

**EVALUACIÓN DEL IMPACTO DE LA TEMPERATURA AMBIENTE
SOBRE LA PRESENCIA DE CONDICIONES CRÍTICAS DE FLUJO
EN LÍNEAS DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL
DEL SISTEMA COLOMBIANO**

CÉSAR AUGUSTO PINEDA GÓMEZ

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

2005

**EVALUACIÓN DEL IMPACTO DE LA TEMPERATURA AMBIENTE
SOBRE LA PRESENCIA DE CONDICIONES CRÍTICAS DE FLUJO
EN LÍNEAS DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL
DEL SISTEMA COLOMBIANO**

CÉSAR AUGUSTO PINEDA GÓMEZ

**Trabajo de Grado para optar al título
de Ingeniero de Petróleos**

Director

NICOLÁS SANTOS SANTOS

M.Sc. Ingeniería de Petróleos

Codirector

OSCAR ARMANDO ARENAS MANTILLA

Ingeniero de Petróleos

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍA FÍSICO - QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
BUCARAMANGA**

2005

“... Un paso a la vez, un paso más...”

Con todo mi cariño, a:

*Dios, padre y guía eterno
Mí Ángel de la guarda, cómplice y compañero
La memoria de mi abuela Vitelvina,
Mis padres, Abel y Leonor
Mis hermanos Cristian y Hernán... por siempre
Mis queridas tías, María y Martha
A todos mis amigos, especialmente Sergio, José, Jhon y Jecson*

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus más sinceros agradecimientos a:

Ingeniero Nicolás Santos Santos por su confianza y apoyo incondicionales en el desarrollo de este proyecto.

Ingeniero Oscar Armando Arenas por su guía y apoyo académico y personal para llevar a buen término con el cumplimiento de los objetivos trazados.

Al Grupo de Modelamiento de Hidrocarburos por haberme brindado la oportunidad de ser parte del mismo. A sus integrantes, amigos y compañeros de trabajo Edwin Pineda, Oscar Arenas, Yohana Pineda, Edwar Herrera, Catalina Delgado, Oscar Carrillo & Sergio Nuncira, con quienes he compartido momentos muy valiosos y quienes me apoyaron y colaboraron durante la realización del proyecto.

A la Universidad Industrial de Santander & a la Escuela de Ingeniería de Petróleos por brindarme su espacio para mi formación académica, personal y profesional.

De manera muy especial, a todos aquellos que compartieron conmigo parte de sí mismos, durante este largo período de trabajo y estudio, quienes además de su amistad incondicional estuvieron a mi lado en los buenos y malos momentos de este largo camino. En particular, a mis amigos y compañeros Darwin Villadiego, Lenin Mora, Julio Patiño, Fernando Londoño, Miguel Gamboa, Eliana Ardila, Ana María Ulloa, Luis Montañez & Diego Orduz. A mis ex compañeros de la ACEIP y el CCIP.

RESUMEN

TITULO:

EVALUACIÓN DEL IMPACTO DE LA TEMPERATURA AMBIENTE SOBRE LA PRESENCIA DE CONDICIONES CRÍTICAS DE FLUJO EN LÍNEAS DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL DEL SISTEMA COLOMBIANO.*

AUTOR:

CÉSAR AUGUSTO PINEDA GÓMEZ.**

PALABRAS CLAVES: Comportamiento de fases, Gas Natural, Gasoducto, Temperatura Ambiente, Flujo en tubería, Transferencia de calor, Simulación.

DESCRIPCIÓN: En el campo del transporte de gas natural a través de gasoductos, los problemas más comunes están relacionados con la condensación de los compuestos más pesados al alcanzar operacionalmente la región de dos fases en la envolvente, disminuyendo la capacidad de transporte y la calidad del fluido transportado. Esta condensación suele estar asociada al efecto de los cambios en la topografía que debe atravesar el sistema, específicamente al efecto de la temperatura ambiente sobre la temperatura de flujo a lo largo de la línea. En la medida en que su control es considerado económica y técnicamente no viable, se denota la necesidad de evaluar su impacto e identificar operacionalmente como disminuirlo.

* *Tesis de Grado*

** *Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director M.Sc. Nicolás Santos Santos. Codirector: Eng. Oscar Armando Arenas.*

Este estudio de simulación se basa en la representación de escenarios físicos reales pertenecientes al sistema nacional de gasoductos e incluye tres rangos de temperaturas ambiente registrados durante los últimos años en los diferentes puntos del sistema, con el fin de evaluar su impacto sobre la condensación del gas. Así mismo, se realiza una revisión de las temperaturas de flujo con que llega el gas a los diferentes puntos de entrega y distribución en los ramales incluidos en el recorrido de las troncales, y en caso de no cumplir con la regulación establecida, definir la necesidad operacional requerida para hacerlo. La metodología planteada fue aplicada a tres líneas troncales pertenecientes al sistema de gasoductos colombiano, bajo diferentes escenarios ambientales y operacionales acordes a valores reales presentados regularmente en las líneas evaluadas. * **

** Tesis de Grado*

*** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director M.Sc. Nicolás Santos Santos. Codirector: Eng. Oscar Armando Arenas.*

SUMMARY

TITLE:

EVALUATION OF THE ENVIRONMENT TEMPERATURE'S IMPACT OVER PRESENCE OF FLOW CRITICAL CONDITIONS IN PIPING FOR TRANSPORTING NATURAL GAS FROM COLOMBIAN SYSTEM. *

AUTHOR:

CÉSAR AUGUSTO PINEDA GÓMEZ**

KEY WORDS: Phase behavior, natural gas, pipeline, environment temperature, pipeline flow, heat transfer, simulation.

DESCRIPTION: In the area of natural gas transporting along pipelines, the more usual problems are associated with the condensation of heavier components of the mixture when the operational conditions overtake the two phases region over the envelop, decreasing the transport capacity and the fluid quality of the transporting fluid. This condensation usually is associated to effect of topography changes along the system, specifically at the environment temperature effect over the temperature flow along the pipelines system. Like its control is considered economic and technical nonviable, denote the necessity of evaluate its impact and identify how decreasing operationally.

This simulation study take physical and real sceneries from the national pipelines system and include three ranks of environment temperatures registered during last

* Degree Project

** Faculty of Physical-Chemical Engineering. Petroleum Engineering School. Director: M.Sc., Nicolás Santos Santos. Codirector: Eng. Oscar Armando Arenas.

years in the different point that conforming the system, to evaluate its impact over the gas condensation. At the same time, its realized a verification of the flow temperatures coming to city gates in the different manor lines including in the travel of the mayor lines, and in the case that no perform whit the established regulation, proceeding to define the operationally necessity required to do it. The proposed methodology was applied to three pipelines belonged to Colombian pipeline system, below different environment temperatures and operationally sceneries, according to real values presented usually in the evaluated pipelines.***

° Degree Project

*** Faculty of Physical-Chemical Engineering. Petroleum Engineering School. Director: M.Sc. Nicolás Santos Santos. Codirector: Eng. Oscar Armando Arenas.*

CONTENIDO

Pag.

INTRODUCCIÓN	21
1. COMPORTAMIENTO DE FASES	23
1.1. SISTEMA DE UN SOLO COMPONENTE	24
1.2. SISTEMA DE DOS COMPONENTES	27
1.3. SISTEMAS MULTICOMPONENTES	30
1.3.1. Efecto de la composición sobre la envolvente de fases.....	32
1.3.2. Efecto de la caracterización de las fracciones pesadas.....	33
1.3.3. Efecto de impurezas (componentes no hidrocarburos).....	35
2. ECUACIONES DE ESTADO	36
2.1. EVOLUCIÓN DE LAS ECUACIONES DE ESTADO.	37
2.2. SELECCIÓN Y AJUSTE DE LA EOS PARA EL MODELAMIENTO DE GAS	
NATURAL	43
2.2.1. Metodología para selección y ajuste de la EOS.....	43
2.2.2. Recomendaciones a partir de estudios técnicos	46
2.2.3. Uso de software comercial.....	48
2.3. ECUACIÓN DE ESTADO DE PENG-ROBINSON.	49
2.3.1. Generalidades.....	49
2.3.2. Expresión para sustancias puras.....	49
2.3.3. Expresión para mezclas.....	51
2.3.4. Modificaciones a la EOS de Peng – Robinson.....	52
2.4. CAPACIDAD PREDICTIVA DE LA EOS DE PENG-ROBINSON	54
2.4.1. Coeficientes de interacción binaria.....	54
3. FLUJO DE GAS EN TUBERIAS.	60
3.1. REGIMENES DE FLUJO	61
3.1.1. Flujo Continuo	62

3.1.2. Flujo Isotérmico.....	62
3.1.3. Flujo de gas en estado inestable	63
3.2. ECUACIONES DE FLUJO DE GAS EN TUBERÍAS.....	64
3.2.1. Ecuación para Tubería Lisa	66
3.2.2. Ecuación para Tubería Rugosa	67
3.2.3. Ecuación de Weymouth.....	67
3.2.4. Ecuación de Panhandle A.....	68
3.2.5. Ecuación de Panhandle B.....	68
3.2.6. Ecuación AGA para flujo parcialmente turbulento	69
3.2.7. Ecuación AGA para flujo totalmente turbulento.....	69
3.2.8. Correlación de Beggs & Brill	69
4. DISEÑO Y OPERACIÓN DE GASODUCTOS.....	72
4.1. PARAMETROS DE TUBERIA.....	74
4.1.1. Diámetro de tubería.	74
4.1.2. Espesor de pared.....	75
4.1.3. Rugosidad efectiva, Ke.	76
4.2. PARAMETROS DEL GAS.....	77
4.2.1. Gravedad específica	77
4.3. PARAMETROS DEL SISTEMA.....	78
4.3.1. Pronóstico de oferta y demanda.....	78
4.3.2. Presión de operación.....	79
4.3.3. Temperatura de operación.....	80
4.3.4. Cambios de elevación.....	80
4.4. PARAMETROS DE COMPRESION	81
4.4.1. Relación de compresión.	81
4.4.2. Eficiencia adiabática (η).....	82
4.4.3. Temperatura ambiente.....	83
4.4.4. Exponente isoentrópico, N.....	84
4.5. CRITERIOS DETERMINANTES.....	85
4.5.1. Caída óptima de presión.....	85
4.5.2. Velocidad optima.....	85
4.5.3. Optima relación de espaciamiento del sistema de compresión.	86
4.5.4. Guías para seleccionar el diámetro de tubería.....	86

4.5.5. Empaquetamiento de tubería.....	87
4.5.6. Máxima presión de operación.....	87
4.5.7. Configuración del sistema de compresión.....	88
4.5.8. Máxima temperatura de descarga de compresores.....	88
5. TRANSFERENCIA DE CALOR EN LÍNEAS DE GAS NATURAL.....	89
5.1. MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.....	89
5.1.1. Conducción.....	89
5.1.2. Convección.....	91
5.1.3. Radiación.....	91
5.2. TUBERIAS ENTERRADAS.....	92
5.2.1. Temperatura y conductividad térmica del suelo.....	93
5.2.2. Cálculo de la conductividad térmica del suelo.....	96
5.2.3. Cálculo de la transferencia de calor.....	98
5.3. TUBERÍAS NO ENTERRADAS.....	102
5.4. PERFIL DE TEMPERATURA EN UN GASODUCTO.....	102
6. CONTEXTO DEL GAS NATURAL.....	106
6.1. GAS NATURAL FRENTE A DEMÁS FUENTES DE ENERGÍA.....	106
6.2. SISTEMA NACIONAL DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL.....	107
6.3. CALIDAD DEL GAS NATURAL.....	112
6.4. ESPECIFICACIONES SOBRE EL CONTENIDO DE LIQUIDOS. PLANTEAMIENTO Y CONTEXTUALIZACIÓN DEL PROBLEMA.....	114
6.5. ESPECIFICACIÓN DE TEMPERATURAS DE ROCÍO EN PUNTOS DE REGULACIÓN. ESTUDIOS Y ANÁLISIS PRECEDENTES.....	116
7. CONSTRUCCIÓN Y ANÁLISIS DEL MODELO DE SIMULACIÓN.....	118
7.1. DEFINICIÓN GENERAL DEL MODELO.....	118
7.2. BASES DEL SIMULADOR DE PROCESOS.....	121
7.3. CONSTRUCCIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN.....	123
7.3.1. Características composicionales del gas a modelar.....	123
7.3.2. Perfil topográfico.....	127

7.3.3. Características de las tuberías y consumos de los ramales.....	131
7.3.4. Condiciones operacionales.....	133
7.3.5. Rampas de temperatura ambiente de la zona de influencia del gasoducto.....	135
7.4. ANÁLISIS DE SENSIBILIDADES DEL MODELO DE SIMULACIÓN.....	137
7.4.1. Perfil topográfico Vs. Presión & Temperatura de flujo para los tres escenarios de temperatura ambiente.....	138
7.4.2. Condiciones operacionales evaluadas a través de la simulación Vs. envolvente de fases.	142
7.4.3. Evaluación operacional teniendo en cuenta refinación de resultados y punto final de regulación del sistema.....	149
7.4.4. Verificación de la temperatura de entrega en los ramales.	153
CONCLUSIONES.....	159
BIBLIOGRAFIA.....	163

LISTADO DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama Presión – Temperatura para tres fases.	25
Figura 2. Diagrama de fases característico para sistemas de un solo componente.	27
Figura 3. Diagrama P – T para un sistema binario.....	28
Figura 4. Diagrama P – T para un sistema multicomponente de hidrocarburos. ...	31
Figura 5. Efecto de la composición en las envolventes de fase.....	33
Figura 6. Efecto de la caracterización de la fracción pesada.....	34
Figura 7. Efecto del contenido de CO ₂ en la envoltente de fase.....	35
Figura 8. Esquema simplificado para realizar cálculos consistentes con una EOS.	45
Figura 9. Perfil característico de temperatura de la tubería.	104
Figura 10. Aprovechamiento total en energía primaria según tipo de combustible.....	106
Figura 11. Red nacional de transporte de gas natural.	110
Figura 12. Mapa esquemático de las líneas seleccionadas para la simulación. ...	120
Figura 13. Envoltente de fases del gas de carga al gasoducto de estudio.	127
Figura 14. Perfil topográfico del Gasoducto de estudio.	128
Figura 15. Perfil topográfico detallado de la Línea Troncal 1.....	129
Figura 16. Perfil topográfico detallado de la Línea Troncal 2.....	129
Figura 17. Perfil topográfico Variante entre Línea 1 & Línea 2.	130
Figura 18. Perfil topográfico detallado de la Línea Troncal 3.....	130
Figura 19. Perfil topográfico Vs. presión de flujo para los tres escenarios de temperatura ambiente planteados, a condiciones operacionales actuales.....	140

Figura 20. Perfil topográfico Vs. temperatura de flujo para los tres escenarios de temperatura ambiente planteados, a condiciones operacionales actuales.....	141
Figura 21. Envolvente de fases Vs. Condiciones operacionales de carga al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente mínima.	142
Figura 22. Envolvente de fases Vs. Caudal de entrada al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente mínima.....	143
Figura 23. Envolvente de fases Vs. Relaciones operacionales más usuales para el escenario de temperatura ambiente mínima.	143
Figura 24. Envolvente de fases Vs. Condiciones operacionales de carga al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente media.	144
Figura 25. Envolvente de fases Vs. Caudal de entrada al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente mínima.....	144
Figura 26. Envolvente de fases Vs. relaciones operacionales más usuales para el escenario de temperatura ambiente media.	145
Figura 27. Envolvente de fases Vs. condiciones operacionales de carga al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente máxima.....	145
Figura 28. Envolvente de fases Vs. Caudal de entrada al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente máxima.	146
Figura 29. Envolvente de fases Vs. Relaciones operacionales más usuales para el escenario de temperatura ambiente máxima.	146
Figura 30. Envolvente de fases Vs. Escenarios de temperatura ambiente. Condiciones operacionales actuales.....	147
Figura 31. Envolvente de fases Vs. escenario de temperatura ambiente mínima. Puntos de regulación. Q = 108MMSCFD, P = 1100psia, T = 101.5°F.	150
Figura 32. Envolvente de fases Vs. Escenario de temperatura ambiente media teniendo en cuenta regulación. Q = 108MMSCFD, P = 1100psia, T = 101.5°F.	151

Figura 33. Regulación de acuerdo a 1.65°F/30psia para diferentes tasas de carga al gasoducto. Condiciones operacionales P = 1200psia, T = 118°F. Escenario de temperatura ambiente mínima.	152
Figura 34. Temperatura de los ramales a la salida de regulación Vs. envolvente de fases para escenarios de temperatura ambiente mínima y media. Condiciones operacionales: Q = 108 MMSCFD, P = 1200psia, T = 118°F.	158

LISTADO DE TABLAS

Pág.

Tabla 1. Algunas modificaciones de la EOS de Van Der Waals.	39
Tabla 2. Factores de transmisión en ecuaciones de flujo en tuberías.	66
Tabla 3. Relación entre diámetro de tubería y tasa de flujo.	75
Tabla 4. Valores típicos de rugosidades efectivas.	77
Tabla 5. Impacto de cambios de elevación sobre el flujo.	81
Tabla 6. Impacto de la eficiencia adiabática sobre el consumo de combustible. ...	83
Tabla 7. Variación de la potencia del compresor por el exponente isentrópico.	84
Tabla 8. Tipo de ambiente Vs. Rangos de coeficiente global de transferencia de calor.	95
Tabla 9. Conductividad térmica vs. Cambio en tasa de transferencia de calor.	98
Tabla 10. Relación entre tasa de flujo y profundidad de la tubería.	101
Tabla 11. Conformación de la red nacional de transporte de gas natural.	111
Tabla 12. Calidad del gas (Según RUT - Resolución CREG 071-99).	113
Tabla 13. Temperaturas de operación en los procesos de expansión.	117
Tabla 14. Valores de temperatura de rocío a especificar.	117
Tabla 15. Reporte recibido del análisis composicional Gas Tipo.	124
Tabla 16. Condiciones críticas de la corriente de gas.	126
Tabla 17. Características de las tuberías y consumos por ramal del gasoducto.	131
Tabla 18. Conjunto de condiciones operacionales planteadas para el análisis de sensibilidades de carga al gasoducto.	134
Tabla 19. Escenarios de temperatura ambiente planteados para la simulación.	136
Tabla 20. Temperatura de entrega después de regulación. Escenario de temperatura ambiente mínima. Caída de 1.65°F/30psig por efecto Joule – Thompson.	155

Tabla 21. Temperatura de entrega después de regulación. Escenario de temperatura ambiente media. Caída de 1.65°F/30psig por efecto Joule – Thompson.....156

Tabla 22. Temperatura de entrega después de instalación de válvula de regulación. Escenario de temperatura ambiente mínima. Caída de 1.65°F/30psig por efecto Joule – Thompson.....157

INTRODUCCIÓN

La cobertura de los requerimientos básicos de energía en cantidad, calidad y costos, resulta esencial para garantizar un ritmo sostenido de crecimiento económico en toda sociedad, un aumento en la calidad de vida de su población y un mejor trato del medio ambiente.

La crisis energética que sufrió el país hace ya más de una década puso en evidencia una vez más, la necesidad de contar con una oferta más diversificada de energía y de desarrollar e impulsar energéticos de menor costo como el gas natural. La masificación del consumo de gas dada desde entonces ha brindado a los colombianos nuevas alternativas de combustible residencial, comercial e industrial, gracias a su alta eficacia para procesos como la cocción, el calentamiento de agua y a su naturaleza menos contaminante.

Gracias a esta creciente actividad y más aun a su prometedor futuro a mediano y largo plazo, se evidencia la necesidad de definir alternativas operacionales económicas y seguras, que permitan evitar directa o indirectamente el anormal desarrollo de sus operaciones industriales; es por ello que para una planificación más eficiente, se requiere de un profundo estudio de cada una de las etapas relacionadas a su cadena operativa, desde la producción hasta la distribución final al consumidor.

En el campo del transporte de gas natural a través de gasoductos, los problemas más comunes están asociados con la condensación de los compuestos más pesados, con su acumulación en distintos tramos de la tubería y con su influencia sobre daños relacionados con corrosión y taponamiento, disminuyendo la capacidad de transporte y la calidad del fluido transportado.

Esta condensación está asociada en gran parte a efectos indirectos de los cambios en la topografía que debe atravesar el sistema, específicamente al efecto de la temperatura ambiente sobre la temperatura de flujo a lo largo de la línea. En la medida en que su control es considerado económica y técnicamente inviable, este estudio busca inicialmente cuantificar su efecto e identificar operacionalmente como disminuirlo, mediante una manipulación más adecuada de parámetros que si estén bajo control del operador, como el caudal, la temperatura y la presión de flujo.

Se plantea un estudio de simulación con un diseño consistente y detallado, que garantiza en términos generales el buen funcionamiento de los diferentes escenarios de operación y su aplicabilidad en el medio. El modelo se basa en escenarios físicos reales pertenecientes al sistema de gasoductos nacional e incluye tres rangos de temperaturas ambiente registrados por el IDEAM durante los últimos años en los diferentes puntos del sistema; así mismo, se realiza una revisión de las temperaturas de flujo con que está llegando el gas a los diferentes puntos de entrega y distribución en los ramales incluidos en el recorrido de las troncales, y en caso de no cumplir con la regulación establecida, se procede a definir la necesidad operacional requerida para hacerlo.

La metodología planteada fue aplicada a tres líneas pertenecientes al sistema troncal de gasoductos colombiano, bajo diferentes escenarios ambientales y operacionales acordes a valores reales presentados regularmente en las líneas evaluadas.

El desarrollo de este trabajo está orientado de tal manera que su utilidad en la industria sea de gran relevancia. Además, se espera que sirva como referencia para futuros proyectos de investigación.

1. COMPORTAMIENTO DE FASES

El término fase define a alguna parte homogénea y físicamente distinta de un sistema, y está separada de las otras partes del mismo por algún límite definido. La energía que posee cualquier sustancia depende de la fase en que ésta se encuentra, y está determinada por las condiciones de presión y temperatura que actúan sobre la misma; el cambio entre una u otra condición está sujeto a la variación en alguna de estas propiedades. En un sentido restringido, el comportamiento de fases hace referencia a las composiciones y cantidades de las fases en equilibrio.

El estado de una mezcla de hidrocarburos a condiciones de superficie depende de la composición de la misma en el yacimiento. A su vez, la composición del fluido sufre cambios a lo largo de todo el proceso de producción y distribución. El caso del gas natural no es una excepción, pues está comprobado que en lo referente al área del transporte por tuberías, la composición del fluido no suele ser exactamente la misma, si la comparamos desde el punto de envío por la línea troncal hasta el punto de entrega final. En particular la reducción de la presión a lo largo del sistema de tuberías trae como consecuencia una variación inherente en la relación gas y líquido. Esta variación tiende a aumentar en la medida en que aumente el espacio que debe desplazarse el gas; sujeta igualmente a otra serie de condiciones incluyendo las ambientales, a analizar precisamente a través de este estudio.

El objetivo de un estudio de fases es llegar a predecir cuando se conoce la composición de un sistema, las cantidades y composiciones de las fases en equilibrio de tal sistema, a cualquier presión y temperatura.

El estudio del comportamiento de fases se divide en dos partes generales: estudio cualitativo y estudio cuantitativo. Para el primer caso se estudian los diferentes diagramas de presión - temperatura (P-T), presión - volumen (P-V), composición, entre otros. En el segundo caso, se desarrollan fórmulas y métodos para calcular la composición y cantidades de las fases de un sistema, a unas condiciones dadas de presión y temperatura.

La mejor forma de estudiar el comportamiento cualitativo de sistemas de hidrocarburos es a través de los diagramas de fases, llamados comúnmente diagramas presión - temperatura, por medio de los cuales puede determinarse el estado del sistema a condiciones determinadas.

1.1. SISTEMA DE UN SOLO COMPONENTE

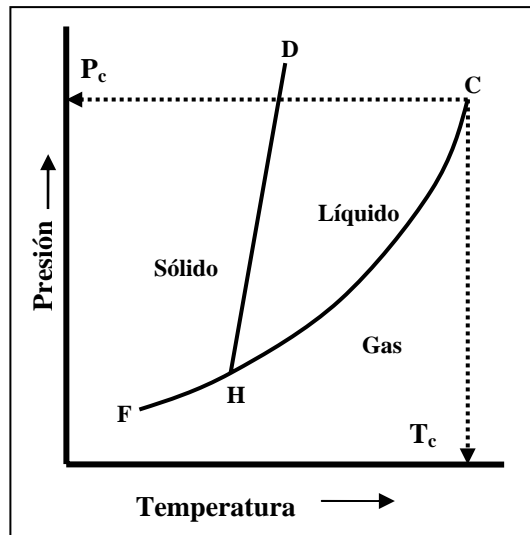
El término componente se refiere al número de especies atómicas o moleculares presentes en la sustancia. Comúnmente se utiliza el término sustancia pura, para hacer referencia a un sistema monocomponente. Una sustancia pura, puede presentarse como gas, líquido o sólido, dependiendo de las condiciones de presión y temperatura.

Aunque se sabe que desde el mismo yacimiento no hay sistemas de un solo componente, sino mezclas, es conveniente entender el comportamiento de componentes puros, ya que a partir de esta base se puede llegar a comprender las propiedades de sistemas más complejos.

En la figura 1 se ilustra un diagrama típico de presión-temperatura (P - T). A la izquierda de la línea DHF, el sistema es sólido y a la derecha de la línea FHC, el sistema es gas (fase vapor), y en la parte comprendida por DHC, el sistema se encuentra en estado líquido. A las condiciones de presión y temperatura que caen exactamente sobre estas líneas, ocurren sistemas en equilibrio. Por ejemplo los

puntos sobre la línea FH, representan condiciones de sistemas sólido-gas en equilibrio, los puntos sobre la línea DH representan condiciones de sistemas sólido-líquido en equilibrio y sobre la línea HC, representan condiciones de sistemas líquido-gas en equilibrio. A estas condiciones existen dos fases en el sistema. Una sustancia en equilibrio puede cambiar de fase a presión o temperatura constante, simplemente agregando o quitando energía del sistema.

Figura 1. Diagrama Presión – Temperatura para tres fases.



El punto **C** se denomina punto crítico, y tanto para una sustancia pura como para una mezcla de sustancias, se define como un estado de presión, temperatura y volumen molar en el que no se pueden distinguir las propiedades de las fases presentes. Las condiciones de presión y temperatura en este último punto son conocidas como Presión crítica (P_c) y Temperatura crítica (T_c), y en él las propiedades de líquido y vapor llegan a ser idénticas.

Para una sustancia pura el punto crítico puede definirse también como el punto en el cual el líquido no puede existir como una única fase. Para condiciones por

encima de P_c y T_c el sistema es referido generalmente como fluido denso para diferenciarlo del líquido y vapor normales.

El fluido a la temperatura crítica y a presiones inferiores a la presión crítica se encuentra en estado bifásico, presentando una interfase definida entre el gas y el líquido; pero a medida que se incrementa la presión, las propiedades de las fases tienden hacia valores comunes, es decir, el líquido comienza a volatilizarse, exhibiendo gran compresibilidad y disolviendo cantidades mayores de componentes livianos. A su vez, el gas se hace más denso asimilando componentes cada vez más pesados. Por eso, al alcanzar la presión de saturación a la temperatura crítica - que es la presión crítica - no se puede definir si la fase presente corresponde a un gas o a un líquido; lo mismo ocurrirá a presiones superiores a la crítica. El punto H es conocido como el punto triple, es decir donde coexisten las tres fases bajo condiciones de equilibrio.

Como ya se mencionó, la línea de mayor relevancia dentro de la figura 1 es la línea HC, correspondiente a la de saturación o curva de equilibrio vapor – líquido. Comienza en el punto triple y termina en el punto crítico. También es conocida como de equilibrio, de saturación, punto de burbuja, punto de rocío y presión de vapor. Cuando se analicen sistemas de más de un componente se especificará en particular cuando se denomina de una u otra forma.

En la Ingeniería de Petróleos es rara la ocasión en que se trabaja con hidrocarburos en estado sólido, por consiguiente, la parte correspondiente al estado sólido del diagrama de la figura 1, generalmente no aparece en la literatura petrolera.

En la figura 2 se puede observar una curva conocida como curva de presión de vapor o de punto de ebullición, con la que se facilita un análisis de la existencia del

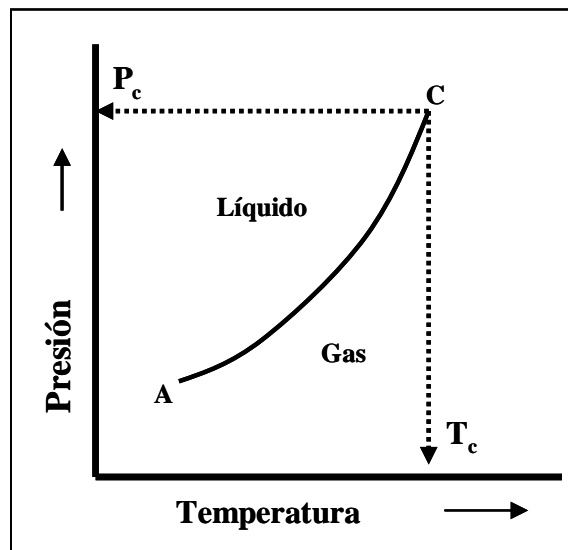
sistema en una determinada fase teniendo en cuenta la presión de vapor (P_{vapor}) de la sustancia.

Presión $< P_{\text{vapor}}$: Sistema en fase vapor (gas).

Presión $> P_{\text{vapor}}$: Sistema en fase líquida.

Presión $= P_{\text{vapor}}$: Coexisten en equilibrio la fase líquida y vapor.

Figura 2. Diagrama de fases característico para sistemas de un solo componente.



1.2. SISTEMA DE DOS COMPONENTES

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

composición dada, las líneas de punto de burbuja y de rocío ya no coinciden, sino que forman una envolvente en el diagrama de fases, además para cada composición diferente del sistema, se obtiene un diagrama de fases diferente.

Las líneas punteadas dentro de la envolvente son llamadas líneas de calidad, y definen las condiciones de presión y temperatura donde se obtienen volúmenes iguales de líquido.

Otros términos importantes usados para definir la ubicación de varios puntos en la envolvente de fases son:

Cricondenbárica: máxima presión a la cual líquido y vapor pueden coexistir en equilibrio. (P_m)

Cricodontérmica: máxima temperatura a la cual líquido y vapor pueden coexistir en equilibrio. (T_m)

Región retrógrada: área dentro de la envolvente donde ocurre la condensación de fluidos debido a caída o aumento de la presión, comportamiento diferente al normal.

La curva de punto de burbuja representa 0% de vapor, mientras que la de punto de rocío representa 100% vapor.

Por último, la línea DEFG representa una típica isoterma de condensación retrógrada. El punto **D** representa un fluido en una sola fase (vapor) fuera de la envolvente. A medida que decrece la presión se alcanza el punto **E**, donde comienza la condensación. Si se sigue descendido se forma más líquido debido al cambio de pendiente en las líneas de calidad, hasta llegar a **F**; a partir de allí la cantidad de líquido va disminuyendo (sección de condensación retrógrada) hasta

alcanzar nuevamente la curva de rocío en el punto **G**. Por debajo de éste, no se formarán líquidos nuevamente.

El valor de la temperatura crítica de cualquier mezcla, está entre las temperatura crítica de los componentes más liviano y pesado de la mezcla; por otro lado la presión de la mezcla será mayor que la presión crítica de cualquiera de los componentes de la misma.

A medida que un componente predomina en la mezcla, la presión y la temperatura crítica, tienden a acercarse a los valores de la presión y la temperatura crítica del componente predominante.

1.3. SISTEMAS MULTICOMPONENTES

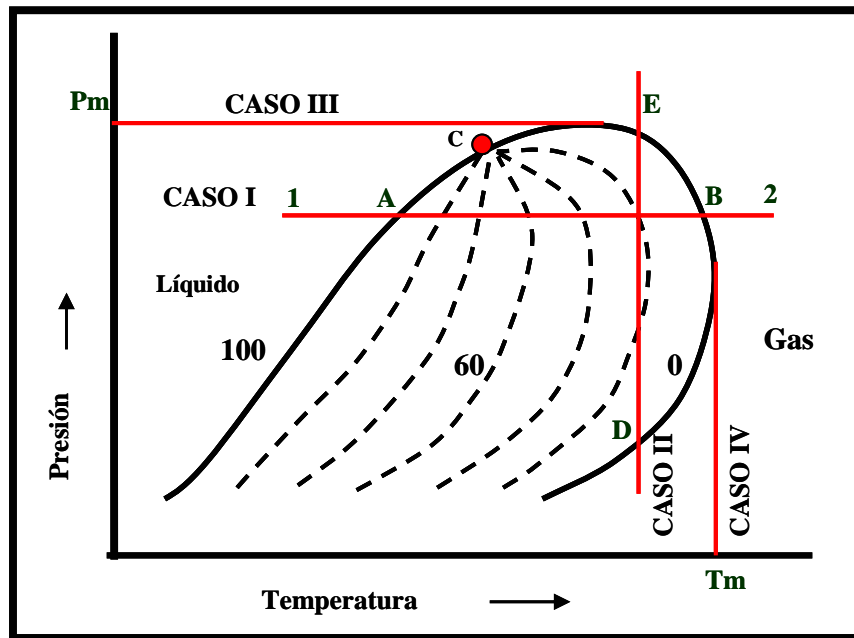
Los sistemas de hidrocarburos que se presentan naturalmente en un yacimiento de petróleo y gas, están compuestos de una gran variedad de componentes, que incluyen no solo hidrocarburos de la serie parafínica, sino muchos otros componentes de otras series. El comportamiento de estos sistemas en la región de vapor-líquido, es muy similar a los sistemas binarios. Por supuesto, los diagramas bidimensionales, de presión -composición y temperatura - composición, ya no se aplican en estos casos.

