

**MODELAMIENTO EN ESTADO ESTABLE DEL FLUJO DE GAS NATURAL EN  
FASE DENSA DENTRO DE GASODUCTOS SUBMARINOS**

**BRENDA CRISTINA CANTILLO MERIÑO  
LUIS EDUARDO CANTILLO MERIÑO**

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

**2017**

**MODELAMIENTO EN ESTADO ESTABLE DEL FLUJO DE GAS NATURAL EN  
FASE DENSA DENTRO DE GASODUCTOS SUBMARINOS**

**BRENDA CRISTINA CANTILLO MERIÑO  
LUIS EDUARDO CANTILLO MERIÑO**

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

**Director:  
MANUEL CABARCAS SIMANCAS  
M.sc. en Ingeniería Química**

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

**2017**

## DEDICATORIA

*A Dios, porque siento su presencia en mí, porque le pone sentido a mi vida, me lleva de su mano siempre, me mantiene humana, enfocada y sobretodo no deja de bendecirme.*

*A mi mamá, porque es la mujer más fuerte que conozco, una madre abnegada, que siempre ha estado ahí para mi hermano y para mí, por ser como es y siempre darme lo mejor de sí.*

*A mi papá, por tener siempre las palabras precisas cuando las necesito, por la prudencia con la que actúa para que yo tome mis propias decisiones y por siempre proveer para nosotros.*

*A mi hermano, por ser esa compañía siempre, por quererme, por contribuir mucho a mi profesión y por ser el mejor compañero de tesis.*

*A mi mami talle, por ser esa abuelita cariñosa, consentidora y siempre estar pendiente de mí, la que me impulsa y me alegra con solo una palabra.*

*A mi familia, por sus buenos deseos siempre, porque siento su amor en todos sus mensajes, aun en la distancia siempre los sentí cerca de mí.*

*A mis amigos, por vivir este proceso de vida conmigo, por estar siempre cuando necesite de su apoyo.*

*Brenda*

## DEDICATORIA

*A Dios por ser pieza fundamental en mi vida, él es quién me brinda la fortaleza para continuar en los momentos difíciles y es la luz de mis caminos.*

*A mis padres: Patricia Cecilia Meriño Juvinao y Heriberto José Cantillo Peralta. Quienes han dedicado la mayor parte de su vida al bienestar de sus hijos. Por inculcarme los valores necesarios para desenvolverme con los demás. Por apoyarme en cada decisión tomada. Por su amor incondicional. Por ser la base fundamental de mi felicidad.*

*A mi compañera de tesis que al mismo tiempo es mi hermana y mi amiga. Por su paciencia, dedicación y compañía diaria. Por darme la alimentación necesaria para subsistir... el cariño infinito.*

*A cada uno de mis familiares por brindarme su aprecio en la distancia. Especialmente a mis abuelas Esther María Juvinao y Sixta Peralta, sus canas me recuerdan lo corta que es la vida y me enseñan a disfrutarla buscando lo que quiero ser.*

*A mis amigos del Colegio San Francisco Javier, grupo "Elite way school"; por no dudar de mis capacidades y por hacer de las vacaciones una fecha especial. De igual manera a mis amigos de universidad que se han convertido en mi segunda familia lejos de casa.*

*A Edna Liliana Meza, por compartir sus emociones conmigo, al tiempo que me da la motivación para lograr mis metas.*

*Luis Eduardo*

## **AGRADECIMIENTOS**

A la Universidad Industrial de Santander y a la Escuela de Ingeniería de Petróleos, por su compromiso con nuestra formación, por sus orientaciones para que seamos buenos profesionales.

Al ingeniero Manuel Cabarcas Simancas, por la confianza dada a la hora de emprender este proyecto, por su guía constante y la entrega depositada en él.

Brenda y Luis

## CONTENIDO

	<b>Pág.</b>
INTRODUCCION .....	14
1. DESCRIPCIÓN TERMODINÁMICA DE LA FASE DENSA.....	15
1.1 DENSIDAD .....	18
1.2 VISCOSIDAD.....	19
1.3 FACTOR DE COMPRESIBILIDAD .....	20
1.4 TENSIÓN SUPERFICIAL.....	21
1.5 CAPACIDAD CALÓRICA.....	22
1.6 CONDUCTIVIDAD TÉRMICA .....	23
1.7 ENTALPIA Y ENTROPÍA .....	24
2. MODELO MATEMÁTICO PARA EL FLUJO EN FASE DENSA.....	27
2.1 CONTINUIDAD .....	29
2.2 MOMENTO .....	29
2.3 ENERGÍA.....	29
2.4 FACTOR DE FRICCIÓN .....	31
3. ECUACIÓN DE ESTADO PARA EL MODELAMIENTO DE LA FASE DENSA .	33
3.1 ECUACIÓN DE ESTADO .....	33
3.2 SRK .....	35
3.3 PENG-ROBINSON .....	36
3.4 BWRS .....	37
3.5 GERG 88 .....	37
3.6 GERG 2004 .....	38
3.7 GERG-2008 .....	40
3.8 MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR .....	44

4. DATOS DE SIMULACIÓN .....	46
4.1 Caso A1 (Fase Densa) .....	49
4.2 CASO A2 (FASE DENSA) .....	49
4.3 CASO B1 (DOS FASES).....	50
4.4 CASO B2 (DOS FASES).....	50
5. RESULTADOS Y DISCUSIONES.....	52
5.1 ANÁLISIS DE ECUACIONES DE ESTADO.....	62
6. CONCLUSIONES .....	65
7. RECOMENDACIONES.....	66
BIBLIOGRAFÍA.....	67

## LISTA DE TABLAS

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Composición típica del gas natural en el estudio .....	17
Tabla 2. Presiones y temperaturas aplicadas al estudio .....	18
Tabla 3. Promedio de cinco mezclas de gases intermedios. ....	46
Tabla 4. Promedio de cinco mezclas de gases ricos. ....	47
Tabla 5. Datos de simulación y características de la tubería para el gasoducto evaluado .....	50

## LISTA DE FIGURAS

	<b>Pág.</b>
Figura 1. Fases de un gas natural típico.....	16
Figura 2. Densidad como función de presión y temperatura.....	19
Figura 3. Viscosidad como función de presión y temperatura .....	20
Figura 4. Factor de compresibilidad como función de presión y temperatura.....	21
Figura 5. Tensión superficial como función de presión y temperatura.....	22
Figura 6. Capacidad calórica como función de presión y temperatura. ....	23
Figura 7. Conductividad térmica como función de presión y temperatura. ....	24
Figura 8. Entalpía como función de presión y temperatura.....	25
Figura 9. Entropía como función de presión y temperatura. ....	25
Figura 10. Esquema de la simulación.....	47
Figura 11. Envoltantes de fases de las mezclas de gases utilizadas en el simulador (gas rico y gas intermedio) .....	48
Figura 12. Variación de la presión en la tubería.....	53
Figura 13. Porcentaje de carga de líquido a lo largo de la tubería.....	54
Figura 14. Velocidad de gas en la tubería. ....	55
Figura 15. Variación de la caída de presión en la tubería.....	56
Figura 16. Variación de la densidad del gas a lo largo de la tubería.....	58
Figura 17. Curvas de viscosidad del gas para los casos investigados. ....	59
Figura 18. Porcentaje de cambio de diferentes variables en fase densa comparados con los valores correspondientes en dos fases a lo largo de una tubería.....	61
Figura 19. Predicción de perfiles de presión por medio de diferentes E.O.S para un gaseoducto submarino que opera a presiones elevadas.....	63

## RESUMEN

**TÍTULO:** MODELAMIENTO EN ESTADO ESTABLE DEL FLUJO DE GAS NATURAL EN FASE DENSA DENTRO DE GASODUCTOS SUBMARINOS\*

**AUTORES:** BRENDA CRISTINA CANTILLO MERIÑO  
LUIS EDUARDO CANTILLO MERIÑO\*\*

**PALABRAS CLAVE:** Fase densa, Modelamiento, Alta presión, Parámetros de diseño, Gas natural, Transporte, Tuberías costa afuera.

### DESCRIPCIÓN:

El objetivo de esta investigación radica en el modelamiento de un gas natural transportado a través de una tubería submarina, cuyo gas está en estado estable y en fase super crítica o fase densa, que tiene una viscosidad de gas y una densidad muy parecida a la de un líquido. La finalidad de este trabajo es estudiar la ecuación de estado que mejor se adapte al modelamiento de la fase densa, comprender el comportamiento termodinámico del gas y comparar el desempeño de este flujo contra el flujo bifásico.

El modelamiento se llevó a cabo mediante un software de simulación de procesos, ampliamente utilizado para la producción de petróleo y gas, así como para la optimización de procesos en diseños y operaciones de refinerías. En este, se analizaron dos tipos de gases (rico/intermedio) llevados a una fase densa, para determinar los cambios que se presentan en cada caso e identificar la influencia de los componentes pesados en el desempeño del transporte por tuberías submarinas.

Por consiguiente, se determinó que la ecuación que mejor modela los fluidos super críticos en el transporte es la GERG 2008 pues logra predecir los cambios abruptos del fluido. De igual manera, se concluye que la caída de presión es mayor en el flujo de dos fases, por lo que no se obtiene carga de líquidos en la fase densa.

---

\* Trabajo de Grado.

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos, M. Sc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas

## ABSTRACT

**TITLE:** STABLE STATE MODELING OF NATURAL GAS FLOW IN THE DENSE PHASE WITHIN SUBMARINE GAS PIPES\*

**AUTHORS:** BRENDA CRISTINA CANTILLO MERIÑO  
LUIS EDUARDO CANTILLO MERIÑO\*\*

**KEYWORDS:** Dense phase, Modeling, High pressure, Design parameters, Natural gas, Transportation, Offshore pipelines.

### DESCRIPTION:

The objective of this research is the modeling of a natural gas transported through an underwater pipeline, whose gas is in steady state and in super critical phase or dense phase, which has a gas viscosity and a density very similar to that of a liquid. The purpose of this work is to study the state equation that best suits the dense phase modeling, to understand the thermodynamic behavior of the gas and to compare the performance of this flow against biphasic flow.

The modeling was carried out using process simulation software, widely used for oil and gas production, as well as for process optimization in refinery designs and operations. In this study, two types of gases (rich / intermediate) were analyzed to determine the changes that occur in each case and to identify the influence of the heavy components on the performance of the transport by submarine pipelines.

Consequently, it was determined that the equation that best models the super critical fluids in the transport is the GERG 2008 because it manages to predict the abrupt changes of the fluid. In the same way, it is concluded that the pressure drop is higher in the two-phase flow, so that no liquid loading is obtained in the dense phase.

---

\* Bachelor Thesis

\*\* Physicochemical Engineering Faculty. Petroleum Engineering School, M. Sc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas

## INTRODUCCION

A pesar de la aplicación de energías renovables en el mundo, la demanda del petróleo y del gas aún se mantiene en constante crecimiento, por tal razón los países se han visto en la obligación de explorar nuevos yacimientos que cubran el incesante gasto energético. Por lo cual, los descubrimientos de yacimientos de gas natural costa afuera cada vez son más frecuentes.

En los cuales se requiere una extracción de una tecnología innovadora, así mismo de un transporte que garantice las menores pérdidas económicas, como lo es el transporte de gas natural en fase densa, cuya característica primordial es presentar una viscosidad muy similar a la del gas y una densidad más cercana a la del líquido.

Las principales ventajas de transportar el gas natural en fase densa, además del comportamiento de sus propiedades termodinámicas, está en la utilización de una tubería de menor diámetro, la eliminación de una tubería de gas-líquidos y la de instalaciones de re-inyección.

Por tal motivo se hace necesario el modelamiento en estado estable del flujo de gas natural en fase densa dentro de gasoductos submarinos, con el propósito de tener una mayor precisión del comportamiento del gas en el transporte, ayudar a tomar decisiones operacionales y hacer análisis costo-beneficio. Además de identificar y analizar el modelo matemático, al igual de sus ecuaciones de estado que predecirán dicho comportamiento.

## 1. DESCRIPCIÓN TERMODINÁMICA DE LA FASE DENSA

La producción de hidrocarburos mar adentro se ha destacado por el gran avance tecnológico que ha surgido como respuesta a problemas operacionales que conllevan a pérdidas económicas significativas, uno de ellos es el uso de gasoductos de alta presión para transportar hidrocarburos de peso intermedio de los yacimientos de petróleo y gas, con el fin de mantenerlos en una sola fase denominada fase densa, para eliminar la necesidad de una tubería separada de gas-líquidos o de instalaciones de re-inyección.

Un fluido en fase densa es aquel que refleja tanto las propiedades del líquido como del gas, es por tal razón que dicha fase densa se considera una cuarta fase, independiente de la sólida, líquida y gaseosa; debido a que esta no se puede captar por los sentidos. Para un compuesto puro en fase líquida o gaseosa, la fase densa se alcanza cuando éste es comprimido y calentado a condiciones mayores que la presión y temperatura crítica; convirtiéndose en un fluido altamente denso y comprensible, que tiene una viscosidad muy parecida a la del gas, pero una densidad un poco más cercana a la del líquido; dicho fluido es denominado como un “fluido denso” o un “fluido súper crítico”, para diferenciarlo del vapor y líquido normal.<sup>1</sup>

<sup>2</sup>Mientras que, para un gas natural, la fase densa se logra cuando éste se comprime por encima de la presión cricondebárica y se calienta entre la temperatura crítica y cricondentérmica. Sin embargo, no existe una línea clara que divida la fase densa de la fase líquida, u otra línea que divida la fase densa de la gaseosa, por lo que

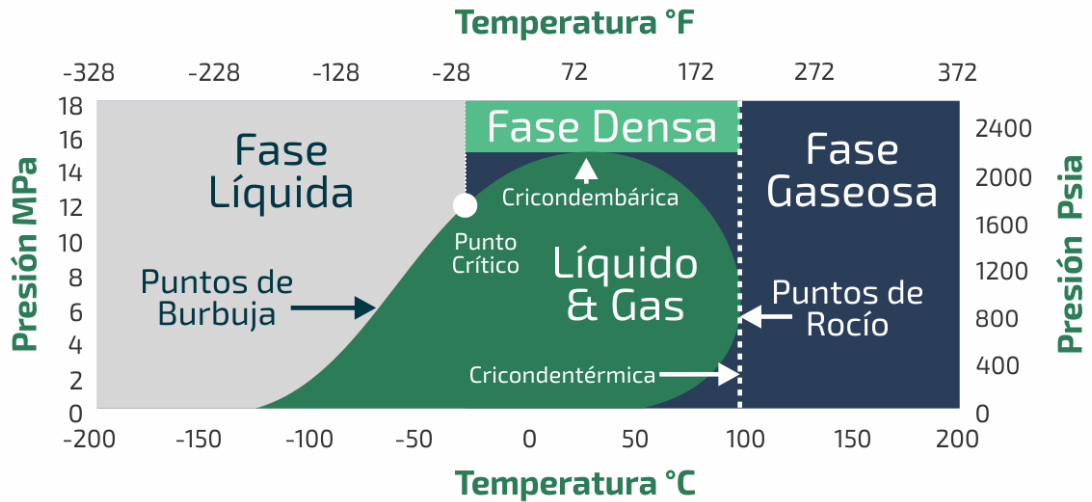
---

<sup>1</sup>MOSHFEGHIAN, Mahmood. “Variation of properties in the dense phase región; Part 1-Pure compounds”. PetroSkills John M Campbell. Diciembre. 2009.

<sup>2</sup> MOSHFEGHIAN, Mahmood. “Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas”. PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

existe una transición gradual de la fase densa a la fase gaseosa, y otra transición gradual de la fase densa a la fase líquida.

**Figura 1. Fases de un gas natural típico**



Fuente: Modificado de MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase region; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

Debido a las propiedades únicas de la fase densa, está se ha venido incursionando para el transporte del gas natural, recuperación mejorada del petróleo, procesamiento de insumos comestibles, y procesamiento de productos farmacéuticos. Por ejemplo, en la recuperación mejorada del petróleo, se puede inyectar dióxido de carbono en fase densa, por lo que esté compuesto penetra el medio poroso y se disuelve en el hidrocarburo, lo cual provoca una reducción de la viscosidad y de la tensión interfacial (petróleo-agua), de igual manera, hinca el crudo proporcionando un desplazamiento altamente eficiente.

Además, para el transporte de hidrocarburos intermedios es muy útil la fase densa. Debido que, si estos son transportados a presiones normales a través de la tubería, pueden ocasionar problemas operacionales de vapor si se incluyen en la corriente de aceite y problemas de líquido si permanecen en la corriente de gas; en cambio

a presiones extremadamente altas tales hidrocarburos de mezclan en una sola fase densa, eliminando la necesidad de una tubería de gas-líquidos separada, reduciendo las corridas de limpieza y de instalaciones de reinyección<sup>3</sup>.

