



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

---

FACULTAD DE INGENIERÍA

**Transferencia de Calor  
Conjugada en Sistemas de  
Transporte Bifásico con  
Crudos Pesados y  
Extrapesados**

**TESIS**

Que para obtener el título de  
**Ingeniero Petrolero**

**P R E S E N T A**

Luis Enrique León Aboytes

**DIRECTOR DE TESIS**

Dr. José Enrique Guzmán Vázquez



Ciudad Universitaria, Cd. Mx., 2018



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## **Jurado Asignado**

Presidente: **Dr. Iván Guerrero Sarabia**  
Secretario: **Dr. Edgar Ramírez Jaramillo**  
Suplente: **Dr. Arturo Palacio Pérez**  
Suplente: **Mtro. Oswaldo David López Hernández**  
Vocal: **Dr. Enrique Guzmán Vázquez**

## Agradecimientos

El presente trabajo se lo dedico a mis padres, Rosalba y Fernando, que a pesar de que no contaban con los recursos suficientes para darle educación a mis hermanos Manuel, Karen, Claudia y a mí, siempre intentaron dar su mayor esfuerzo para que saliéramos adelante y triunfáramos en la vida. Gracias a ustedes, soy lo que soy.

A la Universidad que me acogió desde el bachillerato y me ha llevado de la mano en conjunto con mis profesores para ser cada día mejor. A la Facultad de Ingeniería y sus profesores de la División de Ciencias Básicas y la División de Ingeniería en Ciencias de la Tierra, por haberme transmitido todos sus conocimientos para mi crecimiento académico y profesional. Al Instituto de Ingeniería, lugar en donde conocí a grandes colegas y amigos.

Al Dr. Enrique Guzmán le doy las gracias por haber sido paciente y orientarme de la mejor manera durante toda mi estancia en la Coordinación de Ingeniería de Procesos Industriales y Ambientales, además por su confianza y apoyo continuo en mi desarrollo académico y profesional, muchas gracias.

Doy gracias a la vida por haber conocido a mi amada Aketzali, que estuvo siempre a mi lado durante estos años de licenciatura. Mi querida Aketzali, tú junto con mis padres siempre has sido el soporte para ser cada día mejor .

A mis hermanos, Manuel, Karen y Claudia, que a pesar de pelear siempre estamos los unos a los otros para cuidarnos y apoyarnos cuando nos necesitamos.

Doy gracias a mis sinodales, Dr. Iván Guerrero Sarabia, Dr. Arturo Palacio, Dr. Edgar Ramírez y M. en I. Oswaldo López, por prestar su valioso tiempo y sus opiniones sobre el trabajo propuesto.

Agradezco a todos mis amigos que me acompañaron durante ésta travesía de cinco años de experiencias y convivencia. Aún recuerdo cuando estaba en primer semestre, con muchas ilusiones de convertirme en un Ingeniero que ayudara a su país y ahora veo que estoy frente a esa ilusión gracias a todos con los que me han guiado y orientado.

Por último, doy las gracias al Capítulo Estudiantil de la Society of Petroleum Engineers UNAM, por ayudarme a tener nuevas experiencias y hacer compañeros de trabajo que se volvieron buenos amigos, además de contribuir en mi formación académica y profesional durante los cuatro años de voluntario que laboré.

# Resumen

En esta tesis se presenta el desarrollo de un modelo matemático aplicado al fenómeno de transferencia de calor conjugada en flujos con patrón anular. Los resultados se han comparado, en la medida de lo posible, con resultados reportados en estudios previos. El patrón de flujo anular se desarrolla para mezclas líquido-líquido, en donde los fluidos participantes son agua y aceite pesado o extrapesado. Los aceites pesados y extrapesados son de interés nacional, y nos proporcionan una idea del comportamiento esperado cuando se utilizan calefactores para mejorar el flujo térmicos. El desarrollo del modelo matemático se realiza en forma análoga al tratamiento desarrollado por Fairuzov, y se extiende mediante la definición de un Factor de Adiabaticidad (o Número de Fairuzov) modificado. Dicho factor establece la relación energética entre los materiales que se encuentran en el volumen de control, esto es, la tubería, el agua y el aceite. El supuesto básico es que existe equilibrio termodinámico entre las diversas sustancias, a pesar de que los fluidos se deslizan. Tampoco se consideran cambios de estado como en el caso del tratamiento hecho por Fairuzov. Se asume que la segregación gravitacional juega un papel importante solamente en el largo plazo, pues las densidades entre el agua y los aceites (pesado y extrapesado) son similares.

# Contenido

<b>Resumen</b>	<b>III</b>
<b>1. INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
1.1. Producción de hidrocarburos pesados y extrapesados en México . . . . .	1
1.2. Características de los crudos pesados y extrapesados mexicanos . . . . .	2
1.3. Transporte de crudos pesados y extrapesados a través de ductos . . . . .	3
1.3.1. Ventajas principales . . . . .	4
1.3.2. Problemas principales . . . . .	5
1.4. Antecedentes y estudios previos . . . . .	9
1.5. Motivación . . . . .	15
1.5.1. Aspectos sociales . . . . .	15
1.5.2. Aspectos ambientales . . . . .	16
1.5.3. Aspectos económicos . . . . .	16
1.6. Objetivo de la tesis . . . . .	17
1.6.1. Alcances . . . . .	18
1.6.2. Hipótesis de trabajo . . . . .	18

<b>2. MARCO TEÓRICO</b>	<b>19</b>
2.1. Hidrodinámica de flujos líquido-líquido . . . . .	19
2.1.1. Patrones de flujo . . . . .	20
2.1.2. Consideraciones de modelado . . . . .	23
2.1.3. Reología de los crudos pesados y extrapesados . . . . .	26
2.2. Interacciones térmicas con flujos líquido-líquido . . . . .	33
2.2.1. Transferencia de calor en tuberías . . . . .	33
2.2.2. Transferencia de calor en líquidos . . . . .	34
2.2.3. Consideraciones sobre la transferencia de calor conjugada . . . . .	36
2.3. Modelo simplificado de Arvizu D'al Piaz y Fairuzov . . . . .	37
<b>3. TRANSFERENCIA DE CALOR CONJUGADA BIFÁSICA</b>	<b>41</b>
3.1. Transferencia radial de calor para pseudomezclas . . . . .	41
3.2. Transferencia axial de calor para pseudomezclas . . . . .	44
3.3. Consideraciones sobre la transferencia axial de calor para flujos anulares . .	46
3.4. Modelo extendido de transferencia de calor conjugada bifásica . . . . .	48
<b>4. VALIDACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS</b>	<b>54</b>
4.1. Comparación con el modelo de Arvizu D'al Piaz-Fairuzov . . . . .	54
4.2. Efecto del calentamiento de la tubería con crudos extrapesados . . . . .	62
4.3. Efectos paramétricos con crudos pesados . . . . .	66
4.4. Combinación de tuberías asiladas térmicamente, y tuberías con y sin generación de calor . . . . .	74

<i>CONTENIDO</i>	VI
4.5. Mezclas agua-aceite extrapesado con patrón de flujo anular . . . . .	76
<b>5. CONCLUSIONES</b>	<b>81</b>
5.1. Contribuciones . . . . .	81
5.2. Recomendaciones y trabajo futuro . . . . .	82
<b>A. PROPIEDADES DE LOS CRUDOS</b>	<b>83</b>
A.1. Equilibrio líquido-vapor . . . . .	84
<b>B. Correlaciones para las propiedades de los hidrocarburos</b>	<b>86</b>
B.0.1. Propiedades del Aceite . . . . .	86
B.0.2. Propiedades del Gas . . . . .	89
B.0.3. Propiedades del Agua . . . . .	91
B.1. Figuras relacionadas a las propiedades de los fluidos petroleros . . . . .	92



# Lista de Figuras

1.1. Composición de las reservas de crudo en México (www.pemex.com). . . . .	1
1.2. Producción por tipo de crudo (www.pemex.com). . . . .	2
1.3. Viscosidad aparente de mezclas aceite-agua, Schubert & Armbruster (1989)	6
1.4. Viscosidad aparente de una mezcla agua-aceite, Mohammed et al. (1994) .	7
1.5. Reducción de la viscosidad del crudo a diferentes tasas de inyección de BRV y distintas temperaturas, Gonzalez-Dávila et al. (2013) . . . . .	8
1.6. Modelo experimental de generación de calor mediante corriente alterna propuesto por Vanvik & Moe (1998) . . . . .	10
1.7. Estructura de la tubería con asialante térmico . . . . .	10
1.8. Esquema del experimento realizado por Hetsroni et al. (2003) . . . . .	12
1.9. Transferencia de calor a lo largo de la sección transversal de la tubería, Hetsroni et al. (2003) . . . . .	14
2.1. Patrones de flujo observados en una mezcla crudo, Wang et al. (2011) . . .	21
2.2. Mapa de patrones de flujo, Sotgia et al. (2008) . . . . .	22
2.3. Mapa de patrones de flujo observados en una tubería inclinada cercana a la horizontal, Hanafizadeh et al. (2015) . . . . .	23

2.4. Comparación del gradiente de presión respecto la velocidad de la mezcla agua-aceite a diferentes cortes de agua, Wang et al. (2011) . . . . .	26
2.5. Modelos reológicos de los fluidos, Faergestad, I., “Reología”, The defining series, Schlumberger, 2016 . . . . .	27
2.6. Comportamiento reológico de una mezcla del tipo aceite - agua (O/W) a distintas fracciones volumétricas . . . . .	28
2.7. Viscosidad aparente de la mezcla (O/W) en función del recíproco de la temperatura . . . . .	29
2.8. Comportamiento de la viscosidad experimental y de correlaciones como una función de la temperatura, de la Cruz et al. (2013) . . . . .	30
2.9. Distribución de las fases dispersas y continuas de emulsiones en producción de hidrocarburos . . . . .	30
2.10. Viscosidad aparente de una mezcla de hidrocarburos, presentado en el trabajo de Kumar & Mahto (2016) a diferentes tasas de corte . . . . .	31
2.11. Viscosidad aparente de la emulsión en función de la temperatura a distintas tasas de corte . . . . .	32
2.12. Comparación de la viscosidad del crudo extrapesado (a), y de la mezcla de agua y aceite con 10 % de agua (b) . . . . .	33
2.13. Viscosidad aparente de la emulsión en función de la temperatura a distintas tasas de corte . . . . .	36
3.1. Diagrama transversal al flujo en la tubería . . . . .	42
3.2. Diagrama del sistema experimental. . . . .	48
4.1. Tasa de generación de calor a través del tiempo . . . . .	56
4.2. Presión de vapor del propano. . . . .	57
4.3. Proporción de saturación . . . . .	58

4.4. Comparación de las densidades para líquido y vapor de propano al tiempo de generación de calor . . . . .	59
4.5. Densidad del pseudofluido de propano . . . . .	60
4.6. Comparación de la presión de entrada considerando equilibrio termodinámico líquido-vapor . . . . .	60
4.7. Comparación de la presión de entrada considerando diferentes espesores de película de propano líquido . . . . .	61
4.8. Gradientes espaciales de temperatura y presión del modelo propuesto . . . . .	63
4.9. Comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo respecto al tiempo de simulación máximo . . . . .	64
4.10. Variación de la viscosidad respecto a la temperatura del fluido al tiempo de simulación. . . . .	65
4.11. Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería . . . . .	65
4.12. Comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo extrapesado a distintas capacidades térmicas de tubería . . . . .	67
4.13. Comportamiento de la viscosidad respecto a la temperatura del fluido. . . . .	68
4.14. Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería a diferentes capacidades térmicas de la tubería . . . . .	68
4.15. Comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo extrapesado a distintas tasas de generación de calor en la tubería . . . . .	70
4.16. Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería a diferentes tasas de generación de calor en la tubería. . . . .	70
4.17. Comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo extrapesado a distintos espesores de tubería . . . . .	71
4.18. Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería a diferentes espesores de tubería. . . . .	72

4.19. Comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo extrapesado a distintos diámetros de configuración . . . . .	73
4.20. Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería a diferentes diámetros de tubería. . . . .	74
4.21. Arreglo de las tuberías aisladas térmicamente con y sin generación de calor en la pared . . . . .	75
4.22. Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería . . . . .	76
4.23. Comportamiento del gradiente de presión con crudo sin generación de calor en la pared . . . . .	77
4.24. Comportamiento del gradiente de presión con distintos cortes de agua . . .	78
4.25. Comportamiento del gradiente de presión con distintos cortes de agua . . .	79
4.26. Comportamiento de las viscosidades de cada fase dentro del sistema. . . . .	79
4.27. Comportamiento de la temperatura a la entrada . . . . .	80
B.1. Factor volumétrico del gas, $B_g$ , Cuautli (2010) . . . . .	92
B.2. Compresibilidad del gas, $C_g$ , Cuautli (2010) . . . . .	93
B.3. Factor de compresibilidad del gas, $Z$ , Cuautli (2010) . . . . .	93
B.4. Factor volumétrico del aceite, $B_o$ , Cuautli (2010) . . . . .	94
B.5. Relación de solubilidad, $R_s$ , Cuautli (2010) . . . . .	94
B.6. Compresibilidad del aceite, $C_o$ , Cuautli (2010) . . . . .	95
B.7. Viscosidad del aceite, $\mu_o$ , Cuautli (2010) . . . . .	95

# Lista de Tablas

1.1. Propiedades y composición de los crudos en México, Martínez-Palou et al. (2011) . . . . .	3
1.2. Nomenclatura empleada en el esquema para el modelo experimental . . . . .	12
4.1. Datos empleados en la obtención de resultados . . . . .	55
4.2. Variaciones de los espesores de película que afectan al Factor de Adiabaticidad modificado $Fa$ . . . . .	61
4.3. Datos empleados en el estudio del comportamiento del crudo pesado . . . . .	62
4.4. Tiempos de generación de calor para el estudio del crudo pesado . . . . .	63
4.5. Datos empleados en el estudio paramétrico del comportamiento del crudo pesado . . . . .	66
4.6. Capacidades térmicas de la tubería empleadas . . . . .	67
4.7. Tasas de generación de calor en la tubería empleadas . . . . .	69
4.8. Variación de espesores en la tubería . . . . .	71
4.9. Diámetros internos de tubería empleados . . . . .	73
4.10. Datos empleados en el estudio del comportamiento del crudo extrapesado . . . . .	75
4.11. Datos empleados en el estudio del comportamiento de una mezcla aceite-agua . . . . .	77

4.12. Fracciones volumétricas de agua empleadas . . . . . 78

A.1. Datos empleados en la comparación con Arvizu & Fairuzov (2001) . . . . . 83



# Nomenclatura

## Variables

- $A$ : Área,  $m^2$   
 $\alpha$ : Difusividad térmica,  $\frac{m^2}{s}$   
 $\alpha$ : Expansión isotérmica del fluido,  $Pa^{-1}$   
 $B$ : Factor volumétrico del fluido,  $\frac{m^3}{m^3}$   
 $C_p$ : Calor específico a presión constante,  $\frac{J}{Kg-K}$   
 $C_w$ : Calor específico a volumen constante,  $\frac{J}{Kg-K}$   
 $D$ : Diámetro de tubería, m  
 $D_h$ : Diámetro hidráulico al flujo, m  
 $\delta$ : Espesor de tubería, m  
 $\varepsilon$ : Rugosidad de la pared de tubería, m  
 $E$ : Energía, J  
 $f$ : Fracción volumétrica de fluido, Adim  
 $g$ : Aceleración gravitatoria,  $\frac{m}{s^2}$   
 $G$ : Gasto másico de fluido,  $\frac{Kg}{s}$   
 $h_c$ : Coeficiente de transferencia de calor convectiva,  $\frac{W}{m^2-K}$   
 $h$ : Entalpía específica,  $\frac{J}{Kg}$   
 $H$ : Entalpía, J  
 $k$ : Conductividad térmica,  $\frac{W}{m-K}$   
 $L$ : Longitud de tubería, m  
 $m$ : Masa, Kg  
 $\mu$ : Viscosidad del fluido, Pa-s



$q'''$	Tasa de generación de calor en la pared, $\frac{W}{m^3}$
$\bar{q}$	Tasa de transferencia de calor entre materiales, $\frac{W}{m^3}$
$\dot{Q}$	Calor, J
$Q$	Gasto volumétrico, $\frac{m^3}{s}$
$S$	Superficie mojable, m
$t$	Tiempo, s
$T$	Temperatura, K
$u$	Energía interna específica, $\frac{J}{Kg}$
$U$	Energía interna, J
$V$	Volumen, $m^3$
$\bar{v}$	Velocidad del flujo, $\frac{m}{s}$
$v$	Volumen específico, $\frac{m^3}{Kg}$
$\forall$	Volumen, $m^3$
$w$	Trabajo específico, $\frac{J}{Kg}$
$\dot{W}$	Trabajo, J
$x$	Longitud en dirección del plano de referencia, m

## Subíndices y superíndices

$AT$	Aislante térmico
$CV$	Volumen de control
$e$	Externo
$ent$	Entrada
$f$	Fluido
$fg$	Referencia a vaporización
$g$	Gas
$i$	Interno
$o$	Aceite
$out$	Salida
$p$	Tubería
$s$	Superficie
$w$	Agua

# Capítulo 1

## INTRODUCCIÓN

### 1.1. Producción de hidrocarburos pesados y extrapesados en México

Actualmente en México se tienen reservas probadas (1P) cercanas a los 9,711 MMMb<sup>1</sup>, de las cuales el aproximadamente el 62 % corresponden a crudos pesados y extrapesados. En el caso de las reservas probadas y posibles (2P) la estimación alcanza los 16,500 MMMb, de los que cerca del 59 % son de estos mismos tipos (Fig. 1.1).



**Figura 1.1:** Composición de las reservas de crudo en México (www.pemex.com).

<sup>1</sup>MMMb indica miles de millones de barriles

La producción diaria de hidrocarburos asciende a 2,277 Mbd<sup>2</sup>, de las cuales el 78 % se obtiene en las denominadas Regiones Marinas. Durante el último año de producción, los valores correspondientes a los crudos pesados y ligeros tuvieron oscilaciones entre el 49.8 % y 52.5 % del volumen total. Lo anterior indica la importancia que tiene la producción de crudos pesados y extrapesados en México.

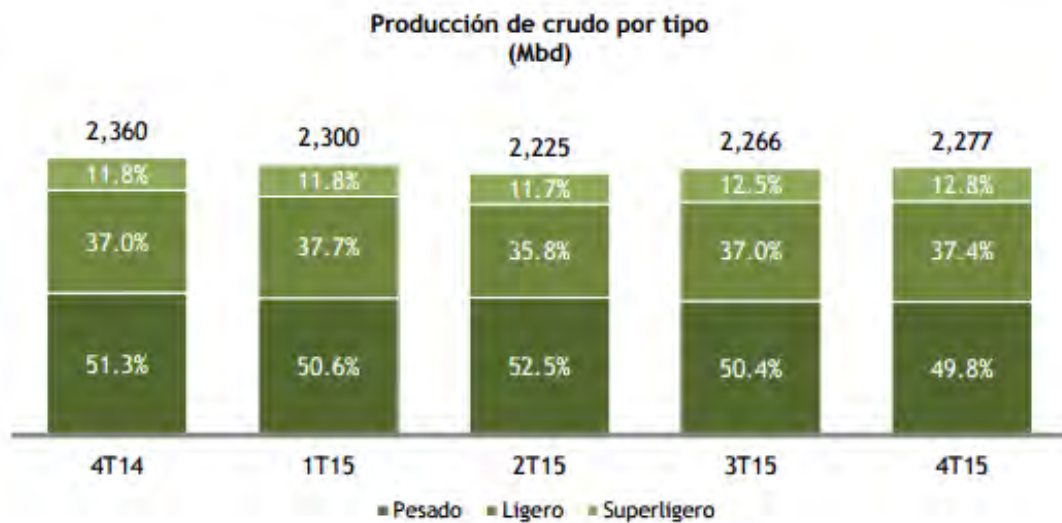


Figura 1.2: Producción por tipo de crudo (www.pemex.com).

## 1.2. Características de los crudos pesados y extrapesados mexicanos

Los crudos pesados y extrapesados que se producen en el país se caracterizan por tener viscosidades significativamente superiores a las observadas en otros crudos producidos en el planeta. Este problema se asocia principalmente a la cantidad de componentes de alto peso molecular formados por moléculas de cadenas largas. En particular, estos crudos tienen un contenido muy significativo de asfaltenos, resinas y ceras.

Los crudos típicamente producidos en México han sido clasificados de acuerdo a su gravedad específica API, y a su composición molecular SARA (ver, por ejemplo, Martínez-Palou et al. (2011)). A continuación, se muestran los valores de referencia en la tabla correspondiente.

<sup>2</sup>Mbd indica miles de barriles por día

**Tabla 1.1:** Propiedades y composición de los crudos en México, Martínez-Palou et al. (2011)

Parámetro	Crudo Medio	Crudo Pesado	Crudo Extrapesado
API	21.27	11.90	9.17
Peso Molecular $\frac{\text{g}}{\text{mol}}$	314.8	486	507.8
Contenido de azufre %	3.40	5.02	4.80
Contenido de agua %	1.80	0.05	<0.05
Análisis SARA			
Saturados	26.53	7.94	15.00
Aromáticos	14.74	5.28	19.11
Resinas	47.60	70.93	46.78
Asfaltenos	11.13	15.85	19.11

Es de notar que el contenido de agua asociado a la producción de crudos pesados y extrapesados suele ser relativamente bajo. Sin embargo, durante la vida productiva de los yacimientos la tasa de producción de agua se incrementa con el tiempo debido a las conificaciones generadas por el abatimiento de la presión.

### 1.3. Transporte de crudos pesados y extrapesados a través de ductos

Con la producción progresiva de agua se fomenta la formación de emulsiones. Éstas son un problema para efectos del transporte por ducto, pues puede dar lugar a incrementos significativos de la viscosidad de la mezcla que limitan su movilidad en la tubería. Aún cuando las emulsiones de aceite en agua suelen reducir las caídas de presión, puede alcanzarse el punto de inversión de fases en el que la emulsión se invierte, es decir, se forma una emulsión de agua en aceite. A consecuencia de ello, se produce un incremento muy importante de la viscosidad de la mezcla.

El problema del control de la producción de agua está fuera del alcance de la presente tesis. Debe reconocerse que dicho problema tiene un conjunto distinto de técnicas que han sido desarrolladas para aliviar sus efectos; incluso, bajo algunas condiciones muy

particulares, es posible intentar aprovechar la presencia del agua para mejorar la movilidad del crudo. En cambio, aquí nos concentramos en analizar los efectos relacionados con las técnicas de calentamiento para dicho fin. Desde el punto de vista de las propiedades del flujo, la técnica de calentamiento es la que tiene mayor efecto porque la viscosidad es una propiedad muy sensible a los cambios de temperatura.

### 1.3.1. Ventajas principales

El transporte de crudos por ducto constituye el método más efectivo en términos de la masa total transportada, el número de incidentes por tonelada/kilómetro transportada, el costo energético, y el costo económico. Según estimaciones realizadas por la Asociación Americana de Oleoductos, el costo por tonelada/kilómetro de crudo transportado es de aproximadamente \$100 pesos M.N., mientras que el costo por vía terrestre puede superar fácilmente los \$400 pesos M.N.<sup>3</sup>.

Por otra parte, la confiabilidad intrínseca del transporte por ducto hace de este método una forma muy segura de trasladar el producto hasta los puntos de almacenamiento y refinamiento. Las estimaciones correspondientes sugieren que el número de incidentes por cada 1MMtonelada/kilómetro son menores en el transporte por ductos con 0.58(incidentes/año), respecto a 19.95 (incidentes/año) en el transporte terrestre, esto según datos US Department of Transportation<sup>4</sup>

El caso del transporte por buques es especial. En forma abstracta, parecería un modo competitivo. Sin embargo, los barcos no son capaces de llevar el producto a todos los puntos de distribución, almacenamiento y refinación.

En México, existe una red de transporte de ductos por más de 8,335 kilómetros que se extiende en las distintas zonas petroleras del país que únicamente transporta crudos y sus derivados líquidos. La región sur aporta la mayor cantidad de crudos pesados y extrapeados a la producción nacional, siendo el proyecto Ku-Maloob-Zaap<sup>5</sup> el mayor referente con una producción de 815 miles de barriles diarios, representando el 44.36 % a nivel nacional a la última semana de Marzo de 2018.

---

<sup>3</sup>M.N. hace referencia a precios en moneda nacional

<sup>4</sup>Departamento de transporte de Estados Unidos de América "USDOT" por sus siglas en inglés

<sup>5</sup>Mayor campo productor de aceite en la Región Petrolera Sur de México

Considerando la distribución de crudo hacia el sistema nacional de refinación, se distribuye únicamente para dicho fin el 34.62 % de la producción diaria y el resto es enviada a través de las terminales de exportación donde se consideran los distintos tipos de transporte previamente mencionados. Siendo el transporte por ducto el más eficaz y económico, además de minimizar riesgos e incidentes futuros asociados a la exportación de crudo.

### 1.3.2. Problemas principales

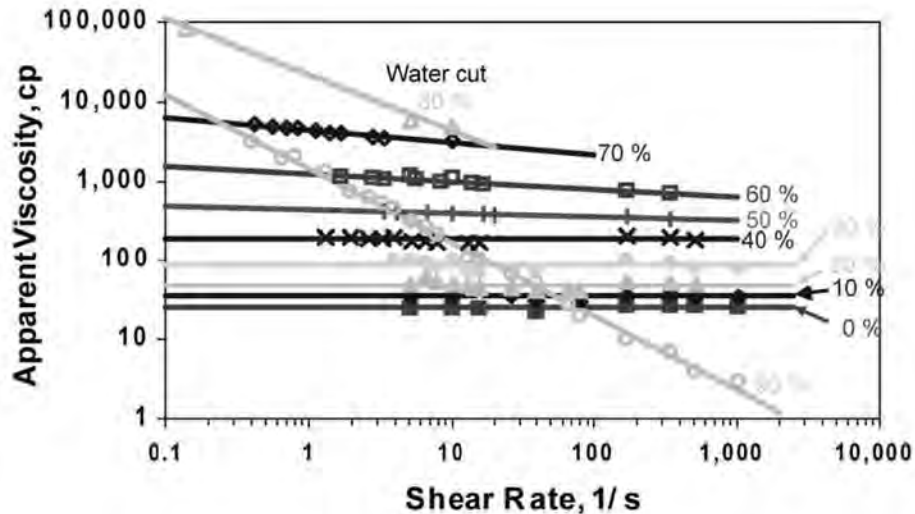
Los problemas relacionados con la producción y transporte de crudos pesados y extrapesados son de naturaleza diversa. En primer lugar, el movimiento de sustancias de gran viscosidad a través de los conductos ya ocasiona importantes caídas de la presión en condiciones normales de operación. Si a esto se añaden variaciones de la temperatura, la situación se puede volver aún más severa. Por otra parte, la aparición de otras sustancias en la corriente induce pérdidas adicionales; por ejemplo, si hay agua, sólidos, lodos, sales, contenido de azufre, entre otros aspectos.

El aspecto principal a revisar se refiere a la variación de la viscosidad como función de la temperatura. Conforme el crudo viaja desde el yacimiento hasta el cabezal de producción, la variación térmica (aunque sea ligera) induce una reducción significativa de la viscosidad asociada también al gradiente geotérmico propio de la formación. Los estudios demuestran que una variación de tan solo 20 K es suficiente para incrementar en un orden de magnitud la viscosidad de la Cruz et al. (2013).

Las variaciones de la temperatura no son las únicas que tienen un efecto en el comportamiento de la mezcla. También la presión es un factor relevante en la configuración de los valores promedio de los crudos que circulan. En este sentido, los hidrocarburos se ven necesariamente forzados a cruzar diversas líneas de equilibrio entre fases según se desplazan por los conductos. Esto implica que ante variaciones de la presión y de la temperatura pueden comenzar a precipitarse asfaltenos, parafinas y resinas.

Ante estas variaciones mencionadas, es importante identificar que existe riesgo en la disminución del área transversal al flujo, disminuyendo así el gasto volumétrico en las líneas de producción. No sólo se presenta tal riesgo, en algunos casos las secciones de los oleoductos tienen obstrucciones que afectan directamente al transporte de crudos. Por ejemplo, en caso de que existan incrustaciones es necesario incrementar la capacidad del bombeo, representando un mayor costo por producción.

Finalmente, factores tales como la producción de agua o de sólidos también influyen de manera directa en las propiedades generales del flujo. Dependiendo del corte de agua existirá una viscosidad aparente de la mezcla aceite-agua. En la figura 1.3 se aprecia el comportamiento de la viscosidad a distintos cortes de agua, así como su tasa de corte Schubert & Armbruster (1989).



**Figura 1.3:** Viscosidad aparente de mezclas aceite-agua, Schubert & Armbruster (1989)

Por supuesto, existen diversos métodos para atenuar los efectos producidos por fenómenos descritos arriba. No obstante sus ventajas, todos tienen limitaciones. Entre los más usuales se pueden mencionar los siguientes:

1. Transferencia de calor.
2. Calentamiento por inyección de fluidos calientes.
3. Dilución con agentes ligeros.
4. Reductores de viscosidad BRV.
5. Craqueo químico in-situ.
6. Flujo disperso aceite en agua.

Para el transporte de crudo, específicamente en el ámbito de la formación de emulsiones, el flujo se ve mejorado cuando tenemos una dispersión de aceite en agua. Pues el aceite en

menor proporción con el agua genera menor pondetración de la viscosidad aparente de la mezcla. Sin embargo, en las primeras etapas de producción de crudo, el agua congénita de producción es mínima o despreciable. Debido a lo anterior, la tendencia de emulsificación es agua en aceite; aumentando de manera significativa la viscosidad aparente de la mezcla.

