

# **INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL**

ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA E  
INDUSTRIAS EXTRACTIVAS

***“SIMULACIÓN DEL TRANSPORTE LINEAL DE UNA MEZCLA DE DOS  
ACEITES CRUDOS DE DIFERENTE GRAVEDAD API”***

T E S I S

PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
**INGENIERO QUÍMICO PETROLERO**

P R E S E N T A:

JULIO CÉSAR PÉREZ FERNÁNDEZ

ASESOR: DR. JOSÉ FELIPE SÁNCHEZ MINERO

CD. DE MÉXICO 27 DE FEBRERO DEL 2016.



SECRETARÍA  
DE  
EDUCACIÓN PÚBLICA

# INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL

## ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS



### DEPARTAMENTO DE EVALUACIÓN Y SEGUIMIENTO ACADÉMICO

T-120-15

México, D. F., 23 de noviembre del 2015.

Al C. Pasante:  
**JULIO CÉSAR PÉREZ FERNÁNDEZ**

Boleta:  
**2010320193**

Carrera:  
**IQP**

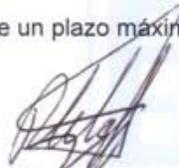
Generación:  
**2010-2014**

Mediante el presente se hace de su conocimiento que la Subdirección Académica a través de este Departamento autoriza que el C. **Dr. José Felipe Sánchez Minero**, sea asesor en el tema que propone usted desarrollar como prueba escrita en la opción **Tesis Individual**, con el título y contenido siguiente:

**"Simulación del transporte lineal de una mezcla de dos aceites crudos de diferente gravedad API"**

Resumen.  
Introducción.  
I.- Antecedentes.  
II.- Metodología Experimental.  
III.- Formulación matemática.  
IV.- Análisis de resultados.  
Conclusiones  
Bibliografía.  
Anexos.

Se concede un plazo máximo de un año, a partir de esta fecha, para presentarlo a revisión por el Jurado asignado.

  
M. en C. René Hernández Mendoza  
Presidente de la Academia de  
Aplicaciones de la Ingeniería

  
Dr. José Felipe Sánchez Minero  
Director de Tesis  
Ced. Prof. 4134796

  
Lic. Guillermo Alberto de la Torre Arteaga  
Jefe del Departamento de Evaluación y  
Seguimiento Académico

  
Ing. Víctor Manuel Feregrino Hernández  
Subdirector Académico

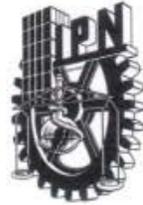
c. c. p.-Subdirección Académica  
c. c. p.-Evaluación y Seguimiento Académico  
c. c. p.- Control Escolar.  
GATA/mlcp



SECRETARÍA  
DE  
EDUCACIÓN PÚBLICA

# INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL

ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS



**DEPARTAMENTO DE EVALUACIÓN Y SEGUIMIENTO ACADÉMICO**

T-120-15

Ciudad de México, a 19 de febrero de 2016.

Al C. Pasante:  
**JULIO CÉSAR PÉREZ FERNÁNDEZ**  
**PRESENTE**

Boleta:  
**2010320193**

Carrera:  
**IQP**

Generación:  
**2010-2014**

Los suscritos tenemos el agrado de informar a usted, que habiendo procedido a revisar el borrador de la modalidad de titulación correspondiente denominado:

**"Simulación del transporte lineal de una mezcla de dos aceites crudos de diferente gravedad API"**

Encontramos que el citado Trabajo de **Tesis Individual**, reúne los requisitos para autorizar el Examen Profesional y **PROCEDER A SU IMPRESIÓN** según el caso, debiendo tomar en consideración las indicaciones y correcciones que al respecto se le hicieron.

Atentamente

**JURADO**

M. en C. Miguel Hesiquio Garduño  
**Presidente**

M. en C. Roberto Vladimir Avalos Bravo  
**Secretario**

Dra. Miriam Noemi Moreno Montiel  
**1er. Vocal**

Dr. José Felipe Sánchez Minero  
**2º Vocal**

Dr. Edgar Ramírez Jiménez  
**3er. Vocal**

c.c.p.- Expediente  
GATA/mlcp

## AGRADECIMIENTOS

A mis padres Ignacio Pérez Lara  
y Ma. Luisa Fernández Lara, por llevar  
a cabo su noble misión de guiarme  
con amor, apoyo y abnegación.

A mis hermanos Fernando y Rogelio,  
por la fraternidad que prevalece entre los tres  
y que nos hace fuertes ante los retos de la vida.

A cada uno de mis amigos,  
por sus sinceras muestras de aprecio  
y por alentarme a ser mejor persona.

Al Dr. J. Felipe Sánchez Minero,  
por sus apreciados y relevantes aportes, críticas  
y sugerencias durante el desarrollo de mi trabajo.

Al Dr. Salvador E. Sánchez Minero,  
por su valiosa colaboración y asistencia profesional  
que me han servido en la elaboración de mi trabajo.

Al Ing. Gilberto Alonso Ramírez,  
por su colaboración en obtener los datos  
experimentales, valiosos para el desarrollo de mi trabajo.

A todos mis profesores,  
por legarme una parte invaluable  
de sus conocimientos y experiencias.

Al Instituto Politécnico Nacional,  
mi alma mater, por permitirme pertenecer a tan  
distinguida institución de la cual estoy muy orgulloso.

A la Escuela Superior de Ingeniería  
Química e Industrias Extractivas,  
por todo el apoyo que me brindó para  
realizar mis estudios de Licenciatura.

Al Departamento de Ingeniería Química Petrolera,  
por todo el apoyo que me brindó para  
realizar mis estudios de Licenciatura.

# ÍNDICE GENERAL

|  |            |
|--|------------|
| <b>Resumen</b>                                     | <b>VII</b> |
| <b>Introducción</b>                                | <b>1</b>   |
| <b>1. Antecedentes</b>                             | <b>3</b>   |
| 1.1 Petróleo. . . . .                              | 3          |
| 1.1.1 Aspectos fundamentales. . . . .              | 3          |
| 1.1.2 Clasificación. . . . .                       | 4          |
| 1.1.3 Propiedades de los aceites crudos. . . . .   | 7          |
| 1.2 Viscosidad de hidrocarburos. . . . .           | 9          |
| 1.2.1 Unidades. . . . .                            | 10         |
| 1.2.2 Efecto de la temperatura. . . . .            | 11         |
| 1.2.3 Efecto de la presión. . . . .                | 12         |
| 1.2.4 Métodos de obtención. . . . .                | 12         |
| 1.3 Transporte de hidrocarburos. . . . .           | 23         |
| 1.3.1 Dilución. . . . .                            | 23         |
| 1.3.2 Calentamiento en sistemas de bombeo. . . . . | 26         |
| 1.3.3 Transporte por emulsión. . . . .             | 26         |
| 1.3.4 Mejoradores de flujo. . . . .                | 27         |
| 1.3.5 Flujo anular-central. . . . .                | 28         |
| <b>2. Metodología experimental</b>                 | <b>30</b>  |
| 2.1 Selección de la muestra. . . . .               | 30         |
| 2.2 Determinación de la viscosidad. . . . .        | 31         |
| 2.2.1 Viscosímetro STABINGER SVM 3000. . . . .     | 31         |
| 2.2.2 Condiciones de estudio. . . . .              | 32         |
| 2.2.3 Diagrama experimental. . . . .               | 32         |

|   |           |
|---|-----------|
| <b>3. Formulación matemática</b>  | <b>33</b> |
| 3.1 Ecuaciones de gobierno. . . . .   | 34        |
| 3.1.1 Condiciones de frontera del estudio. . . . .  | 36        |
| 3.2 Órdenes de magnitud. . . . .  | 38        |
| 3.3 Ecuaciones de gobierno adimensionales. . . . .  | 40        |
| 3.3.1 Condiciones de frontera adimensionales. . . . .   | 41        |
| 3.4 Modelo de simulación numérica. . . . .  | 43        |
| <br>  |           |
| <b>4. Análisis de Resultados</b>  | <b>44</b> |
| 4.1 Análisis experimental. . . . .  | 44        |
| 4.1.1 Viscosidad de mezclas de aceite crudo. . . . .  | 44        |
| 4.1.2 Modelo de predicción de viscosidad. . . . .   | 46        |
| 4.2 Resultados del modelo numérico. . . . .   | 48        |
| 4.2.1 Influencia de la viscosidad dependiente de la temperatura. . . . .                            | 49        |
| 4.2.2 Influencia de la concentración crudo pesado-ligero en el<br>caudal que se transporta. . . . . | 51        |
| 4.2.3 Comportamiento de la viscosidad vs temperatura a lo<br>largo de un oleoducto. . . . .         | 53        |
| 4.2.4 Variación de la presión a lo largo del oleoducto. . . . .                                     | 57        |
| <br>  |           |
| <b>5. Conclusiones</b>  | <b>60</b> |
| <br>  |           |
| <b>Bibliografía</b>   | <b>62</b> |
| <br>  |           |
| <b>Anexos</b>   | <b>67</b> |
| A. Datos experimentales. . . . .  | 67        |
| B. Datos de las simulaciones. . . . .   | 68        |
| C. Glosario. . . . .  | 74        |

## ÍNDICE DE FIGURAS

|  |    |
|--|----|
| <b>Fig. 1.1</b> Rango de aplicación de los modelos de predicción de viscosidad de aceites<br>crudos en función de su gravedad API. ....  | 15 |
| <b>Fig. 1.2</b> Predicción de la viscosidad cinemática a 100 y 210 °F del factor<br>de caracterización, $K_w$ , y la gravedad API. ....  | 18 |
| <b>Fig. 1.3</b> Esquema que ilustra una tubería donde se lleva a cabo el transporte de un<br>aceite pesado utilizando un agente lubricante como un reductor de fricción<br>en la pared (flujo anular) [43]. ....   | 29 |
| <b>Fig. 2.1</b> Viscosímetro Stabinger SVM 3000. ....  | 31 |
| <b>Fig. 2.2</b> Diagrama de la secuencia experimental. ....  | 32 |
| <b>Fig. 3.1</b> Esquema simplificado del transporte de un hidrocarburo en un oleoducto. ...  | 33 |
| <b>Fig. 4.1</b> Viscosidad dinámica en función de la temperatura de los aceites crudos<br>(A y B) y de las muestras diluidas por B. [Muestra A (■), 10% Vol. de B (□),<br>20% Vol. de B (▲), 30% Vol. de B (△), 40% Vol. de B (◄), 50% Vol. de B (◇),<br>60% Vol. de B (►), 70% Vol. de B (▽) 80% Vol. de B (▼), 90% Vol. de B (○)<br>y muestra B (●)]. .... | 44 |
| <b>Fig. 4.2</b> Viscosidad dinámica en función de la temperatura de mezclas de 0 a 40 %<br>volumen de B (a) y de 50 a 100 % volumen de B (b). ....   | 45 |
| <b>Fig. 4.3</b> Viscosidad cinemática en función del % Volumen del diluyente (crudo ligero<br>B) mostrando sus respectivos ajuste de curvas y el rango de viscosidad<br>permisible para su transportación por ductos [5]. [Muestra a 10°C (■),<br>muestra a 20°C (●), muestra a 30°C (▲), muestra a 40°C (▼) y muestra a<br>50°C (◆)]. ....                  | 46 |
| <b>Fig. 4.4</b> Valores de las constantes $\mu_0$ (a) y b (b) como funciones de la concentración<br>de crudo pesado X, del modelo experimental de viscosidad dinámica<br>propuesto para el estudio. ....   | 47 |

|   |    |
|---|----|
| <b>Fig. 4.5</b> Caudal que se obtiene, $Q$ , para diferentes valores de la longitud del ducto, considerando la viscosidad dinámica como función de la temperatura y constante. . . . .  | 50 |
| <b>Fig. 4.6</b> Desviación que se obtiene cuando se comparan los caudales estimados mediante simulaciones tomando en consideración la dependencia de la viscosidad dinámica con la temperatura y cuando se considera constante. . . . . | 51 |
| <b>Fig. 4.7</b> Perfil del caudal, $Q$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , evaluado en diferentes valores de concentración de crudo pesado, $X$ . . . . .   | 52 |
| <b>Fig. 4.8</b> Viscosidad dinámica de la mezcla de aceites crudos, $\mu$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a una concentración de $X=1.0$ . . . . .               | 54 |
| <b>Fig. 4.9</b> Temperatura del fluido, $T_f$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a una concentración de $X=1.0$ . . . . .   | 55 |
| <b>Fig. 4.10</b> Temperatura del fluido, $T_f$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , evaluada en diferentes valores de concentración de crudo pesado $X$ . . . . .  | 56 |
| <b>Fig. 4.11</b> Viscosidad dinámica del fluido, $\mu$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , evaluada en diferentes valores de concentración de crudo pesado, $X$ . . . . .   | 56 |
| <b>Fig. 4.12</b> Variación de la presión, $dP/dz$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a una concentración de $X=1.0$ . . . . .                                       | 58 |
| <b>Fig. 4.13</b> Variación de la presión, $dP/dz$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , evaluada a diferentes valores de concentración de crudo pesado, $X$ . . . . .   | 59 |

|  |    |
|--|----|
| <b>Fig. B.1</b> Viscosidad dinámica de la mezcla de aceites crudos, $\mu$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluadas a concentraciones de $X=0.85, 0.75, 0.65$ y $0.50$ . . . . . | 68 |
| <b>Fig. B.2</b> Temperatura del fluido, $T_f$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a concentraciones de $X=0.85, 0.75, 0.65$ y $0.50$ . . . . .                              | 69 |
| <b>Fig. B.3</b> Temperatura del fluido, $T_f$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , evaluada en diferentes valores de concentración de crudo pesado $X$ , y longitudes de ducto de 30, 40, 50 y 60 km. . . . .               | 70 |
| <b>Fig. B.4</b> Viscosidad dinámica del fluido, $\mu$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , evaluada en diferentes valores de concentración de crudo pesado, $X$ , y longitudes de ducto de 30, 40, 50 y 60 km. . . . .      | 71 |
| <b>Fig. B.5</b> Variación de la presión, $dP/dz$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a concentraciones de $X=0.85, 0.75, 0.65$ y $0.50$ . . . . .                           | 72 |
| <b>Fig. B.6</b> Variación de la presión, $dP/dz$ , como una función de la coordenada longitudinal, $z$ , evaluada a diferentes valores de concentración de crudo pesado, $X$ , y longitudes de ducto de 30, 40, 50 y 60 km. . . . .            | 73 |

## ÍNDICE DE TABLAS

|   |    |
|---|----|
| <b>Tabla 1.1</b> Composición elemental del petróleo. . . . .  | 4  |
| <b>Tabla 1.2</b> Clasificación del petróleo crudo de acuerdo con su gravedad API. . . . .   | 4  |
| <b>Tabla 1.3</b> Tipos de petróleo crudo que se extraen en nuestro país. . . . .  | 5  |
| <b>Tabla 1.4</b> Correlaciones para predecir la viscosidad dinámica de aceites crudos en<br>función de su gravedad API. . . . .   | 14 |
| <b>Tabla 1.5</b> Reglas de mezclado puras para predecir la viscosidad dinámica de mezclas<br>de aceites crudos. . . . .   | 21 |
| <b>Tabla 1.6</b> Reglas de mezclado con parámetros adicionales para predecir la viscosidad<br>dinámica de mezclas de aceites crudos. . . . .  | 21 |
| <b>Tabla 2.1</b> Mezclas de aceite crudo utilizadas en este estudio. . . . .  | 30 |
| <b>Tabla 4.1</b> Valores de entradas fijas para el modelo de simulación numérica. . . . .   | 49 |
| <b>Tabla A.1</b> Valores de viscosidad de cada una de las diferentes mezclas analizadas en<br>este estudio, donde la muestra A presento una gravedad API de 20.26°<br>y la muestra B presentó una gravedad API de 28.97°. . . . . | 67 |

## RESUMEN

En este trabajo se presenta un estudio relacionado con el efecto de la temperatura sobre la viscosidad de una mezcla de dos aceites crudos de diferente gravedad API (20 y 29°API) durante su transporte lineal a través de un oleoducto. Para llevar a cabo este análisis, se determinó la viscosidad y densidad de la mezcla a diferentes concentraciones (0, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90 y 100% volumen de un aceite con respecto al otro) y temperatura (10, 20, 30, 40 y 50°C).

A partir de los resultados experimentales se diseñó un planteamiento matemático para representar el transporte de mezclas de hidrocarburos a través de un ducto. Este modelo matemático contempla la conservación de masa, energía y cantidad de movimiento, lo cual define al flujo monofásico de mezclas de hidrocarburos. Este modelo permite evaluar la dependencia que guarda la viscosidad con respecto a la temperatura.

Los principales resultados revelan una fuerte dependencia de la temperatura sobre la viscosidad de la mezcla de hidrocarburos. No tomar en cuenta esta propiedad puede provocar una alta desviación (~45%) en el valor real de viscosidad. A su vez, la utilización de un aceite ligero como diluyente de aceite pesado puede mejorar su transporte, el cual presenta una longitud óptima de bombeo para una mezcla determinada a una presión y temperatura inicial de bombeo. Así, se encontró que a longitudes menores a 50 km no hay un efecto importante de la temperatura sobre el caudal, lo cual indica que hay una longitud óptima de bombeo para cada mezcla de hidrocarburos.

## NOMENCLATURA

### Símbolo Definición

|                            |   |
|----------------------------|---|
| $a$                        | coeficiente de correlación  |
| $A, A_1, B, B_1, D_1, D_2$ | coeficientes definidos en las Ecs. (1.19) y (1.20)                        |
| $A$                        | componente más viscoso  |
| API                        | gravedad API  |
| $b$                        | coeficiente de correlación  |
| $b$                        | constante definida en la Ec. (4.2), °C <sup>-1</sup>                      |
| $B$                        | componente menos viscoso  |
| $Br$                       | número de Brinkman  |
| $C_p$                      | calor específico, <b>J /kgK</b>   |
| $c_T$                      | parámetro definido en la Ec. (1.19)                                       |
| $E$                        | constante de Hildebrand   |
| $G_{AB}$                   | parámetro de interacción  |
| $h$                        | constante de Planck ( $6.624 \times 10^{-27}$ <b>g·cm<sup>2</sup>/s</b> ) |
| $h$                        | espesor del ducto, <b>m</b>   |
| $H$                        | espesor de la capa de tierra que envuelve al ducto, <b>m</b>              |
| $I$                        | índice de refracción  |
| $k$                        | conductividad térmica, <b>W/m K</b>                                       |
| $K_w$                      | factor de caracterización de Watson                                       |
| $L$                        | función de la viscosidad  |
| $L$                        | longitud del ducto, <b>m</b>  |
| $m$                        | fracción molar  |
| $n$                        | exponente de la ley de potencias definido en la Ec. (1.28)                |
| $N_A$                      | número de Avogadro ( $6.023 \times 10^{23}$ <b>g/mol</b> )                |
| $P$                        | presión, <b>Pa</b>  |
| $\bar{P}$                  | presión adimensional del fluido   |
| $P_c$                      | presión característica, <b>Pa</b>   |

|               |   |
|---------------|---|
| $P_B$         | presión de bombeo, <b>Pa</b>  |
| $Pe$          | número de Peclet  |
| $P_T$         | presión en los tanques atmosféricos, <b>Pa</b>                                      |
| $Q$           | caudal, <b>m<sup>3</sup>/s</b>  |
| $Q\mu$        | caudal calculado a temperatura variable a través del ducto, <b>m<sup>3</sup>/s</b>  |
| $Q\mu_{cte.}$ | caudal calculado a temperatura constante a través del ducto, <b>m<sup>3</sup>/s</b> |
| $r_0$         | radio interno del ducto, <b>m</b>   |
| $r, z$        | coordenadas cilíndricas   |
| $Re$          | número de Reynolds  |
| $T$           | temperatura, <b>°C</b>  |
| $T_b$         | punto de ebullición normal, <b>K</b>  |
| $T_f$         | temperatura, <b>°F</b>  |
| $T_{in}$      | temperatura inicial, <b>°C</b>  |
| $T_g$         | temperatura de la capa de tierra que envuelve al ducto, <b>°C</b>                   |
| $T_m$         | temperatura media del suelo, <b>°C</b>  |
| $u, v$        | velocidades del fluido en las coordenadas cilíndricas ( $z, r$ ), <b>m/s</b>        |
| $\bar{u}$     | velocidad adimensional longitudinal   |
| $U_c$         | velocidad de flujo característica, <b>m/s</b>                                       |
| $\nu$         | viscosidad cinemática del fluido, <b>m<sup>2</sup>/s</b>                            |
| $\bar{\nu}$   | velocidad adimensional transversal  |
| $\nu_{100}$   | viscosidad cinemática a 100 °F, <b>m<sup>2</sup>/s</b>                              |
| $\nu_{210}$   | viscosidad cinemática a 210 °F, <b>m<sup>2</sup>/s</b>                              |
| $\nu_T$       | viscosidad cinemática a una temperatura determinada, <b>m<sup>2</sup>/s</b>         |
| $\bar{V}$     | volumen molar del fluido  |
| $\bar{V}_0$   | valor de $\bar{V}$ en cero fluidez  |
| $w$           | fracción peso   |
| $x$           | fracción volumen  |
| $x'$          | parámetro de composición  |
| $X$           | concentración de crudo pesado que se presenta en la mezcla                          |

### Letras griegas

#### Símbolo Definición

|                                      |  |
|--------------------------------------|--|
| $\alpha$                             | constante empírica ( $0 \leq \alpha \leq 1$ )                            |
| $\beta, \delta, \varepsilon, \kappa$ | parámetros adimensionales relacionados con la geometría                  |
| $\beta^E$                            | exceso de viscosidad   |
| $\beta^G$                            | contribución de grupo  |
| $\beta^S$                            | contribución estructural   |
| $\gamma$                             | parámetro adimensional definido como $\gamma = -b(\Delta T_c)$           |
| $\Delta\rho$                         | densidad diferencial, <b>kg/m<sup>3</sup></b>                            |
| $\Delta T$                           | incremento de temperatura, °C  |
| $\Delta T_c$                         | incremento de temperatura característico, °C                             |
| $\theta$                             | temperatura adimensional   |
| $\eta, \xi, Y, \chi$                 | coordenadas adimensionales   |
| $\mu$                                | viscosidad dinámica del fluido, <b>Pa.s</b>                              |
| $\mu_0$                              | viscosidad dinámica como constante definida en la Ec. (4.1), <b>Pa.s</b> |
| $\mu^{id}$                           | viscosidad ideal, <b>Pa.s</b>  |
| $\mu_{od}$                           | viscosidad dinámica del petróleo crudo, <b>cP, Pa.s</b>                  |
| $\phi$                               | coeficiente de calentamiento por efecto de la disipación viscosa         |
| $\rho$                               | densidad, <b>kg/m<sup>3</sup></b>  |
| $\tau$                               | esfuerzo cortante, <b>N/m<sup>2</sup></b>                                |

### Subíndices

#### Símbolo Definición

|     |                     |
|-----|---------------------|
| 0   | valor de referencia |
| $d$ | región del ducto    |
| $f$ | región del fluido   |
| $t$ | región del suelo    |

## INTRODUCCIÓN

En el último cuarto del siglo XX, la demanda mundial de aceite crudo presentó una tasa de crecimiento promedio del orden de 1% anual [1]. Esto ha cambiado drásticamente durante el inicio de este siglo debido al crecimiento de países emergentes como China e India, los cuales alcanzan altas tasas de crecimiento.

Por otro lado, la extracción de aceite crudo pesado y extra-pesado muestra un incremento importante durante los últimos años. Esto debido al declive de campos petroleros que almacenan crudos ligeros. Este es el caso particular de nuestro país, el cual ha dado de alta activos que contienen aceites crudos de baja gravedad API, siendo el ejemplo más significativo el proveniente del activo Ku-Maloob-Zaap, el cual presenta una gravedad API del orden de 13°API.

