

**DESARROLLO DE UN MODELO MULTIFASICO ESTRATIFICADO Y SU
IMPLEMENTACION EN UNA HERRAMIENTA SOFTWARE APLICADO AL
TRANSPORTE DE CRUDO PARAFINICO EN TUBERIA HORIZONTAL BAJO
CONDICIONES NO ISOTERMICAS**

**JORGE LUIS RENIS RUIZ
LUIS ALFREDO QUESADA GONZALEZ**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA
2006**

**DESARROLLO DE UN MODELO MULTIFASICO ESTRATIFICADO Y SU
IMPLEMENTACION EN UNA HERRAMIENTA SOFTWARE APLICADO AL
TRANSPORTE DE CRUDO PARAFINICO EN TUBERIA HORIZONTAL BAJO
CONDICIONES NO ISOTERMICAS**

**JORGE LUIS RENIS RUIZ
LUIS ALFREDO QUESADA GONZALEZ**

**TRABAJO DE GRADO PRESENTADO COMO REQUISITO PARA OPTAR AL
TITULO DE INGENIERO DE PETROLEOS**

**DIRECTOR
Msc. FERNANDO ENRIQUE CALVETE GONZALEZ
INGENIERO DE PETROLEOS**

**CODIRECTOR
Msc. WILSON CAÑAS MARIN
INGENIERO QUIMICO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA
2006**

Para las personas que más quiero:

Dios: luz que ilumina nuestra vida y la llena de bendiciones

Alfredo: tu amor por nosotros es mi inspiración

Virginia: el pilar que sostiene a mi familia

Carmen: mi ángel de la guarda

Y Carolina: mi motivación

*“La vida nos ayuda a comprender lo valioso que es contar con personas que te
quieran y te apoyen en tus proyectos. Ésto es gracias ustedes, que mostraron fe en
una idea y nunca dejaron de apoyar a la persona que la llevó a cabo.”*

Luis Alfredo.

*A Dios que es mi Fortaleza, mi Luz y mi Guía.
A mis Padres José Luis y Blanca Elena quienes me brindaron la Vida y
la Educación para convertirme en Líder de mi Futuro.
Mis Hermanas cuyo Apoyo y Sacrificio han sido vitales para alcanzar mis
Metas y Proyectos.*

*"Piensa como Presidente y trabaja como el mejor de los obrero, que en la Lucha
esta la Gloria"*

Forge Luis Renis R.

AGRADECIMIENTOS

Los autores de este trabajo desean expresar su agradecimiento a los ingenieros Fernando Calvete y Wilson Cañas quienes desde un principio ayudaron, animaron y criticaron en forma constructiva la idea propuesta y el trabajo realizado, brindando un valioso aporte humano y científico que permitió concluir exitosamente este trabajo de grado.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCION	1
1. BASES TEORICAS DEL MODELO	5
1.1 PROPIEDADES DE FLUJO DEL CRUDO PARAFINICO	5
1.2 CLASIFICACION DEL COMPORTAMIENTO DE LOS FLUIDOS	7
1.2.1 Fluidos Newtonianos.	7
1.2.2 Fluidos no Newtonianos.	9
1.2.2.1 Fluidos sin Esfuerzo de Cedencia.	10
• Fluidos Pseudoplásticos.	10
1.3. FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIA HORIZONTAL	13
1.3.1 Patrones de Flujo.	14
1.3.2 Propiedades del Flujo Multifásico	15
1.3.2.1 Holdup de líquido.	15
1.3.2.2 Caída de Presión.	15
1.3.3 Patrón de Flujo Estratificado.	16
1.3.4 Descripción Numérica del Flujo Multifásico.	17
1.4. PROCEDIMIENTO DE CARACTERIZACION DE LA FRACCIONES PNA	18
1.4.1 Propiedades Físicas de las Fracciones PNA del Crudo.	20

	pág.
1.5. CALCULO FLASH MULTIFASICO	21
2. MODELO TERMODINAMICO	25
2.1 MODELO DE SOLUCION SÓLIDA	25
2.2. MODELO DE FASE MULTISOLIDA	25
2.3 COMPOSICION DE LA PARAFINA	28
2.4 EFECTO DE LA PRESION SOBRE LA PRECIPITACION DE LAS PARAFINAS	29
2.5 EFECTO DE LA COMPOSICION SOBRE LA PRECIPITACION DE LAS PARAFINAS	31
3. MODELO PARA PREDECIR LA VISCOSIDAD NO NEWTONIANA DE CRUDOS PARAFINICOS EN FUNCION DE LA CANTIDAD DE PARAFINA PRECIPITADA	34
3.1 TEORIA SOBRE VISCOSIDAD	34
3.2 DERIVACION DE LA ECUACION DEL PRESENTE MODELO	36
4. MODELAMIENTO NUMERICO DEL FLUJO ESTRATIFICADO MULTIFASICO EN TUBERIA	42
4.1 GENERALIDADES	42
4.2 LOS ESFUERZOS DE CORTE EN LA PARED	46
4.3 ESFUERZO DE CORTE INTERFACIAL	49
4.4 PARAMETROS GEOMETRICOS	50
4.4.1 Gráficos de los Diferentes Modelos Geométricos Presentados.	52

	pág.
4.4.2 Tablas de Parámetros Geométricos.	53
4.5 CONCEPTO DE LA VELOCIDAD EXTENDIDA	55
4.5.1 Determinación de la Velocidad Extendida.	56
4.5.1.1 Flujo Laminar para la Fase Aceite.	56
4.6 PERFIL DE VELOCIDAD PARA LA FASE DE GAS	68
4.6.1 Ecuación del Número de Froude.	70
4.7 GRADIENTE DE LA DENSIDAD DEL ACEITE CON LA DISTANCIA AXIAL	72
4.7.1 Flujo Másico Radial.	72
4.8 METODO DE SOLUCION DEL MODELO DINAMICO DE FLUJO MULTIFASICO PARA CRUDOS PARAFINICOS	77
4.9 TRANSICION PARA FLUJO ESTRATIFICADO	82
4.10 TRANSICION DE FLUJO ESTRATIFICADO LISO A ESTRATIFICADO ONDULADO	83
4.11 TRANSICION PARA FLUJO ONDULADO REDONDEADO O ENROLLADO	83
5. MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA SISTEMAS MULTIFASICOS DE CRUDO PARAFINICO	84
5.1 TRANSFERENCIA DE CALOR PARA FLUIDOS NO NEWTONIANOS EN TUBERIA CON TEMPERATURA UNIFORME EN LA PARED: EFECTO DE LA DISIPACION VISCOSA Y EL CALOR DE CONDUCCION AXIAL	86
5.2 MÉTODO DE SOLUCIÓN DE LA ECUACIÓN DE ENERGÍA	89

	pág.
5.2.1 Métodos de Solución Iterativos.	95
5.2.1.1 Método Iterativo de Puntos Gauss-Seidel.	95
5.2.1.2 Métodos de Puntos Sucesivos de Sobrerrelajación.	96
5.2.2 Solución Iterativa para la Ecuación de Energía.	97
5.2.3 Algoritmo de Diferencias Finitas para la Ecuación de Energía.	99
5.3 MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR TOTAL PARA FLUJO ESTRATIFICADO	107
5.3.1 Ecuación de Energía Total.	107
6. ANALISIS DE RESULTADOS	118
6.1 CAMPO RX	119
6.2 CAMPO RY	138
6.3 CASO MAR DEL NORTE: CAMPO VICTOR	151
7. CONCLUSIONES	167
8. RECOMENDACIONES	171
BIBLIOGRAFIA	174
ANEXOS	183

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 2.1: Composición y peso molecular del modelo sintético de crudo.	30
Tabla 2.2: Resultados medidos del efecto de un solvente sobre la CPT del crudo 4.	32
Tabla 2.3: Composición del crudo 4.	33
Tabla 4.1a: Parámetros geométricos cuando $h_o > R_o$.	53
Tabla 4.1b: Parámetros geométricos cuando $h_o > R_o$ con depositación de parafina.	54
Tabla 4.2a: Parámetros geométricos cuando $h_o < R_o$.	53
Tabla 4.2b: Parámetros geométricos cuando $h_o < R_o$ con depositación de parafina.	54
Tabla 4.3. Vectores de raíces y pesos para Gauss Legendre.	59
Tabla 6.1: Campos petroleros utilizados para la validación de resultados.	118
Tabla 6.2: Análisis composicional del crudo para el campo RX.	120
Tabla 6.3: Datos experimentales del campo RX.	122
Tabla 6. 4: Resultados del modelo de tubería para el campo RX.	126
Tabla 6.5: Datos experimentales de flujo del campo RX.	127
Tabla 6.6: Validación de los datos de flujo del campo RX.	129
Tabla 6.7: Datos experimentales del campo RY.	138
Tabla 6.8: Datos experimentales para el campo RY.	140
Tabla 6.9: Tabla de validación de los datos de flujo del campo RY.	141
Tabla 6.10: Datos composicionales del campo Víctor.	152

	pág.
Tabla 6.11: Datos experimentales de entrada del campo Víctor.	153
Tabla 6.12: Datos de validación para el modelo de viscosidad para el campo Víctor.	157
Tabla 6.13: Validación de los datos de presión para el campo Víctor.	163

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1.1: Estructuras de cristales de parafina formadas bajo diferentes condiciones de corte.	6
Figura 1.2: Movimiento de un fluido Newtoniano en estado laminar.	7
Figura 1.3: Curva de flujo de un fluido Newtoniano.	8
Figura 1.4: Curva de flujo de varios tipos de fluidos independientes del tiempo.	10
Figura 1.5: Mapa conceptual de los fluidos no Newtonianos.	12
Figura 1.6: Patrones de flujo en tubería horizontal.	14
Figura 1.7: Diagrama de flujo que muestra las diferentes etapas de desarrollo de este proyecto.	24
Figura 2.1: Modelo de fase multisólida para la precipitación de parafina.	27
Figura 2.2: Cálculo de cantidad de parafina y especies precipitadas para el modelo de aceite sintético.	31
Figura 2.3: Punto de nube contra presión para tres crudos en tanque.	32
Figura 3.1: Carta típica de viscosidad contra temperatura para crudos parafínicos.	35
Figura 4.1: Modelo físico para flujo estratificado.	42
Figura 4.2: Elemento de área para los parámetros geométricos cuando $h_o < R_o$.	52
Figura 4.3: Elemento de área para los parámetros geométricos cuando $h_o > R_o$.	52
Figura 4.4: Elemento de área para los parámetros geométricos cuando hay depositación de parafina.	52
Figura 4.5: Ilustración del concepto de velocidad extendida.	56

	pág.
Figura 4.6: Elemento de área de la fase aceite cuando $h_o < R_o$.	57
Figura 4.7: Diagrama de flujo de la cuadratura Gauss-Legendre	61
Figura 4.8: Elemento de área de la fase aceite cuando $h_o > R_o$.	62
Figura 4.9: Elemento de área de la fase aceite cuando $h_o = R_o$.	67
Figura 4.10: Modelo de deslizamiento de la fase líquida.	71
Figura 5.1: Representación del enmallado para un segmento de tubería dado, asociado al rectángulo R, pasando rectas verticales y horizontales por los puntos con coordenadas (r, z) .	91
Figura 5.2: Región en forma de estrella alrededor de (r_i^*, z_j^*) .	94
Figura 5.3: Modelo de transferencia de calor multifásico.	107
Figura 6.1: Datos generales de entrada del campo RX.	119
Figura 6.2: Resultados del análisis PNA para el campo RX.	123
Figura 6.3: Resultados del cálculo flash multifásico para el campo RX.	124
Figura 6.4: Resultados generales del flash multifásico para el campo RX.	125
Figura 6.5: Modelo de tubería para el campo RX.	126
Figura 6.6: Resultados del modelo de flujo para el campo RX dados por WAXSIM1.0 .	128
Figura 6.7: Gráfica del porcentaje de parafina precipitada Vs. Tz, con sus resultados numéricos.	130
Figura 6.8: Gráfica del porcentaje de parafina precipitada Vs. Z, con sus respectivos resultados numéricos.	131
Figura 6.9: Gráfico del número de Peclet contra temperatura, con sus respectivos resultados numéricos.	132

	pág.
Figura 6.10: Gráfica del número de Brinkman contra temperatura, con sus respectivos resultados numéricos.	133
Figura 6.11: Gráfico del Coeficiente de transferencia de calor total multifásico contra temperatura, con sus respectivos resultados numéricos.	135
Figura 6.12: Modelo general de viscosidad para el campo RX.	137
Figura 6.13: Resultados para el flash multifásico del campo RY.	139
Figura 6.14: Resultados numéricos de flujo arrojados por WAXSIM 1.0 .	140
Figura 6.15: Modelo de tubería descrito para el campo RY, con sus resultados numéricos.	142
Figura 6.16: Gráfica del porcentaje de parafina precipitada Vs. Tz, con sus resultados numéricos para el campo RY.	143
Figura 6.17: Gráfica del porcentaje de parafina precipitada Vs. z, con sus resultados numéricos para el campo RY.	144
Figura 6.18: Gráfica del perfil de presión a lo largo de la tubería, con sus resultados numéricos para el campo RY.	145
Figura 6.19: Gráfica de la velocidad axial Vs. z, con sus resultados numéricos para el campo RY.	146
Figura 6.20: Gráfica del número de Peclet contra temperatura para el campo RY.	148
Figura 6.21: Gráfica de la distribución de temperatura adimensional a lo largo de la coordenada radial para el fluido del campo RY.	148
Figura 6.22: Gráfica del coeficiente de transferencia total de calor del sistema multifásico contra la temperatura axial, con sus respectivos resultados numéricos para el campo RY.	149
Figura 6.23: Gráfica del coeficiente de transferencia total de calor del sistema multifásico contra la coordenada horizontal, con sus respectivos resultados numéricos.	150

	pág.
Figura 6.24: Datos generales de entrada para el campo Víctor.	154
Figura 6.25: Gráfica del modelo de tubería para el campo Víctor, con sus respectivos resultados numéricos.	155
Figura 6.26: Gráfica del porcentaje de parafina precipitada Vs. Tz, con sus resultados numéricos para el campo Víctor.	156
Figura 6.27: Gráfica de validación del modelo de viscosidad para el campo Víctor.	158
Figura 6.28: Modelo de viscosidad para el campo Víctor.	159
Figura 6.29: Perfil de presión a lo largo de la tubería, con sus respectivos resultados numéricos para el campo Víctor.	160
Figura 6.30: Gráfica del gradiente de presión Vs. z, para el campo Víctor.	161
Figura 6.31: Gráfica de los datos de presión para la validación de los resultados del modelo para el campo Víctor.	163
Figura 6.32: Gráfica del número de Peclet Vs. Tz, para el campo Víctor.	164
Figura 6.33: Gráfica del coeficiente de transferencia de calor total del sistema multifásico Vs. Tz, para el campo Víctor.	165
Figura 6.34: Gráfica del gradiente de temperatura multifásico a lo largo del eje horizontal de la tubería, para el campo Víctor.	165

NOMENCLATURA

Flash Multifásico

$Z_i \rightarrow$	Fracción molar del alimento.
$N \rightarrow$	Número total de componentes.
$x_i \rightarrow$	Fracción molar del componente i en la fase líquida.
$y_i \rightarrow$	Fracción molar del componente i en la fase gas.
$s_i \rightarrow$	Fracción molar del componente i en la fase sólida.
$L_x \rightarrow$	Número de moles en la fase líquida por mol de mezcla.
$L_y \rightarrow$	Número de moles en la fase gas por mol de mezcla.
$L_s \rightarrow$	Número de moles en la fase sólida por mol de mezcla.
$K_i \rightarrow$	Constante de equilibrio sólido-líquido.
$G_i \rightarrow$	Constante de equilibrio vapor-líquido.

Concepto de Velocidad Extendida

$u_o \rightarrow$	Velocidad promedio verdadera, (ft/seg).
$u_{o,ext} \rightarrow$	Velocidad promedio verdadera extendida, (ft/seg).
$h_o \rightarrow$	Nivel de líquido de la fase aceite, (in).
$Re \rightarrow$	Número adimensional de Reynold.
$r \rightarrow$	Distancia radial, (in).
$n \rightarrow$	Índice de comportamiento de flujo en el modelo de Ley de Potencia.
$\theta \rightarrow$	Angulo subtendido por el centro de la tubería y la superficie de contacto entre las fases, (rad).
$A_o \rightarrow$	Área transversal de la fase aceite, (in^2).
$A_g \rightarrow$	Área transversal de la fase gas, (in^2).
$Q_o \rightarrow$	Tasa volumétrica del sistema bifásico aceite-parafina, (ft^3/seg).

- $Q_g \rightarrow$ Tasa volumétrica del gas, (ft^3/seg).
- $Q_{gstd} \rightarrow$ Tasa volumétrica del gas a condiciones estándar, ($SCFD$).

Características del Fluido y del Sistema

- $GOR \rightarrow$ Relación Gas-Aceite, (scf/STB).
- $^{\circ}API \rightarrow$ Gravedad API del crudo.
- $P_{sis} \rightarrow$ Presión de flujo del sistema multifásico, (lbf/in^2).
- $T_{ent} \rightarrow$ Temperatura de entrada del flujo multifásico, ($^{\circ}F$).
- $D_o \rightarrow$ Diámetro interno total de la tubería, (in).
- $R_o \rightarrow$ Radio interno total de la tubería, (in).
- $L \rightarrow$ Longitud de tubería en estudio, (ft).
- $\dot{\gamma}_{ent} \rightarrow$ Tasa de corte de fluido líquido, ($1/seg$).
- $MW_i \rightarrow$ Peso molecular del componente i en la mezcla.
- $MW_{promedio} \rightarrow$ Peso molecular promedio de la fracción plus.
- $\gamma_{promedio} \rightarrow$ Gravedad específica promedio de la fracción plus.
- $T_R \rightarrow$ Temperatura de yacimiento, ($^{\circ}F$).
- $P_R \rightarrow$ Presión de yacimiento, (psi).
- $V_c \rightarrow$ Volumen crítico, (ft^3/lbm).
- $T_b \rightarrow$ Temperatura de ebullición, ($^{\circ}F$).
- $T_c \rightarrow$ Temperatura crítica, ($^{\circ}F$).
- $P_c \rightarrow$ Presión crítica, (psi).
- $\omega \rightarrow$ Factor acéntrico.
- $\rho \rightarrow$ Densidad, (lbm/ft^3).
- $T_f \rightarrow$ Temperatura de fusión, ($^{\circ}F$).

$C_p \rightarrow$	Capacidad calorífica a presión constante, $(Btu/lb^\circ F)$.
$\gamma \rightarrow$	Gravedad específica.
$Z \rightarrow$	Factor de compresibilidad del gas.
$\mu \rightarrow$	Viscosidad no Newtoniana del crudo, $(lbm/ft \cdot seg)$.
$P_{pr} \rightarrow$	Presión pseudoreducida, (P/P_{pc}) .
$T_{pr} \rightarrow$	Temperatura pseudoreducida, (T/T_{pc}) .
$P_{pc} \rightarrow$	Presión pseudocrítica, psi .
$T_{pc} \rightarrow$	Temperatura pseudocrítica, $^\circ R$.
$P_b \rightarrow$	Presión de burbuja del crudo, psi .
$B_g \rightarrow$	Factor volumétrico de formación del gas, (bbl/kft^3) .
$B_o \rightarrow$	Factor volumétrico del aceite. (bbl/kft^3)
$\rho_o \rightarrow$	Densidad del aceite, (lbm/ft^3) .
$\rho_w \rightarrow$	Densidad de la parafina, (lbm/ft^3) .
$H_o^e \rightarrow$	Entalpía del aceite, (Btu/lbm) .
$\%C \rightarrow$	Porcentaje en peso de la cantidad de parafina precipitada.
$D_{ho} \rightarrow$	Diámetro hidráulico de la fase aceite, (in).
$\dot{m}_o \rightarrow$	Tasa másica del aceite, (lbm/seg) .
$\dot{m}_w \rightarrow$	Tasa másica de la parafina, (lbm/seg) .
$\dot{m}_m \rightarrow$	Tasa másica total del sistema aceite-parafina, (lbm/seg) .
$WAT \rightarrow$	Temperatura de aparición de la parafina, $(^\circ F)$.
$T_z \rightarrow$	Temperatura a lo largo de la coordenada axial del sistema, $(^\circ F)$.
$n_l \rightarrow$	Índice de refracción de la fracción TBP.
$I \rightarrow$	Factor de caracterización de la fracción TBP.
$\%P \rightarrow$	Porcentaje peso de la cadena parafínica en la fracción TBP.
$\%N \rightarrow$	Porcentaje peso de la cadena nafténica en la fracción TBP.

$\%A \rightarrow$	Porcentaje peso de la cadena aromática en la fracción TBP.
$\mu_o \rightarrow$	Viscosidad Newtoniana del crudo, $(lbm/ft \cdot seg)$.
$\mu_g \rightarrow$	Viscosidad Newtoniana del gas, $(lbm/ft \cdot seg)$.
$\tau_o \rightarrow$	Esfuerzo de corte en la pared para la fase aceite, $(lbm/ft \cdot seg^2)$.
$\tau_g \rightarrow$	Esfuerzo de corte en la pared para la fase gas, $(lbm/ft \cdot seg^2)$.
$\tau_I \rightarrow$	Esfuerzo de corte interfacial entre la fase gas y aceite, $(lbm/ft \cdot seg^2)$.
$u_{oz} \rightarrow$	Velocidad promedio en la coordenada axial, z ; (ft/seg) .
$f_o \rightarrow$	Factor de fricción de la fase aceite en el flujo laminar.
$f_g \rightarrow$	Factor de fricción de la fase gas en el flujo laminar.
$Re_{gen} \rightarrow$	Número de Reynolds general para el sistema bifásico aceite-parafina.
$f_I \rightarrow$	Factor de fricción interfacial.
$Re_{g,t} \rightarrow$	Número Reynolds del gas crítico.
$\beta \rightarrow$	Angulo subtendido desde el centro de la tubería hasta el extremo de la línea interfacial del sistema, (rad).
$A_w \rightarrow$	Área ocupada por la parafina depositada, (in^2) .
$\delta \rightarrow$	Espesor de la capa de parafina depositada, (in).
$R_w \rightarrow$	Radio efectivo del flujo cuando existe depositación de parafinas, (in).
$D_{hg} \rightarrow$	Diámetro hidráulico de la fase gas, (in).
$S_w \rightarrow$	Perímetro de la parafina depositada en contacto con la tubería, (in).
$J \rightarrow$	Flujo másico radial del sistema aceite-parafina, $(Lbm/Seg \cdot ft^2)$
$D_m \rightarrow$	Coefficiente de difusividad en la fase aceite, (ft^2/seg) .
$V_{soluto} \rightarrow$	Volumen molar a punto de ebullición de la fase sólida, $(ft^3/lbmol)$.

$H_g \rightarrow$	Fracción de vacío del sistema gas-aceite.
$H_o \rightarrow$	Holdup del aceite en la tubería.
$\alpha_o \rightarrow$	Parámetro cinético de flujo.
$h_o/D \rightarrow$	Espesor adimensional de la fase aceite.

Modelo de transferencia de calor

$u_r^* \rightarrow$	Perfil de velocidad adimensional de la fase aceite.
$r^* \rightarrow$	Coordenada radial adimensional de la fase aceite.
$Z^* \rightarrow$	Coordenada axial longitudinal adimensional.
$F \rightarrow$	Parámetro de relación del perfil de velocidad.
$\theta_T \rightarrow$	Temperatura adimensional, $(T - T_w)/(T_{ent} - T_w)$.
$(\partial\theta/\partial r^*) \rightarrow$	Gradiente de temperatura radial adimensional.
$(\partial\theta/\partial z^*) \rightarrow$	Gradiente de temperatura axial adimensional.
$P_e \rightarrow$	Número de Peclet.
$Br \rightarrow$	Número de Brinkman.
$h_r \rightarrow$	Tamaño de paso de la coordenada r^* para la división del eje r .
$K_z \rightarrow$	Tamaño de paso de la coordenada z^* para la división del eje z .
$h_o^c \rightarrow$	Coefficiente de transferencia de calor convectivo para la fase aceite, $(Btu/seg \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$.
$h_g \rightarrow$	Coefficiente de transferencia de calor convectivo para la fase gas, $(Btu/seg \cdot ft^2 \cdot ^\circ F)$.
$U_o \rightarrow$	Coefficiente de transferencia de calor total local de la fase aceite, $(Btu/seg \cdot ft \cdot ^\circ F)$.

$U_g \rightarrow$	Coeficiente de transferencia de calor total local de la fase gas, ($Btu/seg \cdot ft \cdot ^\circ F$).
$\partial T/\partial Z \rightarrow$	Gradiente de temperatura a lo largo de la tubería, ($^\circ F/ft$).
$q_o \rightarrow$	Flujo de calor de la fase aceite, ($Btu/seg \cdot ft^2$).
$q_I \rightarrow$	Flujo de calor interfacial, ($Btu/seg \cdot ft^2$).
$U_{fe} \rightarrow$	Coeficiente de transferencia de calor total del sistema multifásico estratificado, ($Btu/seg \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$).
$h_{fe} \rightarrow$	Coeficiente convectivo de transferencia de calor total para el sistema multifásico estratificado, ($Btu/seg \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$).
$\Delta z \rightarrow$	Tamaño del segmento de tubería para el modelo de tubería, (ft).
$k_p \rightarrow$	Conductividad térmica de la tubería, ($Btu/seg \cdot ft \cdot ^\circ F$).
$k_g \rightarrow$	Conductividad térmica del gas, ($Btu/seg \cdot ft \cdot ^\circ F$).
$\frac{\partial v}{\partial T} \rightarrow$	Gradiente del volumen específico con respecto a la temperatura, ($ft^3/Lbm \cdot ^\circ F$).
$r_o \rightarrow$	Radio externo de la tubería, (in).
$h_{amb} \rightarrow$	Coeficiente de transferencia de calor convectivo con el ambiente, ($Btu/seg \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$).
$k_o \rightarrow$	Conductividad térmica del aceite, ($Btu/seg \cdot ft \cdot ^\circ F$).
$k_{o,s} \rightarrow$	Conductividad térmica de la fase líquida-sólida, ($Btu/seg \cdot ft \cdot ^\circ F$).
$\frac{\partial P}{\partial Z} \rightarrow$	Gradiente de presión con respecto a la distancia, ($lbm \cdot ft^2 / ft^4 \cdot seg^2$).
$k_d \rightarrow$	Conductividad de la parafina, ($Btu/seg \cdot ft \cdot ^\circ F$).

$\frac{\partial \rho_o}{\partial z} \rightarrow$ Gradiente de la densidad del aceite con respecto a z , (lbm/ft^4).

$Nu \rightarrow$ Número de Nusselt.

Subíndices

i

j

k

$o \rightarrow$ Fase Aceite.

$g \rightarrow$ Fase Gas.

$ow \rightarrow$ Sistema Aceite – Parafina.

$M \rightarrow$ Sistema Gas – Aceite.

$r \rightarrow$ Coordenada Radial.

$z \rightarrow$ Coordenada Axial Horizontal.

$i \rightarrow$ Interfase.

$T \rightarrow$ Sistema Total.

$w \rightarrow$ Fase Sólida.