Para describir mejor el comportamiento termodinámico de un fluido super crítico, se hace referencia al estudio realizado en el 2010 por Mahmood<sup>4</sup>, el cual presenta información relevante relacionada con el tema central del presente capítulo. En dicho estudio a través de una composición típica de un gas natural (Tabla 1) y una serie de presiones y temperaturas (Tabla 2), ilustran las variaciones que tiene la fase densa en sus propiedades termodinámicas, por medio de una simulación realizada en Hysys. Cabe resaltar que la temperatura y presión crítica del gas que fue estudiado es de -21.0 °F y 1.628 psia respectivamente. De igual manera, su temperatura cricondentérmica y su presión cricondenbárica son de 210 °F y 2.225 psia.

**Tabla 1. Composición típica del gas natural en el estudio**

Componente	% Molar
Metano	80
Etano	8
Propano	4
i-Butano	3
n-Butano	2
i-Pentano	1
n-Pentano	0.5
n-Hexano	0.5
n-Heptano	0.25
n-Octano	0.25
n-Nonano	0.25
n-Decano	0.25

<sup>3</sup> KING, Graeme. "Ultra-high gas pressure pipelines offer advantages for arctic service". SNC Partec Inc, Calgary.1992.

<sup>4</sup> MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

**Tabla 2. Presiones y temperaturas aplicadas al estudio**

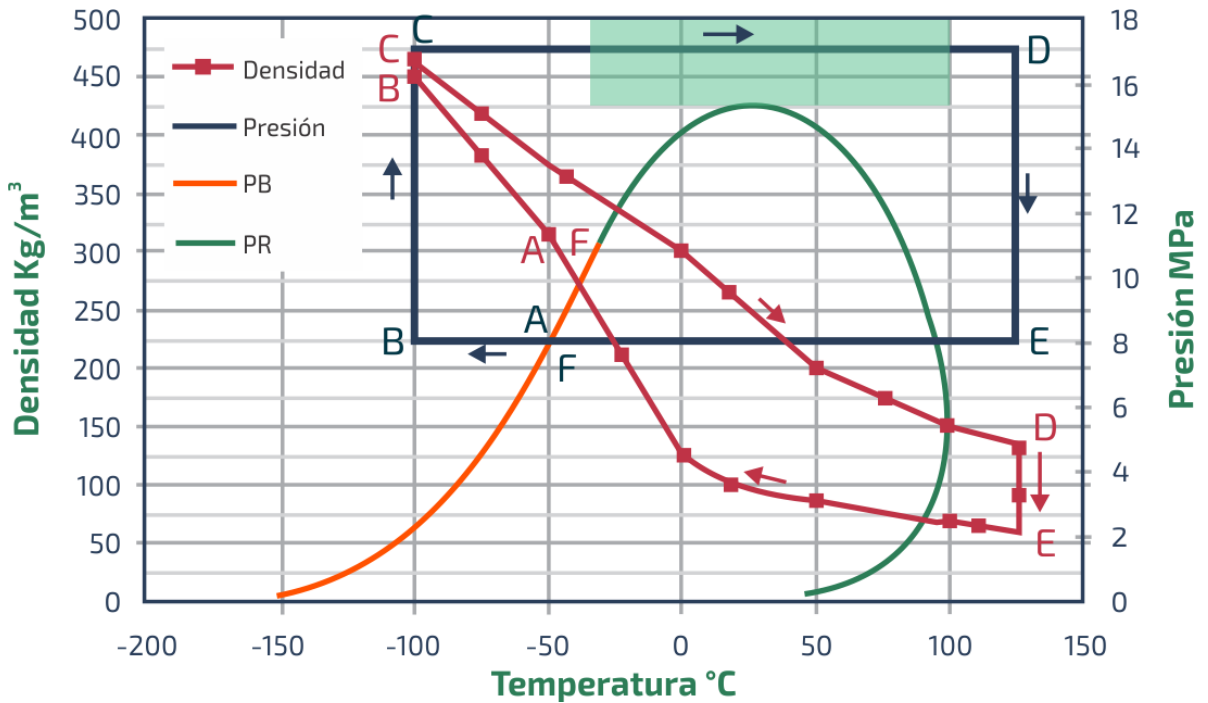
Punto	Ubicación	Temperatura		Presión	
		°C	°F	MPa	Psia
1	A (PB)	-50.2	-58.4	8	1160
2	B	-100	-148	8	1160
3		-100	-148	11	1595
4		-100	-148	14	2030
5		-100	-148	17	2466
6	C	-50	-58	17	2466
7		0	31	17	2466
8		50	122	17	2466
9		100	212	17	2466
10		125	257	17	2466
11		125	257	14	2030
12	D	125	257	11	1595
13		125	257	8	1160
14	E	100	212	8	1160
15	(PR)	95.2	203.4	8	1160
16		50	122	8	1160
17		0	32	8	1160
18	F	-50	-58	8	1160

### 1.1 DENSIDAD

En la trayectoria AB el líquido es enfriado isobáricamente, presentando un aumento drástico o brusco en su densidad. En cambio, cuando esté es comprimido isotérmicamente BC, se produce un aumento leve en dicha propiedad. Sin embargo, durante el recorrido isobárico CD, la densidad del líquido comprimido disminuye paulatinamente en un principio y luego aceleradamente a medida que la temperatura aumenta dentro de la fase densa. Cuando ocurre la expansión isotérmica DE la reducción de la densidad se acelera aún más y solo llega a incrementarse en la trayectoria EF que corresponde a un enfriamiento isobárico del gas. Cabe destacar, que los valores de la densidad en fase densa son muy cercanos

a la densidad del líquido, en algunas áreas de la fase densa, y son significativamente más altos que las densidades del gas.

**Figura 2. Densidad como función de presión y temperatura**



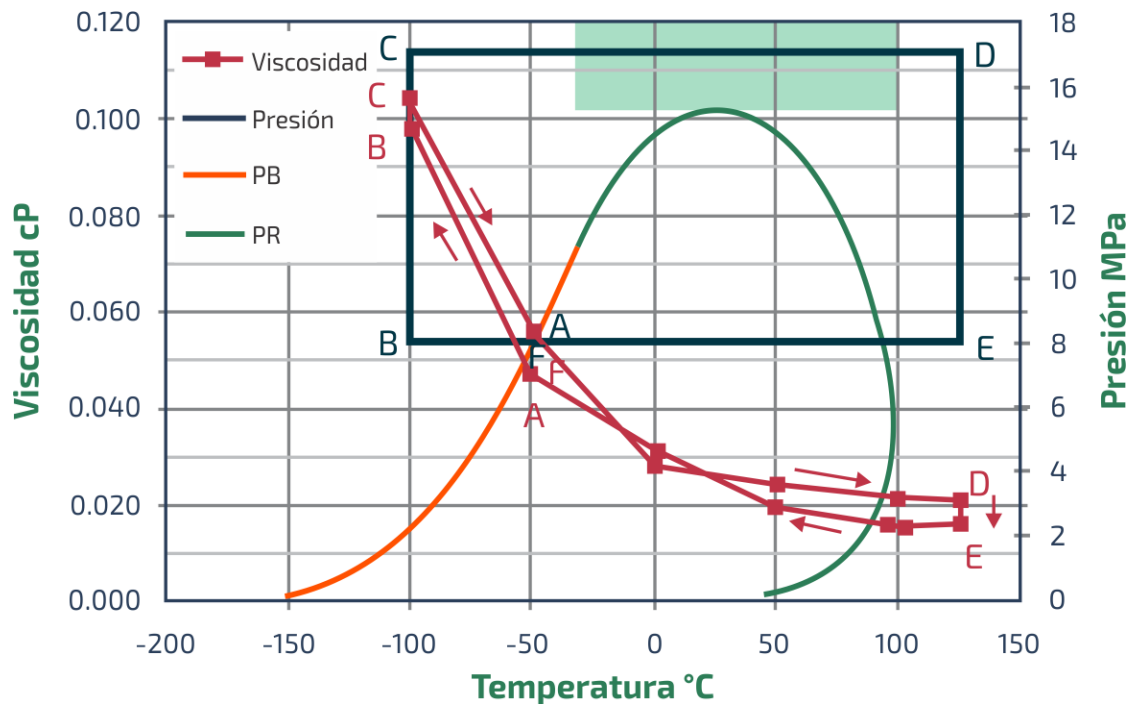
Fuente: Modificado de MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

## 1.2 VISCOSIDAD

En la trayectoria isobárica CD, la viscosidad del líquido comprimido disminuye lineal y bruscamente mientras aumenta la temperatura dentro de la fase densa. Sin embargo, esta reducción brusca de viscosidad se hace gradual y se acerca a viscosidades del gas a medida que se incrementa la temperatura. Durante la expansión isotérmica DE, la reducción de la viscosidad es bastante pequeña. Sucede lo contrario en la región isobárica de subenfriamiento AB donde la viscosidad aumenta rápidamente hasta la compresión isotérmica BC donde su

incremento es leve. El enfriamiento isobárico del gas a lo largo de la trayectoria EF hasta la temperatura del punto de rocío no corresponde a un cambio apreciable en la viscosidad, sino que aumenta notablemente en la región de dos fases.

**Figura 3. Viscosidad como función de presión y temperatura**



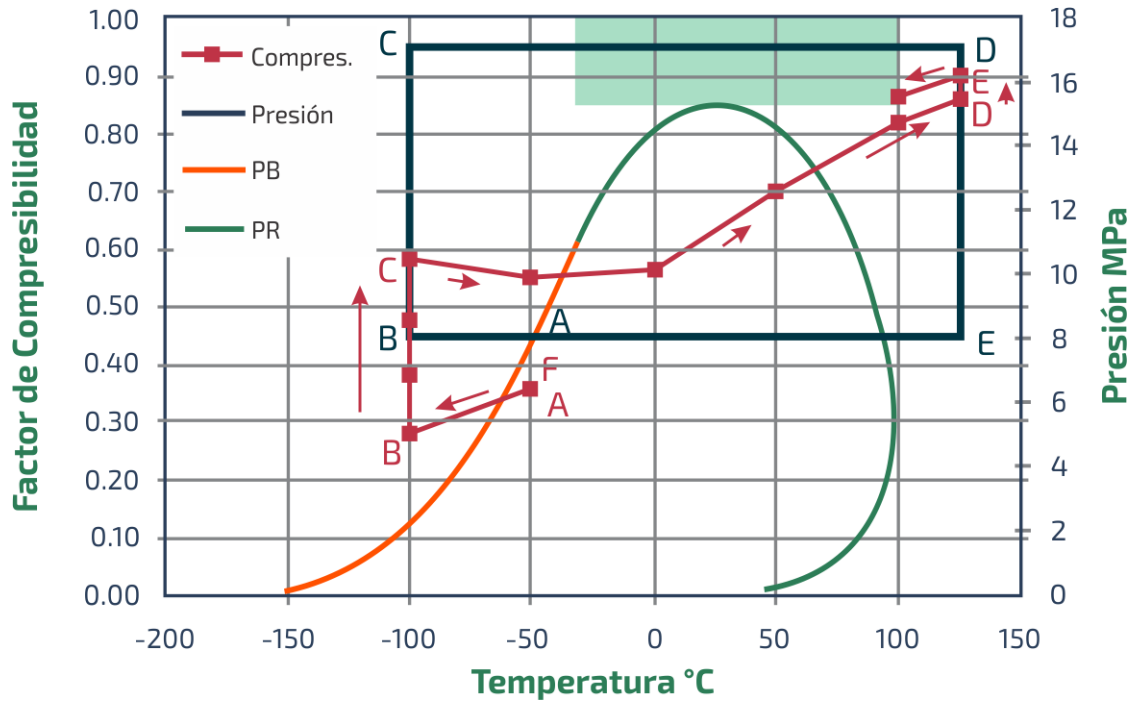
Fuente: Modificado de MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

### 1.3 FACTOR DE COMPRESIBILIDAD

El factor de compresibilidad  $Z$  disminuye en la región isobárica de subenfriamiento AB, pero en la compresión isotérmica BC aumenta significativamente. Durante la trayectoria isobárica CD, el factor de compresibilidad permanece casi constante en la región del líquido comprimido, aunque aumenta gradualmente mientras se incrementa la temperatura dentro de la fase densa. Este aumento en  $Z$  se pronuncia

aún más en la expansión isotérmica DE. Por el contrario, ocurre un decrecimiento gradual de Z en el enfriamiento isobárico del vapor.

**Figura 4. Factor de compresibilidad como función de presión y temperatura.**

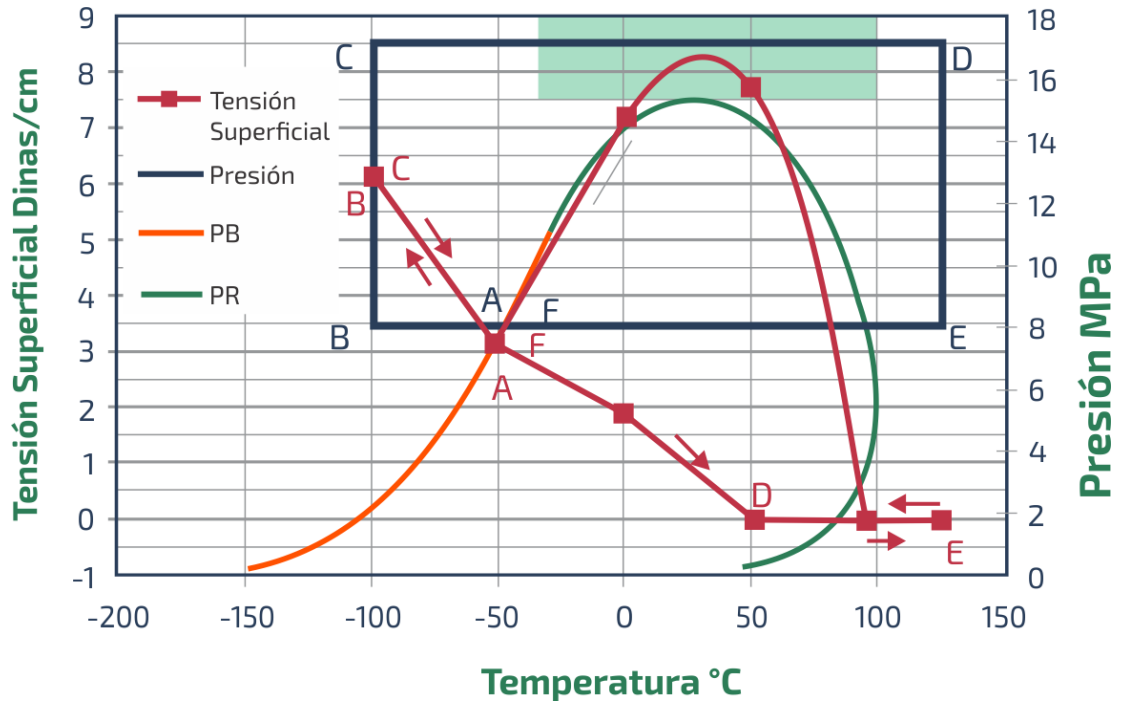


Fuente: Modificado de MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

## 1.4 TENSIÓN SUPERFICIAL

Es una función pronunciada de temperatura, pero independiente de la presión para la fase líquida. Sin embargo, en la fase de gas la tensión superficial no es aplicable y su valor es cero. Por otra parte, esta propiedad en la región bifásica alcanza un valor máximo.

