

**ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE LAS TECNOLOGIAS DE  
TRANSPORTE DE CRUDO PESADO DILUCIÓN, CALENTAMIENTO  
Y UPGRADING PARA LOS CRUDOS CASTILLA Y RUBIALES  
USANDO SIMULADORES DE PROCESOS**

**DANILO JOAN FLÓREZ RICO**



**UNIVERSIDAD AUTONOMA DE BUCARAMANGA  
FACULTAD DE INGENIERIAS FÍSICO-MECÁNICAS  
INGENIERÍA EN ENERGÍA  
BUCARAMANGA**

**2015**

**ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE LAS TECNOLOGÍAS DE  
TRANSPORTE DE CRUDO PESADO DILUCIÓN, CALENTAMIENTO  
Y UPGRADING PARA LOS CRUDOS CASTILLA Y RUBIALES  
USANDO SIMULADORES DE PROCESOS**

**DANILO JOAN FLÓREZ RICO**

**Trabajo de Grado para optar por el título de  
INGENIERO EN ENERGÍA**

**Director**

**M. Sc. LUIS EDUARDO JAIMES REATIGA**

**UNIVERSIDAD AUTONOMA DE BUCARAMANGA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-MECÁNICAS  
INGENIERÍA EN ENERGÍA  
BUCARAMANGA**

**2015**

## NOTA DE ACEPTACIÓN

---

---

---

---

Firma Director: Luis Eduardo Jaimes Reatiga

---

Firma Calificador: Henderson Iván Quintero Pérez

Bucaramanga, 20, Junio, 2.015

## **DEDICATORIA**

A Dios, mi familia y amigos que hicieron posible la culminación de este trabajo, que me llena diariamente de bendiciones y en quien confió.

A todos aquellos profesores que gracias a su compromiso con la academia, dieron lo mejor de sí para transmitirnos los conocimientos y principios que harán de mí un excelente profesional.

## TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN.....	9
DISEÑO METODOLÓGICO .....	12
1. GENERALIDADES DE LOS CRUDOS PESADOS .....	15
1.1. CLASIFICACIÓN DE LOS CRUDOS .....	15
1.2. ORIGEN DE LOS CRUDOS PESADOS .....	16
1.3 PROPIEDADES DE LOS CRUDOS PESADOS.....	16
1.4. RESERVAS DE CRUDOS PESADOS .....	17
1.5. CARACTERÍSTICAS QUE DEBE TENER UN CRUDO PESADO PARA SER TRANSPORTADO POR TUBERÍA.....	20
1.6. TUBERÍAS PARA CRUDOS PESADOS.....	22
2. VISCOSIDAD DE LOS CRUDOS PESADOS .....	23
2.1. VISCOSIDAD ABSOLUTA O DINÁMICA:.....	24
2.2. VISCOSIDAD CINEMÁTICA:.....	25
2.3. MEDICIÓN DE LA VISCOSIDAD.....	25
2.4. RELACIÓN VISCOSIDAD – TEMPERATURA.....	26
3. TECNOLOGÍAS DE TRANSPORTE DE CRUDO PESADO .....	28
3.1. DILUCIÓN .....	29
3.1.1. ANTECEDENTES DE LA TECNOLOGÍA DE LA DILUCIÓN: .....	30
3.1.2. DESARROLLO DE LA TECNOLOGÍA DE TRANSPORTE POR DILUCIÓN CON SOLVENTE... ..	32
3.2. CALENTAMIENTO .....	33
3.2.1. CALENTAMIENTO EN UN PUNTO (“SPOT HEATING”). .....	34
3.2.2. CALENTAMIENTO A LO LARGO DE UNA LÍNEA (“LINE HEATING”). .....	34
3.2.3. ANTECEDENTES DE LA TECNOLOGÍA DE CALENTAMIENTO.....	36
3.3. VISCORREDUCCIÓN .....	37
4. DESARROLLO INVESTIGATIVO .....	40
4.1. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGIA.....	40
4.1.1. DILUCIÓN.....	41
4.1.2. CALENTAMIENTO .....	42
4.1.3. VISCORREDUCCIÓN .....	43
4.2 SIMULACIÓN DEL TRANSPORTE DE CRUDO.....	44

4.2.1. OLEODUCTO BASE.....	44
4.2.2. CRUDO CASTILLA.....	45
4.2.3. CRUDO RUBIALES .....	49
4.2.4. SELECCIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO .....	52
4.3. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN Y ALMACENAMIENTO DE CRUDO.. .....	56
4.4. SIMULACIÓN LÍNEA BASE TECNOLOGÍA DILUCIÓN.....	57
4.4.1. RESULTADOS TECNOLOGÍA DILUCIÓN.....	59
4.5. SIMULACIÓN CALENTAMIENTO .....	61
4.5.1. RESULTADOS SIMULACIÓN POR CALENTAMIENTO .....	65
4.6. SIMULACIÓN VISCOREDUCCIÓN .....	67
4.6.1. RESULTADOS SIMULACIÓN POR VISCOREDUCCIÓN.....	69
5. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	71
6. ANÁLISIS ECONÓMICO .....	73
6.1. TECNOLOGÍA DE TRANSPORTE DE CRUDO POR DILUCIÓN (LINEA BASE) .....	73
6.1.1. COSTOS DE LA TECNOLOGÍA: .....	73
6.1.2. FLUJO DE CAJA TECNOLOGÍA DILUCIÓN: .....	74
6.2. TECNOLOGÍA DE TRANSPORTE DE CRUDO POR CALENTAMIENTO .....	77
6.2.1.COSTOS DE LA TECNOLOGÍA: .....	77
6.2.2. FLUJO DE CAJA TECNOLOGÍA CALENTAMIENTO: .....	78
6.3. TECNOLOGÍA DE TRANSPORTE DE CRUDO POR VISCORREDUCCIÓN .....	81
6.3.1. COSTOS DE LA TECNOLOGÍA: .....	81
6.3.2. FLUJO DE CAJA TECNOLOGÍA VISCORREDUCCIÓN: .....	82
6.4. COMPARACIÓN DE LAS RENTABILIDADES DE LOS PROYECTOS.....	85
6.4.1. RENTABILIDAD DE LA TECNOLOGÍA DE CALENTAMIENTO.....	85
6.4.2. RENTABILIDAD TECNOLOGÍA DILUCIÓN.....	86
6.4.3. RENTABILIDAD TECNOLOGÍA VISCOREDUCCIÓN .....	86
7. CONCLUSIONES.....	88
BIBLIOGRAFIA.....	89
ANEXOS .....	92

## LISTA DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1. Diseño Metodológico del Proyecto.....	12
Ilustración 2. Clasificación de los Crudos de Acuerdo a su densidad .....	17
Ilustración 3. Reservas mundiales de Crudo Pesado a octubre del 2014 .....	18
Ilustración 4. Reservas Mundiales de Crudo a octubre del 2014 .....	19
Ilustración 5. Faja de crudos pesados del Orinoco .....	20
Ilustración 6. Transporte por dilución y recuperación del diluyente .....	32
Ilustración 7. Arreglo de Sistema de calentamiento de un Punto .....	34
Ilustración 8. Diseños de tuberías con calentamiento y Aislante.....	35
Ilustración 9 Esquema de Upgrading por viscorreducción .....	38
Ilustración 10. Oleoducto Central Geográficamente.....	44
Ilustración 11. Altimetría Oleoducto Colombia .....	44
Ilustración 12. Assay crudo Castilla a transportar simulación Aspen Hysys <sup>®</sup> V8.6.....	45
Ilustración 13. Assay Crudo Rubiales a Transportar simulador Aspen Hysys <sup>®</sup> V8.6 ...	50
Ilustración 14. Volúmenes específicos de saturación con EDE cúbicas.....	54
Ilustración 15. Presión de saturación vs. Temperatura a partir de EDE cúbicas .....	55
Ilustración 16. PFD producción de Crudo en HYSYS <sup>®</sup> V8.6 .....	56
Ilustración 17. Reporte Análisis de laboratorio Saybolt Colombia .....	57
Ilustración 18. PFD Transporte de Crudo por Dilución HYSYS <sup>®</sup> .....	58
Ilustración 20. Distancia vs viscosidad.....	60
Ilustración 23. PFD Transporte de Crudo por Calentamiento HYSYS <sup>®</sup> .....	64
Ilustración 24, Temperatura vs Viscosidad .....	65
Ilustración 25. Viscosidad vs Distancia .....	65
Ilustración 26. Distancia contra Presión .....	66
Ilustración 27. PFD Transporte de Crudo por Viscorreducción HYSYS <sup>®</sup> .....	68
Ilustración 28. Distancia contra Viscosidad.....	69
Ilustración 29. Distancia contra Presión .....	70
Ilustración 30. Distancia contra Velocidad .....	72
Ilustración 31. Rentabilidad de la tecnología de calentamiento.....	85
Ilustración 32. Rentabilidad de la tecnología de dilución.....	86
Ilustración 33. Rentabilidad de la tecnología de Viscorreducción .....	86

## LISTA DE TABLAS

Tabla 4.1. Matriz de decisión.....	44
Tabla 4.2. Características del crudo Castilla.....	49
Tabla 4.3. Ensayo del crudo Castilla.....	50
Tabla 4.4. Características del crudo Castilla.....	51
Tabla 4.5. Especificaciones crudo Rubiales.....	53
Tabla 4.6. Ensayo de Crudo Rubiales.....	55
Tabla 4.7. Modelos Matemáticos Evaluados.....	56
Tabla 4.8. Resultados después de la dilución.....	63
Tabla 4.9. Correlaciones tubería con aislamiento.....	66
Tabla 4.10. Correlaciones tubería sin aislamiento.....	66
Tabla 5.1. Evaluación de tecnologías.....	75
Tabla 6.1. Datos de costos de la tecnología de dilución.....	77
Tabla 6.2. Datos de costos de la tecnología de Calentamiento.....	81
Tabla 6.3. Datos de costos de la tecnología de Viscosreducción.....	85
Tabla 6.4. Evaluación económica de las tecnologías.....	89

## LISTA DE ANEXOS

ANEXO A Cálculos de selección de modelo matemático.....	92
ANEXO B. Cálculos de transferencia de Calor para tecnología de Calentamiento.....	93
ANEXO C. Evaluación Financiera de las tres tecnologías .....	113



# RESUMEN

## TÍTULO:

ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE LAS TECNOLOGÍAS DE TRANSPORTE DE CRUDO PESADO DILUCIÓN, CALENTAMIENTO Y UPGRADING PARA LOS CRUDOS CASTILLA Y RUBIALES USANDO SIMULADORES DE PROCESOS.

## AUTOR

DANILO JOAN FLOREZ RICO

## PALABRAS CLAVES

Dilución, Calentamiento de Crudo, *Upgrading*, Transporte de Crudo, Bombeo, Crudo, Crudo Pesado, Oleoducto.

## DESCRIPCIÓN

Las reservas de crudo convencional han presentado una decadencia en los últimos años. Es por ello que los crudos pesados han tomado una fuerza como uno de los principales recursos energéticos, por este motivo presentan una gran dificultad y costos asociados con su producción y transporte. Debido a esto se posee la obligación de buscar alternativas para el transporte de crudo pesado. En la cotidianidad del transporte de crudo en Colombia, las alternativas que han proporcionado los mejores resultados son dilución y emulsión. El objetivo general de este trabajo es evaluar tanto técnica como económicamente tres diferentes alternativas: dilución, calentamiento, *upgrading*, por medio simuladores de procesos y evaluaciones económicas para así compararlas y así seleccionar la tecnología más adecuada para el transporte de crudo pesado aplicado al oleoducto central de Orensa y los crudo Castilla y Rubiales. El proceso de producción de los crudos Castilla y Rubiales han estado limitados por las restricciones en el transporte del crudo. El principal problema de transportar el crudo por oleoducto, es que estos presentan altas viscosidades; dificultando el flujo y encareciendo esta etapa por los costos operacionales y los requerimientos de inversión. Debido a la gran demanda de crudo pesado, se hace necesario contar con una tecnología de transporte de crudo que garantice un proceso óptimo, seguro y al menor costo. El análisis de las evaluaciones técnicas y económicas, permiten concluir que la mejor alternativa para el transporte de crudo pesado por tubería en el oleoducto central es la tecnología de viscorreducción. Finalmente se propone realizar un posterior estudio de tecnologías no convencionales como la aplicación de campos electromagnéticos en tuberías para mejorar el transporte de crudo y compararlas con cada una de las alternativas seleccionadas con el fin de elegir la alternativa que representa la mejor viabilidad para el transporte de crudo en Colombia.

## **ABSTRACT**

### **TITLE**

TECHNICA-ECONOMIC ANALYSIS OF TRANSPORTATION TECHNOLOGIES HEAVY CRUDE: DILUTION, HEATING AND UPGRADING FOR OIL CASTILLA AND RUBIALES USING SIMULATION PROCESS.

### **AUTHOR**

DANILO JOAN FLOREZ RICO

### **DESCRIPTION**

The reserves of conventional crude have submitted a decline in recent years. That is why heavy crudes have taken a force as one of the main energy resources, for this reason has a great difficulty and costs associated with its production and transportation. Because of this he was obliged to seek alternatives to transport heavy crude. In the daily transportation of crude oil in Colombia, alternatives that have provided the best results are dilution and emulsification to transport oil in Colombia. The overall objective of this work is both technically and economically different alternatives evaluated: dilution, heating and Up grading through process simulators and economic order to compare them and select the most appropriate technology for transporting heavy crude assessments applied to the central pipeline OCENSA and Castilla and Rubiales oil. The production process of Castilla and Rubiales crude have been limited by restrictions on the transportation of crude oil. The main problem of transporting the crude oil by pipeline, is that these high viscosities are presented that characterize it; hindering the flow and more expensive this stage for operating costs and investment requirements. Due to the high demand for heavy crude, it is necessary to have a crude oil transportation technology that ensures optimal, safe and cheaper process. The technical and economic analysis assessments, to conclude that the best alternative for transporting heavy crude pipeline in the central pipeline technologies is viscorreduction. Finally it is proposed to conduct a further study of unconventional technologies such as application of electromagnetic fields in pipes to improve transportation of crude and compare each selected to choose the alternative that represents the best viable to transport alternatives oil in Colombia.

## GLOSARIO

- **ALTIMETRÍA:** La altimetría (también llamada hipsometría) es la rama de la topografía que estudia el conjunto de métodos y procedimientos para determinar y representar la altura o "cota" de cada punto respecto de un plano de referencia.
- **BOMBAS ELECTROSUMERGIBLES:** Sistema de levantamiento artificial, maneja altas tasas de flujo y se encarga de desplazar volúmenes de crudo con alta eficiencia en yacimientos potencialmente rentables y en pozos profundos.
- **COMBUSTIBLES FÓSILES:** Formados a partir de restos orgánicos de plantas y animales muertos, entre ellos se encuentra el petróleo, gas natural y carbón.
- **COMPRESOR:** Máquina de fluido cuya función es aumentar la presión y desplazar cierto tipo de fluidos como gases y vapores.
- **CONDICIONES ESTÁNDAR:** Estado de referencia empleado para calcular propiedades bajo diferentes condiciones, 60°F y 14,7 psia.
- **CRACKING:** Conocido como destilación secundaria, la cual rompe o descompone hidrocarburos de elevado peso molecular (Como gas oíl y fuel oíl) en compuestos de menor peso molecular (Naftas).
- **CRUDO EXTRA PESADO:** Petróleo crudo que no fluye con facilidad y se ha definido con un índice API inferior a 20°.
- **DENSIDAD:** En física y química, la densidad (del latín densitas, -ātis) es una magnitud escalar referida a la cantidad de masa en un determinado volumen de una sustancia.
- **DESTILACIÓN:** Operación de separar, mediante vaporización y condensación en los diferentes componentes líquidos, sólidos disueltos en líquidos o gases licuados de una mezcla.
- **DILUCION:** En química, la dilución es la reducción de la concentración de una sustancia química en una disolución
- **ENERGÍA PRIMARIA:** Forma de energía disponible en la naturaleza antes de ser convertida o transformada.
- **FLUJO LAMINAR:** Es uno de los dos tipos principales de flujo en fluido. Se llama flujo laminar o corriente laminar, al movimiento de un fluido cuando éste es ordenado, estratificado, suave.
- **FLUJO TURBULENTO:** En mecánica de fluidos, se llama flujo turbulento o corriente turbulenta al movimiento de un fluido que se da en forma caótica, en que las partículas se mueven desordenadamente y las trayectorias de las partículas se encuentran formando pequeños remolinos periódicos
- **FLUJO:** Uno de los aspectos de la dinámica de fluidos es el comportamiento de los flujos de fluidos, es decir, el movimiento de estos últimos.

- **OLEODUCTO:** Se denomina oleoducto a la tubería e instalaciones conexas utilizadas para el transporte de petróleo y sus derivados, a grandes distancias.
- **RENTABILIDAD:** La rentabilidad es la capacidad de producir o generar un beneficio adicional sobre la inversión o esfuerzo realizado.
- **REOLOGÍA:** La reología (palabra introducida por Eugene Bingham en 1929) es la rama de la Física de medios continuos que se dedica al estudio de la deformación y el flujo de la materia.
- **TIR:** La tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad (TIR) de una inversión es el promedio geométrico de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión, y que implica por cierto el supuesto de una oportunidad para "reinvertir". En términos simples, diversos autores la conceptualizan como la tasa de descuento con la que el valor actual neto o valor presente neto (VAN o VPN) es igual a cero.
- **VISCOSIDAD:** La viscosidad es la oposición de un fluido a las deformaciones tangenciales, es debida a las fuerzas de cohesión moleculares.
- **VPN:** El valor actual neto, también conocido como valor actualizado neto o valor presente neto (en inglés net present value), cuyo acrónimo es VAN (en inglés, NPV), es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión.

## INTRODUCCIÓN

El aumento de la demanda energética mundial y la baja de la producción de crudo convencional, nos lleva a la búsqueda de recursos no convencionales para suplir demanda mundial. Diversos estudios señalan que durante décadas las compañías petroleras renunciaron a la explotación del crudo pesado, el cual encontraron y desertaron, debido al bajo precio que tenía este crudo en el mercado y a la dificultad para transportarlo y procesarlo.

En la última década las empresas han cambiado su situación ante los elevados precios del petróleo y las grandes reservas mundiales de crudos pesados. Si bien en los presagios de años anteriores se llegaban a especular que el petróleo llegaría a su fin, a causa de los nuevos hallazgos de crudo pesado en diferentes partes del mundo estos han extendido el margen de reservas, ante la insuficiencia de crudos livianos.

La producción de crudo pesado a nivel mundial ascenderá en 2 o 3 millones de barriles por día en los próximos 10 años; Basado en el estudio desarrollado por la empresa estadounidense IHS-Cera, Jackie Forrest, durante la conferencia “Mercados e inversiones” del *Heavy Oil Latin America Congress*, que se celebró en Bogotá, Colombia en el mes de Agosto del 2011. Según Forrest, el diferencial de precios entre el crudo liviano y el pesado se mantendrá estrecho en los próximos 5 o 6 años, lo que ayudará “a una mayor inversión en crudos pesados”. Desde hace varios años en Colombia se ha venido incursionando en la explotación de crudos pesados.

Según la ANH para el 2011, Colombia produjo cerca de 945.000 barriles diarios, de los cuales cerca del 60% fueron de crudo pesado, especialmente de campos en los Llanos Orientales, Putumayo y Magdalena Medio. La meta del país es producir 870 mil barriles de petróleo diarios en los próximos 5 años. Siguiendo esta tendencia, Colombia se posiciona como el tercer productor de crudo en Suramérica, tras Venezuela y Brasil

Teniendo en cuenta las cifras anteriores, Colombia requiere de una infraestructura óptima de oleoductos para el transporte de crudos pesados. Entre 2008 y el primer semestre de 2011, las inversiones de Ecopetrol y terceros para proyectos de transporte ascendieron a US\$1.953 millones en construcción de ductos, tanques

de almacenamiento y descargaderos de carro tanques, así como las facilidades para optimizar el cargue de buques en el terminal Coveñas.

Como solución al problema de transporte de crudos se han planeado cinco proyectos que deberían haber estado listos para evacuar una producción de hasta 1,4 millones de barriles de crudo para el 2013, pero debido a la crisis o baja del petróleo durante este último año no se consiguieron desarrollar todos los proyectos los proyectos planteados fueron: Incremento de la capacidad de transporte Rubiales-Monterrey (ODL); Incremento capacidad de transporte oleoducto Vasconia-Coveñas; Oleoducto Bicentenario fase II y III; incremento de la capacidad de transporte poliducto Pozos Galán e incrementar capacidad de almacenamiento en Altos de Porvenir.

Si a lo anterior se suma que son crudos pesados muy densos el transporte se complica aún más y para moverlo hay que mezclarlo con sustancias como la gasolina natural y la nafta. El proceso físico-químico de la mezcla del crudo pesado con estos otros productos se conoce como dilución. Sin embargo, aún mezclado, el transporte no es fácil. La nafta tiene 60° API y la gasolina natural 73° API, pero mezclado con cualquiera de los dos, el crudo de Ecopetrol no sube más que a 18° API en su escala de la densidad.

El incremento de los crudos pesados va de la mano de soluciones tecnológicas que permitan disminuir su viscosidad para optimizar el transporte por los oleoductos y llegar a los puertos de exportación o a las refinerías para su proceso. De allí que sea necesario identificar las diferentes tecnologías de transporte de crudos pesados que existen en la actualidad y establecer una comparación entre la actual tecnología de transporte de crudo y otras tecnologías de punta utilizadas en el mundo fortaleciendo como línea base el oleoducto central, para que así permita determinar cuál es la opción más viable para el mismo tramo del oleoducto. Para ello es importante tener en cuenta los aspectos técnicos, las limitantes, el impacto ambiental, el rendimiento, la disponibilidad y viabilidad económica de cada tecnología.

Muchos autores han desarrollado diferentes puntos de vista acerca del tema, sin embargo, aún sigue siendo un reto la optimización del transporte de crudos pesados. Las principales técnicas que se han desarrollado incluyen la dilución con solventes, emulsificación, tratamiento térmico y la técnica de flujo anular-corazón.

Debido a la poca información que se encuentra en la bibliografía no hay una tecnología que permita establecer en forma preliminar cuál debe ser la mejor alternativa para el transporte de crudo pesado por tubería para un proyecto en

particular. Algunos autores han presentado revisiones y estudios comparativos de las diferentes técnicas de transporte de crudo pesado. A continuación se presentan diferentes autores, los cuales presentaron diferentes métodos de transporte de crudo.

Guevara, E., González, J. y Núñez, G. (1998) estudiaron diferentes tecnologías de transporte que incluyen el uso de diluyentes y la aplicación de otros sistemas de tuberías, tales como tuberías de aceite caliente, flujo corazón anular y Orimulsión R. Estos autores presentan una evaluación comparativa y económica de las ventajas y desventajas de las diferentes tecnologías.

Saniere, A., Henaut, I. y Argillier, J.F. (2004) presentaron diferentes métodos de transporte del crudo pesado (calefacción, la dilución, emulsión aceite-en-agua, el *upgrading* y flujo anular corazón). Estos autores hicieron un estudio estructural y reológico para evaluar el origen de la alta viscosidad y contrarrestar su efecto.

J.C Domínguez (2008) presenta un estudio sobre el transporte de crudo pesado por oleoducto. Las tecnologías de transporte que se consideran técnicamente posibles son: transporte por dilución con un fluido de menor densidad API y transporte utilizando calentamiento en las estaciones de bombeo de los oleoductos. También hace un análisis de la posibilidad de realizar un mejoramiento del crudo pesado, resultando ser la tecnología más viable la de viscorreducción. El estudio incluye una estimación económica de las diferentes tecnologías.

Si bien es cierto que otros autores también han estudiado las distintas tecnologías de transporte de crudos pesados, aun no se evidencia en la literatura una metodología que permita determinar la mejor tecnología para el transporte.

En este documento se presenta la descripción de tres de los métodos más factibles para el transporte de crudo pesado por tuberías que se han desarrollado hasta el momento, y también se propone una metodología para seleccionar la tecnología de transporte de crudo pesado a un caso en particular. Esta metodología se basa en la aplicación de una matriz de selección y variables distintivas. El escenario seleccionado para dar a conocer esta metodología de selección es el crudo del campo Rubiales ubicado en el departamento de Meta (Colombia).

# DISEÑO METODOLÓGICO

## TIPO DE INVESTIGACIÓN

La investigación fue descriptiva, se analizó el sistema actual y mediante la recopilación de información se determinaron las tecnologías para el transporte de crudo. Seguidamente, se realizaron los estudios técnicos y económicos de cada una de las tecnologías de transporte de crudo en Colombia para determinar mediante criterios comparativos cuál alternativa sería la más viable técnica y económicamente para el transporte de crudo pesado en Colombia.

En esta parte se muestran las diferentes consideraciones que se tuvieron en cuenta a lo largo del desarrollo del proyecto y el detalle de cada una de las etapas. En la ilustración 1, se muestra el diseño metodológico que se llevó a cabo para el desarrollo del proyecto.

**Ilustración 1. Diseño Metodológico del Proyecto**



Fuente: Autor.



Cada una de las tecnologías que se describirán durante el desarrollo del libro, tienen algunas ventajas y ciertos inconvenientes al momento de su implementación. Factores como la localización geográfica, la disponibilidad de equipos y materiales, los requerimientos de tubería, costos de operación y mantenimiento y la calidad del crudo, influyen en la elección del método a implementar para el transporte de aceite pesado por tubería.

Con el propósito de escoger la tecnología más adecuada para el transporte de aceites pesados por tubería, es necesaria la determinación de una metodología que nos ayude a una selección más óptima. Esta metodología comprende 6 etapas, que son las siguientes:

Etapa 1: Análisis de las tecnologías de transporte de aceite pesado por tubería.

Etapa 2: Definición de las propiedades de los fluidos a transportar así como la infraestructura y condiciones de trabajo con las que se cuenta.

Etapa 3: Determinación de las variables distintivas de cada uno de las tecnologías disponibles.

Etapa 4: Evaluación de las variables de decisión.

Etapa 5: Elaboración de la matriz de decisión.

Etapa 6: Identificación del método óptimo para ser implementado.

### **ETAPA 1: ANÁLISIS**

Esta primera etapa tiene como objetivo recopilar las experiencias que se han tenido en pruebas de laboratorio e investigaciones sobre los distintos métodos de transporte de aceite pesado por tuberías, lo cual permite definir las propiedades, requerimientos e inconvenientes para implementar un método de transporte u otro.

### **ETAPA 2: DEFINICIÓN**

En esta etapa se realiza una investigación para conocer sobre el crudo Castilla que es transportado a Coveñas, al igual que los volúmenes con los que se va a trabajar y definir las propiedades del aceite del campo Castilla, y conocer el oleoducto central en el cual se pudiese implementar alguna tecnología de transporte, con el fin de conocer con exactitud los hidrocarburos que serán transportados. Así como conocer las condiciones de trabajo, la infraestructura con la que se cuenta y la que es posible agregar para una correcta aplicación de la tecnología seleccionada.

### **ETAPA 3: DETERMINACIÓN**

Con el análisis de cada una de las tecnologías realizado en la etapa 1, se establecerán las variables distintivas de cada uno de las tecnologías que hasta el momento se han investigado e implementado, con el fin de evaluar la aplicabilidad de cada una.

#### **ETAPA 4: EVALUACIÓN**

Una vez que se establecieron las variables características de cada tecnología, al igual que las características del aceite y la infraestructura disponible, se analizan cada una de las variables distintivas para una mejor comprensión y poder elegir de mejor manera la tecnología más adecuada a cada pozo.

#### **ETAPA 5: ELABORACIÓN**

Se obtiene la matriz de decisión para precisar la mejor alternativa en función de estas variables, se coloca un Si en caso de que aplique la propiedad para cada tecnología y se coloca un “No” en donde no aplique.

#### **ETAPA 6: IDENTIFICACIÓN**

Finalmente que se completa la matriz de decisión, se concluye con la opción que mejor se adapta a las condiciones, a las cuales se realiza el estudio.

# 1. GENERALIDADES DE LOS CRUDOS PESADOS

## 1.1. CLASIFICACIÓN DE LOS CRUDOS

En los crudos podemos encontrar una amplia diversidad de densidades y viscosidades. La viscosidad a la temperatura de yacimiento es la más importante para un productor de hidrocarburos porque determina cuán fácilmente fluirá el crudo. La densidad es más importante para el refinador de petróleo porque es un mejor indicador de los derivados de la destilación. Pero al igual en diversos estudios no se ha podido encontrar una correlación clara entre las dos, la viscosidad puede variar en gran medida con la temperatura, sin embargo, la densidad varía poco con la temperatura, y se ha convertido en el parámetro estándar de campo utilizado comúnmente para categorizar los petróleos.

La densidad se define en términos de grados API (por sus siglas en español Instituto Americano del Petróleo) y está relacionada con la gravedad específica; mientras más denso es el petróleo, más baja es la densidad API. Las densidades API del hidrocarburo líquido varían desde los 4° para el bitumen rico en brea hasta los 70° para los condensados. El petróleo pesado abarca un vasto rango a lo largo de este espectro que existe entre el petróleo ultrapesado y el petróleo liviano. El Departamento de Energía de los Estados Unidos de Norteamérica (DOE, por sus siglas en inglés), define al petróleo pesado como aquél que presenta densidades API de entre 10.0° y 22.3°. En algunos yacimientos, el petróleo con una densidad tan baja como 7 u 8°API se considera pesado más que ultrapesado, porque puede ser producido mediante métodos de producción de petróleo pesado.

El crudo pesado es un sistema coloidal compuesto por partículas de asfáltenos, disueltas en un solvente constituido por máltenos. Los asfáltenos son la fracción polar más aromática y pesada del crudo. Están compuestos por anillos aromáticos, con cadenas alifáticas que contienen grupos polares en sus extremos.

La alta viscosidad del crudo pesado es atribuida principalmente a la superposición de los asfáltenos. Para entender el comportamiento macroscópico de estos crudos, se han realizado estudios de las interacciones microscópicas entre los componentes del crudo, de los resultados reológicos se obtiene que la viscosidad aumenta con la concentración de asfáltenos.

## **1.2. ORIGEN DE LOS CRUDOS PESADOS**

Estudios y la experiencia de la industria petroquímica usualmente cuando la roca generadora produce el petróleo, éste no es pesado. Los geoquímicos generalmente coinciden en que casi todos los petróleos comienzan con densidades de entre 30° y 40°API. El petróleo se vuelve pesado sólo luego de una degradación sustancial ocurrida durante la migración y luego del entrapamiento.

La degradación se produce a través de una variedad de procesos biológicos, químicos y físicos. La bacteria transportada por el agua superficial metaboliza los hidrocarburos parafínicos, nafténicos y aromáticos en moléculas más pesadas. Las aguas de formación también remueven hidrocarburos por solución, eliminando los hidrocarburos de menor peso molecular, los cuales son más solubles en agua. El petróleo crudo también se degrada por volatilización cuando un sello de pobre calidad permite que las moléculas más livianas se separen y escapen.

El petróleo pesado se produce típicamente de formaciones geológicamente joven; Pleistoceno, Plioceno y Mioceno. Estos yacimientos tienden a ser someros y poseen sellos menos efectivos, exponiéndolos a condiciones que conducen a la formación de petróleo pesado. La naturaleza somera de la mayoría de las acumulaciones de petróleo pesado se debe a que muchas se descubrieron tan pronto como se establecieron las poblaciones en sus proximidades.

La recolección de crudo de chapopoterías (manaderos de petróleo) y la excavación a mano constituyeron las formas más tempranas de recuperación, seguidas de la perforación de túneles y la minería. A principios de la década de 1900, estos métodos dieron lugar al avance de técnicas empleadas hoy para producir yacimientos de petróleo pesado.

## **1.3 PROPIEDADES DE LOS CRUDOS PESADOS**

El crudo yace de un proceso químico de oxidación de los crudos convencionales que realizan bacterias dentro del yacimiento. Tienen diferentes propiedades físicas y químicas que se afectan, generalmente estos crudos presentan:

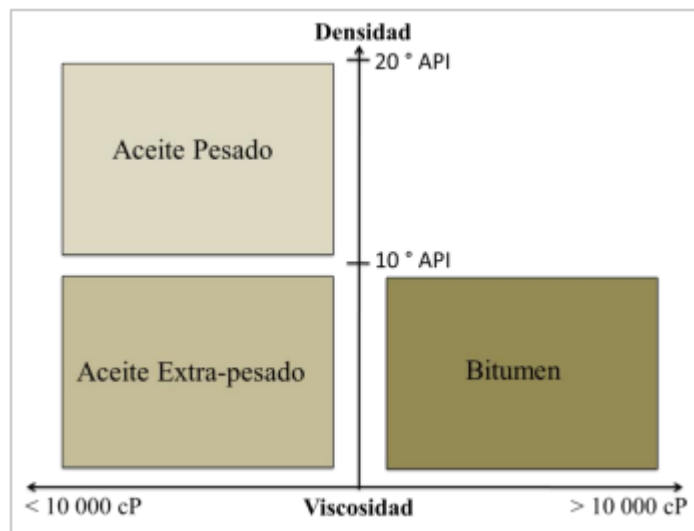
- Alta Viscosidad.
- Baja gravedad API. < 20° API
- Alto punto de fluidez (Pour Point): 80 °F – 100 °F.
- Alto contenido de metales pesados como Níquel y Vanadio.

- Alto contenido de azufre y nitrógeno.
- Alta relación gas aceite (GOR).
- Salinidad del crudo.