Mohammed et al. (1994) presenta una gráfica en donde explica a detalle los requerimientos máximos y mínimos de producción de agua en donde se tendrá un cierto tipo de emulsión. A continuación se presenta dicho comportamiento:

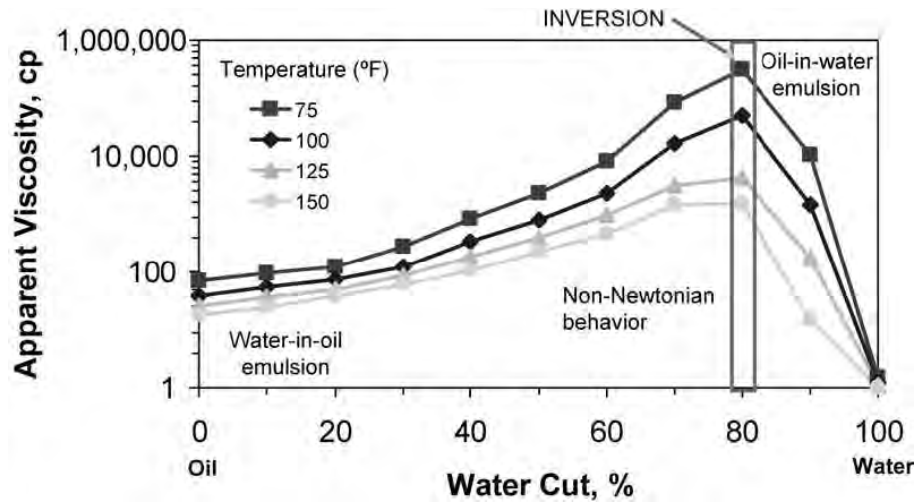


Figura 1.4: Viscosidad aparente de una mezcla agua-aceite, Mohammed et al. (1994)

Para el caso de dilución de agentes ligeros, se utilizan aceites de menor densidad o derivados de petróleo como diesel, queroseno, naftas, entre otros. Esto con el fin de disminuir aspectos como densidad, viscosidad al aumentar fracciones ligeras que se presentan de manera escasa en los crudos pesados y extrapesados. Martínez-Palou et al. (2011) hace mención sobre la concentración de solvente que debe existir en una mezcla de hidrocarburos, indicando que aproximadamente una fracción volumétrica del 30 % de solvente es suficiente para reducir las caídas de presión asociadas a la viscosidad del fluido.

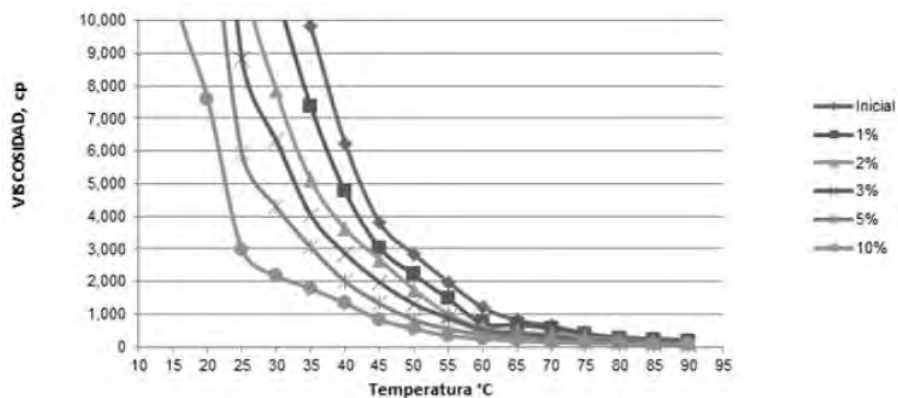
Sin embargo, un problema muy frecuente en el uso de éste método es el transporte e inyección de agentes solventes. Pues es necesario llevar a cabo una mayor logística e inversión con el objetivo de mejorar la producción de crudos pesados y extrapesados.

Existe otro método llamado calentamiento por inyección de fluidos, es un método muy similar al presentado por Martínez-Palou et al. (2011), la modificación consiste en inyectar un fluido que se encuentre a mayor temperatura que el producido. Sin embargo, ocurre el



mismo problema que el caso de dilución de agentes solventes. Será necesario transportar e inyectar un fluido que previamente debe ser calentado. Analizando los objetivos en éste trabajo, es mejor implementar un sistema de calentamiento continuo Vanvik & Moe (1998), pues no será necesario transportar y precalentar un fluido a inyectar en la tubería. Únicamente, se transfiere energía en forma de calor al fluido que corre por la tubería para incrementar su temperatura y así disminuir la viscosidad con el fin de disminuir las caídas de presión por fricción asociadas a la alta viscosidad.

Los reductores de viscosidad (BRV) representan una muy buena alternativa para el mejoramiento de flujo en las tuberías, sin embargo, el costo asociado a la inyección de éstos agentes químicos incrementa de manera significativa el costo por producción en toneladas/kilómetro de hidrocarburos. Son una muy buena alternativa, pues logran reducir la viscosidad en más del 50 %, Gonzalez-Dávila et al. (2013). A continuación, se presenta una gráfica que indica cómo se ve el mejoramiento en la viscosidad del fluido a distintas tasas de inyección de agente reductor de viscosidad y a distintas temperaturas.



**Figura 1.5:** Reducción de la viscosidad del crudo a diferentes tasas de inyección de BRV y distintas temperaturas, Gonzalez-Dávila et al. (2013)

El estudio anterior fue realizado únicamente en condiciones de laboratorio, es necesario observar el comportamiento de la viscosidad cuando se tienen gradientes de presión y temperatura asociados al flujo en los ductos.

Por último, el craqueo in-situ modifica la estructura interna de las moléculas con el fin de romper las grandes cadenas presentes en los crudos pesados y extrapesados. Es común este método en refinación y obtención de derivados de petróleo. Este método ayuda en la formación de fracciones ligeras que disminuyen la densidad de la mezcla y su viscosi-

dad también lo hace. El problema se tiene en la instalación de unidades de craqueo, pues representar un gran costo en la inversión de proyectos de producción de hidrocarburos disminuyendo su rentabilidad, sobretodo en una industria en donde la ejecución de proyectos depende del precio del barril de petróleo. El sistema de craqueo consiste en catalizar las moléculas a una alta temperatura, 923 K a 1023 K, posteriormente las moléculas vaporizadas de crudo viajan a través de un reactor que al mezclarse con vapor de agua llega a reducir su temperatura aproximadamente hasta los 300 K. A dicha temperatura, se tienen descomposiciones de macromoléculas de petróleo en fracciones ligeras principalmente de alcanos.

Sin embargo, es necesario tener en cuenta una buena localización geográfica del craqueo que esté enfocada a la demanda neta y que además, se ajuste a las necesidades de producción.

En esta tesis, interesa considerar únicamente los efectos relacionados con la primera técnica señalada, es decir, con la de calentamiento térmico.

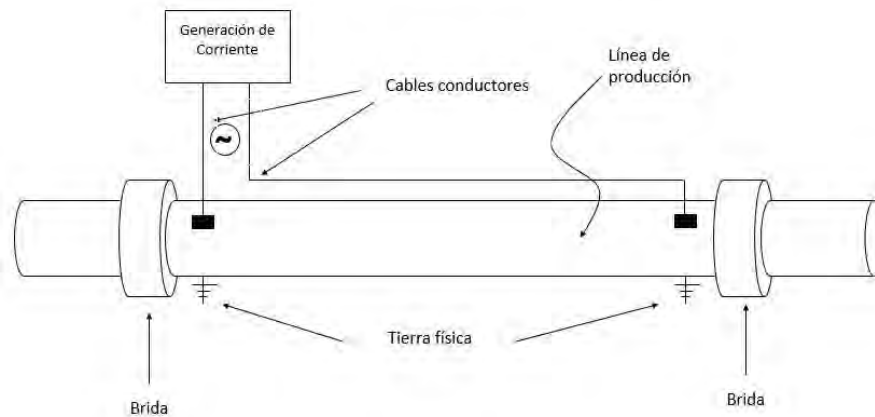
## 1.4. Antecedentes y estudios previos

Hasta el día de hoy, se han desarrollado distintas tecnologías para resolver problemas de transporte de fluidos, necesitando mejores modelos para obtener predicciones más certeras y confiables. Un ejemplo claro es en ductos petroleros tanto terrestres como submarinos. Muy significativamente en ductos submarinos, en donde se tienen cambios de temperatura muy altos al momento de salir el crudo a las líneas de conducción hasta superficie. Conforme el tirante de agua es más profundo, la temperatura del medio tiende a ser menor, afectando a las propiedades termodinámicas de los fluidos producidos.

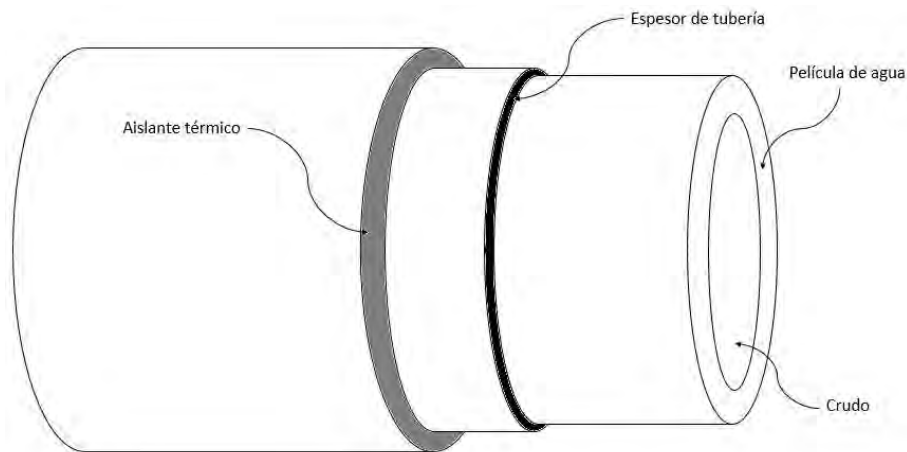
En la industria petrolera el calentamiento eléctrico es muy eficaz para resolver problemas de transporte, pues a condiciones de muy baja temperatura se tienden a formar distintos problemas como hidratos de gas, solidificaciones y precipitaciones. Estos problemas generan que las tuberías se obstaculicen y el reparar los daños tiende a ser muy costoso y un reto tecnológico que a su vez implica riesgos económicos, tecnológicos y ambientales.

Vanvik & Moe (1998) presenta un diseño experimental de generación de calor a partir de un suministro eléctrico a la tubería, esto se realiza mediante dos cables conductores

de corriente unidos a los extremos de las secciones de la línea de producción. La potencia eléctrica se suministra desde una plataforma y la eficiencia energética dependerá directamente de la cantidad de corriente que pasa a través de la tubería, además de algunas propiedades conductivas del material. Además, es importante observar la resistencia eléctrica del material conductor, pues es factor clave en la eficiencia de generación de calor en la pared. A continuación se presenta el diagrama del modelo experimental mencionado anteriormente.



**Figura 1.6:** Modelo experimental de generación de calor mediante corriente alterna propuesto por Vanvik & Moe (1998)



**Figura 1.7:** Estructura de la tubería con aislamiento térmico

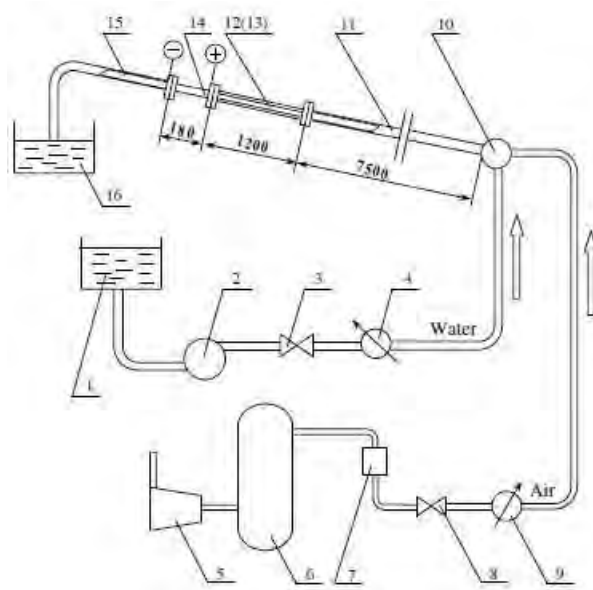
Actualmente en México, los campos desarrollados son maduros, por lo que tenemos grandes producciones de agua y abatimientos de presión, los cuales generan grandes pro-

blemas internos a las tuberías de transporte de hidrocarburos. En un caso hipotético en donde la presión tienda a disminuir, la formación de hidratos o precipitación de orgánicos generará obstrucciones que pueden ser solucionadas a partir del calentamiento de la tubería en un tramo finito.

Algunos sistemas de calentamiento de tuberías propuestos son el calentamiento directo, calentamiento por inducción, calentamiento por rastreo, calentamiento eléctrico, entre otros. Para el estudio en esta tesis, se tomó en cuenta el modelo físico propuesto por Vanvik & Moe (1998), en donde se presenta una tubería de acero que tendrá calentamiento eléctrico a partir de corriente alterna, donde la potencia proporcionada al sistema es generada desde una plataforma con dos cables de alimentación que se unen cada uno a cada extremo de la tubería en donde únicamente se tendrá el calentamiento. La disipación de la potencia dependerá de las propiedades resistivas del acero, además de las propiedades conductivas de los materiales implicados, en este caso el acero y los fluidos que se transportan a través de la tubería.

Un problema que debemos tener en cuenta es que no debe de existir ebullición del agua, pues tendríamos un problema aún mayor al intentar transportar tres fases, agua en fase líquida, vapor de agua y crudo. Para ello debemos de fijar la temperatura a la que deseamos que el fluido termine en un periodo en el tiempo.

Las variaciones de los perfiles de temperatura promovidas por el patrón de flujo fueron estudiadas Hetsroni et al. (2003). El estudio involucró experimentos para la transferencia de calor y los patrones de flujo en tuberías con inclinaciones de  $8^\circ$  con respecto al plano horizontal. Se consideraron tubería con diámetros de 49.2 mm y 25 mm. Estos diámetros son comparativamente hablando mayores a los reportados en los estudios experimentales de Al-Wahaibi & Angeli (2007) y Hanafizadeh et al. (2011). Por supuesto es representa una ventaja significativa al reducir los efectos de “capilaridad” asociados con los diámetros pequeños. Considerando el siguiente esquema 1.8, se presentarán las consideraciones utilizadas en el desarrollo del experimento.



**Figura 1.8:** Esquema del experimento realizado por Hetsroni et al. (2003)

**Tabla 1.2:** Nomenclatura empleada en el esquema para el modelo experimental

No.	Elemento
1	Tanque de agua
2	Bomba de agua
3	Regulador de flujo para el agua
4	Medidor de flujo para agua
5	Compresor
6	Receptor de aire comprimido
7	Filtro para aire comprimido
8	Regulador de flujo para aire
9	Medidor de flujo para aire
10	Sección de mezclado
11	Sección de desarrollo de flujo
12	Tubo de cristal
13	Sección de desarrollo térmico
14	Sección de prueba
15	Sección de salida
16	Tanque de almacenamiento

Es relevante mencionar que desde la entrada de la mezcla hasta la salida se consideraron 10.68 metros de distancia. La sección indicada de 7.5 metros corresponde al desarrollo del flujo y la sección de 1.8 metros, correspondiente a la sección de salida, son de tubo de plástico. Entre la sección de desarrollo de flujo y la prueba para temperatura y patrón de flujo se encuentra una sección de cristal. La sección de desarrollo térmico, en el exterior de la tubería (180 mm), está fabricada de acero con un espesor de 0.05 mm acoplado a la tubería de 49.2 mm o 25 mm, dependiendo el caso. Además, las conexiones eléctricas fueron hechas a partir de corriente directa (DC<sup>6</sup>) con una intensidad de corriente igual a los 800 A, las mediciones del flujo y de transferencia de calor fueron observadas a través de un tubo de plástico de la misma longitud y diámetro; las cuales se remplazaron para la misma sección de 180 mm tubería de plástico con el objetivo visualizar el patrón de flujo en donde se usó tubería de acero para visualizar el intercambio térmico.

En la sección de visualización de flujo se usó una cámara de movimiento lento (Slow motion) con una capacidad de 10,000 tomas por segundo, cada toma utilizaba un disparo de luz de alógeno de 500 W. En el procedimiento experimental, partir de la cámara de mezclado de agua y aire se consideran hacer distintas pruebas para velocidades superficiales de cada fase, esto con la finalidad de observar los patrones de flujo existentes. Cada experimento fue reproducido cuatro veces para verificar la repetitibilidad del fenómeno de flujo.

Es importante indicar que se consideraron parámetros adimensionales usados en el teorema de Pi Buckingham, usando el número de Froud para líquido y para gas, además del colgamiento  $H$ , donde se incluye el diámetro de la tubería  $D_p$ , así como las viscosidades y densidades de cada fase en el sistema,  $\mu$  y  $\rho$ , respectivamente. La geometría de flujo se puede predecir mediante un mapa de patrones de flujo en tuberías a diferentes diámetros de estas, sin embargo, su utilidad radica en los tipos y características de fluidos empleados.

También se asumió que la tensión superficial  $\tau$  y el coeficiente de transferencia de calor  $h_c$  eran constantes, por lo que la variación de temperatura entre el fluido y la pared tiene el mismo comportamiento.

Los resultados obtenidos para las distintas tuberías se muestran a continuación:

1. Flujo en tubería de 49.2 mm. La propuesta de este experimento fue caracterizar el detalle del flujo bajo las condiciones de que la velocidad superficial para la fa-

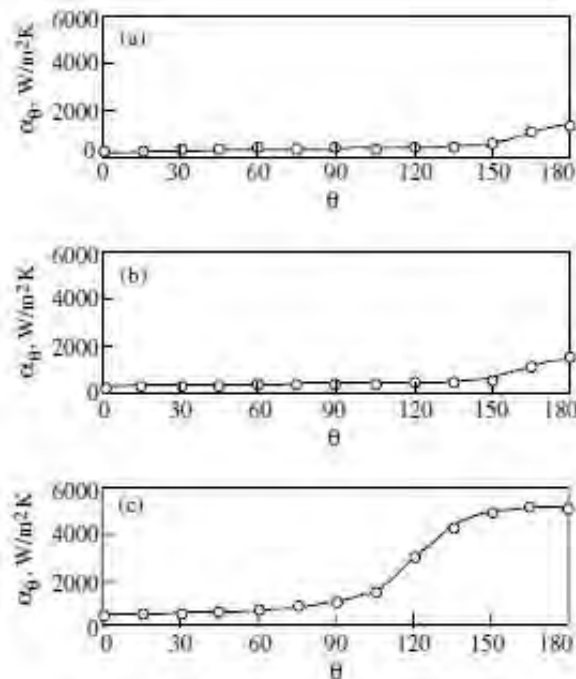
---

<sup>6</sup>Corriente directa por sus siglas en inglés

se gaseosa es constante mientras aumenta la velocidad de líquido. Es importante señalar que la formación de gotas en la superficie de la tubería se pudo observar hasta obtener un patrón tipo anular ondulado, alcanzando velocidades superficiales de gas iguales a los 20 m/s y una velocidad de líquido igual a 0.007 m/s, antes de esto no es posible la formación de gotas de agua, pues el patrón de flujo observado es estratificado.

2. Flujo en tubería de 25 mm. Para este caso, es aún más difícil obtener una relación de patrones de flujo a velocidades superficiales de gas constantes, pues se tuvieron que hacer variaciones por parte de las velocidades de cada fase para poder observar los diferentes patrones de flujo. Las velocidades captadas para el gas fueron de 24–55 m/s y las de líquido fueron de 0.016–0.17 m/s. Por lo que se tenía una gran diferencia comparada con la tubería de mayor diámetro.

Estudiando el coeficiente de transferencia de calor a diferentes velocidades de líquido y una velocidad constante de gas, en este caso empleando resultados de las mediciones para la tubería de 49.2 mm, se obtuvieron las siguientes gráficas:



**Figura 1.9:** Transferencia de calor a lo largo de la sección transversal de la tubería, Hetsroni et al. (2003)

En donde la figura (a) representa una velocidad superficial de líquido igual a 0.005 m/s,

considerano que aún no se alcanza el patrón de flujo anular. La figura (b) representa que para una velocidad superficial de líquido igual a 0.007 m/s donde se tiene un patrón tipo “niebla”. La figura (c) representa una velocidad superficial de líquido de 0.03 m/s, teniendo en cuenta que las gotas empiezan a retroceder hacia una película líquida formada en el exterior del área de flujo formándose un patrón de flujo tipo anular.

Como se puede apreciar, la transferencia de calor dependerá exclusivamente de la respuesta a las velocidades superficiales de las fases en el sistema, esto ocasiona que tengamos distintos patrones de flujo en ése momento. Por lo que es sumamente importante saber qué fenómenos ocurren en la transferencia de energía. Entre más uniforme sea la geometría del flujo, la distribución angular en la sección transversal de la tubería será más equitativa como se mostró en el subgráfico (a) de la figura 1.9.

Arvizu & Fairuzov (2001) nos presenta en su trabajo de tesis cómo se obtiene el modelado de la transferencia de calor conjugada en condiciones de flujo multifásico, donde la mezcla de fluidos lo considera como una mezcla multicomponente de hidrocarburos que viaja a la misma velocidad. Por ello, el transporte de hidrocarburos se da a través de un pseudofluido.

## 1.5. Motivación

### 1.5.1. Aspectos sociales

Como se mencionó anteriormente, el transporte de hidrocarburos a través de ductos es el método más económico. Esto se debe a que energía requerida para movilizar un volumen dado de dichas sustancias es menor en comparación con la requerida por otros medios de transporte (por ejemplo, por vía terrestre).

Aplicando el mismo razonamiento al caso de los crudos pesados y extrapesados, al reducir las viscosidad respectivas por medio del calentamiento de la tubería, se reducen correspondientemente las potencias de bombeo requeridas. De esto sigue que la reducción en los consumos de energía correspondientes también son menores, y por tanto se producen ahorros económicos importantes. Este efecto es positivo desde el punto de vista del desarrollo social, debido a que los ahorros económicos permitirían hacer reinversiones de capital en las comunidades que han cedido espacio para instalar los oleoductos.



### 1.5.2. Aspectos ambientales

Evidentemente el transporte de crudo por ductos conlleva riesgos. Quizás el de mayor relevancia sea el asociado a los derrames y conflagraciones por fugas. Al ser trasladados fluidos de mayor viscosidad por los conductos, las presiones de operación deben ser incrementadas con el objeto de mantener la producción. Sin embargo, la resistencia de las tuberías decrece con el tiempo debido a los efectos de corrosión, y por tanto el riesgo de falla aumenta.

En suma, el potencial para ocasionar graves afectaciones a los ecosistemas puede llegar a ser importante. Por esta razón la reducción de la viscosidad por medio de algún método conveniente (en este caso el calentamiento) es de vital importancia para reducir dicho potencial.

Aparte de los riesgos que podrían ser llamados “directos”, existen también las afectaciones directas al ambiente. Nuevamente considérese que la reducción de la potencia de bombeo implica una reducción de la energía consumida para movilizar los crudos de un punto a otro. Esta reducción a su vez implica una reducción en las emisiones de CO<sub>2</sub> al ambiente. En este punto basta recordar que cualquier ahorro en las emisiones de gases de efecto invernadero es crucial para la existencia de la vida en el planeta.

### 1.5.3. Aspectos económicos

La creciente demanda de bombas es un indicativo de la necesidad de incrementar la capacidad instalada. Con el aumento de la producción de pesados y extrapesados, la capacidad de bombeo que existe resulta insuficiente para mantener el volumen de producción requerido. Aquí también se verifica que la reducción de la viscosidad, y su consiguiente reducción de la caída total de la presión, permitiría continuar operando con la capacidad instalada actualmente.

Por otro lado, el estudio de la transferencia de calor entre los fluidos que componen la mezcla y la tubería de producción, permitiría establecer estrategias alternativas para la producción estimulada en pozos. Por ejemplo, los proyectos de inversión para bombeo artificial indican un incremento en la adquisición de bombas electro-centrífugas. Según informes de Pemex, la demanda agregada de bombas centrífugas para el transporte y producción por sistema artificial representa el 55 %, lo que representa compras por hasta

4,224 unidades según datos presentados en Estudio Sectorial: Bombas utilizadas en la industria petrolera, PEMEX 2014.

Esta demanda es directamente proporcional a la cantidad de reservas probadas de crudos pesados y extrapesados. Ahora, si considerara la implementación de sistemas de aislamiento térmico o de calentamiento, se podría diseñar una estrategia que combine ambos métodos de modo tal que el efecto global redunde en beneficios económicos.

Datos obtenidos del Estudio Sectorial: Bombas utilizadas en la industria petrolera presentado por PEMEX y la Secretaría de Economía, indican que en los años 2015 a 2018 existirá un monto total de importación de bombas centrífugas por la cantidad estimada de 190.84 millones de dólares. Dicha cantidad es elevada si hacemos la comparación con el gasto energético anual proveniente de la generación de calor en la pared de tubería.

Por ejemplo, la tarifa industrial para media tensión en la zona sureste de México se ubica en 1.357 \$/kW-hr, si consideramos que durante todo un día se suministra de manera constante energía equivalente a 10 kW durante un año, el gasto total anual asociado representa \$118,873 pesos M.N.. por cada metro cúbico en donde se llevará a cabo la generación de calor. considerando un ducto como el presentado en éste trabajo y con las mismas características, representará un costo anual de consumo de energía por \$4,195,710 pesos M.N. Dicha cantidad es insignificante respecto al gasto total asociado a la adquisición únicamente de bombas centrífugas.

## 1.6. Objetivo de la tesis

El objetivo fundamental de la tesis es desarrollar un modelo matemático para el proceso de transferencia de calor conjugada entre la tubería, y una mezcla bifásica con patrones de flujo anular y disperso. Dicho modelo permitirá evaluar diferentes escenarios de operación. El énfasis de estos desarrollos se hace en la aplicación para crudos pesados y extrapesados, cuyo comportamiento hidrodinámico y térmico está en función de su composición.

### 1.6.1. Alcances

- Plantear los diferentes casos de interés con el objeto de desarrollar los modelos apropiados.
- Extender la técnica de modelado introducida por Arvizu-D'al Piaz y Fairuzov.
- Desarrollar un modelo matemático para la transferencia de calor conjugada radial para mezclas con alta dispersión de fases (aproximación homogénea de equilibrio).
- Desarrollar un modelo matemático para la transferencia de calor conjugada axial para mezclas con alta dispersión de fases (aproximación homogénea de equilibrio).
- Desarrollar un modelo matemático para la transferencia de calor conjugada radial para mezclas con patrón de flujo anular.
- Aplicar los modelos para simular los siguientes escenarios en el caso radial: a) flujos con altas fracciones volumétricas de aceite; b) flujos con altas fracciones volumétricas de agua; c) un caso intermedio.
- Aplicar los modelos para simular los siguientes escenarios en el caso axial: a) secciones con calentamiento continuo a lo largo de todo el tubo; b) secciones con calentamiento en tramos de longitud finita; c) secciones con calentamiento alternado
- Establecer los perfiles de temperatura, presión y viscosidad, para los casos señalados en los puntos anteriores.

### 1.6.2. Hipótesis de trabajo

Este trabajo se efectúa bajo el supuesto de que los procesos de transferencia de calor conjugada entre la pared y los fluidos producirá una reducción efectiva de la caída de presión a lo largo de la línea de producción. Se asume que tales procesos dependen fuertemente del arreglo espacial de las fases, y de las fracciones volumétricas de las mismas. Esto se debe a las diferencias entre las propiedades de los hidrocarburos y las del agua, en particular, las difusividades térmicas.

# Capítulo 2

## MARCO TEÓRICO

### 2.1. Hidrodinámica de flujos líquido-líquido

En la actualidad, la industria petrolera a nivel mundial enfrenta grandes retos asociados a factores que en el pasado no eran considerados de gran importancia. Algunos factores por mencionar son la maduración de los campos, yacimientos de baja permeabilidad, yacimientos de roca generadora y producción de crudos pesados y extrapesados. En el presente trabajo se tratan principalmente a los campos maduros y a los crudos pesados y extrapesados. Ambos son de gran importancia para el país, pues al pasar de los años los campos maduros tienen una elevada producción de agua congénita y agua asociada al acuífero. Así mismo, el caso de las reservas de crudo pesado que abundan en el país.

El problema de los crudos pesados y extrapesados es la viscosidad, pues ésta genera una contrapresión significativamente alta al transportarse por los ductos. Inicialmente, al salir de la tubería de producción posee una temperatura que se mantiene relativamente estable debida a que la formación transfiere cierta cantidad de calor que a su vez mantiene la viscosidad. Una vez que fluye desde el medio árbol de producción y se dirige por las líneas de conducción, existe un abatimiento de temperatura debido a la disipación térmica hacia el medio ambiente. Aumentando así su viscosidad y por dicho efecto también lo hace la contrapresión en las tuberías, limitando el flujo de crudo.

Existen diferentes modelos e interpretaciones del flujo bifásico asociado a mezclas del tipo líquido-líquido, en ésta sección analizaremos acerca de éstos aspectos hidrodinámicos

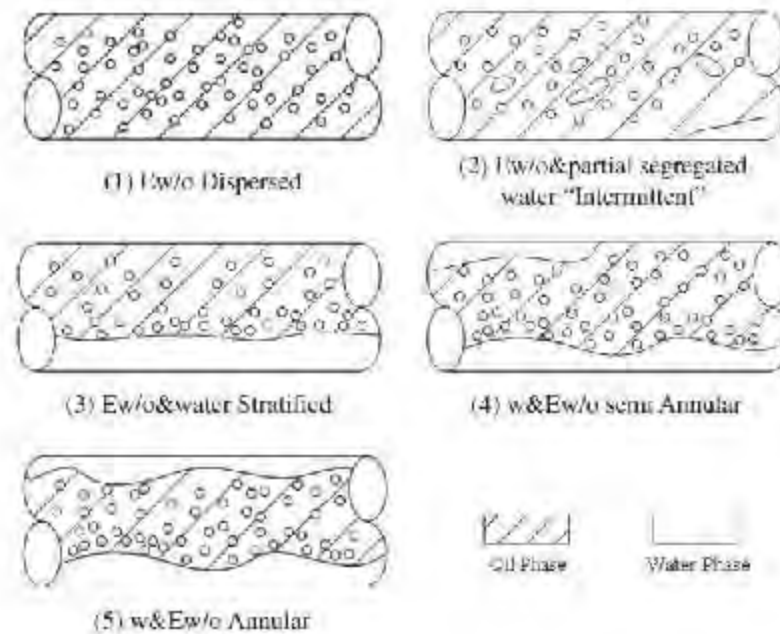
que afectan directamente al comportamiento de propiedades termodinámicas y de flujo en el transporte de crudos pesados y extrapesados en conjunto con agua.