Después del proceso de extracción, la siguiente etapa es el transporte del aceite crudo hasta el centro de refinación. Este se realiza normalmente a través de un oleoducto, o en su caso, un buque cuando el transporte por tierra es imposible. En el primer caso, se pueden presentar diversos problemas relacionados con el transporte, los más importantes están relacionados con la precipitación de fracciones pesadas del aceite crudo, la corrosión y principalmente, los problemas de bombeo relacionados con el cambio de viscosidad del aceite crudo producto de las variaciones de temperatura a lo largo del ducto.

Para evitar los problemas anteriores, se diseñan sistemas de bombeo con una cierta holgura en cuanto a su potencia, sin embargo, es necesario conocer ampliamente el tipo de aceite a transportar, evitando así algún problema relacionado con su transporte. Más recientemente, se ha hecho necesario mapear los tipos de aceite que pueden ser transportados a través de la red de oleoductos, principalmente cuando se mezclan dos aceites para obtener uno con características requeridas por el centro de refinación. Sin

duda, estos mapeos relacionados con la variación de viscosidad en función de la temperatura a través del ducto pueden ser útiles para establecer los mantenimientos preventivos requeridos por el sistema de bombeo.

A partir de lo anterior, en este trabajo se propuso un estudio relacionado con el efecto de la temperatura sobre la viscosidad de una mezcla de dos aceites crudos de diferente gravedad API, los cuales son transportados a través de una red de ducto lineal. Para lograr este cometido, se establecieron los siguientes objetivos particulares:

1. Mezclado de dos aceites crudos de diferente gravedad API (20 y 28°API) a diferentes concentraciones de volumen.
2. Obtención de la viscosidad dinámica de las diferentes mezclas de aceites crudos, utilizando el método ASTM D7042.
3. Desarrollo de un modelo numérico para la predicción de parámetros de transporte de una mezcla de aceites crudos a través de un ducto lineal.
4. Análisis del comportamiento de los parámetros de transporte (caudal y viscosidad) en función de la longitud del ducto y la concentración de la mezcla.

# 1. ANTECEDENTES

## 1.1 PETRÓLEO

### 1.1.1 ASPECTOS FUNDAMENTALES

El petróleo crudo es una mezcla de hidrocarburos sólidos y gaseosos disueltos en hidrocarburos líquidos, los cuales se encuentran almacenados en yacimientos con diferentes condiciones de profundidad, presión y temperatura. El petróleo se ha formado a través de distintas eras geológicas debido a la acción bacteriana. No se encuentra distribuido uniformemente en el subsuelo de nuestro planeta, su localización depende de las siguientes características [2]:

- a. Una roca permeable, de forma tal que bajo presión, el petróleo pueda moverse a través de los poros microscópicos de la roca.
- b. Una roca impermeable, que evite la fuga del aceite y gas hacia la superficie.
- c. El yacimiento debe comportarse como una trampa, ya que las rocas impermeables deben encontrarse dispuestas de tal forma que no existan movimientos laterales que permitan la fuga de hidrocarburos.
- d. Debe existir material orgánico suficiente para convertirse en petróleo por el efecto de la presión y temperatura que predomine en el yacimiento.

Sin importar el lugar de extracción, el petróleo o aceite crudo está constituido principalmente por carbono e hidrógeno, así como otros heteroátomos (azufre, nitrógeno, oxígeno, metales) anclados a las cadenas de carbono. La composición típica del petróleo se muestra en la Tabla 1.1:

**Tabla 1.1** Composición elemental del petróleo. [3]

| Elemento      | % peso |
|---------------|--------|
| Carbono (C)   | 83-87  |
| Hidrógeno (H) | 11-14  |
| Azufre (S)    | 0-6    |
| Nitrógeno (N) | 0-1    |
| Oxígeno (O)   | 0-1    |

Con respecto a los grupos funcionales, el petróleo contiene parafinas, olefinas, iso-parafinas, naftenos, aromáticos, entre otros. La concentración óptima de estos grupos funcionales dependerá del tipo de combustible que se requiera.

### 1.1.2 CLASIFICACIÓN

La industria petrolera clasifica al aceite crudo de acuerdo con su gravedad API (parámetro internacional del Instituto Americano del Petróleo), la cual se considera como una densidad. A continuación se presenta esta clasificación (Tabla 1.2):

**Tabla 1.2** Clasificación del petróleo crudo de acuerdo con su gravedad API. [3]

| Aceite Crudo | Densidad absoluta (g/cm <sup>3</sup> ) | Gravedad API |
|--------------|--|--------------|
| Extra-pesado | >1.0                                   | <10.0        |
| Pesado       | 1.0-0.92                               | 10.0-22.3    |
| Mediano      | 0.92-0.87                              | 22.3-31.1    |
| Ligero       | 0.87-0.83                              | 31.1-39.0    |
| Súper-ligero | <0.83                                  | >39.0        |

En particular, en nuestro país se extraen cuatro tipos característicos de aceite crudo, los cuales se consideran como referencia debido a su volumen de extracción (Tabla 1.3).

**Tabla 1.3** Tipos de petróleo crudo que se extraen en nuestro país. [2]

| <b>Aceite Crudo</b> | <b>Azufre (% peso)</b> | <b>Gravedad API</b> |
|---------------------|------------------------|---------------------|
| Ku-Maloob-Zaap      | 5.01                   | 13.0                |
| Maya                | 3.3                    | 22.0                |
| Istmo               | 1.3                    | 33.6                |
| Olmeca              | 0.8                    | 39.3                |

Por otro lado, la composición del petróleo crudo puede ser interpretada de acuerdo con los grupos funcionales que presenta. Esta concentración sí puede presentar una alta variación dependiendo de la naturaleza del petróleo. A continuación se describen brevemente estos grupos funcionales:

**n-parafinas o alcanos:** Su fórmula general es  $C_nH_{2n+2}$ , este grupo comprende el mayor volumen del aceite crudo. La mayor parte de las naftas que se destilan directamente de los crudos son n-parafinas.

**Iso-parafinas o iso-alcanos:** Estos compuestos saturados presentan una cadena ramificada, son útiles debido a que presentan mejores características de combustión y en el caso de la turbosina, un punto de fusión más bajo, lo cual favorece la utilización de este combustible.

**Olefinas o alquenos:** Estos hidrocarburos alifáticos tienen una fórmula general  $C_nH_{2n}$ , su característica principal es que presentan un doble enlace ( $\pi$ ) en su estructura ( $C=C$ ). Se consideran hidrocarburos relativamente inestables ya que pueden reaccionar más fácilmente que las parafinas para formar otros productos. En el caso de la gasolina, si bien presentan un alto contenido de octano, su concentración se regula para evitar una alta formación de **gomas** en los sistemas de inyección del automóvil.

**Naftenos o ciclo-alcanos:** Son hidrocarburos cíclicos saturados, por tanto, tienen una formula química similar a las olefinas. Son la segunda fracción más importante en los aceites crudos y su presencia beneficia a algunos combustibles como es el caso de las gasolinas.

**Aromáticos o benceno:** Son hidrocarburos cíclicos insaturados, dependiendo del aceite crudo, es la concentración de aromáticos presentes. Así, conforme el aceite crudo se vuelve más pesado o de menor gravedad API, se debe a un alto contenido de aromáticos, principalmente estos forman estructuras de peso molecular elevado como las resinas y los asfaltenos.

Una clasificación más actual es el análisis SARA, el cual permite determinar la concentración de saturados, aromáticos, resinas y asfaltenos presentes en el aceite crudo. Esto sin duda la hace importante, ya que a partir de estos valores se afecta el precio final del petróleo. La prueba se desarrolla acorde con los métodos ASTM D2007 y ASTM D6560. A continuación se detalla brevemente cada uno de estos grupos [4]:

**Saturados:** Compuestos cuyas moléculas contienen el número máximo de átomos de hidrógeno enlazados a un átomo de carbono. Están constituidos por parafinas, iso-parafinas y naftenos.

**Aromáticos:** Esta fracción incluye a los compuestos cíclicos insaturados como aromáticos y ciclo-alquenos de bajo peso molecular (aquéllos que contienen un máximo de cuatro anillos cíclicos). Su característica polar permite que diluyan a otros hidrocarburos de alto peso molecular.

**Resinas:** Son moléculas con un alto carácter aromático y baja concentración de heteroátomos (azufre, nitrógeno y metales). Su naturaleza polar permite darle estabilidad

a la fase líquida que se denominan como petróleo o aceite crudo, ya que son las encargadas de cohesionar a los saturados con los asfaltenos.

**Asfaltenos:** Se consideran hidrocarburos cíclicos insaturados de alto peso molecular, además de una elevada concentración de heteroátomos. Son insolubles en las parafinas lineales de bajo peso molecular y en general, se considera la fracción indeseable del aceite, lo que permite que sea el nicho de las investigaciones actuales.

### 1.1.3 PROPIEDADES DE LOS ACEITES CRUDOS

#### DENSIDAD

Se define como densidad a la razón de la cantidad de masa por unidad de volumen de una sustancia. Por su parte, la densidad relativa, representa el cociente de la división de la densidad de la muestra a una temperatura entre una densidad de referencia a la misma temperatura (agua para la fase líquida y aire para la fase gas). Para hidrocarburos líquidos, la densidad del agua es normalmente referida a 4°C o 15°C, mientras que para gases, la densidad del aire es normalmente referida a 0°C y a 1 atmósfera [3].

La densidad de los productos petroleros depende del tipo de hidrocarburos presentes. Los productos en los cuales los hidrocarburos parafínicos se encuentran en una mayor proporción presentan una menor densidad, mientras que los hidrocarburos en donde predominan los naftenos y aromáticos alcanzan una mayor densidad.

#### TEMPERATURA DE EBULLICIÓN

Representa la temperatura a la cual se igualan las presiones de vapor y líquido de una sustancia, lo cual permite que una molécula de dicha sustancia pase de su fase líquida a su fase vapor. Las mezclas de hidrocarburos de composición conocida o de composición

compleja no presentan puntos de ebullición fijos. Estas mezclas son caracterizadas por límites o rangos de destilación, por lo que normalmente se determinan temperaturas medias de ebullición. En este sentido, la más utilizada es la temperatura media volumétrica, la cual representa la media aritmética de las temperaturas que corresponden al 10%, 30%, 50%, 70% y 90% de volumen destilado.

### MASA MOLECULAR

La masa molecular de una sustancia representa la suma de los pesos atómicos de los átomos que la componen. En el caso particular de una mezcla de sustancias se expresa como la masa molecular media de los compuestos que la componen y está en función de la concentración molar de la mezcla. La masa molecular en las fracciones del petróleo crudo da indicaciones importantes sobre la temperatura de ebullición, y permite además determinar la fracción molar de cualquier componente en una mezcla.

### VISCOSIDAD

La viscosidad es la oposición que presenta un fluido a su deformación producto de una fuerza tangencial. Nos habla de la fricción interna de los líquidos y es una propiedad de gran importancia durante la caracterización del aceite crudo, ya que su valor permite el diseño del sistema de bombeo para el transporte de los hidrocarburos. En la literatura se establece que un hidrocarburo puede ser transportado siempre y cuando su viscosidad a 100°F sea de 250 cSt [5].

## 1.2 VISCOSIDAD DE HIDROCARBUROS

La viscosidad es una propiedad muy importante durante el transporte y la refinación del petróleo, ya que permite establecer un diseño óptimo de los sistemas de bombeo que transportan la materia prima o producto terminado. El factor que más afecta la viscosidad de los hidrocarburos es la temperatura, la cual puede ser muy variable entre dos zonas de bombeo.

Los hidrocarburos ligeros presentan una relación directa entre el esfuerzo de corte y la velocidad de deformación, por tanto, presentan un perfil laminar. Así, se establece que estos hidrocarburos se comportan como fluidos Newtonianos y están regidos por la siguiente ecuación:

$$\tau = \mu \frac{\partial u}{\partial y} \quad (1.1)$$

En donde la constante de proporcionalidad  $\mu$  se define como el coeficiente de viscosidad dinámica del fluido a estudiar.

Por otro lado, la presencia de parafinas (ceras) y compuestos de peso molecular elevado, como los asfaltenos, incrementa sustancialmente la viscosidad de la mezcla. Cuando estas características provocan cierta tendencia a la solidificación del hidrocarburo, lo cual se confirma con la obtención de su **punto de enturbiamiento y escurrimiento**, alcanzan un comportamiento no-Newtoniano o **tixotrópico**.

### 1.2.1 UNIDADES

#### VISCOSIDAD DINÁMICA ( $\mu$ )

Se define como el tiempo en que tarda en fluir un compuesto a través de un tubo capilar a una determinada temperatura, su unidad es el Poise. Esta se considera como la viscosidad real o absoluta.

#### VISCOSIDAD CINEMÁTICA ( $\nu$ )

Se define como una viscosidad universal, la cual representa las características propias del fluido, despreciando las fuerzas que generan su movimiento, considerando solo las fuerzas debido a la inercia, las cuales dependen de la densidad. Por lo tanto, esta viscosidad se define como el cociente que resulta de dividir la viscosidad dinámica entre la densidad absoluta de la mezcla. Su unidad es el Stoke.

#### GRADOS ENGLER

Es una unidad de viscosidad utilizada en Europa. Para ello, se cuenta con un viscosímetro del tipo Engler y representa el cociente entre el tiempo de escurrimiento de 200 cm<sup>3</sup> de producto a la temperatura de trabajo y el tiempo de escurrimiento de 200 cm<sup>3</sup> de agua a 20 °C.

#### SEGUNDOS SAYBOLT UNIVERSAL Y FUROL

Es una unidad de viscosidad ampliamente utilizada en Norteamérica. Representa el tiempo de escurrimiento de 60 cm<sup>3</sup> de producto a la temperatura de trabajo establecida en el viscosímetro universal o furol. El viscosímetro universal tiene un orificio de salida calibrado a 1/16" y se emplea con productos poco viscosos y el tiempo medido es

denominado Segundos Saybolt Universal (SSU), mientras que el orificio calibrado a 1/8" se emplea para productos pesados y cuya viscosidad sea mayor a 1000 SSU, cuantificando el tiempo como Segundos Saybolt Furol (SSF).

### SEGUNDOS REDWOOD

Es una unidad de viscosidad utilizada en Europa y representa el tiempo de escurrimiento de 50 cm<sup>3</sup> de producto a la temperatura de trabajo. Para ello, se tienen los viscosímetros Redwood 1 y Redwood 2. Este último presenta un orificio de salida mayor y se emplea para líquidos de alta viscosidad. Básicamente utiliza el mismo principio del viscosímetro Saybolt.

#### **1.2.2 EFECTO DE LA TEMPERATURA**

La viscosidad es una manifestación del movimiento molecular dentro del fluido. Las moléculas de regiones con alta velocidad global chocan con las moléculas que se mueven con una velocidad global menor, y viceversa. Estos choques permiten transportar cantidad de movimiento de una región del fluido a otra. Los movimientos moleculares aleatorios se ven afectados por la temperatura del medio debido a que al añadir calor se incrementa la distancia media entre los centros moleculares (disminución de la cohesión molecular), y en consecuencia en los líquidos se manifiesta un deslizamiento entre moléculas (teoría cinética de los líquidos).

A partir de lo anterior, se establece que conforme aumenta la temperatura en los aceites crudos, su viscosidad disminuye notablemente. Por lo tanto, la viscosidad resulta ser una función dependiente de la temperatura.

### 1.2.3 EFECTO DE LA PRESIÓN

El cambio de viscosidad de un líquido con la presión es considerablemente menor al que se observa cuando cambia la temperatura. Esta variación ocurre debido a la disminución de la distancia entre moléculas como consecuencia de una fuerza aplicada, logrando así, un aumento en la resistencia de éstas al deslizamiento. Para que el efecto de la presión pueda ser percibido, el líquido debe ser sometido a una alta presión, del orden de megapascales (MPa). Si tomamos en cuenta que durante el transporte del aceite no se alcanzan dichos valores de presión, el efecto de la presión puede ser despreciable durante el transporte de este fluido [6].

### 1.2.4 MÉTODOS DE OBTENCIÓN

#### EXPERIMENTALES

**ASTM D445 (Método de prueba estándar para viscosidad cinemática de líquidos transparentes y opacos):** Este método de prueba establece un procedimiento para la determinación de la viscosidad cinemática que presentan los derivados líquidos del petróleo, ya sean transparentes u opacos. El fundamento de la prueba se basa en la cuantificación del tiempo que tarda en escurrir la muestra a través de un tubo capilar de vidrio calibrado a una temperatura conocida. El rango de viscosidades cinemáticas cubiertas por este método de prueba es de 0.2 a 300,000 cSt [7].

**ASTM D7042 (Método de prueba estándar para viscosidad dinámica y densidad de líquidos utilizando el viscosímetro Stabinger):** Este método de ensayo especifica el procedimiento para obtener la viscosidad dinámica y la densidad de aceites crudos y sus derivados, tanto transparentes como opaco, utilizando para la viscosidad un método rotacional y para la densidad el principio de tubo en forma de “U” oscilante. El rango de medición del viscosímetro Stabinger es del orden de 0.2 a 20,000 cP. [8]

**ASTM D 88 (Método de prueba estándar para viscosidad Saybolt):** Este método cubre los procedimientos para la medición de la viscosidad Saybolt de productos petrolíferos a temperaturas especificadas entre 70 y 210 °F. El viscosímetro Saybolt se basa en el principio de escurrimiento de 60 cm<sup>3</sup> de muestra a través de un orificio de diferente diámetro [9]. Los resultados son relativos debido a que la medida no se basa en la definición fundamental de la viscosidad. Sin embargo, sirve para comparar las viscosidades de fluidos diferentes.

### CORRELACIÓN MATEMÁTICA

La mayoría de los modelos matemáticos que se han establecido para la estimación de la viscosidad de líquidos son de naturaleza empírica. Uno de los primeros modelos fue reportado por Eyring [10];

$$\mu = \frac{N_A h}{V} \exp\left(\frac{3.8T_b}{T}\right) \quad (1.2)$$

Donde  $\mu$  es la viscosidad del líquido en Poise (P) a la temperatura  $T$ ,  $N_A$  es el Número de Avogadro,  $h$  es la constante de Planck,  $V$  es el volumen molar a la temperatura  $T$  en cm<sup>3</sup>/mol y  $T_b$  es el punto de ebullición normal. Tanto  $T_b$  como  $T$  están evaluadas en Kelvin.

Por su parte Beal [11], Beggs-Robinson [12], Glaso [13], Egbogah-Ng [14], Kartoatmodjo-Schmidt [15], Elsharkawy-Alikhan [16], Naseri [17], Hossain [18], Alomair [19], Petrosky-Farshad [20] y Sánchez [21] han desarrollaron correlaciones para predecir la viscosidad dinámica del petróleo crudo en función de su gravedad API, la cual se considera una propiedad esencial del petróleo y por tanto, de fácil determinación.

La Tabla 1.4 presenta de forma general los modelos propuestos por los investigadores anteriores, así como su rango de aplicación en términos de gravedad API y viscosidad

dinámica, las fuentes de los datos experimentales utilizados en los estudios preceden de diferentes regiones, por lo que los modelos planteados difieren de forma considerable en algunos rangos de evaluación. Como se observa, la mayoría de los modelos utilizan una función exponencial debido a que a bajas temperaturas la viscosidad de los hidrocarburos presenta una variación muy representativa. En algunos otros modelos predomina la utilización de varios coeficientes, los cuales mejoran el grado de predicción del modelo matemático.

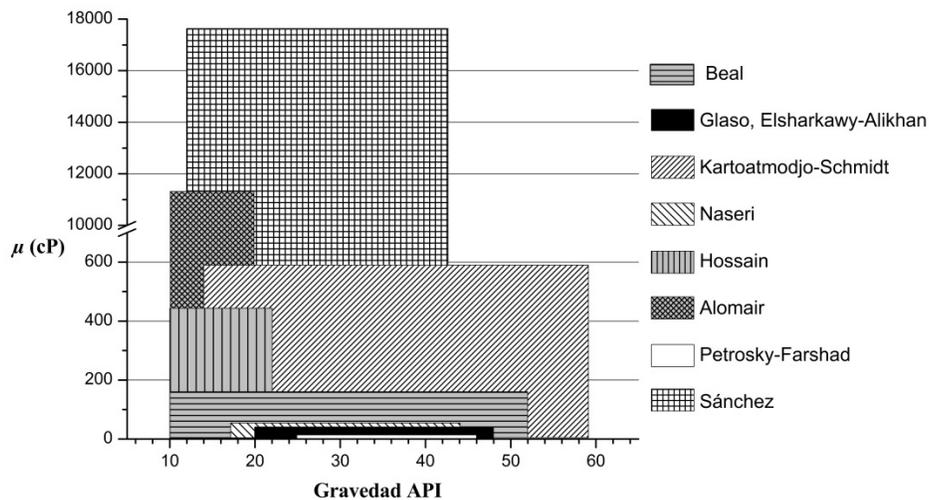
**Tabla 1.4** Correlaciones para predecir la viscosidad dinámica de aceites crudos en función de su gravedad API.

| Autor                | Correlación   | Gravedad API | Viscosidad (cP) | Fuente          |
|----------------------|---|--------------|-----------------|-----------------|
| Beal                 | $\mu_{od} = \left[0.32 + \frac{1.8 \times 10^7}{API^{4.53}}\right] \left[\frac{360}{T_f + 200}\right]^a$<br>$a = \text{antilog}\left(0.43 + \frac{8.33}{API}\right)$    | 10-52        | 0.8-155         | EUA             |
| Beggs-Robinson       | $\mu_{od} = 10^x - 1$<br>$x = y(T_f)^{-1.163}$<br>$y = 10^z$<br>$z = 3.0324 - 0.02023API$   | 16-58        | ND <sup>a</sup> | SD <sup>b</sup> |
| Glaso                | $\mu_{od} = [3.141(10^{10})](T_f)^{-3.444}[\log(API)]^a$<br>$a = 10.313[\log(T_f)] - 36.447$  | 20-48        | 0.6-39          | Mar del Norte   |
| Egbogah-Ng           | $\mu_{od} = 10^x - 1$<br>$x = 10^y$<br>$y = 2.06492 - 0.0179API - 0.70226 \log_{10}(T_f)$   | 5-58         | ND <sup>a</sup> | BD <sup>c</sup> |
| Kartoatmodjo-Schmidt | $\mu_{od} = 16(10^8)T_f^{-2.8177}[\log(API)]^x$<br>$x = 5.7526 \log(T_f) - 26.9718$   | 14-59        | 0.5-586         | BD <sup>c</sup> |
| Elsharkawy-Alikhan   | $\mu_{od} = \text{antilog}_{10}(x) - 1$<br>$x = \text{antilog}_{10}(y)$<br>$y = 2.16924 - 0.02525API - 0.68875 \log_{10}(T_f)$  | 20-48        | 0.6-33.7        | Medio Oriente   |
| Naseri               | $\mu_{od} = \text{antilog}_{10}(y)$<br>$y = 11.2699 - 4.298 \log_{10}(API) - 2.052 \log_{10}(T_f)$  | 17-44        | 0.75-54         | Irán            |
| Hossain              | $\mu_{od} = 30.5149 - 2.7935 \ln(T_f) - 1.5080[\ln(API)]^2$   | 10-22.3      | 22-451          | BD <sup>c</sup> |
| Alomair              | $\mu_{od} = 10^{(-0.71523API + 22.13766)T_f^{(0.269024API - 8.268047)}}$  | 10-20        | 1.78-11360      | Kuwait          |
| Petrosky-Farshad     | $\mu_{od} = 2.3511 \times 10^7 T_f^{-2.10255}[\log(API)]^x$<br>$x = 4.59388 \log(T_f) - 22.82792$   | 25-46        | 0.72-10.2       | EUA             |
| Sánchez              | $\mu_{od} = a \exp\left(\frac{b}{T^3}\right)$<br>$a = 3.9 \times 10^{-5}API^3 - 4.0 \times 10^{-3}API^2 + 0.1226API - 0.7626$<br>$b = 9.1638 \times 10^9 API^{-1.3257}$ | 12-43        | 1.10-17609      | México          |

<sup>a</sup> No disponible    <sup>b</sup> Se desconoce    <sup>c</sup> Banco de datos

En particular, para ciertos valores de temperatura y grado API se observa que existen ciertas similitudes entre algunas de las correlaciones, por ejemplo, las establecidas por Egbogah-Ng [14] y Elsharkawy-Alikhan [16] tienen un número similar de parámetros, mientras que las de Beggs-Robinson [12] y Egbogah-Ng [14] presentan una estructura matemática similar. Por otra parte, Glaso [13] y Kartoatmodjo-Schmidt [15] coinciden en emplear el valor de la gravedad API elevado a un exponente que depende de la temperatura. En suma, no existe un modelo generalizado para la predicción de viscosidad de aceites crudos.