Se han definido diferentes categorías de crudo pesado de acuerdo a su densidad y viscosidad. (Ilustración.2).

- Crudo pesado:  $10^\circ < \text{API} < 20^\circ$ .
- Crudo extrapesado y bitumen:  $\text{API} < 10^\circ$ . La viscosidad en el yacimiento hace la diferencia entre estos.

**Ilustración 2. Clasificación de los Crudos de Acuerdo a su densidad**

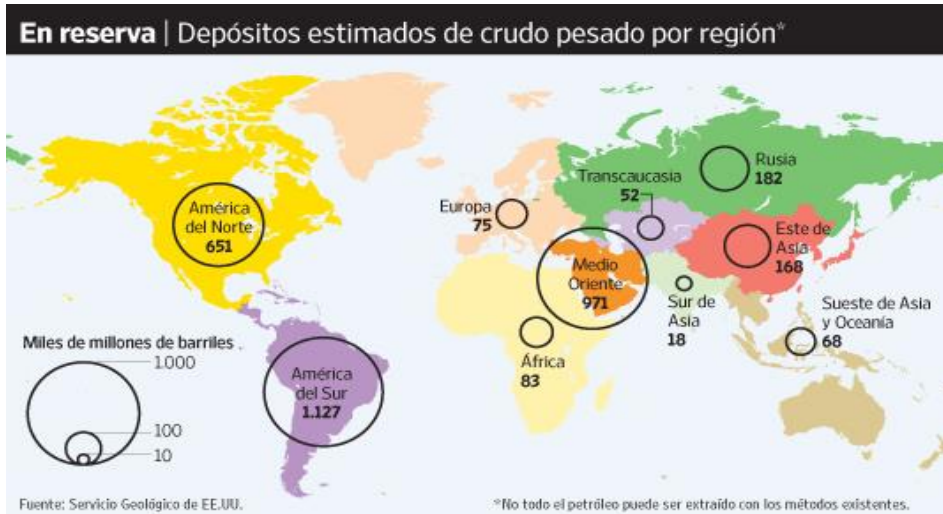


Fuente: SANIERE, A, HÉNAUT, I, and ARGILLIER, J-F. "Pipeline Transportation of Heavy Oils, a Strategic Economic and Technological Challenge". Oil & Gas Science and Technology. Vol. 59. 2004. Pág. 455 - 466.

#### 1.4. RESERVAS DE CRUDOS PESADOS

En el mundo hay mucho más depósitos de crudos no convencionales que convencionales. Solamente entre Canadá y Venezuela tienen depósitos de 3,6 billones de barriles, dos veces más que los depósitos convencionales en todo el mundo. Debido a esto desde finales del siglo pasado ha aumentado el desarrollo de los crudos pesados y extrapesados.

### Ilustración 3. Reservas mundiales de Crudo Pesado a octubre del 2014

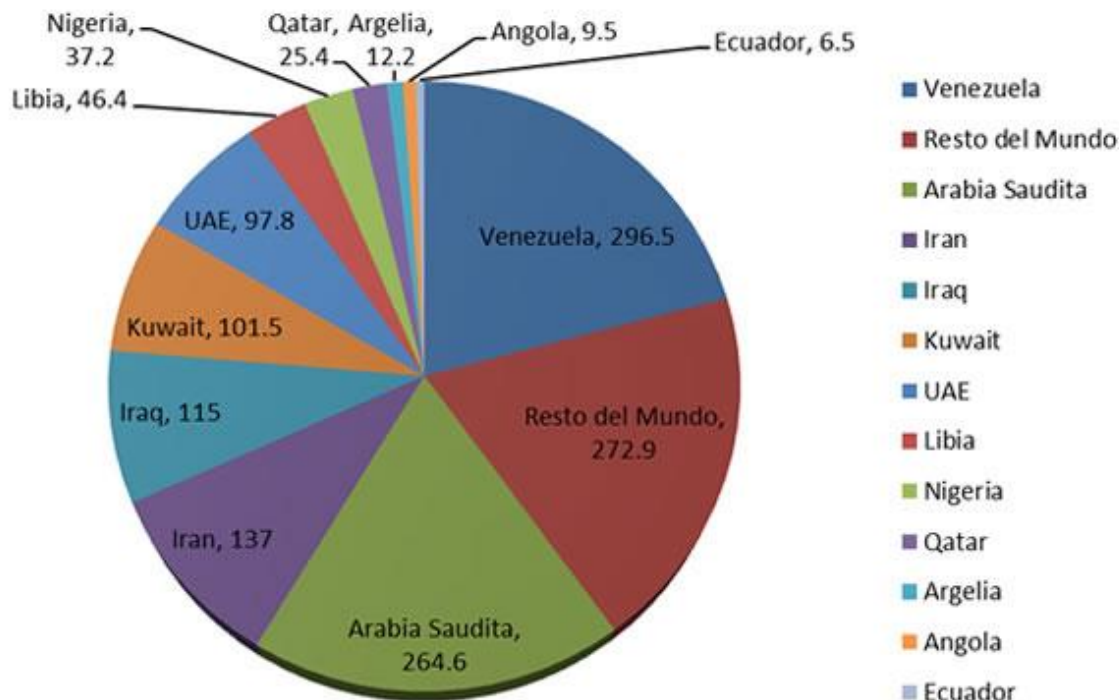


Fuente: AIE, reporte mensual reserva de crudo, Octubre 2014

En la ilustración 3 podemos ver que la mayor parte de los tipos de crudos que existen son no convencionales. Es evidente, por que resultan tan atractivas las reservas de crudo pesado, extrapesado, bitumen o las arenas bituminosas para las compañías petroleras.

Además de que hoy en día resulta rentable explotar estos yacimientos, también estos conforman el 70 % de las reservas mundiales; el 30% está en las arenas petrolíferas y en el bitumen, el 25% representa el petróleo extrapesado y el 15% el petróleo pesado. El restante 30% quedan para el petróleo ligero y mediano. Cabe destacar que un 25 aproximado entre el 25% al 28% de estas reservas pertenecen a los países de Venezuela y Canadá. Estas formas de petróleo son denominadas como no convencionales.

**Ilustración 4. Reservas Mundiales de Crudo a octubre del 2014**



Fuente: Agencia Internacional de la Energía (AIE) 2014

Los crudos pesados pueden encontrarse en forma semi-sólida mezclada con arena y agua como en las Arenas de alquitrán de Athabasca (Athabasca Oil Sands en inglés), o en Canadá donde se trata del conocido bitumen crudo (una forma semi-sólida de crudo).

En Canadá este bitumen es tan denso y pesado que es necesario calentarlo o diluirlo para que llegue a su estado líquido. En Venezuela hay grandes depósitos de crudo pesado en la Faja del Orinoco. Aunque se trata de un tipo de crudo algo más líquido que en Canadá, se trata de petróleo pesado y extrapesado.

En Colombia los crudos pesados forman parte importante de la solución energética del futuro. Requieren de tecnología, conocimiento y experiencia para su desarrollo sostenible.

Ecopetrol tiene como proyecto aumentar la producción de crudo a un millón de barriles equivalentes al año 2015. Se espera que el aporte de crudos pesados sea del 30%. Se proyecta que los crudos pesados sean producidos por los campos Castilla, San Fernando, Rubiales, Teca, Nare y Jazmín.

**Ilustración 5. Faja de crudos pesados del Orinoco**



Fuente: ZAMORA A. "Heavy Oil Latin America Congress - Markets and Investment Commercial potential of heavy oil reserves in Colombia". Bogotá – Colombia. Agosto 2011

Las mayores reservas de crudo pesado se encuentran en la región de los Llanos Orientales (Ver Ilustración. 5) con 368 MMBO en reservas probadas y 411 MMBO en reservas probables nuevas áreas exploratorias buscando la adición de nuevas reservas de crudos pesados. Además de las áreas conocidas, Colombia tiene expectativas de desarrollo en nuevas áreas exploratorias buscando la adición de nuevas reservas de crudos pesados.

### **1.5. CARACTERÍSTICAS QUE DEBE TENER UN CRUDO PESADO PARA SER TRANSPORTADO POR TUBERÍA**

Si bien factores tales como la porosidad, la permeabilidad y la presión determinan cómo se comportará un yacimiento, la densidad y la viscosidad del petróleo son las propiedades que dicta el enfoque de producción que tomará una compañía petrolera. Los petróleos densos y viscosos denominados petróleos pesados, presentan retos de producción y tratamiento especial pero no insuperables.

Usualmente las reservas de crudo pesado no son tenidas en cuenta como recurso energético, debido a las dificultades y costos asociados con su producción y transporte. La mayoría de las reservas de petróleo, hoy en día aún sin explotar, se



encuentran en áreas remotas de difícil acceso con limitaciones para la construcción de infraestructura e instalaciones de tratamiento y transporte.

La problemática de transportar los crudos pesados por oleoducto, se presenta en las altas viscosidades que los caracterizan dificultando la movilidad de los mismos. Estas razones implican altos consumos de energía o grandes inversiones en tubería por la dimensión de los diámetros que requiere. Sin embargo, existen más de 6 trillones de barriles [1 trillón de m<sup>3</sup>] de petróleo en sitio atribuidos a los hidrocarburos más pesados, equivalente al triple de reservas combinadas de petróleo y de gas convencionales del mundo que merecen una atención más esmerada.

Los nuevos desarrollos necesitan de tecnologías capaces de transportar la producción directa de los pozos hacia facilidades centralizadas de tratamiento ubicadas a largas distancias, sin afectación ambiental considerable.

Se han realizado estudios con el fin de buscar alternativas convencionales y no convencionales para el transporte de crudo, desde los campos de producción a las refinerías o puertos de exportación que faciliten el flujo. Entre las tecnologías que han sido objeto de estudio se encuentran: dilución, calentamiento, emulsificación, flujo anular-corazón y también se analiza la posibilidad de realizar un mejoramiento del crudo pesado mediante la técnica de “upgrading”.

Las dos características más importantes que debe tener el crudo pesado para ser transportado a través de un oleoducto son:

- Temperatura por encima del punto de fluidez.
- Viscosidad lo suficientemente baja, con el objetivo de disminuir costos y los requerimientos de bombeo.

El punto de fluidez es la temperatura a la cual se cristalizan las partículas de cera en el aceite e impiden su flujo, es decir, la mínima temperatura a la cual el crudo fluye. A la temperatura del punto de fluidez el crudo se comporta como un material sólido, debido a esto, los crudos con alto punto de fluidez pueden perjudicar y hacer más difícil su transporte por tuberías.

## **1.6. TUBERÍAS PARA CRUDOS PESADOS**

Las tuberías que transportan actualmente el crudo pesado en el mundo se clasifican en diferentes categorías.

- Tuberías de grandes diámetros y longitud que fueron diseñadas para transportar crudos convencionales o ligeros.
- Tuberías de gran diámetro y longitud diseñadas para operar con crudos pesados
- Tuberías de diámetro menor y de longitud más corta para propósitos especiales, diseñadas para crudos pesados.

Las tuberías clasificadas en la primera categoría son las de mayor aplicación debido al crecimiento continuo de la demanda de petróleo pesado y la declinación de las reservas de los crudos livianos, aprovechando así, las tuberías existentes.

## 2. VISCOSIDAD DE LOS CRUDOS PESADOS

La viscosidad es una propiedad que indica la facilidad con que un fluido fluye cuando se le aplica una fuerza externa, es decir, es una medida de tendencia a resistir el esfuerzo de corte. Todos los cuerpos, ya sean líquidos, sólidos o gases, ofrecen resistencia a la deformación o al desplazamiento entre porciones de su cuerpo.

La viscosidad es función del estado de las propiedades del fluido, por esta razón se deben tener en cuenta para determinar el método más económico y apropiado para transportar el crudo pesado. Estas propiedades son:

- Temperatura: La viscosidad de los líquidos es muy sensible a los cambios de temperatura. A medida que la temperatura aumenta disminuye la viscosidad. Este comportamiento se predice por medio de la ecuación de Andrade:

$$\mu = Ae^{B/T} \quad \text{Ec. 2.1}$$

Dónde:

$\mu$  = Viscosidad del fluido.

A, B = Constantes.

T = temperatura en °C.

- Presión: En el flujo por oleoductos, se consideran de menor importancia los efectos de la presión sobre la viscosidad, debido a que los cambios de presión entre las estaciones de bombeo no son significativos. La presión está limitada por la resistencia de la tubería, por lo tanto, es un parámetro establecido.
- Velocidad de deformación: Afecta la viscosidad según el tipo de fluido. Los fluidos Newtonianos son aquellos en los que la viscosidad se afecta por los cambios de temperatura y presión, por lo tanto cuando estas propiedades permanecen constantes la viscosidad también, a cualquier gradiente de velocidad que se encuentre sometido el fluido. Los fluidos no - Newtonianos

son aquellos en los que la viscosidad varía con la velocidad de deformación.

## 2.1. VISCOSIDAD ABSOLUTA O DINÁMICA:

Es la medida de la resistencia de un fluido al esfuerzo de corte o a la deformación angular. Las fuerzas de fricción de un fluido resultan del intercambio de cohesión y momentum entre las moléculas del fluido. La unidad en el sistema CGS es el poise. La viscosidad de un fluido puede medirse por un parámetro dependiente de la temperatura llamado coeficiente de viscosidad o simplemente viscosidad, designado como  $\eta$  o  $\mu$ . En unidades en el SI Sistema Internacional:

$[\mu] = [\text{Pa}\cdot\text{s}] = [\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}]$ . En el sistema cegesimal es el Poise.  $1 \text{ poise} = 1 [\text{P}] = 10^{-1}[\text{Pa}\cdot\text{s}] = [10^{-1} \text{ kg}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-1}]$ .

Experimentalmente se ha demostrado que la viscosidad absoluta de los crudos a temperatura constante, disminuye drásticamente con el aumento de la gravedad API.

La Viscosidad dinámica está definida por la siguiente ecuación:

$$\mu = \frac{\tau}{\frac{dV}{dy}} \quad \text{Ec. 2.1.1}$$

Dónde:

$\mu$  = viscosidad dinámica,  $\text{N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$

$\tau$  = Esfuerzo de corte,  $\text{N}/\text{m}^2$

$dV$  = Variación de velocidad,  $\text{m}/\text{s}$

$dy$  = Variación de longitud,  $\text{m}$

El análisis de la ecuación 4 muestra que:

- Si  $\mu = \text{constante}$ , indica que si el esfuerzo se aumenta, se incrementa la velocidad con que se mueve el fluido.
- Un esfuerzo por pequeño que sea, siempre produce un gradiente de velocidad.
- Si  $\mu = \infty$  se tiene un sólido rígido, y si  $\mu = 0$  se tiene un fluido ideal.

- Si  $\mu \neq 0$  pero finito, indica que son fluidos reales.
- En los fluidos en reposo el esfuerzo cortante es nulo.

Los fluidos que siguen la ecuación se llaman fluidos newtonianos. En los líquidos la viscosidad disminuye al aumentar la temperatura y en los gases el efecto es contrario. Esta propiedad no se ve afectada apreciablemente por las variaciones de la presión.

## 2.2. VISCOSIDAD CINEMÁTICA:

Designado como  $\nu$ , resulta el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad del fluido, esto es:

$$\nu = \mu / \rho \quad \text{Ec.2.2.1}$$

Dónde:

$\nu$  = Viscosidad cinemática.

$\mu$  = Viscosidad dinámica.

$\rho$  = Densidad.

A diferencia de la viscosidad dinámica, la viscosidad cinemática en los gases varía fuertemente con la presión. En el sistema Internacional  $\text{m}^2/\text{s}$  la unidad es y en el sistema cegesimal se define como el Stokes y es equivalente a  $\text{cm}^2/\text{s}$ .

## 2.3. MEDICIÓN DE LA VISCOSIDAD

Para medir la viscosidad absoluta de fluidos, especialmente gases y vapores, se requieren elaborados equipos y una habilidad experimental considerable. Por otra parte, un instrumento más simple llamado viscosímetro, puede ser usado para medir la viscosidad cinemática de los crudos y otros líquidos viscosos. La viscosidad de los crudos se mide generalmente por el registro del tiempo requerido para un volumen dado de fluido a una temperatura constante para fluir por un pequeño orificio a dimensiones estándar.

Algunos procedimientos empíricos como los sistemas Saybolt Universal, Saybolt Furol y el Termoviscosímetro Saybolt son remplazados por los sistemas cinemáticos en los estados unidos.

La viscosidad cinemática se determina midiendo el tiempo para un volumen fijo de líquido que fluye por gravedad a través un tubo capilar de cristal calibrado cinemáticamente, a una temperatura controlada de manera muy precisa.

La viscosidad cinemática es el producto de la medición del tiempo de flujo y de la constante de calibración del viscosímetro cinemática. La constante de calibración se obtiene midiendo el tiempo de flujo de un aceite a una viscosidad estándar a través del viscosímetro a una temperatura precisa.

#### **2.4. RELACIÓN VISCOSIDAD – TEMPERATURA.**

La viscosidad de un líquido decrece con el aumento en la temperatura, al aumentar la temperatura del crudo se disminuye su viscosidad debido al incremento de la velocidad de las moléculas y, por ende, a la disminución de su fuerza de cohesión y disminución de la resistencia molecular. Por lo tanto, la temperatura a la que las mediciones de viscosidad se realizan, también se deben incluir a la hora de informar los datos de viscosidad.

Los crudos relativamente medianos poseen una estructura molecular más estable a cambios de temperatura que la de los crudos pesados. Mientras más viscoso sea un crudo, posee una estructura más inestable que puede ser alterada fácilmente por cambios mínimos de temperatura. Generalmente se puede alcanzar una reducción superior al 90% al incrementarse la temperatura de los crudos en 100 °F, a partir de la temperatura ambiente.

La técnica más común para estimar la relación de viscosidad-temperatura de un aceite hace uso de las gráficas estándar de viscosidad y temperatura de la norma ASTM8 productos petroleros líquidos. Para usar estas gráficas, por lo menos dos puntos conocidos de la relación viscosidad-temperatura son trazados como una línea recta. La viscosidad a cualquier otra temperatura se puede leer directamente de la gráfica. La siguiente ecuación se ha propuesto para representar las gráficas en aplicaciones informáticas:

$$\text{Log}[\log(z)] = A - B\text{Log}(T) \quad \text{Ec.2.4.1}$$

Dónde:

$$Z = (\text{CST} + 0.7 + C - D + E - F + G - H).$$

LOG = logaritmo base 10.

CST = Centistokes.

T = temperatura, K o R.

A = constante.

B = constante.

$$C = \text{EXP} (-1.14883 - 2.65868 \text{ CST}).$$

$$D = \text{EXP} (-0.00381308 - 12.5645 \text{ CST}).$$

$$E = \text{EXP} (5.46491 - 37.6289 \text{ CST}).$$

$$F = \text{EXP} (13.0458 - 74.6851 \text{ CST}).$$

$$G = \text{EXP} (37.4619 - 192.643 \text{ CST}).$$

$$H = \text{EXP} (80.4945 - 400.468 \text{ CST}).$$

EXP = exponenciales sobre la base natural e.

V = Viscosidad Cinemática, cSt.

### 3. TECNOLOGÍAS DE TRANSPORTE DE CRUDO PESADO

El transporte de crudo pesado requiere una viscosidad y fricción suficientemente bajas, para lograr que el diámetro de tubería y los requerimientos de bombeo sean económicamente óptimos. Existen varias tecnologías para lograr estas características, algunas de las cuales han sido implementadas en campo y otras que están en proceso de desarrollo.

Debido a que la viscosidad de los crudos es el factor más influyente en el transporte por oleoducto, se debe encontrar una alternativa eficiente y ambientalmente aceptable que reduzca la viscosidad del crudo.

En el momento existen varias alternativas las cuales han sido aceptadas en la industria para este propósito, sin embargo, no existe una que dé solución definitiva al problema.

Estas tecnologías tienen como objetivo disminuir la viscosidad del crudo o disminuir la fricción con la tubería las cuales se describen a continuación:

Uno de los mayores inconvenientes que presentan los crudos pesados es su transporte a través de tuberías. Hemos visto como el problema del transporte de crudos pesados radica fundamentalmente en las altas viscosidades de éstos. Debido a las propiedades de este tipo de crudo, se hacen necesarias diversas condiciones para poder llevar el crudo de un punto a otro. Son necesarios altos diferenciales de presión para bombear el crudo, lo que acarrea alta energía de las bombas y poca distancia entre ellas para el manejo de altas cantidades de estos. Esto nos da la necesidad de encontrar la manera más eficiente y económica para poder obtener unas condiciones reológicas óptimas de transportar estos crudos.

Algunos de los métodos para transportar crudos pesados que han sido utilizados hasta el momento son:

1. Precalentar el crudo a una temperatura alta, de tal manera que le permita alcanzar su destino a una estación intermedia antes de enfriamiento a una temperatura por debajo de su punto de fluidez. La tubería puede o no estar aislada.
2. Calentar tanto el crudo como la línea por algún método, tal como calentamiento eléctrico o con vapor.
3. Inyectar agua para formar una capa entre la pared de la tubería y el crudo.
4. Mezclar agua con el crudo para formar una emulsión.



5. Diluir el crudo con aceite más ligero, aceite refinado o con solvente.
6. Modificar el punto de fluidez. Realizando un ciclo especial de calentamiento/enfriamiento para reducir el punto de fluidez y reducir también la viscosidad.
7. Disminuir el punto de fluidez. Para algunos crudos de alto punto de fluidez es necesario depresores de punto de fluidez. Procesando estos crudos antes de enviarlos por la tubería puede cambiar su estructura ceroso-cristalina y rebajar su punto de fluidez.
8. Realizar un proceso de Viscorreducción, esencialmente es un proceso moderado de craqueo térmico. Este puede realizarse a todo el crudo o a una porción de este.
9. Realizar un proceso de hidrogenación; este consiste en la adición de hidrogeno o de hidrocarburos de peso molecular ligero para formar componentes livianos y reducir así su viscosidad.
10. Combinación de los métodos anteriores.

Cada uno de estos métodos tiene sus ventajas e inconvenientes. Factores como la localización geográfica, la disponibilidad de materiales y equipos, los requerimientos de tubería, mantenimiento, los costos de operación y requerimientos de calidad del crudo, influyen en la elección del método a implementar para el transporte del crudo por tuberías.

Los principales métodos o tecnologías que han tenido mayor aplicación son:

- Dilución: esta puede ser con crudos livianos o con productos derivados del crudo.
- Calentamiento: este puede realizarse al crudo, a la tubería o a ambos.
- Transporte con agua: puede ser por medio de emulsiones o mediante de la técnica de flujo anular-corazón.
- Procesos de refinado o viscorreducción.

### **3.1. DILUCIÓN**

Es uno de los métodos más antiguos y preferidos para reducir la viscosidad en crudos pesados. La dilución consiste en mezclar un crudo pesado con uno de mayor  $^{\circ}$ API (condensados de gas natural o crudos ligeros); generando una disminución de la viscosidad y la densidad del crudo original.

La proporción de solvente de 20-30%, es a menudo suficiente para evitar altas caídas de presión o la necesidad de altas temperaturas, y por ende, facilitar las

operaciones de deshidratación y desalado. Sin embargo, esta técnica puede requerir inversiones sustanciales en el bombeo y tuberías, debido al aumento del volumen de transporte y la necesidad de separar en algún momento el solvente.

Esta técnica tiene algunos retos: La relación crudo/solvente se ve afectada, cuando el crudo presenta cambios en su composición. Es importante determinar de antemano la proporción de solvente y verificar los parámetros de medición de crudo, viscosidad de mezcla y compatibilidad entre los fluidos.

### **3.1.1. ANTECEDENTES DE LA TECNOLOGÍA DE LA DILUCIÓN:**

Van den Bosch y Schrijvers (2006) plantearon el método *dilution-upgrading* el cual se basa en la producción in situ de un solvente a través de separación, destilación y craqueo térmico de una parte de la alimentación de aceite pesado, para producir uno o más fracciones ligeras, o uno o más fracciones pesadas. La alimentación de aceite pesado se divide en dos, una parte se envía al proceso antes mencionado y la otra se diluye con una mezcla de todas las fracciones ligeras del petróleo pesado procesado, mientras que las fracciones pesadas obtenidas se utilizan para generar calor y/o potencia. Así, un crudo sintético se forma para ser transportado a través de tubería, el cual es más fácil de refinar y presenta menos problemas de estabilidad. Este mismo principio de *upgrading* parcial es sugerido por Myers et al (2000), aquí la hidroconversión del crudo permite alcanzar una viscosidad entre 60 y 250 cp a 313 K, y una dilución adicional con nafta o condensado que minimiza la viscosidad a 40-50 cp., sin embargo este proceso está limitado por el lugar y la necesidad de infraestructura de refinación en plataformas off-shore.

Lqbal et al (2006) presentan una variedad de esquemas que pueden permitir el transporte y proceso del crudo pesado con diferentes contenidos de sal, agua, acidez y gravedad API menor a 15. Los autores proponen un enfoque integrado para el proceso *dilution-upgrading-transportation* lo que reduce los requisitos de capital inicial y costos operativos.

Zahan et al 2004, Yaghi y Al-Bemani (2002) encontraron que la mezcla de crudo extra-pesado y crudo liviano (7:3) posee una viscosidad de 1000 a 303 K y 300 cp a 323 K, en comparación con el aceite pesado original (15000 cp a 293 K). Aquí la dilución se hizo con un crudo ligero (29° API) y la necesidad de calentar a 323 K hace que este enfoque sea algo costoso. En campo, la dilución de crudo pesado

de hecho reduce la viscosidad, pero otros problemas siguen sin resolverse, como lo son los asfáltenos y los depósitos de parafinas.

En primer lugar, la dilución del aceite pesado se hace con hidrocarburo líquido ligero en proporción 1:10; la mezcla se transporta a través de tubería a una unidad de desasfaltado con disolvente que pueda estar en un lugar remoto. El proceso de desasfaltado produce una fracción de asfaltenos, una fracción de aceite desasfaltado esencialmente libre de asfáltenos que está listo para el refinado adicional, y la fracción de disolvente que puede ser recuperado y reciclado como el disolvente de extracción, o devuelto para la dilución de aceite pesado.

De la misma manera, un método simple de transporte alternativo para los aceites pesados fue desarrollado por Argilier et al (2006). Aquí, los asfáltenos son precipitados por n-alcanos y reincorporados al aceite para obtener una suspensión, es decir, una suspensión de partículas no coloidales con baja viscosidad que fluidizan el aceite. Teniendo en cuenta que la estructura del aceite pesado se comporta como una suspensión coloidal viscosa, la precipitación de asfáltenos tendrá un efecto definitivo en su viscosidad. El cambio resultante de la morfología del crudo en forma de suspensión, en realidad conduce a una disminución de la viscosidad.

Desde un punto de vista económico, cualquier mejora en la eficiencia de dilución será beneficiosa para el proceso, reduciendo la cantidad de disolvente para obtener una viscosidad aceptable. Por esta razón la investigación se debe encaminar para encontrar otros solventes más eficientes.

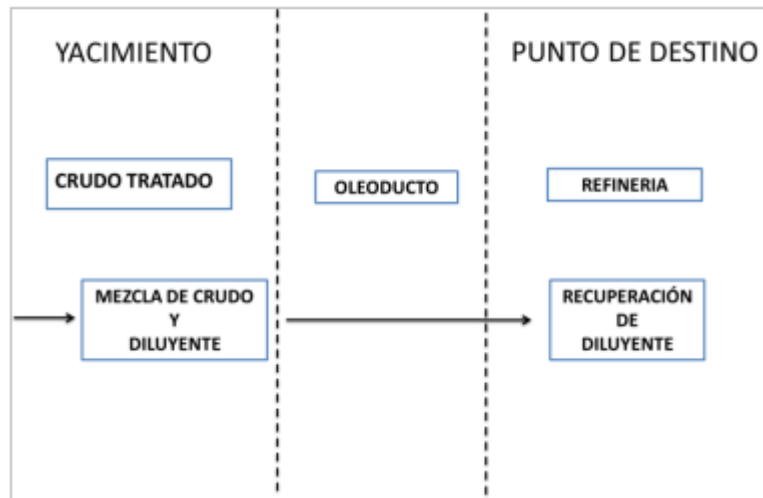
Henaut et al. (2007) proponen el uso de dimetil éter (DME) bajo presión como solvente para ajustar la viscosidad y reducir la caída de presión en la tubería. Además, la recuperación del DME en la refinería, en comparación con otros solventes. Diferentes solventes que están siendo investigados como los alcoholes, es decir el pentanol, es doblemente eficaz para reducir la viscosidad del aceite pesado en comparación con queroseno, debido a las interacciones de enlace de hidrógeno con los grupos hidroxilo que incluyen algunos de los asfáltenos. A mayor polaridad o parámetro de enlace de hidrogeno del solvente, mayor será la reducción de la viscosidad relativa del crudo diluido. No obstante, si el solvente posee gran cantidad de enlaces de hidrogeno, es generalmente más viscoso que los hidrocarburos. Solo los solventes con pocos enlaces de hidrogeno dan una reducción significativa de la viscosidad al crudo diluido (Gateau et al., 2004).

La nafta y los crudos livianos son una interesante alternativa a la utilización de condensados de gas natural, debido a su alta gravedad API y eficiencia en la

dilución de crudo pesado. No obstante, la mezcla pueda alterar la estabilidad de los asfáltenos provocando su floculación y precipitación, por ende también obstrucción en las tuberías.

En este punto se detalla la técnica de transporte por dilución. Ilustración. 6.

**Ilustración 6. Transporte por dilución y recuperación del diluyente**



Fuente: DOMÍNGUEZ, J.C.; "Transporte de crudo pesado a través de oleoducto, Evaluación de diferentes tecnologías" Ingeniería Química No.465 (2008) p. 54-65.

Se necesitan más estudios a fin de comprender la floculación de asfáltenos, así como la cristalización y deposición de parafinas. Por lo tanto, se debe considerar también que la mezcla de aceite puede alcanzar un precio de venta inferior a las fracciones ligeras utilizadas como solvente. En consecuencia una evaluación económica es necesaria a fin de evaluar la viabilidad financiera del proceso.

### **3.1.2. DESARROLLO DE LA TECNOLOGÍA DE TRANSPORTE POR DILUCIÓN CON SOLVENTE**

Esta tecnología consiste en mezclar crudo pesado con hidrocarburos medianos, livianos o con cortes de petróleo como querosén o nafta, en una proporción tal que permita su movimiento a través de tuberías en condiciones económicamente aceptables, esto es: diluirlo hasta conseguir una mezcla operacionalmente manejable desde el punto de vista de su fluidez. Para que esto suceda habrá que determinar la calidad y cantidad de diluyente necesario para conseguir la mezcla buscada.

La dilución es una opción que facilita el transporte de crudo pesado a temperatura ambiente. La mezcla presenta un comportamiento de fluido Newtoniano, debido a la reducción de la viscosidad del crudo con hidrocarburos menos viscosos, por ejemplo, crudos más livianos, Nafta, Kerosene o condensados.

### **3.2. CALENTAMIENTO**

Este es el segundo método más usado para el transporte de aceite pesado por tuberías para reducir la viscosidad del aceite pesado y extrapesado y mejorar la fluidez. Este consiste en mantener la temperatura del fluido elevada; el método sólo funciona cuando el aceite es precalentado seguido de subsecuentes calentamientos de la tubería para mejorar la movilidad del fluido.

No obstante, el calentamiento del aceite para incrementar su temperatura incluye una cantidad considerable de energía y también de costo. Otro inconveniente incluye mayores problemas de corrosión, debido al incremento de la temperatura.

El calentamiento de la tubería puede inducir cambios en las propiedades reológicas del aceite, lo que puede resultar en inestabilidad en el fluido.

Se requiere una gran cantidad de estaciones de calentamiento para poder reducir las pérdidas de calor a lo largo de la tubería, lo que incrementa el costo; sin embargo, la mayoría de las líneas de transporte usan material aislante para mantener las elevadas temperaturas y reducir la pérdida de calor hacia los alrededores (Hart, A., 2013).

Opciones de aislamiento, incluyen enterrar la tubería para conservar el calor. Además las tuberías tradicionales operan con una restricción baja de presión de vapor y cerca de la presión ambiente a fin de maximizar su capacidad.

El principio de este método es el de conservar o aumentar las elevadas temperaturas a las que el aceite es producido en la cabeza del pozo a través de la tubería.

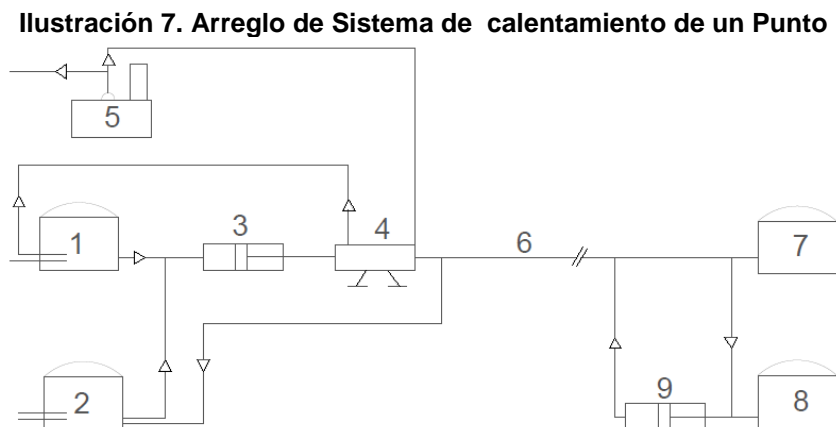
El diseño de un calentamiento de tubería no es fácil, ya que implica muchas consideraciones: la expansión de la tubería, número de estaciones de bombeo, calentamiento y pérdidas de calor, etc.