### 2.1.1. Patrones de flujo

Los patrones de flujo más comunes de encontrar específicamente para la industria petrolera teniendo en cuenta producción de agua y aceite son:

1. Flujo segregado: Dentro de esta clasificación, encontramos a los fluidos de manera más separada y en donde es posible conocer las distintas fracciones de vacío de cada fase, tanto líquida como gaseosa. Tenemos al patrón de flujo estratificado, patrón de flujo ondulado y patrón de flujo anular.
2. Flujo intermitente: En este tipo de geometrías, ya no podemos distinguir de manera adecuada las fracciones de vacío involucradas, únicamente podemos visualizar las frecuencias con la que transcurren distintos bloques de gas o líquido. Tenemos patrón de flujo del tipo tapón y patrón de flujo bache. La diferencia entre cada uno dependerá de la longitud de la fase discontinua, que para usos prácticos se entienden como iguales el flujo tapón y el flujo bache.
3. Flujo distribuido: En esta clasificación, podemos apreciar a los fluidos de manera continua o discontinua, en donde podemos ver al patrón de flujo burbuja y al patrón de flujo tipo niebla. Dependerá de qué fase se encuentra en suspensión, en este caso para el flujo burbuja la fase suspendida es el gas y para el tipo niebla la fase suspendida es el líquido. Con lo anterior, debemos tener en cuenta que estamos hablando de flujo multifásico en donde las dos fases que intervienen son el agua y el crudo extrapesado. Es importante saber diferenciar los patrones de flujo que tendremos por la segregación de las fases a lo largo de la sección de tubería de estudio.

Los patrones de flujo indicados arriba tienen la siguiente apariencia dentro de la sección axial de tubería:



**Figura 2.1:** Patrones de flujo observados en una mezcla crudo, Wang et al. (2011)

El análisis involucrado en la determinación del patrón de flujo en sistemas de transporte bifásico está directamente relacionado con las propiedades hidrodinámicas del flujo, tales como la caída de presión en el sistema, el principio de conservación de energía, principio de conservación de masa y los coeficientes de transferencia de calor. Siendo éste último descartado en significativos estudios donde la transferencia de calor se considera despreciable, obteniendo un problema del tipo isotérmico.

La predicción del patrón de flujo consiste en correlaciones empíricas y análisis de los principios de conservación de masa, de energía y momento lineal. Siendo las correlaciones el uso más común, sin embargo no todos los crudos se comportan de la misma manera en las diferentes regiones petroleras de México.

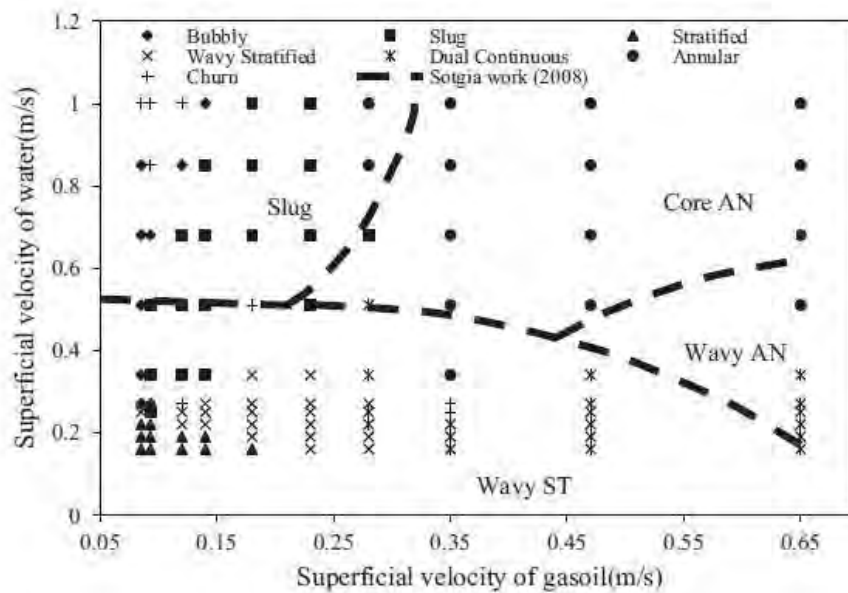
Algunos factores que dependen directamente al momento de obtener el tipo de patrón de flujo son el colgamiento de cada fase y las velocidades superficiales y reales de cada elemento.

Muchos estudios previos relacionados con la predicción del patrón de flujo nos relacionan las velocidades superficiales y relativas de las fases dentro del sistema, en donde la mayoría de los casos se indican secciones o regiones que son dominadas por los diferentes patrones

observados.

A pesar de la dificultad de obtener las propiedades del patrón de flujo y establecer dicho comportamiento del flujo, a lo largo del tiempo se han realizado distintos mapas de patrones de flujo. Los cuales indica a qué condiciones y en qué parámetros se desarrollarán distintos patrones de flujo. Los mapas principales relacionan las velocidades superficiales de cada fase, sin incluir cómo es el comportamiento del gradiente de presión espacial y temporal en la tubería.

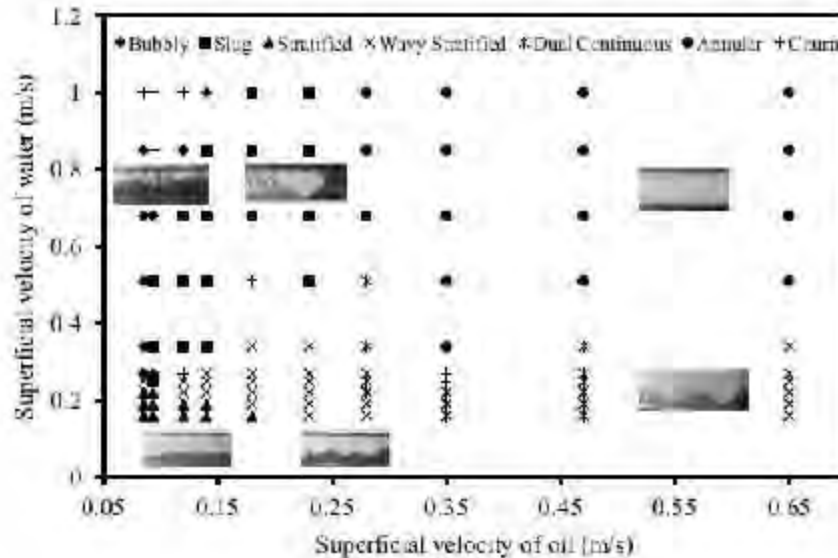
A continuación se muestra el estudio realizado a partir del flujo bifásico agua-aceite, en donde se tiene un mapa de patrón de flujo:



**Figura 2.2:** Mapa de patrones de flujo, Sotgia et al. (2008)

Hanafizadeh et al. (2015), trabajaron con agua y aceite a distintas condiciones de flujos volumétricos y másicos con una tubería de 20 mm, donde tomaron en cuenta distintos grados de inclinación respecto a la horizontal, los cuales oscilan entre  $-45$  y  $+45$ . Como podemos observar, los resultados que se presentaron son muy parecidos a los mostrados por Al-Wahaibi & Angeli (2007), en este último experimento, el fluido de trabajo es agua y aceite, manejando un diámetro continuo de tubería de 254 mm, lo que es equivalente a una pulgada. Es importante hacer notar que la relación entre los diámetros de las tuberías en ambos experimentos es muy similar. Por lo que al momento de realizar pruebas que tengan distintos diámetros de tubería debemos considerar las velocidades superficiales con las que

se probaron los eventos y a su vez los gastos volumétricos o másicos. A continuación, se presenta el estudio realizado por Hanafizadeh et al. (2015), especificando las velocidades superficiales de agua y aceite y sus patrones de flujos respectivos para cada modificación en cuanto a dichas propiedades:



**Figura 2.3:** Mapa de patrones de flujo observados en una tubería inclinada cercana a la horizontal, Hanafizadeh et al. (2015)

### 2.1.2. Consideraciones de modelado

El estudio hidrodinámico de los flujos con mezclas líquido-líquido se ve fuertemente influenciado por los siguientes factores:

1. La reología de las fases que componen la mezcla.
2. El complejo arreglo espacio-temporal que adquieren las fases durante el flujo.
3. La dependencia temporal de todos los procesos (los estados estacionarios solamente se pueden alcanzar en condiciones muy especiales).
4. El conjunto de leyes fundamentales se deben aplicar a cada una de las fases involucradas, lo que conduce a sistemas de al menos 10 ecuaciones simultáneas.



5. Adicionalmente surge el problema de cierre del sistema simultáneo debido a la multitud de términos fuentes que aparecen en los balances (sobre todo en los de momento lineal y energía).

En forma general, el conjunto de ecuaciones que describen el comportamiento hidrodinámico de las fases (denotadas con subíndice  $k$ ) en una mezcla bifásica consiste de la ley conservación de la masa

$$\frac{\partial \rho_k}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_k \mathbf{u}_k) = 0, \quad (2.1)$$

la ley de conservación del momento lineal

$$\frac{\partial \mathbf{u}_k}{\partial t} + \nabla \cdot (|\mathbf{u}_k| \mathbf{u}_k) - \frac{1}{\rho_k} \nabla \cdot \tau_k - \sum \frac{1}{\rho_k} \mathbf{b}_k = \mathbf{0}, \quad (2.2)$$

y la ley de conservación de la energía

$$\frac{\partial}{\partial t} \left[ \rho_k \left( e + \frac{1}{2} u^2 + gz \right) \right] + \nabla \cdot \left[ \rho_k \left( e + \frac{1}{2} u^2 + gz \right) \mathbf{u}_k \right] + \nabla \cdot (\mathbf{q}_k - \tau_k \cdot \mathbf{u}_k) - \sum \mathbf{b}_k \cdot \mathbf{u}_k = 0. \quad (2.3)$$

Los símbolos  $\rho, \kappa, \nu, g, z, q$  y  $e$  corresponden, respectivamente, a la densidad, la conductividad térmica, la viscosidad cinemática, aceleración de la gravedad, elevación, calor y energía. El campo de velocidades está dado por  $\mathbf{u}$ .

Normalmente este conjunto de ecuaciones se promedia en el tiempo y en el espacio. De esta forma, el efecto de cada fase está ponderado por la fracción volumétrica  $\alpha_i = V_i/V$  a la que corresponde, y las ecuaciones adquieren la siguiente forma básica para cualquiera de las propiedades  $\xi = \{\rho, \mathbf{u}, e^\circ\}$  (donde  $e^\circ$  se refiere a la energía total):

$$\frac{d}{dt} (\alpha_i \xi_i) = \sum \alpha_i f_i. \quad (2.4)$$

Las ecuaciones se simplifican considerablemente en el caso de los flujos anulares, si se desprecian las transiciones de fase, los intercambios de materia entre fluidos distintos, las tensiones superficiales, y los procesos interfaciales que inducen efectos dinámicos adicionales (por ejemplo, aquellos relacionados con las deformaciones locales de la interfase). Por lo anterior, en el modelado la geometría del anular permanece constante. Además de considerar que la segregación gravitacional es despreciable, esto debido a las variaciones mínimas existentes entre las densidades de las fases. Pues para los crudos pesados y extrapesados, las densidades tienden a ser cercanas a las del agua.

Aparte del modelado riguroso existe la posibilidad de hacer modelos mecanicistas (semi-empíricos) que requieren ser complementados con correlaciones experimentales. A su vez, las correlaciones experimentales están basadas exclusivamente en experimentos de laboratorio, y no son válidas fuera de los límites experimentales establecidos. La razón por la que estas vertientes son tan populares es que el modelado riguroso es extremadamente difícil de realizar en la mayoría de los casos.

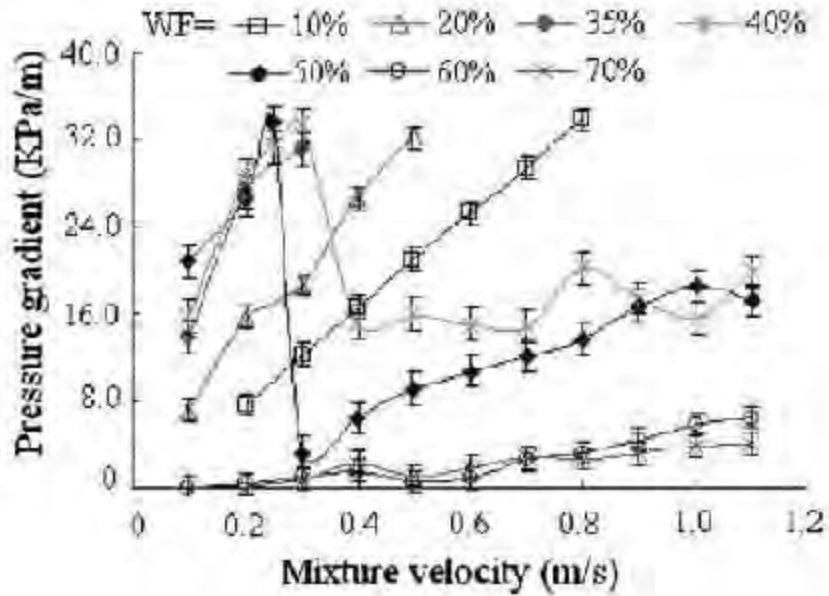
Entre los modelos mecanicistas más importantes podemos considerar el modelo de Taitel & Dukler (1976). Este modelo se desarrolló con base en el principio de conservación de momento lineal de cada una de las fases en la mezcla. Sin embargo, en la formulación se despreciaron los efectos térmicos y solamente se consideró el régimen permanente del flujo. A pesar de estas limitaciones, el modelo es aplicable a tuberías con distintas inclinaciones y permite predecir los diferentes patrones de flujo con mezclas bifásicas gas-líquido.

Barnea et al. (1980) llevaron a cabo experimentos distintos con tuberías de diámetro de una pulgada aproximadamente, en donde realizaron algunas modificaciones respecto, haciendo sus propias consideraciones en donde el núcleo del anular debe ser más espeso en comparación con el anillo formado alrededor del núcleo. Además, la viscosidad del fluido que pasa en el centro de la tubería debe tener una viscosidad mayor a 10 cp. Este tipo de estudios son un avance que contribuyen a realizar mejores aproximaciones de los métodos o modelos que ya se tienen e ir mejorando a través del tiempo para satisfacer las demandas de la industria petrolera.

Sin embargo, muy pocos estudios realizan experimentos bajo condiciones de flujo bifásico aceite-agua involucrando la formación de emulsiones. Estrictamente hablando, el comportamiento de la emulsión es de forma dispersa independientemente de la fase continua. Arirachakaran et al. (1989) considera la formación de la emulsión dentro de la tubería, determinando que la viscosidad de la mezcla aumenta significativamente cuando la fase dispersa es aceite y de manera contraria, disminuye cuando se tienen altos cortes de agua.

En el estudio presentado por Wang et al. (2011) para mezclas líquido - líquido, con crudo de 12 API y una viscosidad de 628.1 mPa-s, realizan una investigación experimental detallada para diferentes cortes de agua y comparando las velocidades reales de cada mezcla con el gradiente de presión. Los resultados arrojados para flujo anular indican que las velocidades alcanzadas son superiores al resto del comportamiento de los diferentes patrones de flujo observados. Además, al incrementar el corte de agua la variación del gradiente de presión se mantiene constante con una ligera pendiente. A continuación se

muestra el comportamiento descrito anteriormente:



**Figura 2.4:** Comparación del gradiente de presión respecto a la velocidad de la mezcla agua-aceite a diferentes cortes de agua, Wang et al. (2011)

### 2.1.3. Reología de los crudos pesados y extrapesados

De manera general, los crudos pesados y extrapesados son fluidos complejos, por lo que no se observa la relación lineal entre el esfuerzo y la deformación de los fluidos newtonianos. En tal caso, se tiene que generalizar la descripción para incluir un comportamiento más general de la viscosidad. Con base en el modelo de Ostwald de Waele (Xun et al. (2016)), se puede obtener una ley de potencias general

$$\eta = K\dot{\gamma}^{n-1}. \quad (2.5)$$

Los parámetros  $K$  y  $n$  reciben el nombre de coeficiente de consistencia e índice de comportamiento del líquido, respectivamente. En el caso de los fluidos newtonianos,  $n = 1$  y  $K = \eta$ .

Por otro lado las propiedades de transporte dependen de la presión y de la temperatura. En particular, la viscosidad depende fuertemente de la temperatura y se puede asumir

una dependencia de tipo Arrhenius:

$$\eta(T) = \eta_0 \exp\{E/RT\}, \quad (2.6)$$

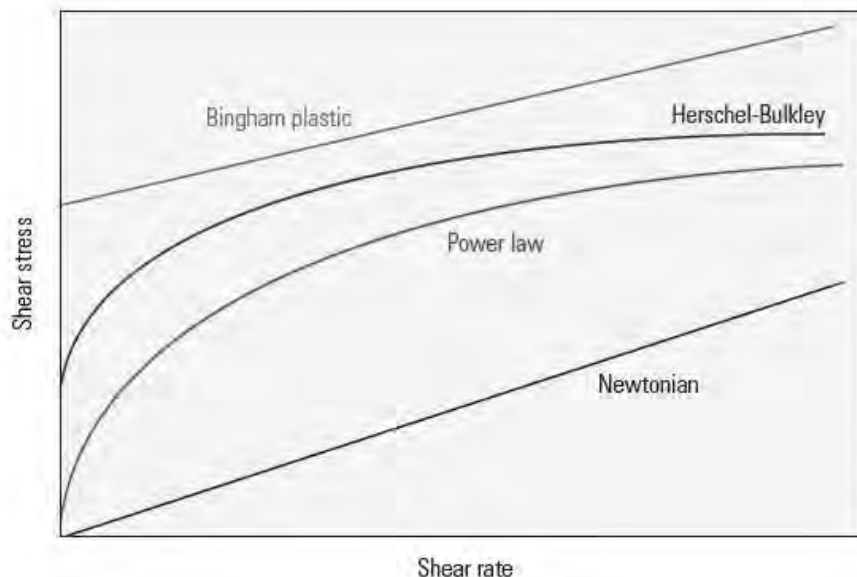
donde el coeficiente  $\eta_0$  establece un valor de referencia para la viscosidad,  $E$  es la energía de activación,  $R$  la constante universal de los gases y  $T$  la temperatura absoluta. En muchos casos esta suposición se aleja del comportamiento realmente observado con ciertos tipos de hidrocarburos. Existen múltiples modelos reportados en la literatura científica que extienden esta relación para dependencias más complicadas de la temperatura.

El modelo propuesto por Sisko (1955)(Turian et al. (1998)), es empleado para fluidos no Newtonianos que fluyen a través de tuberías en donde se tiene una alta tasa de corte para generar un esfuerzo que desplace al fluido. De manera matemática se tiene lo siguiente que

$$\sigma = [\eta\dot{\gamma} + K_s\dot{\gamma}^n] \quad (2.7)$$

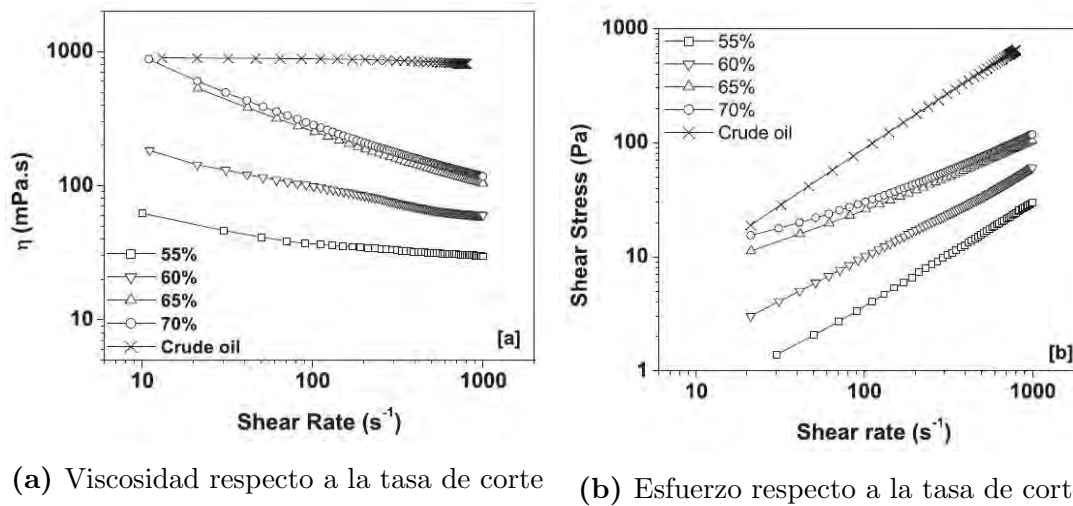
y  $K$  representa un parámetro de ajuste,  $\eta$  es la tasa de corte asociada a un valor relativamente grande comparado con otro tipo de fluidos.

Los modelos reológicos descritos anteriormente se pueden expresar gráficamente mediante la relación que existe entre el esfuerzo cortante y la tasa de corte. En la figura 2.5 se aprecia la clasificación de los modelos.



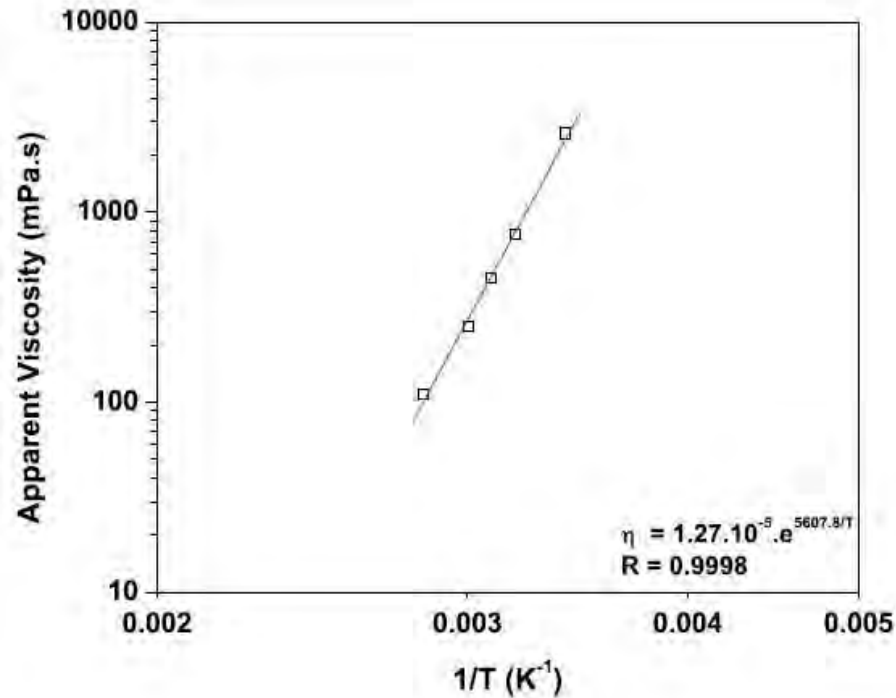
**Figura 2.5:** Modelos reológicos de los fluidos, Faergstad, I., “Reología”, The defining series, Schlumberger, 2016

Es importante hacer mención que los modelos presentados anteriormente no explican si el fluido se encuentra en presencia de una mezcla. En caso de que existan crudos mezclados con agua, el modelo reológico tendrá otro comportamiento. En el estudio presentado por dos Santos et al. (2017) se analiza el efecto de las fracciones volumétricas de los fluidos en una mezcla de aceite y agua; dicho efecto se muestra en las gráficas siguientes.



**Figura 2.6:** Comportamiento reológico de una mezcla del tipo aceite - agua (O/W) a distintas fracciones volumétricas

Es interesante que con el aumento del contenido de agua en la mezcla, la viscosidad dinámica decrece en función de la tasa de deformación angular. El comportamiento observado es el que corresponde al de los materiales pseudoplásticos (o adelgazantes). Solamente cuando hay una total ausencia de agua el comportamiento del fluido es aproximadamente newtoniano. Se sabe, sin embargo, que estrictamente el crudo es un fluido complejo por sí mismo: en este caso los detalles no se aprecian debido simplemente al cambio de escala. En la siguiente gráfica se muestra el comportamiento de la viscosidad como función de la temperatura.



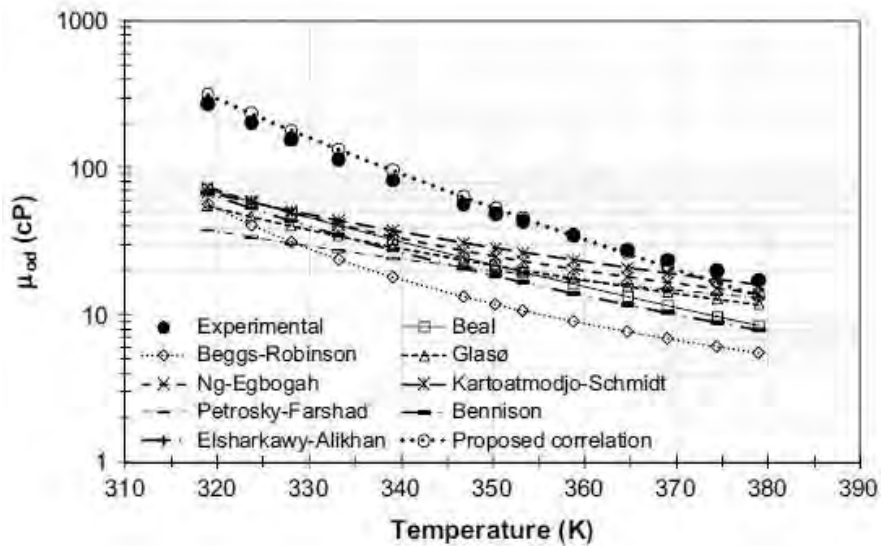
**Figura 2.7:** Viscosidad aparente de la mezcla (O/W) en función del recíproco de la temperatura

Como es de esperar, la viscosidad decrece con el aumento de la temperatura. Con emulsiones queda claro que la relación entre ambas cantidades se ajusta perfectamente a ley de potencia de Ostwald de Waele (eq. 2.5). Con los estudios de dos Santos et al. (2017) se refuerza la idea de que al incrementar el corte de agua se reduce la viscosidad. Más aún, al incrementar la temperatura disminuye significativamente la viscosidad aparente de la mezcla aceite-agua.

Se debe señalar que estas curvas no representan en su totalidad el comportamiento de la mezcla, porque es posible alcanzar una fracción volumétrica de agua que induzca una inversión de fases. Como se ha mencionado anteriormente, en ese punto la viscosidad aumenta de manera considerable al invertirse el tipo de emulsión formada.

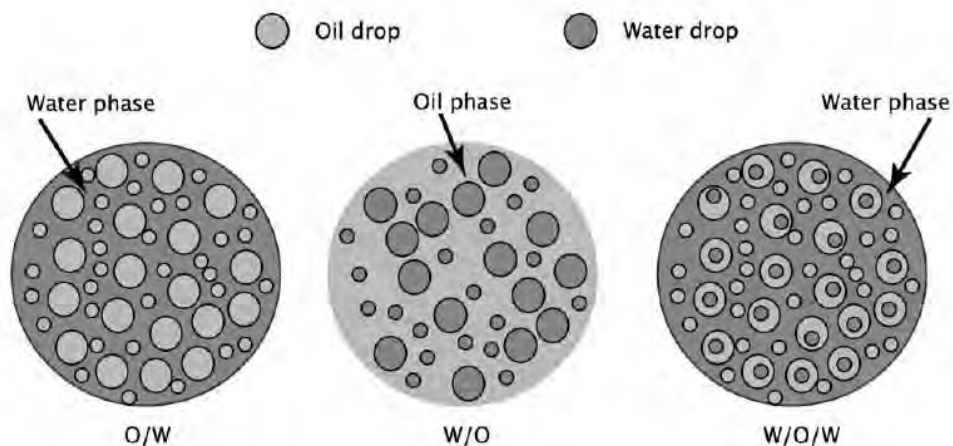
También es importante reconocer que los crudos mexicanos tienen un comportamiento específico que ha sido bien caracterizado para un subconjunto significativos de ellos. Concretamente, en la investigación de de la Cruz et al. (2013) se analizaron crudos con diferentes densidades API producidos en los activos mexicanos más productivos. En general, el comportamiento global de estos crudos sigue el mismo tipo de comportamiento, aunque las correlaciones obtenidas para ellos contiene parámetros que son específicos de

esos crudos.



**Figura 2.8:** Comportamiento de la viscosidad experimental y de correlaciones como una función de la temperatura, de la Cruz et al. (2013)

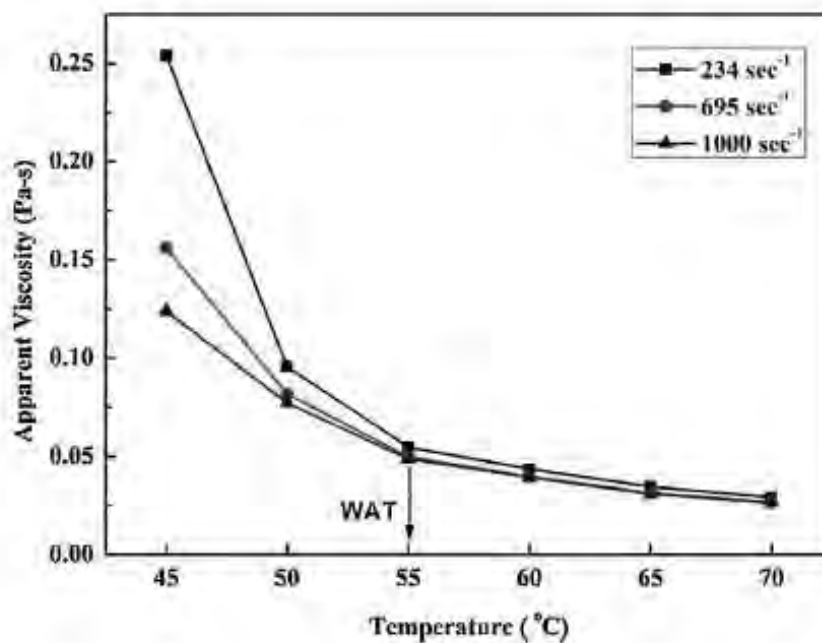
De manera más concreta reconocemos que los diferentes tipos de emulsión tienen efectos diferentes en la dinámica del flujo. Aparte de las emulsiones habituales tipo agua-aceite (O/W), aceite-agua (W/O), hay posibilidad de formar emulsiones dobles del tipo agua-aceite-agua (W/O/W). El diagrama siguiente ilustra la forma de la distribución de dichas emulsiones.