El comportamiento de fases de sistemas multicomponentes de hidrocarburos depende de la composición y de las propiedades de los componentes individuales. Las características de los diagramas P-V y P-T, son similares a los sistemas de dos componentes.

En la figura 4 se ilustra un diagrama P-T, para una mezcla hipotética de hidrocarburos. Tal como en un sistema binario, la región de dos fases está

encerrada por una curva envolvente, formada por la curva de los puntos de burbujeo y la curva de los puntos de rocío, unidas en el punto crítico, C.

Figura 4. Diagrama P – T para un sistema multicomponente de hidrocarburos.



Considerando líneas a iguales presiones (isobáricas) o a iguales temperaturas (isotérmicas) que cruzan el diagrama, como la línea isobárica del CASO I (Esta línea ilustra vaporización o condensación a presión constante), que cruza la curva de puntos de burbuja en A y la curva de puntos de rocío en B, se puede analizar mejor el comportamiento de la mezcla cuando es sometida a diversas condiciones de operación.

Entre 1 y A la mezcla no cambia de estado, solo la densidad disminuye al aumentar la temperatura. En A comienza la vaporización y al aumentar la temperatura, el porcentaje de líquido en la mezcla disminuye y el vapor aumenta hasta llegar a B en el límite de la envolvente a partir del cual todo el sistema es vapor. Entre B y 2 el vapor se sobrecalienta. Si se considera el sentido inverso,

entre los puntos 2 y B el vapor no cambia de estado y permanece homogéneo excepto que la densidad aumenta al disminuir la temperatura. En B comienza la condensación, a medida que disminuye la temperatura, aumenta la condensación hasta llegar a A, donde el sistema es todo líquido.

El CASO II, entre los puntos D y E corresponde a una línea isotérmica, y su comportamiento ya fue mencionado en el literal correspondiente a sistemas de dos componentes. Es un ejemplo de vaporización o condensación a temperatura constante.

Otra característica de los diagramas P-T de mezclas, consiste en que la curva envolvente de la región de dos fases, presenta valores máximos de presión y temperatura no coincidentes con el punto crítico. En la figura 4, la presión máxima ocurre en P_m (CASO III) y la temperatura máxima ocurre en T_m (CASO IV), y reciben el nombre de cricondenbárico y cricondentérmico respectivamente, abreviación de “critical condensation pressure” (presión de condensación crítica), y “critical condensation temperature” (temperatura de condensación crítica).

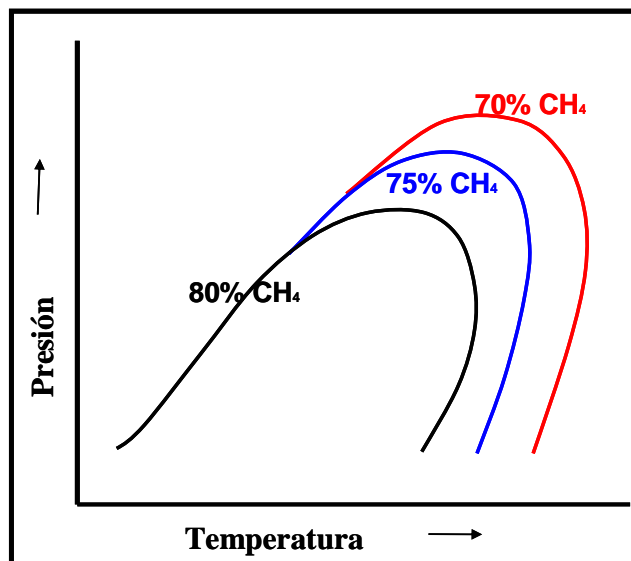
1.3.1. Efecto de la composición sobre la envolvente de fases.

Un fluido hidrocarburo del tipo gas natural generalmente está compuesto de componentes volátiles (metano, etano, propano, nitrógeno, dióxido de carbono, etc.), y de hidrocarburos más pesados de baja volatilidad, como pentano, hexano, heptano, octano y demás. Cuando una mezcla de gas natural es enfriada, cada componente comenzará a precipitar a medida que alcance su respectivo punto de saturación. Los hidrocarburos pesados serán los primeros en condensar, generalmente en cantidades pequeñas ya que ellos son normalmente los componentes “traza” en la mezcla.

Los diagramas P - T varían en la forma y la posición del punto crítico, dependiendo de la composición de la mezcla, particularmente del contenido de volátiles. Para sistemas con alto contenido de éstos, la temperatura crítica del sistema se acerca más a la temperatura crítica del componente más liviano.

En la figura 5 se muestran tres envolventes de fases para tres composiciones diferentes respecto a la proporción de metano, indicando esquemáticamente la influencia de la composición sobre la envolvente de fases

Figura 5. Efecto de la composición en las envolventes de fase.



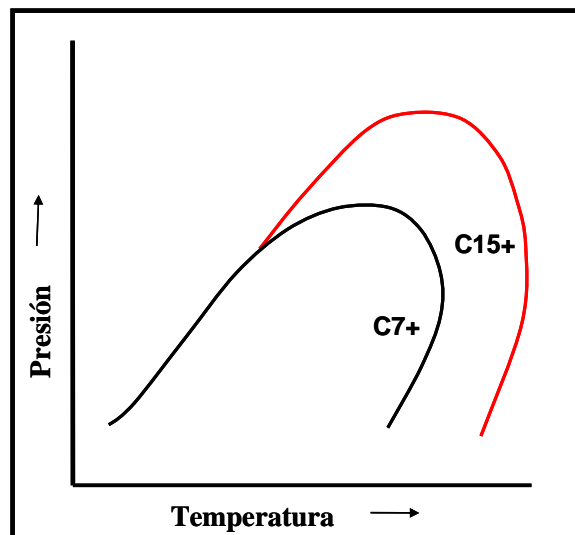
1.3.2. Efecto de la caracterización de las fracciones pesadas

Mientras los constituyentes más livianos de los fluidos hidrocarburos son componentes individuales bien definidos, las fracciones de hidrocarburos más pesados son mezclas de diferentes componentes que con frecuencia son agrupados e identificados como la fracción pesada.

El análisis y/o caracterización de la fracción pesada tiene un significativo efecto sobre la forma de la envolvente de fases. Para gases naturales la caracterización de esta fracción tiene un gran efecto sobre la línea de punto de rocío, aunque el mismo no es tan considerable sobre las líneas de calidad. En la figura 6 se ilustra esquemáticamente esta afirmación, al comparar dos curvas generadas con agrupaciones diferentes para la fracción pesada, una con caracterización hasta la fracción C7+ y otra hasta la fracción C15+.

Se debe tener en cuenta que si el comportamiento de fases tiene un considerable efecto sobre el proceso por el cual se requiere dicha evaluación, lo más recomendable técnicamente aunque más costoso también, es realizar un análisis lo más extendido posible (por lo general entre C12+ y C15+), usando técnicas especiales para la cromatografía del gas. Dicha recomendación obedece al hecho de que el no contar con información más exacta a la hora de definir parámetros operacionales por ejemplo, puede repercutir en costos económicos, de seguridad y lo que es aun mas grave de confiabilidad, excesivamente mayores.

Figura 6. Efecto de la caracterización de la fracción pesada.

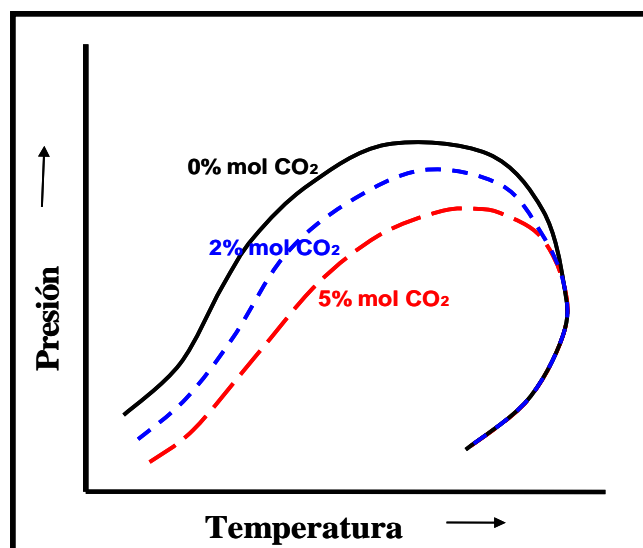


Sólo después de una adecuada caracterización de los componentes de la mezcla se puede esperar que la envolvente de fases generada sea confiable, pues sobre ella recae la mayor responsabilidad en el momento de definir las condiciones operacionales de los diferentes equipos y/o procesos industriales.

1.3.3. Efecto de impurezas (componentes no hidrocarburos)

Por lo general las mezclas hidrocarburos incluyen pequeñas cantidades de componentes no hidrocarburos, que se convierten en impurezas de la mezcla. Entre las más comunes se encuentra el agua, el dióxido de carbono, el sulfuro de hidrógeno y el nitrógeno. Como el agua tiene una baja presión de vapor y es prácticamente inmisible en la mezcla, su efecto no suele ser significativo sobre la forma de la envolvente, exceptuando los casos de altas temperaturas y bajas presiones. En el caso del dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno, el efecto suele ser apreciable, puesto que ambos componentes hacen que la cricondenbárica baje su valor, tal y como se puede observar en la figura 7.

Figura 7. Efecto del contenido de CO₂ en la envolvente de fase.



Fuente: Garzón, Edgar & Herrera, Ronald. Tesis de grado¹¹.

2. ECUACIONES DE ESTADO

Las ecuaciones de estado (EOS) son expresiones analíticas que permiten establecer las relaciones matemáticas entre las variables presión, volumen y temperatura, así como el cálculo de todas las propiedades termodinámicas de un sistema de hidrocarburos; por esta razón han sido utilizadas para reproducir el equilibrio líquido - vapor y el comportamiento volumétrico tanto de sustancias puras como de mezclas.

Originalmente fueron usadas sólo para componentes puros, pero con el paso del tiempo y las mejoras realizadas han pasado a ser aplicadas en el cálculo del equilibrio de fases en mezclas no polares y polares. Entre las ventajas del uso de ecuaciones de estado para el cálculo de equilibrio de fases están:

- Pueden ser utilizadas en rangos amplios de temperatura y presión.
- Aplicables a mezclas de componentes diversos (asimetría), desde gases muy ligeros a líquidos pesados.
- Modelar equilibrios líquido - vapor, líquido - líquido, fluidos supercríticos, etc. sin ninguna dificultad conceptual.

Uno de los interrogantes más frecuentes en la industria de los hidrocarburos, está relacionado con cual ecuación de estado debería ser seleccionada para la predicción del equilibrio de fases en un estudio en particular.

Normalmente los fluidos provenientes de yacimientos de petróleo y gas natural son modelados con las ecuaciones de estado de Peng- Robinson ó SRK; sin

embargo, alrededor del mundo no existe un consenso respecto a cual de ellas usar. En el Mar del Norte la de mayor aceptación es la SRK, mientras en América predomina el uso de la Peng- Robinson.

La metodología de este capítulo tiene como objetivo definir la EOS con la que se modelará el comportamiento de fases en el estudio práctico. Inicialmente se hace un breve resumen de la evolución de las ecuaciones de estado hasta la fecha, haciendo énfasis en las diferentes ventajas y desventajas de aplicar una u otra relación. En el siguiente ítem se procede a realizar la selección de la EOS, a partir de las recomendaciones encontradas en estudios técnicos previos y las del software a emplearse en la simulación. Posteriormente se muestra el desarrollo de la EOS seleccionada en toda su extensión, y se finaliza el capítulo analizando su capacidad predictiva.

2.1. EVOLUCIÓN DE LAS ECUACIONES DE ESTADO.

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

La EOS de Van Der Waals es la ecuación de estado cúbica más simple para realizar cálculos de equilibrio de fases fluidas. Ésta y sus modificaciones se pueden considerar como la suma de dos términos: “*término repulsivo + término atractivo*”, que representan las contribuciones de las interacciones intermoleculares repulsivas y atractivas respectivamente.

La presión (P) esta relacionada a la temperatura (T), constante del gas ideal (R) y volumen (V):

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V^2} \quad (1)$$

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

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

$$b = \frac{RT_c}{8P_c} \quad (3)$$

Van Konynenburg y Scott demostraron en forma exitosa que con la EOS de Van Der Waals era posible reproducir en forma CUALITATIVA la mayoría de los equilibrios exhibidos por las mezclas binarias, pero que rara vez los cálculos eran lo suficientemente exactos para el cálculo CUANTITATIVO de equilibrios de fase y propiedades críticas.

El error cuantitativo se evidencia al comparar que el factor de compresibilidad crítica de todos los fluidos incluyendo componentes puros y mezclas binarias por la EOS de Van Der Waals es 0.375, mientras los valores reales para diferentes hidrocarburos varia de 0.24 a 0.29.

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

Tabla 1. Algunas modificaciones de la EOS de Van Der Waals.

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

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

$$a = 0.4278 \frac{R^2 T_c^{2.5}}{P} \quad (4)$$

$$b = 0.0867 \frac{RT_c}{P_c} \quad (5)$$

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

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

$$a(T) = 0.4274 \left(\frac{R^2 T_c^2}{P_c} \right) \left(1 + m \left[1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^{0.5} \right] \right)^2 \quad (6)$$

$$m = 0.480 + 1.57\omega - 0.176\omega^2 \quad (7)$$

$$b = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (8)$$

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

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

$$a(T) = 0.45724 \left(\frac{R^2 T_c^2}{P_c} \right) \left(1 + k \left[1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^{0.5} \right] \right)^2 \quad (9)$$

$$k = 0.37464 + 1.5422\omega - 0.26922\omega^2 \quad (10)$$

$$b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (11)$$

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

Posteriormente presentaron una modificación a su ecuación original, reemplazando la ecuación (10) por una forma cúbica,

$$k = 0.379642 + 1.48503\omega - 0.164423\omega^2 + 0.016666\omega^3 \quad (12)$$

Para factores acéntricos (ω) menores de 0.45 la ecuación (12) se reduce a la ecuación (10), pero se mejora la predicción del equilibrio líquido - vapor para componentes con factor acéntrico mayores a 0.45. Por ejemplo, los fluidos de los yacimientos del Piedemonte Llanero Colombiano han sido simulados satisfactoriamente con esta modificación.

Una modificación posterior de la EOS de Peng - Robinson que ha sido bien aceptada, es la denominada PRSV (Peng - Robinson - Stryjek - Vera). Stryjek y Vera propusieron una funcionalidad de la temperatura modificada con el fin de extender su rango de aplicabilidad a componentes polares (por ejemplo: *agua*, *glicoles*, refrigerantes, etc.). La ecuación de estado PRSV toma como base los siguientes factores:

$$a(T) = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \left(k + k_i \left[1 + \left(\frac{T}{T_c} \right)^{0.5} \right] \left(0.7 - \frac{T}{T_c} \right) \right) \quad (13)$$

$$k = 0.378893 + 1.4897153\omega - 0.17131848\omega^2 + 0.0196554\omega^3 \quad (14)$$

$$b = 0.0778 \frac{RT_c}{P_c} \quad (15)$$

La PRSV puede manipular los mismos sistemas que la Peng - Robinson con equivalente, o mejor exactitud, teniendo a su favor el hecho de ser más adecuada para manipular sistemas moderadamente no ideales. Otra ventaja de la PRSV es que no solo tiene el potencial para predecir con mayor exactitud el comportamiento de fases de sistemas hidrocarburos, particularmente para sistemas compuestos con componentes asimétricos, sino que puede ser extendida para manipular sistemas no ideales con exactitudes que compiten con los modelos de coeficientes de actividad tradicionales. Las únicas desventajas son un tiempo de cómputo ligeramente superior y el parámetro de interacción adicional requerido.

La ecuación de estado de Peng- Robinson (y PRSV) tiene un rango de aplicabilidad mayor en cuanto a condiciones de temperatura, presión y no idealidad que la SRK.

Otra ecuación, pero no cúbica, que ha sido usada en la industria del gas natural es la BWR (Benedict - Webb - Rubin) y sus modificaciones, las cuales son ecuaciones de estado multiparámetro,

$$Z = 1 + \left(\frac{B_0 RT - A_0 - C_0 / T^2}{RTV} \right) + \left(\frac{bRT - a}{RTV^2} \right) + \frac{\alpha a}{RTV^5} + \left(\frac{c}{RT^3 V^2} \right) \left(1 + \frac{\gamma}{V^2} \right) \exp \left(-\frac{\gamma}{V^2} \right) \quad (16)$$

donde $A_0, B_0, C_0, a, b, c, \alpha, \gamma$ son parámetros ajustables.

Este tipo de ecuación puede tratar con componentes supercríticos y es capaz de trabajar en la región crítica. Sin embargo presenta tres desventajas importantes:

- Los parámetros de cada componente deben ser determinados en forma separada, ajustando una gran cantidad de datos PVT y de equilibrio líquido vapor. Esto se debe a su baja capacidad predictiva.
- El gran número de parámetros ajustables hace difícil su extensión a mezclas. No es claro cómo deben ser las reglas de mezclado para cada parámetro.
- Su complejidad analítica conlleva a un tiempo de cómputo relativamente largo.

Aunque actualmente, gracias a los avances en la computación, la tercera desventaja ha perdido su significado, las dos primeras aún permanecen.

2.2. SELECCIÓN Y AJUSTE DE LA EOS PARA EL MODELAMIENTO DE GAS NATURAL

2.2.1. Metodología para selección y ajuste de la EOS.

Aunque se considera que cualquiera de las EOS: Peng - Robinson, SRK (ó PRSV) puede ser usada para el modelamiento de los gases naturales colombianos, el seguir una metodología concreta para su selección garantiza mejores predicciones de la EOS escogida. En síntesis la metodología a seguir sería:

1. Hacer **medición directa de Dew Points simultáneamente** con un análisis cromatográfico extendido. Esto debe realizarse siguiendo procedimientos Standard (normativos).

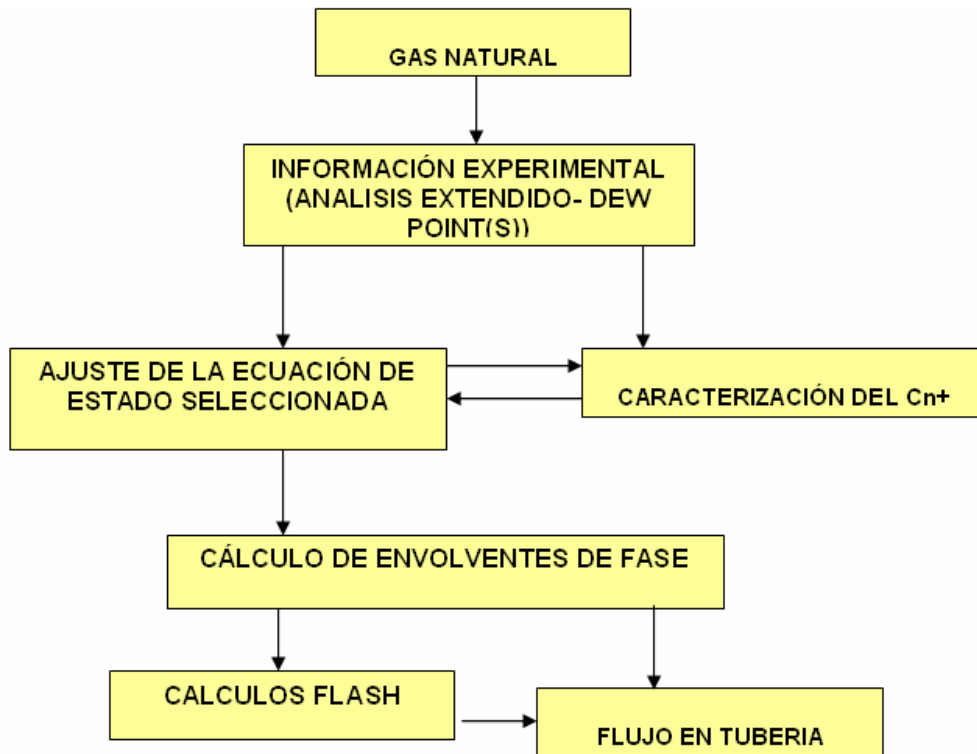
2. Calcular la envolvente de fases PREDICHA (sin ajustar) por cada una de las EOS de interés.
3. Analizar cuál de los EOS tomadas para estudio predice los Dew Points más cercanos a los Dew Points medidos y escogerla como la EOS a utilizar.
4. Ajustar los parámetros empíricos de la EOS escogida, de tal forma que a la composición global del gas, ajuste lo mejor posible los Dew Points medidos (mínimo un Dew Point).
5. Calcular la envolvente de fases con el fin de analizar el comportamiento de la envolvente.
6. Después de tener la EOS bien ajustada, se pueden realizar con menos incertidumbre los cálculos tipo flash y de flujo en tubería, si son requeridos.

Normalmente, mientras más capacidad predictiva tenga una EOS, es más factible que el ajuste de los parámetros empíricos a los Dew Points medidos, sea más preciso y más fácil. La EOS así escogida tiene una mayor posibilidad de representar adecuadamente el fluido bajo condiciones de temperatura y presión diferentes a las utilizadas durante el proceso de ajuste.

En la Figura 8 se muestra un esquema simplificado de los principales pasos para realizar cálculos más exactos con una EOS.

El ítem relacionado con la caracterización de la fracción pesada (C_{n+}), se refiere a que es posible que se desee extender la fracción C_{n+} para “mejorar” la exactitud de los cálculos (fraccionamiento) y/o reducir los números de componentes (agrupamiento) con el fin de disminuir el tiempo de cómputo.

Figura 8. Esquema simplificado para realizar cálculos consistentes con una EOS.



Al realizar un procedimiento de este tipo hay que tener siempre presente, que ya sea que se fraccione, se agrupe o no se haga, el fluido resultante debe reflejar el comportamiento del fluido original, según los datos experimentales reportados (por ejemplo, Dew Points). Se asume obviamente que los datos experimentales son de buena calidad.

En vista de que los modelos termodinámicos (ejemplo, las EOS) son limitados y hay incertidumbres relacionadas con la caracterización de la fracción pesada, es necesario que después de caracterizar se realice nuevamente el ajuste de los parámetros empíricos de la EOS seleccionada.

2.2.2. Recomendaciones a partir de estudios técnicos

Cuando se trata de seleccionar una ecuación de estado para modelar el comportamiento de fases en corrientes de gas natural, se debe tener en cuenta como factor determinante el hecho de que el punto de rocío de hidrocarburos constituye uno de los parámetros de control en el cumplimiento regulatorio y contractual de las especificaciones de calidad del gas natural, y por tal motivo, la forma de determinar esta propiedad termodinámica con menor grado de incertidumbre puede definir la mejor opción. En ese sentido, una serie de investigaciones técnicas realizadas por instituciones y personal especializado, han presentado finalmente a la ecuación de estado de Peng-Robinson como la más adecuada para el modelamiento de gases naturales^{1,29,39,42,45,46}.

Las investigaciones han demostrado que la condensación de los componentes menos livianos en las tuberías que transportan gas natural por definición seco, es un fenómeno de común ocurrencia, llegando a variar entre 0% y 15% en volumen, contribuyendo significativamente a la caída de presión en el gasoducto; se considera que este fenómeno se debe principalmente a la naturaleza multicomponente de los gases (hidrocarburos) al ser sometidos a variaciones de temperatura y presión.

La naturaleza multicomponente del gas natural y las variaciones de las condiciones registradas a lo largo de los gasoductos, proveen los ingredientes básicos para que el comportamiento termodinámico de fases en el gas natural exhiba condensación retrógrada, responsable principal de la formación de condensado en la tubería. Por esta razón en particular, se debe utilizar una aproximación composicional en el modelamiento de estos sistemas.

Adewuni, & Mucharan, son algunos de los investigadores que mas han trabajado en este campo; entre otros estudios, realizaron la implementación de la ecuación

de estado de Peng-Robinson modificada en 1984 por *Jhaveri-Youngrens*, para mejorar la predicción de la densidad de líquido y obtener los mejores resultados en las rutinas de comportamiento de fases usadas en un estudio de modelamiento de flujo multifásico². Anteriormente, habían demostrado que usando la ecuación de estado de Peng-Robinson (1976) para el modelamiento de ambas fases, se podía evaluar adecuada y sencillamente su comportamiento, así como determinar de forma rápida y confiable las propiedades de las mismas¹. Como síntesis de su trabajo, concluyen que es necesario el uso de un modelo de comportamiento de fases, siempre que no se cuente con información específica del punto en el cual se forma exactamente el condensado y la cantidad de éste²⁹.

Marcelo Zabaloy y Juan Vera, realizaron un análisis comparativo entre las formas básicas de las ecuaciones de estado de Peng-Robinson, Van Der Waals, y Redlich-Kwong; concluyeron finalmente que la forma en que está diseñada la EOS de Peng-Robinson ofrece mejores resultados para el equilibrio Vapor - Líquido, siendo claramente superior a las demás ecuaciones utilizadas durante su estudio⁴⁵.

Chorng Twu, John Coon, & David Bluck, consideran a las ecuaciones de estado de Peng-Robinson (PR) y Soave-Redlich-Kwong (SRK) como las de mayor aplicación en las industrias de la refinera y del gas natural para la predicción del equilibrio Vapor-Líquido en sistemas que contengan componentes no polares. En su estudio, referenciado como “*A comparison of the Peng-Robinson and Soave-Redlich-Kwong Equations of State Using a New Zero-Pressure-Based Mixing Rule for Prediction of High Pressure and High Temperature Phase Equilibrium*”, se compara el comportamiento de las dos ecuaciones en la predicción del equilibrio de fases para mezclas no-ideales. Concluyen que examinando la exactitud en la reproducción de los coeficientes de actividad, se puede observar que tanto la ecuación de PR como SRK producen resultados casi idénticos para todas las

reglas de mezcla. Sin embargo, evaluar mediante la PR es un proceso más sencillo y rápido⁴².

Zoltán Nagy & Arkadiyl. Shirkovskly, con base en la simplicidad y los datos obtenidos de un gran número de pruebas y análisis comparativos, consideran a la ecuación de estado de Peng-Robinson como la más adecuada para el modelamiento de la condensación de Gases Naturales⁴⁶. Usando las experiencias obtenidas por la aplicación del programa Peng-Robinson - AGA, desarrollaron un módulo para el cálculo del equilibrio de fases y las propiedades termodinámicas de sistemas de fluidos hidrocarburos.

2.2.3. Uso de software comercial.

Cuando se utiliza un software comercial, por lo general en el soporte técnico del mismo viene alguna discusión relacionada con el rango de aplicación de los modelos allí disponibles. Por ejemplo, en el soporte del software a emplear durante la simulación de este estudio, se expresa en forma explícita que “para aceite, gas y aplicaciones petroquímicas, la EOS Peng- Robinson (PR) es generalmente el paquete de propiedades más recomendado”, y más adelante expresan que los mejoramientos realizados por esta empresa “*le permiten [a esta EOS] ser exacta para una variedad de sistemas sobre un rango amplio de condiciones*”...”nuestra alta recomendación de la ecuación de estado de PR se debe principalmente a la atención dada a ésta. Aunque la ecuación Soave - Redlich - Kwong también producirá resultados comparables a la PR en muchos casos, se ha encontrado que su rango de aplicación [temperatura y presión] está limitado en forma significativa y no es tan creíble para sistemas no ideales. Por ejemplo, no debería ser usada para sistemas con CH₃OH ó Glicoles”.

La información presente en los manuales de un software comercial debe ser analizada con cuidado. Es posible contactar a la casa matriz con el fin de obtener

mayor información relacionada con los modelos disponibles en el software, especialmente, cuando la empresa dueña de sus derechos ha desarrollado su propia investigación y obtenido o mejorado algunos modelos.

2.3. ECUACIÓN DE ESTADO DE PENG-ROBINSON

2.3.1. Generalidades

Esta ecuación fue presentada en el año de 1976 según trabajo desarrollado por Ding -Yu Peng y Donald Robinson. Está basada en la forma general propuesta por Van Der Waals para ecuaciones cúbicas de estado biparamétricas. Dichos parámetros son involucrados en la ecuación para representar más acertadamente el comportamiento real de los gases teniendo en cuenta tanto el efecto de atracción entre moléculas, - *parámetro a* -, como su tamaño, - *parámetro b* - que toman importancia a bajas y altas presiones respectivamente.

2.3.2. Expresión para sustancias puras.

Las ecuaciones de estado expresan tradicionalmente la presión como la suma de dos términos, que representan la repulsión y la atracción entre moléculas:

$$P = P_r + P_a \quad (17)$$

En el caso de la EOS de Peng-Robinson la expresión es:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{v(v + b) + b(v - b)} \quad (18)$$

Esta ecuación en términos del factor de compresibilidad Z , toma la forma de un polinomio cúbico:

$$Z^3 - (1 - B) \cdot Z^2 + (A - 3B^2 - 2B) \cdot Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (19)$$

Donde

$$A = \frac{a(T) \cdot P}{R^2 T^2} \quad (20)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (21)$$

$$Z = \frac{Pv}{RT} \quad (22)$$

Al aplicar la ecuación 18 en el punto crítico se obtienen las expresiones para los parámetros $a(T_c)$ y $b(T_c)$ y Z_c .

$$a(T_c) = \Omega_a \frac{R^2 T_c^2}{P_c^2} \quad (23)$$

$$b(T_c) = \Omega_b \frac{RT_c}{P_c} \quad (24)$$

$$Z_c = 0.307 \quad (25)$$

Los valores correspondientes a las constantes Ω_a y Ω_b son:

$$\Omega_a = 0.45724 \quad (26)$$

$$\Omega_b = 0.07780 \quad (27)$$

A temperaturas distintas a la crítica las expresiones utilizadas son:

$$a(T) = a(T_c) \cdot \alpha(T_r, \omega) \quad (28)$$

$$b(T) = b(T_c) \quad (29)$$

La función $\alpha(T_r, \omega)$, es adimensional e igual a uno a la temperatura crítica. Su expresión se obtuvo a partir de los valores α que satisfacen al mismo tiempo la ecuación 19 - cúbica de Z -, y la condición termodinámica de equilibrio, - fugacidad del líquido igual a la fugacidad del vapor -, reproduciendo los valores de presiones de vapor reportados a varias temperaturas en la literatura. Para todas las sustancias analizadas se observó una relación entre α y T_r que puede ser linealizada de la siguiente forma:

$$\alpha^{1/2}(T_r, \omega) = 1 + m(1 - T_r^{1/2}) \quad (30)$$

Siendo m una constante propia de cada sustancia pura correlacionada con el factor acéntrico:

$$m = 0.37464 + 154226 \omega - 0.26992 \omega^2 \quad (31)$$

La expresión para la fugacidad de una sustancia pura, utilizando la EDE de Peng-Robinson es:

$$\ln \frac{f}{P} = Z - 1 - \ln(Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \ln \left(\frac{Z + 2.414B}{Z - 0.414B} \right) \quad (32)$$

2.3.3. Expresión para mezclas.

Las expresiones anteriores son apropiadas para utilizar la EOS con una sustancia pura, sin embargo para trabajar con mezclas, se deben tener en cuenta las

propiedades de cada uno de los componentes presentes y obtener un promedio de ellas. Esto se hace mediante la aplicación de sencillas reglas de mezcla.

Se redefinen para este caso las expresiones de los términos a y b quedando de la siguiente forma:

$$a_m = \sum_i \sum_j \chi_i \chi_j a_{ij} \quad (33)$$

$$b_m = \sum_i \chi_i b_i \quad (34)$$

$$a_{ij} = (1 - \delta_{ij}) \cdot a_i^{1/2} \cdot a_j^{1/2} \quad (35)$$

Donde el subíndice m hace referencia a la mezcla, los subíndices i y j representan todos los componentes presentes, y δ_{ij} es el coeficiente de interacción binaria entre dos de ellos.

La expresión que representa la fugacidad de un componente en una mezcla está dada por:

$$\ln \frac{f_i}{\chi_i P} = \frac{b_i}{b_m} (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2} B} \cdot \left(\frac{\sum_j \chi_j a_{ji}}{a_m} - \frac{b_i}{b_m} \right) \cdot \ln \left(\frac{Z + 2.414 B}{Z - 0.414 B} \right) \quad (36)$$

2.3.4. Modificaciones a la EOS de Peng – Robinson.

Por ser una de las EOS más utilizadas en la industria para efectuar cálculos composicionales aplicados a mezclas de hidrocarburos, esta ecuación ha sido objeto de diversas modificaciones que pretenden mejorar su capacidad predictiva.

2.3.4.1. Modificación de Twu-Coon-Cunningham. Estos autores presentan una modificación del término $\alpha(T_r, \omega)$, apartándose de la forma tradicional como se ha determinado y plantean una nueva forma para obtenerlo utilizando el principio de los estados correspondientes. Esta modificación mejora las predicciones de las presiones de vapor disminuyendo el error en una alta proporción. La expresión propuesta para α es:

$$\alpha = \alpha^{(0)} + \omega (\alpha^{(1)} - \alpha^{(0)}) \quad (37)$$

$$\alpha^{(0)} = T_r^{-0.171813} \text{Exp}(0.125283(1 - T_r^{1.77634})) \quad (38)$$

$$\alpha^{(1)} = T_r^{-0.607352} \text{Exp}(0.511614(1 - T_r^{2.20517})) \quad (39)$$

Donde $\alpha^{(0)}$ y $\alpha^{(1)}$ representan el valor de la función alfa extrapolado a sustancias puras con factores acéntricos de cero y uno respectivamente, los cuales son funciones únicamente de la temperatura reducida. Esto lleva a que la expresión de $\alpha(T_r, \omega)$ sea lineal en el factor acéntrico.