El suministro de calor al aceite puede realizarse de dos maneras: Calentamiento en un punto, también conocido como Spot Heating, y por calentamiento a lo largo de una línea, Line Heating (Szilas A. P., 1986).

### 3.2.1. CALENTAMIENTO EN UN PUNTO (“SPOT HEATING”).

En este sistema, el aumento de temperatura del aceite se lleva a cabo en un punto, antes de que éste entre a una tubería, o una estación de bombeo. La ilustración 7 muestra un posible arreglo de un sistema de calentamiento en un punto:

- El aceite almacenado en el tanque (1), es calentado por medio de circulación de vapor, éste es producido en la caldera (5).
- Se permite el flujo del aceite hacia la bomba (3), la cual de la misma manera succiona aceite ligero del tanque (2) para reducir la viscosidad.
- La mezcla pasa a través del intercambiador de calor (4), y a través de la línea (6) se dirige al tanque (7).
- La mezcla es separada y la bomba (9) succiona el aceite ligero del tanque (8) para llevarla de regreso hasta el tanque (2), a través de la línea (6).



Fuente: Szilas A. P., 1986

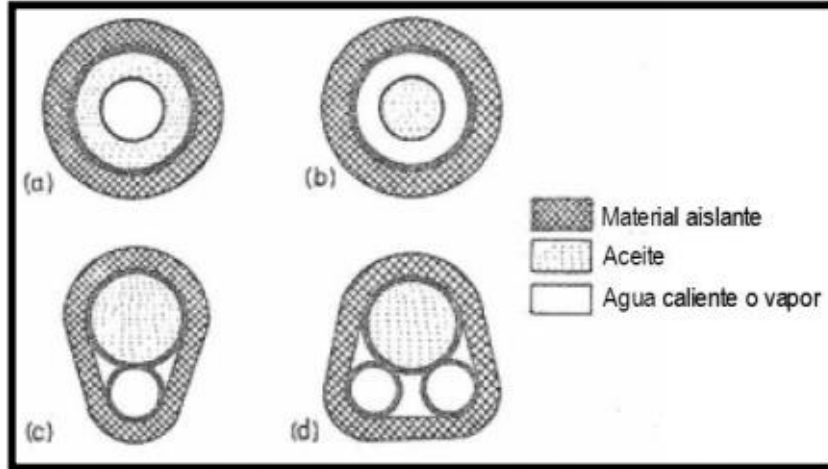
Los períodos de paro, que se deben a diversas causas, afectan considerablemente los aspectos económicos de una línea que transporta aceite caliente; por tal razón, durante la etapa de planeación, diseño del equipo y operación de la línea de flujo, es indispensable tomar en cuenta los factores que se pudiesen presentar en un determinado tiempo y que provoquen problemas en el desempeño, con el objetivo de mantener el costo del transporte tan bajo como sea posible.

### 3.2.2. CALENTAMIENTO A LO LARGO DE UNA LÍNEA (“LINE HEATING”).

En este tipo de transporte se suministra calor al aceite a lo largo de toda la línea de flujo, este calentamiento puede realizarse por medio de agua caliente, vapor, y/o electricidad. En la ilustración 8 se muestran diseños de líneas calentadoras; en el primer caso (a), se tiene la ventaja de que la temperatura de la pared exterior en la línea de transporte es más baja, por lo tanto, se reduce la pérdida de calor. Es

de gran importancia mencionar que este método de calentamiento para transporte de hidrocarburos pesados, está restringido para pequeñas longitudes.

**Ilustración 8. Diseños de tuberías con calentamiento y Aislante**



Fuente: Szilas A. P., 1986

En diferentes partes del mundo, en donde la temperatura del entorno no favorece el flujo de los hidrocarburos pesados, se utiliza el aislamiento térmico de las líneas de flujo; la mayoría de ellas se instalan para prevenir la formación de hidratos, así como para ayudar el bombeo y transporte de crudos pesados en instalaciones costa afuera y mover los fluidos tan rápido como sea posible para minimizar las pérdidas de temperatura.

El aislamiento térmico se lleva a cabo utilizando un material aislante en la parte externa de la tubería y recubriéndola con un tipo de funda de acero o plástico para mantener el material seco y evitar que sea afectado por la compresión. Este aislamiento se vuelve inefectivo cuando se tienen largos tramos de tubería por recorrer.

Otra alternativa es el calentamiento eléctrico de tuberías submarinas, sugeridas por Langner y Bass (2001). Proponen dos configuraciones disponibles: Una tubería aislada sencilla calentada eléctricamente, SHIP, por las siglas en inglés de *Single Heated Electrically Insulated Pipeline*, donde la corriente eléctrica fluye a lo largo de una tubería que se encuentra soldada a la línea que transporta el aceite; la otra es una tubería dentro de la tubería submarina en donde el aceite fluye, a través del interior de la tubería eléctricamente aislada, la cual es rodeada concéntricamente por una tubería exterior conductora de electricidad.

De la misma manera, Bass y Langner (2000) notaron que la Corriente Alterna tiene más beneficios que la Corriente Directa. Los requerimientos de poder y voltaje para el calentamiento eléctrico directo de la tubería y transmisión de poder

se encuentran dentro de los límites de la Corriente Alterna Convencional y estos se encuentran disponibles en las plataformas marinas.

### **3.2.3. ANTECEDENTES DE LA TECNOLOGÍA DE CALENTAMIENTO**

*Ghannam y Esmail (2006)*, estudiaron la mejora del flujo térmico de un crudo mediano canadiense (densidad ( $\rho$ )=0.929,  $\mu$ =1375cP at 393.15 K). La viscosidad a velocidad de cizallamiento de 10 s<sup>-1</sup> se redujo desde aproximadamente 700 a 300 cp, calentando el crudo mediano de 283 a 303 K. El efecto de la temperatura sobre la viscosidad del crudo ensayado era muy importante puesto este no era muy viscoso en comparación con los de Athabasca (Canadá), arenas petrolíferas de Venezuela, Ku-Maloob-Zaap (mexicano) y crudo Ayatsil - Tekel. Sin embargo, los autores concluyeron que el precalentamiento de este tipo de crudo mediano, es poco práctico, ya que se requiere de calentamiento posterior para mantener el flujo.

*Perry (2007)* describe una aproximación novedosa que elimina la necesidad de calentamiento directo a lo largo de las estaciones de bombeo, donde puede controlarse la temperatura del crudo variando las opciones de diseño de diámetro de la línea, el espaciamiento de estación, rango de funcionamiento de presión y la especificación de viscosidad del aceite transportado a temperatura ambiente.

El método se aplica en el diseño de un nuevo oleoducto que es por lo menos 250 kilómetros (km) de largo, preferiblemente de 500 km con una especificación de alta presión y, por supuesto, el costo de inversión es alto. El fluido a transportar debe ser aceite pesado diluido con un hidrocarburo líquido que tiene cinco o menos átomos de carbono, el cual posee una alta (>atmosférica) presión de vapor. El costoso sistema resultante de tubería puede tener una caída de presión de 1250 psia (86 bar) entre estaciones, suficiente para generar un efecto de calentamiento por cizalla. Aquí, la temperatura aumenta a través de la fricción en la bomba, al aumentar la presión la fricción genera un calor al fluido transportado en la tubería.

Algunos diseños de tubería pueden llegar a incrementar la temperatura alrededor de medio grado centígrado por cada 15-30 km de distancia, con una temperatura de equilibrio a 338.7 K. En lugar de esperar a que el crudo se caliente poco a poco mientras viaja por la tubería. Un calentador se propone en el extremo delantero de la línea, de modo que la temperatura de equilibrio del crudo diluido se mantenga durante todo el sistema. Cuanto mayor sea la viscosidad del aceite, mayor será la fricción interna cortante y por ende se genera más calor, pero como el sistema tiene que ser diseñado teniendo en cuenta las condiciones de cierre, se recomienda un crudo pesado diluido. Este efecto de calentamiento por cizalla no se ve con claridad en los crudos de alta y media gravedad API, ya que la viscosidad en el sistema es demasiado baja.



La viabilidad de su aplicación está directamente relacionada con los costos operativos y a la disponibilidad de energía térmica. A medida que se requiera de etapas de calentamiento, para reducir el coste de bombeo, el costo por calentamiento se verá incrementado. Así pues, la aplicación de esta técnica define generalmente el análisis económico. Uno de los ejercicios de mitigación de pérdidas de energía térmica que se realiza por “default” es el uso de diferentes tipos de aislantes de tuberías hasta alcanzar el punto de quiebre entre lo técnico y/o lo económico.

### **3.3. VISCORREDUCCIÓN**

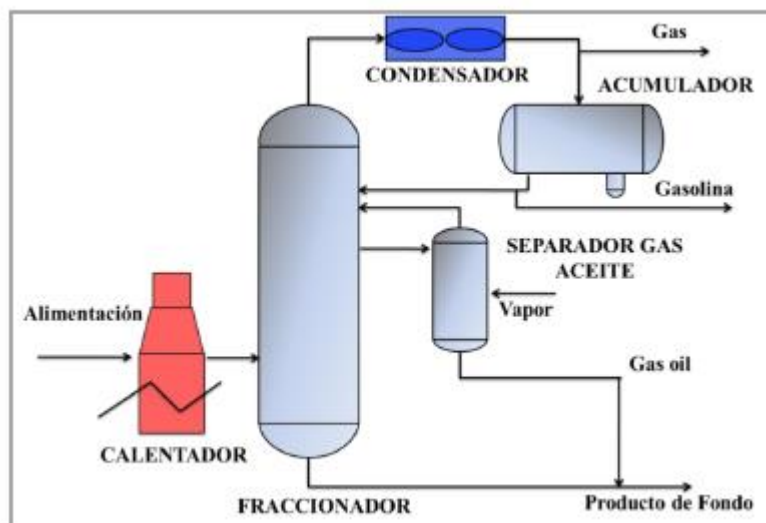
Esta tecnología de mejoramiento del crudo se realiza básicamente en una torre de fraccionamiento atmosférica (craqueo no catalítico), de la cual se obtienen tres cortes principalmente: por cabeza se obtiene gas y una fracción de nafta, un corte medio correspondiente a un gasóleo y por cola un residuo pesado (Ilustración.9).

Tal como se muestra en la ilustración 9, el gasóleo se mezcla con el de cola para obtener un producto mejorado (crudo sintético) con reducida viscosidad, principal objetivo del proceso. La ventaja de este esquema es su bajo coste comparativo para reducir la viscosidad de gasóleo. Sin embargo, la mejora en la calidad es limitada.

Dependiendo del grado de conversión, el crudo sintético producido (SCO) puede ser inestable durante el almacenamiento y envío por ser una mezcla de materia craqueada y materia no craqueada. Normalmente, la alimentación a los procesos de viscorreducción son los residuos provenientes de las torres atmosféricas o de vacío. Estos residuos típicamente alcanzan una conversión a gas, gasolina y gasóleo del orden de 10 a 50 por ciento, dependiendo de la severidad del craqueo y de las características de la alimentación.

La conversión de residuos en destilados y en productos ligeros se usa comúnmente como una medida del grado de severidad en la operación del proceso. Es importante conocer que la conversión se ve limitada por las características de la alimentación en cuanto al contenido de asfaltenos, sodio, y el contenido de carbón Conradson. Esto significa que, para un elevado contenido de asfaltenos, resultará un bajo porcentaje de conversión. De igual manera, para altos contenidos de sodio y también elevados niveles de carbón Conradson, se puede incrementar la velocidad de coquización en los tubos del horno. El proceso es sensible a las variaciones de la calidad de alimentación, lo cual se ve reflejado en los niveles de conversión obtenidos bajo especificación.

### Ilustración 9 Esquema de Upgrading por viscorreducción



**Fuente:** DOMÍNGUEZ, J.C.; "Transporte de crudo pesado a través de oleoducto, Evaluación de diferentes tecnologías" Ingeniería Química No.465 (2008) p. 54-65.

Típicamente, el contenido de sulfuro del residuo viscorreducido es un 0,5% en peso mayor que el contenido en la alimentación. De tal manera que esto puede ser una dificultad para encontrar las especificaciones comerciales de los productos residuales (fuelóleo) en refinerías, pudiendo requerir, en consecuencia, de mezclas con otros productos con bajo contenido de azufre.

Finalmente, otro punto de atención es el contenido de asfaltenos presente en la alimentación del proceso, debido a que un incremento en la severidad de conversión causará craqueo de los destilados pesados en componentes ligeros. Estos destilados pesados solubilizan los componentes asfaltenos, y en la ausencia de estos destilados, los componentes asfaltenos tenderán a separarse o a precipitarse y depositarse en los tubos de los hornos.

Son puntos de atención para el diseño del viscorreductor:

- Composición de los crudos pesados del yacimiento: de acuerdo con las composiciones disponibles, los crudos del yacimiento contienen alto contenido de asfaltenos (peso 20%), carbón Conradson (peso 14%) y de C5 insolubles (peso 30%). En consecuencia, la combinación de estos tres componentes críticos limitarían el grado de conversión de este proceso a menos del 25% en volumen. deberán realizarse ensayos de planta piloto para determinar el rendimiento de estas mezclas en el proceso viscorreductor.

- Contenido de azufre: el crudo mezcla del yacimiento alcanza una concentración del 2% de azufre. Debido a que en los procesos de refinación la concentración de sulfuros se hace presente en los productos de cola; el producto craqueado de cola se estima que aumente su concentración a más del 2,5%.
- Productos de cabeza del viscorreductor: los vapores de cabeza son parcialmente condensados y enviados al acumulador. El gas bajo control de presión fluye hacia las plantas de gas. Para ello debe cuantificarse y evaluarse la cantidad de sulfuro de hidrógeno que pueda contener. Dependiendo de las cantidades de gas ácido, se debe evaluar la viabilidad de contar con una planta recuperadora de azufre o la inyección del gas.

## 4. DESARROLLO INVESTIGATIVO

### 4.1. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGIA

En la Tabla 4.1, se exponen las variables características de cada una de las tecnologías desarrolladas para el transporte de crudos pesados en tubería.

Estas variables deben ser tomadas en cuenta y que son la base para la realización de la matriz de decisión, con el fin de establecer que tecnología es la mejor alternativa para un determinado proyecto.

**Tabla 4.1. Matriz de decisión**

	Dilucion	Calentamiento	Emulsion	PPD	Viscoreduccion (Upgrading)	Flujo Anilar
Localizacion	Marino y Terrestre	Marino y terrestre	Terrestre	Terrestre	Terrestre	Marino y Terrestre
Modificacion en la viscosidad	Reduce	Reduce	Reduce friccion	Reduce	Reduce friccion	Reduce friccion
Modificacion en la composicion	Debido al Diluyente	No aplica	No aplica	Afecta las Ceras	No aplica	No aplica
Infraestructura adicional	Mezclador para el Diluyente	Calentadores y estaciones de calefaccion	Suministro de agua, aditivos quimicos, mezcladores	Suministro de aditivos quimicos	Calentadores Mezcladores y Separadores	Suministro de agua y aceite por separado
Fuentes de Energia	Electrica	Electrica o termica	Electrica	Opcional	Termica	Alta Presion de Bombeo
Seguridad y Problemas Operativos	Deposicion de asfaltenos y taponamiento de la tubería	Corrosion	Corrosion inversion de la emulsion y dificultad de Separacion	Formacion de Emulsiones reduce su eficiencia con bajas temperaturas	Perdidas en el proceso, Estratificacion del crudo	Corrosion formacion de emulsiones dificultad para reiniciar el flujo, inestabilidad y estratificacion del crudo
Tuberia (tamaño)	Grande	Opcional	Grande	Opcional	Opcional	Opcional
Capacidad de Flujo	Reducida por Diluyente	No aplica	Rucida debido al Agua	No aplica	No aplica	Reducida debido al agua
Distancia de Transporte	Largas	Largas	Cortas	Cortas	Largas	Cortas

Fuente: Autor

A partir de la anterior tabla se seleccionaron estas tecnologías por la viabilidad ya adaptabilidad al entorno que se desarrolla el proyecto.

#### **4.1.1 DILUCIÓN**

- **Localización:** Esta tecnología se puede aplicar tanto en localización marina como en terrestre, ya que no se necesita de gran infraestructura para su implementación, solo es necesaria una bomba a cabeza de pozo o a fondo de pozo.
- **Viscosidad:** La tecnología de dilución afecta en gran manera en la reducción de la viscosidad, ya que al momento de inyectar un producto químico o un crudo más ligero, se mezcla con el fluido producido por el yacimiento y facilita la extracción del mismo.
- **Composición:** Puede surgir un cambio en la composición del crudo pesado extraído, dependiendo del producto químico diluyente que se esté implementando, lo cual no sucedería si se inyecta un crudo más ligero que cuente con la misma composición, aunque de igual manera puede sufrir cambios más insignificantes.
- **Infraestructura:** Esta tecnología no necesita una gran infraestructura, ya que es una de las más eficientes y solo es requerido de manera adicional, un mezclador para preparar el tipo de diluyente que se vaya a inyectar.
- **Fuentes de Energía:** La fuente de energía que se requiere, es únicamente la eléctrica, para el funcionamiento tanto del mezclador como de la bomba utilizada.
- **Seguridad y Problemas Operativos:** Los problemas operativos que se pueden presentar en esta tecnología, tomando en cuenta que tenemos crudo pesado mezclado con algún diluyente, es la deposición de asfaltenos, (compuestos sólidos no cristalinos de color negro), se debe poner principal atención a la estabilidad de los asfaltenos, dado que el condensado o el aceite ligero puede provocar la precipitación y forman taponamientos en la tubería y al mismo tiempo impide el transporte óptimo del crudo.
- **Tamaño de Tubería:** Es indispensable contar con un diámetro de tubería de preferencia grande, ya que el gasto es mayor al mezclar el crudo extraído del pozo con el diluyente utilizado y facilita en gran medida su transporte.
- **Capacidad de Flujo:** La capacidad de flujo se ve afectada gracias al agente diluyente con el que se mezcla el crudo, el cual afecta las propiedades principales del fluido y por consiguiente se reduce.
- **Distancia de Transporte:** Esta tecnología es muy útil, cuando se tiene que transportar el crudo a grandes distancias por tubería, (desde el pozo hasta las refinerías), ya que no sufre cambios drásticos durante su transporte.

#### 4.1.2 CALENTAMIENTO

- Localización: Esta tecnología se puede aplicar tanto en localización marina como en terrestre, ya que su infraestructura no es de gran tamaño, lo cual no hace difícil el acceso a una plataforma marina.
- Viscosidad: Es la segunda tecnología más utilizada para la reducción de la viscosidad por medio de calentamiento, esto sucede mediante un proceso que logra llevar el fluido a la temperatura cuando sale del pozo o en algunos casos más elevada.
- Composición: No se ve afectada la composición del fluido, ya que en ningún momento se adiciona algún agente externo al crudo, solo temperatura y eso no provoca cambios en su composición.
- Infraestructura: Como infraestructura adicional para su transporte, se necesitan calentadores y haciendo una evaluación conforme a la distancia que va a recorrer el aceite del pozo a tanques de almacenamiento o refinerías, se deben colocar estaciones de calefacción las necesarias para impedir que el aceite pierda el calor proporcionado al salir del pozo.
- Fuentes de Energía: Las fuentes de energía necesarias para su implementación, son eléctrica para el funcionamiento de las plantas de calor y térmica, la cual es indispensable en esta tecnología.
- Seguridad y Problemas Operativos: El problema que presenta esta tecnología, es el de la corrosión de tubería, esto se da por los niveles de calor tan elevados a los que se lleva el aceite, al igual que las propiedades mismas del fluido el cual provoca con el paso del tiempo gran corrosión.
- Tamaño de Tubería: No es necesaria la implementación de una tubería de gran tamaño, ya que no se adiciona nada extra al aceite, con una tubería que se usa normalmente para transporte de hidrocarburos es suficiente.
- Capacidad de Flujo: No se afecta la capacidad de flujo ya que no hay un cambio en las propiedades del aceite, la única forma en que se pueda ver afectada es si hay un cambio drástico en la temperatura lo cual propicia generación de ceras y afecta el flujo.
- Distancia de Transporte: Puede ser usada tanto para distancias cortas como para largas, esto depende de la infraestructura que se tenga, si se cuenta con varias estaciones de calefacción para no dejar que se enfríe el aceite, puede recorrer grandes distancias, pero si no se cuenta con ellas, el aceite no puede recorrer distancias largas ya que puede sufrir cambios drásticos en la caída de temperatura.

### 4.1.3 VISCOREDUCCIÓN

- Localización: Debido a la infraestructura que requiere esta tecnología y la gran cantidad de mejoradores de flujo, al igual que algunos otros aditivos, es más accesible su implementación en tierra.
- Viscosidad: Esta tecnología afecta principalmente al punto de fluidez el cual por consiguiente afecta drásticamente la viscosidad, reduciéndola significativamente.
- Composición: Al implementar los productos químicos mejoradores de flujo, afectan la nucleación, adsorción y solubilidad de las ceras; la modificación de los cristales de cera ayuda a la reducción del punto de fluidez. De esta manera se ve afectada la composición del aceite.
- Infraestructura: Como infraestructura adicional, se necesitan mezcladores para combinar el fluido a inyectar, junto con el mejorador de flujo seleccionado y las bombas para realizar la inyección.
- Fuente de Energía: En este caso, la fuente de energía es opcional, ya que solo se requeriría energía eléctrica en dado de caso de necesitar algún mezclador o una bomba para la inyección de un fluido extra, de no ser así solo se adiciona directamente al pozo. De la misma manera, de ser necesaria se puede utilizar la energía térmica para aprovechar los mejoradores de flujo naturales que contiene el aceite a una cierta temperatura.
- Seguridad y Problemas Operativos: Uno de los problemas presentados es la formación de emulsiones, el cual se da cuando se utilizan mejoradores de flujo base agua, ya que estos deben mezclarse previamente con agua antes de ser inyectados y mediante las vibraciones y agitaciones que el hidrocarburo ocasiona al transportarse, se forman emulsiones W/O. Otro caso podría ser la precipitación de ceras, por el cambio drástico que sufren las ceras al contacto con los mejoradores y si se tiene un mal control en la temperatura.
- Tamaño de Tubería: En este caso podría ser opcional dependiendo de qué tipo de mejorador de flujo se va a implementar, un ejemplo podría usar una tubería grande para no generar emulsiones, y en el caso contrario si solo es necesaria la implementación de algún mejorador base aceite o mejor aún sacar provecho del mejorador natural del aceite solo implementando calor, no es necesaria una tubería de gran tamaño.
- Capacidad de Flujo: No es aplicable la capacidad de flujo en esta tecnología a menos que se vea afectada la composición como se mencionó anteriormente mediante la generación de una emulsión o un cambio drástico en las ceras contenidas en el aceite lo cual podría cambiar sus propiedades.
- Distancia de Transporte: Es mejor realizar un transporte de hidrocarburos corto, ya que así evitamos algún problema ocasionado por las grandes distancias recorridas y la pérdida de calor que se pudiera tener, al mismo tiempo que se evita la precipitación de las ceras.

## 4.2 SIMULACIÓN DEL TRANSPORTE DE CRUDO

### 4.2.1 OLEODUCTO BASE

El oleoducto que se usara como base para este proyecto será el oleoducto Colombia el cual va desde la estación de bombeo Vasconia hasta el centro de almacenamiento de Coveñas este oleoducto se selecciona principalmente porque es uno de los oleoductos principales para el transporte del crudo CASTILLA además que de este oleoducto se obtuvo gran información de la parte técnica alrededor del 75% del total de la infraestructura del oleoducto central que fue suministrada por Oleoducto Colombia S.A quien es la operadora de este oleoducto.

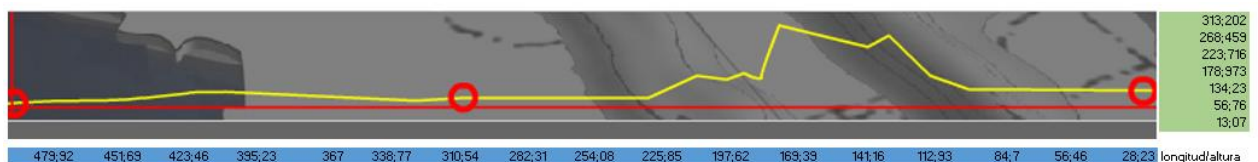
El oleoducto Colombia tiene 481 kilómetros y conecta la estación de Vasconia con el puerto de Coveñas. Ecopetrol tiene el 42.5% de participación. Este oleoducto es propiedad de la sociedad Oleoducto Colombia S.A, sobre la cual la empresa Ecopetrol, ha declarado exclusivamente control. En los anexos se entrega las especificaciones de este oleoducto con su altimetría y su tramo geográficamente suministrados por la empresa.

**Ilustración 10. Oleoducto Central Geográficamente**



Fuente: Grupo Oleoducto de Colombia S.A

**Ilustración 11. Altimetría Oleoducto Colombia**



Fuente: Grupo Oleoducto de Colombia S.A



## 4.2.2 CRUDO CASTILLA

El crudo Castilla es uno de los crudos de mayor envergadura en Colombia y uno de los crudos más pesados además de ser el que en mayor porcentaje se transporta por el oleoducto central ya que este crudo el 90% es exportado y uno de sus principales costos es el transporte debido a la dificultad de transportar y las largas distancias que se encuentran desde los llanos orientales hasta el puerto de Coveñas.

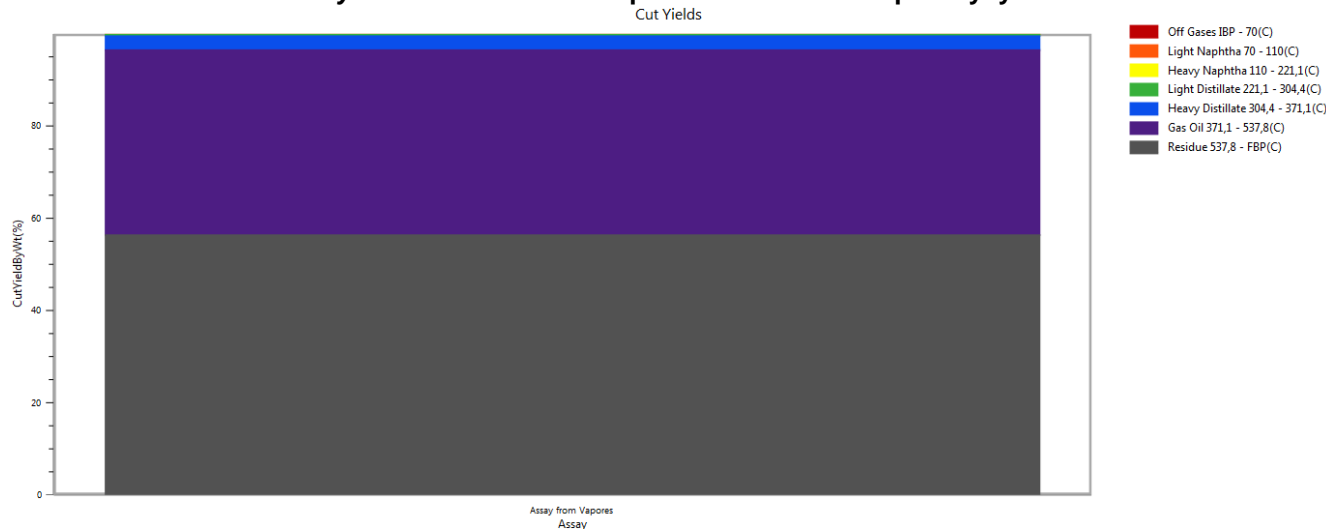
El crudo Castilla es una mezcla de hidrocarburos pesados en estado líquido sin refinar tipo asfáltico black oil, extraído de los campos Castilla, Castilla Norte y Castilla. A continuación encontramos las características de peligrosidad del crudo castilla, en la que se demuestra que es inflamable, tóxico, irritante y estable.

**Tabla 4.2. Características del crudo Castilla**

Características	SI	NO
<b>Inflamable</b>	X	
<b>Oxidante</b>		X
<b>Tóxico</b>	X	
<b>Irritante</b>	X	
<b>Explosivo</b>		X
<b>Corrosivo</b>		X
<b>Asfixiante</b>		X
<b>Radioactivo</b>		X
<b>Estable</b>	X	

Fuente: archivo ECOPEPETROL S.A 2014

**Ilustración 12. Assay crudo Castilla a transportar simulación Aspen Hysys® V8.6**



Fuente: ASPEN ONE®.

Tabla 4.3. Ensayo del crudo Castilla



ESPECIFICACIONES DEL CRUDO CASTILLA BLEND

ANÁLISIS	CRUDO	Nafta 1	Nafta 2	Nafta 3	Nafta 4	Keroseno	Diesel Liviano	Diesel Pesado	Destilado Liviano	Destilado Medio	Destilado Pesado	Residuo Atmosférico	Fondo de Vacío
	°C	15-60	60-107	107-152	152-199	199-249	249-315	315-371	371-427	427-482	482-530	371.1+	530+
	*F	59-140	140-225	225-305	305-390	390-480	480-600	600-700	700-800	800-900	900-986	700+	986+
API 15.6°C (60°F)	19,1	86,9	66,1	54,8	46,0	35,6	28,5	23,2	18,7	16,4	13,4	7,0	0,9
Densidad a 15.0°C (g/cc)	0,9390	0,6478	0,7158	0,7591	0,7970	0,8465	0,8837	0,9144	0,9414	0,9563	0,9757	1,0207	1,0677
Azufre (%w)	1,811	<0,005	<0,005	0,008	0,052	0,199	0,601	1,107	1,547	1,716	2,095	2,627	3,57
Microcarbono residual (%w)	11,91								<0,10	<0,10	1,02	19,37	32,44
Número Ácido (mg KOH/g)	0,288		<0,100	<0,100	<0,100	<0,100	0,162	0,372				0,468	
Presión de Vapor Reid RVP (psi)	3,32	16,39	4,73	1,09	0,41								
Punto de Fluidez (°C)	-24					<-60	-33	0	27	36	42	54	120
Constante de Gravedad de Viscosidad (VCG)	0,883												
Heptano Insoluble (%%)	10,50								0,01	0,02	0,07	16,93	30,35
Factor K (UOP)	11,62	12,79	12,07	11,78	11,61	11,37	11,28	11,28	11,37	11,43	11,49		
Temperatura 1 °C	40					40	40	40	40	80	80	80	120
Viscosidad Cinemática @ t1 °C (cSt)	175,10					1,74	3,93	13,54	73,19	30,32	125,70	10465,00	634476,34
Temperatura 2 °C	50					50	50	50	50	100	100	100	140
Viscosidad Cinemática @ t2 °C (cSt)	66,80					1,51	3,19	9,52	41,68	14,41	45,55	1848,00	65448,00
V50	28,70					4,81	11,97	19,60	26,51	29,15	34,13	43,74	54,46
Ceniza (%w)	0,060											0,100	
BSW (%v)	0,10												
Sal (lb/1000 BLS)	1,23												
Vanadio (ppm)	280,65								<0,001	0,045	0,657	452,50	777,30
Níquel (ppm)	63,62								<0,001	0,013	0,186	113,40	194,00
Sodio (ppm)	2,92											6,60	18,31
Hierro (ppm)	3,87											8,71	13,52
Cobre (ppm)	0,02											0,04	0,08
Aluminio (ppm)	1,24											1,61	2,12
Magnesio (ppm)	0,33											0,46	0,61
Calcio (ppm)	4,46											6,85	13,89
Contenido de Parafina (%w)	1,9											3,2	1,2
Punto de Inflamación (°C)	-15,0				42,0	76,0	121,0	165,0					
<b>DESTILACIÓN EN FRACCIÓN</b>		<b>Simulado (°C)</b>				<b>D - 86 (°C)</b>			<b>D-1160 (°C)</b>			<b>Simulado (°C)</b>	
I.B.P	25,0	-11,6	25,9	79,9	146,7	200,1	255,6	313,3	366,4	410,5	450,4	358,5	

5% Vol a,	88,7	-0,9	56,5	98,3	155,1	208,0	264,3	326,7	388,6	421,0	482,1	387,4	
10% Vol a,	118,7	22,7	60,7	102,4	156,7	211,0	267,9	329,0	392,0	427,4	487,6	406,9	
20% Vol a,	216,5	26,5	69,0	109,7	159,6	214,8	270,8	330,5	394,8	433,2	494,4	442,4	
30% Vol a,	299,4	31,6	79,4	117,5	161,9	217,0	273,0	331,8	397,0	438,9	499,4	483,8	
40% Vol a,	360,1	34,2	87,5	120,3	164,2	219,3	275,1	333,6	400,1	443,6	504,2	530,8	
50% Vol a,	421,3	36,2	90,8	126,5	166,7	221,9	277,6	335,4	403,8	449,0	507,8	586,3	
60% Vol a,	483,2	56,5	93,8	127,6	169,2	224,5	280,1	337,4	408,8	454,8	515,6	645,8	
70% Vol a,	560,8	59,8	98,4	133,5	171,8	227,6	283,4	339,6	416,1	463,6	519,6	696,7	
80% Vol a,	-	62,5	102,2	138,2	175,4	231,1	287,3	343,0	425,4	472,7	529,9	-	
90% Vol a,	-	68,7	103,6	145,7	180,9	236,1	292,7	347,4	438,7	487,1	543,8	-	
95% Vol a,	-	71,9	106,9	152,1	186,6	240,3	296,3	351,4	453,9	499,5	558,2	-	
DFrT	560,8	87,9	166,9	180,4	195,2	243,7	302,6	353,7	463,4	514,8	564,9	719,5	
Residuo	29,3				1,1	0,8	1,2	1,3	2,2	2,0	3,0	23,9	
Rendimiento /Crudo (%vol)		2,19	5,62	6,62	4,41	5,02	9,17	9,80	7,75	9,21	7,19	56,69	32,54
Rendimiento /Crudo (%w)		1,57	4,47	5,58	3,74	4,53	8,63	9,54	7,77	9,38	7,47	61,64	37,01
Número de Octano en Motor MON		N.E.S.	67,2	58,9	54,3								
Número de Octano de Investigación - RON		77,9	68,5	56,7	50,8								
N2 Básico (%w)							0,0026	0,0133	0,033	0,047	0,070	0,133	0,186
N2 Total (%w)	0,3865								0,0982	0,1647	0,2661	0,6089	0,8871
Índice Refractivo @ t (20°C)								1,5050					
Índice Refractivo @ t (70°C)									1,5023	1,5119	1,5249		
Punto de Anilina (°C)							57,5						
Naftenos (%vol)		6,1	36,0	27,6	12,3								
Parafinas (%vol)		40,2	23,8	17,4	15,9								
Iso-Parafinas (%vol)		45,9	32,4	35,9	31,3								
Aromáticos (%vol)		0,7	4,0	12,3	31,9								
Color a 0 horas					30	28	0,2	0,7					
Naftalenos (%vol)				0,007	0,11	3,18							
Punto de Congelamiento (°C)				<-70,0	<-70,0	-53,5							
Punto de humo (mm)				27,2	19,4	15,7							
Índice de Cetano					32,7	34,6	38,8	43,2					
Punto de Nube (°C)					<-60	<-60	-31	3					
Punto de Reblandecimiento (°C)													107,3
Penetración 25°C (mm/10)													0,0
Azufre Mercaptano (%w)		0,0004	0,0005	0,0003	<0,0003	0,0003	0,0008						
Densidad a 70°C (g/cc)									0,9033	0,9184	0,9380	0,9835	1,0324
<b>Tipo de Carbono Aromático</b>													
Monoaromático (%w)	5,01			9,57	12,34	6,62	5,67	6,02	5,23	5,03	5,10	4,72	4,46
Diaromático (%w)	3,25			0,16	0,39	4,39	5,84	4,46	4,27	3,96	3,75	3,54	3,24
Triaromático (%w)	3,20			0,00	N.D	0,18	0,64	3,31	5,00	5,45	5,49	4,71	4,43
Tetraaromático (%w)	3,09			N.D	N.D	0,09	0,05	0,60	1,91	2,75	3,58	4,83	6,34
Pentaaromático (%w)	1,84			N.D	N.D	N.D	0,03	N.D	0,37	0,63	1,08	2,91	4,06

Hexaaromático (%w)	0,86			N.D	N.D	N.D	0,02	N.D	0,10	0,23	0,48	1,38	2,11
Hepta-aromático (%w)	3,05			N.D	N.D	N.D	0,00	N.D	0,06	0,09	0,28	5,01	8,24
<b>ANÁLISIS S.A.R.A.</b>													
Saturado (%w)	25,1										32,0	18,3	5,1
Aromáticos (%w)	33,9										60,5	44,6	41,1
Resinas (%w)	12,8										7,1	19,9	27,3
Asfaltenos (%w)	10,1										0,4	17,2	26,5
Estabilidad térmica a 180 Min. % reflectancia						98	98	95					
Color a 12 horas						28	0,2	0,7					
Color a 24 horas						27	0,2	0,7					

DFrT: Temperatura registrada final de la de

N.E.S.: no hay muestra suficiente

N.D: no detectable

Fecha de la Muestra: 5 de noviembre de 2008

Punto de Muestreo: Tanque de Castilla 12020, Tanque Pesado de Vasconia 507, Isla 6 Tanque 506. Coveñas.