**Figura 5. Tensión superficial como función de presión y temperatura.**

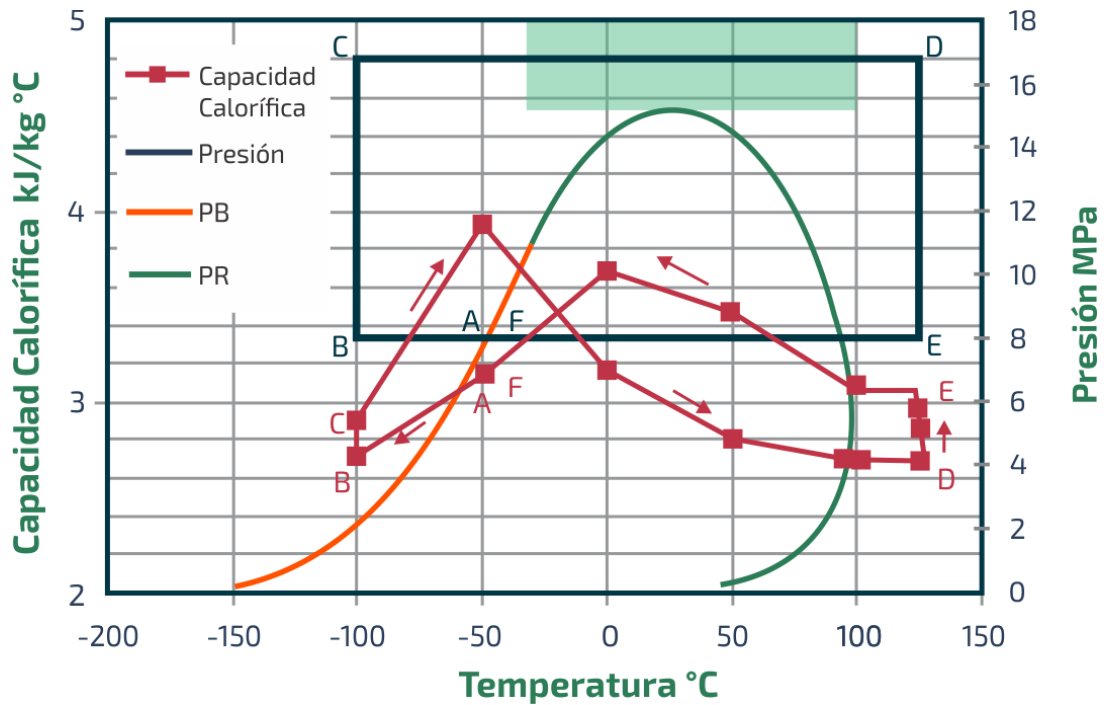


Fuente: Modificado de MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

### 1.5 CAPACIDAD CALÓRICA

En el subenfriamiento de la región isobárica AB disminuye la capacidad calórica mientras que en la región de la compresión isotérmica BC ocurre un leve aumento. En la tendencia isobárica CD la capacidad calórica del líquido comprimido aumenta rápidamente mientras aumenta la temperatura, sin embargo, en la fase densa disminuye. Este es un comportamiento atípico, presentando valores sorprendentemente altos. En la expansión isotérmica DE se evidencia un incremento de la capacidad calórica hasta la región de enfriamiento isobárico EF donde logra un valor máximo para luego disminuir dentro de la región bifásica.

**Figura 6. Capacidad calórica como función de presión y temperatura.**

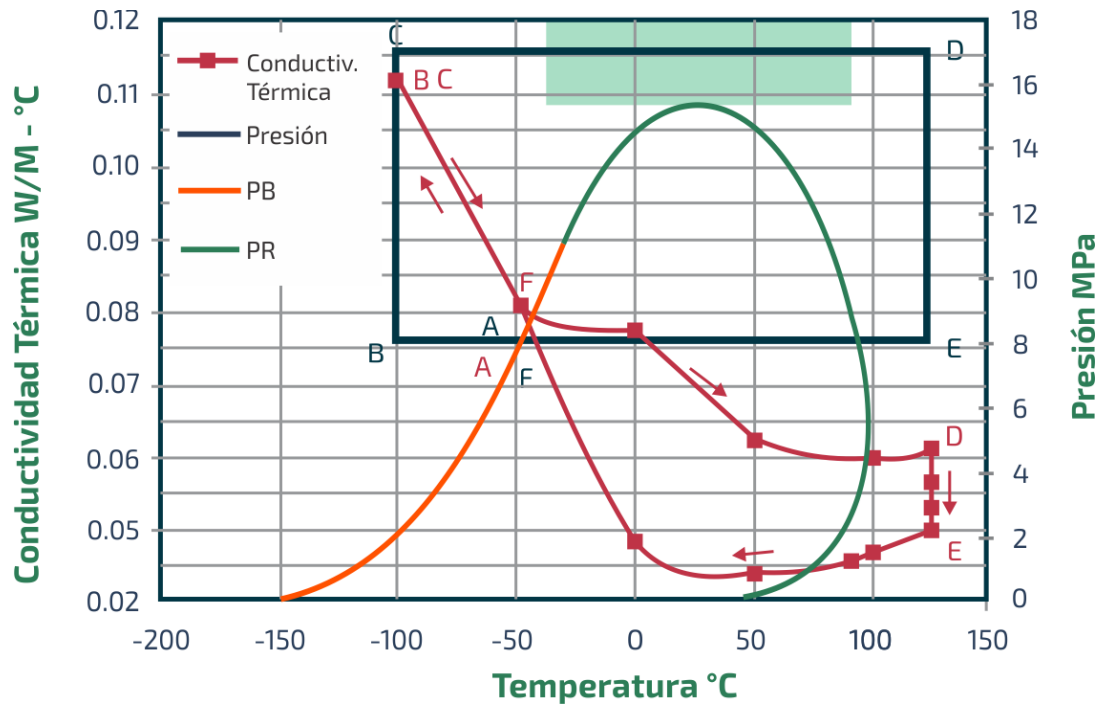


Fuente: Modificado de MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

## 1.6 CONDUCTIVIDAD TÉRMICA

A medida que la temperatura aumenta considerablemente dentro de la fase densa, la conductividad térmica del líquido comprimido en la región isobárica CD disminuye bruscamente. No obstante, mientras sigue aumentando la temperatura, la reducción de la conductividad térmica se torna gradual. Esta disminución ocurre durante la expansión térmica DE más prolongada. El enfriamiento isobárico del gas a lo largo de la trayectoria EF corresponde a una pequeña disminución de la conductividad térmica y sube en la región bifásica. Por su parte, en el subenfriamiento isobárico AB la propiedad aumenta drásticamente, mientras que en la compresión isotérmica BC no se presenta ningún cambio.

**Figura 7. Conductividad térmica como función de presión y temperatura.**

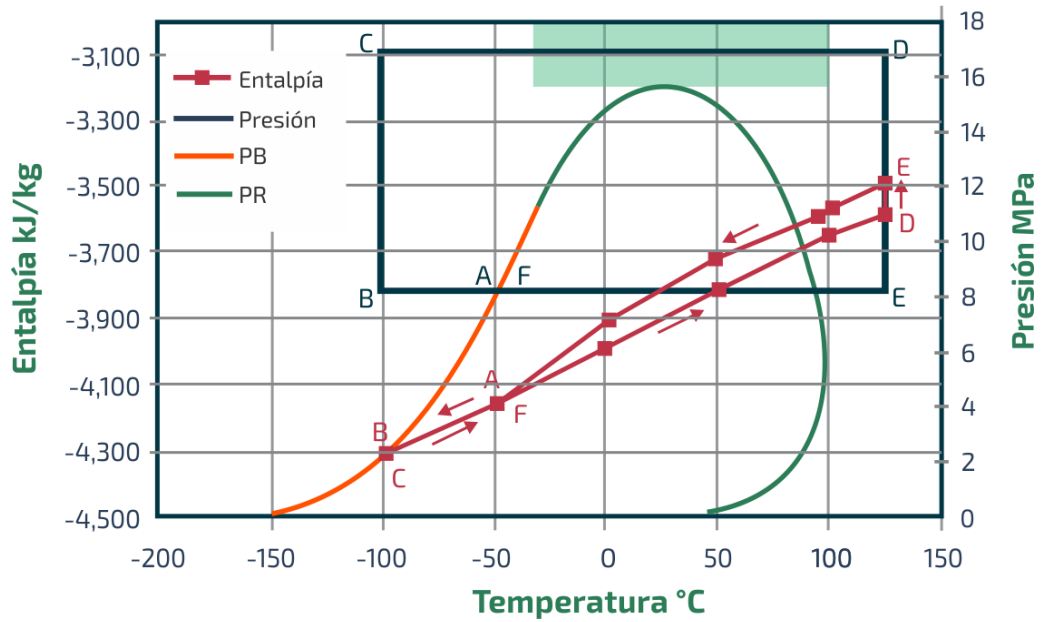


Fuente: Modificado de MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

## 1.7 ENTALPIA Y ENTROPÍA

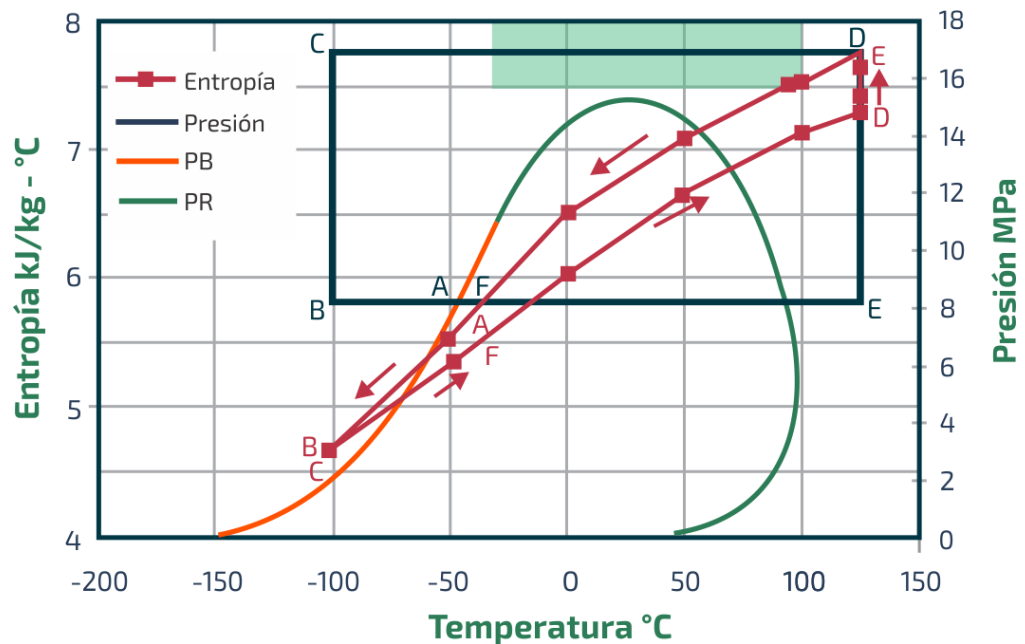
A pesar de ser dos propiedades distintas sus variaciones cualitativas son similares, evidenciándose durante la región isobárica CD, donde ambas propiedades aumentan gradualmente mientras aumenta la temperatura dentro de la fase densa; y en el subenfriamiento isobárico AB donde disminuyen. Por su parte, en la compresión isotérmica BC, no se registra ninguna variación; mientras que en la expansión isotérmica DE se resalta un incremento de sus valores. La entalpía y la entropía presentan una disminución durante el enfriamiento isobárico del vapor que se observa en la tendencia EF.

**Figura 8. Entalpía como función de presión y temperatura.**



Fuente: Modificado de MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

**Figura 9. Entropía como función de presión y temperatura.**



Fuente: Modificado de MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

En definitiva, la fase densa posee características especiales y únicas, por lo que sus propiedades termodinámicas o termofísicas en esta fase pueden variar de manera atípica. Sin embargo, dichas variaciones proporcionan ventajas con respecto a los demás fluidos, por ejemplo, en esta fase no se presenta la condensación de líquidos por lo tanto las pérdidas por fricción son menores; a su vez se evitan problemas operacionales, como los flujos indeseados en el transporte de hidrocarburos en dos fases. Por esto y por muchas razones más, el transporte de gas natural en fase densa a través de tuberías submarinas se hace muy atractivo.

## 2. MODELO MATEMÁTICO PARA EL FLUJO EN FASE DENSA

El método implícito de diferencias finitas es usado para resolver numéricamente las ecuaciones de estado para el flujo de tubería compresible unidimensional, donde se modela el transporte de gas natural a través de los oleoductos costa afuera principalmente los de alta presión y los de gran diámetro. Se prefiere este método porque son estables para cualquier elección de tiempo y paso espacial<sup>5</sup>.

Es importante investigar en detalle la influencia de los parámetros físicos que tienen gran relevancia en el modelo como lo son: el factor de fricción, ecuaciones de estado y el modelo de transferencia de calor<sup>6</sup>. Principalmente este último, ya que la acumulación de calor en el suelo es importante para modelar la temperatura correcta la salida de la tubería.

La selección de la ecuación de estado influye en los resultados de simulación, para tuberías de alta presión, por lo que se compararan la ecuación de GERG 2004 recientemente desarrollada con Peng-Robinson y BWRS, las más tradicionales.

El gas natural puede ser transportado a largas distancias a través de tuberías de transmisión de alta presión, las cuales tienen un diámetro típico 1 m y pueden tener entre 600 y 800 km de longitud, la transmisión del gas natural a través de una tubería de alta presión puede ser modelada resolviendo numéricamente las ecuaciones de estado para el flujo de conducción de calor viscosa compresible unidimensional y se debe confiar en los modelos de computadora si se desea conocer el estado del

---

<sup>5</sup> ABBASPOUR M. Chapman KS. 2008. Nonisothermal transient flow in natural gas pipeline.J. Appl.MECH.75,031018.

<sup>6</sup> CHACZYKOWSKI M. 2009. Sensitivity of pipeline gas flow model to the selection of the equation of state. Chem. Eng. Res. Des. 87, 1596- 1603.

gas en la entrada y salida; mediciones del estado del gas tales como: presión, flujo de masa, temperatura y composición.

Estos modelos matemáticos tienen varias aplicaciones importantes en la industria del gas, estos incluyen el diseño, operación y monitoreo de los gaseoductos, además de la predicción de la capacidad hidráulica de la tubería. Por lo que las condiciones en la tubería son transitorias, estos modelos deben ser lo más precisos posibles, al igual que rápidos y eficientes.

El primer paso para modelar con precisión el flujo a través de tuberías de alta presión se tiene que resolver el modelo completo no isotérmico (Osładacz y Chaczykowski, 2001), lo que implica resolver las ecuaciones de continuidad, momento y conservación de energía para el flujo<sup>7</sup>.

Las ecuaciones de estado tienen se caracterizan por procesos físicos que deben ser perfectamente modelados, entre los cuales se incluyen el factor de fricción, las ecuaciones de estado y los intercambios de calor entre el gas y el ambiente circundante. <sup>8</sup>Aunque anteriormente se ha estudiado la sensibilidad del modelo de flujo de gas en la tubería, no se han tenido en cuenta las consideraciones en gaseoductos costa afuera, que suele tener presiones de entrada hasta de 20MPa.

Cabe destacar que el intercambio de calor entre el gas y el entorno se determinará utilizando el modelo de transferencia de calor externo estable e inestable, este último tiene en cuenta la acumulación de calor en el suelo por donde pasa la tubería.

---

<sup>7</sup> OSIADACZ, A.J. CHACZYKOWSKI, M. 2001. Comparison of isothermal and nonisothermal pipeline gas flow model. Chem. Eng. J. 81, 41-51.

<sup>8</sup> CHACZYKOWSKI, M.2010. Transient flow in natural gas pipeline – the effect of pipeline thermal model. Appl. Math. Model. 34, 1051- 1067.

Se realiza un promedio de las versiones tridimensionales a través de la sección transversal del tubo para encontrar las ecuaciones que gobiernen el flujo conductivo de calor viscoso compresible unidimensional.

El resultado es:

## 2.1 CONTINUIDAD

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} = 0 \quad \text{Ecuación 1}$$

## 2.2 MOMENTO

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u^2 + P)}{\partial x} = \frac{f \rho u |u|}{2D} - \rho g \sin \theta \quad \text{Ecuación 2}$$

Donde el primer término del lado derecho, es el termino de fricción y donde  $f$  es el factor de fricción. El termino final representa a la gravedad donde  $\theta$  es el ángulo de inclinación de la tubería.

## 2.3 ENERGÍA

$$\rho C_v \left( \frac{\partial T}{\partial t} + u \frac{\partial T}{\partial x} \right) + T \left( \frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_\rho \frac{\partial u}{\partial x} = \frac{f \rho u^3}{2D} - \frac{4U}{D} (T - T_a) \quad \text{Ecuación 3}$$

Donde el segundo término del lado izquierdo representa el efecto de Joule-Thomson, el cual se enfría después de la expansión. El primer término del lado

derecho representa la disipación, que es el cambio de la energía mecánica a la energía térmica y ultimo termino es el intercambio de calor entre el gas y el entorno.

