubería, clasificándolas en estado estacionario y transitorio.

## 2.2. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Como se mencionó anteriormente, el presente estudio comprende el sistema de transporte de gas, por lo que los aspectos teóricos relacionados con el problema se indican a continuación.

### 2.2.1. Gas Natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos y una variedad de compuestos no-hidrocarbonados que se encuentran juntos en fase gaseosa o en solución con el crudo en el yacimiento (Lyons y Plisga, 2005). Los compuestos no-hidrocarbonados se dividen en dos grupos, los diluentes, que son aquellos compuestos que reducen el poder calorífico del gas, entre los que se encuentran el nitrógeno ( $N_2$ ), el dióxido de carbono ( $CO_2$ ) y el agua ( $H_2O$ ) en fase vapor, y los contaminantes, como el sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) y otros compuestos sulfurados, los cuales pueden producir compuestos tóxicos y ocasionar daños en los equipos (Kumar, 1987; Pino, 2000).

#### 2.2.1.1. Clasificación del Gas Natural

Siendo la composición del gas natural un parámetro de gran importancia debido a que condiciona el tipo de infraestructura (material, dimensiones, entre otros), es de interés conocer su clasificación, la cual se indica a continuación (Devold, 2006; Lyons y Plisga, 2005; Pino, 2000):

**1. Gas ácido.** Es un gas cuyo contenido de sulfuro de hidrogeno ( $H_2S$ ) es mayor que 0,25 gramos por cada 100 pies cúbicos normales de gas por hora. Esto equivale a 4 partes por millón (ppmv), en base a volumen. La GPSA, define a un gas ácido como aquel que posee más de 1 gramo/100 PCN o 16 ppmv de  $H_2S$ .

**2. Gas dulce.** Es el que posee menos de 4 ppmv de  $H_2S$  y menos de 3% molar de  $CO_2$ .

3. **Gas pobre.** Esta constituido fundamentalmente de metano y etano (85-90% en metano).

4. **Gas rico.** Es un gas del cual se puede obtener una riqueza líquida de hasta 3 GPM (galones de hidrocarburos líquidos por cada mil pies cúbicos normales de gas).

5. **Gas húmedo.** Es aquel gas cuya cantidad de agua supera las 7 libras de agua por cada millón de pies cúbicos de gas.

6. **Gas condensado.** Es una mezcla de hidrocarburos y componentes no-hidrocarbonados (N<sub>2</sub>, He, etc.). Los componentes más pesados que normalmente están en fase gaseosa a la salida de la fuente (pozo, planta compresora), pero condensan parcialmente a medida que pierden presión y temperatura en las redes de tuberías.

7. **Gas asociado.** Es aquel gas extraído de los yacimientos junto con el petróleo. Puede encontrarse disuelto en el petróleo o formando una capa de gas en la parte alta del yacimiento.

8. **Gas no asociado.** También conocido como gas libre. Es el producto único o con una proporción baja de hidrocarburos líquidos que se encuentran en el yacimiento. Es un gas natural que no está en contacto con cantidades significantes de crudo en el reservorio.

2.2.1.2. Cadena de Valor del Gas Natural

La cadena de valor del gas natural abarca todas aquellas etapas de la producción, desde el proceso de extracción hasta la comercialización, como se puede apreciar en la Figura 2. (Devold, 2006; Lyons y Plisga, 2005; Gerencia Técnica de manejo de gas, EPMG, PDVSA GAS, 2008)

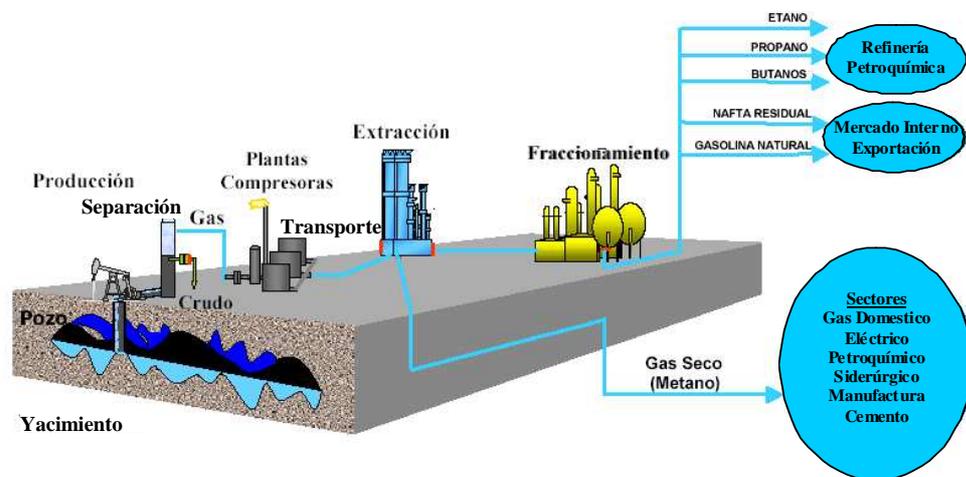


Figura 2. Cadena de valor del gas natural.  
Fuente: PDVSA GAS 2008

A continuación se describen brevemente las etapas fundamentales de la cadena de valor del gas natural.

**1. Producción:** Consiste en extraer gas natural del subsuelo (yacimientos ubicados en tierra firme y/o costa afuera) a través de métodos de perforación, para llevarlo a la superficie.

**2. Separación:** Una vez en superficie, el gas natural es sometido a un proceso de separación en recipientes metálicos a presión, denominados separadores, con la finalidad de separar el petróleo, condensados y agua del gas. El gas producto de este proceso contiene hidrocarburos livianos y en proporciones menores hidrocarburos mas pesados.

**3. Compresión:** En esta etapa, el gas proveniente de la separación, es enviado a estaciones de compresión con la finalidad de aumentar la presión y alcanzar las condiciones para ser enviados a través de sistemas de recolección y transporte hacia las plantas de extracción de líquidos.

**4. Extracción:** Es el proceso al que se somete el gas natural proveniente de las plantas compresoras, con la finalidad de separar el gas metano seco ( $\text{CH}_4$ ) de los llamados líquidos del gas natural (LGN), integrados por etano, propano, butanos, pentanos (Gasolina Natural) y Nafta Residual.

**5. Fraccionamiento:** Los líquidos del gas natural (LGN), se envían a las plantas de fraccionamiento que permiten separar los componentes livianos tales como Etano, Propano, Butano Normal e Isobutano, Gasolina Natural y Nafta Residual, que se almacenan en forma refrigerada y presurizada en recipientes esféricos.

**6. Comercialización:** Por ultimo, los distintos productos son enviados a las diferentes áreas de aprovechamiento, ya sea en el mercado interno (industrias, sector domésticos, termoeléctricas, etc.) o al mercado externo, a través de gasoductos, metaneros etc.

**7. Transporte y distribución:** Ambos eslabones constituyen el vínculo entre las actividades asociadas a la extracción (Producción) y adecuación (Fraccionamiento) del Gas Natural y el consumidor final. El transporte es el conjunto de actividades necesarias para recibir, trasladar y entregar el Gas Natural desde un punto de producción o recolección a un punto de distribución, para ello se requiere el uso de gasoductos y plantas de compresión si se transmite el hidrocarburo en estado gaseoso o facilidades de licuefacción, regasificación y desplazamiento vía marítima si se transporta en estado líquido. En cambio, la distribución es el conjunto de actividades que permiten recibir, trasladar, entregar y comercializar gas desde el punto de recepción en el sistema de transporte hasta los puntos de consumo, mediante sistemas de distribución industrial y doméstico (ENAGAS, 2009).

Por lo general, el gas natural transportado a través de redes de tubería tiende a poseer más de una fase. Esta clase de fluido presenta características y comportamientos diferentes a los fluidos monofásicos. Es por ello que a continuación se detallaran las principales características de los flujos multifásicos, haciendo énfasis en los flujos bifásicos transportados a través de líneas horizontales.

### 2.2.2. Flujo Multifásico

El flujo multifásico ocurre cuando se tiene dos o más fases simultáneamente en el sistema (tuberías, pozos, etc.). En sistemas de transporte y recolección de gas, esta clase de flujo, se encuentra constituido por una mezcla de gas natural, hidrocarburos en fase líquida (en el caso de gas condensado) y agua, tanto en fase vapor como en fase líquida (Brill y Mukherjee, 1999; Shoham, 2000).

A pesar que el transporte de flujos multifásicos reduce la infraestructura requerida en comparación a flujos monofásicos, los problemas asociados al transporte de estos presentan grandes desafíos, motivado a la posibilidad de formación de obstruores de flujos. El contenido creciente de agua, la erosión, la pérdida de calor y otras consideraciones son algunas causas de obstrucción, las cuales serán tratadas con mayor detalle en la sección de aseguramiento de flujo. Otro de los problemas asociados a esta clase de flujos es su modelado, ya que según sean las condiciones del sistema, cada fase tendrán comportamientos diferentes entre sí (Bai y Bai, 2005; Brill y Mukherjee, 1999; Gómez et al., 2000; Lee, 2008; Su, et al., 2003).

En el análisis de problemas asociados al flujo multifásico de un fluido a través de tuberías es necesario conocer y entender el significado físico de un conjunto de parámetros, los cuales se muestran a continuación (Guo, *et al*, 2005; Shoham, 2000).

**1. Flujo másico:** Se define como la suma total del flujo másico de todas las fases que forman la mezcla, según la relación (1)

$$m = m_l + m_g \quad (1)$$

**2. Flujo volumétrico:** Se define como la suma total del flujo volumétrico de todas las fases que forman la mezcla (líquido y gas), tal que:

$$Q = Q_l + Q_g \quad (2)$$

**3. Velocidad superficial:** Es la velocidad a la cual circularía la fase transportada por la tubería suponiendo que es el único que fluye por ésta. Esta variable es usada para verificar que el transporte del gas es adecuado. Por lo general, en el caso de gas condensable el rango de velocidad superficial del gas se encuentra entre 7 a 25 pie/s. Las velocidades superficiales están dadas por:

$$V_{sl} = \frac{Q_l}{A} \quad (3)$$

$$V_{sg} = \frac{Q_g}{A} \quad (4)$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{Q_l}{A} + \frac{Q_g}{A} = V_{sl} + V_{sg} \quad (5)$$

**4. Flujo de masa por unidad de área:** Es la relación entre el flujo de masa de cada fase y el área de la tubería.

$$G = \frac{m}{A} \quad (6)$$

$$G_l = \frac{m_l}{A} \quad (7)$$

$$G_g = \frac{m_g}{A} \quad (8)$$

$$G = \frac{m_p}{A} = G_l + G_g \quad (9)$$

**5. Factor de entrapamiento o Holdup:** Es la fracción del volumen de la tubería ocupada por la fase líquida. De manera similar, la fracción de vacío (*Void fraction*) se define como la fracción del volumen de la tubería ocupada por la fase gaseosa. En flujo bifásico, el *holdup* de la fase líquida varía entre un valor igual a la unidad correspondiente a cuando por la tubería solo circula la fase líquida, mientras que sería cero cuando por la tubería solo circula fase gas. El *holdup* juega un papel muy importante para la determinación de la posibilidad de formar acumulación de líquidos en una tubería. Las ecuaciones desde la 10 a la 13 muestran las relaciones matemáticas del *holdup*.

$$H = \frac{V_f}{V} \quad (10)$$

$$H_l = \frac{V_l}{V} \quad (11)$$

$$H_g = \frac{V_g}{V} \quad 0 < H_l < 1 \quad (12)$$

$$H_l + H_g = 1 \quad (13)$$

**6. Velocidad real:** Es la velocidad a la cual circula la fase considerada si fluye simultáneamente (en presencia de las otras fases) con las otras a través de la tubería. Las velocidades reales están dadas por:

$$V_l = \frac{Q_l}{A_l} = \frac{V_{sl}}{H_l} \quad (14)$$

$$V_g = \frac{Q_g}{A_g} = \frac{V_{sg}}{H_g} = \frac{V_{sg}}{1-H_l} \quad (15)$$

#### 2.2.2.1. Patrones de flujo

La diferencia fundamental entre flujo monofásico y multifásico consiste en la existencia de diferentes distribuciones geométricas de las fases que ocupan el área transversal de la tubería en el flujo multifásico, esta distribución geométrica se conoce como patrones o regímenes de flujo (Shoham, 2000). Cuando dos fases, por ejemplo líquido y gas, fluyen simultáneamente en una tubería pueden distribuirse en una variedad de configuraciones. Las distribuciones geométricas difieren entre sí, resultando en tener diferentes *holdup* y velocidades de las fases para cada distribución (Beggs y Brill, 1973; Garcia, *et al*, 2003; Oliemans, 1976; Taitel y Dukler, 1976; Su, *et al*, 2003).

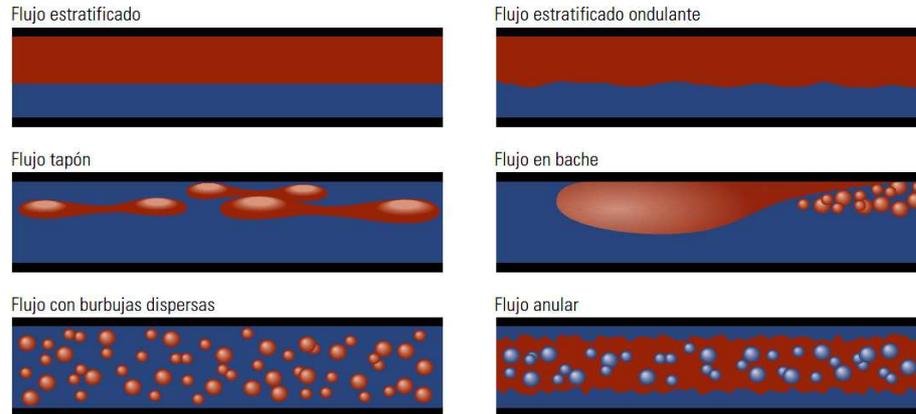
La existencia de un determinado patrón de flujo en un sistema bifásico depende de:

1. Parámetros de operación entre ellos, las tasas de flujo de las fases líquida y gaseosa.
2. Variables geométricas como el diámetro y ángulo de inclinación de la tubería.
3. Propiedades físicas, como las densidades y viscosidades de las fases, al igual que la tensión superficial entre estas.

#### 2.2.2.2. Patrones de flujo en tuberías horizontales

En la actualidad se ha tratado de definir un conjunto de patrones de flujo en un menor número posible, con definiciones claras y precisas. Un intento para definir un conjunto aceptable de patrones de flujo fue realizado por el Dr. Shoham de la

Universidad de Tulsa en 1982. Las definiciones de los patrones se fundamentan en una serie de datos experimentales sobre un amplio rango de inclinación de la tubería, principalmente horizontales. En la Figura 3 se aprecian cada uno de ellos.



**Figura 3. Patrones de flujo en tuberías horizontales.**  
Fuente: Baldauff, *et al.* (2005)

**1. Flujo estratificado**, a baja velocidad del líquido (entre 0,003 a 0,03 pie/s) y muy baja velocidad del gas (entre 0,003 a 30 pie/s), ocurre una completa estratificación de los fluidos ocupando el gas la porción superior de la tubería sobre una interfase calmada de gas y líquido. El flujo estratificado es dividido en dos, flujo estratificado liso donde la interfase es lisa y flujo estratificado ondulante donde la interfase presenta ciertas ondulaciones estables.

**2. Flujo intermitente**, se caracteriza por presentar flujo alternado de gas y líquido. El mecanismo de este flujo consiste en un tapón de líquido fluyendo sobre una película de líquido lenta que se mueve frente de este. El líquido en el cuerpo del tapón puede ser aireado por pequeñas burbujas de gas, las burbujas se concentran en el frente del tapón y en el tope de la tubería. Este patrón de flujo comprende los patrones flujo tapón (*Slug*) y en bache (burbuja elongadas). El comportamiento del flujo tapón y burbuja elongadas son similares en lo referente al mecanismo de flujo y en muchas ocasiones no se realizan distinciones entre ellos. El patrón burbuja elongadas se

considera un caso extremo del flujo tapón, cuando el tapón de líquido esta libre de burbujas atrapadas. Esto ocurre a tasas de gas relativamente pequeñas.

**3. Flujo anular**, existe a muy alta tasa de flujo de gas (entre 60 a 300 pie/s). La fase gaseosa fluye en el centro de la tubería, mientras que la fase líquida forma una película alrededor de la tubería. La película en el fondo de la tubería es más ancha que en el tope, dependiendo de la magnitud relativa de las tasas de flujo de gas y líquido. A bajas tasas de flujo el líquido fluye en el fondo de la tubería mientras ondas aireadas están distribuidas alrededor de la periferia de la tubería y tocan la parte superior de la tubería, este patrón de flujo ocurre en la zona de transición entre los patrones de flujo estratificado ondulado, flujo tapón y flujo anular. No es flujo estratificado por que el líquido es barrido alrededor de la periferia de la tubería y eventualmente tocan el tope de la misma. Tampoco es flujo tapón debido a que no se forma ninguna película de líquido.

**4. Flujo con burbujas dispersas**, ocurre a muy altas tasas de flujo de líquido (entre 10 a 30 pie/s) esta fase representa la fase continua, mientras que la fase gaseosa representaría la fase dispersa en forma de discretas burbujas. En general, las burbujas se distribuyen en el seno de la fase líquida y viajan a la misma velocidad de esta última fase, por lo tanto el flujo es considerado como flujo homogéneo.

#### 2.2.2.3. Mapas de Patrones de Flujo

Los mapas de patrones de flujo son representaciones graficas de los regimenes de flujo con determinadas características. Estos tienen la finalidad de facilitar la ubicación de un patrón de flujo de una corriente determinada en función de las condiciones del sistema. Cabe destacar, que cada mapa es aplicable solamente en el rango de las condiciones que fueron elaborados, y por consiguiente, la aplicación de un determinado mapa fuera de este rango puede generar errores considerables en la predicción del patrón del flujo. En la Tabla 1 se pueden apreciar algunos mapas

usados para sistemas gas-líquido, donde se observa que cada uno de ellos posee diferentes sistemas de coordenadas, esto es debido a que cada uno se elaboro bajo cierta características, es decir, considerando parámetros diferentes (Aziz, Govier y Forgasi, 1972; Baker, 1954; Eaton, *et al*, 1967; Hagedron y Brown, 1965; Hemeida y Sumalt, 1989; Mandhane, 1974; Payne, 1975).

**Tabla 1. Mapas de patrones de flujo para flujos de gas-líquidos en tuberías horizontales**

<b>Autor</b>	<b>Diámetro interno de la tubería (pulgadas)</b>	<b>Sistema</b>	<b>Coordenadas del mapa</b>
Baker (1954)	1	Aire-Agua	$\frac{G_G}{\lambda}, \frac{\lambda \cdot \phi \cdot G_L}{G_G}$
Eaton et al. (1967)	2-17	Gas Natural-Agua/Crudo	$Re_{TP}, We_{TP}$
Mandhane et al. (1974)	Amplia data	Aire-Agua	$V_{SL}, V_{SG}$

Fuente: Shoham, 2000.

Para complementar lo anterior, en la Figura 4 se muestra el mapa de patrones de flujo de Mandhane, el cual se fundamenta en el uso de las velocidades superficiales de cada fase como sistema de coordenadas para la identificación de los patrones de flujo bifásico existente en una tubería horizontal.

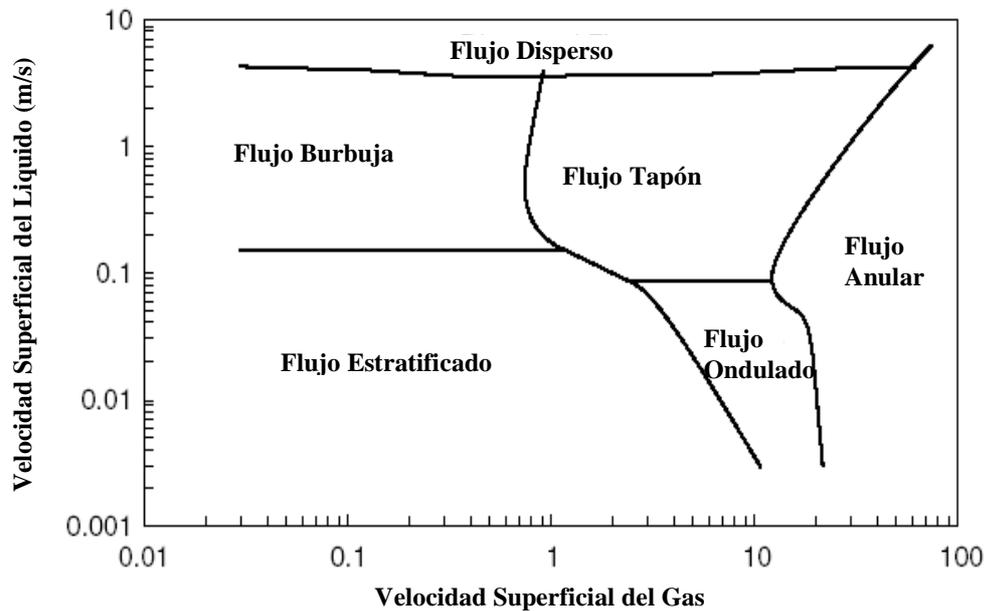


Figura 4. Mapa de Mandhane para régimen de flujo en tuberías horizontales.  
Fuente: Shoham, 2000.

#### 2.2.2.4. Modelos de Flujos Multifásico en Tuberías

Los modelos de flujo multifásicos permiten predecir las características del fluido, tales como el factor de fricción, *holdup* y gradiente de presión, a través de un análisis de las variables involucradas en el proceso, entre las cuales tenemos el tamaño de la tubería, propiedades del fluido, condición del flujo, ángulo de inclinación, entre otras (Gómez *et al*, 2000; Shoham, 2000; Xiao *et al*, 1990).

Los modelos disponibles están sujetos a cierto grado de error para cualquier situación en estudio, de allí que es necesario un juicio crítico para la interpretación y el análisis de los resultados. En la mayoría de los casos es recomendable realizar los cálculos utilizando dos o más modelos, así como hacer una sensibilidad en las variables más importantes para disponer de un intervalo de resultados de las diferentes variables involucradas y discernir en cuanto al comportamiento del flujo obtenido. Adicionalmente, es importante mencionar que en muchas aplicaciones es necesario utilizar ciertas correlaciones fuera de sus campos de desarrollo, generando

severas extrapolaciones fuera del campo experimental para la cual fueron establecidas. Sin embargo el diseñador debe dar la mejor respuesta para el caso en estudio con la información disponible (Campbell, 1984; Brill y Mukherjee, 1999; Garcia, et al, 2003; King y Riyadh, 1989).

Los modelos utilizados para el análisis, diagnóstico y diseño de las facilidades para transportar una mezcla líquido-gas se pueden clasificar en: correlacionados empíricos y mecanicistas (Brill y Mukherjee, 1999; Shoham, 2000).

**1. Modelos correlacionados empíricos:** se basan en generar relaciones funcionales de datos experimentales en función de grupos adimensionales que controlen los mecanismos físicos del fenómeno en estudio (Xiao *et al.*, 1990; King y Riyadh, 1989). Los modelos correlacionados tienen una aplicabilidad universal para conjuntos de datos de toda clase de procesos físicos. Las correlaciones empíricas tienen implícito el comportamiento físico del fenómeno en estudio. Este es un método válido indiferentemente de la complejidad del problema. Sin embargo, su precisión es adecuada si se utilizan dentro del intervalo de aplicación en el cual fueron desarrolladas (Flanigan, 1958; Mukherjee y Brill, 1983; Palmer, 1975).

**2. Modelos mecanicistas:** Estos intentan determinar y modelar matemáticamente la física del fenómeno en estudio. Un postulado fundamental en el modelado mecanicista del flujo multifásico a través de una tubería, es la existencia de varias configuraciones espaciales de las fases o patrones de flujo. El primer objetivo de este tipo de modelado es determinar el patrón de flujo existente para unas condiciones dadas (Barnea, 1987; Taitel y Dukler, 1976; Taitel *et al.*, 1980). Posteriormente, se formulan modelos hidrodinámicos separados para cada uno de los posibles patrones de flujo (Ansari *et al.*, 1994; Gómez *et al.*, 2000; Ouyang, 1998; Padrino *et al.*, 2002; Xiao *et al.*, 1990).

A continuación se muestra en la Tabla 2 algunos de los modelos para determinar los patrones de flujo, *holdup* y caída de presión en tuberías horizontales y/o inclinadas mas utilizados para gas-condensado y gas-agua.

**Tabla 2. Modelos para la Estimación de parámetros de flujos Bifásicos**

<b>Modelo</b>	<b>Fecha</b>	<b>Parámetro a estimar</b>	<b>Base</b>	<b>Diámetro de tubería</b>	<b>Fluido</b>
Lockart y Martinelli	1949	Caída de Presión (flujo laminar)	Datos de laboratorio	0,0586-1,0107 pulg	Crudo, Gas, agua
Dukler, AGA y Flanigan	1964	Caída de Presión	Revisión de modelos previos	Amplio Rango	Crudo-Gas Gas-Condensado
Dukler, AGA y Flanigan (Eaton) (DAFE)	1967	Caída de Presión Holdup Velocidad del Gas	Revisión de modelos previos	Amplio Rango	Crudo-Gas Gas-Condensado
Oliemans	1987	Caída de Presión	Modelo mecanicista	Amplio Rango	Gas-condensado Gas-agua
Xiao	1990	Caída de Presión	Modelo mecanicista	Amplio Rango	Gas-liquido

Nota. Tabla elaborada con datos tomados de “Flow Assurance in Wellbores and Pipelines: What you need to know” por M, Trick, 2005.

En los flujos multifásicos cada fase posee características diferentes entre sí, y son influenciadas por cambios de presión y temperatura, lo cual pudiera generar problemas de obstrucción, como taponamiento por líquidos condensados, incrustaciones entre otros. Conocer el comportamiento del fluido, las condiciones a las cuales se maneja y las características de la línea que lo transporta, es de vital importancia para obtener un adecuado diseño. En la siguiente sección se profundizará en los conceptos asociados al aseguramiento de flujo tales como los principales

obstructores de flujo en sistemas que transportan gas asociado y posibles estrategias aplicables para solventarlos.

### **2.2.3. Aseguramiento de Flujo**

El aseguramiento de flujo es un proceso de análisis ingenieril de apoyo en el desarrollo del diseño y operación para el control de la deposición de sólidos, como los hidratos, parafinas, asfáltenos, incrustaciones, o aparición de tapones de líquido en sistemas de transporte submarinos y terrestres (Bai y Bai, 2005; Ellul, Saether y Shippen, 2004; Forsdyke, 1997). Se basa en el estudio de las características del fluido y la adecuación de variables de procesos tales como diámetro, espesor, aislamiento térmico de las tuberías y presiones de salida de la fuente, para determinar la ocurrencia de procesos tales como la corrosión, erosión y así aplicar estrategias de prevención y/o mitigación (Lee, 2008).

Los problemas que podrían ocasionar los obstructores de flujo en el sistema pueden ser mitigados a través de un adecuado diseño, como una aislación térmica apropiada, materiales adecuados y/o sistemas de mitigación durante operaciones como inhibición química o limpieza mecánica periódica (Pigging). Si bien adecuar el sistema desde el diseño podría incrementar el costo capital o costo de inversión, CAPEX, las operaciones de mantenimiento, OPEX, disminuirían. De hecho, la aparición de obstructores no previstos incrementa el costo operativo debido a la implementación de acciones correctivas (Guo, *et al*, 2005; Ratulowski, *et al*, 2004; Rivero y Nakagawa, 2005).

#### **2.2.3.1. Pruebas y Caracterización de Efluente**

Uno de los pasos más críticos en la identificación y cuantificación de riesgos de ocurrencia de obstructores que afecten la transferencia del fluido es el muestreo y

caracterización de efluentes. Determinar la composición del fluido y estimar el potencial para la deposición de hidratos y parafinas, entre otros, permitirá determinar si existen riesgos en las líneas de transporte. Dichas pruebas se llevan a cabo en laboratorio o circuitos de ensayo y los resultados e interpretaciones serán más exactos mientras mas representativas sean las muestras del fluido de producción. Si las muestras no son confiables, las conclusiones pudieran ser erradas y cualquier estrategia de mitigación basada en ésta trabajará de forma inapropiada y los sistemas de recolección y transporte encontrarán severos riesgos operacionales (Forsdyke, 1997; Guo, *et al*, 2005; Lee, 2008).

#### 2.2.3.1.1. Envoltente de fase

Una representación de las fases de un fluido presente en función de la presión y temperatura constituye un diagrama presión-temperatura para sistemas multicomponentes que dependen de cada especie molecular y su concentración. Para esta clase de sistemas, el diagrama toma la forma de una envoltente, compuesta por la curva de burbuja o líquido saturado, y la de rocío o vapor saturado (Bai y Bai, 2005; Campbell, 1984; Maddox y Erbar, 1982; Smith, Van Ness y Abbott, 2000). En la Figura 5 se muestra un gráfico de envoltente de fase típico con zonas o puntos característicos de la mezcla al igual que la nomenclatura usada para describirla.

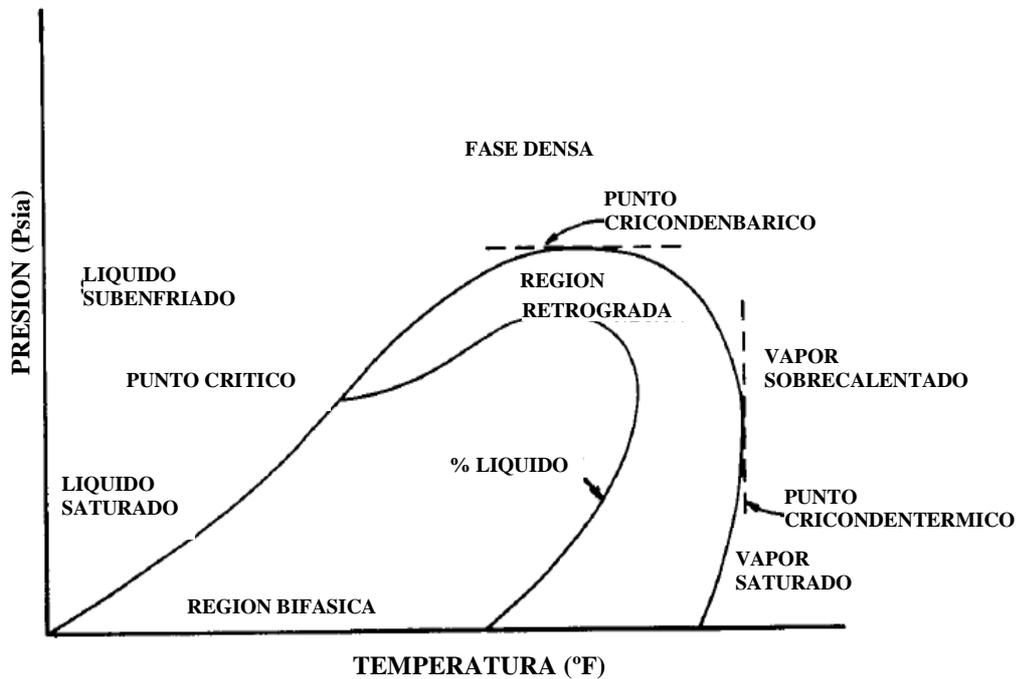


Figura 5. Envoltente de fase para una mezcla típica de gas natural.  
Fuente: Maddox y Erbar, 1982.

En la figura mostrada anteriormente se aprecia una serie de parámetros, los cuales son los siguientes:

1. **Punto Cricondenbárico:** Es la máxima presión que la curva de rocío alcanza.
2. **Punto Cricondentérmico:** Máxima temperatura a la cual las fases de líquido y vapor pueden coexistir.
3. **Punto Crítico:** Se define como la temperatura y presión a la cual las propiedades del líquido y vapor saturado son idénticas.
4. **Fase Densa:** Es la región donde la mezcla tiene las propiedades visuales del gas, pero posee las propiedades físicas entre el gas y el líquido.
5. **Región Retrograda:** Normalmente se encuentra ubicada entre la temperatura crítica y la cricondentérmica. En esta región un cambio en la presión y la temperatura

no produce el típico comportamiento que caracteriza a los componentes puros, por ejemplo, cuando un decrecimiento de la presión causa el cambio de fase de líquido a gas. En este caso, la disminución de la presión, inicialmente causa la condensación del gas, pero luego causa la evaporación de la misma. Este fenómeno es característico de los gases condensable y causa significativas caídas de presión en el sistema.

#### 2.2.3.1.2. Ecuaciones de estado

Para hidrocarburos, la envolvente de fase y las propiedades físicas como las densidades, viscosidades y entalpías son únicamente determinadas por el estado del sistema. Las ecuaciones de estado son relaciones matemáticas entre volumen, presión, temperatura y composición, las cuales son usadas para describir el estado y la transición del sistema (Smith, Van Ness y Abbott, 2000; Bai y Bai, 2005; Campbell, 1984). Desde que las primeras ecuaciones de estado para representar sistemas reales fueron desarrolladas por Van der Waals en 1873, cientos de estas han sido propuestas, y agrupadas por Leland (1980) tal como se indica a continuación:

1. Van der Waals
2. Benedict-Webb-Rubin
3. Ecuaciones de fluido de referencia
4. Ecuaciones de Augmented-rigid-body

Las ecuaciones cúbicas del grupo de Van der Waals son ampliamente usadas en la industria del gas y petróleo por su simplicidad, y relativa exactitud para describir fluidos multifásicos. Las ecuaciones Soave-Redlich-Kwong (SRK) y Peng-Robinson (PR) son las más empleadas en programas de simulación termohidráulica para el estudio de aseguramiento de flujo, aunque de acuerdo a diversos estudios se recomienda usar Soave-Redlich-Kwong (SRK) para el caso de gas condensado (Peng y Robinson, 1976; Campbell, 1984).

La principal desventaja de las ecuaciones cúbicas es que presentan problemas para predecir las propiedades termodinámicas de fluidos que contienen componentes pesados (C7+) en pequeñas cantidades (alrededor del 1 % mol). Esto debido a que el punto de rocío del gas depende estrechamente de los componentes pesados de la mezcla (Campbell, 1984).

Una vez caracterizado el fluido de trabajo mediante el análisis de composición química, ecuaciones de estado y envolventes de fase, se puede proceder con el estudio de los posibles obstrutores de flujo, tales como: Taponos de líquido, hidratos de gas, parafinas, incrustaciones, corrosión, entre otros.

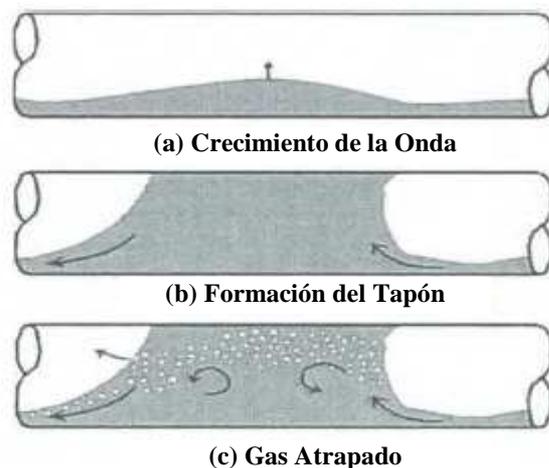
A continuación se presentarán y discutirán cada uno de estos obstrutores para identificar y proponer estrategias de mitigación mediante estudios de aseguramiento de flujo.

#### 2.2.3.2. Taponos de Líquido

En sistemas de transporte donde se tiene gas condensado, largas distancias de entrega traen como resultado la formación de líquidos en las tuberías, debido a la condensación provocada por la disminución de la temperatura y presión. Cuando el caudal aumenta, mayor cantidad de líquido pudiera condensar y potencialmente cubrir secciones amplias de las tuberías, al igual que en el caso cuando la velocidad del fluido disminuye lo cual puede causar la condensación de líquidos por efecto de la disminución de la presión y temperatura. Esto puede generar fluctuaciones de la presión y flujo que a menudo produce daños en el sistema (Guo, *et al*, 2005; Song, *et al*, 2003).

La formación de taponos de líquido puede deberse principalmente a las siguientes razones:

**1. Diferencia entre las velocidades de las fases:** Esta se inicia por la inestabilidad de las ondas en la interfase gas-líquido en el flujo estratificado bajo ciertas condiciones del flujo. En la Figura 6 se muestra el proceso de formación de un tapón de líquido. En la etapa (a) la interfase gas-líquido es levantada cuando la diferencia entre las velocidades de la fase gas y líquido es alta. En la etapa (b) una de las ondas alcanza el tope de la tubería, formándose un tapón. Este es empujado por el gas y viaja a mayor velocidad que la película de líquido, originando el arrastre del mismo y aumentando así el tamaño del tapón. En la etapa (c) el gas atrapado reduce el *holdup* de líquido en el tapón, incrementando así la turbulencia dentro de este (Bai y Bai, 2005).



**Figura 6. Proceso de formación de un tapón de líquido por efecto de las velocidades de las fases.**  
Fuente: Bai, Y. y Bai, Q., 2005.

**2. Topografía del terreno:** Pocas tuberías tienen inclinaciones constantes. Cambios de elevación en el terreno, combinado con velocidades de flujo bajas, pueden causar formación de tapones de líquido. En la Figura 7 se muestra que debido a las inclinaciones de la tuberías, los patrones de flujo se ven alterados, pudiendo cambiar de un flujo estratificado a uno tipo tapón (Bai y Bai, 2005).



**Figura 7. Proceso de formación de un tapón de líquido por efecto de la topografía del terreno.**  
Fuente: Bai, Y. y Bai, Q., 2005.

#### 2.2.3.2.1. Prevención y eliminación de taponos de líquido

Existen algunos métodos que pueden utilizarse para prevenir o mitigar eficazmente los problemas de taponamiento (Guo, *et al*, 2005).

**1. Topografía de tubería favorable.** En el caso de sistemas de tuberías, es preferible que esta se encuentre en forma inclinada ascendente. En otras palabras, es recomendable colocar la salida de la tubería más arriba que la entrada. Esto es porque el tapón del flujo multifásico es menos severo en este arreglo que el que se encuentra inclinado hacia abajo. Adicionalmente se debe evitar cambios bruscos en la dirección de la tubería, es decir, ángulos cerrados, ya que esto facilita la formación de taponos de líquido (Forsdyke, 1997; Guo, *et al*, 2005; Su, *et al*, 2003).

**2. Incremento del flujo de gas.** Una de las causas por las que puede ocurrir el taponamiento severo es cuando la velocidad del gas es demasiado baja en comparación con la del líquido y por consiguiente, el gas no posee la suficiente fuerza para arrastrar el líquido, causando la acumulación del mismo en la tubería. Se toma como velocidad superficial mínima para el gas de 7 pie/s. Velocidades superiores a ésta, contribuye con el arrastre de los líquidos por parte del gas en sistemas de gas condensable (Guo, *et al*, 2005; Rydahi *et al.*, 2003; Su, *et al*, 2003).

### 2.2.3.3. Hidratos de Gas

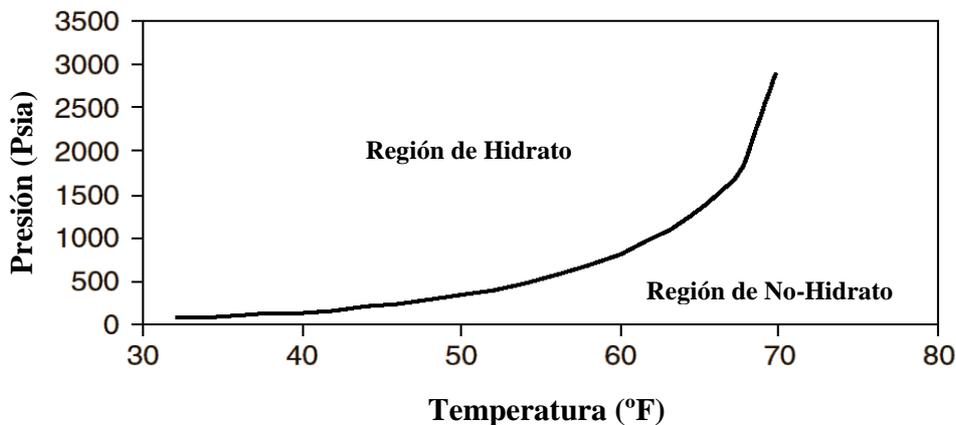
Los hidratos de gas son compuestos cristalinos que se forman cuando las moléculas pequeñas del gas entran en contacto con el agua a ciertas condiciones de temperatura y presión. El proceso mediante el cual se produce el hidrato de gas es conocido como nucleación, durante el cual, pequeños cristales de hidratos (núcleo), crecen y se dispersan continuamente. Las propiedades físicas de los hidratos son similares a la del hielo (Sloan, 1998). Excepto que los hidratos se pueden formar en temperaturas por encima de 32°F (0°C) en sistemas presurizados. Los hidratos se forman fácilmente cuando el gas contiene agua y se encuentran en sistemas de alta presión y con temperatura relativamente bajas. Comúnmente se encuentra que los hidratos están compuestos por agua y moléculas ligeras del gas, como metano, etano, propano, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno (Bai y Bai, 2005; Cochran y Gudimetla, 2004).

El flujo puede ser bloqueado cuando los hidratos se forman dentro de la tubería. Una vez que el tapón de hidrato se forma, puede tomar semanas y hasta meses desintegrarlo, debido a sus propiedades termoestables. Por ello, es de suma importancia diseñar y operar el sistema libre de riesgos de formación de hidratos. Los hidratos pueden formarse fácilmente luego del estrangulador ó válvula de choque (choke) donde la temperatura del fluido desciende hasta llegar a la región de formación de hidrato debido al efecto Joule Thompson, el cual ocurre cuando se mantiene el flujo pero cambia la presión (Cingotti y Sinquin; Guo, *et al*, 2005).

#### 2.2.3.3.1. Curva de formación de hidrato de gas

En la Figura 8 se muestra la curva típica de tendencia a la formación de hidrato de gas. En el lado izquierdo de la curva se encuentra la región de formación de hidrato. Cuando la presión y la temperatura están dentro de esta región, el agua y el gas comienzan a formar hidrato. Del lado derecho de la curva está la región libre de

hidrato, donde las condiciones de presión y temperatura desfavorecen la formación de éste precipitado. Las composiciones del fluido, el contenido de agua y la salinidad son factores que afectan la curva de hidrato: Un incremento en la salinidad, por ejemplo, reduciría la región de formación de hidrato (Guo, *et al*, 2005; Kelland y Dybvik, 1995).



**Figura 8. Curva típica de hidrato de gas.**  
Fuente: Guo, Song, Chacko y Ghalambor, 2005.

La curva de hidrato es de utilidad para diseñar y operar tuberías submarinas y/o terrestres. Esta provee las condiciones de presión y temperatura que el sistema debería mantener para evitar la formación de hidratos. Pueden calcularse usando programas de computadora que consideren las condiciones de presión y temperatura. Pero la clave para obtener cálculos precisos es tener composiciones de fluido y de agua precisas (Bai y Bai, 2005; Guo, *et al*, 2005).

#### 2.2.3.3.2. Prevención de hidrato

Si los sistemas de transporte producen agua, es necesario predecir la formación de hidratos y determinar si se está en la región de formación, para así considerar estrategias para prevenirlo (Cingotti y Siquin; Bai y Bai, 2005; Kelland y Dybvik,

1995). Se disponen de diferentes técnicas de prevención de hidratos, algunas de las cuales se describen a continuación:

**1. Inhibidores termodinámicos.** Estos inhibidores reducen la temperatura a la cual se forma el hidrato mediante el cambio potencial de la química del agua. Este efecto es similar al que se observa al agregar anticongelante al agua para bajar su punto de congelación (Bai y Bai, 2005).

**2. Inhibidores de hidratos de baja dosis (LDHIs).** Son productos químicos que inhiben hidratos a bajas dosis de aplicación. Existen dos clases de LDHI: inhibidor cinético de hidrato y el otro es antiaglomerantes (Kelland y Dybvik., 1995; Bai y Bai, 2005).

Los inhibidores cinéticos de hidrato son polímeros o copolímeros solubles en agua de bajo peso molecular, que tienen la tendencia a retardar el proceso de nucleación de hidrato y retrasa la formación y el crecimiento de cristales de hidrato por un período de tiempo extendido. (Bai y Bai, 2005; Guo, *et al*, 2005)

Los antiaglomerantes (AA) son polímeros y surfactantes, los cuales causan que la fase del agua esté suspendida en el flujo como pequeñas gotas. Cuando las gotas de agua en suspensión se convierten en hidratos, las características se mantienen sin causar bloqueo. Estos inhibidores no retrasan la nucleación de cristales de hidrato, pero mantienen los cristales en la fase de hidrocarburo reduciendo la tasa de crecimiento de los cristales (Mehta *et al.*, 2003; Guo, *et al*, 2005; Bai y Bai, 2005).

**3. Remoción del agua o deshidratación.** La deshidratación es la técnica de prevención de hidrato comúnmente aplicada para el transporte de flujo en tubería. La formación de hidratos no ocurrirá Si el agua es removida desde los fluidos producidos (Bai y Bai, 2005).

**4. Aislamiento térmico.** Este provee un control de hidrato evitando que la temperatura del sistema se mantenga por encima de las condiciones de formación de hidrato, ya que extiende el tiempo de enfriamiento del fluido (Bai y Bai, 2005).

#### 2.2.3.3.3. Estrategias de remoción de hidrato

Dos factores hacen que la remoción del tapón de hidrato sea excepcionalmente difícil: 1) Requieren de una gran cantidad de energía de disociación y 2) la transferencia de calor a través de la fase del hidrato es baja. Por otro lado, los hidratos concentran gas natural en su interior; un pie cúbico de hidrato puede contener hasta 182 pie cúbico de gas, lo cual implica que una despresurización rápida podría liberar de forma acelerada el gas que se encuentra en su interior. La disociación del hidrato es altamente endotérmica. Si la transferencia de calor a través de la capa de aislante de la tubería hacia los alrededores es baja, la temperatura puede caer rápidamente debido a la disociación del hidrato. Adicionalmente, como el gas se está produciendo durante la disociación del hidrato, es posible que ocurra el efecto de enfriamiento de Joule Thompson, provocado por la expansión del gas (Forsdyke, 1997; Sloan, 1998). Las técnicas de remediación de hidratos son similares a las técnicas de prevención, las cuales incluyen:

**1. Inhibidores termodinámicos.** Los inhibidores pueden esencialmente disolver el tapón de hidrato mediante el contacto directo sobre este. La dificultad de aplicar los inhibidores radica en conseguir el punto en el cual este entre en contacto con la obstrucción. Si el punto de la inyección se establece relativamente cerca de la obstrucción, esta acción puede ser efectiva. No siempre la inyección del inhibidor puede ayudar con la disociación de una obstrucción de hidrato, pero puede controlar la formación continua de este (Bai y Bai, 2005).

**2. Descompresión.** Esta consiste en disminuir la presión del sistema con la finalidad salir de la región de hidratos. Es la técnica más común usada para la

remediación de las obstrucciones del hidrato en sistemas de producción. La descompresión rápida debe ser evitada porque puede dar lugar al efecto de enfriamiento de Joule Thompson, que puede empeorar el problema del hidrato y formar el hielo. Desde el punto de vista técnico y de seguridad, el método preferido para disociar los hidratos es despresurizar de ambos lados de la obstrucción. Si solamente un lado de una obstrucción se despresuriza, entonces un diferencial de presión grande resultará a través del tapón, lo cual puede potencialmente crear un proyectil de alta velocidad (Bai y Bai, 2005).

#### 2.2.3.4. Parafinas

Las parafinas son compuestos de largas cadenas, generalmente alcanos de más de siete carbonos en su cadena ( $C_{7+}$ ), que están naturalmente presentes en el crudo, y en cantidades pequeñas en el gas natural. Cuando la temperatura cae, estos compuestos tienden a liberarse del fluido y forman cristales parafínicos alargados sobre la pared de la tubería. Si el control de la deposición de las parafinas no es eficaz, los depósitos parafínicos pueden acumularse con el tiempo y causar interrupción en la producción, reducción del rendimiento de procesamiento, e incluso terminar de obstruir las líneas de flujo. (Bai y Bai, 2005; Guo, *et al*, 2005).

Las propiedades de las parafinas han sido caracterizadas por la medición del *Cloud Point* (punto de enturbamiento) y el *Pour Point* (punto de escurrimiento). El *Cloud Point* esencialmente mide la temperatura a la cual, la parafina es visible en el fluido (crudo o gas asociado) a presión atmosférica. El *Pour Point* es la temperatura en la cual la parafina deja de fluir. Estas medidas dan una comprensión general de las temperaturas en las cuales la deposición de la parafina se convertirá en un problema (Bai y Bai, 2005).

La clave para la predicción de la deposición de parafina es un análisis exacto de la concentración de parafina en una muestra del fluido, la cual se realiza a través de la cromatografía de gases. Los datos de la composición de la parafina se utilizan para

construir un modelo termodinámico para la predicción de las tasas de la deposición de la parafina en la línea de flujo así como para predecir el *Cloud Point* y el *Pour Point* dependiendo de la presión. El modelo termodinámico se puede combinar con el de las líneas de flujo usando software tales como HYSYS<sup>®</sup>, PIPESIM<sup>®</sup> u OLGA<sup>®</sup>, para predecir donde ocurrirán los depósitos de la parafina, cuan rápido se acumulara y la frecuencia con la cual la línea debe ser limpiada (Bai y Bai, 2005).