RESUMEN

TÍTULO: DESARROLLO DE UN MODELO MULTIFÁSICO ESTRATIFICADO Y SU IMPLEMENTACIÓN EN UNA HERRAMIENTA SOFTWARE APLICADO AL TRANSPORTE DE CRUDO PARAFÍNICO EN TUBERÍA HORIZONTAL BAJO CONDICIONES NO ISOTÉRMICAS¹

AUTORES: RENIS RUIZ, JORGE LUIS^{2†}
QUESADA GONZÁLEZ, LUIS ALFREDO²

PALABRAS CLAVES: Transporte Multifásico, Flujo Estratificado, Crudo Parafínico, Precipitación de Parafinas, Transferencia de Calor en Flujo Multifásico.

DESCRIPCION

Este proyecto presenta un nuevo modelo multifásico estratificado aplicable al transporte de crudo parafínico bajo condiciones no isotérmicas, utilizando para ello un modelo de fase multisólida para predecir la temperatura de aparición de parafinas (WAT) y la cantidad de parafina precipitada. También, se implementa un modelo de viscosidad dependiente de la tasa de corte, la cantidad de parafina precipitada y la temperatura del sistema. Con la descripción reológica del sistema, se utilizan las ecuaciones básicas de continuidad, momento y energía en sistemas dinámicos de flujo estratificado para fluidos no Newtonianos, los cuales proporcionan el cálculo de variables de gran importancia para el diseño de oleoductos y transporte de crudo como son el holdup de líquido, la caída de presión y las velocidades de flujo. Adicionalmente, se introduce el concepto de velocidad extendida el cual es utilizado para calcular la velocidad promedio in-situ del aceite.

Por último, el modelo de transferencia de calor es presentado en dos fases: primero, un análisis detallado de la transferencia para el sistema aceite-parafina teniendo en cuenta la influencia de efectos térmicos como la disipación viscosa y el calor de conducción axial. Seguidamente, se describe el modelo de transferencia de calor para el sistema multifásico total bajo las condiciones dinámicas de flujo. Los resultados arrojados por el software “**WAXSIM 1.0**®” desarrollado para la validación del modelo, muestran un gran ajuste a los datos experimentales utilizados, dando un paso importante en la investigación aplicada a la industria petrolera.

¹ Trabajo de grado.

² Aspirantes al título de Ingeniero de Petróleos de la Universidad Industrial de Santander.

† E-mail: jorgerenis@hotmail.com

ABSTRACT

TITLE: DEVELOPMENT OF A STRATIFIED MULTIPHASE MODEL, APPLIED TO WAXY OIL CRUDE TRANSPORT IN HORIZONTAL PIPELINE UNDER NON-ISOTHERMICAL CONDITIONS, AND ITS IMPLEMENTATION BY A SOFTWARE TOOL¹.

AUTHORS: RENIS RUIZ, JORGE LUIS^{2†}
QUESADA GONZÁLEZ, LUIS ALFREDO²

KEYWORDS: MULTIPHASE TRANSPORT, STRATIFIED FLOW, WAX OIL CRUDE, WAX PRECIPITATION, HEAT TRANSFER IN MULTIPHASE FLOW.

DESCRIPTION

This project presents a new stratified multiphase model applied to waxy oil transport under non-isothermal conditions, using a multisolid phase model to predict the wax appearance temperature (WAT) and amount of wax precipitated. This project works with a viscosity model based on shear rate, amount of wax precipitated and system temperature. With the system's rheological description; the moment, continuity and energy basic equations are used in stratified flow dynamics systems for Non-Newtonian fluids. These stratified flow dynamics systems provide liquid holdup, drop pressure and flow velocities. In addition, the extend velocity concept, used to calculate the oil in-situ average velocity, is introduced.

Finally, the heat transfer model is explained in two steps: first, there is a description of how thermal effects, like viscous dissipation and axial heat conduction, affects the wax-oil system; second, the description of the heat transfer model to total multiphase system under flow dynamics conditions is also established. The results given by the software "WAXSIM 1.0[®]", elaborated to validate the model; show a good approximation with experimental data. This fact represents an important step in the research applied to oil industry.

¹Degree Project.

²Petroleum Engineers Candidates of the Industrial University of Santander

[†] E-mail: jorgerenis@hotmail.com

INTRODUCCION

En la industria petrolera uno de los factores que conlleva al aumento de los costos operacionales durante la producción de crudo, es la precipitación y depositación de compuestos orgánicos sólidos, los cuales generan el taponamiento de la tubería, la disminución del caudal de producción, el aumento de la caída de presión y el cierre temporal de los pozos (Nazar, et. al, 2001).

El fenómeno de enfriamiento es reconocido como uno de los principales factores que controla la precipitación y depositación de parafinas, así como su concentración. En el mismo sentido, la tasa de flujo, la velocidad del flujo y la presencia de gas o agua son otros factores importantes, los cuales influyen el fenómeno de enfriamiento del sistema. Es decir, los mecanismos de flujo de un crudo parafínico son también influenciados por la dinámica del flujo y la presencia de la fase gas o agua en el crudo.

Muy pocos trabajos se han realizado para demostrar el efecto exacto de la presencia de gas sobre el punto de nube, la viscosidad y el esfuerzo de cedencia de un fluido multifásico. La presencia de un fluido multifásico durante el flujo en la tubería, influye sobre la reología del fluido.

El punto de nube, normalmente determinado en laboratorio es representativo para un crudo desaturado de gas. Mientras que, la presencia de gas medida como la relación Gas- Aceite (GOR) en un fluido en movimiento, aparentemente reduce el punto de nube del fluido principal (Rai et. al, 1995). Es por esto que evidentemente el punto de nube, la viscosidad y el esfuerzo de cedencia de un fluido multifásico es siempre más bajo que los valores para un aceite crudo puro sin presencia de la fase gaseosa.

El diseño e implementación de un modelo que permita predecir y simular las condiciones termodinámicas e hidrodinámicas, durante el transporte de crudo parafínico en sistema de tubería horizontal con flujo multifásico es de vital importancia para los intereses de la industria petrolera, proporcionando una mayor efectividad en los modelos de remediación e incrementando la rentabilidad, debido a la disminución de los costos operativos. Así, en el presente trabajo de grado, se desarrolla un modelo predictivo completamente matemático de las condiciones termodinámicas, hidrodinámicas y de transferencia, con el cual se pueda predecir la temperatura de aparición de las parafinas (WAT), calcular las propiedades de transporte como el holdup de líquido y la caída de presión en sistemas de flujo multifásico estratificado horizontal bajo condiciones no isotérmicas.

Este proyecto se realiza mediante la integración de tres etapas : la primera es la implementación de un modelo termodinámico conformado por un método de caracterización PNA del crudo, el cálculo flash multifásico y el respectivo desarrollo matemático - termodinámico para predecir la WAT y la cantidad de parafinas precipitada en solución multisólida; en segundo lugar, el desarrollo de un modelo numérico hidrodinámico para predecir propiedades de flujo como: el holdup del líquido, el gradiente de presión a través de la tubería y los perfiles de velocidad de cada una de las fases aplicando el concepto de velocidad extendida en sistemas de flujo multifásico estratificado bajo condiciones de flujo laminar. Integrado a esta etapa, un modelo de transferencia de calor aplicado al flujo estratificado teniendo en cuenta los efectos de disipación viscosa y la conducción de calor axial del fluido, los cuales se hacen mucho más evidentes bajo condiciones no isotérmicas del sistema; en tercer lugar, el desarrollo de una herramienta software que permita integrar los modelos anteriores y con el cual se obtengan resultados con un mejor ajuste a los datos experimentales recopilados, que validen el modelo desarrollado en este trabajo de grado.

En los primeros capítulos de este estudio, se presentan los conceptos básicos necesarios para manejar el lenguaje matemático y técnico para el entendimiento del modelo desarrollado, basado en los trabajos realizados sobre las propiedades del crudo parafínico, su descripción físico-química y comportamiento termodinámico utilizando un modelo de fase multisólida. Capítulos posteriores explican las bases fundamentales del flujo multifásico y su aplicación al patrón de flujo estratificado en tubería horizontal.

En el capítulo 3, se describe el modelo de viscosidad para el aceite, teniendo en cuenta las condiciones no isotérmicas y la cantidad de parafina precipitada, el cual proveerá de un mayor ajuste a la hora de evaluar las características reales del crudo.

En el capítulo 4, se desarrolla un modelo numérico del comportamiento dinámico del flujo multifásico estratificado, utilizado para calcular las propiedades más importantes de flujo como son el holdup de líquido, la caída de presión y los perfiles de velocidad de cada una de las fases presentes, teniendo en cuenta que el sistema bifásico aceite-parafina es tratado como una suspensión coloidal pseudohomogénea, en donde los cristales de parafina se hallan distribuidos perfectamente en el crudo. Adicionalmente, en estos capítulos se introduce el concepto de velocidad extendida, el cual es utilizado para calcular la velocidad promedio in-situ del aceite durante el flujo multifásico.

El modelo de transferencia de calor descrito en el capítulo 5, es de vital importancia a la hora de evaluar el comportamiento dinámico de flujo, presentándose inicialmente un análisis detallado de la transferencia de calor para el sistema aceite-parafina, teniendo en cuenta la influencia de efectos térmicos de flujo como: la disipación viscosa y el calor de conducción axial, los cuales influyen sobre el comportamiento de la ecuación de energía. Seguidamente a este procedimiento, se describe el modelo de transferencia de calor para el sistema

multifásico total, obteniendo parámetros de transferencia como: los coeficientes totales de transferencia, coeficientes convectivos para cada una de las fases y los gradientes de temperatura a lo largo de su coordenada axial.

Finalmente, se muestra la validación de los resultados arrojados por la herramienta software desarrollada **WAXSIM 1.0**[®], haciendo un análisis de sensibilidad de los resultados, teniendo en cuenta los datos reales y la respectiva descripción de los resultados arrojados por el software, con su análisis para validar la efectividad de los modelos numéricos desarrollados.

Vale la pena anotar que la construcción de esta herramienta software se efectuó en el lenguaje de programación de Visual Basic 6.0, el cual permite la utilización de estructuras de datos y el manejo de memorias adecuadas para afrontar la complejidad del modelo numérico presentado.

El software desarrollado permitirá a la escuela de Ingeniería de Petróleos de la UIS, tener una herramienta de entrenamiento incrementando el desarrollo de este campo de la ingeniería y dando un paso hacia adelante en la investigación para próximas generaciones de Ingenieros.

1. BASES TEORICAS DEL MODELO

Durante el transporte de crudo parafínico en el flujo estratificado multifásico, son muchos los factores que intervienen en el proceso de precipitación y depositación de parafinas, los cuales para ser simulados requieren de un conocimiento avanzado en termodinámica, hidrodinámica y transferencia de masa y calor. Con el fin de conocer los conceptos y principios fundamentales en los cuales se enfoca el modelo desarrollado, para simular y predecir las condiciones de flujo de un crudo parafínico, se muestran y ordenan en forma general los temas más relevantes con sus respectivas citas bibliográficas para que el lector pueda profundizar sobre cada uno de ellos.

1.1 PROPIEDADES DE FLUJO DEL CRUDO PARAFÍNICO

La viscosidad de un crudo es una de las propiedades más importantes. Para la mayoría de los crudos a temperaturas suficientemente altas, la viscosidad es una constante y el crudo aunque químicamente muy complejo; es un simple fluido Newtoniano. A medida que la temperatura disminuye, sin embargo, las propiedades de flujo de un crudo pueden cambiar rápidamente desde un simple fluido Newtoniano a un comportamiento muy complejo, debido a la cristalización de las parafinas y algunas veces la asociación coloidal de moléculas de asfaltenos. Las ceras parafínicas básicamente consisten de n-alcenos (nC_{17} - nC_{43}), los cuales, cristalizan para formar una estructura entrelazada de platos o cristales irregulares.

Estos cristales pueden atrapar el aceite dentro de una estructura tipo gel, que es capaz de formar un depósito grueso en la pared de la tubería y va incrementando la presión de bombeo hasta el punto de cesar el flujo. Las propiedades de flujo de un aceite que contiene parafina son definitivamente no Newtonianas. Un esfuerzo

de cedencia (Yield Strength), la presión mínima requerida para reiniciar el flujo, también denominado esfuerzo de gel, puede ser medido. Las propiedades de un crudo parafínico son dependientes de la tasa de corte y de la historia térmica del aceite.

Teniendo en cuenta lo anterior y que la cristalización de parafinas en el crudo da como resultado flujo no Newtoniano, incluyendo altos esfuerzos de cedencia que son dependientes del tiempo (fluidos Tixotrópicos, Reopécticos) y de la velocidad de deformación (fluidos Pseudoplásticos, Bingham), se debe considerar el estudio de la influencia de tales variables en la evolución del cristal y viceversa. En la figura (1.1) se muestra la influencia de la velocidad de deformación en la formación de cristales de parafinas en el crudo.

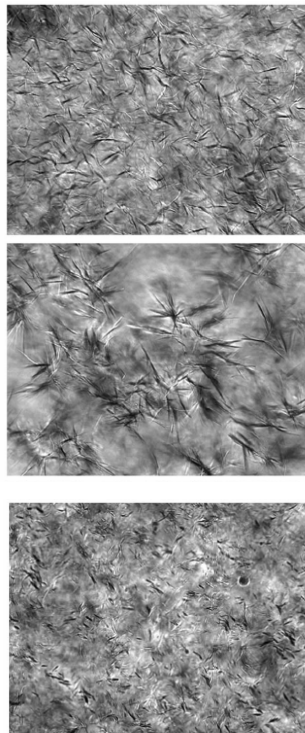


Figura 1.1: Estructuras de cristales de parafina formadas bajo diferentes condiciones de corte.

Arriba: sin corte ($\dot{\gamma} = 0$), mitad: bajo corte ($\dot{\gamma} = 0.1$ rad/seg), abajo: altas condiciones de corte ($\dot{\gamma} = 1$ rad/seg). Todas las figuras tienen la misma escala.

1.2 CLASIFICACION DEL COMPORTAMIENTO DE LOS FLUIDOS

La evolución de la teoría dinámica del fluido se encuentra en desarrollo. Su propósito es comprender el comportamiento del flujo no Newtoniano. Algunos ejemplos de las muchas sustancias que pueden exhibir comportamiento no Newtoniano incluyen las suspensiones de sólidos en líquidos, emulsiones y materiales que poseen tanto propiedades viscosas como elásticas.

Algunas industrias en donde se puede encontrar comportamiento de flujo no Newtoniano son: la de la goma, la plástica y la de fibras sintéticas, la de jabones y detergentes, la farmacéutica, la de fluidos biológicos, la de energía atómica, la cementera, la de alimentos, la de pulpa de papel, la de pintura, la de luz y químicos pesados, la de procesos de fermentación, la de operaciones petroleras en campo, la de procesamiento de minerales y la de impresión. Es evidente que una buena comprensión del flujo no Newtoniano puede traer como consecuencia procesos industriales más económicos.

1.2.1 Fluidos Newtonianos

Considere a un fluido localizado entre dos placas planas paralelas que están separadas por una distancia perpendicular dy , como se muestra en la figura (1.2).

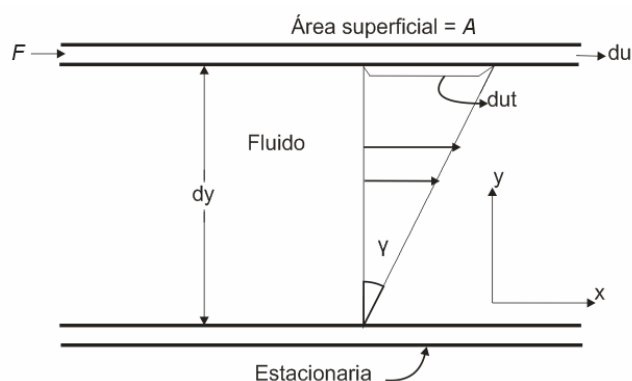


Figura (1.2). Movimiento de un fluido Newtoniano en estado laminar.

Los fluidos Newtonianos se definen como aquellos que exhiben una proporcionalidad directa entre el esfuerzo de corte y tasa de corte en el flujo laminar, como fue propuesto por Newton. Entonces

$$\tau_{yx} = \frac{\mu}{g_c} \frac{du}{dy} \rightarrow (1.1)$$

donde μ es la viscosidad, (una constante de proporcionalidad que es independiente de la tasa de corte que depende únicamente de la temperatura y presión del sistema), Una gráfica del esfuerzo de corte τ_{yx} contra tasa de corte $\frac{du}{dy}$, bajo condiciones de flujo laminar, se llama “curva de flujo”. La pendiente de esta curva es obviamente una constante para un fluido Newtoniano y viene dada por $\frac{\mu}{g_c}$ como se muestra en la figura (1.3)³.

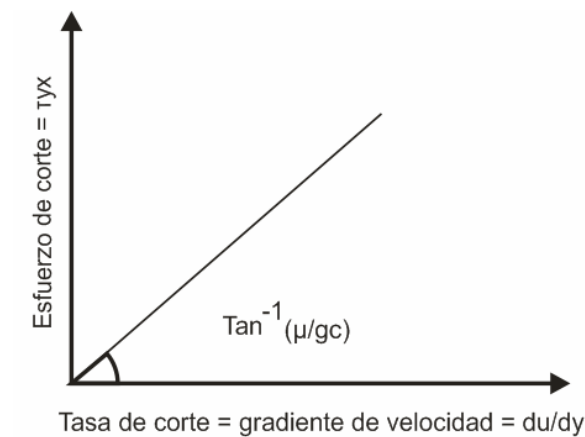


Figura (1.3). Curva de flujo de un fluido Newtoniano.

³ Para más información sobre el tema consultar el libro de Skelland-1967 (Ver bibliografía).

1.2.2 Fluidos No Newtonianos

Todos los fluidos cuya curva de flujo (τ_{yx} versus $\frac{du}{dy}$) no es una línea a partir del origen a una temperatura y presión dadas son conocidos como no Newtonianos. Ellos están divididos en tres grandes grupos.

1. Fluidos que no dependen del tiempo. Son aquellos en los que la tasa de corte en un punto dado depende únicamente del esfuerzo de corte instantáneo en ese punto.
2. Fluidos que dependen del tiempo. Son aquellos en los que la tasa de corte es una función tanto de la magnitud y la duración del corte y posiblemente del lapso del tiempo entre aplicaciones consecutivas del esfuerzo de corte.
3. Fluidos viscoelásticos. Son aquellos que muestran una recuperación elástica parcial. Tales materiales poseen propiedades tanto de fluidos y sólidos elásticos.

Cada uno de los grupos mencionados arriba no será analizado profundamente, ya que en este trabajo se asume que el lector debe conocer los conceptos básicos de este tipo de fluidos. Sin embargo, el lector puede consultar los libros de Bird et.al (1998), Skelland (1967) y Govier-Aziz (1972), para obtener una información detallada sobre el comportamiento reológico de estos fluidos.

Como una guía para este tema, se presenta un mapa conceptual que resume cada uno de los diferentes tipos de fluidos encontrados bajo el comportamiento no Newtoniano, así como la curva de flujo que muestra el comportamiento reológico para fluidos independientes del tiempo. En este proyecto de grado se trabajará

con fluidos Pseudoplásticos que se rigen por el modelo de Ley de Potencia, el cual se mencionará brevemente en el tema siguiente.

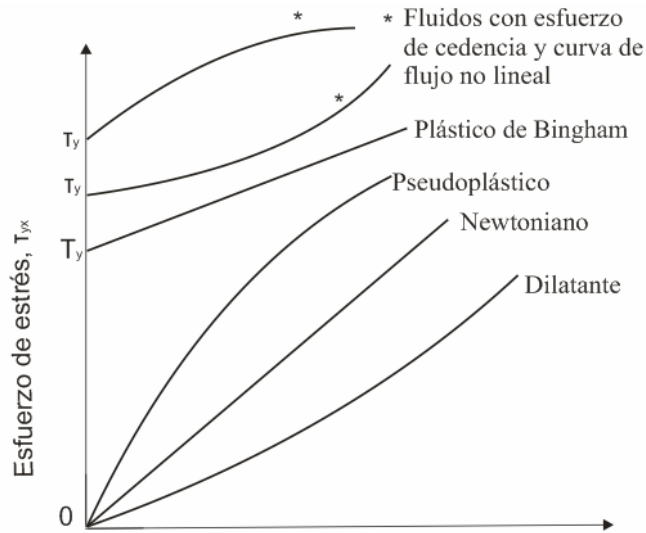


Figura (1.4). Curva de flujo de varios tipos de fluidos independientes del tiempo.

1.2.2.1 Fluidos sin Esfuerzo de Cedencia

- **Fluidos Pseudoplásticos**

La mayoría de los materiales no Newtonianos se encuentran en esta categoría. La curva de flujo se muestra en la figura (1.4) y se caracteriza por ser lineal a muy bajas y muy altas tasas de corte.

Una gráfica logarítmica de τ_{yx} contra $\frac{du}{dy}$ para esos materiales, generalmente es lineal en un amplio rango de tasas de corte. El “índice de comportamiento de flujo” n es la pendiente del gráfico logarítmico, la cual va desde la unidad a cero a medida que se incrementa la pseudoplasticidad; el “índice de consistencia” K es calculado del intercepto sobre el eje τ_{xy} a la tasa de corte unitaria. En general K

es más sensible que n a los cambios de temperatura. En general cada modelo es aplicado a la curva de flujo determinada experimentalmente hasta que se logre un ajuste en el rango de tasas de corte que son de interés.

La ecuación (1.2) muestra que la viscosidad aparente para fluidos de ley de potencia es:

$$\mu_a = K \left| \frac{du}{dy} \right|^{n-1} \rightarrow (1.2)$$

De lo cual

$$\tau_{yx} = \frac{K}{g_c} \left| \frac{du}{dy} \right|^{n-1} \left| \frac{du}{dy} \right| \rightarrow (1.3)$$

ya que n es menor que la unidad para fluidos pseudoplásticos, la ecuación (1.2) muestra que la viscosidad aparente disminuye a medida que se incrementa la tasa de corte.

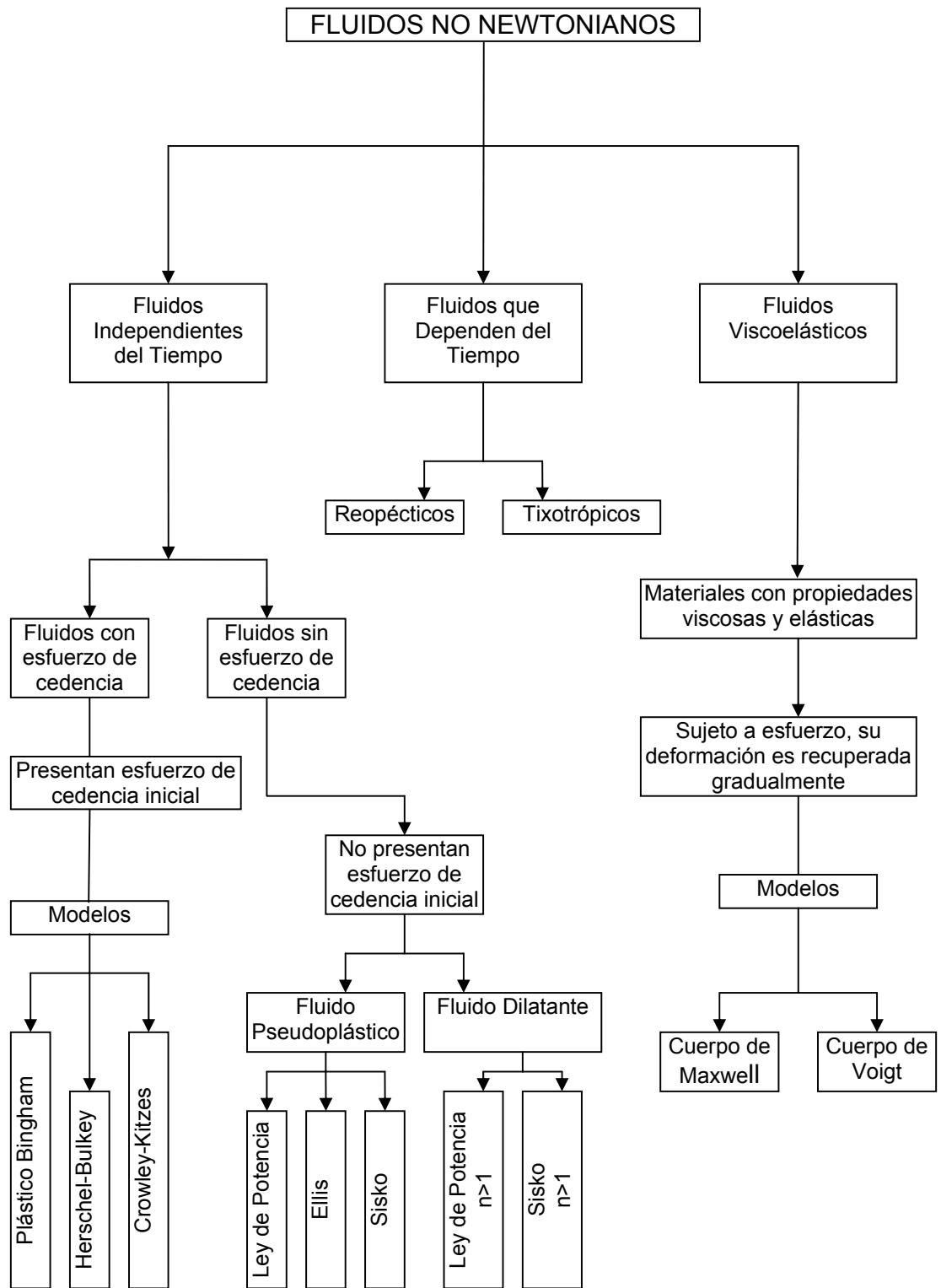


Figura (1.5). Mapa conceptual de los fluidos no Newtonianos.

1.3 EL FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIA HORIZONTAL

El transporte de mezclas de fluidos en tubería horizontal o casi horizontal, ha tenido un incremento en las aplicaciones para hidrocarburos líquidos y gaseosos. En estos casos el transporte en flujo bifásico, además de proveer la construcción de líneas de transporte más económicas, permite la centralización del procesamiento de gas y las facilidades para los aceites crudos o condensados, resultando en un procesamiento más económico y en una conservación mejorada. Así mismo el flujo multifásico se encuentra también en operaciones de evaporación, reactores químicos, etc.

En muchas de estas aplicaciones la caída de presión y el holdup no son la única materia de interés, y la tasa de calor transportada posiblemente sea de vital importancia. El holdup y los patrones de flujo tienen una influencia directa sobre las características de la transferencia de calor (Zhang y otros, 2004) y se requiere un conocimiento de estas propiedades para los cálculos de transferencia de calor.

Para nuestro caso, estas consideraciones son totalmente válidas en el transporte de flujo multifásico de crudo parafínico donde los fenómenos de transferencia de calor juegan un papel muy importante sobre las propiedades y comportamientos reológicos.

Primero, trataremos de manera general las propiedades que priman sobre el comportamiento del flujo, tales como los patrones de flujo, las caídas de presión y el holdup de líquido, los cuales representan información crucial para el diseño y operación de líneas de flujo multifásicas.