2.3.4.2 Modificación de Stryjek-Vera. La variación propuesta por estos autores es sobre la forma de cómo calcular el término m dependiente del factor acéntrico y necesario para el cálculo de α . En vez de utilizar un polinomio de segundo grado utilizan uno de tercer grado, que presenta resultados similares a la anterior pero mejora las predicciones de presión de vapor en un rango de temperaturas reducidas de 0.7 a 1.0. La expresión es:

$$m = 0.378893 + 1.4897153 \omega - 0.171318448 \omega^2 + 0.0196554 \omega^3 \quad (40)$$

2.4. CAPACIDAD PREDICTIVA DE LA EOS DE PENG-ROBINSON

Numerosos autores han trabajado con la EOS de Peng - Robinson por su sencillez y los buenos resultados que arroja, especialmente en el cálculo de propiedades para la fase gaseosa. Sin embargo, se ha determinado igualmente que esta EOS en su forma original no presenta buenos resultados al predecir propiedades de la fase líquida, como la densidad a la presión de saturación, la gravedad específica, la relación gas-aceite *GOR* o el factor volumétrico B_o .

En sistemas de gas y condensado y especialmente cerca del punto crítico, las predicciones frecuentemente llevan a encontrar un punto de burbuja en vez de un punto de rocío, o predicen mayor porcentaje del líquido condensado que el real.

Estas deficiencias pueden ser disminuidas realizando una mejor caracterización de los fluidos, hallando los coeficientes de interacción binaria apropiados o aplicando procedimientos de regresión múltiple de parámetros.

2.4.1. Coeficientes de interacción binaria.

Cuando se trata de representar el comportamiento de una mezcla mediante una EOS, se emplea en el cálculo del parámetro a_m , un término empírico denominado coeficiente de interacción binaria (CIB) que representa la atracción molecular entre los componentes livianos y pesados de la mezcla.

Acerca de la naturaleza de los CIB se ha establecido en estudios previos que:

- Representan la acción de las fuerzas polares entre dos componentes.
- Compensan la no esfericidad de los hidrocarburos pesados en la mezcla.
- Aumentan a medida que crece la diferencia entre pesos moleculares.
- Son dependientes de la composición.

- Son dependientes de la temperatura aunque en menor grado.
- Es importante emplear todas las parejas especialmente cuando se trabaja con fluidos cercanos al punto crítico.

Se ha evidenciado la importancia de hacer una buena elección de estos coeficientes para cada par de componentes con miras a obtener una predicción acorde con los datos experimentales. Por lo general, el conjunto de CIB apropiado se escoge como aquel que permita reproducir la presión de saturación del fluido con la mayor exactitud posible. Además se ha demostrado que tal vez el CIB más importante es el existente entre el metano y la fracción pesada. Katz y Firoozabadi presentaron una correlación para estimarlo a partir de la densidad de la fracción pesada a 60 °F.

$$\delta_{C1-Cn+} = 0.1275 \rho_{Cn+} - 0.0579 \quad (41)$$

2.4.1.1. Esquema de Pedersen. Una forma sencilla para calcular los CIB basada en las diferencias existentes entre los pesos moleculares de los componentes es:

- Para $Mw_i > Mw_j$ se utiliza

$$\delta_{i-j} = 0.00145 \frac{Mw_i}{Mw_j} \quad (42)$$

- Para $Mw_i < Mw_j$ se utiliza

$$\delta_{i-j} = 0.00145 \frac{Mw_j}{Mw_i} \quad (43)$$

2.4.1.2 Esquema de Slot-Petersen. Este método para estimar los CIB se fundamenta en las diferencias relativas entre los pesos moleculares de los componentes presentes en la mezcla. Además, todos los coeficientes están sujetos en forma proporcional al valor del coeficiente entre el metano y la fracción pesada δ_{C1-Cn+} .

Los pasos para calcular los CIB entre parejas de hidrocarburos son los siguientes:

- Adoptar un valor para el δ_{C1-Cn+}
- Calcular los CIB entre los demás componentes (C2, C3, ..., Cn-1) y la fracción pesada mediante la expresión 44, donde k es el número de átomos de carbono del componente.

$$\delta_{Ck-Cn+} = r \delta_{C(k-1)-Cn+} \quad (44)$$

- Calcular los demás CIB utilizando la siguiente relación:

$$\delta_{i-j} = \delta_{i-Cn+} \cdot \frac{(Mw_j)^n - (Mw_i)^n}{(Mw_{Cn+})^n - (Mw_i)^n} \quad (45)$$

Los valores de r y n son escogidos de tal forma que permitan reproducir la presión de saturación. El factor r puede variar entre cero y uno mientras el exponente n entre uno y diez.

2.4.1.3 Esquema de Chueh-Prausnitz. Este método a diferencia del anterior está basado en las diferencias existentes entre los volúmenes críticos de los componentes presentes en la mezcla.

La expresión que se propone para calcular los coeficientes entre parejas de componentes hidrocarburos es:

$$\delta_{i-j} = A \left[1 - \left(\frac{2(Vc_i - Vc_j)^{1/6}}{Vc_i^{1/3} - Vc_j^{1/3}} \right)^B \right] \quad (46)$$

Los valores de A y B se escogen para reproducir de la mejor forma el comportamiento real, y los autores sugieren los siguientes valores: para el factor A de 0.15 a 0.25 y el exponente B puede tomarse inicialmente como 6 pero se puede modificar.

2.4.1.4 Correlación de Varotsis. Este autor propone una metodología donde los CIB son función de la presión, la temperatura y el factor acéntrico. El trabajo es desarrollado específicamente para aplicarlo con la EOS de Peng-Robinson especialmente con sistemas de gas y condensado. La expresión desarrollada es la siguiente:

$$\delta_{i-j} = \delta_2 Tr_j^2 + \delta_1 Tr_j + \delta_0 \quad (47)$$

donde Tr es la temperatura reducida y los términos δ_2 , δ_1 y δ_0 están en función del factor acéntrico.

Para parejas de hidrocarburos las correspondientes expresiones son:

$$\delta_2 = -0.4114 - 3.5072 \log \omega_j \quad (48)$$

$$\delta_1 = 0.48147 + 3.35342 \log \omega_j - 1.0783 (\log \omega_j)^2 \quad (49)$$

$$\delta_0 = -0.01664 - 0.37283 \log \omega_j + 1.31757 (\log \omega_j)^2 \quad (50)$$

En el mismo estudio se correlacionaron además los CIB entre las parejas nitrógeno - hidrocarburo y dióxido de carbono - hidrocarburo donde además de la expresión general (ecuación 47) se añade un factor de corrección por presión. En tales casos las expresiones son:

Para parejas N₂-Hidrocarburo

$$\delta_2 = 2.257079 + 7.869765 \log \omega_j + 13.50466 (\log \omega_j)^2 + 8.3864 (\log \omega_j)^3 \quad (51)$$

$$\delta_1 = -0.584474 + 1.328 \log \omega_j + 2.035767 (\log \omega_j)^2 \quad (52)$$

$$\delta_0 = 0.1751787 - 0.07043 \log \omega_j - 0.862066 (\log \omega_j)^2 \quad (53)$$

$$\delta'_{i-j} = \delta_{i-j} (1.04 - 4.2 \times 10^{-5} P) \quad (54)$$

Para parejas CO₂-Hidrocarburo

$$\delta_2 = 0.741843368 + 0.441775 \log \omega \quad (55)$$

$$\delta_1 = -0.94812 - 0.6009864 \log \omega \quad (56)$$

$$\delta_0 = 0.4025635 + 0.1748927 \log \omega \quad (57)$$

$$\delta'_{i-j} = \delta_{i-j} (1.044269 - 4.375 \times 10^{-5} P) \quad (58)$$

Por otra parte generalmente para parejas de no hidrocarburos y no hidrocarburo - hidrocarburo los CIB se han establecido prácticamente fijos para cada par de componentes, en la literatura existen varias tablas donde aparecen reportados y toman un valor diferente dependiendo del autor o de la fuente.

3. FLUJO DE GAS EN TUBERIAS.

El método más común para transportar fluidos de un punto a otro es impulsarlo a través de un sistema de tuberías. Las tuberías de sección circular son las más frecuentes, ya que ofrecen no solo mayor resistencia estructural sino también mayor sección transversal para un mismo perímetro exterior que cualquier otra forma de transporte.

Aquellos flujos donde las variaciones en densidad son insignificantes se denominan incompresibles; cuando las variaciones en densidad dentro de un flujo no se pueden despreciar, se llaman compresibles. Los flujos compresibles se presentan con frecuencia en las aplicaciones de ingeniería; precisamente, entre los ejemplos más comunes se puede contar las tuberías a alta presión para transportar gas.

Por lo general, ninguna tubería instalada se encuentra estrictamente en forma horizontal. Esta consideración implica simplemente que la longitud de la línea es mucho mayor que cualquier cambio de elevación. Si en algún punto de la línea se llega a condensar fluido y la energía de esta fracción de líquido es insuficiente para superar un declive de la línea (ascender), el líquido se quedará estancado en aquel declive. A medida que parte de la fracción de líquido asciende empujada por el gas, se generan pérdidas de presión extras que poco a poco van disminuyendo la capacidad de flujo de gas por la línea. Es por esta razón, que siempre se busca sostener la presión y la tasa de flujo lo suficientemente alta para mantener estas fracciones de líquido en constante movimiento.

3.1. REGIMENES DE FLUJO

Se ha determinado experimentalmente que existen dos tipos diferentes de flujo de fluidos en tuberías dependiendo de la velocidad de flujo. Si la velocidad de descarga o la velocidad media es baja, las láminas de fluido se desplazan en líneas rectas. A medida que se aumenta la velocidad o se incrementa el caudal, estas láminas continúan moviéndose en línea recta hasta que alcanzan una velocidad denominada como crítica, en la cual comienzan a ondularse y se rompen en forma brusca y difusa.

El tipo de flujo que ocurre a velocidades más bajas que la crítica es denominado régimen laminar y está caracterizado por el deslizamiento de capas concéntricas cilíndricas una sobre otra en forma ordenada. La velocidad máxima se localiza en el eje de la tubería y disminuye rápidamente hasta anularse en la pared de la misma.

A velocidades mayores que la crítica, el régimen es turbulento. En este hay un movimiento irregular e indeterminado de las partículas del fluido en las direcciones transversales a la dirección principal de flujo; la distribución de las velocidades es más uniforme a través del diámetro de la tubería que en el régimen laminar.

Los sistemas troncales de transporte de gas operan a alta presión y alto volumen de flujo, presentando regimenes de flujo entre parcial y totalmente turbulento.

La determinación exacta de la pérdida de presión de un fluido compresible que circula por una tubería requiere del conocimiento previo de la relación entre la presión y la densidad de los gases, puesto que ésta última varía considerablemente con la presión; por lo tanto, si la caída de presión entre dos puntos es grande, la densidad y la velocidad cambian de manera significativa. Como la presión a lo largo de la tubería disminuye, el volumen específico del gas

aumenta. A su vez, como la misma cantidad de gas cruza cada sección del tubo durante el mismo intervalo de tiempo, y el área de la sección del tubo es constante, la velocidad del flujo aumenta.

La fórmula general para esta clase de flujo se puede obtener por varios caminos, sin embargo, parte de las mismas asunciones: flujo continuo, isotérmico y no se ejerce trabajo sobre el fluido por medios externos. Cabe mencionar que en el momento de modelar las condiciones reales de flujo en un gasoducto, éstas no se asemejan completamente a las asunciones mencionadas, que es necesario realizar un ajuste empírico y matemático del modelo planteado inicialmente, y hacerle las correcciones necesarias.

3.1.1. Flujo Continuo

El flujo es continuo cuando la misma masa de gas pasa a través de cada sección del tubo en un intervalo de tiempo dado. Su presencia en una tubería en operación es rara; si no ocurre en la práctica real, es a causa de las pulsaciones, es decir, porque pequeñas fracciones de líquido en la tubería y variaciones en la entrada o salida del volumen de gas causan fluctuaciones de las condiciones de estado continuo. Las desviaciones de este comportamiento de flujo son la causa principal de las dificultades en el estudio y operación de gasoductos.

3.1.2. Flujo Isotérmico

Esta definición implica que la temperatura del gas permanece inalterada. El flujo puede ser considerado isotérmico a un promedio efectivo de temperatura, puesto que el calor de compresión es usualmente disipado dentro del terreno a lo largo de la tubería a unas pocas millas de la estación de compresión. Por otra parte, la temperatura del gas coincide con la de la tubería, y como las tuberías de gas natural usualmente se instalan enterradas, la temperatura del gas que fluye no se

afecta apreciablemente por cambios rápidos o bruscos de la temperatura atmosférica. Los cambios de temperatura del gas usualmente son estacionales y las observaciones simultáneas de temperatura en las secciones de entrada y salida del tramo de tubería son generalmente las mismas.

En este caso la densidad es función de la presión y la temperatura. El gas a través de la tubería se expande debido a la caída en presión y así su densidad tiende a disminuir. Si no se le añade calor, el gas puede enfriarse y su densidad tendería a aumentar. En la tubería, la caída de presión es gradual y hay suficiente área superficial entre el gas y el medio para adicionar calor al gas, en tal caso el comportamiento del gas puede ser considerado como expansión isotérmica.

En los casos en que la temperatura del gas es significativamente diferente del ambiente, la asunción de flujo isotérmico no es válida.

3.1.3. Flujo de gas en estado inestable

Hasta el momento la discusión sobre flujo de gas en tuberías se ha enfocado en flujo estable, sin embargo, es necesario considerar dos casos particulares en donde se presenta el estado inestable.

Tenemos flujo transitorio cuando existe una demanda por encima de la habitual, o cuando la tasa de flujo se lleva al máximo, y se le conoce como “picos de flujo”; en este caso la salida de flujo excede a la entrada, haciendo que la presión decline a través de toda la línea.

El otro caso se presenta cuando se cierra una válvula en una sección de la línea originando turbulencia. La energía cinética del fluido se convierte en energía interna cuando el fluido se detiene. Una ola u onda viaja a través de toda la línea pero en contracorriente al fluido que aún se encuentra moviéndose, sólo que

disminuyendo su velocidad. Cada sección se comporta de forma diferente, pero se puede decir que hasta que el fluido no para, la presión decrece en forma abrupta.

3.2. ECUACIONES DE FLUJO DE GAS EN TUBERÍAS

El flujo de fluidos en tuberías está siempre acompañado de rozamiento de las partículas del fluido entre sí y, consecuentemente de una pérdida de presión en el sentido del flujo.

A partir de la ecuación general de flujo para fluidos compresibles por tuberías, se determina como se afecta el dimensionamiento del sistema cuando se cambian los parámetros del fluido o los que actúan sobre la misma tubería.

La forma general de la ecuación de flujo de gas natural a través de tuberías es la siguiente:

$$Q_b = C_1 \left(\frac{T_b}{P_b} \sqrt{\frac{1}{f}} \right) \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - E}{GLTZ} \right]^{0.5} D^{2.5} \quad (59)$$

$$E = \frac{C_2 P_{avg} G (H_2 - H_1)}{ZT} \quad (60)$$

Donde:

- Q: Tasa de flujo, SCF/D
- f: Factor de fricción de Moody, adimensional
- T_b: Temperatura base, °R
- P_b: Presión base, psia

P_1 :	Presión de entrada, psia
P_2 :	Presión de salida, psia
P_{avg} :	Presión promedio, psia
G :	Gravedad específica
H_1 :	Punto de elevación a la entrada, pies
H_2 :	Punto de elevación a la salida, pies
Z :	Factor de compresibilidad
T :	Temperatura del gas, °R
L :	Longitud de la tubería, millas
C_1, C_2 ,	Constantes del sistema.

Esta ecuación asume que el flujo es estable a lo largo de la tubería, isotérmico y la compresibilidad del gas constante.

El factor de fricción de Moody normalmente se expresa en términos del “Factor de transmisión”, y refleja el grado de transmisibilidad del gas a través de la tubería.

$$\text{Factor de transmisión} = \sqrt{\frac{1}{f}} \quad (61)$$

Como ya se mencionó, el régimen de flujo del gas en tuberías normalmente es parcial o totalmente turbulento. Muchos investigadores han estudiado este tipo de flujo, y han planteado diferentes relaciones matemáticas para expresar su comportamiento. Sin embargo, la diferencia entre una u otra relación radica en la forma de definir el factor de transmisión, ya que todas se derivan de la misma ecuación general.

Tabla 2. Factores de transmisión en ecuaciones de flujo en tuberías.

ECUACION	FACTOR DE TRANSMISION $\sqrt{1/f}$
Tubería lisa	$4\log\left(\frac{Nre}{1.4126\sqrt{1/f}}\right)$
Tubería rugosa	$4\log\left(3.7\frac{D}{K}\right)$
Weymouth	$11.16 D^{0.167}$
Panhandle A	$6.9 Nre^{0.07305}$
Panhandle B	$16.5 Nre^{0.01961}$
AGA Parcialmente Turbulento	$4Df \log\left(\frac{Nre}{1.4126\sqrt{1/f}}\right)$
AGA Totalmente Turbulento	$4\log\left(3.7\frac{D}{Ke}\right)$

Donde,

N_{re} : Numero de Reynolds

D: Diámetro externo de la tubería, pulgadas

K_e : Rugosidad efectiva, 10^{-6} pulgadas

K: Rugosidad absoluta

3.2.1. Ecuación para Tubería Lisa.

La ecuación de Prandt-Van Karmen para tubería lisa establece que el factor de fricción solo depende del número de Reynolds, y se expresa como:

$$Q_b = 38.77 \frac{Tb}{Pb} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - E}{GLTZ} \right]^{0.5} 4 \log \left[\frac{Nre}{1.4 \sqrt{1/f}} \right] D^{2.5} \quad (62)$$

Esta ecuación es usada para flujo parcialmente turbulento, que es el caso de tuberías de distribución (gas domiciliario).

3.2.2. Ecuación para Tubería Rugosa.

La ecuación de Nikuradse para tubería rugosa establece que el factor de fricción es función únicamente del área seccional de flujo. Por lo tanto depende de la rugosidad relativa de la tubería (diámetro/rugosidad) y no de las propiedades del fluido o tasa de flujo. Esta ecuación es:

$$Q_b = 38.77 \frac{Tb}{Pb} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - E}{GLTZ} \right]^{0.5} \left[4 \log \frac{3.7D}{K} \right] D^{2.5} \quad (63)$$

Esta ecuación es ideal para flujo totalmente turbulento, como es el caso de los gasoductos. La rugosidad absoluta, K, debe ser definida en términos de la rugosidad efectiva antes de ser utilizada en esta ecuación. Si el gas es limpio y seco, normalmente la rugosidad absoluta es igual a la efectiva.

3.2.3. Ecuación de Weymouth.

El factor de fricción depende exclusivamente del diámetro.

$$Q_b = 432.7 \frac{Tb}{Pb} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - E}{GLTZ} \right]^{0.5} D^{2.667} \quad (64)$$

Se caracteriza por ser muy conservativa al compararse con las restantes ecuaciones usadas para dimensionamiento de los sistemas de transporte de gas. Es muy útil para gasoductos de diámetros grandes (> 36”) bajo condiciones de flujo totalmente turbulento. Normalmente se utiliza para evaluar cambios en tuberías existentes. No es recomendable para diseñar o evaluar gasoductos nuevos.

3.2.4. Ecuación de Panhandle A

$$Q_b = 435.9 \left(\frac{Tb}{Pb} \right)^{1.0788} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - E}{G^{0.85} LTZ} \right]^{0.5394} D^{22.6182} \quad (65)$$

Se usa para flujo parcialmente turbulento. Es una buena aproximación de la ecuación de Prandtl para tubería lisa. Normalmente se usan factores de eficiencia para lograr un mayor ajuste con los datos reales de operación.

3.2.5. Ecuación de Panhandle B

$$Q_b = 737 \left(\frac{Tb}{Pb} \right)^{1.02} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - E}{G^{0.961} LTZ} \right]^{0.510} D^{2.530} \quad (66)$$

La ecuación de Panhandle B o ecuación de Panhandle modificada, fue desarrollada para flujo totalmente turbulento o alta rata de flujo, también usa un factor de eficiencia para ajustar los resultados.

Las ecuaciones de Panhandle no son una buena herramienta para diseño porque sus resultados dependen de los factores de eficiencia, los cuales únicamente pueden ser obtenidos a partir de datos reales de operación.

3.2.6. Ecuación AGA para flujo parcialmente turbulento

$$Q_b = 38.77 \frac{Tb}{Pb} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - E}{GLTZ} \right]^{0.5} 4 D f \log \left[\frac{N Re}{1.4 \sqrt{1/f}} \right] D^{2.5} \quad (67)$$

Es la mejor ecuación para flujo de gas en régimen parcialmente turbulento (redes de distribución).

3.2.7. Ecuación AGA para flujo totalmente turbulento

$$Q_b = 38.77 \frac{Tb}{Pb} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - E}{GLTZ} \right]^{0.5} 4 \log \left[\frac{Nre}{1.4 \sqrt{1/f}} \right] D^{2.5} \quad (68)$$

Es la mejor ecuación para diseño de gasoductos.

3.2.8. Correlación de Beggs & Brill

La correlación de Beggs & Brill fue desarrollada especialmente para flujo direccional inclinado y puede ser aplicada a tuberías que tengan algún grado de inclinación, incluyendo flujo cuesta-abajo.

Se consideraron tres regímenes de flujo y las correlaciones fueron dadas para holdup y factor de fricción. El régimen de flujo aplicado fue aquel que se presentó en las secciones de tubería horizontal. El holdup se calcula primero para flujo horizontal y luego es corregido para el verdadero ángulo de inclinación.

La ecuación usada para calcular el gradiente de presión cuando fluye líquido, gas o ambas fases en tubería es:

$$-\frac{dp}{dz} = \frac{\frac{g}{g_c} \text{sen} \theta [\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)] + \frac{f_{fp} G_m v_m}{2 g_c d}}{1 - \frac{[\rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L)] v_m v_{sg}}{g_c P}} \quad (69)$$

- g Aceleración debido a la gravedad.
- g_c Constante gravitacional.
- ρ_L Densidad del líquido
- ρ_g Densidad del gas
- G_m Tasa de flujo de la mezcla
- v_m Velocidad de la mezcla.
- v_{sg} Velocidad superficial del gas.
- H_L Fracción de líquido en la sección de tubería, o Holdup
- θ Ángulo de inclinación a partir de la horizontal.
- f_{fp} Factor de fricción para las dos fases
- d Diámetro de la tubería.

El desarrollo de esta ecuación puede ser revisado en el apéndice del artículo SPE “A study of Two Phase Flow in Inclined Pipes Journal of Petroleum Engineering” realizado por Beggs, H & Brill, J.

Esta ecuación puede reducirse para flujo de una sola fase, ya sea solo líquido o solo gas haciendo que H_L tienda a uno o a cero, respectivamente. Así mismo, en la medida en que el ángulo de la tubería tienda a cero, +90°, o -90°, la ecuación puede aplicarse a flujo horizontal o vertical.

Para solucionar esta ecuación, se requiere del conocimiento específico de dos variables: H_L , el cual puede ser determinado para hallar la densidad in-situ, y f_{fp} , que es usado para calcular las pérdidas por fricción. Beggs & Brill desarrollaron igualmente una serie de correlaciones para hallar estas dos variables, éstas pueden ser observadas igualmente en la bibliografía mencionada.

Esta correlación fue diseñada para flujo inclinado y direccional; sin embargo, puede ser usada para flujo vertical u horizontal. Dentro de las bondades que presenta, se encuentra el hecho de que tiende a pronosticar el recobro de presión en el flujo descendente.

4. DISEÑO Y OPERACIÓN DE GASODUCTOS.

Las tuberías que componen el sistema de manejo del gas natural, incluidas la troncal principal y las líneas de distribución, proporcionan un método económico para el transporte del gas natural a lo largo de grandes distancias. Éste es un proceso que se puede subdividir en cuatro etapas: el sistema de manejo en campo, la estación de compresión, la troncal principal y las líneas de distribución.

Entre los factores que se deben considerar en el diseño de un gasoducto y durante la operación del mismo se incluyen la naturaleza y volumen del gas a ser transportado, la longitud de la línea, el tipo de terreno que va a atravesar, las máximas elevaciones de la ruta, la localización de los pozos, y hasta la misma ubicación de la estación de compresión, pues el primer problema en la operación radica en llevar el gas desde los pozos hasta la estación.

Otros parámetros importantes son la distancia que va a ser transportado el gas hasta el consumidor final, y las condiciones operacionales más apropiadas económica y técnicamente para llevar la cantidad suficiente del gas a las condiciones de calidad exigidas por la reglamentación preestablecida.

Cuando se trata de un campo nuevo, el diseño del manejo del gas debe ser suficientemente grande para poder satisfacer la producción adicional de otros campos que puedan descubrirse posteriormente en la zona.

La capacidad máxima de transporte del gasoducto está limitada por las propiedades de los materiales y los parámetros de construcción. La tendencia general es utilizar materiales de construcción resistentes a altas presiones de transmisión. Así mismo, por razones económicas es importante mantener siempre la tubería llena.

El flujo del gas natural en las tuberías está sometido a pérdidas de energía, representadas principalmente en fricciones, pérdidas internas debido a efectos de viscosidad y a la rugosidad de la pared interna de la tubería. Con excepción del flujo laminar, éstas pérdidas de energía no se pueden deducir teóricamente, y deben ser determinadas de forma experimental y correlacionadas en función de las variables de flujo. Sin embargo, por análisis dimensional, se puede generalizar que los factores de fricción son función del número de Reynolds y de la rugosidad relativa e/D .

El diseño de un gasoducto debe incluir el análisis de los siguientes parámetros:

- Parámetros de tubería: Diámetro, espesor de pared, grado, rugosidad efectiva.
- Parámetros del gas: Composición, gravedad específica, factor de compresibilidad, peso molecular, poder calorífico.
- Parámetros de transferencia de calor: Temperatura de tubería, temperatura de alrededores, profundidad de enterramiento, conductividad térmica del suelo.
- Parámetros del sistema: Oferta y demanda de gas, presión de operación, presión de entrega, temperatura de operación, cambios de elevación.
- Parámetros de compresión: Unidades disponibles, temperatura ambiente, eficiencia adiabática.
- Parámetros económicos: Costos de capital, costos de operación y mantenimiento, costos del combustible, depreciación, tasa de retorno e impuestos.

A continuación se realizará un breve análisis de los parámetros más importantes a tener en cuenta en el momento de realizar el diseño de un gasoducto. Los parámetros económicos no serán tratados por no considerarse determinantes dentro del enfoque técnico de este trabajo. El ítem relacionado con los parámetros de transferencia de calor será analizado en el capítulo 5, por considerarse el de mayor relevancia para este estudio, de acuerdo a los objetivos definidos inicialmente. Al final del capítulo se referencian los criterios definitivos de diseño y operación.

4.1. PARAMETROS DE TUBERIA

4.1.1. Diámetro de tubería.

Es uno de los parámetros más importantes en el diseño de gasoductos.

Los diámetros nominales estándar (NPS) son los siguientes: NPS 2, 3, 4, 6, 8, 12, 14, 16, 18, 20, 22, 24, 26, 28, 30, 32, 34, 36, 42, 48, 52, 54, 60 pulgadas. Los diámetros nominales más usados son: NPS 2, 3, 4, 6, 8, 12, 16, 20, 24, 30, 36 y 42 pulgadas.

La relación entre flujo y diámetro puede ser expresada como:

$$\frac{Q_2}{Q_1} = 0.98 \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^{2.5} \quad (70)$$

Donde Q_1 y Q_2 son tasas de flujo, D_1 y D_2 son los diámetros internos de tubería. Si no se dispone de los diámetros internos se pueden usar los externos, lográndose una buena aproximación.

La tabla 3 muestra la relación entre diámetros consecutivos y su correspondiente relación de tasas de flujo.

Tabla 3. Relación entre diámetro de tubería y tasa de flujo.

RELACIÓN DIÁMETRO NOMINAL	D ₂ / D ₁	Q ₂ / Q ₁
NPS 20/16	1.25	1.70
NPS 24/20	1.20	1.55
NPS 30/24	1.25	1.70

4.1.2. Espesor de pared.

Para determinar el espesor de pared (grado de tubería) para un diámetro de tubería seleccionado y a una presión de diseño, se puede usar la formula de Barlow:

$$W_t = \frac{OD * DP}{2 * Y * F} \tag{71}$$

- W_t = Espesor de pared, pulg.
- OD = Diámetro externo, pulg.
- DP = Presión de diseño, psia.
- Y = Presión de punto de elasticidad de tubería, psia.
- F = Factor de diseño, normalmente se usa 0.72

4.1.3. Rugosidad efectiva, K_e .

Se usa para calcular el factor de transmisión de gas $(1/\sqrt{f})$.

$$\sqrt{\frac{1}{f}} = 4 \log \left[\frac{3.7 D}{K_e} \right] \quad (72)$$

El cual es empleado en la ecuación de flujo (AGA):

$$Q = C \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - E}{GLTZ} \right]^{0.5} D^{2.5} \sqrt{\frac{1}{f}} \quad (73)$$

La relación entre variación de rugosidad efectiva y cambio de flujo, se puede presentar así:

$$\frac{Q_2}{Q_1} = 1 + \frac{\log \left(\frac{K_{e1}}{K_{e2}} \right)}{\log \left(\frac{3.7 D}{K_{e1}} \right)} \quad (74)$$

La rugosidad de la tubería se puede considerar constante durante la vida útil del gasoducto. El análisis de cambio de rugosidad es válido para tuberías nuevas o cuando se le colocan recubrimientos internos a tuberías usadas. Valores típicos de rugosidad son dados en la tabla 4.

Tabla 4. Valores típicos de rugosidades efectivas.

CLASE DE TUBERIA	Ke (*10 ⁻⁶ in)
Tubería plástica	100
Tubería acero	700
Tubería con recubrimiento interno	250

Weymouth y Panhandle no involucran la rugosidad efectiva en las ecuaciones de flujo, la reemplazan por eficiencia.

4.2. PARAMETROS DEL GAS

La gravedad específica representa la variable que permite relacionar más fácilmente las propiedades del gas con las condiciones de flujo mediante una expresión sencilla. Su cambio obviamente se encuentra ligado a variaciones en las demás propiedades, razón por la cual será el parámetro a considerar para describir su relación con la tasa de flujo.

4.2.1. Gravedad específica

La relación entre gravedad específica y tasa de flujo esta dada por:

$$\frac{Q_2}{Q_1} = \sqrt{\frac{SG_1}{SG_2}} \quad (75)$$

Un cambio de 0.01 en la gravedad específica causa aproximadamente una variación de 0.8% en la tasa de flujo. Sin embargo, se debe tener cuidado con esta

aproximación cuando el cambio de elevación en el terreno es mayor de 100 metros.

4.3. PARAMETROS DEL SISTEMA

4.3.1. Pronóstico de oferta y demanda.

Muchas compañías construyen gasoductos basados en las reservas de gas a transportar, por lo tanto es importante cuantificar con exactitud las reservas, el tiempo de explotación y la tasa de producción con respecto al tiempo (tasas máximas y mínimas).

La relación entre tasa de oferta y demanda, diámetro y compresión, viene dada por la ecuación general de flujo.

$$Q_b = C_1 \frac{T_b}{P_b} \sqrt{\frac{1}{f}} \left[\frac{P_1^2 - P_2^2 - E}{GLTZ} \right]^{0.5} D^{2.5} \quad (76)$$

Donde,

$$E = C_2 \frac{P_{avg} G (H_2 - H_1)}{ZT} \quad (77)$$

Q_b	Flujo, SCF/ D
F	Factor de fricción de Fanning, adimensional.
T_b	Temperatura base, °R
P_b	Presión base, psia
P_1	Presión de entrada, psia

P_2	Presión de salida, psia
P_{avg}	Presión Promedio, psia
G	Gravedad específica
H_1	Elevación a la entrada con respecto a un punto de referencia, ft
H_2	Elevación a la salida con respecto a un punto de referencia, ft
Z	Compresibilidad del gas
T	Temperatura del gas (promedio), °R
L	Longitud de tubería, millas
D	Diámetro interno de tubería, in.
C_1, C_2	Constantes del sistema.

4.3.2. Presión de operación.

La presión de operación debe ser consistente con la presión de descarga del compresor y presión de operación máxima permitida. La presión de operación máxima depende del diámetro y espesor de pared (grado de tubería).

La relación entre cambio de presión de operación y la tasa de flujo, para una presión de entrega y temperatura específicas, esta dada por:

$$\frac{Z_2 Q_2^2}{Z_1 Q_1^2} = \frac{P_2^2 - P_d^2}{P_1^2 - P_d^2} \quad (78)$$

Donde,

Q_1, Q_2	Tasas de flujo, MMPCSD
P_1, P_2	Presión de operación inicial y final, psia
Z_1, Z_2	Factores de compresibilidad del gas
P_d	Presión de entrega requerida, psia

La mayoría de gasoductos operan a presiones entre 700 y 1400 psia.