#### 2.2.3.4.1. Estrategias de mitigación de Parafinas

Las deposiciones de parafinas pueden ser reducidas por el aislamiento de la línea de flujo y por la inyección de dispersantes químicos, los cuales pueden reducir la tasa de deposición hasta cinco veces. Sin embargo, debe ser acentuado que estos productos químicos y aislamiento térmico no frenan totalmente la deposición de la parafina. A continuación se presentan algunas estrategias empleadas para mitigar las parafinas.

**Aislamiento térmico.** Se emplea para mantener la temperatura del fluido a lo largo de la tubería sobre la temperatura de aparición de parafina. Un buen aislamiento térmico puede conservar el fluido sobre el *Cloud Point* para toda la línea de flujo y eliminar así la deposición de las parafinas en su totalidad (James y Karl, 1999).

**Herramientas de limpieza mecánica.** Si se llega a depositar parafina en el interior de la tubería, será necesario quitarla físicamente mediante limpieza mecánica (*pigging*) de la línea de flujo, el cual se debe realizar con frecuencia para evitar la acumulación de grandes cantidades de parafina. Si el depósito de parafina llega a ser demasiado grueso, no habrá suficiente presión para empujar el equipo de limpieza mecánica (PIG) a través de la línea. El *Pigging* también requiere que el sistema este en *shutdown* (parada de planta), estabilizada por la inyección de metanol, y finalmente, se podrá poner en operación el sistema solo cuando el *pigging* haya terminado. Todo este proceso puede dar lugar a la pérdida de 1 a 3 días de

producción. Los modelos de deposición creados basados en el trabajo del análisis de los fluidos y los cálculos del aseguramiento de flujo son determinantes para el establecimiento de los intervalos del *pigging*, ya que no pueden ser demasiado frecuentes por cuestiones económicas, ni pueden ser pocos frecuentes ya que se aumenta el riesgo de que la herramienta de limpieza no se desplace en la línea de flujo por el exceso de parafina (Bai y Bai, 2005).

**Inhibición química.** Generalmente es de mayor costo que la limpieza mecánica, aunque la comparación depende de la frecuencia de limpieza, eficacia química de la inhibición, y de otros factores. Los inhibidores químicos pueden reducir la tasa de la deposición pero raramente pueden eliminar la deposición totalmente. Los productos químicos deben ser compatibles con la química del fluido, en las condiciones de operación, para ser eficaces.

#### 2.2.3.5. Incrustaciones

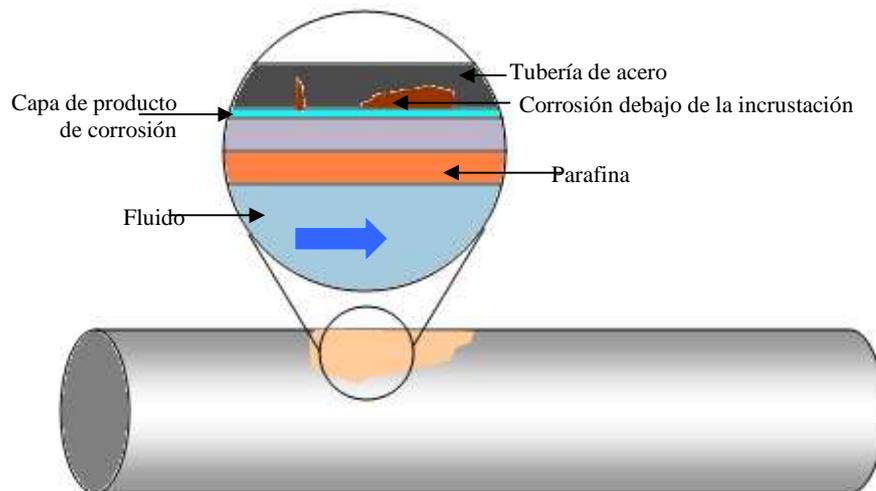
Las incrustaciones son acumulaciones de sedimentos minerales que se depositan a lo largo de las tuberías, válvulas, bombas, entre otros equipos, causando obstrucción en la línea e impidiendo el flujo normal de los fluidos (Guo, B. *et al*, 2005).

El contenido agua será fundamental, ya que es un buen solvente para muchos materiales y puede transportar grandes cantidades de minerales (Crabtree, *et al*. 1999).

La formación de las incrustaciones comienza cuando se perturba el estado de cualquier fluido natural de forma tal que se excede el límite de solubilidad de uno o más de sus componentes. Las solubilidades de los minerales en sí mismas tienen una complicada dependencia respecto de la temperatura y la presión. Por lo general, un incremento de la temperatura provoca el aumento de la solubilidad de un mineral en el agua, es decir, mas iones se disuelven a temperaturas más elevadas. En forma

similar, al descender la presión, la solubilidad tiende a disminuir. Pero no todos los minerales se ajustan a la tendencia típica de la temperatura; un ejemplo de esto es el carbonato de calcio, en el cual la solubilidad en agua aumenta cuando las temperaturas disminuyen (Forsdyke, 1997; Guo, *et al*, 2005).

El efecto primario de la formación de incrustaciones en las tuberías es la reducción de la tasa de producción al aumentar la rugosidad de la superficie del tubo y reducir el área de fluencia. Esto origina un aumento en la caída de presión. Por lo general, las incrustaciones incluyen capas de sulfuros de hierro, carbonatos o productos corrosivos (Crabtree, *et al*, 1999). En la Figura 9 se muestra la distribución de las incrustaciones en una tubería.



**Figura 9. Incrustaciones en tuberías de transporte.**

Fuente: Crabtree, *et al*, 1999.

#### 2.2.3.5.1. Eliminación de las incrustaciones

Las técnicas utilizadas para eliminar las incrustaciones deben cumplir ciertas condiciones: ser rápidas, no dañar las tuberías, y ser efectivas en la prevención de nuevas precipitaciones. Para poder seleccionar la técnica más adecuada, es necesario conocer el tipo, la cantidad de incrustaciones y su composición física o su textura, ya

que si se elige un método inadecuado se puede llegar a incentivar el depósito de incrustaciones (Bai y Bai, 2005; Crabtree, *et al.* 1999; Guo, *et al.*, 2005; Lee, 2008). Entre las técnicas empleadas para la eliminación de incrustaciones se destacan las siguientes:

**Técnicas químicas.** La remoción de incrustaciones con productos químicos es, por lo general, el primer sistema que se utiliza y el más económico, en especial cuando las incrustaciones no son de fácil acceso o se encuentran en lugares donde los métodos mecánicos de limpieza convencionales resultan poco efectivos o es muy costoso transportarlos.

Si bien el ácido clorhídrico es normalmente la primera opción como tratamiento de las incrustaciones de carbonato de calcio, la reacción rápida del ácido puede conllevar un problema: las soluciones de ácido agotado de subproductos de las incrustaciones constituyen excelentes agentes iniciadores para la formación de nuevos depósitos minerales. Los químicos que disuelven y quelatizan el carbonato de calcio son capaces de romper este ciclo de repetición. El ácido etilendiaminotetraacético (EDTA) es uno de los más usados en la remoción química de las incrustaciones.

A pesar que los tratamientos con EDTA son más costosos y más lentos comparados con el ácido clorhídrico, funcionan bien en incrustaciones que requieren un tratamiento químico. El EDTA, y sus distintas variantes en estructura química, también resultan efectivos en la remoción de incrustaciones distintas a los carbonatos y han mostrado resultados promisorios en la remoción de sedimentos de sulfato de calcio y compuestos de calcio y sulfato de bario.

**Métodos mecánicos.** Las soluciones mecánicas para eliminar depósitos minerales ofrecen una amplia variedad de herramientas y técnicas aplicables en las tuberías. Como ocurre en el caso de los tratamientos químicos, la mayor parte de los métodos mecánicos presentan un rango limitado de aplicabilidad, de manera tal que la selección del método correcto depende del sistema y el tipo de incrustación. Los

métodos mecánicos, si bien son variados, se encuentran entre los más eficientes para la eliminación de incrustaciones de minerales en las tuberías.

Para el caso de las incrustaciones gruesas y poco porosas se recurre a las técnicas utilizadas para perforar rocas y triturar acero. Las mechas de impacto y la tecnología de fresado han sido desarrolladas para funcionar con tuberías flexibles dentro de las líneas de producción y utilizando distintas mechas cinceladoras y variadas configuraciones de fresado. Se encuentran otras herramientas, las cuales funcionan como un pequeño martillo neumático con una mecha rotativa. Hacen impacto sobre las incrustaciones a razón de 300 a 600 veces por minuto y rotan alrededor de 20 veces por minuto. Estas herramientas funcionan mejor en depósitos de incrustaciones quebradizas y operan a razón de 10 a 100 pies por hora.

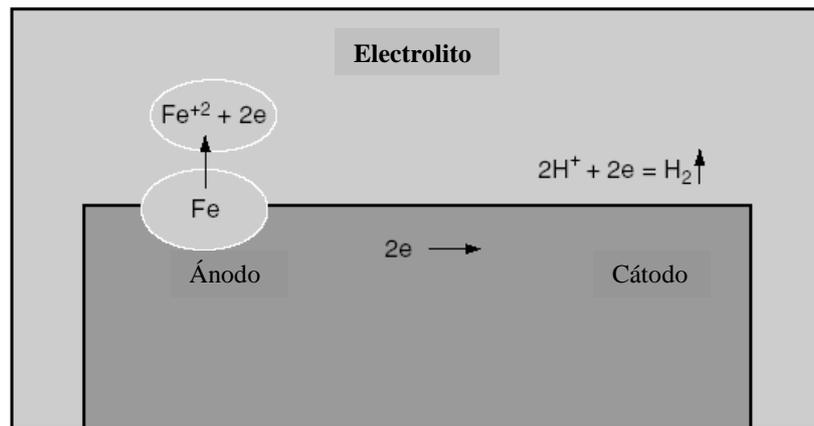
#### 2.2.3.6. Corrosión

La corrosión es una reacción química o electroquímica entre un material, usualmente un metal, y su entorno que produce un deterioro del material y sus propiedades. (Baboian, 2005; Dekker, 2004; Guo, *et al*, 2005).

Cuando el agua fluye a través de la tubería, esta podría humedecer la superficie interna de la tubería y la corrosión puede ocurrir. La corrosividad de la fase líquida depende de las concentraciones de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S, temperatura, presión, régimen de flujo y caudales (Nesic, *et al*, 1995; Strommen, 2002).

La corrosión que requiere agua conductiva es llamada corrosión húmeda y es un proceso electroquímico. Hay cuatro elementos fundamentales básicos en un proceso de corrosión: Un ánodo, un cátodo, un electrólito y un circuito de conducción (Kolts, *et al*, 1999).

En la Figura 10 se muestra el proceso de corrosión. Cuando una pieza de metal entra en contacto con un medio acuoso, las diferencias de potenciales en la superficie, origina que una porción de la superficie de metal se degrade más que el resto. Esta porción de metal es llamada ánodo, donde el metal pasa al medio en su estado iónico (Baboian, R., 2005).



**Figura 10. Proceso esquemático de corrosión.**

Fuente: Guo, *et al.*, 2005.

La presencia de gases ácidos como el dióxido de carbono ( $CO_2$ ) y sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) incrementan la degradación del material. Las reacciones de corrosión propuestas, se muestran en la Tabla 3.

Tabla 3. Reacciones de Corrosión para el CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S

Lugar donde Ocurre	Reacción
<b>Para el CO<sub>2</sub></b>	
<b>Ánodo</b>	$Fe \rightarrow Fe^{+2} + 2e$
<b>Cátodo</b>	$CO_2 + H_2O \rightarrow H^+ + HCO_3^- \rightarrow 2H^+ + CO_3^{-2}$
<b>Ecuación neta</b>	$Fe^{+2} + CO_3^{-2} \rightarrow FeCO_3$
<b>Para el H<sub>2</sub>S</b>	
<b>Ánodo</b>	$Fe \rightarrow Fe^{+2} + 2e$
<b>Cátodo</b>	$H_2S + H_2O \rightarrow H^+ + HS^- + H_2O \rightarrow 2H^+ + S^{-2} + OH^-$
<b>Ecuación neta</b>	$Fe^{+2} + S^{-2} \rightarrow FeS$

Nota: Tabla elaborada con datos tomados de “Corrosión Tests and Standards: Application and Interpretation” por Baboian, R., 2005.

De lo anterior, es claro que existen parámetros que controlarían las reacciones de corrosión, como lo son: las reacciones en el cátodo y el ánodo, el flujo de electrones del ánodo hacia el cátodo, y la conductividad del electrólito. Estos factores controlantes son los parámetros principales en los que se basan casi todos los modelos de predicción de corrosión (Nesic *et al.*, 1995). Si las reacciones en el ánodo y el cátodo pueden ser reducidas, por ejemplo, usando inhibidores de corrosión, la tasa de corrosión será retardada. De modo semejante, si el electrólito fuese menos conductivo debido a la remoción del dióxido de carbono o el sulfuro de hidrógeno, la tasa de corrosión también disminuiría. La conductividad del electrólito puede ser reducida agregando químicos para aumentar el valor del pH del electrólito, siendo estos unos de los métodos usados en la industria para el control de corrosión (Strommen, 2002; Kolts *et al.*, 1999).

2.2.3.6.1. Estimación de velocidades de corrosión. Modelo de De Waard et, al. 1995

Diferentes modelos para estimación de corrosión han sido propuestos para sistemas conteniendo CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S y agua en contacto con aceros al carbono. Uno de los mayormente utilizados es el de De Waard, el cual ha evolucionado y ajustado los parámetros de correlación (De Waard, *et al*, 1995).

Para el presente estudio, se consideró la estimación de velocidad de corrosión (V<sub>corr</sub>) con el modelo de De Waard versión 1995. En esta versión del modelo se combina, al igual que la versión de 1993, una contribución de la cinética independiente del flujo de la reacción de corrosión, con una de flujo dependiente de la transferencia de masa de CO<sub>2</sub> disuelto, por medio del modelo de la resistencia (ecuación 16). Así, La velocidad de corrosión V<sub>corr</sub> puede ser afectada por: 1) el transporte de las especies corrosivas a la superficie del metal (V<sub>m</sub>) y 2) la reacción en la fase limite del metal (V<sub>r</sub>), según el modelo de la resistencia. Igualmente considera una contribución por efecto de pH y se ajustaron los coeficientes de correlación con respecto a versiones anteriores. En las ecuaciones 17 y 18 se muestran los ajustes realizados

$$V_{cor} = \frac{1}{\frac{1}{V_r} + \frac{1}{V_m}} \quad (16)$$

$$\text{Log}(V_r) = 4,93 - \frac{1119}{T} + 0,58 * \text{Log}(pCO_2) - 0,34 * (pH_{real} - pH_{CO_2}) \quad (17)$$

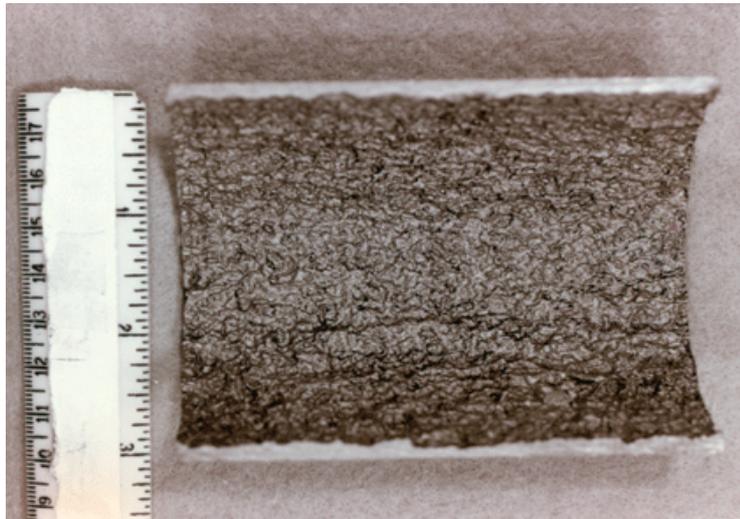
$$V_m = \frac{2,45 * U^{0,8}}{d^{0,2} * pCO_2} \quad (18)$$

$$pH_{CO_2} = 3,82 + 0,00384 * T - 0,5 * \text{Log}(pCO_2) \quad (19)$$

#### 2.2.3.6.2. Clasificación de los tipos de corrosión

Los problemas de corrosión pueden ser clasificados considerando la forma en que aparecen los daños de corrosión o el mecanismo de ataque. A continuación se describen los tipos de corrosión mas comunes en sistemas de tuberías (ASM International; Guo, *et al*, 2005).

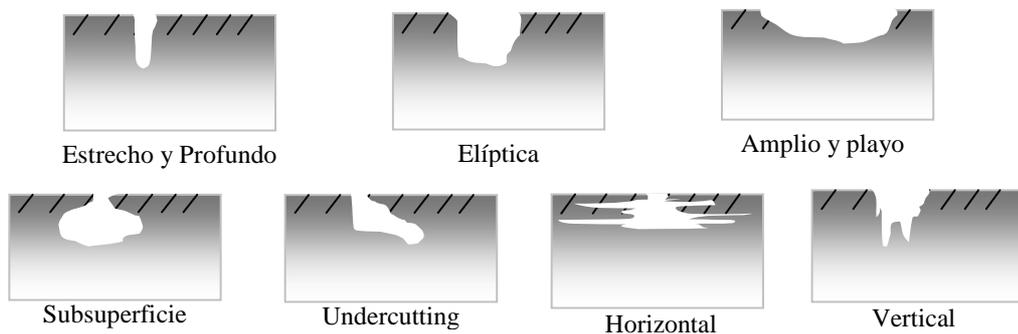
**1. Corrosión uniforme.** Causa una penetración bastante uniforme sobre toda la superficie expuesta del metal. El ataque general es resultado de la acción de celdas locales de corrosión, es decir, múltiples ánodos y cátodos funcionando sobre la superficie metálica a la vez. La posición de las áreas anódicas y catódicas sigue trasladándose sobre la superficie, causando la corrosión uniforme (ASM International). En la Figura 11 se muestra un ejemplo de corrosión uniforme causada por CO<sub>2</sub>



**Figura 11. Corrosión uniforme causada por CO<sub>2</sub>.**  
Fuente: NM WAIDS, 2009.

**2. Corrosión por picadura.** Es una forma muy localizada de corrosión que produce agujeros o cavidades en el material debido a la pérdida de metal o capa protectora de la tubería. Puede ocurrir si la película protectora de la tubería no es aplicada uniformemente en la superficie de metal. Las áreas de la película pobremente

aplicadas son más fáciles de corroer. La corrosión por picaduras puede tener consecuencias importantes porque es difícil de detectar. Una sola cavidad puede causar el crecimiento de grietas y producir una falla catastrófica de la tubería (ASM International; Guo, B. *et al*, 2005). Las variaciones en la forma de las cavidades son mostradas en la Figura 12.



**Figura 12. Variaciones en la forma de picaduras.**  
Fuente: ASM International.

**3. Cavitación-Corrosión.** La cavitación ocurre cuando las burbujas de vapor se forman repetidamente y subsiguientemente colapsan en el líquido sobre la superficie de metal. Las fuerzas explosivas asociadas con los colapsos de las burbujas pueden dañar cualquier película protectora dentro de la tubería, aumentando así la corrosión local. La cavitación también puede causar daños mecánicos a partes del sistema, como los empujes de las bombas (Guo, B. *et al*, 2005).

**4. Daño por hidrógeno.** En sistemas amargos, el hidrógeno producto de la reacción de corrosión, se encuentra adsorbido y con carga neutra en la superficie del metal. Este hidrógeno puede difundirse en metal y producir la degradación del mismo según diferentes procesos (ASM International; Houbaert, 1991):

**Ampollamiento por hidrógeno.** Cuando el hidrogeno atómico es generado en la superficie del metal puede ser absorbido por este, difundándose hacia su interior y precipitando en forma de hidrogeno molecular en las cavidades internas, lo cual acumula gran presión, suficiente como para producir grietas internas. Si las grietas

están debajo de la superficie, la presión del gas de hidrogeno puede levantar la capa exterior del metal de manera que se asemeje a una ampolla (Fortana, 1986; Houbaert, 1991).

Fragilización por hidrógeno. Es resultado de la penetración del hidrogeno dentro del metal, lo cual causa perdida de la ductilidad en este y posibles fallas por fragilidad en el metal. Esto es común en sistemas con un intervalo de temperaturas entre -70 y 140 °C (Fortana, 1986; Houbaert, 1991).

Ataque por hidrógeno. El hidrogeno absorbido por el metal, reacciona internamente con los carburos para producir burbujas de metano a lo largo de las fronteras del grano del metal. Posteriormente, estas burbujas crecen y se fusionan para formar fisuras. Este tipo de daños es irreversible, y se produce a temperaturas elevadas (mayor a 200°C), mientras que la fragilización por hidrogeno es a menudo reversible y se produce por debajo de los 200 °C (ASM International; Fortana, 1986; Houbaert, 1991).

**5. Erosión-Corrosión.** Es la aceleración o el aumento de la tasa de deterioro o ataque de un metal debido a desgaste mecánico o contribuciones abrasivas en combinación con la corrosión. Este esta asociado con la turbulencia y flujos a altas velocidades, además de la presencia de sustancias corrosivas en el fluido transportado. La aceleración del ataque es provocado por la remoción de la película protectora por efecto de las fuerzas mecánicas (ASM International; Baboian, 2005; Dekker, 2004; Houbaert, 1991; Pemex).

Cuando no se especifican las propiedades de erosión-corrosión del fluido, se establece la velocidad de erosión como por encima de la cual ocurriría una erosión excesiva, con el riesgo de que la tubería falle. La velocidad de erosión es dependiente de la densidad media del fluido transportado y es un parámetro importante en el diseño y optimización de redes de tuberías, ya que indica la velocidad máxima permitida de un fluido dado (API RP14E, 2000; Norma PDVSA 90616.1.024).

Las recomendaciones para limitar las velocidades erosivas son pocas y carecen de fundamento experimental. Pero cuando la limitación de ruido es una consideración importante, se recomienda velocidades máxima del fluido comprendidas entre 50 y 60 % de la velocidad de erosión (Norma PDVSA 90616.1.024).

La ecuación 20 permite calcular la velocidad de erosión de un fluido.

$$V_e = \frac{c}{\sqrt{\rho m}} \quad (20)$$

#### 2.2.3.6.3. Control de corrosión

Para el control de corrosión, diferentes métodos están disponibles para aplicación industrial. Entre estos se encuentran:

1. Selección de materiales
2. Optimización del diseño de la infraestructura
3. Tratamiento químico (inhibidores de corrosión, secuestrantes de H<sub>2</sub>S, entre otros,)
4. Aplicación de revestimientos (interno o externo)
5. Adecuación del proceso (modificación de condiciones de operación)

Hay algunos métodos disponibles para el control de corrosión de tuberías: usando CRAs (aleaciones resistentes a la corrosión, según sus siglas en inglés) en lugar de acero al carbono, aplicación de inhibidores de corrosión, aislando el metal del electrólito y usando protección catódica. Uno o más de estos métodos pueden ser usados juntos. La protección catódica y la inhibición química pueden ser usadas juntas para proteger a la tubería (Kolts, J. *et al*, 1999; Guo, B. *et al*, 2005).

A continuación se describe brevemente los aspectos más relevantes de cada uno de estos métodos:

#### Selección de materiales

En general, las instalaciones de producción de hidrocarburos están conformadas por aceros al carbono, los cuales se adaptan a las condiciones de servicio siempre y cuando estén acordes con las especificaciones de servicio. Sin embargo, se tiene como alternativa la aplicación de aleaciones resistentes a la corrosión (CRA, según sus siglas en inglés).

Las aleaciones resistentes a la corrosión son aquellas que disminuyen la velocidad de corrosión al menos en un orden de magnitud con respecto a los aceros al carbono convencionales. Éstas son a menudo utilizadas en sistemas donde la velocidad de corrosión del acero al carbono es muy alta y se requieren de alternativas que incrementen la confiabilidad del sistema. Siendo las CRAs más costosas que el acero al carbono, la decisión de usar este tipo de aleación dependerá de las dimensiones del sistema y de la evaluación económica del proyecto.

#### Tratamiento químico

Los inhibidores de corrosión son productos químicos que, cuando son agregados a un entorno corrosivo, podrían reducir efectivamente la tasa de corrosión de un metal que está expuesto a ese entorno. Los inhibidores de corrosión reaccionan con la superficie del metal y se adhieren a esta ofreciéndole una protección contra la corrosión. Los compuestos activos en el inhibidor ayudan a formar una película en la superficie e impide que el agua toque la pared de la tubería.

Para que la distribución del inhibidor se haga de manera uniforme alrededor del perímetro interno de la pared de la tubería, los fluidos dentro de esta deben tener una cierta velocidad de afluencia. Si la velocidad del efluente es demasiado bajo, el inhibidor no lograría llegar a la porción superior de la pared de la tubería y el

inhibidor sólo formará una película protectora alrededor de la porción inferior de pared de la tubería. Por otro lado, si la velocidad es demasiado alta y causa un alto esfuerzo de corte cercano de la pared, la película protectora puede ser removida de la pared de la tubería. Para tubería lisa, la eficiencia de los inhibidores de corrosión es tan alta como 85-95%, pero pudiera caer si el esfuerzo al corte aumenta drásticamente en las posiciones como las válvulas, estranguladores, curvas, y granos de soldaduras. Estas irregulares geométricas causan la separación de flujo, el reacomodo del límite de flujo y el incremento las tasas de la turbulencia.

En tuberías de transporte de gas/condensado, incorporando inhibidores de hidrato, como glicol o metanol, se contribuye con la reducción de la tasa de corrosión (Strommen, 2002). Esto es porque los inhibidores de hidratos absorben agua libre y hacen que la fase del agua sea menos corrosiva.

#### Revestimientos

Una de las alternativas para el control de la corrosión es la aplicación de revestimientos que permiten aislar la superficie metálica de un componente del medio agresor. Esta capa protectora puede ser de carácter metálico u orgánico y han sido desarrollados en especial para la aplicación en la infraestructura petrolera para el control de degradación interna o externa. Los revestimientos orgánicos son de gran aplicación y están compuestos por múltiples componentes que le confieren las propiedades requeridas, tales como impermeabilidad, adherencia, baja porosidad, resistencia mecánica y baja interacción con el medio a las condiciones de operación.

Los cálculos asociados a los flujos bifásicos en redes de tuberías son muy complejos. Es por ello que el uso de herramientas de simulación para realizar los estudios de aseguramiento de flujo es indispensable para evaluar el proceso. En la siguiente sección se estudiarán los conceptos asociados a la simulación de procesos, específicamente aplicados en el diseño y evaluación de comportamiento del fluido a través de redes de tuberías.

#### 2.2.4. Simulación de Procesos

La simulación de procesos es una técnica para evaluar, en forma rápida y mediante modelos matemáticos, un proceso con base en una representación del mismo. La resolución de los modelos se lleva a cabo por medio de programas computacionales y permite estimar el comportamiento de dicho proceso (Martínez et al, 2000).

De acuerdo con Scenna (2007) “la tarea de simulación es aquella en la cual proponemos ciertos valores de entrada al programa de simulación para obtener determinados resultados o valores de salida, los cuales estiman el comportamiento del sistema real bajo esas condiciones”.

La simulación de procesos químicos está naturalmente vinculada al cálculo iterativo de los balances de materia, energía y eventualmente cantidad de movimiento de un proceso cuya estructura y datos preliminares de sus componentes, son conocidos (Martínez, *et al*, 2000; Scenna *et al*, 2007).

Los simuladores de procesos son las herramientas más importantes, junto a las técnicas de optimización, en las etapas de diseño y análisis. Estas herramientas permiten verificar el desempeño de un sistema y generar, cuando aplique, diversas alternativas de optimización de un proceso dado.

##### 2.2.4.1. Clasificación de los Métodos de Simulación

Las herramientas de simulación pueden clasificarse según su dependencia con el tiempo en: estacionario y dinámico (transitorio). A continuación se expondrán brevemente las características de éstas (Norris, 1985).

***Simulación en estado estacionario:*** Implica resolver los balances de un sistema sin involucrar variables temporales, por lo que el sistema de ecuaciones del modelo permitirá analizar las variaciones de los parámetros de interés con las coordenadas

espaciales (modelo de parámetros distribuidos). Entonces, el modelo establece y resuelve un sistema de ecuaciones diferenciales en derivadas parciales (según el número de coordenadas espaciales consideradas). En el caso de los simuladores de redes de tubería en estado estacionario, el programa comercial PIPESIM<sup>®</sup>, constituye una de las herramientas de mayor aplicación para la evaluación y análisis de un sistema dado.

***Simulación dinámica o estado transitorio:*** Los modelos plantean los balances en su dependencia con el tiempo, ya sea para representar el comportamiento de sistemas semicontinuos, o para analizar la evolución que se manifiesta en el cambio de una condición de un sistema determinado. En este último caso, el modelo matemático estará constituido por un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias cuya variable diferencial es el tiempo. De aplicarse el modelo, se deberá resolver un sistema de ecuaciones diferenciales en derivadas parciales, abarcando tanto las coordenadas espaciales como la temporal (parámetros distribuidos). El programa de mayor impacto comercial de simulación en estado transitorio de redes de tubería es el simulador OLGA<sup>®</sup>, el cual cuenta con una serie de módulos que permiten hacer análisis dinámicos de varios parámetros importantes del sistema (Bendiksen, 1991).

#### 2.2.4.2. Optimización

Se puede definir como optimización al proceso de seleccionar, a partir de un conjunto de alternativas posibles, aquella que cumpla de la manera más satisfactoria con los objetivos propuestos. Para resolver un problema de optimización se requieren dos etapas principales: 1) formulación del modelo y 2) resolución y validación del mismo (Martínez, et al, 2000; Scenna *et al*, 2007).

La formulación del modelo de optimización no es un procedimiento formal estructurado, es esencialmente cualitativa y requiere de habilidad, creatividad y

experiencia de quien desarrolla el modelo. Para la formulación del modelo se pueden seguir los siguientes pasos:

**1. Identificar las variables de decisión.** Estas representan las alternativas de decisión del problema. Pertenecen a la propia naturaleza del problema y no pueden ser establecidas arbitrariamente, como por ejemplo, presión, diámetro interno y velocidad del fluido.

**2. Identificar y/o fijar las restricciones.** Definen el conjunto de valores que pueden tomar las variables de decisión. Las restricciones pueden pertenecer a la naturaleza del problema, como lo son las restricciones físicas (límites de presión y temperatura, equilibrio líquido-vapor, etc.), pero también puede haber restricciones fijadas arbitrariamente por el usuario, según su propio criterio, por ejemplo costos.

**3. Definición de los objetivos:** Éstos no pertenecen a la naturaleza del problema sino que son fijados arbitrariamente por el usuario. El mismo puede definir un único o varios objetivos a ser considerados simultáneamente. Como por ejemplo mantener una presión, disminuir el diámetro interno de una tubería, entre otros.

**4. Análisis de la información disponible:** La información referente a los parámetros del proceso permitirá definir el criterio de decisión a adoptar. Si se conoce con certeza el valor de los parámetros, el criterio seleccionado será el de maximizar o minimizar la variable-objetivo propuesta.

Una vez generado el modelo, la etapa siguiente es resolverlo y/o validarlo. Para resolverlos se emplean modelos matemáticos pertinentes. La validación de estos resultados puede ser a partir de datos experimentales (en el caso de comparación de modelos) o mediante el uso de otras herramientas de cálculo.

CAPITULO III

MARCO METODOLÓGICO

En este capítulo, se presentan cada uno de los pasos y procedimientos que se llevaron a cabo para cumplir los objetivos planteados en el presente estudio.

Como fue explicado en la revisión bibliográfica, el aseguramiento de flujo es un proceso de análisis ingenieríl mediante el cual puede establecerse la posibilidad de formación de obstrutores de flujo en zonas específicas del sistema a través del estudio de parámetros determinados. En la Figura 13 se presenta, el diagrama de bloques global que resume la metodología a emplear en el trabajo especial de grado.

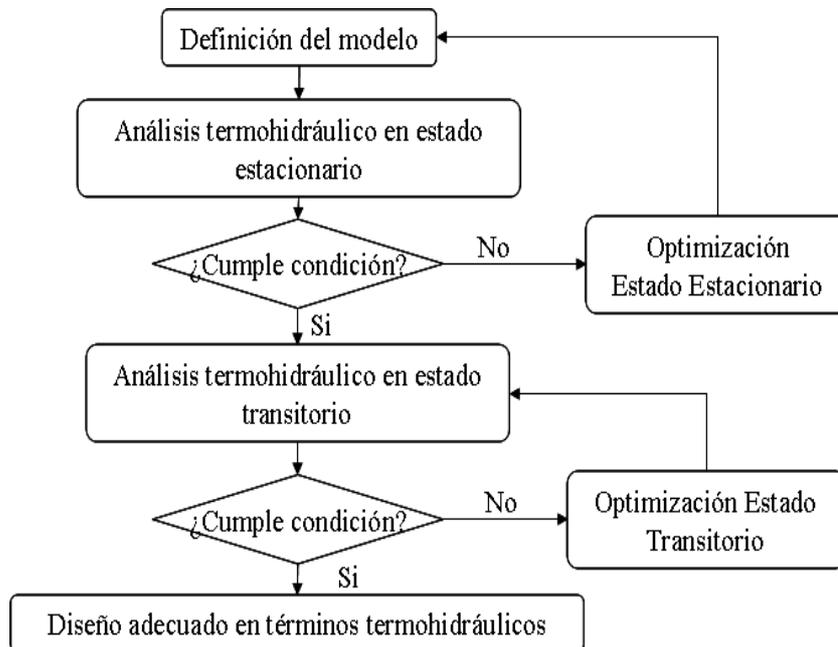


Figura 13. Diagrama de bloques global del proceso de aseguramiento de flujo.

A continuación se desarrollara de forma detallada el diagrama de bloque mostrado anteriormente.

### **3.1. Modelo de simulación del flujo de gas asociado en estado estacionario de una red de tuberías empleando el simulador PIPESIM®**

Para elaborar el modelo de simulación de la red de tuberías, es necesario esquematizar el sistema y establecer las condiciones iniciales del mismo, tales como las propiedades de los fluidos. El procedimiento para lograr esto se muestra a continuación:

3.1.1. Esquematizar el sistema a partir del esquema real suministrado. Los pasos a seguir son los siguientes:

3.1.1.1. Introducir las líneas representativas de las tuberías del sistema original, al igual que las intersecciones de las mismas, a través de nodos.

3.1.1.2. Establecer las fuentes del gas, las cuales representan las plantas compresoras. El punto de entrega se representara como un “*Sink*” o nodo terminal.

3.1.2. Introducir la longitud, topografía (elevaciones), diámetro interno y espesor de cada sección de tubería del esquema generado.

3.1.3. Insertar la temperatura de operación y el flujo de gas a cada planta compresora. Para el punto de entrega, introducir la presión requerida.

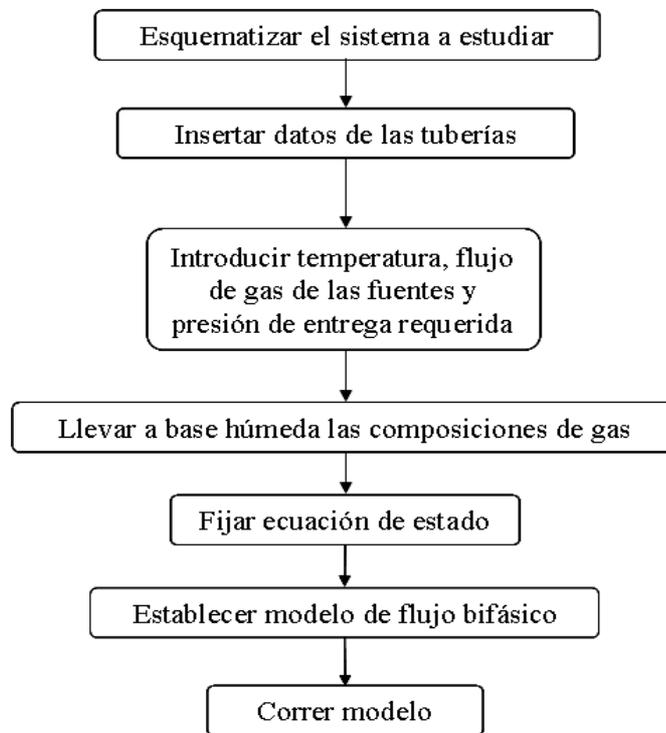
3.1.4. Establecer las composiciones de gas de cada planta compresora a las condiciones de las mismas. Para ello es necesario incluir el agua en la composición del gas a dichas condiciones. Con ayuda del simulador PRO II®, se elaboró un sistema de mezclado de dos corrientes, una de gas seco (composición suministrada) y la otra agua pura. La corriente generada se introduce a un flash el cual esta a las condiciones de operación de la respectiva planta compresora. La corriente del tope representa la composición a base humedad del gas a la salida de la planta compresora.

3.1.5. Fijar Soave-Redlich-Kwong (SRK) como ecuación de estado.

3.1.6. Establecer el modelo de flujo multifásico. En base a lo establecido por Xiao, (1990), se empleó dicho modelo para la generación del perfil de presión y el cálculo del diámetro. Para los demás perfiles, se empleó Dukler, AGA, Flanigan y Eaton, (1967).

3.1.7. Correr el modelo.

El procedimiento para la elaboración del modelo de simulación de la red de tuberías se puede resumir en el diagrama de bloques, mostrados en la Figura 14.



**Figura 14. Diagrama de bloques para la elaboración del modelo de simulación de la red de tuberías.**

### **3.2. Evaluación en estado estacionario de las diferentes condiciones de flujo e identificación de las zonas del sistema de recolección y transporte propensas a formación de obstruccion de flujo y puntos de deterioro por corrosión en estado estacionario mediante el empleo del simulador PIPESIM®**

Para garantizar que el sistema de recolección y transporte que es objeto de estudio cumpla con su función de transportar el flujo, este debe ser evaluado bajo condiciones límites de flujo, es decir, máxima y mínima producción que se espera que tenga el sistema, para luego estudiar su comportamiento termohidráulico. Esto se hará a partir del plan de producción de cada planta compresora, identificando el año en el cual se espera la mínima y máxima producción.

Una vez definido los límites de producción se procederá a evaluar el sistema en estudio. Los pasos a seguir son los que se muestran a continuación.

3.2.1. Generar los reportes: Para el caso del perfil de presión se usará Xiao, mientras que para los demás perfiles se empleara Dukler, AGA, Flanigan y Eaton (DAFE).

Identificar zonas propensas a obstrucción y/o deterioro es fundamental para tomar las medidas pertinentes y garantizar el correcto transporte del fluido. Para ello es necesario que cada variable de estudio cumpla con las condiciones establecidas, como por ejemplo, rango de velocidades del flujo, presiones permitidas, arrastre y acumulación de líquido, entre otras.

Determinar la envolvente de fase, curva de hidrato y fase acuosa es un primer paso para identificar el estado del fluido que se transporta. A continuación se muestran los pasos a seguir.

3.2.2. Determinar la envolvente de fase de cada planta compresora y líneas de flujo involucradas. Esto se hará a través del modulo composicional de PIPESIM®. Para ello se activa el paquete multifásico y la función OilGas 4. Este último permite calcular la

curva de hidratos y fase acuosa junto a la envolvente de fase del hidrocarburo. Luego de generar los datos, se exportan a Excel.

3.2.2.1. Generar la curva de presión y temperatura de cada tramo de tubería y exportar los datos a Excel.

3.2.2.2. Representar gráficamente en Excel los datos exportados.

3.2.3. Realiza graficas de los perfiles

Para estudiar el comportamiento termohidráulico del sistema, se debe procesar los reportes de los perfiles generados por el simulador, debido al hecho que cada tubería genera un perfil y la red esta constituida por un número considerable de estas, lo cual implica gran cantidad de gráficos a analizar.

Se plantea el siguiente procedimiento para generar perfiles globales del sistema para su fácil comprensión.

3.2.3.1. Generar en Excel las coordenadas X y Y del esquema de simulación y relacionar cada coordenada con la variable de estudio.

3.2.3.2. Una vez generado el reporte en Excel, se debe exportar el perfil a un archivo tipo texto (.txt).

3.2.3.3. Con ayuda del compilador “escritura.exe” (desarrollado por PDVSA INTEVEP) se genera el archivo de salida del reporte en código binario. Dicho código es la base para que el emulador gráfico “*Paraview*” genere los perfiles de cada tubería de forma unificada.

3.2.3.4. Abrir “*Paraview*” y seleccionar el archivo de salida generado por el compilador “escritura.exe” y graficarlo.

3.2.4. Analizar perfiles obtenidos de las variables en función de la distancia.

Este procedimiento se puede resumir en la Figura 15.

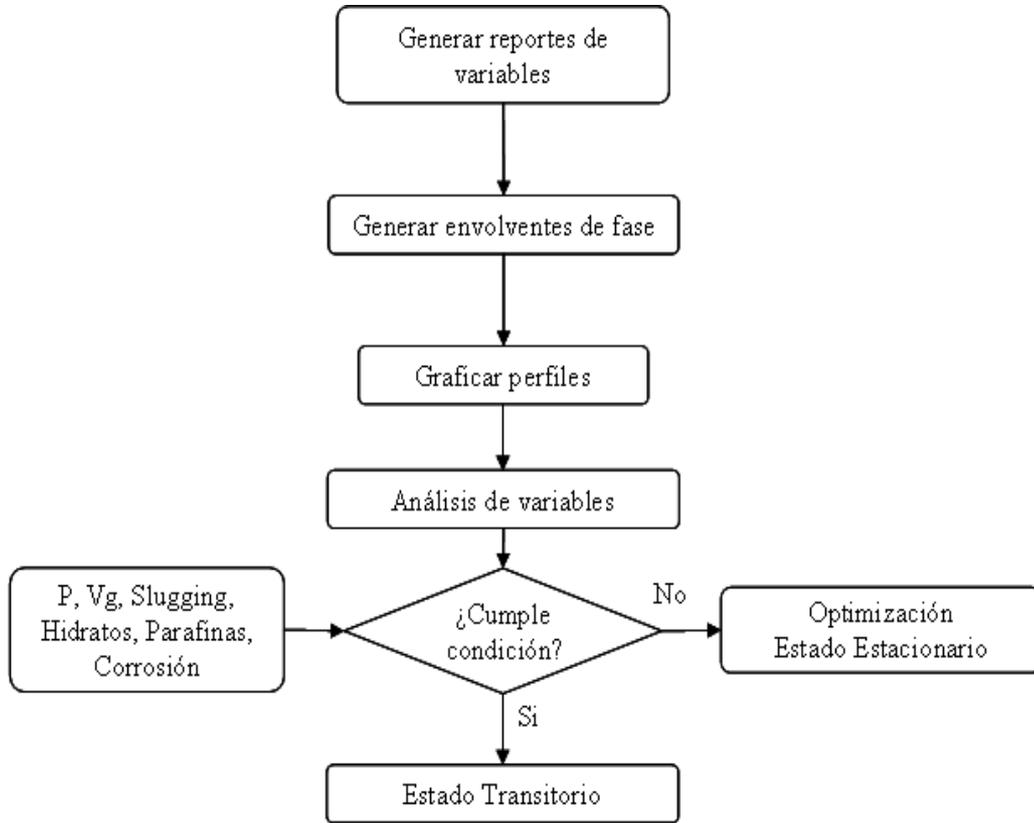


Figura 15. Diagrama de bloque para la evaluación estado estacionario de las condiciones de flujo y la identificación de los obstructores de flujo.

### 3.3. Optimización del diseño

En base a los pasos para la formulación del modelo de optimización expuesto por Scenna *et al*, en el marco teórico, se plantea la siguiente estrategia para realizar la optimización tanto en estado estacionario como transitorio.

3.3.1. Interpretar los resultados obtenidos en las simulaciones en estado estacionario y/o transitorio de los diferentes casos estudiados.

3.3.2. Verificar que el modelo a analizar cumpla con las restricciones de los parámetros o variables de estudio, tales como presión, velocidad del gas, velocidad de corrosión. En el caso de no cumplirse algunas de ellas, ajustar las variables pertinentes.

3.3.3. Integrar las recomendaciones o cambios realizados y reevaluar el modelo.

El procedimiento enunciado anteriormente se resume en el siguiente diagrama de bloques.

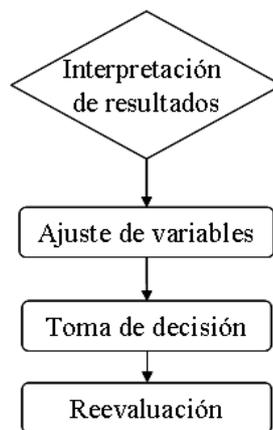


Figura 16. Diagrama de bloque para la optimización del sistema en estado estacionario y/o transitorio.

#### **3.4. Modelo de simulación y evaluación de las diferentes condiciones del flujo de gas asociado de la red de tuberías para estudiar su comportamiento termohidráulico en el tiempo**

Para efectuar las simulaciones en estado transitorio se mantuvo una metodología similar que en estado estacionario, con la diferencia que para ello se empleara un simulador de estudio dinámico (OLGA<sup>®</sup>).

El procedimiento para el modelado, evaluación y análisis en estado transitorio se presenta a continuación.

3.4.1. Esquematizar en OLGA<sup>®</sup> el sistema en estudio. Para ello se repite el paso 3.1.1 del modelado en estado estacionario.

3.4.2. Repetir los pasos 3.1.2 y 3.1.3 de la sección de modelado en estado estacionario.

3.4.3. Generar con ayuda del software PVTSIM<sup>®</sup> los datos requeridos por el OLGA<sup>®</sup>.

3.4.4. Correr el modelo.

3.4.5. Generar reportes.

3.4.6. Representar gráficamente los respectivos perfiles en función al tiempo.

3.4.7. Identificar en cuanto tiempo se alcanzara las condiciones estacionarias.

Lo descrito anteriormente puede apreciarse en la Figura 17.

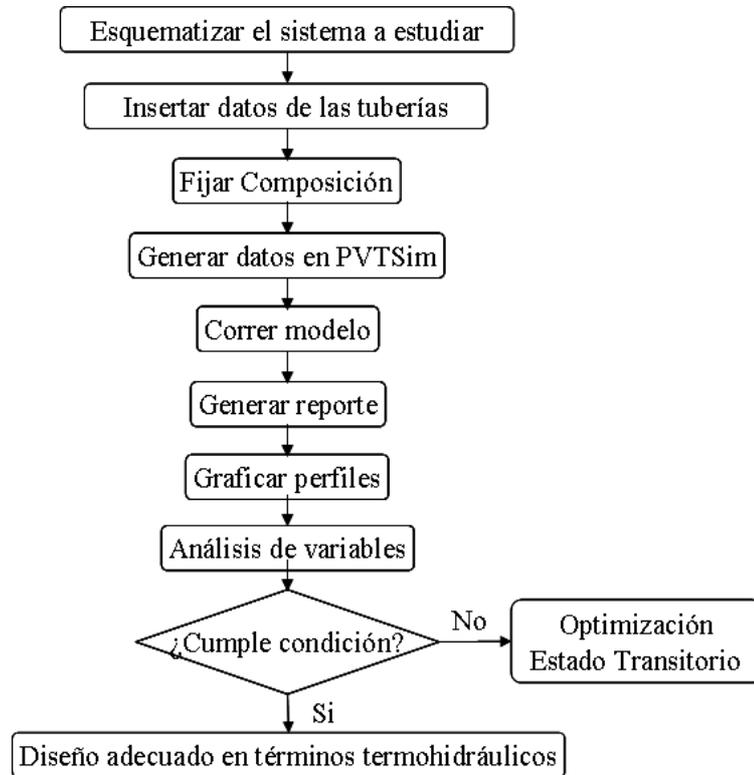


Figura 17. Diagrama de bloque para el estudio en estado transitorio del sistema.

La metodología planteada para el estudio de aseguramiento de flujo permitió la optimización del diseño de la red de tuberías de PDVSA Gas San Tomé con la finalidad incrementar la confiabilidad del sistema, el aprovechamiento energético y la preservación del ambiente.

## CAPITULO IV

### PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este capítulo, se presentan los resultados obtenidos luego de aplicar la metodología descrita en la sección anterior, la cual permitió cumplir con los objetivos planteados en este Trabajo Especial de Grado.

#### **4.1. Elaboración del modelo de simulación del flujo de gas asociado en estado estacionario de una red de tuberías empleando el simulador PIPESIM<sup>®</sup>**

En el desarrollo del modelo de simulación del flujo de gas asociado en estado estacionario de la red de tuberías, se requirió representar el sistema a partir del esquema real suministrado por PDVSA San Tomé (ver Figura 1 de la sección 1.1). Para ello se siguió los pasos expuestos en la metodología, es decir, introducir las líneas representativas de las tuberías del sistema original, al igual que las intersecciones de las mismas a través de nodos. Establecer las fuentes del gas (plantas compresoras), a las cuáles se le incluyó el valor de la temperatura de operación y del flujo de gas, y el punto de entrega, en el cual se definió la presión requerida. En la Figura 49 del apéndice B se muestra el esquema de simulación construido en PIPESIM<sup>®</sup>. Cabe destacar, que se evaluó en el caso base (sistema suministrado) la producción mínima y máxima del sistema, obteniéndose estos a partir de los datos del plan de producción suministrado por PDVSA (ver Tabla 6 del apéndice A). Los resultados que se muestran a lo largo de esta sección están basados considerando la máxima producción de sistema, esto como parámetro crítico a la hora de la evaluación y optimización del diseño. Los demás resultados (producción mínima) podrán observarse en el apéndice B.