En cuanto a la densidad, esta se puede relacionar con la presión y la temperatura usando la ecuación de gas real:

$$\frac{P}{\rho} = ZRT \quad \text{Ecuación 4}$$

Donde  $Z = Z(p, T)$  es el factor de compresibilidad. En tuberías de gas natural es vital conocer la presión y el flujo de masa tanto en la entrada como en la salida. Si se introduce la densidad por la presión, además de introducir el caudal másico  $\dot{m} = \rho uA$ , donde  $A$  es la sección transversal de la tubería. Las ecuaciones 1-3 se desarrollan las ecuaciones parciales para  $\rho$ ,  $\dot{m}$  y  $T$  (Chaczykowski, 2010)<sup>9</sup>.

$$\frac{\partial p}{\partial t} = \left[ \frac{1}{T} + \frac{1}{Z} \left( \frac{\partial Z}{\partial T} \right)_p \right] \left[ \frac{1}{p} - \frac{1}{Z} \left( \frac{\partial Z}{\partial p} \right)_T \right]^{-1} \frac{\partial T}{\partial t} - \frac{ZRT}{pA} \left[ \frac{1}{p} - \frac{1}{Z} \left( \frac{\partial Z}{\partial p} \right)_T \right]^{-1} \frac{\partial \dot{m}}{\partial x} \quad \text{Ecuación 5}$$

$$\frac{\partial \dot{m}}{\partial t} = \frac{\dot{m}ZRT}{pA} \left( -2 \frac{\partial \dot{m}}{\partial x} + \dot{m} \left[ \frac{1}{p} - \frac{1}{Z} \left( \frac{\partial Z}{\partial p} \right)_T \right] \frac{\partial p}{\partial x} \right) \quad \text{Ecuación 6}$$

$$-\dot{m} \left[ \frac{1}{T} + \frac{1}{Z} \left( \frac{\partial Z}{\partial T} \right)_p \frac{\partial T}{\partial x} \right] - A \frac{\partial p}{\partial x} - \frac{fZRTm|\dot{m}|}{2DAp} - \frac{pA}{ZRT} g \sin \theta \quad \text{Ecuación 7}$$

$$\frac{\partial T}{\partial t} = -\frac{\dot{m}ZRT}{\rho A} \frac{\partial T}{\partial x} - \frac{\dot{m}(ZRT)^2}{pAc_v} T \left[ \frac{1}{T} + \frac{1}{Z} \left( \frac{\partial Z}{\partial T} \right)_p \right] g \times \left( \frac{1}{\dot{m}} \frac{\partial \dot{m}}{\partial x} - \left[ \frac{1}{p} - \frac{1}{Z} \left( \frac{\partial Z}{\partial p} \right)_T \right] \frac{\partial p}{\partial x} + \left[ \frac{1}{T} + \frac{1}{Z} \left( \frac{\partial Z}{\partial T} \right)_p \right] \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{f}{2C_v D} \left( \frac{ZRT|\dot{m}|}{pA} \right)^3 - \frac{ZRT}{pC_v} \frac{4U}{D} (T - T_a) \quad \text{Ecuación 8}$$

<sup>9</sup> CHACZYKOWSKI, Op. cit.

Es importante aclarar que las ecuaciones anteriormente enunciadas, no corresponden a un modelo estable debido que este se define como el sistema o proceso en el cual las variables que definen su comportamiento, también llamadas variables de estado con respecto al tiempo permanecen invariables. Por lo que en las anteriores ecuaciones los términos en los que se encuentre el tiempo son totalmente despreciables.

## 2.4 FACTOR DE FRICCIÓN

El factor de fricción representa la fuerza de fricción entre la tubería y la pared de la misma, se denomina factor de fricción de Darcy-Weisbach:

Este parámetro es uno de los más difíciles a la hora de calcularlo por medio de simulaciones computacionales, además de ser un parámetro semiempírico, es decir que no se ha desarrollado una descripción analítica de estas fuerzas. Para los números de Reynolds bajos, el factor de fricción depende únicamente de este, sin embargo, para números de Reynolds superiores, el factor de fricción es independiente al número de Reynolds y depende exclusivamente de la rugosidad interna. Actualmente Colebrook-White es la fórmula más exitosa para determinar  $f$  debido a que combina sus dos regiones principales, además de ser la combinación matemática de estas expresiones, desarrolladas en 1930 (Colebrook, 1939)<sup>10</sup>.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left( \frac{\epsilon}{3.7D} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f}} \right) \quad \text{Ecuación 10}$$

Donde  $\epsilon$  es la rugosidad equivalente del grano de arena,  $D$  es el diámetro del tubo y  $Re$  es el número del Reynolds del flujo.

---

<sup>10</sup> COLEBROOK, C. 1939. Turbulent flows in pipes, with particular reference to the transition region between the smooth and rough pipe laws. Inst. Civil Eng. 81. 133-156

Principalmente el número de Reynolds es de  $10^7$  para transporte de gas natural a través de oleoductos costa afuera, lo que significa básicamente es que el factor de fricción está en la región entre el flujo turbulento suave y el completamente áspero. Se afirma que la transición de flujo turbulento suave a completamente áspero es más abrupta que la sugerida por ColebrookeWhite y que el factor de fricción en esta región genera una incertidumbre significativa (Langelandsvik et al., 2005)<sup>11</sup>, fundamentándose en los datos operacionales de los gaseoductos, además se modificó la fórmula de fricción, la cual fue propuesta por el grupo Europeo de Investigación de Gas (GREG) (Gersten et al., 2000)<sup>12</sup>.

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -\frac{2}{n} \log \left[ \left( \frac{1.499}{dr Re \sqrt{f}} \right)^{0.942 ndr} + \left( \frac{\epsilon}{3.7D} \right)^n \right] \quad \text{Ecuación 11}$$

Donde  $dr$  es el factor de empuje que representa otras pérdidas de presiones tales como curvatura y juntas de tubería y  $n$  se utiliza para controlar la forma de la transición.  $n = 1$  corresponde a una transición lisa o suave de Colebrooke White mientras que  $n = 10$  una transición más abrupta.

La fórmula del factor de fricción GERG proporciona una transición más abrupta de un flujo turbulento suave a completamente áspero en comparación con ColebrookeWhite, siendo el factor de fricción en la región de transición considerablemente más bajo. Sin embargo, se dispone de información sobre los valores de  $dr$  y  $n$  que deben utilizarse en las tuberías de alta presión. Por lo tanto, es difícil concluir si la fórmula del factor de fricción GERG es cualquier mejora significativa de la correlación tradicional de ColebrookeWhite.

---

<sup>11</sup> LANGELANDSVIK, LI. POSTVOLL, W. SVENDSEN, P. OVERLI, JM. YTREHUS, T. 2005. Evaluation of the friction factor formula base don operational data. In: Proceedings of the 37th PSIG Annual Meeting. San Antonio Texas 2005.

<sup>12</sup> GERSTEN, K. PAPENFUSS, HD. KURSCHAT, TH. GENILLON, PH. FERNANDES PEREZ, F. REVELL, N. Feb 2000. New transmission- factor formula proposed for gas pipelines. Oil Gas. 58-62

### **3. ECUACIÓN DE ESTADO PARA EL MODELAMIENTO DE LA FASE DENSA**

#### **3.1 ECUACIÓN DE ESTADO**

Para la ingeniería y el desempeño de los procesos técnicos es indispensable el conocimiento exacto de las propiedades termodinámicas de los gases naturales y otras mezclas. Ejemplos en los que se requieran aplicaciones técnicas son el procesamiento, transporte, almacenamiento y licuefacción de gas natural, en los que se precisan las propiedades termodinámicas de una variedad de mezclas de componentes de gas natural.

Antes de la alimentación de los sistemas de gasoductos o instalaciones de licuefacción, el gas natural necesita ser procesado, para cumplir con las especificaciones de la calidad del gasoducto o para el uso comercial como combustible. Esto implica la separación de varios componentes que no son deseable, por ejemplo, dióxido de carbono, agua y sulfuro de hidrogeno, igualmente tienen más valor por si mismos que cuando se mantienen en el gas natural, por ejemplo, etano, propano, butano y el helio.

La presión que se emplea es de 12 MPa con la cual el gas natural es transportado en forma gaseosa a través de las tuberías, las estaciones de compresión colocadas periódicamente a lo largo de esas aseguran que el gas natural permanezca presurizado, así mismo, las estaciones de medición permiten controlar y gestionar el gas natural en las tuberías.

Para equiparar la oferta y la demanda, el gas se suele inyectar a 30 MPa en las instalaciones de almacenamiento subterráneo como los depósitos de gas pobre, acuíferos y domos salinos, debido a diferencias en los métodos de utilizados para

calcular los caudales en la medición a gran escala pueden introducir grandes incertidumbres en los costos.

Existen situaciones en las que los proyectos con gas natural no son viables económicamente, sobre todo a través de los océanos, porque el gas natural natural se enfría y se condensa en forma líquida, tal como el gas natural licuado (GNL), el cual se debe transportar por medio de buques cisternas especializados.

Para las aplicaciones en las que se utilizan las mezclas de componentes de gas natural como los refrigerantes en los ciclos de preenfriamiento, licuefacción y subenfriamiento, se diseñan y se modelan unidades de fraccionamiento con compresores, intercambiadores de calor e instalaciones de almacenamiento, los cuales, requiere cálculo de propiedades en amplios rangos de composiciones de mezcla y condiciones de funcionamiento en las regiones homogéneas de gas, líquido y supercrítico y para el equilibrio líquido-vapor. Para estos cálculos son relevantes a la hora de tomar decisiones y es imprescindible el uso de ecuaciones de estado.

La ecuación de Estado es la relación varias variables, este tema siempre ha sido muy atractivo debido al desafío que trae la selección de la ecuación de estado y a la sensibilidad del modelo de flujo del gasoducto que implica. El uso de determinada ecuación depende de la región del fluido donde se requiere el cálculo de las propiedades termodinámicas.

En la actualidad la industria aplica las siguientes ecuaciones: SRK, Peng-Robinson, BWRS, AGA-8, GERG 2004, sin embargo, las investigaciones se detallaron para ecuaciones como SRK, BWR, AGA-8 y GERG 88; en las cuales fueron independientes los parámetros de flujo computado y los valores de las líneas de manera significativa. Aunque, fue considerada una presión de entrada en la tubería de solo 8,4 MPa, lo cual es típico para una red de distribución en tierra. En las

tuberías de gas natural en alta mar pueden tener presiones de entrada en el rango 18-20 MPa.

La sensibilidad de la selección de la ecuación de estado para las tuberías de alta presión será investigada para: SRK, Peng-Robinson, BWRS, GERG 88 y GERG 2004.

### 3.2 SRK

Esta ecuación es Soave- Redlich- Kwong (SRK) es la modificación de la ecuación de estado de Redlich Kwong y fue publicada por primera vez en 1972 (Soave,1972). Es una ecuación cubica de estado, y es válida hasta para 12 MPa<sup>13</sup>. Puede expresarse como:

$$Z^3 - Z^2 + Z(A - B - B^2) - AB = 0 \quad \text{Ecuación 12}$$

Donde  $A$  y  $B$  son constantes que dependen de la presión y la temperatura reducidas.

$$A = 0.427 \frac{\alpha P_r}{T_r} \quad \text{Ecuación 13}$$

$$B = 0.08664 \frac{P_r}{T_r} \quad \text{Ecuación 14}$$

Donde el subíndice  $r$  denota variables de estado reducidas ( $P_r = P/P_C$ ,  $T_r = T/T_C$ , donde  $P_r$  y  $T_r$  son la presión y temperatura crítica respectivamente). El parámetro  $\alpha$  es una función que depende de la temperatura reducida y del factor

---

<sup>13</sup> SOAVE, Giorgio. Equilibrium constants from a modified Redlich- Kwong equation of state. Milano, Italia. Chemical Engineering Science. 1972. Vol 27. pp 1197- 1203

acéntrico al cual se le aplican las reglas de mezcla, específicamente a la mezcla de los gases.

### 3.3 PENG-ROBINSON

Peng-Robinson al igual que la anterior es una ecuación cubica y estructuralmente similar a SRK. Se publicó por primera vez en 1976 y predice las densidades de fase liquida con mayor precisión en comparación con SRK (Peng-Robinson, 1976)<sup>14</sup>. En forma polinomial puede expresarse como:

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad \text{Ecuación 15}$$

$$A = 0.45724 \frac{\alpha P_r}{T_r} \quad \text{Ecuación 16}$$

$$B = 0.07780 \frac{P_r}{T_r} \quad \text{Ecuación 17}$$

Como en SRK,  $\alpha$  es una función de temperatura reducida y el factor acéntrico. Gracias a sus estructuras simples las ecuaciones cubicas de SRK y la de Peng-Robinson junto con sus modificaciones se utilizan con frecuencia en la actualidad. Sin embargo, para presiones superiores a 12 MPa han demostrado ser inexactas. (Modisette, 2000)<sup>15</sup>.

Se ha investigado la idoneidad de esta ecuación para el uso en aplicaciones técnicas que requieren predicciones de alta precisión de las propiedades de los

---

<sup>14</sup> PENG, DY. ROBINSON, DB. 1976. A new two- constant equation of state. Ind. Eng. Chem. Fundam. 15,59-64.

<sup>15</sup> MODISETTE, JL.2000.Equation of state tutorial. In: Proceedings of the 32nd PSIG Annual Meeting, Savannah Georgia 2000.

gases naturales y se encontraron serias deficiencias con respecto a la representación de las propiedades térmicas en la fase líquida y la descripción de las propiedades calóricas en la región homogénea y para densidades de líquido saturado.

### 3.4 BWRS

Esta ecuación es Benedict-Webb-Rubin-Starling, la cual se basa en una expansión en las densidades una modificación de la ecuación de estado de BWR (Starling, 1973), fue publicada en 1973. La ecuación de estado de BWRS se formula como:

$$P = \rho_n RT + \left( B_0 RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} + \frac{D_0}{T^3} - \frac{E_0}{T^4} \right) \rho^2 n + \left( bRT - a - \frac{d}{T} \right) \rho^3 n + \alpha \left( a + \frac{d}{T} \right) \rho^6 n + \frac{c \rho^3 n}{T^2} (1 + \gamma \rho_n) \exp(-\gamma \rho^2 n) \quad \text{Ecuación 18}$$

Debido a su capacidad para cubrir tanto líquidos como gases, el BWRS es ampliamente utilizado para simulaciones de tuberías con hidrocarburos de alta densidad (Modissette, 2000).

### 3.5 GERG 88

El Grupo Europeo de Investigación sobre el Gas (GERG) ha realizado una extensa investigación sobre las medidas de los factores de compresibilidad. La ecuación de estado GERG 88 se desarrolló para predecir con exactitud el factor de compresibilidad de las mezclas de gas natural (Jaeschke et al., 1991)<sup>16</sup>.

---

<sup>16</sup> JAESCHKE, M. AUDLBERT S. CANEGHEM, PV. HUMPHREYS, AE. ROSMALEN, RJ. PELLEL, Q. SCHOUTEN, JA. MICHELS JPJ. Aug 1991. Accurate Prediction of Compressibility Factors by the GERG Virial Equation. Society of Petroleum Engineers, pp. 343-349.

$$Z = 1 + B_M(T)\rho_m + C_M(T)\rho^2m \quad \text{Ecuación 19}$$

$$B_M(T) = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j B_{ij}(T) \quad \text{Ecuación 20}$$

$$C_M(T) = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \sum_{k=1}^n x_i x_j x_k C_{ijk}(T) \quad \text{Ecuación 21}$$

Donde  $B_M(T)$  y  $C_M(T)$  son el segundo y tercer coeficiente de dependen de la temperatura y la composición del gas.  $x_i$ ,  $x_j$  y  $x_k$  representan las fracciones molares de los componentes  $ith$ ,  $jth$  y  $kth$ . Para los cálculos del factor de compresibilidad tiene una incertidumbre de menos del 0,1% para presiones de hasta 12 MPa y temperaturas en el intervalo de 265-335 k.

### 3.6 GERG 2004

Esta ecuación de estado predice con precisión los factores de compresibilidad para presiones de hasta 30 MPa y temperaturas de hasta 365 K (Kunz et al, 2007)<sup>17</sup>. Esta fórmula es explícita en la energía libre de Helmholtz con densidad y temperatura como variables independientes.

$$\frac{p(\delta, \tau)}{\rho RT} = 1 + \delta \alpha_\delta^r \quad \text{Ecuación 22}$$

Donde  $\alpha_\delta^r$  es la energía libre Helmholtz adimensional,  $\delta$  es la función de densidad reducida y  $\tau$  es el factor de compresibilidad. Esta ecuación también puede predecir

---

<sup>17</sup> KUNZ, O. KLIMECK, R. WAGNER, W. JAESCHKE, M.2007. The GERG-2004 Wide-range Equation of State for Natural Gases and Other Mixtures.In: GERG Technichal Monograph.

convenientemente las propiedades térmicas y calóricas de los gases naturales y otras mezclas de 18 componentes: metano, nitrógeno, dióxido de carbono, etano, propano, n-butano, isobutano, n-pentano, n-hexano, n-heptano, n-octano, hidrogeno, oxígeno, monóxido de carbono, agua, helio y argón. También sus propiedades termodinámicas tales como la entalpía, energía interna, capacidad calorífica y coeficientes de Joule-Thomson, entre otros.

Esta ecuación es la apropiada para casi todas las aplicaciones técnicas y satisface las demandas de precisión en el cálculo de propiedades termodinámicas en toda la región del fluido, principalmente se basa en una aproximación multi-fluido.

Al igual que su modelo de mezcla lo utiliza como ecuaciones de estado en forma de ecuaciones fundamentales por cada componente de la mezcla, acompañadas de funciones desarrolladas para mezclas binarias de los componentes, así se tendrá en cuenta el comportamiento residual de la mezcla.