4.3.3. Temperatura de operación.

La temperatura afecta considerablemente la viscosidad y la densidad del gas. Un aumento de temperatura en un gas disminuye la transmisibilidad del gasoducto, debido a que ocurre una mayor caída de presión. Esto resulta en un incremento en la potencia del compresor para una tasa de flujo específica. El valor de viscosidad del gas generalmente se incrementa con presión y temperatura. Este incremento de viscosidad resultará en un incremento de pérdidas de presión debido a la fricción a lo largo de la tubería. La relación entre temperatura y tasa de flujo esta dada por:

$$\frac{T_1 Z_1}{T_2 Z_2} = \frac{Q_2^2}{Q_1^2} \quad (79)$$

Numéricamente T_1/T_2 es aproximadamente igual a Z_1/Z_2 . Para propósitos prácticos en gasoductos Z varía normalmente entre 0.825 y 0.925, de ahí que Z_1/Z_2 estará variando entre 0.9 y 1.1 y decrece con temperatura. Así, un incremento en 10 °C reducirá el flujo en aproximadamente 3%.

$$\frac{Q_2^2}{Q_1^2} = \frac{273}{283} = 0.965 = 3\% \text{ de reducción de flujo}$$

4.3.4. Cambios de elevación.

Los efectos de los cambios de elevación en el gasoducto pueden ser significativos en el movimiento del gas. El impacto del cambio de elevación para gasoductos de diferentes diámetros se puede observar en la tabla 5.

Tabla 5. Impacto de cambios de elevación sobre el flujo.

Cambios en Elevación (m)	Cambio de Flujo en %				
	100	200	300	400	500
NPS 16	1.3	2.8	4.2	5.8	7.3
NPS 20	1.3	2.8	4.2	5.8	7.3
NPS 24	1.3	2.8	4.2	5.8	7.3

Se puede inferir que la relación entre cambios de elevación y el flujo es lineal. Por cada 100 metros de cambio de elevación el cambio en flujo es aproximadamente 1.5%. Se ha definido que la relación entre los cambios de elevación en desplazamiento positivo o negativo (flujo arriba o abajo) es igual en magnitud pero de signo contrario. Para efectos de diseño de gasoductos se deben evaluar los cambios de elevación cada 10 kilómetros.

4.4. PARAMETROS DE COMPRESION

4.4.1. Relación de compresión.

En operaciones de campo a veces es necesario ajustar la presión de descarga del compresor para cumplir con requerimientos corriente abajo, cambiando la relación de compresión. Para una potencia de compresor dada, la variación en la relación de compresión afecta el flujo de gas transmisible a través de la unidad. Una mayor relación de compresión implica tasas de flujo mas bajas. La variación de flujo con respecto a la compresión puede estimarse con la siguiente expresión:

$$\frac{Q_2 - Q_1}{Q_1} = \frac{R_1^N - R_2^N}{R_2^N - 1} \quad (80)$$

$$N = \frac{K-1}{K} \quad (81)$$

$$K = C_p / C_v \quad (82)$$

Donde **N** es el exponente isentrópico, que varía para gasoductos entre 0.2 y 0.25. **R** es la relación de compresión P_d/P_s (P_d es la presión de descarga, y P_s es la presión de succión).

Un cambio en la presión de descarga de 845 psia a 900 psia para una presión de succión fija de 700 psia, significa que la relación de compresión ha cambiado de 1.21 a 1.285. Para una potencia fija, este cambio en la relación de compresión causara una disminución en el volumen de gas que puede ser transmitido en la estación, aproximadamente por:

$$\frac{(1.21)^{0.25} - (1.285)^{0.25}}{(1.285)^{0.25} - 1} \cong 25 \% \quad \text{de reducción en la tasa de flujo}$$

Las variaciones en la relación de compresión tienen efecto inverso sobre la potencia del compresor. Para una tasa de flujo dada, un cambio de 0.01 en la relación de compresión causará un incremento en el requerimiento de potencia en aproximadamente 5%. Sin embargo, los cambios en la relación de compresión no tienen un impacto directo sobre el consumo de combustible.

4.4.2. Eficiencia adiabática (η).

La eficiencia adiabática del compresor es un factor de ajuste que indica la diferencia entre la compresión teórica (sin pérdidas) y la compresión real. Es una

función propia del diseño del compresor. La relación entre variación de eficiencia y flujo o consumo de combustible es lineal, y se puede observar en la tabla 6.

Tabla 6. Impacto de la eficiencia adiabática sobre el consumo de combustible.

Eficiencia	Variación en consumo de combustible (%)
0.65	5.0
0.70	2.5
0.75	0
0.80	-1.1
0.85	-4.3

4.4.3. Temperatura ambiente.

Afecta el proceso de combustión en las turbinas. Un incremento en la temperatura ambiente implica una disminución en el flujo másico de aire disponible para combustión. Así, para altas temperaturas, únicamente una pequeña cantidad de aire (bajo número de moles) es requerida para satisfacer la estequiometría del proceso de combustión.

Se ha demostrado que por cada cambio de 5°C, la potencia disponible del compresor cambia en cerca de $\pm 5\%$. Los requerimientos de combustible del compresor varían inversamente con temperatura.

La disminución en flujo másico de aire implica menor potencia disponible del compresor.

4.4.4. Exponente isentrópico, N.

Es función de la relación de calores específicos del gas, a presión constante, C_p , y volumen constante, C_v . Se calcula mediante la ecuación 80 en función del parámetro K, que a su vez es definido en la ecuación 81 como la relación de calores específicos.

Para gas natural K varía entre 1.25 y 1.35, dependiendo de la composición del gas. Por lo tanto N varía entre 0.2 y 0.25.

Para una tasa de flujo fija, la relación entre N y la potencia del compresor (Horsepower), H, puede ser expresada como:

$$\frac{H_2}{H_1} = \frac{R^{N_1} - 1}{R^{N_2} - 1} \quad (83)$$

Tabla 7. Variación de la potencia del compresor por el exponente isentrópico.

Exponente isentrópico, N	Cambio en HP %
0.2	0
0.21	5
0.22	10
0.23	15
0.24	20
0.25	25
0.26	30

Se puede decir entonces que hay un cambio del 5% en potencia (combustible) por cada cambio de 0.01 en el exponente isoentrópico, N.

4.5. CRITERIOS DETERMINANTES

4.5.1. Caída óptima de presión.

Es la caída de presión más eficiente desde el punto de vista económico y operacional. Se usa como una guía para diseñar un gasoducto con los mínimos requerimientos en facilidades y costos operacionales.

Una buena guía para caída de presión óptima es de 3 a 5 psi/km. Caídas de presión mayores causarán que el compresor corriente abajo trabaje a una mayor potencia para cumplir con una presión de descarga específica, generando mayores costos en combustible. Caídas de presión menores indican un exceso de facilidades.

4.5.2. Velocidad optima.

Altas velocidades de flujo pueden ocasionar vibración y erosión en el gasoducto. La máxima velocidad de un fluido compresible a través de una tubería esta limitada por la velocidad de propagación de una onda de presión que viaja a la velocidad del sonido en el fluido. A medida que el fluido avanza corriente abajo en una tubería de diámetro uniforme la presión cae y la velocidad se incrementa, como resultado de esto, la máxima velocidad se encuentra en el extremo de la tubería corriente abajo. Si la velocidad es lo suficientemente alta la velocidad de salida alcanzará la velocidad del sonido. La máxima velocidad posible en el gasoducto es la velocidad sónica:

$$V_s = (K * P / g)^{0.5} \tag{84}$$

P y ρ son la presión y la densidad en el punto de estudio.

Un buen criterio para el diseño y operación de gasoductos es que la velocidad del gas sea inferior a 20 m/s.

La máxima velocidad permisible en una línea de gas, está gobernada por el ruido, las pérdidas de presión y la turbulencia. El valor de aplicación siempre va a ser mucho menor que la máxima velocidad calculada. Estas velocidades suelen encontrarse a la salida de una restricción del área de flujo, como es el caso de estranguladores, válvulas, etc.

4.5.3. Optima relación de espaciamiento del sistema de compresión.

La relación de compresión para turbinas es de 1.2 a 1.5. Para un gradiente de presión de 3 a 5 psi/Km, esto significa un espaciamiento entre compresores de 80 a 250 Km. Para gasoductos largos lo ideal es una relación de compresión de 1.4 y espaciamiento de 100 Km.

4.5.4. Guías para seleccionar el diámetro de tubería.

La tubería debe tener capacidad para manejar el perfil de producción proyectado con respecto al tiempo, incluyendo los picos máximos, con una aceptable caída de presión dentro del rango sugerido.

El diámetro debe tener una tolerancia de cerca del 10% para futuros incrementos de flujo con mínima adición de compresores. La tubería debe proveer un suficiente empaquetamiento para manejar razonables fluctuaciones en carga.

4.5.5. Empaquetamiento de tubería.

Empaquetamiento es el volumen total de gas contenido en la tubería a un momento o tiempo específico. El empaquetamiento es una medida de la presión promedio en el sistema y por lo tanto es un parámetro clave que constantemente debe ser monitoreado. Si el suministro de gas en el sistema es más grande que la entrega o demanda, la línea se empaqueta y la presión promedio se incrementa. Bajo estas circunstancias el sistema esta siendo “empaquetado”.

Cuando ocurre una caída de presión en el gasoducto, el gas se expande, lo cual causará que se incremente la velocidad del gas. Por lo tanto, una disminución en el empaquetamiento requiere más compresión para mantener una tasa de flujo dada.

Si el sistema es mantenido a un nivel alto de empaquetamiento, requerirá menor compresión, y eso es lo que se busca en la operación de gasoductos, logrando mayor eficiencia operacional y máxima capacidad de entrega. Sin embargo, se debe tener en cuenta que al trabajar al máximo empaquetamiento cualquier aumento de presión por disminución de la demanda, puede exceder la máxima presión de operación.

4.5.6. Máxima presión de operación.

Es la máxima presión a la cual una tubería puede ser operada. Cuando se excede este valor se debe disminuir la presión del gasoducto, por ejemplo por venteo del gas. En la regulación colombiana este valor corresponde a 1200psia.

Una situación de “sobrepresión” ocurre cuando se excede la MAOP + 10% por un periodo de 6 horas. Se debe evitar colocando válvulas de alivio, que por lo general son automáticas. En el caso contrario, es decir, cuando hay pérdidas repentinas

de presión ocasionadas por ejemplo por una rotura del gasoducto, el flujo se interrumpe al accionarse automáticamente las válvulas de corte, que operan con el mismo gas (autorreguladas), y están ubicadas cada 5 -10 Km. Las válvulas de cierre o de corte actúan al presentarse un delta de presión específico, el cual debe predeterminarse como un valor que permita manejar las tasas de flujo máximas y mínimas sin que se accionen continuamente estas válvulas.

4.5.7. Configuración del sistema de compresión.

Los compresores normalmente se colocan en paralelo o en serie. Los arreglos en paralelo se utilizan para relaciones de compresión moderadas y altas tasas de flujo. Los arreglos en serie normalmente se utilizan para altas relaciones de compresión y tasas de flujo moderadas.

4.5.8. Máxima temperatura de descarga de compresores.

Se debe limitar para proteger la integridad de la tubería y el recubrimiento. En el caso de que se exceda la temperatura máxima se deben colocar enfriadores o disminuir la relación de compresión. La máxima temperatura es de 250°F para tuberías desnudas (sin recubrimiento). Para tuberías con recubrimiento interno la máxima temperatura normalmente es de 100°F, dependiendo del material del recubrimiento.

5. TRANSFERENCIA DE CALOR EN LÍNEAS DE GAS NATURAL

El fenómeno de transferencia de calor tiene una marcada influencia respecto a las evaluaciones técnicas y económicas incluidas en el diseño y operación de un sistema de transporte de gas natural. Por ejemplo, es medida de reglamentación y regulación mantener una supervisión constante sobre la temperatura de flujo durante la operación de un gasoducto para cumplir con un rango de temperatura de entrega.

Hay casos en los que se requiere información de la interacción del ambiente – tubería – tierra para poder modelar condiciones de flujo más reales y obtener una mejor perspectiva en el momento de considerar nuevas variables operacionales, de acuerdo a las necesidades que se vayan presentando.

En el presente capítulo se hace una breve descripción de los mecanismos de transferencia de calor, de las consideraciones cualitativas y cuantitativas que se deben tener en cuenta cuando la tubería está enterrada y cuando no lo está, y de la importancia del perfil de temperatura a lo largo de la línea.

5.1. MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Existen tres mecanismos principales de transferencia: conducción, convección y radiación. Todos los procesos de transferencia de calor involucran una o más de estas formas.

5.1.1. Conducción.

El fenómeno de transferencia de calor por conducción es un proceso de propagación de energía en un medio mediante comunicación molecular directa o

entre cuerpos gracias a una diferencia de temperatura. En el caso de líquidos y gases esta transferencia es importante siempre y cuando se tomen las precauciones debidas para eliminar las corrientes naturales de flujo que pueden presentarse como consecuencia de las diferencias en densidad que experimentan éstos. La transferencia de calor por conducción es un fenómeno de particular importancia en sólidos. Al existir un gradiente de temperatura dentro del medio, la segunda ley de la termodinámica establece que la transferencia de calor se lleva a cabo desde la región de mayor hacia la de menor temperatura, por lo tanto, se dice que el flujo de calor es proporcional al gradiente de temperatura.

La transferencia de esta forma puede darse mediante dos caminos. El primer mecanismo es la interacción de moléculas, en la cual una molécula a un muy alto nivel de energía (temperatura) imparte energía a las moléculas adyacentes a bajas temperaturas.

El segundo mecanismo es la conducción por electrones libres y se presenta específicamente en los sólidos. Para una dirección particular de flujo la ecuación está dada por:

$$Q_x / A = -k dT / dX \quad (85)$$

Donde:

- Q_x Rata de transferencia, (Btu/hr).
- A Área normal a la dirección de flujo, (ft^2).
- dT/dx Gradiente de temperatura en la dirección de la transferencia, ($^{\circ}\text{F}/\text{ft}$).
- K Conductividad térmica, (Btu/hr ft $^{\circ}\text{F}$).

Ecuación que también puede ser escrita como sigue:

$$Q / A = -K\nabla T \quad (86)$$

La conductividad es una propiedad que depende de la viscosidad del medio conductor, que a su vez está en función de la temperatura principalmente, y que se ve afectada significativamente en los gases a altas presiones.

5.1.2. Convección.

El fenómeno de transferencia de calor por convección es un proceso de transferencia de energía que se lleva a cabo como consecuencia del movimiento de un fluido, y está íntimamente relacionado con el movimiento de éste. La ley de Newton de enfriamiento establece que el flujo de calor por unidad de área es proporcional a la diferencia total de temperaturas entre la superficie del sistema y la del fluido. Esta forma de transferencia involucra el intercambio de energía entre una superficie y un fluido adyacente. Es útil también distinguir entre dos formas de convección, forzada y natural.

$$Q / A = h\Delta T \quad (87)$$

Donde:

Q Tasa de transferencia de calor, (Btu/h).

A Área normal a la dirección de flujo, (ft²).

ΔT Diferencia de temperatura, entre la superficie del sistema y la del fluido, (°F).

H Coeficiente de transferencia convectivo, (Btu/h ft² °F)

5.1.3. Radiación.

Este mecanismo difiere de los dos anteriores porque no necesita de ningún medio para su propagación, la transferencia de energía es máxima cuando las dos

superficies se encuentran separadas por un perfecto vacío. Puede decirse que a una temperatura dada, todos los cuerpos emiten radiación en forma de energía electromagnética en diferentes longitudes de onda, siendo la radiación dependiente de la temperatura absoluta del cuerpo y de sus características superficiales.

La tasa de emisión de energía desde un cuerpo negro o radiador perfecto esta dada por:

$$Q / A = \sigma T^4 \quad (88)$$

Donde:

Q Rata de emisión de energía radiante, (Btu/h).

A Área de la superficie emisora, (ft²).

T Temperatura absoluta, (°R).

σ Constante de Stefan – Boltzmann = $0.1714 \cdot 10^{-8}$ Btu / h ft² °R⁴.

Aún cuando se han discutido por separado los tres principales mecanismos de transferencia de calor, en la mayoría de las ocasiones estos ocurren de manera simultánea. Puede suceder que el efecto de uno o más de ellos sea prácticamente insignificante con respecto a los demás.

5.2. TUBERIAS ENTERRADAS

Como es de imaginar la temperatura de la tierra o agua que rodea la tubería no es un valor constante. Bajo tierra, la temperatura varía entre 2 y 16% de estación a estación o de un piso térmico a otro, por lo que este cambio de temperatura no dura mucho. Así mismo, encontramos un rango parecido cuando nos referimos a una tubería que está bajo el fondo del mar, cerca de los 100ft.

5.2.1. Temperatura y conductividad térmica del suelo.

La temperatura y la conductividad térmica del suelo tienen un impacto directo en la tasa de transferencia de calor entre el gas y el suelo, y por lo tanto, en el flujo de gas. Generalmente, mientras más alta sea la temperatura del suelo, más baja será la tasa de transferencia de calor desde el gas (el cual normalmente se encuentra a mayor temperatura que el suelo) a la superficie terrestre, y por consiguiente, mas baja será la capacidad efectiva del gasoducto, debido a que el gas mantiene una temperatura alta.

Capacidad “efectiva” es un término usado para indicar la cantidad de gas que es transmisible a través del gasoducto a un diferencial de temperatura dado entre el gas y el suelo bajo una caída de presión de operación determinada. Al disminuir el gas transmisible se incrementa la caída de presión. Una reducción en la presión de succión causará un incremento en la potencia requerida en el compresor o una disminución del gas transmitido o entregado en la unidad de compresión.

El ambiente circundante de la línea es crítico en la determinación de la potencial transferencia de calor. Las temperaturas del suelo pueden variar con la localización y con las estaciones. Existen áreas donde ésta puede variar del verano al invierno hasta 10°C o más, convirtiéndola en un factor a considerar en el diseño y operación del sistema, pues junto con la temperatura del gas tienen una marcada influencia tanto en la caída de presión, como en la capacidad volumétrica del sistema de transporte.

Las ecuaciones para determinar las pérdidas de calor están en función de un Coeficiente de transferencia de calor global (**U**), que representa todas las resistencias al flujo de calor que pueden ocurrir en la tubería. Las resistencias más comunes son:

1. Película entre el fluido y la pared de la tubería.
2. Conductividad interna de la tubería.
3. Región entre tubería interna y externa.
4. Pared de tubería.
5. Capa que envuelve la tubería.
6. Aislante.
7. Alrededores de la tubería.

Una tubería que se encuentra bajo tierra normalmente presenta las resistencias 1, 4, 5 & 7 de la lista anterior, mientras que una tubería que está bajo el agua (mar) presenta las resistencias 1, 2, 3, 4 & 7. El uso del aislante se justifica solo en casos muy particulares.

Debido a los cambios de temperatura, el valor de **U** variará igualmente. En una región donde se presenten cambios de estaciones o variaciones drásticas del clima, el valor de **U** puede ser 50 o 60% mayor en inviernos que en veranos.

En la tabla 8 se presenta la relación entre diferentes ambientes y el rango resultante de los coeficientes globales de transferencia de calor (**U**).

Tabla 8. Tipo de ambiente Vs. Rangos de coeficiente global de transferencia de calor.

AMBIENTE	VALOR U (Btu/h ft² °F)
TUBERIA EXPUESTA A LA ATMOSFERA	
NO AISLADA	1.5-0.7
2" ESPESOR AISLANTE	0.1-0.21
TUBERIA ENTERRADA EN PLAYA	
AISLADA 2" ESPESOR	0,05-0.15
NO AISLADA	0.15-0.65
TUBERIA ENTERRADA EN TERRENO HUMEDO LLUVIOSO (CUBIERTA 2 ft)	
NO AISLADA	0.3-0.8
AISLADA 2" ESPESOR	0.1-0.2
COSTA AFUERA NO ENTERRADA	
NO AISLADA	8-12
AISLADA 2" ESPESOR	0.1-0.2
COSTA AFUERA ENTERRADA	
NO AISLADA	0.5-0.7
AISLADA 2" ESPESOR	0.1-0.2

5.2.2. Cálculo de la conductividad térmica del suelo.

La conductividad térmica del suelo (K_s) depende de la distribución del tamaño de grano, de la densidad del suelo seco, del contenido de humedad, de la textura del suelo y de la composición mineral. A continuación se presentan varias fórmulas y relaciones empíricas propuestas por varios investigadores:

➤ **KERSTEN:** sugirió dos expresiones diferentes dependiendo de si el suelo es arcilloso o arenoso:

a. Para arcillas:
$$K_s = [0.9 \log(fw_w) - 0.2] 10^{0.01 \rho d} \quad (89)$$

b. Para suelos arenosos:
$$K_s = [0.7 \log(fw_w) + 0.4] 10^{0.01 \rho d} \quad (90)$$

Donde:

K_s Conductividad térmica del suelo, (Btu / h ft² °F).

fw_w Contenido de humedad (% en peso de tierra seca).

ρd Densidad de suelo seco (lb/ft³).

El error máximo de estas fórmulas es del 25%.

➤ **MAKOWSKI Y MOCHLINSKI :**

Corrigieron la fórmula original mediante la siguiente expresión:

$$K_s = [A \cdot \log(fw_w) + B] * 10^C \quad (91)$$

Donde:

$$A = 0.1424 - 0.000465 * Sc. \quad (92)$$

$$B = 0,0419 - 0,000313 * Sc. \quad (93)$$

$$C = 6,2 * 10^{-4} \text{ (pd)}. \quad (94)$$

K_s Conductividad térmica del suelo (W / m °K).

Sc Porcentaje en peso de arcilla (Tamaño menor que 0,002mm) referido al peso total de suelo seco.

f_{w_w} Contenido de agua en el suelo seco (Kg/m³).

➤ **McGRAW:**

Sugiere la siguiente expresión para un material granular saturado:

$$K_s = (\phi - V_L) K_{hL} + (f_s + V_L) \frac{EK_{hs}(f_s + V_L)}{f_s + FV_L} \quad (95)$$

Donde:

K_{hL} Conductividad de la fase continua líquida.

K_s Conductividad fase dispersa granular.

F Relación K_s/K_{hL}

E Eficiencia interfacial

Φ Porosidad.

f_s Fracción en volumen de sólidos = (1 - Φ).

V_L Volumen de fluido.

En la tabla 9 se puede observar el efecto de la variación de la conductividad térmica respecto al cambio en la tasa de transferencia de calor.

Tabla 9. Conductividad térmica vs. Cambio en tasa de transferencia de calor.

CONDUCTIVIDAD TERMICA K, W/M⁰C	CAMBIO EN K, %	CAMBIO EN CAUDAL DE FLUJO , %
1.33	0	0
0.65	-51	-0.7
0.80	-40	-0.5
0.95	-29	-0.4
1.10	-17	-0.2
1.25	-6	-0.1
1.40	5	0.1
1.55	17	0.2
1.70	28	0.4
1.85	39	0.5
2.00	50	0.6

5.2.3. Cálculo de la transferencia de calor.

Antes de mencionar las expresiones matemáticas para realizar el cálculo de la transferencia de calor, es conveniente analizar el efecto de factores que inciden directamente en la tasa de esta transferencia.

La velocidad de la transferencia es directamente proporcional al área a través de la cual el calor puede fluir (mayor área de contacto), y a la diferencia de temperatura entre la fuente y el receptor

Una alta velocidad y un alto grado de turbulencia tienden a reemplazar las moléculas de mayor temperatura (por efecto de superficie caliente) por moléculas de menor temperatura incrementando la velocidad de transferencia.

Las moléculas de un fluido cercanas a una superficie sólida se consideran en estado estacionario o en movimiento demasiado lento respecto a las demás moléculas debido al efecto de fricción, por lo que se dice que se tiene una película a través de la cual el calor debe pasar por conducción. Los fluidos, en especial los gases tienen muy baja conductividad térmica por lo que la película se constituye en una resistencia al flujo de calor.

Las pérdidas de calor en la línea pueden ser calculadas por la siguiente ecuación:

$$Q = UA(T_o - T) - (1,0381)\Delta PM \quad (96)$$

Donde:

Q	Flujo calor (Btu/h ft).
U	Coeficiente de transferencia de calor global (Btu/h ft ² °F).
A	Área superficial externa (ft ² /ft).
T	Temperatura exterior (°F).
T _o	Temperatura fluido (°F).
ΔP	Pérdida de presión debida a la fricción en la longitud considerada (psi/ft).
1,0381	Factor de conversión dimensional.
M	Tasa de flujo (Bb/h).

Si la tubería es aislada o recubierta las pérdidas de calor pueden ser determinadas por:

$$Q = \frac{T_o - T}{\frac{1}{2\pi r_1 h_i} + \frac{\text{Ln} \frac{r_2}{r_1}}{2\pi k_1} + \frac{\text{Ln} \frac{r_3}{r_2}}{2\pi k_2} + \frac{1}{2\pi r_3 h_o}} \quad (97)$$

Donde:

r_1 Radio interno, (ft).

r_2 Radio externo, (ft).

r_3 Centro de tubería a superficie de aislante, (ft).

h_i Coeficiente interno de transferencia de calor, (Btu / h ft² °F).

h_o Coeficiente externo de transferencia de calor, (Btu / h ft² °F).

k_1 Conductividad térmica de la tubería, (Btu / h ft °F).

k_2 Conductividad térmica del aislante, (Btu / h ft °F).

Cuando una tubería está enterrada, el calor se transfiere desde la tubería en forma parabólica con la parte más amplia (área) de la parábola en la superficie del terreno. El termino "factor de forma" (Sf) expresa la cantidad de flujo de calor a través de este campo parabólico; su magnitud depende de la profundidad del terreno y del diámetro de la tubería. Está dado por:

$$Sf = \frac{2 * \pi}{\text{Ln} \left[\frac{2D_i + (4D_n^2 - D_i^2)^{1/2}}{D_i} \right]} \quad (98)$$

o

$$Sf = \frac{2 * \pi}{\cosh^{-1} \left(\frac{2D_n}{D_i} \right)} \quad (99)$$

Para facilitar el manejo del \cosh^{-1} podemos reemplazarlo por la siguiente expresión matemática:

$$\cosh^{-1}(X) = \text{Ln}(X + (X^2 - 1)^{1/2}) \quad (100)$$

La relación entre los cambios en la tasa de flujo y la profundidad de la tubería enterrada se pueden observar en la tabla 10.

El flujo de calor desde la tubería entonces puede ser calculado por:

$$Q = Sf * Ks(T_I - T_s) \quad (101)$$

Donde:

- Sf Factor de forma para tuberías enterradas, adimensional.
- Ks Conductividad térmica del suelo, (Btu/h ft °F).
- Ts Temperatura del suelo, (°F).

Tabla 10. Relación entre tasa de flujo y profundidad de la tubería.

PROFUNDIDAD ENTERRADA, m	% CAMBIO EN PROFUNDIDAD	% CAMBIO EN TASA DE FLUJO
1.0	0	0
0.3	-70	1.4
0.5	-50	0.7
0.75	-25	0.2
1.25	25	-0.12
1.50	50	-0.20
2.0	100	-0.40

5.3. TUBERÍAS NO ENTERRADAS

La máxima temperatura del fluido en la tubería es el resultado de la ganancia de calor en el día, gracias a la radiación del sol y la correspondiente pérdida de calor por convección con el aire. La tasa relativa de estos valores, determinan la tasa de transferencia de calor con la distancia. La temperatura dependerá principalmente de la hora del día, las condiciones atmosféricas, la temperatura del aire, la velocidad del viento, el color de la superficie de la tubería, la tasa de flujo y las propiedades del fluido.

En las noches, incluso en regiones tropicales, las pérdidas de calor pueden llegar a ser muy altas, por lo que calcular con un alto grado de exactitud estos cambios no es un proceso fácil. No existe un método exacto para la predicción de estos cambios, pero existen mediciones y datos de campo disponibles a partir de los cuales se pueden definir las condiciones operacionales más favorables para hacer que las pérdidas sean mínimas.

5.4. PERFIL DE TEMPERATURA EN UN GASODUCTO

El siguiente conjunto de ecuaciones proporciona una formulación comprensible para calcular el perfil de temperatura en estado estable a lo largo de una tubería enterrada.

Considerando un segmento de línea de transmisión entre dos puntos y asumiendo que la temperatura de la tierra es T_g , entonces la ecuación de energía es:

$$dq = -m * C_p * dT \quad (102)$$

Y la transferencia de calor es:

$$dq = U * dA * (T - T_g) \quad (103)$$

Combinando las dos últimas ecuaciones,

$$-M * C_p * dT = U * dA * (T - T_g) \quad (104)$$

Donde

- q Rata de transferencia de calor, (BTU/h).
- M Rata de flujo de masa de gas, (lb_m * °F).
- C_p Capacidad calorífica del gas, (BTU/lb_m °F).
- U Coeficiente de transferencia de calor global, (BTU/h ft² °F).
- T Temperatura del gas en cualquier segmento, (°F).
- T_g Temperatura de la tierra (se asume constante durante una longitud Razonable), (°F).
- A Área de la tubería, (ft²).

Entonces

$$\frac{dT}{T - T_g} = \frac{-U}{m * C_p} * dA \quad (105)$$

Integrando entre T₁ y T₂:

$$T_2 - T_1 = (T_1 - T_g) e^{-UA/mC_p} \quad (106)$$

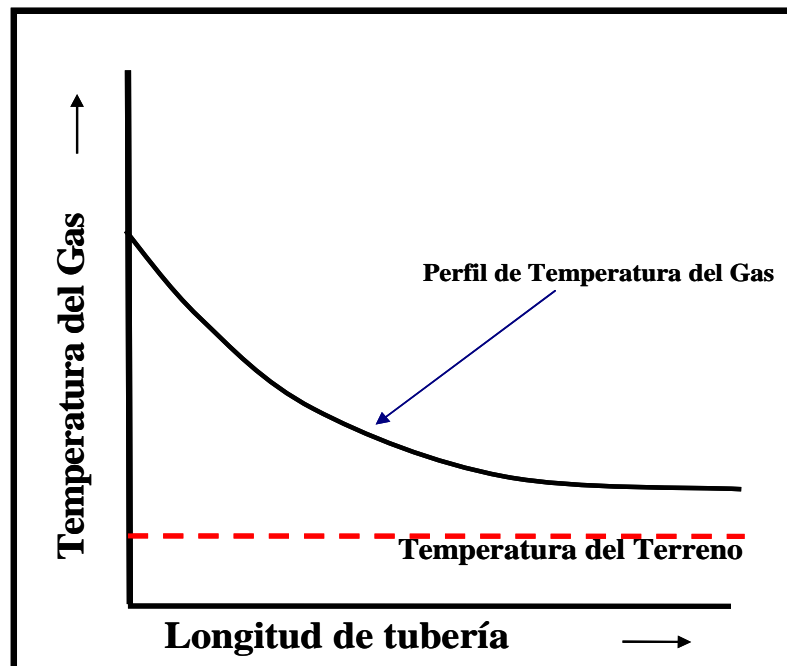
Donde A = πdL (d = diámetro externo de la tubería, y L = longitud de la tubería, ambos en ft).

Teniendo en cuenta que en la medida en que la longitud de la tubería aumenta, $e^{-UA/mCp}$ se aproxima a cero, entonces $T_2 \rightarrow T_g$. Esto significa que para tuberías más grandes, la temperatura del gas lograría temperaturas cercanas a las de la temperatura de la tierra sobre la longitud de la tubería (ver figura 9).

La anterior ecuación fue derivada sin considerar la expansión del gas o efecto Joule - Thompson, el cual determina la pérdida de temperatura por la caída de presión cuando el gas se expande en el gasoducto.

El comportamiento de la tubería en un gasoducto enterrado aplicando las ecuaciones de transferencia de calor y asumiendo un segmento de tubería L , y T_g como temperatura del suelo, puede observarse esquemáticamente en la figura 9. Vemos que el gas adquiere rápidamente la temperatura del suelo.

Figura 9. Perfil característico de temperatura de la tubería.



Fuente: Ruíz Rodríguez, Alvaro. Programa de Especialización en Ing. de Gas. UIS.

La mayoría de las ecuaciones usadas comúnmente para calcular los parámetros que definen el flujo en una tubería requieren del uso de un solo valor de temperatura, que por lo general es la temperatura promedio. Lo importante es que este valor sea representativo de toda la línea, puesto que tiene un impacto directo en la propiedad que se esté evaluando.

La predicción de la distribución de temperatura en un sistema fluyendo puede ser tan importante como el perfil de presión, ya que afecta las consideraciones del diseño. En vista de que los hidratos de gas, el comportamiento de fase vapor – líquido, el contenido de agua y la condensación de los componentes más pesados, son casos considerados como sensibles a la temperatura, es necesario contar con valores confiables para que al realizar los cálculos y análisis correspondientes, se obtengan resultados lo más ajustados posibles al comportamiento real.

Se concluye finalmente, que así como la temperatura ambiente no es la misma a lo largo de la longitud total del gasoducto, la temperatura del gas que fluye tampoco permanece constante. Cuando se realizan estudios de simulación para gasoductos de pequeñas extensiones y en lugares donde los cambios de temperatura no son muy altos, normalmente es suficiente usar una temperatura promedio para calcular la caída de presión. Sin embargo, para redes de transmisión con tuberías interconectadas de longitudes mayores a 40Km, normalmente se recomienda la implementación de un perfil de temperatura en lugar de un valor promedio.