Castilla TK-12020 (76%v) + Vasconia Pesado (12%v) + Isla 6 (12%v)

Código SILAB 100080739

Fuente: Instituto Colombiano del Petróleo - Colombia

Fuente: Ecopetrol S.A

A manera de resumen se muestra una tabla con las principales características del crudo Castilla:

**Tabla 4.4. Características del crudo Castilla**

<b>Gravedad API (15°C)</b>	13.5° API
<b>Densidad (15°C)</b>	0.9749 gr/cm <sup>3</sup>
<b>Saturados (%w)</b>	25.9%
<b>Aromáticos (%w)</b>	46.0%
<b>Punto de fluidez</b>	9°C
<b>Presión de vapor (20°C)</b>	0.7 psig
<b>Resinas (%w)</b>	14.7%
<b>Asfaltenos (%w)</b>	13.5%
<b>Punto inicial de ebullición (1 atm)</b>	38.2°C
<b>Punto de inflamación</b>	82.7°C
<b>Punto de auto ignición</b>	405 °C

Fuente: Autor

### 4.2.3 CRUDO RUBIALES

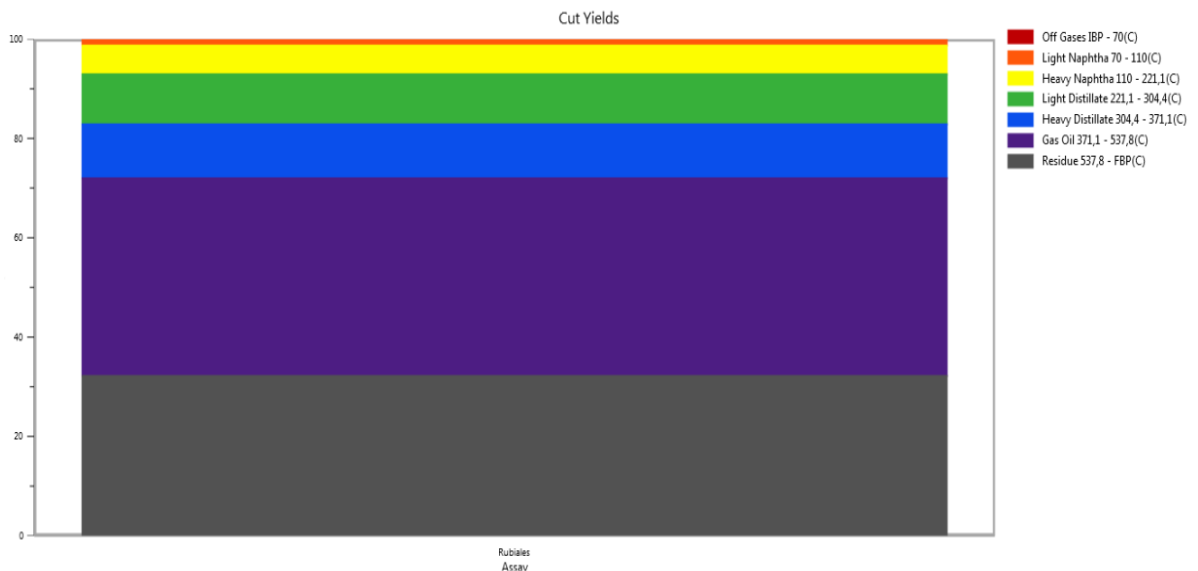
Este crudo se considera pesado por sus características (12.8 °API @ 60 °F), con alto corte de agua (entre 80 – 95 % volumen) en estado de emulsión. El flujo es bifásico porque es compuesto por crudo pesado y agua de producción, algunas propiedades se muestran en la tabla.

Tabla 4.5. Especificaciones crudo Rubiales

<b>Estado</b>	Líquido
<b>Color</b>	Negro
<b>Agua soluble</b>	Ninguno
<b>Gravedad API @ 60°F</b>	12,8 °API
<b>Punto de auto ignición</b>	405°C
<b>Gravedad específica @60°F</b>	0,9843
<b>Presión de vapor @ 68°F</b>	0,89 psi
<b>Viscosidad cinemática @ 150°F</b>	367,8 cSt
<b>Calor de combustión (Gross)</b>	43,199 MJ/Kg
<b>Punto de inflamación</b>	180,86 °F
<b>Número de neutralización</b>	0,45 mg KOH/gr
<b>Punto de fluidez</b>	+ 50°F
<b>Residuos de carbón</b>	12,6 % m
<b>Contenido de sal</b>	4 lb/1000 Bls
<b>Azufre</b>	1,296 %p
<b>n-C7 Insoluble</b>	12,17 %m
<b>Cenizas</b>	0,04 %m
<b>H2S Existente</b>	< 1 ppm
<b>Vanadio</b>	129,4 ppm
<b>Níquel</b>	30,6 ppm
<b>Hierro</b>	1,6 ppm
<b>Cobre</b>	0,1 ppm
<b>Sodio</b>	0,6 ppm

Fuente: Pacific Rubiales 2014

Ilustración 13. Assay Crudo Rubiales a Transportar simulador Aspen Hysys® V8.6



Fuente: ASPEN-ONE ®

Tabla 4.6. Ensayo de Crudo Rubiales



CARACTERISTICAS DEL CRUDO RUBIALES			
CARACTERISTICAS	ENSAYO	UNIDAD	RUBIALES
Gravedad API @60 °F	ASTM D-287	°API	12.3
Gravedad específica @60 °F	ASTM D-1298		0.9843
Numero de neutralización	ASTM D-664	Mg KOH /gr	0.45
Presión de vapor	ASTM D-323	psi	0.89
Constante grav/visc, VGC	ASTM D-2501		0.922
Insolubles n C7	ASTM D-3279	%m	13.17
Factor de caracterización K	UOP 375		11.4
Cenizas	ASTM D-482	%m	0.04
Punto de fluidez	ASTM D-97	°F	450
Calor de combustión bruto	ASTM D-240	M/kg	43.199
Residuo Carbón Ramsbotton Neat	ASTM D-524	%m	12.6
Sulfuro de hidrogeno	UOP 16	3ppm wt	<3
Viscosidad cinemática @150 °F	ASTM D-445	cSt	367.8
Viscosidad cinemática @150 °F	ASTM D-445	cSt	3883
Azufre	ASTM D-4294	%m	1.335
Nitrógeno total by Chemilum	ASTM D-4629	Ppm wt	3034
Contenido de sal	ASTM 3230	Lb/1000 Bbls	2.8
Sedimentos y agua	ASTM D-4007	LV%	0.1
Sulfuro total por fluoresc – Rayos X	ASTM D-4294	%peso	1.37
Vanadio	ICP	Ppm wt	152
Hierro	ICP	Ppm wt	2.5
Sodio	ASTM D-5863	Mg/kg	23.64
Níquel	ICP	Ppm wt	40
Cobre	ASTM D-5863	Mg/kg	0.07
Magnesio			0.8
Calcio			1.35
	ICP	Ppm wt	152
Destilación Simulada	ASTM D-5307		370
5% off		°F	487
10% off		°F	549
15% off		°F	593
20% off		°F	631
25% off		°F	669
30% off		°F	705
35% off		°F	741
40% off		°F	778
45% off		°F	813
50% off		°F	849
55% off		°F	890
60% off		°F	935
65% off		°F	981
70% off		°F	1031
75% off		°F	
80% off		°F	
85% off		°F	
90% off		°F	
95% off		°F	
% Recuperado		@1000 deg	67
% Residuo		@1000 deg	33

Fuente: Colcrudos 2014

#### 4.2.4 SELECCIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO

En la selección del modelo matemático realiza una comparación entre la ecuación de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK) y la ecuación de PENG-ROBINSON (PR) esto debido a que son las ecuaciones más usadas para las simulaciones de procesos de hidrocarburos, además estas realizando una comparación de datos de tablas de la “*The International Association for the Properties of Water and Steam*” (IAPWS) esto con el fin de evaluar y seleccionar cuál de los dos métodos es el más acertado para mi proceso.

En el siguiente cuadro se muestra la forma de ambas ecuaciones:

Tabla 4.7. Modelos Matemáticos Evaluados

SRK	PR
$P = \frac{\bar{R} \cdot T}{(\bar{v} - b)} - \frac{ac \cdot \alpha}{\bar{v} \cdot (\bar{v} + b)}$	$P = \frac{\bar{R} \cdot T}{(\bar{v} - b)} - \frac{ac \cdot \alpha}{\bar{v} \cdot (\bar{v} + b) + b \cdot (\bar{v} - b)}$
$ac = 0.42747 \cdot \frac{\bar{R}^2 \cdot T^2}{P_c}$	$ac = 0.457235 \cdot \frac{\bar{R}^2 \cdot T^2}{P_c}$
$b = 0.08664 \cdot \frac{R \cdot T_c}{P_c}$	$b = 0.077796 \cdot \frac{R \cdot T_c}{P_c}$
$\alpha = [1 + m \cdot (1 - Tr^{0.5})]^2$	$\alpha = [1 + m \cdot (1 - Tr^{0.5})]^2$
$m = 0.480 + 1.574 \cdot \omega - 0.176 \cdot \omega^2$	$m = 0.37464 + 1.5422 \cdot \omega - 0.26992 \cdot \omega^2$

Fuente: Autor

En las dos ecuaciones el parámetro  $\alpha$  se calcula de la misma forma, pero utilizan expresiones distintas para el parámetro  $m$ . En SRK la expresión para calcular  $m$  se obtuvo correlacionando el factor acéntrico ( $\omega$ ) con cálculos de las fugacidades de líquido y vapor saturado a una temperatura reducida igual a 0,7, mientras que en PR se obtuvo ajustando datos de equilibrio líquido-vapor desde el punto normal de ebullición hasta el punto crítico, también en función del factor acéntrico. Muchas de las modificaciones de las ecuaciones de SRK y PR que han sido publicadas, consisten en proponer nuevas correlaciones para el parámetro  $m$ .

Ambas ecuaciones se pueden escribir en función del factor de compresibilidad ( $Z$ ) utilizando las definiciones de los parámetros A y B de las ecuaciones (5.3.1.1) y (5.3.1.2):

$$A = \frac{\alpha \cdot P}{(R \cdot T)^2} \quad \text{Ec. (5.3.1.1)}$$



$$B = \frac{b \cdot P}{R \cdot T} \quad \text{Ec. (5.3.1.2)}$$

Para SRK:

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2) \cdot Z - A \cdot B = 0 \quad \text{Ec. (5.3.1.3)}$$

Para PR:

$$z^3 - (1 - B) \cdot Z^2 + (A - 2 \cdot B - 3 \cdot B^2) \cdot Z - (A \cdot B - B^2 - B^3) = 0 \quad \text{Ec. (5.3.1.4)}$$

En el caso de utilizar las ecuaciones (5.3.1.3) y (5.3.1.4) en vez de las expresiones en función del volumen, los criterios de interpretación de las raíces se mantienen, por lo que de las tres raíces que se encuentran en la región de saturación, la menor corresponde al factor de compresibilidad de líquido saturado y la mayor al factor de compresibilidad de vapor saturado. Una vez determinadas estas raíces, los volúmenes específicos se calculan de la siguiente manera:

$$V_f = Z_f \cdot \frac{R \cdot T}{P \cdot P_M} \quad \text{Ec. (5.3.1.5)}$$

$$V_g = Z_g \cdot \frac{R \cdot T}{P \cdot P_M} \quad \text{Ec. (5.3.1.6)}$$

Para hallar las raíces de una ecuación cúbica se pueden utilizar métodos analíticos o métodos de análisis numérico.

Como punto inicial para hallar la raíz correspondiente a vapor saturado, se puede utilizar el volumen calculado con la ecuación de gases ideales, mientras que para la raíz correspondiente a líquido saturado se puede utilizar como valor inicial el volumen estimado con la Ecuación de Rackett, la cual tiene la siguiente forma.

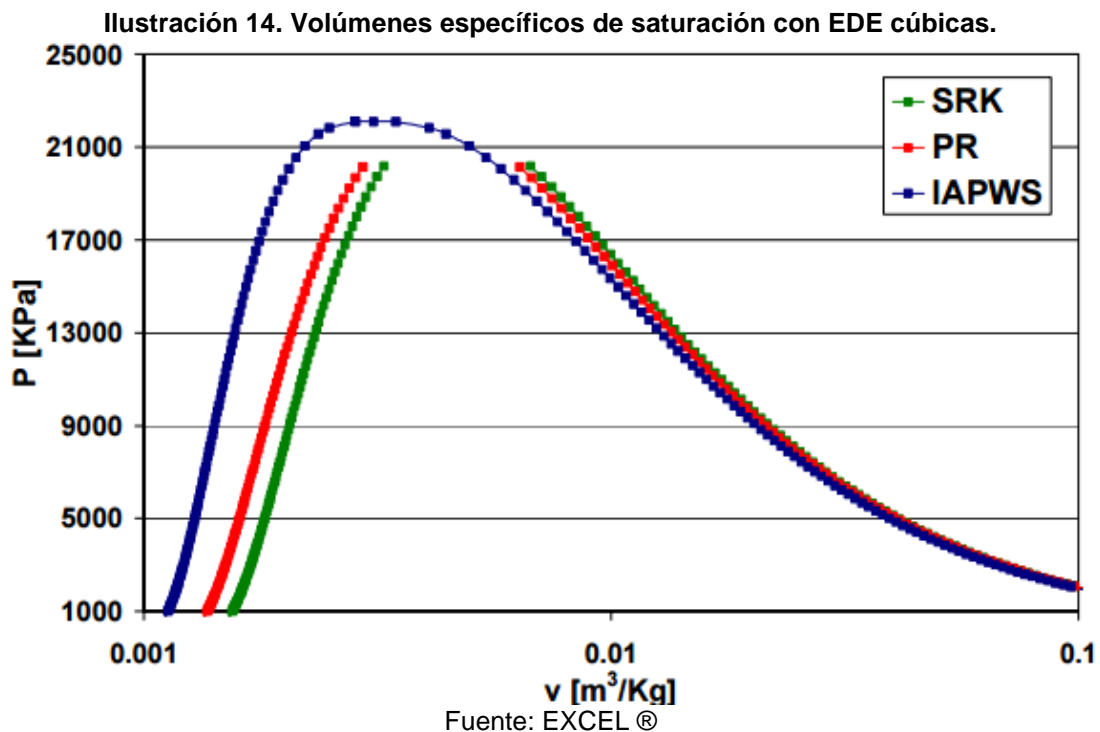
$$v_f = v_C \cdot Z_C^{(1-Tr)^{2/7}} \quad \text{Ec. (5.3.1.7)}$$

En esta ecuación  $v_C$  y  $Z_C$  son el volumen específico y el factor de compresibilidad en el punto crítico,  $Tr$  se refiere a la temperatura reducida, que se calcula dividiendo la temperatura del estado en cuestión por el valor de la temperatura crítica,  $T_C$ . Las propiedades críticas del agua son:  $P_C=22064$  [KPa],  $v_C=3,105590 \cdot 10^{-3}$  [m<sup>3</sup> /Kg],  $T_C=647,096$  [K] y  $Z_C=0.2294$ .

La presión de saturación puede ser determinada a partir de una ecuación de estado. Un proceso reversible e isotérmico para llevar una sustancia pura desde líquido saturado hasta vapor saturado, seguiría la trayectoria horizontal de una isoterma dentro del domo de saturación. En esta región temperatura y presión son variables dependientes, por lo que el proceso también sería isobárico y el trabajo requerido para llevarlo a cabo podría calcularse como el área del rectángulo debajo de la isoterma dentro del domo de saturación.

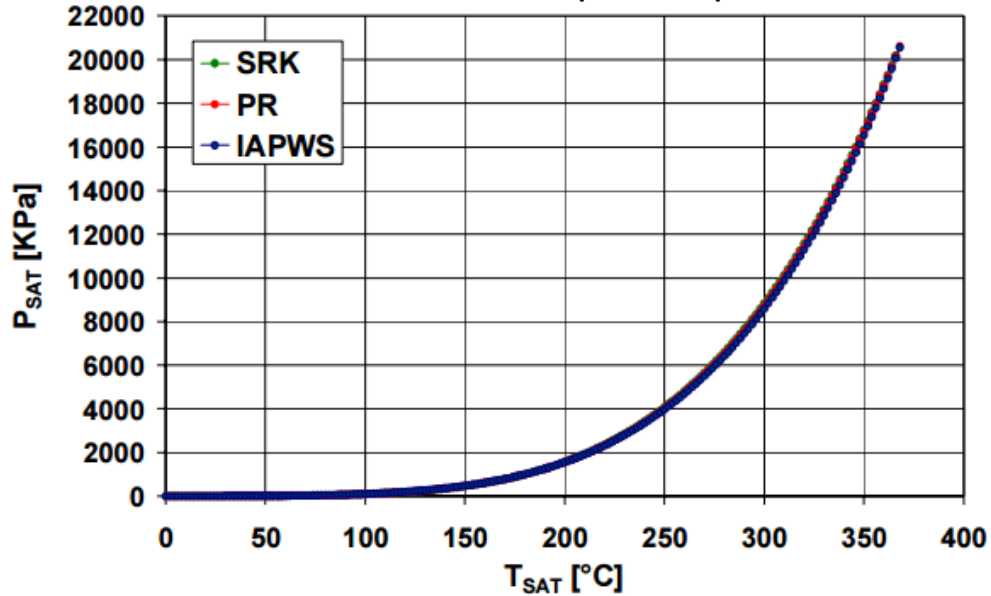
A continuación y con el software de Excel se desarrollan los modelos comparando los domos de saturación para así ver cuál de estos modelos es el más acertado.

En la ilustración 14 se compara el domo de saturación del agua obtenido con la formulación de uso científico de la Asociación Internacional para las propiedades del agua y vapor en sus siglas en inglés IAPWS, con los volúmenes específicos de líquido y vapor saturados obtenidos con las ecuaciones de Soave-Redlich-Kwong y Peng-Robinson dentro de un rango de temperaturas entre 0 y 366 [°C]. Ambas ecuaciones cúbicas sobreestiman los volúmenes específicos con respecto a los resultados de la formulación IAPWS. Para el volumen de líquido saturado, la ecuación de Soave-Redlich-Kwong reporta un error promedio es de 39,4%, mientras que la ecuación de Peng-Robinson el error es de 10,2%. En el caso del volumen específico de vapor saturado los errores promedio disminuyen, llegando a ser de 23,6% en la ecuación de Soave-Redlich-Kwong y de 5,8% en la ecuación de Peng-Robinson.



En la ilustración 15 se muestran los resultados de aplicar el criterio de Maxwell para calcular la presión de saturación del agua, con las ecuaciones de Soave-Redlich-Kwong, Peng-Robinson y la formulación de uso científico de la IAPWS. Comparando los resultados de la formulación IAPWS con los de las ecuaciones cúbicas, se observa que las últimas hacen buenas predicciones de la presión de saturación del agua. En el caso de la ecuación de Soave-Redlich-Kwong el error promedio es de 5,23% mientras que para la ecuación de Peng-Robinson es de 2,9%. Una revisión más minuciosa de los resultados revela que los errores mayores se obtienen para temperaturas por debajo de los 100 [C].

Ilustración 15. Presión de saturación vs. Temperatura a partir de EDE cúbicas

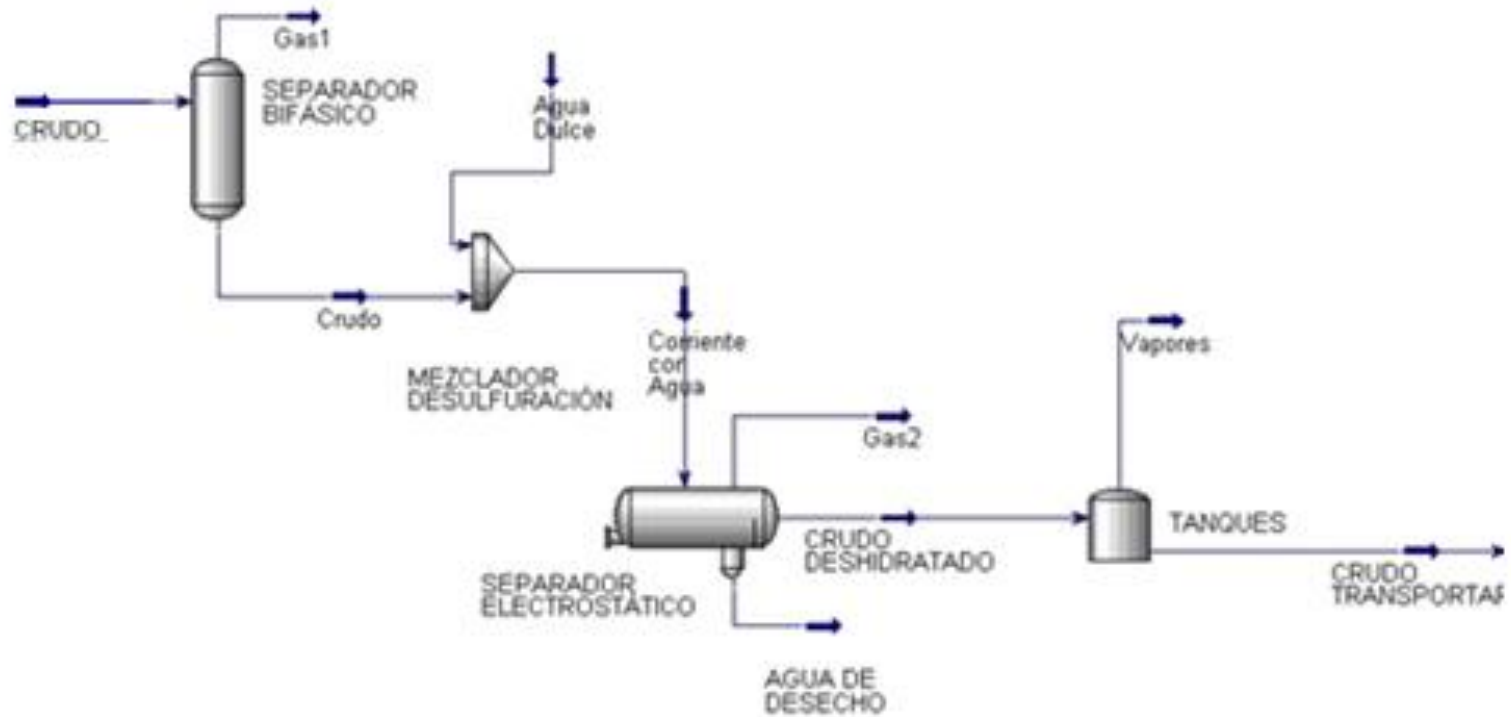


Fuente: EXCEL ®

Finalmente con la demostración de los modelos matemáticos y la comparación entre los modelos y las tablas de la IAPWS se concluye que el mejor modelo para trabajar en la simulación del proceso de transporte de crudo es la ecuación de estado de Peng-Robinson ya que el margen de error es mucho menor de la SRK. Al igual que en la literatura se puede encontrar otro tipos de ecuaciones y más acertadas se selecciona está basado en las recomendaciones que da el software AspenONE® según el procesos necesario y y bajo la sugerencia de selección del software.

### 4.3 SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN Y ALMACENAMIENTO DE CRUDO

Ilustración 16. PFD producción de Crudo en HYSYS® V8.6



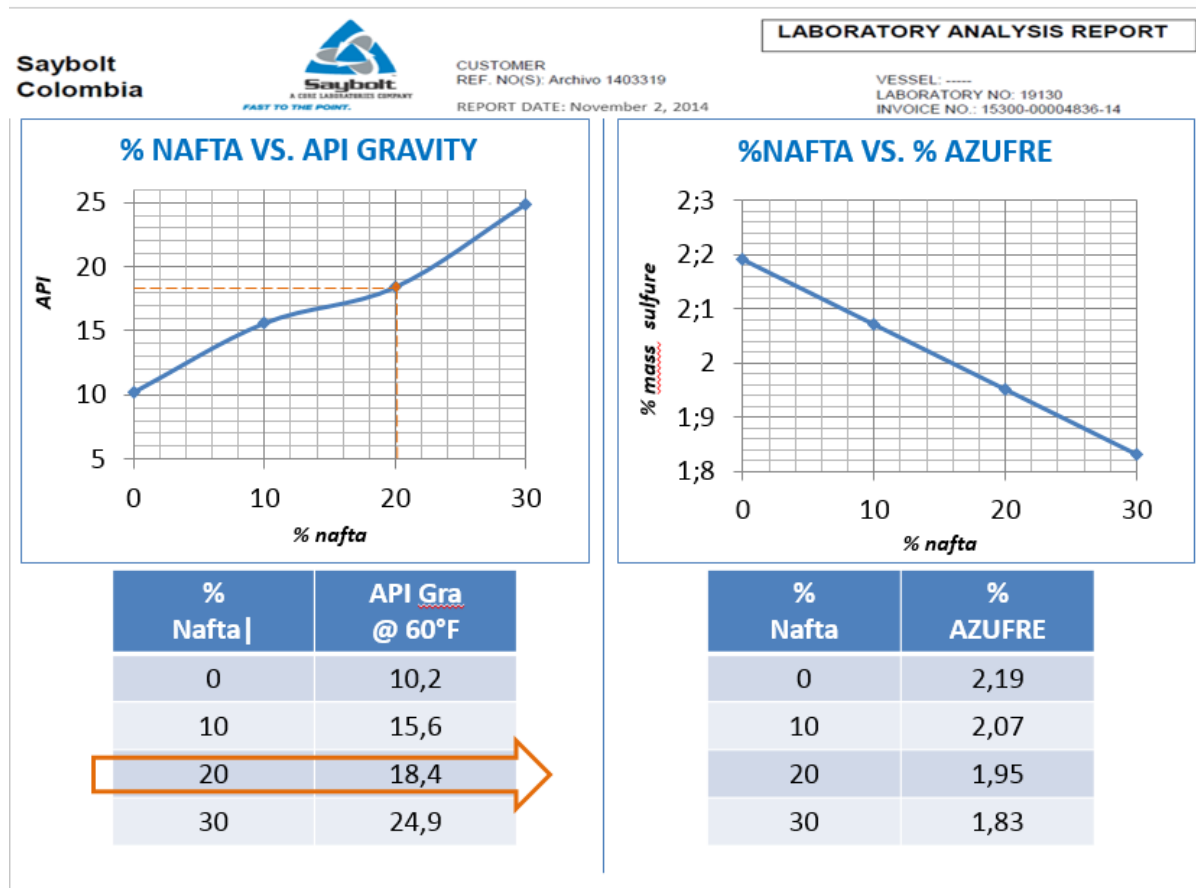
Fuente: Autor

En la ilustración 16 se muestra el diagrama de flujo de la producción in-situ del crudo Castilla esto debido a que al usar un la caracterización del crudo estos ensayos son tomados del crudo antes de producir en boca de pozo, y el crudo que es usado para transportar lleva una serie de procesos antes de llegar al oleoducto o a los carro tanques, debido a esto se desarrolló la producción del crudo Castilla y este será base o el inicio de todas las simulaciones ya que de aquí sale el crudo a transportar.

#### 4.4 SIMULACIÓN LÍNEA BASE TECNOLOGÍA DILUCIÓN

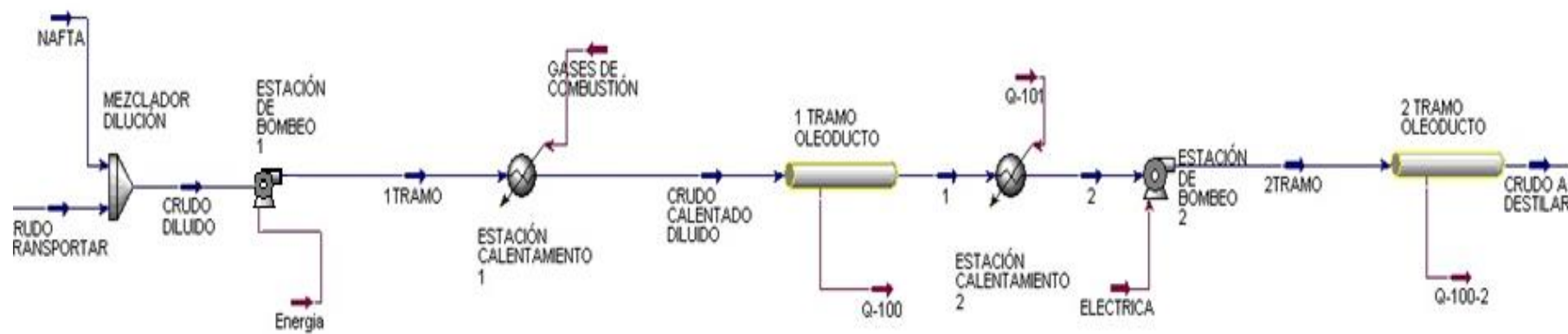
En esta parte se considera la línea base la tecnología de dilución esto debido a que es la tecnología usada actualmente en Colombia, se comparara con tecnologías no convencionales en Colombia para hallar la tecnología que podría estar más adecuada a la infraestructura colombiana debido a que la escases de los diluyentes ha llevado a buscar el remplazo de esta tecnología por una igual o más óptima para el transporte de crudo, se adjunta pruebas de laboratorio para comparar los resultados de la simulación contra los de laboratorio.

Ilustración 17. Reporte Análisis de laboratorio Saybolt Colombia



Fuente: Saybolt Colombia 2014

Ilustración 18. PFD Transporte de Crudo por Dilución HYSYS®



Fuente: Autor

#### 4.4.1 RESULTADOS TECNOLOGÍA DILUCIÓN

De esta simulación se encuentran datos comparativos con el que se ve en la siguiente ilustración después de realizar la dilución con 20% de nafta los valores los resultados son muy similares y esto permite determinar la confiabilidad de la simulación.