Además se agrego la longitud, diámetro interno y espesor de cada sección de tubería del esquema generado (ver Tabla 7 del apéndice A). Mientras que la topografía se puede ver en la Figura 48 del apéndice A.

Otro parámetro definido fue el de la composición del gas. Esta se calculo partiendo de la composición en base seca suministrada (ver Tabla 8 en el apéndice A). Con ayuda del simulador PRO II<sup>®</sup>, se elaboró un modelo de simulación constituido por un sistema de mezclado de dos corrientes, una de gas seco (composición suministrada) y la otra agua pura. La corriente generada se introdujo a un flash el cual se encontró a las condiciones de operación de la respectiva planta compresora. La corriente del tope representa la composición en base humedad del gas a la salida de la planta compresora. El modelo de simulación en PRO II<sup>®</sup> del esquema ante descrito puede apreciarse en la Figura 18.

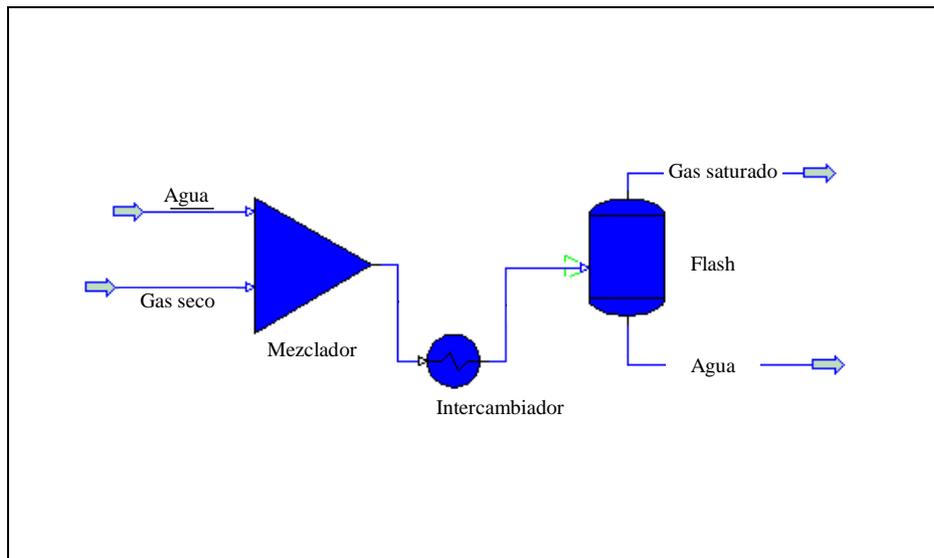


Figura 18. Esquema de simulación para saturar el gas de las plantas compresoras

En la Tabla 9 del apéndice B se muestran las composiciones obtenidas mediante este simulador.

Una vez definidas las composiciones se introdujeron en las respectivas fuentes del esquema de la red de tuberías. Luego se procedió a fijar la ecuación de estado,

tomando Soave-Redlich-Kwong (SRK) como ecuación de estado para este sistema. Según sea el perfil a generar se tomo Xiao para el cálculo del perfil de presión, mientras que para los demás perfiles, se empleo Dukler-AGA-Flanigan-Eaton (DAFE) como lo señalado en la sección 3.1.6 de la metodología.

**4.2. Evaluación en estado estacionario de las diferentes condiciones de flujo e identificación de las zonas del sistema de recolección y transporte propensas a formación de obstruccion de flujo y puntos de deterioro por corrosión en estado estacionario mediante el empleo del simulador PIPESIM®**

Como se planteó en el marco metodológico, para la evaluación de la red en estado estacionario, para facilitar el análisis fue necesario generar los reportes de la simulación (los cuales suelen superar las 100 páginas por corrida). En la Figura 19 se observa un fragmento de un reporte generado por PIPESIM®.

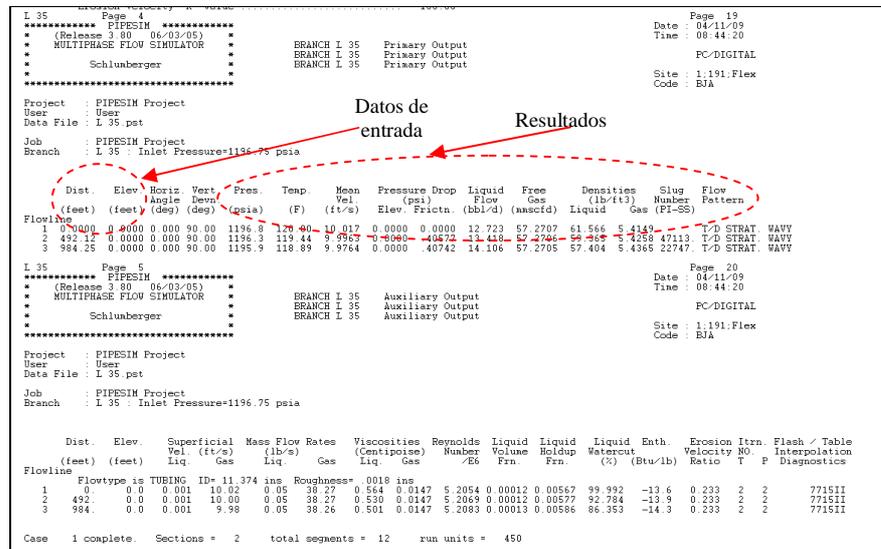
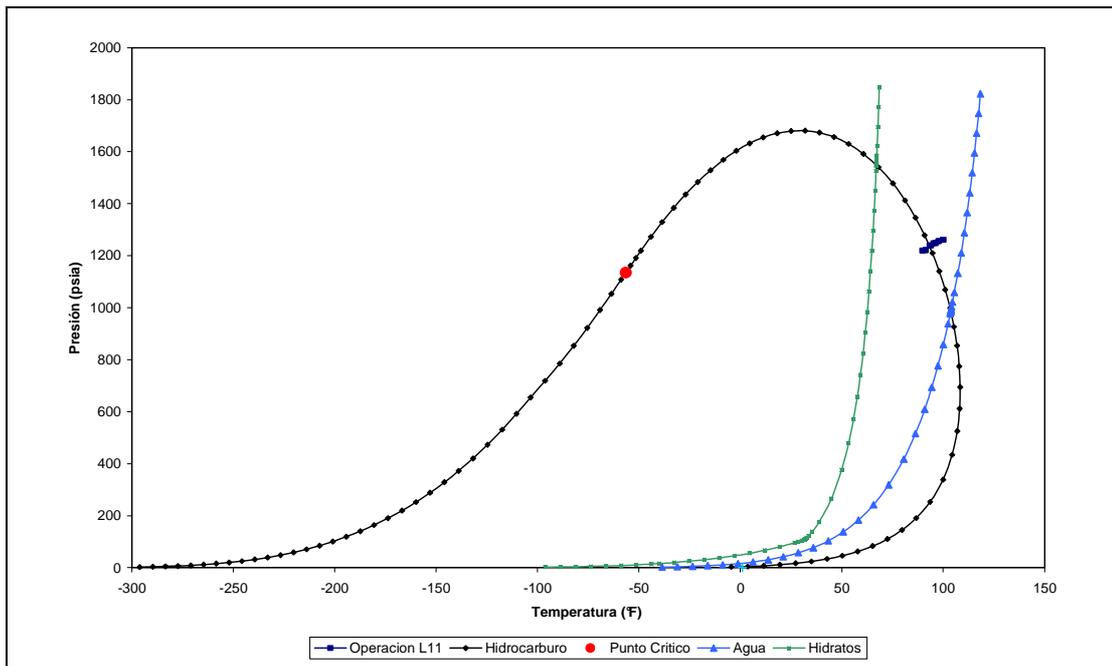


Figura 19. Modelo de reporte generado por PIPESIM®

Entre los parámetros que se obtienen se encuentran velocidad superficial del gas y líquido, presión, temperatura, densidad de las fases, viscosidad, holdup, velocidad de erosión, entre otros. Todo ello en función de la tubería y la distancia.

Para determinar en qué lugar de la envolvente de fase se estaba operando, se realizó una representación gráfica de la misma conjuntamente con las curvas de formación de hidratos, la de equilibrio acuoso y la curva de operación de todas las secciones de las tuberías constituyente de la red. Como ejemplo, en la Figura 20 se aprecia la envolvente de fase del tramo L11.



**Figura 20. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L11**

De la Figura 20 se puede observar que a medida que disminuye la presión y la temperatura en el tramo, la curva de operación se traslada más a la izquierda y hacia abajo y comienza la producción de condensados y agua. Para explicar lo anterior es necesario hacer referencia a las Figuras de la 50 a la 67 del apéndice B, donde se aprecia que se comienza a producir condensación de líquidos mientras que ocurre la disminución de la presión y temperatura, lo cual es de esperarse debido a que el fluido recorre las tuberías con lo cual va transfiriendo calor hacia el medio generando disminución de la temperatura y a su vez por los cambios de inclinación y la fricción de la tubería genera caídas de presión. Es de notar que en ningún caso, se llega a las condiciones de formación de hidratos, ya que la disminución de la temperatura no es suficiente como para llegar a dichas condiciones, al igual que las presiones más altas

del sistema no son lo suficiente como para causar la formación de hidratos. Aunque es de apreciarse que el sistema comienza a producir líquido. Esto se analizara mas adelante con los perfiles globales.

En el sistema no se presentan parafinas, ya que estas solo aparecen cuando se tiene fracciones consideradas de componente pesado, es decir de C<sub>7</sub> en adelante (Bai y Bai, 2005) y como se puede apreciar en la Tabla 9 del apéndice B, estas fracciones son muy bajas (<0.0003 o 0,03%).

En el caso de la identificación de los demás problemas en el sistema (Acumulación de líquidos y corrosión), fue necesario generar perfiles globales del sistema (siguiendo el paso 3.2.3 de la metodología), para así, mediante la comparación de los límites operacionales mostrados en la Tabla 4, determinar si no se cumple con alguna condición y/o se produce obstrucción por líquidos o deterioro por corrosión.

**Tabla 4. Valores de las distintas condiciones y límites de operacionales**

Parámetro	Valor
Presión a la salida de las Plantas Compresora (P.C.) (psia)	<1214,7 (operación normal de operación) o 1336,17(máxima presión permisible = 10% Presión normal de operación) <sup>(1)</sup>
Temperatura a la salida de las P.C. (°F)	120 <sup>(1)</sup>
Presión requerida en la estación de entrega (psia)	964,7 <sup>(1)</sup>
VSG (pie/s)	>7 <sup>(2)</sup>
RVe= Vm/Ve	<0,6 <sup>(3)</sup>
VC (mpy)	<5 <sup>(4)</sup>

Fuentes. (1) Galindo y Pérez, 2008 ;(2) Su, et al, 2003; (3) normas PDVSA L-TP 1.5, 90616.1.024 y la norma API RP14E; (4) Rigual 2009

A continuación se analiza cada posible problema mediante el empleo de los perfiles globales. Dichas graficas fueron elaboradas con los perfiles individuales de cada tramo de tuberías generados con los reportes de PIPESIM<sup>®</sup>.

#### 4.2.1. Condición de Rango de Presión

En la Figura 21, se muestra el perfil global de presión obtenido. Puede apreciarse que solo en P.C. 1 (1231 psia) sobrepasa la presión de operación (1215 psia), pero no alcanza la máxima presión permisible (10% de la presión operación, 1336 psia)

(Galindo y Pérez, 2008). Esto es de esperarse ya que esta planta compresora es la más alejada a la estación de entrega (93,7 km o 58,22 Millas), por lo que su presión debe ser mayor al de las otras plantas. Mientras que en los tramos L8-47, L44-12-14, L83 y L85 se observan bajas presiones, lo cual se debe a los diámetros internos de dichas secciones, ya que son los más grandes del sistema (25 pulg). Se pudiera tener mayor presión en estas secciones si se disminuyen los diámetros involucrados. En la sección 4.3 se analizo como se solventa dicho problema.

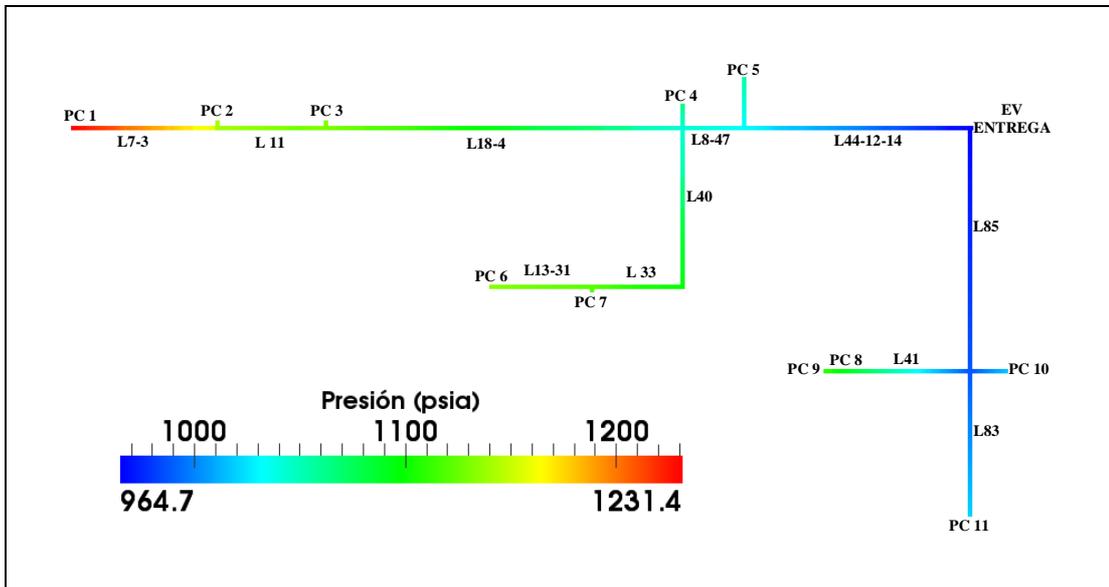
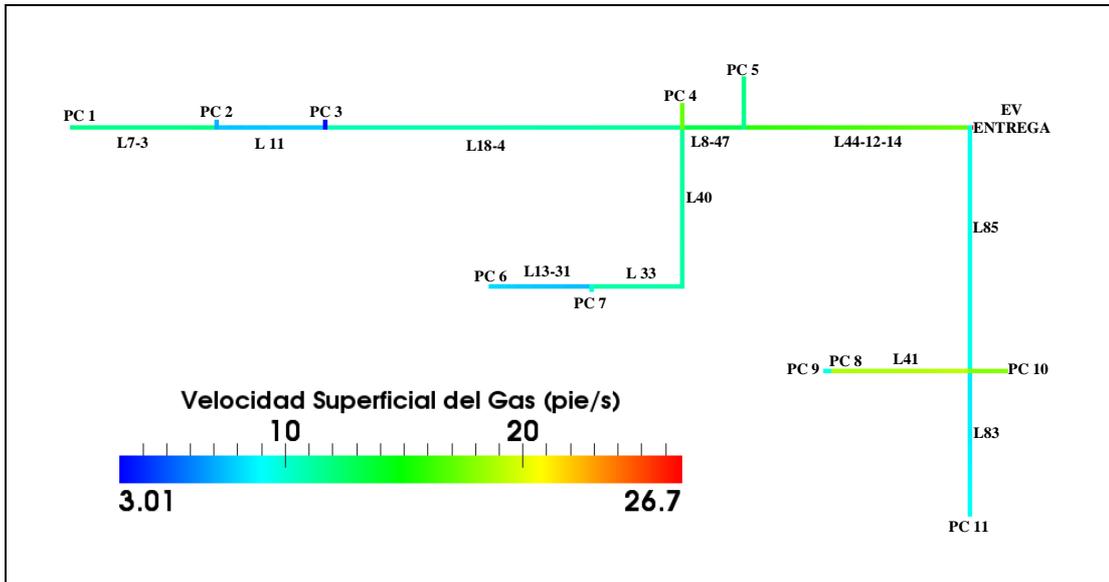


Figura 21. Perfil global de presión del sistema. Caso base. Producción máxima

#### 4.2.2. Condición Acumulación de Líquidos

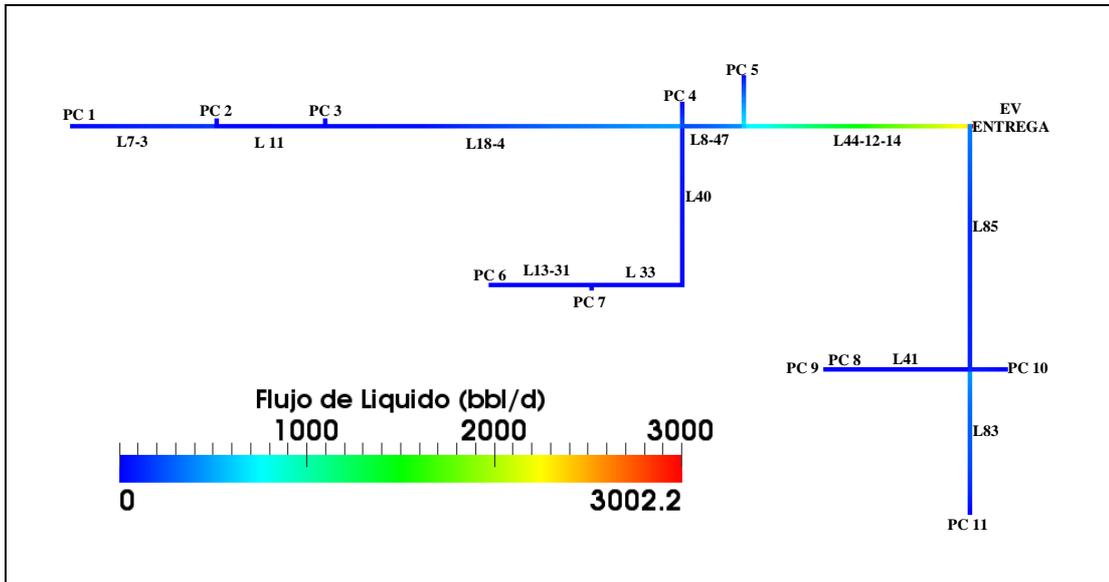
De acuerdo con Su (2003), la velocidad superficial del gas es fundamental a la hora de identificar si se pudiera presentar problemas de acumulación de líquidos, ya que si este parámetro está por debajo de los 7 pie/s, se pudiera formar acumulación de líquido. En la Figura 22, se muestra el perfil global de la velocidad superficial del gas.



**Figura 22. Perfil global de la velocidad superficial de gas del sistema. Caso base. Producción máxima**

De la Figura 22 puede apreciarse que en los tramos L11, L31, L85 y L83 las velocidades superficiales se encuentran cerca o por debajo de los 7 pies/s, lo cual puede generar acumulación de líquido por efecto del poco barrido que pueda proporcionar la fase gaseosa.

Para que ocurra acumulación de líquido otro factor que influye es la presencia de líquidos en las tuberías. En la Figura 23 se puede apreciar el perfil global de flujo de líquidos en el sistema.



**Figura 23. Perfil global de flujo de líquidos del sistema. Caso base. Producción máxima**

Se puede observar en la Figura 23 que el sistema posee líquido, aunque la sola presencia de este no confirma la posibilidad de que ocurra taponamiento, para ello se debe estudiar el holdup. Además, como se expondrá en la sección 4.5, operaciones como el empacado puede originar acumulación de líquidos. Es de destacar que no solo las operaciones en tiempo real involucran problemas de acumulación de líquidos, también baja producción causa incremento en la condensación de líquidos. Esto se puede apreciar en la Figura 24 en el caso base a producción mínima que se muestra a continuación.

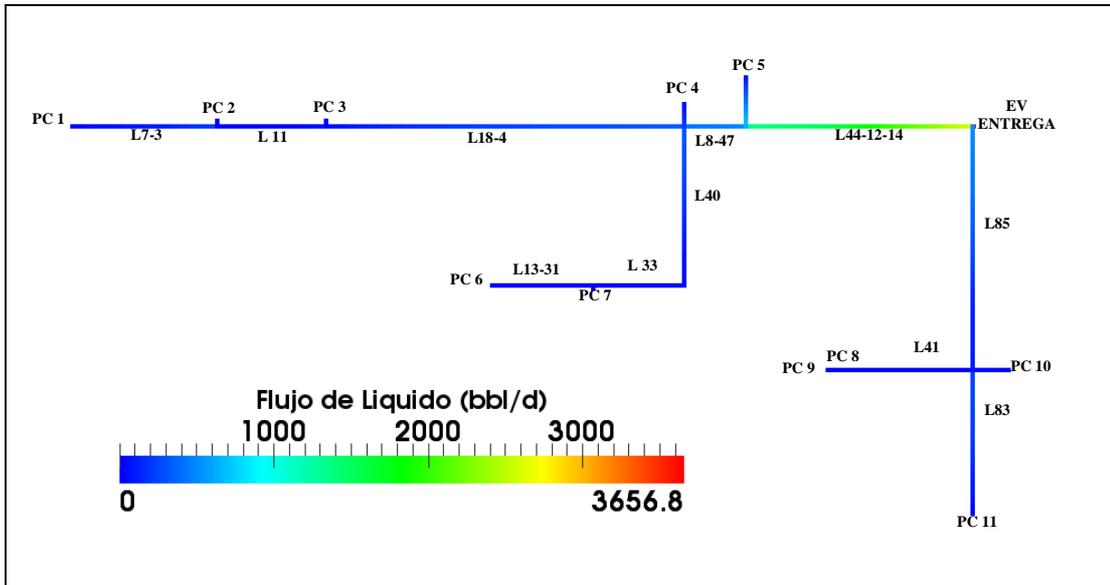


Figura 24. Perfil global de flujo de líquido en el sistema. Caso base. Producción mínima

De la Figura 24 se observa que el mayor flujo de líquido es de 3656,8 bbl/d. Esto se debe al hecho que el fluido se desplaza a una velocidad menor con respecto al caso de producción máxima, lo cual incentiva la transferencia de calor con el medio, es decir, el fluido se enfría mas rápido, promoviendo la condensación de líquido.

Para ratificar lo anterior, se muestra en la Figura 25 los perfiles globales de temperatura a producción mínima y máxima del sistema del caso base.

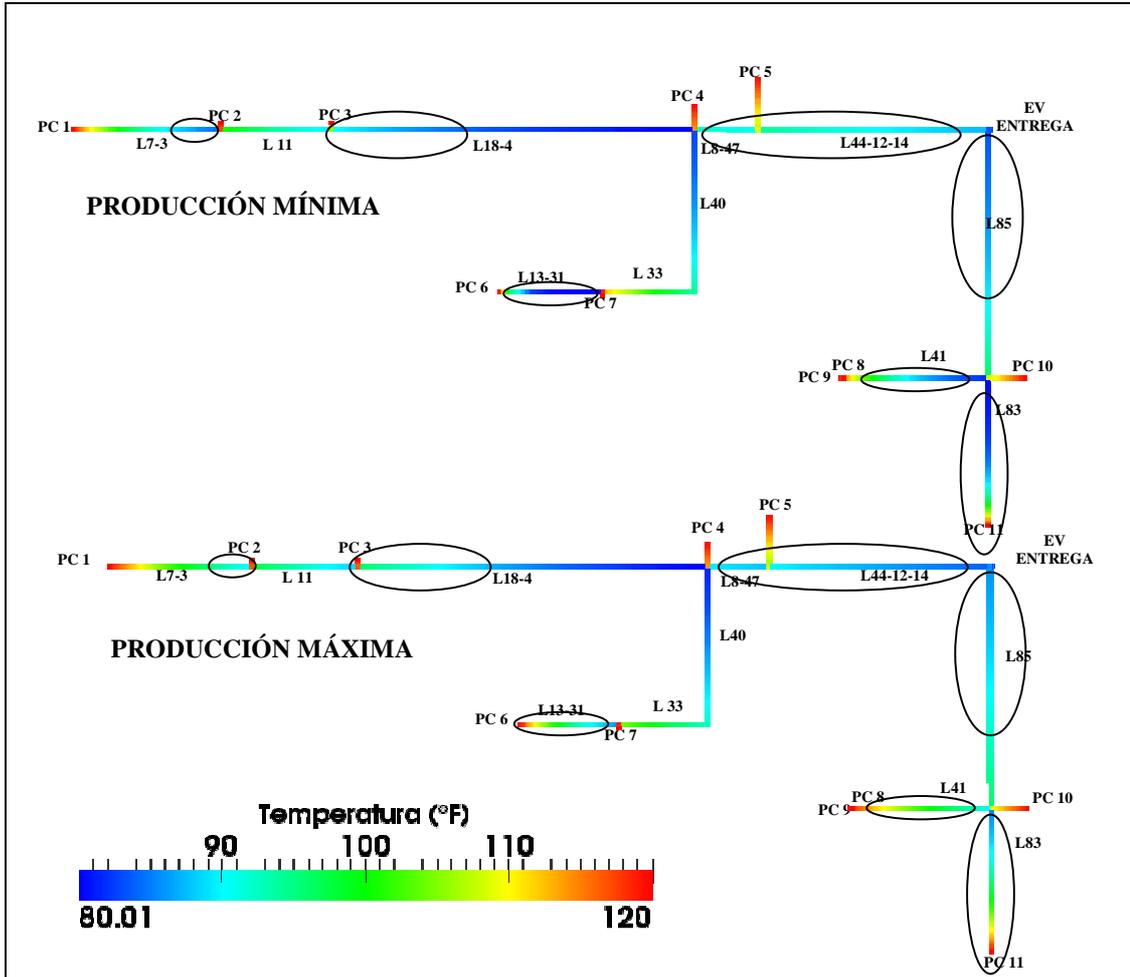
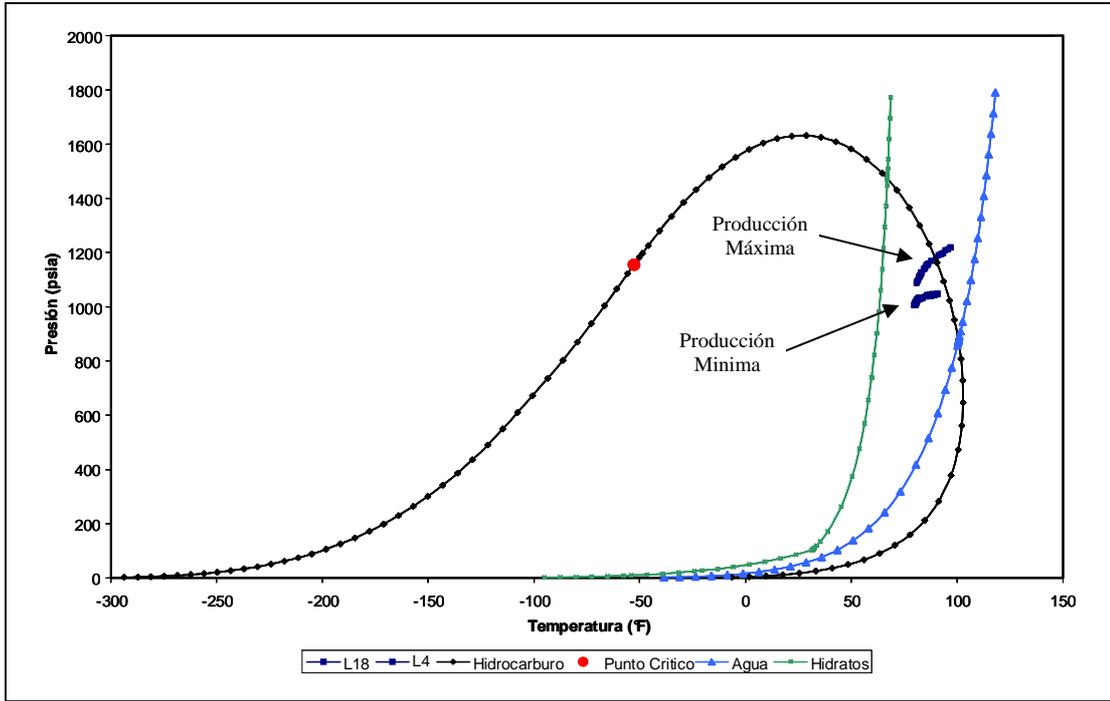


Figura 25. Comparación de los perfiles globales de temperatura a producción mínima y máxima del sistema. Caso base

Al comparar los dos perfiles de temperatura en la Figura 25, se confirma lo discutido en el párrafo anterior. Destacándose los tramos donde ocurre el cambio de temperatura, donde a producción mínima la temperatura es menor con respecto a cuando se opera a producción máxima.

El efecto que tiene la disminución de la producción sobre la curva de operación puede apreciarse en la Figura 26, donde se compara la producción mínima y máxima del caso base en el tramo L18-4.



**Figura 26. Comparación de envolvente de fase vs curva de operación del tramo L18-4. Caso base.**

Como se observa en la Figura 26, las curvas de operación se mueven más hacia la izquierda y hacia abajo cuando se disminuye la producción (producción mínima), esto debido a la disminución de la temperatura originada por la transferencia de calor con el medio y a la menor presión de entrega de las plantas compresoras, ya que al disminuir la producción, se disminuye la compresión (ver Figura 87 apéndice B). El efecto de la disminución de la temperatura favorece la condensación de líquidos, ya que como se discutió previamente, esto provoca que la curva de operación se traslade hacia la región de condensación de líquidos (izquierda), mientras la disminución de la presión favorece la vaporización del líquido, ya que traslada la curva de operación a la región de vapor, como se observa en la figura anterior. Al considerar estos dos efectos y compararlo con la mayor presencia de líquidos a menor producción, se observa que la condensación de líquidos en producción mínima se favorece por la disminución de la temperatura del sistema.

Las envolventes de fase de los demás tramos a producción mínima pueden observarse desde la Figura 69 a la 85 del apéndice B, donde al compararlas con las

envolventes de fase a producción máxima (ver Figuras de la 50 a la 67 del apéndice B) se aprecia como las curvas de operación se mueven hacia la zona de producción de líquidos (como lo observado en la Figura 26).

Para identificar si el líquido presente en los tramos con baja velocidad superficial de gas puede formar acumulación de líquidos se estudia el *holdup*. En la Figura 27 se muestra el perfil global de este en el sistema.

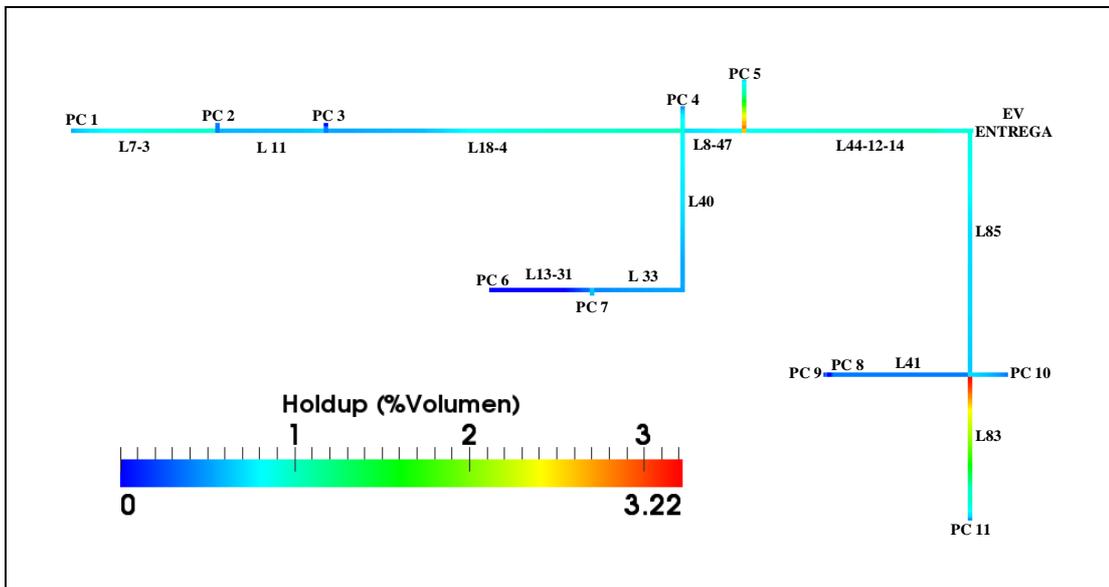


Figura 27. Perfil global de *Holdup* del sistema. Caso base. Producción máxima

En la Figura 27 se aprecia que el *holdup* máximo no supera los 3,22%. Al observar el perfil global de presión se aprecia que la caída de presión (Figura 21) a lo largo de todo el sistema es relativamente constante, es decir, no hay caídas bruscas de presión, lo cual es de esperarse, ya que al tener *holdup* pequeños la caída de presión por fricción se ve dominada por la superficie de la tubería en lugar de la fase líquida. Además, al presentarse bajo *holdup*, se descarta la posibilidad que en operación continua se formen acumulaciones de líquidos en el sistema que incidan en la presión de operación. Sin embargo, en operaciones transitorias, como el empaquetado, sí se pudiesen generar alguna acumulación de líquido, por lo que esta condición será estudiada en la sección 4.5.

Como se indicó en la Revisión Bibliográfica, la presencia de líquidos, específicamente agua, puede generar otros problemas en la línea, como el deterioro por corrosión, de allí el interés en estudiar el comportamiento de las velocidades de corrosión en conjunto con los procesos erosivos.

#### 4.2.3. Análisis de erosión y corrosión

La presencia de agua y gas ácido ( $H_2S$  y  $CO_2$ ) en el sistema de estudio puede propiciar procesos de degradación por corrosión, por lo que es necesario su consideración durante la fase de diseño y operación. Otro factor a tomar en cuenta es la velocidad de erosión, ya que si la velocidad del fluido es superior al valor límite, pudiera generarse el efecto de erosión descrito en la Revisión Bibliográfica. Sin embargo, aunque hasta ahora no se tienen ecuaciones para la estimación del efecto erosión-corrosión, es necesario tener presente que es un proceso posible en condiciones de operación. En la Figura 28 se muestra la relación velocidad media del fluido y velocidad de erosión.

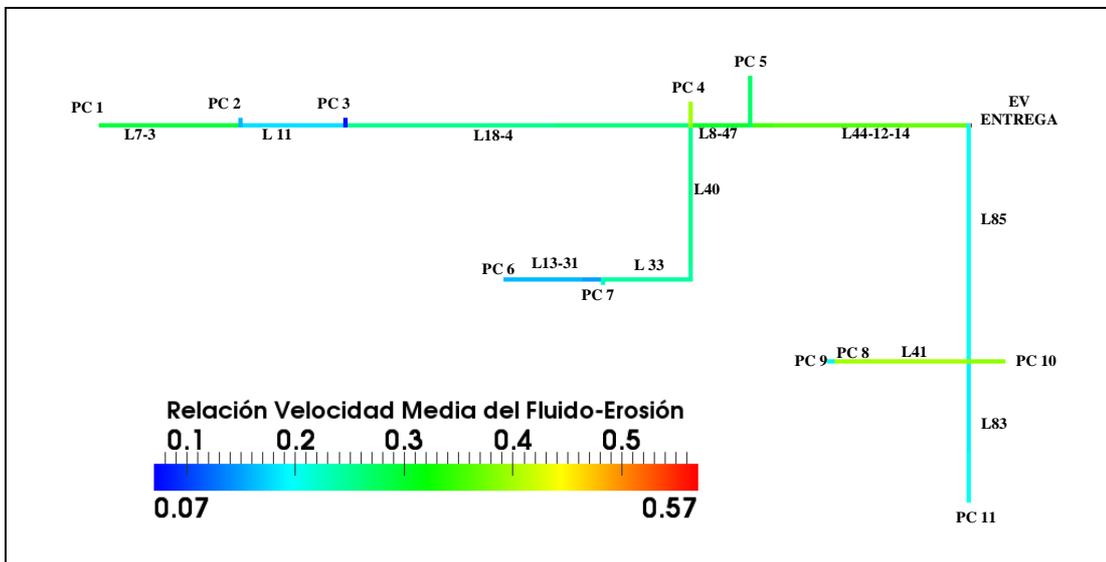


Figura 28. Perfil global de Relación Velocidad Media del Fluido y Velocidad de Erosión del sistema. Caso base. Producción máxima

En la Figura 28 se puede observar que la relación de velocidad media del fluido y la velocidad de erosión no supera los 0,57, es decir, que la velocidad media del fluido

no supera los 57 % de la velocidad de erosión, lo cual ubica el sistema por debajo del límite establecido por las normas PDVSA L-TP 1.5, 90616.1.024 y la norma API RP14E (60% de la Velocidad de erosión).

A pesar que la relación de la velocidad de media del fluido y la velocidad de erosión es aceptable, esto no descarta la posibilidad de ocurrencia de corrosión. En la Figura 29 se muestra el perfil global de la velocidad de corrosión en el sistema basado en las ecuaciones señaladas en el punto 2.2.3.6.1.

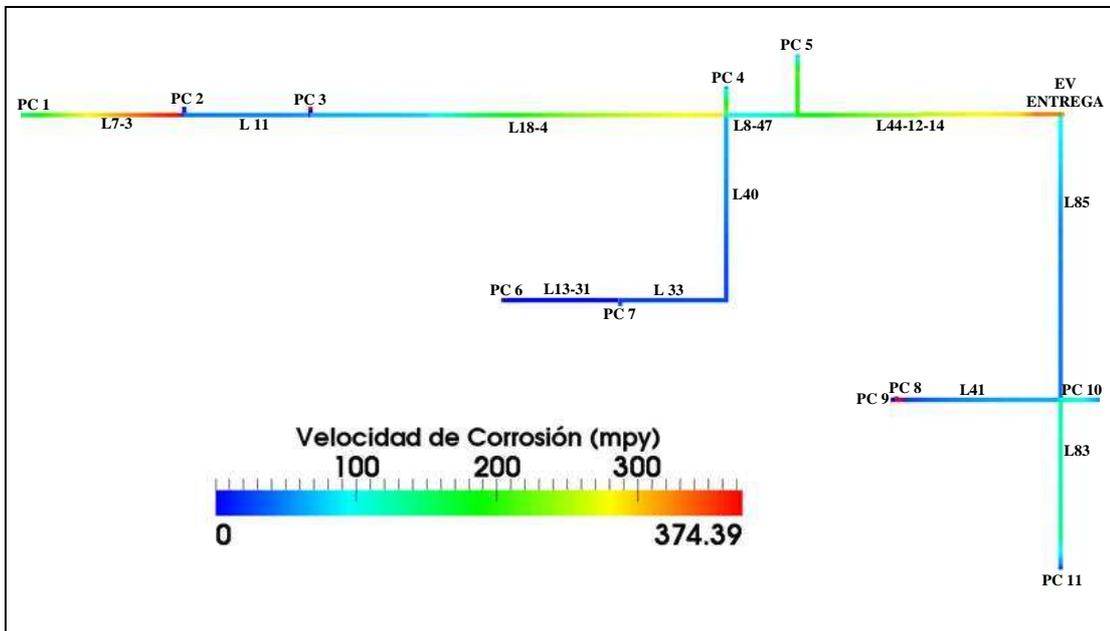


Figura 29. Perfil global de velocidad de corrosión del sistema. Caso base. Producción máxima

En la Figura 29, puede apreciarse que la mayor parte del sistema posee velocidades de corrosión por encima de la recomendada (5 mpy), lo cual se debe a la presencia de  $\text{CO}_2$  y agua condensada en el sistema, que a su vez genera acidez en el medio e incentiva el proceso de corrosión. Nótese que la velocidad de corrosión estimada en los tramos (como L33-31, L33, L40, L41, partes de L11 y L85), es baja (<50mpy) en comparación con la máxima del sistema. Esto podría estar relacionado con el bajo contenido de agua condensada o de  $\text{CO}_2$  (Como en el caso de L13-31). Para tener un estimado grueso, una velocidad de corrosión de 50 mpy, para una tubería de vida útil de 25 años, equivale a dejar un espesor adicional al requerido por

diseño mecánico de 31 mm, lo cual es, en la mayoría de los casos, inmanejable desde el punto de vista de costos y de fabricación. Es por ello que se debe considerar el uso de métodos de control, tal como la aplicación de tratamiento químico (inhibidor de corrosión) en el sistema.

En función a la evaluación anterior del sistema, se pudo observar que los aspectos de interés son, el no aprovechamiento de las presiones de entrega de las plantas compresoras, lo cual se traduce en bajas velocidades de gas y a su vez posible acumulación de líquidos en el caso de producción mínima o en operaciones como el empaclado. Este último es analizado en la sección 4.5. Otro aspecto evidente es la corrosión debido a la presencia de líquidos (destacándose el agua) y fracciones altas de CO<sub>2</sub>. Aprovechando mejor la capacidad de entrega de las plantas compresoras se puede solventar los problemas referentes a las bajas velocidades de gas, lo cual permite hacer un mejor barrido de líquidos. Para mejorar estos puntos críticos, se plantean opciones para la optimización del proceso en estado estacionario.

### **4.3. Optimización del diseño (Estado Estacionario)**

En esta sección, se hace necesario interpretar los resultados obtenidos en la evaluación del caso base, como se indica en la metodología. Esto se realizó al graficar los perfiles globales, lo cual facilitó la interpretación de los resultados. Basado en los resultados presentados, se procedió a analizar cada perfil y compararlo con las condiciones o limitaciones (ver Tabla 4). Como se mencionó anteriormente, los problemas principales del sistema fueron:

1. El no aprovechamiento de la presión de entrega de la mayoría de las P.C., debido al hecho que su presión de operación es de 1215 psia y se observa en la Figura 21 se está por debajo de este valor (exceptuando PC1 que esta por encima de este valor).
2. Baja velocidad superficial de gas, lo cual favorece la acumulación de líquidos.

3. Altas velocidades de corrosión, debido al agua y CO<sub>2</sub> presentes en el sistema.

Los dos primeros problemas están concadenados, ya que en el caso de los gases, la velocidad superficial del gas, como se indica en la ecuación (4) de la Revisión Bibliográfica, es proporcional al flujo volumétrico del gas, el cual a su vez es proporcional a la caída de presión (Norma PDVSA L-TP 1.5).

Es por ello, que si se disminuye el diámetro de una sección dada de tubería, la caída de presión se incrementaría, produciendo un aumento en la velocidad superficial del gas. Pero si la caída de presión es muy alta, sería necesaria una mayor compresión por parte de las plantas compresoras (P.C.), las cuales pudieran llegar por encima de la condición límite de presión de entrega de las P.C. (como se indica en la Tabla 4 de la sección 4.2).

En base a lo anterior, se hizo necesario efectuar sensibilidades con distintos diámetros de los diferentes tramos. Mediante el módulo de “Análisis del sistema” del simulador PIPESIM<sup>®</sup>, se realizaron sensibilidades en los diámetros del sistema.

Estas sensibilidades consistieron en la determinación de la caída de presión para diversos diámetros de tuberías. Para ello, se mantuvo fija una presión de salida para cada tramo y se determinó la presión de entrada. Se estableció como diámetro óptimo aquel que generó la menor caída de presión (o menor presión de entrada). Aunque para considerar el cambio de un diámetro deben evaluarse otros factores, tal es el caso de 1) tuberías de grandes diámetros donde, a pesar que sea el óptimo en cuanto a caída de presión, los costos económicos serían mayores o no se disponen en el país, o 2) tuberías de diámetro óptimo muy pequeño pero donde se beneficia el arrastre de líquidos, pero implica una mayor presión de entrada de la tubería. Todos estos factores se consideraron durante el análisis de optimización de la red de tuberías. En función a lo anterior, se analizaron todas las tuberías destacándose los tramos L8-L47 y L85 debido a que es posible reducir sus diámetros, como se puede apreciar en las Figuras 30 y 31.

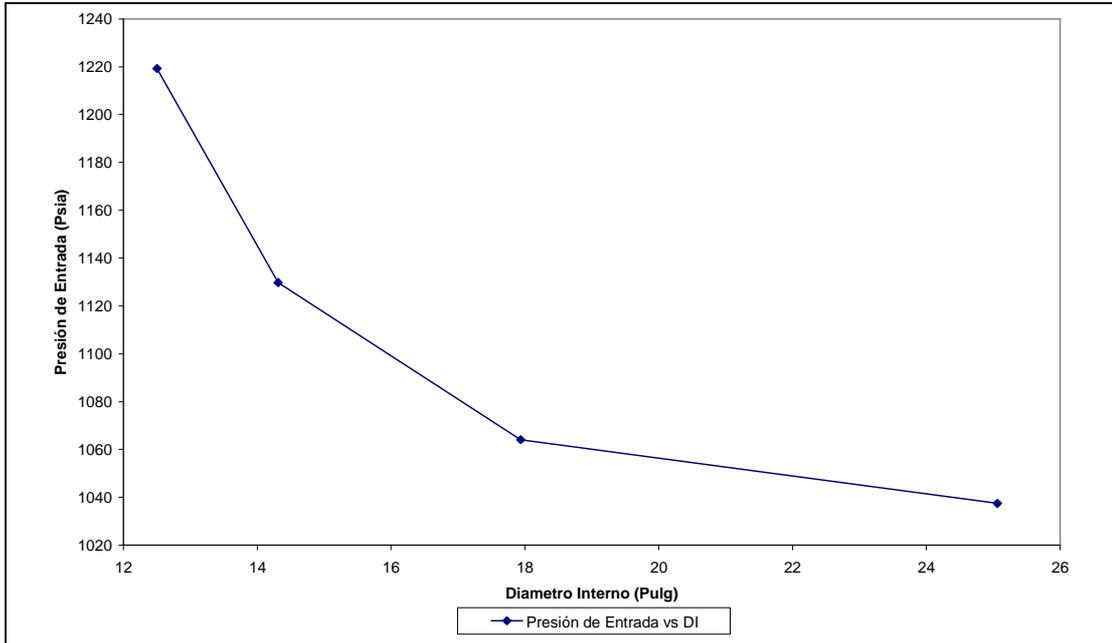


Figura 30. Presión de entrada vs diámetro de la línea L8-47

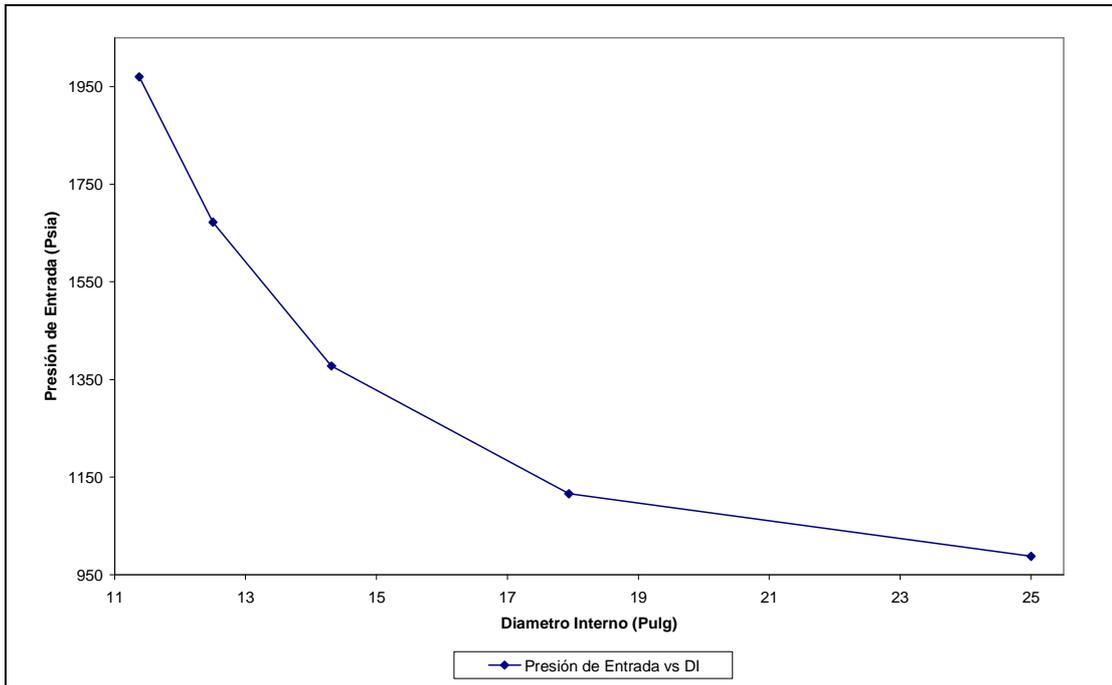


Figura 31. Presión de entrada vs diámetro de la línea L85

En el caso del tramo L8-47, a pesar que con un diámetro interno de 25 pulg se obtiene una menor presión de entrega y por ende una menor caída de presión, si se

disminuye el diámetro al inmediatamente menor (17,938 pulg), la caída de presión adicional sería tan solo de 26,6 psia, por lo cual aumentaría la presión de entrada al tramo y por ende las presiones de entrega de las plantas compresoras serían mayores.

Sin embargo, en el tramo L85 se pudiera incrementar la caída de presión para así propiciar que las plantas compresoras 8, 9, 10 y 11 aprovechen su capacidad de entrega, ya que como se puede observar en la Figura 21 sus presiones de entrega están por debajo de los 1100 psia (cuando están diseñadas para manejar mayor presión, de 1215 a 1336 psia). Es por ello que disminuyendo el diámetro de L85 se genera una caída de presión por el orden de los 100 psia (ver Figura 31).