Aparte de los 18 componentes del gas natural cubiertos por esta ecuación, el gas natural puede contener los hidrocarburos pesados n-nonano y n-decano; estos componentes afectan significativamente el comportamiento de la fase de una mezcla de gas natural, incluso si solo están presentes en pequeñas cantidades. Los gases ácidos son mezclas que consisten principalmente en dióxido de carbono y sulfuro de hidrogeno con rastros de hidrocarburos.

Impulsados por la necesidad de disponer de sulfuro de hidrogeno producido con gas natural, los gases ácidos se inyectan hoy en día en acuíferos y domos salinos. Esta inyección de gases ácidos se produce en una gran variedad de composición de mezcla y condiciones de operación, para lo cual se requiere la separación de uno o más componentes de la mezcla.

Por lo tanto, a continuación, se presenta la ecuación GERG-2008, que cubre todas las mezclas que pueden ser formadas por los 18 componentes puros de la GERG-2004, incluye los tres componentes adicionales n-nonano, n-decano y sulfuro de hidrogeno, que en total suman 21 componentes, y esta es precisamente su principal diferencia entre los dos modelos de mezcla.

### 3.7 GERG-2008

Esta ecuación para gases naturales, gases similares y otras mezclas se basa en las ecuaciones de estado de sustancia puras para cada componente de mezcla considerado y en ecuaciones de correlación desarrolladas para mezclas binarias que consisten en estos componentes.

Es una expansión de la ecuación de estado GERG-2004. Además de los 18 componentes cubiertos por GERG-2004, la ecuación de estado GERG-2008 también considera los tres componentes n-nonano, n-decano y sulfuro de hidrogeno, en total 21 componentes.

La ecuación de estado GERG-2008 para los gases naturales y otras mezclas de componentes de gas natural se basa en una aproximación multi-fluida explícita en la reducción de la energía libre de Helmholtz.

$$\alpha(\delta, \tau, \bar{x}) = \alpha^o(\rho, T, \bar{x}) + \alpha^t(\delta, \tau, \bar{x}) \quad \text{Ecuación 23}$$

donde la parte  $\alpha^o$  representa las propiedades de la mezcla de gas ideal a una densidad de mezcla  $\rho$  dada, temperatura  $T$ , y composición molar  $\bar{x}$  de acuerdo con

$$\alpha^o(\rho, T, \bar{x}) = \sum_{i=1}^N x_i [\alpha_{oi}^o(\rho, T) + \ln x_i] \quad \text{Ecuación 24}$$

La parte residual  $\alpha^t$  de la energía libre de Helmholtz reducida de la mezcla viene dada por

$$\alpha^t(\delta, \tau, \bar{x}) = \sum_{i=1}^N x_i \alpha_{oi}^r(\delta, \tau) + \sum_{i=1}^{N-1} \sum_{j=i+1}^N x_i x_j F_{ij} \alpha_{ij}^r(\delta, \tau) \quad \text{Ecuación 25}$$

donde  $\delta$  es la densidad de mezcla reducida y  $\tau$  es la temperatura de mezcla inversa reducida de acuerdo con

$$\delta = \frac{\rho}{\rho_r(\bar{x})} \quad \text{Ecuación 26}$$

$$\tau = \frac{T_r(\bar{x})}{T} \quad \text{Ecuación 27}$$

ya  $N = 21$  es el número total de componentes en la mezcla. Dado que el modelo de mezcla no está limitado a los 21 componentes actualmente considerados, la variable de suma  $N$  se utiliza continuamente en este trabajo para indicar el número máximo de componentes.

La ecuación 25 tienen en cuenta el comportamiento residual de la mezcla a las variables de la mezcla reducida  $\delta$  y  $\tau$ . La primera suma de la ecuación es la contribución lineal de la energía libre de Helmholtz residual reducida de las ecuaciones de estado de la sustancia pura multiplicadas por las fracciones molares  $x_i$ . La suma doble es la función de salida  $\Delta\alpha^r(\delta, \tau, \bar{x})$  que es la suma de todas las funciones de salida binarias específicas y generalizadas  $\Delta\alpha_{ij}^r(\delta, \tau, \bar{x})$  desarrolladas para el respectivo mezclas binarias.

Por otro lado, la forma adimensional de la energía libre de Helmholtz en el estado de gas ideal del componente  $i$  viene dada por:

$$\alpha_{oi}^o(\rho, T) = \ln\left(\frac{\rho}{\rho_{c,i}}\right) + \frac{R^*}{R} \left[ n_{oi,1}^o + n_{oi,2}^o \frac{T_{c,i}}{T} + n_{oi,3}^o \ln\left(\frac{T_{c,i}}{T}\right) + \sum_{k=4,6} n_{oi,k}^o \ln\left(\left|\sinh \vartheta_{oi,k}^o \frac{T_{c,i}}{T}\right|\right) - \sum_{k=5,7} n_{oi,k}^o \ln\left(\cosh\left(\vartheta_{oi,k}^o \frac{T_{c,i}}{T}\right)\right) \right] \quad \text{Ecuación 28}$$

donde  $\rho_{c,i}$  y  $T_{c,i}$  son los parámetros críticos de los componentes puros y

$$R = 8.314472 \text{ Jmol}^{-1}\text{K}^{-1} \quad \text{Ecuación 29}$$

Las ecuaciones para  $\alpha_{oi}^o$  resultan de la integración de las ecuaciones  $c_p^o$  de Jaeschke y Schley que utilizaron una constante de gas molar diferente a la utilizada en el modelo de mezcla desarrollada.

La relación  $R^*/R$  con la ecuación 26 se toma en cuenta la diferencia y por lo tanto conduce a la solución exacta de la original  $c_p^o$ . Los valores de los coeficientes  $n_{oi,k}^o$  y los parámetros  $\vartheta_{oi,k}^o$  de la ecuación 25 para todos los 21 componentes.

En la ecuación 25, la parte residual de la energía libre de Helmholtz reducida del componente  $i$  (es decir, la parte residual de las respectivas ecuaciones de estado puro) viene dada por:

$$\alpha_{oi}^r(\delta, \tau) = \sum_{k=1}^{K_{Pol,i}} n_{oi,k} \delta^{d_{oi,k}} \tau^{t_{oi,k}} + \sum_{k=K_{Pol,i}+1}^{K_{Pol,i}+K_{Exp,i}} n_{oi,k} \delta^{d_{oi,k}} \tau^{t_{oi,k}} e^{-\delta \tau_{oi,k}} \quad \text{Ecuación 30}$$

Representa los valores respectivos de los coeficientes  $n_{oi,k}$  y los exponentes  $d_{oi,k}$ ,  $t_{oi,k}$  y  $\tau_{oi,k}$  para todos los componentes considerados y los parámetros críticos.

La función  $\alpha_{ij}^r(\delta, \tau)$  de la ecuación 25, que es la parte de la función de salida  $\Delta\alpha_{ij}^r(\delta, \tau, \bar{x})$  que depende solo de las variables de mezcla reducida  $\delta$  y  $\tau$ , esta dada por:

$$\alpha_{ij}^r(\delta, \tau) = \sum_{k=1}^{K_{Pol,ij}} n_{ij,k} \delta^{d_{ij,k}} \tau^{t_{ij,k}} + \sum_{k=K_{Pol,ij}+1}^{K_{Pol,ij}+K_{Exp,ij}} n_{ij,k} \delta^{d_{ij,k}} \tau^{t_{ij,k}} \exp \left[ -n_{ij,k} (\delta - \varepsilon_{ij,k})^2 - \beta_{ij,k} (\delta - \gamma_{ij,k}) \right] \quad \text{Ecuación 31}$$

donde se desarrolló  $\alpha_{ij}^r(\delta, \tau)$  para una mezcla binaria específica (una función de salida específica binaria con coeficientes y parámetros específicos binarios) o un cierto grupo de mezclas binarias (función de salida generalizada con una estructura uniforme para el grupo de mezclas binarias considerado).

Para una función de salida específica binaria, el factor ajustable  $F_{ij}$  en la ecuación 25 se ajusta a la unidad. El factor  $F_{ij}$  se ajusta a datos específicos binarios para cada mezcla en el grupo de mezclas binarias generalizadas.

$F_{ij}$  equivale a cero para aquellas mezclas binarias donde no se desarrollaron funciones de salida. Donde se simbolizan los valores de los coeficientes  $n_{ij,k}$  y los exponentes  $d_{ij,k}$   $t_{ij,k}$   $\varepsilon_{ij,k}$   $\beta_{ij,k}$  y  $\gamma_{ij,k}$  para todas las funciones de salida binarias específicas y generalizadas consideradas en la ecuación GERG-2008 del estado.

Las variables de mezcla reducida  $\delta$  y  $\tau$  se calculan a partir de las ecuaciones 26 y 27, mediante las funciones reductoras dependientes de la composición para la densidad de la mezcla:

$$\frac{1}{\rho_r(\bar{x})} = \sum_{i=1}^N x_i^2 \frac{1}{\rho_{c,i}} + \sum_{i=1}^{N-1} \sum_{j=i+1}^N 2x_i x_j \beta_{v,ij} \gamma_{v,ij} \frac{x_i + x_j}{\beta_{v,ij}^2 x_i + x_j} \frac{1}{8} \left( \frac{1}{\rho_{c,i}^{1/3}} + \frac{1}{\rho_{c,j}^{1/3}} \right)^3$$

Ecuación 32

Y para la temperatura de la mezcla:

$$T_r(\bar{x}) = \sum_{i=1}^N x_i^2 T_{c,i} + \sum_{i=1}^{N-1} \sum_{j=i+1}^N 2x_i x_j \beta_{T,ij} \gamma_{T,ij} \frac{x_i + x_j}{\beta_{T,ij}^2 x_i + x_j} (T_{c,i} T_{c,j})^{0.5}$$

Ecuación 33

Los parámetros binarios  $\beta_{v,ij}$  y  $\gamma_{v,ij}$  en la ecuación 32 y  $\beta_{T,ij}$  y  $\gamma_{T,ij}$  en la ecuación 33 se ajustan a los datos de las mezclas binarias.

### 3.8 MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR

La termino final en la ecuación de energía representa el intercambio de calor entre el gas y el ambiente circundante, donde U es el coeficiente de transferencia de calor.

$$U = \frac{Q}{A(T - T_a)}$$

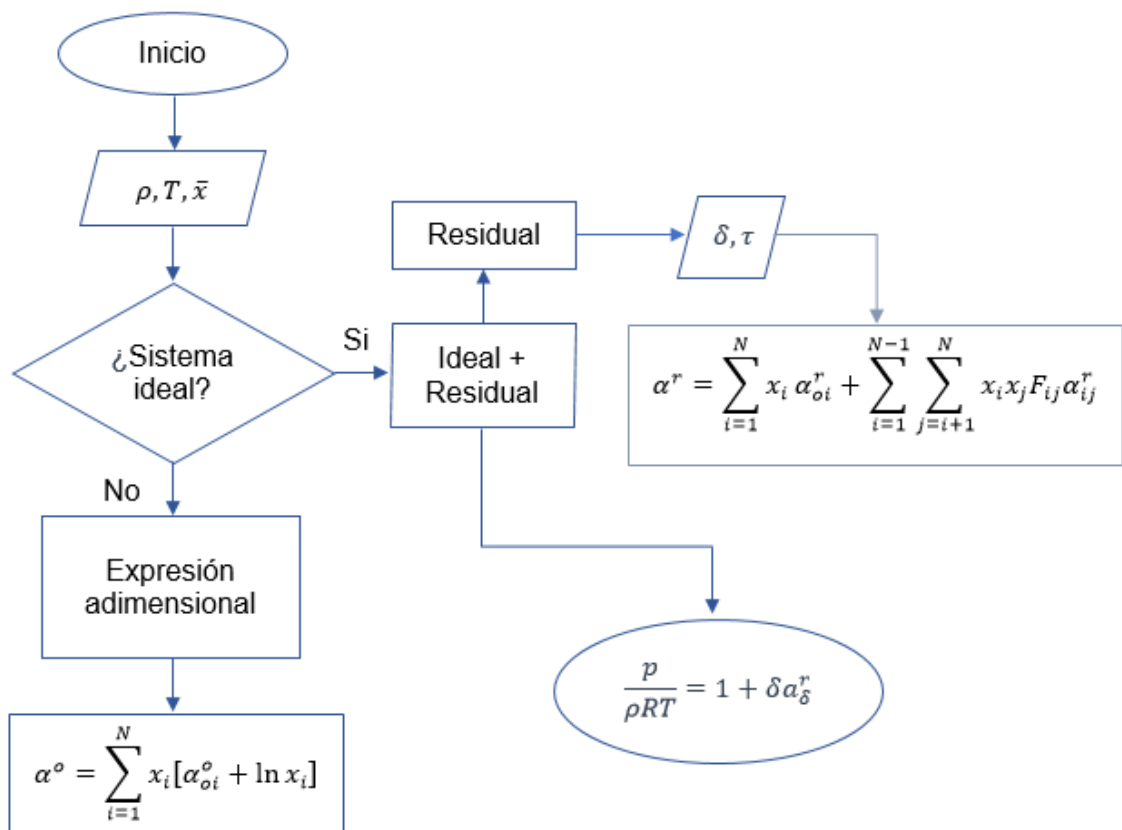
Ecuación 34

Donde  $Q$  es el flujo de calor y  $A$  es el área a través de cual tiene lugar la transferencia de calor. Una tubería consta múltiples espesores de pared, que se tienen en cuenta en la transferencia de calor de la siguiente manera:

$$U = \left[ \frac{r_o}{r_i h_i} + \sum_{n=1}^N \left( \frac{r_o}{\lambda_n} \ln \left( \frac{r_n}{r_n - 1} \right) + \frac{1}{h_o} \right) \right]^{-1}$$

Ecuación 35

Donde  $r_o$  representa al radio exterior de la tubería,  $r_i$  es el radio interior,  $r_n$  el radio exterior de pared,  $\lambda_n$  es la conductividad térmica de la pared  $n$ ,  $h_i$  es el coeficiente de transferencia de calor de la película de la pared interna y  $h_o$  es el coeficiente de transferencia de calor de la película de la pared externa. Para el estado estable no se permite la acumulación de calor en el suelo, sin embargo, para tenerla en cuenta se debe resolver el modelo de transferencia de calor inestable, el cual se representa en la ecuación de calor radial unidimensional.



#### 4. DATOS DE SIMULACIÓN

Con el fin de representar las propiedades termodinámicas e hidráulicas del gas se toma como caso base un gasoducto costa afuera horizontal. Para simular el comportamiento de un gas en fase densa que es transportado a lo largo de una tubería se requieren datos como la presión de entrada, la temperatura, la composición del gas, la longitud del trayecto, entre otros.

En este estudio se toman en cuenta dos tipos de gases. Puesto que una de las ventajas del transporte en fase densa se ve favorecida principalmente en gases intermedios a ricos, es decir, cuando la corriente de gas tiene mayor cantidad de hidrocarburos no-metanos. Por lo tanto, se utilizaron dos mezclas típicas, de un gas intermedio y un gas rico, respectivamente. Para implementar composiciones características de cada tipo de gas se promediaron varias mezclas extraídas de diversos proyectos costa afuera encontrados en la literatura, como se muestra en las Tablas 3 y 4.