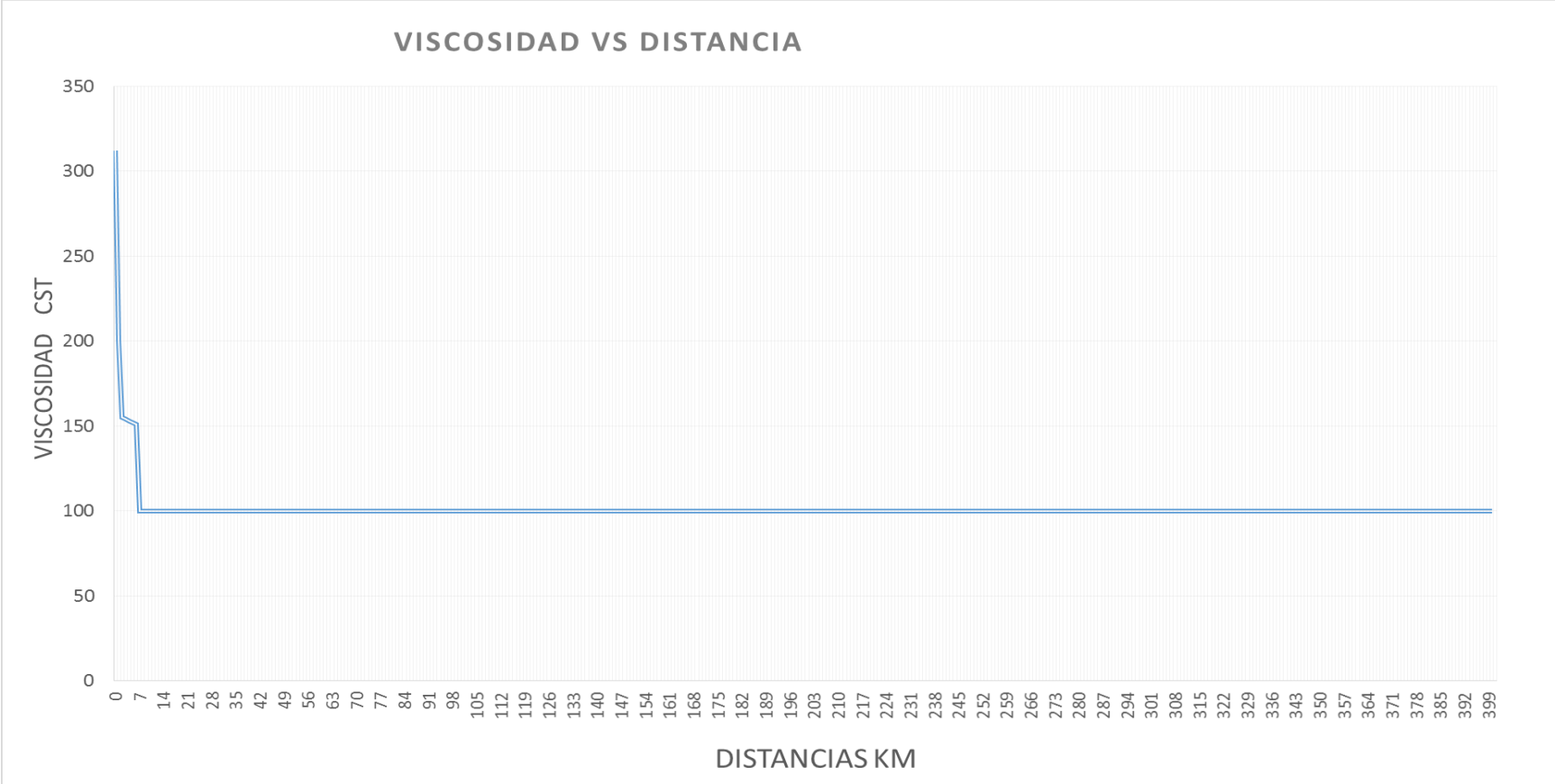
Ilustración resultados después de la dilución.

**Tabla 4.8. Resultados después de la dilución**

<b>API</b>	18,95
<b>SG (60/60)</b>	0,9405
<b>Sulfur Wt Pct [%]</b>	20,5
<b>Nitrogen content [ppmwt]</b>	583,8
<b>Paraffins by volume [%]</b>	7,93
<b>Naphtenes by volume [%]</b>	51,1
<b>Aromatics by volumen [%]</b>	40,97
<b>Paraffins by Wt [%]</b>	6,12
<b>Naphtenes by weight [%]</b>	53,94
<b>Aromatics by weight [%]</b>	39,94
<b>Flash point [°C]</b>	120,8
<b>Cloud point [°C]</b>	-17,03
<b>Pour point [°C]</b>	-5,339
<b>Nickel content [ppmwt]</b>	50,3
<b>Vanadium content [ppmwt]</b>	269,2
<b>Conradson carbon content [%]</b>	5,27
<b>Asphaltene content [%]</b>	3,91
<b>Wax content [%]</b>	-

Fuente: ASPEN-ONE®

Ilustración 19. Distancia vs viscosidad



Fuente: ASPEN-ONE®



En la ilustración anterior se observar que el efecto de la viscosidad con respecto a la distancia no se afecta, esto debido que al utilizando la tecnología de dilución esto sucede ya que se afecta la composición y se vea reflejada en la disminución de la viscosidad y por consiguiente al transcurrir la distancia en oleoducto pues esta no se ve afectada ya que la distancia no es una variable que afecte la viscosidad del crudo.

#### 4.5 SIMULACIÓN CALENTAMIENTO

En la simulación de calentamiento se desarrolla por medio de producción de vapor para el calentamiento de tuberías ya que este tipo de tecnología tanto económicamente como geográficamente es mucho más viable que un calentamiento por resistencias eléctricas.

Por medio de las siguientes ecuaciones se desarrollaron iteraciones en dos tipos de casos cuando la tubería tiene aislamiento y cuando la tubería se encuentra desnuda para saber más de los cálculos de la tasa de calor se puede consultar en los anexos, estos cálculos se desarrollaron para hallar la temperatura necesaria para llevar el aceite a temperaturas entre 80 y 100 [°C].

<p><b>Convección Interna Flujo Turbulento</b></p>	<p><u>Correlación de Gnielinski:</u></p> $Nu = \frac{(f/8) \cdot (Re - 1000) \cdot Pr}{1 + 12.7 \cdot (f/8)^{1/2} \cdot (Pr^{2/3} - 1)}$ <p>Sirve tanto en problemas de flujo de calor constante, como en problemas donde la temperatura de la superficie interna de la tubería es constante. Válida dentro los rangos: <math>0.5 &lt; Pr &lt; 2000</math> y <math>2300 &lt; Re &lt; 5 \cdot 10^6</math>, donde reporta errores menores al 10%. Las propiedades deben ser evaluadas a la temperatura promedio del fluido (<math>T_{PROM}</math>). El factor de fricción para tubería lisa se puede determinar como:</p> $f = [0.79 \cdot \ln(Re) - 1.64]^{-2}$
<p><b>Convección Forzada Externa</b></p>	<p><u>Correlación de Churchill y Bernstein:</u></p> $Nu = 0.3 + \frac{0.62 \cdot Re^{1/2} \cdot Pr^{1/3}}{\left[1 + (0.4/Pr)^{2/3}\right]^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5}$ <p>Recomendada para todos los casos donde: <math>Re \cdot Pr &gt; 0.2</math>. Con todas las propiedades evaluadas a la temperatura de película: <math>T_M = (T_S + T_\infty)/2</math></p>
<p><b>Convección Natural Externa</b></p>	<p><u>Correlación de Churchill y Chu:</u></p> $Nu = \left\{ 0.60 + \frac{0.387 \cdot Ra^{1/6}}{\left[1 + (0.559/Pr)^{9/16}\right]^{8/27}} \right\}^2$ <p>Válida para problemas de flujo de calor constante, dentro del siguiente rango <math>1 \cdot 10^{-5} &lt; Ra &lt; 1 \cdot 10^{12}</math>. Las propiedades del fluido deben ser evaluadas a la temperatura de película: <math>T_M = (T_S + T_\infty)/2</math>. El número de Rayleigh (Ra) es:</p> $Ra = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_S - T_\infty) \cdot D^3}{\nu \cdot \alpha}$

## Caso de Tubería con aislamiento.

Tabla 4.9. Correlaciones tubería con aislamiento

Variable	Iteración			
	1	2	3	4
$h_{INT}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	21013,417339			
$R_{CONV-INT}$ [K/W]	$5,602926 \cdot 10^{-7}$			
$R_{COND-TUB}$ [K/W]	$1,382921 \cdot 10^{-6}$			
$R_{COND-AIS}$ [K/W]	$7,045034 \cdot 10^{-3}$			
$R_{COND-PRO}$ [K/W]	$4,377342 \cdot 10^{-8}$			
$T_{EP}$ [K]	583,15	306,32	306,17	306,17
$h_{EXT}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	18,034362	20,100187	20,101829	20,101834
$R_{CONV-EXT}$ [K/W]	$2,270880 \cdot 10^{-4}$	$2,037487 \cdot 10^{-4}$	$2,037321 \cdot 10^{-4}$	$2,037320 \cdot 10^{-4}$
$R_{COND-RAD}$ [K/W]	$1,736900 \cdot 10^{-3}$	$5,944788 \cdot 10^{-3}$	$5,949309 \cdot 10^{-3}$	$5,949321 \cdot 10^{-3}$
$R_{EXT}$ [K/W]	$2,008307 \cdot 10^{-4}$	$1,969969 \cdot 10^{-4}$	$1,969863 \cdot 10^{-4}$	$1,969863 \cdot 10^{-4}$
$R_{TOTAL}$ [K/W]	$7,247852 \cdot 10^{-3}$	$7,244018 \cdot 10^{-3}$	$7,244007 \cdot 10^{-3}$	$7,244007 \cdot 10^{-3}$
Q [W]	40702,26	40723,80	40723,86	<b>40723,86</b>

Fuente: Autor

La tasa de pérdidas de calor en la tubería aislada resulta ser de aproximadamente  $4,1 \cdot 10^4$  [W]. Los resultados revelan que en la tercera iteración ya se ha alcanzado una tolerancia aceptable en todas las variables que se muestran en la tabla. La resistencia se refiere a la suma de las resistencias en paralelo que actúan sobre la superficie externa de la tubería, es decir, la resistencia por convección forzada y la resistencia por radiación térmica. Comparando el resultado de cada una de las resistencias involucradas con el valor de la resistencia total, es evidente que la de mayor influencia en la tasa de pérdidas de calor es la resistencia debida a la presencia de revestimiento aislante, que para este problema representa el 97% de la resistencia total a la transferencia de calor en el arreglo.

## Caso de Tubería sin aislamiento.

Tabla 4.10. Correlaciones tubería sin aislamiento

Variable	Iteración			
	1	2	3	4
$h_{INT}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	21013,41734			
$R_{CONV-INT}$ [K/W]	$5,602926 \cdot 10^{-7}$			
$R_{COND-TUB}$ [K/W]	$1,382921 \cdot 10^{-6}$			
$T_{ET}$ [K]	583,15	590,77	590,75	590,75
$h_{EXT}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	26,352241	26,312738	26,312870	26,312870
$R_{CONV-EXT}$ [K/W]	$3,962941 \cdot 10^{-4}$	$3,968891 \cdot 10^{-4}$	$3,968871 \cdot 10^{-4}$	$3,968871 \cdot 10^{-4}$
$R_{RAD}$ [K/W]	$6,014819 \cdot 10^{-4}$	$5,841451 \cdot 10^{-4}$	$5,842025 \cdot 10^{-4}$	$5,842023 \cdot 10^{-4}$
$R_{EXT}$ [K/W]	$2,388950 \cdot 10^{-4}$	$2,363229 \cdot 10^{-4}$	$2,363315 \cdot 10^{-4}$	$2,363315 \cdot 10^{-4}$
$R_{TOTAL}$ [K/W]	$2,408383 \cdot 10^{-4}$	$2,382661 \cdot 10^{-4}$	$2,382748 \cdot 10^{-4}$	$2,382747 \cdot 10^{-4}$
Q [W]	1.224.904,93	1.238.128,31	1.238.083,18	<b>1.238.083,33</b>

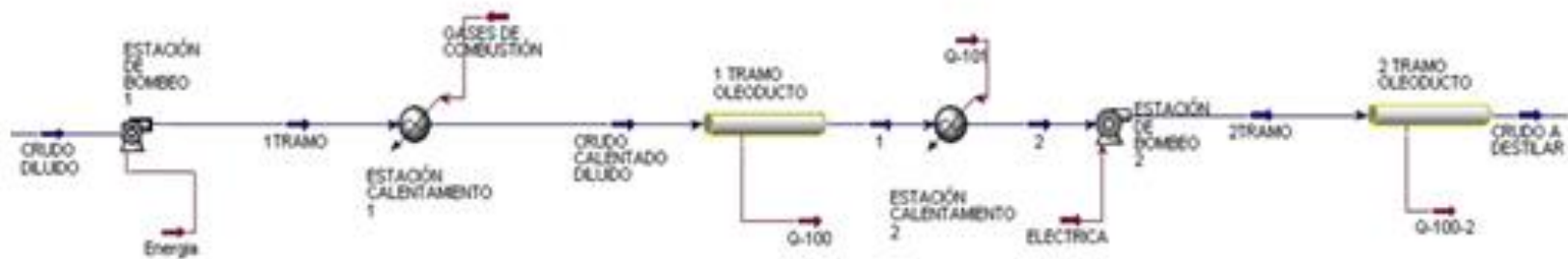
Fuente: Autor

Al igual que en el caso de tubería aislada, todas las variables en la tabla alcanzan una tolerancia aceptable en la tercera iteración. Para la tubería desnuda las resistencias térmicas de mayor importancia son las debidas a la convección forzada y la radiación térmica, que se presentan sobre la superficie externa de la tubería, ambas tienen el mismo orden de magnitud y representan en conjunto el 99% de la resistencia total en el proceso de transferencia de calor. En este caso la tasa de pérdidas de calor es de aproximadamente  $1,2 \cdot 10^6$  [W], lo que significa que las pérdidas de calor con tubería desnuda serían unas 30 veces mayores a las pérdidas en la tubería con aislante. Este resultado revela la importancia del recubrimiento aislante para que económicamente los proyectos de transporte de crudo o de cualquier uso térmico en tuberías, este se vea reflejado.

En este punto resulta conveniente realizar algunas consideraciones sobre el espesor del revestimiento aislante. Si bien es cierto, que la resistencia térmica del aislante se incrementa cuando aumenta su espesor, hay que tomar en cuenta que mientras más grande sea el espesor del aislante, mayor es el área superficial expuesta al ambiente, con lo que se incrementa la tasa de transferencia de calor por convección. La combinación de estos dos efectos podría provocar la existencia de un punto crítico en el espesor del revestimiento aislante.

A continuación se muestra el esquema de la simulación transporte de crudo por tubería con la tecnología de calentamiento en el tramo Vasconia-Coveñas donde es una tubería sin aislamiento como es la que encontramos actualmente y usamos el valor hallado en las iteraciones anteriores

Ilustración 20. PFD Transporte de Crudo por Calentamiento HYSYS®



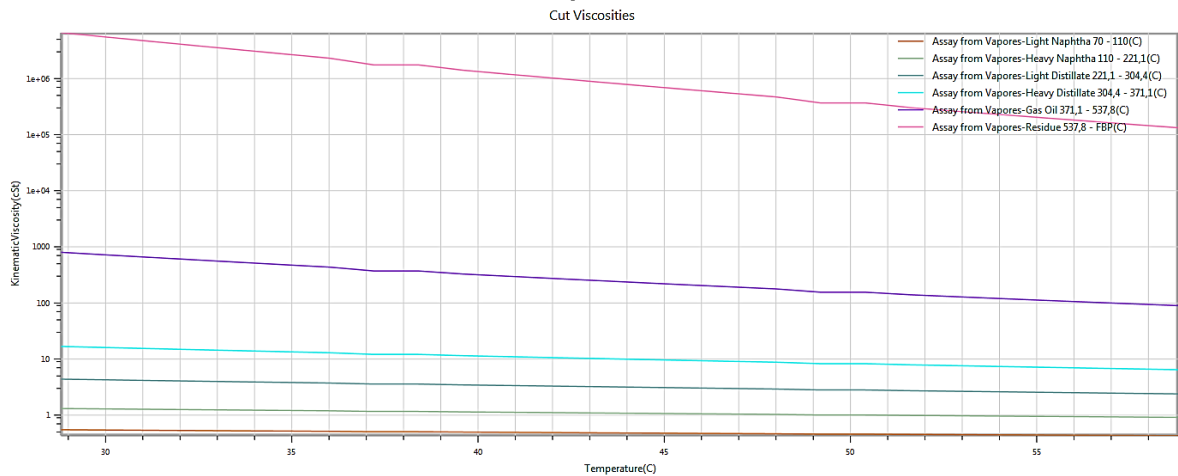
Fuente: ASPEN-ONE®

## 4.5.1 RESULTADOS SIMULACIÓN POR CALENTAMIENTO

### Viscosidad vs Temperatura

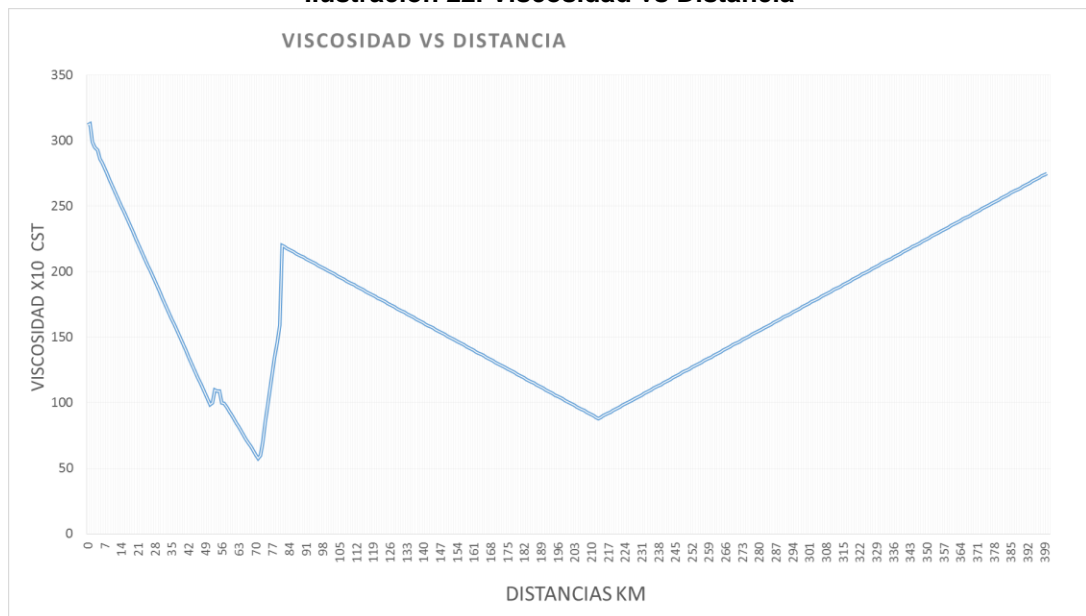
En la gráfica encontramos como los cortes de crudo de acuerdo a la temperatura, la viscosidad va cayendo con una pendiente no tan pronunciada pero a temperaturas de operación de 80 [°C] las viscosidad disminuye unos 400 [cP] para lo que podríamos decir que es una tecnología igual de eficaz a la de dilución debido a que en la dilución obtenemos la misma viscosidad para la operación.

**Ilustración 21, Temperatura vs Viscosidad**



Fuente: Autor

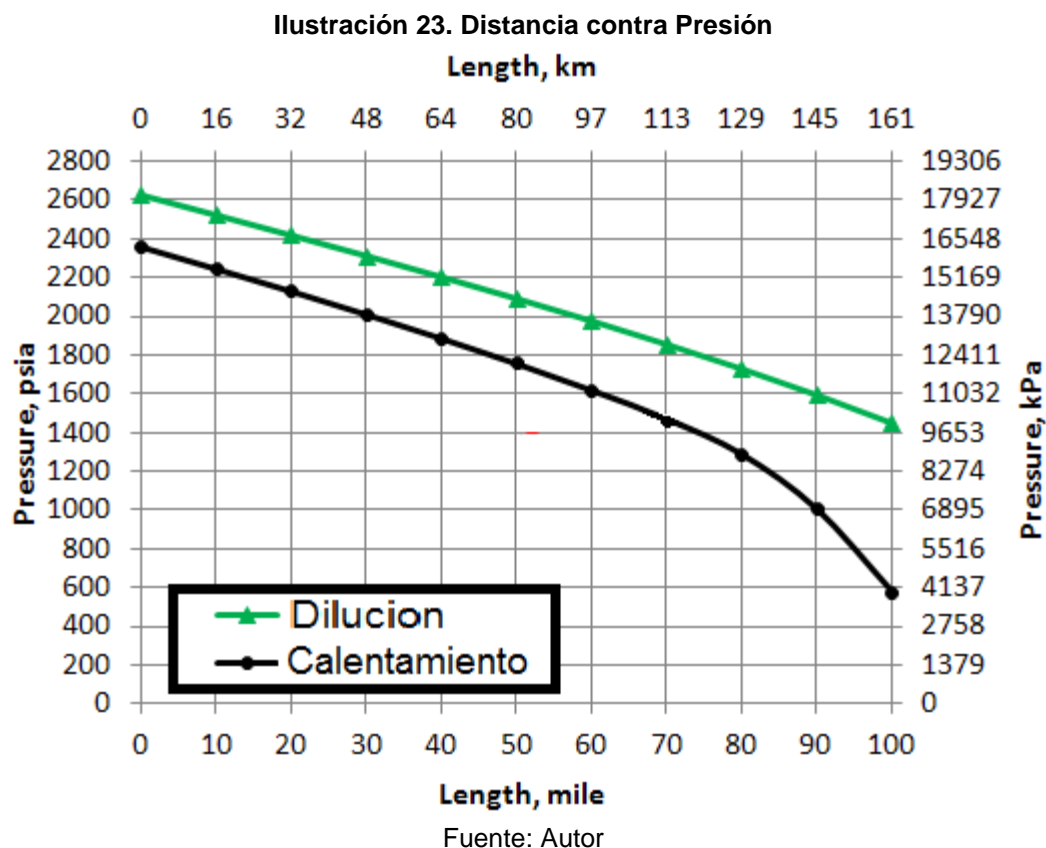
**Ilustración 22. Viscosidad vs Distancia**



Fuente: Autor

En la ilustración 25 se observa el efecto de la distancia a la viscosidad es muy variable esto es debido a que a medida que el fluido se va enfriando la viscosidad va retomando su valor inicial por lo tanto su fluidez disminuye, se hace necesario tener estaciones de calentamiento.

La viscosidad se afecta tan rápido debido a la geografía que afecta la altimetría del oleoducto pues al tener pendientes pronunciada en el oleoducto, esto produce que el fluido tenga velocidades más lentas y el fluido se enfríe y no alcance distancias tan largas, pero al transcurrir la distancia en el oleoducto la pendiente ya no se ve tan afectada debido a que el oleoducto pasa por una topografía mucho más plana o en descenso.

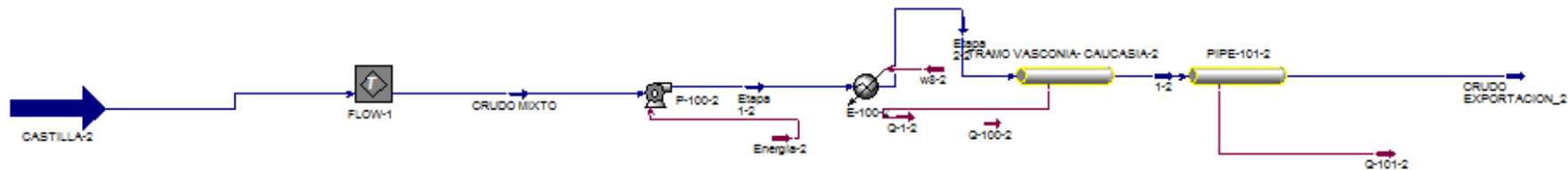


En la ilustración anterior encontramos la comparación de la caída de presión con respecto la distancia de las dos tecnologías calentamiento y dilución con el calentamiento la presión cae mucho más rápido esto debido también que el sistema de bombeo al tener un fluido menos viscoso lo bombea mucho más fácil pero debido también a las perdidas por temperatura y accesorios utilizados para esta tecnología lo que genera que la presión caiga mucho más rápido.

## **4.6 SIMULACIÓN VISCOREDUCCIÓN**

En esta parte de la simulación se desarrolló un modelo para la tecnología de viscorreducción debido a la poca investigación de esta tecnología no se tiene otros resultados para comparar la simulación, ni valores que se ingresan a los equipos usados en esta tecnología, principalmente nos basamos en conseguir que el crudo a la salida de la planta de viscorreducción que llegue a los estándares exigidos por la normativa de la ANH para poder ser transportado y técnicamente cumple con estos requisitos.

Ilustración 24. PFD Transporte de Crudo por Viscosreducción HYSYS®

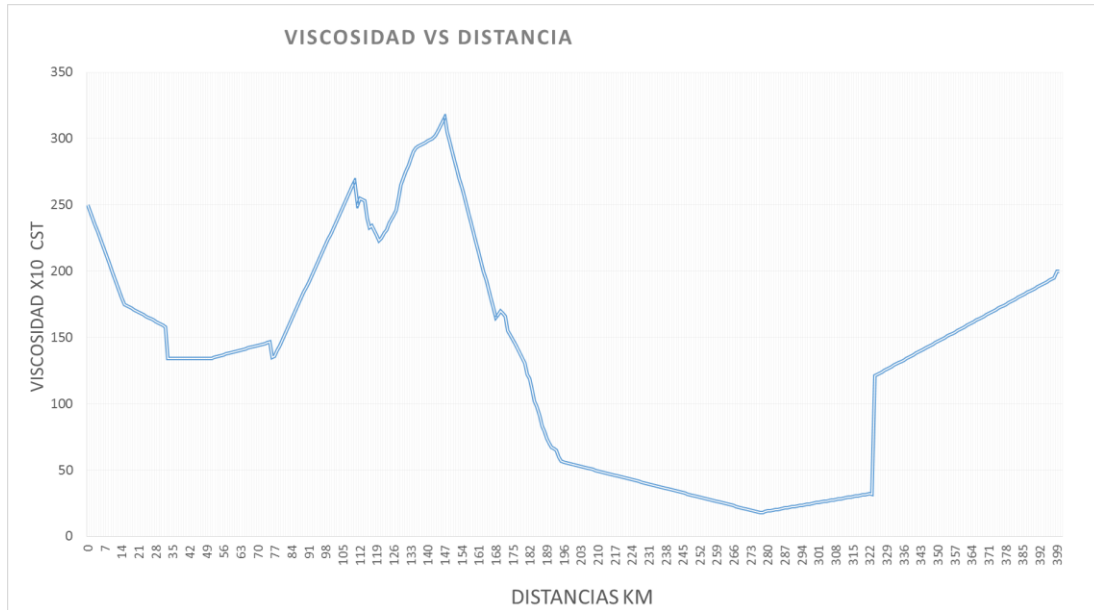


Fuente: ASPEN-ONE®



#### 4.6.1 RESULTADOS SIMULACIÓN POR VISCORREDUCCIÓN

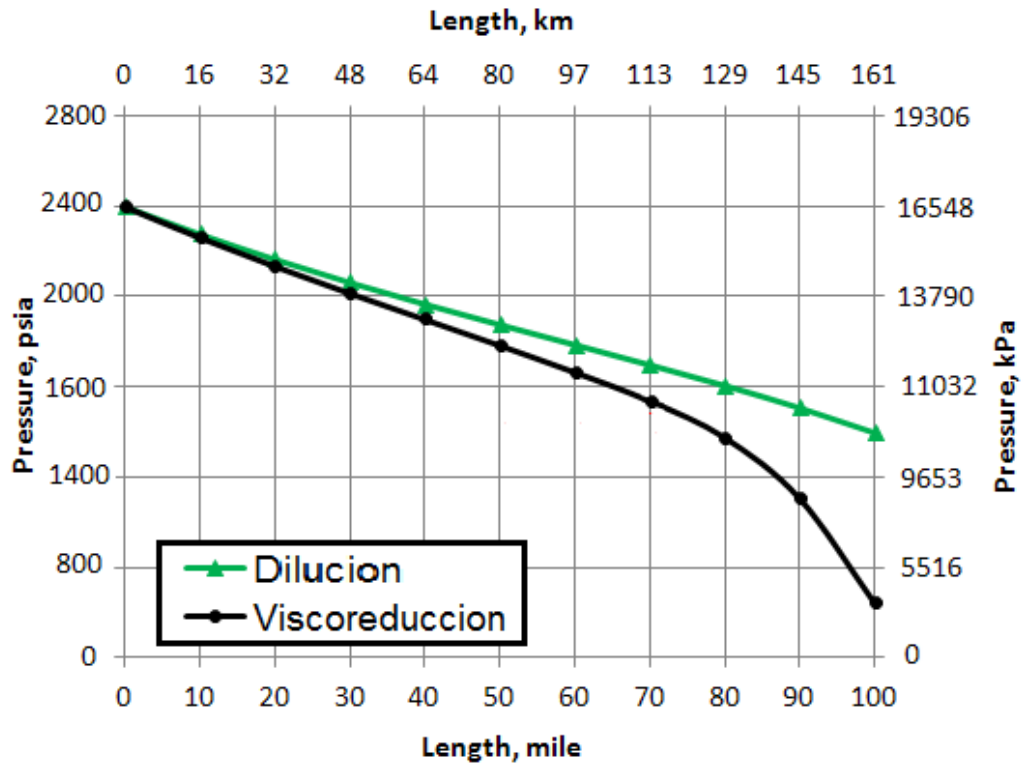
Ilustración 25. Distancia contra Viscosidad



Fuente: Autor

En la ilustración anterior se observa el efecto de la distancia en la viscosidad utilizando la tecnología de viscorreducción es muy variable sucede que al aplicar la tecnología de viscorreducción el crudo se estratifica por componentes y provoca que el flujo se convierta en laminar de tal forma que cuando el oleoducto presenta pendientes positivas esta se notara más y provocara que la viscosidad del crudo aumente. Al tener un oleoducto sin tantos desniveles esta se verá reflejado en su gran eficiencia así mismo a pesar de que no es estable la viscosidad siempre se mantienen en valores que permiten la operatividad y el transporte de esta misma también comparando con las otras tecnologías podemos decir que es la que mantiene más estable o más baja la viscosidad para el transporte.

Ilustración 26. Distancia contra Presión



Fuente: Autor

En este caso se puede observar que la caída de presión tanto de la tecnología de dilución como viscoreduccion es muy pareja lo cual permitirá ver que no es afectada por los componentes, se modifica la composición del crudo pero durante el transcurso del oleoducto no tiene adiciones de componentes que afecten las pérdidas en el fluido por esta razón es tan igual.

## 5 ANÁLISIS DE RESULTADOS

Tabla 2.1. Evaluación de tecnologías

FACTOR PARAMETRO A EVALUAR	TECNOLOGÍAS		
	DILUCIÓN	CALENTAMIENTO	VISCOREDUCCIÓN
REQUERIMIENTO DE ENERGÍA [W]	657000	1238083.33	1248084
CAIDA DE PRESIÓN [kPa]	1300	1300	1300
REDUCCIÓN DE VISCOSIDAD [Cp]	400	400	600

Fuente: Autor

La anterior tabla es tomada de evaluaciones de tecnologías usada por normas como la ANSI e incluso usada por OCENSA para evaluar tecnologías así mismo muchos de estos valores son resultados del estudio realizado en el actual proyecto con valores del simulador y otros de evaluaciones de laboratorio.

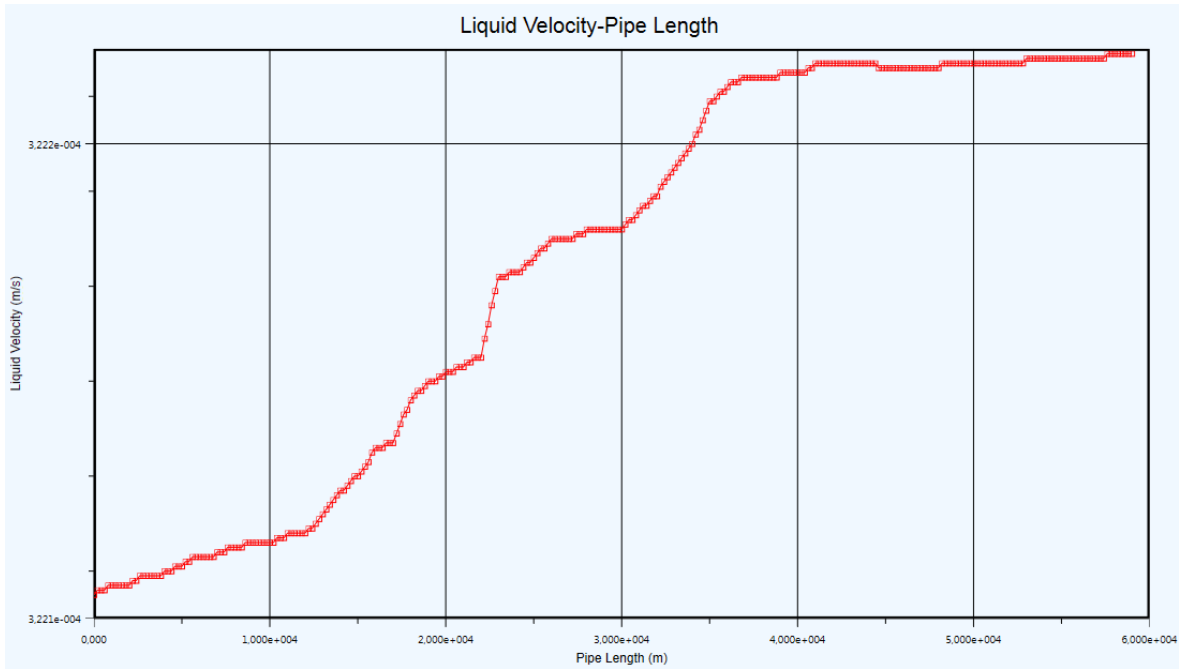
Esta matriz se organizó teniendo en cuenta las características de las diferentes tecnologías de transporte de crudo pesado, reflejando en los resultados obtenidos en la simulación:

En la tecnología de calentamiento la estabilidad es alta, siempre y cuando se brinden las garantías adecuadas para evitar la interrupción del suministro de calor.