Con el propósito de ejemplificar de mejor manera el alcance de cada uno de los modelos matemáticos antes descritos, en la Fig. 1.1 se muestran los intervalos de aplicación de estos modelos en términos de gravedad API y viscosidad dinámica.



**Figura 1.1** Rango de aplicación de los modelos de predicción de viscosidad de aceites crudos en función de su gravedad API.

La ecuación propuesta por Beal [11] es aplicable para aceites crudos pesados con baja gravedad API (hasta 10°API), y por consiguiente, con alta viscosidad ( $\approx 155$  cP), sin embargo, las correlaciones de Kartoatmodjo-Schmidt [15], Hossain [18], Alomair [19] y

Sánchez [21] llegan a valores de viscosidad mucho más altos (586, 451, 11360 y 17609 cP, respectivamente) para valores similares de gravedad API. Esto es un indicativo de la diversidad de aceites crudos que se extraen a lo largo de nuestro planeta, los cuales en algunos casos son estudiados incluyendo o no el agua parcialmente emulsionada con los mismos, lo cual podría ser el causante de la gran diferencia que se observa al analizar el alcance de los modelos matemáticos propuestos.

Por otro lado, hay modelos matemáticos que cubren con una alta precisión la viscosidad de aceites crudos ligeros, siendo las correlaciones de Glaso [13], Elsharkawy-Alikhan [16], Naseri [17], y Petrosky-Farshad [22], las más eficientes para la cuantificación de viscosidad de muestras con una gravedad API alta.

Existen modelos con mayor precisión para la estimación de la viscosidad. Sin embargo, requieren de un mayor número de propiedades del hidrocarburo. En este sentido, Riazi [22] desarrolló una relación para estimar la viscosidad de las fracciones del petróleo líquido mediante el uso del **índice de refracción**, así como la masa molecular y el punto de ebullición.

$$\mu^{-1} = C(I^{-1} - 1) \quad (1.15)$$

En donde  $\mu$  representa la viscosidad dinámica,  $I$  el índice de refracción y  $C$  es una constante. Estudios previos revelan que existe una relación lineal entre  $1/\mu$  y  $1/I$  para hidrocarburos [23, 24]. Por lo tanto, esta ecuación es aplicable a sistemas líquidos no polares (hidrocarburos), en donde las fuerzas intermoleculares pueden ser determinadas por **fuerzas de London** [25].

Por su parte, la teoría de Hildebrand [22] propone que la fluidez ( $1/\mu$ ) de un líquido es proporcional al espacio libre entre sus moléculas.

$$\frac{1}{\mu} = E \left( \frac{\bar{V} - \bar{V}_0}{\bar{V}_0} \right) \quad (1.16)$$

Donde  $E$  es una constante,  $\bar{V}$  es el volumen molar de líquido, y  $\bar{V}_0$  es el valor de  $\bar{V}$  en cero fluidez ( $\mu \rightarrow 0$ ). Los parámetros  $E$  y  $\bar{V}_0$  pueden determinarse a partir de regresión de datos experimentales. El término  $(\bar{V} - \bar{V}_0)$  representa el espacio libre entre las moléculas. Con la temperatura aumenta el valor de  $\bar{V}$ , y disminuye  $\mu$ . Esta teoría es aplicable a los líquidos a bajas presiones.

Más recientemente Abbott [26] ha establecido modelos matemáticos para predecir la viscosidad de un hidrocarburo a partir de su gravedad API y **factor de caracterización ( $K_w$ )**, principalmente a 100 y 210°F.

$$\begin{aligned} \log_{v_{100}} = & 4.39371 - 1.94733K_w + 0.12769K_w^2 \\ & + 3.2629 \times 10^{-4}(API)^2 - 1.18246 \times 10^{-2}K_w(API) \\ & + \frac{0.171617K_w^2 + 10.9943(API) + 9.50663 \times 10^{-2}(API)^2 - 0.860218K_w(API)}{(API) + 50.3642 - 4.78231K_w} \end{aligned} \quad (1.17)$$

$$\begin{aligned} \log_{v_{210}} = & -0.463634 - 0.166532(API) + 5.13447 \times 10^{-4}(API)^2 \\ & - 8.48995 \times 10^{-3}K_w(API) \\ & + \frac{8.0325 \times 10^{-2}K_w + 1.24899(API) + 0.19768(API)^2}{(API)26.786 - 2.6296K_w} \end{aligned} \quad (1.18)$$

En estas relaciones las viscosidades cinemáticas están en cSt y su uso debe ser de especial cuidado; cuando el factor de caracterización ( $K_w$ ) de la muestra esté en el rango de 10 a 12.5 y su gravedad API se ubique entre 0 y 55 grados.

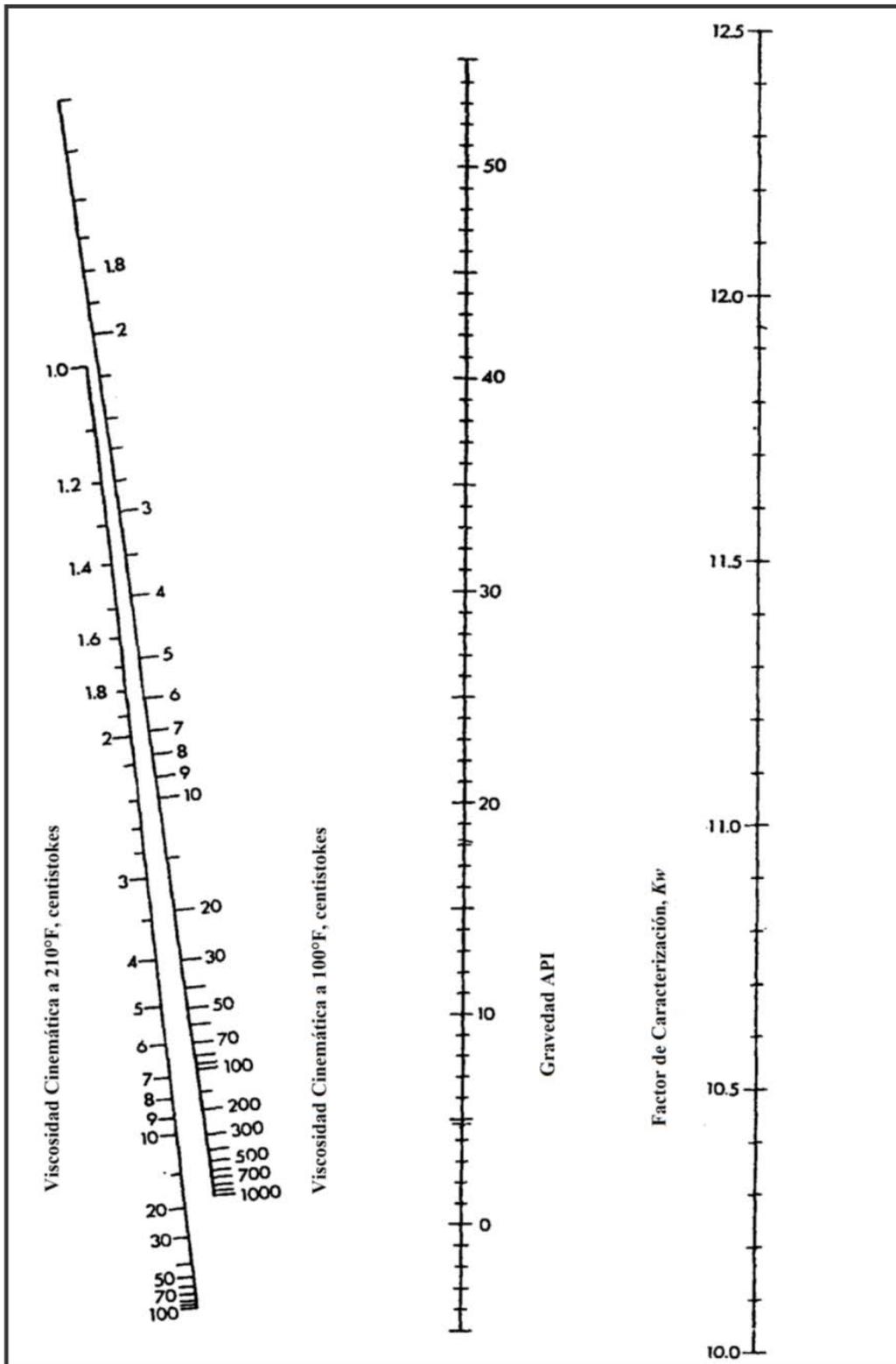


Figura 1.2 Predicción de la viscosidad cinemática a 100 y 210°F del factor de caracterización,  $K_w$ , y la gravedad API. [26]

Una vez que se conocen las viscosidades cinemáticas a dos temperaturas, los gráficos de la ASTM (ASTM D 341-93) se pueden usar para obtener la viscosidad a otras temperaturas. El gráfico de ASTM es una relación empírica entre la viscosidad cinemática y la temperatura (Fig. 1.2) [23, 27]. En el uso de este gráfico, dos puntos cuyas viscosidades y temperaturas son conocidas se encuentran y una línea recta debe conectar estos dos puntos. Esta gráfica se puede representar por la siguiente correlación:

$$\log[\log(v_T + 0.7 + c_T)] = A_1 + B_1 \log T \quad (1.19)$$

Donde  $v_T$  se encuentra en cSt,  $T$  es la temperatura absoluta en grados Kelvin y el parámetro  $c_T$  varía con el valor de  $v_T$  de la siguiente manera:

$$c_T = \begin{cases} 0.085(v_T - 1.5)^2 & \text{si } v_T < 1.5 \text{ cSt} \\ 0.0 & \text{si } v_T \geq 1.5 \text{ cSt} \end{cases} \quad (1.19.a)$$

Si las temperaturas de referencia son 100 y 210 °F (38 y 99 °C), entonces  $A_1$  y  $B_1$  vienen dadas por las siguientes relaciones;

$$\begin{aligned} A_1 &= 12.8356(2.57059D_1 - 2.49268D_2) & (1.19.b) \\ B_1 &= 12.8356(D_2 - D_1) \\ D_1 &= \log[\log(v_{100} + 0.7 + c_{100})] \\ D_2 &= \log[\log(v_{210} + 0.7 + c_{210})] \end{aligned}$$

Cuando  $v_T$  se calcula a partir de la Ec. (1.19) a la temperatura  $T$ , se requiere un procedimiento de ensayo y error para determinar el parámetro  $c_T$ . La primera estimación se calcula suponiendo que  $v_T > 1.5$  cSt y por lo tanto  $c_T = 0$ . Si el valor calculado es menor que 1.5 cSt, a continuación,  $c_T$  se calcula a partir de la Ec. (1.19.a).

Para fracciones líquidas de petróleo (mezclas no definidas), la viscosidad cinemática se determina a partir de mediciones experimentales o estimaciones utilizando modelos

matemáticos como los observados en las Ecs. (1.17)-(1.19). La siguiente ecuación desarrollada por Singh [6] puede ser usada para la estimación de la viscosidad cinemática a cualquier temperatura;

$$\log_{10}(v_T) = A \left( \frac{311}{T} \right)^B - 0.8696 \quad (1.20)$$

$$A = \log_{10}(v_{100}) + 0.8696$$

$$B = 0.28008 \times \log_{10}(v_{100}) + 1.8616$$

Donde  $T$  está en Kelvin y  $v_{100}$  es la viscosidad cinemática a 100 °F ( $\approx 38$  °C o 311 K) en cSt, la cual generalmente se obtiene de forma experimental o mediante la Ec. (1.17).

#### REGLAS DE MEZCLADO

Ante la necesidad actual de mezclar aceites para poder transportarlos, se presenta el problema de predecir el valor de la viscosidad de estas mezclas. Además del procedimiento tradicional de estimar la viscosidad de estas mezclas con alguno de los modelos antes mencionados, existe la posibilidad de predecir la viscosidad de la mezcla a partir de la viscosidad que presenta cada uno de estos hidrocarburos antes de ser mezclados.

La primera fórmula propuesta en este sentido parte de los estudios de Arrhenius [28] en el año de 1887. A partir de lo anterior, Bingham [29] publicó uno de los primeros estudios con respecto a las bases teóricas y experimentales de la viscosidad que presentan mezclas binarias, donde se desecha el supuesto predominante de que la viscosidad era una propiedad extensiva. Por su parte, Kendall-Monroe [30] proponen una ecuación con exponente sobre la base de las fracciones peso de cada componente viscoso, con lo cual se marca una afinidad con la viscosidad observada experimentalmente. En la Tabla 1.5 se muestra un resumen de las principales ecuaciones o reglas de mezclado para la predicción de viscosidad.

**Tabla 1.5** Reglas de mezclado puras para predecir la viscosidad dinámica de mezclas de aceites crudos.

| Autor          | Reglas de mezclado  |
|----------------|---|
| Arrhenius      | $\mu = \mu_A^{x_A} \mu_B^{x_B}$ $\log \mu = x_A \log \mu_A + x_B \log \mu_B$                |
| Bingham        | $\frac{1}{\mu} = \frac{x_A}{\mu_A} + \frac{x_B}{\mu_B}$                                     |
| Kendall-Monroe | $\mu^{1/3} = w_A \mu_A^{1/3} + w_B \mu_B^{1/3}$   |
| Linear         | $\mu = x_A \mu_A + x_B \mu_B$   |
| Cragoe         | $\mu = 5 \times 10^{-4} \exp\left(\frac{1000 \ln 20}{L}\right)$ $L = w_A \mu_A + w_B \mu_B$ |

**Tabla 1.6** Reglas de mezclado con parámetros adicionales para predecir la viscosidad dinámica de mezclas de aceites crudos.

| Autor   | Reglas de mezclado  |
|---|---|
| Reglas de mezclado con parámetros adicionales             |   |
| Lederer   | $\ln \mu = x'_A \ln \mu_A + x'_B \ln \mu_B$ $x'_A = \frac{\alpha x_A}{\alpha x_A + x_B}$ $x'_B = 1 - x'_A$ $\frac{\mu}{\mu_B} - 1 = \left[ \alpha \ln \left( \frac{\mu_A}{\mu_B} \right) \right] x_A$ |
| Shu   | $\alpha = \frac{17.04 \Delta \rho^{0.5237} \rho_A^{3.2745} \rho_B^{1.6316}}{\ln \left( \frac{\mu_A}{\mu_B} \right)}$  |
| Ley de potencias  | $\mu = (w_A \mu_A^n + w_B \mu_B^n)^{1/n}$   |
| Barrufet-Setiadarma                                       | $\alpha = 0.35242695 m_B^{-0.71154}$  |
| Regla de mezclado con un parámetro de interacción binaria |   |
| Grunberg-Nissan   | $\ln \mu = m_A \ln \mu_A + m_B \ln \mu_B + m_A m_B G_{AB}$  |
| Regla de mezclado con una función de exceso               |   |
| Wedlake-Ratcliff  | $\ln \mu = \ln \mu^{id} + \beta^E$ $\ln \mu^{id} = \sum w_i \ln \mu_i$ $\beta^E = \beta^S + \beta^G$  |

Más recientemente, se han desarrollado ecuaciones más complejas en las que se incluyen parámetros calculados a partir de mediciones experimentales, mejorando así la estimación de viscosidad de mezclas. En la Tabla 1.6 se muestran estas ecuaciones, las cuales incluyen ciertos parámetros adicionales.

En principio, Lederer [31] modificó la ecuación de Arrhenius para desarrollar una expresión que requiere la estimación de parámetros y una constante empírica ( $\alpha$ ). Por su parte Shu [32] propuso otra manera de calcular la constante " $\alpha$ " y reportó que su correlación es aplicable para determinar la viscosidad de los aceites pesados, bitúmenes y fracciones de petróleo. Más adelante, Barrufet-Setiadarma [33] desarrollaron una regla de mezclado basada en la ecuación de Lederer con la que se puede estimar con gran precisión la reducción de la viscosidad de los aceites pesados con diluyente para rangos de alta viscosidad, en cualquier proporción de diluyente y para temperaturas que van desde la ambiental hasta 450K ( $\approx 177^\circ\text{C}$ ). La regla de mezclado de ley de potencias, es una modificación de la expresión de Kendall-Monroe que predice la viscosidad de mezclas de aceites crudos mediante la aplicación de un exponente en su cálculo.

Las reglas de mezclado que incluyen un parámetro de interacción binaria son expresiones que han propuesto algunos autores entre los que destacan los trabajos de Grunberg-Nissan [34], en su ecuación, el parámetro  $G_{AB}$  varía linealmente con el inverso de la temperatura.

Por su parte, Wedlake-Ratcliff [35] reportaron un modelo basado en una cantidad en exceso que se calcula a partir de una constante estructural ( $\beta^E$ ), el número de grupos en las especies moleculares ( $\beta^G$ ) y la contribución grupo-individual de cada grupo en la mezcla ( $\beta^S$ ).

### 1.3 TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS

El transporte de aceites crudos del yacimiento a la refinería se ha convertido en un tema importante para la logística de las empresas petroleras, principalmente, hoy en día que nos enfrentamos al reto de transportar aceites más pesados. Estos aceites se caracterizan por tener una baja gravedad API ( $< 20^\circ\text{API}$ ) y una alta viscosidad ( $>10^3$  cP a  $25^\circ\text{C}$ ).

La tecnología de los ductos convencionales esta normalmente diseñada para aceites crudos ligeros, medios y pesados, siendo necesario hacer adecuaciones a la carga cuando se requiere transportar un aceite con tendencia de extra-pesado. A continuación se exponen algunas de las soluciones tecnológicas que se utilizan actualmente para controlar el problema de la viscosidad en el transporte de aceites crudos.

#### 1.3.1 DILUCIÓN

La dilución de aceites crudos es uno de los métodos más antiguos (desde la década de 1930) y preferentes para la reducción de la viscosidad. Consiste en la adición de hidrocarburos líquidos ligeros (condensados de gas natural o crudos ligeros) a aceites crudos de menor gravedad API, esto con el propósito de reducir su densidad, y como ya se ha mencionado, reducir su viscosidad. Este procedimiento es una opción efectiva para facilitar la movilidad de aceites pesados a través de los oleoductos.

##### DILUCIÓN CON ACEITE LIGERO

Es la alternativa más viable cuando se tiene la disponibilidad de volúmenes suficientes de aceite crudo ligero. Mediante la inclusión de una cierta cantidad de crudo ligero se reduce la viscosidad del aceite crudo pesado, permitiendo así su bombeo a través de los oleoductos. Sin embargo, se ha encontrado que la dilución de un aceite pesado con un

aceite ligero puede provocar la precipitación de asfaltenos, lo cual se convierte en un problema durante el transporte.

En este sentido, Zahan [36] y Yaghi [37] encontraron que una mezcla de crudo extra-pesado y ligero (70:30 % en peso), la cual presentaba un valor de 15,000 cP a 293K, puede alcanzar un valor de 1000 cP a 303K. En seguida, Van den Bosch [38] propuso el método *dilution-upgrading*, el cual se basa en la producción in situ de un solvente a través de separación, destilación y craqueo térmico de una parte de la alimentación de aceite crudo pesado, para producir uno o más fracciones ligeras, o una o más fracciones pesadas. La alimentación de crudo pesado se divide en dos, una parte se envía al proceso antes mencionado y la otra se diluye con una mezcla de todas las fracciones ligeras del crudo pesado procesado, mientras que las fracciones pesadas obtenidas se utilizan para generar calor y/o potencia. Así, un crudo “sintético” se forma para ser transportado a través de ductos, el cual es más fácil de refinar y presenta menos problemas de estabilidad.

Por su parte, Iqbal [39] presentó una variedad de esquemas que pueden permitir el transporte y procesado del aceite pesado con diferentes contenidos de sal, agua, acidez y gravedad API menor a 15°. Los autores proponen un enfoque integrado para el proceso *dilution-upgrading-transportation*, lo que reduce los requisitos de capital inicial y costos operativos. En primer lugar, la dilución de aceite pesado se hace con hidrocarburo líquido ligero en una proporción 1:10; la mezcla se transporta a través de ductos a una unidad de desasfaltado con disolvente. El proceso de desasfaltado produce una fracción de asfaltenos, una fracción de crudo desasfaltado que está listo para el refinado adicional, y la fracción de disolvente que puede ser recuperado y reciclado como el disolvente de extracción, o devuelto para la dilución de aceite pesado.

De manera similar, un método alternativo para la transportación de los aceites pesados ha sido desarrollado por Argillier [40]. En este método, los asfaltenos son precipitados por n-alcenos y reincorporados al aceite para obtener una suspensión, es decir, una suspensión

de partículas no coloidales con baja viscosidad que fluidizan en el aceite. Si tomamos en cuenta que la estructura del aceite pesado se comporta como una suspensión coloidal viscosa, la precipitación de asfaltenos tendrá un efecto definitivo en su viscosidad. El cambio resultante en la morfología del aceite en forma de suspensión, en realidad conduce a una disminución de su viscosidad.

Por otro lado, Hénaut [41] propone el uso de dimetil-éter como solvente para ajustar la viscosidad y reducir así la caída de presión en el oleoducto. Además, la recuperación de dimetil-éter en la refinería, en comparación con otros solventes, es mucho más fácil. Otros solventes que están siendo investigados son los alcoholes, como el pentanol, el cual es doblemente eficaz para reducir la viscosidad del aceite pesado en comparación con el queroseno debido a las interacciones del enlace de hidrógeno con los grupos hidroxilo que incluyen algunos de los asfaltenos. Así, conforme mayor es la polaridad o el parámetro de enlace de hidrógeno con el solvente, mayor será la reducción de la viscosidad del crudo diluido.

#### *DILUCIÓN CON DERIVADO DEL PETRÓLEO*

En los últimos años, se ha incrementado la utilización de derivados del petróleo como diluyentes de aceites crudos pesados. La refinación del petróleo ha sido capaz de producir hidrocarburos con alto grado de pureza, logrando la manufactura de diluyentes industriales con propiedades requeridas por la industria.

Uno de estos diluyentes derivado de la refinación es la nafta, aunque su mayor uso es como combustible, se le ha considerado como alternativa para diluir o adelgazar los aceites pesados. Esto ha representado una buena alternativa debido a la compatibilidad con los asfaltenos.

El desarrollo de esta tecnología de transporte consiste en mezclar un aceite pesado con un derivado ligero, en una proporción tal que permita su movimiento a través de ductos en condiciones económicamente aceptables, esto es: diluirlo hasta conseguir una mezcla operacionalmente manejable desde el punto de vista de su fluidez. Para que esto suceda, habrá que determinar la calidad y cantidad de diluyente necesario para conseguir la mezcla óptima.

### **1.3.2 CALENTAMIENTO EN SISTEMA DE BOMBEO**

Este es uno de los métodos más utilizados para el transporte de aceite crudo a través de ductos, principalmente en aquellas regiones del planeta en donde se alcanzan temperaturas muy bajas. El principio es el de conservar una alta temperatura a través del ducto. El calentamiento se realiza en las estaciones de bombeo a través de calentadores a fuego directo.