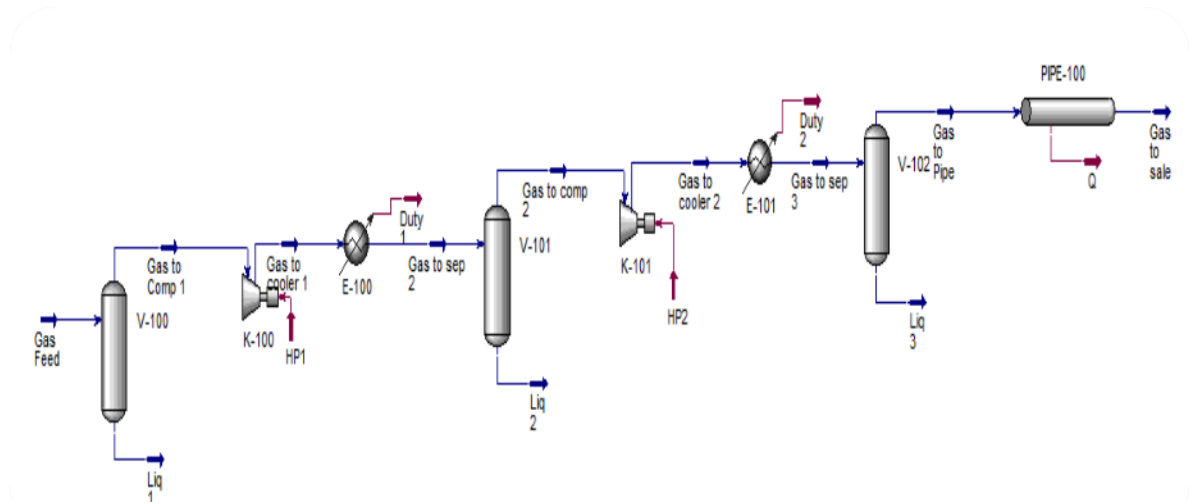
**Tabla 3. Promedio de cinco mezclas de gases intermedios.**

Gas Intermedio	CO2	N2	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7+	SUMA
Mezcla 1 <sup>a</sup>	2,61	0,6	80,13	9,47	4,63	0,64	1,24	0,26	0,26	0,12	0,04	100
Mezcla 2 <sup>b</sup>	0,5	1	95	3,2	0,2	0,03	0,03	0,01	0,01	0	0,01	100
Mezcla 3 <sup>c</sup>	1,36	0,03	83,52	7,8	3,81	0,63	0,85	0,44	0,27	0,2	1,09	100
Mezcla 4 <sup>d</sup>	2,08	0,27	90,3	4,36	0,97	0,1	0,48	0,25	0,02	0,39	0,78	100
Mezcla 5 <sup>e</sup>	2,43	0,59	87,89	4,23	2,12	0,23	0,32	0,08	0,85	0,24	1,02	100
Promedio	1,796	0,498	87,368	5,812	2,346	0,326	0,584	0,208	0,282	0,19	0,588	100

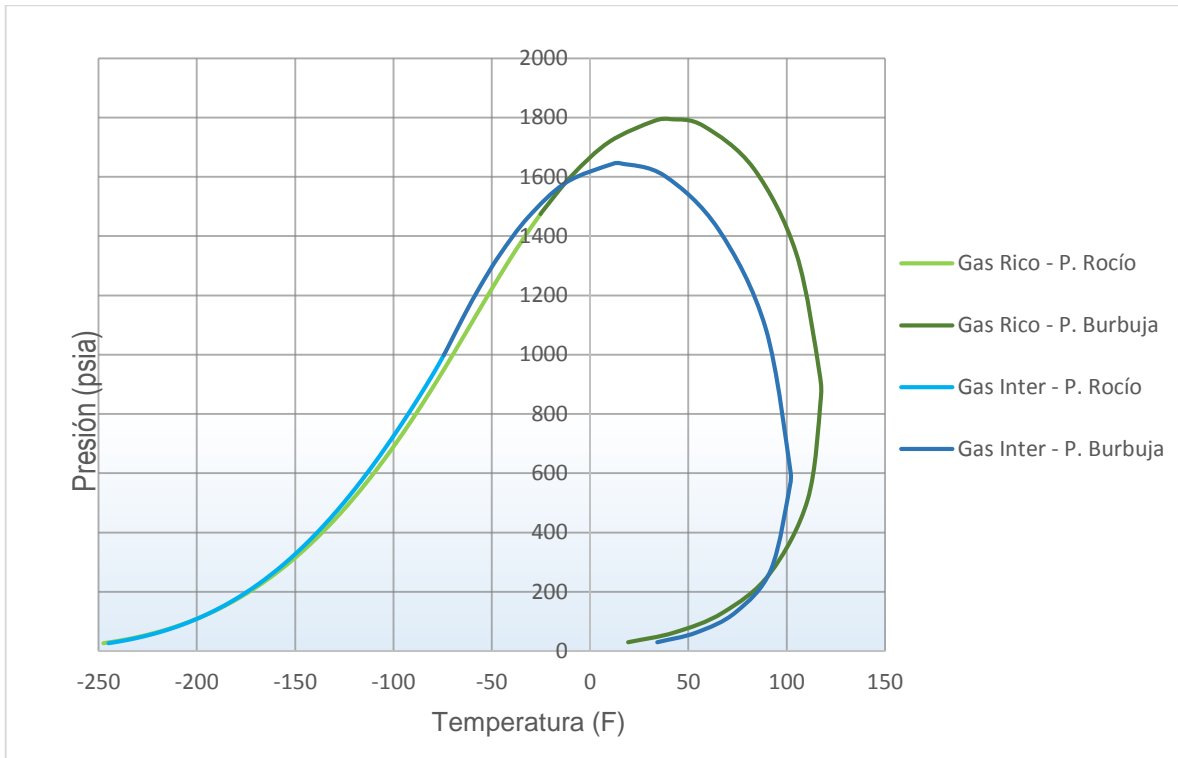
**Tabla 4. Promedio de cinco mezclas de gases ricos.**

Gas Rico	CO2	N2	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7+	SUMA
Mezcla 1 <sup>a</sup>	4,3	1,25	81,52	7,6	3,24	0,6	0,86	0,26	0,22	0,13	0,02	100
Mezcla 2 <sup>b</sup>	2,54	1,84	73,25	8,58	3,94	1,85	1,48	0,61	0,66	0,85	4,4	100
Mezcla 3 <sup>c</sup>	2,7	0,63	74,26	10,7	5,43	0,73	1,71	0,42	0,54	0,43	2,45	100
Mezcla 4 <sup>d</sup>	1,49	0,46	82,81	6,28	2,74	0,58	0,93	0,24	0,19	0,36	3,92	100
Mezcla 5 <sup>e</sup>	11,31	1,51	61,54	7,22	4,35	0,96	1,95	0,68	0,71	1,45	8,32	100
Promedio	4,468	1,138	74,676	8,076	3,94	0,944	1,386	0,442	0,464	0,644	3,822	100

**Figura 10. Esquema de la simulación**



**Figura 11. Envoltentes de fases de las mezclas de gases utilizadas en el simulador (gas rico y gas intermedio)**



En la Figura 10 se observa el diagrama de fases de las dos mezclas empleadas en la simulación. Para operar el gasoducto en un estado de fase densa se debe generar una presión de 1800 psia o mayor, es decir, por encima de la presión cricondenbárica. Se evaluaron estos dos tipos de gases para determinar los cambios que se presentan en cada caso e identificar la influencia de los componentes pesados en el desempeño del transporte de gas a elevadas presiones por tuberías submarinas.

Para propósitos de ilustración, se consideró el transporte de 400 MMSCFD de gas natural con las dos composiciones presentadas. Para desarrollar el modelo fue tomado como caso base un gasoducto submarino horizontal, en otras palabras, que no posee un cambio de elevación a lo largo de todo el trayecto. Por simplicidad, los cálculos y la siguiente discusión se realizan sobre una base seca o cuando el gas

es deshidratado previamente. Se implementa una tubería de 350 km de longitud, un diámetro interno de 28 in y una rugosidad absoluta de 0.0018 in, que se ubica sobre el lecho marino, por lo tanto, la tubería se encuentra expuesta al agua de mar.

Para el cálculo de la fricción en la tubería se tiene utiliza la fórmula de Colebrook-White especificada en el simulador y en cuanto a la ecuación de estado se hace uso de la GERG-2008.

Se consideraron cuatro casos de simulación de transporte de gas natural y se explican a continuación.

#### **4.1 Caso A1 (Fase Densa)**

Un gas rico que llega del separador es comprimido hasta una presión de 1800 psia. Se requieren 2 etapas de compresión, y el gas después de cada etapa fue enfriado hasta una temperatura de 100 °F. La presión interetapa fue establecida para que fuera igual la relación de compresión en cada etapa y para que el poder requerido fuera aproximadamente el mismo para cada compresor.

#### **4.2 CASO A2 (FASE DENSA)**

Un gas intermedio que llega del separador es comprimido hasta una presión de 1800 psia. Las condiciones de los compresores y demás condiciones se mantienen como en el Caso A1.

### 4.3 CASO B1 (DOS FASES)

Un gas rico que llega del separador es comprimido hasta obtener una presión de 1650 psia. Se requieren 2 etapas de compresión, y el gas después de cada etapa fue enfriado hasta una temperatura de 100 °F. La presión interetapa fue establecida para que fuera igual la relación de compresión en cada etapa y para que el poder requerido fuera aproximadamente el mismo para cada compresor.

### 4.4 CASO B2 (DOS FASES)

Un gas intermedio que llega del separador es comprimido hasta una presión de 1650 psia. Las condiciones de los compresores y demás condiciones se mantienen como en el Caso B1.

Luego de establecer e identificar las bases de simulación, se modeló el transporte de gas en fase densa por medio de un software de procesos. Se realizaron varias corridas de simulación con el fin de comparar un gasoducto en fase densa con un gasoducto en dos fases. Las condiciones de entrada y demás parámetros de la tubería se consignan en la Tabla 5.

**Tabla 5. Datos de simulación y características de la tubería para el gasoducto evaluado**

	Datos Tubería	
	Fase Densa	Dos Fases
Longitud (km)	350	350
Rugosidad, in	0.0018	0.0018
Diámetro interno, in	28	28
Tasa de Flujo, MMSCF	400	400
Pinlet, psia	1800	1650
Tinlet, °F	100	100

Datos Tubería		
	Fase Densa	Dos Fases
Tamb, °F	42	42
U, Btu/hr-ft <sup>2</sup> -°F	3,13	3,13

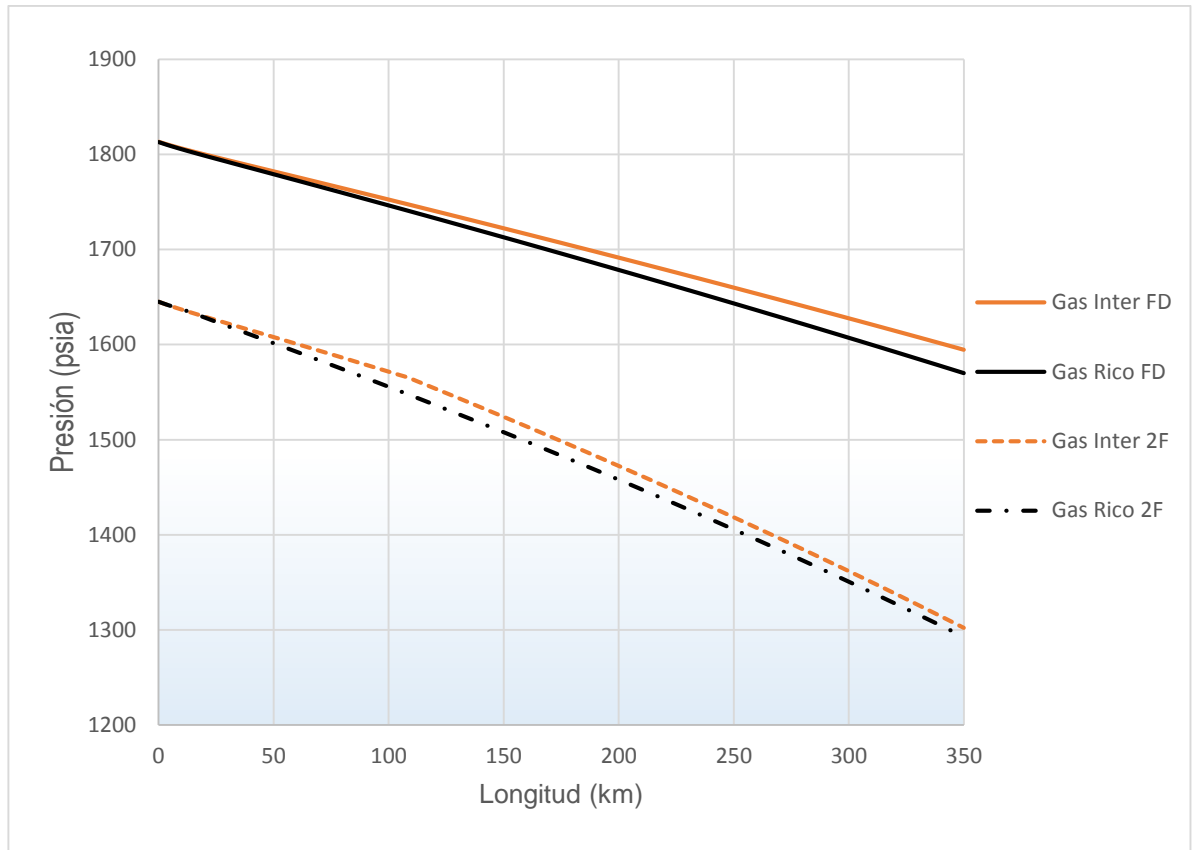
## 5. RESULTADOS Y DISCUSIONES

La predicción de las propiedades termodinámicas de las mezclas de gas natural es importante en la industria del gas, específicamente en la producción, procesamiento, almacenamiento y transporte. Valores precisos de factor de compresibilidad del gas natural y las velocidades son cruciales en las operaciones de transferencia. El análisis de estas propiedades y las diferentes variables que definen el comportamiento de un fluido, permite determinar si el transporte de un gas en fase densa por tuberías se puede modelar de forma precisa por medio de la metodología de este estudio.

Mediante la herramienta de simulación Aspen HYSYS se modela el transporte de gas en fase densa y el transporte en dos fases con el objetivo de conocer la distribución de la presión, la temperatura, la carga de líquido y la caída de presión a lo largo de la tubería. Se analiza la influencia de factor de fricción, la transferencia de calor y la ecuación de estado en la predicción para el modelo en estado estable del flujo investigado.

En la Figura 11 se observa el perfil de presión a lo largo de la tubería para los cuatro casos. Se logra apreciar que la presión cae de forma gradual cuando el gasoducto es operado en fase densa. Por el contrario, cuando la tubería opera a presiones de donde hay lugar para la formación de líquidos, la presión cae de forma abrupta. La caída de presión al final de la tubería es menor para los casos donde el flujo es transportado en fase densa.

**Figura 12. Variación de la presión en la tubería**

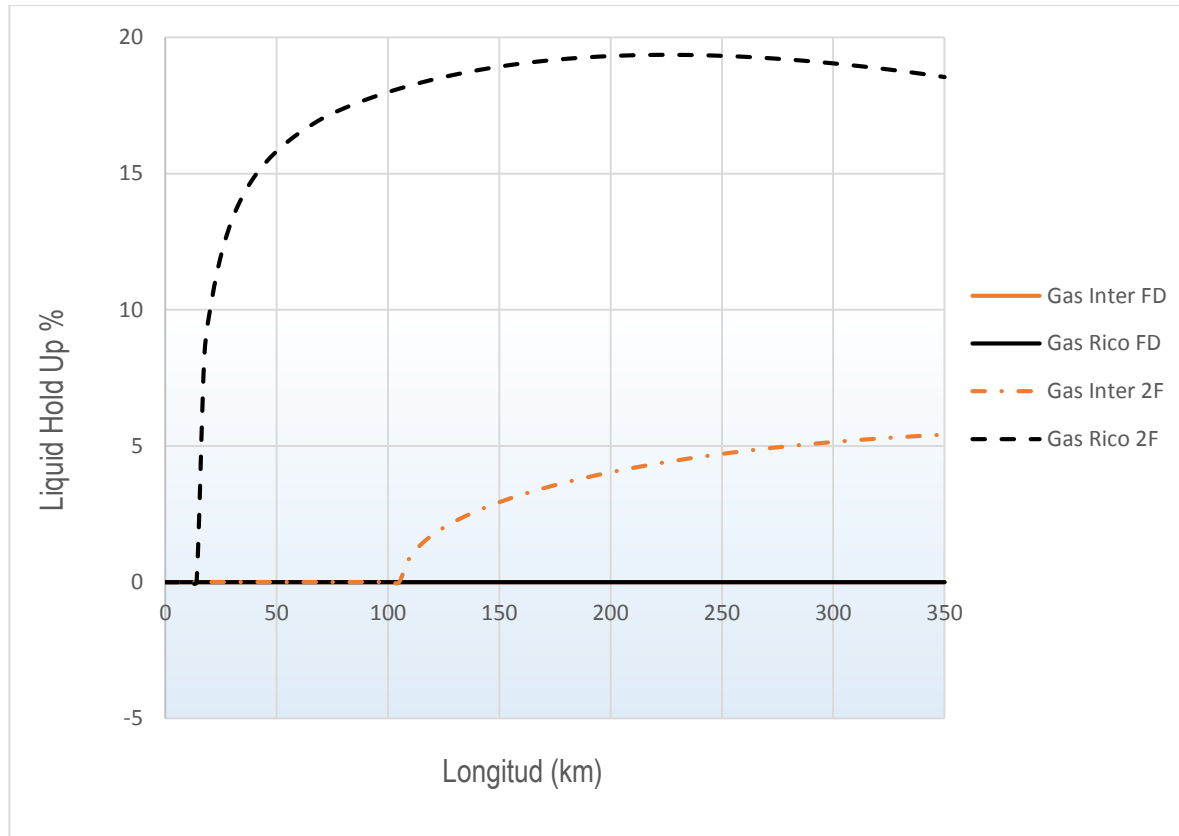


La carga de líquido es una propiedad que permite cuantificar que porcentaje del flujo que corresponde a líquido. La Figura 12 muestra cuando ocurre la condensación en el gasoducto (Dos Fases) donde aparece la mayor acumulación de líquidos en la tubería, es válido afirmar que el fluido pasó a través de la región retrograda. También se evidencia que para los casos de transporte en fase densa no hay carga de líquido ya que no hay lugar para la condensación en la línea.