1.3.1 PATRONES DE FLUJO

La clasificación usada para el tratamiento de los patrones de flujo, se describe teniendo en cuenta la realizada por Abduvayt y otros (2003). Los patrones de flujo se clasifican según la figura (1.6) en:

1. Estratificado, S

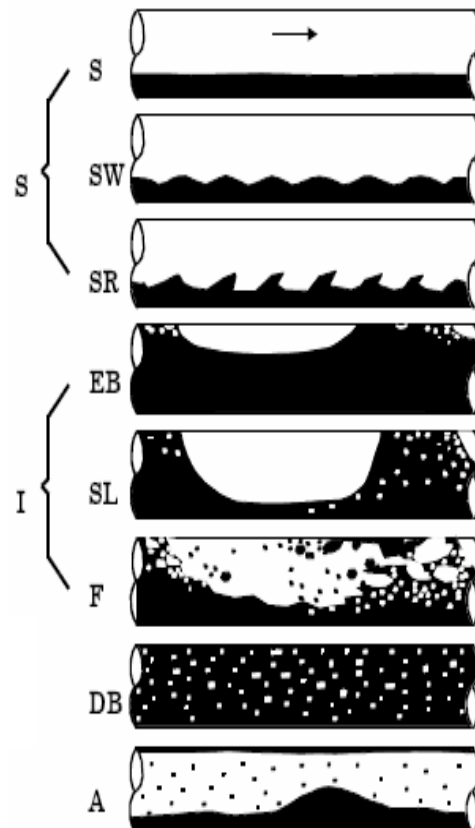
- 1.1 Estratificado Liso, S
- 1.2 Estratificado Ondulado, SW
- 1.3 Estratificado Envolverte, SR

2. Intermitente, I

- 2.1 Burbuja Elongada, EB
- 2.2 Flujo Bache o Slug, SL
- 2.3 Flujo Espuma, F

3. Burbuja Dispersa, DB

4. Flujo Anular, A



Los resultados encontrados por Abduvayt mostraron que los patrones de flujo cambian con cambios de la presión en la tubería, diámetro de la tubería y el ángulo de inclinación y aún con la misma velocidad superficial del gas o del líquido

1.3.2 PROPIEDADES DEL FLUJO MULTIFÁSICO

1.3.2.1 Holdup de Líquido

Si consideramos el transporte de un flujo bifásico, en el cual la fase menos densa comúnmente se moverá más rápidamente que la fase más densa, primordialmente a causa de la boyanza. Debido a este factor, llamado “fenómeno de holdup”, la fracción volumétrica de la fase densa in-situ será más alta que la fracción volumétrica en la entrada de la misma fase. Esta relación es cuantificada por el parámetro $H_o = \frac{V_o}{V} \rightarrow (1.4)$, donde V_o es el volumen de la fase densa en el segmento de tubería y V es el volumen del segmento de tubería. Si el holdup no cambia longitudinalmente, entonces:

$H_o = \frac{A_o}{A} \rightarrow (1.5)$; donde A_o es el área transversal ocupada por la fase densa y A es el área transversal del segmento de tubería.

1.3.2.2 Caída de Presión

Las correlaciones de caída de presión para un sistema multifásico, están basadas sobre condiciones de estado estable aplicado a la ecuación de balance de energía mecánica. Para un caso general de un flujo bifásico en el cual α representa la fase menos densa y β la fase más densa; el balance de energía mecánica (Govier y Aziz, 1977) es:

$$P_1 - P_2 = \left(\frac{W_\alpha + W_\beta}{q_\alpha + q_\beta} \right) gL \sin(\theta) + \left[\frac{W_\alpha (u_{\alpha 2}^2 - u_{\alpha 1}^2)}{2B_\alpha (q_\alpha + q_\beta)} + \frac{W_\beta (u_{\beta 2}^2 - u_{\beta 1}^2)}{2B_\beta (q_\alpha + q_\beta)} \right] + \Delta P_f \rightarrow (1.6)$$

Donde W es la tasa de flujo másico, q la tasa de flujo volumétrico, u es la velocidad, P es la presión, L la longitud del segmento de tubería, θ el ángulo de inclinación a partir de la horizontal, B es un factor de corrección del perfil de velocidad y ΔP_f son las pérdidas de presión debido a efectos friccionales. Los subscritos 1 y 2 denotan las posiciones en la tubería.⁴

1.3.3 PATRÓN DE FLUJO ESTRATIFICADO

El patrón de flujo estratificado ocurre a tasas de líquido y gas relativamente bajas. (Por debajo de $v_{SL}=0.6$ ft/seg). Dependiendo de la tasa de líquido, el líquido posiblemente esté en movimiento laminar o turbulento, pero el gas normalmente se encuentra bajo flujo turbulento. Así, a bajas tasas, la interfase es lisa, pero cuando hay incremento de una o ambas velocidades, aparecen pequeñas ondas bidimensionales. Luego la superficie desarrolla una apariencia de pequeñas olas y finalmente se desarrollan ondas envolventes más grandes sobre la interfase, iniciando así el patrón de flujo estratificado ondulado.

Para la idealización del patrón de flujo estratificado se asumió una interfase plana y lisa. Esto con el fin de desarrollar una explicación razonablemente teórica del efecto del holdup y de la caída de presión. Esto es especialmente aplicable cuando los fluidos se mueven bajo flujo laminar. Aunque, algunos estudios desarrollados recientemente, como los de Ng y otros (2002), muestran que en el caso general la interfase es curva y su forma es determinada por el ángulo de contacto en la pared de la tubería, el balance entre las fuerzas gravitacionales y la tensión superficial.

Muchos sistemas de tubería son diseñados para operar en la región del flujo estratificado, ya que ésta da un gradiente de presión más bajo que en el flujo

⁴ Para más información sobre estas dos propiedades ver bibliografía: Govier y Aziz (1972).

bache y no sufre los problemas del comportamiento intermitente que se generan en el flujo bache. Debido a la complejidad de la geometría del flujo estratificado en conductos circulares, la mayoría de los estudios han usado modelos equivalentes entre platos paralelos o una formulación de dos fluidos promedio asumiendo una interfase plana entre las fases. Considerando el caso general de un sistema gas-líquido, se detallan algunas consideraciones básicas para el flujo estratificado.

1.3.4 DESCRIPCION NUMERICA DEL FLUJO MULTIFASICO

En este trabajo de grado se estudiarán conceptos del flujo multifásico para mezclas de gas-líquido-sólido, basado en relaciones para cada fase y para sus interfases, derivados de ecuaciones fundamentales de energía, momento y continuidad. Los conceptos constitutivos son estructurados de manera que un sistema bifásico líquido-sólido sea una dispersión coloidal pseudohomogénea.

Las ecuaciones también serán desarrolladas despreciando los efectos de adsorción y tensión superficial. Las ecuaciones de balance macroscópico son completamente generales y aplicables a todos los sistemas de flujo multifásico.

La aplicación de las ecuaciones fundamentales de flujo de mezclas multifásicas es complicada por el gran número de factores que no se encuentran presentes en el caso de un sistema de fase única. Así, se considera que:

1. El flujo de mezclas multifásicas posiblemente no sea caracterizado como meramente laminar o como una combinación de flujo laminar y turbulento, pero las cantidades relativas y la distribución de las fases (por ejemplo: los patrones de flujo) deben ser considerados. Sin embargo, cuando se conozca si el flujo es laminar o turbulento, las fronteras libres de las fases agregan dificultades al aplicar las relaciones fundamentales.

2. Debido a las diferencias en las densidades de las fases normalmente encontradas, los patrones de flujo en flujo horizontal o inclinado no son simétricos al eje del flujo.
3. La presencia de interfase entre las fases mismas, agrega mayor complejidad al problema y las ecuaciones deben ser escritas para estas condiciones, así como para las fases individuales.
4. En el caso general, las fases posiblemente no estén en equilibrio con respecto a la temperatura o a la concentración de componentes. Como resultado, en la mayoría de casos de flujo en tubería de tales mezclas, se asume que las fases alcanzan una condición de equilibrio rápidamente y permanecen en equilibrio durante su transporte a través de la tubería.

La ecuación de continuidad se desarrolla como un todo y para cada componente individual, las ecuaciones de momento y energía reciben un tratamiento similar. El manejo matemático aplicado a estas ecuaciones se mostrará con más detalle en los capítulos donde se desarrolla el modelo cinético y de transferencia de calor.⁵

1.4 PROCEDIMIENTO DE CARACTERIZACIÓN DE LAS FRACCIONES PNA.

En casos donde un análisis PNA no es posible por métodos experimentales, la distribución PNA de una fracción TBP dada puede ser estimada. El índice de refracción η , de cada fracción TBP es calculado a partir de la gravedad específica, el punto normal de ebullición y el peso molecular usando la correlación de Riazi y Daubert (1980):

⁵ Para información de las ecuaciones básicas de momento, continuidad y energía utilizadas en este proyecto ver bibliografía Govier y Aziz (1972).

$$\eta = \left(\frac{1+2I}{1-I} \right)^{0.5} \rightarrow (1.7)$$

I es un factor de caracterización, el cual es encontrado a partir de las siguientes correlaciones:

$$I = 3.583 * 10^{-3} T_B^{1.0147} \left(\frac{Mw_i}{\rho_i} \right)^{-0.4787} \rightarrow \text{para } Mw < 200 \quad (1.8)$$

$$I = 1.4 * 10^{-3} T_B^{1.09} \left(\frac{Mw_i}{\rho_i} \right)^{-0.3984} \rightarrow \text{para } Mw > 200 \quad (1.9)$$

Donde Mw es el peso molecular del componente i, T_B es el punto de ebullición en °R y ρ es la densidad del componente i líquido en gr/cm³ a 20°C y 1 atm.

Basándonos en el índice de refracción, la gravedad específica y el peso molecular; la distribución PNA en (%mol) puede ser calculada como la describe Nes y Westerns:

$$V = 2.51(n - 1.4750) - \rho_i + 0.8510 \rightarrow (1.10)$$

$$w = \rho_i - 0.8510 - 1.11(n - 1.4750) \rightarrow (1.11)$$

$$\% A(\text{aromáticos}) = 430V + \frac{3660}{Mw_i} \quad \text{para } V > 0 \rightarrow (1.12)$$

$$\% A(\text{aromáticos}) = 670V + \frac{3660}{Mw_i} \quad \text{para } V < 0 \rightarrow (1.13)$$

$$R = 820w + \frac{1000}{Mw_i} \quad \text{para } w > 0 \rightarrow (1.14)$$

$$R = 1440w + \frac{10600}{Mw_i} \quad \text{para } w < 0 \rightarrow (1.15)$$

$$\% N(\text{naftenos}) = R - \% A \rightarrow (1.16)$$

$$\% P(\text{parafinas}) = 100 - R \rightarrow (1.17)$$

Las gravedades específicas de las parafinas, naftenos y aromáticos son encontradas a partir de la gravedad específica de la fracción total y de las siguientes ecuaciones:

$$SG_N = 1.12SG_P \rightarrow (1.18)$$

$$SG_A = (1.21 + 0.008(C_N - 6))SG_P \rightarrow (1.19)$$

1.4.1 PROPIEDADES FÍSICAS DE LAS FRACCIONES PNA DEL CRUDO

La determinación exacta de las propiedades de mezclas de petróleo depende de la estimación de las propiedades de los compuestos puros en la mezcla. Muchas propiedades termodinámicas de los fluidos son calculadas a partir de correlaciones de estados correspondientes usando constantes críticas y el factor acéntrico. Existen correlaciones para las propiedades críticas para las mezclas de petróleo tal como las propuestas por Lee y Kesler (1976) o Riazi y Daubert (1980) que están basadas en las propiedades de hidrocarburos livianos ($< C_{18}$) y la aplicación de tales correlaciones a hidrocarburos pesados o sus mezclas lleva a errores significativos.

Uno de los principales problemas es, que para las fracciones pesadas, el punto normal de ebullición de la fracción no podía ser medido experimentalmente debido a descomposición térmica de los compuestos existentes en la mezcla. Así, una propiedad usualmente útil, especialmente para fracciones pesadas, es el peso molecular, el cual puede ser medido exactamente. Por esta razón, Riazi y Al-Sahhaf (1995) proponen una fórmula en términos del peso molecular:

$$\ln(\theta_{\infty} - \theta) = a - bM^c \rightarrow (1.20)$$

Donde M es el peso molecular del hidrocarburo. Las letras a, b, c y θ_{∞} son constantes cuyo valor depende de la propiedad θ que se necesite calcular para los n-alcanos, los n-alkilciclopentanos y los n-alkilbencenos.⁶

1.5 CÁLCULO FLASH MULTIFÁSICO (P, T)

El proceso flash es llevado a cabo de la siguiente manera:

Una corriente de alimento tiene N componentes i , con una composición inicial z_i , $i = 1, 2, \dots, N$ en fracción molar. Un análisis de estabilidad es realizado para el cálculo flash de tres fases, para nuestro caso, una fase vapor de composición y_i , una fase líquida de composición x_i y una fase sólida de composición s_i con $i = 1, 2, \dots, N$.

Para un sistema que consta de j fases, tenemos:

⁶ Para mayor información sobre propiedades de fracciones PNA consultar el artículo de Riazi y Daubert (1995)-ver bibliografía.

$$\sum_{i=1}^N \left(\frac{z_i (K_{im} - 1)}{H_i} \right) = 0 \rightarrow (1.21)$$

$$H_i = 1 + \sum_{m=1}^{J-1} \beta_m (K_{im} - 1) \rightarrow (1.22)$$

Para realizar el análisis de estabilidad para las tres fases, se tienen en cuenta las siguientes ecuaciones de balance:

1. Balance de Materia:

$$L_y y_i + L_x x_i + L_s s_i = z_i \rightarrow (1.23)$$

$$L_y + L_x + L_s = 1 \rightarrow (1.24)$$

2. Equilibrio:

Equilibrio vapor-líquido:

$$G_i = \frac{y_i}{x_i} \rightarrow (1.25)$$

Equilibrio sólido-líquido:

$$K_i = \frac{s_i}{x_i} \rightarrow (1.26)$$

3. Sumatoria de la fracción mol:

$$\sum_{i=1}^N (x_i - y_i - s_i) = 0 \rightarrow (1.27)$$

Se puede escribir la ecuación anterior de la siguiente manera:

$$\sum_{i=1}^N (x_i - x_i G_i - x_i K_i) = \sum_{i=1}^N x_i (1 - G_i - K_i) = 0 \rightarrow (1.28)$$

Ahora:

$$L_y x_i G_i + x_i L_x + L_s x_i K_i = z_i \rightarrow (1.29)$$

Despejando x_i :

$$x_i = \frac{z_i}{(L_y G_i + L_x + K_i L_s)} \rightarrow (1.30)$$

Utilizando $L_y + L_x + L_s = 1$, entonces:

$$x_i = \frac{z_i}{((G_i - K_i)L_y + (1 - K_i) + K_i L_x)} \rightarrow (1.31)$$

Así las fracciones mol presentes en cada fase están dadas por:

$$x_i = \frac{z_i}{(K_i + (G_i - K_i)L_y + (1 - K_i)L_x)} \rightarrow (1.32)$$

$$y_i = x_i G_i \rightarrow (1.33)$$

$$s_i = x_i K_i \rightarrow (1.34)$$

Así:

$$\sum_{i=1}^N \frac{z_i (1 - G_i - K_i)}{(K_i + (G_i - K_i)L_y + (1 - K_i)L_x)} = 0 \rightarrow (1.35)$$

METODOLOGIA DE DESARROLLO DEL MODELO DE FLUJO MULTIFASICO ESTRAFIFICADO APLICADO AL TRANSPORTE DE CRUDO PARAFINICO EN TUBERIA HORIZONTAL BAJO CONDICIONES NO ISOTERMICAS

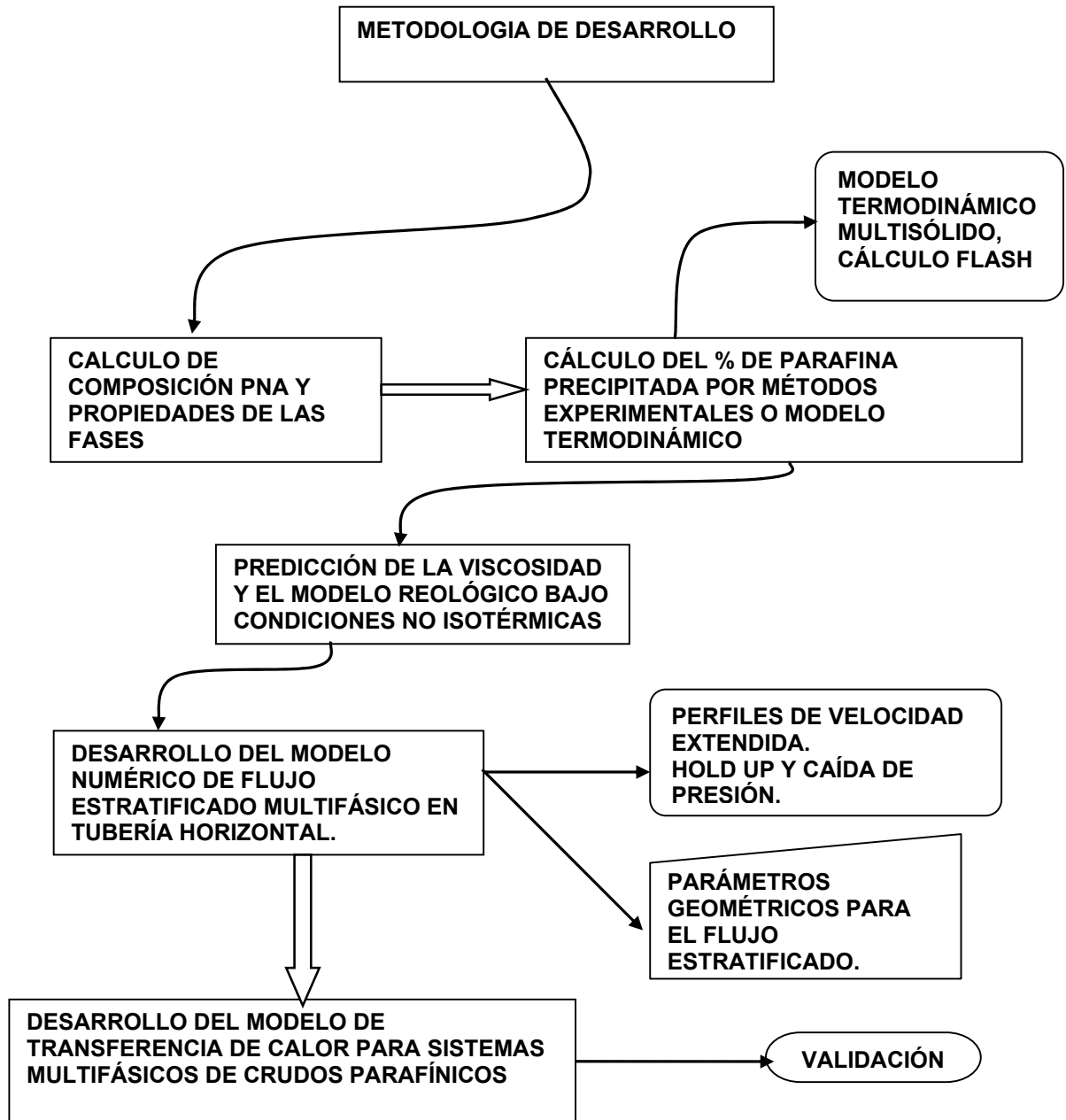


Figura (1.7). Diagrama de flujo que muestra las diferentes etapas de desarrollo de este proyecto.

2. MODELO TERMODINAMICO

Para la descripción del fenómeno de depositación de ceras existen dos tipos de modelos termodinámicos, el modelo de solución sólida y el modelo de fase multisólida.

2.1 MODELO DE SOLUCIÓN SÓLIDA⁷

Este modelo inicialmente fue propuesto por Won (1986), el cual asume que una solución sólida homogénea está en equilibrio con una solución líquida homogénea.

Generalmente no hay ecuación de estado que pueda describir el comportamiento volumétrico de la fase sólida. Sin embargo, se puede relacionar el potencial químico de la fase sólida con el de la fase líquida en término de ciertas propiedades de fusión. Las bases teóricas de este modelo pueden ser consultadas en las referencias citadas en la nota al pie.

2.2. MODELO DE FASE MULTISOLIDADA

Numerosos estudios muestran que cuando mezclas binarias de alcanos normales son enfriadas, la precipitación es inestable y segrega en dos fases sólidas, a medida que la diferencia de longitud de la cadena entre los dos alcanos excede un determinado valor. Como un ejemplo, Dorset (1990) reporta que las fases sólidas segregadas de mezclas binarias de alcanos normales consisten básicamente de componentes puros. Zinder y otros (1992, 1993, 1994), también han estudiado la cinética de la segregación de mezclas binarias de alcanos normales utilizando espectroscopia, calorimetría y difracción de electrones.

⁷ Consultar trabajo de grado UIS de Alsina y Ferrada-2000 y el libro de Firoozabadi-1999 (Ver bibliografía).

Ellos observaron que la tasa de segregación es muy sensible a la diferencia entre las longitudes de cadena. Hansen y otros (1991) observaron transiciones de fase de la parafina precipitada de crudos del mar del Norte. Basados en esas observaciones, Lira-Galeana, Firoozabadi y Prausnitz (1996) desarrollaron un modelo termodinámico multisólido de parafinas (ver figura 2.1). En este modelo, cada fase sólida es vista como un componente puro, el cual no se mezcla con otras fases sólidas. Los cálculos para las fases líquida y multisólida llegan a ser muy sencillos si se utiliza un análisis de estabilidad.

De las consideraciones de análisis de estabilidad, un componente puede existir como un sólido puro si

$$f_i(P, T, z) - f_{puroi}^s(P, T) \geq 0 \quad i = 1, \dots, c \rightarrow (2.1)$$

donde $f_i(P, T, z)$ es la fugacidad del componente i dentro de la composición del alimento z .

Los componentes de la mezcla que cumplan con la inecuación de arriba precipitarán. Se debe señalar que la ecuación anterior es sólo para precipitación de una fase.

Aquí, se muestran las ecuaciones tanto de equilibrio como de balance de materiales para el equilibrio sólido-líquido, en los cálculos de precipitación de parafinas. A una temperatura y presión determinada, para cada componente i , el modelo de fase multisólida debe satisfacer la siguiente relación:

$$f_i^L(P, T, x^L) = f_{puroi}^s(P, T) \quad i = (c - c_s + 1), \dots, c \rightarrow (2.2)$$

Donde c_s es el número de fases sólidas dadas por la ecuación (2.2). Los balances de materia para los componentes que no precipitan son:

$$z_i - x_i^l \left[1 - \sum_{j=(c-c_s+1)}^c n_j^s / F \right] = 0 \quad i = 1, \dots, (c - c_s) \rightarrow (2.3)$$

donde n_j^s son las moles de la fase sólida j y F es el número de moles de alimento.

Para la precipitación de componentes donde todas las fases sólidas son puras,

$$z_i - x_i^l \left[1 - \sum_{j=(c-c_s+1)}^c n_j^s / F \right] - n_i^s / F = 0 \quad i = (c - c_s + 1), \dots, (c - 1, c_s > 1) \rightarrow (2.4)$$

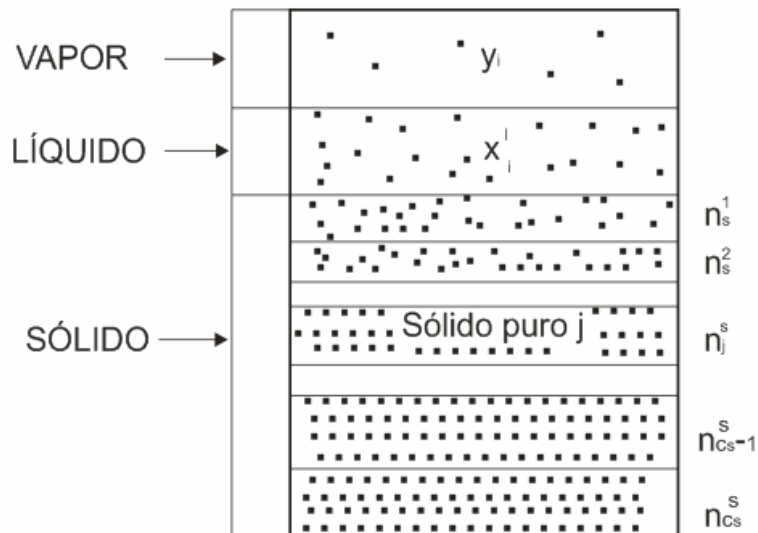


Figura (2.1). Modelo de fase multisólida para la precipitación de parafina.

La ecuación que limita el número de componentes i en la fase líquida es

$$\sum_{i=1}^c x_i^L = 1 \rightarrow (2.5)$$

Existen $(c + c_s)$ ecuaciones y $(c + c_s)$ incógnitas. Las incógnitas son \underline{x}^L y $n_j^S (j = 1, \dots, c_s)$.

Cuando la fase vapor está presente, algunas de las ecuaciones de anteriores deberían ser modificadas. Se puede utilizar la minimización de la energía libre de Gibbs para solucionar el problema general de equilibrio vapor-líquido-fase multisólida.

Normalmente la parafina se compone de hidrocarburos más pesados que el C_{15} ; existe una diferencia significativa en los puntos de fusión de parafinas pesadas, naftenos y aromáticos (PNA). Por lo tanto, existe la necesidad de obtener las propiedades físicas y de fusión⁸ para los grupos PNA.

2.3 COMPOSICIÓN DE LA PARAFINA.

Considerando un fluido que se compone de normal pentano y PNA C_{10} , C_{15} , C_{20} , C_{25} , C_{30} , C_{35} , C_{40} y C_{45} , cuya composición es mostrada en la tabla (2.1). La figura (2.2) describe el proceso de precipitación de parafina a 1 atm, a medida que la temperatura disminuye. Esta figura se obtuvo utilizando el modelo multisólido de parafinas (Pan y otros, 1997, SPE: 84229). Los resultados revelan que:

⁸ Los cálculos de las propiedades de fusión se siguen tal como lo sugiere Firoozabadi (1999)-ver bibliografía.

1. La parafina precipitada no contiene aromáticos.
2. Las parafinas normales con el mismo número de carbonos que los naftenos, precipitan primero.
3. A altas temperaturas, las parafinas normales constituyen la fase sólida.
4. El componente más ligero que puede ser encontrado en la fase sólida es el P-C₁₅ que precipita más o menos a 237 K.

La naturaleza multifásica de la precipitación y otras características fueron observadas por Ronningsen y otros (1991), y por Coutinho y Ruffier-Meray (1997). Los resultados del modelo y los datos experimentales indican que si un crudo liviano o un gas condensado tienen alta concentración de parafinas, la precipitación de las mismas se da en tuberías de producción y transferencia a temperaturas tan altas como 150°F.

2.4 EFECTO DE LA PRESIÓN SOBRE LA PRECIPITACIÓN DE LAS PARAFINAS

A medida que la presión se incrementa el punto de nube (que es la temperatura a la cual la primera parafina precipita) se aumenta, para una mezcla líquida de composición determinada.

Tabla 2.1. Composición y peso molecular del modelo de crudo sintético.