Para facilitar la operación se aísla la tubería al enterrarla sobre el subsuelo a una cierta profundidad. El diseño de estos sistemas de calentamiento es complejo debido a que hay que considerar varios aspectos: la expansión del ducto, número de estaciones de bombeo, calentamiento y pérdidas de calor, entre otras.

### **1.3.3 TRANSPORTE POR EMULSIONES**

Las emulsiones se producen de forma natural durante la producción y transporte del aceite crudo, principalmente con el agua. Estas emulsiones se consideran perjudiciales para el sistema de producción debido a que incrementan los problemas de corrosión, sin embargo, han sido utilizadas por diferentes compañías para lograr disminuir la viscosidad del crudo y permitir así que el agua disminuya los problemas de fricción del aceite con la pared del ducto.

No es fácil generar emulsiones estables de crudo pesado, es por ello que es necesario revisar y mejorar el proceso en cada etapa, avances científicos han permitido tener una mejor comprensión de estos sistemas complejos. La complejidad está basada en la composición del aceite, lo que abarca las distintas estructuras químicas, el balance hidrófilo – lipófilo, las interacciones de los **tensoactivos** y el ordenamiento molecular de las interfaces.

#### **1.3.4 MEJORADORES DE FLUJO**

Cuando los hidrocarburos son transportados por ductos, la fuerza que debe ser superada para conducir dichos fluidos se define como fuerza de arrastre. Esta resistencia es el resultado de las tensiones en la pared (debido al esfuerzo cortante del fluido), las cuales generan una caída en la presión del fluido. Debido a esta caída de presión, el fluido debe ser transportado con la presión suficiente para lograr el rendimiento deseado. Cuando se necesitan velocidades de flujo más altas, la deformación del fluido incrementa al igual que el cizallamiento, de modo que se requiere aplicar más presión para mantener el flujo a la misma velocidad media. Sin embargo, las especificaciones de diseño de los ductos pueden limitar la cantidad de presión que se puede emplear.

Los problemas asociados con la caída de presión son más agudos cuando los hidrocarburos se transportan a largas distancias, y una medida para contrarrestar este problema es la incorporación de aditivos reductores de fricción al flujo del fluido. El papel de estos aditivos es el de suprimir el crecimiento de remolinos turbulentos o retrasar su aparición mediante la absorción de la energía liberada por la ruptura de las capas laminares, teniendo como resultado una mayor velocidad de flujo a una presión de bombeo constante.

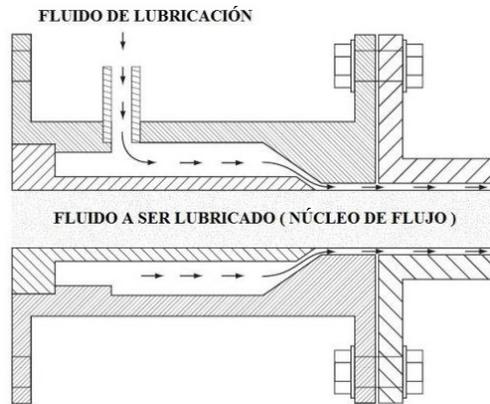
Los agentes reductores de arrastre se pueden dividir en tres grupos principales: tensoactivos, fibras y polímeros. Los tensoactivos pueden reducir la tensión superficial de

un líquido mientras que las fibras y polímeros se dedican a orientar la dirección principal del flujo, limitando el crecimiento de remolinos (reducción de la resistencia).

Un estudio, realizado por Storm [42], sugiere que la formación de películas de polímero dentro de la matriz del aceite crudo, lubrica y permite una reducción efectiva del arrastre, por lo que se convierte en la opción más eficiente de uso en cuanto a estos agentes se refiere. A partir de lo anterior, los aditivos actuales para reducir el arrastre de hidrocarburos líquidos están conformados de polímeros de peso molecular ultra-alto, los cuales actúan como una capa intermedia entre el fluido y la pared interior de la tubería para reducir así la pérdida de energía causada por la turbulencia. Sin embargo, estos polímeros de alto peso molecular son susceptibles a la degradación por cizallamiento, por lo que su uso puede estar limitado.

### **1.3.5 FLUJO ANULAR-CENTRAL**

Otra tecnología de transporte de aceite crudo por tubería se basa en el desarrollo de un flujo anular central (CAF) para reducir la caída de presión en el ducto a causa de la fricción en las paredes del mismo. Este método se fundamenta en la formación de una película delgada de agua o solución acuosa, la cual está situada adyacente a la pared interior del ducto, el fluido del núcleo interno es de aceite crudo, lo que conlleva a un gradiente de presión longitudinal reducido y por tanto, una caída de presión similar a la del agua en movimiento (Fig. 1.3).



**Figura 1.3.** Esquema que ilustra una tubería donde se lleva a cabo el transporte de un aceite pesado utilizando un agente lubricante como un reductor de fricción en la pared (flujo anular) [43].

El establecimiento de la técnica de flujo anular para el transporte de crudo pesado implica importantes problemas para su aplicación comercial, como es la dedicación exclusiva del oleoducto con el régimen del flujo anular, el mantenimiento de la estabilidad a grandes distancias, las incrustaciones, la corrosión de las paredes del ducto y en particular, las dificultades de reiniciar el flujo en el caso de presentarse un tiempo de inactividad no programado.

Cuando se presentan casos de inactividad o interrupciones en el funcionamiento del método, se puede presentar la estratificación de las dos fases. El intento de restablecer el flujo anular mediante bombeo simultáneo de un sistema multifásico con diferentes viscosidades crea picos en la presión de descarga de las bombas y a lo largo del ducto, lo cual puede generar fallas importantes en el ducto ya que pueden sobrepasar la presión máxima permitida.

## 2. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

### 2.1 SELECCIÓN DE MUESTRAS

Para este estudio se utilizó una mezcla de dos aceites crudos de diferente gravedad API. La primera con un API de 28.97° y la segunda con un API de 20.26°. Estos aceites fueron mezclados a diferentes concentraciones (100-0, 90-10, 80-20, 70-30, 60-40, 50-50, 40-60, 30-70, 20-80, 10-90 y 0-100 % volumen-% volumen) para encontrar posteriormente su propiedad de viscosidad dinámica (Tabla 2.1).

**Tabla 2.1** Mezclas de aceite crudo utilizadas en este estudio.

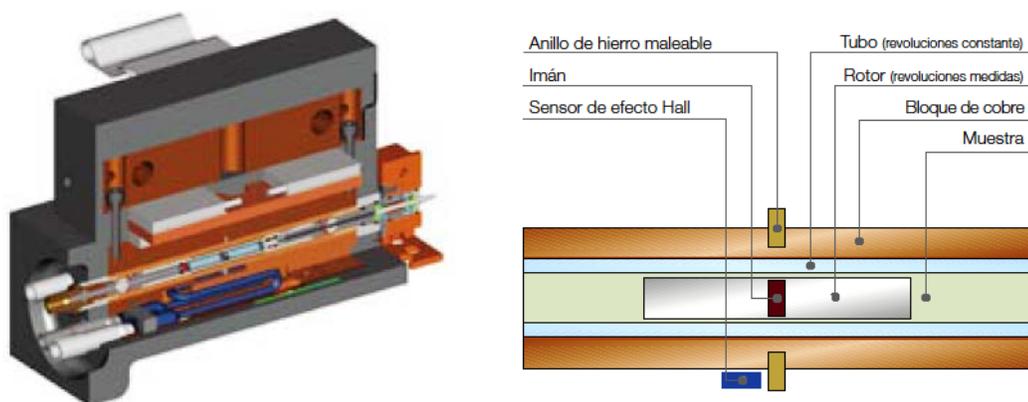
| Muestra A<br>% Volumen | Muestra B<br>% Volumen | Gravedad °API |
|------------------------|------------------------|---------------|
|                        | 100                    | 28.97         |
| 10                     | 90                     | 26.86         |
| 20                     | 80                     | 26.41         |
| 30                     | 70                     | 25.03         |
| 40                     | 60                     | 24.23         |
| 50                     | 50                     | 23.64         |
| 60                     | 40                     | 23.33         |
| 70                     | 30                     | 22.51         |
| 80                     | 20                     | 21.42         |
| 90                     | 10                     | 20.68         |
| 100                    |                        | 20.26         |

## 2.2 DETERMINACIÓN DE VISCOSIDAD

### 2.2.1 VISCOSÍMETRO STABINGER SVM 3000

Para determinar la viscosidad dinámica de las muestras anteriores se utilizó un viscosímetro Stabinger SVM 3000, el cual opera en el rango de viscosidad de 0.1 a 20,000 centipoise (cP), 10 a 100°C y presión atmosférica. El equipo determina la viscosidad mediante el método rotacional de acuerdo con el ensayo ASTM D7042. Además de la viscosidad dinámica, es capaz de determinar la densidad absoluta y la viscosidad cinemática.

Al iniciar la medición, el rotor alcanza un régimen estable, el cual se determina por el equilibrio entre el efecto de frenado de la corriente inducida y las fuerzas propulsoras de cizallamiento de la prueba, obteniéndose así la resistencia al movimiento de la muestra o viscosidad dinámica (Fig. 2.1).



**Figura 2.1** Viscosímetro Stabinger SVM 3000.

Además, el equipo cuenta con una celda de medición de densidad absoluta, la cual trabaja bajo el principio de oscilación del tubo "U". El cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad absoluta da origen a la viscosidad cinemática.

## 2.2.2 CONDICIONES DE ESTUDIO

Para este estudio se determinó la viscosidad dinámica de cada mezcla (100-0, 90-10, 80-20, 70-30, 60-40, 50-50, 40-60, 30-70, 20-80, 10-90 y 0-100 % volumen-% volumen) en el rango de temperatura de 10 a 50°C, con intervalos de medición de 10°C. Para ello, se seleccionó el método de medición interno M0, el cual está acreditado ante la Entidad Mexicana de Acreditación (EMA).

## 2.2.3 DIAGRAMA EXPERIMENTAL

En la figura 2.2 se muestra el diagrama de flujo experimental que fue desarrollado para obtener los valores requeridos para el modelado numérico. En este sentido, a partir de la viscosidad experimental de cada mezcla, se obtuvo un modelo matemático para la predicción de viscosidad en función de la temperatura.

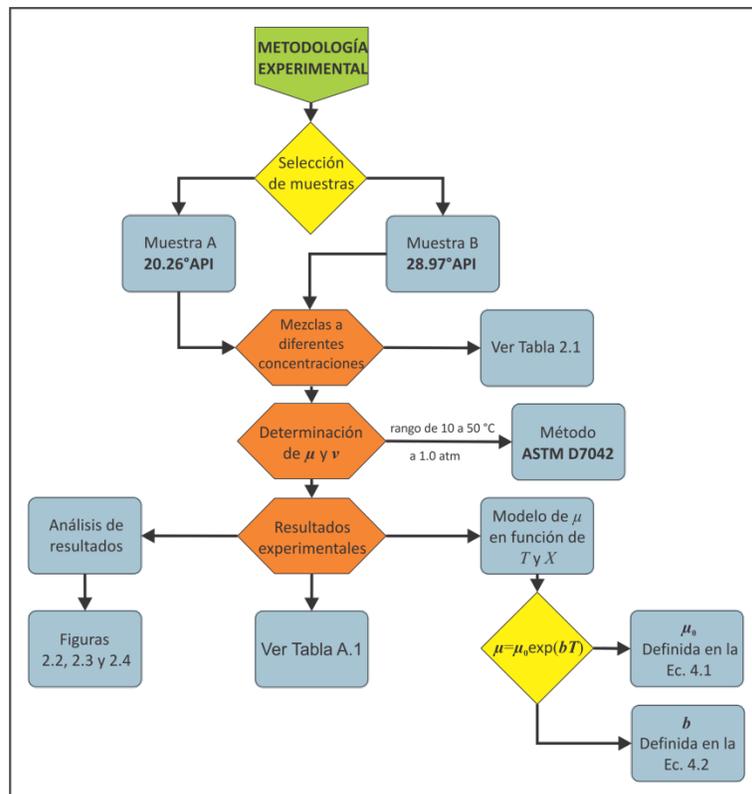


Figura 2.2 Diagrama de la secuencia experimental.

### 3. FORMULACIÓN MATEMÁTICA

Para determinar las ecuaciones de gobierno que representan el transporte de hidrocarburos en ductos, se requiere la interpretación física de las condiciones en las cuales se lleva a cabo el procedimiento. La siguiente figura muestra un esquema con las principales variables y condiciones que intervienen en el análisis.

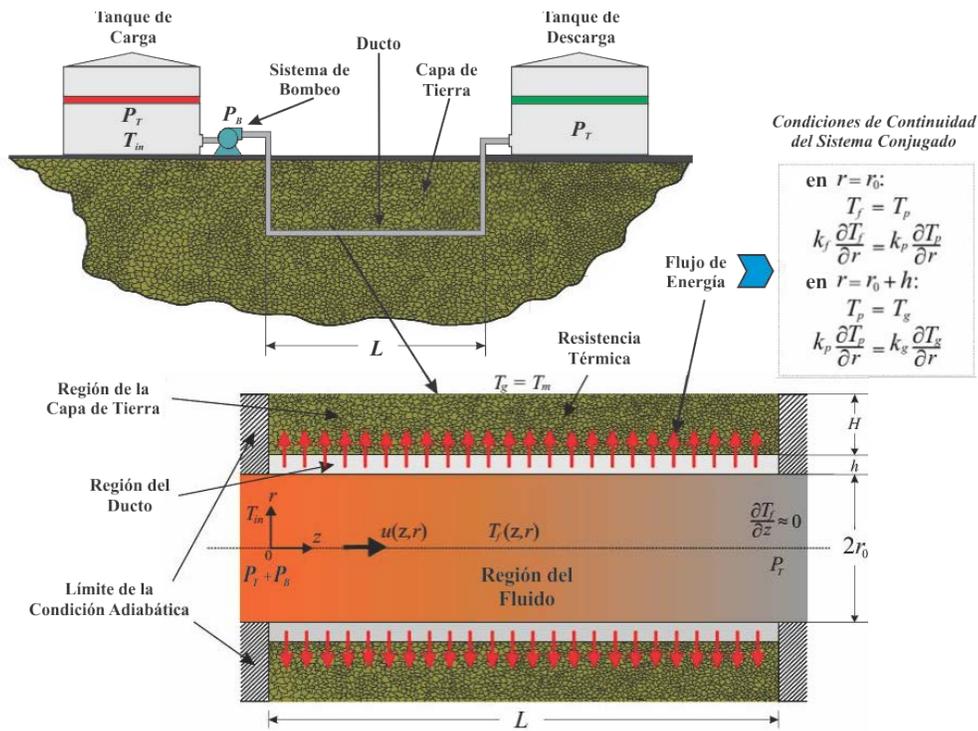


Figura 3.1 Esquema simplificado del transporte de un hidrocarburo en un oleoducto.

En la Fig. 3.1 se muestra el esquema de un oleoducto enterrado, el cual tiene como origen un tanque a una presión atmosférica,  $P_T$ , y a una temperatura inicial,  $T_{in}$ , la cual es elevada y oscila entre los 50 y 30°C [45, 46]. Por otro lado, a la salida, el oleoducto descarga a otro tanque el cual también se encuentra a la presión atmosférica  $P_T$ , pero a una temperatura inferior a la temperatura de entrada. Es importante precisar que el desplazamiento del fluido a través del oleoducto sólo se debe a la presión de bombeo,  $P_B$ , suministrada por el sistema de bombeo, y que durante su desplazamiento por el

oleoducto pierde energía con su entorno. Para este análisis, se considera que la pérdida de energía que experimenta el fluido a la entrada y salida es despreciable, esto se debe a la diferencia en dimensiones que existe entre la longitud del ducto,  $L$ , y el radio y espesor del oleoducto,  $r$  y  $h$ , respectivamente. Por lo tanto, como primera aproximación se considera una condición adiabática a la entrada y salida del oleoducto [45, 46]. En el caso de la transferencia de calor con el recubrimiento que lo envuelve (material donde está enterrado el oleoducto), se considera que existe transferencia de calor entre el fluido que transita por el ducto y el medio que lo rodea. Para estudiar tal condición y determinar la energía que pierde el fluido durante su transporte, se toma en consideración la conservación de la energía y la continuidad de temperatura en las interfaces fluido-ducto y ducto-tierra [47]. En adición a lo anterior, se propone la hipótesis de que a un cierto espesor de la tierra que envuelve al ducto,  $H$ , la temperatura se encuentra en equilibrio térmico con la temperatura del entorno ( $T_g. = T_m$ ) [45, 46], la cual está definida como la temperatura media del suelo.

### 3.1 ECUACIONES DE GOBIERNO

A continuación se establecen las siguiente suposiciones generales mediante las cuales se plantean los modelos matemáticos que gobiernan el problema en estudio:

1. Derivado de la alta viscosidad que presentan los crudos pesados, el flujo se puede considerar laminar [48].
2. La mezcla de aceites crudos se comporta como fluido newtoniano [48].
3. La viscosidad del fluido que se transporta es función de la temperatura y de las concentraciones de la mezcla [48] (Capítulo 2).
4. La longitud del oleoducto es muy grande comparativamente con su radio ( $L \gg r$ ).
5. La temperatura media del suelo es constante a todo lo largo del ducto [45, 46, 48].
6. El material que envuelve al oleoducto es homogéneo y de propiedades constantes.
7. El espesor de la capa de tierra (capa protectora exterior del ducto) es suficiente para lograr un equilibrio térmico con la temperatura media del suelo [45, 46, 48].

8. El material con que está construido el ducto posee alta conductividad térmica en comparación con la del fluido y el suelo [49].

Con base a las suposiciones establecidas anteriormente, el esquema que se muestra (Fig. 3.1.) y considerando las leyes de la conservación masa, momentum y energía, las ecuaciones de gobierno que representan el transporte de mezclas homogéneas de crudos pesado-ligero en un sistema coordenado bidimensional  $(z, r)$  [50, 44], son las siguientes:

Ecuación de conservación de masa (continuidad),

$$\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} [ur] = 0, \quad (3.1)$$

ecuaciones de momentum (ecuaciones de Navier-Stokes),

$$\rho \left( v \frac{\partial v}{\partial z} + u \frac{\partial v}{\partial r} \right) = -\frac{\partial P}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \left[ 2\mu \left( \frac{\partial v}{\partial z} \right) \right] + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[ \mu r \left( \frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial v}{\partial r} \right) \right], \quad (3.2)$$

$$\rho \left( v \frac{\partial v}{\partial z} + u \frac{\partial v}{\partial r} \right) = -\frac{\partial P}{\partial r} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left[ 2\mu r \left( \frac{\partial u}{\partial r} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial z} \left[ \mu \left( \frac{\partial v}{\partial r} + \frac{\partial u}{\partial z} \right) \right], \quad (3.3)$$

y la ecuación de la energía del fluido,

$$\rho C_p \left( v \frac{\partial T_f}{\partial z} + u \frac{\partial T_f}{\partial r} \right) = k_f \left[ \frac{\partial^2 T_f}{\partial z^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial T_f}{\partial r} \right) \right] + \mu \phi. \quad (3.4)$$

En las Ecs. (3.1)-(3.4),  $u$  y  $v$  representan las velocidades del fluido en el ducto en las coordenadas  $z$  y  $r$ , respectivamente. Además,  $P$  es la presión y  $T_f$  es la temperatura del fluido.  $\rho$ ,  $\mu$ ,  $C_p$  y  $k_f$  definen las propiedades termo-físicas y de transporte del fluido, las cuales son la densidad, la viscosidad dinámica, el calor específico y la conductividad térmica, presentada en el mismo orden. Adicionalmente, el término  $\mu\phi$  de la ecuación (3.4) representa el calentamiento por efectos de la disipación viscosa, la cual se genera dentro del fluido por la resistencia a la deformación (fluir), y se encuentra definida como:

$$\mu\phi = 2\mu \left\{ \left[ \frac{\partial u}{\partial r} \right]^2 + \left[ \frac{u}{r} \right]^2 + \left[ \frac{\partial v}{\partial z} \right]^2 + \left[ \frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial v}{\partial r} \right]^2 \right\}. \quad (3.5)$$

No obstante que las ecuaciones anteriores definen la conservación de masa, momentum y energía en el fluido (región del crudo), para poder definir el transporte de energía del fluido hacia el ducto, y posteriormente al recubrimiento de tierra que envuelve al oleoducto, logrando así llevar a cabo un análisis de forma correcta. Se requiere de las ecuaciones de la energía en la región del ducto y en la región del suelo, esto debido a que el equilibrio térmico se obtiene hasta un cierto espesor de la capa de tierra que recubre al oleoducto, siendo este punto la frontera del análisis. Por lo tanto, las ecuaciones 3.6 y 3.7 describen la transferencia de energía (calor) en el ducto y en la capa de tierra que lo envuelve,

$$k_d \left[ \frac{\partial^2 T_d}{\partial z^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial T_d}{\partial r} \right) \right] = 0, \quad (3.6)$$

y

$$k_t \left[ \frac{\partial^2 T_t}{\partial z^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \frac{\partial T_t}{\partial r} \right) \right] = 0. \quad (3.7)$$

En las Ecs. (3.6) y (3.7) los términos  $T_d$  y  $T_t$  representan las temperaturas del ducto y del suelo, respectivamente. Adicionalmente, las conductividades térmicas del ducto y del suelo se encuentran definidas por  $k_d$  y  $k_t$ .

### 3.1.1 CONDICIONES DE FRONTERA DEL ESTUDIO

Tomando en consideración los límites antes preestablecidos y las condiciones en las cuales se lleva a cabo el análisis. Las condiciones de frontera del estudio se presentan a continuación:

En la dirección del eje  $z$ :

$$\left. \frac{\partial u}{\partial z} \right|_{z=0,L} = \left. \frac{\partial v}{\partial z} \right|_{z=0,L} = 0. \quad (3.8)$$

$$\left. \frac{\partial T_d}{\partial z} \right|_{z=0,L} = \left. \frac{\partial T_t}{\partial z} \right|_{z=0,L} = \left. \frac{\partial T_f}{\partial z} \right|_{z=0,L} = 0. \quad (3.9)$$

y

$$P(z = 0) = P_T + P_B, \quad P(z = L) = P_T. \quad (3.10)$$

Las condiciones de frontera que se expresan en (3.8) y (3.9) definen la continuidad de flujo y la condición adiabática de la temperatura a la entrada y salida del oleoducto, respectivamente. Además, la Ec. (3.10) representa la presión que tienen el fluido inmediatamente después del ingreso al ducto, y la presión de descarga en el tanque de salida.

En la dirección del eje  $r$ :

$$u(r = r_0) = v(r = r_0) = 0, \quad (3.11)$$

$$\left. \frac{\partial u}{\partial r} \right|_{r=0} = \left. \frac{\partial v}{\partial r} \right|_{r=0} = \left. \frac{\partial T_f}{\partial r} \right|_{r=0} = 0, \quad (3.12)$$

$$T_f(r = r_0) = T_d(r = r_0), \quad k_f \left. \frac{\partial T_f}{\partial r} \right|_{r=r_0} = k_d \left. \frac{\partial T_d}{\partial r} \right|_{r=r_0}, \quad (3.13)$$

$$T_d(r = r_0 + h) = T_t(r = r_0 + h), \quad k_d \left. \frac{\partial T_d}{\partial r} \right|_{r=r_0+h} = k_t \left. \frac{\partial T_t}{\partial r} \right|_{r=r_0+h}, \quad (3.14)$$

y

$$T_t(r = r_0 + h + H) = T_m. \quad (3.15)$$

Las ecuaciones (3.11) y (3.12) representan las condiciones de frontera de la velocidad en el eje de simetría,  $r = 0$ , y las condiciones en la interface fluido-pared del ducto,  $r = r_0$ , respectivamente, en la interface fluido-pared del ducto se tiene que no existe deslizamiento, además de que la pared es impermeable. Adicionalmente, las ecuaciones propuestas en (3.13)-(3.15), representan las condiciones de conservación de flujo de energía y de continuidad de temperatura en el sistema acoplado fluido-ducto-recubrimiento de tierra, todo hasta el punto donde se logra el equilibrio térmico con la temperatura ambiente del suelo.