Con respecto a las operaciones de parada y puesta en marcha, la tecnología de dilución es más flexible, siempre y cuando se garantice la estabilidad de la emulsión durante largos períodos de tiempo. Una desventaja importante de esta tecnología es el diámetro de la tubería, ya que se requiere uno mayor para manejar los volúmenes adicionales de agua más tensoactivo y disolvente, respectivamente, que por consiguiente implica una mayor inversión.

Las Tecnologías de dilución y *upgrading* requieren la mayor inversión adicional para instalaciones. Se hace necesario un sistema de reciclado paralelo de diluyente en el caso de la dilución, a menos que el aceite y el condensado se entreguen juntos al cliente. El *upgrading* parcial o total del crudo a nivel de campo implica inversiones muy elevadas y altos costos de producción.

**Ilustración 27. Distancia contra Velocidad**



Fuente: Autor

En la anterior gráfica se observa el perfil de velocidad, sin importar la tecnología que se use el perfil de velocidad es el mismo para las tres tecnologías basado en el resultado que se entrega AspenHysys®. Además se observa a medida que aumenta la distancia la velocidad aumento esto es debido que si se mira el perfil de alturas del oleoducto él va descendiendo lo que afecta positivamente a la velocidad y vaya aumentando a medida que transcurra la distancia.

## 6 ANÁLISIS ECONÓMICO

### 6.1 TECNOLOGÍA DE TRANSPORTE DE CRUDO POR DILUCIÓN (LINEA BASE)

En este análisis se tuvo en cuenta lo que es la inversión inicial para poder iniciar el desarrollo de la tecnología o la implementación teniendo en cuenta los requerimientos de cada tecnología al igual que la adquisición de la materia prima y en todas se manejó un porcentaje de financiación del proyecto esto debido a que la gran mayoría de los proyectos inician gracias a la ayuda de financiaciones por el estado y esto causa que sea más rentable el proyecto debido que al iniciar con un préstamo el riesgo de la inversión disminuye.

#### 6.1.1 COSTOS DE LA TECNOLOGÍA:

Tabla 3.1. Datos de costos de la tecnología de dilución

<b>Datos</b>	
Costo del Capital (WACC)	20%
Inversión Sistema de DILUCION (COP)	1.000.000.000
Inversión Recuperador de Calor (COP)	0
% sobre valor activos para Montaje y Conexión	10%
Costo Anual de Mantenimiento (COP)	500.000
Vida SISTEMA (años)	15
Valor de salvamento Activos (COP)	40.000.000
Valor del Overhaul en el año 7 (COP)	100.000.000
Impuesto a la renta	33%
% de Financiación sobre Valor de Activos	10%
Tasa de financiación e.a.	12%
Plazo crédito (años)	5
PRECIO DEL BARRIL DE PETRÓLEO (COP)	\$ 140.000,00
TOTAL BARRILES CRUDO TRANSPORTADO DIARIO	220000
COSTO DE OPERACIÓN POR BARRIL DE PETRÓLEO	\$ 505.890.000.000,00
COSTO DE TRANSPORTE POR BARRIL TRANSPORTADO	\$ 562.100.000.000,00
COSTO COMPRA DE NAFTA O DILUYENTE	\$ 6.160.000.000,00

Fuente: Autor

### 6.1.2 FLUJO DE CAJA TECNOLOGÍA DILUCIÓN:

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3
<b>Concepto</b>	<b>2015</b>	<b>2016</b>	<b>2017</b>	<b>2018</b>
+Ingreso por crudo Transportado	0,000	\$ 562.100.000.000,00	\$ 562.100.000.000,00	\$ 562.100.000.000,00
-Costo de operación oleoducto	0,000	-50589000000,000	-50589000000,000	-50589000000,000
-Costos de Mantenimiento	0,000	-500000,000	-500000,000	-500000,000
- Costos Compra NAFTA	0,000	-616000000,000	-616000000,000	-616000000,000
-Intereses Crédito	0,000	-1200000,000	-10111083,217	-7995496,419
-Depreciación	0,000	-6400000,000	-6400000,000	-6400000,000
<b>=Ganacias Operativas Gravables</b>	\$ -	\$ 49.973.500.000,00	\$ 49.975.388.916,78	\$ 49.977.504.503,58
-Impuesto a la renta	0,000	-16491255000,000	-16491878342,539	-16492576486,182
+Ingreso Venta de Activos (V - S L)				
-Impuesto sobre Ingreso Venta Activos				
+Valor en libros activos vendidos				
+Otros ingresos no gravables				
-Costos No deducibles				
<b>=Ganacias Netas Contables</b>	0,000	33482245000,000	33483510574,245	33484928017,399
+Depreciación		64000000,000	64000000,000	64000000,000
-Overhaul				
-Costos de Inversión	\$ (70.000.000.000,00)			
+Crédito Recibido				
-Amortización Crédito	100000000,000	-15740973,194	-17629889,977	-19745476,775
+Valor Salvamento				
<b>=Flujo de Fondos Neto</b>	<b>-6990000000,000</b>	33530504026,806	33529880684,267	33529182540,624

2019	2020	2021	2022
56210000000,000	56210000000,000	56210000000,000	56210000000,000
-50589000000,000	-50589000000,000	-50589000000,000	-50589000000,000
-500000,000	-500000,000	-500000,000	-500000,000
-616000000,000	-616000000,000	-616000000,000	-616000000,000
-5626039,206	-2972247,128	0,000	0,000
-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000
\$ 49.979.873.960,79	\$ 49.982.527.752,87	\$ 49.985.500.000,00	\$ 49.985.500.000,00
-16493358407,062	-16494234158,448	-16495215000,000	-16495215000,000
			-3300000,000
33486515553,732	33488293594,424	33490285000,000	33457285000,000
64000000,000	64000000,000	64000000,000	64000000,000
			-100000000,00
-22114933,988	-24768726,066	0,000	0,000
33528400619,744	33527524868,358	33554285000,000	33421285000,000

<b>Año 8</b>	<b>Año 9</b>	<b>Año 10</b>
<b>2023</b>	<b>2024</b>	<b>2025</b>
56210000000,000	56210000000,000	56210000000,000
-50589000000,000	-50589000000,000	-50589000000,000
-500000,000	-500000,000	-500000,000
-616000000,000	-616000000,000	-616000000,000
0,000	0,000	0,000
-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000
\$ 49.985.500.000,00	\$ 49.985.500.000,00	\$ 49.985.500.000,00
-16495215000,000	-16495215000,000	-16495215000,000
		600000000,000
		-198000000,000
		360000000,000
33490285000,000	33490285000,000	34252285000,000
64000000,000	64000000,000	64000000,000
0,000	0,000	0,000
33554285000,000	33554285000,000	34316285000,000

VPN	<b>210586823683,840</b>
TIR	<b>46,96%</b>



## 6.2 TECNOLOGÍA DE TRANSPORTE DE CRUDO POR CALENTAMIENTO

### 6.2.1 COSTOS DE LA TECNOLOGÍA:

Tabla 6.2. Datos de costos de la tecnología de Calentamiento

<b>Datos</b>	
Costo del Capital (WACC)	20%
Inversión Sistema de Calentamiento (COP)	100.000.000.000
Inversión Recuperador de Calor (COP)	15.000.000
% sobre valor activos para Montaje y Conexión	10%
Costo Anual de Mantenimiento (COP)	300.000.000
Vida útil Sistemas (años)	15
Valor de salvamento Activos (COP)	40.000.000
Valor del Overhaul en el año 7 (COP)	100.000.000
Impuesto a la renta	33%
% de Financiación sobre Valor de Activos	30%
Tasa de financiación e.a.	12%
Plazo crédito (años)	5
Gas no consumido	1161703,75
PRECIO DEL BARRIL DE PETRÓLEO (COP)	\$ 140.000,00
TOTAL BARRILES CRUDO TRANSPORTADO DIARIO	220000
COSTO DE OPERACIÓN POR BARRIL DE PETROLEO	\$ 191.114.000.000,00
COSTO DE TRANSPORTE POR BARRIL TRANSPORTADO	\$ 224.840.000.000,00

Fuente: Autor

## 6.2.2 FLUJO DE CAJA TECNOLOGÍA CALENTAMIENTO:

Concepto	2015	2016	2017
+INGRESOS POR TRANSPORTE DE CRUDO CON CALENTAMIENTO	0,000	\$ 224.840.000.000,00	\$ 224.840.000.000,00
-Costo de operación oleoducto con CALENTAMIENTO	0,000	-191114000000,000	-191114000000,000
-Costos de Mantenimiento	0,000	-300000000,000	-300000000,000
-Intereses Crédito	0,000	-3600540000,000	-3033779963,757
-Depreciación	0,000	-6665000000,000	-6665000000,000
<b>=Ganacias Operativas Gravables</b>	\$ -	\$ 23.160.460.000,00	\$ 23.727.220.036,24
-Impuesto a la renta	0,000	-7642951800,000	-7829982611,960
+Ingreso Venta de Activos (V - S L)			
-Impuesto sobre Ingreso Venta Activos			
+Valor en libros activos vendidos			
+Otros ingresos no gravables			
-Costos No deducibles			
<b>=Ganacias Netas Contables</b>	0,000	15517508200,000	15897237424,283
+Depreciación		6665000000,000	6665000000,000
-Overhaul			
-Costos de Inversión	\$ (110.016.500.000,00)		
+Crédito Recibido			
-Amortización Crédito	30004500000,000	-4723000302,025	-5289760338,268
+Valor Salvamento			
<b>=Flujo de Fondos Neto</b>	-80012000000,000	17459507897,975	17272477086,015

<b>2019</b>	<b>2020</b>	<b>2021</b>	<b>2022</b>
22484000000,000	22484000000,000	22484000000,000	22484000000,000
-191114000000,000	-191114000000,000	-191114000000,000	-191114000000,000
-300000000,000	-300000000,000	-300000000,000	-300000000,000
-1688064933,702	-891807889,503	0,000	0,000
-6665000000,000	-6665000000,000	-6665000000,000	-6665000000,000
\$ 25.072.935.066,30	\$ 25.869.192.110,50	\$ 26.761.000.000,00	\$ 26.761.000.000,00
-8274068571,878	-8536833396,464	-8831130000,000	-8831130000,000
			-33000000,000
16798866494,420	17332358714,033	17929870000,000	17896870000,000
6665000000,000	6665000000,000	6665000000,000	6665000000,000
			-100000000,00
-6635475368,324	-7431732412,523	0,000	0,000
16828391126,096	16565626301,511	24594870000,000	24461870000,000

<b>Año 8</b>	<b>Año 9</b>	<b>Año 10</b>
<b>2023</b>	<b>2024</b>	<b>2025</b>
22484000000,000	22484000000,000	22484000000,000
-191114000000,000	-191114000000,000	-191114000000,000
-300000000,000	-300000000,000	-300000000,000
0,000	0,000	0,000
-666500000,000	-666500000,000	-666500000,000
\$ 26.761.000.000,00	\$ 26.761.000.000,00	\$ 26.761.000.000,00
-8831130000,000	-8831130000,000	-8831130000,000
		6661000000,000
		-21981300000,000
		33365000000,000
17929870000,000	17929870000,000	95923570000,000
6665000000,000	6665000000,000	6665000000,000
0,000	0,000	0,000
24594870000,000	24594870000,000	102588570000,000

VPN	<b>173322574935,779</b>
TIR	<b>23,71%</b>

## 6.3 TECNOLOGÍA DE TRANSPORTE DE CRUDO POR VISCORREDUCCIÓN

### 6.3.1 COSTOS DE LA TECNOLOGÍA:

Tabla 6.3. Datos de costos de la tecnología de Viscorreducción

<b>Datos</b>	
Costo del Capital (WACC)	20%
Inversión Sistema de DILUCION (COP)	1.000.000.000
Inversión Recuperador de Calor (COP)	0
% sobre valor activos para Montaje y Conexión	10%
Costo Anual de Mantenimiento (COP)	500.000
Vida SISTEMA (años)	15
Valor de salvamento Activos (COP)	40.000.000
Valor del Overhaul en el año 7 (COP)	100.000.000
Impuesto a la renta	33%
% de Financiación sobre Valor de Activos	10%
Tasa de financiación e.a.	12%
Plazo crédito (años)	5
PRECIO DEL BARRIL DE PETRÓLEO (COP)	\$ 140.000,00
TOTAL BARRILES CRUDO TRANSPORTADO DIARIO	220000
COSTO DE OPERACIÓN POR BARRIL DE PETROLEO	\$ 404.712.000.000,00
COSTO DE TRANSPORTE POR BARRIL TRANSPORTADO	\$ 449.680.000.000,00

Fuente: Autor

### 6.3.2 FLUJO DE CAJA TECNOLOGÍA VISCORREDUCCIÓN:

Concepto	2015	2016	2017
+Ingreso por Transporte de Crudo	0,000	\$ 449.680.000.000,00	\$ 449.680.000.000,00
-Costo de operación oleoducto	0,000	-404712000000,000	-404712000000,000
-Costos de Mantenimiento	0,000	-500000,000	-500000,000
-Intereses Crédito	0,000	-12000000,000	-10111083,217
-Depreciación	0,000	-64000000,000	-64000000,000
<b>=Ganacias Operativas Gravables</b>	\$ -	\$ 44.891.500.000,00	\$ 44.893.388.916,78
-Impuesto a la renta	0,000	-14814195000,000	-14814818342,539
+Ingreso Venta de Activos (V - S L)			
-Impuesto sobre Ingreso Venta Activos			
+Valor en libros activos vendidos			
+Otros ingresos no gravables			
-Costos No deducibles			
<b>=Ganacias Netas Contables</b>	0,000	30077305000,000	30078570574,245
+Depreciación		64000000,000	64000000,000
-Overhaul			
	\$		
-Costos de Inversión	(200.000.000.000,00)		
+Crédito Recibido			
-Amortización Crédito	100000000,000	-15740973,194	-17629889,977
+Valor Salvamento			
<b>=Flujo de Fondos Neto</b>	<b>-199900000000,000</b>	30125564026,806	30124940684,267

<b>2018</b>	<b>2019</b>	<b>2020</b>	<b>2021</b>	<b>2022</b>
\$ 449.680.000.000,00	449680000000,000	449680000000,000	449680000000,000	449680000000,000
-404712000000,000	-404712000000,000	-404712000000,000	-404712000000,000	-404712000000,000
-500000,000	-500000,000	-500000,000	-500000,000	-500000,000
-7995496,419	-5626039,206	-2972247,128	0,000	0,000
-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000
\$ 44.895.504.503,58	\$ 44.897.873.960,79	\$ 44.900.527.752,87	\$ 44.903.500.000,00	\$ 44.903.500.000,00
-14815516486,182	-14816298407,062	-14817174158,448	-14818155000,000	-14818155000,000
				-33000000,000
30079988017,399	30081575553,732	30083353594,424	30085345000,000	30052345000,000
64000000,000	64000000,000	64000000,000	64000000,000	64000000,000
				-100000000,00
-19745476,775	-22114933,988	-24768726,066	0,000	0,000
30124242540,624	30123460619,744	30122584868,358	30149345000,000	30016345000,000

<b>2023</b>	<b>2024</b>	<b>2025</b>
44968000000,000	44968000000,000	44968000000,000
-40471200000,000	-40471200000,000	-40471200000,000
-500000,000	-500000,000	-500000,000
0,000	0,000	0,000
-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000
\$ 44.903.500.000,00	\$ 44.903.500.000,00	\$ 44.903.500.000,00
-14818155000,000	-14818155000,000	-14818155000,000
		600000000,000
		-198000000,000
		360000000,000
30085345000,000	30085345000,000	30847345000,000
64000000,000	64000000,000	64000000,000
0,000	0,000	0,000
30149345000,000	30149345000,000	30911345000,000

VPN	<b>326311707780,865</b>
TIR	<b>8,28%</b>



## 6.4 COMPARACIÓN DE LAS RENTABILIDADES DE LOS PROYECTOS

En el siguiente cuadro se muestra un cuadro comparativo de las tres tecnologías para así tener la mejor opción financieramente

Tabla 6.4. Evaluación económica de las tecnologías

	DILUCIÓN	CALENTAMIENTO	VISCOREDUCCIÓN
TIR	210586823683,840	173322574935,779	326311707780,865
VPN	46.96%	23.71%	8,28%

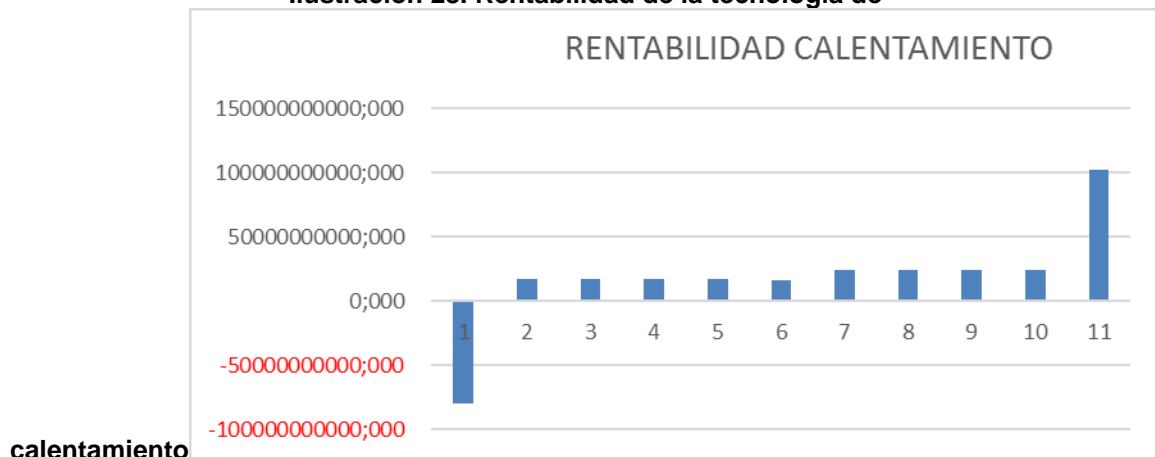
Fuente: Autor

Como se ve la opción más atractiva financieramente es la dilución, esto debido a que es la tecnología usada en Colombia actualmente, pues las inversiones iniciales serán mucho menores debido a que ya posee la infraestructura y además el riesgo es mínimo ya que es una tecnología que ya viene dando resultados, se busca la mejor opción de las tecnologías estudiadas para sustituir esta, debido a que la materia prima es una problemática, ya que es difícil de conseguir por los altos precios que tiene la NAFTA.

Si se analiza la segunda opción más rentabilidad es la tecnología de calentamiento pero esta tecnología presentaría un gran problema a futuro que este aumenta la corrosión de la tubería y en 10 años toda la infraestructura del oleoducto se tendría que cambiar, la cual daría un gran costo que ningún inversionista estaría dispuesto a asumir por las pérdidas que ocasionaría, por esta razón la tecnología de viscorreducción sigue siendo rentable y es mucho más rentable que si se transportara por carro tanques.

### 6.4.1 RENTABILIDAD DE LA TECNOLOGÍA DE CALENTAMIENTO

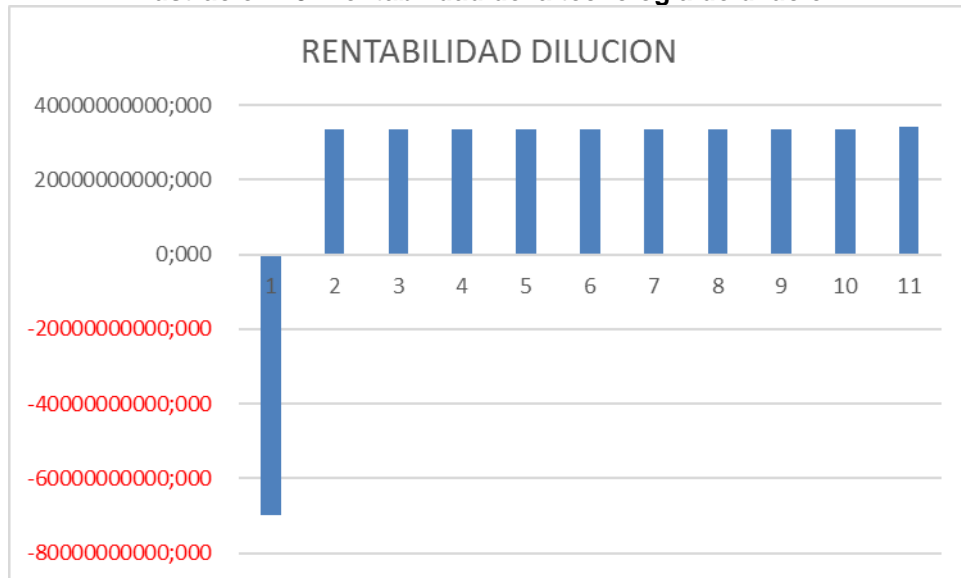
Ilustración 28. Rentabilidad de la tecnología de



Fuente: Autor

## 6.4.2 RENTABILIDAD TECNOLOGÍA DILUCIÓN

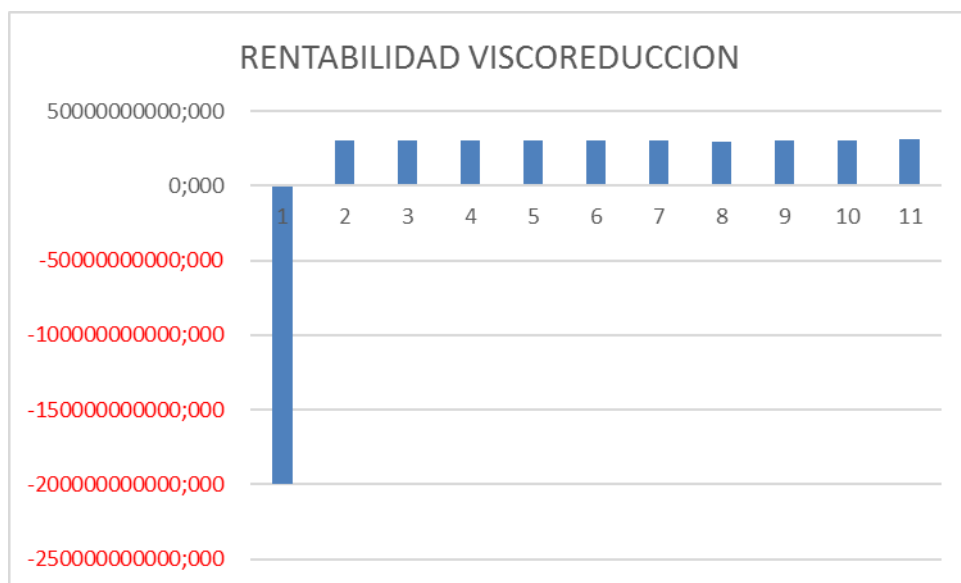
Ilustración 29. Rentabilidad de la tecnología de dilución



Fuente: Autor

## 6.4.3 RENTABILIDAD TECNOLOGÍA VISCORREDUCCIÓN

Ilustración 30. Rentabilidad de la tecnología de Viscorreducción



Fuente: Autor

En la evaluación económica observamos que en todas las tecnologías el retorno de la inversión se da al primer año pero como tal la que tiene mayor rentabilidad es la dilución seguida por el calentamiento y finalmente la viscoreducción.

Pero hay que tener en cuenta que el calentamiento no se tiene en cuenta el afecto de la tubería por corrosión debido a que esta tecnología una de sus grandes problemáticas es la afectación por corrosión y esto provocaría un gran daño a la infraestructura que ningún inversionista estaría dispuesto a asumir.

## 7 CONCLUSIONES

El transporte de crudos pesados y extrapesados es uno de los retos para la industria petrolera debido a la baja movilidad y bajas viscosidades, a la deposición de parafinas y asfáltenos, la baja proporción de componentes de bajo peso molecular, alto contenido de sulfuro, sales y metales, el incremento en el contenido de agua de formación y grandes problemas de corrosión; todas estas dificultades operativas limitan su viabilidad económica. Debido a estos análisis y puntos detallados, se llegaron a las siguientes conclusiones:

- La mejor tecnología para el crudo Rubiales es la emulsión debido ya que este crudo tiene un gran contenido de agua ninguna de las tecnologías postuladas en este libro es suficientemente eficiente para el transporte de este crudo.
- Se concluye que la mejor tecnología en general de las estudiadas en el actual libro es la viscoreducción debido a su eficiencia tecnológica y a pesar de que es el menos rentable este sigue teniendo una rentabilidad atractiva y también ayudaría a alargar la vida útil de los oleoductos ya que este tiene poca afectación por corrosión.
- Se concluye en la evaluación técnica de las tecnologías comparándolas con la tecnología base la tecnología más eficiente o que llega a ser técnicamente es la viscoreducción.
- Se concluye que entre la tecnología de calentamiento y viscoreducción financieramente la más rentable es la tecnología de calentamiento claro esto sin tener en cuenta los sobre costos que esta pueda ocasionar por daños por la corrosión.

## BIBLIOGRAFIA

- Abdurahman, N. H., et. al. (2012) Pipeline transportation of viscous crudes as concentrated oil-in-water emulsions. Elsevier. Journal of Petroleum Science and Engineering
- Akbarzadeh K., (et. al). (2007) Los asfaltenos: Problemáticos pero ricos en potencial. Oilfield Review.
- Alboudwarej, Hussein; Felix, Joao; Taylor Shawn. (2006) La importancia del petróleo pesado. Oilfield Review. Schlumberger. pp. 38-59
- Allenson, Stephan J., et al. (2011) Application of Emulsion Viscosity Reducers to Lower Produced Fluid Viscosity. Nalco Company. Offshore Technology Conference. OTC 22443.
- ARCE G. HERNÁNDEZ L. “Estudio y análisis de las principales técnicas utilizadas para el transporte de crudo pesado por oleoducto”. Tesis de Pregrado de la escuela de Ingeniería de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga. 1985.
- Argillier, J. F., et al. (2005) Heavy Oil Dilution. Total S. A. Canadian Heavy Oil Association. SPE/PS-CIM/CHOA 97763.
- Ashrafizadeh, S., Kamran, M., (2010) Emulsification of heavy crude oil in water for pipeline transportation. J. Petrol. Sci. Eng. 71.
- Bai Yong, Bai Qiang. (2010) Subsea Engineering Handbook. Elsevier. Houston, USA.
- Becerra Zepeda, Mario. Apuntes de Clase. “Comportamiento de Yacimientos” Facultad de Ingeniería, UNAM.
- Behbahani T., Jafari, et al. (2008) Effect of wax inhibitors on pour point and rheological properties of Iranian waxy crude oil. Elsevier. Research Institute of Petroleum Industry. Tehran, Irán.
- BENSAKHRIA, A. PEYSSON, Y. ANTONINI, G. “Experimental Study of the Pipeline Lubrication for Heavy Oil Transport” Oil and Gas Science and Technology. Vol. 59. (2004) No.5; p 523-533 • RANA, M. SAMANO, V. ANCHEYTA, J. “A review of recent advances on process technologies for upgrading of heavy oils and residua” Science Direct Vol. 86 (2007); p 1216-1231
- Bensakhria, A., et. al., (2004) Experimental study of the pipeline lubrication for heavy oil transportation. Oil and gas Sci. Technol. 59.
- Beresnev, Igor. (1994) Elastic Wave Stimulation of Oil Production: A review of Methods and Results. Society of Exploration Geophysicists.
- Brown, K. E.; Beggs, H. D. (1980) The technology of Artificial Lift Methods. Vol. 1, Vol. 2. Penn. Well Publ. Co., Tulsa, Oklahoma.

- DOMÍNGUEZ, J.C. “Transporte de crudo pesado a través de oleoducto, Evaluación de diferentes tecnologías” Ingeniería Química No.465 (2008) p. 54-65.
- ECOPETROL. Carta Petrolera. Este viaje se puso pesado. Disponible: <http://www.ecopetrol.com.co/documentos/carta126/transporte.htm> [citado N° 126 junio - agosto 2011].
- GATEAU, P. HENAUT, I. BARRE, L. ARGILLIER, J.F. “Heavy oil dilution” Oil and Gas Science and Technology. Vol. 59. (2004); p 503–509.
- GHOSH, S. MANDAL, T.K. DAS, G. DAS, P.K. “Review of oil water core annular flow” Renewable and Sustainable Energy Reviews Vol. 13. (2009); p 1957–1965
- GUEVARA E. GONZALEZ, J. NUÑEZ, G. “Highly viscous oil transportation methods in the Venezuela oil industry”. Proceedings of the 15th World Petroleum Congress, John Wiley and Sons, London, (1998) p.495-501.
- HEWITT, G.F. DELHAYE, J.M. ZUBER, N. “Multiphase Science and Technology”. (1986), Hemisphere, Washington.
- INTERBOLSA. Pacific Rubiales Energy. Un líder en una industria en auge. Disponible: [http://www.interbolsa.com/c/document\\_library/get\\_file?uuid=7acc5e4adac6-4519-84f14d476e69fdf&g\\_roupld=81085](http://www.interbolsa.com/c/document_library/get_file?uuid=7acc5e4adac6-4519-84f14d476e69fdf&g_roupld=81085) [citado 31 de Enero de 2012].
- JOSE ANIBAL OÑATE MORALES, RAUL FERNANDO RODRIGUEZ NAVAS EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE TRANSPORTE DE CRUDO PESADO POR TUBERÍAS: CASO APLICADO AL CAMPO RUBIALES. Tesis de Pregrado de la escuela de Ingeniería de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga. 2012.
- JOSEPH, D.D. BAI, R. CHEN, K.P. RENARDY, Y.Y. “Core annular flows” Annual Review Fluid Mechanics. Vol. 29. (1997); p 65–90.
- LANGEVIN, D. POSTEAU, S. HENAUT, I. ARGILLIER, JF. “Crude Oil Emulsion Properties and their Application to Heavy Oil Transportation” Oil and Gas Science and Technology. Vol. 59. (2004) No.5; p 511-521
- MARTINEZ, R. MOSQUEIRA, M. ZAPATA, B. JUAREZ, E.; HUICOCHEA, C.; CLAVEL, J. ARBURTO, J. “Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: A review”. Journal of Petroleum Science and Engineering. Vol. 75 (2011); p 274-282.
- PETROPERU. Transporte de crudos pesados de la cuenca del Maraón por el oleoducto Norperuano. Disponible: [http://www2.petroperu.com.pe/ptcp/archivos/BasesIB\\_ok.doc](http://www2.petroperu.com.pe/ptcp/archivos/BasesIB_ok.doc) [citado en 2008]
- PORTAFOLIO. Brújula/Crece crudo pesado. Disponible: <http://www.portafolio.co/opinion/brujula-crece-crudo-pesado> [citado 3 de Agosto de 2011].

- RIMMER, D. GREGOLI, A. HAMSHAR, J. YILDIVIM, E. "Pipeline emulsion transportation for heavy oils". Emulsions in the Petroleum Industry, American Chemical Society, 8, p295-312.
- SANIERE, A. HENAUT, I. ARGILLIER, J.F. "Pipeline Transportation of Heavy Oils, a Strategic, Economic and Technological Challenge". Oil and Gas Science and Technology. Vol. 59. (2004); p 455-466.