Compuesto	%Mol	M , g/mol
P-C ₅	40.0	72
P-C ₁₀	5.0	144
N-C ₁₀	5.0	142
A-C ₁₀	5.0	136
P-C ₁₅	5.0	212
N-C ₁₅	5.0	210
A-C ₁₅	5.0	204
P-C ₂₀	2.0	284
N-C ₂₀	3.0	282
A-C ₂₀	2.0	276
P-C ₂₅	1.0	352
N-C ₂₅	3.5	350
A-C ₂₅	2.5	344
P-C ₃₀	1.0	424
N-C ₃₀	2.0	422

Compuesto	%Mol	M , g/mol
A-C ₃₀	2.0	416
P-C ₃₅	1.0	492
N-C ₃₅	2.5	490
A-C ₃₅	1.5	484
P-C ₄₀	0.5	562
N-C ₄₀	1.0	560
A-C ₄₀	1.5	554
P-C ₄₅	0.5	632
N-C ₄₅	1.0	630
A-C ₄₅	1.5	624

Fuente: Pan y otros, 1997.

La solubilidad del primer compuesto que precipita en líquido, el cual se espera sea una normal parafina pesada a la temperatura de nube (CPT), puede ser expresada como:

$$x_i^L \approx F(T) \exp \left[-\frac{P(v_i^L - v_i^S)}{RT} \right] \rightarrow (2.6)$$

donde x_i^L es la fracción molar (solubilidad) en el líquido, $F(T)$ es un parámetro que es función de la temperatura, v_i^L y v_i^S son los volúmenes molares del componente i en las fases líquida y sólida respectivamente. El volumen molar líquido es una función débil de la presión y el efecto de la presión en el volumen molar sólido es despreciable. De acuerdo con la ec (2.6), un aumento en la presión resulta en una disminución de la solubilidad del componente que precipita en la fase líquida. Por lo tanto, la temperatura de nube (CPT) puede aumentar como resultado de un aumento de presión.

La figura (2.3) muestra el efecto de la presión sobre la temperatura de nube para tres diferentes crudos en tanque. Para los tres crudos, la CPT aumenta a medida que la presión aumenta. Sin embargo, el crudo número 2 es más sensible a la presión que los otros dos crudos.

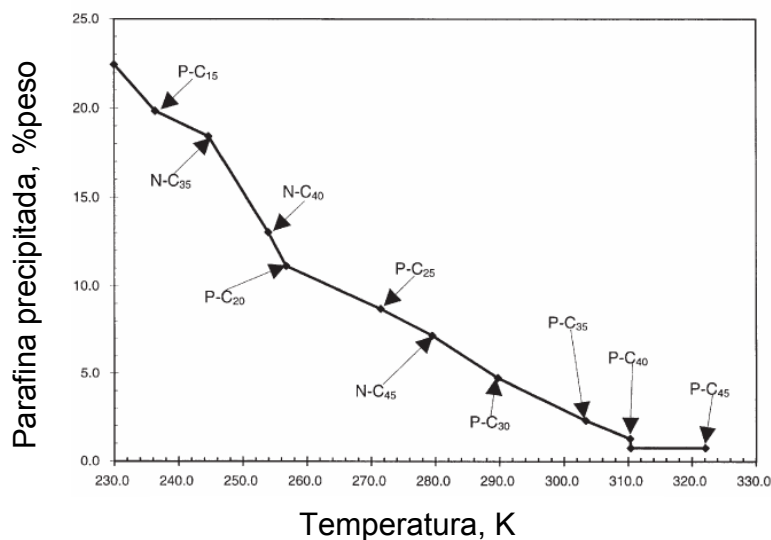


Figura 2.2. Cálculo de cantidad de parafina y especies precipitadas para el modelo de aceite sintético: P = 1atm. (Adaptado de Pan y otros, 1997).

2.5 EFECTO DE LA COMPOSICIÓN SOBRE LA PRECIPITACIÓN DE LAS PARAFINAS

La precipitación de parafinas se mide frecuentemente por medio del tanque de almacenamiento a presión atmosférica. Cuando algún gas se disuelve en el crudo, la temperatura de nube puede disminuir, lo cual es deseable. Bajas temperaturas de nube, implican que menor es el problema de la precipitación de parafinas.

Un efecto lo bastante claro de la composición sobre la CPT puede ser observado a través de los datos presentados en la tabla (2.2). La composición del crudo liviano (que es el crudo número 4) se muestra en la tabla (2.3). La CPT a 38.3 Bar es 318.9 K para el tanque de almacenamiento. Cuando 30% en mol de C_1 se

disuelve en el crudo como resultado de un aumento de presión, la CPT es 316.8 K. El cambio en la CPT es el resultado de dos efectos: (1) la presión, (2) la composición.

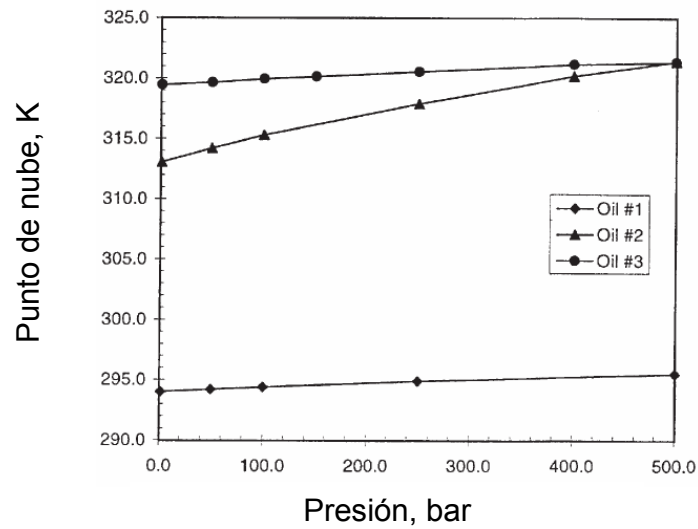


Figura (2.3). Punto de nube contra presión para tres crudos en tanque. (Adaptado de Pan y otros, 1997).

Tabla 2.2. Resultados medidos del efecto de un solvente sobre la CPT del crudo 4.

Solvente, %mol	Presión, bar	CPT, K
0	38.3	318.9
C ₁ , 30	106.2	316.8
C ₃ , 30	73.5	316.8
n C ₅ , 30	37.2	314.4
n C ₇ , 30	37.6	314.2
n C ₁₀ , 30	36.2	316.0
n C ₁₂ , 30	35.5	322.0
n C ₁₅ , 30	35.5	323

Fuente: Pan y otros, 1997.

El aumento de la presión, de 38.3 a 106.2 bares, aumenta la CPT unos 0.5 K. El efecto neto en el cambio de composición es, por lo tanto, 1.6 K. El efecto del n -C₅, y el n -C₇ es más pronunciado que el efecto del C₁; un 30% mol de C₇ disminuye la CPT a 314.2 K, lo cual es 4.7 K menos que la CPT del tanque de Almacenamiento. Para alcanos normales como el n C₁₂ y el n C₁₅ la tendencia se invierte y la CPT aumenta.

Madsen y Boistelle (1976, 1979) han medido las solubilidades de n C₂₈, n C₃₂ y n C₃₆ en solventes de alcanos normales de n C₅ a n C₁₂ a presión atmosférica. Los resultados revelan que la solubilidad de un hidrocarburo pesado en un solvente primero se incrementa con el número de carbonos y luego disminuye. Como un ejemplo, a 298 K, la solubilidad del n C₃₆ aumenta desde el n C₅ al n C₇ y luego disminuye a medida que el número de carbonos del solvente se incrementa.

Tabla 2.3. Composición del crudo 4.

Compuesto	%Mol	M , g/mol
C ₂	0.0041	30
C ₃	0.0375	44
iC ₄	0.0752	58
nC ₄	0.1245	58
iC ₅	0.3270	72
nC ₅	0.2831	72
C ₆	0.3637	86
C ₇	3.2913	100
C ₈	8.2920	114
C ₉	10.6557	128
C ₁₀	11.3986	142
C ₁₁	10.1595	156
C ₁₂	8.7254	170
C ₁₃	8.5434	184
C ₁₄	6.7661	198
C ₁₅	5.4968	212
C ₁₆	3.5481	226
C ₁₇	3.2366	240
C ₁₈	2.1652	254
C ₁₉	1.8098	268
C ₂₀	1.4525	282
C ₂₁	1.2406	296

Compuesto	%Mol	M , g/mol
C ₂₂	1.1081	310
C ₂₃	0.9890	324
C ₂₄	0.7886	338
C ₂₅	0.7625	352
C ₂₆	0.6506	366
C ₂₇	0.5625	380
C ₂₈	0.5203	394
C ₂₉	0.4891	408
C ₃₀	0.3918	422
C ₃₁	0.3173	436
C ₃₂	0.2598	450
C ₃₃	0.2251	464
C ₃₄	0.2029	478
C ₃₅	0.1570	492
C ₃₆	0.1461	506
C ₃₇	0.1230	520
C ₃₈	0.1093	534
C ₃₉	0.1007	548
C ₄₀	3.0994	700

Fuente: Pan y otros, 1997.

3. MODELO PARA PREDECIR LA VISCOSIDAD NO NEWTONIANA DE CRUDOS PARAFÍNICOS EN FUNCIÓN DE LA CANTIDAD DE PARAFINA PRECIPITADA.

3.1 TEORÍA SOBRE VISCOSIDAD

Muchos crudos alrededor del mundo contienen cantidades significativas de cera, la cual puede cristalizar durante la producción, transporte y almacenamiento del aceite, resultando en un incremento de la viscosidad. Esto posiblemente cause mayores dificultades en el transporte por oleoductos. Un entendimiento de la reología del crudo parafínico es necesario para tratar el problema durante el transporte por tubería del crudo, particularmente a bajas temperaturas.

La reología del crudo parafínico se cree que es influenciada por la presencia de parafinas, resinas y asfaltenos, así como por la historia térmica y mecánica del crudo (Zhang, 2003). Sin embargo, la naturaleza, el tipo y la cantidad de parafinas influyen las propiedades del flujo.

Por encima de la temperatura de aparición de parafina (WAT), un crudo parafínico, aunque químicamente complejo es un simple fluido Newtoniano. La dependencia de la viscosidad con la temperatura en el régimen Newtoniano, es adecuadamente expresada por la ecuación exponencial de Andrade. Si un crudo parafínico es enfriado a temperaturas por debajo de la WAT, la parafina precipitará, aglomerándose y entrapando el aceite líquido dentro de su estructura, el crudo se transformará en una dispersión bifásica con partículas sólidas de parafinas disueltas en el hidrocarburo líquido. La precipitación de parafinas incrementa significativamente la viscosidad del crudo y gradualmente cambiarán las propiedades del crudo desde un fluido Newtoniano a uno no Newtoniano.

El crudo comienza a mostrar un comportamiento de flujo no Newtoniano a una temperatura llamada “punto anormal”, el cual generalmente es unos pocos grados por debajo de la WAT. Pedersen et al. (2000) dice que este punto está aproximadamente a unos 5°C por debajo de la WAT. Al seguir enfriando más y más cristales de parafina precipitarán, resultando en la gelación del crudo y en la pérdida de fluidez. Investigaciones han mostrado que sólo un 3 a 6% (p/p) de parafina precipitada es suficiente para causar la gelación del aceite.

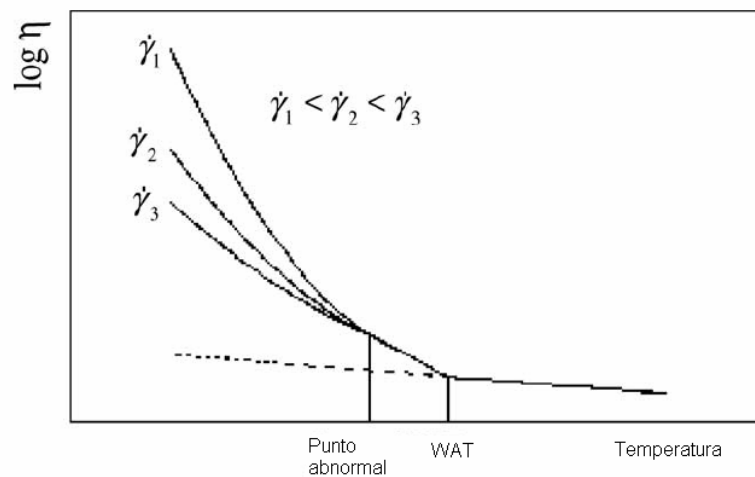


Figura (3.1). Carta típica de viscosidad contra temperatura para crudos parafínicos.

La figura (3.1), muestra un diagrama típico de viscosidad contra temperatura para crudos parafínicos, en la cual la viscosidad por debajo de la WAT, desvía a partir de la línea extrapolada debido a la cristalización de la parafina.

Recientemente, basados en el modelo reológico de Casson, Pedersen y Ronningsen (2000), desarrollaron un modelo de viscosidad dependiente de la tasa de corte para parámetros ajustados a 713 datos de viscosidad para 15 aceites:

$$\eta = \eta_{Liq} \left[\exp(37.82\phi_{wax}) + \frac{83.96\phi_{wax}}{\sqrt{\dot{\gamma}}} + \frac{8.559 * 10^6 \phi_{wax}^4}{\dot{\gamma}} \right] \rightarrow (3.1)$$

Donde η_{Liq} es la viscosidad de la fase líquida sin partículas de parafinas y ϕ_{wax} es la fracción volumétrica de la parafina precipitada.

La ecuación anterior provee una nueva aproximación para predecir la viscosidad no Newtoniana del aceite crudo. Sin embargo, como enfatizan los mismos autores, este modelo es sólo útil para predecir viscosidades referentes a la condición de enfriamiento desde una temperatura benéfica de 80°C hasta la temperatura medida y ésta no es útil para predecir cuantitativamente el efecto de varias historias térmicas y de corte, aunque es bien conocido que la reología del crudo parafínico es altamente dependiente de la historia térmica (i.e. temperatura de precalentamiento, tasa de enfriamiento, etc.) y la historia de corte del aceite. Además, la ec (3.1) no es aplicable a aceites químicamente beneficiados, por ejemplo, los crudos beneficiados con PPD (Disminuidores de punto de nube).

3.2 DERIVACIÓN DE LA ECUACIÓN DE VISCOSIDAD

Después que los cristales de parafina aparecen, la parafina se aglomerará debido a las fuerzas atractivas entre las partículas. Estos aglomerados inmovilizan cantidades significativas de la fase continua dentro de ellos. La viscosidad decrece cuando se incrementa la tasa de corte hasta que los aglomerados son completamente rotos en partículas básicas. Así, el sistema del crudo parafínico muestra características pseudoplásticas y no Newtonianas.

La ecuación de viscosidad propuesta es:

$$\mu = \mu_o \left[1 - K (\dot{\gamma}) \left(\frac{\rho_o}{\rho_w} \right) C \right]^{-2.5} \rightarrow (3.2)$$

Donde μ_o es la viscosidad de la fase continua líquida, esta puede ser estimada

exactamente usando la ecuación de Andrade, un modelo de estados correspondientes u otras correlaciones.

En la ecuación (3.2), la densidad del líquido ρ_o y la densidad de las partículas sólidas, ρ_w , varían con la temperatura. La densidad relativa del aceite líquido ρ_4^t varía con la temperatura en una relación lineal:

$$\rho_4^t = \rho_4^{20} - \gamma(T - 20) \rightarrow (3.3)$$

Donde T es la temperatura en °C, ρ_4^t es la densidad relativa del aceite a una temperatura t, ρ_4^{20} es la densidad relativa del aceite a 20°C, γ es el factor volumétrico del aceite y su valor está entre (0.0006-0.001)/°C.

Generalmente “la diferencia de temperatura entre la WAT y el punto de gel no excederá en 30°C”. Es conocido que un incremento de ρ_o/ρ_w en este rango de temperatura no excederá del 2%, así ρ_o/ρ_w puede ser tratado como una constante:

$$\mu = \mu_o \left[1 - K_o K(\gamma) C \right]^{-2.5} \rightarrow (3.4)$$

Donde $K_o = \rho_o/\rho_w$ y $K(\gamma)$ posiblemente varía de un crudo a otro debido a las propiedades del crudo. $K_o K(\gamma)$ puede ser determinado experimentalmente.

Es importante mencionar que la ecuación (3.4) posiblemente sólo sea válida por encima de la temperatura del punto de gel. Por debajo de esta temperatura, un crudo parafínico formará una estructura de gel con cristales de parafinas entrelazados unos con otros, de manera tal, que el sistema de suspensión con

partículas de cristales de parafina, como fase dispersa, no existirá más y como resultado la ecuación obtenida no será aplicable.

La viscosidad de la fase líquida continua, μ_o , es determinada por la ecuación exponencial de Andrade:

$$\mu_o = Ae^{(B/T)} \rightarrow (3.5)$$

Donde A y B son constantes que dependen de las propiedades del crudo y que pueden ser determinadas con dos medidas exactas de viscosidad por encima de la WAT.

La viscosidad no Newtoniana del crudo es planteada de la siguiente manera:

$$\mu = Ae^{(B/T)} \left[1 - K_o K \left(\dot{\gamma} \right) C \right]^{-2.5} \rightarrow (3.6)$$

Donde $K_o K \left(\dot{\gamma} \right)$ puede ser determinado a partir de una curva de flujo, por ejemplo, la viscosidad aparente contra la tasa de corte $\left(\mu_a \text{ Vs. } \dot{\gamma} \right)$ a una temperatura en el régimen no Newtoniano. En general, este parámetro presenta un comportamiento definido como:

$$K_o K \left(\dot{\gamma} \right) = D \left(\dot{\gamma} \right)^{-E} \rightarrow (3.7)$$

Donde D y E dependen exclusivamente de las propiedades y condiciones del crudo. Reemplazando $D \left(\dot{\gamma} \right)^{-E}$ en la ecuación (3.6) tenemos:

$$\mu = Ae^{(B/T)} \left[1 - D \left(\dot{\gamma} \right)^{-E} C \right]^{-2.5} \rightarrow (3.8)$$

Acorde a la ecuación anterior, obtenemos:

$$1 - \left(\frac{\mu}{\mu_o} \right)^{-0.4} = D \left(\dot{\gamma} \right)^{-E} C \rightarrow (3.9)$$

$$\text{Log} \left(\frac{1}{C} \left[1 - \left(\frac{\mu}{\mu_o} \right)^{-0.4} \right] \right) = -E \text{Log} \dot{\gamma} + \text{Log} D \rightarrow (3.10)$$

Donde E representa la pendiente de la línea recta y D el intercepto. La ecuación (3.9) indica que los datos de $1 - \mu_r^{-0.4}$ Vs. C a cualquier tasa de corte $\dot{\gamma}$ deberían ser una línea recta con pendiente determinada por $D \left(\dot{\gamma} \right)^{-E}$. El factor $D \left(\dot{\gamma} \right)^{-E}$ debe decrecer cuando se incrementa la tasa de corte. Para determinar las constantes D y E serán necesarias solamente dos lecturas de la curva de flujo anteriormente mencionada.

Además, basados sobre la predicción de la viscosidad aparente, los parámetros del modelo reológico como: el índice de consistencia K y el índice de comportamiento de flujo n, del modelo de la ley de potencia $\tau = K \left(\dot{\gamma} \right)^n$ pueden ser obtenidos por regresión de los datos de viscosidad predichos y las correspondientes tasas de corte. De esta manera podemos definir la tasa de corte calculada como:

$$\dot{\gamma} = \left[\frac{1}{CD} \left[1 - \left(\frac{\mu}{Ae^{B/T}} \right) \right]^{-0.4} \right]^{-1/E} \rightarrow (3.11)$$

Así, el presente modelo de viscosidad puede ser usado para predecir la viscosidad de crudos parafínicos no Newtonianos como una función de la concentración de la parafina precipitada, temperatura y tasa de corte.

En resumen, el procedimiento de aplicación del modelo está basado en la combinación de tres elementos:

1. Determinación de la concentración de la parafina precipitada a una temperatura específica, en la cual ésta pueda ser predicha. Esto se puede obtener a partir de un modelo termodinámico de precipitación de parafinas o a partir de un DSC térmico de impresión digital, experimentos con pulsos NMR u otros métodos.
2. Determinación de la viscosidad líquida Newtoniana libre de parafinas o con mínima cantidad de parafinas suspendidas. Esta puede ser calculada utilizando la ecuación de Andrade, combinando por lo menos dos medidas de viscosidad por encima de WAT, usando un modelo de estados correspondientes u otras correlaciones.
3. El cálculo del factor $K_o K(\dot{\gamma})$, el cual puede ser determinado por una curva de flujo a una temperatura en el régimen no Newtoniano. Es sugerible que esta curva de flujo se mida a una temperatura de 2 a 3 °C por encima del gel point, ya que a tales temperaturas el crudo generalmente posee distintas propiedades de flujo no newtoniano y éste produce mejores resultados para el factor $K_o K(\dot{\gamma})$.

4. MODELAMIENTO NUMÉRICO DEL FLUJO ESTRATIFICADO MULTIFASICO EN TUBERÍA (Gas-Aceite-Parafina).

Las condiciones fundamentales de flujo son importantes para la predicción del comportamiento termodinámico y vital para el diseño de las líneas de transporte de crudo. Así, un buen cálculo de las variables de flujo como el holdup y la caída de presión son esenciales para nuestro propósito. El planteamiento de un modelo numérico para el flujo estratificado en función del comportamiento reológico del fluido es propuesto en este capítulo, partiendo de las ecuaciones básicas de continuidad y momento.

4.1 GENERALIDADES

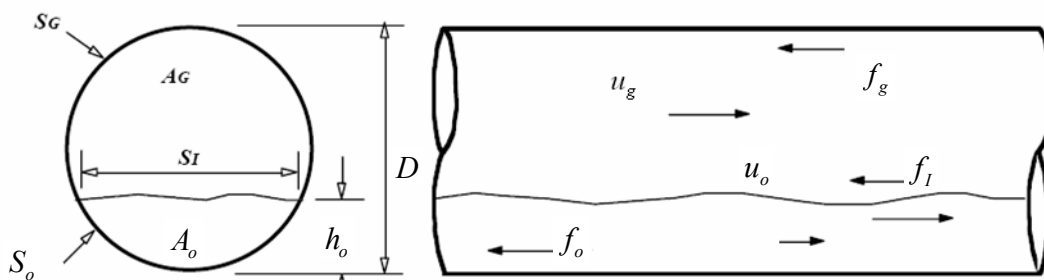


Figura 4.1. Modelo físico para flujo estratificado.

El flujo estratificado es uno de los patrones más dominantes en el flujo bifásico. El modelo físico del flujo estratificado está dado en la figura (4.1). Algunas suposiciones fueron introducidas en este modelo:

- El flujo se encuentra en el régimen laminar totalmente desarrollado.
- Tanto el gas como el líquido son fluidos incompresibles viscosos.

La ecuación integral unidimensional del modelo de dos fluidos es como sigue:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k A_k) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho_k A_k u_k) = 0 \rightarrow (4.1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_k A_k u_k) + \frac{\partial}{\partial z}(\rho_k \Gamma_k u_k^2) = -\tau_k s_k \pm \tau_i s_i + \rho_k g A_k \text{sen} \beta - \frac{\partial}{\partial z}(A_k P_k) + P_{ik} \frac{\partial A_k}{\partial z} \rightarrow (4.2)$$

El signo superior “±” corresponde a la fase líquida. Γ_k Es el factor de forma de la velocidad de la fase k y está definido como:

$$\Gamma_k = \frac{1}{A_k u_k^2} \iint_{A_k} u_k''^2 dA_k \rightarrow (4.3)$$

Donde u_k'' es la velocidad instantánea de la fase k. $\Gamma_k = 1$ para el flujo tapón, $\Gamma_i = 4/3$ para una muy delgada capa turbulenta, $\Gamma_i = 1.6$ para una capa turbulenta. En este trabajo $\Gamma_k = 1$. Así la presión en la fase k es sólo afectada por la hidrostática del fluido más que por las condiciones interfaciales.

Desarrollando las ecuaciones de momento (4.1) y (4.2) para cada una de las fases y considerando que las propiedades hidrodinámicas y físicas de los fluidos no cambian con el tiempo tenemos:

Para la fase gas:

$$\frac{\partial}{\partial z}(\rho_g A_g u_g) = 0 \rightarrow (4.4)$$

$$\frac{\partial}{\partial z}(\rho_g \Gamma_g u_g^2) = -\tau_g s_g - \tau_i s_i - \frac{\partial}{\partial z}(A_g P_g) + P_{ig} \frac{\partial A_g}{\partial z} \rightarrow (4.5)$$

Es importante hacer algunas consideraciones sobre la fase gaseosa. Ya que en este trabajo tratamos al gas como un fluido estable y por lo tanto su densidad y el área hidráulica ocupada por la fase serán constantes durante su transporte.

De esta manera las ecuaciones (4.4) y (4.5) quedarán definidas de la siguiente manera:

$$\frac{\partial u_g}{\partial z} = 0 \rightarrow (4.6)$$

$$2u_g \rho_g \frac{\partial u_g}{\partial z} = -\tau_g s_g - \tau_i s_i - A_g \frac{\partial (P_g)}{\partial z} \rightarrow (4.7)$$

Según la ecuación (4.6) la ecuación (4.7) nos queda:

$$-A_g \frac{\partial (P_g)}{\partial z} - \tau_g s_g - \tau_i s_i = 0 \rightarrow (4.8)$$

Para la fase líquida tenemos:

$$\frac{\partial}{\partial z} (\rho_o A_o u_o) = 0 \rightarrow (4.9)$$

$$\frac{\partial}{\partial z} (\rho_o \Gamma_o u_o^2) = -\tau_o s_o + \tau_i s_i - \frac{\partial}{\partial z} (A_o P_o) + P_{io} \frac{\partial A_o}{\partial z} \rightarrow (4.10)$$

Para el desarrollo de este modelo es de recordar que estamos dando tratamiento a un crudo parafínico en la región no Newtoniana en la cual existe precipitación de parafinas, por lo cual, podemos considerar un cambio en la densidad del líquido debido al incremento de partículas de parafinas como fase dispersa. Sin embargo,

como no estamos tratando con fenómenos de depositación de parafinas que podrían producir un cambio en el área efectiva de flujo de aceite y por lo tanto consideraremos el área de flujo del líquido constante. Con estas aclaraciones nuestras ecuaciones quedan definidas como:

$$u_o \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + \rho_o \frac{\partial u_o}{\partial z} = 0 \rightarrow (4.11)$$

$$u_o^2 \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + 2\rho_o u_o \frac{\partial u_o}{\partial z} = -\tau_o s_o + \tau_i s_i - A_o \frac{\partial P_o}{\partial z} \rightarrow (4.12)$$

Si combinamos la ecuación (4.11) y (4.12) de la siguiente manera, tenemos:

$$\rho_o \frac{\partial u_o}{\partial z} = -u_o \frac{\partial \rho_o}{\partial z} \rightarrow (4.13)$$

$$u_o^2 \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + 2u_o \left(\rho_o \frac{\partial u_o}{\partial z} \right) = -\tau_o s_o + \tau_i s_i - A_o \frac{\partial P_o}{\partial z} \rightarrow (4.14)$$

$$u_o^2 \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + 2u_o \left(-u_o \frac{\partial \rho_o}{\partial z} \right) = -\tau_o s_o + \tau_i s_i - A_o \frac{\partial P_o}{\partial z} \rightarrow (4.15)$$

$$-u_o^2 \frac{\partial \rho_o}{\partial z} = -\tau_o s_o + \tau_i s_i - A_o \frac{\partial P_o}{\partial z} \rightarrow (4.16)$$

Donde la ecuación (4.16) es la ecuación de momento para la fase líquida del flujo; así, combinándola con la ecuación (4.8) de la fase gas y considerando que el gradiente de presión axial de flujo es igual para ambas fases, tenemos:

$$-u_o^2 \frac{\partial \rho_o}{\partial z} = -\tau_o s_o - \tau_i s_i - \frac{A_l}{A_g} [\tau_g s_g + \tau_i s_i] \rightarrow (4.17)$$

La ecuación (4.17) presenta cuatro conjuntos de variables desconocidas:

1. Los esfuerzos de corte en la pared (τ_k).
2. Los esfuerzos de corte interfaciales (τ_i).
3. Los parámetros geométricos.
4. El gradiente de la densidad del líquido con la distancia axial.