Para disminuir la velocidad de corrosión se hace necesario incorporar sistemas de inhibición de corrosión, los cuales deberían estar a la salida de las plantas compresoras, ya que como se puede apreciar en la Figura 29, el proceso de corrosión se inicia una vez que comienza a condensar el agua, como se observa en la envolventes de fase a producción máxima (ver Figuras de la 50 a la 67 del apéndice B).

En función de los resultados obtenidos mediante el “Análisis del sistema” en PIPESIM<sup>®</sup> se generó otro diseño (Caso Propuesto), el cual básicamente consistió en cambiar los diámetros de los tramos L8-47 y L85 de 25 pulg a 17,938 pulg.

Los demás tramos fueron estudiados y las Figuras de la 92 a la 97 del apéndice B muestran la tendencia obtenida para cada tramo. Cabe destacar que el cambio de otros diámetros fue descartado debido a que generaban grandes caídas de presión en todo el sistema (como el caso de L44, ver Figura 92), lo cual es de esperarse en un sistema con tuberías interconectadas (red de tuberías), es decir, que un cambio en el diámetro de un tramo de tuberías propicia caídas de presión a lo largo de toda la red.

#### **4.4. Evaluación en estado estacionario del caso propuesto mediante el empleo del simulador PIPESIM®**

Al igual que la evaluación del caso base, se mantuvo la metodología planteada y se generaron los reportes respectivos para facilitar el análisis.

En el caso de las envolventes de fase y las curvas de operación de cada tramo, puede apreciarse en las Figuras de la 98 a la 115 del apéndice B, que similar al caso base, se comienza a producir condensación de líquidos a medida que ocurre disminución de la presión y temperatura. Comparando el grupo de envolventes del caso base (desde la Figura 50 a la 67 del apéndice B) con las del caso propuesto (desde la Figura 98 a la 115 del apéndice B) se observa que estas últimas se diferencian del caso base en cuanto a que su presión es mayor, originando una mayor condensación de líquidos. Este efecto se estudiará con mayor detalle con el análisis de los distintos perfiles que se presenta a continuación.

##### **4.4.1. Condición de Rango de Presión**

En la Figura 32, se muestra el perfil global de presión obtenido. Puede apreciarse que sólo PC 1 (1268 psia) sobrepasa la presión de operación (1215 psia), pero no alcanza la máxima presión permisible (10% de la presión de operación, 1336 psia) (Galindo y Pérez, 2008). Comparando el caso base (ver Figura 21) con el caso propuesto (Figura 32), observamos que en este el tramo L85, L83 y sus tramos conexos poseen mayor presión al igual que las P.C. 8, 9,10 y 11, con lo cual se aprovecha la capacidad de entrega de dichas plantas. Es por ello que el cambio de diámetro en los tramos L8-47 y L85 no solo afectó dichos tramos, sino que tuvo un impacto en las presiones de entrega de todas las P.C. y un aumento en la presión de los tramos antes descritos.

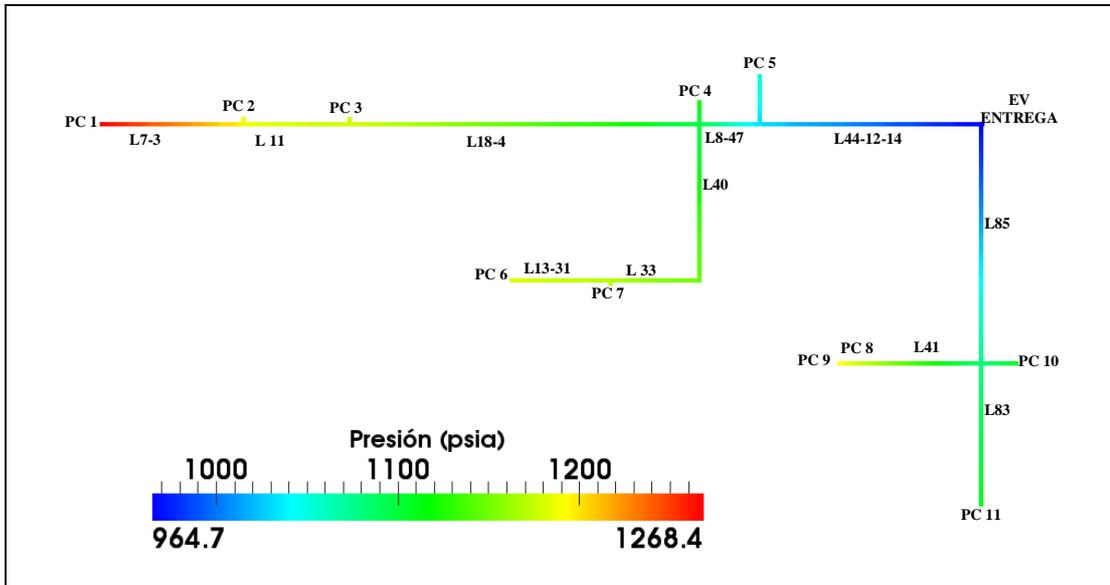


Figura 32. Perfil global de presión del sistema. Caso propuesto. Producción máxima

#### 4.4.2. Condición Acumulación de Líquidos

En la Figura 33, se muestra el perfil global de la velocidad superficial del gas.

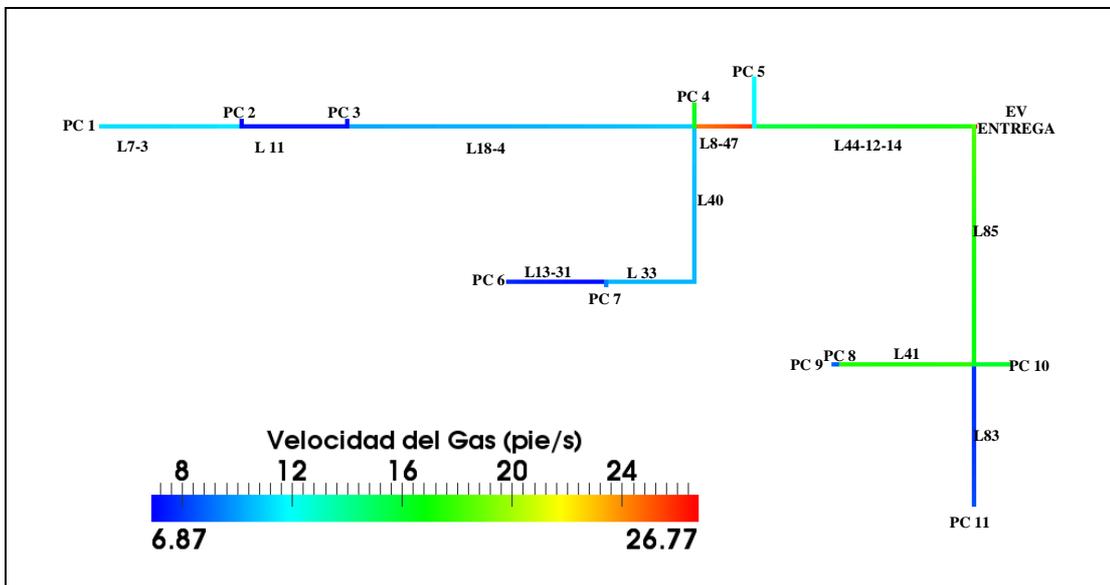


Figura 33. Perfil global de la velocidad superficial de gas del sistema. Caso propuesto. Producción máxima

Similar al caso base (ver Figura 22) los tramos L11, L31 y L83 las velocidades superficiales son bajas, pero como se puede apreciar en la Figura 33, es mayor (6,87

pie/s) en relación al caso base (3,01 pie/s. Ver Figura 22). Con ello puede notarse el impacto que tiene el cambio de diámetro en una o más tramos de tuberías. Este valor (6,87 pie/s) es muy cercano al valor mínimo recomendado (7 pie/s), por lo cual el barrido de líquido quedaría garantizado. Además, es de notar que en los tramos L85 y L8-47 la velocidad superficial del gas tuvo un aumento significativo (alrededor del 50%) si se compara con el caso base (de 9 a 18 pie/s para L85 y de 12 a 25 pie/s para L8-47), con lo cual el barrido de líquidos más sería efectivo.

En la Figura 34 se puede apreciar el perfil global de flujo de líquidos en la línea. Puede apreciarse que hubo un aumento del flujo de líquido en el sistema (3250,9 bbl/d o un aumento del 7,65% con respecto al caso base), como se menciona en el análisis de las envolventes de fase (sección 4.4). Dicho cambio se debe fundamentalmente al incremento de la presión en el sistema, ya que como se puede observar en las Figuras de la 98 a la 115 del apéndice B, un ligero aumento en la presión (para la mayor presión, en PC1 de 1231 a 1268 psia) origina que las curvas de operación sean más verticales, con lo cual se aproximan a la región de formación de líquidos.

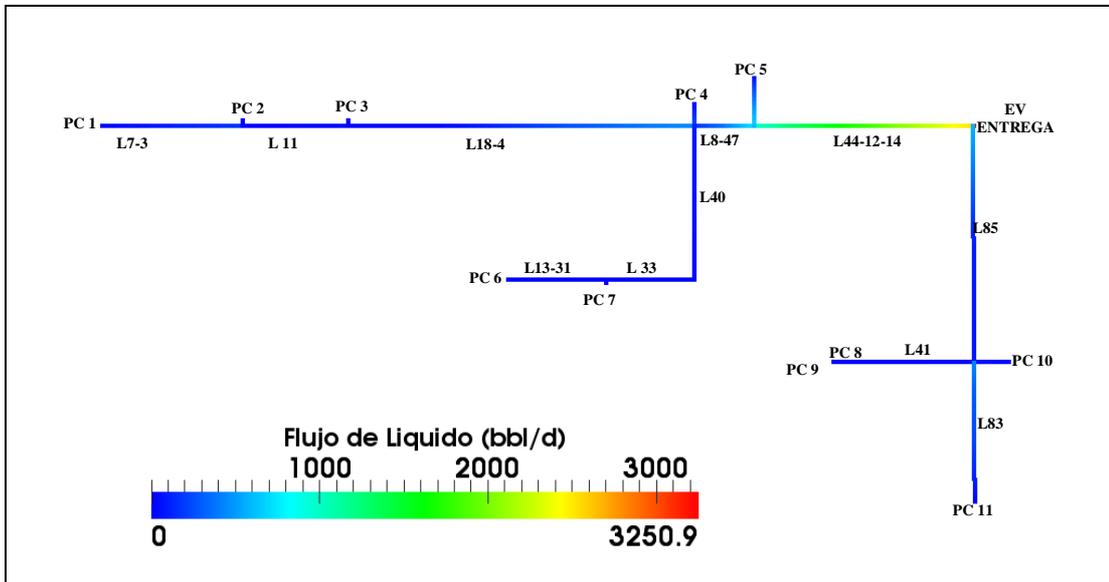


Figura 34. Perfil global de flujo de líquidos del sistema. Caso propuesto. Producción máxima

En la Figura 35 se muestra el perfil global del *holdup* en el sistema.

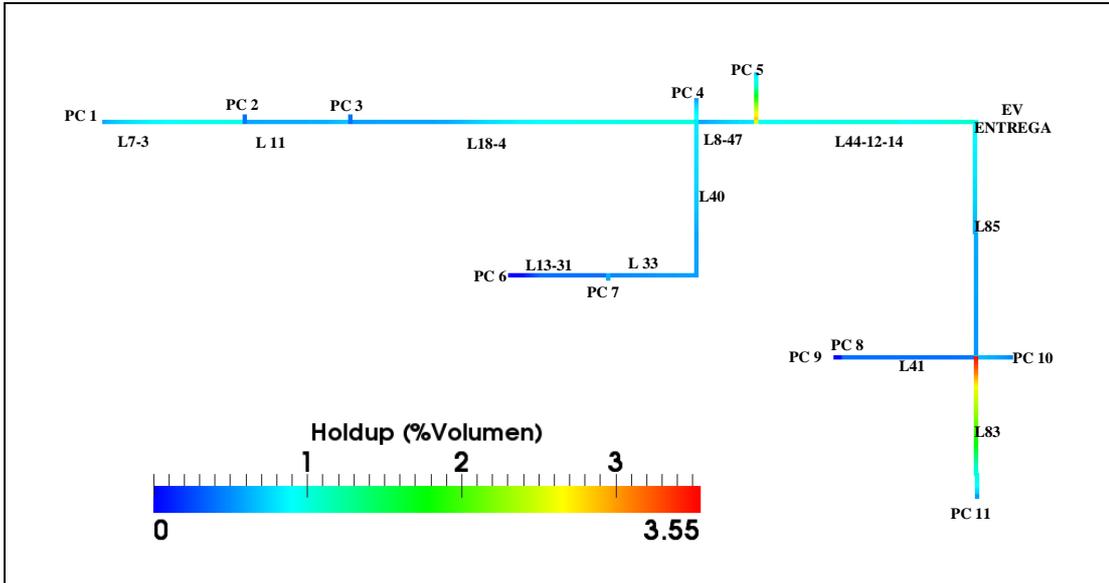
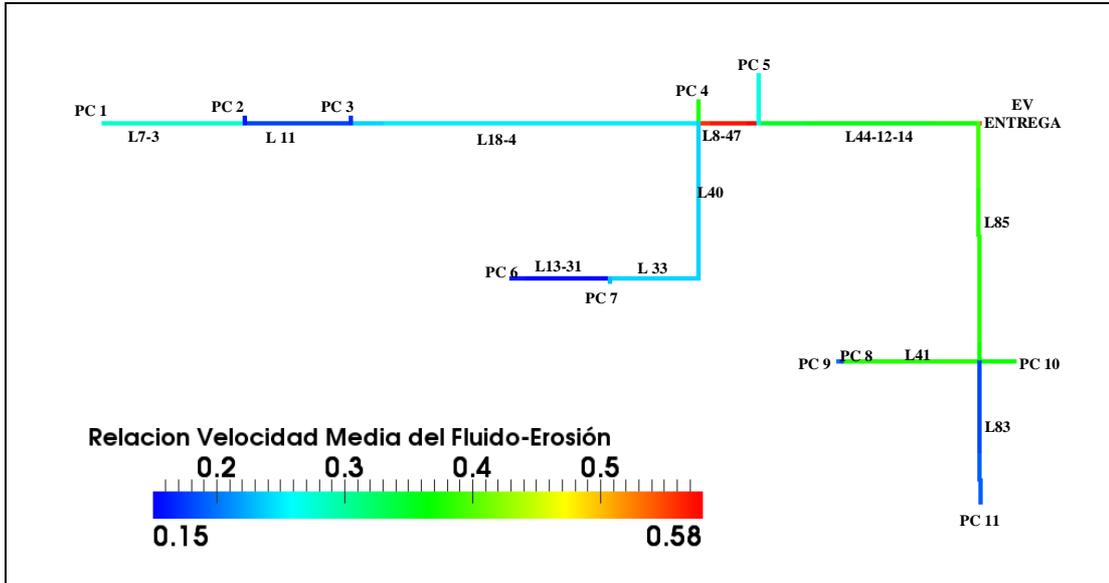


Figura 35. Perfil global de Holdup del sistema. Caso propuesto. Producción máxima

De la Figura 35 se puede observar que el comportamiento del *holdup* del caso propuesto es muy similar al del caso base, con solo un leve aumento (de 3,22% a 3,55% como *holdup* máximo). Nótese que este aumento es a la entrada de L85, el cual fue uno de los diámetros que se redujo, por lo cual la presión de entrega de las plantas compresoras es mayor produciendo el aumento de pendiente de la curva de operación sea más vertical incentivando la condensación (como se explicó para la Figura 34).

#### 4.4.3. Análisis de erosión y corrosión

En la Figura 36 se muestra la relación velocidad media del fluido y velocidad de erosión.



**Figura 36. Perfil global de relación velocidad media del fluido y velocidad de erosión del sistema. Caso propuesto. Producción máxima**

De la Figura 36 se puede observar que la relación de velocidad media del fluido y la velocidad de erosión no supera los 0,58, es decir, que la velocidad media del fluido no supera los 58 % de la velocidad de erosión, lo cual que al igual que el caso propuesto, ubica al sistema por debajo del límite establecido por las normas PDVSA L-TP 1.5, 90616.1.024 y la norma API RP14E. También se puede apreciar el efecto de la reducción del diámetro en los tramos L8-47 y L85 causa sobre dicha relación, ya que la relación es mayor en dichos tramos en comparación al caso base. Es de notar que la relación de velocidad media del fluido y la velocidad de erosión mínima es mayor que la del caso base (de 0,07 a 0,15) lo cual es de esperar debido al hecho que la velocidad de la fase gaseosa se incrementó por la reducción de los diámetros de los tramos L8-47 y L85.

En la Figura 37 se muestra el perfil global de la velocidad de corrosión en el sistema.

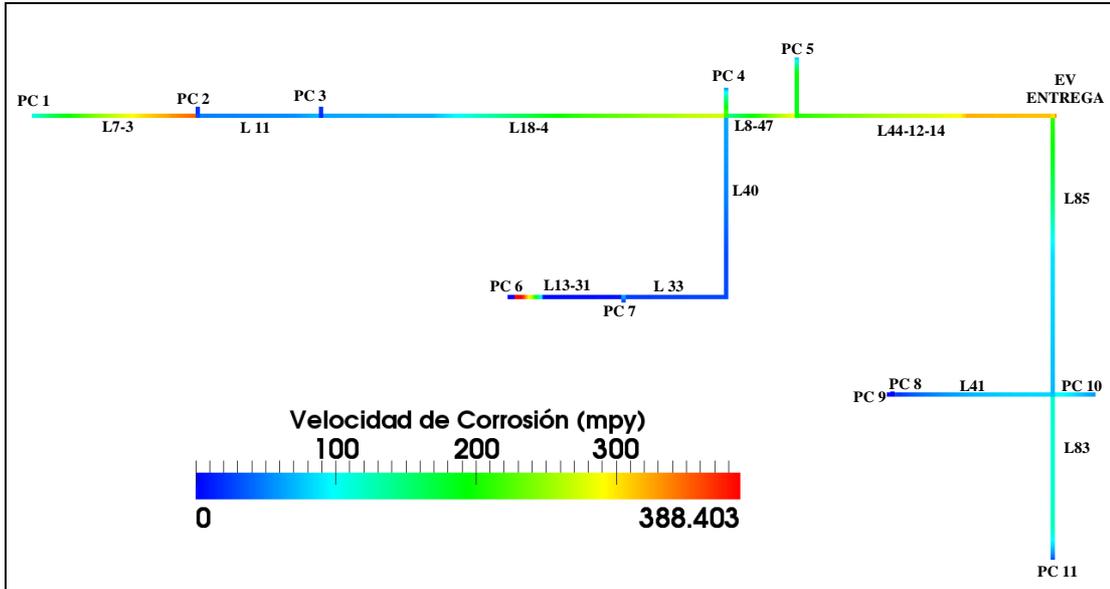


Figura 37. Perfil global de velocidad de corrosión del sistema. Caso propuesto. Producción máxima

La tendencia de la velocidad de corrosión en este caso propuesto es similar al del caso base, pero como se puede apreciar en la Figura 37, la velocidad de corrosión es mayor (388,403mpy). Este incremento se debe al hecho de que el flujo se mueve con mayor velocidad que en relación al caso base, incrementando así el contacto de la fase corrosiva (fase líquida la cual se mueve con mayor velocidad por el arrastre de la fase gaseosa) con la superficie de la tubería. Es por eso, que en cualquiera de los dos casos, se hace necesario incorporar sistemas de inhibición de la corrosión, no solo desde la salida de las plantas compresoras, sino en distintos punto del sistema para reforzar la inhibición, como lo son en el tramo L7-3, L18-4, L8-47, L44-12-14, L83 y L85.

El caso propuesto posee más ventajas frente al caso base en cuanto al aprovechamiento de las presiones de entrega de las plantas compresoras, lo cual propicia un mayor arrastre por parte de la fase gaseosa sobre la fase líquida, evitando así, posibles taponamientos en la línea. Como se puede observar en los estudios a producción mínima (ver apéndice B), los problemas de incremento de la fase líquida

tienden a ocurrir a menor caudal, por lo cual el diseño propuesto facilitaría el arrastre de líquidos en tales operaciones.

#### **4.5. Modelo de simulación y evaluación de las diferentes condiciones del flujo de gas asociado de la red de tuberías para estudiar su comportamiento termohidráulico en el tiempo mediante el empleo del simulador OLGA®**

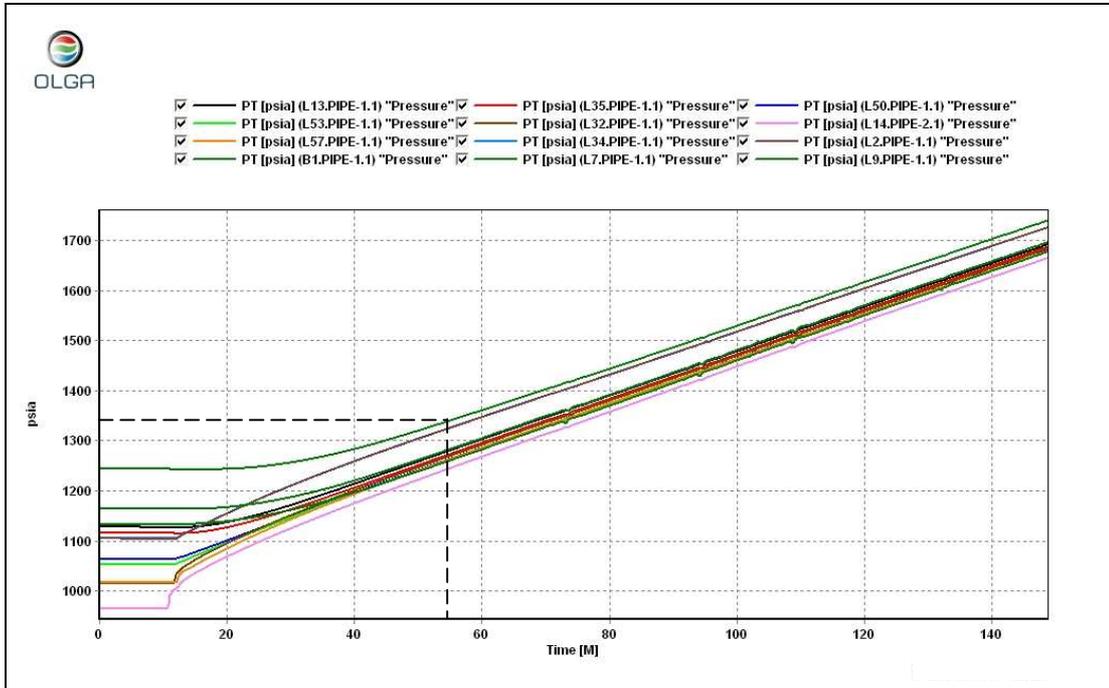
Las operaciones transitorias permiten evaluar diversas operaciones en el sistema, lo cual junto al diseño (evaluación estacionaria) conforman parte de los parámetros de decisión para aprobar o descartar un proyecto. Es por ello que un sistema no solo debe poseer un diseño óptimo, sino que a su vez debe funcionar de forma adecuada en el tiempo bajo diversas operaciones.

Una práctica que lleva al límite un sistema de recolección y transporte de gas es el empacado de tuberías, el cual consiste en cerrar la estación de entrega sin cerrar las estaciones compresoras. Esto se realiza cuando se presenta una contingencia no programada en el sitio de entrega del gas, por lo cual conocer el periodo de tiempo máximo que puede empacarse el sistema permite una holgura operacional a los operarios del sistema. En esta sección se estudiará esta operación para ambos casos (Base y propuesto) al igual que se determinará en cuanto tiempo alcanza las condiciones estacionarias cada sistema.

##### **4.5.1. Empacado del Sistema (Caso Base)**

Para determinar cual es el tiempo máximo en el cual se puede empacar el sistema, se toma que la presión de entrega de las plantas compresoras máxima permisible sea la indicada en la Tabla 4 (1336 psia). Es decir el tiempo máximo que se debe empacar la tubería es aquel en el cual alguna planta compresora llegue al valor indicado anteriormente. Para esta simulación, se corrió los primeros 10 minutos en condiciones estacionarias (requerimiento del programa OLGA®), por lo cual el periodo de empacado es a partir de los 10 minutos. En la Figura 38 se observa el

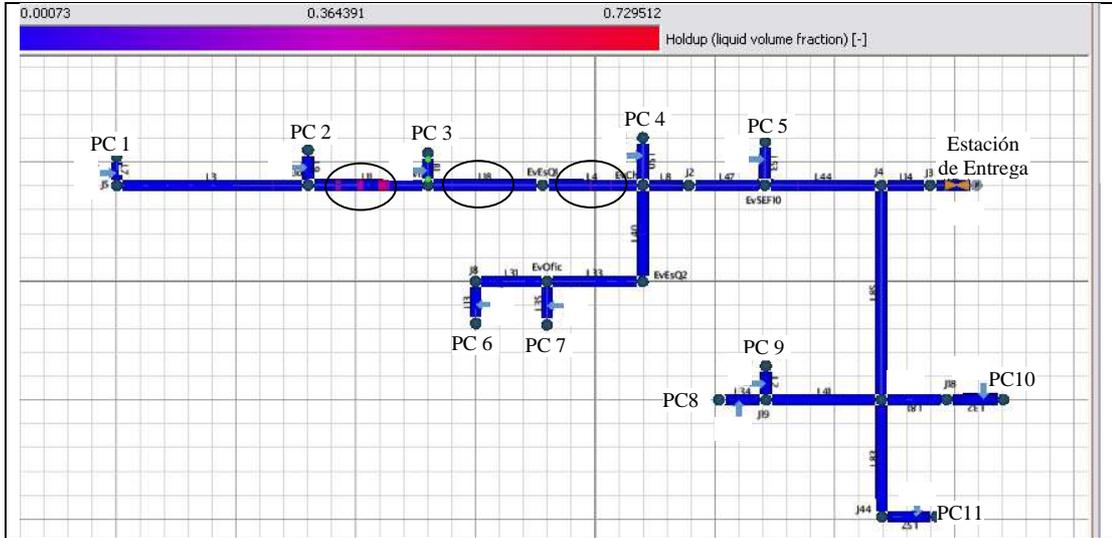
comportamiento en el tiempo de las presiones de entrega de las once (11) plantas compresoras del sistema para el caso base.



**Figura 38. Comportamiento en el tiempo de las presiones de entrega de las once plantas compresoras del sistema. Caso base. Producción máxima**

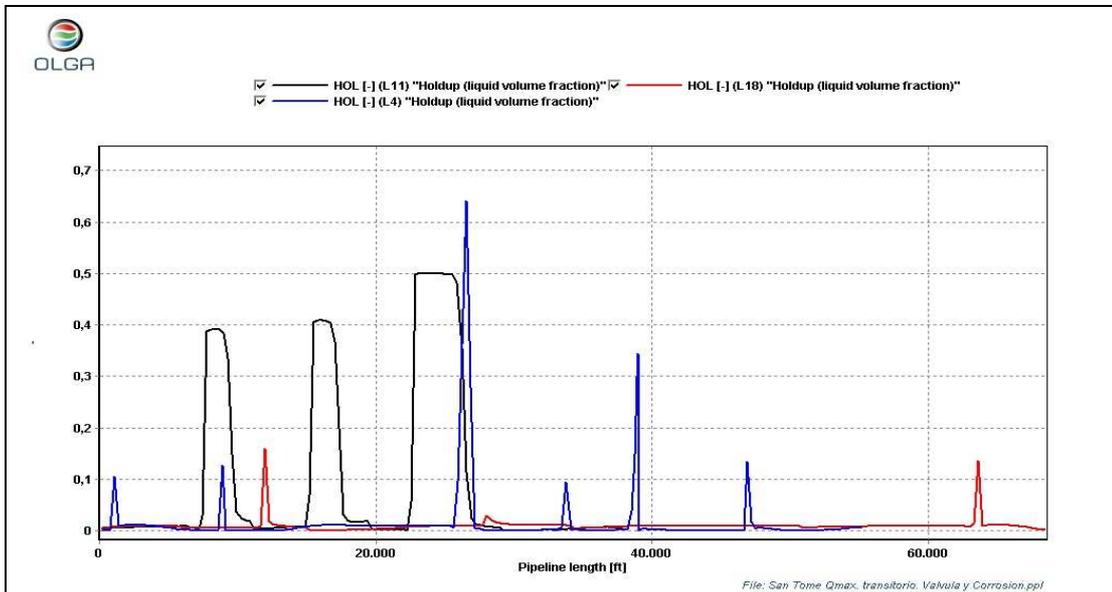
En la Figura 38 se observa que la planta compresora que alcanza primero la presión máxima permisible es PC1 (L7), llegando a está a los 54 minutos. Como el inicio del empaclado fue a los 10 minutos, el periodo del mismo no debe superar los 44 minutos. Cabe destacar que ese periodo es considerando la condición operacional más crítica, la cual es que las plantas compresoras no detengan ninguna de sus etapas de compresión. En la práctica la operación es diferente, ya que cuando es necesario realizar un empaclado, las plantas compresoras desactivan uno o más trenes de compresión para así disminuir la presión de entrega y garantizar un mayor periodo de empaclado (González, 2009).

Como se mencionó en la sección anterior, operaciones como el empaclado pueden generar acumulaciones de líquido en el sistema. En la Figura 39 se tiene el perfil global del *holdup* (fracción volumétrica) en el tiempo máximo de empaclado.



**Figura 39. Perfil global de holdup del sistema en el tiempo máximo de empacado. Caso base. Producción máxima**

Es de apreciar en la figura anterior, que en los tramos L11, L18 y L4 hay puntos donde el valor del *holdup* es mayor que en el estudio de estado estacionario. En la Figura 40 se muestran los puntos y el valor del *holdup* en el tramo respectivo.



**Figura 40. Perfil de holdup (fracción volumétrica) en los tramos L11, L18 y L4 en el tiempo máximo de empacado. Caso base. Producción máxima**

Se puede observar que en dichos tramos existen puntos donde el valor del holdup sobrepasa los valores de las condiciones estacionarias (ver Figura 27). Se tienen

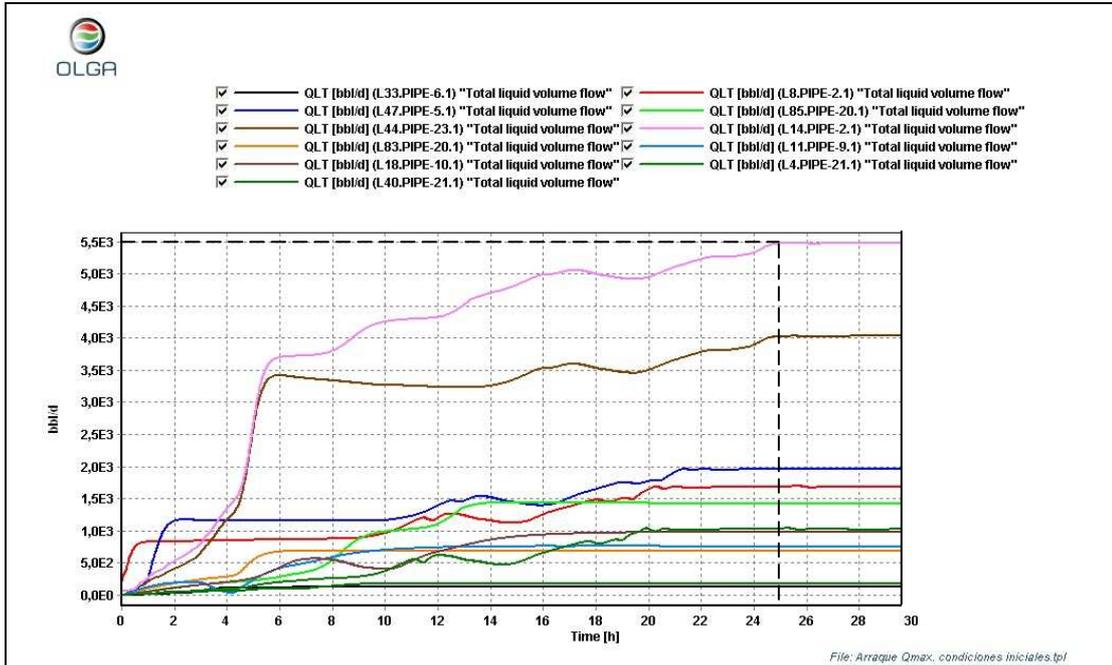
condiciones donde la fracción esta por encima del 0,1 (o 10 % volumétrico) y otros donde se sobrepasa el 0,6 (60 % volumétrico). Alto *holdup* es sinónimo de acumulación de líquido en dichos tramos, ya que estos valores indican la fracción (o porcentaje) de la tubería que contiene líquido. Esta acumulación se debe al hecho del aumento de la presión, la cual incentiva la condensación y al cierre de la estación de entrega, con lo cual se origina una acumulación de líquidos, ya que se sigue introduciendo flujo a través de las plantas compresoras.

Lo anterior demuestra que a pesar que en condiciones estacionarias no existen problemas de acumulación de líquido, esto no es limitante para que ocurra en operaciones dinámicas como el empaçado. Si existe líquido en el sistema, este pudiera aglomerarse (como lo ocurrido en el caso del empaçado) en determinados puntos. Es por ello que es necesario determinar el tiempo en el cual el sistema alcanza las condiciones estacionarias, para así determinar la frecuencia del barrido de líquidos, ya sea mediante el uso de herramientas mecánicas (*Pig*) o mediante barrido del sistema (Incrementando el flujo de gas, también conocido como *sweeping*).

#### **4.5.2. Arranque del Sistema (Caso Base)**

Este estudio permite determinar el tiempo en el cual el sistema alcanza las condiciones estacionarias partiendo de cero (0), es decir, arrancando el sistema sin gas en su interior. Para ello es necesario fijar condiciones iniciales, la cuales dan los valores semillas para que el OLGA<sup>®</sup> arranque el sistema de cero, es decir, sin líquido en el sistema. Dichas condiciones son tomadas a partir de los resultados obtenidos en PIPESIM<sup>®</sup>. Básicamente consiste en las presiones y temperaturas a la entrada y salida de las tuberías del sistema.

En la Figura 41 se observa el comportamiento en el tiempo del flujo de líquido de los principales tramos del sistema (llámese principales tramos a aquellos que producen condensación visible de líquidos).



**Figura 41. Comportamiento en el tiempo del flujo de líquido (bbl/d) en los principales tramos del sistema. Caso base. Producción máxima**

Se observa que el tramo L14-12, el cual esta junto a la entrada de la estación de entrega alcanza la estabilidad a las 25 horas. Nótese que este es el último tramo que llega a la estabilidad, por lo cual ese seria el tiempo en el cual el sistema alcanza condiciones estacionarias. Para ratificar lo anterior se presenta a continuación el comportamiento en el tiempo, del volumen total de líquido en los principales tramos del sistema.

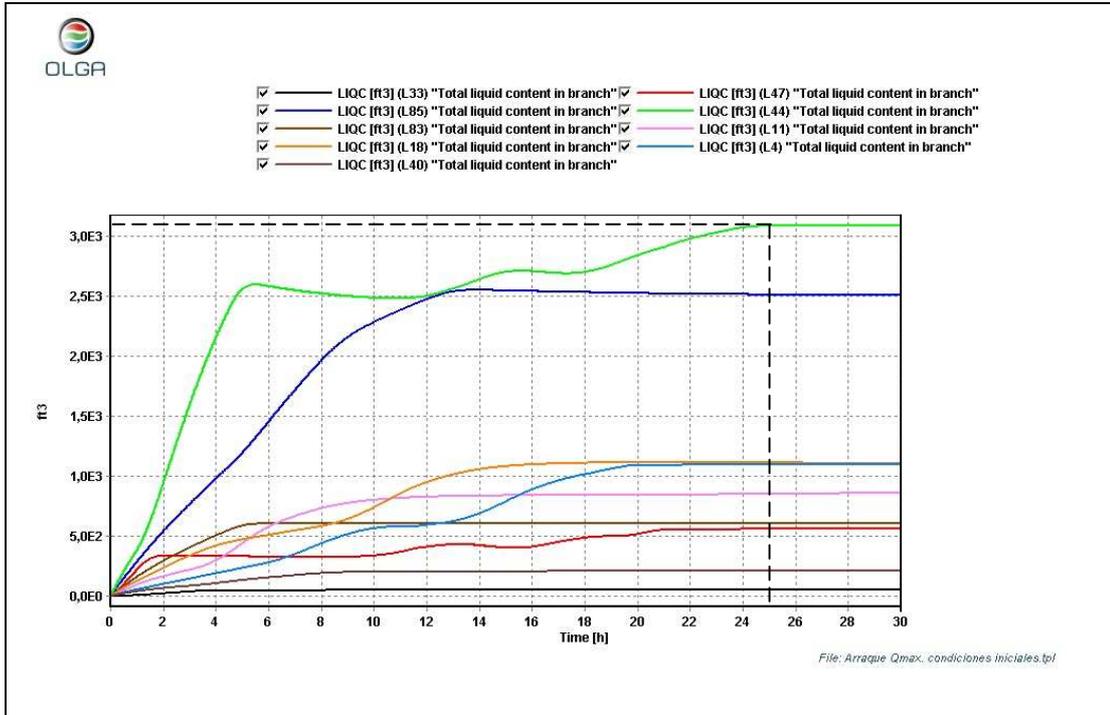
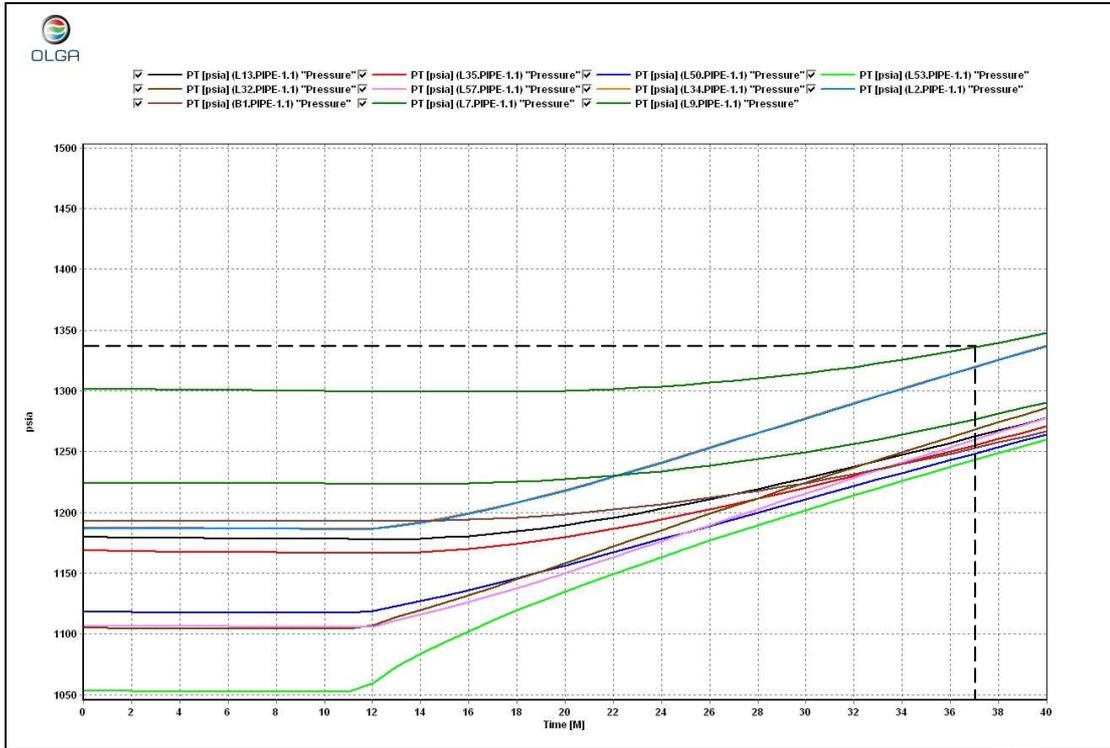


Figura 42. Comportamiento en el tiempo de la acumulación de líquido (pie<sup>3</sup>) en los principales tramos del sistema. Caso base. Producción máxima

La Figura 42 ratifica el tiempo en el cual se alcanza las condiciones estacionarias. Cabe destacar que el estudio de acumulación de líquidos es usado para el diseño del *slug catcher*, por lo cual estos resultados permitirán en futuros estudios diseñar dicha unidad.

#### 4.5.3. Empacado del Sistema (Caso Propuesto)

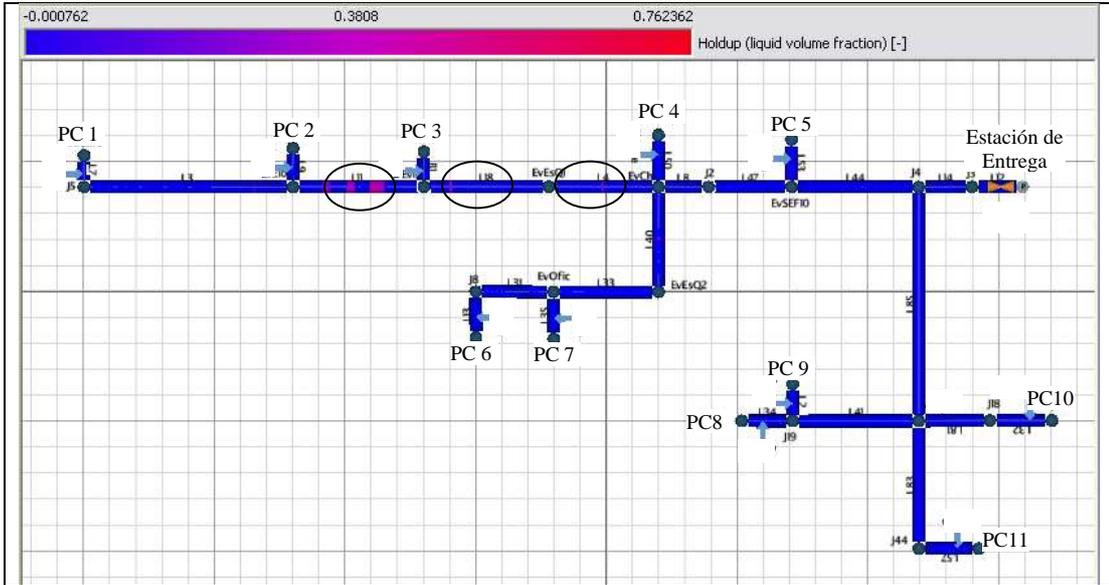
En la Figura 43 se muestra el comportamiento en el tiempo de la presión de descarga de las plantas compresoras del sistema para el caso propuesto a producción máxima.



**Figura 43. Comportamiento en el tiempo de las presiones de entrega de las once plantas compresoras del sistema. Caso Propuesto. Producción máxima**

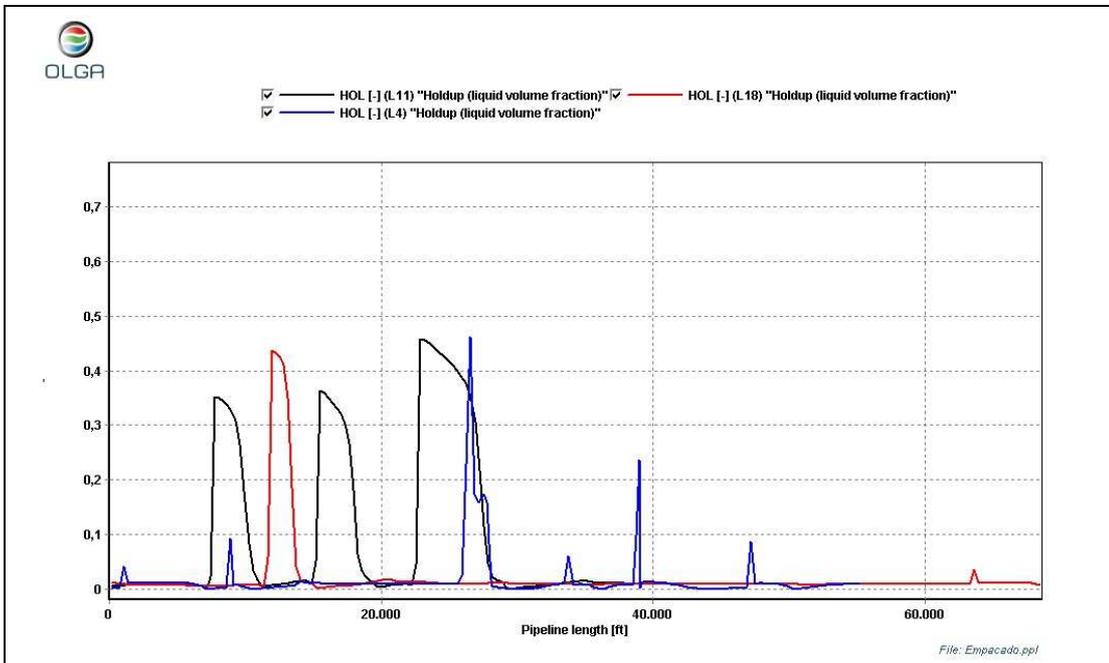
Al igual que en el caso base, la planta compresora que alcanza primero la presión máxima permisible es PC1, alcanzándola a los 37 minutos. Como el inicio del empacado fue a los 10 minutos, el periodo del mismo no debe superar los 27 minutos. Si se compara con el caso base, el periodo máximo de empacado se redujo (de 44 a 27 minutos, que representa una reducción del 62%). Este cambio se debe a la reducción de los diámetros de los tramos L8-47 y L85, lo cual produce una disminución del volumen disponible para empacar el sistema.

En la Figura 44 se tiene el perfil global del *Holdup* (fracción volumétrica) en el tiempo máximo de empacado.



**Figura 44. Perfil Global de Holdup del sistema en el tiempo máximo de empacado. Caso propuesto. Producción máxima**

Similar al caso base, el *holdup* en los tramos L11, L18 y L4 existen puntos donde el valor del *holdup* es mayor que en el estudio de estado estacionario. En la Figura 45 se muestran los puntos y el valor del *holdup* en el tramo respectivo.

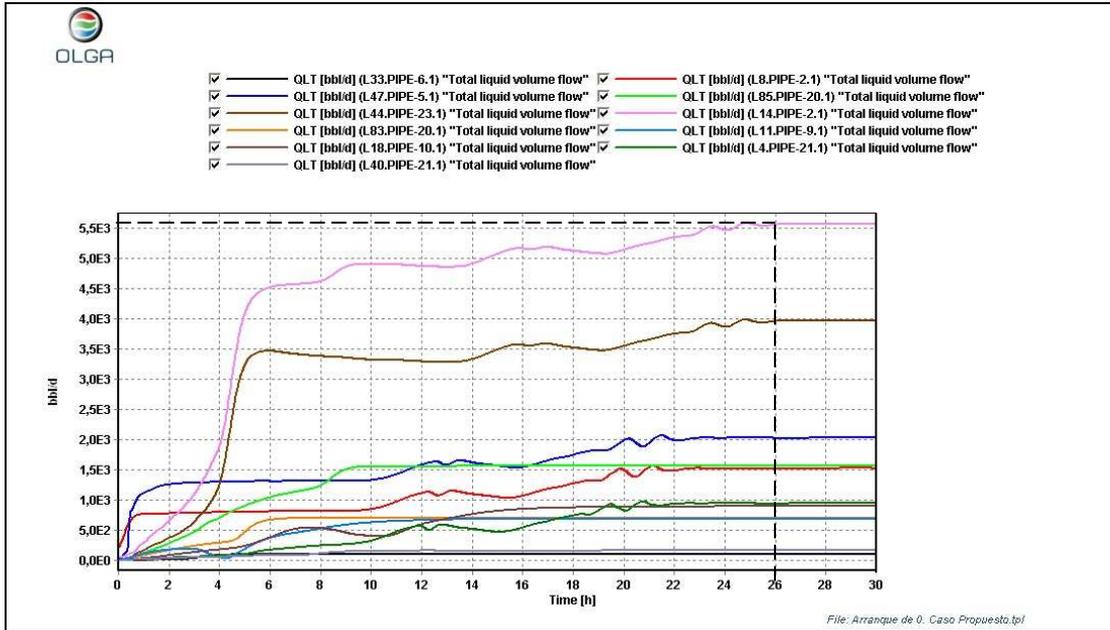


**Figura 45. Perfil de Holdup (fracción volumétrica) en los tramos L11, L18 y L4 en el tiempo máximo de empacado. Caso propuesto. Producción máxima**

A pesar que se tuvo una reducción del tiempo máximo de empacado en el caso propuesto, al comparar el *holdup* obtenido en los tramos señalados (en la Figura 40 para el caso base y Figura 45 para el propuesto) con el caso base, se observa una reducción del *holdup* alrededor de un 30% en dichos tramos (máximo *holdup* en ambos casos). Esto se debe fundamentalmente a que en el caso propuesto el tiempo de empacado es menor, por lo cual la cantidad de masa acumulada es menor. En la sección 4.4.2 se discutió que el leve aumento del *holdup* se debió al aumento de las presiones de entrega de las plantas compresoras, pero este efecto a su vez incrementa el barrido de líquidos por el aumento de la velocidad superficial de gas. En el caso del empacado el efecto del barrido se hace mayor, por lo cual el *holdup* en los tramos señalados es menor. Pero este efecto es provisional, ya que si se pudiera continuar con el empacado, el *holdup* podría alcanzar valores superiores.

#### **4.5.4. Arranque del Sistema (Caso Propuesto)**

En la Figura 46 se observa el comportamiento en el tiempo del flujo de líquido de los principales tramos del sistema.