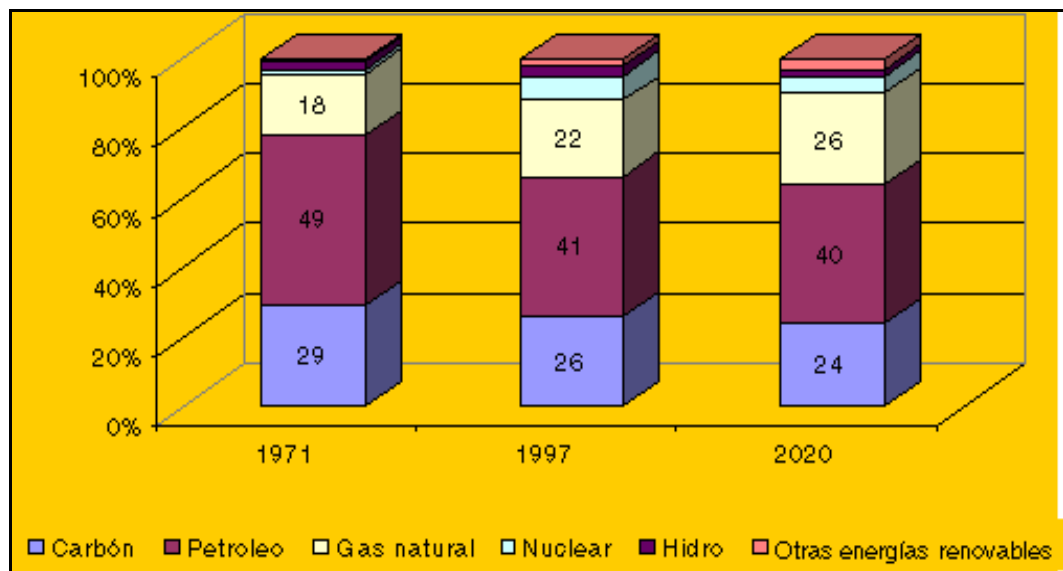
6. CONTEXTO DEL GAS NATURAL

6.1. GAS NATURAL FRENTE A DEMÁS FUENTES DE ENERGÍA

El gas natural es la fuente de energía fósil que ha tenido el mayor avance desde los años 70 a nivel global, y representa actualmente alrededor de una quinta parte del consumo energético mundial, siendo la segunda fuente de energía de mayor utilización después del petróleo.

Según el Departamento Norteamericano de Energía (EIA), la participación del gas natural en la producción energética mundial era del 23% en 1999, del 25 % en el 2004 y las perspectivas de desarrollo de la demanda son aún mayores. Es considerado como el combustible fósil de este siglo, así como lo fue el petróleo durante el siglo pasado y el carbón hace dos siglos.

Figura 10. Aprovisionamiento total en energía primaria según tipo de carburante.



Fuente: World Energy Outlook 2000, EIA.

Presenta una serie de ventajas competitivas frente al uso de las otras fuentes de energía que la hacen aun más prometedora. Por ejemplo, respecto al aprovechamiento real del producto, solamente alrededor del 10% del gas producido se pierde antes de llegar al consumidor final. Otras características, como su reducido intervalo de combustión, la hacen una de las fuentes de energía más seguras del momento. Así mismo, los avances tecnológicos mejoran constantemente la eficacia de las técnicas de extracción, de transporte y de almacenamiento, tanto como el rendimiento energético de los equipos que funcionan con él.

En materia ambiental, la diferencia con respecto al carbón o al petróleo reside en que las emisiones de dióxido de azufre son ínfimas y que los niveles de óxido nítrico y de dióxido de carbono son mucho menores (según Eurogas emite de 40 a 50% menos que el carbón y de 25 a 30% menos que el petróleo). Un mayor uso de esta fuente de energía permitiría limitar los impactos negativos del desarrollo industrial sobre el medio ambiente como la lluvia ácida, la deterioración de la capa de ozono o los gases con efecto invernadero.

Aunque las reservas de gas natural son limitadas, puesto que se trata de una fuente no renovable, las reservas explotables son numerosas en todo el planeta y aumentan al mismo tiempo que se descubren nuevas técnicas de exploración y de extracción, que permiten una perforación más amplia y profunda. Así mismo, se debe mencionar que es una fuente de energía muy segura en lo concerniente tanto a su transporte, como almacenamiento y utilización.

6.2. SISTEMA NACIONAL DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL

La Red Nacional de Gasoductos está conformada por un sistema de tres gasoductos principales a los cuales se conectan ramales regionales que se encargan de transportar el gas hasta los municipios. Así, el gas es llevado a las residencias e industrias a través de redes domiciliarias de distribución.

Ecogás, a través de su propia red o la que contrate con el sector privado, maneja el sistema central de gasoductos y los subsistemas de distribución hasta los municipios. Las redes municipales de distribución son contratadas por el Ministerio de Minas y Energía, mediante licitación para áreas exclusivas de servicio, o por los municipios directamente.

Los gasoductos troncales y regionales (ramales) de la red de **Ecogás**, tienen una extensión total de 3.233 Km. En esta cifra no se consideran las redes domiciliarias para la distribución en los municipios. La capacidad actual de transporte del sistema es de 150 MMPCD, en el tramo Ballena - Barrancabermeja y de 200 MMPCD a partir de Barrancabermeja, pero la cantidad que se transporta depende de la demanda efectiva.

Parte de la red fue construida utilizando oleoductos ya existentes que transportaban petróleo crudo, los que mediante un proceso de conversión, fueron habilitados para el transporte de gas. Otra parte fue construida directamente por Ecopetrol, y tanto la una como la otra fueron escindidas a Ecogás. Adicionalmente, tres de los gasoductos principales y sus ramales fueron construidos y financiados por la industria privada bajo el sistema BOMT (Build, Operate, Maintain and Transfer).

El sistema de transporte de gas planificó tener la red básica concluida hacia finales de 1997. En mayo de 1996 entró en operación el gasoducto Ballena-Barranca, el cual une el sistema de la Costa Atlántica con el interior del país. En el transcurso de 1997 entraron en servicio los gasoductos Mariquita-Cali, Centro-Oriente y Sebastopol-Medellín, así como las ampliaciones en el sistema troncal del Magdalena Medio, que permitieron completar finalmente lo que sería el Sistema Nacional de Transporte de Gas Natural, con sus correspondientes sistemas regionales, tal y como se ilustra en la figura 11.

El sistema de transporte de gas natural se subdivide en tres grandes sub-sistemas:

- Costa Atlántica, que une los campos de la Guajira, Córdoba, Sucre y otros, con las ciudades de Riohacha, Santa Marta, Barranquilla, Cartagena, Sincelejo y Montería, y otras poblaciones de menor tamaño de la región.
- Centro, que une los campos de la Guajira con la puerta de ciudad de Barrancabermeja y con el Sistema de Transporte del Interior.
- Interior, que une los campos de Casanare, Meta, Huila, Santander, y otros en el interior del país, con los departamentos de Santander, Cundinamarca, Valle del Cauca, Antioquia, Boyacá, Tolima, Caldas, Quindío, Huila, Casanare, Risaralda y Meta.

En el sistema de la Costa Atlántica el transporte se ha desarrollado a través de contratos de concesión donde el inversionista privado asume los riesgos de mercado y de regulación, ya que su ingreso depende del volumen transportado a la tarifa fijada por el ente regulador. El principal inversionista privado es Promigas S.A. (100% privada) con aproximadamente 1.989 kilómetros de gasoductos en operación (Gasoducto Central de la Costa).

En el sistema del Centro la participación se presentó a través de un contrato BOMT del transportador - Ecopetrol -, con Centragas (Ballena-Barrancabermeja). En este contrato Ecopetrol asumió el riesgo comercial y el riesgo regulatorio, pagándole al concesionario una tarifa por financiar y realizar las actividades de construcción, operación y mantenimiento del gasoducto. Ecopetrol, mediante pagos periódicos, adquirió la capacidad de transporte de los gasoductos durante la duración de los respectivos contratos. Al vencimiento del contrato, el gasoducto pasa a ser propiedad de Ecopetrol.

Figura 11. Red nacional de transporte de gas natural.



Fuente: www.ecogas.com.co

Tabla 11. Conformación de la red nacional de transporte de gas natural.

Gasoducto	Propietario	Fecha de entrada	Longitud Km.	Diámetro (in)	Inversión (MMUS\$ 96)
<u>Red básica</u>	-	-	-	-	-
Ballena-Barranca	CENTRAGAS	Abr/96	575	18	198.8
Centro-Oriente	ECOPETROL	Dic./96	573	12-22	269.0
Mariquita-Cali	TRANSGAS	May./97	340	20	276.0
Barranca-B/manga	TRANSORIENTE	Dic./96	158	6-10	14.2
Sebastopol-Medellín	TRANSMETANO	Dic./97	145	12-14	55.9
Cusiana-Apiay	ECOPETROL	Jun./95	149	12-14	9.4
<u>Red Secundaria</u>	-	-	-	-	-
Ramales Casanare	ECOPETROL	May./95	48.5	2	5.4
Ramales C/marca	ECOPETROL	Mar./95	14.8	2	19.0
Mont.-Gualanday	ECOPETROL	Dic./95	36.0	4-6	2.4
Ramales Meta	ECOPETROL	En construcc.	71.0	2	2.5
Ramales Boyacá	ECOPETROL	Jun./98	82.7	10	20.2
Ram. Prov. Velez	ECOPETROL	Dic./98	54.8	2-4	9.0
Ramales Piedemonte	ECOPETROL	Dic./98	47.0	2	3.6
Morichal-Yopal	ECOPETROL	Jun./94	13.0	4	1.8

En el sistema de transporte del Interior la participación privada se presentó bajo tres modalidades: contratos de concesión firmados con Transmetano y Transoriente, contratos BOMT firmados con Centragas y Transgas de Occidente (Mariquita-Cali) y contratación directa de Ecopetrol.

Durante el año 2001 llegaron a los siete puntos de entrada del sistema de transporte de gas natural, un total de 72.214,5 MMPC, equivalentes a un promedio diario de 197,85 MMPCD. Esta cifra representa un incremento promedio de 36,68 MMPCD, respecto al año anterior, cuando se recibieron 161,17MMPCD.

La gestión operacional de Ecogás en sus diferentes gasoductos troncales está orientada a la conservación y optimización funcional de los mismos. En la vigencia fiscal 2001 la operación del Sistema de Gasoductos tuvo un costo total de \$86.584 millones, de los cuales \$42.193 corresponden a los gastos de arrendamientos de las Estaciones Compresoras.

6.3. CALIDAD DEL GAS NATURAL

En Colombia, la regulación del transporte del gas natural fue establecida por la Comisión Nacional de Energía y Gas (CREG), a través de la RESOLUCIÓN 071 DE 1999 (Reglamento Unitario de Transporte - RUT), norma donde están involucrados todos los agentes pertenecientes a la cadena del gas natural y asociados dentro del “Consejo Nacional de Operación de Gas Natural” (CNO - de Gas).

Las especificaciones en cuanto a calidad requeridas dentro del Sistema Nacional de Transporte son establecidas por la CREG a través del Reglamento Único de Transporte.

El **RUT** textualmente indica: “El Gas Natural entregado al Transportador por el Agente, en el Punto de Entrada del Sistema de Transporte y por el Transportador

en el Punto de Salida, deberá cumplir con las especificaciones de calidad presentadas en la tabla 12”

Tabla 12. Calidad del gas (Según RUT - Resolución CREG 071-99).

ESPECIFICACIONES	Sistema Internacional	Sistema Inglés
Máximo poder calorífico bruto (GHV) (Nota 1)	42.8 MJ/m ³	1.150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto (GHV) (Nota 1)	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Contenido líquido (Nota 2)	Libre de líquidos (Nuevo: Cricondentherm < 7.2 °C)	Libre de líquidos (Nuevo: Cricondentherm < 45 °F)
Contenido total de H ₂ S máximo	6 mg/m ³	0.25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	23 mg/m ³	1.0 grano/100PCS
Contenido CO ₂ , máximo en % volumen	2%	2%
Contenido de N ₂ , máximo en % volumen	3%	3%
Contenido de inertes máximo en % volumen (Nota 3)	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.1%	0.1%
Contenido de agua máximo	97 mg/m ³	6.0 Lb/MPCS
Temperatura de entrega máximo	49 °C	120°F
Temperatura de entrega mínimo	4.5 °C (nuevo 7.2 °C)	40 °F (nuevo 45 °F)
Contenido máximo de polvos y material en suspensión (Nota 4)	1.6 mg/m ³	0.7 grano/1000PCS

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

Nota 2: El Gas Natural deberá entregarse con una calidad tal que no forme líquido, a las condiciones críticas de operación del Sistema de Transporte. La

característica para medir la calidad será el “Cricodentherm” el cual será fijado para cada caso en particular dependiendo del uso y de las zonas donde sea utilizado el gas.

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

Nota 4: El máximo tamaño de las partículas debe ser 15 micrones. Salvo acuerdo entre las partes, el Productor-comercializador y el Remitente están en la obligación de entregar Gas Natural a la presión de operación del gasoducto en el Punto de Entrada hasta las 1200 Psia, de acuerdo con los requerimientos del Transportador. El Agente que entrega el gas no será responsable por una disminución en la presión de entrega debida a un evento atribuible al Transportador o a otro Agente usuario del Sistema de Transporte correspondiente.

Si el Gas Natural entregado por el Agente no se ajusta a alguna de las especificaciones establecidas en el RUT, el Transportador podrá rehusar aceptar el gas en el Punto de Entrada.

6.4. ESPECIFICACIONES SOBRE EL CONTENIDO DE LIQUIDOS. PLANTEAMIENTO Y CONTEXTUALIZACIÓN DEL PROBLEMA

El “Consejo Nacional de Operación de Gas Natural” (CNO - de Gas) actualmente se encuentra realizando una labor de revisión y actualización del RUT, con miras a su posible reforma por parte de la CREG.

En seis años de experiencia en la aplicación del RUT se han detectado una serie de problemas técnicos respecto a su asertividad en algunas especificaciones. A diferencia de los combustibles líquidos, la comercialización de gas natural es dinámica y el producto pasa del vendedor al comprador en forma continua y sin

interrupciones requiriendo que la verificación de la calidad del producto se realice en tiempo real, de forma continua y con los mejores estándares de aplicación.

Dentro de los cambios más importantes que se plantean como antecedentes visibles de esta problemática están: la revisión y análisis de las especificaciones de calidad que marcan la característica más importante en cuanto a la tarea de garantizar la seguridad y protección a la infraestructura de manejo de la cadena de comercialización de gas natural, y en particular, la revisión de la especificación respecto al contenido de líquidos, por la cual se han presentado en gran medida las diferencias entre las partes implicadas.

Según el RUT, se establece en el numeral 6.3 sobre la Calidad del Gas, específicamente en la nota aclaratoria número 2 que: *El Gas Natural deberá entregarse con una calidad tal que no forme líquido a las condiciones críticas de operación del Sistema de Transporte. La característica para medir la calidad será el “Cricondentherm”, el cual será fijado para cada caso en particular dependiendo del uso y de las zonas donde sea utilizado el gas.*

Con respecto a esta especificación de calidad, se han llevado a cabo algunos estudios precedentes, por parte de Promigas y la Universidad Industrial de Santander junto con el CDT de Gas, con miras a establecer criterios técnicos que definan esta especificación dentro del RUT. Los principales apartes de estos estudios pueden ser observados en el numeral 6.5 del presente capítulo.

Los hidrocarburos condensables pueden definirse como aquellos productos que durante el transporte, dependiendo de la presión y la temperatura de operación, se pueden condensar. Principalmente forman parte de éstos, los hidrocarburos de alto peso molecular, denominados como la fracción pesada (Cn+).

En términos generales la presencia de líquidos en la cadena del gas natural genera problemas como los que se mencionan a continuación:

- a) Reducen la eficiencia de transporte de gas natural.
- b) Inducen errores en la medición del gas.
- c) Causan daños en los sistemas de regulación y distribución.
- d) Causan daños en las turbinas de generación.
- e) Incrementan el riesgo de explosiones e incendios.
- f) Corrosión.

6.5. ESPECIFICACIÓN DE TEMPERATURAS DE ROCÍO EN PUNTOS DE REGULACIÓN. ESTUDIOS Y ANÁLISIS PRECEDENTES.

Dentro de una propuesta global de modificación al RUT, presentada por *Promigás*, se llevó a cabo un estudio (en asocio con la Universidad Industrial de Santander - UIS y el CDT de Gas) referente al Contenido de Líquidos dentro de las especificaciones de calidad del Gas natural a cumplir para su transporte dentro del Sistema Nacional de Transporte (SNT).

Entre las principales observaciones y conclusiones que se presentaron, se encuentra una referente a especificar como máximo valor de temperatura de punto de rocío un valor inferior en 10 °F a la mínima temperatura de operación del sistema.

Teniendo en cuenta que las mínimas temperaturas de operación en la cadena del transporte y suministro ocurren en las estaciones de regulación de presión, producto del bien conocido efecto Joule Thompson, y que los análisis realizados en estas estaciones, a partir de diferentes escenarios climáticos del territorio nacional, han demostrado que las mínimas temperaturas de operación en los procesos de expansión son los observados en la tabla 13, se concluyó que los

valores de temperatura de rocío a especificar en la reglamentación para evitar condensación de hidrocarburos en los puntos de regulación, y por consiguiente en el SNT, deberían ser los de la tabla 14.

Tabla 13. Temperaturas de operación en los procesos de expansión.

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

Tabla 14. Valores de temperatura de rocío a especificar.

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

7. CONSTRUCCIÓN Y ANÁLISIS DEL MODELO DE SIMULACIÓN

7.1. DEFINICIÓN GENERAL DEL MODELO.

El modelo de simulación numérica tomado como punto de partida para realizar este estudio, fue desarrollado por el Grupo de Modelamiento de Procesos Hidrocarburos - GMPH de la Universidad Industrial de Santander.

Consta de perfiles detallados de tres líneas troncales con sus respectivos ramales anexos, pertenecientes al sistema nacional de transporte de gas natural, con base en planos As Built de proceso e instrumentación y tubería (P&ID's y PFD).

Las líneas de gasoductos de estudio denominados como Línea 1, Línea 2 y Línea, se seleccionaron teniendo en cuenta que precisamente sobre éstas, es que se han presentado históricamente problemas operacionales relacionados con condensación de fluidos, aparentemente a causa de las bajas temperaturas que se registran ocasionalmente en algunas zonas del sistema, especialmente en la Línea 3. A partir de este punto se denominará gasoducto de estudio al conjunto constituido por las tres líneas mencionadas.

Se diseñaron tres escenarios diferentes de simulación para tres rangos específicos de temperaturas ambiente promedio (Mínimas, Medias y Máximas), provenientes de reportes históricos registrados por el Instituto de Hidrología, Meteorología y Estudios Ambientales - IDEAM durante los últimos años (algunos de hasta diez años) de zonas incluidas en el trazado y/o aledañas al gasoducto.

La cromatografía de gas utilizada comprende un análisis extendido de una muestra representativa del gas comprometido para transporte en esta zona, de acuerdo a los convenios establecidos entre la compañía responsable del gas y la

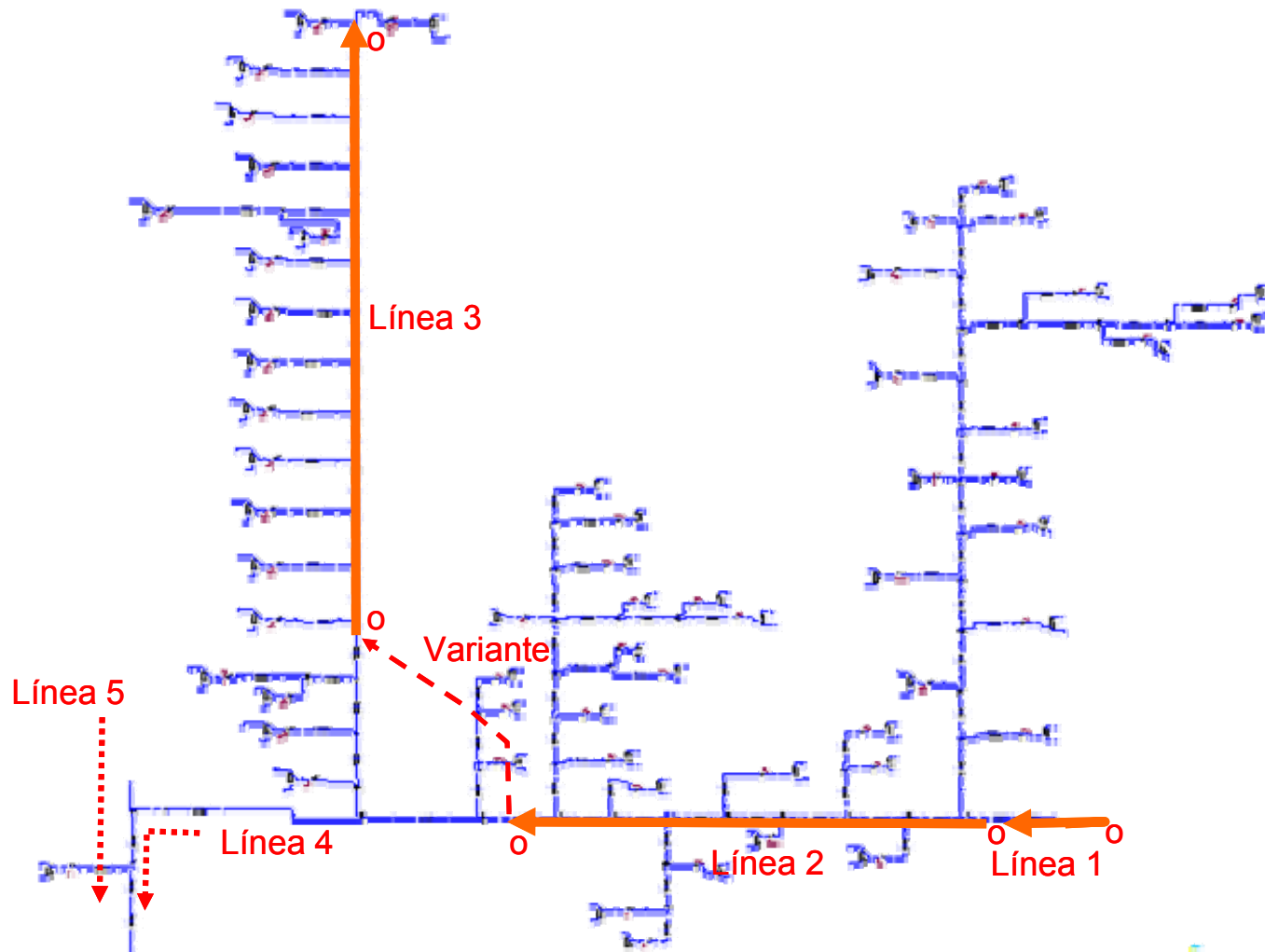
operadora del gasoducto; a este gas se le denominará a partir de este punto como Gas Tipo.

La información de tipo operacional como consumos, caudales, presiones y temperaturas de carga al gasoducto, reportados para la realización del análisis de sensibilidades de los diferentes escenarios, obedecen a los rangos más usuales y/o a valores a los que se pretende operar a futuro, reportados directamente por Ecogás.

El objetivo central del análisis de sensibilidades es evaluar el impacto de la temperatura ambiente sobre la presencia de condiciones críticas de flujo, específicamente sobre la condensación de fluidos, responsable de disminuir la capacidad efectiva de transporte, y la calidad del fluido transportado, entre otras consecuencias ya mencionadas en capítulos previos. Así mismo, se pretende mejorar la operación en las líneas seleccionadas mediante la identificación de rangos operacionales más seguros, de acuerdo a las temperaturas ambientes que se puedan presentar en determinado momento en los alrededores de la línea.

Así mismo, se evaluará el cumplimiento del Reglamento Único de Transporte en cada uno de los puntos de entrega pertenecientes a la Línea troncal 3, referente a la especificación de temperatura de entrega del gas, cuantificando las necesidades energéticas (BTU/hora) necesarias para el cumplimiento de este parámetro en los casos en que no lo esté haciendo.

Figura 12. Mapa esquemático de las líneas seleccionadas para la simulación.



Es necesario aclarar que tanto el modelo como la metodología planteada representan una base para estudios posteriores, más detallados y concisos. La desventaja general del modelo desarrollado, es que no cuenta con un modelo térmico detallado que permita representar verazmente el comportamiento de la transferencia de calor. El modelo es estático respecto a la variación externa de la temperatura, es decir, que los valores de las condiciones externas (temperaturas ambiente) son tomados para un tiempo determinado, y no en función de su variación, asumiendo que en ese momento específico todos los diferentes puntos del gasoducto se comportan completamente de acuerdo al escenario de temperatura planteado, ya sea mínimo, medio o máximo. Sin embargo, como punto de partida para estudios aplicados en esta rama, su aporte es considerablemente aceptable y satisfactorio.

A continuación se describe más detallada y esquemáticamente cada una de las variables involucradas en el análisis práctico del estudio. Se presentan los perfiles de elevación de los gasoductos, la envolvente de fases, los rangos de temperatura ambiente para los diferentes escenarios, etc., finalizando con esquemas gráficos representativos del análisis de sensibilidades y las respectivas conclusiones.

7.2. BASES DEL SIMULADOR DE PROCESOS

La representación de un proceso mediante la simulación implica la determinación de propiedades termodinámicas, físicas y de transporte, con las que se realizan los cálculos de transferencia de masa y energía requeridos.

El corazón del simulador está constituido por los modelos termodinámicos y físicos que se utilizan en los cálculos de equilibrio para determinar el número de fases coexistentes, su composición y su cantidad a unas condiciones dadas de presión y temperatura. Los modelos disponibles en el simulador incluyen ecuaciones de

estado, modelos de actividad, métodos empíricos, modelos de presión de vapor y métodos misceláneos.

Para la realización de la simulación en estado estable, se usó la ecuación de estado de Peng & Robinson (PR) como modelo termodinámico, y la correlación mejorada de Beggs y Brill para realizar el análisis hidráulico, debido a que tiene en cuenta las condiciones multifásicas del fluido y la topografía del sistema.

El comportamiento térmico es evaluado por el simulador a partir de una aproximación isotérmica, la cual es asumida por defecto cuando se carecen de parámetros específicos para definirle a la simulación un modelo térmico formal. Sencillamente se asume un perfil de temperatura que no varía con el tiempo pero que sí lo hace sobre el espacio. La única variable especificada es la temperatura ambiente para cada escenario, las demás variables relacionadas con la transferencia de calor como el coeficiente global de transferencia de calor, la conductividad térmica, entre otros, son asumidos directamente como variables por defecto acorde a los modelos incluidos bajo esta opción por el simulador.

El simulador cuenta igualmente con facilidades predeterminadas que permiten realizar de forma sencilla los cálculos de las diferentes propiedades necesarias para detallar el análisis termodinámico y de sensibilidades.

La utilidad de “Corrientes de materia”, está diseñada para generar las corrientes de fluido (gas y agua) necesarias para realizar la simulación. A cada una de estas corrientes se les debe definir propiedades como composición, presión, temperatura y caudal.

La utilidad de “Segmentos de Tubería”, es usada para simular una amplia variedad de situaciones en sistemas de tuberías que transportan tanto flujo monofásico como multifásico, con una estimación rigurosa de la transferencia de calor,

pérdidas de presión, régimen de flujo, entre otras variables, mediante las que se define la hidráulica del sistema. Esta utilidad facilita el uso tanto de un segmento de tubería, como de codos, tee's, curvaturas, uniones, válvulas, etc., necesarios para tener en cuenta la caída de presión producida por cada uno de estos elementos.

7.3. CONSTRUCCIÓN DEL MODELO DE SIMULACIÓN

La información necesaria para el montaje del modelo de simulación, corresponde a las características composicionales del fluido a modelar, a su respectiva envolvente de fases, al perfil topográfico de cada línea troncal considerada, a características de la tubería como extensiones totales y diámetros, consumos locales, variables operacionales consideradas para el análisis de sensibilidades como caudal, presión y temperatura de entrada al gasoducto y a las rampas de temperaturas ambiente necesarias para definir cada uno de los escenarios.

Toda esta información fue facilitada y/o suministrada por el Grupo de Modelamiento de Procesos Hidrocarburos de la Universidad Industrial de Santander, y será detallada a continuación.

7.3.1. Características composicionales del gas a modelar.

El reporte suministrado acerca de la composición del gas a modelar, corresponde a una muestra tipo del fluido a ser introducido en la línea de acuerdo al compromiso contractual adquirido entre la empresa responsable del gas a transportar, y la operadora del gasoducto. En este reporte se especifican las características y métodos utilizados para el análisis de la muestra, tal y como se mencionan a continuación.

Para el análisis cromatográfico de las muestras de Gas Natural C1-C13+, se siguió el método estándar GPA 2286, que permite identificar y cuantificar los componentes típicos de un gas natural incluyendo los gases inertes, H₂S (mayor del 1% Mol) e hidrocarburos desde C1 hasta C12+; se utilizó un Cromatógrafo de Gases HP5890, configuración Gas Natural.

El resultado del análisis composicional presenta al metano como componente principal y el resto son hidrocarburos C₂ a C₁₁ e inorgánicos CO₂, O₂, y N₂. Como propiedades calculadas se reportan el peso molecular, factor de compresibilidad, BTU Bruto, BTU Neto, gravedad específica, y densidad (Ver tabla 15). Las constantes para los cálculos fueron tomadas del GPA 2145 del 2000 (P = 14.696 psia y T = 60°F) a condiciones ideales. Los parámetros volumétricos fueron calculados a P = 14.65 psia y T = 60°F.

Todos los resultados analíticos contenidos en el reporte se obtuvieron siguiendo los procedimientos estándares de análisis de los laboratorios de Química Analítica del Instituto Colombiano del Petróleo. La envolvente de fases generada por el simulador a partir de la composición presentada en la tabla 15, puede ser observada en la figura 13, y las propiedades críticas derivadas de la misma, en la tabla 16.

Tabla 15. Reporte recibido del análisis composicional Gas Tipo.

Análisis Gas Natural Extendido GPA 2286 (95)		
Sample ID		200146104
Sitio de Muestreo		Cusiana - 1
Fecha de Muestreo		19-AGO-2004
Presión de la Muestra psi		859
Temperatura de la Muestra °F		103

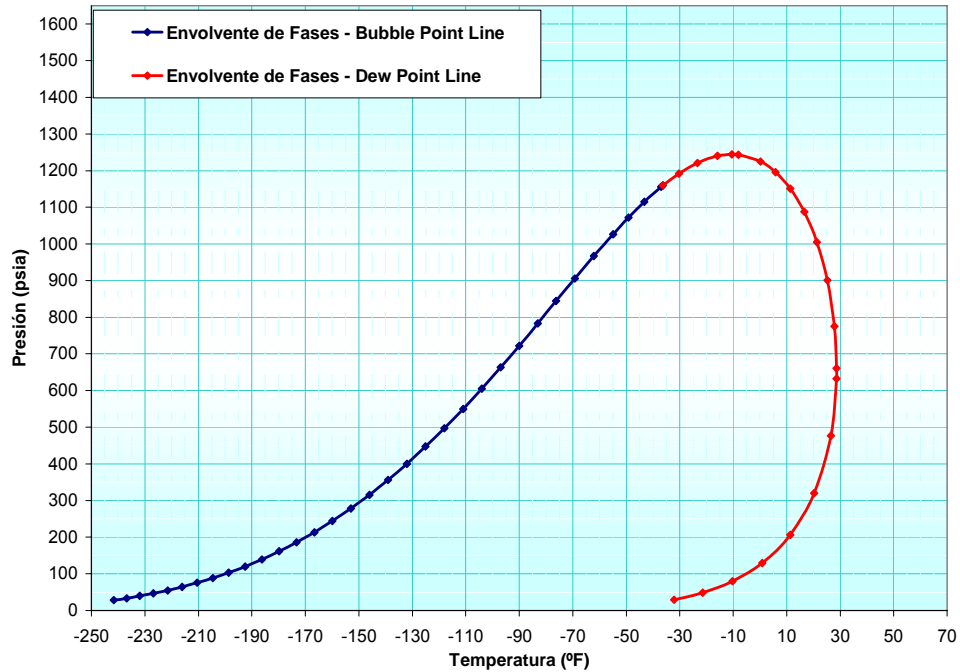
Componente	Unidad	Reporte Gas Cusiana
Metano	% Molar	78,15690
Etano	% Molar	10,18700
Propano	% Molar	4,21060
i-Butane	% Molar	0,66030
n-Butane	% Molar	0,70510
Neo-Pentano	% Molar	0,00620
i-Pentane	% Molar	0,13680
n-Pentane	% Molar	0,08130
2,2-Dimethylbutane	% Molar	0,00150
Cyclopentane+2,3-Dimetilbut	% Molar	0,00690
Isohexano	% Molar	0,01260
3-Methylpentane	% Molar	0,00610
n-Hexane	% Molar	0,00940
Metilciclopentano	% Molar	0,00440
Isoheptano	% Molar	0,00040
Benceno	% Molar	0,00160
3,3-Dimetilpentano	% Molar	0,00000
Ciclohexano	% Molar	0,00270
2-Methylhexane	% Molar	0,00120
2,3-Dimethylpentane	% Molar	0,00040
1,1-Dimethylcyclopentane	% Molar	0,00000
3-Methylhexane	% Molar	0,00130
1t,3-Dimethylcyclopentane	% Molar	0,00030
1c,3-Dimethylcyclopentane	% Molar	0,00030
Isoctano	% Molar	0,00400
n-Heptane	% Molar	0,00130
Metilciclohexano	% Molar	0,00190
1,1,3-Trimetilciclopentano	% Molar	0,00000
Etilciclopentano +2,5Dimeti	% Molar	0,00020
2,4-Dimetilhexano	% Molar	0,00000
1t,2c,4-Trimetilciclopentano	% Molar	0,00010
1t,2c,3-Trimetilciclopentano	% Molar	0,00000
2,3,4Trimetilpentano	% Molar	0,00000
Toluene	% Molar	0,01020
1c,2t,3-Trimetilciclopentano	% Molar	0,00000
2-Metilheptano	% Molar	0,00030
4-Metilheptano	% Molar	0,00000
1tetil 2 Metilciclopentano	% Molar	0,00010
1t,2-Dimetilciclohexano	% Molar	0,00020
n-Octane	% Molar	0,00020

1c,4-Dimetilciclohexano	% Molar	0,00010
Etilciclohexano+C9 Naftenos	% Molar	0,00010
1,1,3-Trimetilciclohexano	% Molar	0,00020
Etilbenceno	% Molar	0,00000
m,p-Xileno	% Molar	0,00000
o-Xileno	% Molar	0,00000
n-Nonano	% Molar	0,00000
Parafinas C9	% Molar	0,00200
Decanos	% Molar	0,00000
Undecanos+	% Molar	0,00000
Dióxido de Carbono	% Molar	5,23960
Oxígeno	% Molar	0,00500
Nitrogeno	% Molar	0,54290
PROPIEDADES FISICO - QUIMICAS	CALCULO A 60 °F & 14,65psia	
Poder Calorífico Superior Volumétrico Id	BTU/PC	1128.4
Poder Calorífico Superior Volumétrico Re	BTU/PC	1132
Poder Calorífico Neto Volumétrico Ideal	BTU/PC	1021.7
Poder Calorífico Neto Volumétrico Real	BTU/PC	1024.9
Densidad Ideal	lbm/pie3	0.054972
Densidad Real	lbm/pie3	0.055147
Gravedad Especifica [14.73 psia] Ideal	N/A *	0.7225
Gravedad Especifica [14.73 psia] Real	N/A *	0.7245
80% de licuefacción del Propano	Gal/1000 PC	1.463
100% de licuefacción del Propano	Gal/1000 PC	1.694
Factor de Compresibilidad	N/A *	0,79586401
Peso Molecular	N/A *	20,93336872

Tabla 16. Condiciones críticas de la corriente de gas.