4.2 LOS ESFUERZOS DE CORTE EN LA PARED (τ_k)

Para cada una de las fases individualmente, se sugiere un factor de fricción aproximado como:

$$\tau_k = \frac{f_k \rho_k u_k^2}{2}; \quad (k = o, g) \rightarrow (4.18)$$

Donde u_k es la velocidad in situ de cada fase, por lo tanto:

$$\tau_g = \frac{f_g \rho_g u_g^2}{2} \quad \text{y} \quad \tau_o = \frac{f_o \rho_o u_o^2}{2} \rightarrow (4.19)$$

$$\text{Con } u_g = \frac{Q_g}{A_g} \quad \text{y} \quad u_o = \frac{Q_o}{A_o} \rightarrow (4.20)$$

Las correlaciones aplicables al flujo monofásico son usadas para calcular el factor de fricción de las fases individuales. Esto es aceptable debido al uso del diámetro hidráulico y el concepto de velocidad extendida. Cuando el aceite se encuentra por debajo de su punto de nube exhibe características no Newtonianas; así en el

presente estudio, el modelo de la ley de potencia ha sido usado para caracterizar el comportamiento no-Newtoniano del aceite:

$$\tau_{rk} = k(\dot{\gamma})^n \text{ con } n < 1 \rightarrow (4.21)$$

$$k = 9.77 * 10^{-9} \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right) \rightarrow (4.22)$$

$$n = 1.064 \exp\left(-\frac{A}{T}\right) \rightarrow (4.23)$$

La ecuación básica de balance de momento permanece tal como se describió en (4.1) y (4.2). La ecuación del factor de fricción puede ser descrita como (Ghorai et al, 2005):

-Para flujo laminar:

$$f = \frac{16}{\text{Re}_{gen}} \rightarrow (4.24);$$

Si,

$$\text{Re}_{gen} \leq \frac{6464n}{(1+3n)^2 \left(\frac{1}{2+n}\right)^{\left(\frac{2+n}{1+n}\right)}}$$

Donde

$$\text{Re}_{gen} = \frac{D_{ho}^n u_o^{(2-n)} \rho_o}{8^{(n-1)} K} \left(\frac{4n}{3n+1}\right)^n \rightarrow (4.25) \text{ (Derbi 1996)}$$

-Para flujo turbulento:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = \frac{4}{n^{0.75}} \log \left[\text{Re}_{gen} f^{1-(n/2)} \right] - \frac{0.4}{n^{1.2}} \rightarrow (4.26)$$

Donde

$$\text{Re}_{gen} = \frac{\rho_o u^{2-n} D_{eq}^n}{2^{n-1} \left(3 + \frac{1}{n} \right)^n k} \rightarrow (4.27)$$

Las anteriores ecuaciones están definidas para la fase aceite. Para la fase gas, se ha considerado como un fluido Newtoniano estable al cual se le define su factor de fricción como:

$$f_g = \frac{16}{\text{Re}_g} \text{ para el flujo laminar } \rightarrow (4.28)$$

$$f_g = \frac{0.079}{\text{Re}_g^{0.25}} \text{ para el flujo turbulento } \rightarrow (4.29)$$

El próximo problema es definir la transición desde el flujo laminar al flujo turbulento. En el flujo de dos fases, se ha demostrado experimentalmente que el número de Reynolds, basado en la velocidad in situ es el mejor criterio para determinar la transición del flujo:

$\text{Re}_k \leq 2100$ para el flujo laminar

$\text{Re}_k > 2100$ para el flujo turbulento

Donde ($k = o, g$).

El concepto del perímetro húmedo es aplicado para calcular el diámetro hidráulico. Este es usado para computar el valor del número Reynolds para la fase gas. Cuando el gas y el aceite están sujetos a la misma caída de presión, el gas se moverá mucho más rápido que el líquido debido a las diferencias de densidad y viscosidad. Por esto para la fase gaseosa, la interfase gas-aceite es tan rígida como si se estuviera moviendo sola en una tubería. De esta manera, el perímetro húmedo para la fase gas está dado por $(s_g + s_i)$.

Basado en la anterior discusión, el número de Reynolds para la fase gas individual puede ser definida como:

$$\text{Re}_g = \frac{u_g \left(\frac{4A_g}{(s_g + s_i)} \right) \rho_g}{\mu_g} \rightarrow (4.30)$$

Así las ecuaciones (4.20) hasta (4.28) son usadas para calcular el valor del esfuerzo de corte en la pared a partir de la ec. (4.19).

4.3 ESFUERZO DE CORTE INTERFACIAL (τ_i)

El esfuerzo de corte interfacial surge en el balance de fuerzas cuando usamos la velocidad promedio para representar el fluido. También, el esfuerzo de corte interfacial debería ser definido de manera que éste cambie de signo con un cambio de dirección de la velocidad de deslizamiento. A partir de la discusión anterior y usando el concepto de factor de fricción interfacial, el esfuerzo interfacial es definido como (Ghorai et al, 2005):

$$\tau_i = \frac{f_i \rho_g (u_g - u_o) |u_g - u_o|}{2} \rightarrow (4.31)$$

Donde u_g y u_o están definidos por la ecuación (4.20). Con esta definición, el papel de la velocidad de deslizamiento es sistemáticamente incorporado.

Como el factor de fricción interfacial es fuertemente influenciado por las fronteras de transición entre el flujo estratificado y el flujo intermitente, diferentes correlaciones son necesarias para mejorar los resultados.

Cuando $Re_g \geq Re_{g,t}$, se usan valores constantes propuestos por Abdouvayt, 2003:

Para condiciones de baja y alta presión respectivamente:

$$f_i = 0.0142 \text{ (para baja presión } \leq 980 \text{ KPa)} \rightarrow (4.32)$$

$$f_i = 0.022 \text{ (para alta presión } > 980 \text{ KPa)} \rightarrow (4.33)$$

Cuando $Re_g < Re_{g,t}$, se utiliza la correlación de Ellis y Gay (1959) :

$$f_i = 1.3 Re_g^{-0.57} \rightarrow (4.34)$$

Si el valor calculado anteriormente de f_i es menor que f_g ; entonces el valor de f_g es usado en vez de f_i .

Para determinar el número de Reynolds de gas crítico, $Re_{g,t}$, la siguiente correlación propuesta por Lee y Bankoff (1983), fue usada:

$$\text{Re}_{g,t} = 1.837 * 10^5 * (\text{Re}_o)^{-0.184} \rightarrow (4.35)$$

4.4 PARÁMETROS GEOMÉTRICOS

Las tablas 4.1a, 4.1b, 4.2a y 4.2b muestran todos los parámetros geométricos involucrados en el modelo multifásico de flujo estratificado. Las ecuaciones (4.8) y (4.16) ahora dependen de las ecuaciones (4.19) a (4.33). Estas últimas ecuaciones involucran tasas de flujo, propiedades de los fluidos y parámetros geométricos. Los parámetros geométricos son dependientes de la altura adimensional del aceite, h_o/D teniendo en cuenta si ésta se encuentra en el intervalo $0 \leq h_o/D \leq 0.5$ o referido en función de la altura del aceite, h_o , en el intervalo $0 \leq h_o \leq R$, o se encuentra entre $0.5 \leq h_o/D \leq 1$ definido también como $R \leq h_o \leq 2R = D$. (Figuras 4.2, 4.3 y 4.4).

Además, cuando trabajamos en crudo donde el fenómeno de depositación ocurre, se introducen los cambios geométricos generados por un incremento en la capa depositada. Sin embargo, en el presente proyecto de grado no se considerará el fenómeno de depositación, sólo se trabajará el fenómeno de precipitación de parafinas en la fase aceite. De esta manera, para las propiedades del fluido (ρ_i, μ_i), tasa de flujo (Q_i) y diámetro de la tubería ($2R$) todos los parámetros geométricos son dependientes sólo de la altura adimensional, h_o/D , y no del espesor de la capa de parafina depositada (δ). Así, estos valores son computados y fácilmente se pueden encontrar los valores del Hold-up de líquido y la caída de presión.

4.4.1 Gráficos De Los Diferentes Modelos Geométricos Presentados

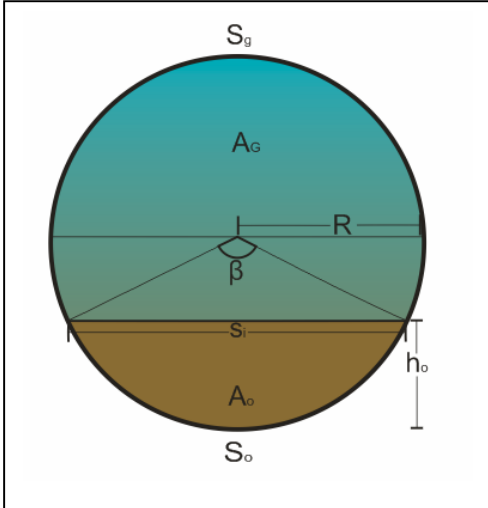


Figura (4.2). Elemento de área para los parámetros geométricos cuando $h_o < R_o$.

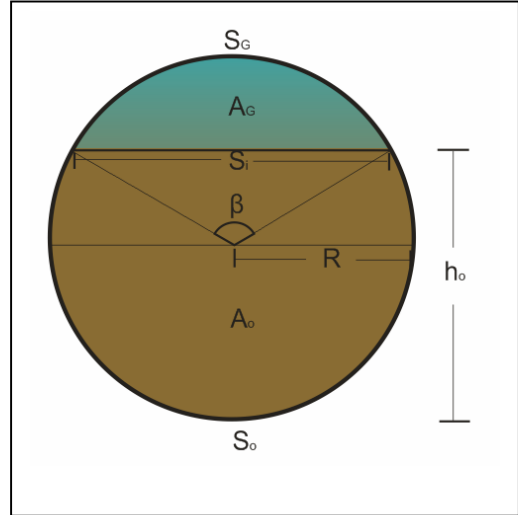


Figura (4.3). Elemento de área para los parámetros geométricos cuando $h_o > R$.

En caso de depositación de parafinas, el esquema independiente es:

$$h_o < \text{ó} > R$$

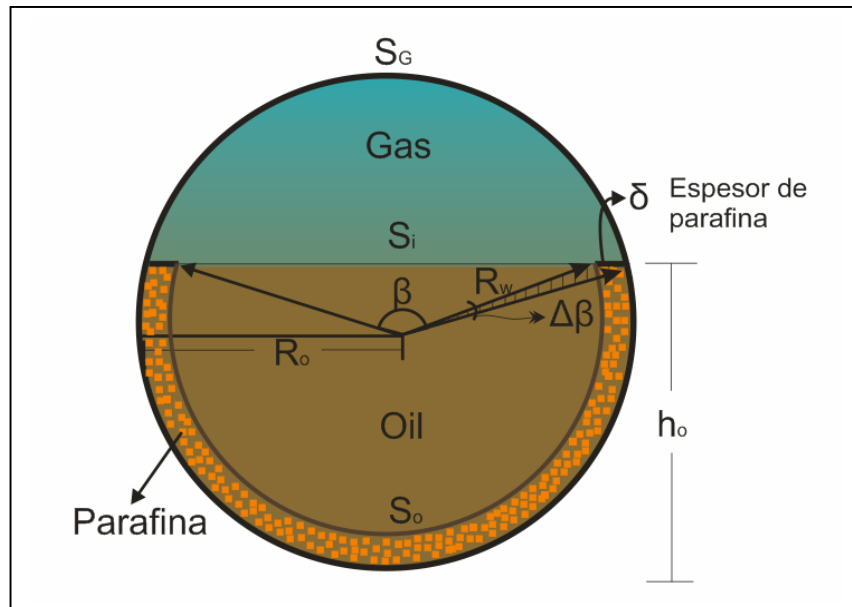


Figura (4.4). Elemento de área para los parámetros geométricos cuando hay depositación de parafina.

4.4.2 Tablas de Parámetros Geométricos

Tabla 4.1a. Parámetros geométricos cuando $h_o > R_o$.

$h_o > R_o$
$\beta = 2 \cos^{-1} \left(2 \frac{h_o}{D} - 1 \right)$
$A_o = \frac{1}{2} R_o^2 (2\pi - \beta) + \frac{s_i^2}{4} \cot \left(\frac{\beta}{2} \right) - A_w$
$A_G = \frac{1}{2} R_o^2 \beta - \frac{s_i^2}{4} \cot \left(\frac{\beta}{2} \right)$
$A_T = A_o + A_G + A_w$
$s_i = 2D \sqrt{\frac{h_o}{D} - \left(\frac{h_o}{D} \right)^2}$
$s_{G,T} = R_o \beta + s_i = (s_G + s_i)$
$s_o = R_o (2\pi - \beta)$

Tabla 4.2a. Parámetros geométricos cuando $h_o < R_o$.

$h_o < R_o$
$\beta = 2 \cos^{-1} \left(1 - 2 \frac{h_o}{D} \right)$
$A_o = \frac{1}{2} R_o^2 \beta - \frac{s_i^2}{4} \cot \left(\frac{\beta}{2} \right) - A_w$
$A_G = \frac{1}{2} R_o^2 (2\pi - \beta) + \frac{s_i^2}{4} \cot \left(\frac{\beta}{2} \right)$
$A_T = A_o + A_G + A_w$
$s_i = 2D \sqrt{\frac{h_o}{D} - \left(\frac{h_o}{D} \right)^2}$
$s_{G,T} = R_o (2\pi - \beta) + s_i = s_G + s_i$
$s_o = R_o (\beta)$

Tabla 4.1b. Parámetros geométricos cuando $h_o > R_o$ con depositación de parafina.

En caso de depositación de parafinas
$A_w = \frac{1}{2} R_o^2 (2\pi - \beta) - \frac{1}{2} R_w^2 (2\pi - (\beta - 2\Delta\beta)) - \delta^2 \tan\left(\frac{\beta}{2}\right)$
$s_w = R_o (2\pi - \beta)$
$s_{o,w} = R_w (2\pi - (\beta - 2\Delta\beta)) + 2\delta$
$R_w = R_o - \delta$
$\Delta\beta = \text{sen}^{-1}\left(\frac{\delta}{R_o - \delta} \cdot \text{sen}\left(\pi - \frac{\beta}{2}\right)\right)$
<p>Cuando no hay depositación $\delta = 0$ Entonces $A_w = 0$ y $s_{o,w} = s_o$ δ Es el espesor de la capa de parafina.</p>

Fuente tablas 8.1a-b, 8.2 a-b: autores de trabajo de grado.

Tabla 4.2b. Parámetros geométricos cuando $h_o < R_o$ con depositación de parafina.

En caso de depositación de parafinas
$A_w = \frac{1}{2} R_o^2 (\beta - \text{sen}\beta)$
$-\frac{1}{2} R_w^2 ((\beta - 2\Delta\beta) - \text{sen}(\beta - 2\Delta\beta))$
$s_w = R_o \beta$
$s_{o,w} = R_w (\beta - 2\Delta\beta) + 2\delta$
<p>Donde $\Delta\beta$ es definido como en el caso para $h_o > R_o$</p>
$\left. \begin{aligned} D_{ho} &= \frac{4A_o}{s_o} \\ D_{hg} &= \frac{4A_g}{s_g + s_i} \end{aligned} \right\} \text{ Diámetros hidráulicos para cada fase.}$

Donde δ es el espesor de la capa de parafina, que es calculado experimentalmente o por medio de un modelo de depositación. A_w es el área transversal ocupada por la capa de parafina en la tubería. Los parámetros geométricos son determinados realizando consideraciones matemático-geométricas a partir de condiciones de flujo, las cuales fueron realizadas por los autores teniendo en cuenta las características del fluido y el flujo tratado. Para información sobre las bases geométricas de un flujo estratificado se puede consultar como referencia Govier y Aziz (1972).

4.5 CONCEPTO DE LA VELOCIDAD EXTENDIDA

El perfil de velocidad en la capa líquida, es tomado como una porción del perfil, el cual debería existir si la tubería estuviera llena de líquido fluyendo a una tasa tal que la velocidad promedio sobre la sección transversal es igual a la velocidad promedio real de la capa de líquido. Igualmente, esto es una técnica para ajustar un perfil de manera tal que éste quede superpuesto sobre el perfil existente en la capa de aceite real. Un valor de la fracción volumétrica de aceite es usado para calcular la velocidad promedio verdadera en la capa de aceite (u_o). Un perfil extendido para el cual una velocidad promedio en la región real ocupada por el aceite es igual al valor calculado de u_o . La figura (4.5) muestra el concepto de velocidad extendida y el perfil de la velocidad extendida. El perfil de velocidad extendida es un "Pseudo-perfil" de un líquido, el cual cuando se promedia sobre el área realmente ocupada por el aceite da la velocidad real *in-situ* del aceite:

Matemáticamente se define como (Ghorai, 2005):

$$\frac{\int_{A_L} u_{ext} dA}{A_L} = u_{o,ext} \rightarrow (4.36)$$

Donde $u_{o,ext}$, representa la velocidad promedio verdadera. Usando la ecuación (4.36) en la ecuación (4.19), (4.24) y (4.28) se espera una mejor aproximación del esfuerzo de corte en la pared de la tubería.

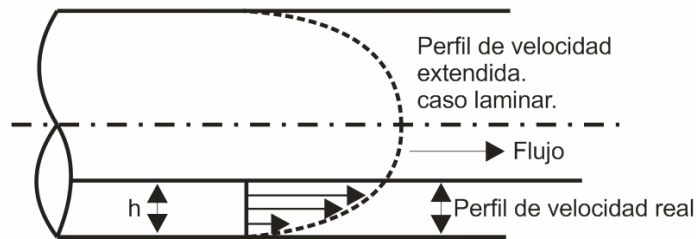


Figura 4.5. Ilustración del concepto de velocidad extendida.

4.5.1 Determinación de la Velocidad Extendida.

En la figura (4.5) se muestra un conjunto de elementos diferenciales usados para computar la velocidad extendida para la fase aceite. Es de notar el caso en el cual el nivel de aceite está por encima de la línea central ($h_o > R_o$), los elementos con radio menor a $(h_o - R_o)$ serán completamente circulares, como se muestra en la figura (4.6).

4.5.1.1 Flujo Laminar para la Fase Aceite ($Re < 2100$)

Para un fluido no-Newtoniano que sigue el modelo reológico de la Ley de Potencia, el perfil de velocidad extendida es definido como sigue:

$$u_{ext}(r) = \frac{3n+1}{n+1} u_{o,ext} \left(1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right) \rightarrow (4.37)$$

Donde $u_{o,ext}$ es la velocidad extendida del aceite y n es el índice de comportamiento de flujo en el modelo de Ley de Potencia.

Para ($h_o < R_o$)

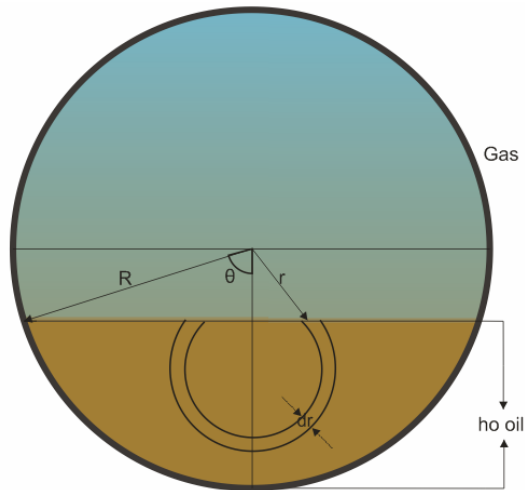


Figura 4.6. Elemento de área de la fase aceite cuando ($h_o < R_o$).

$$dA = 2r\theta dr \rightarrow (4.38)$$

$$\theta = \frac{\beta}{2} = \cos^{-1}\left(\frac{R_o - h_o}{r}\right) \rightarrow (4.39)$$

$$\theta = \tan^{-1}\left[\frac{\sqrt{r^2 - (R_o - h_o)^2}}{R_o - h_o}\right] \rightarrow (4.40)$$

Donde la ecuación (4.38) es usada cuando h_o es sustancialmente menor que R .

Ahora, reemplazando las ecuaciones (4.37), (4.38) y (4.39) en (4.36) se obtiene la siguiente relación

$$u_{ext} = \frac{\int_{R_o-h_o}^{R_o} \left[\frac{3n+1}{n+1} u_{o,ext} \left(1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right) \right] \cdot \left[2r \cos^{-1} \left(\frac{D_o}{2r} \left(1 - 2 \frac{h_o}{D_o} \right) \right) \right] dr}{A_o} \quad (4.41)$$

Despejando y reorganizando términos en la ec. (4.41), tenemos:

$$u_{o,ext} = \frac{Q_o}{\frac{2(3n+1)}{n+1} \int_{\frac{D_o}{2} \left(1 - 2 \frac{h_o}{D_o} \right)}^1 r \left[1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right] \cos^{-1} \left[\frac{D_o}{2r} \left(1 - 2 \frac{h_o}{D_o} \right) \right] dr} \rightarrow (4.42)$$

La ecuación anterior ha sido escrita en términos del nivel adimensional del aceite $\frac{h_o}{D_o}$, con lo cual pretendemos dar una forma más sencilla de computación a la hora de buscar una solución más aproximada del modelo.

La integral en el denominador de la ecuación (4.42) será evaluada utilizando métodos de cuadratura Gauss-Legendre con 10 puntos de aproximación que garanticen un ajuste lo suficientemente razonable del valor de la integral. Sin embargo, aquí mostraremos el procedimiento aplicado a la integral definida en la ecuación anterior.

Primero debemos definir la función integral, de la siguiente manera:

$$\int_a^b f(x) dx = \int_{\frac{D_o}{2} \left(1 - 2 \frac{h_o}{D_o} \right)}^1 r \left[1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right] \cos^{-1} \left[\frac{D_o}{2r} \left(1 - 2 \frac{h_o}{D_o} \right) \right] dr \rightarrow (4.43)$$

Tal que $f(x)$ deberá ser una función unívoca donde x, a y b son finitos. La función Gauss debe incorporar las raíces z_i y los pesos w_i correspondientes a los polinomios de Legendre necesarios, cuyos valores se dan en el anexo B.

Para localizar fácilmente las raíces y los pesos correspondientes a una fórmula con un número m de puntos determinados, es conveniente introducir los siguientes vectores P y k :

Tabla 4.3. Vectores de raíces y pesos para Gauss Legendre.

i	P_i	k_i
1	2	1
2	3	2
3	4	4
4	5	6
5	6	9
6	10	12
7	15	17
8	---	25

Fuente: CARNAHAN, Brice. Cálculo Numérico: Métodos y Aplicaciones. Rueda, 1979.

Para encontrar los vectores z y w que corresponden a la fórmula de m puntos, se analiza el conjunto de P hasta encontrar un elemento igual a m , es decir; se busca $P_i = m$. Las raíces y los pesos deseados son respectivamente $z_{k_i}, \dots, z_{k_{i+1}-1}$ y $w_{k_i}, \dots, w_{k_{i+1}-1}$. Así por ejemplo, para nuestro caso, en el cual los valores correspondientes a la fórmula de 10 puntos se encuentran analizando el vector P hasta localizar $P_6 = 10 \rightarrow k_6 = 12, k_7 = 17$. Los elementos buscados de

los vectores z y w son respectivamente $z_n, z_{13}, z_{14}, z_{15}, z_{16}$ y $w_{12}, w_{13}, w_{14}, w_{15}$ y w_{16} .

De la ecuación (4.43), sea $c = \frac{(b-a)}{2}$ y $d = \frac{(b+a)}{2}$, entonces la ecuación puede escribirse de la siguiente manera:

$$\int_a^b f(x) dx = c \sum_{j=k_i}^{k_{i+1}-1} w_j [f(cz_j + d) + f(-cz_j + d)] \rightarrow (4.44).$$

Reemplazando nuestra función característica según la fórmula anterior, tenemos:

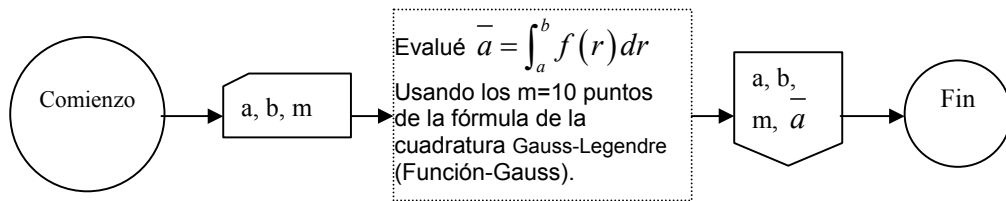
$$c = \frac{\left(1 - \frac{D_o}{2} \left(1 - 2 \frac{h_o}{D_o}\right)\right)}{2} \rightarrow (4.45)$$

$$d = \frac{\left(1 + \frac{D_o}{2} \left(1 - 2 \frac{h_o}{D_o}\right)\right)}{2} \rightarrow (4.46)$$

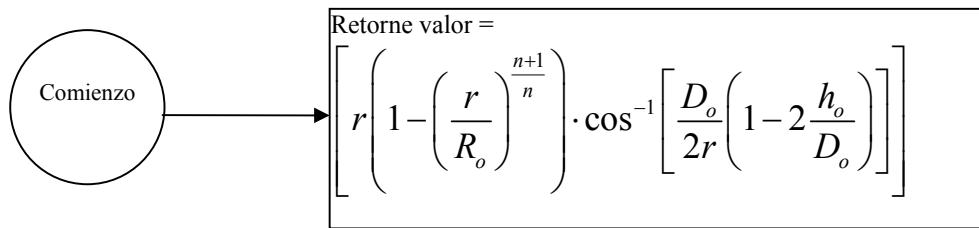
$$\int_a^b f(r) dr = c \sum_{j=12}^{16} w_j [f(cz_j + d) + f(-cz_j + d)] \rightarrow (4.47)$$

La cual es evaluada computacionalmente y para la cual mostramos su algoritmo mediante el diagrama de flujo descrito por la figura (4.7):

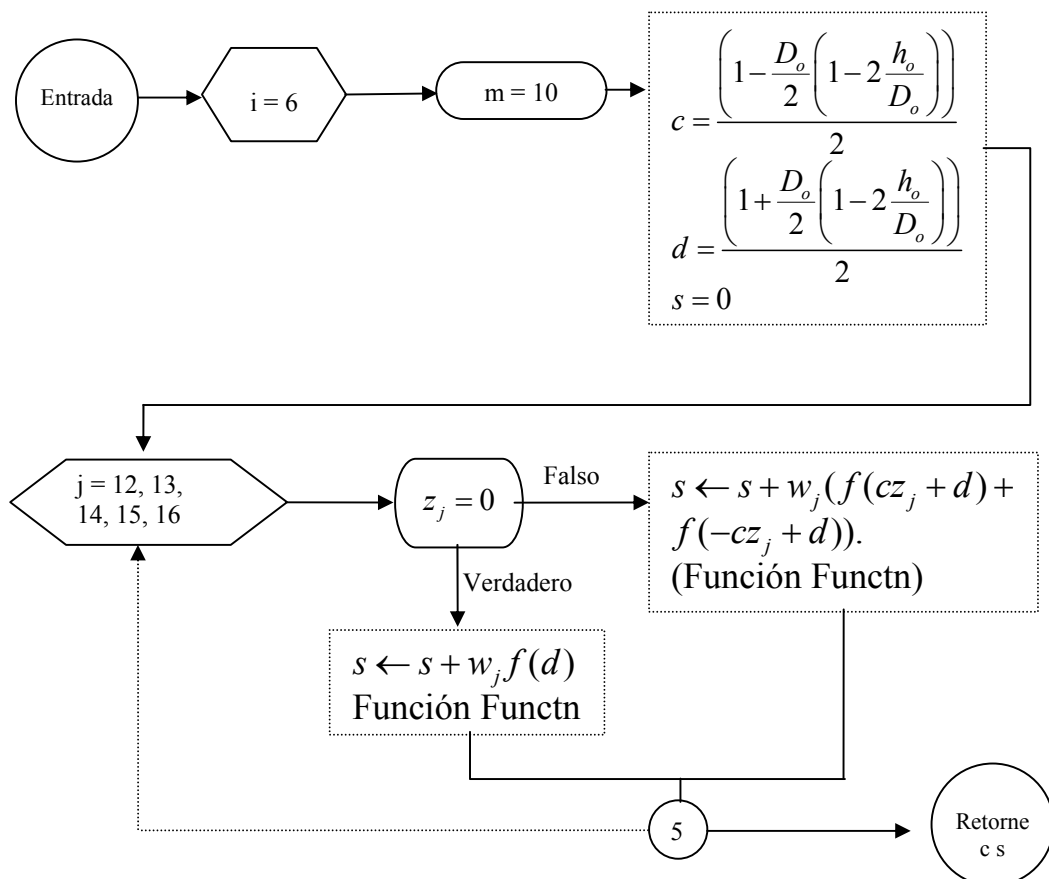
Figura 4.7. Diagrama de flujo de la Cuadratura Gauss-Legendre.