**Figura 46. Comportamiento en el tiempo del flujo de líquido (bbl/d) en los principales tramos del sistema. Caso propuesto. Producción máxima**

Se puede apreciar que el último tramo que alcanza las condiciones estacionarias es L14-12, al igual que el caso base. Sin embargo, se observa que este estado se alcanza una hora después, es decir, a las 26 horas (de 25 a 26 horas, representa un aumento del 3,85%). Además, se puede apreciar que el flujo de líquido es levemente mayor que el caso base (caso base 5500 bbl/d, caso propuesto 5560 bbl/d, representa un 1% de aumento) por lo cual un aumento en la condensación afecta el tiempo de estabilización del sistema.

En la Figura 47 se muestra el comportamiento en el tiempo del volumen total de líquido en los principales tramos del sistema.

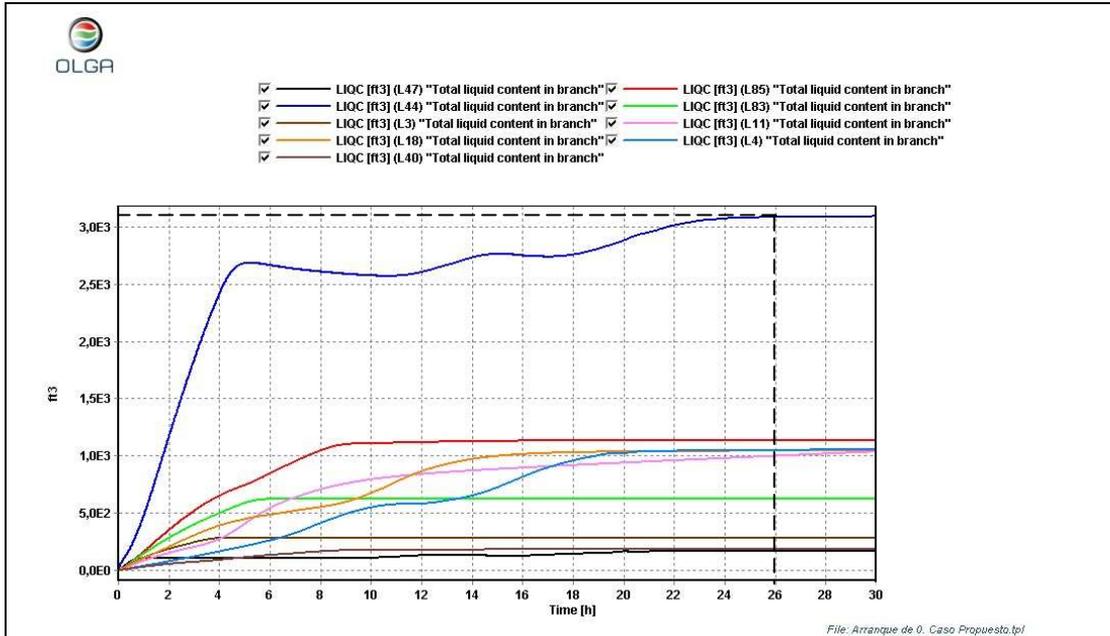


Figura 47. Comportamiento en el tiempo de la acumulación de líquido (pie<sup>3</sup>) en los principales tramos del sistema. Caso propuesto. Producción máxima

Al comparar la Figura 47 con la del caso base (Figura 42) se puede apreciar que en los tramos donde se redujeron los diámetros (L85 y L8-47) ocurrió una reducción del volumen acumulado de líquido, para L85, de 2500 (ver Figura 42) a 1100 pie<sup>3</sup> (Figura 47) y para L8-47 de 550 (ver Figura 42) a 300 pie<sup>3</sup> (Figura 47). Esto reafirma el efecto del barrido de líquido por efecto del aumento de la presión de entrega de las plantas compresoras. Ya que se tiene menor volumen de la tubería, así que si la cantidad de líquido acumulado fuese la misma, el *holdup* sería mayor, pero, como se observa en la sección 4.4.2, éste solo tiene un leve aumento del caso base al propuesto. Por lo cual efectivamente ocurre un barrido de líquido por parte de la fase gaseosa.

#### 4.6. Volumen requerido del *Slug Catcher*

Como lo señalado en la sección 4.5.2, el estudio de acumulación de líquidos es usado para el diseño del *slug catcher*. Esta unidad tiene la finalidad de recibir todo el líquido acumulado en la red después de realizado una limpieza mecánica. La finalidad de dicha limpieza es desplazar los líquidos, productos de la corrosión y demás

precipitados que pudieran generarse, ya que si se dejan, se promueve la corrosión bajo depósito. Es por ello que en esta sección se presenta el volumen requerido del *slug catcher* tanto para el caso base como propuesto.

El volumen requerido representa la sumatoria de todos los acumulados de líquido en los tramos del sistema, es decir, sumando todos los acumulados de líquidos en condiciones estacionarias para cada caso (para el caso base sumando los acumulados de líquidos al tiempo 25 horas de la Figura 42, mientras que para el caso propuesto fue al tiempo 26 horas de la Figura 47).

Para el caso base dicho volumen es de 10065 pie<sup>3</sup>, mientras que para el caso propuesto es de 8565 pie<sup>3</sup>. Este cambio se debe por la reducción de los diámetros en los tramos L85 y L8-47.

**4.7. Comparación entre los estados estacionarios obtenidos en PIPESIM® y los obtenidos en OLGA®**

Al comparar las presiones y el flujo de líquido obtenidos por PIPESIM® y por OLGA®, se observan ciertos cambios. En la tabla que se muestra a continuación se describe la presión máxima, y el flujo de líquido máximo obtenido y sus respectivas desviaciones con respecto al OLGA®, tanto para el caso base como el propuesto.

**Tabla 5. Comparación entre las condiciones estacionarias obtenidas por PIPESIM® Y OLGA®**

		PIPESIM®	OLGA®	Desviación (%)
<b>Caso base</b>	<b>Presión máxima (psia)</b>	1231	1246	1,1
	<b>Flujo de líquido máximo (bbl/d)</b>	3002	5500	45,4
<b>Caso propuesto</b>	<b>Presión máxima (psia)</b>	1268	1300	2,4
	<b>Flujo de líquido máximo (bbl/d)</b>	3251	5560	41,5

Como se puede apreciar en la Tabla 5, la diferencia de las presiones es poco significativas (alrededor del 1 al 2%) por lo cual la correlación usada en PIPESIM<sup>®</sup> (Xiao para el cálculo de la caída de presión) es bastante precisa, ya que como demuestran diversos estudios (Xiao, *et al*, 1990; García, *et al*, 2003; Ellul, *et al*, 2004), los resultados obtenidos por OLGA<sup>®</sup> son más confiables para sistemas de gas-líquido.

Para el caso del flujo de líquido si se observan cambios significativos (por el orden del 40%). Esto se debe principalmente al hecho que la correlación usada en PIPESIM<sup>®</sup> (DAFE) para el cálculo de los demás perfiles fue desarrollada en la década de los sesenta (1967), mientras que Xiao y OLGA<sup>®</sup> son más recientes (1990 y 2000 respectivamente) y en ese periodo se han hecho diversos estudios para afinar los cálculos. Aunque para el cálculo del perfil de *holdup* si se muestran tendencias similares entre ambos simuladores (porcentajes por alrededor del 3 %), como se aprecia en las Figura 27 y 35 para PIPESIM<sup>®</sup>, y en las Figuras 40 y 45 para OLGA<sup>®</sup> (la tendencia global del sistema en OLGA<sup>®</sup> fue similar como los valores más bajos mostrados en las Figuras 40 y 45, es decir por debajo de 3% o fracción de 0,003).

## CAPITULO V

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Sobre la base de los resultados obtenidos se presentan las siguientes conclusiones y recomendaciones

#### **Conclusiones:**

1. Se estableció una metodología de trabajo que permitió identificar los aspectos críticos de un sistema de red de tuberías desde la fase de diseño y proponer modificaciones para optimizar la infraestructura asociada.

2. El análisis termohidráulico en estado estacionario permitió evaluar y rediseñar el sistema en estudio, mientras que el transitorio consideró las operaciones dinámicas y sus efectos sobre el sistema, además de determinar el tiempo en el cual alcanza las condiciones estacionarias, por lo que ambos (análisis estacionarios y transitorios) son análisis complementarios que deben efectuarse para lograr el diseño adecuado de la instalación.

3. La presencia de líquidos no garantiza la acumulación del mismo, ya que factores como la producción, velocidad superficial del gas y operaciones como el empacado pueden afectarla.

4. La tasa de condensación de líquidos es favorecida por una baja tasa de producción y temperatura. A menor tasa de producción, mayor tasa de condensación y viceversa.

5. Para los casos de estudio, los gases ácidos, el agua y las condiciones de operación (altas T, P y velocidad del fluido) favorecen las altas velocidades de

corrosión del acero de la tubería, por lo que es necesario considerar un método de control, tal como la aplicación de inhibidores.

6. La disminución de diámetros de tuberías permite la optimización del diseño de la red, ya que se incrementa la caída de presión y a su vez produce un aumento de la velocidad superficial del gas, el cual genera un mayor barrido de líquidos, contribuyendo con el aprovechamiento energético y con la disminución de costos por dimensiones de la tubería. Un incremento del 4,2% de la presión de entrega (en el caso de PC1) generó un aumento alrededor del 50% en la velocidad superficial del gas, y a su vez un aumento del flujo de líquido (alrededor del 7,6%).

7. El tiempo de empacado de las tuberías afecta el *holdup* de estas. A mayor tiempo de empacado, mayor será el *holdup*.

8. El tiempo de estabilización del caso propuesto es levemente mayor al del caso base (4%), por lo cual dicha variable está relacionada con la presión de entrega de las plantas compresoras. A mayor presión, mayor será el tiempo que le toma al sistema en alcanzar las condiciones estacionarias.

9. La diferencia entre las presiones obtenidas por PIPESIM<sup>®</sup> y por OLGA<sup>®</sup> son poco significativas, con una desviación máxima de alrededor de 2%. Sin embargo, para el cálculo del flujo de líquido las diferencias fueron representativas (alrededor del 40%), lo cual estaría relacionado con la correlación empleada en PIPESIM<sup>®</sup> (DAFE).

**Recomendaciones:**

1. Implementar la metodología desarrollada en el presente trabajo para futuros estudios de aseguramiento de flujo.
2. Si bien el diseño caso base cumple con algunos de los criterios de diseño, se puede considerar el caso propuesto como optimización del mismo para el desarrollo del sistema de recolección y transporte de gas del Distrito San Tomé.
3. Realizar un análisis económico considerando el diseño propuesto y las principales operaciones en estado transitorio.
4. Realizar el diseño de la unidad de *slug catcher* a partir del caso propuesto y refinar diseño con el simulador OLGA<sup>®</sup>.
5. Evaluar el diseño de las plantas compresoras y de ser posible optimizarlas
6. Incluir los métodos de control de corrosión desde el diseño. En el caso de seleccionar el tratamiento químico se deben dejar las facilidades de inyección y muestreo.
7. Emplear Xiao para el cálculo de los perfiles de presión para sistemas de gas condensado en tuberías horizontales (con ligeras inclinaciones) cuando no se cuente con el simulador OLGA<sup>®</sup>.
8. Emplear Dukler-AGA-Flanigan-Eaton (DAFE) para el cálculo de los demás perfiles para sistemas gas condensado (con ligeras inclinaciones) cuando no se cuente con OLGA<sup>®</sup>, pero considerando que esta correlación subestima los valores del flujo de líquido.

---

---

**REFERENCIAS**

- Ansari, A.M. et al., (1994). A Comprehensive Mechanistic Model for Upward Two-Phase Flow in Wellbores. SPEPE. May 1994. 297p.
- API RP14E (2000). Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems. American Petroleum Institute, June 2000. Paper 14E (RP14E).
- ASM International. Corrosion. Understanding the Basics. ASM international. The Materials Information Society.
- Aziz, K., Govier, G. W. y Forgasi, M. (1972). Pressure Drop in Wells Producing Oil and Gas, J. Cdn. Pet. Tech. (July-Sept. 1972) 38-48.
- Baboian, R. (2005). Corrosion Tests and Standards: Application and Interpretation. ASTM International. Segunda edición. 9- 10.
- Bai, Y., y Bai, Q. (2005). Subsea Pipelines and Risers. Elsevier Inc. 841p.
- Baldauff, Runge, Cadenhead, Faur, Marcus, Mas, North y Oddie, (2005). Oilfield Review. Perfilaje y cuantificación de flujos multifásicos complejos.
- Barnea, D. (1987). A Unified Model for Predicting Flow Pattern Transitions for the Whole Range of Pipe Inclinations. Int. J. Multiphase Flow 13, No. 1, 1-12.
- Beggs, H. D., y Brill, J. P. (1973). A Study of Two Phase Flow in Inclined Pipes. J. Pet. Tech. (May 1973) 607-617.
- Bendiksen, K., Malnes, D., Moe, R. y Nuland, S. (1991). The Dynamic Two-Fluid Model OLGA: Theory and Application. SPE. 171-181.
- Brill, J. y Mukherjee, H. (1999). Multiphase Flow in Wells. Society of Petroleum Engineers Inc. 149p.
- Campbell, J. M. (1984). Gas Conditioning and Processing Volume 2: The Equipment Modules.
- Cingotti, B. y Siquin, A. A new method to investigate kinect hydrate inhibitors. SPE 50757.
- Cochran, S. and Gudimetla, R. (2004). Hydrate management: Its importance to deepwater gas development success. Word Oil, Vol. 225, pp.55-61.
- Crabtree, M., Eslinger, D., Fletcher, A. y King, G. (1990) La lucha contra las incrustaciones-Remoción y prevención. Oilfield Review. Otoño 1999: 30-49.
- De Waard C., Lotz U, y Dugstad D.A. (1995). Influence of Liquid Flow Velocity on CO<sub>2</sub> Corrosion: A Semi-Empirical Model, CORROSION/95, Paper No. 128, Orlando, Fl: NACE International.

- Dekker, M. (2004). Encyclopedia of Corrosion Technology. 2da. Edición. Marcel Dekker, Inc.
- Devold, H. (2006). Oil and Gas Production Handbook. 108p.
- Dukler, A. E., Wicks, M. y Cleveland, R. G. (1964). Frictional Pressure Drop in Two-Phase Flow, A Comparison of Existing Correlations for Pressure Loss and Holdup, An Approach Through Similarity Analysis. A.I. Ch. E. Journal, Jan. 1964, 38-51.
- Eaton, B.A., Andrews, D. E., Knowles, C. R., Silberberg, L. H. y Brown, K. E. (1967). The Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup and Pressure Losses Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Horizontal Pipelines. J. P. T., June (1967), 815-828.
- Ellul, I. Saether, G. y Shippen, M. (2004). The Modeling of Multiphase Systems Under Steady-State and Transient Conditions. Pipeline Simulation Interest Group, PSIG 0403. 20-22 october 2004.
- ENAGAS, (2009). Enter Nacional del Gas. <http://www.enagas.gob.ve/info/gasnatural/cadnavalor.php>. 22-09-2009
- Flanigan, O. (1958). Effect of Uphill Flow on Pressure Drop in Design of Two-Phase Gathering Systems. Oil and Gas J. (March 10, 1958) 56, 132.
- Forsdyke, I. (1997). Flow Assurance in Multiphase Environments. Society of Petroleum Engineers Inc. No SPE 37237. 267-276.
- Fortana, G. (1986). Corrosion Engineering. 3° edición- Editorial Mc Graw-Hill. Pp 556.
- Galindo, N. y Perez, R. (2008). Sistema de Transmisión de Gas Esquina-Soto. Gerencia de Infraestructura. Producción Gas San Tomé. Documento Técnico N°: B0702-I2511-IMA0202.
- García, F., García, R., Padrino, J., Mata, C., Trallero, J. y Joseph, D. (2003). Power Law Composite Power Law Friction Factor Correlations for Laminar and Turbulent Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipelines. International Journal of Multiphase Flow. 29 (2003) 1605-1624. 1605-1624.
- González, C. Conversación con: Ing. González Camilo. 16 de noviembre de 2009.
- Gomez, L., Shoham, O., Schmidt, Z., Chokshi, R. y Northug, T. (2000). Unified Mechanistic Model for Steady-State Two-Phase Flow: Horizontal to Vertical Upward Flow. SPE Journal, Sep. 2000. 339-350.
- GPSA (2004). Engineering Data Book Volumen I y II. Gas Processors Suppliers Association. 12va Edición. 821p.
- Guo, B., Song, S., Chacko, J. y Ghalambor, A. (2005). "Offshore Pipelines". Elsevier Inc. 303p.

- Hagedron, A. R. and Brown, K. E.: "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits," J. Pet. Tech. (April 1965) 475-484.
- Hammerschmidt (1930). Subsea Systems Engineering. Introduction. Chapter 17, Subsea Pipelines and Risers, por Bai, Y., y Bai, Q. (2005).
- Hemeida, A. y Sumait, F. (1989). Two-Phase Flow in Flowlines. J. King Saud Univ., Vol. 1 Eng. Sci. (1,2) 259-272.
- Houbaert, Y. (1991). Estudio de una Tubería de Acero Dañada por Ataque por Hidrogeno.
- James, H., and Karl, I. (1999). Paraffin, Asphaltenes Control Practices Surveyed. Oil & Gas Journal, July 12, 1999, pp. 61-63.
- Kelland, M y Dybvik, L. (1995). A new generation of gas hydrate inhibitors. SPE 30695.
- Kolts, J., Joosten, M., Salama, M., Danielson, T.J., Humble, P., Belmear, C., Clapham, J., Tan, S., y Keilty, D. (1999). Overview of Britannia Subsea Corrosion-Control Philosophy. Presented at the 1999 Offshore Technology Conference held in Houston.
- Kumar, S. (1987). Gas Production Engineering. Texas: Gulf Publishing Company.
- Lee, J. (2008). Introduction to Offshore Pipelines and Risers. 182p.
- Lyons, W. and Plisga, G. (2005). Standard Handbook of Petroleum & Natural Gas Engineering. Elsevier Inc. Segunda edición. Pp 172-199.
- Maddox, R. y Erbar, J. (1982). Gas Conditioning and Processing. Volume 3: Advanced Techniques and Applications. Campbell Petroleum Series. USA Jan. 1982. 438p.
- Martínez, V., Alonso, P., Toledo, J., Carbajal, M. y Rocha, J. (2000). Simulación de Procesos en Ingeniería Química. Primera edición. Febrero 2000. Plaza y Valdés, S.A. de C.V. Mexico.
- Mukherjee, H. and Brill, J. P.: "Liquid Holdup Correlations for Inclined Two-Phase Flow," JPT (May 1983) 1003-1008.
- Nesic, S., Postlethwaite, J., and Olsen, S., (1995): "An Electrochemical Model for Prediction of CO<sub>2</sub> Corrosion," Paper No. 131, Corrosion.
- NM WAIDS, (2009): "Uniform Corrosion". <http://octane.nmt.edu/waterquality/corrosion/uniform.htm>. 21-sep-2009.
- Norma PDVSA 90616.1.024. Manual de Ingeniería de Diseño. Volumen 13-III. Guía de Ingeniería. Dimensionamiento de Tuberías de Proceso. Nov. 1993. 16p.
- Norma PDVSA L-TP 1.5. Calculo Hidráulico de Tuberías. Volumen 13-III. Manual de Ingeniería de Diseño. Procedimiento de Ingeniería. Jul. 1994. 128p.

- Norris, H., Fuchs, P., Malnes, D. y Klemp, S. (1995). Developments in Simulation and Design of Multiphase Pipeline Systems. SPE. 16p.
- Oliemans, R. V. A. (1976). Two-Phase Flow in Gas-Transmission Pipeline. ASME paper 76-Pet-25, presented at Pet. Div. ASME meeting Mexico City (Sept. 1976).
- Ouyang, L. B. y Aziz, K. (1996). Development of New Wall Friction Factor and Interfacial Friction Factor Correlations for Gas/Liquid Stratified Flow in Wells and Pipes. Paper SPE 35679.
- Palmer, C. M. (1975). Evaluation of Inclined Pipe Two-Phase Liquid Holdup Correlations Using Experimental Data. M.S. Thesis, The University of Tulsa (1975).
- Payne, G. A. (1975). Experimental Evaluation of Two-Phase Pressure Loss Correlations for Inclined Pipe," M.S. Thesis, The University of Tulsa (1975).
- Peng, D.Y. y Robinson, D. B. (1976). "A New Two-Constant Equation of State", Ind. Eng. Chem. Fundam. Pp 59-64.
- PDVSA GAS (2007). Informe Técnico. Especificaciones para el gas de alimentación a planta de extracción Soto.
- PDVSA GAS. Gerencia Técnica de Manejo de Gas (2008). Producción del gas natural.
- Pemex. Diccionario de Términos de Pemex Refinación. 219p.
- Petrobras (1990s). Subsea Systems Engineering. Flow Assurance Challenges. Chapter 17, Subsea Pipelines and Risers, por Bai, Y., y Bai, Q. (2005).
- Pino, F. (2000) Apuntes de Gasotecnia. Universidad de Oriente, Escuela de Ingeniería de Petróleo. Monagas, Venezuela. 543p.
- Ratulowski, J., Amin, A., Hammami, A., Mujammad, M. y Riding, M. (2004). Flow assurance and subsea productivity: Closing the hoop with connectivity and measurements. SPE 90244.
- Rigual, Y. Conversación con: Dra. Yobiris Rigual. 12 de mayo 2009.
- Rivero, M. y Nakagawa, E. (2005). Platform-free fiels for stranded gas development: science or fiction?. SPE 95803.
- Rydahl, A (2002). Application of Transient Multiphase Compositional Tracking for Pipeline Flow Analysis. SPE 77502
- Scenna, N, et al. (2007). Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. 840p.
- Shoham, Ovadia. (2000). "Two-Phase Flow Modeling". Departament of Petroleum Engineering the University of Tulsa. Tomo I.
- Sloan, D. (1998). "Clathrate hydrates of natural gases". Marcel Dekker, Inc. Second edition.

- Smith, J. M., Van Ness, H. C. y Abbott, M. M. (2000). *Introducción a la Termodinámica en la Ingeniería Química*. Mexico: McGrawHill.
- Song, S. et al. (2003). Impacts of Transient Analysis on Kuito Production Operations. Presented at the 2003 Offshore Technology Conference held in Houston (2003).
- Strommen, R.D.,(2002). “Seven Years Experience from Subsea, Deepwater Pipeline Internal Corrosion Monitoring,” Paper No. 2251, Corrosion.
- Su, C., Rydahl, A. y Shea, R. (2003). Liquid Inventory Management in Wet Gas Pipelines. SPE. 9p.
- Taitel, Y. and Dukler, A. E. (1976). A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal Gas-Liquid Flow. *AICHE J.* (vol. 22, no. 1) (Jan. 1976) 47-55.
- Taitel, Y., Bornea, D. y Dukler, A. (1980). Modelling Flow Pattern Transition for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes. *AICHE J.* 26. No. 3, 345-354.
- Trick, M. (2005). *Flow Assurance in Wellbores and Pipelines: What You Need to Know*. SPE International.
- Xiao, J. J., Shoham, O. y Brill, J. P. (1990). A Comprehensive Mechanistic Model for Two-Phase Flow in Pipelines. Paper SPE 20631 presented at the 1990 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, New Orleans, Sep.1990. 167-180.

## APÉNDICES

### Apéndice A: Datos Suministrados

En la Tabla 6 se muestra la producción mínima (año 1) y máxima (año 5) estimada de cada planta compresora del sistema de recolección y transporte de gas del Distrito San Tomé.

**Tabla 6. Producción mínima y máxima estimada para cada planta compresora del sistema**

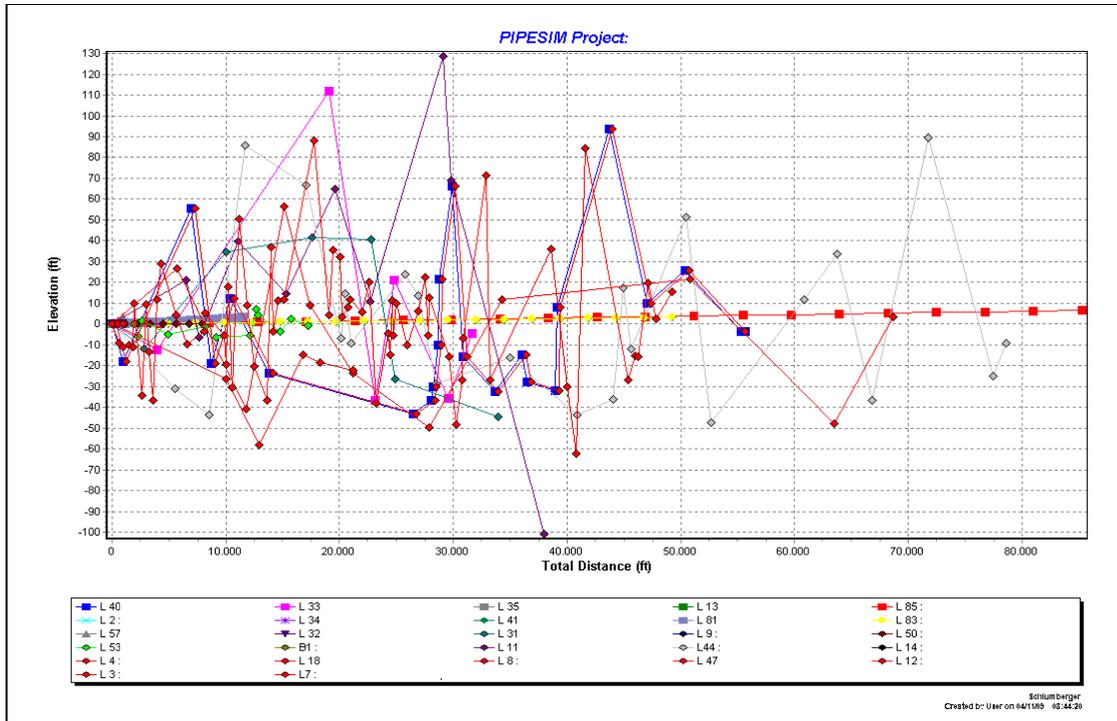
Planta Compresora	Producción (MMPCND) de Cada Plantas Compresoras (P.C.)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
<b>Producción Mínima</b>	42,90	47,87	8,50	88,13	67,54	8,20	55,81	10,90	19,07	60,42	15,30
<b>Producción Máxima</b>	76,75	41,51	42,35	92,19	63,11	42,05	57,14	44,75	48,97	85,76	44,94

A continuación se muestra en la Tabla 7 los diámetros internos (DI), espesores (e) y longitudes (L) de los tramos de tuberías del sistema de recolección y transporte de gas.

**Tabla 7. Diámetro interno, espesor y longitud de cada tramo del sistema**

Tramo	DI (Pulg)	E (Pulg)	L (Pie)	Tramo	DI (Pulg)	e (Pulg)	L (Pie)
<b>L7</b>	11,374	0,688	984,25	<b>L35</b>	11,374	0,688	984,25
<b>L3</b>	11,374	0,688	49228,72	<b>L31</b>	11,374	0,688	33915,24
<b>L9</b>	11,374	0,688	1968,5	<b>L13</b>	11,374	0,688	984,25
<b>L11</b>	17,938	1,031	37983,06	<b>L8</b>	25,062	0,3125	328,08
<b>B1</b>	11,374	0,688	1968,5	<b>L47</b>	25,062	0,3125	21224,46
<b>L18</b>	17,938	1,031	68638,29	<b>L53</b>	11,374	0,688	17244,36
<b>L4</b>	17,938	1,031	55333,05	<b>L44</b>	25,062	0,3125	78580,42
<b>L50</b>	11,374	0,688	7874	<b>L14</b>	25,062	0,3125	328,08
<b>L40</b>	14,312	0,844	55333,05	<b>L12</b>	25,062	0,3125	32,81
<b>L41</b>	11,374	0,688	49213	<b>L34</b>	11,374	0,688	984,25
<b>L2</b>	11,374	0,688	65,617	<b>L81</b>	11,374	0,688	11483
<b>L32</b>	11,374	0,688	984,25	<b>L57</b>	11,374	0,688	984,25
<b>L83</b>	11,374	0,688	49213	<b>L33</b>	14,312	0,844	31684,8
		<b>L85</b>	25,062	0,312	85302		

En la Figura 48 se muestra el perfil topográfico del sistema de recolección y transporte de gas del Distrito San Tomé.



**Figura 48. Perfil topográfico del sistema de recolección y transporte propuesto del Distrito San Tomé**

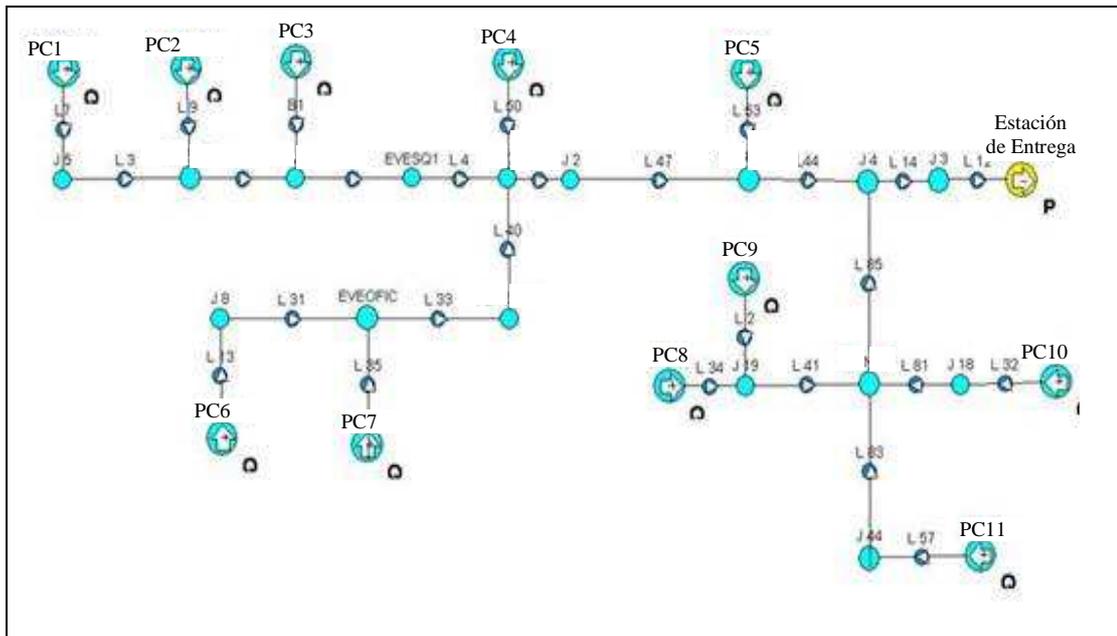
En la Tabla 8 se muestran las composiciones en base seca de las plantas compresoras.

Tabla 8. Composiciones (Base Seca) de las once plantas compresoras suministradas

Compuesto	Plantas Compresoras (P.C.)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
N <sub>2</sub>	0,438	0,16	0,13	0,06	0,11	0,168	0,11	0,1	0,11	0,07	0,12
CO <sub>2</sub>	7,317	7,28	6,85	4,53	3,42	2,644	2,85	7,29	4,66	3,83	3,36
H <sub>2</sub> S	0,0006	0,0006	0,0009	0,0004	0,001	0,0006	0,0005	0,0012	0,0012	0,0016	0,0012
Metano (C <sub>1</sub> )	80,773	81,76	80,13	74,74	75,24	94,058	76,76	83,91	77,12	74,47	76,18
Etano (C <sub>2</sub> )	6,233	5,06	6,75	10,57	8,69	2,397	10,73	8,33	10,2	11,62	10,04
Propano (C <sub>3</sub> )	1,816	2,49	3,4	5,69	6,89	0,25	5,5	0,31	4,2	6,22	5,92
I-Butano (I-C <sub>4</sub> )	0,806	0,64	0,8	1,23	1,72	0,117	1,21	0,02	1,04	1,13	1,21
Butano (n-C <sub>4</sub> )	1,117	0,83	1	1,61	2,08	0,004	1,49	0,02	1,38	1,49	1,66
I-Pentano (I-C <sub>5</sub> )	0,474	0,36	0,35	0,53	0,66	0,100	0,48	0,01	0,46	0,4	0,51
Pentano (C <sub>5</sub> )	0,298	0,29	0,25	0,398	0,47	0,036	0,32	0,004	0,349	0,298	0,401
Hexano (C <sub>6</sub> )	0,362	0,293	0,188	0,322	0,36	0,079	0,258	0,003	0,256	0,211	0,306
Heptano (C <sub>7</sub> )	0,253	0,206	0,108	0,211	0,23	0,100	0,173	0,002	0,148	0,157	0,191
Octano (C <sub>8</sub> )	0,096	0,602	0,039	0,084	0,11	0,046	0,079	0,001	0,067	0,08	0,08
Nonano (C <sub>9</sub> )	0,017	0,034	0,005	0,014	0,03	0,001	0,017	-	0,013	0,019	0,017
Decano (C <sub>10</sub> )	-	0,006	0,001	0,002	0,005	-	0,003	-	0,002	0,005	0,003

**Apéndice B: Resultados**

A continuación en la figura 49 se describe el esquema de simulación construido en PIPESIM<sup>®</sup> del sistema de recolección y transporte de gas.



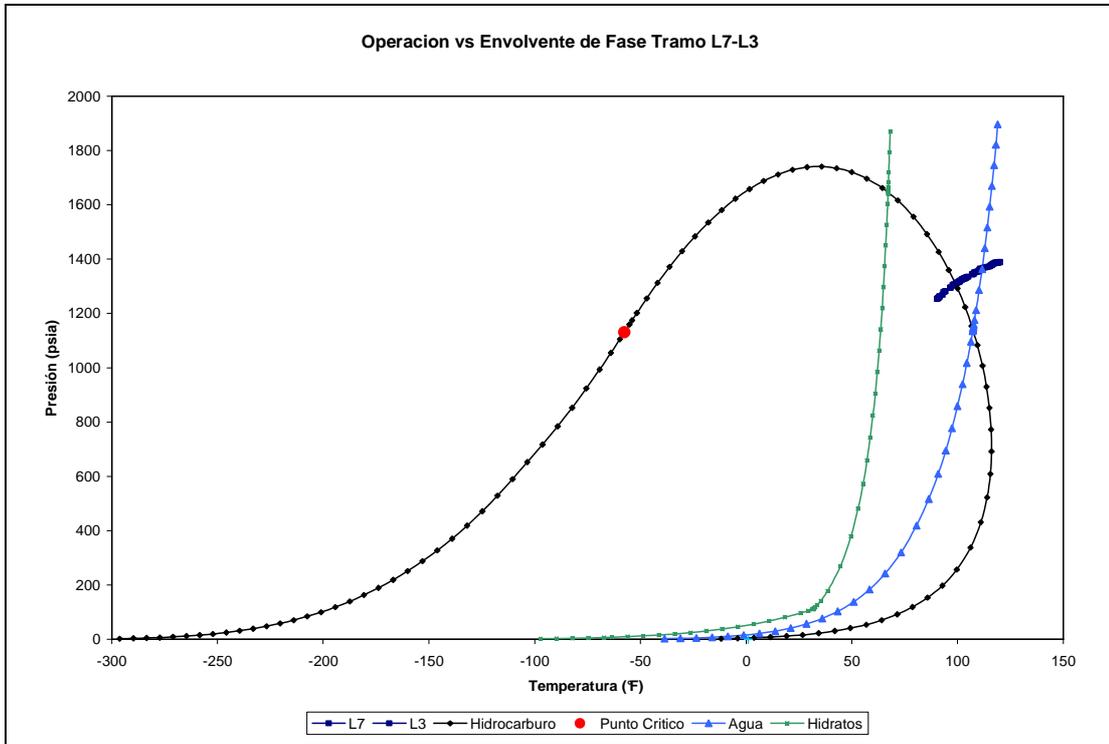
**Figura 49. Esquema de simulación del sistema recolección y transporte propuesto del Distrito San Tomé**

En la Tabla 9 se muestran las composiciones de gas saturadas con agua a las condiciones de salida de las plantas compresoras empleando para ello el simulador PRO II<sup>®</sup>.

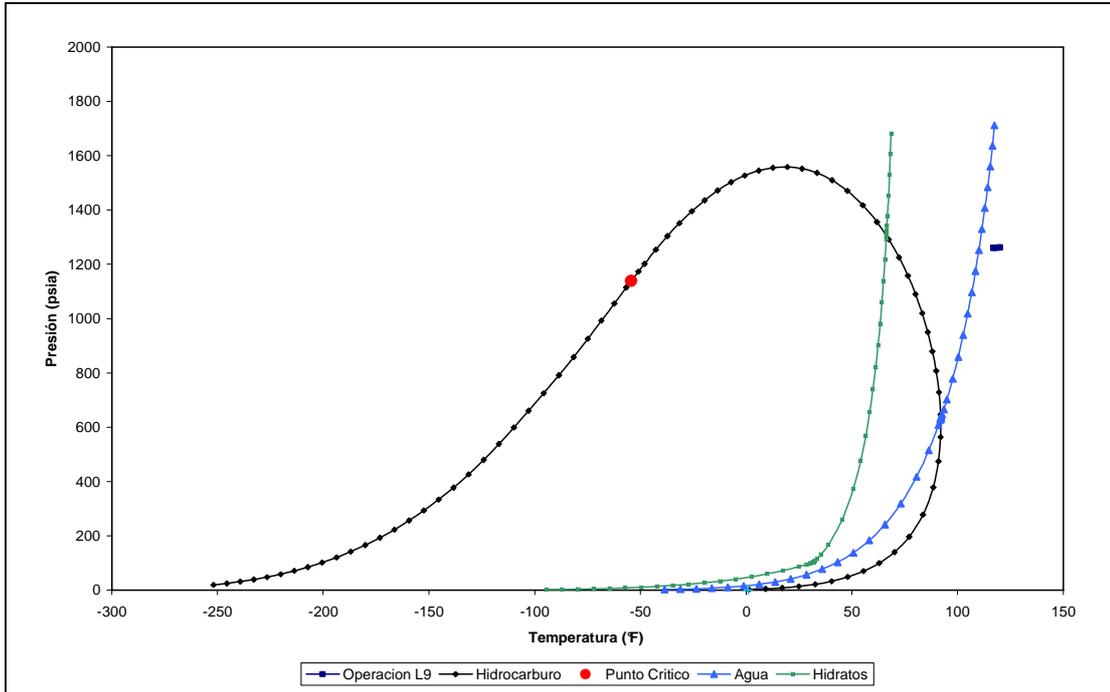
Tabla 9. Composiciones de gas saturadas (Base Húmeda) de las once plantas compresoras suministradas

Compuesto	Plantas Compresoras (P.C.)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
N <sub>2</sub>	0,437	0,389	0,13	0,095	0,11	0,168	0,11	0,113	0,11	0,07	0,12
CO <sub>2</sub>	7,307	5,558	6,84	3,635	3,415	2,64	2,847	7,13	4,653	3,825	3,355
H <sub>2</sub> S	0,0006	0,0006	0,0009	0,0004	0,001	0,0006	0,0005	0,0012	0,0012	0,0016	0,0012
Metano (C <sub>1</sub> )	80,661	82,291	80,018	74,025	75,125	93,928	76,669	83,469	77,009	74,367	76,076
Etano (C <sub>2</sub> )	6,224	6,057	6,741	11,115	8,677	2,394	10,717	8,215	10,185	11,604	10,026
Propano (C <sub>3</sub> )	1,813	2,711	3,395	6,292	6,879	0,25	5,494	0,503	4,194	6,211	5,912
I-Butano (I-C <sub>4</sub> )	0,805	0,792	0,799	1,353	1,717	0,117	1,209	0,103	1,039	1,128	1,208
Butano (n-C <sub>4</sub> )	1,115	1,015	0,999	1,738	2,077	0,004	1,488	0,13	1,378	1,488	1,658
I-Pentano (I-C <sub>5</sub> )	0,473	0,385	0,35	0,549	0,659	0,100	0,479	0,057	0,459	0,399	0,509
Pentano (C <sub>5</sub> )	0,298	0,288	0,25	0,404	0,469	0,036	0,32	0,037	0,349	0,298	0,401
Hexano (C <sub>6</sub> )	0,361	0,230	0,188	0,323	0,359	0,079	0,258	0,042	0,256	0,211	0,306
Heptano (C <sub>7</sub> )	0,253	0,105	0,108	0,217	0,23	0,100	0,173	0,038	0,148	0,157	0,191
Octano (C <sub>8</sub> )	0,096	0,036	0,039	0,095	0,11	0,046	0,079	0,019	0,067	0,08	0,08
Nonano (C <sub>9</sub> )	0,017	0,003	0,005	0,018	0,03	0,001	0,017	-	0,013	0,019	0,017
Decano (C <sub>10</sub> )	-	0,006	0,001	0,003	0,005	-	0,003	-	0,002	0,005	0,003
Agua	0,138	0,138	0,139	0,139	0,139	0,138	0,139	0,139	0,139	0,139	0,139

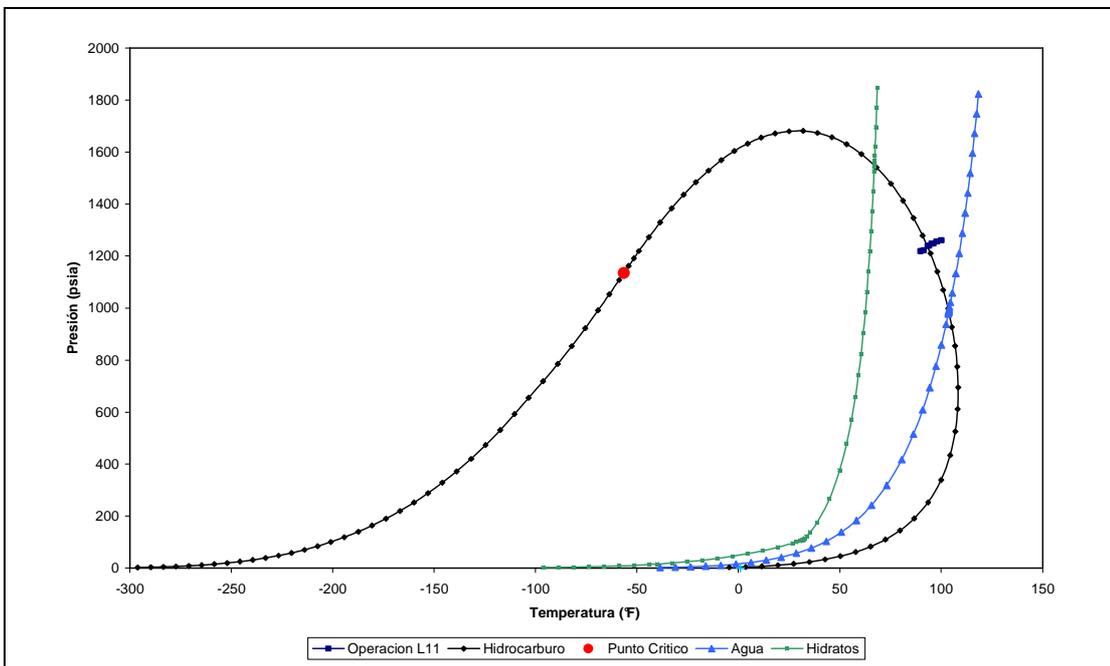
A continuación se muestran las envolventes de fase de cada tramo del sistema con la respectiva curva de operación del caso base a producción máxima.