### 3.2 ÓRDENES DE MAGNITUD

Para obtener el modelo propuesto bajo la aproximación de las condiciones establecidas y encontrar una escala de estudio adecuada, la simplificación de sus ecuaciones se lleva a cabo a partir del siguiente análisis de orden de magnitud de las variables principales que participan en el problema, las cuales son la velocidad característica, la presión característica y el flujo de calor.

#### ESTIMACIÓN DE LA VELOCIDAD DE FLUJO CARACTERÍSTICA (ECUACIÓN DE CONTINUIDAD)

Llevando a cabo un análisis de órdenes de magnitud en las Ecs. (3.1) y (3.2), se obtiene que la velocidad de flujo característica,  $U_c$ , se encuentra representada por:

$$U_c \sim \frac{P_c r_0^2}{\mu_0 L}, \quad (3.16)$$

Donde la presión característica del sistema,  $P_c$ , está definida por la presión de bombeo,  $P_c = P_B$ , y  $\mu_0$  es la viscosidad dinámica del crudo pesado a la temperatura de referencia. Por otro lado, realizado el análisis de órdenes de magnitud de la energía que se difunde a través del ducto (ver Ec. (3.17)- (3.19)), se tienen que las variaciones de la temperatura del fluido en la coordenada  $z$  son mucho mayores que en la coordenada  $r$ , esto debido a la reducida conductividad térmica que presenta el recubrimiento de tierra que envuelve al oleoducto [49].

De la ecuación de la energía del fluido (Ec. (3.4)), se tiene la siguiente expresión en órdenes de magnitud [49, 50, 51],

$$Pe \left[ \frac{r_0}{L} \right] [\Delta T_z + \Delta T_r] \sim \frac{r_0^2}{L} \Delta T_z + \Delta T_r + Br, \quad (3.17)$$

Donde comparando los términos difusivos en las coordenadas  $z$  y  $r$ , se tiene que para que ambos términos sean representativos, la variación de temperatura del fluido en la coordenada longitudinal tiene que ser mucho mayor que en la coordenada radial ( $\Delta T_z \gg \Delta T_r$ ), lo cual ha sido expuesto en la literatura [49, 50, 51]. Por lo tanto, ambos términos se conservan dentro de la ecuación.

$$\Delta T_r \sim \Delta T_z \left[ \frac{h^2}{L^2} \right] \quad (3.18)$$

$$\Delta T_r \sim \Delta T_z \left[ \frac{H^2}{L^2} \right] \quad (3.19)$$

De las expresiones anteriores se puede observar la definición de términos adimensionales que representan aspectos importantes dentro del análisis. El número de Peclét,  $Pe = \rho c_p U_c r_0 / k_f$ , el cual representa la capacidad de transportar energía por convección en comparación con la energía que se difunde [50], y el número de Brinkman,  $Br = 2\mu_0 \exp(bT_m) U_c^2 / k_f \Delta T_c$ , el cual representa la energía que se genera en el fluido por medio de la disipación viscosa [50]. Finalmente, para definir la escala característica de temperatura del sistema fluido-ducto-suelo, se toma la máxima variación de temperatura que puede existir,

$$\Delta T_c = T_{in} - T_m, \quad (3.20)$$

Donde este gradiente se define como la diferencia entre la temperatura de entrada del fluido al ducto y la temperatura media del suelo.

### 3.3 ECUACIONES DE GOBIERNO ADIMENSIONALES

Una vez efectuado el análisis de orden de magnitud, incorporando las escalas adecuadas para el análisis e introduciendo las siguientes variables adimensionales,

$$\begin{aligned} \chi &= \frac{z}{L}, \quad \eta = \frac{r}{r_0}, \quad \Upsilon = \frac{r-r_0}{h}, \quad \xi = \frac{r-(r_0+h)}{H}, \quad \bar{u} = \frac{u}{U_c}, \\ \bar{v} &= \frac{vL}{U_c r_0}, \quad \bar{P} = \frac{pP_T}{P_c}, \quad \theta_f = \frac{T_f-T_m}{\Delta T_c}, \quad \theta_d = \frac{T_d-T_m}{\Delta T_c}, \quad \theta_t = \frac{T_t-T_m}{\Delta T_c}, \end{aligned} \quad (3.21)$$

En las ecuaciones de gobierno (3.1)-(3.4), (3.6) y (3.7), sustituyendo y simplificando términos, se obtiene el siguiente grupo de ecuaciones adimensionales que representa el transporte de mezclas homogéneas de crudos (pesado-ligero).

Para la región del fluido:

$$\frac{\partial \bar{u}}{\partial \chi} + \frac{1}{\eta} \frac{\partial}{\partial \eta} (\eta \bar{v}) = 0, \quad (3.22)$$

$$\begin{aligned} Re\beta \left( \bar{u} \frac{\partial \bar{u}}{\partial \chi} + \bar{v} \frac{\partial \bar{u}}{\partial \eta} \right) &= -f_X \frac{\partial \bar{P}}{\partial \chi} + 2\beta^2 \frac{\partial}{\partial \chi} \left[ \exp(-\gamma \theta_f) \frac{\partial \bar{u}}{\partial \chi} \right] + \\ &\frac{1}{\eta} \frac{\partial}{\partial \eta} \left[ \eta \exp(-\gamma \theta_f) \left( \beta^2 \frac{\partial \bar{v}}{\partial \chi} + \frac{\partial \bar{u}}{\partial \eta} \right) \right], \end{aligned} \quad (3.23)$$

$$\begin{aligned} Re\beta^3 \left( \bar{u} \frac{\partial \bar{v}}{\partial \chi} + \bar{v} \frac{\partial \bar{v}}{\partial \eta} \right) &= -f_X \frac{\partial \bar{P}}{\partial \eta} + \frac{2\beta^2}{\eta} \frac{\partial}{\partial \eta} \left[ \eta \exp(-\gamma \theta_f) \frac{\partial \bar{v}}{\partial \eta} \right] + \\ &\beta^2 \frac{\partial}{\partial \chi} \left[ \exp(-\gamma \theta_f) \left( \beta^2 \frac{\partial \bar{v}}{\partial \chi} + \frac{\partial \bar{u}}{\partial \eta} \right) \right], \end{aligned} \quad (3.24)$$

y

$$\begin{aligned} Pe\beta \left( \bar{u} \frac{\partial \theta_f}{\partial \chi} + \bar{v} \frac{\partial \theta_f}{\partial \eta} \right) &= \beta^2 \frac{\partial^2 \theta_f}{\partial \chi^2} + \frac{1}{\eta} \frac{\partial}{\partial \eta} \left( \eta \frac{\partial \theta_f}{\partial \eta} \right) + Br \exp(-\gamma_X \theta_f) \left\{ \beta^2 \left[ \frac{\partial \bar{v}}{\partial \eta} \right]^2 + \right. \\ &\left. \beta^2 \left[ \frac{\bar{v}}{\eta} \right]^2 + \beta^2 \left[ \frac{\partial \bar{u}}{\partial \chi} \right]^2 + \beta^2 \left[ \frac{\partial \bar{v}}{\partial \chi} + \frac{\partial \bar{u}}{\partial \eta} \right]^2 \right\}. \end{aligned} \quad (3.25)$$

Para las regiones del ducto y el suelo:

$$\varepsilon^2 \beta^2 \frac{\partial^2 \theta_d}{\partial \chi^2} + \frac{1}{(\varepsilon \Upsilon + 1)} \frac{\partial}{\partial \Upsilon} \left[ (\varepsilon \Upsilon + 1) \frac{\partial \theta_d}{\partial \eta} \right] = 0 \quad (3.26)$$

y

$$\delta^2 \beta^2 \frac{\partial^2 \theta_t}{\partial \chi^2} + \frac{1}{(\kappa \xi + 1)} \frac{\partial}{\partial \xi} \left[ (\kappa \xi + 1) \frac{\partial \theta_t}{\partial \xi} \right] = 0. \quad (3.27)$$

En las Ecs. (3.21)-(3.24),  $\bar{u}$ ,  $\bar{v}$ ,  $\bar{P}$ ,  $\theta_f$ ,  $\theta_d$  y  $\theta_t$  representan las variables adimensionales por determinar, las cuales son las velocidades longitudinal y transversal, la presión y la temperatura del fluido, la temperatura del ducto y la temperatura de suelo, todas en su versión adimensional, respectivamente. Las coordenadas adimensionales para el análisis se encuentran definidas para cada región; para la región del fluido por  $(\chi, \eta)$ , para la región del ducto por  $(\chi, Y)$ , y para la región del suelo por  $(\chi, \xi)$ , respectivamente. Adicionalmente, los términos adimensionales  $Re = \rho U_c r_0 / \mu_0 \exp(bT_m)$  y  $f_X = \mu_{0(X=1)} \exp[b_{(X=1)} T_m] / \mu_0 \exp[bT_m]$  son el número de Reynolds asociado a la mezcla por transportar y el parámetro que relaciona los efectos de la viscosidad dinámica en la presión de bombeo. Además,  $\beta = r_0/L$ ,  $\varepsilon = h/r_0$ ,  $\kappa = H/(r_0 + h)$  y  $\delta = H/r_0$  representan parámetros adimensionales que relacionan dimensiones geométricos, y  $\alpha/k$  es el parámetro que define la resistencia térmica que existe al flujo de energía a través de la capa que recubre al ducto.

### 3.3.1 CONDICIONES DE FRONTERA ADIMENSIONALES

Las correspondientes condiciones de frontera adimensionales de las Ecs. (3.21) a (3.27) son las siguientes:

Para la dirección de la coordenada adimensional  $\chi$ :

$$\left. \frac{\partial \bar{u}}{\partial \chi} \right|_{\chi=0,1} = \left. \frac{\partial \bar{v}}{\partial \chi} \right|_{\chi=0,1} = 0, \quad (3.28)$$

$$\left. \frac{\partial \theta_d}{\partial \chi} \right|_{\chi=0,1} = \left. \frac{\partial \theta_t}{\partial \chi} \right|_{\chi=0,1} = 0, \quad (3.29)$$

$$\theta_f(\chi = 0) = 1, \quad \left. \frac{\partial \theta_f}{\partial \chi} \right|_{\chi=1} = 0, \quad (3.30)$$

$$\begin{aligned} & \text{y} \\ & \bar{P}(\chi = 0) = 1, \bar{P}(\chi = 1) = 0. \end{aligned} \quad (3.31)$$

Para la dirección de las coordenadas adimensionales  $\eta$ ,  $Y$  y  $\xi$ :

$$\left. \frac{\partial \bar{u}}{\partial \eta} \right|_{\eta=0} = \left. \frac{\partial \bar{v}}{\partial \eta} \right|_{\eta=0} = \left. \frac{\partial \theta_f}{\partial \eta} \right|_{\eta=0} = 0, \quad (3.32)$$

$$\bar{u}(\eta = 1) = \bar{v}(\eta = 1) = 0, \quad (3.33)$$

$$\theta_f(\eta = 1) = \theta_d(Y = 0), \quad \left. \frac{\partial \theta_f}{\partial \eta} \right|_{\eta=1} = \frac{k}{\varepsilon} \left. \frac{\partial \theta_d}{\partial Y} \right|_{Y=0}, \quad (3.34)$$

$$\theta_d(Y = 1) = \theta_t(\xi = 0), \quad \left. \frac{\partial \theta_d}{\partial Y} \right|_{Y=1} = \frac{\alpha}{k} \left. \frac{\partial \theta_t}{\partial \xi} \right|_{\xi=0}, \quad (3.35)$$

$$\begin{aligned} & \text{y} \\ & \theta_t(\xi = 1) = 0. \end{aligned} \quad (3.36)$$

### 3.4 MODELO DE SIMULACIÓN NUMÉRICA

El sistema de ecuaciones adimensional del presente estudio se resolverá mediante una combinación de diferentes esquemas numéricos en **diferencias finitas centrales** [52]. En primer término, los modelos de la mecánica de fluidos que se encuentran integrados por las ecuaciones de continuidad y de cantidad de movimiento (Ecs. (3.22)-(3.24)), se resolverán mediante el método SIMPLES de corrección de presión [52], este método de solución iterativa inicia con una suposición inicial de presión ( $\bar{P}$ ) y este se utiliza en las ecuaciones de momentum discretizadas (Ecs. 3.23 y 3.24), con el propósito de producir valores iniciales para las componentes de velocidad ( $\bar{u}$  y  $\bar{v}$ ) y de resolver una ecuación de corrección de presión (deducida de la ecuación de continuidad (Ec. 3.22)) para obtener un factor de corrección de presión, el cual se utiliza para actualizar los valores de velocidad y presión hasta lograr la convergencia de la solución.

Por otro lado, para evaluar los campos de temperatura del fluido, ducto y suelo (Ecs. (3.25)-(3.27)), se resolverán mediante el método de discretización implícito de dirección alternante (ADI por sus siglas en inglés) [52]. Este método de solución iterativa es ampliamente utilizado para resolver ecuaciones diferenciales parciales del tipo parabólica, en este caso las ecuaciones de conservación de energía.

Con la finalidad de evaluar las afectaciones que la viscosidad dinámica del crudo sufre durante su tránsito por el oleoducto, se dispondrá de un algoritmo de iteración por convergencia mediante la inclusión de un pseudo-tiempo de iteración [51], dicho tiempo de iteración no representa una evaluación transitoria, solo tiene la función de introducir al análisis los efectos térmicos en el transporte de fluidos con alta sensibilidad de la viscosidad dinámica con la temperatura.

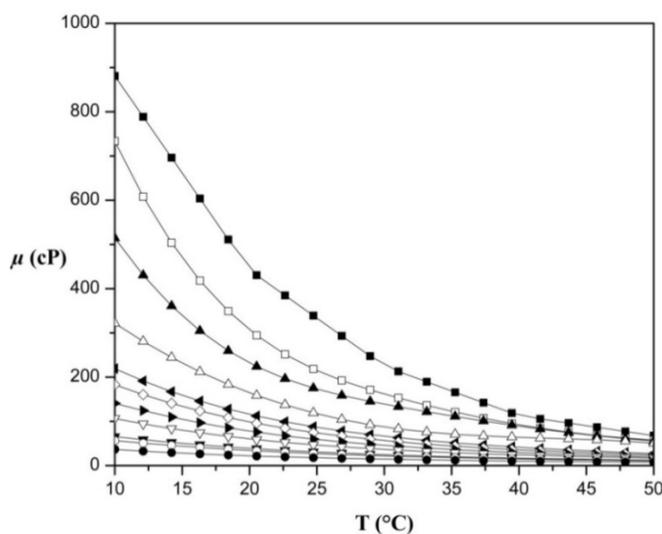
Por lo tanto, los resultados del estudio que se presentan en el siguiente capítulo se encuentran bajo las condiciones que se detallaron.

## 4 ANÁLISIS DE RESULTADOS

### 4.1 ANÁLISIS EXPERIMENTAL

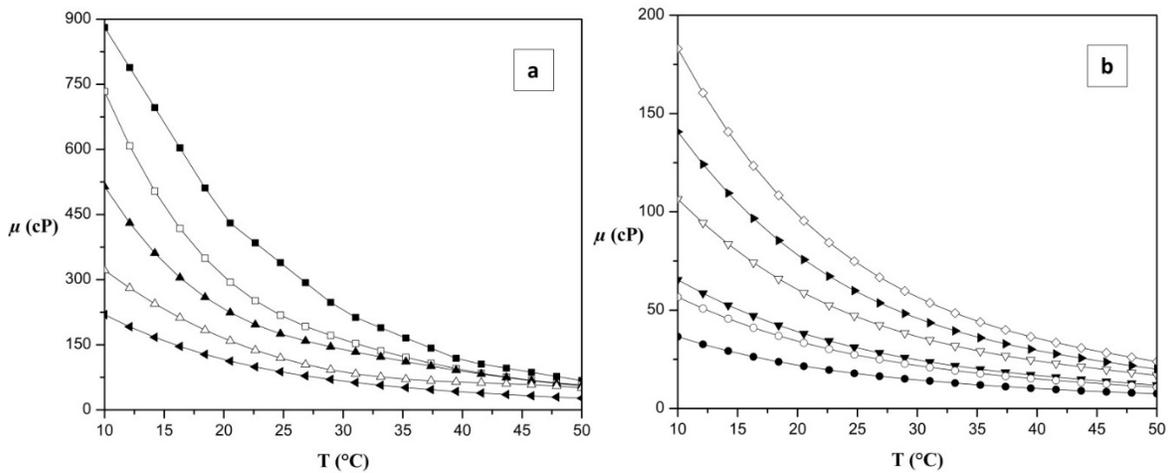
#### 4.1.1 VISCOSIDAD DE MEZCLAS DE ACEITE CRUDO

En la Fig. 4.1 se presentan los valores de viscosidad dinámica para las diferentes mezclas analizadas en este estudio. En general, se observa una disminución en el valor de viscosidad de la mezcla cuando se incrementa su temperatura, independientemente de la concentración de la mezcla.



**Figura 4.1** Viscosidad dinámica en función de la temperatura de los aceites crudos (A y B) y de las muestras diluidas por B. [Muestra A (■), 10% Vol. de B (◻), 20% Vol. de B (▲), 30% Vol. de B (△), 40% Vol. de B (◄), 50% Vol. de B (◇), 60% Vol. de B (►), 70% Vol. de B (▽), 80% Vol. de B (▼), 90% Vol. de B (○) y muestra B (●)].

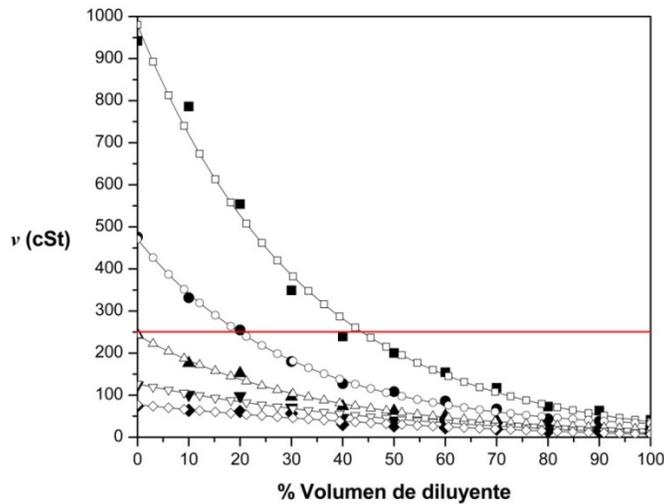
Por su parte, los valores de viscosidad de cada mezcla guardan cierta tendencia entre ellos y no se entrecruzan, lo cual sería indicativo de una mala medición en el equipo. Por tanto, se consideran datos útiles para el estudio matemático del comportamiento de estas mezclas a través de un sistema de bombeo.



**Figura 4.2** Viscosidad dinámica en función de la temperatura de mezclas de 0 a 40 % volumen de B (a) y de 50 a 100 % volumen de B (b).

Con el propósito de identificar el tipo de perfil de viscosidad que presentan las diferentes mezclas que se analizan en este estudio, la Fig. 4.2 muestra la viscosidad de aquellas mezclas consideradas como pesadas (Fig. 4.2a) y aquellas consideradas como ligeras (Fig. 4.2b). Se observa que el perfil de viscosidad es similar para ambas, presentándose una variación exponencial de viscosidad a temperaturas bajas y una variación de viscosidad lineal o de segundo orden a temperaturas superiores. Finalmente, se precisa que existe una notable sensibilidad en el valor de la viscosidad cuando cambia la concentración de la mezcla, lo cual confirma la necesidad de establecer modelos de predicción de viscosidad que ajusten con la mayor precisión posible.

Finalmente, en la Fig. 4.3 se muestra el tipo de mezcla (> 250 cSt) que de acuerdo con la literatura es difícil de transportar [5]. Este valor de viscosidad está en términos cinemáticos, motivo por el cual en dicha figura se presenta los valores de viscosidad cinemática en función de la temperatura.



**Figura 4.3** Viscosidad cinemática en función del % volumen del diluyente (crudo ligero B) mostrando su respectivo ajuste de curvas y el rango de viscosidad permisible para su transportación por ductos [5]. [Muestra a 10°C (■), muestra a 20°C (●), muestra a 30°C (▲), muestra a 40°C (▼) y muestra a 50°C (◆)].

Se observa que el aceite crudo pesado (A) es posible transportarlo sólo a temperaturas superiores a los 30°C. Sin embargo, al ser diluido con el aceite crudo ligero (B) a una concentración de 40% volumen de B, es posible transportarlo a partir de los 10°C. En el mismo sentido, si se desea transportar a 20°C o más, sólo será necesario mezclar el aceite A con 20% volumen de B.

#### 4.1.2 MODELO DE PREDICCIÓN DE VISCOSIDAD

Para este caso de estudio y acorde a la literatura [48, 49], la viscosidad dinámica es considerada una función de la temperatura, ya que dicha propiedad de transporte es altamente afectada por los cambios de temperatura que sufre el fluido durante su transporte. Después de llevar a cabo las pruebas experimentales para determinar el modelo que correlaciona la viscosidad dinámica con la temperatura y la concentración de la mezcla de crudo pesado-ligero (Capítulo 2), se determinó que la viscosidad sigue un comportamiento exponencial con la temperatura,  $\mu = \mu_0 \exp(bT)$ , lo cual es acorde a modelos anteriormente citados [21], por otro lado, los parámetros  $\mu_0$  y  $b$  son función de

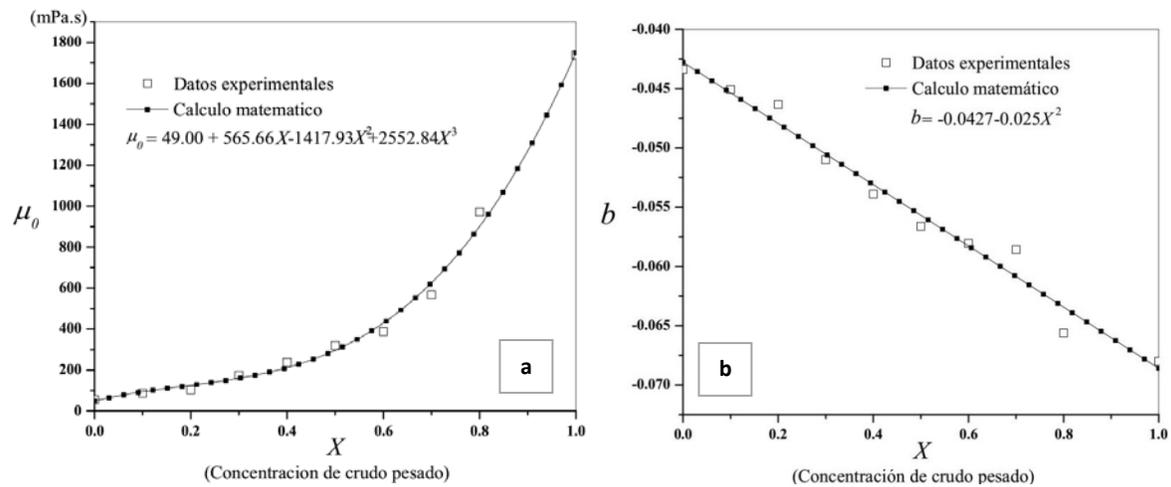
la concentración de la mezcla por transportar (Ecs. (4.1) y (4.2)), donde se puede constatar que un crudo pesado presenta no solo una alta viscosidad, sino también una alta sensibilidad a la temperatura, lo cual hace de gran importancia el estudio que se propone (ver Fig. 4.4).

$$\mu_0 = 49 + 565.66X - 1417.93X^2 + 2552.84X^3 \quad (4.1)$$

y

$$b = -0.0427 - 0.025X \quad (4.2)$$

En las definiciones anteriores,  $X$  representa la fracción volumen de aceite crudo pesado que se encuentra en la mezcla.