Función Functn (argumento auxiliar de r).



Función Gauss* (argumentos auxiliares: a, b, m, f; argumentos de llamada: a, b, m, Functn).



*Se supone que a la entrada, los vectores ρ, k, w y z tienen los valores idóneos.

Para $(h_o > R_o)$

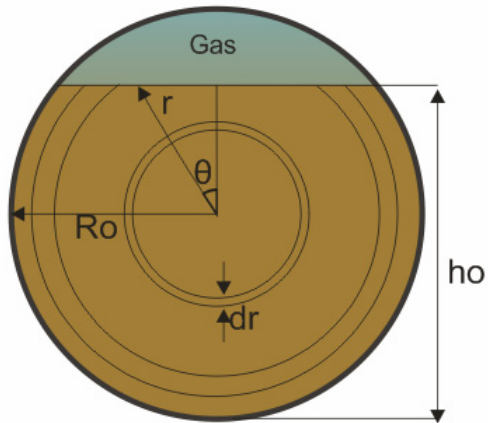


Figura (4.8). Elemento de área de la fase aceite cuando $(h_o > R_o)$.

$$dA = (\pi r + 2r\theta) dr \text{ para } r \geq \frac{D_o}{2} \left(2 \frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \rightarrow (4.48)$$

$$dA = 2\pi r dr \text{ para } r < \frac{D_o}{2} \left(2 \frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \rightarrow (4.49)$$

$$h_o - R_o = \frac{D_o}{2} \left(2 \frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \rightarrow (4.50)$$

Donde θ está dado por :

$$\theta = \frac{\beta}{2} = \cos^{-1} \left(\frac{\frac{D_o}{2} \left(2 \frac{h_o}{D_o} - 1 \right)}{r} \right) =$$

$$\cos^{-1} \left(\frac{D_o}{2r} \left(2 \frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \right) \rightarrow (4.51)$$

Sustituyendo la ecuación (4.37), (4.48), y (4.49) en la ec. (4.36) obtenemos:

$$u_{ext} = \frac{\int_0^{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)} \left(\frac{3n+1}{n+1} u_{o,ext} \left(1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right) 2\pi r dr \right) + \int_{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)}^1 \left(\frac{3n+1}{n+1} u_{o,ext} \left(1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right) (\pi r + 2r\theta) dr \right)}{A_o} \quad (4.52)$$

Reorganizando y sustituyendo θ en la integral:

$$u_{o,ext} = \frac{Q_o}{2\pi \frac{(3n+1)}{n+1} \int_0^{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)} \left(\left(1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right) r dr \right) + \pi \frac{(3n+1)}{n+1} \int_{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)}^1 \left(\left(1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right) r dr \right)}{\dots} \dots$$

$$\dots \rightarrow (4.53)$$

$$+ \frac{2(3n+1)}{n+1} \int_{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)}^1 \left(r \left(1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right) \right) \cos^{-1} \left(\frac{D_o}{2r} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \right) dr$$

Las dos primeras integrales de la suma de integrales en el denominador pueden ser halladas fácilmente mediante cálculo integral normal, obteniéndose de la siguiente forma:

$$\begin{aligned}
\text{a) } \int_0^{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)} \left(r dr - \frac{r^{\left(\frac{2n+1}{n}\right)}}{R_o^{\left(\frac{n+1}{n}\right)}} dr \right) &= \frac{1}{2} r^2 \Big|_0^{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)} - \left(\frac{1}{R_o} \right)^{\left(\frac{n+1}{n}\right)} \frac{n}{(3n+1)} (r)^{\frac{3n+1}{n}} \Big|_0^{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)} \\
&= \frac{D_o^2}{8} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right)^2 - \left(\frac{n}{(3n+1)} \right) \left(\frac{1}{R_o} \right)^{\left(\frac{n+1}{n}\right)} \left(\frac{D_o}{2} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \right)^{\frac{3n+1}{n}} \rightarrow (4.54)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{b) } \int_{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)}^1 \left(r dr - \frac{r^{\left(\frac{2n+1}{n}\right)}}{R_o^{\left(\frac{n+1}{n}\right)}} dr \right) &= \frac{1}{2} r^2 \Big|_{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)}^1 - \left(\frac{1}{R_o} \right)^{\left(\frac{n+1}{n}\right)} \left(\frac{n}{(3n+1)} \right) (r)^{\frac{3n+1}{n}} \Big|_{\frac{D_o}{2}\left(2\frac{h_o}{D_o}-1\right)}^1 \\
&= \frac{1}{2} - \frac{D_o^2}{8} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right)^2 - \left(\frac{n}{(3n+1)} \right) \left(\frac{1}{R_o} \right)^{\left(\frac{n+1}{n}\right)} \left[1 - \left(\frac{D_o}{2} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \right)^{\frac{3n+1}{n}} \right] \rightarrow (4.55)
\end{aligned}$$

Los resultados del cálculo de las integrales anteriores pueden ser reemplazados en la ecuación (4.53) de manera que su cálculo computacional sea más fácil y directo en esta ecuación. La tercera integral en la suma es mucho más compleja y por tal razón su desarrollo integral se extendería a cálculos muy complejos que dificultarían su solución, por este motivo sobre esta integral se aplica el método de cuadraturas Gauss-Legendre. Con esto la ec. (4.53) quedaría definida como:

$$\begin{aligned}
 u_{o,ext} = & \frac{Q_o}{\dots} \dots \\
 & \frac{2\pi(3n+1)}{n+1} \left(\frac{D_o^2}{8} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right)^2 - \left(\frac{n}{3n+1} \right) \left(\frac{1}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \left(\frac{D_o}{2} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \right)^{\frac{3n+1}{n}} \right) + \frac{\pi(3n+1)}{n+1} \left(\frac{1}{2} - \frac{D_o^2}{8} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right)^2 \right) \\
 & \dots \left[\left(\frac{1}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \left(\frac{n}{3n+1} \right) \left[1 - \left(\frac{D_o}{2} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \right)^{\frac{3n+1}{n}} \right] + \frac{2(3n+1)}{n+1} \int_{\frac{D_o}{2} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right)}^1 r \left(1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right) \cos^{-1} \left(\frac{D_o}{2r} \left(2\frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \right) dr \right] \rightarrow (4.56)
 \end{aligned}$$

$$u_{o,ext} = \frac{Q_o}{\frac{\pi(3n+1)}{n+1} \left\{ \frac{1}{2} + \frac{D_o^2}{2} \left(2 \frac{h_o}{D_o} - 1 \right)^2 - \left(\frac{1}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \left(\frac{n}{3n+1} \right) \left(1 + \left(\frac{D_o}{2} \left(2 \frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \right)^{\frac{3n+1}{n}} \right) \right\} + \dots}$$

$$\frac{2}{\pi} \int_{\frac{D_o}{2} \left(2 \frac{h_o}{D_o} - 1 \right)}^1 r \left(1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right) \cos^{-1} \left(\frac{D_o}{2r} \left(2 \frac{h_o}{D_o} - 1 \right) \right) dr \rightarrow (4.57)$$

La ecuación (4.57) permite calcular la velocidad extendida promedio del flujo de aceite cuando el nivel de líquido en la tubería está por encima del eje. Cuando el nivel de líquido se encuentra a una altura igual al radio de la tubería, como se muestra en la figura (4.9). De esta manera tenemos:

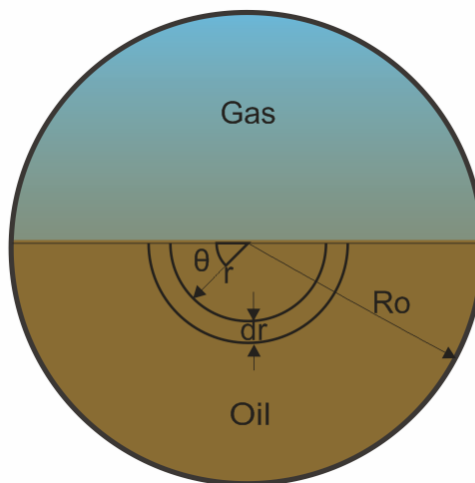


Figura (4.9). Elemento de área de la fase aceite cuando $(h_o = R_o)$

$$dA = \pi r dr \rightarrow (4.58);$$

entonces:

$$u_{o,ext} = \frac{Q_o}{\pi \left(\frac{3n+1}{n+1} \right) \int_0^{R_o} \left(1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{\frac{n+1}{n}} \right) r dr} \rightarrow (4.59)$$

Resolviendo la ecuación (4.59):

$$u_{o,ext} = \frac{Q_o}{\pi \left(\frac{3n+1}{n+1} \right) \left[\frac{R_o^2}{2} - \left(\frac{n}{3n+1} \right) R_o^2 \right]} = \frac{2Q_o}{\pi R_o^2} \rightarrow (4.60)$$

La cual constituye una ecuación lo suficientemente sencilla.

4.6 PERFIL DE VELOCIDAD PARA LA FASE GAS (Re < 2100)

Suponiendo que la fase gas en el flujo laminar se comporte como un flujo incompresible, es decir, que el número Mach para la fase gas es inferior a 0.3 $\left(100 \frac{m}{seg} \right)$ (Chung, 2002); sin gotas de aceite dispersas en la fase. Además, se puede asumir que la fase gaseosa es una mezcla de gases que se comportan reológicamente como un fluido viscoso Newtoniano (Bird et al. 1998).

El perfil de velocidad para la fase gas puede ser descrito como un perfil parabólico para un fluido Newtoniano y definido como:

$$u_g = 2\bar{u}_g \left[1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^2 \right] \rightarrow (4.61)$$

Aunque no es nuestro principal interés (para la fase gas), describir un perfil de velocidades en la porción del área ocupada por el gas en función de sus coordenadas axiales, sino más bien, el cálculo de su velocidad promedio para hallar el esfuerzo de corte en la pared y así determinar las propiedades hidrodinámicas de flujo multifásico estratificado.

Así por lo tanto, este cálculo se puede hacer a partir de la ecuación (4.20) o se puede obtener teniendo en cuenta el modelo aplicado en el libro de Jhon McKetta (1992) y el cual tiene en cuenta un deslizamiento interfacial entre las fases existentes, debido a las diferencias de velocidad entre las fases. El método aplicado será:

$$\overline{V}_g = \frac{V_{sg}}{(1-H_L)} = \frac{(1-\lambda)V_M}{(1-H_L)} \left(\frac{ft}{s} \right) \rightarrow (4.62)$$

$$V_{sg} = (6.01 \cdot 10^{-5}) Q_{std} \frac{C}{D^2} \left(\frac{ft}{s} \right) \rightarrow (4.63)$$

$$C = (T) \left(\frac{Z}{P} \right)_{avg} (^\circ R) \left(\frac{lb}{in^2} \right)_{abs} \rightarrow (4.64)$$

$$Q_g = (3.279 \cdot 10^{-7}) Q_{std} \cdot C \left(\frac{ft^3}{s} \right) \rightarrow (4.65)$$

$$V_M = V_{sg} + V_{so} = \frac{V_{sg}}{(1-\lambda)} \rightarrow (4.66)$$

Donde Q_{std} es la tasa de flujo volumétrico de gas a condiciones estándar (SCFD); D es el diámetro interno de la tubería; λ es la razón de las tasas volumétricas de la fracción hold-up no deslizante y definida como:

$$\lambda = \frac{Q_o}{(Q_o + Q_g)} = \frac{r}{(r + 5045C)} \rightarrow (4.67)$$

Q_o , la tasa volumétrica del aceite se calcula así:

$$Q_o = (6.487 * 10^{-5}) Q_{std} r \left(\frac{ft^3}{s} \right) \rightarrow (4.68)$$

$$r = \frac{10^6}{GOR} \rightarrow (4.69)$$

El cual es un parámetro de relación del GOR con la tasa volumétrica del aceite. También podríamos introducir la ecuación del hold-up de líquido teniendo en cuenta el concepto de deslizamiento visto, así:

$$H_o = \frac{\lambda + (1 - \lambda)}{\left[\frac{(1 + V_g^2)}{(gD\lambda^{0.5})} \right]} \rightarrow (4.70)$$

Donde g es la constante gravitacional igual a $32.2 \frac{ft}{s^2} \left(9.81 \frac{m}{s^2} \right)$.

4.6.1 Ecuación del Número de Froude

La ecuación descrita anteriormente para el Hold-up de líquido introduce el término de “deslizamiento” en flujo bifásico referente a un retraso en la velocidad promedio del líquido relativa al gas.

Este perfil que se muestra en la figura (4.10), revela que el líquido en la interfase gas-aceite se mueve a una tasa acelerada aproximada a la velocidad del gas. Cuando la distancia desde la interfase se incrementa, la velocidad del aceite se disminuye al punto de aproximarse a cero en el límite de la pared.

Aunque algunas correlaciones y estudios están basados sobre un modelo homogéneo o modelo no deslizante. El concepto de no deslizante cuando se aplica al área transversal completa implica que el gas y el líquido viajan a la misma velocidad sin retraso entre las fases.

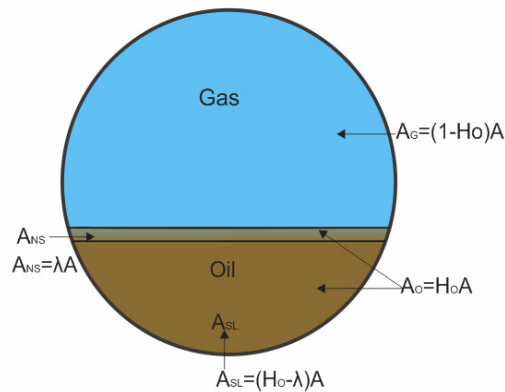


Figura 4.10. Modelo de deslizamiento de la fase líquida.

Otro concepto el cual es matemáticamente conveniente en el modelamiento multifásico, emplea una aproximación “deslizamiento/no deslizamiento”, donde una porción de líquido se asume que viaja a la velocidad del gas; región de no deslizamiento. Mientras que el líquido restante si viaja a su velocidad promedio; región de deslizamiento total. (Ver figura 4.10).

La ecuación (4.69) utiliza este concepto de “deslizamiento/no deslizamiento”. Esta ecuación es obtenida por dos simples igualdades relacionadas por el número de Froude (Fr) de la porción del líquido fluyendo en el modelo.

El número de Froude es un grupo adimensional de variables encontrado por relacionar la energía cinética o inercial y la energía gravitacional de un fluido en movimiento. Este es similar al número de Reynolds, el cual relaciona la energía cinética a la viscosa.

$$Fr = \frac{(Area\ de\ flujo\ del\ gas)}{(Area\ de\ flujo\ del\ liquido\ deslizante)}$$

$$Fr = \frac{(1 - H_L)}{(1 - \lambda)}$$

4.7 GRADIENTE DE LA DENSIDAD DEL ACEITE CON LA DISTANCIA AXIAL.

El gradiente de densidad para un aceite parafínico en el cual existe la precipitación de parafinas puede ser descrito a partir de la ley de Fick, expresando el flujo másico radial y el cambio másico a través de un segmento de tubería.

4.7.1 Flujo Másico Radial

Asumiendo que el flujo másico radial puede ser expresado por la ley de Fick; además, que tanto w_s y ρ_m dependen de $T(r, z)$. El flujo radial en la posición (r, z) puede ser expresado como sigue:

$$j_i = -D_m \cdot \rho_s \cdot [w_i] \frac{1}{T} \frac{\partial T}{\partial r} \rightarrow (4.71)$$

Donde

$$w_i = \sigma_i \varepsilon_i; \quad \sigma_i = -T \frac{\partial w_{si}}{\partial T} = -T w_i \frac{\partial w_{ti}}{\partial T} \rightarrow (4.72)$$

$$\varepsilon_i = -(w_i - w_{si}) \frac{T}{\rho_s} \frac{\partial \rho_s}{\partial T} \rightarrow (4.73)$$

En el cual w_i es la fracción en peso de cada componente, w_{ti} es la fracción del componente i , en la cual se encuentra la fase sólida, w_{si} es la fracción peso del componente i en la fase sólida de la mezcla y expresada como:

$$w_{si} = w_i - w_{ti} \rightarrow (4.74)$$

Las densidades están definidas como:

La densidad másica de la fase líquida $\rightarrow \rho_x = \rho_s - \rho_w$.

Donde, ρ_s es la densidad másica de la suspensión sólido/líquido. Para el aceite ρ_s es una función lineal de la temperatura ec. (4.75). El mismo modelo es usado para ρ_w .

La densidad de la fase sólida (parafínica) precipitada:

$$\rho_s = a_s(T - T_r) + \rho_{sa} \quad \rightarrow (4.75)$$

$$\rho_w = a_w(T - T_r) + \rho_{wa} \quad \rightarrow (4.76)$$

Donde a_s , ρ_{sa} , a_w y ρ_{wa} deberán ser determinados experimentalmente para cada aceite y T_r es una temperatura de referencia.

Otra forma de calcular la densidad de la parafina puede ser aproximada por la ecuación propuesta por (Zhang, 2003):

$$\rho_w = \frac{1}{(1.018 + 1.465/MW_i)} \quad \rightarrow (4.77).$$

Donde MW_i representa el peso molecular promedio de cada componente en la mezcla. La densidad de la fase gas (ρ_g) es determinada a partir de una ecuación cúbica de estado (PR ó SRK).

La densidad del sistema Gas/líquido (ρ_M), está dada por:

$$\rho_M = \rho_g + \rho_s \quad \rightarrow (4.78)$$

Así el flujo másico radial total es expresado por:

$$j = \sum_{i=1}^n j_i = -D_m \rho_s \left[\sum_{i=1}^n w_i \right] \frac{1}{T} \frac{\partial T}{\partial r} \quad \rightarrow (4.79)$$

Donde D_m es la constante de difusión, $\left(\frac{m^2}{s}\right)$, definida como:

$$D_m = \frac{C_1}{\mu} \quad \rightarrow (4.80)$$

C_1 es una constante

μ es la viscosidad no isotérmica definida en la ec. (7.19)

Otra correlación utilizada para determinar D_m o coeficiente de difusividad de la mezcla es:

$$D_m = \frac{7.4 * 10^{-8} T \sqrt{MW_{solvente}}}{\mu(v_{soluto})} \quad \rightarrow (4.81)$$

Esta es la correlación de Wilke-Chang, donde MW es el peso molecular total del aceite y v es el volumen molar del sólido a punto normal de ebullición. Así el peso molecular del fluido y el volumen molar del soluto se determinan a partir de los cálculos de equilibrio de fases.

La fracción peso w_i como una función de la distancia desde la entrada z , puede ser determinada a partir de un balance de masa sobre un segmento de tubería entre z y $z + \Delta z$, donde z es una posición arbitraria en la tubería. La tasa de flujo

másico de cada componente en la posición z en el tiempo t es $\rho_{i(z,t)}Q_{st}$; donde Q_{st} es la tasa de flujo volumétrico de la suspensión aceite-parafina y la cual se asume constante en el intervalo.

El balance de masa para el componente i sobre Δz , queda como (Svendsen, 1993):

$$\rho_i(z + \Delta z, t)Q_{st} - \rho_i(z, t)Q_{st} = D_{ho} \cdot j_i \cdot \Delta z \quad \rightarrow (4.82)$$

Donde D_{ho} es el diámetro hidráulico de la fase aceite y j_i es función de z y t .
Dividiendo por Δz y tomando límites $\Delta z \rightarrow 0$, se obtiene:

$$\frac{\partial \rho_i}{\partial Z} = \frac{D_{ho} j_i}{Q_{st}} \quad \rightarrow (4.83)$$

Donde $Q_{st} = u_o A(H_o)$, en el cual H_o es el hold-up de la fase aceite y u_o es la velocidad in-situ de la suspensión líquida.

Como la densidad de la mezcla ha cambiado desde z hasta $z + \Delta z$ ésta puede ser expresada como:

$$\rho_{st(z+\Delta z, t)} = \rho_{st(z, t)} + \sum_{i=1}^n \frac{D_{ho} j_i \Delta z}{Q_{st}} \quad \rightarrow (4.84)$$

Como se dijo anteriormente el flujo másico radial se define teniendo en cuenta la ley de Fick de la difusión másica, la cual se escribe como:

$$J = -D_m \frac{\partial \rho_o}{\partial r} \rightarrow (4.85)$$

Si utilizamos herramientas matemáticas como la regla de la cadena y con ayuda de algunos artificios matemáticos, obtenemos:

$$J = -D_m \frac{\partial \rho_o}{\partial u_o} \frac{\partial u_o}{\partial r} \rightarrow (4.86)$$

De la ec. (4.13) tenemos la siguiente relación:

$$\rho_o \frac{\partial u_o}{\partial z} = -u_o \frac{\partial \rho_o}{\partial z} \Rightarrow \frac{\partial \rho_o}{\partial z} \cdot \frac{\partial z}{\partial u_o} = -\frac{\rho_o}{u_o} \Rightarrow \frac{\partial \rho_o}{\partial u_o} = -\frac{\rho_o}{u_o} \rightarrow (4.87)$$

De esta manera reemplazando la ec.(4.87) en (4.86) y observando que $\frac{\partial u_o}{\partial r}$ por definición hace referencia a la tasa de corte.

Entonces obtenemos una relación más apropiada a nuestras necesidades para el flujo másico radial, la cual se muestra a continuación:

$$J = -D_m \left(-\frac{\rho_o}{u_o} \right) \left(\dot{\gamma} \right) \rightarrow (4.88)$$

Esta ecuación desarrollada en este trabajo muestra una relación para el flujo másico radial en función de las tasas de corte del fluido; las cuales fueron calculadas a partir del modelo de viscosidad planteado en secciones anteriores y de parámetros como la densidad del aceite y la velocidad in-situ del aceite promedio a lo largo del eje horizontal. Esta ecuación es reemplazada en la ecuación (4.82) y (4.83) de la siguiente manera:

$$\frac{\partial \rho_o}{\partial z} = \frac{D_{ho} j}{Q_o} \rightarrow (4.89)$$

$$\rho_{(z+\Delta z, t)} = \rho_{(z, t)} + \frac{D_{ho} j \Delta Z}{Q_o} \rightarrow (4.90)$$

Donde ΔZ es calculado a partir del modelo de tubería planteado en el desarrollo del modelo en estudio (ver anexo A).

El cálculo del cambio o gradiente de la densidad en la dirección axial es importante para el cálculo de la velocidad en la dirección del flujo y su cambio en relación a su posición. De esta manera la ecuación (4.13) se transforma en:

$$\frac{\partial u_o}{\partial x} = -\frac{u_o}{\rho_o} \frac{\partial \rho_o}{\partial x} \rightarrow (4.91)$$

$$u_{o(z+\Delta z)} = u_{o(z)} - \left(\frac{u_o}{\rho_o} \cdot \frac{\partial \rho_o}{\partial x} \right) \Delta Z \rightarrow (4.92)$$

4.8 MÉTODO DE SOLUCIÓN DEL MODELO DINÁMICO DE FLUJO MULTIFÁSICO PARA CRUDOS PARAFÍNICOS

La ecuación (4.17) es la ecuación requerida para solucionar las variables:

$\frac{h_o}{D}$, h_o y θ .

El método de solución utilizado es el siguiente:

1. Asumir un valor de $\frac{h_o}{D}$ que se encuentra entre $0 < \frac{h_o}{D} < 1$ para una tasa de flujo determinada.

2. Usar las ecuaciones de las tablas 4.1a, 4.1b, 4.2a, 4.2b. En la cual $A_w = 0$ y así computar los parámetros geométricos. Usar éstos en las ecuaciones (4.20), (4.21), (4.28) y (4.30). Para calcular los valores de Re_g y Re_o .
3. Dependiendo del valor de $\frac{h_o}{D}$ asumido y el Re computado para ambas fases se calcula el valor de $u_{ext,o}$
 - $u_{ext,o}$ es encontrado a partir de las ecuaciones (4.41), (4.56) y (4.59).
4. Se calcula la velocidad in-situ del gas u_g , de la ecuación (4.61), (4.62), (4.63), y (4.66).
5. Use la velocidad extendida del sistema bifásico sólido-líquido (suspensión) de la fase líquida y la velocidad in-situ del gas en la ecuación del esfuerzo de corte en la pared, ec (4.19). Use las ecuaciones (4.31) hasta (4.35) para calcular el esfuerzo de corte interfacial τ_i .
6. Finalmente todos estos valores son reemplazados en la ecuación (4.17).
7. Si la ecuación (4.17) no es satisfecha, usar la técnica Newton-Raphson u otra técnica iterativa para obtener el próximo valor a iterar de $\frac{h_o}{D}$.
8. Repetir los pasos 2 al 7 hasta que la convergencia sea alcanzada. En el presente trabajo, las iteraciones son ejecutadas hasta que el cambio en la fracción entre el nuevo valor y el viejo valor es mayor que 10^{-6} .