**Figura 50. Envolvente de fase vs curva de operación del tramo L7-3. Caso base. Producción máxima**



**Figura 51. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L9. Caso base. Producción máxima**



**Figura 52. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L11. Caso base. Producción máxima**

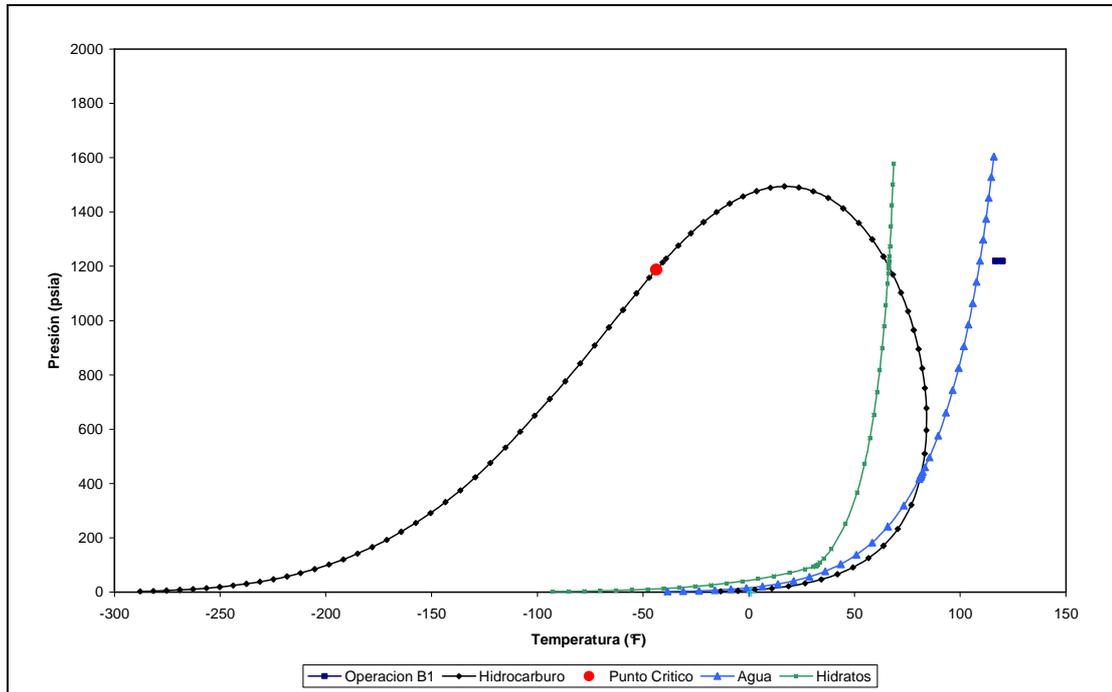


Figura 53. Envolvente de fase vs curva de operación del tramo B1. Caso base. Producción máxima

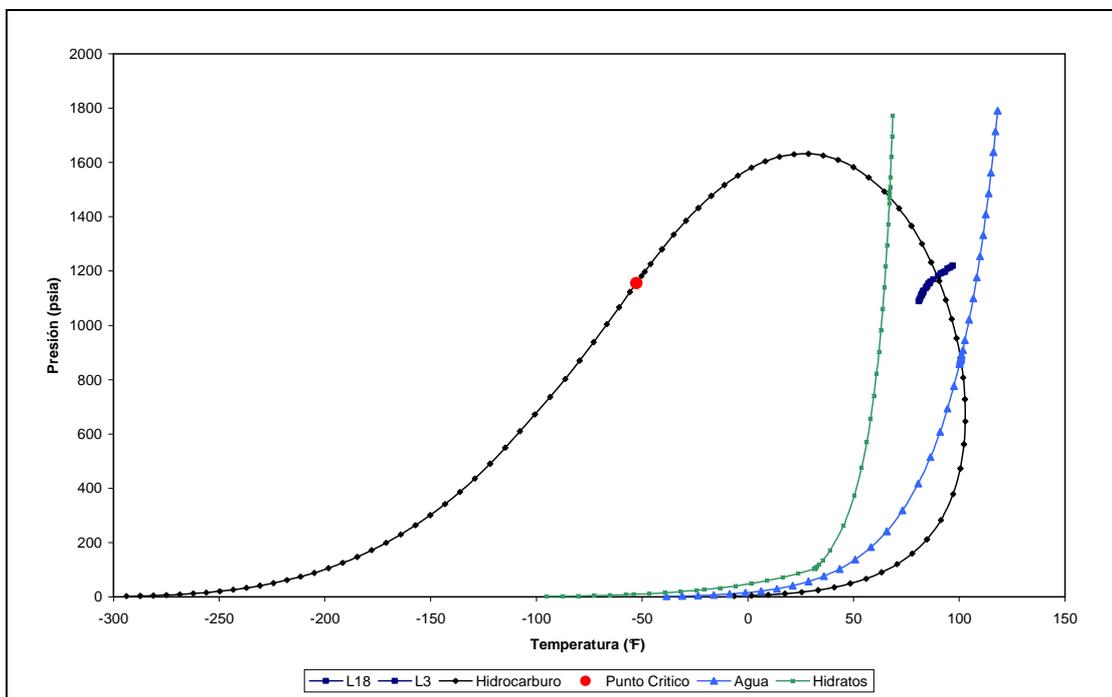


Figura 54. Envolvente de fase vs curva de operación del tramo L18-4. Caso base. Producción máxima

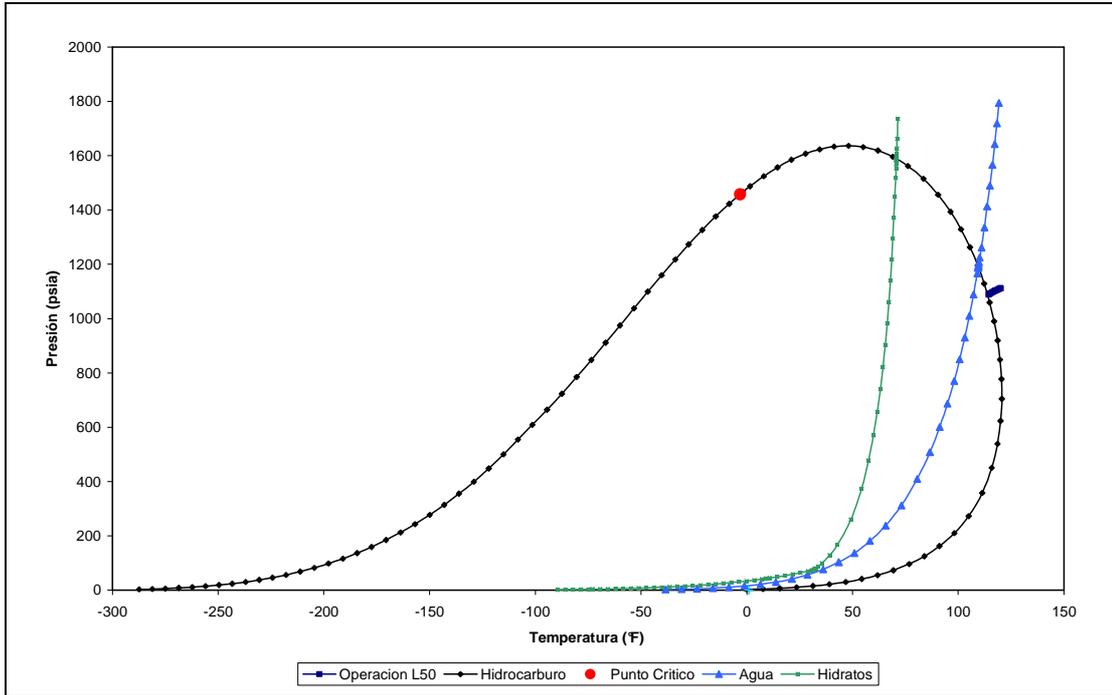


Figura 55. Envolvente de fase vs curva de operación del tramo L50. Caso base. Producción máxima

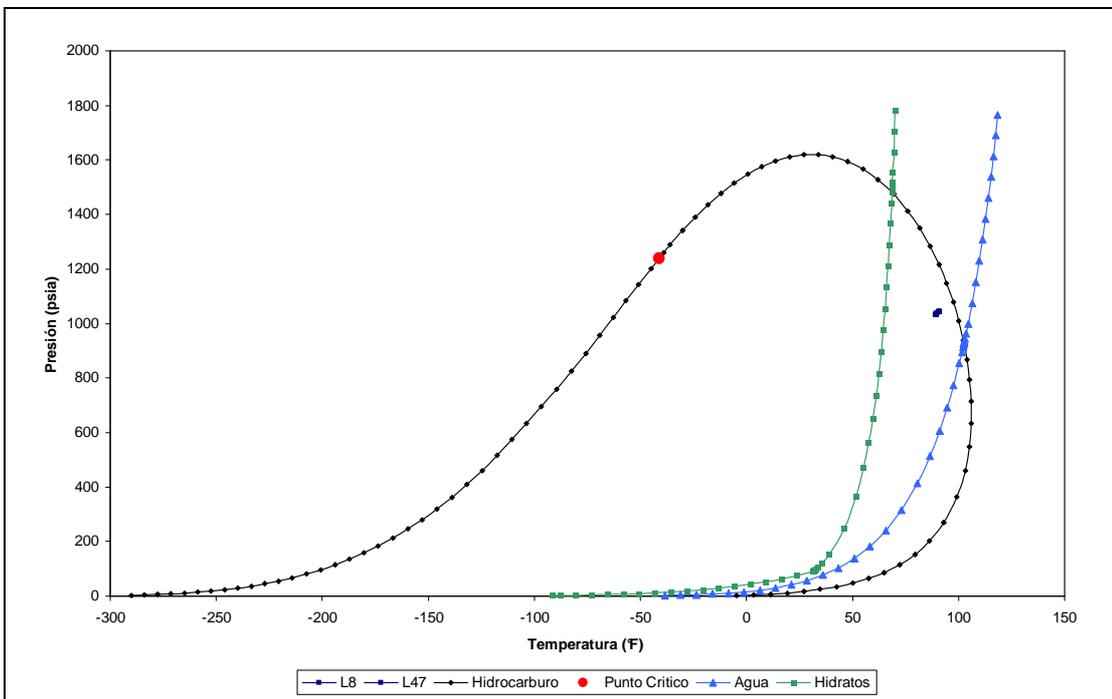
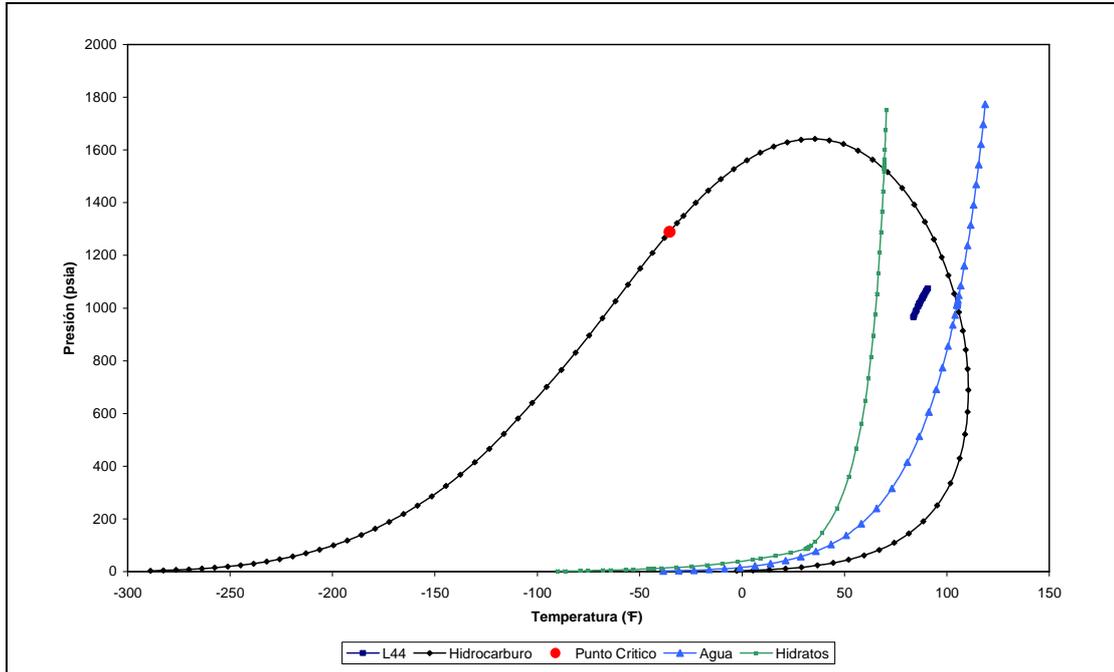
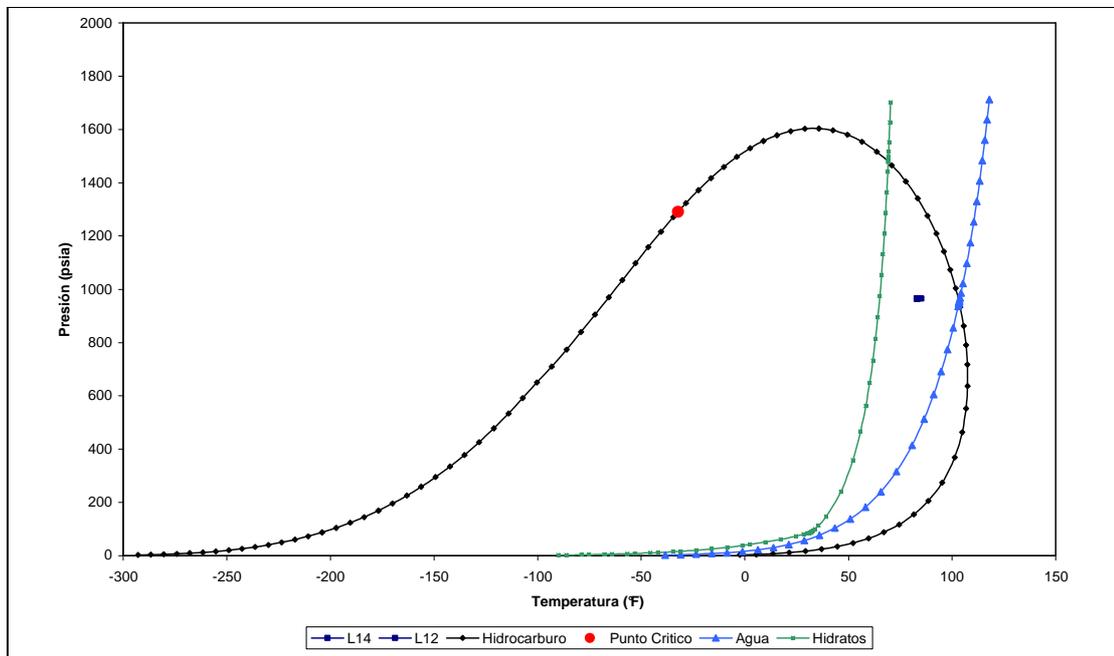


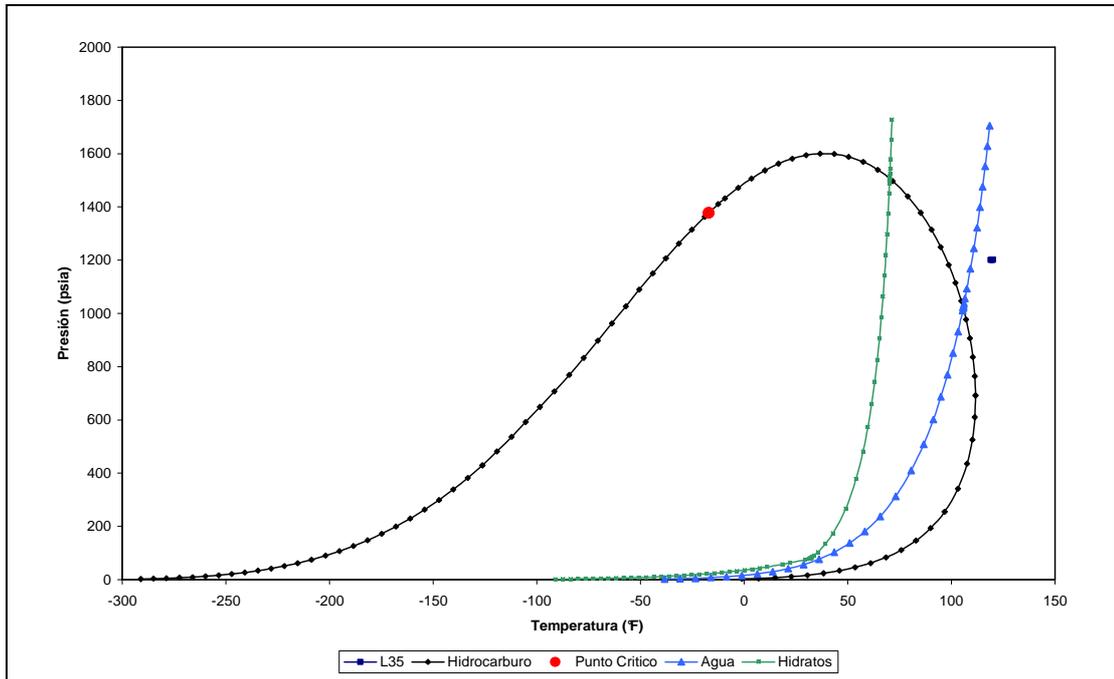
Figura 56. Envolvente de fase vs curva de operación del tramo L8-47. Caso base. Producción máxima



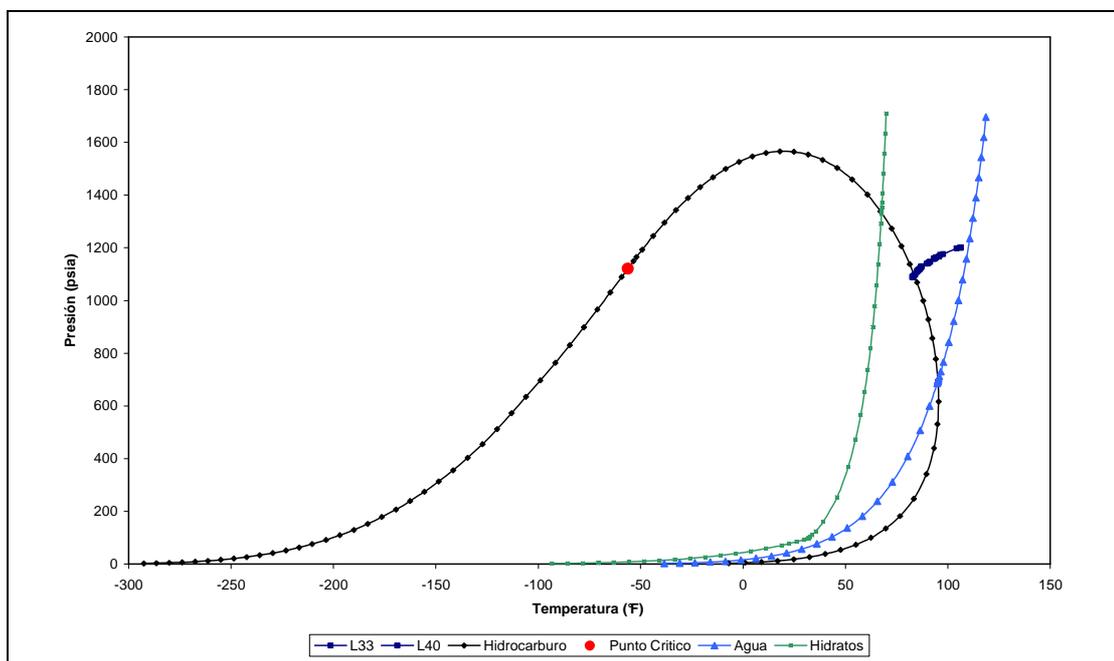
**Figura 57. Envolvente de fase vs curva de operación del tramo L44. Caso base. Producción máxima**



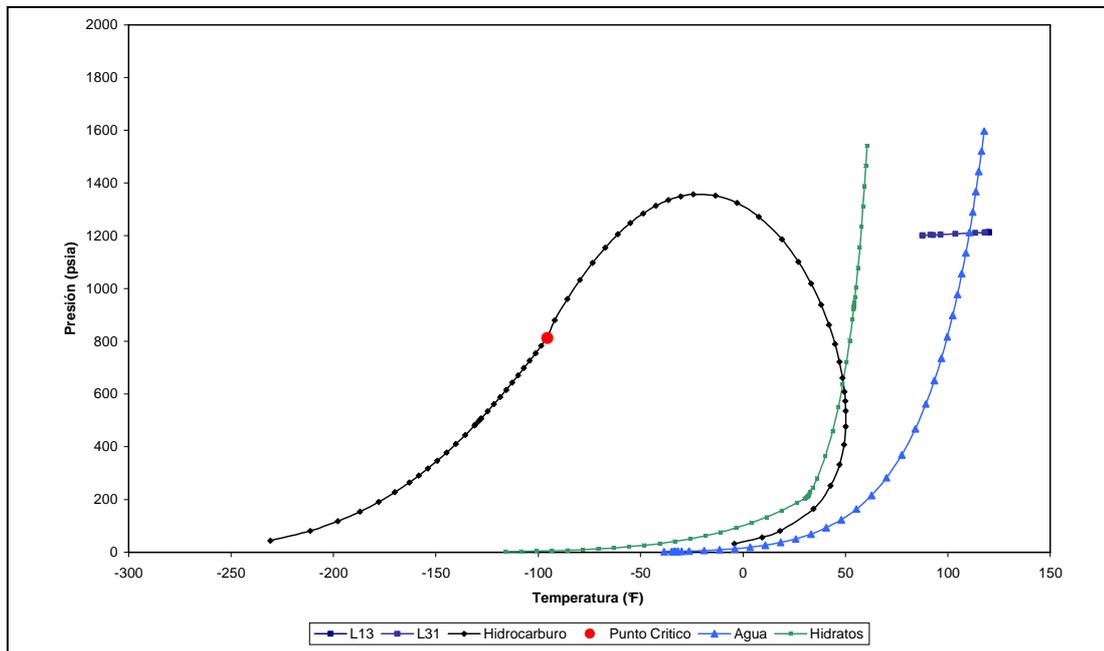
**Figura 58. Envolvente de fase vs curva de operación del tramo L14-12. Caso base. Producción máxima**



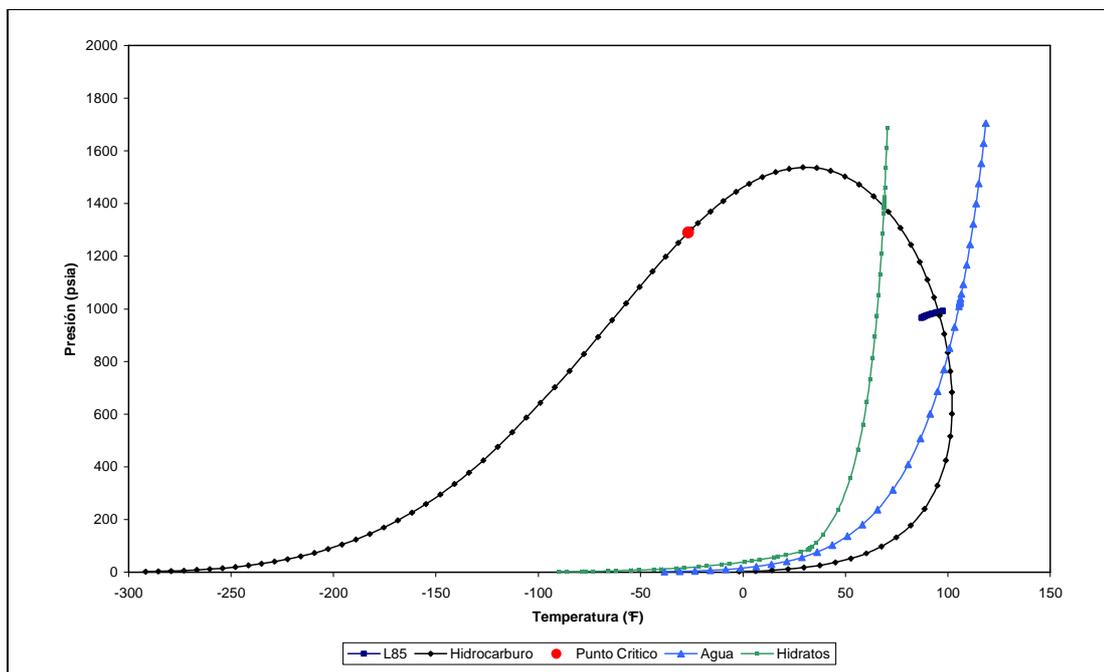
**Figura 59. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L35. Caso base. Producción máxima**



**Figura 60. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L33-40. Caso base. Producción máxima**



**Figura 61. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L13-31. Caso base. Producción máxima**



**Figura 62. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L85. Caso base. Producción máxima**

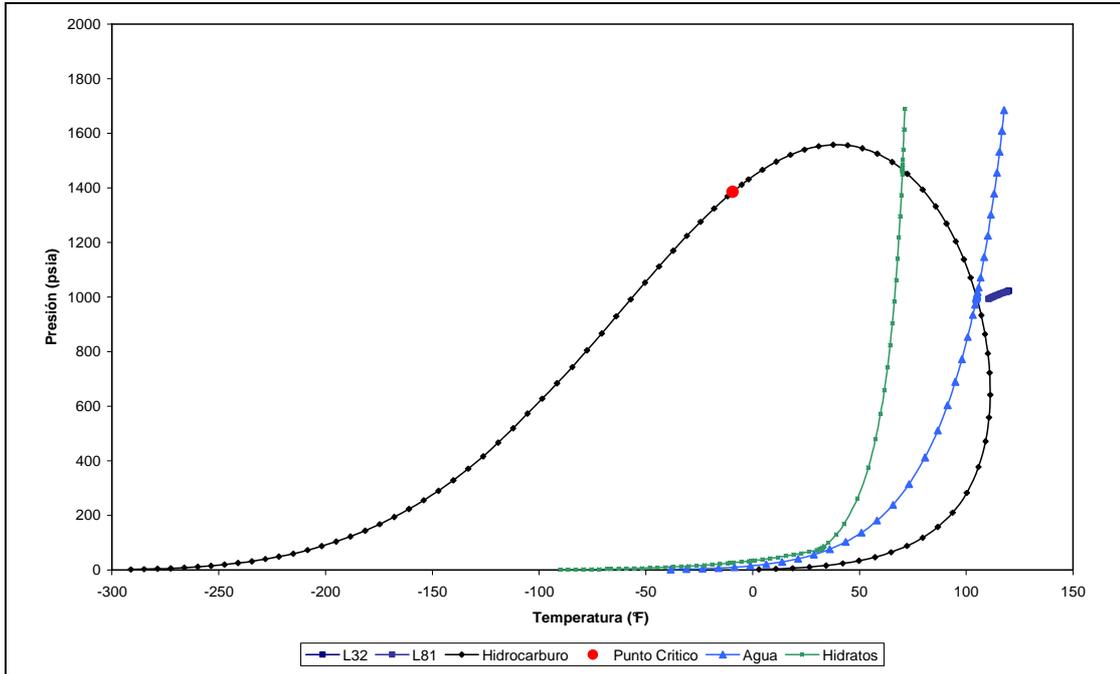


Figura 63. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L32-81. Caso base. Producción máxima

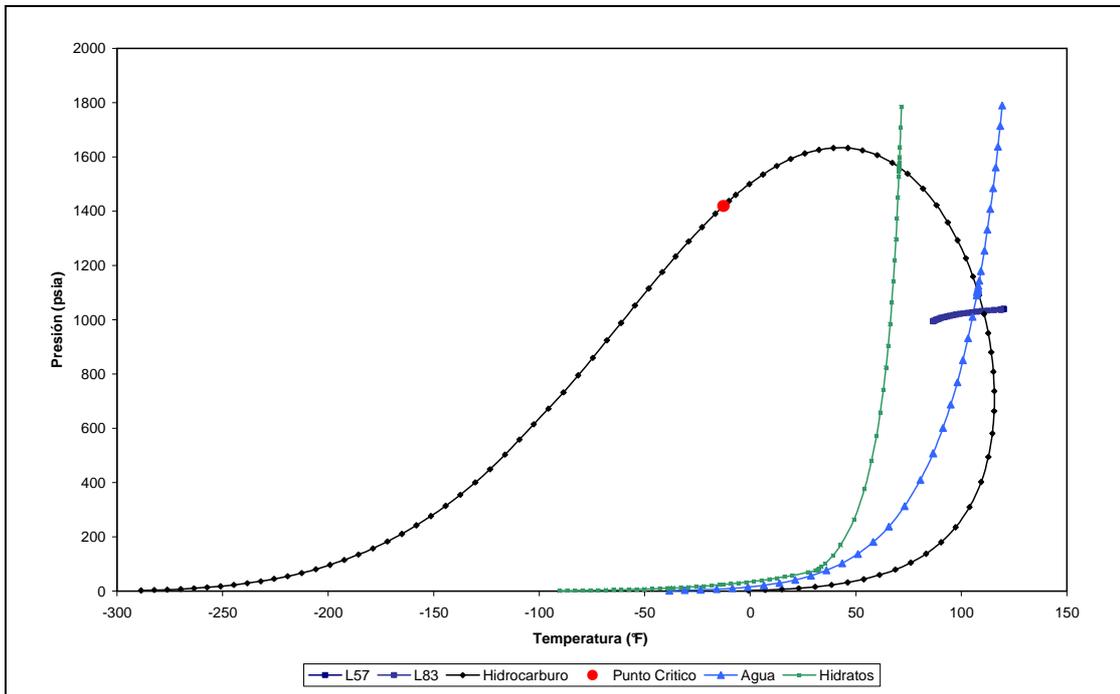
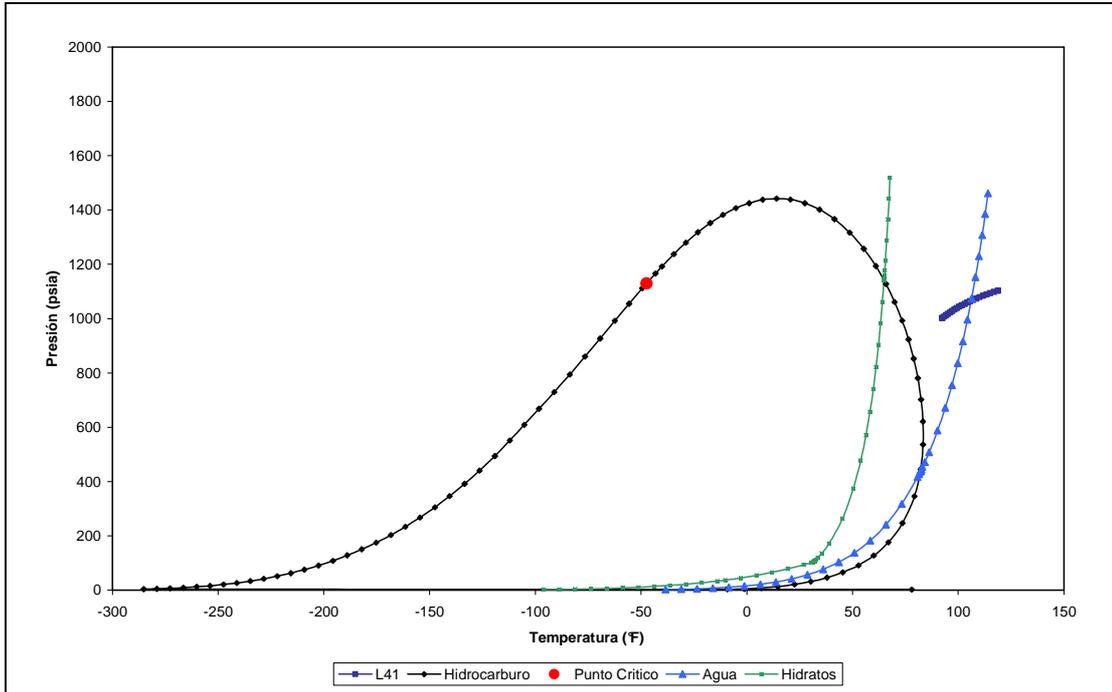
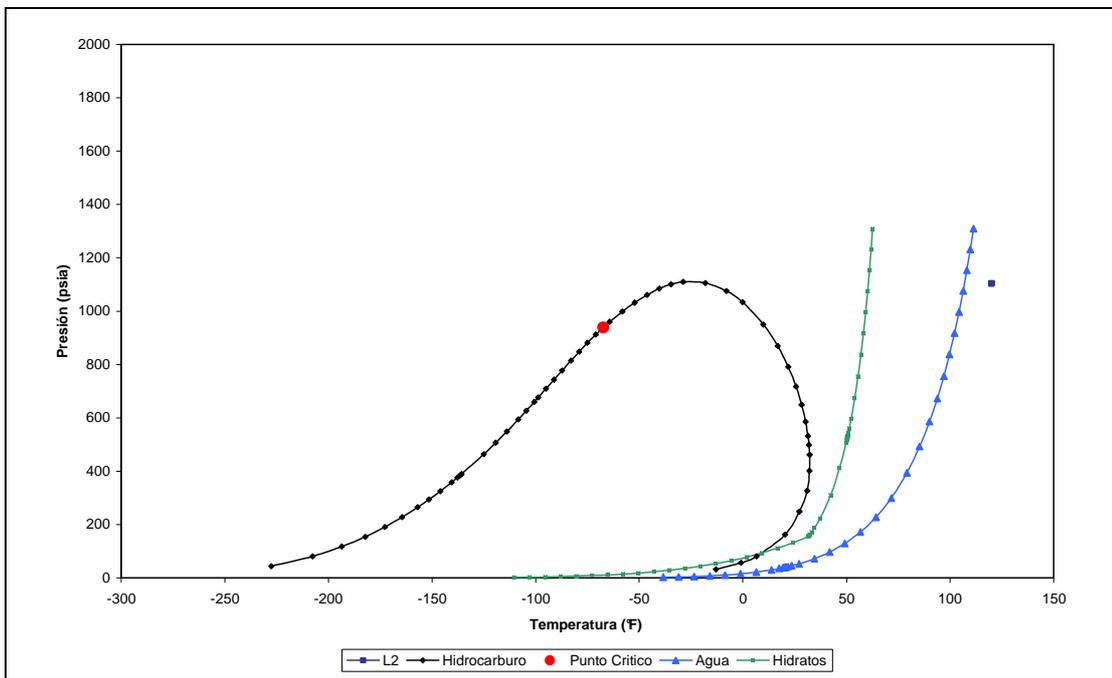


Figura 64. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L57-83. Caso base. Producción máxima



**Figura 65. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L41. Caso base. Producción máxima**



**Figura 66. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L2. Caso base. Producción máxima**

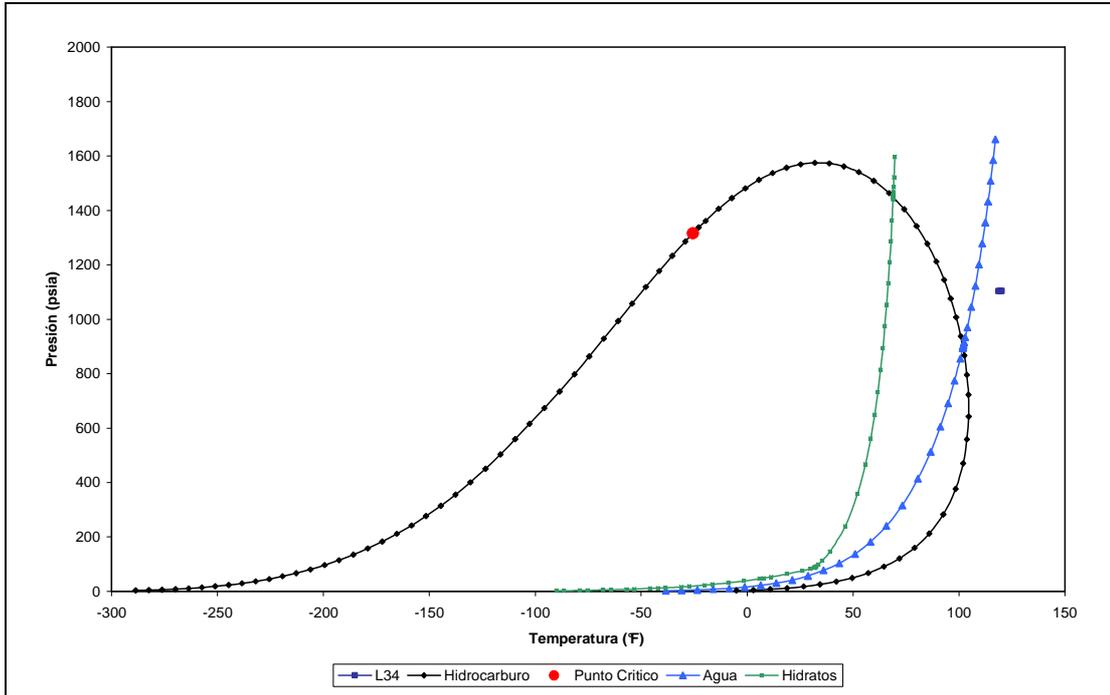


Figura 67. Envoltorio de fase vs curva de operación del tramo L34. Caso base. Producción máxima

A continuación se muestra el perfil de temperatura del sistema, del caso base a producción máxima.

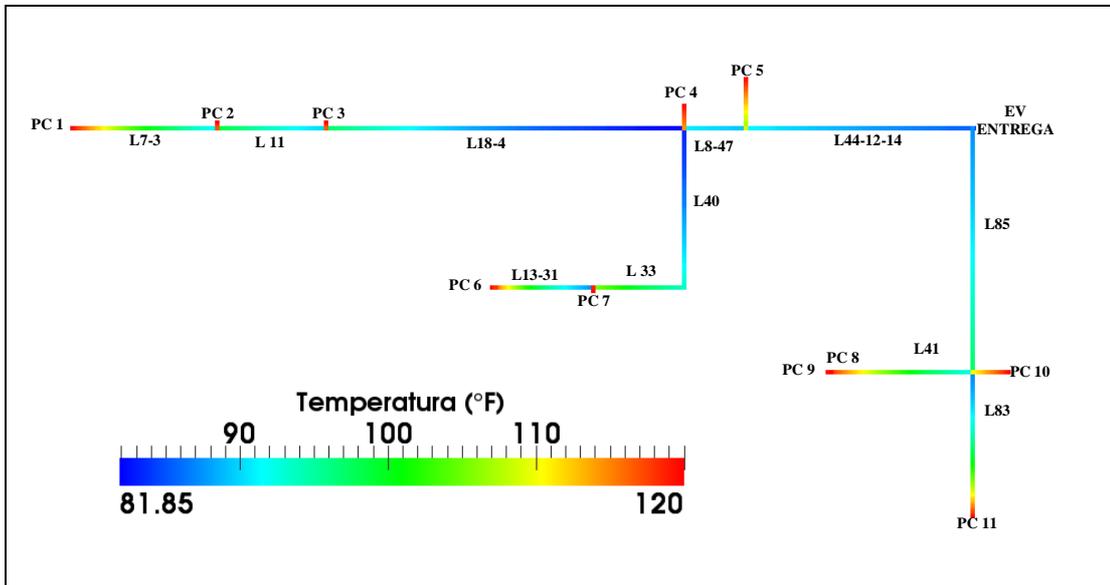
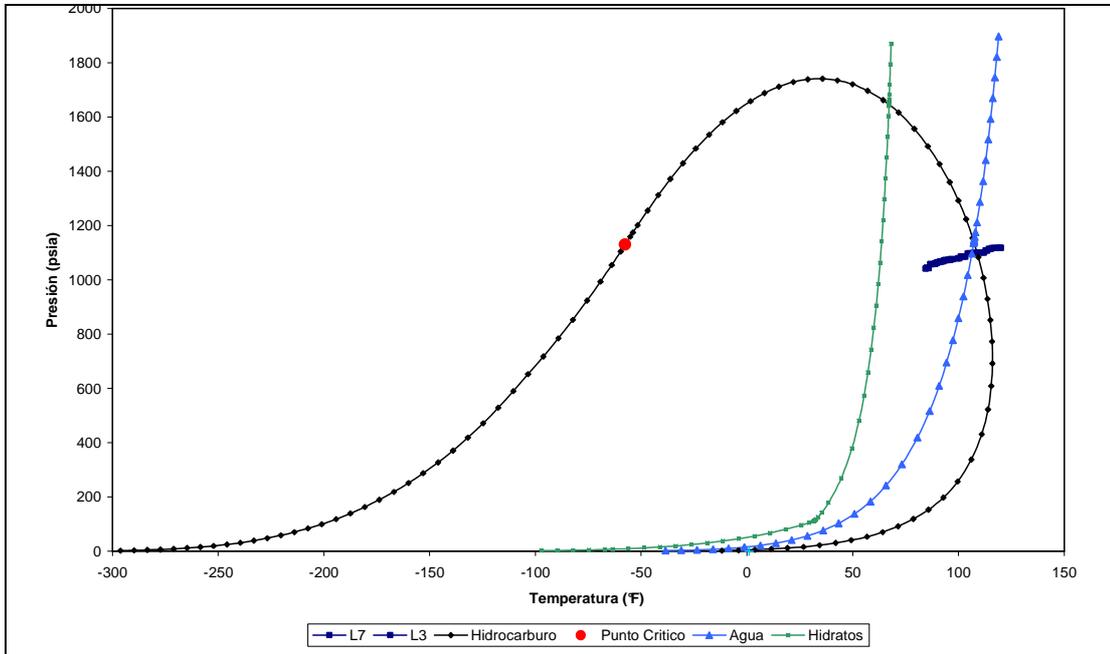
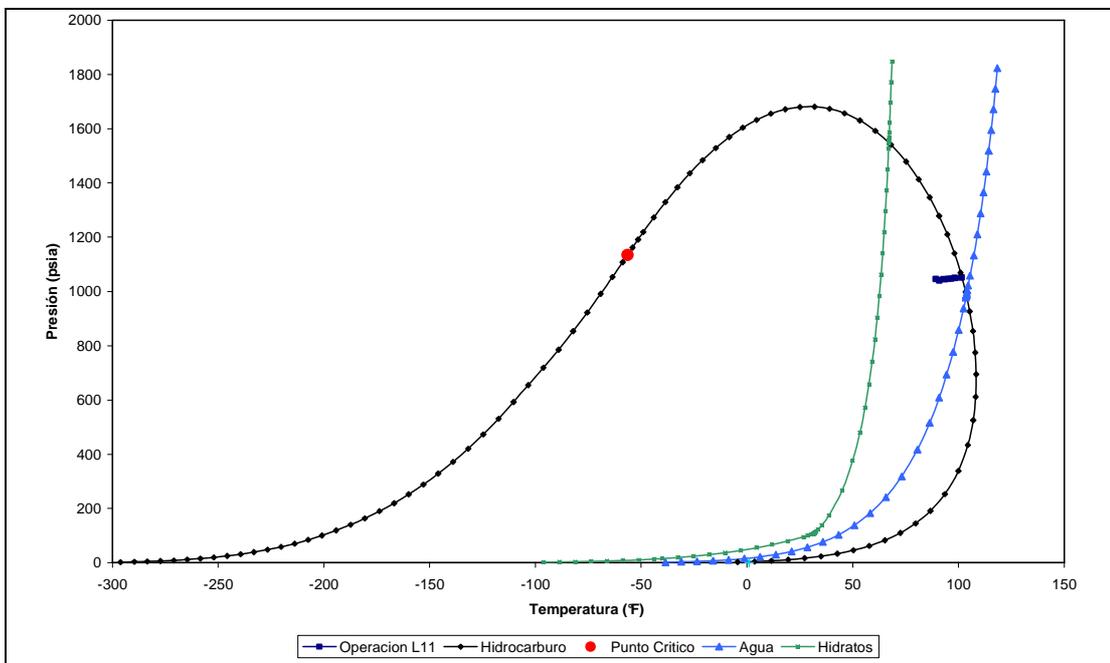


Figura 68. Perfil global de temperatura del sistema. Caso base. Producción máxima

A continuación se muestran las envolventes de fase de cada tramo del sistema con la respectiva curva de operación del caso base a producción mínima.



**Figura 69. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L7-L3. Caso base. Producción mínima**



**Figura 70. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L11. Caso base. Producción mínima**

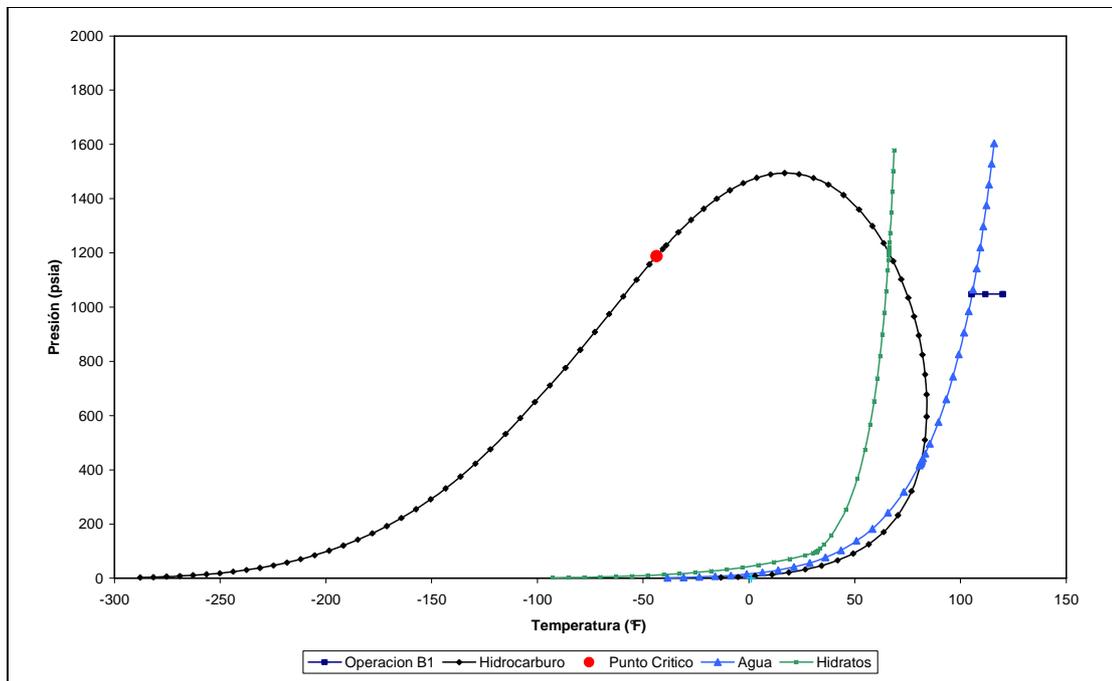


Figura 71. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo B1. Caso base. Producción mínima

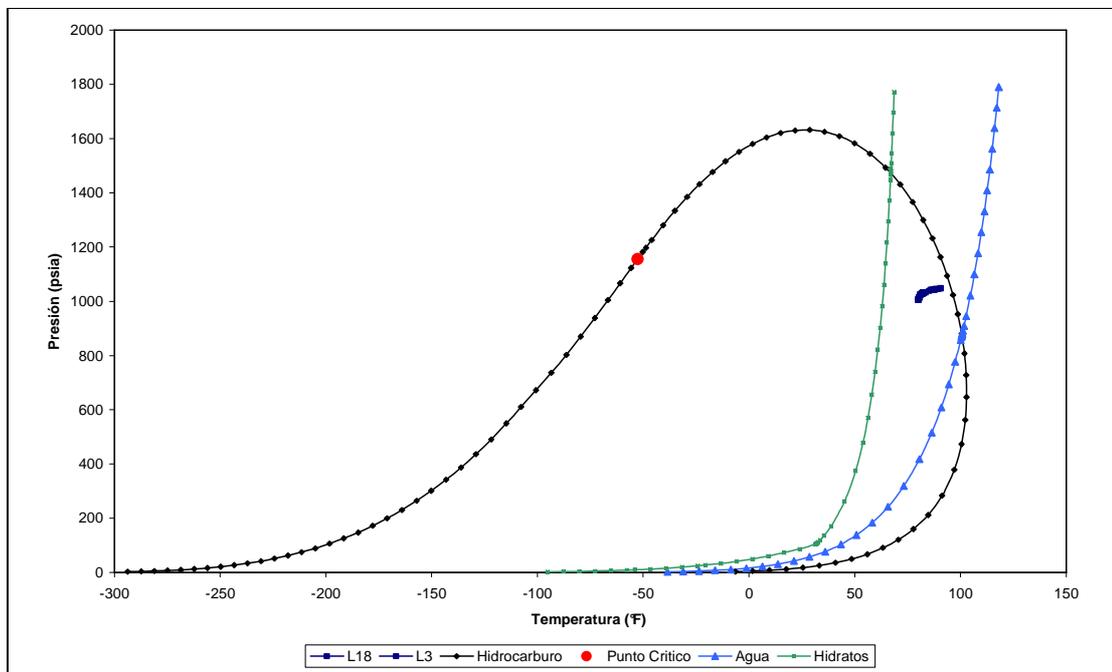


Figura 72. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L18-L4. Caso base. Producción mínima

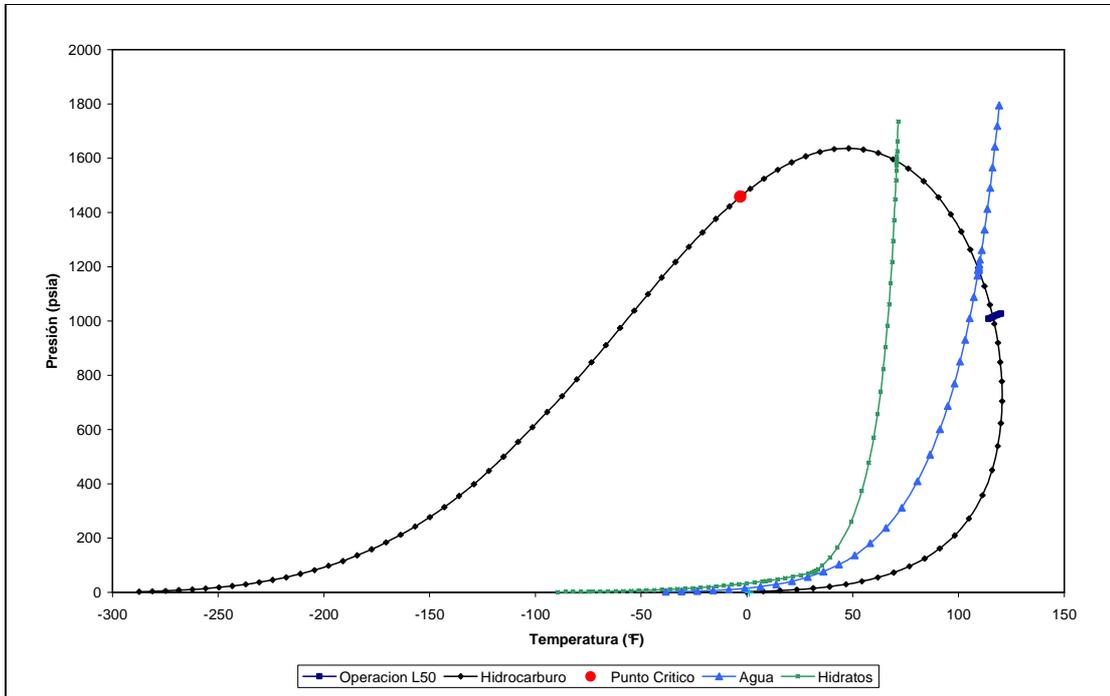


Figura 73. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L50. Caso base. Producción mínima

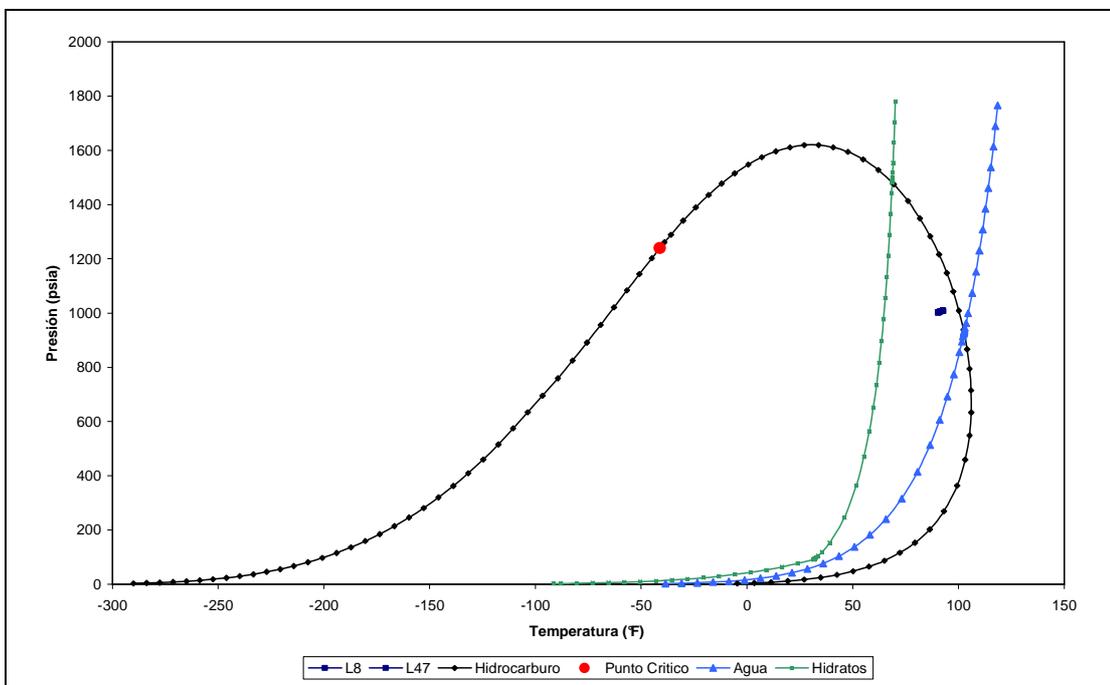
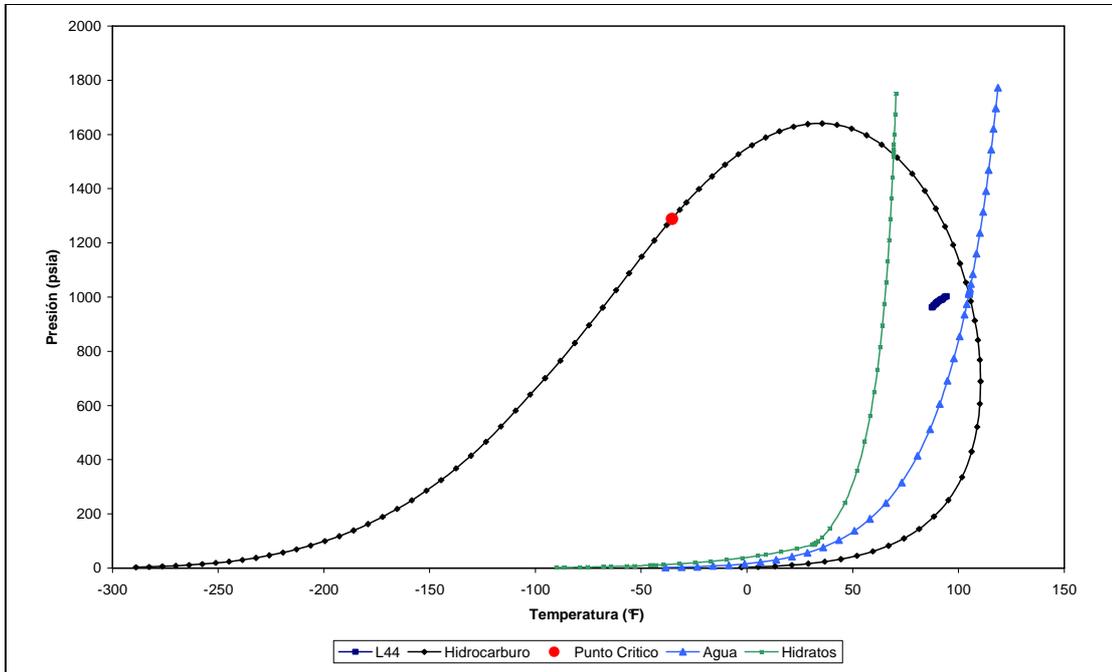
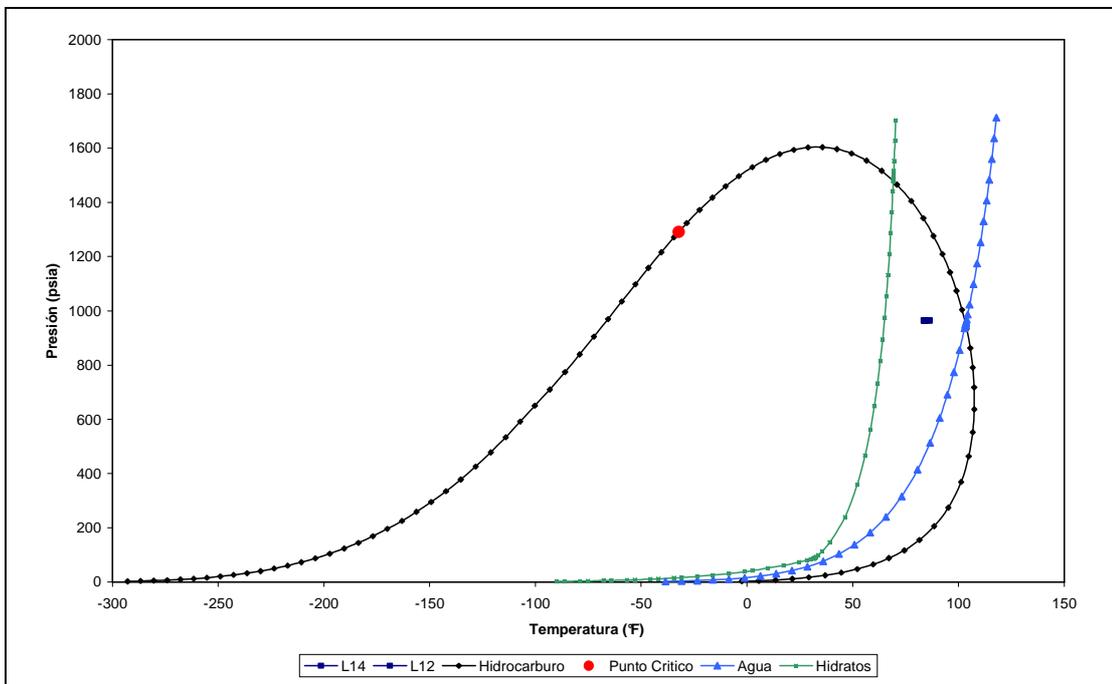