PROPIEDAD	VALOR
Temperatura Crítica (° F)	-36,3
Presión Crítica (psia)	1159,4
Cricodontérmica (° F)	28,6
Cricondenbárica (psia)	1244,4

Figura 13. Envolverte de fases del gas de carga al gasoducto de estudio.



7.3.2. Perfil topográfico.

Con el propósito de describir fielmente el comportamiento en estado estable del gasoducto, se adquirieron los planos “AS BUILT” del gasoducto, que permitieron obtener el perfil topográfico del tendido de la línea para incluirlo en el simulador de procesos. En la figura 14 se muestra el perfil topográfico de la extensión total del gasoducto. El perfil extractado de los planos para cada una de las líneas troncales, se observa en las figuras 15, 16, 17 & 18.

Cada línea troncal fue subdividida en tramos (T) para especificar con mayor detalle el comportamiento termodinámico del gas transportado y tener en cuenta los distintos puntos de separación de los ramales. A su vez, algunos ramales regionales con extensiones considerables y subramales adjuntos fueron subdivididos igualmente en tramos. Esta aclaración cobra importancia en el momento de definir los diferentes escenarios de temperatura de acuerdo a la proximidad geográfica entre los tramos de la tubería del gasoducto.

Figura 14. Perfil topográfico del Gasoducto de estudio.

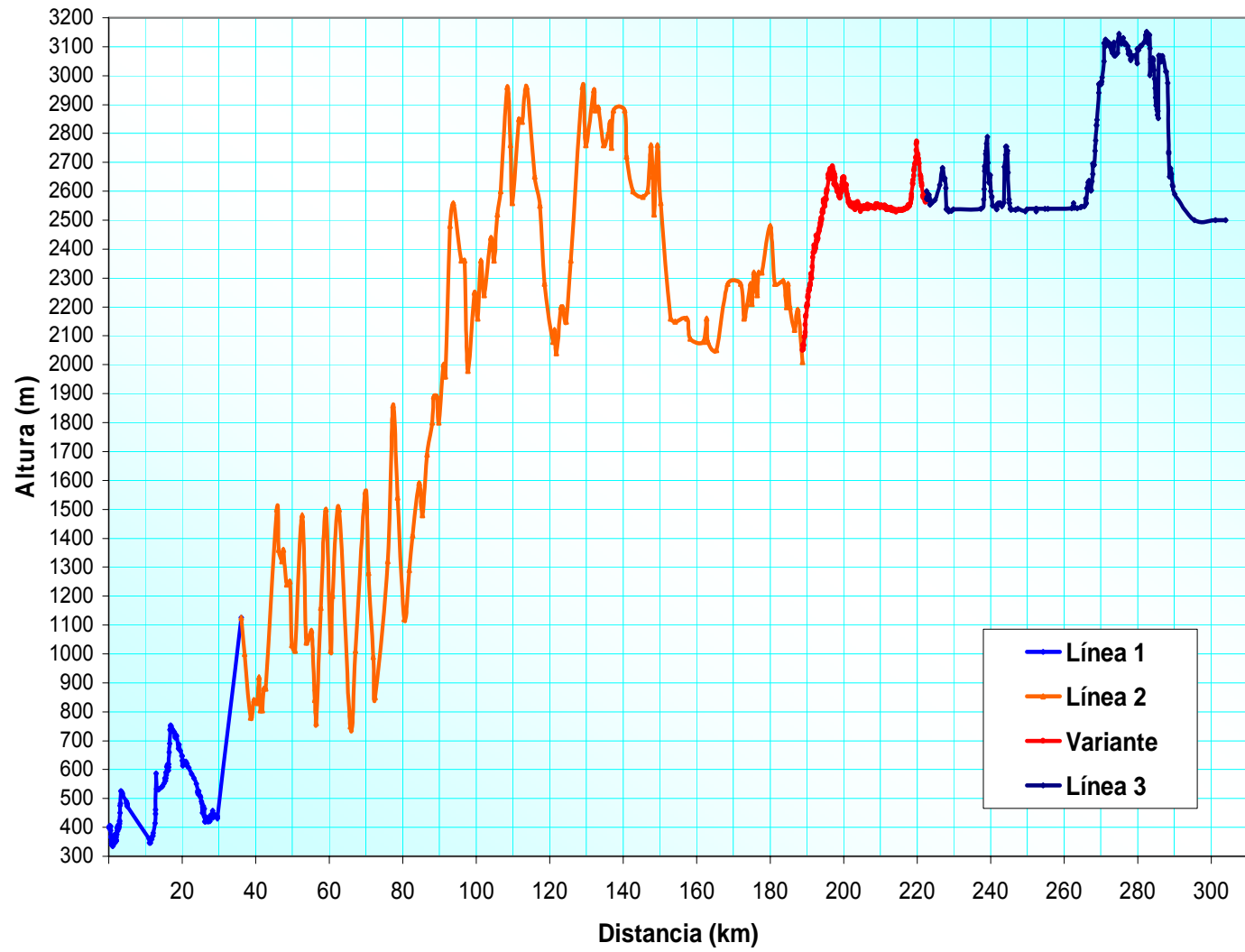


Figura 15. Perfil topográfico detallado de la Línea Troncal 1.

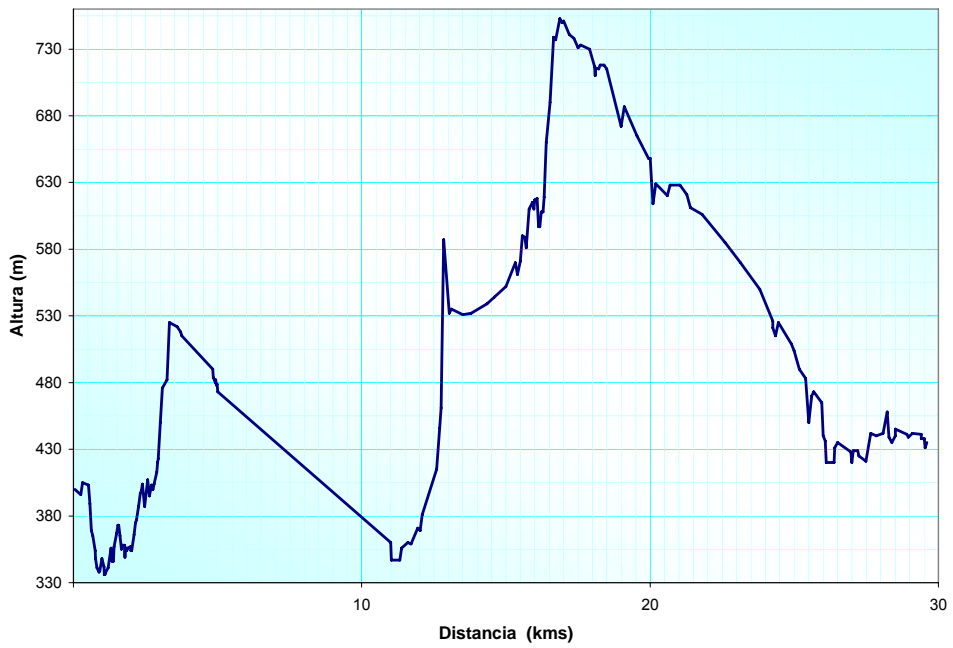


Figura 16. Perfil topográfico detallado de la Línea Troncal 2.

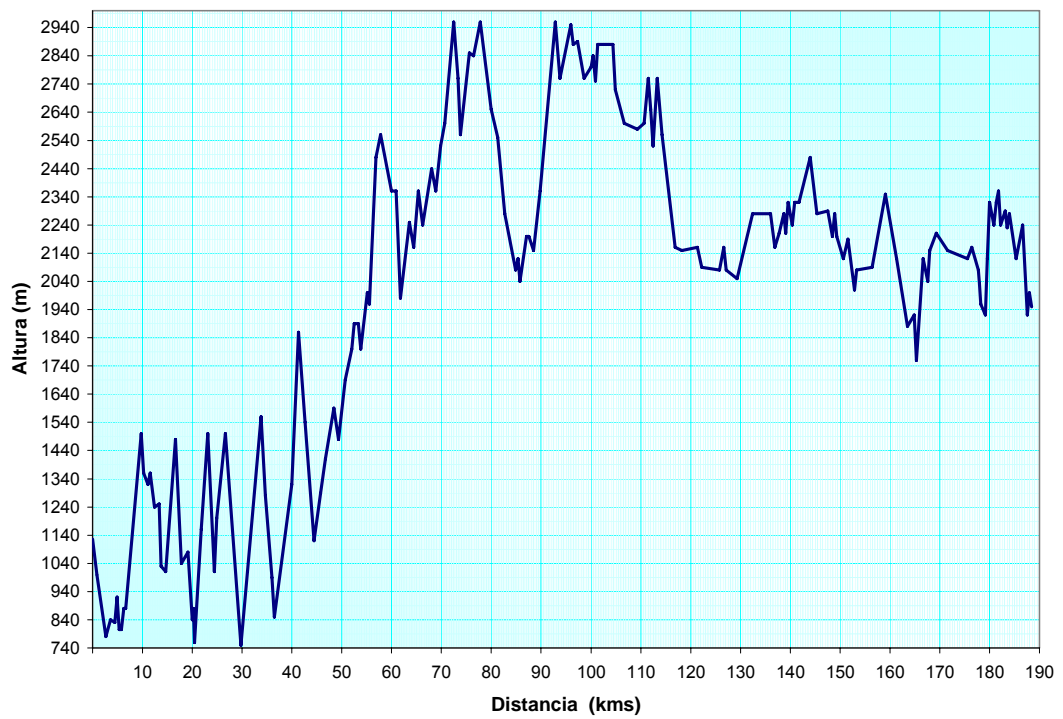


Figura 17. Perfil topográfico Variante entre Línea 1 & Línea 2.

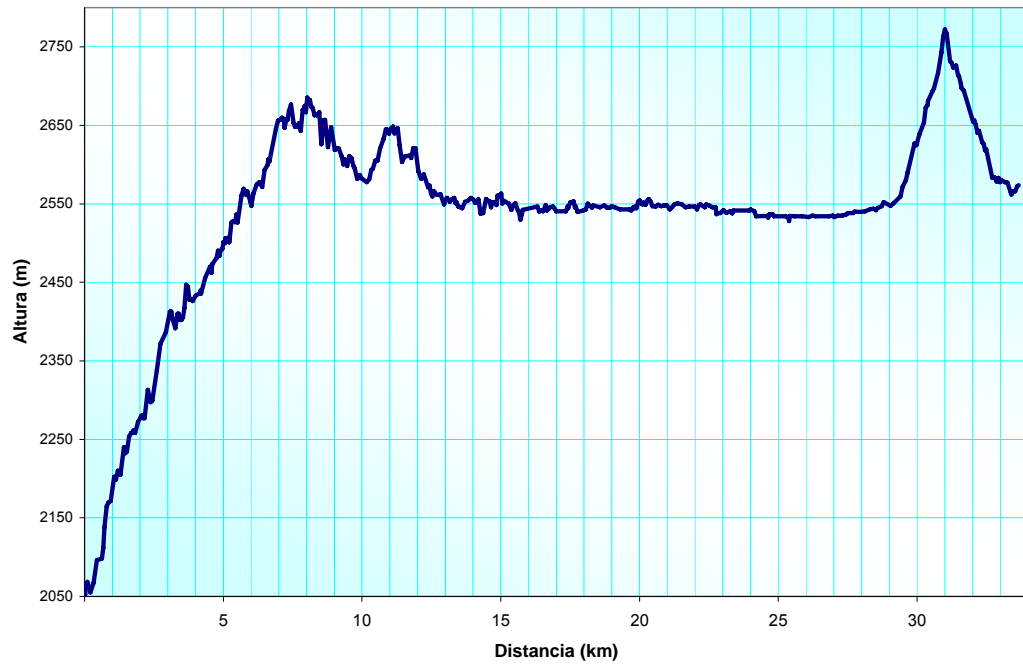
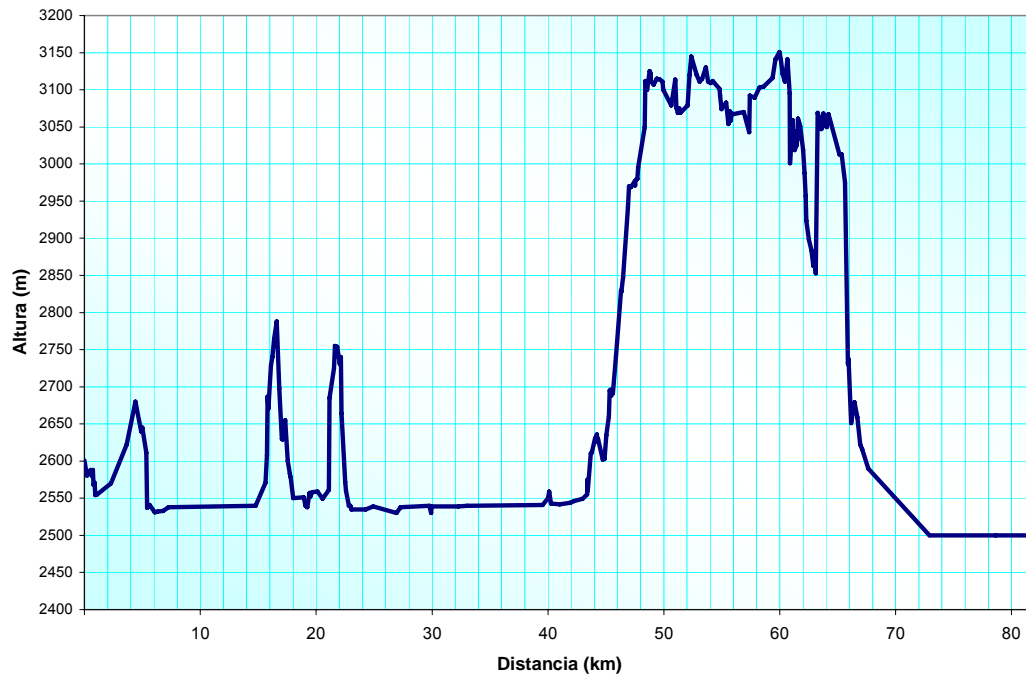


Figura 18. Perfil topográfico detallado de la Línea Troncal 3.



7.3.3. Características de las tuberías y consumos de los ramales.

En este numeral se mencionan las longitudes totales y los diámetros tanto de línea troncal como de los distintos ramales. Así mismo, se detallan los consumos locales promedio de los distintos ramales utilizados durante la simulación (Ver tabla 17); estos valores obedecen a los consumos pico, & no fueron variables con respecto a los caudales de carga a la entrada del gasoducto con los que se hizo la simulación. Los únicos consumos de llegada que varían dentro del sistema planteado son el flujo de paso a la salida de la Línea 2 hacia otro sector de gasoducto no evaluado, referenciado como Línea 4 en el esquema mostrado en la Figura 12, y el flujo de salida al final de la línea 3, cuyos rangos serán especificados en la sección correspondiente a condiciones operacionales.

Tabla 17. Características de las tuberías y consumos por ramal del gasoducto.

1. GASODUCTO LÍNEA 1			
	DIAMETRO (Pulgadas)	LONGITUD (Kilómetros)	Consumos (MMSCFD)
Troncal	12	36.000	
TOTAL GASODUCTOS		36.000	
2. GASODUCTO LÍNEA 2			
Troncal	20	188.000	
Ramal 1	10	85.155	
RAMAL 1			
<i>Troncal</i>	<i>10</i>	<i>85.155</i>	
<i>Sub Ramal 1</i>	<i>8</i>	<i>3.634</i>	0.5400
<i>Sub Ramal 2</i>	<i>2</i>		0.0020
<i>Sub Ramal 3</i>	<i>2</i>	<i>23.044</i>	0.0130
<i>Sub Ramal 4</i>	<i>2</i>	<i>1.007</i>	0.0010
<i>Sub Ramal 5</i>	<i>2</i>	<i>2.159</i>	0.0030
<i>Sub Ramal 6</i>	<i>2</i>		0.0140
<i>Sub Ramal 7</i>	<i>2</i>	<i>2.427</i>	1.0720
<i>Sub Ramal 8</i>	<i>8</i>	<i>0.043</i>	0.1060
<i>Sub Ramal 9</i>	<i>3</i>	<i>29.507</i>	0.2980
SUB RAMAL 9			

<i>Troncal</i>	<i>3</i>	<i>29.507</i>	
<i>Ramal 9_1</i>	<i>2</i>	<i>6.527</i>	0.0040
<i>Ramal 9_2</i>	<i>2</i>	<i>1.684</i>	0.0540
<i>Ramal 9_3</i>	<i>2</i>	<i>0.273</i>	0.0100
<i>Ramal 9_4</i>			0.0370
TOTAL SUB RAMAL 9		8.484	
<i>Sub Ramal 10</i>	<i>2</i>	<i>0.759</i>	0.0170
<i>Sub Ramal 11</i>	<i>2</i>		0.0170
<i>Sub Ramal 12</i>	<i>3</i>	<i>0.504</i>	0.2100
<i>Sub Ramal 13</i>			4.5910
TOTAL RAMAL 1		71.568	
Ramal 2	2	0.742	0.0330
Ramal 3	2	1.692	0.0040
	2	4.748	0.0020
Ramal 4	2		0.0060
Ramal 5	2	2.248	0.0320
Ramal 6	2	4.147	0.0140
	2	8.148	0.0090
	2	5.086	0.0010
Ramal 7	2	1.048	0.0030
Ramal 8	8	45.300	
RAMAL 8			
<i>Troncal</i>	<i>8</i>	<i>45.300</i>	
<i>Sub Ramal 1</i>	<i>2</i>	<i>0.545</i>	0.0060
<i>Sub Ramal 2</i>	<i>2</i>		0.0020
<i>Sub Ramal 3</i>	<i>2</i>	<i>8.570</i>	0.0110
<i>Sub Ramal 4</i>	<i>2</i>	<i>9.970</i>	0.0030
<i>Sub Ramal 5</i>	<i>2</i>	<i>4.200</i>	0.0020
<i>Sub Ramal 6</i>	<i>2</i>	<i>2.177</i>	0.0140
<i>Sub Ramal 7</i>	<i>2</i>	<i>3.500</i>	0.0050
<i>Sub Ramal 8</i>	<i>2</i>		0.0000
<i>Sub Ramal 9</i>	<i>2</i>	<i>0.509</i>	0.0020
<i>Sub Ramal 10</i>	<i>2</i>	<i>8.163</i>	0.0020
<i>Sub Ramal 11</i>	<i>2</i>		0.0200
TOTAL RAMAL 8		37.634	
Ramal 9	2	6.682	0.0030
Sub Ramal 1	2	6.620	0.0020
Sub Ramal 2	2	8.181	0.0070
TOTAL RAMALES LÍNEA 1		288.999	
VARIANTE ENTRE LÍNEA 1 & LINEA 2			
Troncal	20	33.650	
3. GASODUCTO LÍNEA 3			
Troncal	22	115.600	
Ramal 1	2	1.05	0.0100

Ramal 2	2	5.97	0.0030
Ramal 3	2	1.7	0.0020
Ramal 4	2	0.9	0.0040
Ramal 5	3	2.43	0.1260
Ramal 6	2	4.76	0.0400
Ramal 7	2	4.5	0.0800
Ramal 8	2	4.01	0.0020
Ramal 9	2	3.23	0.0400
Ramal 10	2	0.93	0.0040
Ramal 11	2	1.45	0.0020
Ramal 12	3	3.93	0.0850
Ramal 13	2	9.21	0.0050
Ramal 14	2	1.29	0.0030
Ramal 15	2	3.14	0.0030
Ramal 16	3	4.44	0.0120
Ramal 17	2	2.88	4.3510
TOTAL RAMALES LÍNEA 3		55.820	

Las casillas vacías correspondientes a la columna de longitudes de tubería, representan poblaciones que derivan su red interna directamente de la línea troncal, es decir, que el trazado de la tubería del gasoducto principal atraviesa directamente tal población y que no se requirió de la construcción de todo un ramal.

7.3.4. Condiciones operacionales.

La definición de los valores de las variables operacionales utilizadas para la simulación se fundamenta en las condiciones aplicadas y/o esperadas en campo (Ver Tabla 18). En el caso de los caudales de carga, por ejemplo, el menor corresponde aproximadamente a una tasa referenciada como valor pasado; el valor de 108 MMSCFD se refiere a la tasa de carga actual y el de 138 MMSCFD a un valor próximo a cargar en el sistema (valor futuro). Respecto a la variación en los nuevos consumos a partir del aumento de la tasa de carga, el planteamiento indica que las zonas de aumento de mercado son dos; la primera, hacia la salida

al sector de la Línea 4, que recibe hasta 50 MMSCFD de gas transportado por el sistema analizado, y el del punto terminal del sistema al final de la Línea 3, que recibe todo el excedente de gas que se envíe desde el punto de carga y no sea consumido por los demás ramales.

Tabla 18. Conjunto de condiciones operacionales planteadas para el análisis de sensibilidades de carga al gasoducto.

Subíndice	Caudal de carga (MMSCFD)	Caudal hacia Línea 4 (MMSCFD)	Presión de carga (psia)	Temperatura de carga (°F)
1	68	0	912	95,52
2	108	20	1100	101,5
3	138	50	1200	118

La variación en el conjunto de condiciones para el análisis de sensibilidades se realiza teniendo en cuenta tres criterios de evaluación para cada uno de los escenarios de temperatura ambiente. El primero, tiene que ver con la sensibilidad a las condiciones de presión y temperatura de carga respecto a una tasa fija (tomada como $Q_2 = 108$ MMSCFD, tasa actual); el segundo, a cambios en la tasa de carga respecto a unas condiciones fijas de presión y temperatura ($P_3 = 1200$ psia & $T_3 = 118^\circ$ F), correspondientes a las máximas permisibles en la línea por reglamentación. La tercera tiene que ver con variaciones en ambas condiciones, planteándose relaciones 1-1, 2-2 y 3-3 (Ver tabla 18), teniendo en cuenta que son las relaciones directas aplicadas operativamente.

7.3.5. Rampas de temperatura ambiente de la zona de influencia del gasoducto.

Como se mencionó al inicio de este capítulo, el principal objetivo de este estudio de simulación es determinar la influencia de las rampas de temperatura sobre el comportamiento termodinámico del gasoducto. De allí, la importancia de definir escenarios con registros de temperatura lo mas reales posibles.

Los valores asumidos para estas rampas de temperatura corresponden a promedios de los registros históricos reportados por el IDEAM, presentados en las diversas zonas de influencia del gasoducto. Se encuentran agrupados en tres escenarios: Temperaturas Mínimas, Medias y Máximas. Algunos de estos valores no corresponden directamente a datos reportados, por carencia de estaciones de medición; sin embargo, el valor asignado corresponde a su proximidad a una zona de la cual si se tiene registro y/o se considera que exhibe un comportamiento similar de acuerdo a su ubicación geográfica. Los valores tomados para representar estos escenarios se pueden observar en la tabla 19 y en la figura 19.

En la tabla 19, la denominación de un ramal con el índice **T**, indica que el nombre mencionado en dicho ramal corresponde al extremo mismo de la sección completa de troncal o ramal regional, y que atraviesa otras poblaciones antes de llegar hasta ese punto; por ende mientras mayor sea el número que acompaña al índice **T**, mayor es la proximidad a la zona geográfica que lo acompaña. El índice (**), se refiere a secciones de la línea recientemente separadas de la sección principal de la troncal debido a la puesta en operación de un nuevo tramo de gasoducto referenciado como Variante entre Línea 2 & Línea 3. La tubería correspondiente a la Línea 3 semi-aislada por la variante, se mantiene empaquetada.

Tabla 19. Escenarios de temperatura ambiente planteados para la simulación.

TRAMO	Tamb MÍNIMA (°C)	Tamb MEDIA (°C)	Tamb MÀXIMA (°C)
SECCION LÍNEA 1			
LÍNEA 1	19,8	26,9	32,3
SECCION LÍNEA 2			
TRONCAL Km 0 – 104.4	11	19,55	27
TRONCAL Km 104.4 – 153 & RAMALES REGIONALES 1 a 7	5	12,9	21
RAMAL 8 - T1	10	17	23
SUB RAMAL 1	16,8	21,1	27,6
RAMAL 8 - T2 & T3	16,8	21,1	27,6
SUB RAMAL 3	10	17	23
SUB RAMAL 4	5	12,9	21
RAMAL 8 - T4	16,8	21,1	27,6
SUB RAMAL 5	16,8	21,1	27,6
SUB RAMAL 6	16,8	21,1	27,6
SUB RAMAL 7	16,8	21,1	27,6
RAMAL 8 - T5	16,8	21,1	27,6
SUB RAMAL 9	10	17	23
RAMAL 8 - T6	10	17	23
SUB RAMAL 10	5	12,9	21
RAMAL 8 - T7	5	12,9	21
VARIANTE ENTRE LÍNEA 2 & LÍNEA 3			
Km 153 LÍNEA 2 – Km 36.8 LÍNEA 3	5	12,9	21
SECCION LÍNEA 3			
TRONCAL T1**	16,8	21,1	27,6
RAMAL 1**	16,8	21,1	27,6
TRONCAL T2**	16,8	21,1	27,6
RAMAL 2**	10	17	23
RAMAL 3**	16,8	21,1	27,6
TRONCAL T3**	10	17	23
RAMAL 4**	5	12,9	21
RAMAL 5	5	12,9	21
TRONCAL T5 (Km 36.8 – 38.3)	5	12,9	21
RAMAL 6	5	12,9	21
TRONCAL Km 38.3 – 118.4 & RAMALES 7 a 17	7	13,5	25

7.4. ANÁLISIS DE SENSIBILIDADES DEL MODELO DE SIMULACIÓN.

La metodología planteada para llevar a cabo el análisis de sensibilidades, tiene como principal objetivo evaluar la influencia de los diferentes escenarios de temperatura ambiente para los escenarios operacionales planteados, sobre la posible condensación de fluidos hidrocarburos en el sistema troncal de tuberías.

Es necesario mencionar que cada vez que se plantee mostrar exclusivamente la influencia de una variable sobre otra para relacionarlas, los valores correspondientes a las variables operacionales mediante las que se especificará la relación serán aquellas actualmente están en operación, que corresponden a una tasa de carga $Q = 108$ MMSCFD, y a unas condiciones de presión – temperatura, $P = 1100$ psia & $T = 101.5^{\circ}\text{F}$, respectivamente.

Inicialmente se evalúa la relación entre el perfil topográfico que define el trazado del gasoducto con la presión (Ver figura 19) y la temperatura de flujo (Ver figura 20) respecto a los tres escenarios planteados de temperatura ambiente. El objetivo es mostrar esquemáticamente la influencia de cada escenario de temperatura junto a los cambios de nivel de la línea, sobre la presión y la temperatura de flujo, razón por la cual es suficiente hacerlo con solo una relación de condiciones operacionales.

Seguidamente, se presentan los resultados reales arrojados por las diferentes corridas realizadas (un total de 27 corridas, 9 por cada escenario) respecto a cada escenario de temperatura ambiente, con el fin de analizar su influencia ya sea sobre el caudal de entrada al gasoducto, las condiciones de presión y temperatura de flujo de entrada, o sobre las relaciones operacionales reales preestablecidas por el operador en campo (Ver tabla 18 sobre condiciones planteadas). Estos resultados sólo tienen en cuenta las tuberías troncales, sin considerar los puntos de regulación cuya influencia será evaluada posteriormente.

Luego de conocer los resultados arrojados por el simulador, se procede a realizar una refinación exhaustiva de lo mismos, tomando en cuenta solamente aquellos puntos considerados como de mayor relevancia dentro del sistema, incluyendo la regulación realizada al final de la Línea 3; éste procedimiento es el seguido en la práctica.

Por último, se procede a verificar el cumplimiento de la temperatura de entrega en los ramales de la sección de la Línea 3 identificando el gasto de energía necesario para elevar la temperatura de flujo hasta 40°F y cumplir con la regulación. Este procedimiento es llevado a cabo exclusivamente para esta línea, teniendo en cuenta que corresponde al sector más alejado del punto de carga y que por ello, presenta las temperaturas de entrega mas bajas en comparación con los demás puntos de entrega del sistema. Así mismo, se analiza otra opción operacional distinta al calentamiento del gas con el propósito de dar cumplimiento a la reglamentación para la temperatura de entrega.

7.4.1. Perfil topográfico Vs. Presión & Temperatura de flujo para los tres escenarios de temperatura ambiente.

En las figuras 19 y 20, se pueden observar las variaciones de la presión y la temperatura de flujo del gas a lo largo del gasoducto para una condición operacional de 1100 psig y 110 °F, para los tres escenarios de temperatura ambiente.

Se evidencia, que la presión de flujo es influenciada principalmente por los cambios de nivel de la línea, y que tiende a caer continuamente a medida que ésta aumenta su nivel, con breves recuperaciones en las secciones en que presenta descensos. La influencia de los escenarios de temperatura ambiente sobre la presión de flujo, es mínima, por lo que se puede presumir en primera instancia, que para las condiciones operacionales evaluadas (condiciones actuales) no se

presenta condensación de fluidos en la línea que puedan obstruir y aumentar las restricciones al flujo generando caídas adicionales de presión, bajo ninguno de los escenarios de temperatura ambiente. Sin embargo, para llegar a una conclusión definitiva faltaría tener en cuenta la relación entre la presión y la temperatura de flujo con la envolvente de fases.

En cuanto a la temperatura de flujo, se observan dos detalles en particular. El primero tiene que ver con la marcada influencia que tiene la temperatura ambiente sobre esta variable, particularmente en cercanías a los kilómetros 110, 195, 220 y 270, donde presentan los valores más bajos con cambios drásticos en pequeños intervalos de espacio para los tres escenarios de temperatura. La segunda tiene que ver con la relación casi lineal en el comportamiento de las variaciones de cualquiera de los escenarios respecto a los demás. Esta tendencia se debe a que el modelo térmico asumido por el simulador bajo la consideración de estado estable, contempla los cambios en la transferencia de calor de una forma lineal, a partir de un coeficiente global de transferencia de calor constante, teniendo en cuenta que los deltas de temperatura de una sección de la línea a otra no varían considerablemente entre los distintos escenarios. En otras palabras, los tres escenarios planteados al representar un comportamiento generalizado para las condiciones externas a la tubería, hace que la diferencia de temperatura entre los puntos de la tubería guarden una proporción entre si de un escenario a otro. Esta característica puede detallarse con mayor facilidad en la figura 21.

Figura 19. Perfil topográfico Vs. presión de flujo para los tres escenarios de temperatura ambiente planteados, a condiciones operacionales actuales.