9. El valor final de $\frac{h_o}{D}$ es usado para computar el hold-up de la fase aceite y la caída de presión. Así, el hold-up es calculado de la siguiente manera:

$$H_o = \frac{A_o}{A_T} \quad \text{y} \quad H_g = (1 - H_o) \quad \rightarrow (4.93)$$

El gradiente de presión friccional se calcula a partir de la ecuación (4.8) y (4.16)

$$-u_o^2 \frac{\partial \rho_o}{\partial z} = -\tau_o s_o + \left[-A_g \frac{\partial P}{\partial x} - \tau_g s_g \right] - A_o \frac{\partial P}{\partial z} \quad \rightarrow (4.94)$$

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z} \right)_{fricc} = \frac{1}{A_T} \left(u_o^2 \frac{\partial \rho_o}{\partial z} - \tau_o s_o - \tau_g s_g \right) \quad \rightarrow (4.95)$$

Para determinar las pérdidas totales de presión a través de la tubería para el flujo multifásico dado, teniendo en cuenta la fase sólida presente, se tiene:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z} \right)_{total} = \left(\frac{\partial P}{\partial z} \right)_{fricc} + \left(\frac{\partial P}{\partial z} \right)_{Acc} \quad \rightarrow (4.96)$$

Las pérdidas de presión debido a un cambio de energía cinética del fluido o a fuerzas acelerativas pueden ser definidas de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} \left(\frac{\partial P}{\partial z} \right)_{Acc} &= \frac{\partial}{\partial z} \left[\left(\frac{1}{Q_g + Q_o} \right) \left(\frac{M_g u_g^2}{2\alpha_g g_c} + \frac{M_o u_o^2}{2\alpha_o g_c} \right) \right] \\ &= \frac{\partial}{\partial z} \left[\left(\frac{1}{Q_g + Q_o} \right) \left(\frac{Q_g \rho_g u_g^2}{2\alpha_g g_c} + \frac{Q_o \rho_o u_o^2}{2\alpha_o g_c} \right) \right] \quad \rightarrow (4.97) \end{aligned}$$

Donde

$$M_k = \rho_k v_k H_k A = \rho_k Q_k; \quad k = o, g \quad \rightarrow (4.98)$$

Aquí M_g y M_o son la tasa másica de flujo.

α_g y α_o , son factores de corrección del perfil de velocidad en el término de energía cinética.

Para el caso tratado en este trabajo de grado, el cual es un fluido no Newtoniano que cumple con el modelo reológico de la ley de potencia, Skelland (1972) propone el valor de α definido como:

$$\alpha_k = \frac{(1+2n)(3+5n)}{3(1+3n)^2}, \quad \text{donde } k = o, g \quad \rightarrow (4.99)$$

Así α_k es dependiente del índice de comportamiento de flujo n .

En el caso de flujo laminar de un fluido newtoniano, el valor es $\alpha_g = 0.5$.

Suponiendo que las velocidades de las fases se mantengan constantes durante el diferencial de longitud de la tubería y a partir de la ecuación (4.88), tenemos:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z} \right)_{Acc} = \left(\frac{1}{Q_g + Q_o} \right) \left(\frac{Q_g u_g^2}{g_c} \frac{\partial \rho_g}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{Q_o \rho_o u_o^2}{2\alpha_o g_c} \right) \right) \quad \rightarrow (4.100)$$

Según nuestras suposiciones iniciales la fase gaseosa fue considerada en estado estable laminar y de esta forma el cambio de la densidad con respecto a la distancia será nulo, por ésto:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{Acc} = \left(\frac{1}{Q_g + Q_o}\right) \left(\frac{Q_o \rho_o u_o}{\alpha_o g_c} \frac{\partial u_o}{\partial z} + \frac{Q_o u_o^2}{2\alpha_o g} \frac{\partial \rho_o}{\partial z}\right) \rightarrow (4.101)$$

En la ecuación anterior estamos considerando que tanto la velocidad axial horizontal como la densidad de la fase sólida-líquida cambia con la distancia axial del flujo. Sin embargo, algunos autores (Ericsson (1993), Svendsen (1993), Nazar (2001)) consideran que el proceso de cristalización y depositación es un evento Pseudo-estable, debido a que estos procesos no son instantáneos, ni de razones de cambio considerables en el tiempo. Por esta razón, los cambios de velocidad axial se asumen como despreciables. Aunque para razones de estudio y validación del modelo pueden considerarse, determinando su magnitud y efecto sobre el flujo multifásico.

Reemplazando la ecuación (4.13) en la ecuación (4.92) tenemos:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{Acc} = \left(\frac{1}{Q_o + Q_g}\right) \left(-\frac{Q_o u_o^2}{\alpha_o g_c} \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + \frac{Q_o u_o^2}{2\alpha_o g_c} \frac{\partial \rho_o}{\partial z}\right)$$

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{Acc} = \left(\frac{1}{Q_o + Q_g}\right) \left(-\frac{Q_o u_o^2}{2\alpha_o g_c} \frac{\partial \rho_o}{\partial z}\right) \rightarrow (4.102)$$

Con la ecuación anterior nos damos cuenta que la caída de presión debido a los cambios en la energía cinética son producidos únicamente por el flujo bifásico líquido-sólido, mientras que la fase gaseosa contribuye a las pérdidas de presión en el sistema multifásico durante su transporte con pérdidas ocasionadas por los efectos friccionales solamente. De esta manera, se desarrolla la ecuación para flujo multifásico con transporte de crudo parafínico para las pérdidas totales de presión en el sistema, definida por la siguiente relación:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{TOT} = \left[\left(\frac{1}{A_T}\right) \left(u_o^2 \frac{\partial \rho_o}{\partial z} - \tau_o s_o - \tau_g s_g \right) + \left(\frac{1}{Q_T}\right) \left(-\frac{Q_o u_o^2}{2\alpha_o g_c} \frac{\partial \rho_o}{\partial z} \right) \right] \rightarrow (4.103)$$

Donde $Q_T = Q_o + Q_g$. Con lo cual se calculan las pérdidas de presión del sistema multifásico con transporte de crudo parafínico.

4.9 TRANSICIÓN PARA FLUJO ESTRATIFICADO

En este trabajo utilizaremos el criterio de Taitel y Dukler (1976). Ellos afirman que cuando la fuerza de succión es mayor que la fuerza de gravedad, las ondas tienden a agruparse y no se puede mantener este régimen de flujo (estratificado). Este análisis lleva al siguiente criterio de transición:

$$u_G > \left(1 - \frac{h_o}{D}\right) \left[\frac{(\rho_m - \rho_G) g \cos(\theta) A_G}{\rho_G \left(\frac{dA_s}{dh_s}\right)} \right]^{0.5} \rightarrow (4.104)$$

El nivel de líquido adimensional $\frac{h_o}{D}$, es un importante parámetro para el criterio.

Este puede ser obtenido, a partir de la solución de las ecuaciones de balance de momento para la fase gas y líquida, así:

$$-A_g \frac{\partial(P_g)}{\partial z} - \tau_g s_g - \tau_i s_i = 0 \rightarrow (4.105)$$

$$-u_o^2 \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + \tau_o s_o - \tau_i s_i + A_o \frac{\partial P_o}{\partial z} = 0 \rightarrow (4.106)$$

4.10 TRANSICIÓN DE FLUJO ESTRATIFICADO LISO A ESTRATIFICADO ONDULADO.

En el flujo estratificado, la interfase gas-líquido puede ser lisa u ondulada, lo cual genera diferentes resultados para el colgamiento de líquido y la caída de presión. Las ondas se pueden desarrollar debido a los esfuerzos cortantes interfaciales o como resultado de una inestabilidad debida a la acción de la gravedad. Para este tipo de ondas Taitel y Dukler (1976) proponen el siguiente criterio:

$$u_G > \left[\frac{4\mu_s(\rho_s - \rho_G)g \cos(\theta)}{S\rho_s\rho_G u_s} \right]^{0.5} \rightarrow (4.107)$$

El coeficiente S toma un valor de 0.01 en el modelo de Taitel y Dukler (1976). Para este trabajo se utilizará un valor de $S = 0.06$ acorde al criterio sugerido por Abdvayt (2003), para flujo gas-líquido con altas viscosidades.

4.11 TRANSICIÓN PARA FLUJO ONDULADO REDONDEADO O ENROLLADO (ROM)

A altas tasas de gas, más líquido trepa por la pared de la tubería y una curvatura pronunciada cóncava hacia abajo ocurre en la interfase gas-líquido. Para la transición a flujo ondulado redondeado, se utiliza el número de Reynolds crítico propuesto por Lee y Bankoff (1983).

$N_{Re_G} \geq N_{Re_{G,j}}$. El número de Reynolds crítico de gas, $N_{Re_{G,s}}$ es determinado a partir de la ecuación (4.35).

5. MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA SISTEMAS MULTIFASICOS DE CRUDO PARAFINICO

Estudios han mostrado que los cristales de parafina tienen estructura laminar las cuales se superponen o se entrelazan. Una estructura en red sólida se forma cuando suficiente cantidad de parafina sólida se deposita, con algo de aceite líquido atrapado, llevando a la formación de una estructura tipo gel. Por esto la depositación de parafina no es enteramente sólida, sino más bien consiste de dos fases: líquida y sólida. La gelación aceite-parafina se debe a la floculación de cristales de parafina ortorrómbicos que aparecen en la solución durante el enfriamiento. Otros estudios han mostrado que fracciones tan pequeñas como de un 2% de parafina precipitada puede ser suficiente para formar un gel.

Durante el flujo de crudo parafínico a través de una línea de tubería, la transferencia de calor a un medio ambiente más frío, disminuye la temperatura del crudo, ocasionando la precipitación y depositación de parafinas sólidas sobre la pared de la tubería. Los cristales forman una capa sólida involucrando una fase sólida con aceite líquido atrapado dentro. Con el tiempo, la capa de parafinas aumenta en espesor hasta cuando alcanza un punto donde este crecimiento para. En este punto, la tasa de transferencia de calor a través del flujo de aceite, de la capa de parafina depositada, y a través de la pared de la tubería es la misma y permanece constante en el tiempo (Mehrotra, 2004).

Para la determinación de las tasas de transferencia de calor un buen entendedor de la transferencia de calor necesita solucionar el problema sin hacer simplificaciones asumiendo que la disipación viscosa y/o el calor de conducción axial del fluido deban ser despreciables. Así la transferencia de calor bajo flujo laminar considerando tanto el efecto de la disipación viscosa como del calor de conducción axial ha tenido poca atención para fluidos no Newtonianos dentro de tubería circular con temperatura uniforme en la pared. Sólo recientemente Jambal

y otros (2005), han propuesto una solución para este problema analizando su solución en sistemas de tubería circular horizontal y platos paralelos. Algunos estudios han mostrado fluidos que han sido precalentados o donde la historia térmica tenga alguna influencia sobre su comportamiento hidrodinámico, el efecto de la disipación viscosa y el calor de conducción axial se hacen más notables durante los procesos de transferencia de calor, es así que en el caso de crudo parafínico se busca estudiar el efecto que pueden tener estos dos términos sobre la tasa de transferencia de calor del sistema aceite-parafina. De esta manera la ecuación de energía es aplicada al transporte de crudo parafínico y solucionada numéricamente incluyendo los términos de disipación viscosa y el calor de conducción axial, de manera que su solución sea expresada en términos del número convencional de Nusselt (Nu).

Con lo anterior, un planteamiento matemático es realizado para determinar los coeficientes de transferencia de calor total del sistema multifásico, de manera que el comportamiento completo del sistema pueda ser definido, teniendo en cuenta los efectos de la precipitación y depositación de las parafinas en la tubería, además de las características del flujo estratificado para el sistema multifásico las cuales se hacen evidentes al tratar el comportamiento de cada fase en la tubería y al momento de determinar el gradiente de temperatura a lo largo de la tubería en la dirección de flujo para el sistema de tres fases (Gas-Aceite-Parafina Sólida).

Así, el modelo de transferencia de calor total es mostrado en dos partes: la primera hace alusión al modelo de transferencia de calor para el sistema aceite-parafina, con el fin de determinar el efecto de la disipación viscosa y la conducción axial de calor en el sistema; el segundo, es el modelo de transferencia de calor para el sistema multifásico estratificado, con el cual, se determinan las variables principales de la transferencia de calor, como los coeficientes de transferencia de calor, los coeficientes convectivos de transferencia del sistema estratificado y el gradiente de temperatura a lo largo de la tubería.

5.1 TRANSFERENCIA DE CALOR PARA FLUIDOS NO NEWTONIANOS EN TUBERIA CON TEMPERATURA UNIFORME EN LA PARED: EFECTO DE LA DISIPACION VISCOSA Y EL CALOR DE CONDUCCION AXIAL

Este análisis inicial se realiza para un crudo parafínico no Newtoniano que cumple con la ley de potencia, en tubería circular sujeto a un cambio de temperatura entre el fluido y la pared, el efecto de la disipación viscosa y la conducción de calor del axial del fluido sobre el número de Nusselt convencional se consideran para una región semi-infinita entre $0 \leq Z \leq \infty$.

El eje Z se toma en la dirección de flujo y pasa a través del centro de la tubería designándolo como (0,0). En $Z=0$ el fluido entra a una temperatura uniforme T_{ent} . La temperatura en la pared es igual a T_e para $Z \leq 0$. En $Z=0$ la temperatura de la pared salta de T_e a T_{amb} .

Para los estudios de los fenómenos de transferencia en este trabajo, se asume que el flujo está bajo condiciones pseudoestable, laminar y desarrollado térmica e hidrodinámicamente. Sin embargo, algunas propiedades del fluido se toman como constantes para que cumpla reológicamente con el modelo de Ley de Potencia, que se describe como:

$$\tau = k \left(\frac{\partial u}{\partial r} \right)^n \rightarrow (5.1)$$

El perfil de velocidad se define como una función bidimensional descrito por las coordenadas adimensionales r^* y Z^* , así:

$$u_r^*(r^*, z^*) = \frac{n}{F_{(z^*)} (n+1) u_{r,m}^o} \left(\frac{h_o}{F_{(z^*)}} (r_i^* - 1) \right)^{n+1/n} + \frac{n^2}{h_o u_{r,m}^o (n+1) (2n+1)} \left(-\frac{h_o}{F_{(z^*)}} \right)^{n+1/n} + 1 \rightarrow (5.2)$$

$$F_{(z^*)} = \frac{1}{2K} \left(\frac{u_{z,o(z^*)}^2}{2} \frac{\partial \rho}{\partial z} + \frac{\partial P}{\partial z} \right) \rightarrow (5.3)$$

$$u_{z,o(z^*)} = \exp \left(-\frac{(z^* Dh_o^2 j Pe)}{\rho_o Q_o} \right) \rightarrow (5.4)$$

La ecuación gobernante adimensional para el problema de Graetz, incluyendo tanto la disipación viscosa como la conducción de calor axial del fluido puede ser representada de la siguiente manera:

$$u_r^* \frac{\partial \theta}{\partial z^*} = \frac{1}{r^*} \left(\frac{\partial \theta}{\partial r^*} + r^* \frac{\partial^2 \theta}{\partial r^{*2}} \right) + \frac{1}{Pe^2} \frac{\partial^2 \theta}{\partial z^{*2}} + Br \left| \frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right|^{n-1} \left(\frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right)^2 \rightarrow (5.5)$$

Donde $\theta = (T - T_w) / (T_e - T_w)$, es la temperatura adimensional, $z^* = \frac{z_i}{L}$ es la

coordenada adimensional, $Pe = \rho c_p u_{r,m}^o \frac{Dh_o}{k}$, es número de Peclet, el cual hace

alusión al término de conducción axial de calor y $Br = (k u_m^{n+1} D_{ho}^{1-n}) / [k (T_e - T_w)]$, es el número de Brinkman, el cual describe la influencia de la disipación viscosa.

La ecuación de energía es matemáticamente elíptica y las condiciones de frontera para la ecuación de energía están dadas como:

$$\left. \begin{aligned}
\theta = 0 \text{ en } r^* = 0 & \quad \text{para } z^* > 0 \quad \text{para } 0 \leq r^* \leq 1 \\
\theta = 1 \text{ en } r^* = 1 & \quad \text{para } z^* > 0 \quad \text{para } 0 \leq r^* \leq 1 \\
\frac{\partial \theta}{\partial r^*} = 0 & \quad \text{en } r^* = 0 \quad \text{para } z^* > 0 \\
\lim_{z^* \rightarrow \infty^+} (\theta) = \theta_{fd}(r^*) & \quad \text{para } 0 \leq r^* \leq 1 \\
\text{Donde } r^* = \frac{r}{h_o}
\end{aligned} \right\} \Rightarrow (5.6)$$

Aquí θ_{fd} , la condición de frontera corriente abajo; hacia el infinito ($z \rightarrow \infty^+$), se determina como sigue:

A valores muy grandes de z^* , la condición de flujo térmicamente desarrollada es alcanzada. Para flujo por tubería circular con temperatura uniforme en la pared, la temperatura totalmente desarrollada es una función de r^* solamente. Bajo estas condiciones, θ_{fd} es analíticamente obtenida como:

$$\theta_{fd} = Br 2^{n-1} \left(\frac{n}{3n+1} \right)^{1-n} \left[1 - (r^*)^{\frac{3n+1}{n}} \right] \rightarrow (5.7)$$

La aproximación numérica para el sistema de ecuaciones se basa en el método de Gauss-Seidel. El tamaño de malla consiste de finos grids cerca de $z_t^* = 0$ para conseguir una mayor exactitud del efecto de conducción de calor axial del fluido. El tamaño de la malla crece densamente a un grado constante, a medida que se aproxima a la localización de la etapa de inicio en $z_t^* = 0$. A lo largo de la dirección r^* se usaron mallas de igual tamaño.

De esta manera, la distribución de temperatura θ , se conoce y el número de Nusselt local y la temperatura del volumen son determinadas de la siguiente manera:

$$Nu_{\theta} = \frac{hD_{ho}}{k} = \frac{1}{(\theta_w - \theta_v)} \frac{\partial \theta}{\partial r^*} \Big|_{r^*=r_w^*} \rightarrow (5.8)$$

$$\theta_v = 8 \int_0^1 u_r^* \theta r^* dr^* \rightarrow (5.9)$$

5.2 MÉTODO DE SOLUCIÓN PARA LA EDP ELÍPTICA DE LA ECUACIÓN DE ENERGÍA

Como se dijo anteriormente, la ecuación de energía es representada matemáticamente como una ecuación elíptica. Considérese una forma similar a la ecuación de Poisson:

$$\nabla^2 u(x, y) = \frac{\partial^2 u}{\partial x^2}(x, y) + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2}(x, y) = f(x, y) \rightarrow (5.10)$$

Así la ecuación de energía puede ser presentada de la siguiente manera:

$$\frac{1}{P_e^2} \left(\frac{\partial^2 \theta}{\partial Z^{*2}} \right) + \frac{\partial^2 \theta}{\partial r^{*2}} + \frac{1}{r^*} \frac{\partial \theta}{\partial r^*} - u_{r,o}^* \frac{\partial \theta}{\partial z^*} = -Br \left| \frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right|^{n-1} \left(\frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right)^2 \rightarrow (5.11)$$

En donde, para $\forall (r, z) \in \square$ y

$\theta(r, z) = g(r, z)$ para $(r, z) \in S$

En $R = \left\{ (r^*, z^*) \mid 0 < r_i^* < 1, 0 < Z^* < \frac{z_i}{L} \right\}$

Donde L es la longitud total del segmento de tubería descrito en el modelo de tubería, $r^* = \frac{r}{h_o}$ y el intervalo de r es $[0, h_o]$, en tanto que S denota la frontera de

□. Para este estudio se supone que $f(r, z)$ y $g(r, z)$ son continuas en su dominio con lo que se asegura una solución única de la ecuación (5.12). $f(r, z)$ es determinada por analogía entre la ecuación de Poisson y la ecuación de energía. En el desarrollo de este modelo se utiliza una adaptación del método de diferencias finitas para problemas de valor de frontera.

El primer paso consiste en escoger dos enteros n y m y en definir los términos de paso h_r y k_z :

$$h_r = \frac{1}{n} \quad \text{y} \quad k_z = \frac{(\Delta Z / P_e D_{ho})}{m} \quad \rightarrow (5.12)$$

Partiendo el intervalo $[0, 1]$ en n partes iguales de longitud h y el intervalo $\left[0, \frac{z_i}{L}\right]$ en m partes iguales en el intervalo de partición para el segmento de tubería. Es de considerar que cuando los cambios de temperatura en la malla sean rápidos, los segmentos serán cortos y habrá una alta densidad de puntos en el enmallado, lo cual también permitirá tener una mayor exactitud en estos intervalos. (Ver figura 5.1)

$$r_i^* = r_o^* + i \cdot h_r \text{ para cada } i = 0, 1, \dots, n \rightarrow (5.13)$$

$$z_j = z_o^* + j \cdot k_z \text{ para cada } j = 0, 1, \dots, m \rightarrow (5.14)$$

Las rectas $r^* = r_i^*$ y $z^* = z_j^*$ se llaman línea de red y sus intersecciones se llaman puntos de red. Por cada punto de red en el interior de la malla

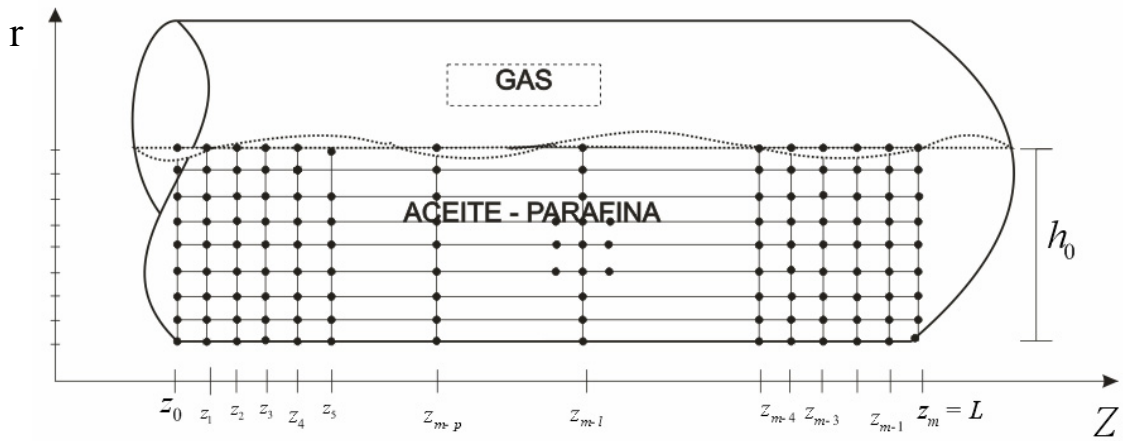


Figura (5.1). Representación del enmallado para un segmento de tubería dado, asociado al rectángulo R, pasando rectas verticales y horizontales por los puntos con coordenadas (r, z) .

(r_i^*, z_j^*) , $i = 1, 2, \dots, n-1$ y $j = 1, 2, \dots, m-1$, se usa la serie de Taylor en la variable r^* alrededor de r_i^* para generar la fórmula de diferencias centrada:

$$\frac{\partial^2 \theta}{\partial r^{*2}}(r_i^*, z_j^*) = \frac{\theta(r_{i+1}^*, z_j^*) - 2\theta(r_i^*, z_j^*) + \theta(r_{i-1}^*, z_j^*)}{h_r^2} - \frac{h_r^2}{12} \frac{\partial^4 \theta}{\partial r^{*4}}(E_i, z_j^*) \rightarrow (5.15)$$

$$\frac{\partial \theta}{\partial r^*}(r_i^*, z_j^*) = \frac{\theta(r_{i+1}^*, z_j^*) - \theta(r_{i-1}^*, z_j^*)}{2h_r} - \frac{h_r^2}{3} \frac{\partial^3 \theta}{\partial r^{*3}}(\eta_i, z_j^*) \rightarrow (5.16)$$

Donde $E_i, \eta_i \in (r_{i-1}^*, r_{i+1}^*)$; y la serie de Taylor en la variable z^* alrededor de z_j^* para generar la fórmula en diferencias centradas

$$\frac{\partial^2 \theta}{\partial z^{*2}} = \frac{\theta(r_i^*, z_{j+1}^*) - 2\theta(r_i^*, z_j^*) + \theta(r_i^*, z_{j-1}^*)}{h_r^2} - \frac{k_z^2}{12} \frac{\partial^4 \theta}{\partial z^{*4}}(\varphi_j, r_i^*) \quad \rightarrow (5.17)$$

$$\frac{\partial \theta}{\partial z^*} = \frac{\theta(r_i^*, z_{j+1}^*) - \theta(r_i^*, z_{j-1}^*)}{2k_z} - \frac{k_z^2}{3} \frac{\partial^3 \theta}{\partial z^{*3}}(\omega_i, r_i^*) \quad \rightarrow (5.18)$$

Donde $\varphi_j, \omega_j \in (z_{j-i}^*, z_{j+1}^*)$.