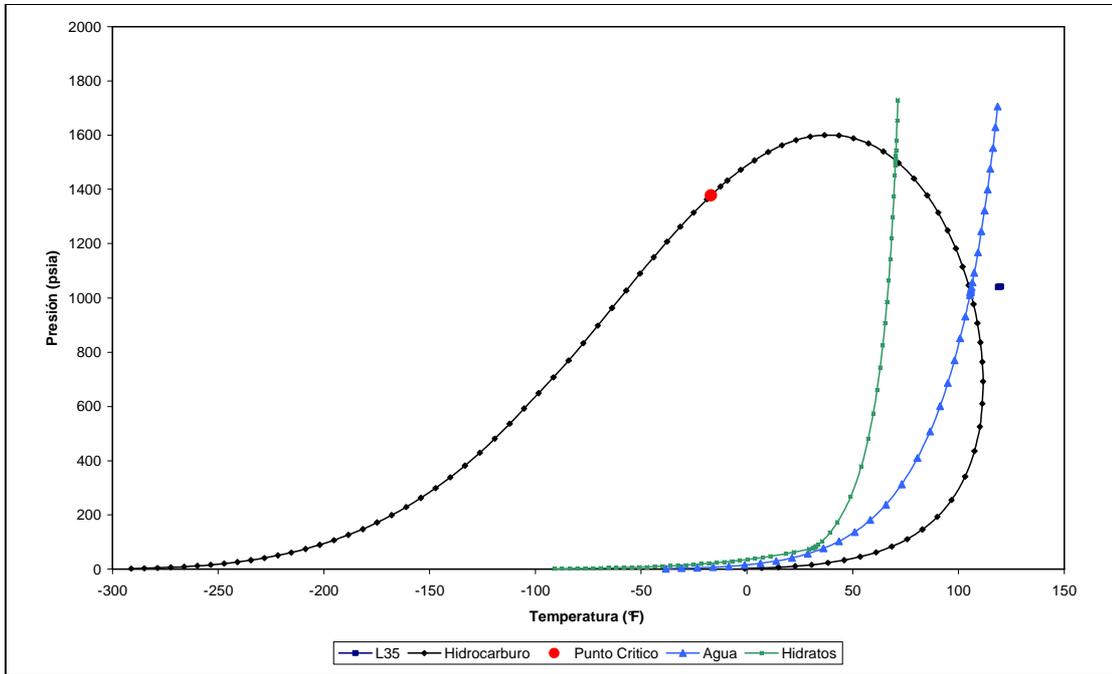
Figura 74. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L8-47. Caso base. Producción mínima



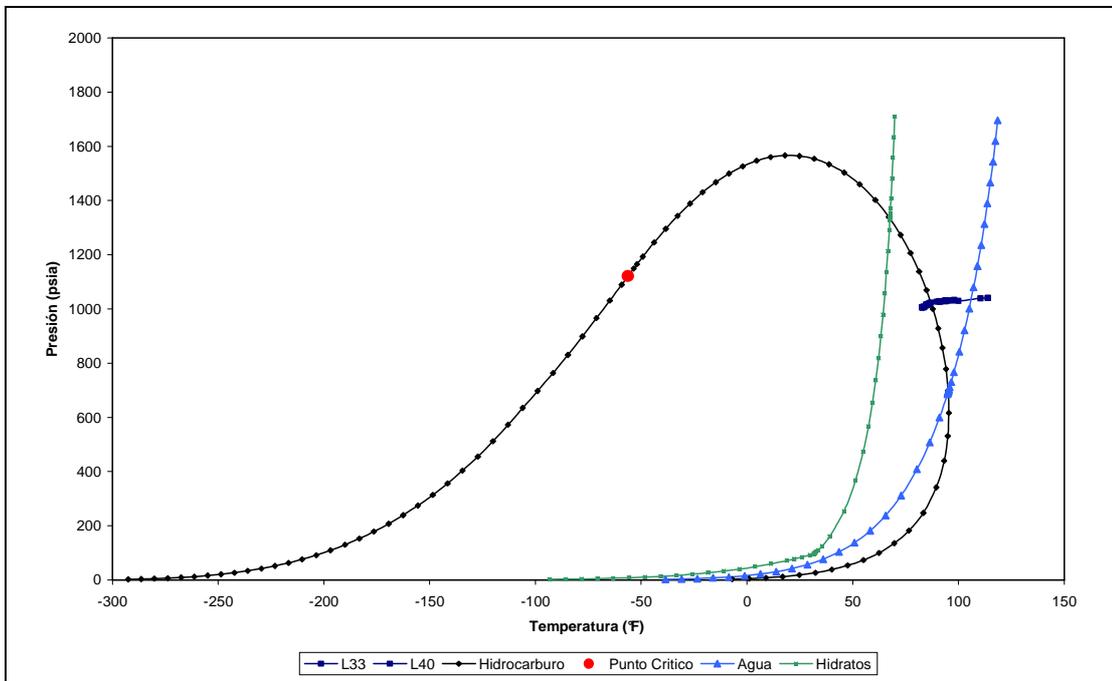
**Figura 75. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L44. Caso base. Producción mínima**



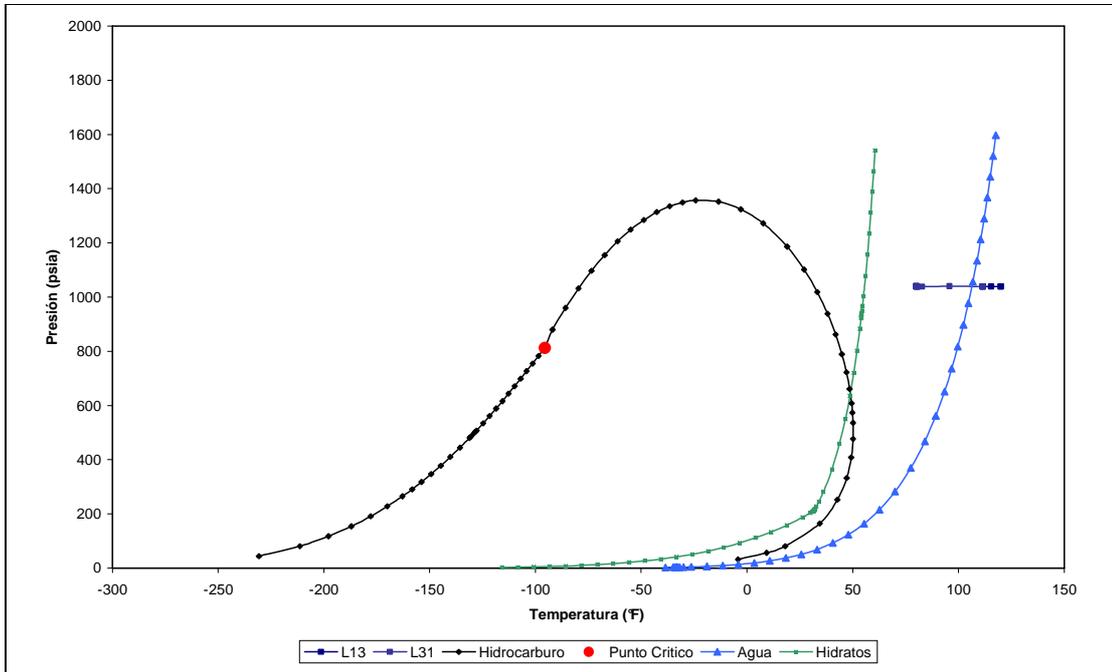
**Figura 76. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L14-12. Caso base. Producción mínima**



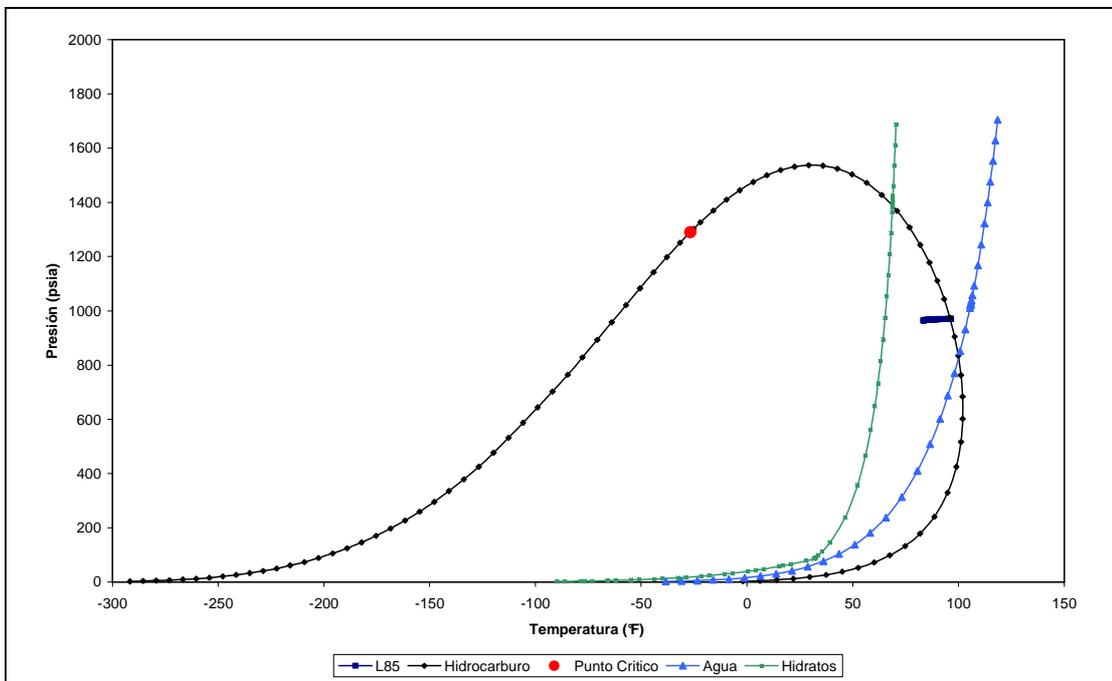
**Figura 77. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L35. Caso base. Producción mínima**



**Figura 78. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L33-40. Caso base. Producción mínima**



**Figura 79. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L13-31. Caso base. Producción mínima**



**Figura 80. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L85. Caso base. Producción mínima**

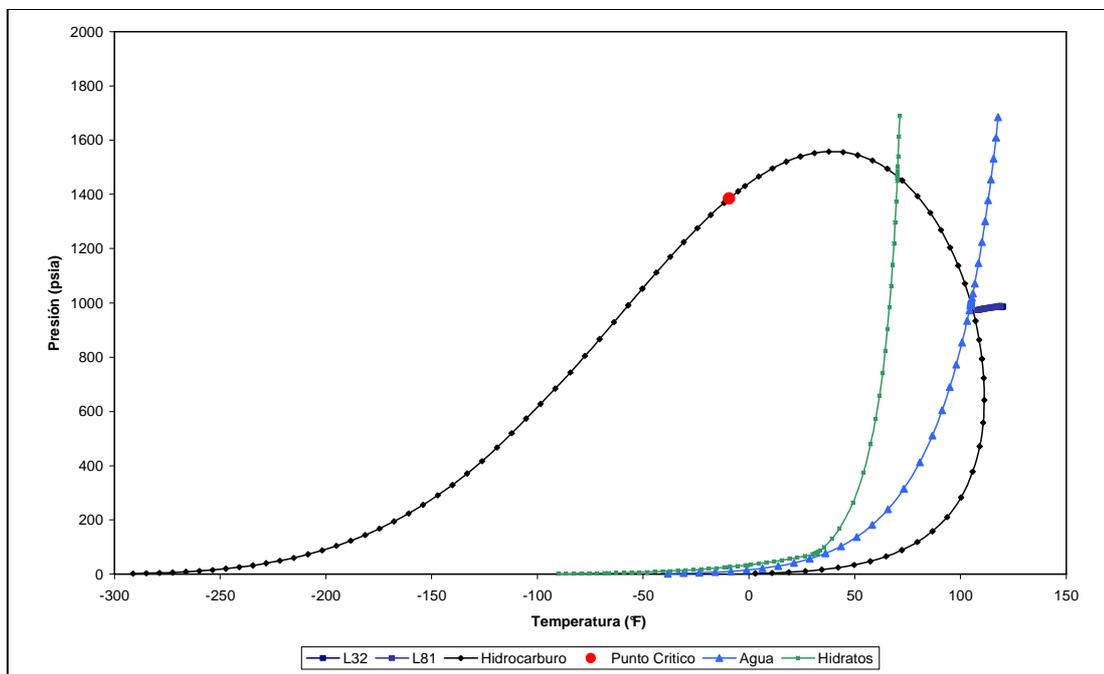


Figura 81. Envoltura de fase vs curva de operación del tramo L32-81

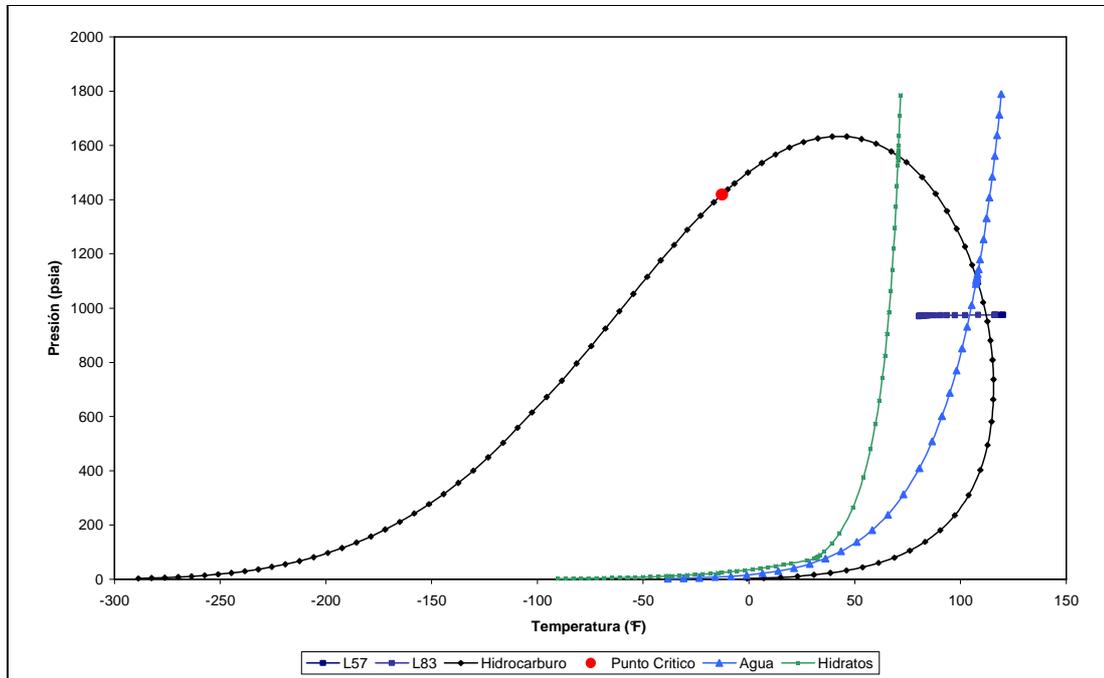


Figura 82. Envoltura de fase vs curva de operación del tramo L57-83. Caso base. Producción mínima

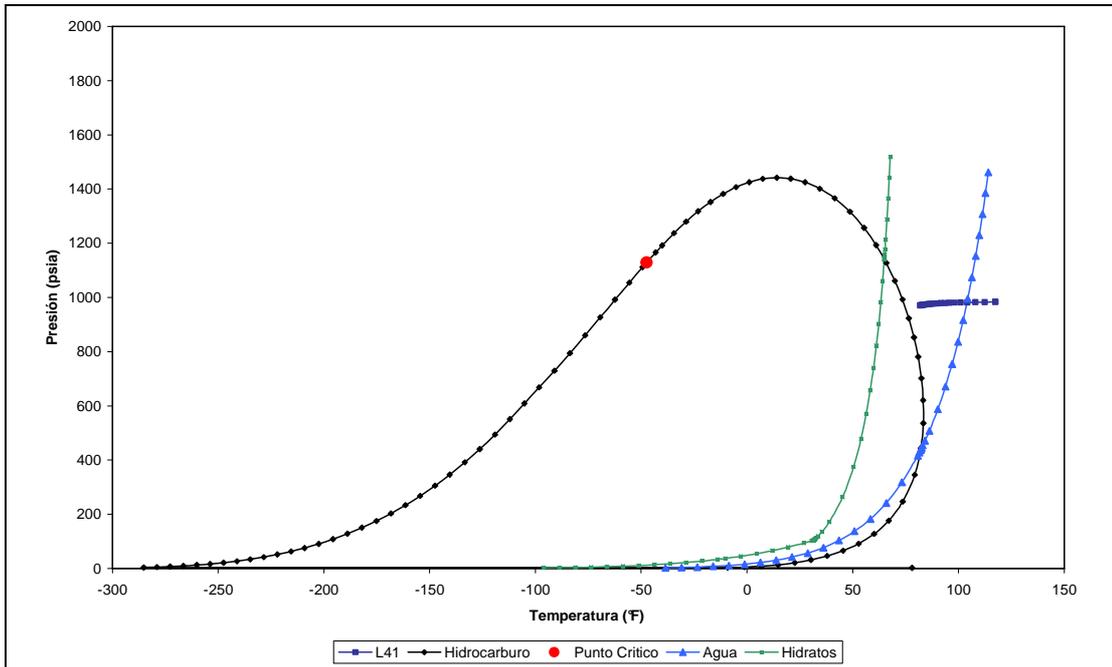


Figura 83. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L41. Caso base. Producción mínima

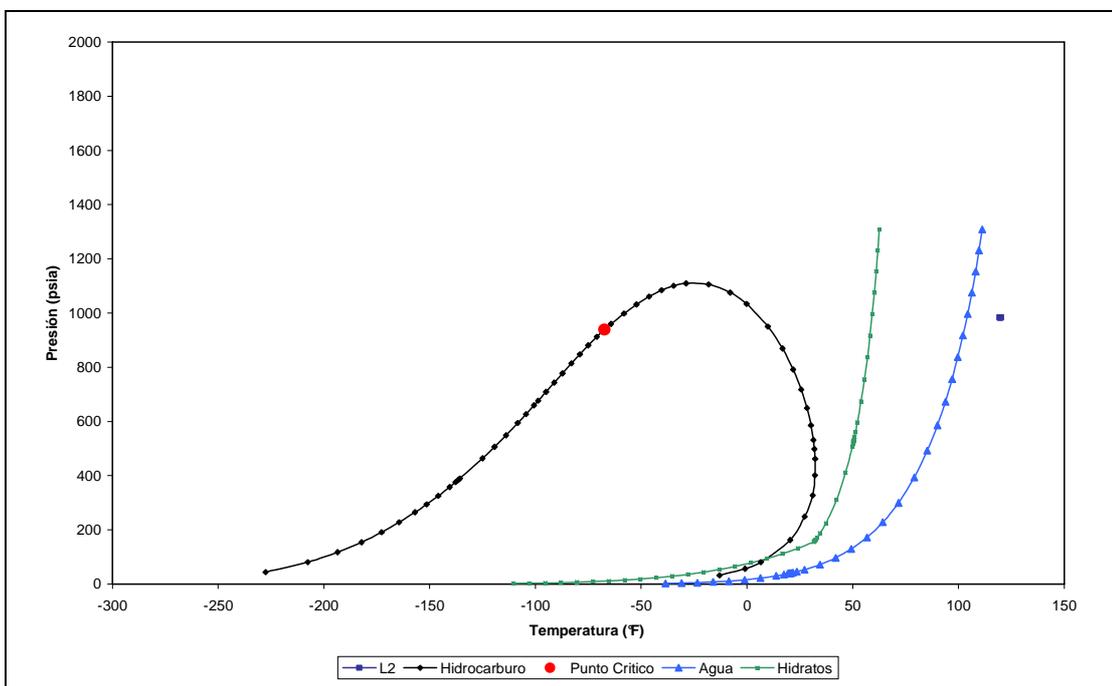


Figura 84. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L2. Caso base. Producción mínima

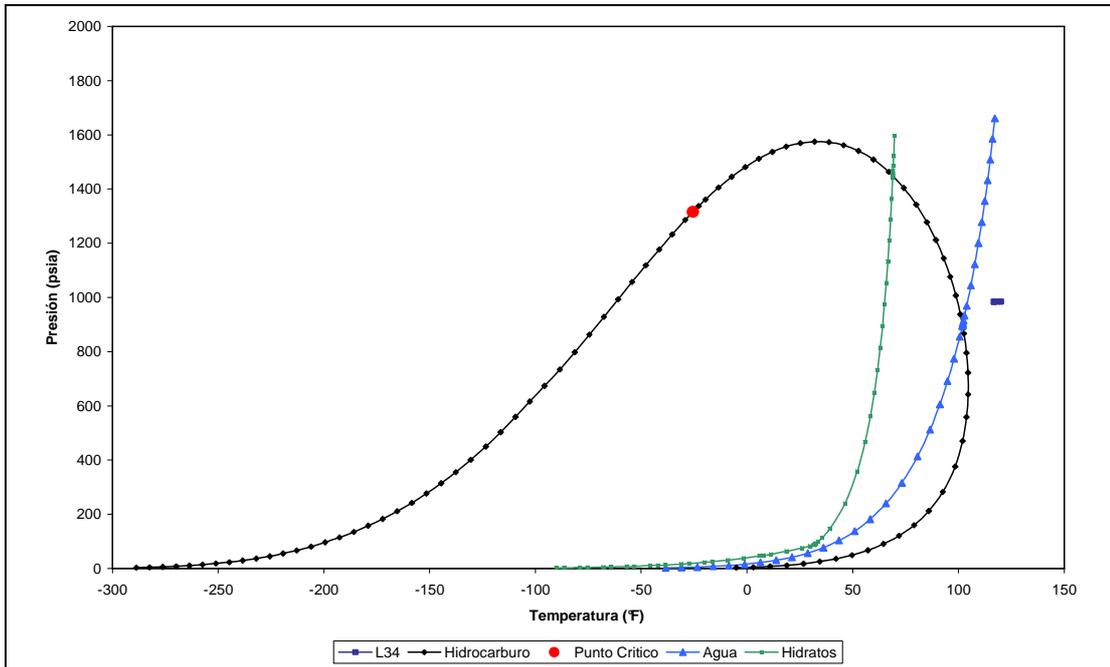


Figura 85. Envoltura de fase vs curva de operación del tramo L34. Caso base. Producción mínima

A continuación se muestran los perfiles de temperatura, presión, velocidad superficial de gas, flujo de líquido, holdup, velocidad de erosión y velocidad de corrosión del sistema, del caso base a producción mínima.

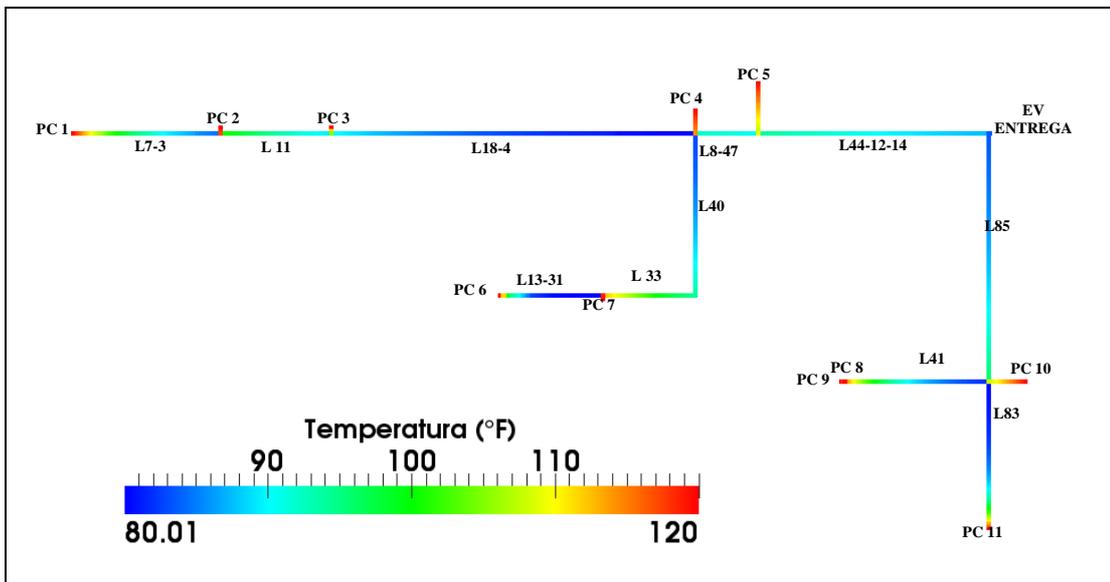


Figura 86. Perfil global de temperatura del sistema. Caso base. Producción mínima

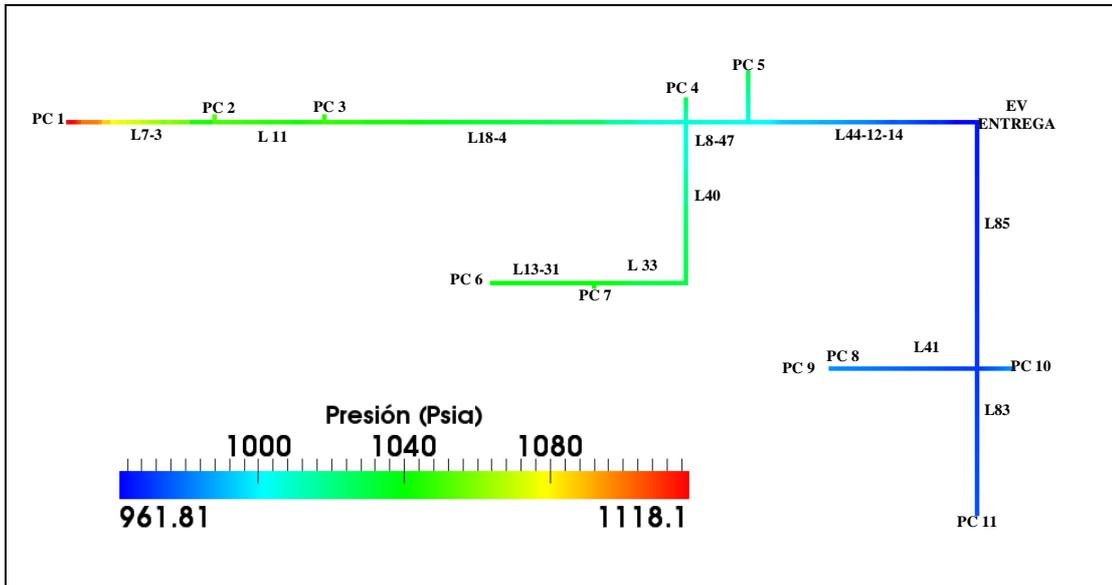


Figura 87. Perfil global de presión del sistema. Caso base. Producción mínima

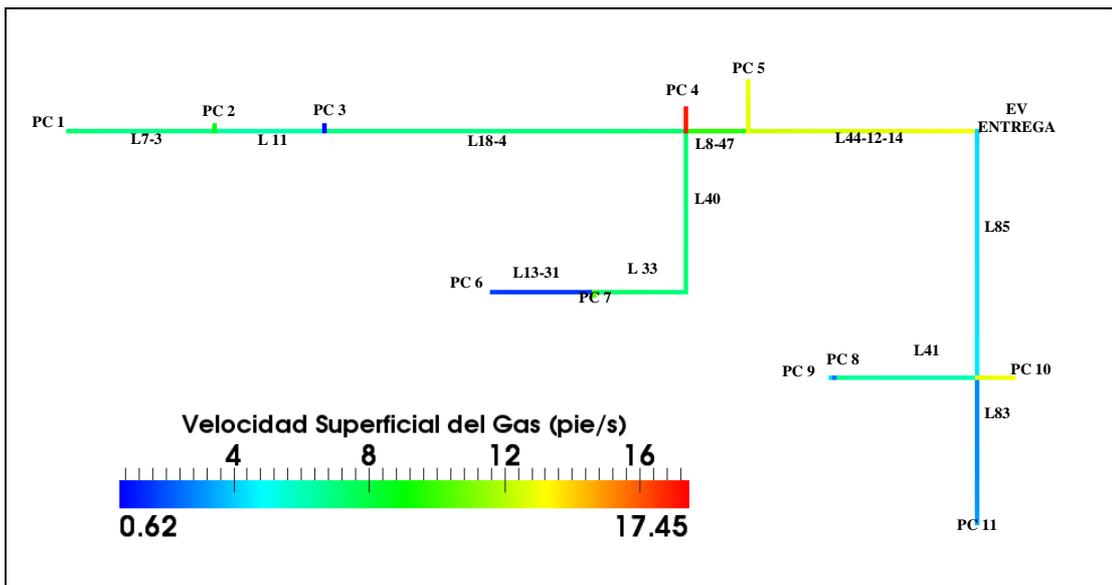


Figura 88. Perfil global de velocidad superficial del gas en el sistema. Caso base. Producción mínima

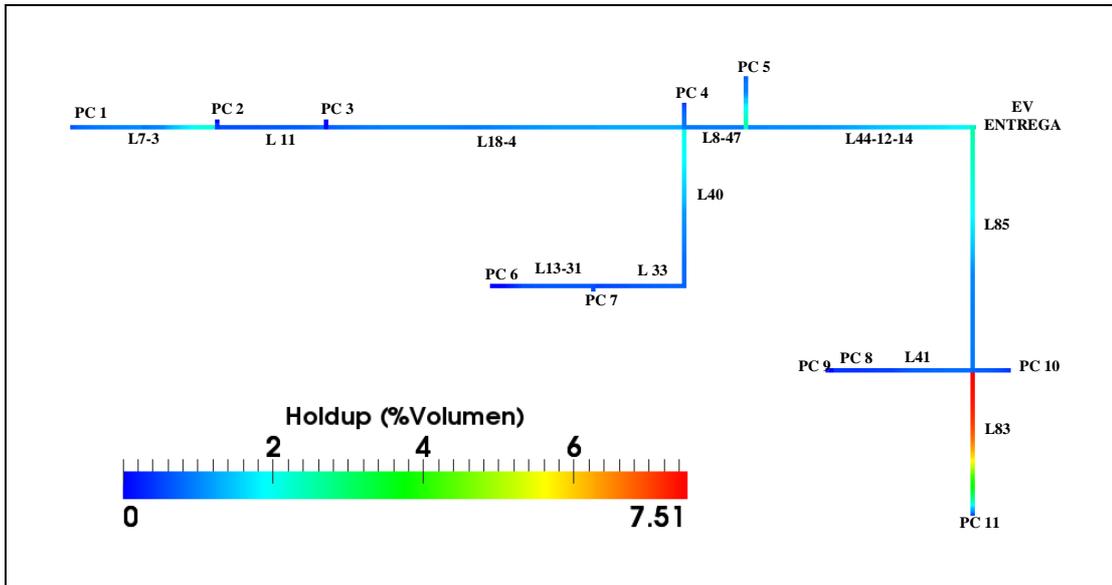


Figura 89. Perfil global de Holdup. Caso base. Producción mínima

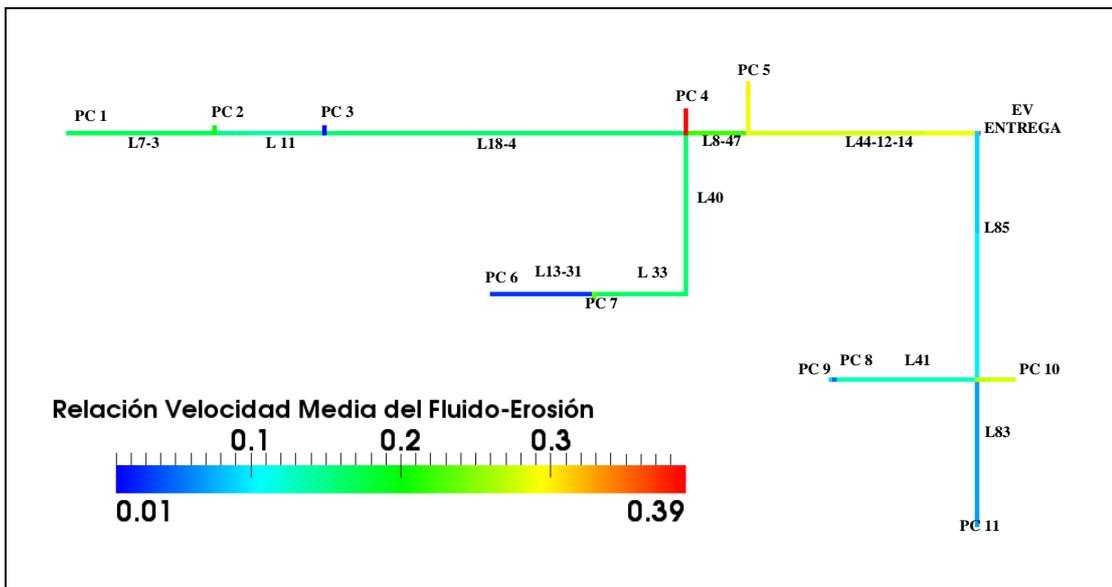


Figura 90. Perfil global de relación velocidad media del fluido y velocidad de erosión del sistema. Caso base. Producción mínima

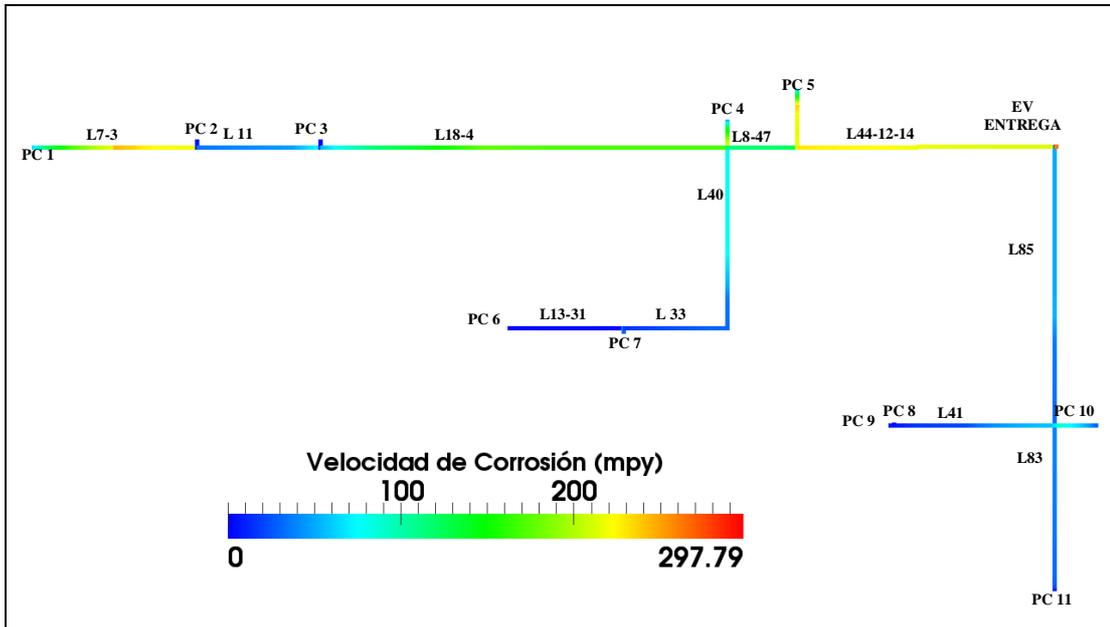


Figura 91. Perfil global de velocidad de corrosión. Caso base. Producción mínima

A continuación se representan las curvas de presión de entrada vs los diámetros internos de los principales tramos del sistema.

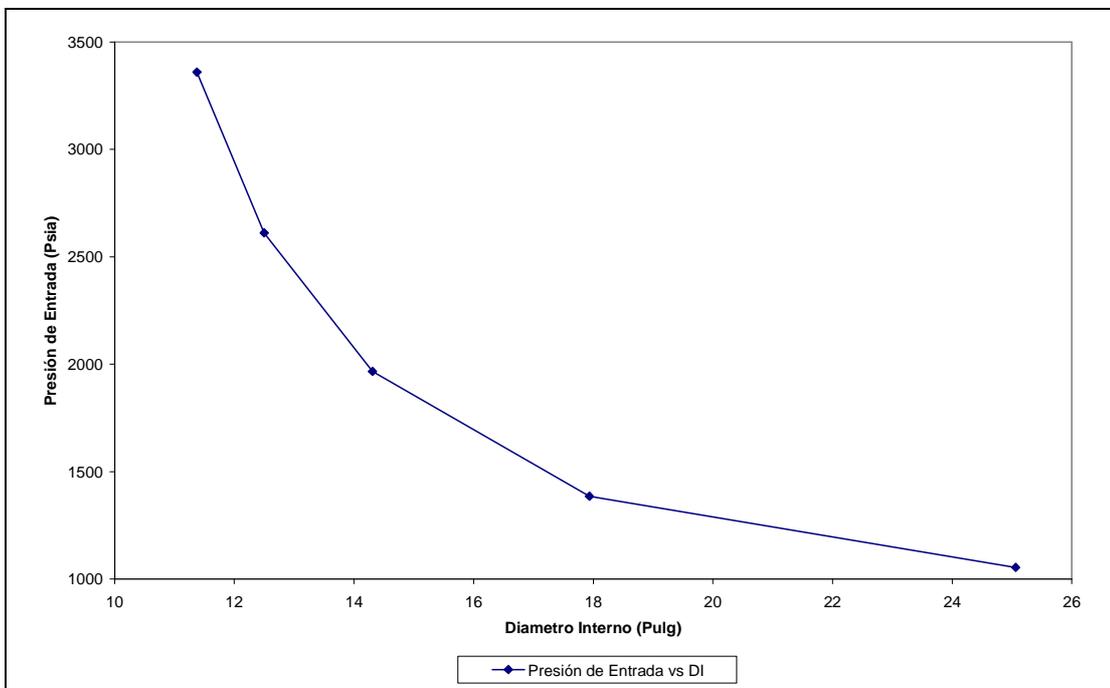
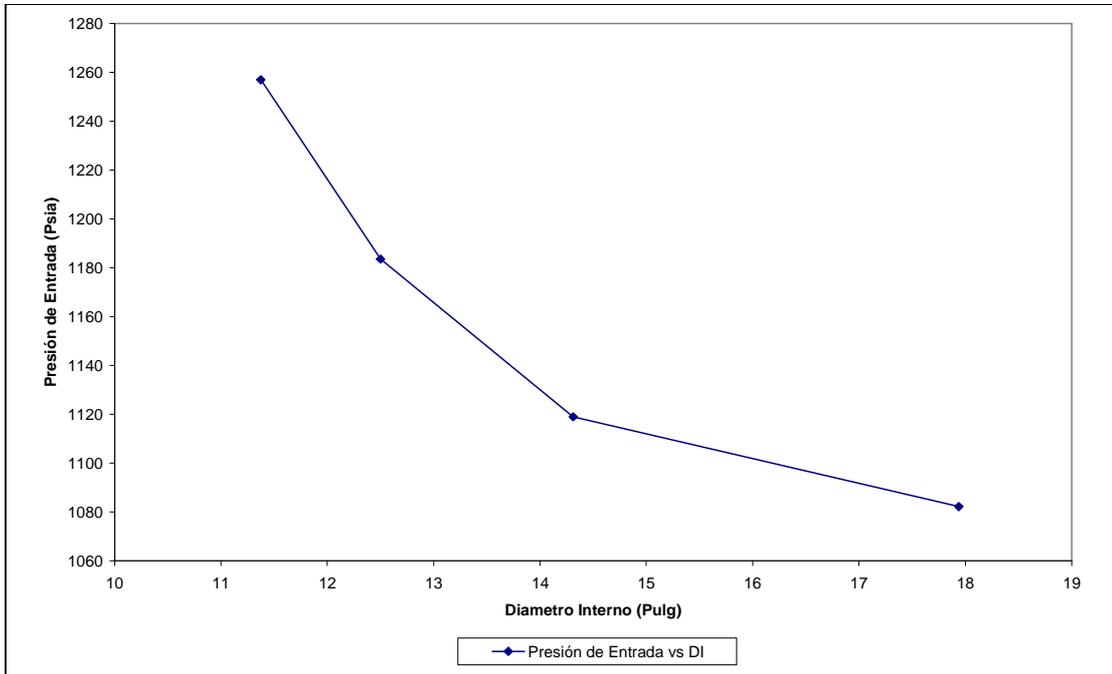
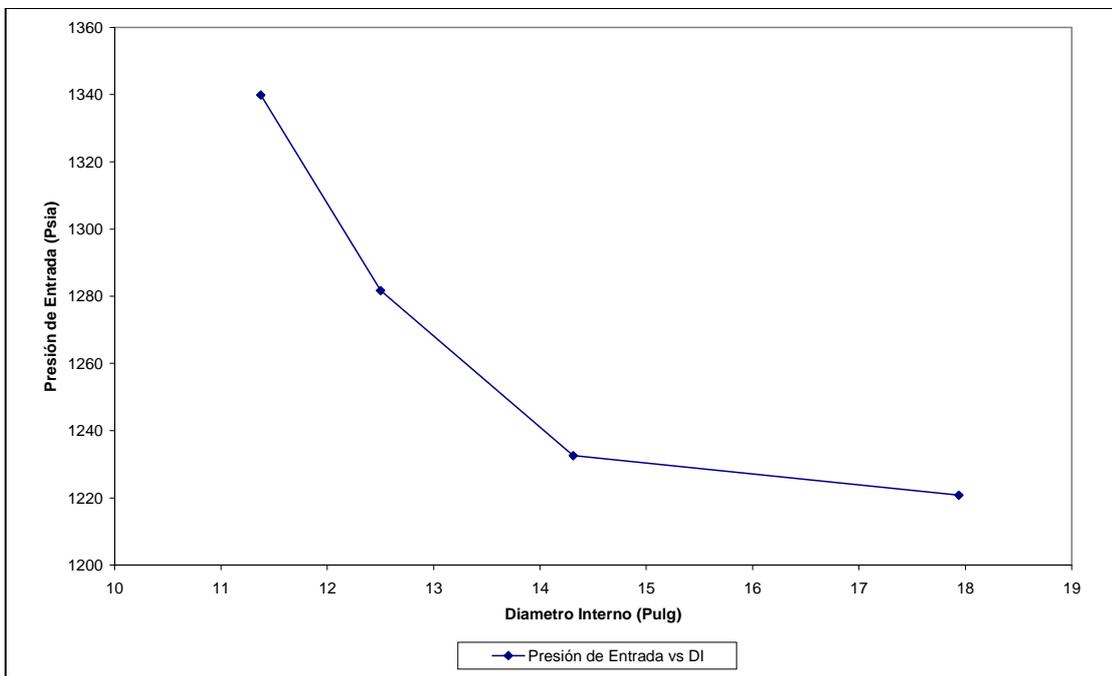