**Figura 2.9:** Distribución de las fases dispersas y continuas de emulsiones en producción de hidrocarburos

Kumar & Mahto (2016) realizaron un estudio para determinar el comportamiento de la viscosidad aparente de una mezcla de aceite y agua, a diferentes tasas de corte y valores de la temperatura. Aunque el crudo considerado es de 21.27 °API<sup>1</sup> y el corte de agua es igual a 45 %, las curvas arrojan un acercamiento de algunas mezclas y representan en forma muy general la tendencia para otros tipos de crudos(Fig. 2.10).

Además de observar el comportamiento de la viscosidad a las diferentes tasas de cortes, también es posible reforzar la idea en que la viscosidad es una función que presenta una gran dependencia de los valores de temperatura, para los cuales a partir de los 50°C empieza a tener un cambio significativo.

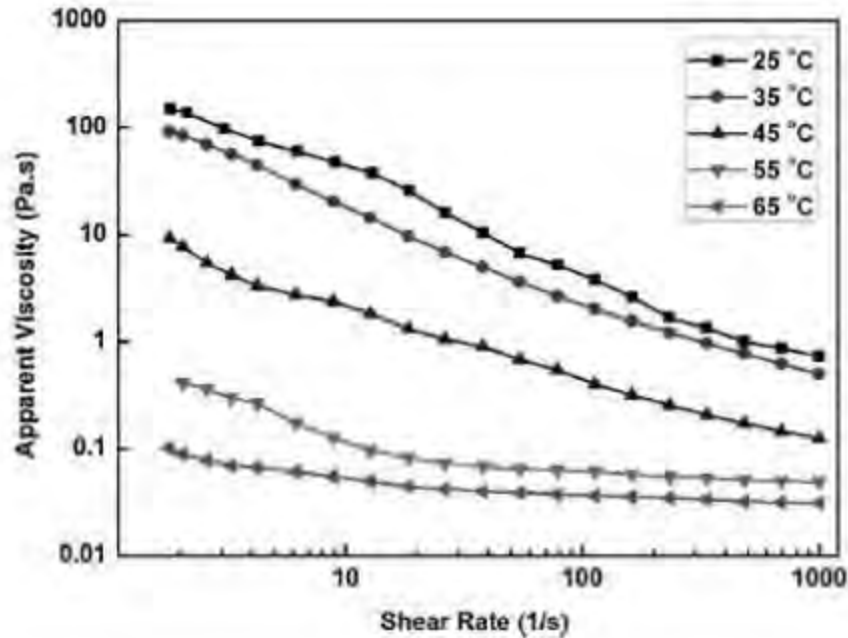


**Figura 2.10:** Viscosidad aparente de una mezcla de hidrocarburos, presentado en el trabajo de Kumar & Mahto (2016) a diferentes tasas de corte

De igual forma, la gráfica de la figura (2.11) muestra que se incrementa suficientemente la temperatura, la mezcla puede llegar a alcanzar un comportamiento esencialmente newtoniano (Kumar & Mahto (2016)).

<sup>1</sup>Unidades que relacionan la densidad específica del agua y aceite

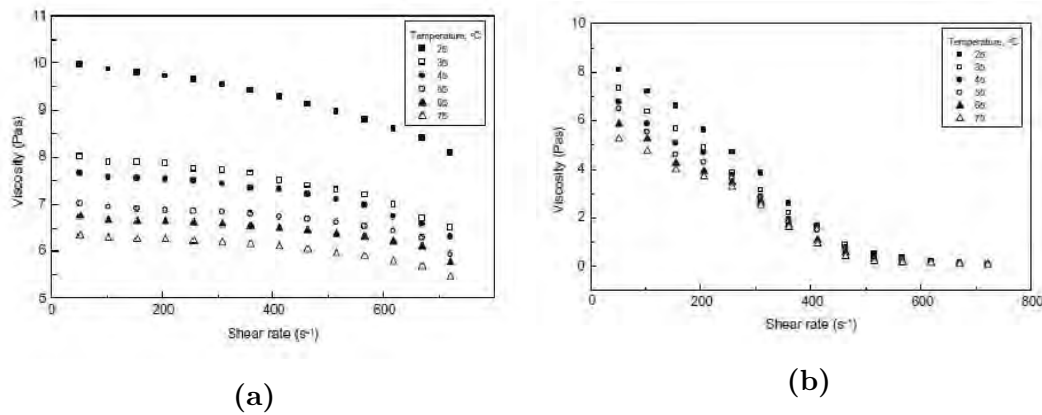




**Figura 2.11:** Viscosidad aparente de la emulsión en función de la temperatura a distintas tasas de corte

El contraste más importante con el caso de los crudos pesados mexicanos es la tasa de variación de los parámetros involucrados. No obstante, la tendencia global es similar en el sentido de que si se hace disminuir la temperatura la viscosidad aparente aumenta considerablemente de manera no lineal.

Más próximo al caso mexicano es el estudio de Hasan et al. (2010) en el que se considera un crudo con densidad API de 10.71 y un corte de agua del 10 %. Es importante señalar que la principal limitación de la investigación referida es que el fluido en cuestión permanece inmóvil durante las pruebas, es decir, no se consideran condiciones de flujo. Las figuras (2.12a) y (2.12b) muestran los resultados correspondientes.



**Figura 2.12:** Comparación de la viscosidad del crudo extrapesado (a), y de la mezcla de agua y aceite con 10 % de agua (b)

Ambos tipos de curvas muestran decrementos no lineales de la viscosidad aparente. Sin embargo, es destacable que en el caso de la mezclas (emulsionadas) el decremento es mucho más pronunciado y muestra incluso cambios de curvatura. A partir de una tasa de deformación de  $400 \text{ s}^{-1}$ , las curvas tienden a adquirir valores constantes.

## 2.2. Interacciones térmicas con flujos líquido-líquido

### 2.2.1. Transferencia de calor en tuberías

La conducción de calor en la pared sólida de la tubería, que confina al flujo, se describe mediante la Ley de Fourier. Esta ley establece que el flujo de calor corresponde al calor transferido por unidad de área a través de la pared de la tubería

$$\mathbf{q}'' = -k\nabla T. \quad (2.8)$$

La constante  $k$  es la conductividad térmica del material en cuestión. Para el caso concreto de las tuberías metálicas de acero al carbón, consideraremos que la conductividad térmica adquiere un valor en el intervalo ( $20 \leq k \leq 60$ )  $\text{W/m}\cdot\text{K}$ .

Por otro lado el campo de temperaturas se estudia mediante una combinación de la Primera Ley de la Termodinámica con la Ley de Fourier. La expresión resultante es

conocida como ecuación de difusión de calor, y su forma adecuada para una geometría cilíndrica es

$$\rho c_p \frac{\partial T}{\partial t} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( kr \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial \theta} \left( k \frac{\partial T}{\partial \theta} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( k \frac{\partial T}{\partial z} \right) = \dot{q}. \quad (2.9)$$

El término del lado derecho toma en cuenta las posibles fuentes de generación de calor dentro de la pared. Es importante hacer notar que esta ecuación contiene un término de variación local, expresado por la derivada temporal. En el estudio de los estados transitorios, este término debe ser retenido para establecer la dependencia de las solución con respecto al tiempo.

### 2.2.2. Transferencia de calor en líquidos

Los procesos de conducción de calor en líquidos son análogos a los que se observan en sólidos. Sin embargo, por tratarse de materiales que se pueden deformar arbitrariamente y desplazar de un sitio a otro, aparece un proceso adicional denominado convección. El flujo de calor por unidad de área en un líquido está dado por la ley de enfriamiento de Newton

$$\mathbf{q}_s'' = h(T_s - T_\infty), \quad (2.10)$$

donde  $h$  representa el coeficiente local de transferencia de calor. Dicho coeficiente se mantiene constante en un flujo totalmente desarrollado térmicamente.  $T_s$  y  $T_\infty$  se refieren a la temperatura en la superficie a través de la cual ocurre la transferencia de calor, y a la temperatura de referencia en una región alejada.

Tanto la conducción de calor en el sólido, como la conducción de calor en el fluido, deben ser consideradas simultáneamente durante el proceso de transferencia de calor. Esto se logra mediante un balance de energía apropiado en una sección diferencial representativa del sistema conducto-fluido.

La relación energética correspondiente está dada simplemente por

$$\frac{de}{dt} = \sum \dot{m}e + \dot{e}_g. \quad (2.11)$$

El primer término en la derecha toma en cuenta todas las contribuciones al incremento de la energía en esa localidad, debido a los flujos que entran y salen de ella. El segundo término se refiere a incrementos locales de la energía mediante procesos de conversión de

otras formas de energía. Para la situación descrita  $q_{conv} = q_s$ , y la ecuación adquiere la forma

$$dq_{conv} = \dot{m} d(c_v T_m + pv). \quad (2.12)$$

Con fluidos incompresibles, el trabajo realizado por el flujo es mucho más pequeño que el calor transferido. De este modo al integrar la ecuación (2.12) se obtiene

$$q_{conv} = \dot{m} c_p (T_{m,0} - T_{m,i}). \quad (2.13)$$

Las temperaturas  $T_{m,0}$  y  $T_{m,i}$  corresponden a las temperaturas medias en la entrada y en la salida del volumen de control. El calor específico se asume como constante y, en el caso particular de los líquidos incompresibles, se tiene que  $c_p = c_v$ . Este resultado indica que el calor transferido desde (o hacia) la tubería se propaga al fluido por convección durante el flujo. A partir de estas expresiones es posible obtener el perfil de temperaturas correspondiente. El desarrollo concreto del modelo simplificado presentado por Fairuzov (2000a) se basa en estos mismos principios. Las simplificaciones específicas que estos autores consideraron se discuten en el siguiente capítulo. Finalmente, el modelo extendido que se propone en esta tesis amplía la técnica a otros casos de estudio.

Es importante mencionar que en los fenómenos de transferencia de calor en fluidos, el coeficiente de transferencia de calor convectiva ( $h_c$ ) dependerá directamente de las propiedades termodinámicas como viscosidad ( $\mu$ ), densidad ( $\rho$ ) y algunas variables adimensionales como Nusselt (Nu), Prandtl (Pr) y Reynolds (Re).

Lang & Auracher (1996) realizaron un estudio experimental que consistía en hacer pasar un flujo de agua y aceite a través de una tubería finita de radio interior igual a 16 mm, en donde se transfería calor a través de una diferencia de potencial suministrada por una fuente eléctrica de corriente directa.

Además, el coeficiente de transferencia de calor global tiende a normalizarlo de la siguiente manera,

$$\alpha_{norm} = \frac{\alpha - \alpha_o}{\alpha_w - \alpha_o}, \quad (2.14)$$

de manera que  $\alpha_w$  y  $\alpha_o$  representan los coeficientes de transferencia de calor del agua y aceite, respectivamente. Estos a condiciones equivalentes a  $\alpha$ , considerando que la tubería se encuentra completamente llena de cada fase.

Y el coeficiente de transferencia de calor de la mezcla se denota por las fracciones

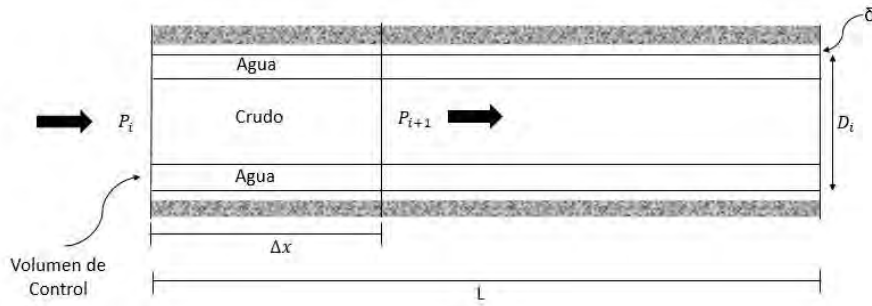
volumétricas que ocupan cada una de las fases. Esto es

$$\alpha_m = \alpha_w VF_w + \alpha_o VF_o, \quad (2.15)$$

siendo  $VF_w$  y  $VF_o$  las fracciones volumétricas del agua y del aceite, respectivamente.

### 2.2.3. Consideraciones sobre la transferencia de calor conjugada

Debido a que los fluidos son inmiscibles, el fenómeno asociado a la transferencia de calor se llevará a cabo mediante un modelado riguroso en el que se establece que existe un volumen de control conformado por el aislante térmico, la tubería de acero y los fluidos. En donde se conjuga el calor generado en la pared y su transferencia hacia los fluidos transportados. En el volumen de control, se consideran aspectos como balances energéticos y de conservación de masa, además de las geometrías utilizadas en el flujo anular. En la figura 2.13 se visualiza el volumen de control considerado para el caso de estudio presente:



**Figura 2.13:** Viscosidad aparente de la emulsión en función de la temperatura a distintas tasas de corte

A partir de las ecuaciones fundamentales de la hidrodinámica y de la termodinámica se puede construir una ecuación general de transporte para la energía total  $e = \hat{u} + u_i u_i / 2 + g_i x_i$ . Para sólidos y líquidos esta ecuación tiene la forma

$$\rho \frac{\partial}{\partial t}(e) + \rho u_j \frac{\partial}{\partial x_j}(e u_i) = \sum_p \dot{Q}_p + \sum_q \dot{W}_q. \quad (2.16)$$

El desarrollo de una versión apropiada para flujos bifásicos conduce a una expresión equivalente para cada fase  $k$  de la mezcla y

$$\rho_k \frac{\partial}{\partial t}(\alpha_k e_k) + \rho_k u_{k,j} \frac{\partial}{\partial x_j}(\alpha_k e_k u_{k,i}) = \sum_p \dot{Q}_{pk} + \sum_q \dot{W}_{qk}. \quad (2.17)$$

En estas expresiones la notación de subíndices  $(k, i)$  significa que se trata de la componente  $i$  de la propiedad de la fase  $k$ . Cabe mencionar que las sumas de los términos de calor y de trabajo contienen contribuciones tanto internas, como externas al volumen de control.

Sin pérdida de generalidad, las ecuaciones (2.17) pueden ser arregladas y combinadas para dar lugar a una sola expresión general que se válida para definir el proceso de transferencia de calor entre las dos fases (Brennen & Brennen (2005))

$$\sum_k \left[ \rho_k \alpha_k c_{vk} \left( \frac{\partial T_k}{\partial t} + u_{k,j} \frac{\partial T_k}{\partial x_j} \right) \right] = \sum_p \Delta \dot{Q}^*_k + \sum_q \Delta \dot{W}^*. \quad (2.18)$$

Claramente se han empleado en esta derivación las relaciones usuales para sustancias puras. Es importante recalcar también que los términos  $\sum_p \Delta \dot{Q}^*$  y  $\sum_q \Delta \dot{W}^*$  contabilizan las interacciones relativas que se dan entre las fases de la mezcla; por ejemplo, el trabajo producido por las fuerzas asociadas al movimiento relativo entre fases.

En el modelo de Arvizu D'al Piaz-Fairuzov (Arvizu & Fairuzov (2001)), así como en la extensión de ese modelo propuesta en esta tesis, se procede de manera análoga a lo indicado arriba.

### 2.3. Modelo simplificado de Arvizu D'al Piaz y Fairuzov

En el año 1998 Y. Fairuzov publicó un modelo para la transferencia de calor conjugada durante la despresurización súbita de un sistema de transporte con hidrocarburos volátiles (Fairuzov (2000a)). Dicho modelo captura el efecto combinado de las interacciones térmicas entre los fluidos y la pared del conducto que los confina. Concretamente, el fenómeno inicia con un proceso de fuga en un cierto punto de la tubería, a partir del cual se produce un frente de vaporización en la fase líquida. El frente se propaga con la velocidad del sonido a lo largo de la tubería, modificando el valor local de las propiedades térmicas de las sustancias. La pared de la tubería juega un papel preponderante en el tratamiento de Fairuzov, puesto que dependiendo de su volumen y de las propiedades de los materiales que la componen, los efectos del fenómeno de despresurización súbita son más o menos severos. Por ejemplo, la propagación de la onda de rarefacción viene acompañada de un incremento de la temperatura. Esto trae como consecuencia que una mayor fracción de hidrocarburos ligeros se volatilicen.

De acuerdo con lo reportado en la literatura por Arvizu D'al Piaz y Fairuzov, el modelo simplificado produjo resultados muy aceptables en secciones no demasiado largas de la tubería. Asimismo, las validaciones con los resultados analíticos para los casos particulares fueron muy satisfactorias en Arvizu & Fairuzov (2001).

Quizás la limitante más importante del modelo es que está elaborado para mezclas homogéneas de equilibrio, es decir, para pseudo-mezclas con fases altamente dispersas y propiedades intermedias. Esta simplificación permite hacer una aproximación “monofásica” del problema, aunque durante la despresurización se tengan en realidad dos fases coexistiendo (una líquida y otra gaseosa). Al no tomar en consideración otros patrones de flujo, el estudio de estos autores queda seriamente limitado en términos predictivos.

El problema de trabajo indica que una tubería de diámetro  $D$  y longitud  $L$ , con espesor  $\delta$ ; se encuentra aislada. En donde a través de esta tubería fluye una mezcla bifásica (gas-líquido), además se encuentra en estado permanente. En un instante inicial ( $t = 0$ ) se hace pasar corriente eléctrica a través de la pared de la tubería para generar calor. La tasa de generación de calor es uniforme a lo largo de la tubería y constante al tiempo posterior al tiempo inicial ( $t > 0$ ), a lo largo del transitorio antes de que se alcance un nuevo estado permanente, la velocidad de la mezcla se mantiene constante y las propiedades termodinámicas de entrada son las mismas que las de salida. El problema radica en predecir una respuesta que varía en el tiempo (transitoria) del sistema ante la generación de calor en la tubería.

Las suposiciones y aproximaciones más relevantes del modelo son las siguientes:

1. El flujo es unidimensional debido a que la longitud es mayor al diámetro ( $L \gg D$ ).
2. Las dos distintas fases se encuentran en equilibrio térmico. Además, las propiedades térmicas de los fluidos permanecen constantes. Para transitorios lentos, el desequilibrio se considera despreciable pues existe tiempo suficiente para alcanzar nuevamente el equilibrio térmico.
3. El flujo bifásico es homogéneo, pues las velocidades de las fases son iguales a lo largo del sistema y se comporta como un pseudofluido.
4. La conducción de calor longitudinal es despreciable, debido a que la longitud es mayor al área transversal del conducto.

El flujo bifásico visto como pseudofluido extrae el calor que se genera en la tubería, por lo que es conveniente definir un término fuente de calor que se exprese en la cantidad de calor generado en la pared. Además, debido a que la relación que existe entre el volumen del fluido y el volumen de la pared es la misma que entre sus áreas de sección transversal, se define que

$$\bar{q} = q''' \frac{V_p}{V_f} \quad \text{y} \quad \bar{q} = q''' \frac{A_p}{A_f}, \quad (2.19)$$

siendo  $\bar{q}$  el calor extraído por el fluido,  $V_k$  representa el volumen y  $A_k$  el área transversal en donde el subíndice  $k$  indica la sección del volumen de control (tubería  $p$  y fluidos  $f$ ).

Las ecuaciones que rigen el modelo hidrodinámico son la Ecuación de Continuidad, Ecuación de Cantidad de Movimiento Lineal, Ecuación de la Energía y una Ecuación de Estado. Para resolver el problema, es necesario tener las especificaciones de las relaciones constitutivas para el factor de fricción  $f_f$  y el término fuente de calor  $\bar{q}$ .

La fuerza de arrastre por unidad de volumen de fluido ejercida por la pared sobre el flujo bifásico se estima mediante la siguiente expresión:

$$F_w = \phi^2 \frac{f_l G^2}{2D\rho_l}, \quad (2.20)$$

donde  $\phi$  es el multiplicador de fricción para flujo bifásico y  $f_l$  es el factor de fricción para una fase. El multiplicador de fricción se calcula mediante la correlación de McAdams (1942), mientras que el factor de fricción  $f_l$  se obtiene mediante la correlación de Colebrook & White (1937).

También se asume que el término fuente de calor que aparece en la ecuación de la energía es

$$\bar{q} = \frac{4h_{tp}(T_l - T_{sat})}{D}, \quad (2.21)$$

$h_{tp}$  es el término de transferencia de calor convectiva para flujo bifásico,  $T_l$  es la temperatura de referencia para una sola fase y  $T_{sat}$  es la temperatura de saturación del fluido de trabajo que en éste caso fue propano.

Para poder calcular el término fuente de calor  $\bar{q}$ , es necesario calcular el término de transferencia de calor convectivo a partir de la correlación Gungor & Winterton (1987).

Una vez que se han entendido las consideraciones anteriores, se emplea la ecuación



combinada de la energía, donde la tasa de cambio de la energía interna en un cilindro es

$$\frac{\partial U_{cv}}{\partial t} = \frac{\partial U_p}{\partial t} + \frac{\partial U_f}{\partial t}, \quad (2.22)$$

$U_{cv}$  representa al volumen de control,  $U_p$  es el volumen estudiado referente a la tubería y  $U_f$  se indica para el fluido.

La tasa de calor transferida al volumen de control se puede expresar como la suma de calor generado en el elemento de la tubería y la tasa de calor a través de la frontera del volumen de control. Esto es:

$$\dot{Q} = q''' A_w dx.$$

Al final del modelado, se obtiene una expansión de la ley de conservación de energía en términos del factor de adiabaticidad,

$$\frac{\partial(\rho u)}{\partial t} + Fa \frac{\partial P}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u V)}{\partial x} + \frac{\partial(PV)}{\partial x} = \bar{q} \quad (2.23)$$

y

$$\frac{\partial(\rho h)}{\partial t} + (Fa - 1) \frac{\partial p}{\partial t} + \frac{\partial(\rho h V)}{\partial x} - V \frac{\partial p}{\partial x} = \bar{q}, \quad (2.24)$$

donde

$$Fa = \frac{4\rho_p C_{vp} T_f v_{fg}}{h_{fg}} \left[ \frac{\delta}{D} + \left( \frac{\delta}{D} \right)^2 \right] \quad (2.25)$$

representa el Factor de Adiabaticidad (o número de Fairuzov). El factor de adiabaticidad emplea términos como densidad de la tubería  $\rho_p$ , calor específico a volumen constante de la tubería  $C_{vp}$ , temperatura del fluido  $T_f$ , volumen específico de vaporización  $v_{fg}$ , entalpía de vaporización  $h_{fg}$ , diámetro interno  $D$  y espesor de tubería  $\delta$ .

## Capítulo 3

# TRANSFERENCIA DE CALOR CONJUGADA BIFÁSICA

En este capítulo se presentan los modelos específicamente desarrollados para diferentes casos de estudio. Como paso previo se considera la aproximación de mezclas homogéneas de equilibrio con propiedades intermedias. Después se muestran los modelos bifásicos con patrón de flujo anular elaborados para mezclas de crudos pesados y agua. En la sección final se presenta el modelo extendido de transferencia de calor conjugada bifásica para crudo y agua. Éste último modelo se valida con resultados previamente publicados y se emplea para hacer análisis paramétrico de casos realistas. Es importante mencionar que en el desarrollo de los modelos se asume, en todo momento, la existencia del equilibrio termodinámico entre las fases y además, se asume que el flujo está desarrollado desde el punto de vista térmico.

### 3.1. Transferencia radial de calor para pseudomezclas

El modelo radial se limita únicamente al caso estacionario. Esto se debe a que el interés principal es el de establecer el perfil de equilibrio de la temperatura en la sección transversal, es decir, a través de los dos fluidos involucrados. Además, el problema tiene simetría cilíndrica, por lo que se ignoran las variaciones angulares. Partiendo de la ecuación radial

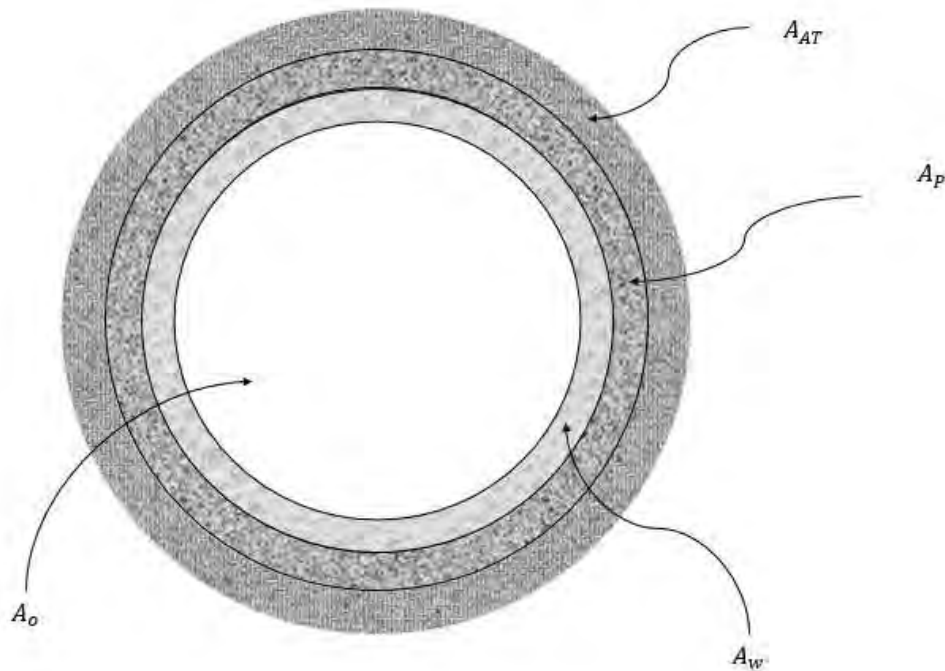
de difusión

$$\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( Kr \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \bar{q} = \rho C_p \frac{\partial T}{\partial t}, \quad (3.1)$$

se procede a despreciar el término local

$$\frac{\partial T}{\partial t} = 0.$$

La figura 3.1 representa la geometría de flujo de las fases y del arreglo de la tubería.



**Figura 3.1:** Diagrama transversal al flujo en la tubería

La ecuación resultante se integra directamente a lo largo del radio hasta la pared, es decir,

$$\int d \left( Kr' \frac{dT}{dr'} \right) = - \int_0^r \bar{q} r' dr'. \quad (3.2)$$

El resultado

$$K_p r \frac{dT}{dr} = - \left[ \frac{\bar{q} r^2}{2} + C_1 \right] \quad (3.3)$$

ahora contiene a la constante  $K_p$  que representa la conductividad térmica de la pared. Se integra nuevamente

$$\int dT' = - \int_0^r \left[ \frac{\bar{q} r'}{2K_p} + \frac{C_1}{K_p r'} \right] dr' \quad (3.4)$$

para producir la solución

$$T = -\frac{1}{K_p} \left[ \frac{\bar{q}r^2}{4} + C_1 \ln(r) \right] + C_2. \quad (3.5)$$

Las constantes de integración quedan completamente determinadas por medio de las condiciones de frontera. En este caso, dichas condiciones están dadas por la temperaturas en la pared y en el centro de la tubería.

$$\left. \frac{dT}{dr} \right|_{r=r_p} = 0$$

Al derivar la ecuación y sustituir el valor del radio interno de la tubería  $r_p$  llegamos a

$$0 = \frac{\bar{q}r_p}{2K_p} + \frac{C_1}{K_p r_p} \quad (3.6)$$

de modo que la constante de integración  $C_1$  es simplemente

$$C_1 = -\frac{\bar{q}r_p^2}{2K_p}. \quad (3.7)$$

Sustituyendo 3.7 en la ecuación principal obtenemos

$$T = -\frac{1}{K_p} \left[ \frac{\bar{q}r^2}{4} - \frac{\bar{q}r_p^2}{2} \ln(r) \right] + C_2. \quad (3.8)$$

La segunda constante de integración se obtiene aplicando la otra condición de frontera

$$T|_{r=r_w} = T_w$$

en

$$T_w = -\left[ \frac{\bar{q}r_w^2}{4K_p} - \frac{\bar{q}r_p^2}{2K_p} \ln(r_w) \right] + C_2; \quad (3.9)$$

ahora sigue que la constante de integración  $C_2$  es

$$C_2 = T_w + \frac{1}{K_p} \left[ \frac{\bar{q}r_w^2}{4} - \frac{\bar{q}r_p^2}{2} \ln(r_w) \right].$$

Y sustituyendo de nuevo en la ecuación principal, obtenemos el perfil de temperaturas para estado permanente en coordenadas radiales

$$T_p(r) = -\frac{1}{K_p} \left[ \frac{\bar{q}r^2}{4} - \frac{\bar{q}r_p^2}{2} \ln(r) \right] + T_w + \frac{1}{K_p} \left[ \frac{\bar{q}r_w^2}{4} - \frac{\bar{q}r_p^2}{2} \ln(r_w) \right] \quad (3.10)$$

La ecuación anterior nos indica la distribución de la temperatura en toda la sección radial entre el radio exterior de la tubería  $r_p$  y el radio interno de la tubería  $r_w$ , por lo que el radio a valuar deberá ser  $r_w \leq r \leq r_p$ .