**Figura 4.4** Valores de las constantes  $\mu_0$  (a) y  $b$  (b) como funciones de la concentración de crudo pesado  $X$ , del modelo experimental de viscosidad dinámica propuesto para el estudio.

## 4.2 RESULTADOS DEL MODELO NUMÉRICO

El análisis numérico se llevó a cabo en forma dimensional presentando características generalizadas que pueden ser aplicadas a cualquier oleoducto, ya que los parámetros que se seleccionaron en la investigación son típicos y representativos de los sistemas de oleoducto actuales en México.

Con el objetivo de validar las ecuaciones adimensionales obtenidas en el capítulo anterior, se desarrolló un análisis numérico considerando un ducto de acero al carbón de 30 pulgadas de diámetro y 25 mm de espesor, el cual cuenta con una conductividad térmica de 50 W/m·K [46], alojado en una zanja cubierta por 2 m de tierra con una conductividad térmica de 1.4 W/m·K y una temperatura promedio de 20 °C [47]. Como se mencionó en el capítulo anterior, el punto de origen corresponde a un tanque de almacenamiento atmosférico (referido a nivel del mar). La temperatura de las mezclas de aceites crudos en la entrada del oleoducto se establece a 30 °C, considerando la temperatura promedio de las zonas de extracción con que cuenta nuestro país.

En cuanto a las propiedades específicas de la mezcla de hidrocarburos como son el calor específico, la conductividad térmica y la densidad absoluta, se utilizó un valor promedio debido a que el efecto de estas propiedades es considerablemente menor al observado en la viscosidad, propiedad objeto de este estudio. Así, se utilizó un valor de calor específico de 2000 J/kg·K, una conductividad térmica de 0.6 W/m·K y una densidad absoluta de 900 kg/m<sup>3</sup>, respectivamente. Finalmente, se consideró una presión de bombeo de 250 kPa. Este valor fue estimado tomando en cuenta sólo el efecto del transporte lineal a través del oleoducto (sin considerar el efecto de la altura).

En resumen, en la Tabla 4.1 se especifican los valores de entradas fijas para el modelo de simulación numérica.

**Tabla 4.1** Valores de entradas fijas para el modelo de simulación numérica.

| Región del fluido           |                  |                                 |   |                  |                                |
|-----------------------------|------------------|---------------------------------|---|------------------|--------------------------------|
| $C_p$<br>(J/kg·K)           | $k_f$<br>(W/m·K) | $\rho$<br>(kg/cm <sup>3</sup> ) | $P_B$<br>(Pa)                               | $T_{in}$<br>(°C) | $X$                            |
| 2000                        | 0.6              | 900                             | 250x10 <sup>3</sup>                         | 30               | 1.0, 0.85, 0.75,<br>0.65 y 0.5 |
| Región del ducto            |                  |                                 |   |                  |                                |
| $k_f$<br>(W/m·K)            | $2r_0$<br>(m)    | $h$<br>(m)                      | $L$<br>(m)                                  |                  |                                |
| 50                          | 0.762            | 0.025                           | 30, 35, 40, 45 50, y 70<br>x10 <sup>3</sup> |                  |                                |
| Región de la capa de tierra |                  |                                 |   |                  |                                |
| $k_f$<br>(W/m·K)            | $H$<br>(m)       |                                 | $T_m$<br>(°C)                               |                  |                                |
| 1.4                         | 2                |                                 | 20  |                  |                                |

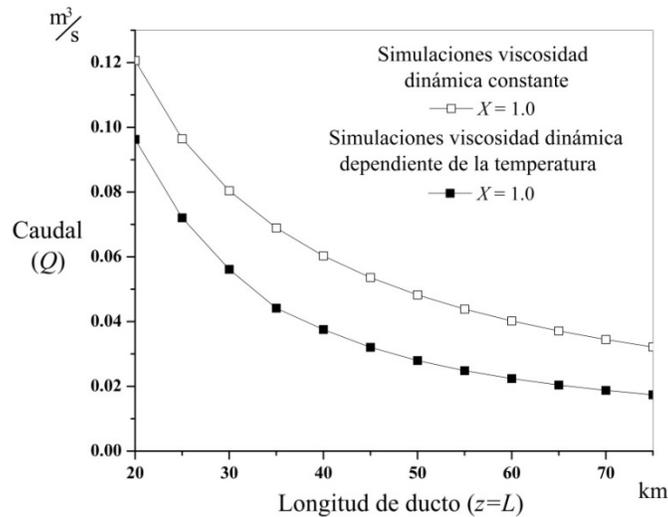
Cabe mencionar que después de conducir una serie de experimentos computacionales, se puede establecer que **mallas** de 201 X 201 nodos en los tres dominios de cálculo presentan un resultado satisfactorio, en donde el error debido a las características propias de las metodologías numéricas son despreciables.

Tras la ejecución de la simulación, las salidas de predicción del modelo se interpretan en los análisis de la dependencia de viscosidad con la concentración y la temperatura, y a su vez, el comportamiento que tiene esta con la longitud del ducto.

#### 4.2.1 INFLUENCIA DE LA VISCOSIDAD DEPENDIENTE DE LA TEMPERATURA

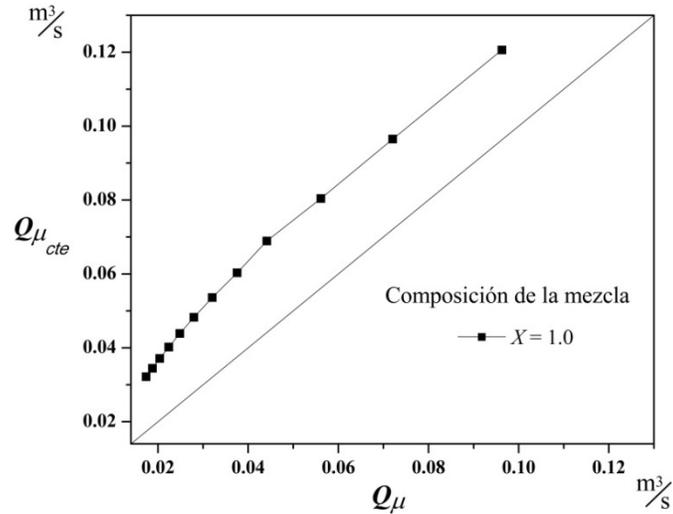
En la Fig. 4.5 se muestra el caudal que se obtiene para diferentes longitudes de ducto tomando en consideración la viscosidad dinámica como una función de la temperatura (■) y constante a la temperatura de entrada (□). Se puede apreciar una reducción apreciable en el caudal que transita a través del ducto cuando se considera que la viscosidad cambia con la temperatura a lo largo de su trayectoria. Los resultados de las simulaciones en ambos casos indican que si se tiene una longitud mayor del ducto en

estudio, se presenta una mayor desviación en el caudal que se estima. En la Fig. 4.5, para un ducto de una longitud de 70 kilómetros, los resultados considerando que la viscosidad dinámica cambia con la temperatura indican que el caudal es de aproximadamente  $0.020 \text{ m}^3/\text{s}$ , por el contrario, los resultados considerando que la viscosidad dinámica permanece constante indican un caudal mayor, el cual es de aproximadamente  $0.034 \text{ m}^3/\text{s}$ .



**Figura 4.5** Caudal que se obtiene,  $Q$ , para diferentes valores de la longitud del ducto, considerando la viscosidad dinámica como función de la temperatura y constante.

Consecuentemente, la desviación que se presenta entre el caudal calculado cuando se omite la dependencia de la viscosidad dinámica con la temperatura ( $Q\mu_{cte.}$ ) y el caudal calculado cuando se considera esta dependencia ( $Q\mu$ ), se estima que es del orden de 45% (Fig. 4.6). Se observa que  $Q\mu < Q\mu_{cte.}$  debido a que conforme la mezcla reside a lo largo del ducto su viscosidad se verá afectada por la temperatura de forma negativa, este efecto térmico provoca una caída de caudal mayor de la que se presenta cuando se omite dicha dependencia. Con esto, se puede concluir que para el caso del transporte de hidrocarburos por ducto, se debe tomar en cuenta la dependencia de la viscosidad dinámica del aceite crudo con la temperatura.



**Figura 4.6** Desviación que se obtiene cuando se comparan los caudales estimados mediante simulaciones tomando en consideración la dependencia de la viscosidad dinámica con la temperatura y cuando se considera constante.

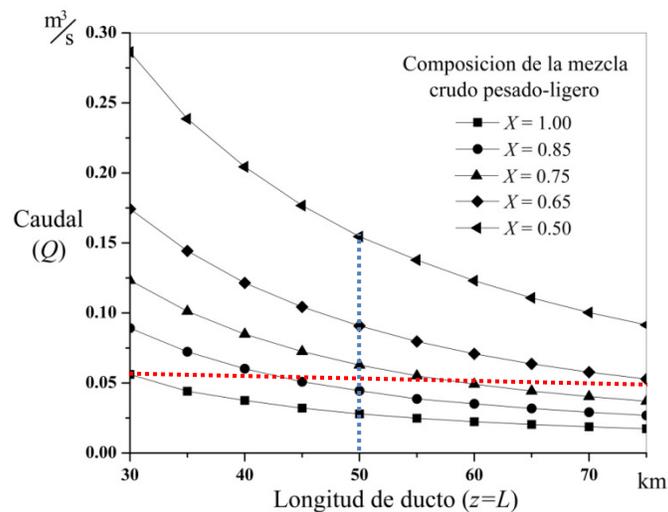
#### 4.2.2 INFLUENCIA DE LA CONCENTRACIÓN CRUDO PESADO-LIGERO EN EL CAUDAL QUE SE TRANSPORTA

No obstante que las variaciones de la viscosidad por causa del enfriamiento del aceite crudo reducen apreciablemente el caudal que se puede transportar, existe diferentes mecanismos para restituir la baja de dicho caudal o minimizar los efectos térmicos sobre el flujo que se desea transportar, esto con la finalidad de que el sistema de bombeo trabaje en las mejores condiciones de operación (máxima eficiencia).

Uno de los métodos más utilizados y recomendados cuando se tienen las condiciones para aplicarlo, es la dilución del crudo pesado mezclándolo con una cantidad adecuada de crudo ligero. En la Fig. 4.7 se ilustran los resultados de los caudales que se obtienen para diferentes longitudes de ductos y diferentes concentraciones en volumen de crudo pesado-ligero en la mezcla. Para una concentración de crudo pesado puro ( $X=1$ ) se obtiene la menor relación de caudal vs longitud de ducto, esto se debe a que este tipo de fluido presenta la mayor resistencia al flujo (una mayor viscosidad). Por el contrario,

conforme se agrega una cantidad determinada de crudo ligero ( $X < 1$ ), se incrementa el caudal de forma muy apreciable, lo cual está relacionado tanto con la reducción de la viscosidad debido al mezclado, como con la reducción en el tiempo que tarda el crudo en transitar por el ducto, a mayor caudal mayor velocidad de flujo.

Obsérvese en la Fig. 4.7, si se requiere transportar una cantidad de  $0.062 \text{ m}^3/\text{s}$  de crudo por un oleoducto utilizando los mismos equipos de bombeo y se tiene mezclas de crudo  $X = 1, 0.85, 0.75$  y  $0.65$ , la distancia óptima entre estaciones de bombeo para cada caso son de  $L = 30, 43, 57.5$  y  $77 \text{ km}$ , respectivamente. Por lo tanto, con este modelo se puede establecer las longitudes óptimas de bombeo en función de la mezcla de aceites crudos que se tiene en algún punto de la etapa de transporte.



**Figura. 4.7** Perfil del caudal,  $Q$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , evaluado en diferentes valores de concentración de crudo pesado,  $X$ .

Por otro lado, si ya se tiene la longitud entre estaciones de bombeo, lo cual es el caso más común y práctico en la industria del transporte de crudos, la dilución de crudo pesado con crudo ligero genera un incremento en el caudal, esto debido a la reducción de la resistencia al flujo. En la Fig. 4.7, para una longitud entre estaciones de bombeo de  $50 \text{ km}$ , los caudales que se obtienen para mezclas con concentraciones de

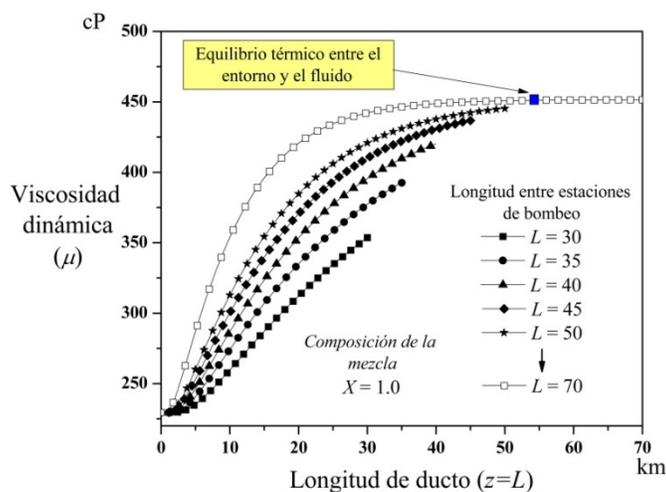
$X = 1, 0.85, 0.75$  y  $0.65$ , son iguales a  $Q = 0.030, 0.045, 0.068$  y  $0.090 \text{ m}^3/\text{s}$ . Por lo tanto, este mecanismo de análisis puede ser utilizado para compensar las pérdidas de caudal por conceptos térmicos.

#### **4.2.3 COMPORTAMIENTO DE LA VISCOSIDAD VS TEMPERATURA A LO LARGO DE UN OLEODUCTO**

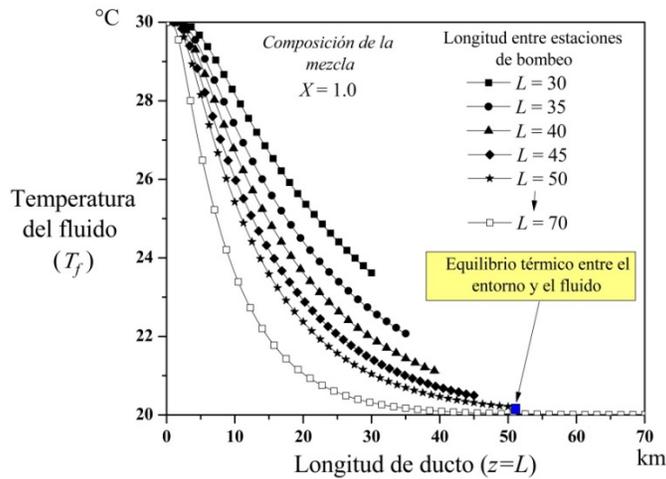
A partir de lo anterior, una evaluación adecuada tanto de temperatura como de viscosidad y concentración de la mezcla a lo largo del ducto es indispensable, esto con la finalidad de impedir una reducción considerable en la temperatura de la mezcla o una relación de mezclado inadecuada que pudiera desencadenar en condiciones desfavorables para el transporte, entre las que se encuentra: i) incrementos súbitos de la viscosidad o una reducción en el caudal, ii) reducción apreciable de la viscosidad y por consiguiente un aumento considerable del caudal, causando un mal funcionamiento en el sistema de bombeo (desboque en el bombeo), y iii) precipitación de parafinas debido a la baja temperatura sobre la línea.

En las Figs. 4.8 y 4.9 se muestran la viscosidad dinámica,  $\mu$ , y la temperatura del crudo,  $T_f$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , para diferentes longitudes de oleoducto y considerando la condición más crítica de estudio, una mezcla de fluido que consta de puro crudo pesado,  $X = 1.0$ . Las ilustraciones muestran la relación que guardan la temperatura y la viscosidad dinámica del fluido, que para este caso es un crudo pesado. Como se puede observar, cuando se tiene una longitud considerable del ducto se propicia un enfriamiento mayor del fluido y por consecuencia un aumento considerable en la viscosidad, lo cual puede ser desfavorable en el transporte. En contraste, cuando la distancia entre los puntos de transporte es menor, el aumento en la viscosidad es menor y por consiguiente, los efectos desfavorables relacionados con el enfriamiento del crudo son relativamente pocos y pueden ser despreciados.

Para demostrar lo anterior, se analizan dos oleoductos de diferente longitud, el primero de 30 km y el segundo de 70 km, esto para similares condiciones de transporte (presión bombeo, temperaturas y concentración de la mezcla). Para el primer caso, la temperatura a la que se descarga es de aproximadamente de 23.5°C (Fig. 4.9), donde la mayor viscosidad que se alcanza es del orden de 350 cP (Fig. 4.8). Por su parte, en el ducto de 70 km, la temperatura de descarga es de 20°C (Fig. 4.9) y se obtiene una mayor viscosidad de 453 cP (Fig. 4.8), aunque los valores anteriores parecieran no presentar una gran diferencia, en las Figs. 4.8 y 4.9 se observa que cuando el ducto es de 70 km de largo, se logra con antelación el equilibrio térmico entre el medio y el fluido (aceite crudo), por lo cual después de alcanzar tal condición ya no hay aumento en viscosidad, sin embargo, mantener por una longitud considerable malas condiciones de transporte afecta considerablemente el caudal (ver Fig. 4.7).



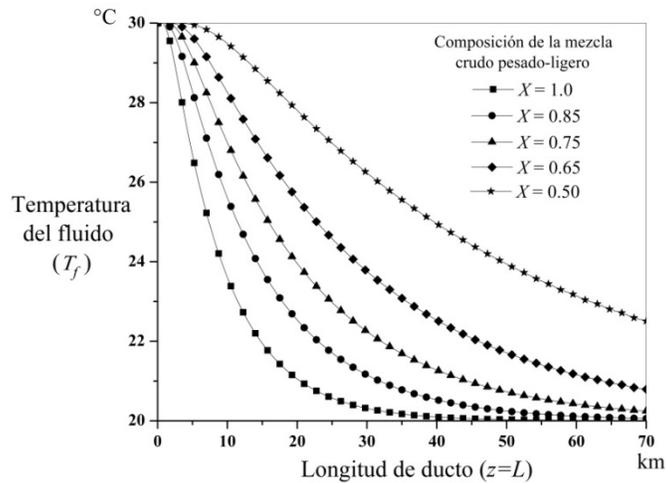
**Figura 4.8** Viscosidad dinámica de la mezcla de aceites crudos,  $\mu$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a una concentración de  $X=1.0$ .



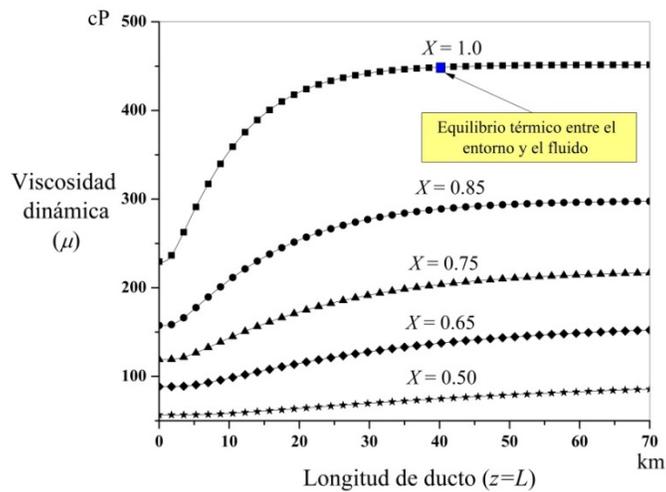
**Figura 4.9** Temperatura del fluido,  $T_f$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a una concentración de  $X=1.0$ .

Para controlar las condiciones de flujo y obtener un caudal eficiente en el transporte es indispensable evaluar la temperatura, la viscosidad y las concentraciones en la mezcla de hidrocarburo pesado-ligero,  $X = 1, 0.85, 0.75$  y  $0.65$ , esto para una determinada longitud entre estaciones de bombeo (Anexo, Figs. B.1 y B.2). Por otro lado, cuando se tiene una longitud fija entre estaciones de bombeo,  $L = 70$  km (ver Fig. 4.10), se puede realizar un seguimiento más adecuado de la viscosidad a lo largo del oleoducto. Mediante dicho análisis se puede evaluar los cambios que sufre la viscosidad debido a la variación que se presenta en la temperatura de la mezcla durante su transporte.

Las Fig. 4.10 y 4.11 muestran la temperatura y la viscosidad dinámica,  $T_f$  y  $\mu$ , que se obtienen de diferentes mezclas de crudo pesado-ligero que transitan por un oleoducto de longitud de 70 km. Como puede apreciarse en las figuras, para una mezcla con 50% de crudo pesado, no se logra el equilibrio térmico entre el medio ambiente y el hidrocarburo, esta condición se debe a que al ser la viscosidad menor (ver Fig. 4.11), el crudo transita con mayor velocidad y el tiempo de interacción con el entorno no es suficiente para que se enfríe hasta la condición de equilibrio térmico.



**Figura 4.10** Temperatura del fluido,  $T_f$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , evaluada en diferentes valores de concentración de crudo pesado,  $X$ .



**Figura 4.11** Viscosidad dinámica del fluido,  $\mu$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , evaluada en diferentes valores de concentración de crudo pesado,  $X$ .

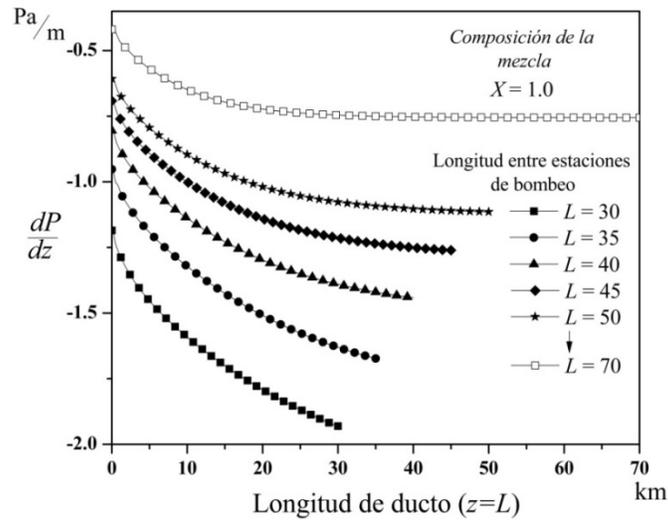
Un caso contrario, es cuando se tiene una mezcla con crudo pesado puro. Aquí se presenta el equilibrio térmico a una longitud de 40 km, obteniéndose una viscosidad hasta 8 veces mayor que en el caso anterior (Fig. 4.11). Estas dos condiciones son desfavorables para el transporte ya que reducen el caudal de manera apreciable.

Como puede observarse, los resultados anteriores se encuentran referidos a una longitud de ducto de 70 km, si se cambia tal longitud los resultados que se obtiene de las simulaciones se ven modificados cuantitativamente de manera notable. Para complementar el análisis, en el anexo B las Figs. B.3 y B.4 ilustran los correspondientes resultados para una longitud de oleoducto de 30, 40, 50 y 60 km.