Figura 92. Presión de entrada vs diámetro de la línea L44



**Figura 93. Presión de entrada vs diámetro de la línea L33-40**



**Figura 94. Presión de entrada vs diámetro de la línea L18-4**

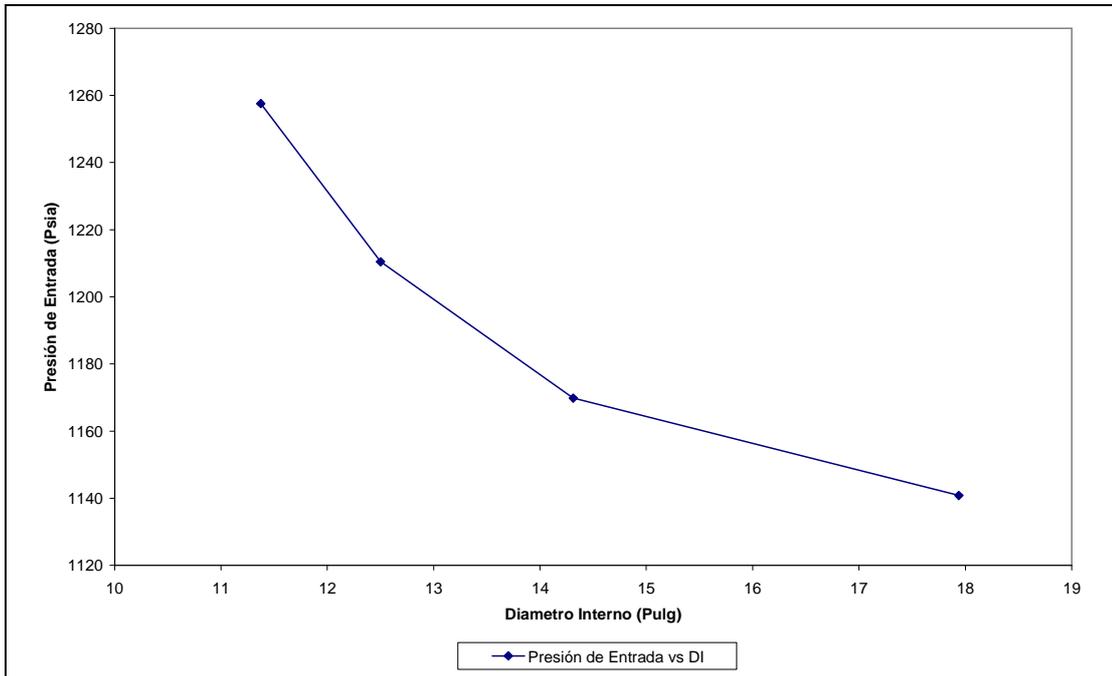


Figura 95. Presión de entrada vs diámetro de la línea L11

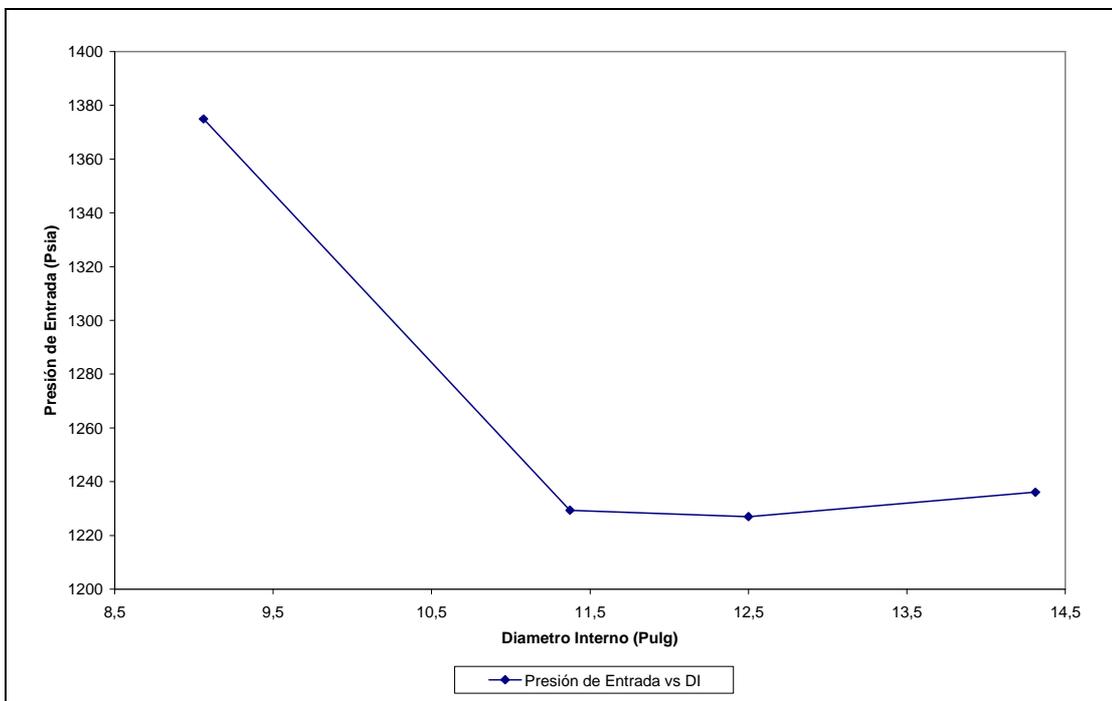
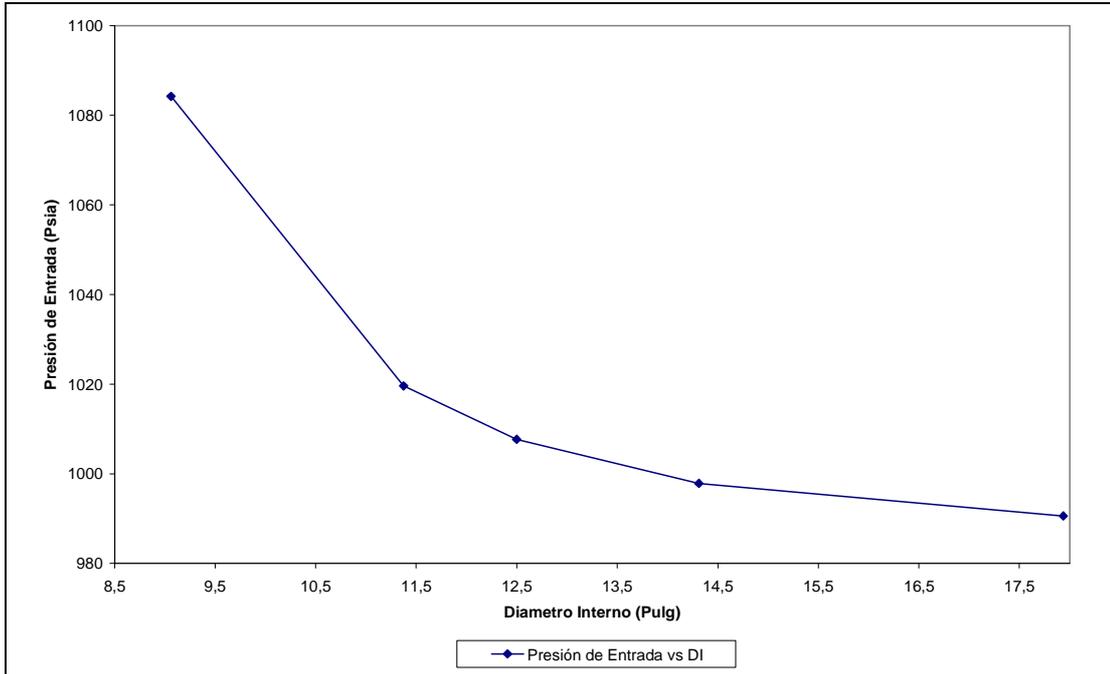
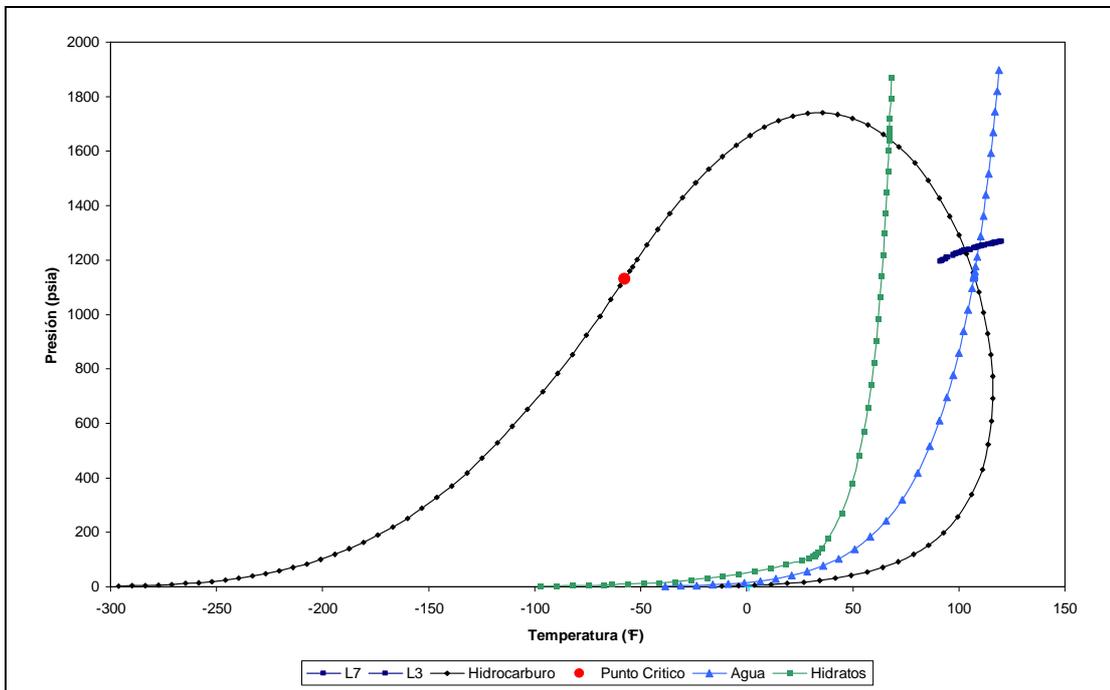


Figura 96. Presión de entrada vs diámetro de la línea L7-3

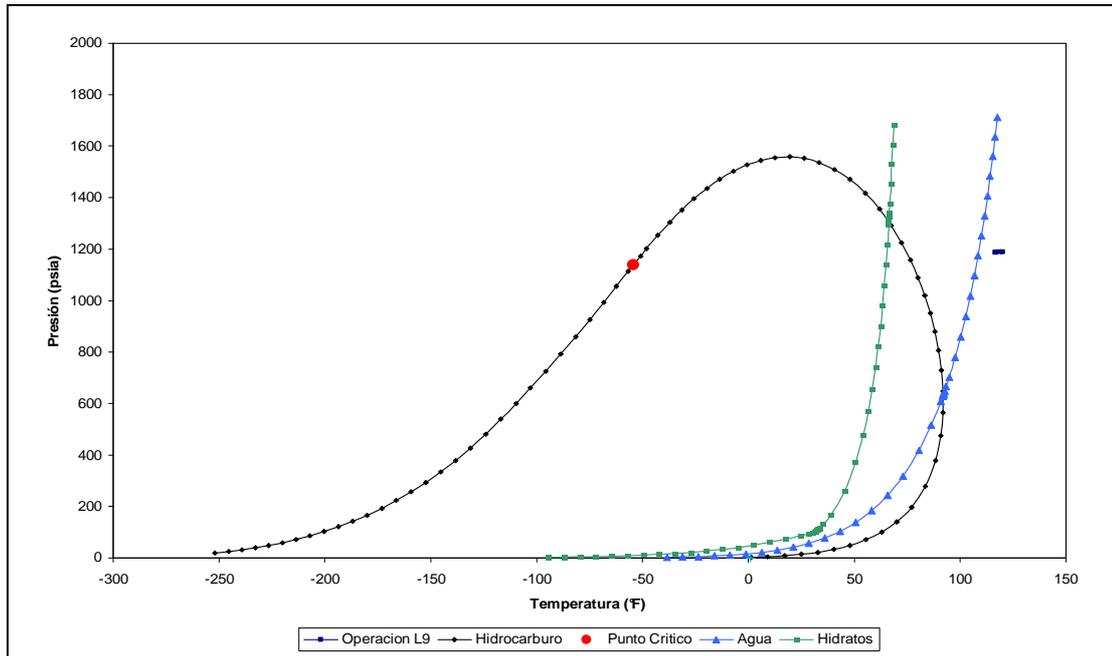


**Figura 97. Presión de entrada vs diámetro de la línea L83**

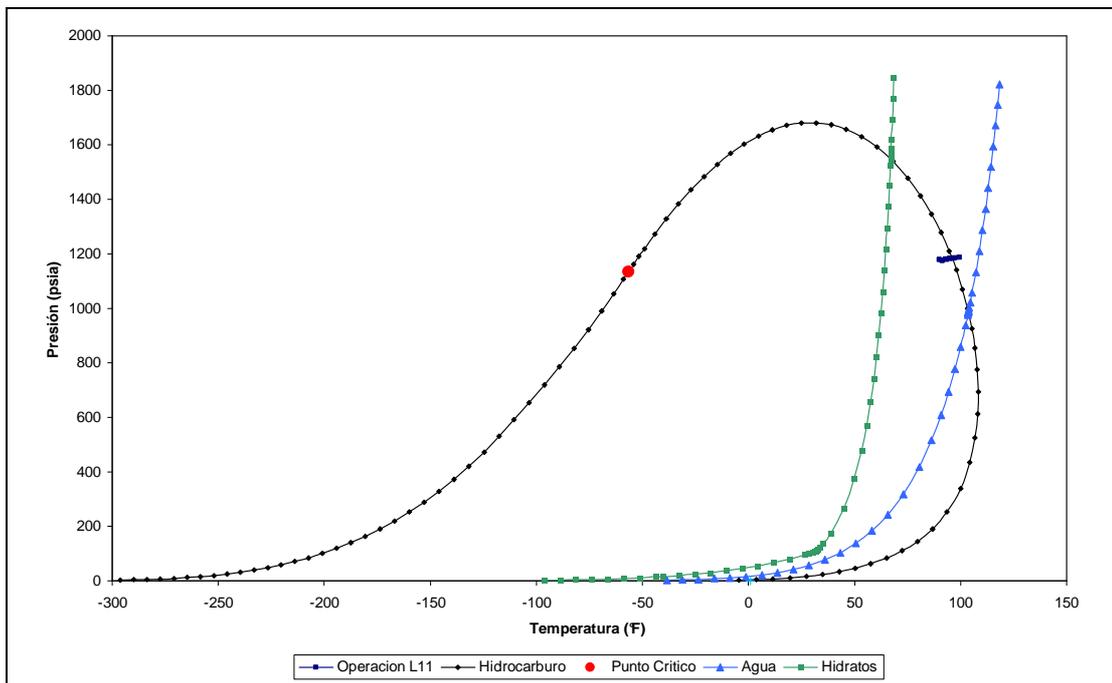
A continuación se muestran las envolventes de fase de cada tramo del sistema con la respectiva curva de operación del caso propuesto a producción máxima.



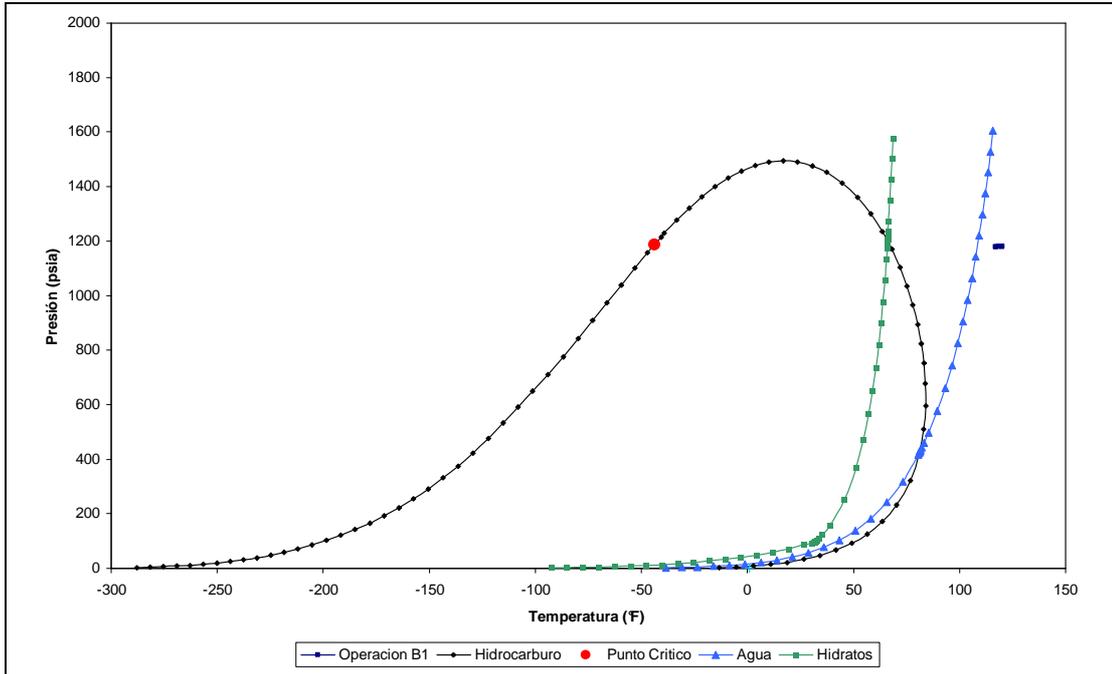
**Figura 98. Envolvente de fase vs curva de operación del tramo L7-3. Caso propuesto. Producción máxima**



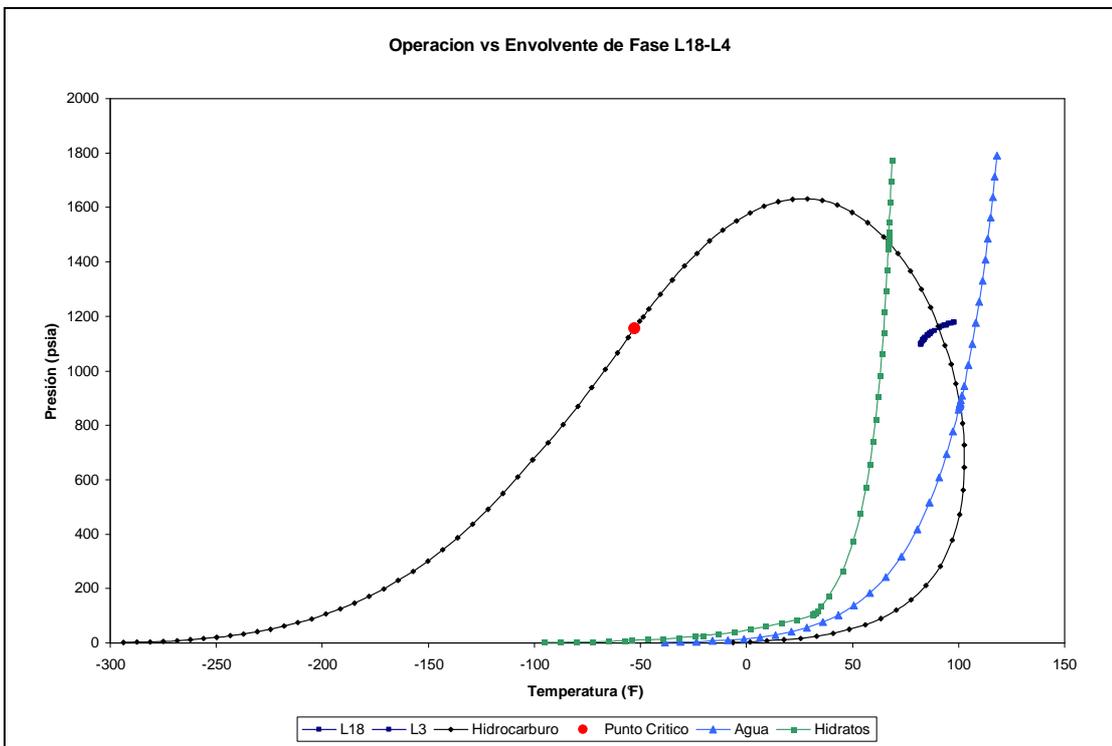
**Figura 99. Envolve de fase vs curva de operación del tramo L9. Caso propuesto. Producción máxima**



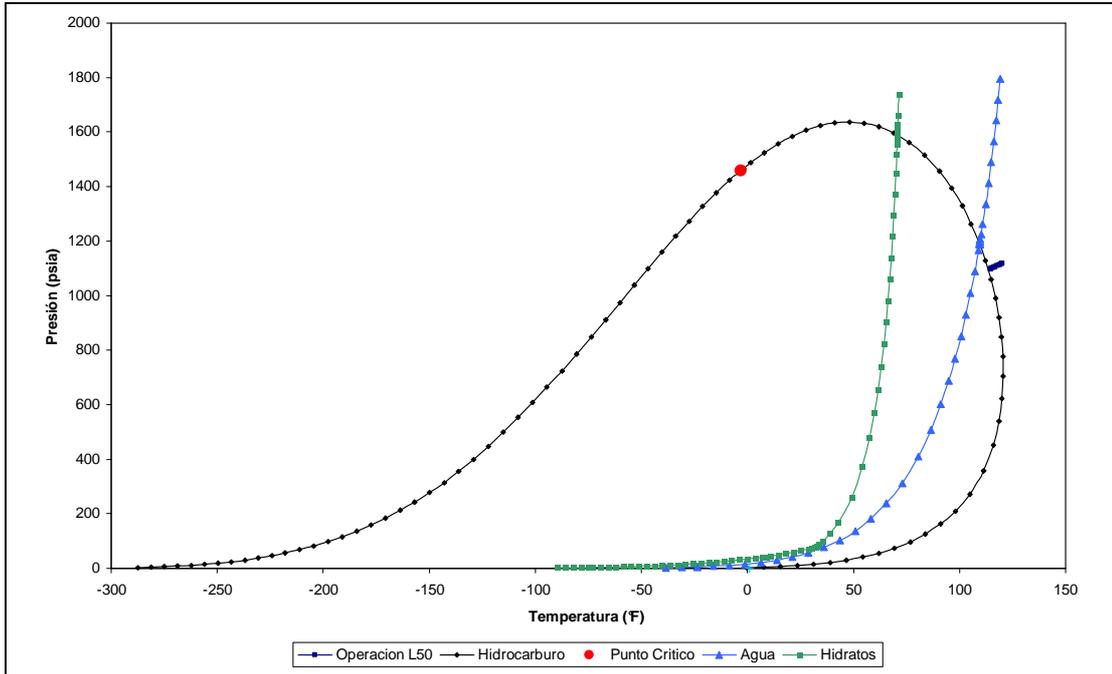
**Figura 100. Envolve de fase vs curva de operación del tramo L11. Caso propuesto. Producción máxima**



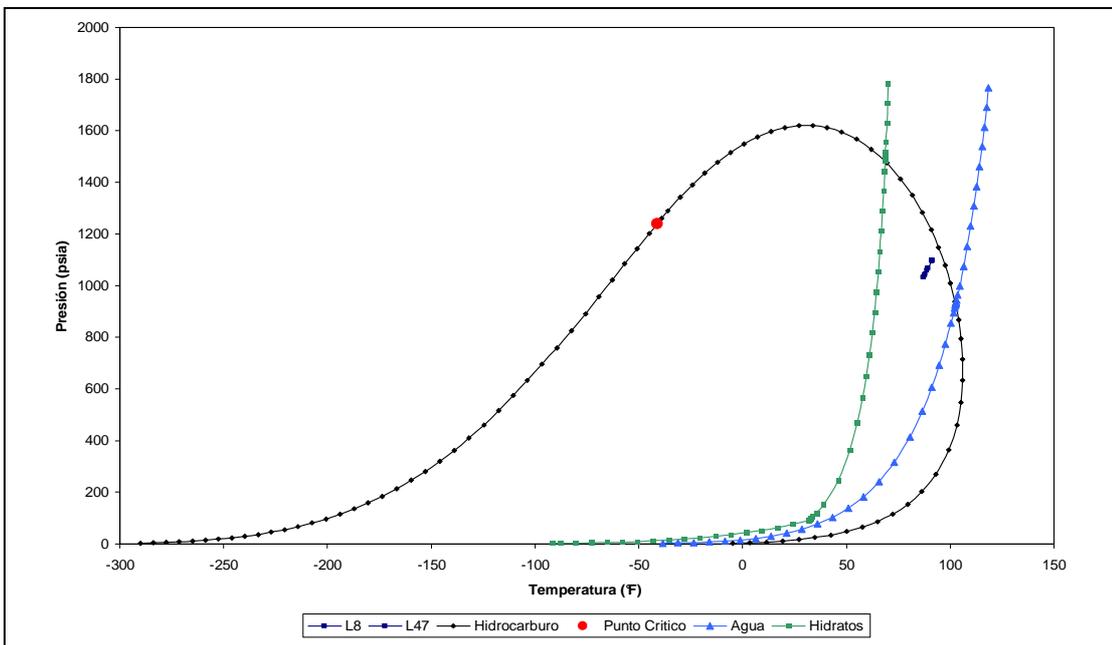
**Figura 101. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo B1. Caso propuesto. Producción máxima**



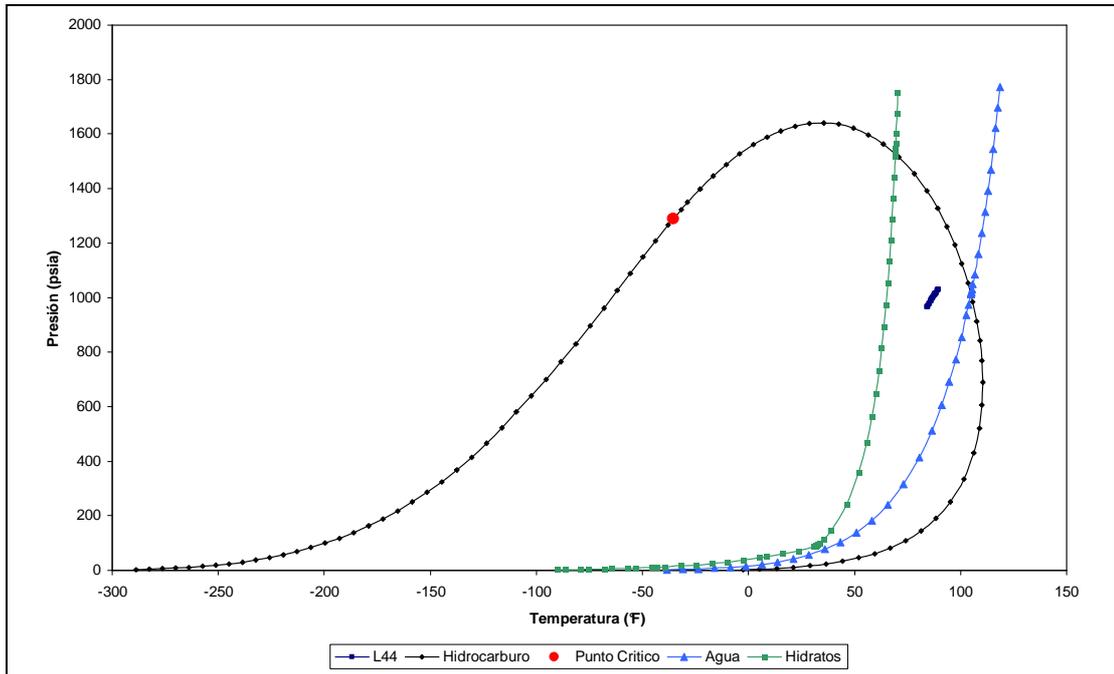
**Figura 102. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L18-4**



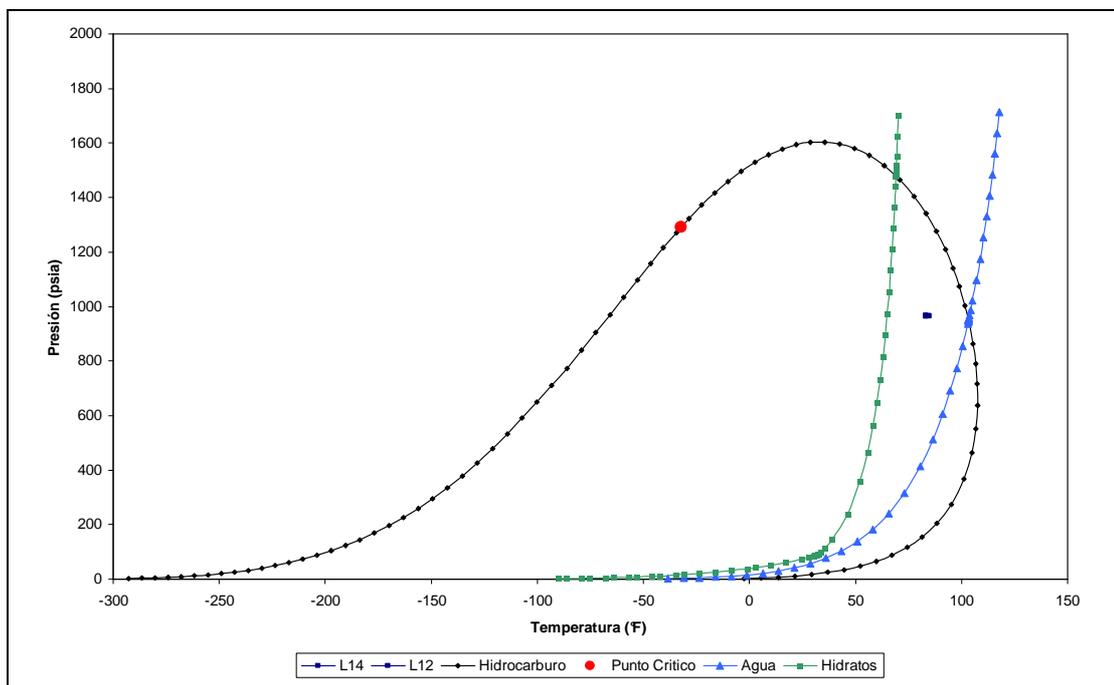
**Figura 103. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L50. Caso propuesto. Producción máxima**



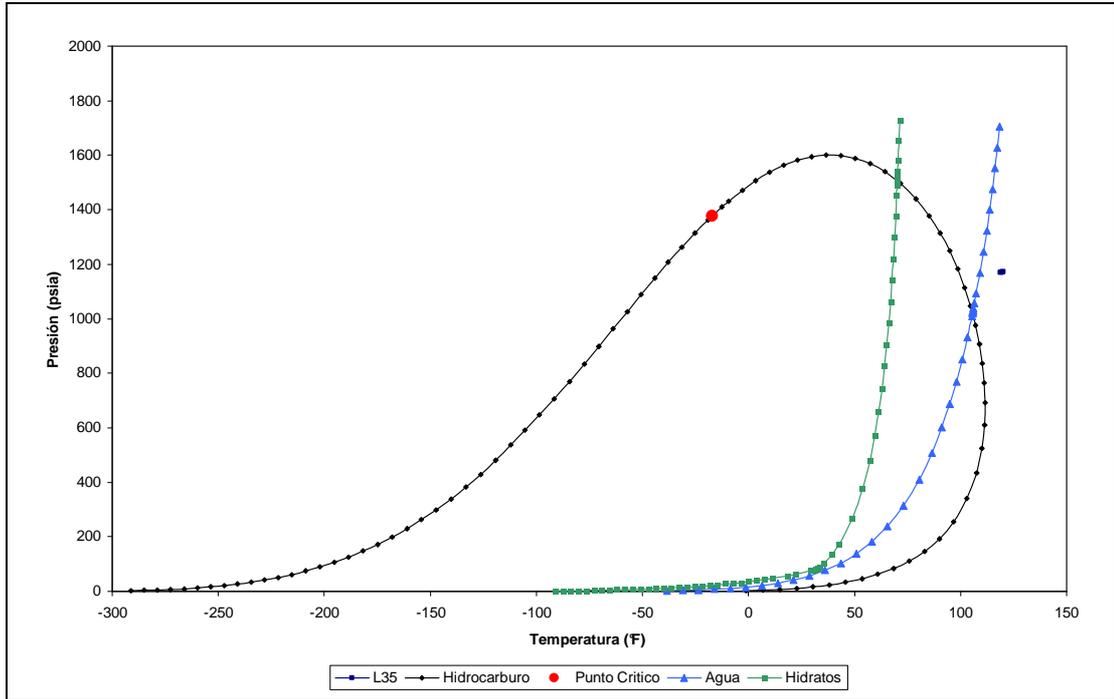
**Figura 104. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L8-47. Caso propuesto. Producción máxima**



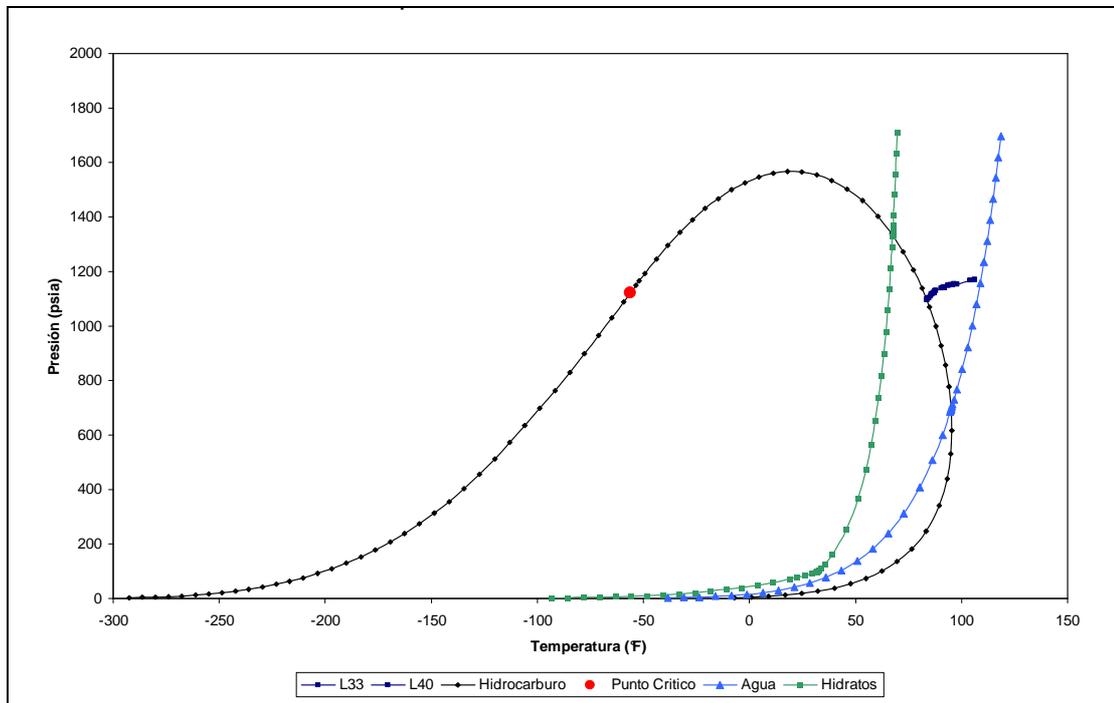
**Figura 105. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L44. Caso propuesto. Producción máxima**



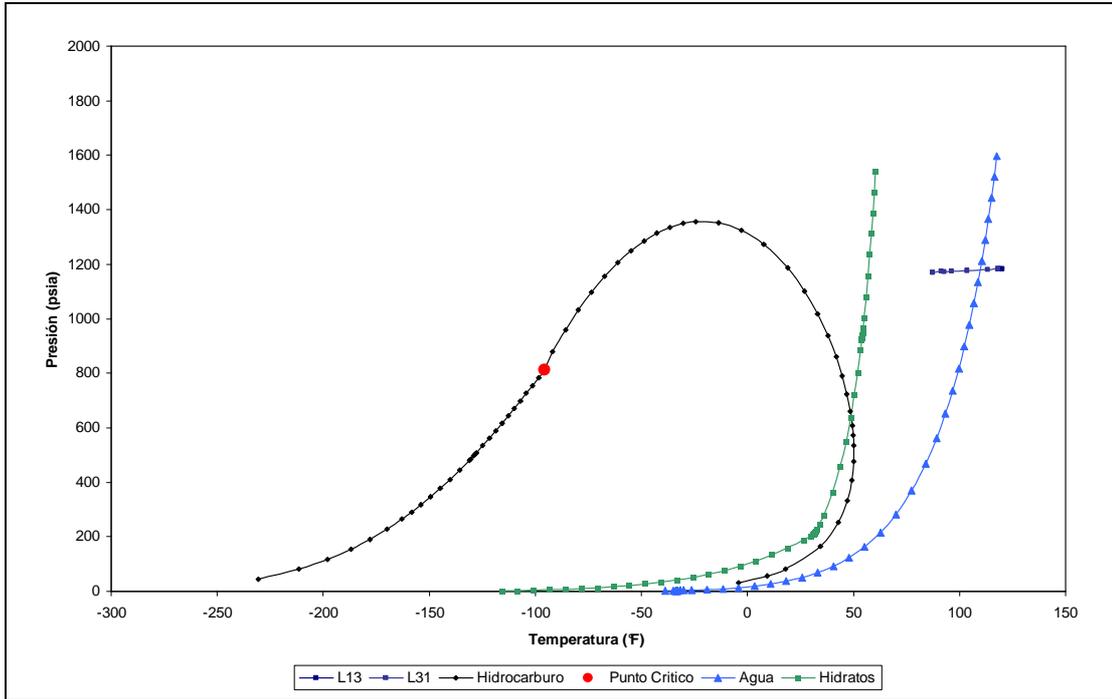
**Figura 106. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L14-12. Caso propuesto. Producción máxima**



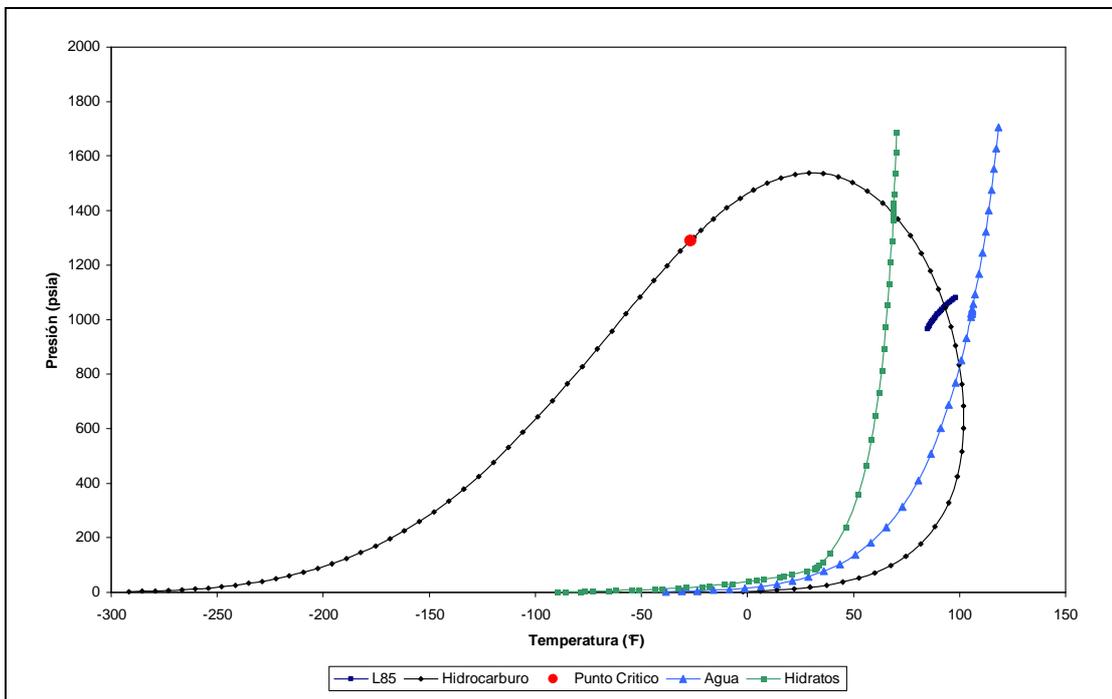
**Figura 107. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L35. Caso propuesto. Producción máxima**



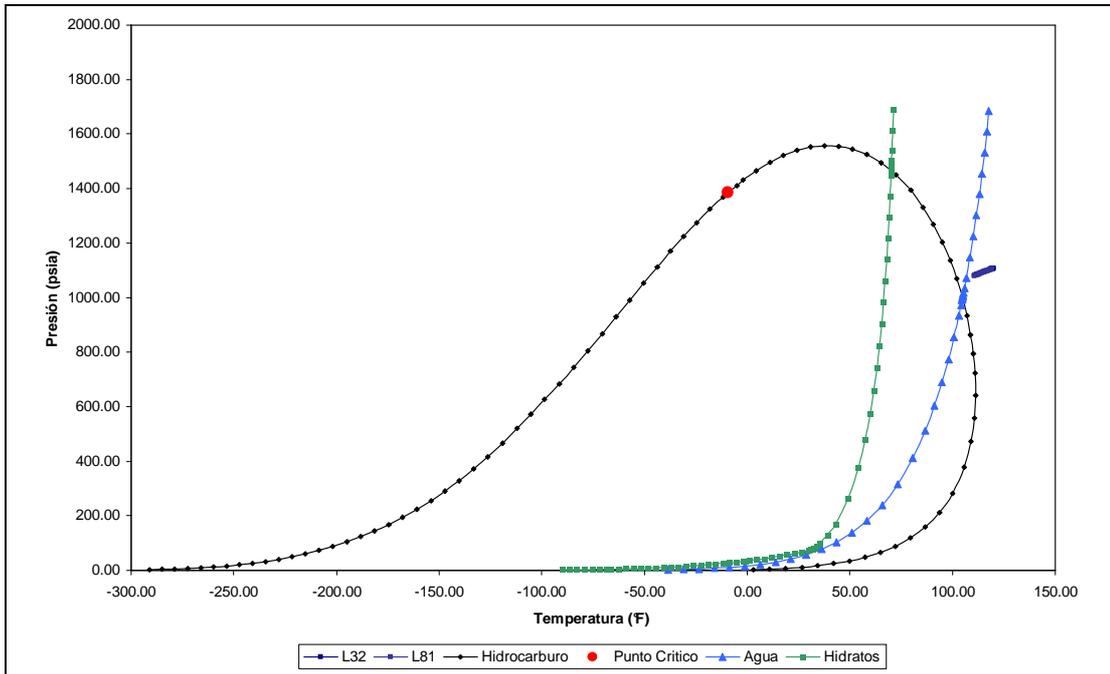
**Figura 108. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L33-40. Caso propuesto. Producción máxima**



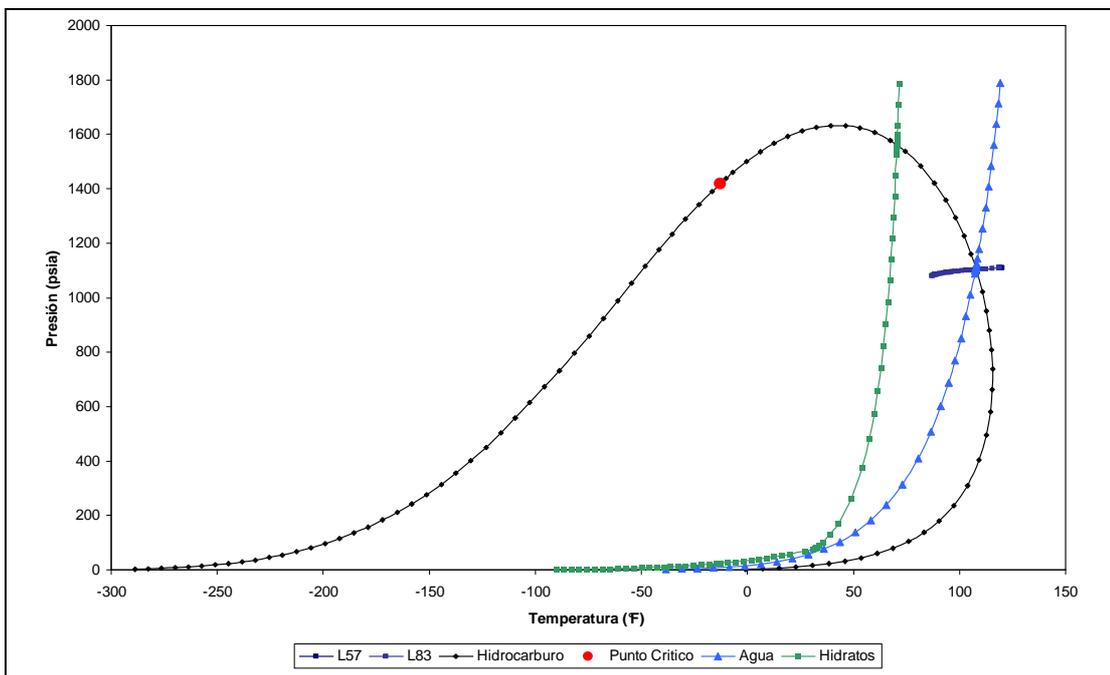
**Figura 109. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L13-31. Caso propuesto. Producción máxima**



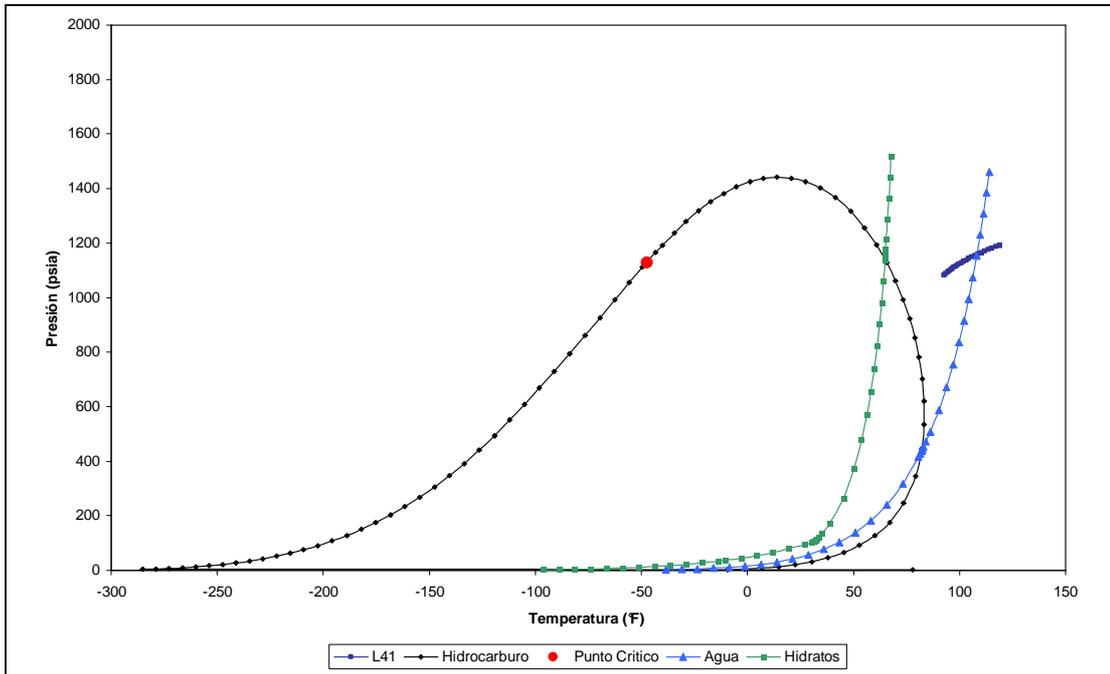
**Figura 110. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L85. Caso propuesto. Producción máxima**



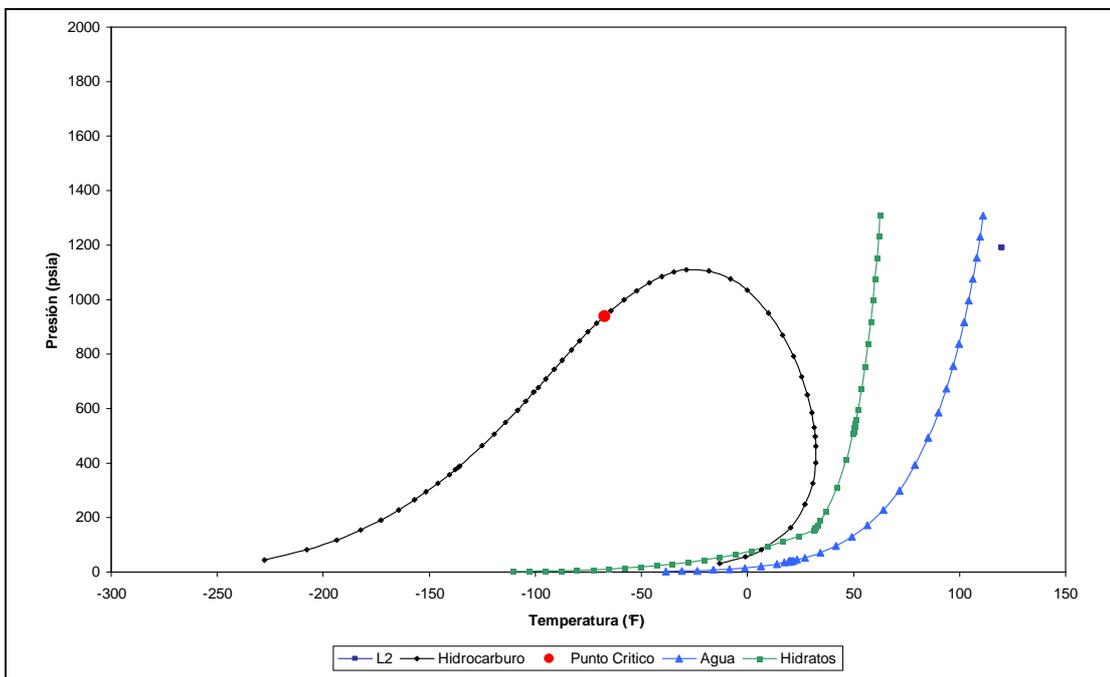
**Figura 111. Envoltura de fase vs curva de operación del tramo L32-81. Caso propuesto. Producción máxima**



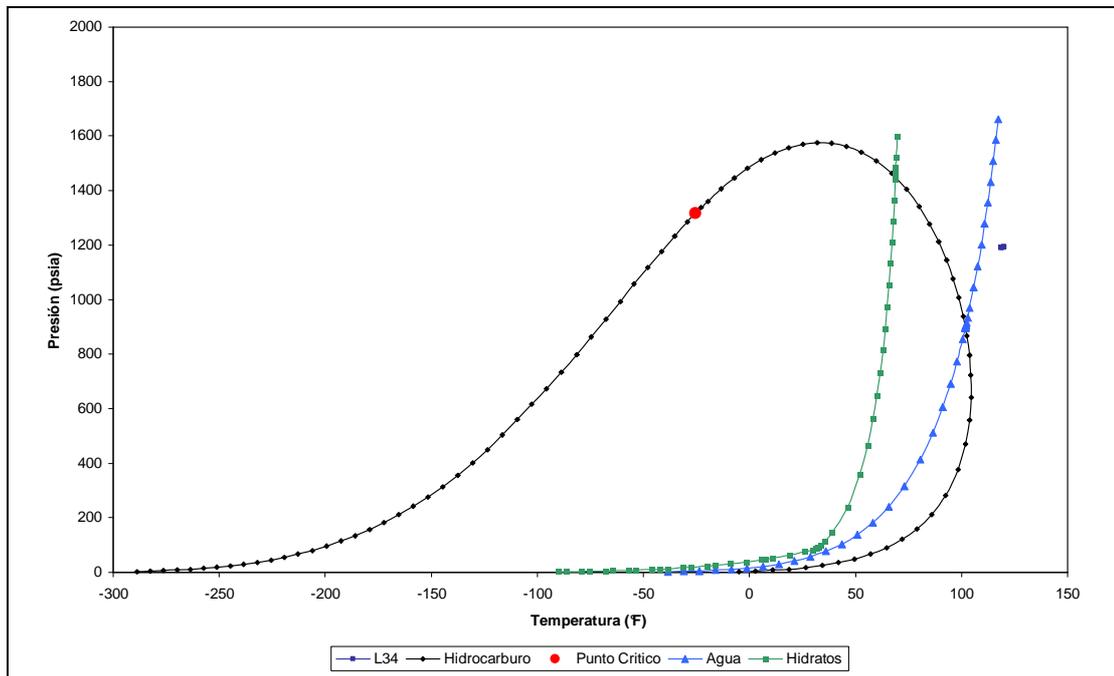
**Figura 112. Envoltura de fase vs curva de operación del tramo L57-83. Caso propuesto. Producción máxima**



**Figura 113. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L41. Caso propuesto. Producción máxima**



**Figura 114. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L2. Caso propuesto. Producción máxima**



**Figura 115. Envoltente de fase vs curva de operación del tramo L34. Caso propuesto. Producción máxima**