Para obtener el perfil de temperaturas en la sección del agua, hacemos un procedimiento similar. Sólo que en este caso habrá un cambio en las temperaturas y los radios en las zonas limítrofes. La solución está dada por

$$T_w(r) = -\frac{1}{K_w} \left[ \frac{\bar{q}r^2}{4} - \frac{\bar{q}r_w^2}{2} \ln(r) \right] + T_o + \frac{1}{K_w} \left[ \frac{\bar{q}r_o^2}{4} - \frac{\bar{q}r_w^2}{2} \ln(r_o) \right], \quad (3.11)$$

donde  $K_w$  representa la conductividad térmica del agua. De igual forma, para la sección del aceite se tiene que

$$T_o = \frac{-1}{K_o} \left[ \frac{\bar{q}r^2}{4} - \frac{\bar{q}r_o^2}{2} \ln(r) \right] + T_{ent}, \quad (3.12)$$

donde  $T_{ent}$  es la temperatura de referencia,  $K_o$  es la conductividad térmica del aceite y  $r_o$  es el radio de la interfase aceite - agua o en términos prácticos el radio correspondiente al aceite.

La ecuación anterior es válida únicamente para radios mayores que cero y hasta el radio del aceite  $r_o$ . En el radio igual a cero, se considera que la temperatura es la de referencia.

### 3.2. Transferencia axial de calor para pseudomezclas

El problema de flujo axial infinito, comienza analizando una sección de tubería a la cual se le suministra calor de forma radial, el cual estará ubicado en un determinado punto de la sección longitudinal. En este caso, será necesario saber en qué punto del radio estamos y qué temperatura se tiene en dicho espacio para determinar de manera permanente la distribución de la temperatura hasta el punto donde existe suministro de calor.

El cálculo comienza al considerar nuevamente la parte axial de la ecuación de calor en régimen estacionario

$$\frac{\partial}{\partial z} \left( K \frac{\partial T}{\partial z} \right) = -\bar{q}. \quad (3.13)$$

Integrando sucesivamente la ecuación

$$K \int d \left( \frac{dT}{dz} \right) = - \int \bar{q} dz, \quad (3.14)$$

se obtiene

$$\frac{dT}{dz} = -\frac{\bar{q}z}{K} + \frac{C_1}{K}. \quad (3.15)$$

Finalmente, integrando una vez más

$$\int dT = - \int \left( \frac{\bar{q}z}{K} + \frac{C_1}{K} \right) dz, \quad (3.16)$$

se llega a la expresión general

$$T = -\frac{\bar{q}z^2}{2K} + \frac{C_1z}{K} + C_2. \quad (3.17)$$

La primera condición de frontera indica que no existen variaciones en la temperatura de referencia. Esto es:

$$\frac{dT}{dz} \Big|_{z=0} = 0 = -\frac{\bar{q}z}{K} + \frac{C_1}{K},$$

en la que la constante de integración  $C_1$  se define como

$$C_1 = \bar{q}z.$$

Esto conduce a

$$T = \frac{\bar{q}z^2}{2K} + C_2. \quad (3.18)$$

La siguiente condición de frontera es saber la temperatura en  $z = 0$ , la cual es la temperatura de referencia

$$T \Big|_{z=0} = C_2 = T_{ent}, \quad (3.19)$$

y sustituyendo 3.19 en la ecuación 3.18 se tiene

$$T = \frac{\bar{q}z^2}{2K} + T_{ent}. \quad (3.20)$$

### 3.3. Consideraciones sobre la transferencia axial de calor para flujos anulares

La transferencia axial de calor producida en los flujos anulares depende directamente de los coeficientes globales de transferencia de energía que están dados a partir de los arreglos y combinaciones que existan entre diferentes fenómenos involucrados en el sistema. Debido a que se contempla un aislamiento térmico, se descartan efectos por pérdidas de calor debidas a la disipación en el medio ambiente. Zhang et al. (2004) presenta un análisis para obtener los coeficientes de transferencia de calor, considerando que cada fase tendrá su propio valor. El coeficiente de transferencia de calor por convección  $h_c$  se obtiene a través de ciertos números adimensionales que engloban parámetros térmicos, fuerzas viscosas y cinéticas del fluido:

$$h_c = \frac{Nuk}{D_h}. \quad (3.21)$$

Para el agua y para el aceite se tiene

$$h_{cw} = \frac{Nu_w k_w}{D_{hw}} \quad (3.22)$$

y

$$h_{co} = \frac{Nu_o k_o}{D_{ho}}, \quad (3.23)$$

respectivamente.

Además, el Número Nusselt  $Nu$  es una medida de la transferencia de calor por convección en las superficies. Si se consideran flujos turbulentos los números de Nusselt son

$$Nu_w = 0.023 Re_w^{0.8} Pr_w^{0.3} \quad (3.24)$$

para la fase agua y

$$Nu_o = 0.023 Re_o^{0.8} Pr_o^{0.3} \quad (3.25)$$

para la fase aceite. Los números de Prandtl  $Pr$  relacionan los efectos de difusividad dinámica y térmica, en donde para el agua y aceite son

$$Pr_w = \frac{\mu_w}{\alpha_w} \quad (3.26)$$

y

$$Pr_o = \frac{\mu_o}{\alpha_o}, \quad (3.27)$$

respectivamente.

Además,  $\alpha$  es la difusividad térmica del fluido, que en este caso está dada por

$$\alpha = \frac{k}{\rho C_p}. \quad (3.28)$$

Una de las consideraciones principales empleadas en este trabajo, es que los fluidos se mueven a distintas velocidades y que estas influyen en los números adimensionales mencionados con anterioridad, impactando en el coeficiente de transferencia de calor por convección. Además, las fracciones volumétricas son diferentes para cada fase, con lo que se traduce en distintas tasas de transferencia de calor entre los materiales considerados (aceite, agua y tubería). Dicho lo anterior, las temperaturas en cada fase serán diferentes.

En caso de que se desprecie el fenómeno mencionado con anterioridad, es factible el uso de los modelos térmicos empleados por Zhang et al. (2004) para determinar coeficientes de transferencia de calor  $U$  que influyen en un sistema termodinámico axial. Tales coeficientes se obtienen de la siguiente manera:

$$U_w = \frac{1}{\frac{1}{h_{cw}} + \frac{D_i}{2k_p} \ln\left(\frac{D_e}{D_i}\right) + \frac{D_i}{2k_{AT}} \cosh^{-1}\left(\frac{2x}{D_e}\right)}. \quad (3.29)$$

De igual forma, para el aceite es

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_{co}} + \frac{D_i}{2k_p} \ln\left(\frac{D_e}{D_i}\right) + \frac{D_i}{2k_{AT}} \cosh^{-1}\left(\frac{2x}{D_e}\right)}. \quad (3.30)$$

Los coeficientes anteriores permiten hacer una evaluación del gradiente de temperaturas axial también propuesto por Zhang et al. (2004), que conduce a

$$\frac{\partial T}{\partial z} = -\frac{(U_w D_{hw} + U_o D_{ho})(T_f - T_p)}{A_i (\rho_w C_{p_w} \bar{V}_w + \rho_o C_{p_o} \bar{V}_o)}. \quad (3.31)$$

Evidentemente, el gradiente axial de temperaturas es global y está ponderado en función de las propiedades de los fluidos, así como de sus características geométricas. La distribución de temperaturas se obtiene por integración directa siempre y cuando se conozca la dependencia axial de las propiedades.

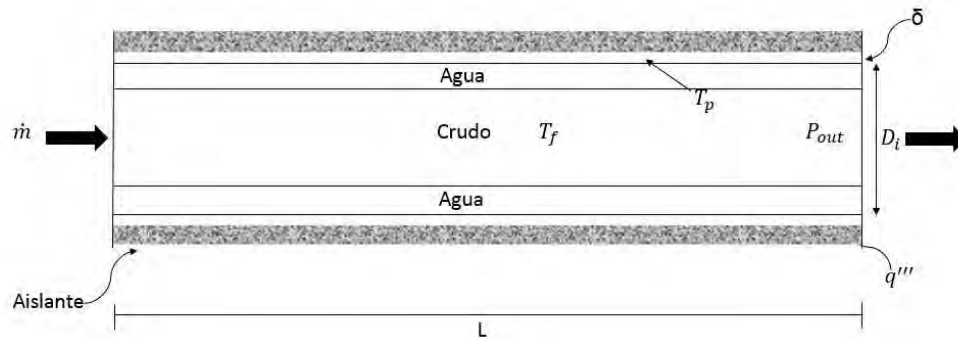
Claramente el modelo axial no contempla efectos producidos por la pared, cuya conductividad térmica es elevada respecto a los fluidos. Esto puede tener una repercusión



relevante en los números de Nusselt, pues los coeficientes convectivos locales pueden cambiar significativamente. Hay que recordar también que el número de Prandtl para el agua es cercano a la unidad ( $Pr_w \sim 1$ ), mientras que en el aceite  $Pr_o \gg 1$ . Por lo tanto, debe implementarse un esquema de análisis más general que incorpore los efectos relacionados con la pared.

### 3.4. Modelo extendido de transferencia de calor conjugada bifásica

En esta sección se retoma la idea de Arvizu D'al Piaz y Fairuzov, y se extiende el planteamiento para estudiar otros casos más generales. Nuevamente se adopta un volumen de control apropiado dentro de una sección de tubería finita (ver figura (3.2)). Dentro de este volumen se genera una cierta cantidad de calor por unidad de volumen  $q'''$ . Debido a que la tubería se encuentra perfectamente aislada, la transferencia de calor hacia el exterior de la tubería es despreciable. Por lo tanto, el calor generado en la pared es transferido íntegramente al fluido.



**Figura 3.2:** Diagrama del sistema experimental.

En este caso se desarrolla el modelo para un patrón de flujo anular. Esta es una diferencia importante con respecto al tipo de flujo considerado por Arvizu D'al Piaz y Fairuzov (Arvizu & Fairuzov (2001)). Se asume además que la variación de la energía total en el volumen de control es equivalente a la variación de las energías totales combinadas de

todos los componentes dentro del volumen de control. Por lo tanto tenemos

$$\frac{\partial U_{cv}}{\partial t} = \frac{\partial U_p}{\partial t} + \frac{\partial U_w}{\partial t} + \frac{\partial U_o}{\partial t}, \quad (3.32)$$

donde

$$\frac{\partial U_{cv}}{\partial t} = \text{Tasa de variación de la energía interna del volumen de control.}$$

$$\frac{\partial U_p}{\partial t} = \text{Tasa de variación de la energía interna de la sección de tubería.}$$

$$\frac{\partial U_w}{\partial t} = \text{Tasa de variación de la energía interna de la sección del agua.}$$

$$\frac{\partial U_o}{\partial t} = \text{Tasa de variación de la energía interna de la sección del aceite.}$$

Evidentemente estos términos pueden ser expresados en función de variables primarias como sigue

$$\begin{aligned} \frac{\partial U_p}{\partial t} &= \frac{\partial}{\partial t} \int_{\forall_p} (\rho_p u_p) d\Omega = \frac{\partial (\rho_p u_p \forall_p)}{\partial t} \\ \frac{\partial U_w}{\partial t} &= \frac{\partial}{\partial t} \int_{\forall_w} (\rho_w u_w) d\forall_w = \frac{\partial (\rho_w u_w \forall_w)}{\partial t} \\ \frac{\partial U_o}{\partial t} &= \frac{\partial}{\partial t} \int_{\forall_o} (\rho_o u_o) d\forall_o = \frac{\partial (\rho_o u_o \forall_o)}{\partial t} \end{aligned}$$

El modelo se simplifica asumiendo (como primera aproximación) que el área transversal de cada componente se mantiene constante, por lo que el volumen se puede expresar en los siguientes términos

$$\frac{d\forall}{dx} = A_T.$$

La ecuación anterior es válida cuando las variaciones en el área están relacionadas con el incremento en  $x$ , sin embargo, el área transversal al flujo se considera que es constante. Considerando lo anterior, el volumen es

$$\forall = \Delta x A_T, \quad (3.33)$$

donde  $\Delta x$  es el incremento constante en dirección axial que en su forma diferencial es  $\Delta x \rightarrow dx$  y  $A_T$  es el área transversal al flujo asociada al diámetro interno de tubería.

Con estos resultados, las expresiones anteriores se reducen a

$$\frac{\partial (\rho_p u_p \forall_p)}{\partial t} = \frac{\partial (\rho_p u_p) A_p dx}{\partial t} \quad (3.34)$$

$$\frac{\partial (\rho_w u_w \forall_w)}{\partial t} = \frac{\partial (\rho_w u_w) A_w dx}{\partial t} \quad (3.35)$$

$$\frac{\partial (\rho_o u_o \forall_o)}{\partial t} = \frac{\partial (\rho_o u_o) A_o dx}{\partial t} \quad (3.36)$$

Esta forma de escribir los términos correspondientes es conveniente porque lo único que varía en la sección transversal de la tubería son las propiedades térmicas. Más aún, el proceso físico sugiere que el calor se transfiere primero de la tubería a la fracción de agua, y después del agua al aceite. Es decir, todo el calor transferido desde la tubería fluye consecutivamente a través de las interfases pared-líquido y líquido-líquido. Esto se expresa como

$$\dot{Q} = q''' A_p dx + q''' A_w dx. \quad (3.37)$$

Por otra parte, el balance energético global se establece a partir de la Primera Ley de la Termodinámica

$$\frac{\partial E_{cv}}{\partial t} = \dot{Q} - \dot{W} + \left[ \int_A \left( u + Pv + \frac{\bar{v}^2}{2} + gz \right) V \rho dA \right]_{ent} - \left[ \int_A \left( u + Pv + \frac{\bar{v}^2}{2} + gz \right) V \rho dA \right]_{out}. \quad (3.38)$$

Esta expresión monofásica se puede aplicar a cada una de las dos fases, en cuyo caso se llega a

$$\begin{aligned} \frac{\partial E_{cv}}{\partial t} = \dot{Q} - \dot{W} + & \left\{ \int_{A_w} \left( u_w + Pv_w + \frac{\bar{v}_w^2}{2} + gz \right) V_w \rho_w dA_w + \right. \\ & \left. \int_{A_o} \left( u_o + Pv_o + \frac{\bar{v}_o^2}{2} + gz \right) V_o \rho_o dA_o \right\}_{ent} - \\ & \left\{ \int_{A_w} \left( u_w + Pv_w + \frac{\bar{v}_w^2}{2} + gz \right) V_w \rho_w dA_w + \right. \\ & \left. \int_{A_o} \left( u_o + Pv_o + \frac{\bar{v}_o^2}{2} + gz \right) V_o \rho_o dA_o \right\}_{out}. \end{aligned} \quad (3.39)$$

Ahora es posible hacer suposiciones adicionales que sean plausibles desde el punto de vista físico. En primer lugar, se considera que el trabajo generado por los fluidos en

movimiento y otras fuentes es relativamente despreciable comparado con las interacciones de calor, es decir  $\sum_q \dot{W}_q \ll \sum_p \dot{Q}_p = \dot{Q}$ . Esto permite hacer la aproximación

$$\frac{\partial U_{cv}}{\partial t} = \dot{Q} - \frac{\partial (h_w v_w \rho_w) A_w dx}{\partial x} - \frac{\partial (h_o v_o \rho_o) A_o dx}{\partial x}. \quad (3.40)$$

Haciendo las sustituciones de los resultados previos en la expresión anterior se obtiene

$$\begin{aligned} & \frac{\partial (\rho_p u_p) A_p dx}{\partial t} + \frac{\partial (\rho_w u_w) A_w dx}{\partial t} + \frac{\partial (\rho_o u_o) A_o dx}{\partial t} + \\ & \frac{\partial (h_w v_w \rho_w) A_w dx}{\partial x} + \frac{\partial (h_o v_o \rho_o) A_o dx}{\partial x} = q''' A_p dx + q''' A_w dx \quad . \end{aligned} \quad (3.41)$$

Dividiendo entre  $A_o dx$  la ecuación se reduce a

$$\begin{aligned} & \frac{\partial (\rho_p u_p) A_p}{\partial t} \frac{A_p}{A_o} + \frac{\partial (\rho_w u_w) A_w}{\partial t} \frac{A_w}{A_o} + \frac{\partial (\rho_o u_o)}{\partial t} + \dots \\ & + \frac{\partial (h_w v_w \rho_w) A_w}{\partial x} \frac{A_w}{A_o} + \frac{\partial (h_o v_o \rho_o)}{\partial x} = q''' \frac{A_p}{A_o} + q''' \frac{A_w}{A_o}. \end{aligned} \quad (3.42)$$

Para el caso de los fluidos volátiles, Arvizu & Fairuzov (2001) consideraron la ecuación de Clausius-Clapeyron. Sin embargo, en el caso de los crudos pesados y extrapesados que fluyen con cortes finitos de agua, las variaciones de los volúmenes específicos y de las entalpías de vaporización son poco relevantes. Lo anterior, en parte se debe a las bajas relaciones de solubilidad gas-aceite que existen en este tipo de hidrocarburos. Por lo tanto, una relación más pertinente para trabajar con sustancias poco volátiles se puede derivar de las relaciones termodinámicas de Maxwell.

El primer paso consiste en identificar que la densidad de la tubería de acero se mantiene constante y al desarrollar la derivada visualizamos

$$\frac{A_p}{A_o} \frac{\partial (\rho_p u_p)}{\partial t} = \frac{A_p}{A_o} \left[ \rho_p \frac{\partial (u_p)}{\partial t} + u_p \frac{\partial (\rho_p)}{\partial t} \right] \quad (3.43)$$

donde,

$$\frac{\partial (\rho_p)}{\partial t} \rightarrow 0 \quad (3.44)$$

y

$$\rho_p = \text{constante.}$$

Sustituyendo la ecuación 3.44 en 3.43 llegamos a

$$\frac{A_p}{A_o} \frac{\partial (\rho_p u_p)}{\partial t} = \frac{A_p}{A_o} \rho_p \frac{\partial (u_p)}{\partial t}. \quad (3.45)$$

Además, la variación de la energía interna de un sistema termodinámico depende directamente de la variación de la temperatura y también, es directamente proporcional al calor específico a volumen constante y

$$\partial u_p = C_{vp} \partial T_p. \quad (3.46)$$

Sustituyendo la ecuación 3.46 en 3.45 se tiene que

$$\frac{A_p}{A_o} \rho_p \frac{\partial u_p}{\partial t} = \frac{A_p}{A_o} \rho_p C_{vp} \frac{\partial T}{\partial t}. \quad (3.47)$$

Una vez que hemos notado cómo será el comportamiento de la energía interna en la sección de tubería, es posible tener en cuenta la relación de Maxwell entre la temperatura y la presión es

$$\partial T = \left( \frac{\partial T}{\partial P} \right)_{VN} \partial P,$$

además

$$\left( \frac{\partial T}{\partial P} \right)_{VN} = \frac{k_T}{\alpha}.$$

Simplificando el término de temperatura, tenemos que dependerá de las expansiones isotérmica e isobárica,  $k_T$  y  $\alpha$ , respectivamente. Con lo cual

$$\partial T = \frac{k_T}{\alpha} \partial P. \quad (3.48)$$

Sustituyendo la ecuación 3.48 en 3.47, se obtenemos el término

$$\frac{A_p}{A_o} \rho_p C_p \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{A_p}{A_o} \rho_p C_p \frac{k_T}{\alpha} \frac{\partial P}{\partial t}. \quad (3.49)$$

Una vez que se ha llegado a la igualdad presentada en la ecuación 3.49, se concluye la determinación de un nuevo factor de adiabaticidad corregido  $Fa^*$  para sistemas de transporte de fluidos en condiciones de baja tasa de vaporización

$$Fa^* = \frac{A_p}{A_o} \rho_p C_p \frac{\overline{k_T}}{\overline{\alpha}} \quad (3.50)$$

y, sustituimos 3.50 en 3.42, llegando a

$$\frac{\partial (\rho_o u_o)}{\partial t} + \frac{\partial (\rho_w u_w)}{\partial t} \frac{A_w}{A_o} + Fa^* \frac{dP}{dt} + \frac{\partial (h_w V_w \rho_w)}{\partial x} \frac{A_p}{A_o} + \frac{\partial (h_o V_o \rho_o)}{\partial x} = \bar{q}. \quad (3.51)$$

Además,

$$\bar{q} = q''' \left( \frac{A_p}{A_o} + \frac{A_w}{A_o} \right). \quad (3.52)$$

Es importante mencionar que debido a que existen dos fluidos dentro del volumen de control, al analizar las expansiones isotérmicas e isobáricas se visualiza que en cada volumen de control de estudio se afectará por las fracciones volumétricas de cada fase, obteniendo un valor promedio que pondera a los volúmenes de estudio. Esto es una expansión isotérmica

$$\bar{k}_T = k_{T_o}f_o + k_{T_w}f_w \quad (3.53)$$

y una expansión isobárica

$$\bar{\alpha} = \alpha_o f_o + \alpha_w f_w, \quad (3.54)$$

donde  $f_o$  es la fracción volumétrica para el aceite y  $f_w$  para el agua.

## Capítulo 4

# VALIDACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

### 4.1. Comparación con el modelo de Arvizu D'al Piaz-Fairuzov

En esta sección, se procede a validar el modelo extendido propuesto

$$\frac{\partial(\rho_o u_o)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho_w u_w)}{\partial t} \frac{A_w}{A_o} + \text{Fa}^* \frac{dP}{dt} + \frac{\partial(h_w V_w \rho_w)}{\partial x} \frac{A_p}{A_o} + \frac{\partial(h_o V_o \rho_o)}{\partial x} = \bar{q}$$

con los resultados publicados por Arvizu & Fairuzov (2001).

Vale recordar que el presente modelo está elaborado para dos fluidos con un patrón de flujo anular. Entonces, el modelo de Arvizu D'al Piaz y Fairuzov se recupera como un caso particular cuando se ignora una de las dos fases. En este caso se puede considerar que el agua constituye una especie de capa de lubricación en contacto con la pared interna de la tubería, que puede reducirse a cero

$$A_w = 0.$$

Esto equivale a proponer que el corte de agua es cero ( $f_w = 0$ ), aunque también podría pensarse que en lugar de agua se podría tener un agente reductor de arrastre, o alguna otra sustancia. Como resultado de ignorar la presencia de este fluido se tiene

$$\frac{\partial(\rho_w u_w)}{\partial t} \frac{A_w}{A_o} = 0.$$

De la misma forma tampoco existirán variaciones de la velocidad y de la entalpia, dando como resultado

$$\frac{\partial (h_w V_w \rho_w)}{\partial x} \frac{A_p}{A_o} = 0.$$

En suma, la ecuación 3.51 se reduce al modelo de (Arvizu & Fairuzov (2001))

$$\frac{\partial (\rho_o u_o)}{\partial t} + \text{Fa}^* \frac{dP}{dt} + \frac{\partial (h_o V_o \rho_o)}{\partial x} = \bar{q}.$$

Con el objeto de ver el efecto introducido por un cambio paulatino del corte de agua se realizaron simulaciones. Los parámetros utilizados se resumen en la tabla 4.1 a continuación.

**Tabla 4.1:** Datos empleados en la obtención de resultados

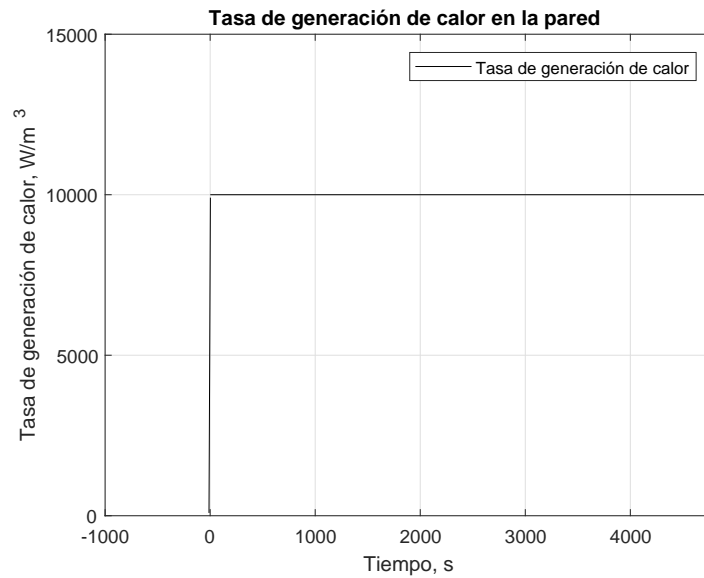
Variable	Símbolo	Valor	Unidad
Diámetro	$D$	0.1317	m
Longitud	$L$	5,000	m
Espesor de la pared	$\delta$	0.0182	m
Rugosidad de la pared	$\epsilon$	0.05	mm
Capacidad térmica del acero	$C_p$	400	J/Kg-K
Densidad del acero	$\rho_p$	7,800	Kg/m <sup>3</sup>
Conductividad térmica del acero	$K_p$	60.5	W/m-K
Velocidad másica de la mezcla a la entrada	$G_{ent}$	75	Kg/s
Presión a la salida	$P_{out}$	8	bar
Tasa de generación de calor en la pared	$q'''$	7,000	W/m <sup>3</sup>
Fluido de trabajo	Propano		
Calidad inicial	$x$	$5 \times 10^{-2}$	

Conforme cae la presión a lo largo de la tubería, la calidad del propano aumenta debido al incremento de la temperatura y de la presión de saturación, puesto que ambas están directamente relacionadas Reynolds (1979). En el apéndice B se presentan los modelos termodinámicos de equilibrio líquido-vapor para las propiedades del propano como función de la presión.

En el caso de Arvizu & Fairuzov (2001), la transferencia de calor hacia el flujo se mantiene constante, debido a que no hay efectos de expansión y compresión, ni velocidad relativa

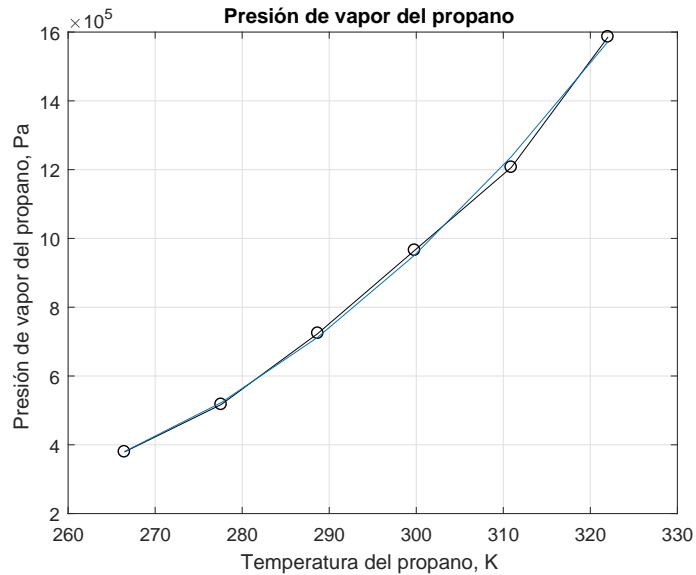


entre fases que afecten directamente la transferencia de calor. La tasa de transferencia de calor tiene la apariencia indicada en la figura 4.1.



**Figura 4.1:** Tasa de generación de calor a través del tiempo

Se puede ver también que la presión de vapor del propano depende directamente de la temperatura, la cual a su vez, dependerá de la tasa de calor transferido hacia el fluido. Con ayuda del polinomio interpolante de Lagrange (1795) (Chapra & Canale (1998)), es posible obtener un perfil de presiones de vapor para diferentes temperaturas. En la figura 4.2 se muestra el comportamiento correspondiente

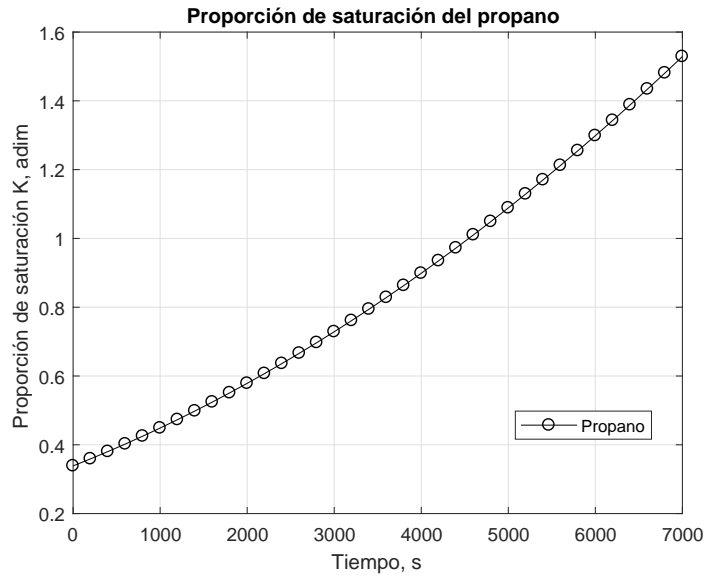


**Figura 4.2:** Presión de vapor del propano.

La curva de presión de vapor indica si existe únicamente líquido, o si se tienen dos fases en equilibrio. La proporción de líquido con respecto a la del gas se establece a través de la relación entre la presión de saturación y la presión que hay en el sistema de transporte

$$K = \frac{P_{vp}}{P}.$$

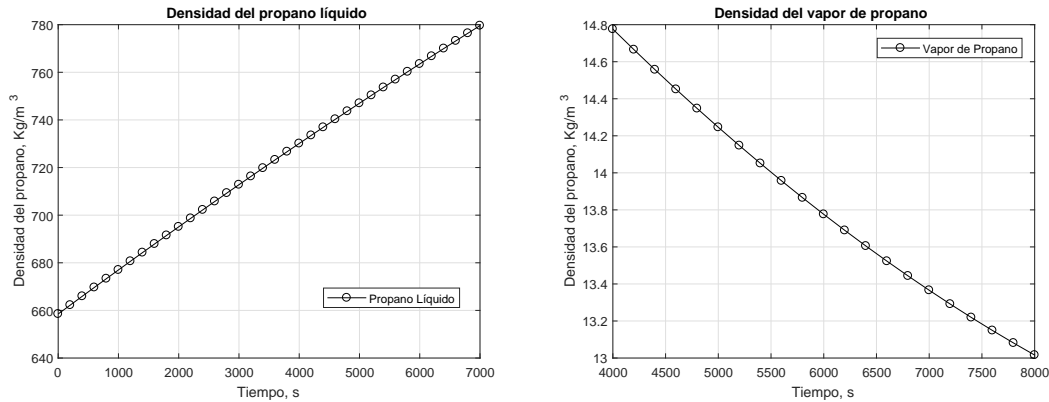
Conforme pasa el tiempo, tanto la presión de saturación como la de operación tienden a modificarse. Sin embargo, la presión de saturación del propano es directamente proporcional a la variación en la temperatura. Por lo tanto al realizar el procedimiento para conocer las proporciones de las fases tenemos el comportamiento mostrado en la figura ?.