#### **4.2.4 VARIACIÓN DE LA PRESIÓN A LO LARGO DEL OLEODUCTO**

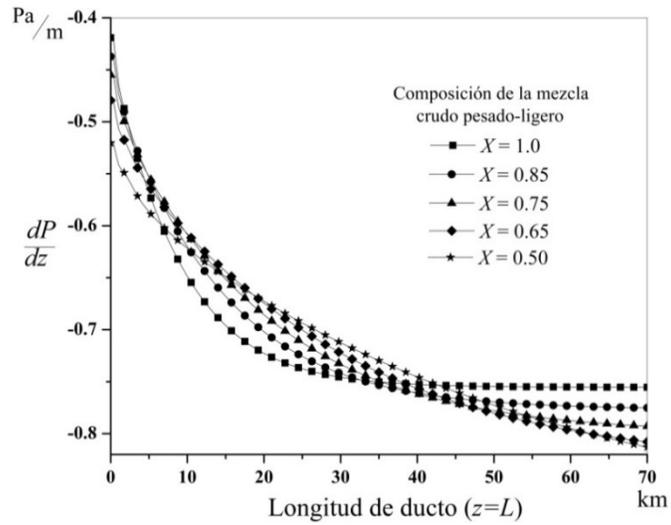
Finalmente, las Figs. 4.12 y 4.13 muestran la caída de presión,  $dP/dz$ , que se presenta a lo largo de la coordenada longitudinal,  $z$ , para diferentes longitudes del oleoductos y para diferentes concentraciones de la mezcla crudo pesado-ligero, respectivamente. En la Fig. 4.12 se observa que la caída de presión no es constante. Así, la caída de presión cambia a lo largo del ducto de forma similar a los cambios de viscosidad.

Los principales resultados indican que a la entrada del oleoducto se presenta la menor caída de presión, esto es debido a que en este punto se tiene la mayor temperatura de la mezcla, y por lo tanto, la menor viscosidad. Por el contrario, cuando la mezcla llega al equilibrio térmico con el entorno, la caída de presión se estabiliza y permanece constante con su máximo valor para una longitud de oleoducto determinada (oleoductos de una longitud mayor a 50 km). En el caso donde no se logra el equilibrio térmico entre el fluido y el entorno,  $L < 50$  km, la caída de presión nunca se estabiliza y su máximo valor se obtiene a la descarga. En suma, para una presión de bombeo constante, los resultados indican que se tiene una caída de presión mayor para longitudes del oleoducto menores. Esta condición se presenta ya que bajo tal consideración de la presión, la diferencia entre la presión de entrada y salida no cambia, por otro lado, la longitud de evaluación de tal diferencia de presión se reduce con una longitud menor de oleoducto.



**Figura 4.12** Variación de presión,  $dP/dz$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a una concentración de  $X=1.0$ .

Para confirmar lo anterior, en la Fig. 4.13 se observa que cuando se transportan mezclas de hidrocarburos con diferentes concentraciones, la caída de presión es diferente a lo largo del oleoducto. Esto se debe principalmente a que la viscosidad de cada mezcla responde de forma diferente a las condiciones de enfriamiento que se presentan en el proceso de transporte. Dichas condiciones se encuentra asociadas a múltiples factores que se enumeran a continuación: I) la presión de bombeo, II) caudal, III) temperatura de entrada del fluido, IV) temperatura del entorno, V) longitud del oleoducto y VI) concentración de las mezclas y sus correspondientes propiedades.



**Figura 4.13** Variación de presión,  $dP/dz$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , evaluada a diferentes valores de concentración de crudo pesado,  $X$ .

Como puede observarse, los resultados de las Figs. 4.12 y 4.13 se encuentran especificados en primer caso a una concentración de puro hidrocarburo pesado, y en segundo caso, a una longitud de oleoducto de 70 km. Para completar en análisis de los resultados de las simulaciones, las Figs. B.5 y B.6 ilustran los correspondientes resultados para diferentes concentraciones de mezclas crudo pesados-ligero y diferentes longitudes de ducto, respectivamente. Ahí se puede constatar que los resultados muestran un comportamiento similar, solo con variaciones asociadas a los cambios de concentración de la mezcla o la longitud del ducto.

## 5. CONCLUSIONES

En el presente trabajo, se realizó un estudio dimensional de los efectos térmicos e hidráulicos producidos por la dilución de crudo pesado mediante crudos ligeros para el transporte lineal por oleoductos, A partir de los resultados obtenidos se puede concluir que:

1. El transporte de aceites crudos pesados presenta una limitante cuando su viscosidad excede los 250 cSt. Por lo tanto, se requiere de una dilución con un aceite más ligero o en su caso un incremento en la temperatura del mismo, el cual tendría que ser constante a lo largo de la línea de transporte. En este sentido, la dilución con un aceite ligero se presenta como la mejor opción. Para este estudio, se requeriría de una temperatura de 40°C para poder transportar el aceite crudo pesado de 20°API, sin embargo, si se diluye con un 20% volumen de aceite ligero de 29°API, se requeriría una temperatura de transporte de 20°C, la cual es similar a la registrada en gran parte de nuestro país.
2. La viscosidad de un hidrocarburo depende fuertemente de la temperatura a la cual se somete. En este estudio se encontró una variación del orden del 45% cuando se desprecia el efecto de la temperatura. Lo anterior es observado después de analizar el cambio que experimenta el caudal de la mezcla.
3. La dilución del aceite crudo pesado con un aceite crudo ligero ( $X < 1$ ) afecta fuertemente el caudal de la mezcla, incrementándose el valor de este parámetro conforme se diluye el aceite pesado. A partir de lo anterior, podría disminuir el número de estaciones de bombeo o en su caso la potencia de la bomba, lo cual significaría un ahorro en los costos de transporte.

4. Cuando se presentan longitudes cortas de transporte, se evita un enfriamiento excesivo de la mezcla y por tanto, se controla el incremento en su viscosidad. Para este estudio se encontró que longitudes menores a 50 km no afectan el caudal de la mezcla.
  
5. Cuando se transportan mezclas de hidrocarburos con diferentes concentraciones, la respuesta de la caída de presión es diferente a lo largo de un ducto. Esto se debe a que la viscosidad de cada mezcla responde de manera diferente a las condiciones de enfriamiento que experimenta el transporte. Por lo tanto, se puede establecer una correspondencia entre la viscosidad y la presión a la que se somete la mezcla.

## BIBLIOGRAFÍA

- [1] Rafael Martínez-Palou, María de Lourdes Mosqueira, Beatriz Zapata-Rendón, Elizabeth Mar-Juárez, César Bernal-Huicochea, Juan de la Cruz Clavel-López, Jorge Aburto. Transportation of heavy and extra-heavy crude oil by pipeline: A review. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 75: 274–282, 2011.
- [2] Demetrio Chávez Rodríguez. Tecnología Básica en el procesamiento del petróleo crudo. *IPN-ESIQIE*, 2002.
- [3] Demetrio Chávez Rodríguez. Valoración Tecnológica del Petróleo crudo y sus Derivados. *IPN-ESIQIE*, 2002.
- [4] T.F. Yen. Petroleum Analysis. Structure of Petroleum asphaltene and its significance. *Energy Source*, 1: 447–463, 2006.
- [5] Szilas AP. Production and transport of oil and gas. *Elsevier*; 1975. p. 1–496.
- [6] Jean-Pierre Wauquier. El refino del Petróleo: Petróleo Crudo, Productos Petrolíferos, Esquemas de Fabricación. *Instituto Francés del Petróleo. Madrid: Instituto Superior de la Energía*. 2004.
- [7] American Society for Testing and Materials. ASTM D445-65 Reapproved: Standard Test Method for Kinematic Viscosity of Transparent and Opaque Liquids. 1970.
- [8] American Society for Testing and Materials. ASTM D7042-14: Standard Test Method for Dynamic Viscosity and Density of Liquids by Stabinger Viscometer (and the Calculation of Kinematic Viscosity). 2014.
- [9] American Society for Testing and Materials. ASTM D88-56 Reapproved: Standard Test Method for Saybolt Viscosity. 1968.
- [10] Byron R. Bird, Warren E. Steward, Edwin N. Lightfoot. Fenómenos de transporte. *Reverté*, 1976.
- [11] Beal C. Viscosity of air, water, natural gas, crude oil and its associated gases at oil field temperature and pressures. *Trans AIME*. 165:114–27, 1946.

- [12] Beggs HD, Robinson JR. Estimating the viscosity of crude oil systems. *J Pet Technol.* 9:1140–1, 1975.
- [13] Glaso O. Generalized pressure–volume–temperature correlation for crude oil system. *J Pet Technol.* 2:785–95, 1980.
- [14] Egbogah EO, Ng JT. An improved temperature–viscosity correlation for crude oil systems. *J Pet Sci Eng.* 4:197–200, 1990.
- [15] Kartoatmodjo F, Schmidt Z. Large data bank improves crude physical property correlation. *Oil Gas J.* 4:51–5, 1994.
- [16] Elsharkawy AM, Alikhan AA. Models for predicting the viscosity of Middle East crude oils. *Fuel.* 78:891–903, 1999.
- [17] Naseri A, Nikazar M, Mousavi DSA. A correlation approach for prediction of crude oil viscosities. *J Pet Sci Eng.* 47:163–74, 2005.
- [18] Hossain MS, Sarica C, Zhang HQ. Assessment and development of heavy-oil viscosity correlations. In: *SPE International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium, Calgary, 1–3 November 2005.* p. 1–9.
- [19] Alomair O, Elsharkawy A, Alkandari H. Viscosity predictions of Kuwaiti heavy crudes at elevated temperatures. In: *SPE Heavy Oil Conference and Exhibition, Kuwait, 12–14 December 2011.* p. 1–18.
- [20] Petrosky GE, Farshad FF. Viscosity correlation for Gulf of Mexico crude oil. In: *SPE Production Operations Symposium, Oklahoma, 2–4 April 1995.* p. 249–58.
- [21] Sánchez-Minero F. Comparison of correlations based on API gravity for predicting viscosity of crude oils. *Fuel*, 138: 193–199, 2014.
- [22] M. R. Riazi. Estimation of Viscosity of Petroleum Fractions. *Fuel*, 80: 27-32, 2001.
- [23] M. R. Riazi. Characterization and properties of petroleum fractions. *ASTM International.* 2005
- [24] M. R. Riazi, G. Enezi, S. Soleimani. Estimation of Transport Properties of Liquids. *Chemical Engineering Communications*, 176: 175-193, 1999.

- [25] Jacob N. Israelachvili. Intermolecular and Surface Forces. *Elsevier*. 2011.
- [26] M. M. Abbott, G. Kaufmann, L. Domash. A Correlation for Predicting Liquid Viscosities of Petroleum Fractions. *Canadian Journal of Chemical Engineering*, 49: 379-384, 1971.
- [27] ASTM, Annual Book of Standards. Petroleum Products, Lubricants and Fossil Fuels. *ASTM International*. 2002.
- [28] Arrhenius SA. Uber die Dissociation der in Wasser gelosten Stoffe. *Z Phys Chem*. 1:631-48, 1887.
- [29] Bingham EC. The viscosity of binary mixtures. *J Phys Chem*. 18:157-65, 1914.
- [30] Kendall J, Monroe K. The viscosity of liquids II. The viscosity-composition curve for ideal liquid mixtures. *Am Chem J*. 9:1787-802, 1917.
- [31] Lederer EL. Viscosity of mixtures with and without diluents. *Proc World Pet Cong Lond*. 2:526-8, 1933.
- [32] Shu WR. A viscosity correlation for mixtures of heavy oil, bitumen, and petroleum fractions. *SPE* 1984:277-82.
- [33] Barrufet M, Setiadarma A. Reliable heavy oil-solvent viscosity mixing rules for viscosities up to 450 K, oil-solvent viscosity ratios up to  $4 \times 10^5$ , and any solvent proportion. *Fluid Phase Equilib*. 213:65-79, 1933.
- [34] Grunberg L, Nissan AH. Mixture law for viscosity. *Nature*. 164:799-800, 1949.
- [35] Wedlake GD, Ratcliff GA. A comparison of the group solution model and the principle of congruence for the prediction of liquid mixture viscosities. *Can J Chem Eng*. 51:511-4, 1973.
- [36] Zahan, M., Bjorndalen, N., Islam, M.R., 2004. Detection of precipitation in pipelines. *Petrol. Sci. Technol*. 22, 1119-1141.
- [37] Yaghi, B.M., Al-Bemani, A., 2002. Heavy crude oil viscosity reduction for pipeline transportation. *Energy Source* 24, 93-102.

- [38] Van den Bosch, P.J.W.M., Schrijvers, F.A.M., 2006. Process to Produce Pipelinetransportable Crude Oil from Feed Stocks containing Heavy Hydrocarbons. *US Patent Application* 20060144754.
- [39] Iqbal, R., Anshumali, N., Floyd, R.H., 2006. Bitumen Production-upgrade with Common or Different Solvents. *US Patent Application* 20060283776.
- [40] Argillier, J.F., Henaut, I., Gateau, P., 2006. Method of Transporting Heavy Crude Oils in Dispersion. *US Patent Application* 20060118467.
- [41] Hénaut, I., Forestiere, A., Heraud, J.P., Argillier, J.F., 2007. Method of Optimizing Heavy Crude Transportation by Incorporation under Pressure of Dimethyl Ether. *US Patent Application* 20070295642.
- [42] Storm, D.A., McKeon, R.J., Mxkinzie, H.L., Redus, C.L., 1999. Drag reduction in heavy oil. *J. Energy Resour. ASME* 121, 145–148 September.
- [43] Zagustin, K., Guevara, E., Nunez, G., 1988b. Process for Restarting Core Flow with Very Viscous Oils after a Long Standstill Period. *US Patent* 4745937.
- [44] Frank M. White. *Viscous Fluid Flow*. McGraw-Hill, 2006.
- [45] Dongxu Han, Bo Yu, Yi Wang, Yu Zhao and Guojun Yu. Fast thermal simulation of a heated crude oil pipeline with a BFC-Based POD reduced-order model. *Applied Thermal Engineering*. 88: 217–229, 2015.
- [46] Bo Yu, Chao Li, Zhengwei Zhang, Xin Liu, Jinjun Zhang, Jinjia Wei, Shuyu Sun and Jinping Huang. Numerical simulation of a buried hot crude oil pipeline under normal operation. *Applied Thermal Engineering*. 30: 2670-2679, 2010.
- [47] Jian Zhang, Yi Wang, Xinran Wang, Handu Dong, Jinping Huang, and Bo Yu. Study on Optimizing Operation of Preheating Commissioning for Waxy Crude Oil Pipelines. *Advances in Mechanical Engineering*. 14, 2014.
- [48] Ricardo Dunia, Thomas F. Edgar. Study of Heavy Crude Oil Flows in Pipelines with Electromagnetic Heaters. *Energy & Fuels*. 26: 4426- 4437, 2012.

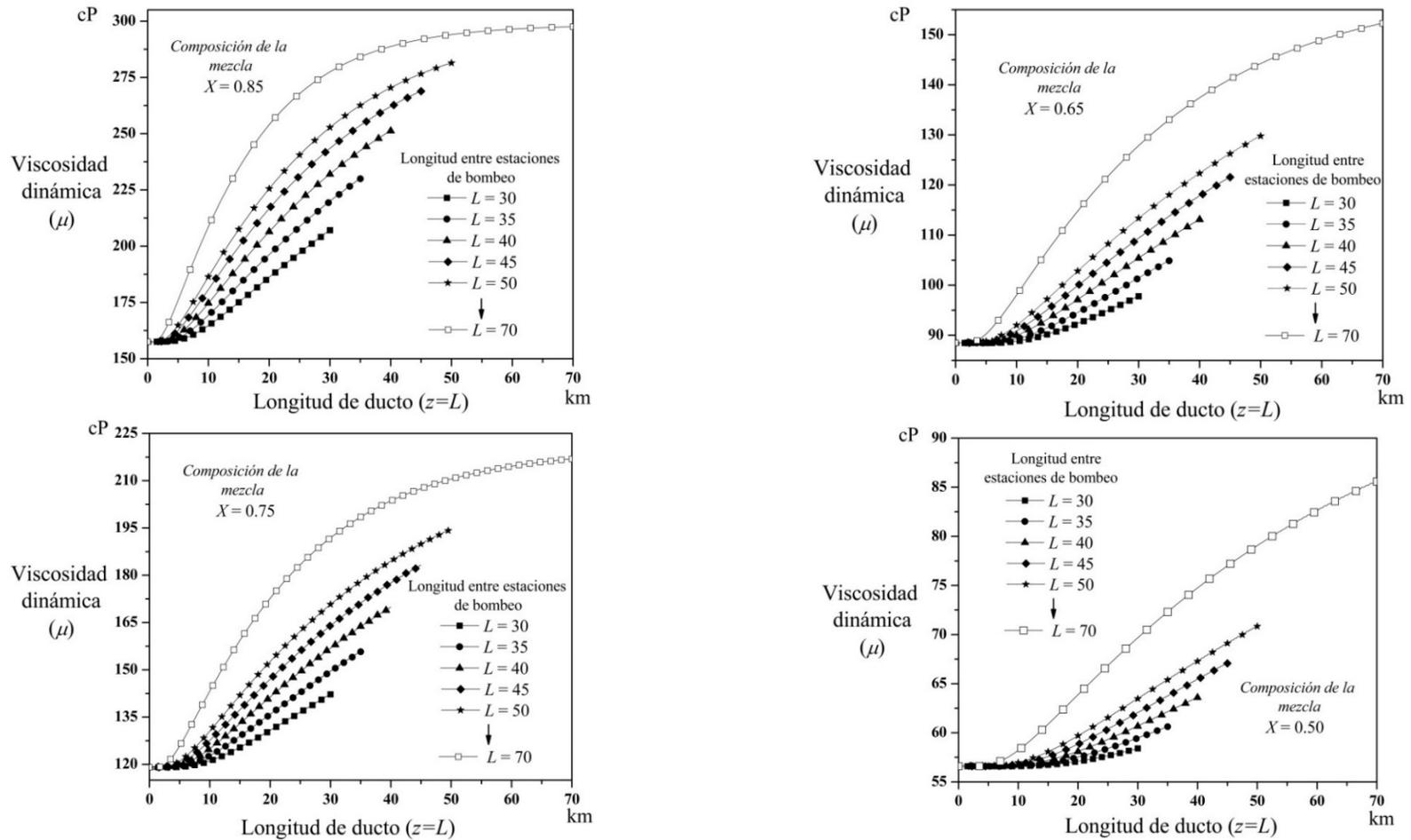
- [49] Ricardo Dunia, Antonio Campo, Rodolfo Guzman. Study of pressure and temperature developing profiles in crude oil pipe flows. *Journal of Petroleum Science and Engineering*. 78: 486- 496, 2011.
- [50] William M Deen. Analysis of Transport Phenomenon. *Oxford University Press*. 1998.
- [51] S. Sánchez, F. Méndez, L. Martínez-Suástegui and O. Bautista. Asymptotic analysis for the conjugate heat transfer problem in an electro-osmotic flow with temperature-dependent properties in a capillary. *International Journal of Heat and Mass Transfer*. 55: 8163–8171, 2012.
- [52] John C. Tannehill. Computational Fluid Mechanics and Heat Transfer. *Taylor & Francis*. 1997.

## ANEXO A. DATOS EXPERIMENTALES

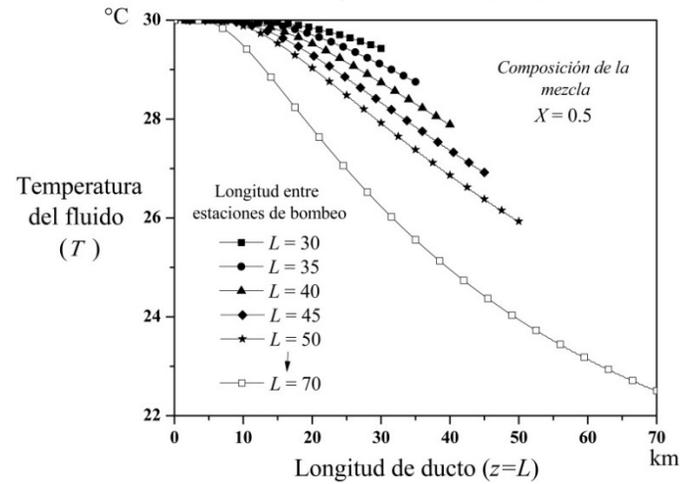
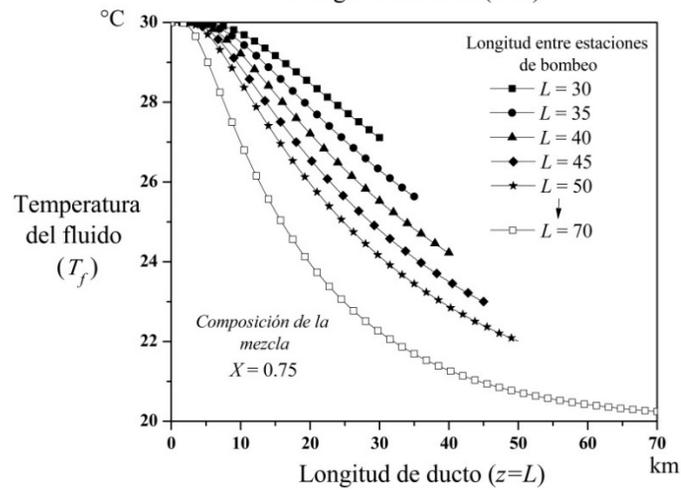
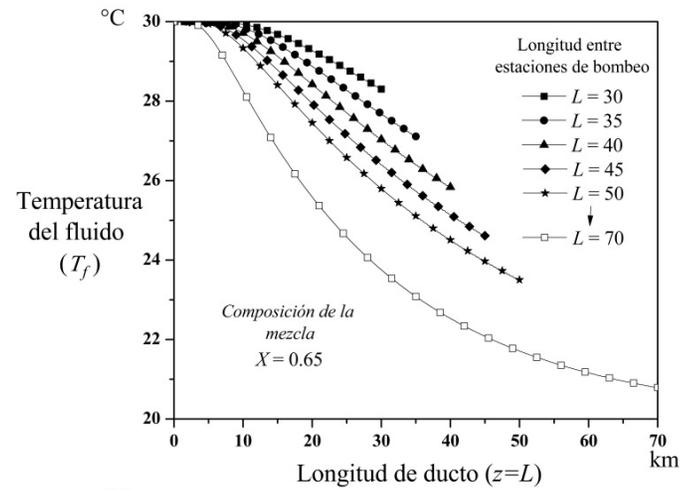
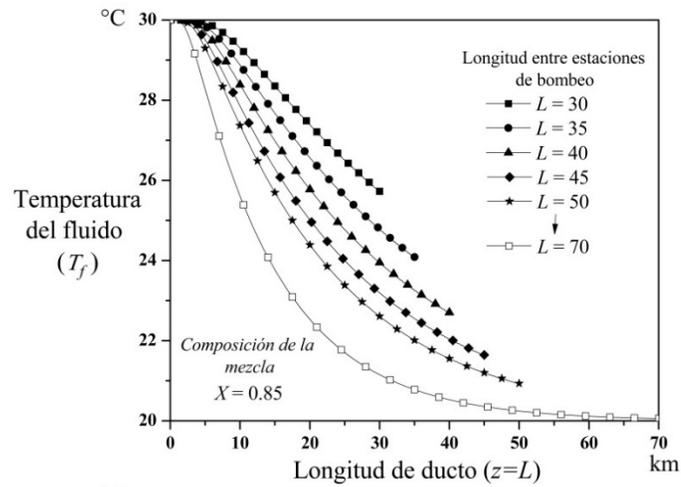
**Tabla A.1** Valores de viscosidad de cada una de las diferentes mezclas analizadas en este estudio, donde la muestra A presentó una gravedad API de 20.26° y la muestra B presentó una gravedad API de 28.97°.