El diferencial de presión para el caso en el cual se transporta gas en fase densa corresponde a 240 psia, en comparación con el caso de transporte en dos fases que reporta un mayor diferencial de presión, de 360 psia. Adicionalmente, se puede mencionar que, a mayor distancia de transporte, los cambios en la presión van a ser más pronunciados entre los dos tipos de flujo.

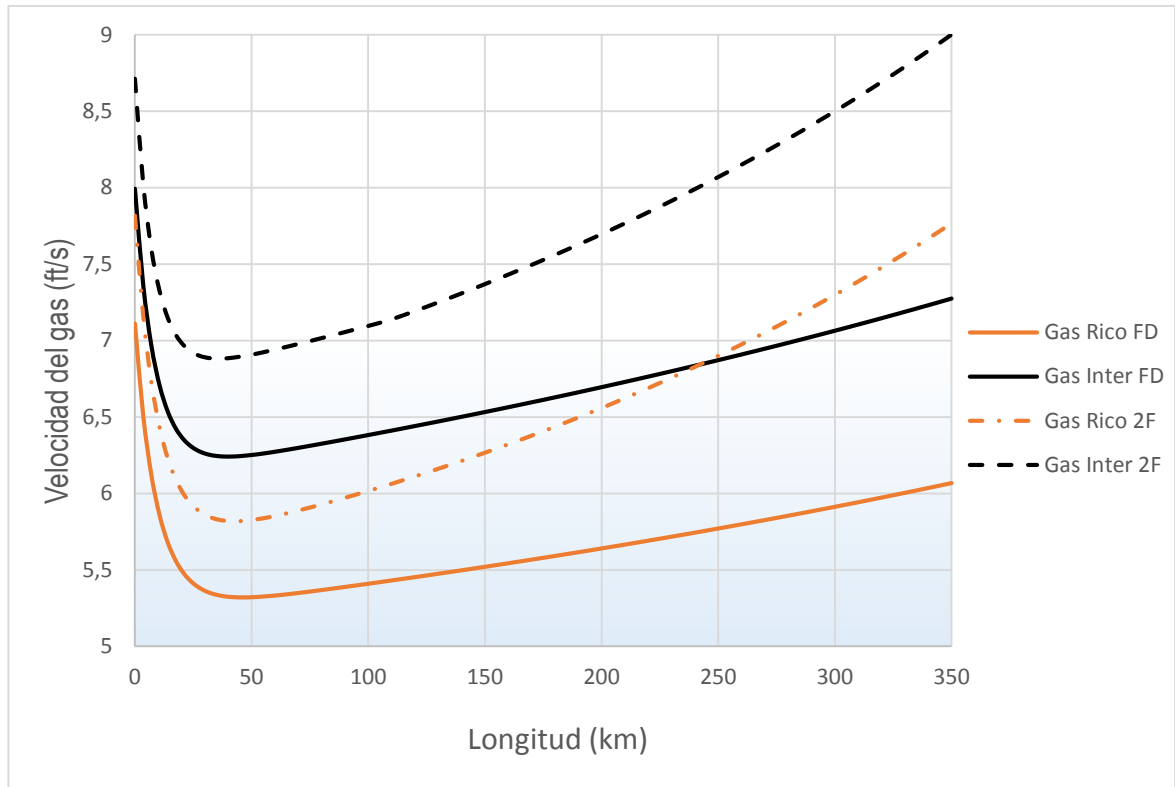
La curva correspondiente al gas rico en dos fases permite plantear que la presencia de componente pesado tiene una fuerte influencia en las pérdidas de presión cuando se opera a presiones convencionales. Se observa que para los casos B1 y B2 los condensados aparecen a los 14 km y los 100 km, respectivamente.

**Figura 13. Porcentaje de carga de líquido a lo largo de la tubería.**



La variación de la velocidad del gas en la tubería se ilustra en la Figura 13. Dicho en forma breve, la velocidad del gas es menor cuando se transporta el gas a elevadas presiones en comparación con el transporte de gas convencional. Una baja velocidad del gas reduce la tasa de erosión, brinda un ciclo de vida extendido a la tubería y ahorros en costos de operación.

**Figura 14. Velocidad de gas en la tubería.**

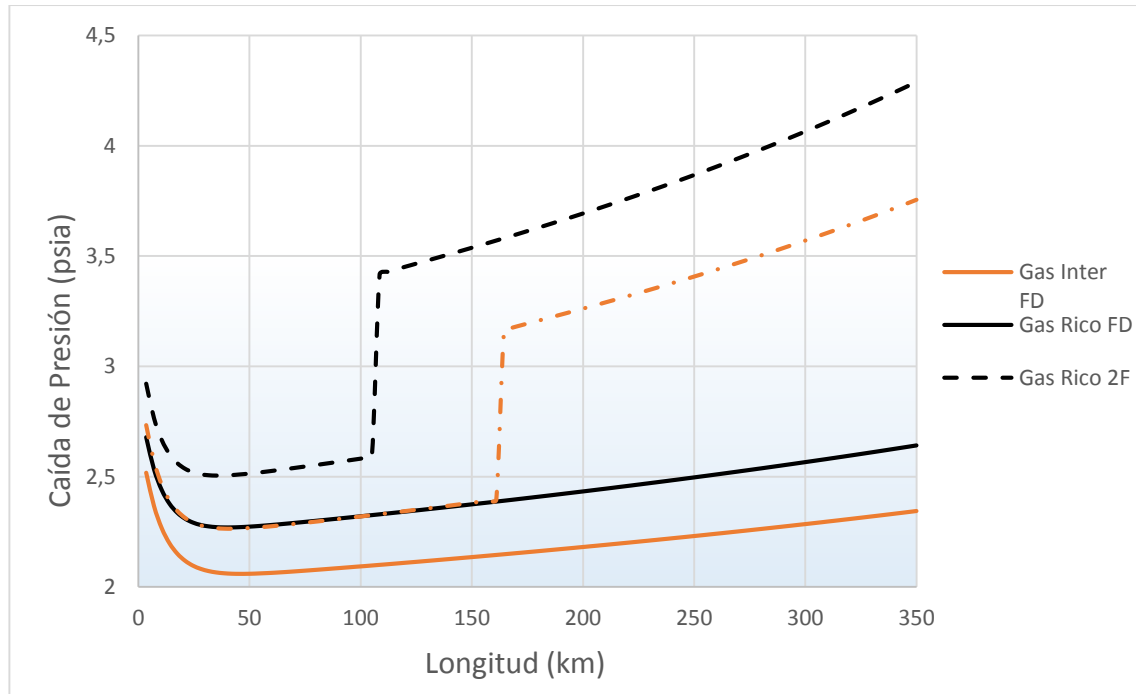


Cuando se opera en fase densa la velocidad del gas no tiene efectos adversos al flujo del fluido ya que viaja en una sola fase. Sin embargo, cuando el flujo se da en dos fases la velocidad del gas debe ser mayor a 7 ft/s para que haya un arrastre efectivo de los condensados y se logre una operación estable. Entre 7 ft/s y 5.5 ft/s la tubería puede ser operada de forma estable. En efecto, si la velocidad del gas se encuentra por debajo de los 5.5 ft/s la operación se vuelve inestable por el flujo bifásico. si hay poca acumulación de líquidos. De operar de forma inestable seguramente se formarán baches de líquido o se requerirá de constantes corridas de marranos de limpieza en la tubería.

La Figura 14 ilustra el cambio de la caída de presión por longitud de tubería. Inicialmente en las cuatro curvas hay un punto de inflexión que se debe la acelerada disminución de la temperatura. Esta disminución se da puesto que el gas al tener

valores de calor específico bajos, su temperatura se ve drásticamente influenciada por la temperatura del medio circundante. De acuerdo con la gráfica se observa un aumento del 13.3% de las pérdidas por fricción cuando se transporta gas rico en contraste con un transporte de gas intermedio.

**Figura 15. Variación de la caída de presión en la tubería.**



En los casos A1 y A2 la caída de presión incrementa gradualmente que, si se compara con el transporte en dos fases, es muy poco pronunciada. Por otra parte, en los casos donde el flujo viaja en dos fases se observa un cambio abrupto en la caída de presión a los 105 km y 160 km. Esto se debe a que a causa de la acumulación de líquidos se formó flujo bache. Lo cual permite inferir que debido a que el gas viaja más rápido de líquido comienza a formar olas, cuando la ola ocupa la mayor parte de la sección transversal de la tubería el gas impulsa el bache a modo de un pistón. A medida que el tapón viaja por la tubería se vuelve a disipar por lo que la caída de presión continua con la línea de tendencia. Este cambio

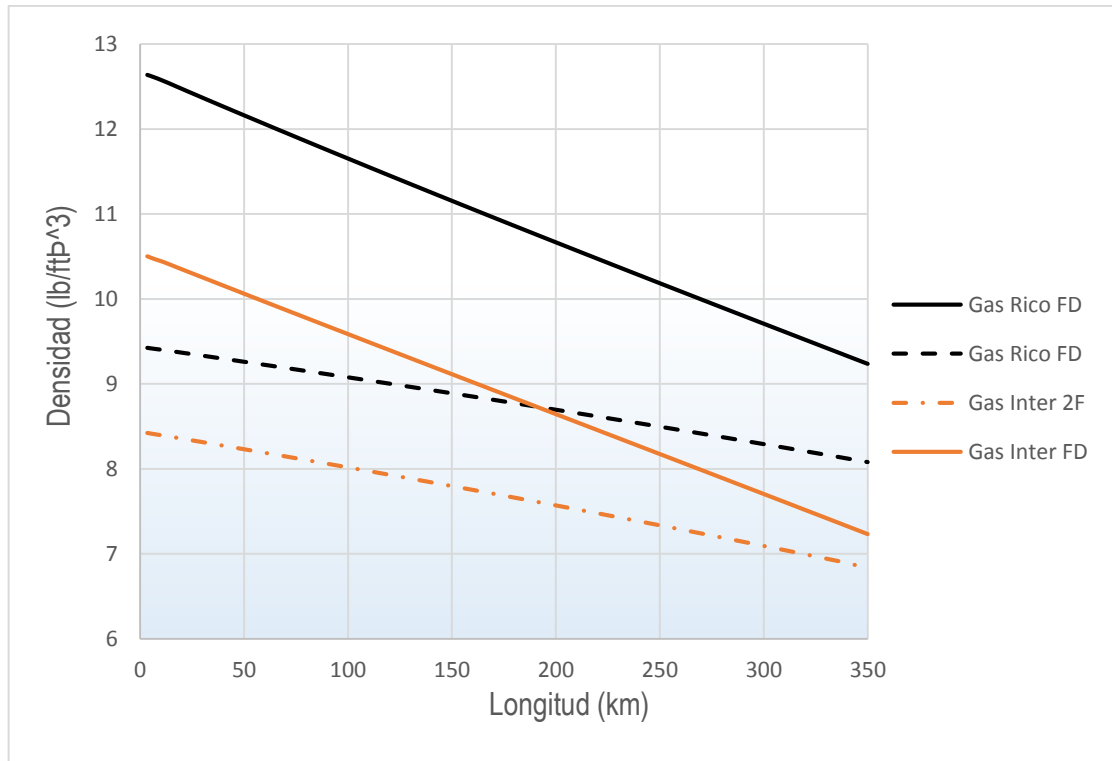
repentino de las curvas de gas rico y gas intermedio transportado en dos fases, coinciden con el punto en el cual comienza la formación de líquidos en la línea.

Se observa que hay una menor caída de presión al transportar gas en fase densa que cuando se presentan las dos fases. Como se ha evidenciado, esto es consecuencia de la condensación de líquidos en la tubería que induce a mayores pérdidas por fricción.

En la Figura 15 se observa que la densidad del gas en los casos donde el transporte se da en dos fases es menor que el transporte en fase densa. Cuando la tubería es operada a presiones elevadas el fluido entra en la región de fase densa donde adquiere una densidad similar a la de un líquido.

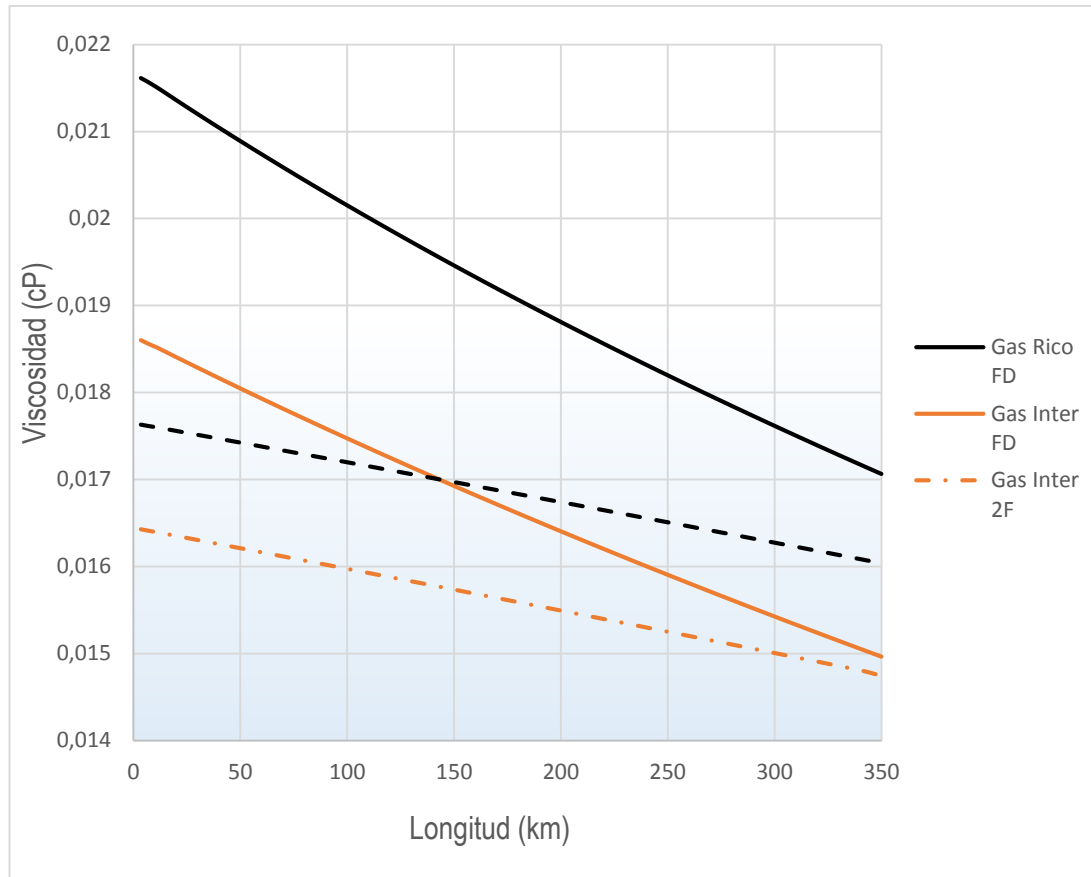
De acuerdo con la figura en los casos A1 y A2 se logra transportar mayor cantidad de gas por unidad de volumen ya que se aprovecha el espacio de la tubería. Lo anterior es una ventaja considerable al momento de evaluar la rentabilidad de un proyecto.

**Figura 16. Variación de la densidad del gas a lo largo de la tubería.**



Una de las propiedades más importantes del transporte de gas por tuberías submarinas es la viscosidad, especialmente cuando el flujo se encuentra en estado de fase densa. En la Figura 16 se puede identificar que la viscosidad a lo largo de la tubería para el caso del gas rico en fase densa es mayor tanto para el gas intermedio en fase densa como para el gas rico en dos fases. Según la gráfica, cuando se transporta gas rico en fase densa la viscosidad del gas es un 12.5% mayor con respecto al transporte en dos fases. Y la viscosidad de un gas intermedio den fase densa en mayor solo por 6% en comparación con la viscosidad de un fluido que se transporta en dos fases.

**Figura 17. Curvas de viscosidad del gas para los casos investigados.**



Gracias a las bondades o características propias de un fluido supercrítico, en estado de fase densa el fluido adquiere la viscosidad de un gas. En los casos A1 y A2, el hidrocarburo transportado mantiene la viscosidad de un gas lo que significa que no hay pérdidas considerables por fricción o por acumulación de líquidos. Es importante destacar que la diferencia de viscosidades de todos los gases no es muy amplia por lo que a pesar del aumento en la presión y el incremento a su vez la densidad, la fase densa mantiene esta propiedad igual a la que tendría un fluido en estado gaseoso permitiendo que este se expanda y comprima hasta cierto grado.

Las curvas de viscosidad de los casos A1 y A2 se realizaron mediante la ecuación de estado de la GERG-8 mientras que los casos B1 y B2 mediante la ecuación de Peng Robinson para propósitos de exactitud en los cálculos.