**Figura 4.3:** Proporción de saturación

Se observa en la gráfica que el propano comienza a saturarse a partir de los 4,000 segundos, aproximadamente. Debido a esto se libera gas y la densidad aparente de la mezcla disminuirá hasta el punto en el que únicamente exista propano gaseoso.

Establecida la dependencia de la presión de vapor con respecto a la temperatura, debe determinarse la dependencia temporal correspondiente. Se hace el uso del modelo de equilibrio líquido-vapor de Redlich-Kwong (1949) (Allinger (1974)) para determinar las densidades del propano líquido y gaseoso. Los resultados son los que se muestran a continuación (Fig. 4.4b).



(a) Densidad del propano líquido al tiempo de generación de calor      (b) Densidad del vapor de propano al tiempo de generación de calor

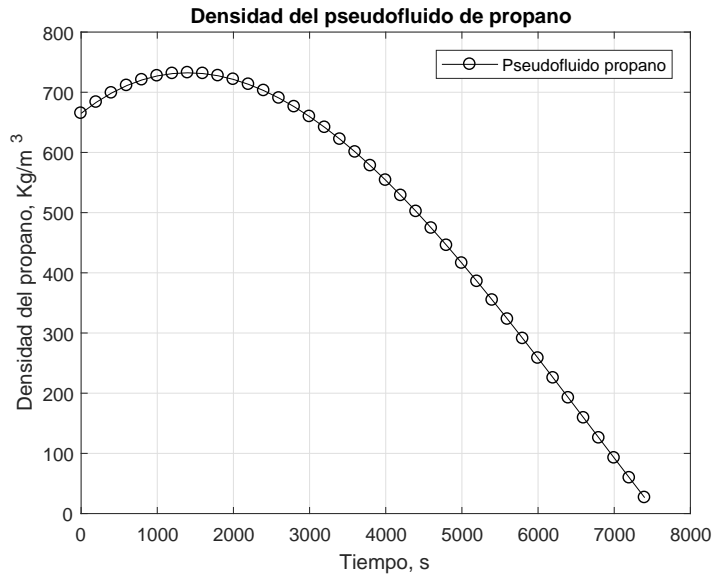
**Figura 4.4:** Comparación de las densidades para líquido y vapor de propano al tiempo de generación de calor

La densidad del propano líquido aumenta debido a la liberación de gas y se asocia directamente a la fracción de vacío que se encuentra a los distintos tiempos. Proceso similar que ocurre en las mezclas multicomponentes de hidrocarburos cuando se liberan las fracciones ligeras.

En la figura se ve que a partir de 4,000 segundos se inicia la liberación de vapor de propano, para conocer la proporción de gas liberada debe considerarse el número total de moles (normalizado) de propano

$$n_T = n_L + n_g = 1 \text{ mol.}$$

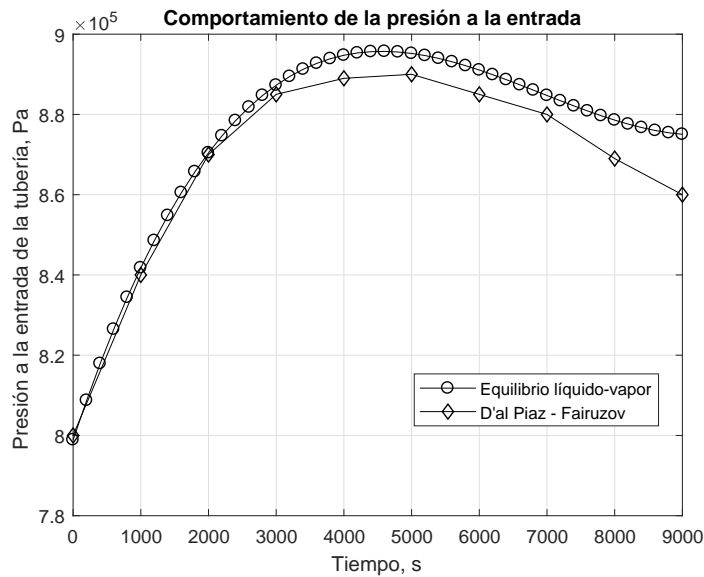
A continuación, se emplea la Ley de Raoult (1882) y se determina la proporción entre las fases. En términos del tiempo transcurrido se tiene el comportamiento ilustrado en la figura 4.5.



**Figura 4.5:** Densidad del pseudofluido de propano

Claramente se observa que la densidad de la mezcla de propano decrece conforme transcurre el tiempo debido a que se suministra calor.

Las diferencias en el comportamiento de la presión predicho por los modelos de Arvizu & Fairuzov (2001) y el modelo extendido, queda ilustrada en la figura 4.6.



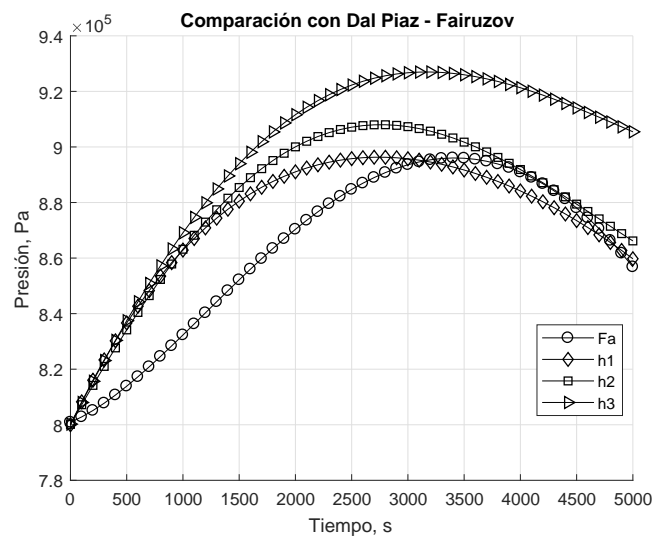
**Figura 4.6:** Comparación de la presión de entrada considerando equilibrio termodinámico líquido-vapor

La comparación permite ver que el modelo de Arvizu & Fairuzov (2001) subpredice ligeramente el valor de presión en la entrada del conducto. Esta diferencia se debe fundamentalmente a las discrepancias entre la correlación empírica y el modelo de equilibrio líquido-vapor.

Mucho más interesante, e importante, es la predicción de la presión con el incremento de la fracción volumétrica líquida. La comparación permite ver cómo el factor de adiabaticidad se modifica como resultado de la aparición de un líquido, a pesar de que el resto de los parámetros de la simulación se mantienen constantes (es decir, propiedades de la tubería y de las sustancias, etc.). La figura 4.7 muestra el comportamiento correspondiente para los espesores de la capa de líquido señalados en la tabla 4.2.

**Tabla 4.2:** Variaciones de los espesores de película que afectan al Factor de Adiabaticidad modificado  $Fa$

Número	Espesor de película, $m$	Símbolo
1	0.012	○
2	0.024	◇
3	0.036	□
4	0.048	△



**Figura 4.7:** Comparación de la presión de entrada considerando diferentes espesores de película de propano líquido

Es evidente que la curva que corresponde al modelo de Arvizu D'al Piaz y Fairuzov es un caso límite en el que no hay líquido libre formando una capa. También se ve que conforme se aumenta el área ocupada por el fluido libre en la capa de “lubricación”, la presión se eleva conservando su tendencia general.

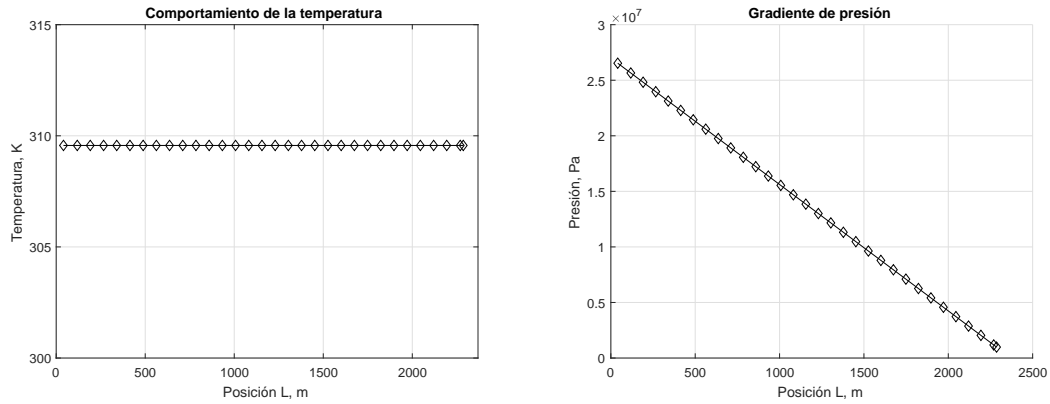
## 4.2. Efecto del calentamiento de la tubería con crudos extrapesados

Las simulaciones del efecto de calentamiento de la tubería se realizan con los datos de aceites pesados y extrapesados de Chicontepec (Tabla 4.3). Éstos han sido tomados de los estudios de PVT presentados por Reyes (2015).

**Tabla 4.3:** Datos empleados en el estudio del comportamiento del crudo pesado

Significado	Variable	Valor y dimensión
Diámetro	$D$	0.1317 m
Longitud	$L$	2369 m
Espesor de la pared	$\delta$	0.0182 m
Rugosidad de la pared	$\epsilon$	0.05 mm
Capacidad térmica del acero	$C_p$	400 J/Kg-K
Densidad del acero	$\rho_p$	7,800 Kg/m <sup>3</sup>
Conductividad térmica del acero	$K_p$	60.5 W/mK
Velocidad másica de la mezcla a la entrada	$G_{ent}$	75 Kg/s
Presión a la entrada	$P_{out}$	3.5 Kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup>
Tasa de generación de calor en la pared	$q'''$	10,000 W/m <sup>3</sup>
Fluido de trabajo	Aceite pesado	API=15.5

En el primer proceso, se considera que no hay transferencia de calor hacia el fluido. Por lo tanto, el gradiente de presión está dado únicamente por las pérdidas de carga por fricción, y la temperatura se mantiene constante con respecto a la posición (Fig. 4.8a).



(a) Gradiente espacial de temperatura

(b) Gradiente espacial de presión

**Figura 4.8:** Gradientes espaciales de temperatura y presión del modelo propuesto

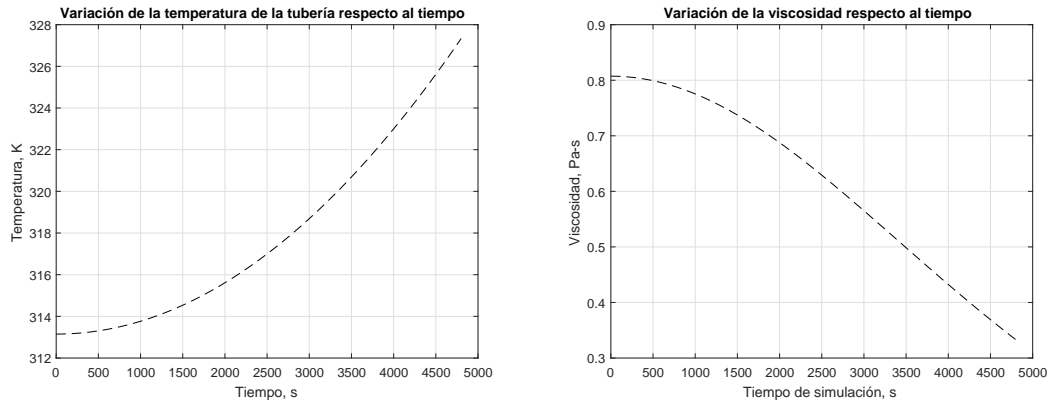
A continuación, en el siguiente caso se considera que ha sido colocada alrededor de la tubería una fuente que suministra calor. Esto se simula mediante una tasa de generación de calor volumétrica en la tubería. En la tabla 4.4 se presentan los tiempos que dura el encendido de la fuente que produce calor en la tubería.

**Tabla 4.4:** Tiempos de generación de calor para el estudio del crudo pesado

Tiempo de generación de calor, t	Valor s	Símbolo
1	1200	—
2	2400	— — —
3	3600	...
4	4800	— . —

Tanto el incremento de la temperatura en el fluido, como la disminución correspondiente de la viscosidad, pueden verse en las figuras 4.9a y 4.9b, respectivamente.



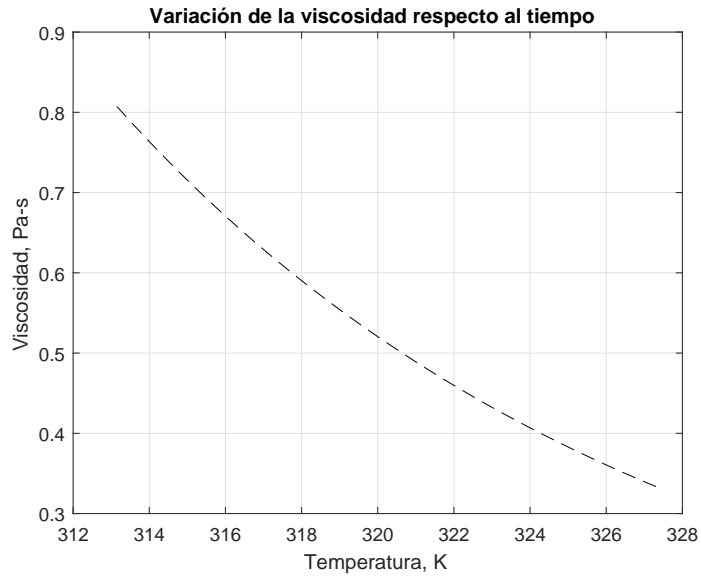


(a) Temperatura del fluido al tiempo de simulación (b) Viscosidad del fluido respecto el tiempo de simulación

**Figura 4.9:** Comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo respecto al tiempo de simulación máximo

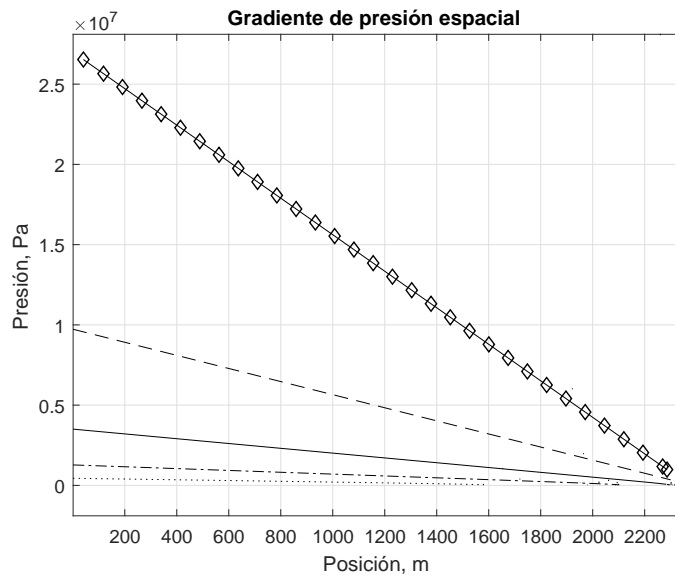
El comportamiento observado es el que se espera, puesto que conforme pasa el tiempo la temperatura en el fluido se debe ir incrementando. Como resultado de ello la viscosidad correspondiente disminuye. Esto se debe a que la viscosidad es una función fuerte de la temperatura, como se ha mencionado con anterioridad.

Es importante resaltar que al graficar la viscosidad como función de la temperatura, se observa una tendencia global semejante a la reportada en el estudio de Martínez-Palou et al. (2015) (Fig. 4.10). No obstante, aquí la viscosidad varía en condiciones de flujo, mientras que el estudio citado se refiere a una prueba de gabinete solamente.



**Figura 4.10:** Variación de la viscosidad respecto a la temperatura del fluido al tiempo de simulación.

Finalmente, el parámetro de mayor relevancia desde el punto de vista operativo es la presión en la entrada del sistema. La figura 4.11 muestra el comportamiento de la presión como función de la posición.



**Figura 4.11:** Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería

Nuevamente se distingue una clara disminución de dicha presión cuando se aumenta

la temperatura del conducto. Esta reducción de la pérdida de carga es la ventaja que se busca conseguir aplicando las técnicas de calentamiento de las tuberías.

### 4.3. Efectos paramétricos con crudos pesados

En la industria petrolera son comunes las variaciones de las condiciones operativas. Es por ello que conviene hacer un análisis de los efectos relacionados con los cambios de diversos parámetros del flujo. Por supuesto, este análisis es especialmente interesante en el contexto de la transferencia de calor.

#### Variaciones en la capacidad calorífica de la tubería

En primer lugar, se consideran variaciones de la capacidad calorífica del fluido  $C_p$ . La tabla (4.5) resume los parámetros utilizados en los estudios correspondientes.

**Tabla 4.5:** Datos empleados en el estudio paramétrico del comportamiento del crudo pesado

Significado	Variable	Valor y dimensión
Diámetro	$D$	0.1317 m
Longitud	$L$	2369 m
Espesor de la pared	$\delta$	0.0182 m
Rugosidad de la pared	$\epsilon$	0.05 mm
Capacidad térmica del acero	$C_p$	400 J/Kg-K
Densidad del acero	$\rho_p$	7,800 Kg/m <sup>3</sup>
Conductividad térmica del acero	$K_p$	60.5 W/mK
Velocidad másica de la mezcla a la entrada	$G_{ent}$	75 Kg/s
Presión a la entrada	$P_{out}$	10bar
Tasa de generación de calor en la pared	$q'''$	1,0000 W/m <sup>3</sup>
Fluido de trabajo	Crudo	API=15.5

Las capacidades consideradas son las que se indican en la tabla 4.6 a continuación.

Tabla 4.6: Capacidades térmicas de la tubería empleadas

Capacidad térmica de la tubería, $C_p$	Valor $\frac{J}{Kg-K}$	Símbolo
1	350	—
2	375	— — —
3	400	...
4	425	— . —

El comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo extrapesado se muestra en la figura 4.12 para cada uno de los valores de  $C_p$  considerados.

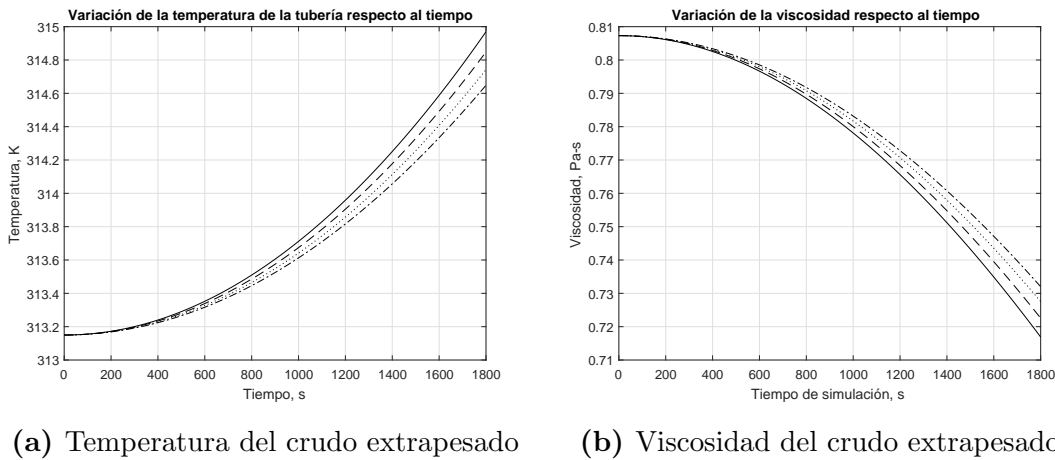
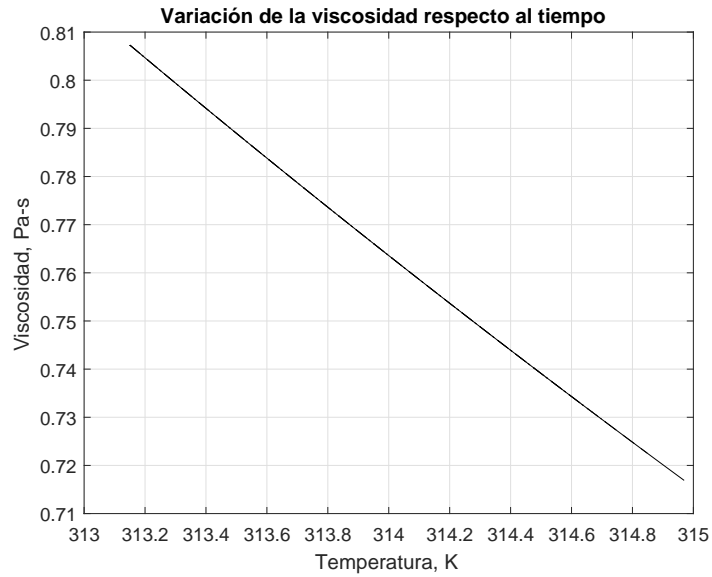


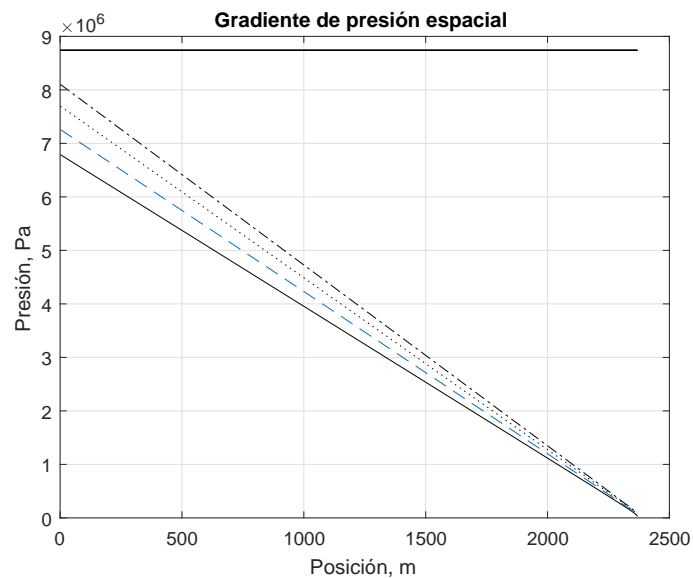
Figura 4.12: Comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo extrapesado a distintas capacidades térmicas de tubería

Es evidente que al aumentar el  $C_p$  disminuye la temperatura en el fluido, y por consiguiente la viscosidad. Dichas disminuciones son ligeras, así que se puede concluir que al hacer  $C_p \approx cte.$  se tiene una buena aproximación. Considerando el valor de la viscosidad en función de la temperatura se aprecia el mismo efecto (Fig. 4.13).



**Figura 4.13:** Comportamiento de la viscosidad respecto a la temperatura del fluido.

Como es de esperar, la presión sigue un comportamiento similar, tal como puede verse en la figura 4.14.



**Figura 4.14:** Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería a diferentes capacidades térmicas de la tubería

También aquí se puede conjeturar que cambiar el valor de la capacidad calorífica del

material no implica cambios significativos de la presión. Por tanto se puede mantener la aproximación indicada arriba.

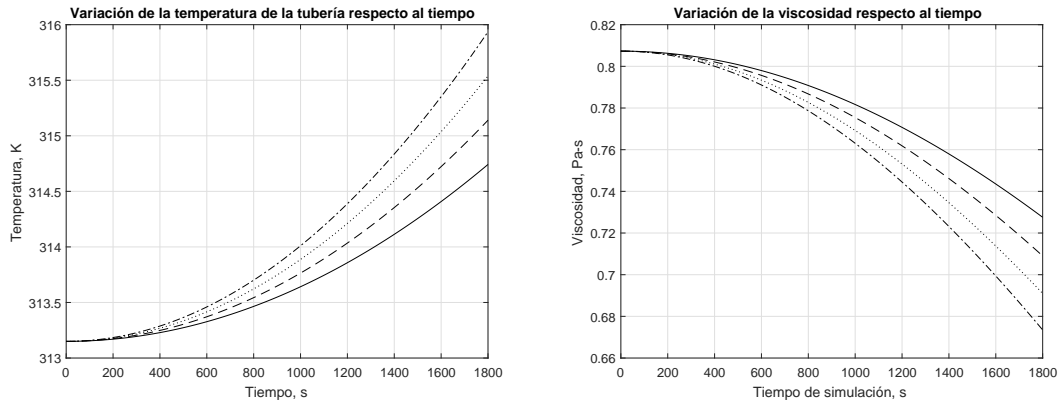
### Variaciones en la tasa de generación de calor en la pared

Ahora se consideran las variaciones en la tasa de generación de calor en la pared de tubería (Tabla 4.7).

**Tabla 4.7:** Tasas de generación de calor en la tubería empleadas

Tasa de generación de calor en la tubería, $q'''$	Valor $\frac{\text{W}}{\text{m}^3}$	Símbolo
1	10,000	—
2	12,500	— — —
3	15,000	...
4	17,500	— . —

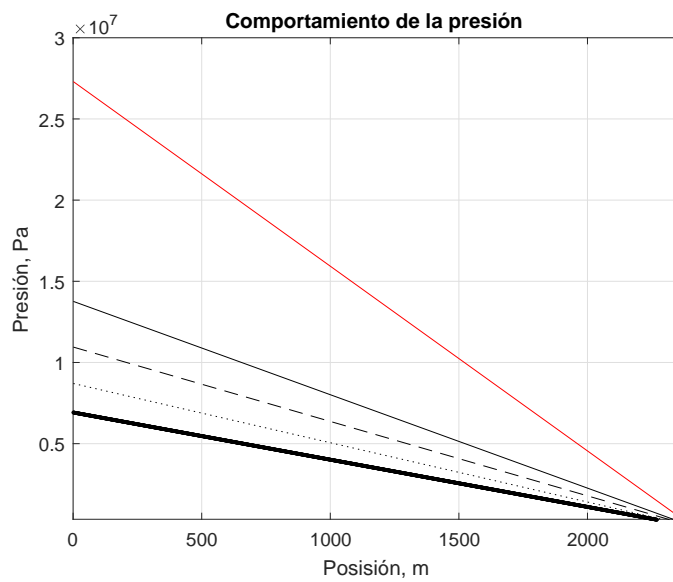
En este caso, se puede apreciar el hecho de que la viscosidad es una función fuerte de la temperatura. Aún para ligeras variaciones de  $q'''$  se observan cambios del mismo orden que en el caso anterior. Las gráficas de la figura 4.15 muestran el comportamiento correspondiente para la temperatura en el fluido, como función del tiempo de aplicación del calentamiento, y para la viscosidad.



(a) Temperatura del crudo extrapesado      (b) Viscosidad del crudo extrapesado

**Figura 4.15:** Comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo extrapesado a distintas tasas de generación de calor en la tubería

La presión correspondiente muestra la disminución correspondiente (Fig. 4.16).



**Figura 4.16:** Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería a diferentes tasas de generación de calor en la tubería.

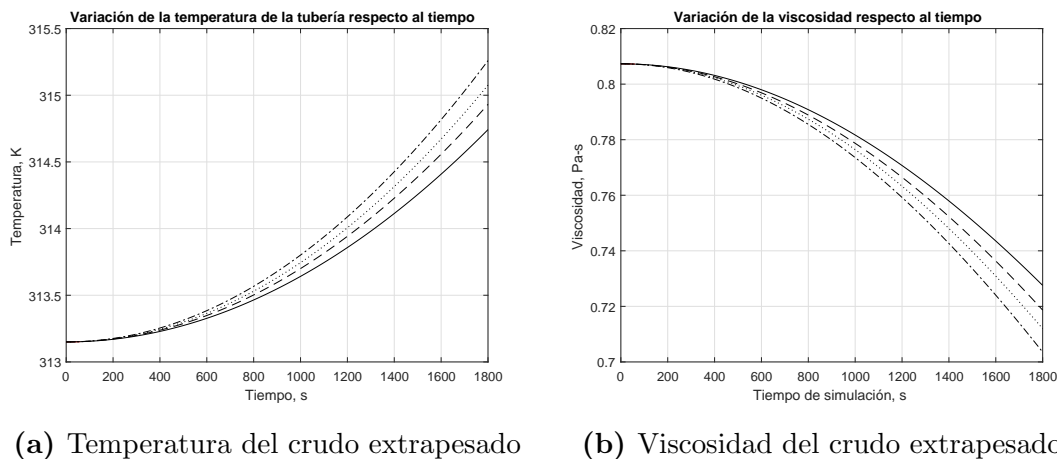
### Variaciones en el espesor de la pared de la tubería

En este apartado se consideran los efectos relacionados con la variación del espesor de la pared de la tubería. Esta consideración es importante porque diversos estudios hechos en campo han demostrado que la pared de la tubería decrece con el tiempo, a causa de la corrosión interna. La tabla 4.8 muestra los espesores considerados.

**Tabla 4.8:** Variación de espesores en la tubería

Espesores de tubería, $\epsilon$	Valor $m$	Símbolo
1	0.0182	—
2	0.0194	- - - -
3	0.0206	...
4	0.0218	- . - -

En este caso aunque los efectos producidos son ligeramente menores que en los casos anteriores, éstos siguen siendo del mismo orden. En particular, la temperatura y la viscosidad varían como se muestra en la figura 4.17.