## ANEXOS

### ANEXO A Cálculos de selección de modelo matemático

PROPIEDADES TERMODINAMICAS DE ECUACIONES CUBICAS DE ESTADO			
DATOS DE DISEÑO	SOAVE-REDLICH-KWONG	PENG-ROBINSON	
	FASE(s)      SCF	FASE(s)	SCF
T = <input type="text" value="270,000"/> K	Z = 0,99838	Z =	0,96422
P = <input type="text" value="10,000"/> MPa	f = 9,82E+00      MPa	f =	9,44E+00      MPa
COMPUESTO = <input type="text" value="HEAY OIL"/>	H = -7,64E+02      J/mol	H =	-8,77E+02      J/mol
Tc = <input type="text" value="126,200"/> K	S = -7,93E+01      J/mol-K	S =	-7,93E+01      J/mol-K
Pc = <input type="text" value="3,394"/> MPa	G = 2,06E+04      J/mol	G =	2,05E+04      J/mol
$\omega$ = <input type="text" value="0,040"/>	A = 1,84E+04      J/mol	A =	1,84E+04      J/mol
Cpa = <input type="text" value="2,72E+01"/> J/mol-K	U = -3,01E+03      J/mol	U =	-3,04E+03      J/mol
Cpb = <input type="text" value="4,20E-03"/> J/mol-K <sup>2</sup>	V = 2,24E-04      m <sup>3</sup> /mol	V =	2,16E-04      m <sup>3</sup> /mol
Cpc = <input type="text" value="0,00E+00"/> J/mol-K <sup>3</sup>			
Cpd = <input type="text" value="0,00E+00"/> J/mol-K <sup>4</sup>			
ESTADO DE REFERENCIA	Calcular Parámetros en SRK ecuación de estado	CALCULAR PARAMETROS EN Peng-Robinson EOS	
T ref = 273, K	a = 1,39E-07 m <sup>6</sup> MPa/mol <sup>2</sup>	a =	9,45E-08 m <sup>6</sup> MPa/mol <sup>2</sup>
P ref = 0,001 MPa	b = 2,68E-05 m <sup>3</sup> /mol	b =	2,41E-05 m <sup>3</sup> /mol
R = 8,314E-06 m <sup>3</sup> MPa/mol K	m = 0,547	κ =	0,436
	α = 0,558	α =	0,637
	A = 0,154	A =	0,188
	B = 0,119	B =	0,107
	RESULTADO Soave-Redlich-Kwong EOS for Z	RESULTADO Peng-Robinson EOS for Z	
	a1 = -1,00E+00      Q = 1,0E-01	a1 =	-8,93E-01      Q = 1,09E-01
	a2 = 2,00E-02      R = -4,3E-02	a2 =	-6,12E-02      R = -3,92E-02
	a3 = -1,83E-02      Q <sup>3</sup> -R <sup>2</sup> = -7,0E-04	a3 =	-7,39E-03      Q <sup>3</sup> -R <sup>2</sup> = -2,40E-04
	<b>Monofásico : Sólo una raíz real existe</b>	<b>Monofásico : Sólo una raíz real existe</b>	
	Z = 0,9984	Z =	0,9642



## ANEXO B. Cálculos de transferencia de Calor para tecnología de Calentamiento

Siempre que exista un diferencial de temperatura entre dos puntos, ocurrirá un proceso de transferencia de calor, desde el punto de mayor temperatura hacia el punto de menor temperatura. Cuando dicha transferencia ocurre a través de un medio estacionario sólido o líquido se trata de un proceso de conducción. Si la transferencia de calor ocurre entre una superficie y un fluido en movimiento el proceso se denomina convección. Una tercera forma de transferencia de calor que no requiere la presencia de un medio es la radiación térmica, que consiste en la energía emitida por una superficie de temperatura finita a través de ondas electromagnéticas.

Existen ecuaciones básicas que permiten cuantificar la transferencia de calor en cada uno de estos procesos. En problemas de conducción se aplica la Ley de Fourier, la cual establece que la transferencia de calor es proporcional al gradiente de temperatura en dirección al flujo de calor:

$$q = -K \cdot A \cdot \frac{dT}{dx}$$

En esta ecuación  $q$  es la cantidad de calor transferido en unidades de Joules por segundo [J/s] o Watts [W],  $dT/dx$  es el gradiente de temperatura en dirección de la transferencia de calor en unidades de [K/m],  $A$  es el área normal a la dirección del flujo de calor en unidades de [m<sup>2</sup>] y  $K$  es una propiedad física propia de cada sustancia conocida como constante conductividad térmica, expresada en unidades de [W/K·m]. Para cuantificar las pérdidas de calor a través de una superficie cilíndrica, la Ley de Fourier toma la siguiente forma:

$$q = -K \cdot (2 \cdot \pi \cdot r \cdot L) \cdot \frac{dT}{dr}$$

El término  $(2 \cdot \pi \cdot r \cdot L)$  representa el área normal a la dirección del flujo de calor, siendo  $r$  y  $L$  el radio y la longitud del cilindro, respectivamente. El gradiente de temperatura de un cuerpo se puede determinar mediante la ecuación de difusión de calor, que se obtiene a partir de un balance de energía en un volumen de control infinitesimal, considerando que existe transferencia de calor a través de todas las caras del volumen de control y que dentro del mismo puede existir generación y acumulación de calor. La ecuación de difusión de calor puede ser escrita en coordenadas cartesianas, cilíndricas o esféricas. Obviamente, para

analizar las pérdidas de calor en tuberías es conveniente utilizar coordenadas cilíndricas ( $r, \theta, z$ ), en cuyo caso la ecuación de difusión es:

$$\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} \left( K \cdot r \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \cdot \frac{\partial}{\partial \theta} \cdot \left( K \cdot \frac{\partial T}{\partial \theta} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \cdot \left( K \cdot \frac{\partial T}{\partial z} \right) + \dot{q} = \rho \cdot C_p \cdot \frac{\partial T}{\partial t}$$

Los tres primeros términos del lado izquierdo representan la conducción de calor en dirección de cada una de las coordenadas cilíndricas, mientras que el cuarto término representa la generación de calor en el volumen de control. En el lado derecho de la ecuación está el término transitorio.  $K$ ,  $C_p$  y  $\rho$  son: la constante de conductividad térmica [W/m·K], el calor específico [J/Kq·K] y la densidad [Kg/m<sup>3</sup>], respectivamente, todas propiedades del medio que constituye el volumen de control. En problemas de inyección de vapor, aunque la tasa de pérdidas de calor en estado transitorio puede ser varias veces mayor que la tasa en estado estacionario, es común despreciar las primeras porque el período de estado transitorio suele ser pequeño comparado con el período estacionario. Esto no sólo se cumple en problemas de inyección continua de vapor, sino que también se puede aplicar en problemas de inyección alterna. En este tipo de problemas también se puede asumir que las pérdidas de calor sólo ocurren en dirección radial y que no hay generación de calor en el seno de la tubería. Aplicando estas simplificaciones, la ecuación queda de la siguiente forma:

$$\frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial r} \left( K \cdot r \frac{\partial T}{\partial r} \right) = 0$$

Integrando dos veces en función del radio la ecuación y estableciendo como condiciones de borde que:  $T(r_1)=T_1$  y  $T(r_2)=T_2$ , se obtiene el perfil de temperatura en dirección radial:

$$T(r) = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{r_1}{r_2}\right)} \cdot \ln\left(\frac{r}{r_2}\right) + T_2$$

Esta expresión se puede sustituir en la Ley de Fourier para coordenadas cilíndricas, con lo que se obtiene una ecuación para calcular el flujo de calor en

dirección radial entre dos puntos de un objeto cilíndrico, como sería el caso de las pérdidas de calor por conducción a través de las paredes de una tubería:

$$q = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot K \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$$

Como se mencionó anteriormente, cuando un fluido en movimiento está en contacto con una superficie de temperatura distinta a la suya, ocurre un proceso de transferencia de calor por convección. Si la convección ocurre dentro de un conducto cerrado, como por ejemplo una tubería, el proceso se denomina convección interna, si por el contrario ocurre como producto del movimiento de un fluido sobre una superficie, como sería el caso de una corriente de aire que pasa sobre una tubería tendida sobre la superficie, se trata de un proceso de convección externa. También se puede distinguir entre procesos de convección forzada y convección natural. En el primero el movimiento del fluido es provocado por un medio externo al mismo, como una bomba o una corriente de aire, mientras que en el segundo el movimiento del fluido es producto de fuerzas de flotación, que inducen corrientes naturales debido a las diferencia de densidades en las zonas cercanas a una superficie caliente. La mecánica de fluidos estudia una región que se forma cuando un fluido en movimiento interactúa con una superficie. En esta región, conocida como la capa límite hidrodinámica, el perfil de velocidad del fluido varía desde un valor de cero justo sobre la superficie, hasta el valor de velocidad máxima del fluido. Análogamente, en transferencia de calor se puede identificar una capa límite térmica, donde la temperatura del fluido en movimiento varía desde el valor de temperatura sobre la superficie, hasta la temperatura en el seno del fluido. Para determinar el perfil de temperatura en la capa límite térmica, se requiere de un desarrollo detallado de la ecuación de conservación de la energía. Este proceso escapa del alcance de esta sección. Afortunadamente, existen métodos sencillos para cuantificar la transferencia de calor en un proceso de convección a partir de la siguiente expresión, conocida como la Ley de Enfriamiento de Newton:

$$q = h \cdot A \cdot (T_S - T_\infty)$$

Donde  $q$  es la cantidad de calor transferido en [J/s] o [W],  $A$  es el área de la superficie involucrada en el proceso convección en [m<sup>2</sup>],  $T_S$  y  $T_\infty$  son las temperaturas de la superficie y del fluido, respectivamente, ambas en [K] y  $h$  que tiene unidades de Watts sobre metro cuadrados por grados Kelvin [W/m<sup>2</sup> ·K], se

define como el coeficiente de transferencia de calor por convección o coeficiente de película. Este coeficiente, que depende de las propiedades del fluido, del régimen de flujo, del tipo de proceso de convección y de la geometría de la superficie involucrada, puede calcularse como sigue:

$$h = \frac{Nu \cdot K_F}{D}$$

Donde  $K_F$  es la constante de conductividad térmica del fluido,  $D$  representa una longitud característica de la superficie (el diámetro en el caso de tuberías) y  $Nu$  es el número de Nusselt, que es un parámetro adimensional que debe ser interpretado como el gradiente de temperatura adimensional en la. El número de Nusselt para un problema de convección interna en una tubería circular donde el régimen de flujo sea laminar, se puede obtener de forma analítica a partir de la ecuación de conservación de la energía en la capa límite térmico, en cuyo caso resulta ser:

$$\text{Para flujo de calor constante: } Nu = \frac{h \cdot D}{K_F} = 4.36$$

$$\text{Para temperatura constante en la tubería: } Nu = \frac{h \cdot D}{K_F} = 3.66$$

En la tabla se muestran correlaciones para calcular el número de Nusselt en problemas con geometría cilíndrica, para los casos de convección interna con flujo turbulento y de convección externa tanto forzada como natural. Es importante destacar que en la literatura existen muchas otras correlaciones que también pueden ser utilizadas, lo importante en todo caso es que la correlación seleccionada se aplique dentro del rango y las condiciones para las cuales fue creada.

<b>Convección Interna Flujo Turbulento</b>	<u>Correlación de Gnielinski:</u> $Nu = \frac{\left(\frac{f}{8}\right) \cdot (Re - 1000) \cdot Pr}{1 + 12.7 \cdot \left(\frac{f}{8}\right)^{1/2} \cdot \left(Pr^{2/3} - 1\right)}$ <p>Sirve tanto en problemas de flujo de calor constante, como en problemas donde la temperatura de la superficie interna de la tubería es constante. Válida dentro los rangos: <math>0.5 &lt; Pr &lt; 2000</math> y <math>2300 &lt; Re &lt; 5 \cdot 10^6</math>, donde reporta errores menores al 10%. Las propiedades deben ser evaluadas a la temperatura promedio del fluido (<math>T_{PROM}</math>). El factor de fricción para tubería lisa se puede determinar como:</p> $f = [0.79 \cdot \ln(Re) - 1.64]^{-2}$
<b>Convección Forzada Externa</b>	<u>Correlación de Churchill y Bernstein:</u> $Nu = 0.3 + \frac{0.62 \cdot Re^{1/2} \cdot Pr^{1/3}}{\left[1 + \left(0.4/Pr\right)^{2/3}\right]^{1/4}} \cdot \left[1 + \left(\frac{Re}{282000}\right)^{5/8}\right]^{4/5}$ <p>Recomendada para todos los casos donde: <math>Re \cdot Pr &gt; 0.2</math>. Con todas las propiedades evaluadas a la temperatura de película: <math>T_M = (T_S + T_\infty)/2</math></p>
<b>Convección Natural Externa</b>	<u>Correlación de Churchill y Chu:</u> $Nu = \left\{ 0.60 + \frac{0.387 \cdot Ra^{1/6}}{\left[1 + \left(0.559/Pr\right)^{9/16}\right]^{8/27}} \right\}^2$ <p>Válida para problemas de flujo de calor constante, dentro del siguiente rango <math>1 \cdot 10^5 &lt; Ra &lt; 1 \cdot 10^{12}</math>. Las propiedades del fluido deben ser evaluadas a la temperatura de película: <math>T_M = (T_S + T_\infty)/2</math>. El número de Rayleigh (Ra) es:</p> $Ra = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_S - T_\infty) \cdot D^3}{\nu \cdot \alpha}$

Al igual que una resistencia eléctrica es asociada con la conducción de electricidad, se puede definir una resistencia térmica y asociarla con la transferencia de calor. De esta manera una resistencia térmica se define como la relación entre el potencial que genera el proceso de transferencia de calor, representado por el diferencial de temperatura ( $\Delta T$ ) y el correspondiente flujo de calor (q):

$$R_{\text{TERMICA}} = \frac{\Delta T}{q}$$

Una resistencia térmica tiene unidades de grados K sobre Watts [KW]. En el caso de presentarse varias resistencias en serie, la resistencia se obtendría de la suma

algebraica de tales resistencias, mientras que la suma de resistencias en paralelo sería igual al inverso de la suma de los inversos de tales resistencias. Las ecuaciones representan las resistencias térmicas para los procesos de conducción y convección en cuerpos cilíndricos:

$$R_{\text{COND}} = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot K}$$

$$R_{\text{CONV}} = \frac{1}{(2 \cdot \pi \cdot r \cdot L) \cdot h_{\text{CONV}}}$$

En los procesos de conducción y convección se requiere la presencia de un medio para que ocurra la transferencia de calor, este no es el caso de la radiación térmica. La máxima cantidad de energía que puede transmitirse por radiación térmica es la que ocurre en los llamados cuerpos negros o radiadores ideales, en los cuales se cumple la Ley de Stefan-Boltzmann:

$$q = \sigma \cdot A \cdot T_S^4$$

Donde  $\sigma$  es la constante de Stefan-Boltzmann igual a  $5,67 \cdot 10^{-8}$  [W/m<sup>2</sup> · K<sup>4</sup>],  $T_S$  es la temperatura absoluta de la superficie en [K] y  $A$  es el área de la superficie en [m<sup>2</sup>]. Cuando se trata de un cuerpo no ideal se incluye una propiedad radioactiva llamada emisividad ( $\epsilon$ ), que teniendo un valor entre cero y uno, permite cuantificar que tan eficiente es la radiación térmica en una superficie, con respecto a la de un cuerpo negro:

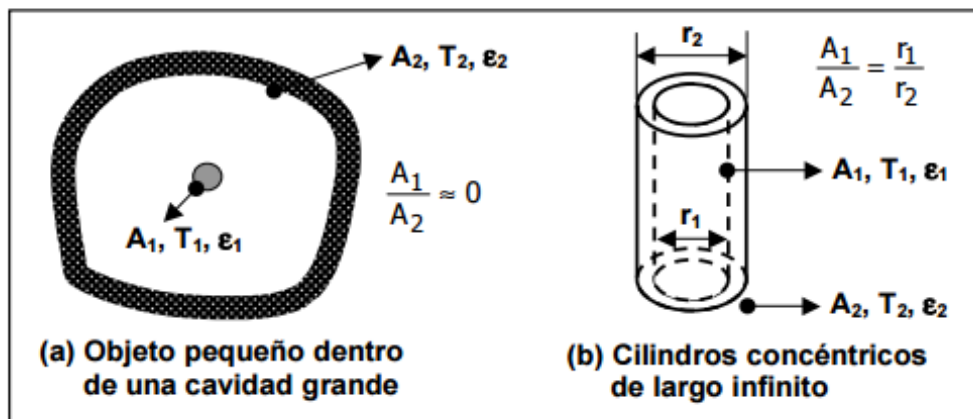
$$q = \epsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot T_S^4$$

Así como la radiación es emitida desde la superficie de un cuerpo causando pérdidas de calor, parte de ella puede ser absorbida por la superficie de otro haciendo que este último aumente su contenido calórico. Otra propiedad radioactiva llamada absorbencia ( $\alpha$ ), también con valores entre cero y uno, cuantifica la eficiencia con que un cuerpo absorbe radiación ( $\alpha = q_{\text{ABSORBIDO}}/q_{\text{EMITIDO}}$ ). Un cuerpo donde la absorbencia sea igual a la emisividad se denomina cuerpo gris. La energía que no es absorbida por un cuerpo es reflejada por la superficie del mismo, la reflectividad ( $\rho$ ) es la propiedad radioactiva que cuantifica la fracción de la radiación incidente sobre una superficie que es reflejada por la misma. Las expresiones para calcular la tasa de transferencia de calor por radiación entre dos superficies, son el resultado de un

proceso complejo cuya demostración escapa del alcance de esta sección. Cuando se trata de un problema que involucra a dos superficies difusas y grises, donde una envuelve completamente a la otra y el medio entre ambas no afecta el proceso de radiación térmica, se puede asumir que la tasa de transferencia de calor en una de las superficies ( $q_1$ ) es igual a la que existe en la otra ( $-q_2$ ) y que a su vez, ambas son iguales a la tasa de calor que se transfiere por radiación entre las dos superficies ( $q_{12}$ ). En este caso la tasa de transferencia de calor viene dada por la siguiente ecuación:

$$q_1 = -q_2 = q_{12} = \frac{\sigma \cdot (T_1^4 - T_2^4)}{\frac{1 - \epsilon_1}{\epsilon_1 \cdot A_1} + \frac{1}{A_1 \cdot F_{12}} + \frac{1 - \epsilon_2}{\epsilon_2 \cdot A_2}}$$

Donde la variable  $F_{12}$  es el factor de vista o factor de forma, que se define como la fracción de la energía cedida por una de las superficies que es absorbida por la otra. Para el tipo de problema que se está estudiando, este el factor de forma es igual a uno. Existen dos casos especiales donde la ecuación puede ser aplicada, uno es la transferencia de calor por radiación entre un objeto pequeño y una cavidad muy grande que lo contiene. El otro es la transferencia de calor por radiación entre dos cilindros concéntricos de largo infinito.



Desarrollando en la ecuación se puede obtener una expresión para el flujo de calor por radiación para el caso de un objeto pequeño dentro de una cavidad grande. Objeto pequeño dentro de una cavidad grande a temperatura constante, también se puede plantear una expresión para la resistencia térmica. Ambas expresiones se muestran a continuación:

$$q_{12} = \sigma \cdot A_1 \cdot \epsilon_1 \cdot (T_1^4 - T_2^4)$$

$$R_{\text{RAD}} = \frac{(T_1 - T_2)}{\sigma \cdot A_1 \cdot \epsilon_1 \cdot (T_1^4 - T_2^4)}$$

Estas ecuaciones pueden utilizarse para calcular el flujo de calor por radiación, desde la superficie externa de una tubería caliente tendida sobre soportes en el suelo, hasta el medio ambiente que representaría la cavidad grande de temperatura constante. Para tuberías que transportan vapor en superficie, la influencia de la radiación térmica suele ser pequeña comparada con los efectos de convección forzada en el exterior de la tubería, sobre todo si la tubería cuenta con un revestimiento aislante sin protector, ya que los materiales aislantes suelen tener emisividades muy bajas. Cuando la tubería consta un protector de aislante como hojas de aluminio, este término se hace un poco más grande, ya que la emisividad del aluminio es mayor. Por su parte, el caso de dos cilindros concéntricos de largo infinito se puede aplicar para calcular la transferencia de calor por radiación en el espacio anular. En este caso las expresiones para el flujo de calor y la resistencia térmica resultan ser:

$$q_{12} = \frac{\sigma \cdot A_1 \cdot (T_1^4 - T_2^4)}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1 - \epsilon_2}{\epsilon_2} \cdot \left(\frac{r_1}{r_2}\right)}$$

$$R_{\text{RAD}} = \frac{(T_1 - T_2)}{\sigma \cdot A_1 \cdot (T_1^4 - T_2^4) \cdot \left[ \frac{1}{\epsilon_1} + \frac{1 - \epsilon_2}{\epsilon_2} \cdot \left(\frac{r_1}{r_2}\right) \right]^{-1}}$$

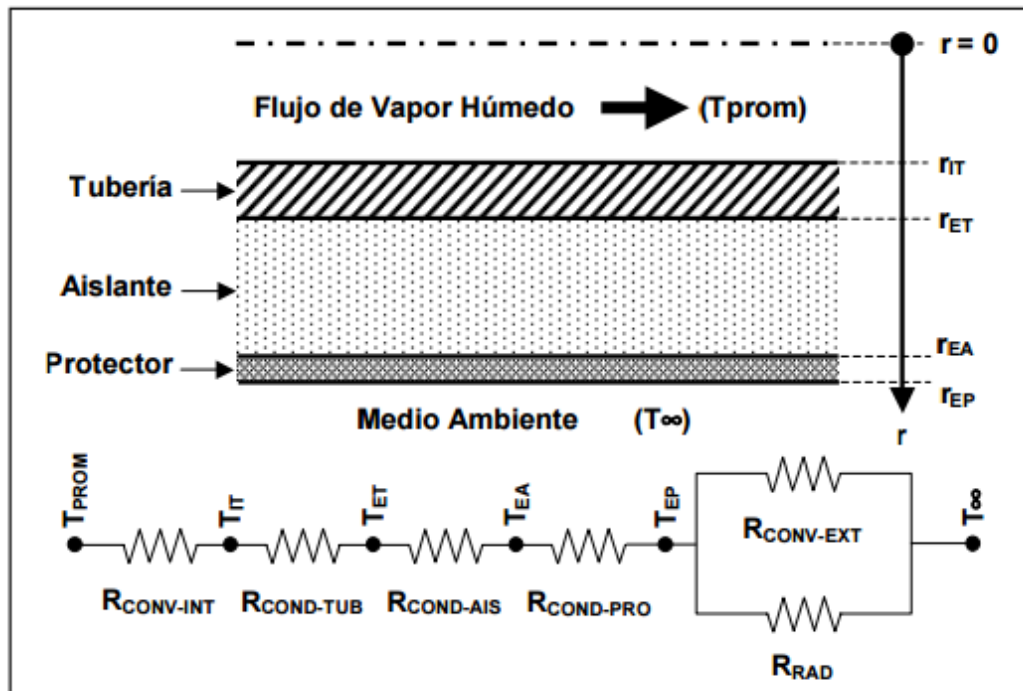
En las secciones siguientes se explica cómo se usan las ecuaciones descritas en esta sección, para calcular las pérdidas de calor tuberías de superficie.

### **Pérdidas de Calor en Tuberías de Superficie**

Las pérdidas de calor en tuberías de superficie se calculan suponiendo transferencia de calor unidireccional en dirección radial, estado estacionario y flujo de calor constante a través de las paredes de la tubería. En una tubería de superficie se presentan varios procesos de transferencia de calor en serie, donde parte de la energía contenida en el vapor se pierde hacia el medio ambiente. En



primer lugar, ocurre un proceso de convección interna directamente entre el flujo de vapor y la pared interna de la tubería. Luego, se presenta un proceso de conducción de calor a través de la pared de la tubería y en caso de estar presentes, también a través del revestimiento aislante y del protector del aislante. Si se trata de una tubería con mucho tiempo de uso, es recomendable considerar la conducción de calor a través de la película de costras y suciedad que se forma en la pared interna de la tubería, así como también la que se forma entre la pared externa de la tubería y el revestimiento aislante. Por último, sobre la superficie externa del arreglo se pueden considerar dos procesos que ocurren en forma paralela, uno de convección y el otro de radiación térmica. Generalmente, el primero se trata de un proceso de convección forzada producto de las corrientes de aire en el medio ambiente, mientras que el segundo es producto de la emisividad de la superficie externa de la tubería



Para explicar el procedimiento de cálculo de las pérdidas de calor en tuberías de superficie, se va a utilizar el esquema de resistencias térmicas planteado en la figura, donde se han considerado la resistencia asociada con la convección interna ( $R_{CONV-INT}$ ), las resistencias a la conducción de calor a través de la tubería ( $R_{COND-TUB}$ ), del revestimiento aislante ( $R_{COND-AIS}$ ) y del protector del aislante ( $R_{COND-PRO}$ ), la resistencia asociada con la convección externa y finalmente, la resistencia asociada con la radiación térmica ( $R_{RAD}$ )

Debido a que el flujo de calor es constante, el total de las pérdidas de calor se puede calcular aplicando la ecuación entre dos puntos cualesquiera del arreglo, tomando diferencial de temperatura y la resistencia térmica entre tales puntos. Si se toman como puntos de referencia el centro de la tubería y el medio ambiente, si los puntos de referencia son la superficie externa del protector del aislante y el medio ambiente.

$$q_{TOTAL} = \frac{(T_{PROM} - T_{\infty})}{R_{TOTAL}}$$

$$q_{TOTAL} = \frac{(T_{PROM} - T_{EP})}{R_{CONV-INT} + R_{COND-TUB} + R_{COND-AIS} + R_{COND-PRO}}$$

$$q_{TOTAL} = \frac{(T_{EP} - T_{\infty})}{\left( \frac{1}{R_{CONV-EXT}} + \frac{1}{R_{RAD}} \right)^{-1}}$$

Como se mencionó anteriormente, sería posible incluir otras resistencias adicionales, como las originadas por depósitos de costras y suciedad en las paredes de la tubería, de igual forma es posible despreciar el efecto que sobre la tasa de pérdidas de calor tiene alguna de las resistencias consideradas en esta figura. En todo caso lo importante es que bajo la suposición de flujo de calor constante cualquiera de las tres ecuaciones anteriores debería reportar el mismo resultado para las pérdidas de calor en la tubería. En las ecuaciones,  $T_{PROM}$  es la temperatura promedio del vapor en el tramo de tubería de longitud  $L$  donde se calculan las pérdidas,  $T_{\infty}$  es la temperatura del medio ambiente y  $T_{EP}$  es la temperatura de la superficie externa del protector del aislante, todas en unidades de grados Kelvin [K]. La variable  $R_{TOTAL}$  es la suma de todas las resistencias térmicas entre el seno de la tubería y el medio ambiente en unidades de [KW], que se calcula con la siguiente expresión:

$$R_{TOTAL} = R_{CONV-INT} + R_{COND-TUB} + R_{COND-AIS} + R_{COND-PRO} + \left( \frac{1}{R_{CONV-EXT}} + \frac{1}{R_{RAD}} \right)^{-1}$$

$$R_{TOTAL} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{IT} \cdot L \cdot h_{INT}} + \frac{\ln\left(\frac{r_{ET}}{r_{IT}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot K_{TUB}} + \frac{\ln\left(\frac{r_{EA}}{r_{ET}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot K_{AIS}} + \frac{\ln\left(\frac{r_{EP}}{r_{EA}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot K_{PRO}} + \left[ \left( \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{EP} \cdot L \cdot h_{EXT}} \right)^{-1} + \left( \frac{(T_{EP} - T_{\infty})}{2 \cdot \pi \cdot r_{EP} \cdot L \cdot \epsilon_{PRO} \cdot \sigma \cdot (T_{EP}^4 - T_{\infty}^4)} \right)^{-1} \right]^{-1}$$

Donde,

$r_{IT}$ : radio interno de la tubería [m]

$r_{ET}$ : radio externo de la tubería [m]

$r_{EA}$ : radio externo del aislante [m]

$r_{EP}$ : radio externo del protector [m]

$L$ : longitud de la tubería [m]

$K_{TUB}$ : constante de conductividad térmica del tubo [W/m·K]

$K_{AIS}$ : constante de conductividad térmica del aislante [W/m·K]

$K_{PRO}$ : constante de conductividad térmica del protector [W/m·K]

$h_{INT}$ : coeficiente de transferencia de calor por convección interna [W/m<sup>2</sup>·K]

$h_{EXT}$ : coeficiente de transferencia de calor por convección externa [W/m<sup>2</sup>·K]

$T_{EP}$ : temperatura en la superficie del protector [K]

$T_{\infty}$ : temperatura del medio ambiente [K]

$\epsilon_{PRO}$ : emisividad del protector

Los coeficientes de transferencia de calor por convección interna y externa ( $h_{INT}$  y  $h_{EXT}$ ) se calculan con la ecuación, sustituyendo el número de Nusselt correspondiente en cada caso. Las correlaciones para el número de Nusselt externo de la tabla, las propiedades del aire deben evaluarse a la temperatura de película, que se obtiene como el promedio entre la temperatura ambiente y la temperatura de la superficie externa del protector. Esta temperatura es desconocida por lo el cálculo de la tasa de pérdidas de calor se realiza mediante un procedimiento iterativo, como se describe a continuación:

- 1) Calcular las resistencias térmicas involucradas en la transferencia de calor desde el seno del flujo de vapor hasta la superficie externa de la tubería ( $R_{CONV-INT}$ ,  $R_{COND-TUB}$ ,  $R_{COND-AIS}$ ,  $R_{COND-PRO}$ ).
- 2) Suponer un valor para la temperatura en la superficie externa de la tubería (temperatura de la superficie externa del protector del aislante  $T_{EP}$ ).
- 3) Calcular las resistencias térmicas involucradas en los procesos de transferencia de calor en la superficie externa de la tubería ( $R_{CONV-EXT}$  y  $RRAD$ ).
- 4) Calcular la resistencia térmica total del proceso (con la ecuación (3.54) en caso de considerar las resistencias térmicas de la figura 3.16).

5) Calcular la temperatura en la superficie externa del protector, igualando las ecuaciones (3.50) y (3.51) o las ecuaciones (3.50) y (3.52), con lo que se obtendrían las siguientes expresiones, respectivamente:

$$T_{EP} = T_{PROM} - \left( \frac{R_{CONV-INT} + R_{COND-TUB} + R_{COND-AIS} + R_{COND-PRO}}{R_{TOTAL}} \right) \cdot (T_{PROM} - T_{\infty})$$

$$T_{EP} = T_{\infty} + \left[ \frac{\left( \frac{1}{R_{CONV-EXT}} + \frac{1}{R_{RAD}} \right)^{-1}}{R_{TOTAL}} \right] \cdot (T_{PROM} - T_{\infty})$$

6) Si la temperatura supuesta es igual a la calculada se continúa al paso siguiente, sino se toma la temperatura calculada como la supuesta y se vuelve al Paso 2.

7) Con la resistencia térmica total de la última iteración, se calcula la tasa de pérdidas de calor.

### **Cálculo de pérdidas de calor en tuberías de superficie.**

Se construirá un nuevo tramo de tubería desde una línea principal del sistema de distribución de vapor, hasta un sector del campo donde se están perforando nuevos pozos que serán sometidos a inyección alterna de vapor. Se estima que por este tramo circularán 1000 [TON/d] de vapor a 320 [°C]. Se desea comparar la tasa pérdidas de calor que existiría en caso de utilizar tubería desnuda, con la que existiría en el caso de utilizar tuberías con un revestimiento aislante de silicato de calcio de 3 [in] de espesor, protegido con una lámina de aluminio de 0.1 [in] de espesor. El tramo de 300 [m] de longitud, estará suspendido sobre soportes en la superficie del suelo y estará formado por tuberías de 30 [in] de diámetro tipo N-80. Se puede asumir que la temperatura promedio de ambiente es de 25 [°C], mientras que la velocidad promedio del viento en dirección normal a la tubería es de 20 [Km/h]. Consideraciones preliminares: *f*

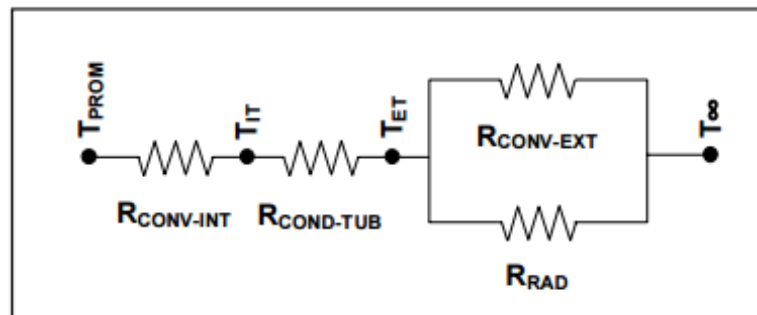
Las pérdidas de calor se calculan suponiendo transferencia de calor unidireccional en dirección radial, estado estacionario y flujo de calor constante a través de las paredes de la tubería, además, se asumen propiedades promedio a lo largo de todo el tramo de tubería.

Es conveniente expresar todos los datos en un sistema de unidades consistente, en este caso se eligió el sistema SI.

Los diámetros interno y externo de la tubería de 4 [plg], al igual que las propiedades físicas de los materiales involucrados. *f*

La conductividad térmica de los materiales depende de su temperatura.