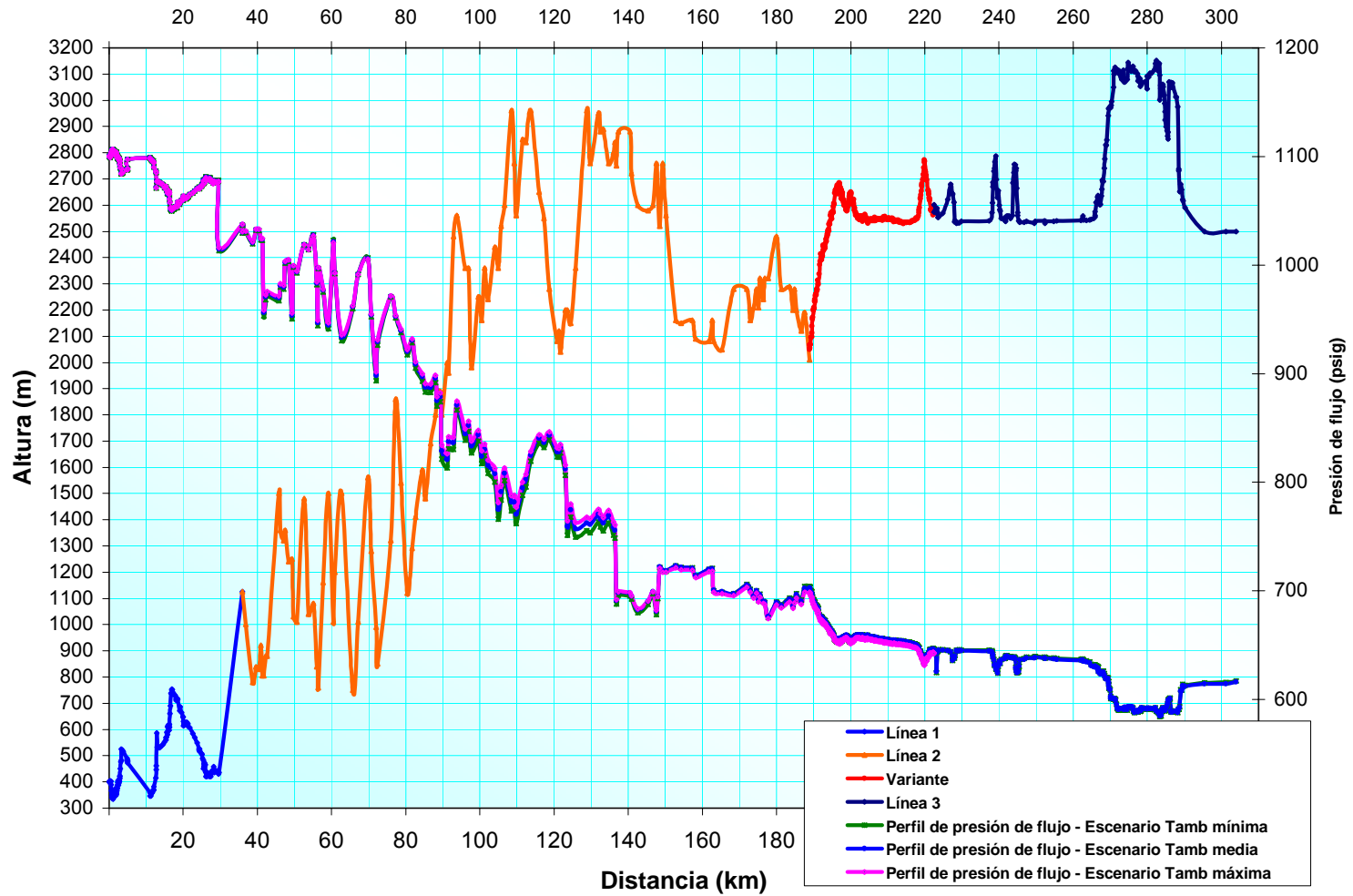
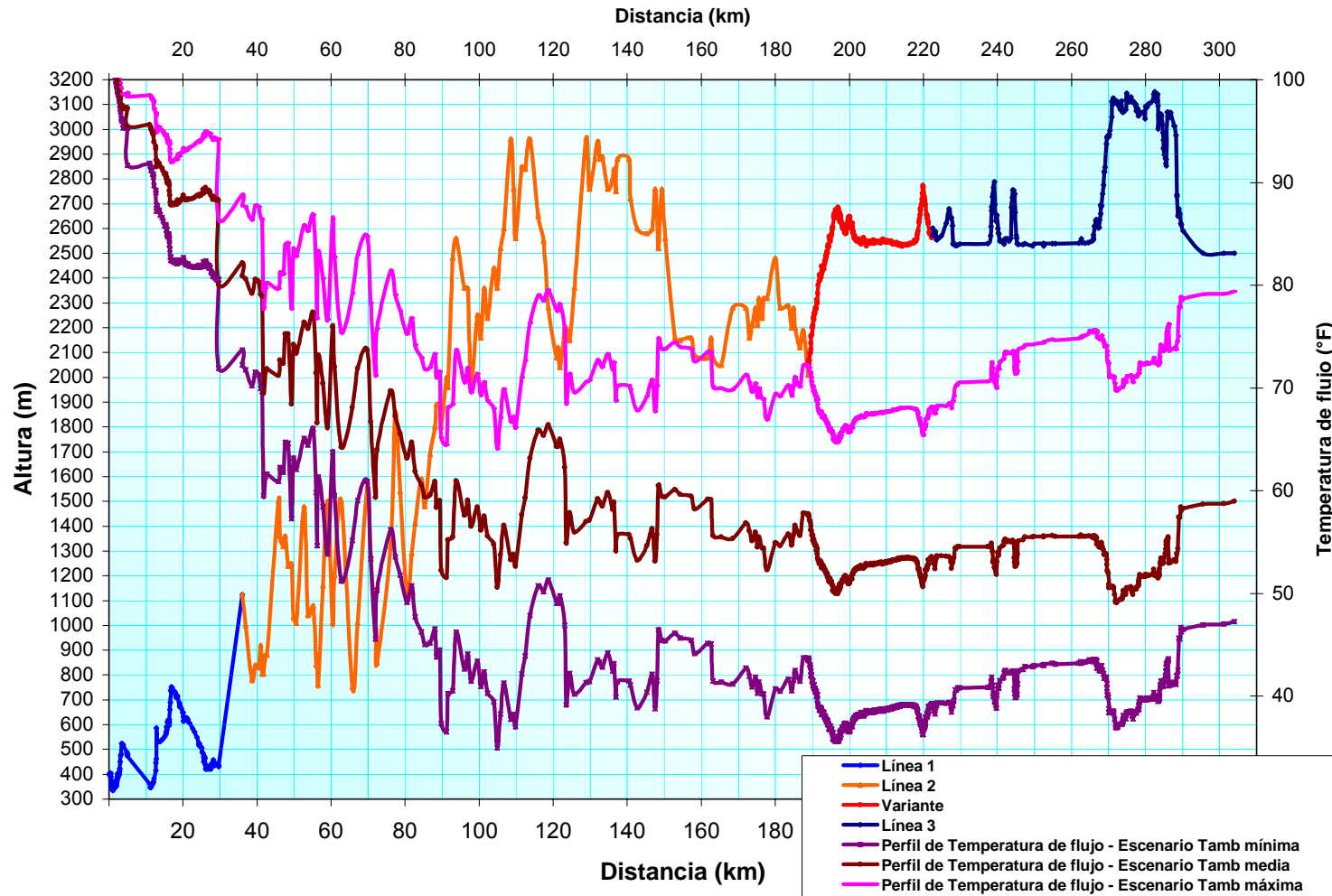


Figura 20. Perfil topográfico Vs. temperatura de flujo para los tres escenarios de temperatura ambiente planteados, a condiciones operacionales actuales.



7.4.2. Condiciones operacionales evaluadas a través de la simulación Vs. envoltente de fases.

A continuación se muestran los resultados obtenidos directamente del simulador para los tres escenarios contemplados. Los valores relacionados con los subíndices 1, 2 y 3 se encuentran referenciados en la tabla 18. Los puntos observados en cada una de los esquemas representan secciones de la tubería troncal, sin tener en cuenta la regulación que se lleva a cabo al final de la línea para el sector más crítico y de mayor consumo. De esta forma, cumplir con el objetivo inicial de evaluar si se forman o no condensados en la tubería a partir de los diferentes escenarios.

Figura 21. Envoltente de fases Vs. Condiciones operacionales de carga al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente mínima.

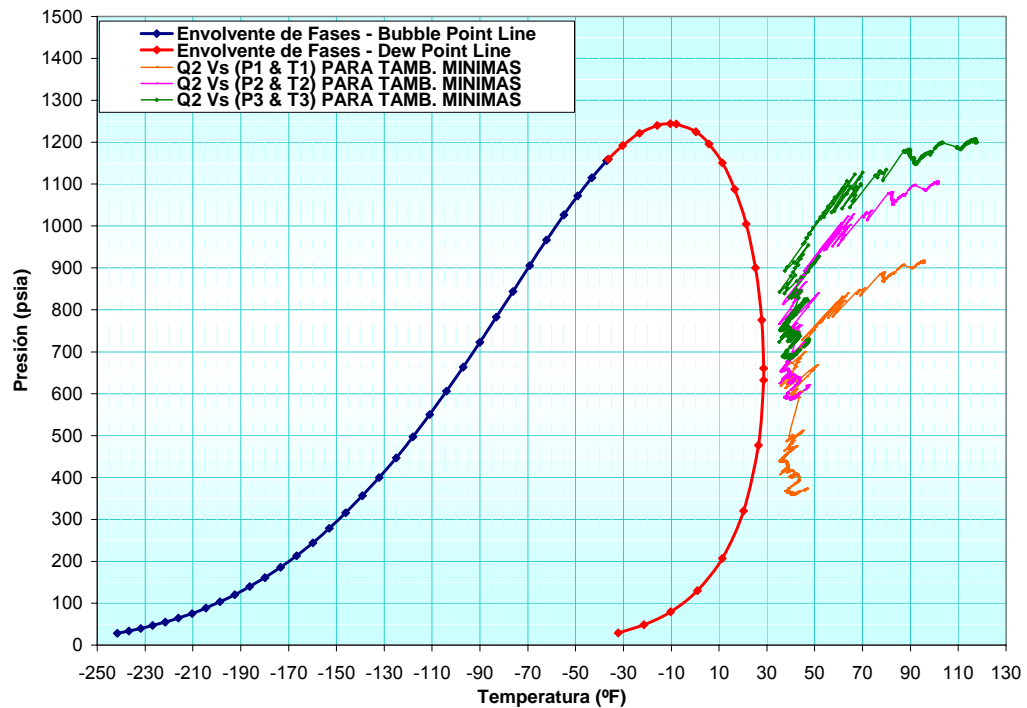


Figura 22. Envolverte de fases Vs. Caudal de entrada al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente mínima.

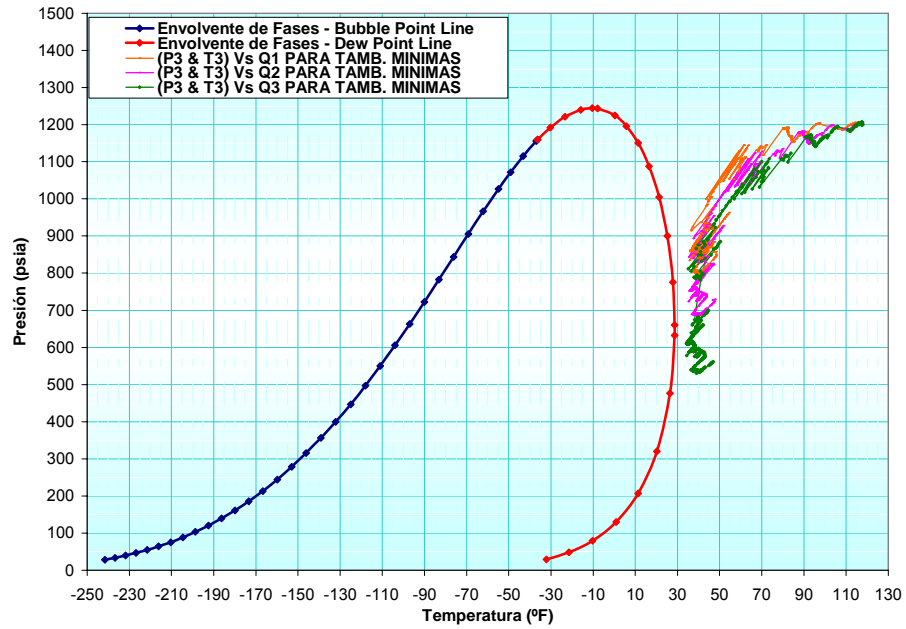


Figura 23. Envolverte de fases Vs. Relaciones operacionales más usuales para el escenario de temperatura ambiente mínima.

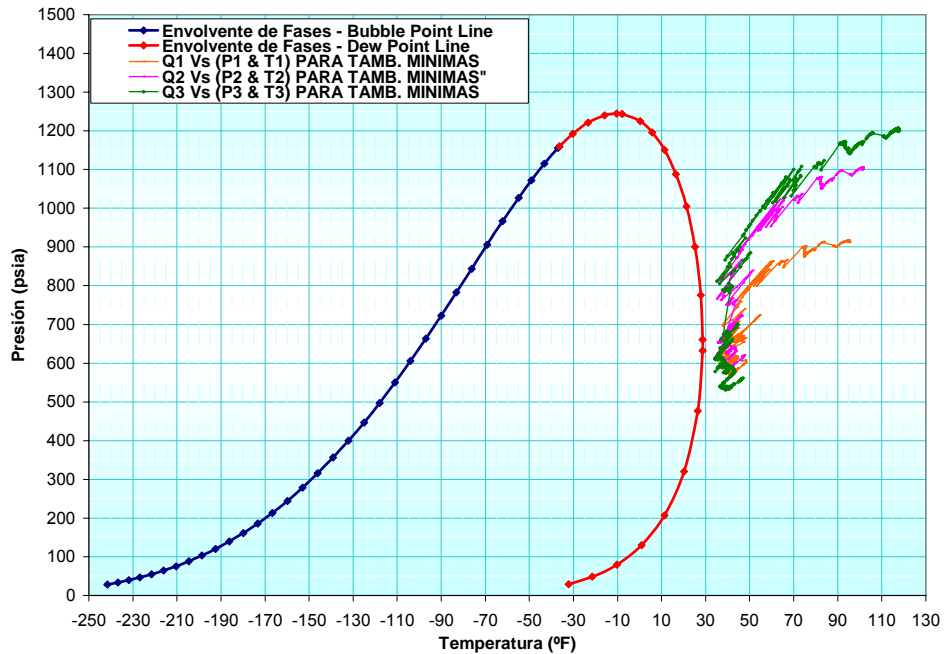


Figura 24. Envoltente de fases Vs. Condiciones operacionales de carga al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente media.

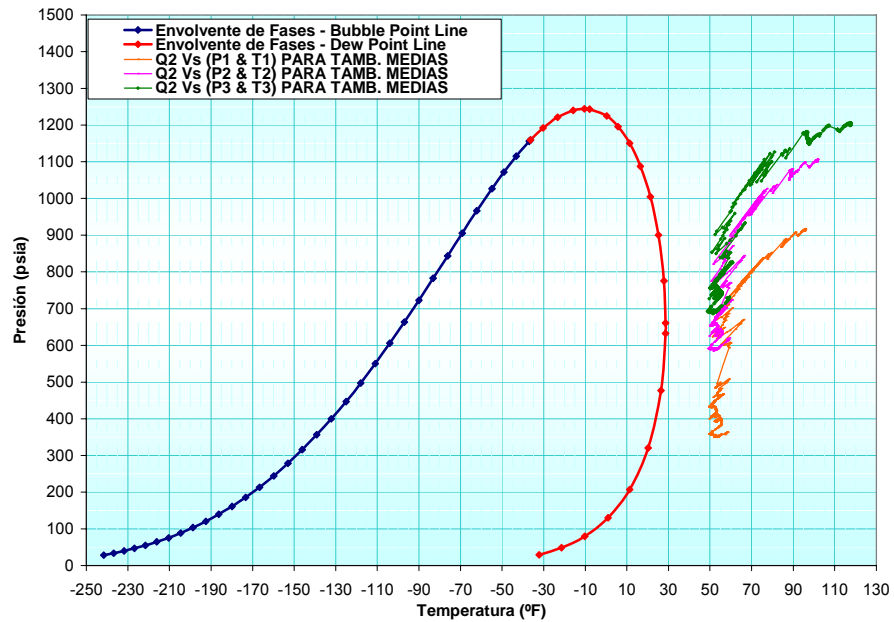


Figura 25. Envoltente de fases Vs. Caudal de entrada al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente mínima.

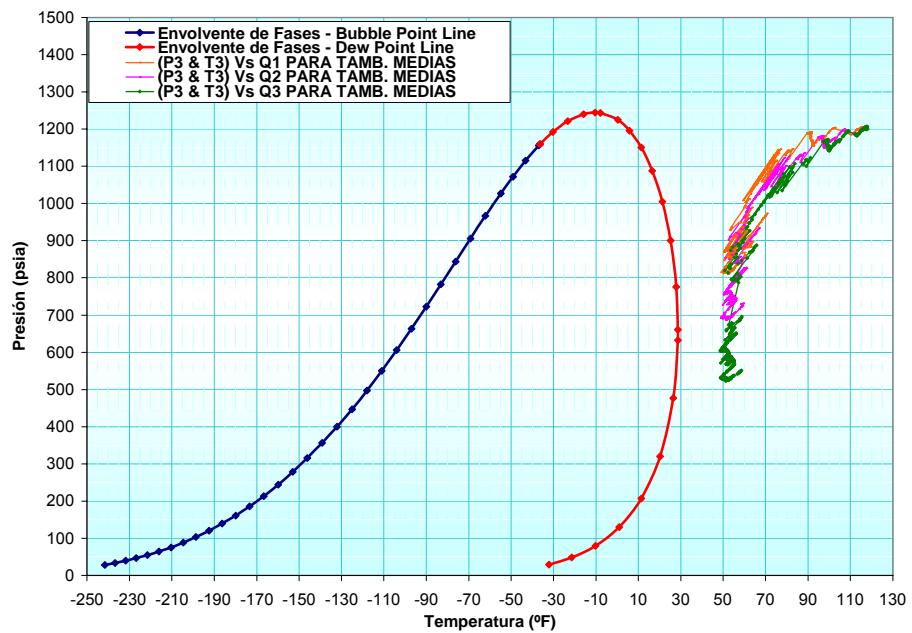


Figura 26. Envolverte de fases Vs. relaciones operacionales más usuales para el escenario de temperatura ambiente media.

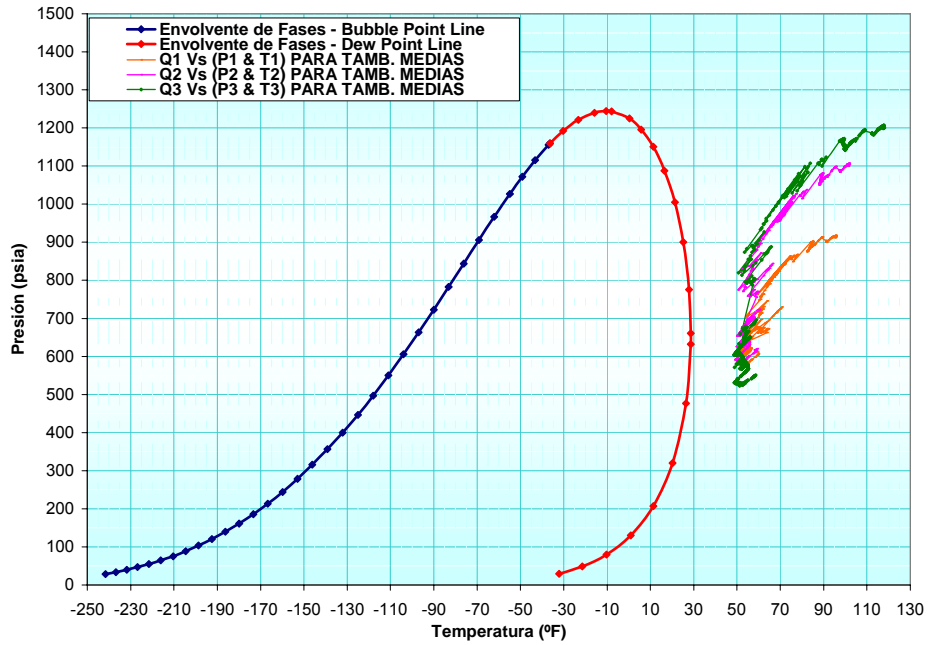


Figura 27. Envolverte de fases Vs. condiciones operacionales de carga al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente máxima.

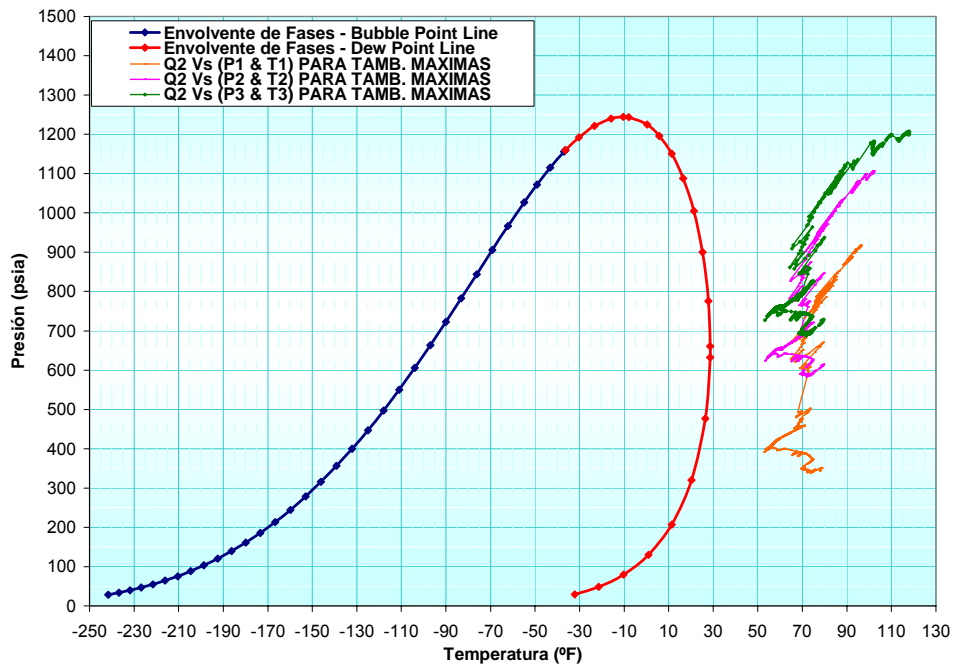


Figura 28. Envolvente de fases Vs. Caudal de entrada al gasoducto para el escenario de temperatura ambiente máxima.

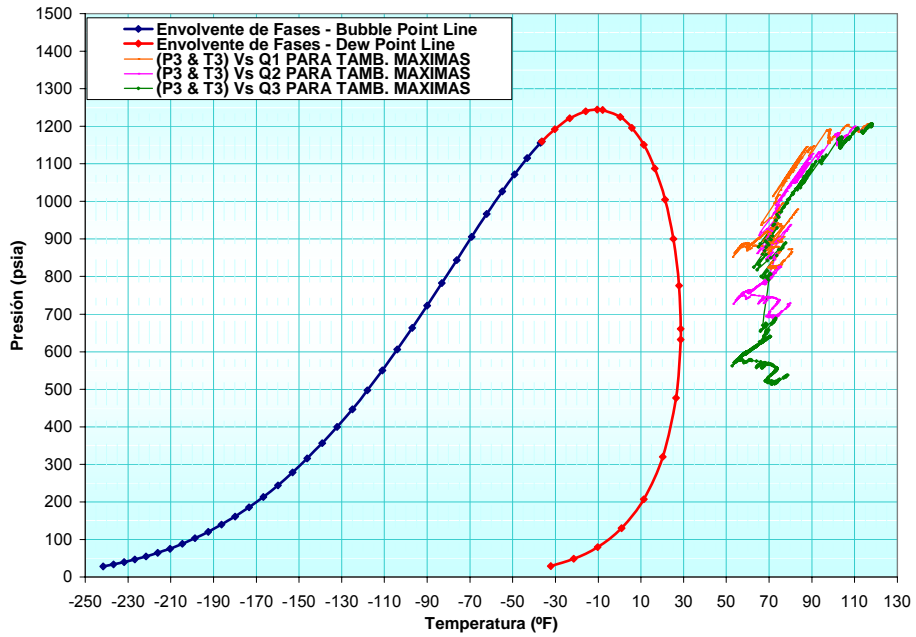


Figura 29. Envolvente de fases Vs. Relaciones operacionales más usuales para el escenario de temperatura ambiente máxima.

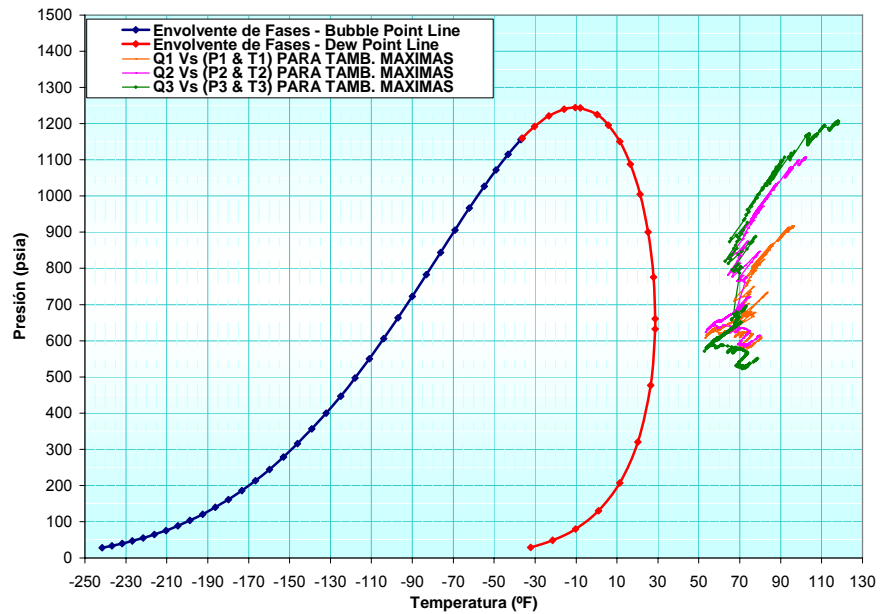
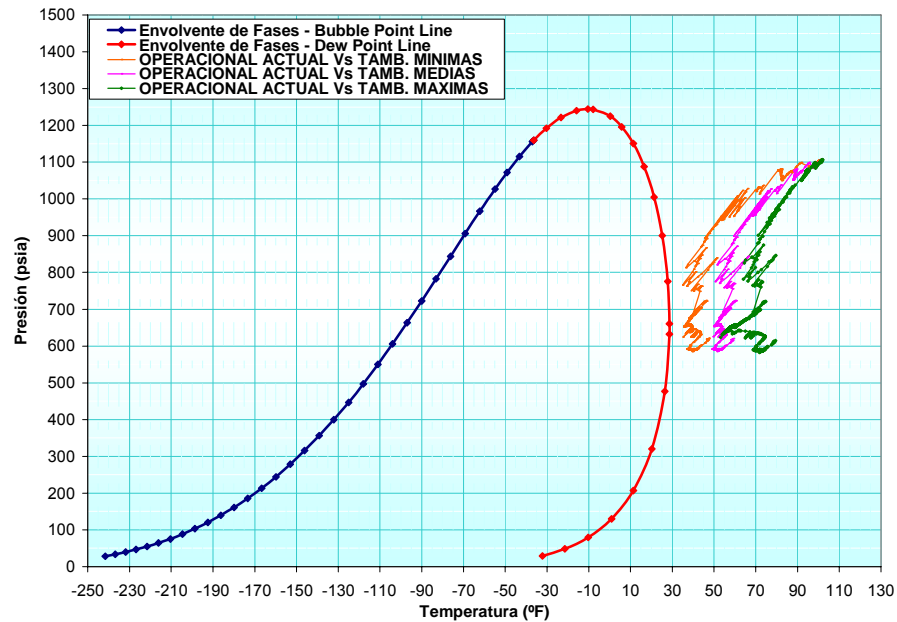


Figura 30. Envolverte de fases Vs. Escenarios de temperatura ambiente. Condiciones operacionales actuales.



De acuerdo a los resultados presentados en las figuras 21 a la 30, se evidencia claramente que para la composición de gas evaluada, bajo ninguno de los escenarios de temperatura ambiente, (incluso para el escenario más crítico - temperaturas ambiente mínimas) y ninguno de los esquemas planteados de condiciones operacionales, se llega a presentar condensación de fluidos dentro del “sistema troncal de tuberías”.

Este resultado no contradice en absoluto los registros históricos de campo, que indican que esta condensación sí se presentaba, ya que en ese entonces se trataba de composiciones diferentes a la evaluada en este estudio. Sencillamente, demuestra que siempre y cuando la envolverte del gas se mantenga a la izquierda del cricondentérmico alcanzado para esta muestra (28.8°F), operacionalmente no se alcanzaría condensación en las tuberías, inclusive para el escenario más crítico. Se convierte entonces en prioridad operacional el evitar modificar la composición del gas de carga al gasoducto respecto a la proporción de componentes medianos a pesados, pues un aumento en estas proporciones se vería representado por un

desplazamiento de la envolvente de fases hacia la derecha (aumento del Cricondentherm) generando los problemas ya contemplados. A medida que el escenario de temperatura ambiente se vuelve más crítico (menor escenario de temperatura ambiente), los valores de presión y temperatura presentados dentro de la tubería se acercan mas a la envolvente de fases, aumentando el riesgo de condensación. Esto se debe, a que mientras mayor sea la diferencia de temperaturas entre el fluido que se transporta y el medio circundante, mayor será la transferencia de calor desde el fluido hacia la tubería y posteriormente hacia los alrededores, en la búsqueda del equilibrio termodinámico.

La influencia de cada escenario sobre la temperatura de flujo se marca en un comportamiento que sigue la misma tendencia, a partir de la aproximación isotérmica asumida para simular la transferencia de calor. Esta tendencia es el resultado de incluir escenarios con comportamientos generalizados de temperatura para todos los puntos del sistema (por ejemplo, escenario de temperaturas mínimas implica que cada punto del sistema se encuentra a la mínima temperatura de ese punto), de tal manera que los tres escenarios son equidistantes respecto a las diferencias entre los deltas de temperatura. Esta observación ya había sido mencionada y analizada respecto a su relación con el perfil topográfico.

Las mayores caídas de presión en la línea se presentan al operar una carga de entrada al gasoducto a condiciones operacionales inferiores a las necesarias para transportarla adecuadamente, a tal grado que en el punto de llegada a regulación al final de la Línea 3, el valor de presión es inferior al exigido (<400psig). Tal es el caso de operar 108 MMSCFD a una presión de carga de 912psig.

Para concluir, se determinó que no se presenta condensación de fluidos hidrocarburos en la tubería bajo ningún escenario de temperatura ambiente y ninguna de las relaciones operacionales planteadas de entrada al gasoducto. Sin

embargo, falta considerar la evaluación respecto al cambio presentado después de regulación, que se llevará a cabo en la siguiente sección.

7.4.3. Evaluación operacional teniendo en cuenta refinación de resultados y punto final de regulación del sistema.

Cuando se desea mostrar la tendencia de un comportamiento operacional con fines prácticos, es necesario realizar una refinación de los resultados reportados por el simulador (en este caso de las figuras 22 a la 30), tomando una serie de puntos que la proyecten de forma clara, explícita y representativa el comportamiento del sistema. Estos puntos corresponden a en las que se llevan a cabo mediciones de campo constantemente, con el fin de poder corroborar los resultados arrojados por el simulador. En este caso se toman los puntos al inicio de cada subsistema troncal, es decir, Cusiana – Porvenir – Entrada de la Variante Puente Guillermo – Salida de la Variante en la Belleza – Cogua antes y después de Regulación. Se toman en cuenta solo los escenarios de temperatura ambiente mínima y media, puesto que analizar el de temperaturas máximas en este punto es irrelevante e innecesario; como condiciones operacionales se evalúan las que se encuentran en operación actualmente.

Para el cálculo de la temperatura después de regulación se toman tres estándares. El primero corresponde al calculado por el simulador, que asume una caída de 2.41°F por cada 30 psig que quita de presión a la corriente de entrada por el efecto Joule – Thompson. El segundo, al valor tomado como referencia general o regla del dedo gordo que indica una caída de 1°F, y el tercero, calculado a partir de los valores reales de temperaturas reportadas directamente desde el centro de regulación, con una aproximación de 1.65°F por cada 30psia que reduzca de presión. En las figuras 31 y 32 se aprecia que incluso después de regulación, los puntos (P, T) a lo largo del sistema se mantienen fuera de la envolvente, sin presentarse condensación de fluidos.

Figura 31. Envolverte de fases Vs. escenario de temperatura ambiente mínima. Puntos de regulación. Q = 108MMSCFD, P = 1100psia, T = 101.5°F.