Según la gráfica es posible identificar el cambio en la predicción de la viscosidad de acuerdo con las dos ecuaciones de estado anteriormente mencionadas. Se observa como mediante la GERG-2008 el comportamiento de la viscosidad de transporte en fase densa exhibe al inicio una mayor viscosidad que disminuye progresivamente. A pesar de disminuir más rápido que los casos de transporte en dos fases se mantiene en el rango de viscosidades que posee el gas en dos fases. Por otra parte, la ecuación de estado de P-R logra predecir el cambio en la viscosidad, pero con un error del 5.8% que para cálculos rápidos no es desechable, pero ya que se busca modelar un flujo con exactitud, se confirma que la GERG-2008 predice exactamente el transporte de gas en fase densa.

La Figura 17 muestra el porcentaje de variación de propiedades, como la densidad, la viscosidad, la velocidad del gas y la caída de presión, de la fase densa con respecto a los valores correspondientes al transporte en dos fases.

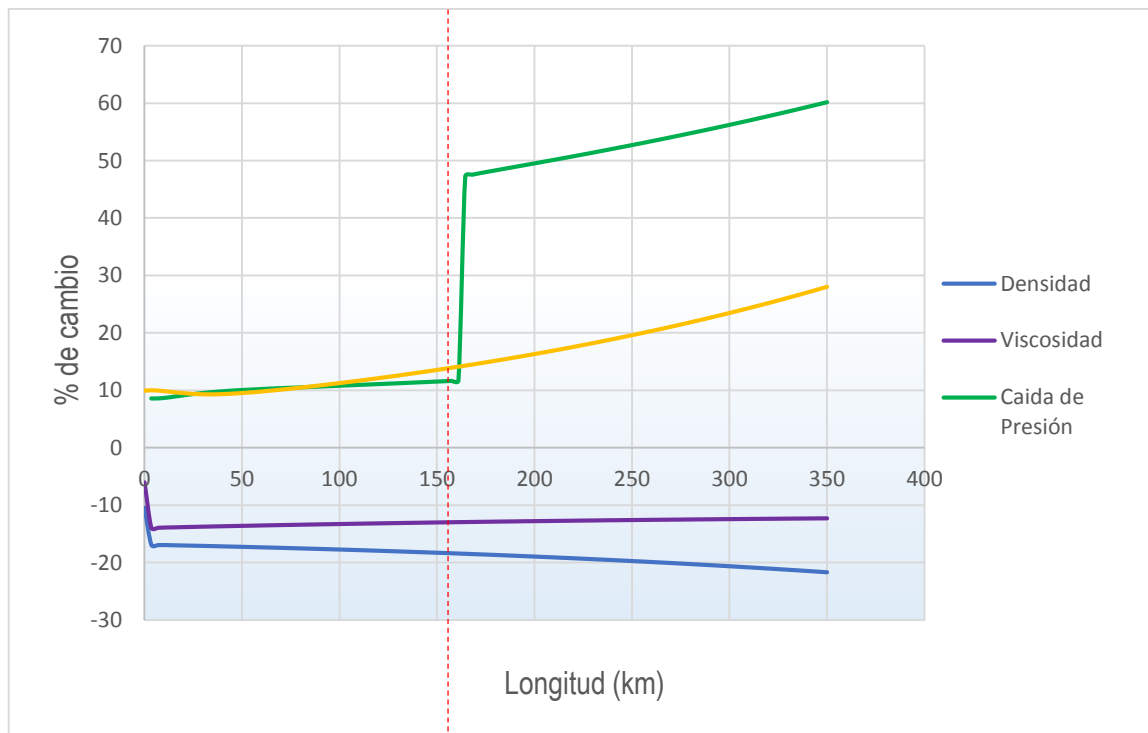
Para el caso del flujo en dos fases, el líquido se forma a la derecha de la línea roja a una distancia de aproximadamente 160 km. Por medio de la gráfica puede notarse que en dicho punto el porcentaje de campo de las variables empieza a aumentar y a hacerse menos uniforme. La parte izquierda de la gráfica corresponde a los valores de la fase densa.

Nótese que para el transporte en dos fases la caída de presión y la velocidad del gas aumentan comparados con los valores para un transporte en fase densa. La caída de presión es la propiedad que más porcentaje de cambio demuestra. En cuanto a la viscosidad se puede extraer de la figura que no hay un cambio considerable por lo que se ha mencionado anteriormente. Se mantiene la viscosidad de un gas.

Finalmente, al analizar la densidad si se puede observar un aumento de aproximadamente un 20% de esta propiedad para un gasoducto que opere en un estado de fase densa.

El porcentaje de cambio es una herramienta que permite identificar en un solo esquema la variación de las variables, y contrastar los dos tipos de transporte y la predicción de sus respectivos modelos de flujo.

**Figura 18. Porcentaje de cambio de diferentes variables en fase densa comparados con los valores correspondientes en dos fases a lo largo de una tubería.**



## 5.1 ANÁLISIS DE ECUACIONES DE ESTADO

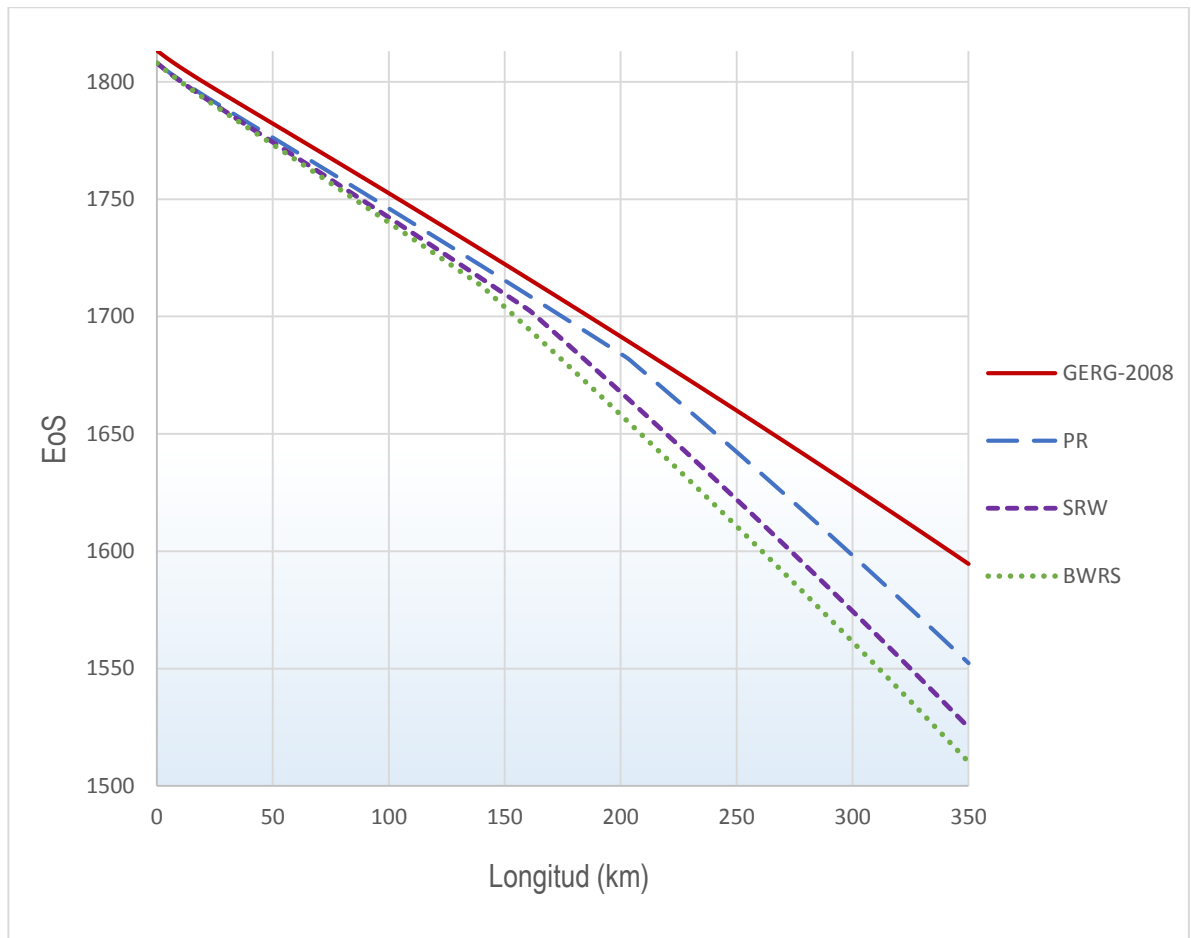
Una mezcla de gas natural es un sistema que se diferencia en gran manera de los componentes puros. De manera que las propiedades de las mezclas de gas natural son muy dependientes de la composición del fluido. Sin embargo, si la ecuación de estado representa de forma exacta las propiedades del componente puro a excepción de ciertos casos particulares, las ecuaciones de estado también deben ser exactas al representar las propiedades del gas natural.

Hoy en día se utilizan diversas ecuaciones de estado en la industria, como Peng-Robinson, Soave-Redlich-kwong (SRW), Bennedict-Webb-Rubin (BWR), AGA-8 y GERG-2008. En este estudio se analiza la sensibilidad del modelo de flujo de un gasoducto por medio de algunas de estas ecuaciones de estado. La selección de la mejor ecuación de estado para predecir el comportamiento de un gas en fase densa, será discutido posteriormente. Las ecuaciones consideradas son P-R, GERG-2008, SRK y BWRS (Figura 18).

Como se muestra en la gráfica la GERG-2008 es la que predice de forma precisa las mezclas de gas natural a elevadas presiones. Igualmente, se puede apreciar que la ecuación de estado de BRWS expone una caída de presión demasiado acentuada.

Por fines prácticos y cálculos rápidos en la industria generalmente se simula con P-R la cual genera resultados aceptables, sin embargo, cómo se indicó en este estudio sólo la GERG-2008 logra predecir exactamente lo cambios abruptos del fluido y el factor de fricción que depende del número de Reynolds para fluidos supercríticos.

**Figura 19. Predicción de perfiles de presión por medio de diferentes E.O.S para un gaseoducto submarino que opera a presiones elevadas**



Respecto al modelo térmico no se muestra un perfil de temperatura ya que las ecuaciones de estado implementadas predicen el modelo de forma similar. Esto se debe a que para el presente estudio se maneja un modelamiento de transferencia en estado estable donde no se tiene en cuenta la acumulación de calor en el suelo.

Otra de las razones es que en tuberías submarinas la transferencia de calor se da por convección y no por conducción como se da en tuberías en tierra firme. Por lo tanto, es posible que el simulador no tome en cuenta esta diferencia al momento de calcular el modelo de energía a través de la tubería.

La ecuación de estado GERG-2008 predice de manera precisa factores de compresibilidad de hasta 4300 psia y temperaturas de hasta 200 °F. Se confirma el uso de esta EoS ya que logra determinar propiedades físicas tales como la capacidad de calor, la entalpía, la entropía y la energía interna, es la ecuación preferida para modelar flujos a través de tuberías de gas a altas presiones.

## 6. CONCLUSIONES

- Se logró describir el comportamiento termodinámico del transporte de gas en fase densa por tuberías submarinas. Se concluye que la GERG-2008 es la ecuación de estado que mejor predice la fase densa.
- Se identificó y analizó el modelo matemático del flujo del gas natural en fase densa dentro de gaseoductos submarinos, por medio de la investigación del modelo más acertado para su predicción y la demostración mediante el simulador.
- De acuerdo con los resultados satisfactorios, se realizó una comparación detallada del desempeño del flujo entre un gasoducto que opera en fase densa y otro posee un flujo bifásico.
- Se concluye que el modelamiento en estado estable del flujo en fase densa arroja resultados satisfactorios en cuanto al modelo hidráulico. Para obtener una predicción exacta del modelo térmico se debe analizar un modelo un modelo no-estable de transferencia de calor.

## 7. RECOMENDACIONES

Para quien esté interesado en seguir este tema de investigación, se recomienda:

- Realizar el modelamiento en tuberías con un perfil de inclinación real con el fin de estudiar un gasoducto instalado en el lecho marino.
- Teniendo en cuenta que el modelo del presente trabajo se basó en el modelo estable, se recomienda realizar el modelo no-estable para abarcar todas las variables del flujo en fase densa. Se recomienda.
- Comparar los resultados con un caso existente de una tubería submarina que opere en fase densa para comprobar con mayor fidelidad la precisión de la predicción del modelo de flujo.

## BIBLIOGRAFÍA

ABBASPOUR, M., CHAPMAN, K.S. Nonisothermal transient flow in natural gas pipeline. J. Appl. Mech. 75, 031018. 2008

ALRAEESI, Fatima., Al KAABI, Nouf. Impacts of Dense Phase Flow on Pipeline Capacity. Noviembre 7-10 de 2016. Abu Dhabi.

AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS "ASME B31.8 –1999 Edition: Gas Transmission and Distribution Piping Systems," New York, New York. 2002

AOGCC, NGL. Ultimate Recovery. Mayo 16 de 1995.

ASAHI, H, HARA, T, SUGIYAMA, M, MARUYAMA, N, TERADA, Y, TAMEHIRO, H, KOYAMA, K, OKITA, S, MORIMOTO, H, TOMIOKA, K, AKASAKI, H, DOI, N, MURATA, M, KOO, JY, BANGARU, NV, LUTON, MJ, FAIRCHILD, DP, MACIA, ML, and PETERSEN, CW, Development of Plate and Seam Welding Technology for X120 Linepipe," ISOPE Symposium on High-Performance Materials in Offshore Industry (HMOI), Honolulu, Hawaii.

BAKER, M. Transport of North Slope Natural Gas Tiderwater, Alaska. 2005

CASARES, C. LANZIANI, J. The natural gas composition in transport by pipelines, [Base de datos en Línea]. 1997. Bariloche, Argentina.

CHACZYKOWSKI, M.,. Sensitivity of pipeline gas flow model to the selection of the equation of state. Chem. Eng. Res. Des. 87, 1596-1603. 2009

CHACZYKOWSKI, M., Transient flow in natural gas pipeline e the effect of pipeline thermal model. Appl. Math. Model. 34, 1051-1067. 2010

COLEBROOK, C. Turbulent flows in pipes, with particular reference to the transition region between the smooth and rough pipe laws. J. Inst. Civil Eng. 1939 81, 133-156.

DET NORSKE VERITAS "Offshore Standard OS-F101: Submarine Pipeline Systems," Høvik, Norway. 2000

ELLINAS, CP, SUPPLE, WJ and VASTENHOLT, H (): "Prevention of Upheaval Buckling of Hot Submarine Pipelines by Means of Intermittent Rock Dumping", Proceedings 22nd Offshore Technology Conference, 1990 pp 519-528.

ENDAL, G and VERLEY, R " Cyclic Roll of Large Diameter Pipeline During Laying", Paper No. OMAE2000/PIPE-5048, Proc. Of Offshore Mechanics and Arctic Eng, New Orleans, USA. 2000

FAULKNER, L. Fundamentals of Natural Gas Processing, Second Edition, Capitulo 6, Overview of the Natural Gas Industry. Columbus, Ohio. 2008. p 325.

HUANG, Min. Simulation of Hydrate Formation and Inhibition in Submarine Wet-gas Pipeline. [Base de datos en Línea]. Junio 20-25 de 2010. Onepetro.

KATZ, D.L., and KING, G.G., , "Dense phase transmission of natural gas", Energy Processing Canada, November and December. 1973

KING, G.G., , "Ultrahigh gas pressure pipelines offer advantages for arctic service", Oil and Gas Journal, June 01. 1992

LØKKE, et al. Water content of high pressure natural gas, Paris, Francia. 2008. p 156.

MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 1-Pure compounds". PetroSkills John M Campbell. Diciembre. 2009.

MOSHFEGHIAN, Mahmood. "Variation of properties in the dense phase región; Part 2-Natural Gas". PetroSkills John M Campbell. Enero. 2010.

NORRIS, H. L. RYDAHL, A, Onshore Gas Condensate Pipeline Transient Hydraulics. [Base de datos en Línea]. Junio 10-12 de 2003. Calgary. 2010

PIGGOTT, J., REVELL, N., KURSCHAT, T.. Taking the rough with the smooth e a new look at transmission factor formulae. In: Proceedings to 34th PSIG Annual Meeting Portland Oregon. 2002

SLUSARCHUK, W.A., et al , "Field test results of a chilled buried pipeline in unfrozen ground," Proceedings of 3rd International Conference on Permafrost, Vol. 1, National Research Council, Canada, July, 1978 pp. 878-883.

ZIMMERMAN, T.J.E., STEPHENS, M.J., DEGEER, D.D., and CHEN Q., "Compressive strain limits for buried pipelines," Proceedings of 14th International Conference on Offshore Mechanics and Arctic Engineering, Part 5, 1995 pp. 365-378.