Se puede suponer que el acero de la tubería tiene la misma temperatura del vapor, que la temperatura promedio del revestimiento de silicato de calcio es igual al promedio entre las temperaturas del ambiente y del vapor, mientras que para el aluminio del protector se puede asumir que la temperatura es un poco más alta que la temperatura ambiente. *f* En el caso de la tubería con revestimiento aislante y protector del aislante el esquema de resistencias térmicas es el mismo de la figura. Para la tubería desnuda se tendría el siguiente esquema:



**Datos:**

- $r_{IT} = 1,774 \text{ [plg]} = 0,045059 \text{ [m]}$
- $r_{ET} = 2 \text{ [plg]} = 0,050800 \text{ [m]}$
- $r_{EA} = 5 \text{ [plg]} = 0,127000 \text{ [m]}$
- $r_{EP} = 5.1 \text{ [plg]} = 0,129540 \text{ [m]}$
- $L = 300 \text{ [m]}$
- $K_{TUB} = 46 \text{ [W/m}\cdot\text{K]} \text{ (K del acero)}$
- $K_{AIS} = 0,069 \text{ [W/m}\cdot\text{K]} \text{ (K del silicato de calcio)}$
- $K_{PRO} = 240 \text{ [W/m}\cdot\text{K]} \text{ (K del aluminio)}$
- $\epsilon_{TUB} = 0,8 \text{ (emisividad del acero)}$
- $\epsilon_{PRO} = 0,11 \text{ (emisividad del aluminio pulido)}$
- $W_{total} = 1000 \text{ [TON/d]} = 11,574074 \text{ [Kg/s]}$
- $T_{PROM} = 320 \text{ [}^\circ\text{C]} = 593,15 \text{ [K]}$
- $P_{PROM} = 11.297,30 \text{ [KPa]} \text{ (calculada con la ecuación de Antoine)}$
- $T_{\infty} = 25 \text{ [}^\circ\text{C]} = 298,15 \text{ [K]}$
- $V_{VIE} = 20 \text{ [Km/h]} = 5,555556 \text{ [m/s]}$

**Caso de Tubería con Revestimiento Aislante.**

Paso 1. Se calculan  $R_{CONV-INT}$ ,  $R_{COND-TUB}$ ,  $R_{CON-AIS}$  y  $R_{COND-PRO}$ . Aunque no se muestra el cálculo de coeficiente de transferencia de calor por convección,  $h_{INT}$ , este se obtuvo a partir de la ecuación anterior, utilizando la correlación de Gnielinski para calcular el número de. Para calcular el número de Reynolds se utilizaron propiedades promedio del vapor, que se calcularon a partir

de la calidad del vapor y las propiedades de líquido y vapor saturados. Las densidades de cada fase se calcularon con la ecuación de estado de la IAPWS, mientras que la conductividad térmica, la viscosidad y el número de Prandtl provienen de las tablas.

$$R_{\text{CONV-INT}} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{\text{IT}} \cdot L \cdot h_{\text{INT}}} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,045060 \cdot 300 \cdot 2,101342 \cdot 10^4} \\ = 5,602875 \cdot 10^{-7} \text{ [K/W]}$$

$$R_{\text{COND-TUB}} = \frac{\ln\left(\frac{r_{\text{ET}}}{r_{\text{IT}}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot K_{\text{TUB}}} = \frac{\ln\left(\frac{0,050800}{0,045060}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 300 \cdot 46} = 1,382819 \cdot 10^{-6} \text{ [K/W]}$$

$$R_{\text{COND-AIS}} = \frac{\ln\left(\frac{r_{\text{EA}}}{r_{\text{EIT}}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot K_{\text{AIS}}} = \frac{\ln\left(\frac{0,127000}{0,050800}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 300 \cdot 0,069} = 7,045034 \cdot 10^{-3} \text{ [K/W]}$$

$$R_{\text{COND-PRO}} = \frac{\ln\left(\frac{r_{\text{EP}}}{r_{\text{EA}}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot K_{\text{PRO}}} = \frac{\ln\left(\frac{0,129540}{0,127000}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 300 \cdot 240} = 4,377342 \cdot 10^{-8} \text{ [K/W]}$$

Paso 2. Se supone un valor para la temperatura de la superficie externa del protector ( $T_{\text{EP}}^{\text{SUPUESTA}}$ ), este valor debe ser menor a la temperatura del flujo de vapor:

$$T_{\text{EP}}^{\text{SUPUESTA}} = T_{\text{PROM}} - 10 = (593,15 - 10) = 583,15 \text{ [K]}$$

Paso 3. Se calculan  $R_{\text{CONV-EXT}}$  y  $R_{\text{RAD}}$ . El coeficiente de transferencia de calor por convección en la superficie externa de la tubería,  $h_{\text{EXT}}$ , también se obtuvo, pero utilizando la correlación de Churchill y Bernstein para el número de Nusselt. En esta correlación las propiedades del aire se evalúan a la temperatura de película ( $T_{\text{PEL}}$ ), que se puede obtener como el promedio de las temperaturas de la superficie externa del protector y del medio ambiente:

$$T_{\text{PEL}} = \frac{(T_{\text{PROM}} + T_{\infty})}{2} = \frac{(593,15 + 298,15)}{2}$$

$$R_{\text{CONV-EXT}} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{\text{EP}} \cdot L \cdot h_{\text{EXT}}} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,129540 \cdot 300 \cdot 18,034362} \\ = 2,270880 \cdot 10^{-4} \text{ [K/W]}$$

$$\begin{aligned}
 R_{\text{RAD}} &= \frac{(T_{\text{EP}} - T_{\infty})}{2 \cdot \pi \cdot r_{\text{EP}} \cdot L \cdot \varepsilon_{\text{PRO}} \cdot \sigma \cdot (T_{\text{EP}}^4 - T_{\infty}^4)} \\
 &= \frac{(583,15 - 298,15)}{2 \cdot \pi \cdot 0,129540 \cdot 300 \cdot 0,11 \cdot 5,67 \cdot 10^{-8} \cdot (583,15^4 - 298,15^4)} \\
 &= 1,736926 \cdot 10^{-3} \text{ [K/W]}
 \end{aligned}$$

**Paso 4.** Se calcula  $R_{\text{TOTAL}}$ :

$$\begin{aligned}
 R_{\text{TOTAL}} &= R_{\text{CONV-INT}} + R_{\text{COND-TUB}} + R_{\text{COND-AIS}} + R_{\text{COND-PRO}} + \\
 &\quad + \left( \frac{1}{R_{\text{CONV-EXT}}} + \frac{1}{R_{\text{RAD}}} \right)^{-1} \\
 R_{\text{TOTAL}} &= 5,602875 \cdot 10^{-7} + 1,382819 \cdot 10^{-6} + 7,045034 \cdot 10^{-3} + 4,377342 \cdot 10^{-8} + \\
 &\quad + \left[ \frac{1}{2,270880 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{1,736900 \cdot 10^{-3}} \right]^{-1} \\
 &= 7,247852 \cdot 10^{-3} \text{ [K/W]}
 \end{aligned}$$

**Paso 5.** Se calcula la temperatura externa del protector ( $T_{\text{EP}}$ ):

$$\begin{aligned}
 T_{\text{EP}} &= T_{\infty} + \left[ \frac{\left( \frac{1}{R_{\text{CONV-EXT}}} + \frac{1}{R_{\text{RAD}}} \right)^{-1}}{R_{\text{TOTAL}}} \right] \cdot (T_{\text{PROM}} - T_{\infty}) \\
 T_{\text{EP}} &= 298,15 + \left[ \frac{\left[ \frac{1}{2,270880 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{1,736900 \cdot 10^{-3}} \right]^{-1}}{7,247852 \cdot 10^{-3}} \right] \cdot (593,15 - 298,15) \\
 &= 306,32 \text{ [K]}
 \end{aligned}$$

**Paso 6:** La temperatura externa del protector calculada en el paso 5: 306,32 [K], difiere del valor supuesto en el paso 2 que fue 583,15 [K], por lo que se debe repetir el procedimiento hasta que la temperatura supuesta sea igual a la calculada dentro de una tolerancia determinada. Que tan pequeña es dicha tolerancia dependerá del esfuerzo de cálculo que se esté dispuesto a realizar, evidentemente la programación de este procedimiento en un computador permite

agilizar los cálculos. A continuación se presenta una tabla con los resultados para cuatro iteraciones:

Variable	Iteración			
	1	2	3	4
$h_{INT}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	21013,417339			
$R_{CONV-INT}$ [K/W]	$5,602926 \cdot 10^{-7}$			
$R_{COND-TUB}$ [K/W]	$1,382921 \cdot 10^{-6}$			
$R_{COND-AIS}$ [K/W]	$7,045034 \cdot 10^{-3}$			
$R_{COND-PRO}$ [K/W]	$4,377342 \cdot 10^{-8}$			
$T_{EP}$ [K]	583,15	306,32	306,17	306,17
$h_{EXT}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	18,034362	20,100187	20,101829	20,101834
$R_{CONV-EXT}$ [K/W]	$2,270880 \cdot 10^{-4}$	$2,037487 \cdot 10^{-4}$	$2,037321 \cdot 10^{-4}$	$2,037320 \cdot 10^{-4}$
$R_{COND-RAD}$ [K/W]	$1,736900 \cdot 10^{-3}$	$5,944788 \cdot 10^{-3}$	$5,949309 \cdot 10^{-3}$	$5,949321 \cdot 10^{-3}$
$R_{EXT}$ [K/W]	$2,008307 \cdot 10^{-4}$	$1,969969 \cdot 10^{-4}$	$1,969863 \cdot 10^{-4}$	$1,969863 \cdot 10^{-4}$
$R_{TOTAL}$ [K/W]	$7,247852 \cdot 10^{-3}$	$7,244018 \cdot 10^{-3}$	$7,244007 \cdot 10^{-3}$	$7,244007 \cdot 10^{-3}$
$Q$ [W]	40702,26	40723,80	40723,86	<b>40723,86</b>

La tasa de pérdidas de calor en la tubería aislada resulta ser de aproximadamente  $4,1 \cdot 10^4$  [W]. Los resultados revelan que en la tercera iteración ya se ha alcanzado una tolerancia aceptable en todas las variables que se muestran en la tabla. La resistencia  $R_{EXT}$  se refiere a la suma de las resistencias en paralelo que actúan sobre la superficie externa de la tubería, es decir, la resistencia por convección forzada y la resistencia por radiación térmica. Comparando el resultado de cada una de las resistencias involucradas con el valor de la resistencia total, es evidente que la de mayor influencia en la tasa de pérdidas de calor es la resistencia debida a la presencia de revestimiento aislante, que para este problema representa el 97% de la resistencia total a la transferencia de calor en el arreglo.

### Caso de Tubería Desnuda

Pasos 1 y 2. Las resistencias  $R_{CONV-INT}$  y  $R_{COND-TUB}$  tienen el mismo valor que en caso de tubería aislada. Se puede suponer el mismo valor inicial para la temperatura de la superficie externa de la tubería.

Paso 3. Las resistencias  $R_{CONV-EXT}$  y  $R_{RAD}$  son diferentes a las del caso de la tubería aislada, en principio porque ahora el diámetro externo. Además la emisividad del acero es mayor que la del protector de aluminio. El coeficiente de transferencia de calor por convección en la superficie externa de la tubería,  $h_{EXT}$ , se obtuvo de la misma forma que el caso anterior.



$$R_{\text{CONV-EXT}} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{\text{ET}} \cdot L \cdot h_{\text{EXT}}} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,050800 \cdot 300 \cdot 26,352241}$$

$$= 3,962941 \cdot 10^{-4} \text{ [K/W]}$$

$$R_{\text{RAD}} = \frac{(T_{\text{ET}} - T_{\infty})}{2 \cdot \pi \cdot r_{\text{ET}} \cdot L \cdot \varepsilon_{\text{TUB}} \cdot \sigma \cdot (T_{\text{ET}}^4 - T_{\infty}^4)}$$

$$= \frac{(583,15 - 298,15)}{2 \cdot \pi \cdot 0,050800 \cdot 300 \cdot 0,81 \cdot 5,67 \cdot 10^{-8} \cdot (583,15^4 - 298,15^4)}$$

$$= 6,014911 \cdot 10^{-4} \text{ [K/W]}$$

Paso 4. Se calcula  $R_{\text{TOTAL}}$ :

$$R_{\text{TOTAL}} = R_{\text{CONV-INT}} + R_{\text{COND-TUB}} + \left( \frac{1}{R_{\text{CONV-EXT}}} + \frac{1}{R_{\text{RAD}}} \right)^{-1}$$

$$R_{\text{TOTAL}} = 5,602875 \cdot 10^{-7} + 1,382819 \cdot 10^{-6} + \left[ \frac{1}{3,962941 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{6,014911 \cdot 10^{-4}} \right]^{-1}$$

$$= 2,408396 \cdot 10^{-4} \text{ [K/W]}$$

Paso 4. Se calcula  $R_{\text{TOTAL}}$ :

$$R_{\text{TOTAL}} = R_{\text{CONV-INT}} + R_{\text{COND-TUB}} + \left( \frac{1}{R_{\text{CONV-EXT}}} + \frac{1}{R_{\text{RAD}}} \right)^{-1}$$

$$R_{\text{TOTAL}} = 5,602875 \cdot 10^{-7} + 1,382819 \cdot 10^{-6} + \left[ \frac{1}{3,962941 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{6,014911 \cdot 10^{-4}} \right]^{-1}$$

$$= 2,408396 \cdot 10^{-4} \text{ [K/W]}$$

Paso 5. Se calcula la temperatura externa del protector con al ecuación (3.54):

$$T_{\text{ET}} = T_{\infty} + \left[ \frac{\left( \frac{1}{R_{\text{CONV-EXT}}} + \frac{1}{R_{\text{RAD}}} \right)^{-1}}{R_{\text{TOTAL}}} \right] \cdot (T_{\text{PROM}} - T_{\infty})$$

$$T_{\text{ET}} = 298,15 + \frac{\left[ \frac{1}{3,962941 \cdot 10^{-4}} + \frac{1}{6,014911 \cdot 10^{-4}} \right]^{-1}}{2,408396 \cdot 10^{-4}} \cdot (593,15 - 298,15)$$

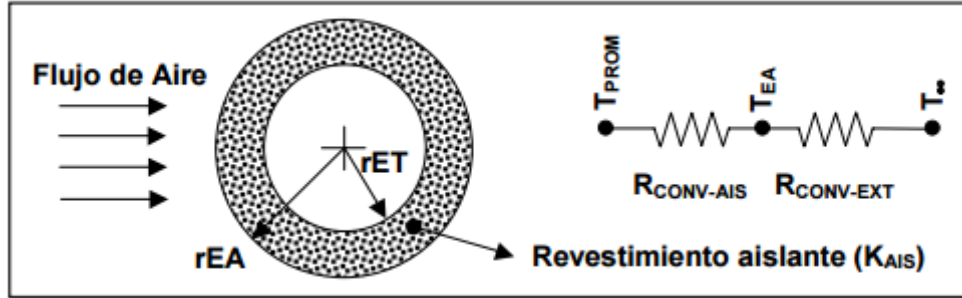
$$= 590,77 \text{ [K]}$$

Paso 6: La temperatura de la superficie externa de la tubería resultante del paso anterior es de 590,77 [K], por lo que se deben realizar varias iteraciones hasta alcanzar la tolerancia requerida. En la siguiente tabla se muestra los resultados para cuatro iteraciones:

Variable	Iteración			
	1	2	3	4
$h_{INT}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	21013,41734			
$R_{CONV-INT}$ [K/W]	$5,602926 \cdot 10^{-7}$			
$R_{COND-TUB}$ [K/W]	$1,382921 \cdot 10^{-6}$			
$T_{ET}$ [K]	583,15	590,77	590.75	590.75
$h_{EXT}$ [W/m <sup>2</sup> ·K]	26,352241	26,312738	26.312870	26,312870
$R_{CONV-EXT}$ [K/W]	$3,962941 \cdot 10^{-4}$	$3,968891 \cdot 10^{-4}$	$3,968871 \cdot 10^{-4}$	$3,968871 \cdot 10^{-4}$
$R_{RAD}$ [K/W]	$6,014819 \cdot 10^{-4}$	$5,841451 \cdot 10^{-4}$	$5,842025 \cdot 10^{-4}$	$5,842023 \cdot 10^{-4}$
$R_{EXT}$ [K/W]	$2,388950 \cdot 10^{-4}$	$2,363229 \cdot 10^{-4}$	$2,363315 \cdot 10^{-4}$	$2,363315 \cdot 10^{-4}$
$R_{TOTAL}$ [K/W]	$2,408383 \cdot 10^{-4}$	$2,382661 \cdot 10^{-4}$	$2,382748 \cdot 10^{-4}$	$2,382747 \cdot 10^{-4}$
$Q$ [W]	1.224.904,93	1.238.128,31	1.238.083,18	<b>1.238.083,33</b>

Al igual que en el caso de tubería aislada, todas las variables en la tabla alcanzan una tolerancia aceptable en la tercera iteración. Para la tubería desnuda las resistencias térmicas de mayor importancia son las debidas a la convección forzada y la radiación térmica, que se presentan sobre la superficie externa de la tubería, ambas tienen el mismo orden de magnitud y representan en conjunto el 99% de la resistencia total en el proceso de transferencia de calor. En este caso la tasa de pérdidas de calor es de aproximadamente  $1,2 \cdot 10^6$  [W], lo que significa que las pérdidas de calor con tubería desnuda serían unas 30 veces mayores a las pérdidas en la tubería con aislante. Este resultado revela la importancia del recubrimiento aislante para la economía de los proyectos de inyección de vapor.

En este punto resulta conveniente realizar algunas consideraciones sobre el espesor del revestimiento aislante. Si bien es cierto, que la resistencia térmica del aislante se incrementa cuando aumenta su espesor, hay que tomar en cuenta que mientras más grande sea el espesor del aislante, mayor es el área superficial expuesta al ambiente, con lo que se incrementa la tasa de transferencia de calor por convección. La combinación de estos dos efectos podría provocar la existencia de un punto crítico en el espesor del revestimiento aislante. Para demostrar este fenómeno y verificar si este punto crítico produce un máximo o un mínimo en la tasa de transferencia de calor, se puede utilizar un ejemplo sencillo como el esquema de resistencias térmicas que se muestra en la figura, donde sólo se consideran la conducción de calor a través del revestimiento aislante y la convección sobre la superficie externa.



La resistencia total a la transferencia de calor para este esquema estaría dada por la siguiente expresión:

$$R_{TOTAL} = \frac{\ln\left(\frac{r_{EA}}{r_{ET}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot K_{AIS}} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{EA} \cdot L \cdot h_{EXT}}$$

Si existe un espesor crítico del revestimiento aislante o lo que es igual, un radio crítico del aislante, la derivada de la resistencia total con respecto al radio del aislante ( $r_{EA}$ ) evaluada en dicho punto debe ser igual a cero [21]:

$$\frac{dR_{TOTAL}}{dr_{EA}} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{EA} \cdot L \cdot K_{AIS}} - \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{EA}^2 \cdot L \cdot h_{EXT}} = 0$$

Despejando el radio del aislante resulta que su valor crítico para el esquema de resistencias de la figura viene dado por siguiente relación:

$$(r_{EA})^{CRÍTICO} = \frac{K_{AIS}}{h_{EXT}}$$

Adicionalmente, si se evalúa la segunda derivada de la resistencia total con respecto al radio del aislante en el radio crítico de la ecuación, se obtiene que la misma es mayor que cero, con lo que queda demostrado que cuando el radio externo del aislante es igual a su valor crítico, la resistencia térmica presenta un valor mínimo que maximiza la tasa de transferencia de calor:

$$\frac{d^2 R_{TOTAL}}{dr_{EA}^2} = -\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_{EA}^2 \cdot L \cdot K_{AIS}} + \frac{1}{\pi \cdot r_{EA}^3 \cdot L \cdot h_{EXT}}$$

$$\left. \frac{d^2 R_{TOTAL}}{dr_{EA}^2} \right|_{(r_{EA})^{CRÍTICO}} = -\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot \left(\frac{K_{AIS}}{h_{EXT}}\right)^2 \cdot L \cdot K_{AIS}} + \frac{1}{\pi \cdot \left(\frac{K_{AIS}}{h_{EXT}}\right)^3 \cdot L \cdot h_{EXT}}$$

$$= \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot L \cdot \frac{K_{AIS}^3}{h_{EXT}^2}} > 0$$

Esto significa que al tener un espesor del aislante tal, que su radio externo esté por debajo del radio crítico, la presencia del material aislante provocará que la tasa de transferencia de calor se incremente en vez de disminuir.

### **Cálculo del espesor crítico del aislante.**

Se transporta vapor a 320 [°C] por una tubería de superficie de 4 [plg] de diámetro y 100 [m] de longitud. Se conoce que el coeficiente de transferencia de calor por convección sobre la superficie externa es aproximadamente 10 [W/m<sup>2</sup> · K] y que la temperatura promedio del ambiente es de 25 [°C]. Se desea calcular el espesor crítico para dos tipos de aislante con los siguientes valores de conductividad térmica: aislante A = 0,069 [W/m · K] y aislante B = 1 [W/m · K]. Para facilitar los cálculos se va a suponer el mismo esquema de resistencias térmicas de la figura, en cuyo caso el radio crítico del aislante viene dado por la ecuación. De esta manera se tiene que para el aislante A el radio crítico es:

$$(r_{EA})^{CRÍTICO} = \frac{K_A}{h_{EXT}} = \frac{0,069 \text{ [W/m} \cdot \text{K]}}{10 \text{ [W/m}^2 \cdot \text{K]}} = 0,0069 \text{ [m]} = 0,2717 \text{ [plg]}$$

Anexo C. Evaluación Financiera de las tres tecnologías

**Flujo de Fondos Proyecto TRANSPORTE DE CRUDO PESADO CASO CASTILLA Dilución**

Cifras en Pesos Constantes el 2015

**Datos**

Costo del Capital (WACC)		20%
Inversión Sistema de DILUCION (COP)		1.000.000.000
Inversión Recuperador de Calor (COP)		0
% sobre valor activos para Montaje y Conexión		10%
Costo Anual de Mantenimiento (COP)		500.000
Vida SISTEMA (años)		15
Valor de salvamento Activos (COP)		40.000.000
Valor del Overhaul en el año 7 (COP)		100.000.000
Impuesto a la renta		33%
% de Financiación sobre Valor de Activos		10%
Tasa de financiación e.a.		12%
Plazo crédito (años)		5
PRECIO DEL BARRIL DE PRETOLEO (COP)	\$	140.000,00
TOTAL BARRILES CRUDO TRANSPORTADO DIARIO		220000
COSTO DE OPERACIÓN POR BARRIL DE PETROLEO	\$	505.890.000.000,00
COSTO DE TRANSPORTE POR BARRIL TRANSPORTADO	\$	562.100.000.000,00
COSTO COMPRA DE NAFTA O DILUYENTE	\$	6.160.000.000,00

Concepto	2015	2016	2017
		\$	\$
+Ingreso por crudo Transportado	0,000	562.100.000.000,00	562.100.000.000,00
-Costo de operación oleoducto	0,000	-505890000000,000	-505890000000,000
-Costos de Mantenimiento	0,000	-500000,000	-500000,000
- Costos Compra NAFTA	0,000	-6160000000,000	-6160000000,000
-Intereses Crédito	0,000	-12000000,000	-10111083,217
-Depreciación	0,000	-64000000,000	-64000000,000
<b>=Ganacias Operativas Gravables</b>	\$ -	\$ 49.973.500.000,00	\$ 49.975.388.916,78
-Impuesto a la renta	0,000	-16491255000,000	-16491878342,539
+Ingreso Venta de Activos (V V - S L)			
-Impuesto sobre Ingreso Venta Activos			
+Valor en libros activos vendidos			
+Otros ingresos no gravables			
-Costos No deducibles			
<b>=Ganacias Netas Contables</b>	0,000	33482245000,000	33483510574,245
+Depreciación		64000000,000	64000000,000
-Overhaul			
-Costos de Inversión	\$ (70.000.000.000,00)		
+Crédito Recibido			
-Amortización Crédito	100000000,000	-15740973,194	-17629889,977
+Valor Salvamento			
<b>=Flujo de Fondos Neto</b>	<b>-6990000000,000</b>	33530504026,806	33529880684,267

2018	2019	2020	2021
\$ 562.100.000.000,00	562100000000,000	562100000000,000	562100000000,000
-505890000000,000	-505890000000,000	-505890000000,000	-505890000000,000
-500000,000	-500000,000	-500000,000	-500000,000
-6160000000,000	-6160000000,000	-6160000000,000	-6160000000,000
-7995496,419	-5626039,206	-2972247,128	0,000
-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000
\$ 49.977.504.503,58	\$ 49.979.873.960,79	\$ 49.982.527.752,87	\$ 49.985.500.000,00
-16492576486,182	-16493358407,062	-16494234158,448	-16495215000,000
33484928017,399	33486515553,732	33488293594,424	33490285000,000
64000000,000	64000000,000	64000000,000	64000000,000
-19745476,775	-22114933,988	-24768726,066	0,000
33529182540,624	33528400619,744	33527524868,358	33554285000,000

2022	2023	2024	2025
56210000000,000	56210000000,000	56210000000,000	56210000000,000
-50589000000,000	-50589000000,000	-50589000000,000	-50589000000,000
-500000,000	-500000,000	-500000,000	-500000,000
-6160000000,000	-6160000000,000	-6160000000,000	-6160000000,000
0,000	0,000	0,000	0,000
-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000
\$ 49.985.500.000,00	\$ 49.985.500.000,00	\$ 49.985.500.000,00	\$ 49.985.500.000,00
-16495215000,000	-16495215000,000	-16495215000,000	-16495215000,000
			600000000,000
			-198000000,000
			360000000,000
-33000000,000			
33457285000,000	33490285000,000	33490285000,000	34252285000,000
64000000,000	64000000,000	64000000,000	64000000,000
-100000000,00			
0,000	0,000	0,000	0,000
33421285000,000	33554285000,000	33554285000,000	34316285000,000

VPN	210586823683,840
TIR	46,96%



**Flujo de Fondos Proyecto TRANSPORTE DE CRUDO PESADO CASO CASTILLA**  
**Calentamiento**

Cifras en Pesos Constantes el 2015

**Datos**

Costo del Capital (WACC)		20%
Inversión Sistema de Calentamiento (COP)		100.000.000.000
Inversión Recuperador de Calor (COP)		15.000.000
% sobre valor activos para Montaje y Conexión		10%
Costo Anual de Mantenimiento (COP)		300.000.000
Vida útil Sistemas (años)		15
Valor de salvamento Activos (COP)		40.000.000
Valor del Overhaul en el año 7 (COP)		100.000.000
Impuesto a la renta		33%
% de Financiación sobre Valor de Activos		30%
Tasa de financiación e.a.		12%
Plazo crédito (años)		5
Gas no consumido		1161703,75
PRECIO DEL BARRIL DE PRETOLEO (COP)	\$	140.000,00
TOTAL BARRILES CRUDO TRANSPORTADO DIARIO		220000
COSTO DE OPERACIÓN POR BARRIL DE PETROLEO	\$	191.114.000.000,00
COSTO DE TRANSPORTE POR BARRIL TRANSPORTADO	\$	224.840.000.000,00

Concepto	2015	2016	2017
+INGRESOS POR TRANSPORTE DE CRUDO CON CALENTAMIENTO	0,000	\$ 224.840.000.000,00	\$ 224.840.000.000,00
-Costo de operación oleoducto con CALENTAMIENTO	0,000	-191114000000,000	-191114000000,000
-Costos de Mantenimiento	0,000	-300000000,000	-300000000,000
-Intereses Crédito	0,000	-3600540000,000	-3033779963,757
-Depreciación	0,000	-6665000000,000	-6665000000,000
<b>=Ganacias Operativas Gravables</b>	\$ -	\$ 23.160.460.000,00	\$ 23.727.220.036,24
-Impuesto a la renta	0,000	-7642951800,000	-7829982611,960
+Ingreso Venta de Activos (V V - S L)			
-Impuesto sobre Ingreso Venta Activos			
+Valor en libros activos vendidos			
+Otros ingresos no gravables			
-Costos No deducibles			
<b>=Ganacias Netas Contables</b>	0,000	15517508200,000	15897237424,283
+Depreciación		6665000000,000	6665000000,000
-Overhaul			
-Costos de Inversión	\$ (110.016.500.000,00)		
+Crédito Recibido			
-Amortización Crédito	30004500000,000	-4723000302,025	-5289760338,268
+Valor Salvamento			
<b>=Flujo de Fondos Neto</b>	<b>-8001200000,000</b>	17459507897,975	17272477086,015

2018	2019	2020	2021
\$ 224.840.000.000,00	22484000000,000	22484000000,000	22484000000,000
-19111400000,000	-19111400000,000	-19111400000,000	-19111400000,000
-30000000,000	-30000000,000	-30000000,000	-30000000,000
-2399008723,165	-1688064933,702	-891807889,503	0,000
-666500000,000	-666500000,000	-666500000,000	-666500000,000
\$ 24.361.991.276,84	\$ 25.072.935.066,30	\$ 25.869.192.110,50	\$ 26.761.000.000,00
-8039457121,356	-8274068571,878	-8536833396,464	-883113000,000
16322534155,480	16798866494,420	17332358714,033	17929870000,000
666500000,000	666500000,000	666500000,000	666500000,000
-5924531578,860	-6635475368,324	-7431732412,523	0,000
17063002576,619	16828391126,096	16565626301,511	24594870000,000

2022	2023	2024	2025
22484000000,000	22484000000,000	22484000000,000	22484000000,000
-19111400000,000	-19111400000,000	-19111400000,000	-19111400000,000
-300000000,000	-300000000,000	-300000000,000	-300000000,000
0,000	0,000	0,000	0,000
-666500000,000	-666500000,000	-666500000,000	-666500000,000
\$ 26.761.000.000,00	\$ 26.761.000.000,00	\$ 26.761.000.000,00	\$ 26.761.000.000,00
-8831130000,000	-8831130000,000	-8831130000,000	-8831130000,000
			6661000000,000
			-2198130000,000
			3336500000,000
-33000000,000			
17896870000,000	17929870000,000	17929870000,000	95923570000,000
6665000000,000	6665000000,000	6665000000,000	6665000000,000
-100000000,000			
0,000	0,000	0,000	0,000
24461870000,000	24594870000,000	24594870000,000	102588570000,000

VPN	173322574935,779
TIR	23,71%

**Flujo de Fondos Proyecto TRANSPORTE DE CRUDO PESADO CASO CASTILLA**  
**Viscoreduccion**

Cifras en Pesos Constantes el 2015

**Datos**

Costo del Capital (WACC)		20%
Inversión Sitema de DILUCION (COP)		1.000.000.000
Inversión Recuperador de Calor (COP)		0
% sobre valor activos para Montaje y Conexión		10%
Costo Anual de Mantenimiento (COP)		500.000
Vida SISTEMA (años)		15
Valor de salvamento Activos (COP)		40.000.000
Valor del Overhaul en el año 7 (COP)		100.000.000
Impuesto a la renta		33%
% de Finaciación sobre Valor de Activos		10%
Tasa de financiación e.a.		12%
Plazo crédito (años)		5
PRECIO DEL BARRIL DE PRETOLEO (COP)	\$	140.000,00
TOTAL BARRILES CRUDO TRANSPORTADO DIARIO		220000
COSTO DE OPERACIÓN POR BARRIL DE PETROLEO	\$	404.712.000.000,00
COSTO DE TRANSPORTE POR BARRIL TRANSPORTADO	\$	449.680.000.000,00

Concepto	2015	2016	2017
		\$	\$
+Ingreso por Transporte de Crudo	0,000	449.680.000.000,00	449.680.000.000,00
-Costo de operacion oleoducto	0,000	-404712000000,000	-404712000000,000
-Costos de Mantenimiento	0,000	-500000,000	-500000,000
-Intereses Crédito	0,000	-12000000,000	-10111083,217
-Depreciación	0,000	-64000000,000	-64000000,000
<b>=Ganacias Operativas Gravables</b>	\$ -	\$ 44.891.500.000,00	\$ 44.893.388.916,78
-Impuesto a la renta	0,000	-14814195000,000	-14814818342,539
+Ingreso Venta de Activos (V V - S L)			
-Impuesto sobre Ingreso Venta Activos			
+Valor en libros activos vendidos			
+Otros ingresos no gravables			
-Costos No deducibles			
<b>=Ganacias Netas Contables</b>	0,000	30077305000,000	30078570574,245
+Depreciación		64000000,000	64000000,000
-Overhaul			
-Costos de Inversión	\$ (200.000.000.000,00)		
+Crédito Recibido			
-Amortización Crédito	100000000,000	-15740973,194	-17629889,977
+Valor Salvamento			

2018	2019	2020	2021
\$ 449.680.000.000,00	449680000000,000	449680000000,000	449680000000,000
-404712000000,000	-404712000000,000	-404712000000,000	-404712000000,000
-500000,000	-500000,000	-500000,000	-500000,000
-7995496,419	-5626039,206	-2972247,128	0,000
-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000	-64000000,000
\$ 44.895.504.503,58	\$ 44.897.873.960,79	\$ 44.900.527.752,87	\$ 44.903.500.000,00
-14815516486,182	-14816298407,062	-14817174158,448	-14818155000,000
30079988017,399	30081575553,732	30083353594,424	30085345000,000
64000000,000	64000000,000	64000000,000	64000000,000
-19745476,775	-22114933,988	-24768726,066	0,000
30124242540,624	30123460619,744	30122584868,358	30149345000,000

2022	2023	2024	2025
44968000000,000	44968000000,000	44968000000,000	44968000000,000
-40471200000,000	-40471200000,000	-40471200000,000	-40471200000,000
-500000,000	-500000,000	-500000,000	-500000,000
0,000	0,000	0,000	0,000
-6400000,000	-6400000,000	-6400000,000	-6400000,000
\$ 44.903.500.000,00	\$ 44.903.500.000,00	\$ 44.903.500.000,00	\$ 44.903.500.000,00
-14818155000,000	-14818155000,000	-14818155000,000	-14818155000,000
			600000000,000
			-198000000,000
			360000000,000
-3300000,000			
30052345000,000	30085345000,000	30085345000,000	30847345000,000
6400000,000	6400000,000	6400000,000	6400000,000
-100000000,000			
0,000	0,000	0,000	0,000
30016345000,000	30149345000,000	30149345000,000	30911345000,000

VPN	326311707780,865
TIR	8,28%