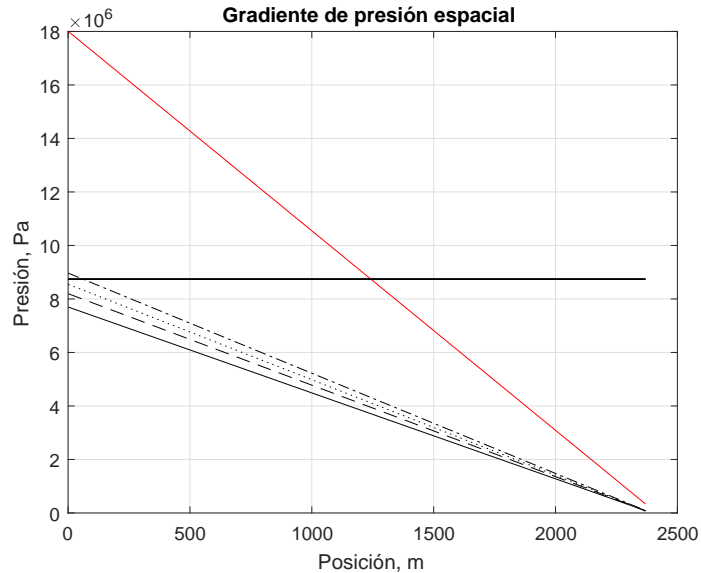


**Figura 4.17:** Comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo extrapesado a distintos espesores de tubería

Aquí vemos, cómo nuevamente el gradiente de presión disminuye con la disminución del espesor (Fig. 4.18). Esto es de esperarse porque al disminuir el espesor, se incrementa



la sección transversal eficaz para el flujo. Compiten dos efectos: por un lado el de tener más energía térmica disponible en la pared que puede transferirse al fluido, y la reducción de la carga por incremento de la sección eficaz (línea roja representa el caso límite sin generación de calor).



**Figura 4.18:** Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería a diferentes espesores de tubería.

### Variaciones del diámetro interno de la sección transversal

En el desarrollo de campos petroleros es común encontrar que no siempre las tuberías son iguales, en algunos puntos claves los diámetros de las tuberías tienden a ser diferentes, ya sea por condiciones de presión, de producción, o por aspectos económicos al momento de ejecutar proyectos de desarrollo. Es por esto que a continuación se analiza el efecto combinado de las variaciones del diámetro interno de tubería en función del espesor nominal de la pared. Los diámetros de interés se indican en la tabla 4.9.

Tabla 4.9: Diámetros internos de tubería empleados

Diámetro interno de tubería, $2r_i$	Valor, $m$	Símbolo
1	0.1317	—
2	0.1524	- - -
3	0.2032	...
4	0.2540	- . -

El comportamiento de la presión y de la viscosidad frente al cambio del diámetro de operación se refleja en la figura 4.19 a continuación.

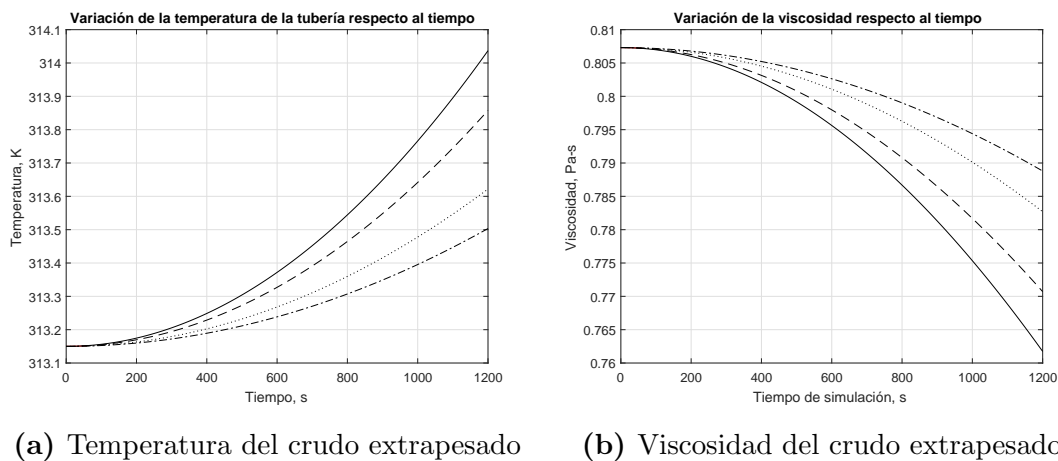
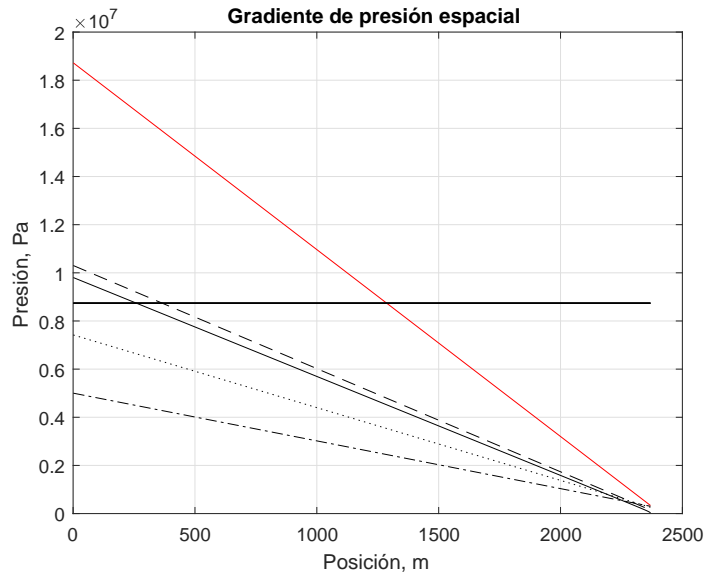


Figura 4.19: Comportamiento de la temperatura y la viscosidad del crudo extrapesado a distintos diámetros de configuración

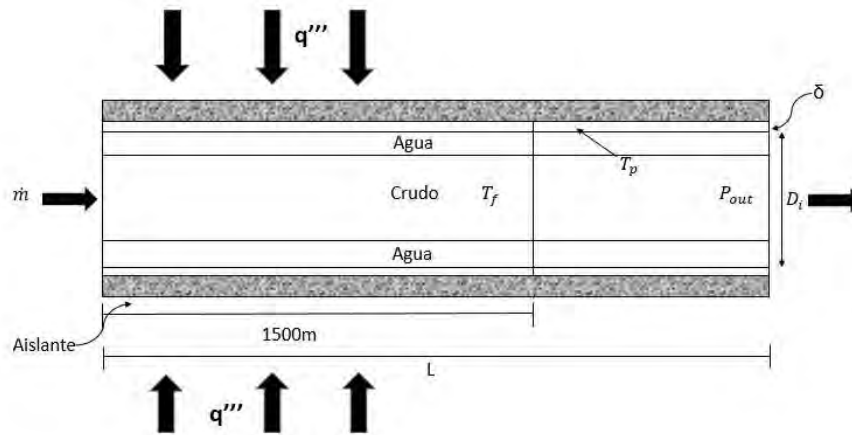
Los efectos en este caso son menores que en los casos anteriores. La presión, por otra parte, muestra la siguiente dependencia no lineal de dicho diámetro (Fig. 4.20).



**Figura 4.20:** Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería a diferentes diámetros de tubería.

#### 4.4. Combinación de tuberías asiladas térmicamente, y tuberías con y sin generación de calor

En la industria petrolera, es muy difícil llevar a cabo proyectos de inversión (es decir, implementar diseños), en los que todas las tuberías de descarga cuenten con aislamiento térmico, o que tengan generadores de calor. Por ello, en esta sección se estudia una tubería en la que hay una sección con calentamiento, seguida de otra sección sin calentamiento pero con aislamiento, tal como se muestra en la figura 4.21 a continuación.



**Figura 4.21:** Arreglo de las tuberías aisladas térmicamente con y sin generación de calor en la pared

Debido a que se retiene el aislamiento de la tubería a partir de los 1,500 metros, la temperatura a partir de ese punto se mantendrá aproximadamente constante. Esto se traduce en que el comportamiento de la viscosidad también será constante a partir de ese punto. Los datos empleados en la simulación de fluidos se muestran en la siguiente tabla 4.10.

**Tabla 4.10:** Datos empleados en el estudio del comportamiento del crudo extrapesado

Significado	Variable	Valor y unidad
Diámetro	$D$	0.1317 m
Longitud de tubería con generación de calor	$L1$	1500 m
Longitud de tubería sin generación de calor	$L2$	869 m
Espesor de la pared	$\delta$	0.0182 m
Rugosidad de la pared	$\epsilon$	0.05 mm
Capacidad térmica del acero	$C_p$	400 J/Kg-K
Densidad del acero	$\rho_p$	7,800 Kg/m <sup>3</sup>
Conductividad térmica del acero	$K_p$	60.5 W/mK
Velocidad másica de la mezcla a la entrada	$G_{ent}$	75 Kg/s
Presión a la entrada	$P_{out}$	3.5 Kg <sub>f</sub> /cm <sup>2</sup>
Tasa de generación de calor en la pared	$q'''$	10,000 W/m <sup>3</sup>
Fluido de trabajo	Aceite Pesado	API=15.5

Los estudios para distintos tiempos de calentamiento (representados a través de los tiempos de simulación correspondientes) inciden en el comportamiento general de la presión como se indica en la figura 4.22.

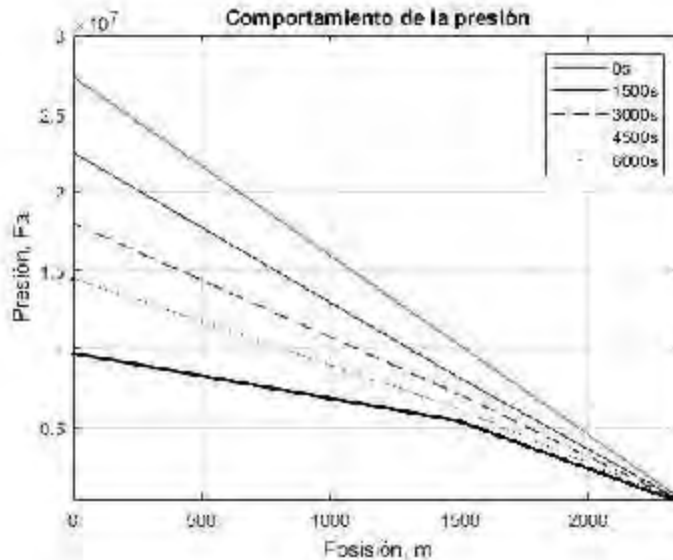


Figura 4.22: Comportamiento de la presión a lo largo de la tubería

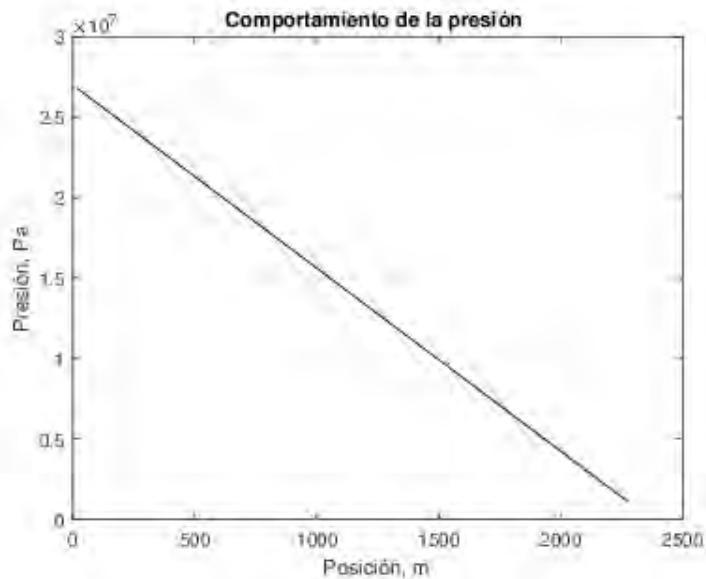
## 4.5. Mezclas agua-aceite extrapesado con patrón de flujo anular

Es común que los campos maduros tengan una producción de agua congénita proveniente de la formación productora. Bajo ciertas condiciones es posible que se configure un patrón de flujo anular entre el agua y el aceite. En otras ocasiones la adición de agentes reductores de arrastre crean una capa de lubricación que disminuye el factor de la fricción entre los fluidos y la tubería. Entonces se realiza una nueva simulación para tomar en consideración esta situación particular (Tabla 4.11).

**Tabla 4.11:** Datos empleados en el estudio del comportamiento de una mezcla aceite-agua

Significado	Variable	Valor y dimensión
Diámetro	$D$	0.1317 m
Longitud	$L$	2369 m
Espesor de la pared	$\delta$	0.0182 m
Rugosidad de la pared	$\epsilon$	0.05 mm
Capacidad térmica del acero	$C_p$	400 J/Kg-K
Densidad del acero	$\rho_p$	7,800 Kg/m <sup>3</sup>
Conductividad térmica del acero	$K_p$	60.5 W/mK
Gasto volumétrico a la entrada	$Q_{ent}$	$5.88 \times 10^{-4}$ m <sup>3</sup> /s
Presión a la entrada	$P_{out}$	10 bar
Tasa de generación de calor en la pared	$q'''$	10,000 W/m <sup>3</sup>
Fluido de trabajo	Aceite Pesado	API=15.5

El caso límite queda representado por el gradiente de un flujo de crudo solamente en el que no hay generación de calor (Fig. 4.23).

**Figura 4.23:** Comportamiento del gradiente de presión con crudo sin generación de calor en la pared

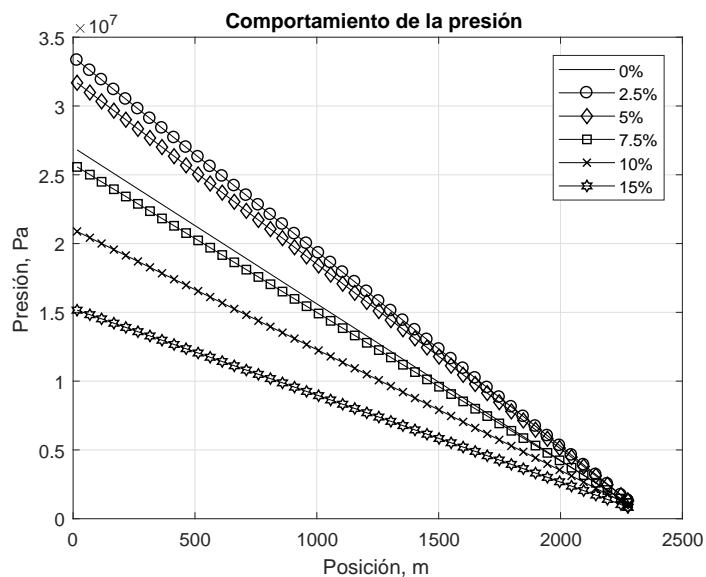
Cuando se incorpora la capa de lubricación se forma un núcleo de aceite en el sistema de

transporte. Para las simulaciones con diferentes cortes de agua se consideran los valores de la tabla 4.12 siguiente.

**Tabla 4.12:** Fracciones volumétricas de agua empleadas

Corte de agua, $f_w$	Valor, $Adim$	Símbolo
1	0.025	○
2	0.05	◇
3	0.075	□
4	0.1	×
5	0.15	★

La variación de presión correspondiente a los diferentes cortes de agua se comparan en la gráfica de la figura 4.25.



**Figura 4.24:** Comportamiento del gradiente de presión con distintos cortes de agua

Debido al comportamiento anterior, es claro notar que a cortes muy bajos de agua la viscosidad de la mezcla aumenta debido a la dispersión existente que habrá en aceite. Hasta la cantidad de 10% de agua, es notable que la tubería se encuentra lubricada internamente al flujo de aceite, formando así una geometría de flujo anular. Sin embargo,

para reforzar la hipótesis presentada en éste trabajo, es necesario realizar una simulación en donde se presente generación de calor. A continuación, en la figura 4.25 se presenta un análisis para un tiempo de generación de calor igual a 3,000 segundos conservando los valores de la tabla 4.12:

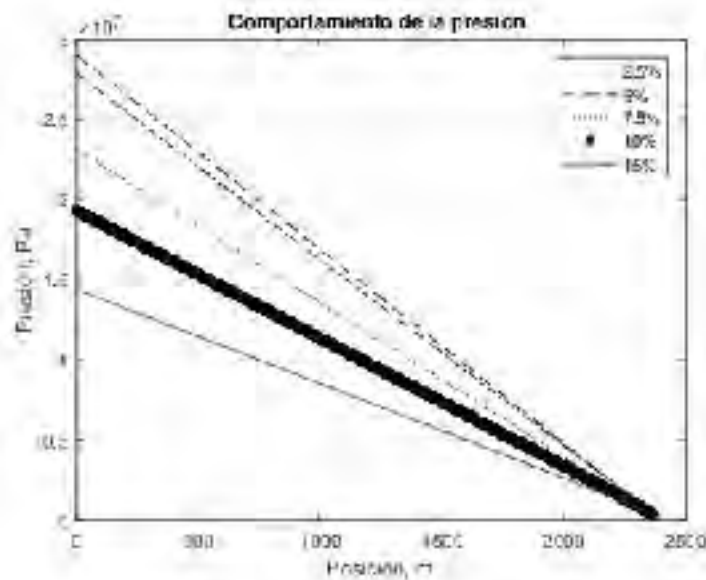
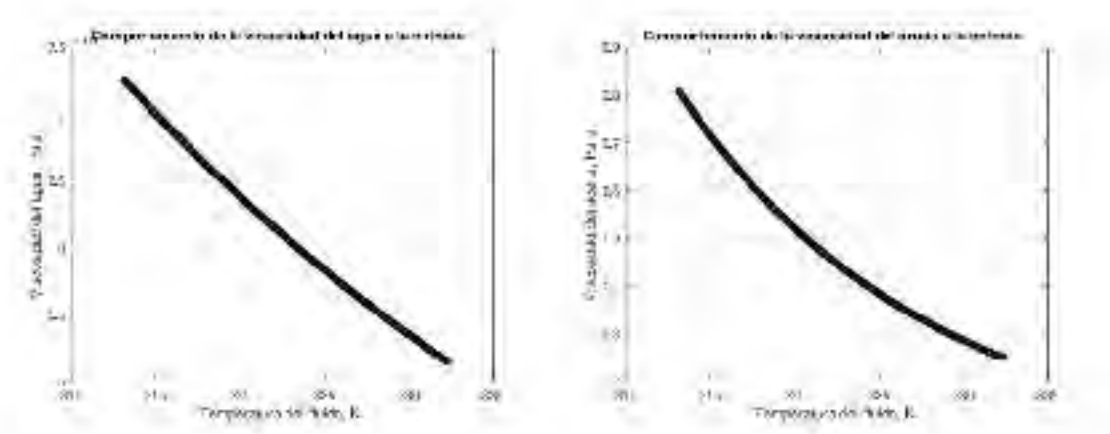


Figura 4.25: Comportamiento del gradiente de presión con distintos cortes de agua

En donde la variación de la viscosidad de cada fase se compara en la siguiente figura:



(a) Viscosidad del agua, Pa-s

(b) Viscosidad del crudo pesado, Pa-s

Figura 4.26: Comportamiento de las viscosidades de cada fase dentro del sistema.

Y la temperatura tiene el siguiente comportamiento a través del tiempo:



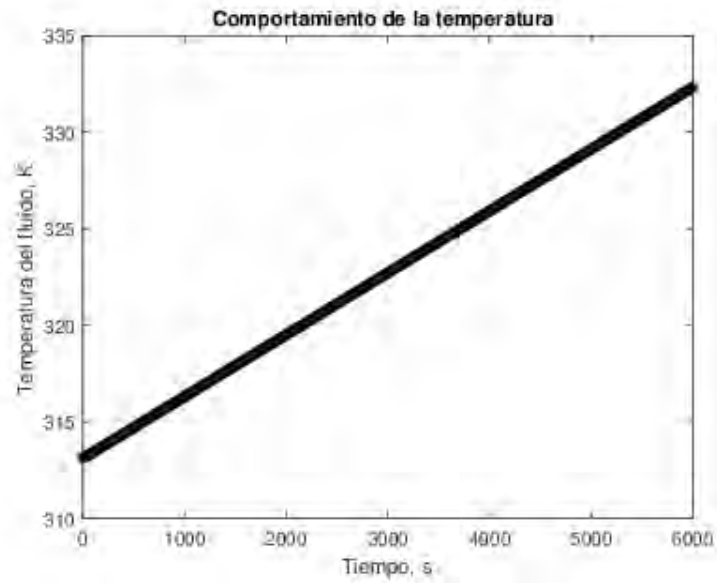


Figura 4.27: Comportamiento de la temperatura a la entrada

# Capítulo 5

## CONCLUSIONES

### 5.1. Contribuciones

La presentación del modelo extendido de transferencia de calor conjugada, surge de la necesidad de predecir el comportamiento de la presión y de las propiedades de los fluidos durante una generación de calor en la pared de la tubería, en un modelo propuesto por Vanvik & Moe (1998). En el caso presentado por Arvizu & Fairuzov (2001) y por Fairuzov (2000*a*), se descartan varios aspectos del fenómeno hidrodinámico como las velocidades superficiales de las fases, que están asociadas a los gastos máscicos y sus fracciones volumétricas de entrada, efectos de expansión de los fluidos y es únicamente aplicable para fluidos con una alta tasa de vaporización (“flash efect”).

En éste trabajo, se buscó extender la metodología utilizada por Arvizu & Fairuzov (2001) para flujos monofásicos con crudos pesados y extrapesados, y para flujos bifásicos con mezclas de crudos pesados o extrapesados con agua.

Al realizar el modelado correspondiente, nos hemos dado cuenta que el Factor de Adiabaticidad  $F_a$  propuesto por Fairuzov (2000*a*) no se ajusta a las necesidades de los crudos de estudio, pues las relaciones gas-aceite ( $GOR$  o  $RGA$ ) son considerablemente bajas. Al haber bajas relaciones gas-aceite, es claro notar que en lugar de liberar grandes fracciones volumétricas de gas, el fluido únicamente sufre una expansión. Dicho fenómeno expansivo, dependerá de las relaciones termodinámicas de Maxwell, las cuales afectan directamente al nuevo Factor de Adiabaticidad Corregido  $F_a^*$ .

Además de proponer un modelo para la transferencia de calor conjugada con flujo bifásico de mezclas de fluidos no miscibles y del nuevo número adimensional, se determinó que la contrapresión del sistema disminuye de manera considerable debido a la reducción de la viscosidad. Sin embargo, el modelo únicamente es válido y funciona de forma idealizada por el hecho de tener un aislamiento térmico perfecto. Aunque los valores obtenidos arrojaron datos muy cercanos a los obtenidos en métodos experimentales publicados y aceptados.

## 5.2. Recomendaciones y trabajo futuro

Es importante notar que el trabajo se ha realizado para una geometría de flujo anular, en donde se desprecia el efecto por segregación gravitacional debido a la relación de densidad entre el crudo extrapesado y el agua ( $API_o \sim API_w$ ). No obstante, no siempre ocurre de dicho modo, pues en algunos casos cuando existe expansión por gas disuelto y liberación del mismo, el patrón de flujo se modifica.

También, es necesario tomar en cuenta que la tubería es completamente horizontal y que los efectos de pérdida de presión por aceleración son despreciables, siendo el término gravitatorio inexistente en el modelo matemático propuesto. Aunque es factible utilizarlo con un manejo adecuado de las ecuaciones empleadas durante el modelado.

Una clara contribución se visualiza al reducir la viscosidad, y la presión tiende a ser más estable por aspectos del factor de fricción  $f_f$ . Sin embargo, una gran implicación ocurre en saber cómo se tendrá que realizar un arreglo especial de tuberías, para que las pérdidas de energía sean menores y no se tengan cambios abruptos en presión y temperatura.

El trabajo futuro es aplicar y extender el modelo matemático para una condición considerando que no se estudia una tubería completamente horizontal y, que no tendría aislamiento térmico. Además, identificar cómo es el comportamiento hidrodinámico a lo largo de toda una sección de tubería en donde se desarrolla un flujo complejo que está asociado a las transferencias del calor provenientes de una formación<sup>1</sup>.

---

<sup>1</sup>Formación geológica que involucra gradientes térmicos naturales

# Apéndice A

## PROPIEDADES DE LOS CRUDOS

Algunos datos empleados en el desarrollo de éste trabajo fueron obtenidos a partir de la búsqueda de información documental. Sin embargo, actualmente no hay mucho relacionado con la publicación de información sobre el fenómeno de transferencia de calor conjugada. Aunque es posible realizar buenas aproximaciones como las comparaciones realizadas con Arvizu & Fairuzov (2001).

**Tabla A.1:** Datos empleados en la comparación con Arvizu & Fairuzov (2001)

Variable	Valor
Diámetro, $D$	0.1317 m
Longitud, $L$	5,000 m
Espesor de la pared, $\delta$	0.0182 m
Rugosidad de la pared	0.05 mm
Capacidad térmica del acero, $C_p$	400 J/Kg-K
Densidad del acero, $\rho_p$	7,800 Kg/m <sup>3</sup>
Conductividad térmica del acero, $K_p$	60.5 W/mK
Velocidad másica de la mezcla a la entrada, $G_{ent}$	75 Kg/s
Presión a la salida, $P_{out}$	8 bar
Tasa de generación de calor en la pared, $q'''$	7,000 W/m <sup>3</sup>
Fluido de trabajo	Propano
Calidad inicial	$5 \times 10^{-2}$

Los datos empleados para la comparación y uso de propiedades del crudo extrapesado fueron obtenidos de Reyes (2015).

Específicamente para el caso comparativo con Arvizu & Fairuzov (2001), se usa el concepto de equilibrio termodinámico líquido-vapor. Y en el caso de los estudios realizados con crudos pesados, se toman en cuenta algunas correlaciones empíricas de propiedades termodinámicas. A continuación se visualiza lo mencionado previamente:

## A.1. Equilibrio líquido-vapor

Para el estudio empleado en la validación de Arvizu & Fairuzov (2001), es necesario tener en cuenta que existirá un equilibrio termodinámico líquido-vapor, en dónde la presión de vapor  $P_{vp}$  dependerá directamente de la temperatura. En la obtención de esta propiedad del Propano  $C_3$  se utilizó el Polinomio Interpolante de Lagrange (1795) (Chapra & Canale (1998)), con el objetivo de generar un mejor ajuste a la curva de presión de vapor a distintas condiciones de temperatura.

Una vez obtenida la presión de vapor, obtenemos la constante de equilibrio termodinámico

$$K = \frac{P_{vp}}{P} \quad (\text{A.1})$$

Con la constante de equilibrio es posible determinar si únicamente existe líquido o vapor de propano en el sistema. Para ello es necesario conocer la proporcionalidad de las fases

$$S_0 = \frac{z_i (K - 1)}{[1 + (V/F) (K - 1)]^2} \quad (\text{A.2})$$

y

$$S_1 = \frac{-z_i (K - 1)^2}{[1 + (V/F) (K - 1)]^2}, \quad (\text{A.3})$$

donde  $z_i$  representa la fracción molecular del componente en la mezcla, en caso de que sólo exista la sustancia pura se considera igual a uno.

En el caso anterior, no se conoce la relación de vaporización ( $V/F$ ); por ello es necesario realizar una interpolación de Newton-Raphson con un valor de la relación de vaporización entre cero y uno. Esto nos dará un nuevo valor de  $S_0$  y  $S_1$ , la nueva relación de vaporización

se obtendrá de la siguiente manera:

$$(V/F)_{j+1} = (V/F)_j - \frac{S_0}{S_{1j}} \quad (\text{A.4})$$

El proceso anterior únicamente funciona y nos garantiza que existen dos fases si  $S_0$  es mayor que cero y  $S_1$  es menor a cero. Con las relaciones de vaporización conocidas, podemos determinar la fracción molecular de cada fase en el sistema, a través de las siguientes expresiones:

$$X_i = \frac{z_i}{1 + (V/F)(K - 1)} \quad (\text{A.5})$$

y

$$Y_i = \frac{z_i K_i}{1 + (V/F)(K - 1)}. \quad (\text{A.6})$$

Es claro notar que si la presión del sistema  $P$  es mayor que la Presión de Vapor  $P_{vp}$ , la constante de equilibrio termodinámico  $K$  será menor que la unidad; por lo tanto siempre existirá la fase líquida.

Para el estudio paramétrico de una mezcla de hidrocarburos, el procedimiento es el mismo, dónde lo único que cambiará será la creación de un nuevo Polinomio Interpolante de Lagrange (1795) en (Chapra & Canale (1998)) para cada sustancia en la mezcla multicomponente y a su vez, la fracción volumétrica afectará a cada relación de vaporización (V/F).

# Apéndice B

## Correlaciones para las propiedades de los hidrocarburos

### B.0.1. Propiedades del Aceite

En este apartado del apéndice, se reflejan las propiedades del aceite a distintas condiciones de presión y temperatura.

La densidad relativa del aceite juega un papel fundamental en el cálculo de las propiedades del aceite, esto debido a que representa de manera abstracta el contenido molecular de hidrocarburos dentro de la mezcla. Además, la densidad API está estrechamente relacionada con la densidad relativa, que a su vez representa una desviación respecto la densidad del agua a condiciones estándar

$$\gamma_{API} = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5. \quad (\text{B.1})$$

La presión de burbujeo o presión de saturación  $P_{sat}$ , es definida como la presión a la cual se libera la primera burbuja de gas, por lo que a dicha presión ya se tienen dos fases dentro del sistema. Claramente a presiones mayores a la presión de saturación, el fluido se encuentre en fase líquida. A presiones inferiores a la de saturación se tendrá un comportamiento de equilibrio termodinámico líquido-vapor.

La correlación de Standing, M. B.(1947)(Banzer (1996)); arroja una buena aproximación de la presión de saturación teniendo en cuenta la presión, temperatura, densidad específica

del gas producido y la densidad API del aceite. Siendo

$$P_{sat} = 18.2 [F - 1.4], \quad (B.2)$$

donde

$$F = \left( \frac{R_{sb}}{\gamma_g} \right)^{0.83} 10^{(0.00091T - 0.0125\gamma_{API})} \quad (B.3)$$

y  $P_{sat}$  es la presión de saturación en psia,  $R_{sb}$  representa la relación de solubilidad en ft<sup>3</sup>/Bl,  $T$  es la temperatura en °F,  $\gamma_g$  es la densidad específica del gas y  $\gamma_{API}$  hace mención a la densidad API en grados API.