| % Volumen de diluyente (B) | Viscosidad Dinámica $\mu$<br>(cP) a: |        |        |        |       | Viscosidad Cinemática $\nu$<br>(cSt) a: |        |        |        |       |
|----------------------------|--------------------------------------|--------|--------|--------|-------|---|--------|--------|--------|-------|
|                            | 10 °C                                | 20 °C  | 30 °C  | 40 °C  | 50 °C | 10 °C                                   | 20 °C  | 30 °C  | 40 °C  | 50 °C |
| 0                          | 881.08                               | 441.92 | 224.69 | 112.77 | 67.68 | 942.08                                  | 475.89 | 243.58 | 123.30 | 74.55 |
| 10                         | 733.57                               | 306.94 | 161.99 | 92.34  | 57.87 | 786.01                                  | 331.47 | 176.21 | 101.18 | 63.93 |
| 20                         | 514.34                               | 232.07 | 139.18 | 89.14  | 55.30 | 554.25                                  | 254.85 | 152.13 | 98.13  | 61.26 |
| 30                         | 321.65                               | 164.66 | 87.38  | 63.83  | 50.75 | 349.14                                  | 179.97 | 96.14  | 70.76  | 56.67 |
| 40                         | 219.42                               | 116.09 | 66.46  | 41.48  | 26.80 | 239.38                                  | 127.58 | 73.53  | 46.27  | 30.14 |
| 50                         | 183.06                               | 98.57  | 56.65  | 35.71  | 23.85 | 200.15                                  | 108.54 | 62.81  | 39.89  | 26.86 |
| 60                         | 140.73                               | 78.01  | 45.83  | 29.50  | 19.96 | 154.50                                  | 86.24  | 51.01  | 33.09  | 22.57 |
| 70                         | 106.49                               | 60.43  | 36.56  | 24.23  | 16.83 | 117.51                                  | 67.14  | 40.95  | 27.35  | 19.16 |
| 80                         | 65.46                                | 39.09  | 24.72  | 16.83  | 11.88 | 72.87                                   | 43.82  | 27.93  | 19.17  | 13.64 |
| 90                         | 56.65                                | 34.23  | 21.86  | 15.05  | 10.84 | 63.27                                   | 38.48  | 24.77  | 17.19  | 12.48 |
| 100                        | 36.53                                | 22.03  | 14.56  | 10.16  | 7.56  | 41.29                                   | 25.10  | 16.71  | 11.76  | 8.82  |

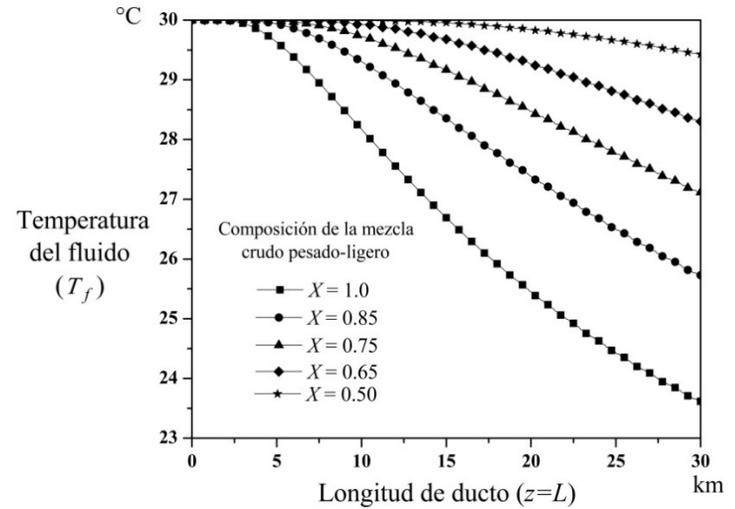
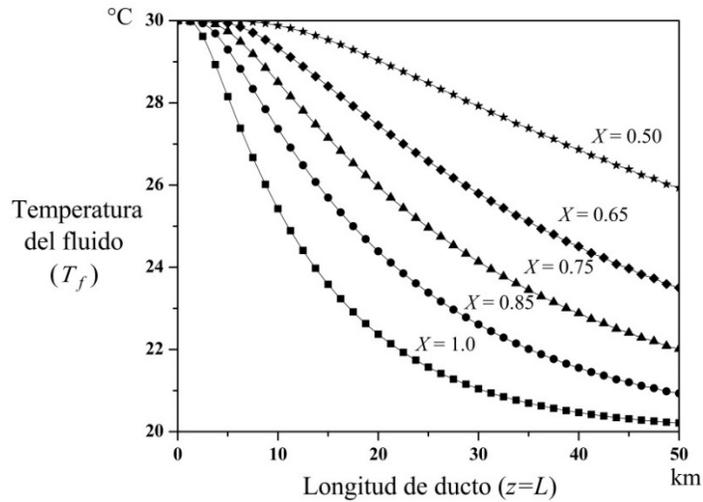
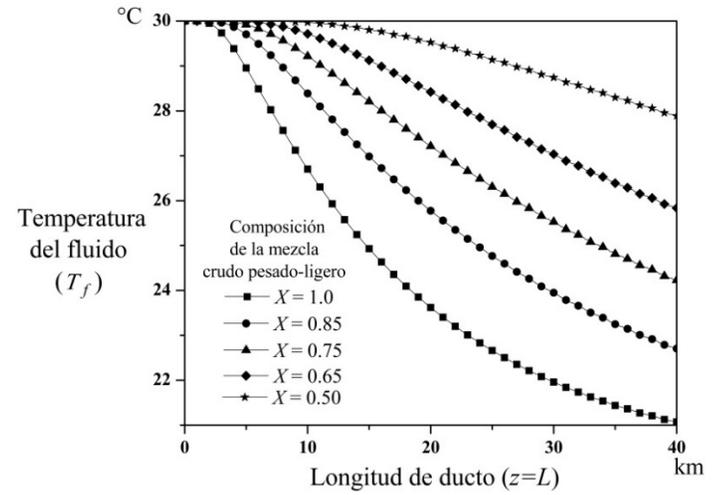
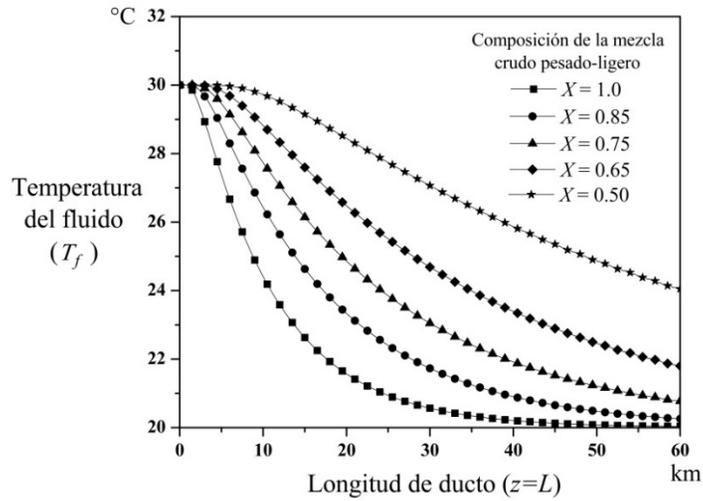
## ANEXO B. DATOS DE LAS SIMULACIONES



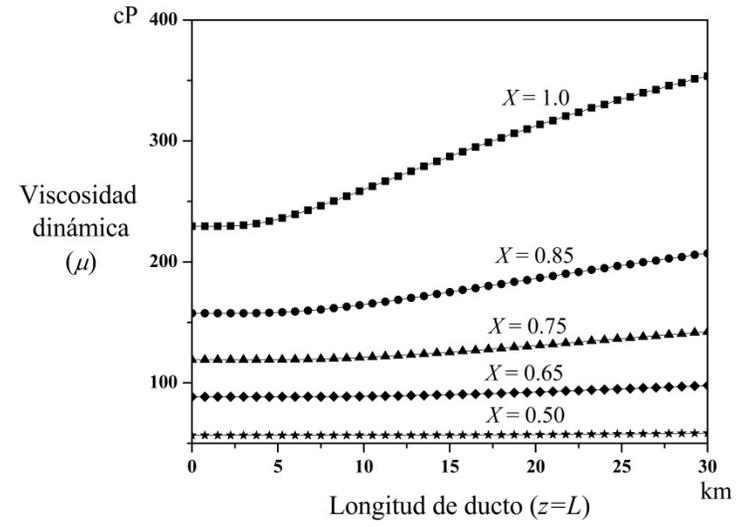
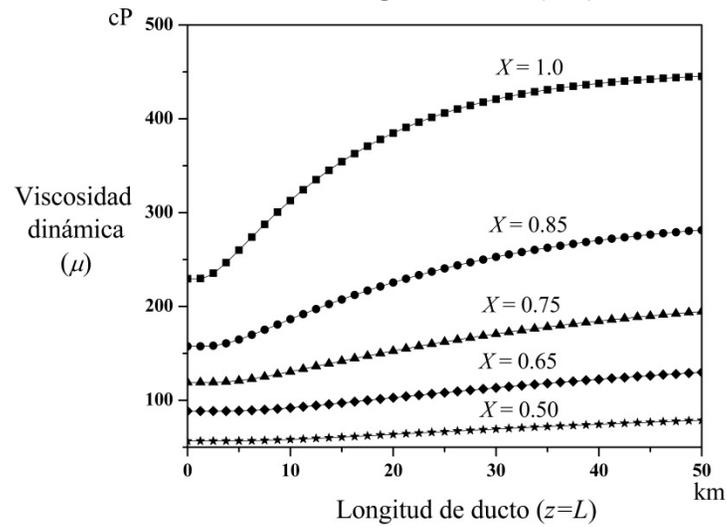
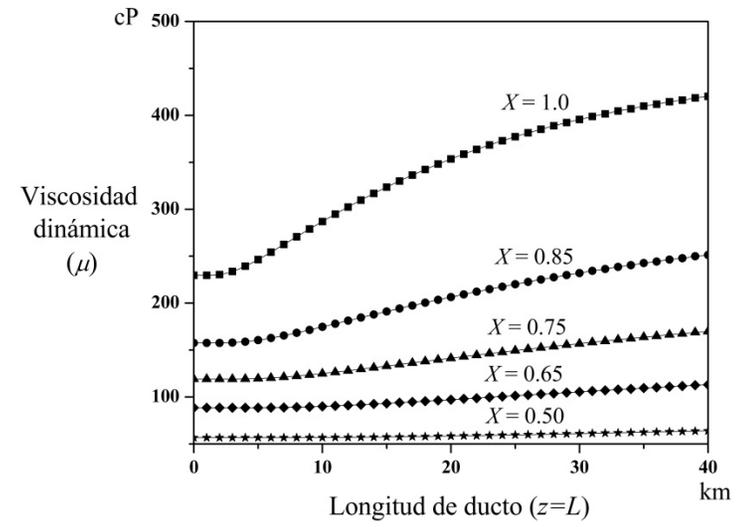
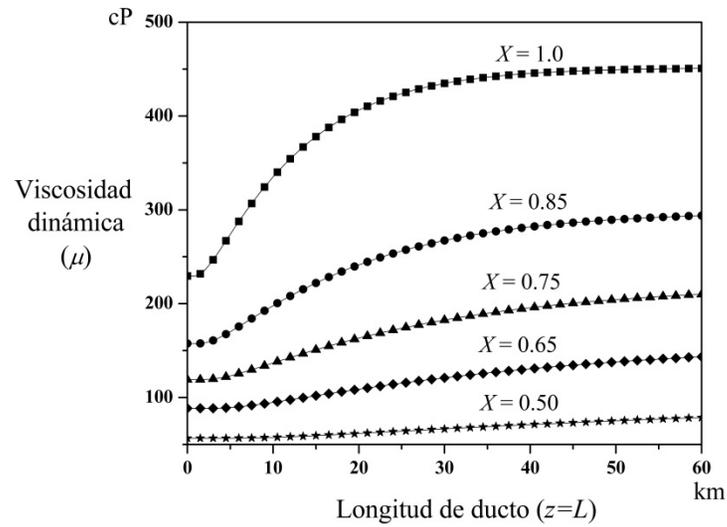
**Figura B.1** Viscosidad dinámica de la mezcla de aceites crudos,  $\mu$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a concentraciones de  $X=0.85, 0.75, 0.65$  y  $0.50$ .



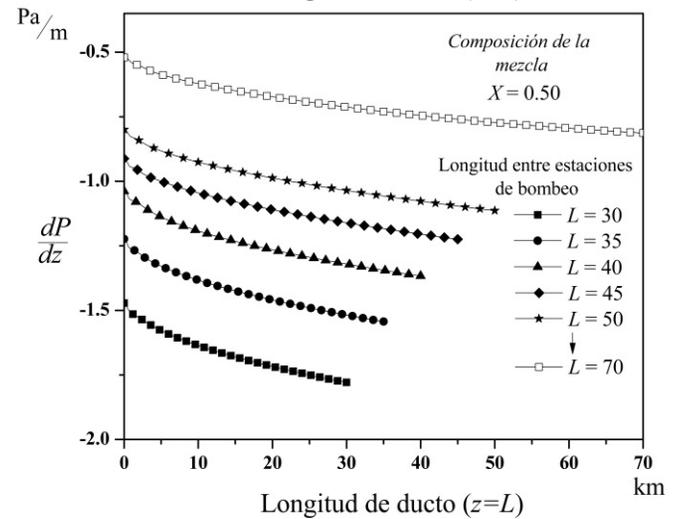
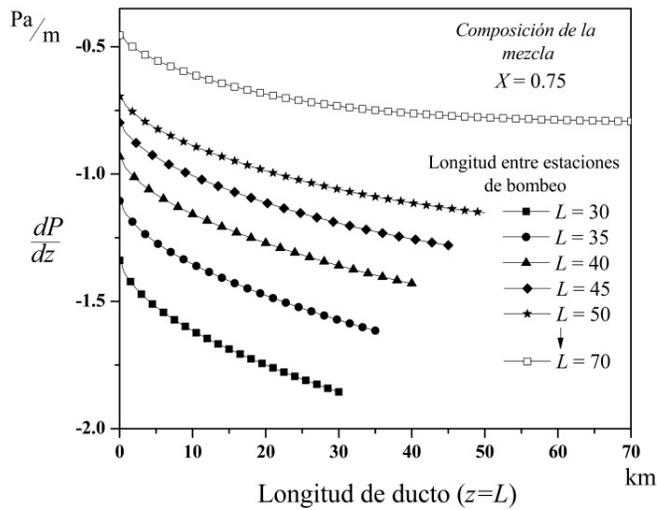
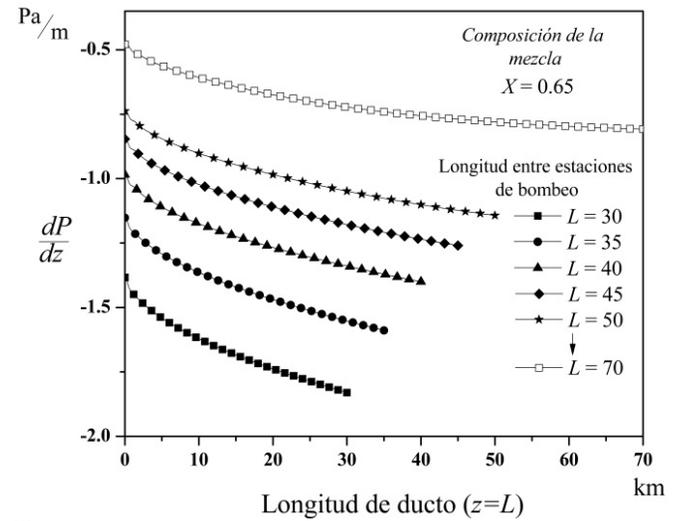
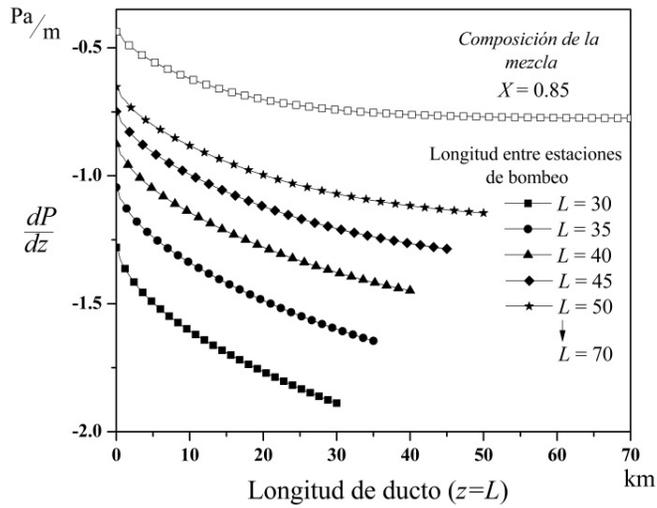
**Figura B.2** Temperatura del fluido,  $T_f$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a concentraciones de  $X=0.85, 0.75, 0.65$  y  $0.50$ .



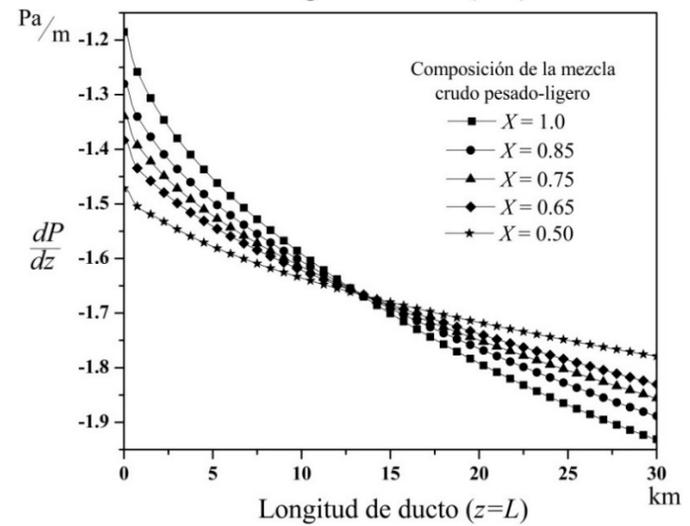
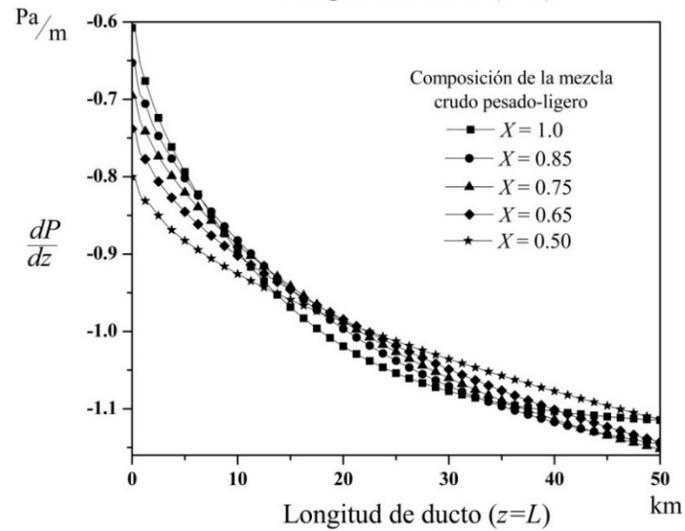
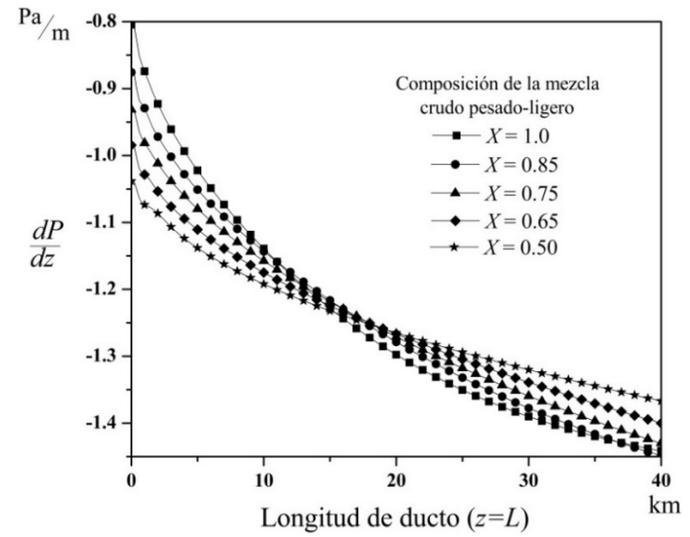
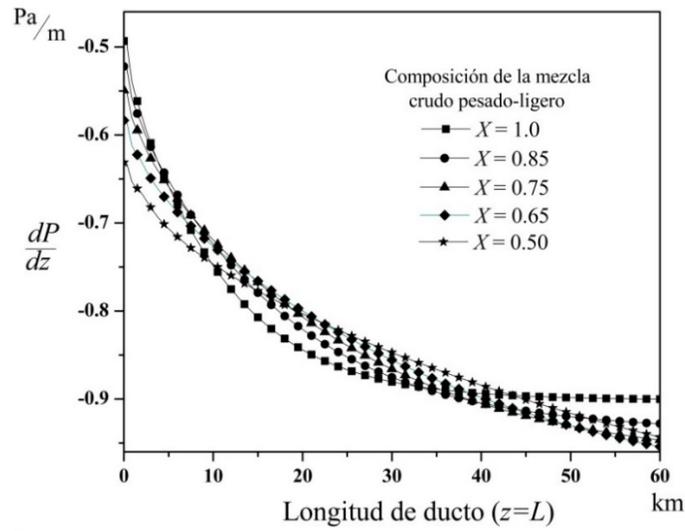
**Figura B.3** Temperatura del fluido,  $T_f$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , evaluada en diferentes valores de concentración de crudo pesado,  $X$ , y para longitudes de ducto de  $L = 60, 50, 40$  y  $30$  km.



**Figura B.4** Viscosidad dinámica del fluido,  $\mu$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , evaluada en diferentes valores de concentración de crudo pesado,  $X$ , y para longitudes de ducto de  $L = 60, 50, 40$  y  $30$  km.



**Figura B.5** Variación de presión,  $dP/dz$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , para diferentes longitudes de ducto y evaluada a concentraciones de  $X=0.85, 0.75, 0.65$  y  $0.50$ .



**Figura B.6** Variación de la presión,  $dP/dz$ , como una función de la coordenada longitudinal,  $z$ , evaluada a diferentes valores de concentración de crudo pesado,  $X$ , y longitudes de ducto de 60, 50, 40 y 30 km.

## ANEXO C. GLOSARIO

**Esquema de diferenciación central:** En el análisis numérico, esquema que utiliza el promedio de los dos valores nodales más cercanos a la frontera para aproximar la variable.

**Factor de caracterización ( $K_w$ ):** conocido como factor de caracterización de Watson o factor de caracterización UOP (Universal Oil Products) coeficiente para determinar la naturaleza química de los hidrocarburos, depende de la densidad (relación hidrógeno-carbono) y del punto de ebullición.

**Fuerzas de dispersión de London:** fuerzas intermoleculares débiles que surgen entre moléculas no polares, en las que pueden aparecer dipolos instantáneos. Son más intensas cuanto mayor es la molécula, ya que los dipolos se pueden producir con más facilidad.

**Gomas:** residuos que se forman durante el almacenamiento de las gasolinas, cuando parte de sus componentes se han evaporado. Corresponden a compuestos originales por la oxidación y polimerización de las olefinas. Situación que se traduce en una operación deficiente y por tanto, en un incremento en el consumo de combustible y en una mayor generación de emisiones contaminantes.

**Malla numérica:** en el análisis numérico, representación discreta del dominio geométrico del problema a resolver, construido por ubicaciones discretas (nodos) en las cuales las variables van a calcularse.

**Índice de refracción:** relación entre la velocidad de la luz en un vacío y la velocidad de la luz en un material dado.

**Punto de enturbiamiento:** temperatura a la que empieza a aparecer una nube de cristales de parafina en un líquido cuando se enfría en condiciones especificadas.

**Punto de escurrimiento o de congelación:** temperatura más baja a la cual el aceite se observa que fluye. El punto de escurrimiento generalmente es mayor si el contenido de parafina es alto.

**Tensoactivos o surfactantes:** sustancias que influyen por medio de la tensión superficial en la superficie de contacto entre dos fases, permitiendo conseguir o mantener una emulsión.

**Tixotropía:** capacidad de un líquido para reducir su viscosidad aparente mientras se aplica una cierta cantidad de calor o energía mecánica, como el corte o la vibración. Después de la aplicación de calor o de la fuerza mecánica, se produce un aumento de la viscosidad aparente bajo esfuerzo de cizalla, seguido de una recuperación gradual cuando se retira el esfuerzo. El efecto es función del tiempo.