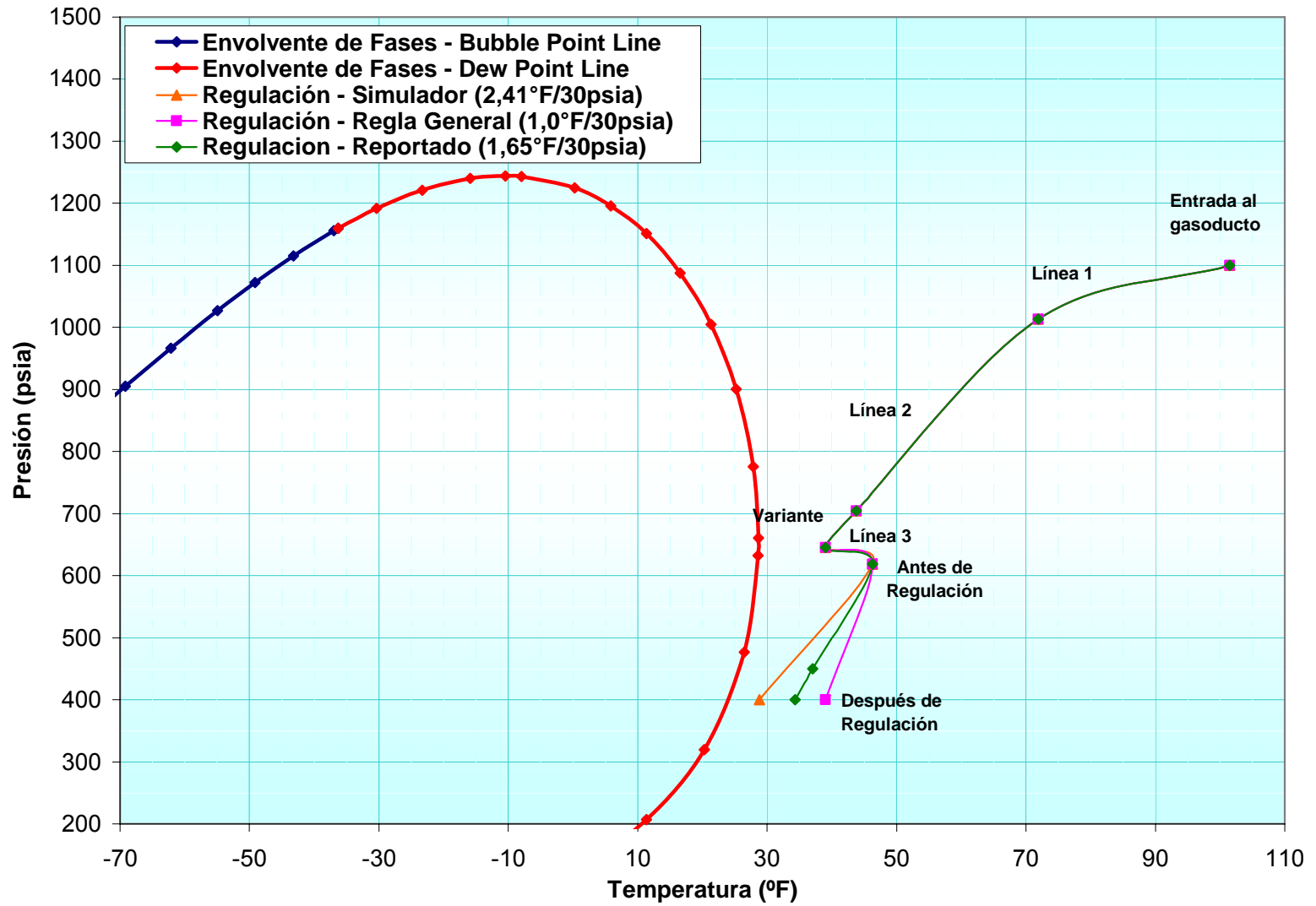


Figura 32. Envoltente de fases Vs. Escenario de temperatura ambiente media teniendo en cuenta regulación. Q = 108MMSCFD, P = 1100psia, T = 101.5°F.

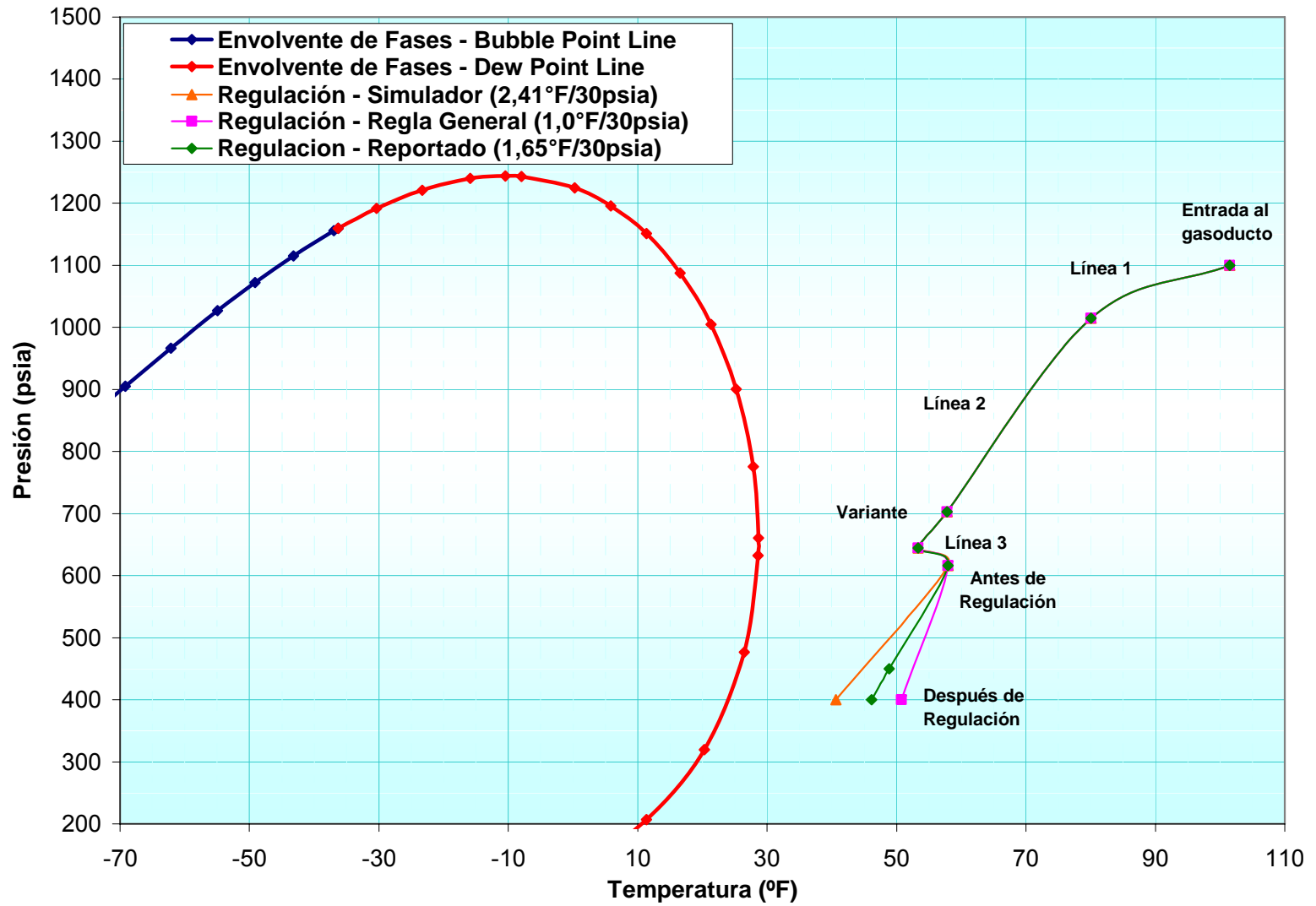
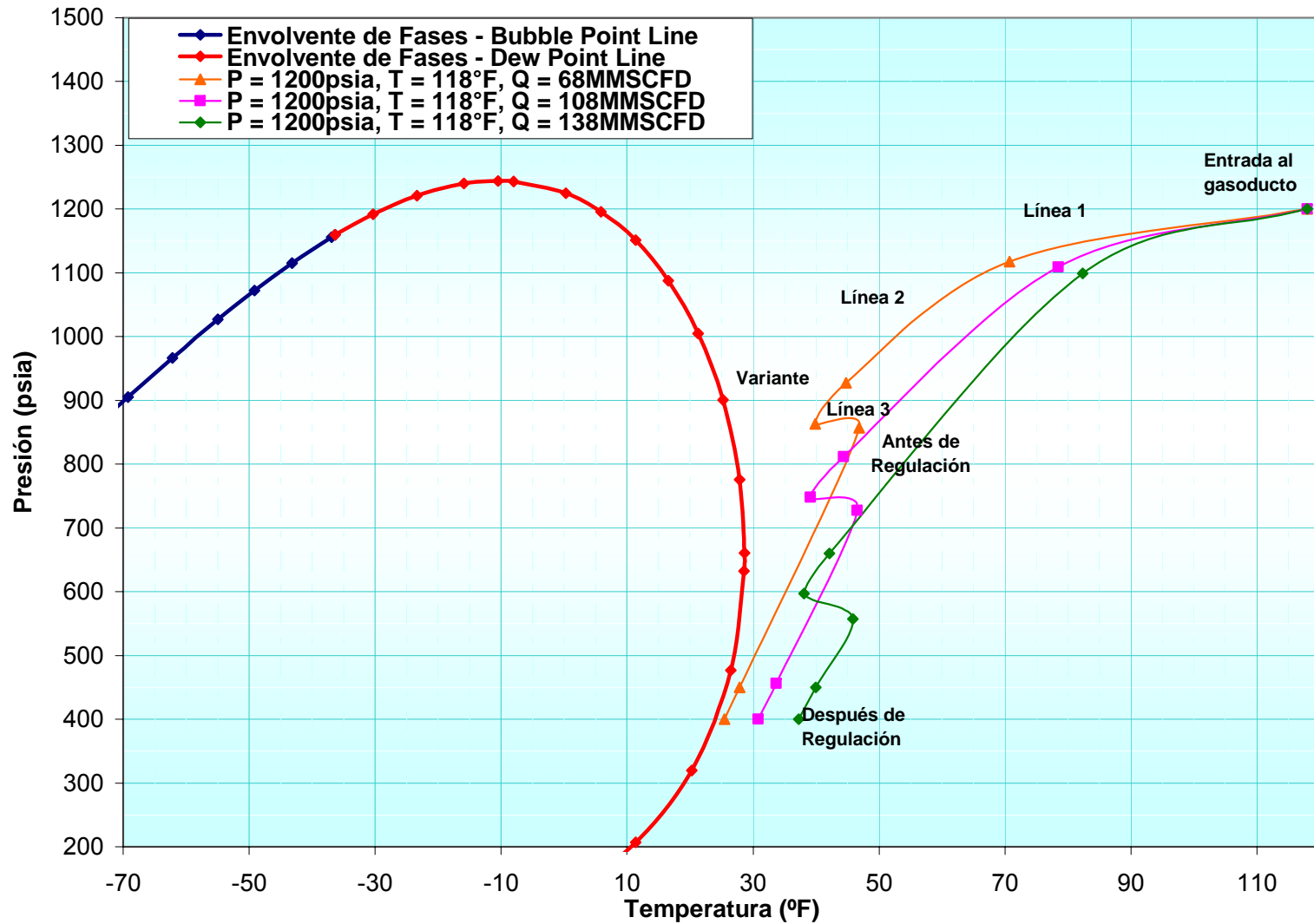


Figura 33. Regulación de acuerdo a 1.65°F/30psia para diferentes tasas de carga al gasoducto. Condiciones operacionales P = 1200psia, T = 118°F. Escenario de temperatura ambiente mínima.



7.4.4. Verificación de la temperatura de entrega en los ramales.

La verificación de la temperatura de entrega se realiza exclusivamente para la Línea Troncal 3, teniendo en cuenta que todos los reportes conocidos de casos de condensación datan de este sector del gasoducto; así mismo, en él se presentan las mínimas relaciones operacionales dentro de tubería de todo el sistema (relación presión – temperatura de flujo).

Actualmente, el RUT especifica que la temperatura mínima de entrega para el gas natural debe ser de 40°F. En las tablas 20 y 21 se muestran los valores calculados para la temperatura en los ramales después de la primera y segunda etapa de regulación para los escenarios de temperatura ambiente mínima y media, respectivamente.

Se observa claramente que bajo el escenario más crítico, ninguno de los ramales cumple con la reglamentación, y en el caso del escenario medio, sólo la cumple el principal ramal encargado de transportar el mayor volumen de gas hacia una población en todo el sistema.

El hecho de no cumplir con esta norma de entrega no implica que haya condensación de gas natural, tal y como se observa en la figura 34, donde todos los puntos que identifican los distintos ramales se encuentran fuera de la envolvente de fases. Este resultado permite entrar a reevaluar la asertividad de establecer un valor global de temperatura de entrega para todos los puntos del sistema nacional de gasoductos, que en últimas puede generar costos operacionales innecesarios relacionados con la necesidad de elevar la temperatura hasta dicho punto.

El cálculo de la energía necesaria (calor) para elevar la temperatura de la corriente de entrada a regulación de tal manera que a su salida cumpla con la norma de

40°F, es realizado exclusivamente para el escenario más crítico como medida de diseño operacional. Todos los cálculos son hechos para las condiciones operacionales actuales y teniendo en cuenta una caída de 1.65°F por cada 30 psig.

En la actualidad todos los ramales cuentan con calentadores con capacidades suficientes para cumplir con la reglamentación, a excepción del mayor centro operacional, donde por el volumen manejado es considerada una medida para nada económica.

La solución operacional hallada para evitar este contratiempo, fue instalar una válvula de regulación de presión a 530 psig, a la salida de la Variante Puente Guillermo – Sucre Oriental, garantizando una presión de entrada a regulación de 492 psig, con una temperatura después de la misma de 41°F para el escenario de Temperatura ambiente más crítico. A su vez, la implementación de esta válvula hace que las temperaturas a la salida de regulación de los demás ramales sea mayor, haciendo que el gasto energético necesario para elevarlas sobre los 40°F sea menor.

Tabla 20. Temperatura de entrega después de regulación. Escenario de temperatura ambiente mínima. Caída de 1.65°F/30psig por efecto Joule – Thompson.

MUNICIPIO	Caudal	Temp. Entrada	Presión Entrada	Presión primera etapa	Presión segunda etapa	Temp. primera etapa	Temp. segunda etapa	Calor necesario
	MMSCFD	°F	Psig	Psig	Psig	°F	°F	BTU/hr
Ramal 5	0,1260	40,98	646	250	30	19,2	7	5456,6
Ramal 6	0,0400	41,03	645	420	250	28,6	19	1625,4
Ramal 7	0,0800	44,61	643	250	60	23,0	13	2989,9
Ramal 8	0,0020	44,57	628	250	60	23,8	13	72,6
Ramal 9	0,0400	44,64	639	250	60	23,2	13	1491,2
Ramal 10	0,0040	44,69	639	250	60	23,3	13	149,0
Ramal 11	0,0020	44,43	636	250	60	23,2	13	74,8
Ramal 12	0,0850	44,62	634	250	60	23,5	13	3165,1
Ramal 13	0,0050	44,59	634	250	80	23,4	14	186,3
Ramal 14	0,0030	44,50	625	200	60	21,1	13	109,0
Ramal 15	0,0030	44,60	594	200	60	23,0	15	102,3
Ramal 16	0,0120	44,61	621	250	60	24,2	14	434,3
Ramal 17	4,3510	46,28	618	250	60	26,0	16	150832,5
Ramal 18	76,0400	46,3	618,1	450	400	37,0	34	851836,3

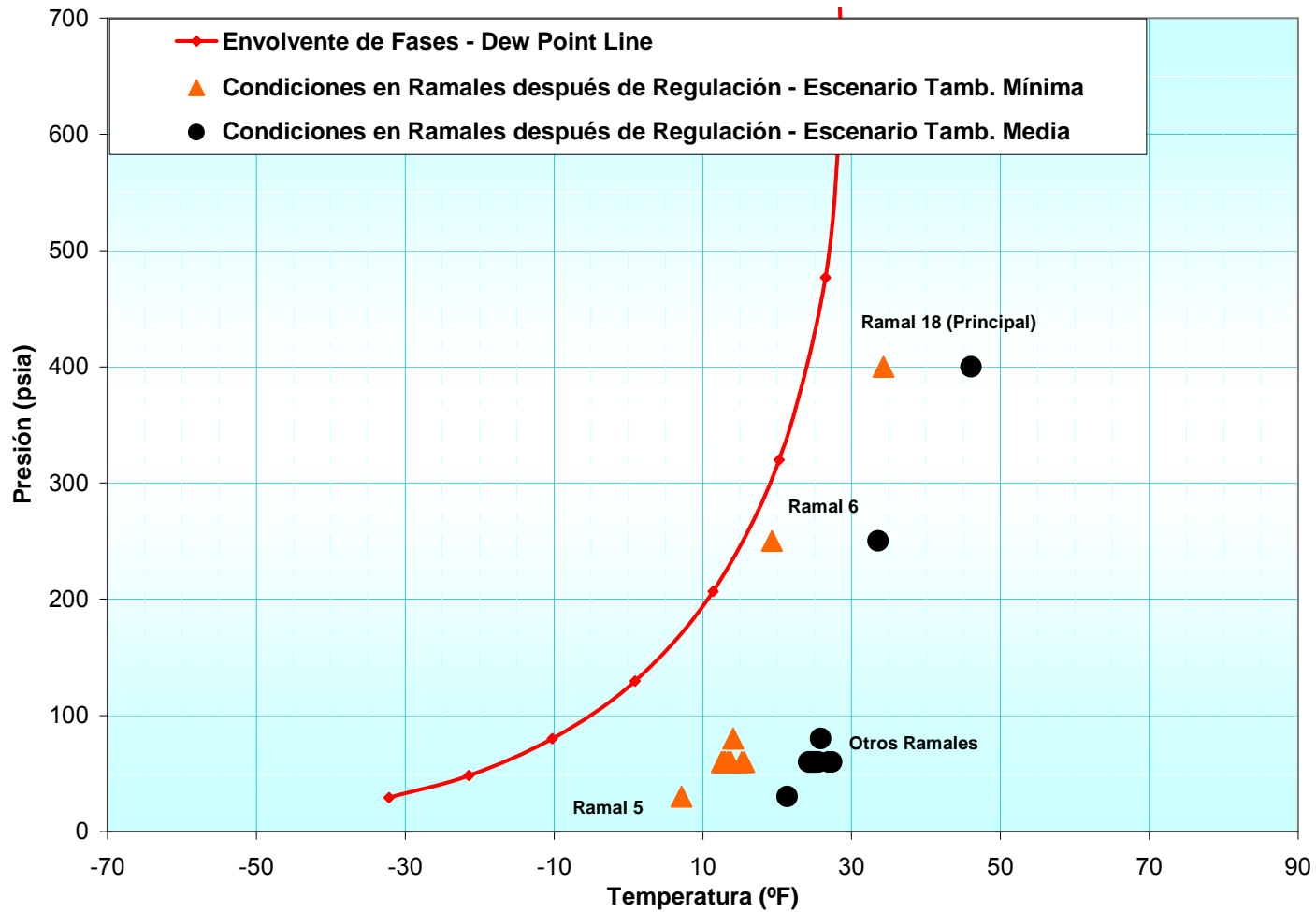
Tabla 21. Temperatura de entrega después de regulación. Escenario de temperatura ambiente media. Caída de 1.65°F/30psig por efecto Joule – Thompson.

MUNICIPIO	Caudal	Temp. Entrada	Presión Entrada	Presión primera etapa	Presión segunda etapa	Temp. primera etapa	Temp. segunda etapa
	MMSCFD	°F	Psig	Psig	Psig	°F	°F
Ramal 5	0,1260	55,20	645	250	30	33,4	21
Ramal 6	0,0400	55,26	645	420	250	42,9	34
Ramal 7	0,0800	56,31	643	250	60	34,7	24
Ramal 8	0,0020	56,29	628	250	60	35,5	25
Ramal 9	0,0400	56,29	638	250	60	34,9	24
Ramal 10	0,0040	56,19	638	250	60	34,9	24
Ramal 11	0,0020	56,44	635	250	60	35,3	25
Ramal 12	0,0850	56,30	633	250	60	35,2	25
Ramal 13	0,0050	56,30	633	250	80	35,2	26
Ramal 14	0,0030	56,21	624	200	60	32,9	25
Ramal 15	0,0030	56,31	593	200	60	34,7	27
Ramal 16	0,0120	56,31	620	250	60	36,0	26
Ramal 17	4,3510	57,96	616	250	60	37,8	27
Ramal 18	76,0400	58,0	616,4	450	400	48,8	46

Tabla 22. Temperatura de entrega después de instalación de válvula de regulación. Escenario de temperatura ambiente mínima. Caída de 1.65°F/30psig por efecto Joule – Thompson.

MUNICIPIO	Caudal	Temp. Entrada	Presión Entrada	Presión primera etapa	Presión segunda etapa	Temp. primera etapa	Temp. segunda etapa
	MMSCFD	°F	Psig	Psig	Psig	°F	°F
Ramal 5	0,1260	40,99	530	250	30	26	13
Ramal 6	0,0400	41,05	529	420	250	35	26
Ramal 7	0,0800	44,64	526	250	60	29	19
Ramal 8	0,0020	44,60	513	250	60	30	20
Ramal 9	0,0400	44,62	521	250	60	30	19
Ramal 10	0,0040	44,56	520	250	60	30	19
Ramal 11	0,0020	44,54	516	250	60	30	19
Ramal 12	0,0850	44,62	515	250	60	30	20
Ramal 13	0,0050	44,59	515	250	80	30	21
Ramal 14	0,0030	44,60	505	200	60	28	20
Ramal 15	0,0030	44,60	478	200	60	29	22
Ramal 16	0,0120	44,53	497	250	60	31	21
Ramal 17	4,3510	45,86	493	250	60	33	22
Ramal 18	76,0400	45,86	492,6	450	400	44	41

Figura 34. Temperatura de los ramales a la salida de regulación Vs. envolvente de fases para escenarios de temperatura ambiente mínima y media. Condiciones operacionales: Q = 108 MMSCFD, P = 1200psia, T = 118°F.



CONCLUSIONES

Los valores asignados para definir el perfil de temperatura ambiente a lo largo del recorrido de un gasoducto, tienen una marcada influencia sobre las condiciones de flujo del sistema, haciendo que éstas sean más críticas en la medida en que la temperatura asumida para la evaluación sea menor.

Asumir una temperatura ambiente media como temperatura base para definir el rango operacional seguro de un sistema de tubería para transporte de gas natural lleva a menospreciar el efecto real de esta variable, sobreestimando el nivel de seguridad en el conjunto de condiciones seleccionadas. La recomendación pertinente es entonces asumir un perfil de temperatura mínimo, que aunque sobreestime las condiciones operacionales a las cuales se presentarían problemas de condensación de fluidos en la tubería, pueda garantizar una operación segura del sistema.

De acuerdo a la composición de la mezcla de gas natural y al conjunto de condiciones operacionales seleccionadas para el estudio de simulación, se concluye que no hay ocurrencia de condensación de fluidos bajo ninguno de los escenarios de temperatura ambiente planteados, ni en tubería troncal ni después de regulación al final del sistema para todo el conjunto del Gasoducto evaluado. Sin embargo, los puntos finales del sector troncal de la Línea 3 están lo suficiente cerca de la envolvente de fases como para ocasionar problemas de condensación con un mínimo cambio en la composición de la mezcla o por fallas en las condiciones del sistema.

Las condiciones mas críticas para el sistema se presentan en el punto de regulación en citygates, gracias al bien conocido efecto Joule – Thompson

generado por la caída acelerada de la presión. En la medida en que la corriente de entrada llegue a presiones más cercanas a la de regulación, menor será el efecto sobre el correspondiente descenso de temperatura.

La relación de caída de temperatura por reducción de presión asumida por el simulador de $2.41^{\circ}\text{F}/30\text{psig}$ en la etapa de regulación, sobreestima el efecto producido por la expansión del gas, el cual, de acuerdo a análisis realizados sobre los reportes almacenados de campo se encuentra aproximadamente alrededor de $1.65^{\circ}\text{F}/30\text{psig}$. Como propósito de diseño es preferible trabajar sobre condiciones superiores a las que se llega a alcanzar en la práctica como medida de seguridad; sin embargo, dichas condiciones tampoco deben ser exageradas; por lo tanto, para fines prácticos, seguros y económicos se recomienda asumir una caída de $1.65^{\circ}\text{F}/30\text{psig}$.

La composición del fluido se convierte en la variable operacional más crítica para operar a las condiciones planteadas; una corriente más rica, es decir, con mayores proporciones de componentes livianos a pesados generará un movimiento de la envolvente de fases en la dirección derecha del diagrama, aumentando el riesgo de tener presencia de condensados hidrocarburos, tanto en el momento de realizar los controles de regulación a las entradas de las distintos centros de consumo como dentro del mismo sistema de tuberías.

La existencia de una temperatura de flujo inferior a la exigida por la regulación ($<40^{\circ}\text{F}$), no implica la presencia de condensados en la línea, tal y como se demostró en la parte final del estudio al comparar las condiciones de salida después de regulación en cada uno de los ramales con respecto a la envolvente de fases, ya que esta condición de condensación depende del conjunto presión – temperatura.

Para sostener la temperatura de flujo a niveles exigidos por la reglamentación para entrega después de regulación, se requiere de la presencia de calentadores previos a la misma. En el caso del flujo hacia el mayor centro de consumo dentro de todo el sistema evaluado, al final de la Línea 3, no es económica la instalación de estas unidades, siendo preferible la instalación de una válvula de regulación de presión en la línea troncal que permita una presión de llegada más cercana a la de regulación, de tal manera que la caída de temperatura por el efecto Joule – Thompson sea menor, y persista sobre los 40°F.

RECOMENDACIONES

Este estudio de simulación es pionero en el área de evaluar la influencia de la temperatura ambiente sobre las condiciones operacionales en gasoductos, por lo tanto el modelo de simulación utilizado estuvo sujeto a la asunción de varias características que pueden ser mejoradas en estudios posteriores.

Como primera medida, se recomienda realizar un estudio a partir de escenarios de temperatura ambiente con condiciones variables entre los diferentes puntos del sistema. Es decir, que dentro de un mismo escenario se tomen puntos a condiciones de temperatura diferentes, unos a condiciones mínimas, otros a medias y otros a máximas, de acuerdo a la intensidad real de la presencia de estos valores durante un período particular de tiempo. La finalidad de esta recomendación es acercar más el comportamiento tomado por el simulador al presentado en la cotidianidad del sistema.

Realizar un estudio donde se evalúe la influencia real del modelo térmico asumido, a través de la implementación de modelos más detallados y complejos.

Evaluar la reglamentación establecida respecto a la temperatura de entrega después de regulación, con miras a establecer condiciones que se ajusten tanto a evitar la presencia de condensados como la generación de gastos innecesarios de energía y dinero, para calentar las corrientes y llevarlas a la norma actual.

BIBLIOGRAFIA

1. ADEWUNI, M. A., MUCHARAN, L. & WATSON, R.W. Field Study and Modeling of Condensation in Gas Distribution Pipeline. M.A., Artículo SPE 19811, 1989.
2. ADEWUMI, M.A. & MUCHARAN, L. Compositional Multiphase Hydrodynamic Modeling of Gas/Gas Condensate Flow in Gas Pipelines, Artículo SPE 17056. Febrero, 1990.
3. ADEWUMI, M. & ZHOU, J., Predicting flowing gas temperature and pressure profiles in buried pipelines. Artículo SPE 38460, 1997.
4. AHMED, Tarek. Hydrocarbon phase behavior. Gulf publishing company, Volúmen 7. Houston Texas. 1989.
5. AHMED, Tarek. A practical equation of state. Journal of Petroleum Technology. Febrero, 1991.
6. ASANTE, B. & STANISLAR, J., Multiphase transport of gas and low loads of liquids in pipelines. Department of Chemical and Petroleum Engineering. Calgary, Canadá.
7. BEGGS, H & BRILL, J.. A study of Two Phase Flow in Inclined Pipes Journal of Petroleum Engineering. Artículo SPE 4007. Mayo 1973.
8. CASARES, C. & LANZANI, J. The natural gas composition in transport pipelines. Artículo SPE 38244, 1997.

9. ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS. Diplomado de Transporte y Distribución de Gas. Universidad Industrial de Santander. Junio, 2000.
10. FERBER, P., BASU, U., GOODREAU, M. & LINDEN, P. Gas Pipeline Optimization. CNG Transmisión Corporation, EE.UU. 2000.
11. GARZON, Edgar & HERRERA, Ronald. Análisis Composicional de parámetros empíricos en la predicción de la condensación de líquidos hidrocarburos en líneas de transporte de gas natural. Aplicación a un gasoducto colombiano. Tesis de grado, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, 2004.
12. GOMEZ, L. E., SHOHAM, O. & SCHMIDT, Z. A Unified Mechanistic Model for Steady-State Two-Phase Flow in Wellbores and Pipelines. Artículo SPE 56520. Octubre, 1999.
13. GPSA. Engineering Data Book. Gas Processing Suppliers Association. Eleventh Edition. 1998.
14. HYPROTECH Ltd. Hysys Process Simulator Program, HYSYS and PIPESYS Reference Manual and Technical description. Hyprotech Centre, Calgary, Canadá, 2002.
15. JARAMILLO, Alonso. Diseño y Operación de Unidades Para Procesamiento de Gas y Aplicaciones de Simulación de Procesos. Especialización en ingeniería de gas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, UIS. 2004.
16. KERN, Donald. Process Heat Transfer. McGraw Hill Company, 1950.
17. KATZ, Donald & Lee, Robert. Natural Gas Engineering. McGraw Hill. 1990.

- 18.KATZ, Donald. Handbook of Natural Gas Engineering. McGraw Hill. 1959.
- 19.KATZ, D. & FIROOZABADI, A. Predicting phase behavior or condensate/crude-oil systems using methane interactions coefficients. Journal of Petroleum Technology. Agosto, 1987.
- 20.LEE, E., CHANG, S. & KIM, I., A comparative study of statistical and mathematical methods for natural gas pipeline network analysis. Artículo SPE 50335, 1998.
- 21.McCAIN, William D. The properties of petroleum fluids. Pennwell, segunda edición. Tulsa. 1973.
- 22.MANRIQUE, José A. Transferencia de Calor. Editorial Harla. México. 1976.
- 23.MARTINEZ, Marcías. Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones. Maracaibo, Venezuela. 1993.
- 24.MARTINEZ, Marcías. Cálculo de Tuberías y Redes de Gas. Maracaibo, Venezuela. 1993.
- 25.MARTÍNEZ, N., OSORIO, O. & SANTAMARÍA, I., Natural Gas Network Optimization and Sensibility Analysis. Artículo SPE 74384, 2002.
- 26.MERRILL, R. C., HARTMAN, K. J., CREEK, J. L. A comparison of equation of state tuning methods. Artículo SPE 28598. 1994.
- 27.MODISETTE, J., Pipeline thermal models. Energy Solutions International. 2000.

- 28.MOSHFEGHIAN, M., JOHANNES, A. & MADDOX, R. The importance of thermodynamic properties in accurately predicting pipeline operations. 2001.
- 29.MUCHARAM, L., ADEWUMI, M. & WATSON, R., Study of gas condensation in transmission pipelines with a hydrodynamic model. Artículo SPE 18234, Agosto 1990.
- 30.NAGY, J. & SHIRKOVSKIY, A., Mathematical simulation of natural gas condensation process using the Peng Robinson equation of state. Artículo SPE 10982, 1982.
- 31.OLIGNEY, R. & ECONOMIDES, M., Natural Gas: The excruciating transition. Artículo SPE 77371, 2002.
- 32.ORTIZ, Olga Patricia & DIAZ, Olga. Estado del arte del comportamiento de fases de hidrocarburos. Tesis de Grado. UIS, Bucaramanga. 1996.
- 33.PEDERSEN, K. S.; FREDENSLUND, Ana. & THOMASSEN, P. Properties of oil and natural gases. Gulf Publishing Company (1989); p. 155 -171.
- 34.PROMIGAS. Propuesta presentada al CNO – de Gas con respecto al contenido de líquidos del gas natural. 2004.
- 35.PUTRA, S., East Java Gas Pipeline Liquid Condensation Study Using Dynamic Multiphase Flow Simulator. Artículo SPE 77928, 2002.
- 36.RAWAT, P.C., AGARWAL, S.L., MALHOTRA, A.K., GULHATI, S.K., RAO, G. Determination of Thermal Conductivity of Soils: A Need for Computing Heat Loss Through Buried Submarine Pipelines. Artículo SPE 8665.

37. RUIZ, Álvaro. Diseño, Construcción, Operación y Mantenimiento de Gasoductos. Especialización en ingeniería de gas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, UIS. 2004.
38. RYDHAL, A., SU, C. & SHEA, R., Liquid Inventory Management in Wet Gas Pipelines. Artículo SPE 81177, 2003.
39. SLOT-PETERSEN, C. A systematic and consistent approach to determine binary interaction coefficients for the Peng-Robinson equation of state. Journal of Petroleum Technology. Noviembre 1989.
40. SANTOS, Nicolás. Transporte y medición de gas natural. Referencia Personal. 2004.
41. TERNYIK, J., BILGESU M. & MOHAGHEGH, S., Virtual Measurement in Pipes, Part 2: Liquid Hold up and Flow Pattern Correlations. Artículo SPE 30976, 1995.
42. TWU, Chong, COON, John E. & BLUCK, David. A comparison of the Peng-Robinson and Soave-Redlich-Kwong Equations of State Using a New Zero-Pressure-Based Mixing Rule for Prediction of High Pressure and High Temperature Phase Equilibria. Simulation Sciences Inc.
43. UPME. La cadena del gas natural en Colombia: Aspectos Físicos. Santa fe de Bogotá. 1999.
44. VAN WYLEN, Gordon. Fundamentos de Termodinámica. McGraw Hill, 2000.
45. ZABALOY, Marcelo & VERA, Juan. The Peng-Robinson Sequel. An Analysis of the Particulars of the Second and Third Generations. American Chemical Society, McGill University, Montreal, Canada.

46. ZOLTÁN, Nagy & ARKADIYI, Shirkovskly. Mathematical Simulation of Natural Gas Condensation Processes Using the Peng-Robinson Equation of State. Moscow Inst. Of Petrochemical and Gas Industry.
47. <http://www.creg.gov.co/>
48. <http://www.ecogas.com.co/>
49. <http://www.spe.org/>
50. <http://www.psig.org>
51. <http://www.pipelineandgasjournalonline.com>
52. www.eclac.cl/publicaciones/DesarrolloProductivo/5/lcg1985/colombia.html Red de Transporte de Gas Natural Colombia.