Además, la relación de solubilidad se obtiene de la siguiente manera:

$$R_{sb} = \gamma_g \left[ \left( \frac{P}{18.2} + 1.4 \right) 10^{(0.0125\gamma_{API} - 0.00091T)} \right]^{1.2048}. \quad (B.4)$$

El factor de volumen del aceite o factor volumétrico  $B_o$  representa el comportamiento real del volumen de aceite a condiciones de presión y temperatura respecto al volumen que se tendrá en condiciones estándar. Sin embargo, habrá diferentes comportamientos conforme la presión disminuya y empiece la liberación del gas asociado. Por lo anterior, existirán diferentes condiciones para obtener el factor de volumen del aceite.

La primer correlación nos precide el factor de volumen a condiciones dónde la presión es igual a la presión de saturación  $P = P_{sat}$ , esto es que

$$B_{ob} = 0.09759 + 12x10^{-5} F^{1.2}, \quad (B.5)$$

donde

$$F = R_{sb} \sqrt{\frac{\gamma_g}{\gamma_{API}}} + 1.25T \quad (B.6)$$

y  $B_{ob}$  es el factor volumétrico del aceite en Bl/Bl.

Para la obtención del factor volumétrico total, es necesario conocer la cantidad de gas disuelto que se encuentra en el aceite. Para ello es fundamental saber la relación de solubilidad, el factor volumétrico del gas y el factor de volumen a condiciones de presión de saturación, siendo

$$B_t = B_o + (R_{sb}) B_g, \quad (B.7)$$

con lo cual  $B_t$  es el Factor volumétrico total del aceite en Bl/Bl y  $B_g$  corresponde al factor volumétrico del aceite en ft<sup>3</sup>/ft<sup>3</sup>.



En lo que respecta a la viscosidad del aceite, es simple apreciar que dependerá directamente de la temperatura, dicha propiedad se calcula con la correlación Beggs, H. D. (1990)(Banzer (1996))

$$\mu_{od} = 10^x - 1 \quad (\text{B.8})$$

$$x = yT^{-1.163} \quad (\text{B.9})$$

$$y = 10^z \quad (\text{B.10})$$

$$z = 3.0324 - 0.02023\gamma_{API}, \quad (\text{B.11})$$

y  $T$  es la temperatura en  $^{\circ}\text{F}$ ,  $\mu_{od}$  indica la viscosidad del aceite en cp y  $\gamma_{API}$  representa la densidad  $API$  del aceite en grados  $API$ .

En caso de que se presente gas en la mezcla, se contemplará un aceite con gas disuelto. Por lo tanto, la correlación es la siguiente:

$$\mu_{ob} = a (\mu_{od})^b \quad (\text{B.12})$$

$$a = 10.715 (R_s + 100)^{-0.515} \quad (\text{B.13})$$

$$b = 5.44 (R_s + 150)^{-.338} . \quad (\text{B.14})$$

Sin embargo, las correlaciones mencionadas anteriormente para la viscosidad son para crudos que no cumplen con las características de composición como las de los crudos mexicanos. En este caso, para crudos pesados y extrapesados las viscosidades son muy altas comparadas con otros estudios de correlaciones que tienden a dar valores incongruentes a los reportados en laboratorio.

Por ello, se utiliza la correlación matemática de de la Cruz et al. (2013), dichos autores realizan estudios necesarios sobre el comportamiento de la viscosidad argumentando que es una función fuerte de la temperatura y, a su vez; insignificante de la presión. La correlación que mejor se ajusta al estudio de crudos pesados y extrapesados es

$$\mu_{od} = \frac{e^a}{API^3} - 1, \quad (\text{B.15})$$

donde

$$a = 39,053.9772T^{-1.3683} \quad (\text{B.16})$$

y

$$T[=]enK \quad (\text{B.17})$$

## B.0.2. Propiedades del Gas

El gas natural se puede encontrar de manera libre en el yacimiento o de manera disuelta en el aceite, el cual se irá liberando conforme disminuya la presión o se alcance la presión de saturación del aceite.

Un factor que influye en las propiedades del gas es el factor volumétrico, el cual indica una desviación del volumen a condiciones estándar respecto a condiciones de presión y temperatura.

Sin embargo, para obtener dicho factor volumétrico es necesario conocer el factor de compresibilidad del gas. Pues no siempre tendrá un comportamiento ideal donde la compresibilidad es despreciable.

Papay J. (1985)(Banzer (1996)) nos arroja resultados muy viables, con errores relativos pequeños. Dicha correlación es la siguiente

$$z = 1 - \frac{3.52P_{pr}}{10^{0.9813T_{pr}}} + \frac{0.274P_{pr}^2}{10^{0.8157T_{pr}}}, \quad (\text{B.18})$$

tal que  $z$  es el factor de compresibilidad en  $\text{ft}^3/\text{ft}^3$ ,  $T_{pr}$  indica la temperatura pseudoreducida y  $P_{pr}$  es la presión pseudoreducida.

Ahora, para calcular el factor volumétrico del gas  $B_g$ , se tiene en cuenta que es la relación de volúmenes a condiciones estándar y a condiciones de superficie

$$B_g = \frac{V_g}{V_{gi}}, \quad (\text{B.19})$$

al emplear la ecuación de gases reales

$$V_g = \frac{nzRT}{P} \quad (\text{B.20})$$

y

$$V_{gi} = \frac{nz_iRT_i}{P_i}. \quad (\text{B.21})$$

Además,

$$z_i = 1, \quad (\text{B.22})$$

$$P_i = 14.7 \frac{\text{lb}_f}{\text{in}^2} \quad (\text{B.23})$$

y

$$T_i = 520R \quad (\text{B.24})$$

Por lo tanto, al reducir la ecuación y sustituir los términos a condiciones estándar, tenemos lo siguiente:

$$B_g = 0.02827 \frac{zT}{P} \frac{ft^3 @ P, T}{ft^3} \quad (\text{B.25})$$

Para el cálculo de la viscosidad del gas, se debe considerar que dependerá de la presión y la temperatura. Donde tendrá un comportamiento Newtoniano. En el caso del gas natural, a medida que incrementa la temperatura, la viscosidad también lo hace debido a que aumenta la energía cinética de las moléculas. Además, conforme aumenta la temperatura el volumen del gas empieza a incrementar provocando ue la presión lo haga de la misma manera. En éste trabajo, se consideró que no existían elementos amargos, por lo que sólo habría hidrocarburos volátiles. Debido lo anterior, se tomó en cuenta la correlación de Lee et Al. (1966)(Banzer (1996)) La correlación es

$$\mu_g = \frac{K \exp(X \rho_g^Y)}{10^4}, \quad (\text{B.26})$$

donde

$$K = \frac{(9.4 + 0.02M) T^{1.5}}{209 + 19M + T}, \quad (\text{B.27})$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{T} + 0.01M, \quad (\text{B.28})$$

$$Y = 2.4 - 0.2X, \quad (\text{B.29})$$

y

$$\rho_g = 1.4935 \times 10^{-3} \frac{PM}{zT} \quad (\text{B.30})$$

de tal manera que  $\mu_g$  es la viscosidad del gas a  $P$  y  $T$  en cp,  $\rho_g$  es la densidad del gas en  $\text{g}/\text{cm}^3$  y  $M$  representa el peso molecular del gas en  $\text{lb}_m/\text{lb-mol}$ .

### B.0.3. Propiedades del Agua

Las propiedades del agua se mantienen de una manera relativamente constante hasta antes de la vaporización, pues su comportamiento resulta ser sencillo de comprender. El factor volumétrico del agua nos indica cuál es el volumen verdadero que ocupa a condiciones de presión y temperatura un barril a condiciones estándar. La correlación de McCain(1990)(Banzer (1996)) nos da una buena aproximación debido a que utiliza dos proporciones volumétricas que dependen de la temperatura y de la presión, tal que la correlación es

$$B_w = (1 + V_{wP})(1 + V_{wT}), \quad (\text{B.31})$$

donde

$$V_{wT} = -1.0001x10^{-2} + 1.3391x10^{-4}T + 5.50654x10^{-7}T^2 \quad (\text{B.32})$$

y

$$V_{wP} = -1.95301x10^{-9}PT - 1.72834x10^{-13}P^2T - 3.58922x10^{-7}P - 2.25341x10^{-10}P^2. \quad (\text{B.33})$$

La viscosidad del agua, es una propiedad que dependerá de la presión, temperatura y sólidos disueltos, en su mayor proporción sales. Van Wingen (1950)(Banzer (1996)) nos proporciona una correlación para estimar dicha propiedad, considerando únicamente la temperatura. Es claro que mientras no exista gas en la mezcla, la viscosidad del agua se mantendrá prácticamente constante y

$$\mu_w = \exp(1.003 - 1.479x10^{-2}T + 1.9822x10^{-5}T^2), \quad (\text{B.34})$$

donde  $T$  representa a la temperatura en °F,  $\mu_w$  es la viscosidad del agua en cp y  $P$  es la presión en lb/in<sup>2</sup>.

## B.1. Figuras relacionadas a las propiedades de los fluidos petroleros

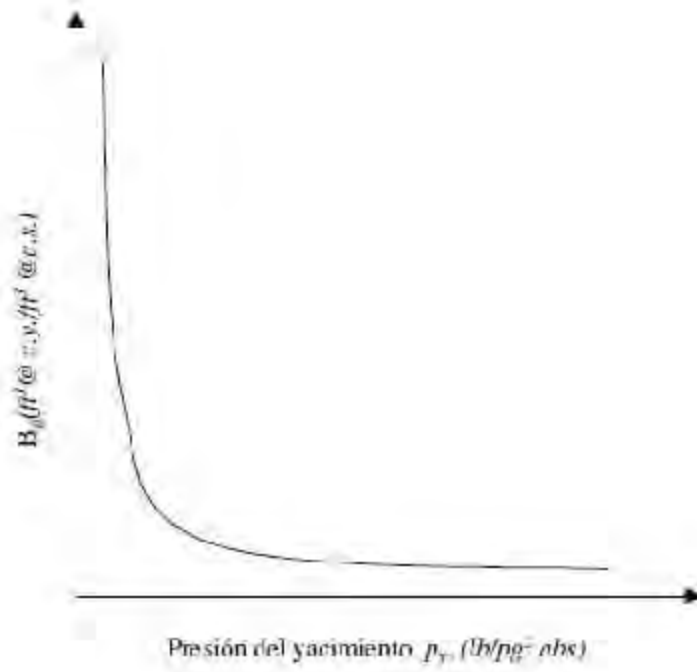


Figura B.1: Factor volumétrico del gas, Bg,Cuautli (2010)

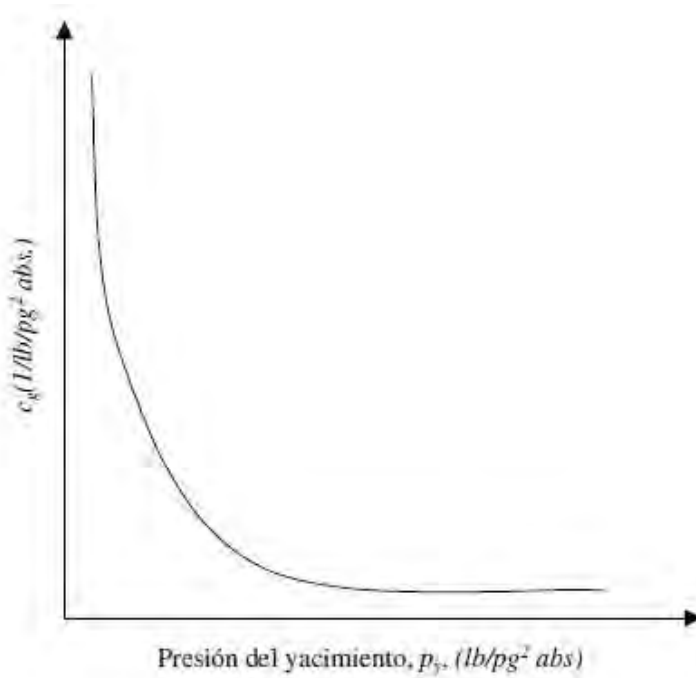


Figura B.2: Compresibilidad del gas,  $C_g$ , Cuautli (2010)

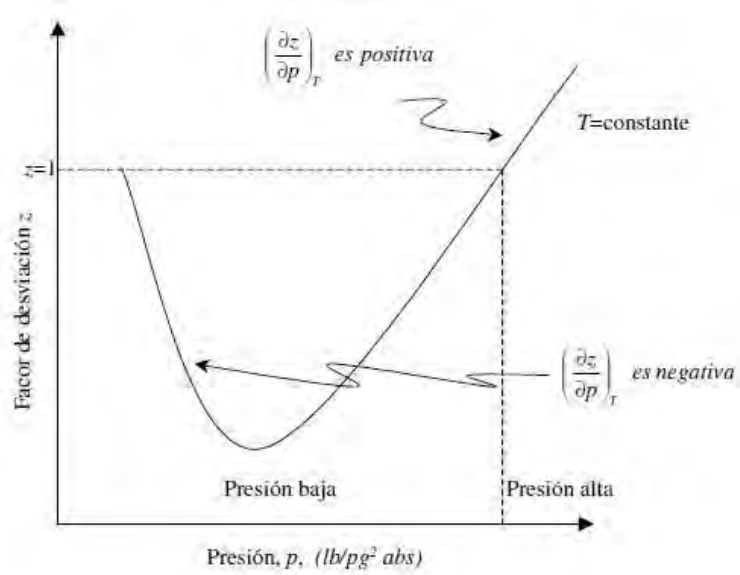


Figura B.3: Factor de compresibilidad del gas,  $Z$ , Cuautli (2010)

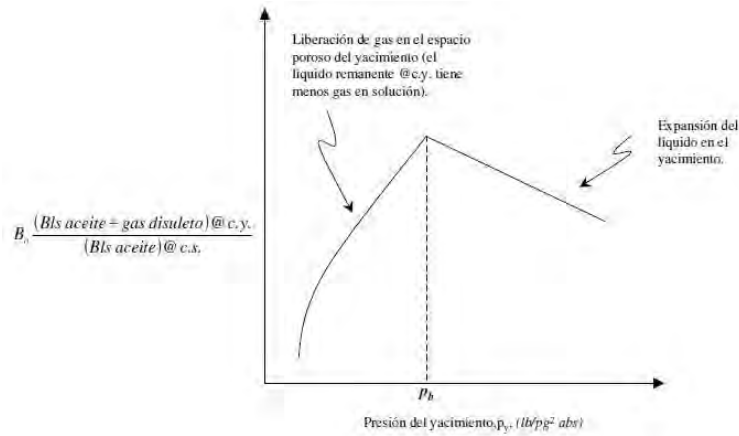


Figura B.4: Factor volumétrico del aceite, Bo, Cuautli (2010)

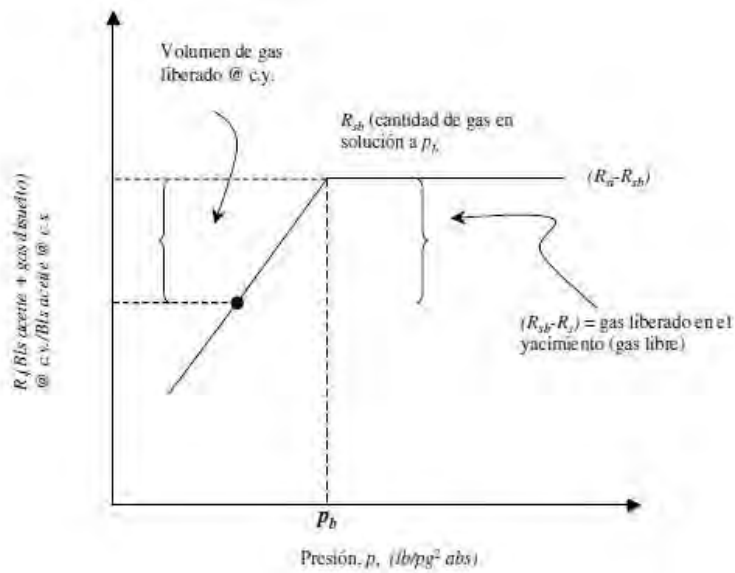


Figura B.5: Relación de solubilidad, Rs, Cuautli (2010)

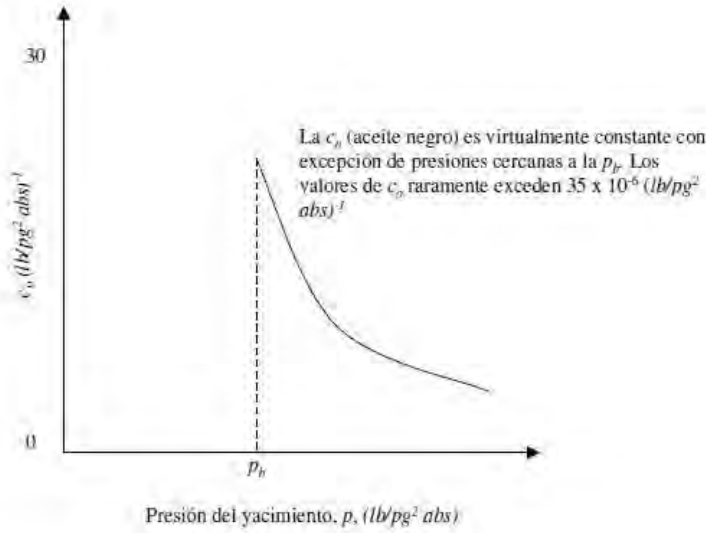


Figura B.6: Compresibilidad del aceite,  $c_o$ , Cautli (2010)

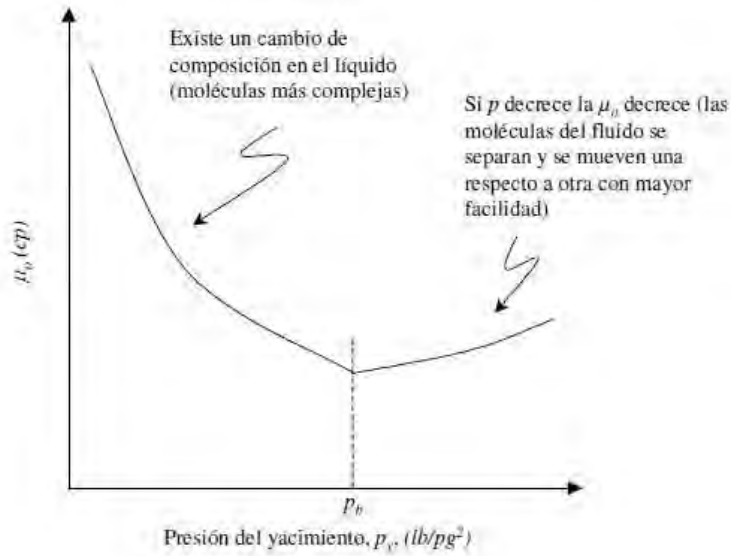


Figura B.7: Viscosidad del aceite,  $\mu_o$ , Cautli (2010)



# Bibliografía

- Aarseth, F. et al. (1997), Use of electrical power in control of wax and hydrates, *in* ‘Offshore Technology Conference’, Offshore Technology Conference.
- Al-Wahaibi, T. & Angeli, P. (2007), ‘Transition between stratified and non-stratified horizontal oil–water flows. part i: Stability analysis’, *Chemical engineering science* **62**(11), 2915–2928.
- Allinger, N. L. (1974), *Química orgánica*, Vol. 2, Reverté.
- Alomair, O., Elsharkawy, A. & Alkandari, H. (2014), ‘A viscosity prediction model for kuwaiti heavy crude oils at elevated temperatures’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **120**, 102–110.
- Arirachakaran, S., Oglesby, K., Malinowsky, M., Shoham, O., Brill, J. et al. (1989), An analysis of oil/water flow phenomena in horizontal pipes, *in* ‘SPE Production Operations Symposium’, Society of Petroleum Engineers.
- Arvizu, A. & Fairuzov, Y. F. (2001), *Modelado de transferencia de calor conjugada en condiciones de flujo multifásico*, Universidad Nacional Autónoma de México, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería.
- Bannwart, A. (1998), ‘Wavespeed and volumetric fraction in core annular flow’, *International journal of multiphase flow* **24**(6), 961–974.
- Banzer, C. (1996), *Correlaciones numéricas PVT*, Universidad del Zulia, Instituto de Investigaciones Petroleras.
- Barnea, D., Shoham, O., Taitel, Y. & Dukler, A. (1980), ‘Flow pattern transition for gas-liquid flow in horizontal and inclined pipes. comparison of experimental data with theory’, *International Journal of Multiphase Flow* **6**(3), 217–225.

- Bonyadi, M. & Rostami, M. (2017), ‘A new viscosity model based on soave-redlich-kwong equation of state’, *Fluid Phase Equilibria* **451**, 40–47.
- Brennen, C. E. & Brennen, C. E. (2005), *Fundamentals of multiphase flow*, Cambridge university press.
- Chapra, S. C. & Canale, R. P. (1998), *Numerical methods for engineers*, Vol. 2, McGraw-Hill New York.
- Colebrook, C. & White, C. (1937), ‘Experiments with fluid friction in roughened pipes’, *Proc. R. Soc. Lond. A* **161**(906), 367–381.
- Cuautli, M. (2010), *Propiedades de los fluidos petroleros*, Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Ingeniería.
- de la Cruz, J. L. M., Alvarez-Badillo, S., Ramírez-Jaramillo, E., Aquino-Olivos, M. A. & Orea, P. (2013), ‘Measurements and correlation of mexican heavy dead crude oil viscosities’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **110**, 184–192.
- dos Santos, R. G., Brinceño, M. I. & Loh, W. (2017), ‘Laminar pipeline flow of heavy oil–in–water emulsions produced by continuous in-line emulsification’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **156**, 827–834.
- El-hoshoudy, A., Farag, A., Ali, O., El-Batanoney, M., Desouky, S. & Ramzi, M. (2013), ‘New correlations for prediction of viscosity and density of egyptian oil reservoirs’, *Fuel* **112**, 277–282.
- Fairuzov, Y. (2000a), ‘Modeling of conjugate two-phase heat transfer during depressurization of pipelines’, *Journal of heat transfer* **122**(1), 99–106.
- Fairuzov, Y. V. (2000b), ‘Numerical simulation of transient flow of two immiscible liquids in pipeline’, *AIChE journal* **46**(7), 1332–1339.
- Fairuzov, Y. V., Arenas-Medina, P., Verdejo-Fierro, J. & Gonzalez-Islas, R. (2000), ‘Flow pattern transitions in horizontal pipelines carrying oil-water mixtures: full-scale experiments’, *Journal of energy resources technology* **122**(4), 169–176.
- Fairuzov, Y. V. et al. (2001), ‘Stability analysis of stratified oil/water flow in inclined pipelines’, *SPE Production & Facilities* **16**(01), 14–21.

- Gonzalez-Dávila, V., Ledesma-Fosados, L. & Suarez-Dominguez, E. (2013), Reduction of carbon dioxide emissions from heavy crude oil by adding a viscosity bioreductor, *in* ‘2013 SPE WVPS Second South American Oil and Gas Congress held in Porlamar, Edo. Nueva Esparta, Venezuela’, pp. 22–25.
- Gungor, K. & Winterton, R. (1987), ‘Simplified general correlation for saturated flow boiling and comparisons of correlations with data’, *Chemical Engineering Research and Design* **65**(2), 148–156.
- Guzmán Vázquez, E., Fairuzov, Y. V. et al. (2009), ‘A study of normal slug flow in an offshore production facility with a large diameter flowline’, *SPE Production & Operations* **24**(01), 171–179.
- Hanafizadeh, P., Ghanbarzadeh, S. & Saidi, M. H. (2011), ‘Visual technique for detection of gas–liquid two-phase flow regime in the airlift pump’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **75**(3-4), 327–335.
- Hanafizadeh, P., Hojati, A. & Karimi, A. (2015), ‘Experimental investigation of oil–water two phase flow regime in an inclined pipe’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **136**, 12–22.
- Hasan, A. & Kabir, C. (2012), ‘Wellbore heat-transfer modeling and applications’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **86**, 127–136.
- Hasan, A., Kabir, C. et al. (1994), ‘Aspects of wellbore heat transfer during two-phase flow (includes associated papers 30226 and 30970)’, *SPE Production & Facilities* **9**(03), 211–216.
- Hasan, A. R. & Kabir, C. S. (2010), ‘Modeling two-phase fluid and heat flows in geothermal wells’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **71**(1-2), 77–86.
- Hasan, S. W., Ghannam, M. T. & Esmail, N. (2010), ‘Heavy crude oil viscosity reduction and rheology for pipeline transportation’, *Fuel* **89**(5), 1095–1100.
- Hetsroni, G., Mewes, D., Enke, C., Gurevich, M., Mosyak, A. & Rozenblit, R. (2003), ‘Heat transfer to two-phase flow in inclined tubes’, *International Journal of Multiphase Flow* **29**(2), 173–194.
- Kumar, S. & Mahto, V. (2016), ‘Emulsification of indian heavy crude oil in water for its efficient transportation through offshore pipelines’, *Chemical Engineering Research and Design* **115**, 34–43.

- Lang, P. & Auracher, H. (1996), ‘Heat transfer to nonmiscible liquid-liquid mixtures flowing in a vertical tube’, *Experimental thermal and fluid science* **12**(3), 364–372.
- Martínez-Palou, R., de Lourdes Mosqueira, M., Zapata-Rendón, B., Mar-Juárez, E., Bernal-Huicochea, C., de la Cruz Clavel-López, J. & Aburto, J. (2011), ‘Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: A review’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **75**(3-4), 274–282.
- Martínez-Palou, R., Reyes, J., Cerón-Camacho, R., Ramírez-de Santiago, M., Villanueva, D., Vallejo, A. A. & Aburto, J. (2015), ‘Study of the formation and breaking of extra-heavy-crude-oil-in-water emulsions—a proposed strategy for transporting extra heavy crude oils’, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* **98**, 112–122.
- McAdams, W. (1942), ‘Vaporization inside horizontal tubes’, *Trans. ASME* **64**, 193.
- Merola, M. C., Carotenuto, C., Gargiulo, V., Stanzione, F., Ciajolo, A. & Minale, M. (2016), ‘Chemical–physical analysis of rheologically different samples of a heavy crude oil’, *Fuel Processing Technology* **148**, 236–247.
- Mohammed, R., Bailey, A., Luckham, P. & Taylor, S. (1994), ‘The effect of demulsifiers on the interfacial rheology and emulsion stability of water-in-crude oil emulsions’, *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects* **91**, 129–139.
- Nian, Y.-L. & Cheng, W.-L. (2017), ‘Insights into heat transport for thermal oil recovery’, *Journal of Petroleum Science and Engineering* **151**, 507–521.
- Reyes, M. G. (2015), *Comportamiento PVT de aceites pesados y su efecto en la hidrodinámica del flujo en oleogasoductos*, Universidad Nacional Autónoma de México, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería.
- Reynolds, W. C. (1979), *Thermodynamic properties in SI-graphs, tables and computational equations for 40 substances*, University, Departement of mechanical engineering.
- Rodriguez, O. M. & Bannwart, A. C. (2008), ‘Stability analysis of core-annular flow and neutral stability wave number’, *AIChE journal* **54**(1), 20–31.
- Sánchez-Minero, F., Sánchez-Reyna, G., Ancheyta, J. & Marroquin, G. (2014), ‘Comparison of correlations based on api gravity for predicting viscosity of crude oils’, *Fuel* **138**, 193–199.

- Schubert, H. & Armbruster, H. (1989), 'Principles of formation and stability of emulsions', *Chemie Ingenieur Technik* **61**(9), 701–711.
- Shi, J., Lao, L. & Yeung, H. (2017), 'Water-lubricated transport of high-viscosity oil in horizontal pipes: the water holdup and pressure gradient', *International Journal of Multiphase Flow* **96**, 70–85.
- Smith, T., Schlegel, J. P., Hibiki, T. & Ishii, M. (2012), 'Mechanistic modeling of interfacial area transport in large diameter pipes', *International Journal of Multiphase Flow* **47**, 1–16.
- Sotgia, G., Tartarini, P. & Stalio, E. (2008), 'Experimental analysis of flow regimes and pressure drop reduction in oil–water mixtures', *International journal of multiphase flow* **34**(12), 1161–1174.
- Taitel, Y. & Dukler, A. (1976), 'A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow', *AIChE Journal* **22**(1), 47–55.
- Turian, R., Ma, T., Hsu, F., Sung, D. et al. (1998), 'Flow of concentrated non-newtonian slurries: 1. friction losses in laminar, turbulent and transition flow through straight pipe', *International journal of Multiphase flow* **24**(2), 225–242.
- Vanvik, T. & Moe, R. (1998), Direct heating of multiphase flowlines for hydrate control on asgard, in 'BHR GROUP CONFERENCE SERIES PUBLICATION', Vol. 31, MECHANICAL ENGINEERING PUBLICATIONS LIMITED, pp. 207–216.
- Wang, W., Gong, J. & Angeli, P. (2011), 'Investigation on heavy crude-water two phase flow and related flow characteristics', *International Journal of multiphase flow* **37**(9), 1156–1164.
- White, F., Streeter, V., Fernández, M., Val-Peñalosa, R. & Martínez, A. (1983), *Mecánica de fluidos*, Mc Graw-Hill.
- Xun, S., Zhao, J., Zheng, L., Chen, X. & Zhang, X. (2016), 'Flow and heat transfer of ostwald-de waele fluid over a variable thickness rotating disk with index decreasing', *International Journal of Heat and Mass Transfer* .
- Zhang, H.-Q., Wang, Q., Sarica, C., Brill, J. P. et al. (2004), Unified model of heat transfer in gas-liquid pipe flow, in 'SPE Annual Technical Conference and Exhibition', Society of Petroleum Engineers.