Usando estas fórmulas en la ecuación ordenada de energía (5.12), tenemos:

$$\begin{aligned} & \frac{1}{Pe^2} \left(\frac{\theta(r_i^*, z_{j+1}^*) - 2\theta(r_i^*, z_j^*) + \theta(r_i^*, z_{j-1}^*)}{k_z^2} \right) + \\ & \frac{\theta(r_{i+1}^*, z_j^*) - 2\theta(r_i^*, z_j^*) + \theta(r_{i-1}^*, z_j^*)}{h_r^2} + \frac{1}{r_i^*} \left(\frac{\theta(r_{i+1}^*, z_j^*) - \theta(r_{i-1}^*, z_j^*)}{2h_r} \right) \\ & - u_r \left(\frac{\theta(r_i^*, z_{j+1}^*) - \theta(r_i^*, z_{j-1}^*)}{2k_z} \right) = -Br \left| \frac{\partial u_r}{\partial r^*} \right|^{n-1} \left(\frac{\partial u_r}{\partial r^*} \right)^2 + \frac{1}{Pe^2} \left(\frac{k_z^2}{12} \frac{\partial^4 \theta}{\partial z^{*4}}(r_i^*, \varphi_j) \right) \times \\ & \frac{h_r^2}{12} \frac{\partial^4 \theta}{\partial z^{*4}}(E_i, z_j^*) + \frac{1}{r_i^*} \left(\frac{h_r^2}{3} \frac{\partial^3 \theta}{\partial r^{*3}}(\eta_i, z_j^*) \right) - u_r \left(\frac{k_s^2}{3} \frac{\partial^3 \theta}{\partial z^{*3}}(r_i^*, \omega_i) \right) \quad \rightarrow (5.19) \end{aligned}$$

Para cada $i = 1, 2, \dots, (n-1)$ y $j = 1, 2, \dots, (m-1)$, y las condiciones de frontera:

$$\left. \begin{aligned} \theta(0, z_j^*) &= 0 \text{ en } \text{ para } j = 0, 1, \dots, m \\ \theta(r_n^*, z_j^*) &= 1 \text{ en } \text{ para cada } j = 0, 1, \dots, m \\ \frac{\partial \theta(r_n^*, z_j^*)}{\partial r^*} &= 0 \text{ para cada } j = 0, 1, \dots, m \\ \theta(r_i^*, z_m^*) &= \theta_{fd}(r_i^*) \text{ para cada } i = 0, 1, \dots, n \end{aligned} \right\} \Rightarrow (5.20)$$

$$\text{Donde } \theta_{fd}(r_i^*) = Br 2^{n-1} \left(\frac{n}{3n+1} \right)^{1-n} \left[1 - (r_i^*)^{\frac{3n+1}{n}} \right]$$

La forma de la ecuación en diferencia da lugar a un método llamado de Diferencia Centrada, con error de truncamiento local de orden $O(h_r^2 + k_z^2)$, la cual puede escribirse como:

$$\begin{aligned} & \left(\frac{h_r}{Pek_z} \right)^2 w_{i,j+1} - 2 \left(\frac{h_r}{Pek_z} \right)^2 w_{i,j} + \left(\frac{h_r}{Pek_z} \right)^2 w_{i,j-1} + w_{i+1,j} - 2w_{i,j} + w_{i-1,j} \\ & + \left(\frac{h_r}{2r_i^*} \right) w_{i+1,j} - \left(\frac{h_r}{2r_i^*} \right) w_{i-1,j} - \left(\frac{u_r^* h_r^2}{2k_z} \right) w_{i,j+1} + \left(\frac{u_r^* h_r^2}{2k_z} \right) w_{i,j-1} = -h_r^2 \left(Br \left(\frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right)^{n+1} \right) \rightarrow (5.21) \end{aligned}$$

Reorganizando términos en la ecuación (5.21) obtenemos:

$$\begin{aligned}
& -2 \left[\left(\frac{hr}{Pe k_z} \right)^2 + 1 \right] w_{i,j} + \left\{ \left[\left(\frac{h_r}{2r_i^*} \right) + 1 \right] w_{i+1,j} + \left[1 - \left(\frac{h_r}{2r_i^*} \right) \right] w_{i-1,j} \right\} + \\
& \left\{ \left[\left(\frac{h_r}{Pe k_z} \right)^2 - \left(\frac{u_r^* h_r^2}{2k_z} \right) \right] w_{i,j+1} + \left[\left(\frac{h_r}{Pe k_z} \right)^2 + \left(\frac{u_r^* h_r^2}{2k_z} \right) \right] w_{i,j-1} \right\} = -h_r^2 Br \left(\frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right)^{n+1} \rightarrow (5.22)
\end{aligned}$$

Donde $w_{i,j}$ aproxima a $\theta(r_i^*, z_j^*)$

La ecuación típica (5.22), involucra aproximaciones a $\theta(r_i^*, z_j^*)$ en los puntos:

$$(r_{i-1}^*, z_j^*), (r_i^*, z_j^*), (r_{i+1}^*, z_j^*), (r_i^*, z_{j-1}^*), (r_i^*, z_{j+1}^*).$$

Reduciendo la porción de la red donde están localizados estos puntos se puede ver que cada ecuación contiene aproximaciones en una región en forma de estrella alrededor de (r_i^*, z_j^*) . Fig. (5.2).

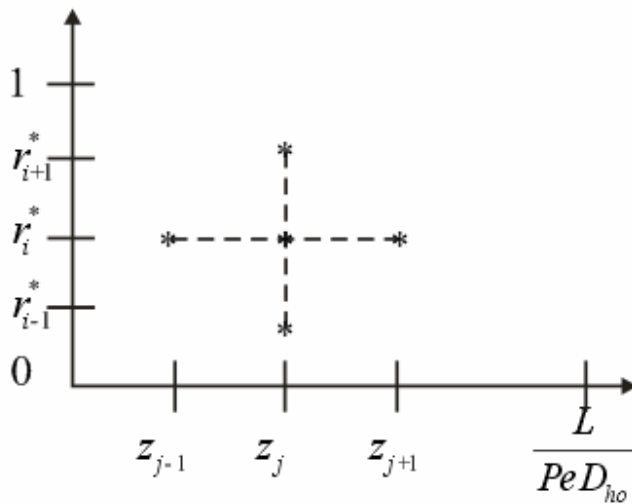


Figura (5.2). Región en forma de estrella alrededor de (r_i^*, z_j^*) .

Ahora las condiciones de frontera para la ecuación (5.22) son:

$$\left. \begin{aligned} w_{0,j} &= 0 && \text{para cada } j = 0, 1, \dots, m \\ w_{n,j} &= 1 && \text{para cada } j = 0, 1, \dots, m \\ w_{i,m} &= \theta_{fd}(r_i^*) && \text{para cada } i = 1, 2, \dots, n-1 \end{aligned} \right\} \rightarrow (5.23)$$

Si se utiliza la información de las condiciones de frontera donde sea apropiado en el sistema dado; esto es, en todos los puntos (r_i^*, z_j^*) que están adyacentes a un punto de red en la frontera se tendrá un sistema de $(n-1)(m-1)$ ecuaciones lineales con $(n-1)(m-1)$ incógnitas, siendo las incógnitas las aproximaciones de $w_{i,j}$ para $\theta(r_i^*, z_j^*)$, en los puntos interiores de la red.

El sistema lineal que contiene a estas incógnitas puede expresarse más eficientemente para los cálculos de la matriz si se introduce un renombramiento de los puntos interiores de la red. Una manera muy recomendable de etiquetar estos puntos es tomar: $P_l = (r_i^*, z_j^*)$ y $w_l = w_{i,j}$.

Donde $l = i + (m-1-j)(n-1)$ para cada $i = 1, 2, \dots, n-1$ y $j = 1, 2, \dots, m-1$.

Esto de hecho reordena los puntos de red consecutivamente de izquierda a derecha y de arriba hacia abajo. Marcando los puntos de esta manera se asegura que el sistema necesario para determinar $w_{i,j}$ será una matriz tipo banda con espesor de la banda a lo mucho de $2n-1$.

5.2.1 MÉTODOS DE SOLUCIÓN ITERATIVOS

5.2.1.1 Método Iterativo de Punto Gauss-Seidel.

En este método, el valor usual de la variable dependiente es usado para calcular puntos vecinos, a medida que estos sean útiles. Esto incrementará la tasa de convergencia. La solución para la variable independiente es obtenida como:

$$w_{i,j}^{k+1} = \frac{1}{2(1+\beta^2)} \left[w_{i+1,j}^k + w_{i-1,j}^{k+1} + \beta^2 (w_{i,j+1}^k + w_{i,j-1}^{k+1}) \right] \rightarrow (5.24)$$

El nivel $k+1$ sobre el lado derecho de la ecuación (5.24) indica que el proceso de solución toma ventaja de los valores en $i-1$ y $j-1$, lo cuales han sido calculados

en los pasos previos. Donde $\beta = \left(\frac{h_x}{k_z} \right)$.

5.2.1.2 Métodos de Puntos Sucesivos de Sobrerelajación

La convergencia del método Gauss-Seidel puede ser acelerada reorganizando la ecuación (5.24)

$$w_{i,j}^{k+1} = w_{i,j}^k \frac{1}{2(1+\beta^2)} \left[w_{i+1,j}^k + w_{i-1,j}^{k+1} + \beta^2 (w_{i,j+1}^k + w_{i,j-1}^{k+1}) 2(1+\beta^2) w_{i,j}^k \right] \rightarrow (5.25)$$

La idea es hacer que $w_{i,j}^k$ aproxime más rápido a $w_{i,j}^{k+1}$. Para este fin, se introduce el “parámetro de relajación” ω , multiplicando a los términos con corchete en el lado derecho de (5.25):

$$w_{i,j}^{k+1} = w_{i,j}^k \frac{\omega}{2(1+\beta^2)} \left[w_{i+1,j}^k + w_{i-1,j}^{k+1} + \beta^2 (w_{i,j+1}^k + w_{i,j-1}^{k+1}) 2(1+\beta^2) w_{i,j}^k \right]$$

ó

$$w_{i,j}^{k+1} = (1-\omega) w_{i,j}^k + \frac{\omega}{2(1+\beta^2)} \left[w_{i+1,j}^k + w_{i-1,j}^{k+1} + \beta^2 (w_{i,j+1}^k + w_{i,j-1}^{k+1}) \right] \rightarrow (5.26)$$

Donde se escoge $1 < \omega < 2$ para la convergencia. Éste es conocido como el procedimiento de puntos sucesivos de sobre relajación. Para ciertos problemas, sin embargo, una mayor convergencia sea posiblemente alcanzada por bajo

relajación, donde el parámetro de relajación es escogido como $0 < \omega < 1$. Note que para $\omega = 1$, resulta el método de iteración Gauss Seidel.

Para dominios rectangulares sujetos a condiciones de frontera Dirichlet, con tamaños de paso (corrida) constante, se obtiene el parámetro de relajación óptima:

$$\omega_{opt} = \frac{2 - \sqrt{1 - a}}{a} \rightarrow (5.27)$$

Con:

$$a = \left[\frac{\cos\left(\frac{\pi}{IM-1}\right) + \beta^2 \cos\left(\frac{\pi}{JM-1}\right)}{1 + \beta^2} \right] \rightarrow (5.28)$$

Donde IM y JM son referidos al número máximo de i y j respectivamente.

5.2.2 Solución Iterativa para la Ecuación de Energía

El planteamiento de la ecuación de energía según el método Gauss Seidel puede hacerse de la siguiente manera:

$$w_{i,j}^{k+1} = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{1 + \left(\frac{h_r}{Pek_z}\right)^2} \right) \left\{ \left[\left[\left(\frac{h_r}{2r_i^*} \right) + 1 \right] w_{i+1,j}^k + \left[- \left(\frac{h_r}{2r_i^*} \right) + 1 \right] w_{i-1,j}^{k+1} \right] \right. \\ \left. + \left[\left[\left(\frac{h_r}{Pek_z} \right)^2 - \left(\frac{u_r^* h_r^2}{2k_z} \right) \right] w_{i,j+1}^k + \left[\left(\frac{h_r}{Pek_z} \right)^2 + \left(\frac{u_r^* h_r^2}{2k_z} \right) \right] w_{i,j-1}^{k+1} \right] + h_r^2 B_r \left(\frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right)^{n+1} \right\} \rightarrow (5.29)$$

Este procedimiento se realiza hasta alcanzar cierto grado de tolerancia $\varepsilon > 0$. De esta manera un criterio para detener la iteración sería el siguiente:

$$\frac{\|w^k - w^{k-1}\|}{\|w^k\|} < \varepsilon \quad \rightarrow (5.30)$$

Si la convergencia no es alcanzada, se puede realizar el procedimiento indicando a su vez el número máximo de iteraciones N , de manera que k no exceda N durante el procedimiento.

Ahora, realizando el mismo procedimiento usando el método de puntos sucesivos de sobre relajación en la ecuación de energía (5.22), se tiene lo siguiente:

$$w_{i,j}^{k+1} = \frac{1}{2} \left(\frac{\omega}{1 + \left(\frac{h_r}{Pe k_z} \right)^2} \right) \left\{ \left[\left(\left(\frac{h_r}{2r_i^*} \right) + 1 \right) w_{i+1,j}^k + \left(- \left(\frac{h_r}{2r_i^*} \right) + 1 \right) w_{i-1,j}^{k+1} \right] \right. \\ \left. + \left[\left(\left(\frac{h_r}{Pe k_z} \right)^2 - \left(\frac{u_r^* h_r^2}{2k_z} \right) \right) w_{i,j+1}^k + \left(\left(\frac{h_r}{Pe k_z} \right)^2 + \left(\frac{u_r^* h_r^2}{2k_z} \right) \right) w_{i,j-1}^{k+1} \right] - \left(1 + \left(\frac{h_r}{Pe k_z} \right)^2 \right) w_{i,j}^k + h_r^2 B_r \left(\frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right)^{n+1} \right\} \rightarrow (5.31a)$$

O también puede organizarse de la siguiente manera:

$$w_{i,j}^{k+1} = (1 - \omega) w_{i,j}^k + \frac{1}{2} \left(\frac{\omega}{1 + \left(\frac{h_r}{Pe k_z} \right)^2} \right) \left\{ \left[\left(\left(\frac{h_r}{2r_i^*} \right) + 1 \right) w_{i+1,j}^k + \left(- \left(\frac{h_r}{2r_i^*} \right) + 1 \right) w_{i-1,j}^{k+1} \right] \right. \\ \left. + \left[\left(\left(\frac{h_r}{Pe k_z} \right)^2 - \left(\frac{u_r^* h_r^2}{2k_z} \right) \right) w_{i,j+1}^k + \left(\left(\frac{h_r}{Pe k_z} \right)^2 + \left(\frac{u_r^* h_r^2}{2k_z} \right) \right) w_{i,j-1}^{k+1} \right] + h_r^2 B_r \left(\frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right)^{n+1} \right\} \rightarrow (5.31b)$$

Para el cual se utilizan procedimientos similares de convergencia que los utilizados en el método Gauss Seidel.

5.2.3 Algoritmo de Diferencias Finitas para la Ecuación de Energía

Para aproximar la solución de la ecuación de energía para el sistema aceite-parafina.

$$\frac{1}{Pe^2} \left(\frac{\partial^2 \theta}{\partial Z^{*2}} \right) + \frac{\partial^2 \theta}{\partial r^{*2}} + \frac{1}{r^*} \frac{\partial \theta}{\partial r^*} - u_{r,o}^* \frac{\partial \theta}{\partial z^*} = -Br \left| \frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right|^{n-1} \left(\frac{\partial u_r^*}{\partial r^*} \right)^2 \rightarrow (5.32)$$

En donde, para $(r, z) \in \square$ y

$\theta(r, z) = g(r, z)$ para $(r, z) \in S$

$$\text{En } R = \left\{ (r^*, z^*) \mid 0 < r_i^* < 1, 0 < z^* < \frac{L}{PeD_{ho}} \right\}$$

Sujeta a las condiciones de frontera:

$$\left. \begin{aligned} \theta(r_a^*, z_j^*) &= 0 && \text{para cada } j = 0, 1, \dots, m \\ \theta(r_a^*, z_j^*) &= 1 && \text{para cada } j = 0, 1, \dots, m \\ \theta(r_i^*, z_m^*) &= \theta_{fd}(r_i^*) && \text{para cada } i = 1, 2, 3, \dots, n-1 \\ \theta(r_i^*, z_o^*) &= 1 && \text{para cada } i = 1, 2, 3, \dots, n-1 \end{aligned} \right\} 5.33$$

Entradas: puntos extremos: $r_i^* [0, 1]$ y $z_j^* [0, z_i/L]$; enteros m, n ;

tolerancia TOL ($\varepsilon = 10^{-6}$); número máximo de iteraciones $NI_{m\acute{a}x}$.

Salida: aproximaciones de $w_{i,j}$, de $u(r_i^*, z_j^*)$ para cada $i = 1, 2, \dots, n-1$ y $j = 1, 2, \dots, m-1$ o un mensaje de que el número máximo de iteraciones fue excedido.

Paso 1: Tomar $h_r = \frac{1}{\eta}$ y $k_z = \frac{z^*}{m}$

Paso 2: Para $i = 1, \dots, n-1$ tomar $r_i^* = r_o^* + ih_r$. (Los pasos 2 y 3 constituyen los puntos de red).

Paso 3: Para $j = 1, \dots, m-1$ tomar $z_j^* = z_o^* + jk_z$

Paso 4: Para $i = 1, \dots, n-1$

$j = 1, \dots, m-1$ tomar $w_{i,j} = 0$

Paso 5: Tomar $\lambda = \left(\frac{h_r}{Pek_z} \right)^2$; $\alpha = 2(1 + \lambda)$ y $l = 1$

Paso 6:

Mientras que $l \leq \#_{m\acute{a}x}$ iteraciones seguir los pasos 7-20. (Los pasos 7-20 realizan iteraciones por el método de puntos sucesivos de Sobrerelajación).

Paso 7:

Tomar:

$$s = (1 - \omega_{opt}) w_{n-1,1} + \frac{\left[hr^2 Br \left| \frac{\partial u_r^*}{\partial r_i^*} \right|_{(r_{n-1}^*, Z_1^*)}^{n+1} + \left(1 + \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) (1) + \left(\lambda + \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) (1) + \left(1 - \left(\frac{hr}{2r^*} \right) \right) w_{n-2,1} + \left(\lambda - \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{n-1,2} \right]}{\alpha}$$

Si $|w_{n-1,1} - s| > NORM$ entonces tomar $NORM = |w_{n-1,j} - s|$; Ec. 5.34

tomar $w_{n-1,1} = s$.

Paso 8: Para $j=2, \dots, m-2$

Tomar:

$$s = (1 - \omega_{opt}) w_{n-1,j} + \frac{\left[hr^2 Br \left| \frac{\partial u_r^*}{\partial r_i^*} \right|_{(r_{n-1}^*, Z_1^*)}^{n+1} + \left(1 + \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) (1) + \left(\lambda + \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{n-1,j-1} + \left(\lambda - \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{n-1,j+1} + \left(1 - \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) w_{n-2,j} \right]}{\alpha}$$

Si $|w_{n-1,j} - s| > NORM$ entonces tomar $NORM = |w_{n-1,j} - s|$; Ec. 5.35

tomar $w_{n-1,j} = s$.

Paso 9: Tomar:

$$s = (1 - \omega_{opt}) w_{n-1,m-1} + \frac{\left[\left(\lambda - \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) \left(\theta(r_{n-1}^*, Z_m^*) \right) + \left(1 + \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) (1) + \left(\lambda + \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{n-1,m-2} + \left(1 - \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) w_{n-2,m-1} \right) + hr^2 Br \left. \frac{\partial u_r^*}{\partial r_i^*} \right|_{(r_{n-1}^*, Z_{m-1}^*)}^{n+1} \right]}{\alpha}$$

Si $|w_{n-1,m-1} - s| > NORM$ entonces tomar $NORM = |w_{n-1,m-1} - s|$;
tomar $w_{n-1,m-1} = s$

Ec. 5.36

Paso 10:

Para $i = n-2, \dots, 2$ realizar los pasos 11, 12 y 13

Paso 11:

Tomar:

$$s = (1 - \omega_{opt}) w_{i,1} + \frac{\left[hr^2 Br \left. \frac{\partial u_r^*}{\partial r_i^*} \right|_{(r_i^*, Z_1^*)}^{n+1} + \left(\lambda + \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) (1) + \left(1 + \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) w_{i+1,1} + \left(1 - \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) w_{i-1,1} \right) + \left(\lambda - \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{i,2} \right]}{\alpha}$$

Si $|w_{i,1} - s| > NORM$ entonces tomar $NORM = |w_{i,1} - s|$;
tomar $w_{i,1} = s$

Ec. 5.37

Paso 12: para $j= 2, \dots, m-2$

Tomar:

$$s = (1 - \omega_{opt}) w_{i,j} + \frac{\left[hr^2 Br \left| \frac{\partial u_r^*}{\partial r_i^*} \right|_{(r_i^*, Z_j^*)}^{n+1} + \left(\lambda + \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{i,j-1} + \left(1 + \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) w_{i+1,j} + \left(\lambda - \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{i,j+1} + \left(1 - \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) w_{i-1,j} \right]}{\alpha}$$

Si $|w_{i,j} - s| > NORM$ entonces tomar $NORM = |w_{i,j} - s|$;
 tomar $w_{i,j} = s$

Ec. 5.38

Paso 13:

Tomar:

$$s = (1 - \omega_{opt}) w_{i,m-1} + \frac{\left[hr^2 Br \left| \frac{\partial u_r^*}{\partial r_i^*} \right|_{(r_i^*, Z_{m-1}^*)}^{n+1} + \left(\lambda - \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) (\theta(r_i^*, Z_m^*)) + \left(\lambda + \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{i,m-2} + \left(1 + \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) w_{i+1,m-1} + \left(1 - \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) w_{i-1,m-1} \right]}{\alpha}$$

Si $|w_{i,m-1} - s| > NORM$ entonces tomar $NORM = |w_{i,m-1} - s|$;
 tomar $w_{i,m-1} = s$

Ec. 5.39

Paso 14:

Tomar:

$$s = (1 - \omega_{opt}) w_{1,1} + \frac{\left[hr^2 Br \left| \frac{\partial u_r^*}{\partial r_i^*} \right|_{(r_i^*, z_1^*)}^{n+1} + \left(\lambda + \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) (1) + \left(1 - \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) (0) + \left(1 + \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) w_{2,1} + \left(\lambda - \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{1,2} \right]}{\alpha}$$

Si $|w_{1,1} - s| > NORM$ entonces tomar $NORM = |w_{1,1} - s|$;
tomar $w_{1,1} = s$

Ec.5.40

Paso 15: para $j=2, \dots, m-2$

Tomar:

$$s = (1 - \omega_{opt}) w_{1,j} + \frac{\left[hr^2 Br \left| \frac{\partial u_r^*}{\partial r_i^*} \right|_{(r_i^*, z_j^*)}^{n+1} + \left(1 - \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) (0) + \left(\lambda + \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{1,j-1} + \left(1 + \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) w_{2,j} + \left(\lambda - \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{1,j+1} \right]}{\alpha}$$

Si $|w_{1,j} - s| > NORM$ entonces tomar $NORM = |w_{1,j} - s|$;
tomar $w_{1,j} = s$

Ec. 5.41

Paso 16:

Tomar:

$$s = (1 - \omega_{opt}) w_{1,m-1} + \frac{\left[hr^2 Br \left. \frac{\partial u_r^*}{\partial r_i^*} \right|_{(r_i^*, Z_{m-1}^*)}^{n+1} + \left(\lambda - \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) \left(\theta(r_1^* Z_M^*) \right) + \left(1 - \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) (0) + \left(\lambda + \left(\frac{u_r^* \cdot hr^2}{2k_z} \right) \right) w_{1,m-2} + \left(1 + \left(\frac{hr}{2r_i^*} \right) \right) w_{2,m-1} \right]}{\alpha}$$

Si $|w_{1,m-1} - s| > NORM$ entonces tomar $NORM = |w_{1,m-1} - s|$; Ec. 5.42
tomar $w_{1,m-1} = s$

Paso 17:

Si $NORM \leq TOL$ entonces realizar pasos 17 y 18.

Paso 18:

Para $j=1, \dots, m-1$

Para $i= 1, \dots, n-1$

Output (salida) $(r_i^*, Z_j^*, w_{i,j})$

Paso 19:

STOP

("Proceso terminado con éxito")

Paso 20:

Sea $l = l + 1$

Paso 21:

Output ("Número máximo de iteraciones excedido")

("Proceso terminado sin éxito").

STOP

Aunque, el procedimiento iterativo de Sobrerelajación se incorpora en el algoritmo anterior, (Burden, 1996) recomienda utilizar una técnica directa como la eliminación Gaussiana cuando el sistema es pequeño, del orden de 100 o menor, ya que la propiedad de ser definida positiva, asegura estabilidad respecto al error de redondeo.

Para sistemas grandes debe usarse un método iterativo mucho mas robusto (específicamente el método PSOR (T.J. Chung, 2002), presentado en la sección anterior de este tema).

5.3 MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR TOTAL PARA FLUJO ESTRATIFICADO

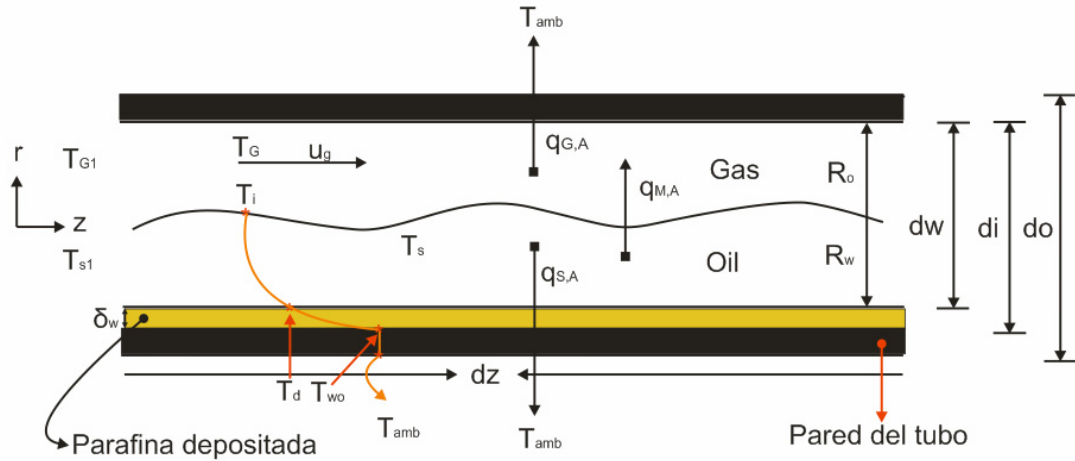


Figura (5.3). Modelo de transferencia de calor multifásico.

5.3.1 Ecuación de Energía Total

En la forma más general para un sistema bifásico de la ecuación de energía, puede ser derivada de manera análoga al de una fase. El balance de energía macroscópico es:

$$\frac{d\mathcal{E}}{dt} = \left[M \left(H + \frac{u^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c} Z \right) \right]_{G_1} + \left[M \left(H + \frac{u^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c} Z \right) \right]_{O_1} - \left[M \left(H + \frac{u^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c} Z \right) \right]_{G_2} - \left[M \left(H + \frac{u^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c} Z \right) \right]_{O_2} - W + \mathcal{Q} \rightarrow \quad (5.43)$$

Donde:
$$W = \int_{A_{WG}} (u_G \cdot \tau_G) \cdot dA + \int_{A_{WO}} (u_o \cdot \tau_o) \cdot dA \rightarrow (5.44)$$

$$\mathcal{E} = \int_{v_G} \rho_G \left(U + \frac{u^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c} Z \right) dv + \int_{v_o} \rho_o \left(U + \frac{u^2}{2g_c} + \frac{g}{g_c} Z \right) dv \rightarrow (5.45)$$

$$\mathcal{Q} = - \int_{A_{wG}} q_G \cdot dA - \int_{A_{wo}} q_o \cdot dA \rightarrow (5.46)$$

$$H^e = U + vP \rightarrow (5.47)$$

En la ecuación general anterior $\frac{d\mathcal{E}}{dt}$ es la tasa de acumulación de la energía total en el sistema y los términos dentro de los corchetes representan la suma de la energía interna, cinética y potencial de la entrada y la salida de los fluidos. Los términos W, \mathcal{Q} son el trabajo donado por el sistema a los alrededores y el calor absorbido por el sistema de los alrededores respectivamente.

La forma de la ecuación de energía es aplicable a flujo laminar únicamente y donde la geometría es simple y conocida.

Bajo condiciones de estado estable, donde W es igual a cero, donde no hay solubilidad entre las fases o en el caso más común cuando las fases están mutuamente saturadas y los cambios en solubilidad son despreciables, la ecuación se transforma. (Despreciando de la energía potencial):

$$\partial \mathcal{Q} = \partial q = M_G \partial H_G^e + M_o \partial H_o^e + \frac{M_G u_G \partial u_G}{\alpha_G g_c} + \frac{M_o u_o \partial u_o}{\alpha_o g_c} \rightarrow (5.48)$$

Dividiendo por dz

$$\frac{dq}{dz} = \frac{\partial}{\partial z}(M_G H_G) + \frac{\partial}{\partial z}(M_o H_o) + \frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{M_G u_G^2}{\alpha_G g_c}\right) + \frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{M_o u_o^2}{\alpha_o g_c}\right) \rightarrow (5.49)$$

$$dH^e = c_p dT + \left[\nu - T \left(\frac{\partial \nu}{\partial T} \right)_p \right] dp \rightarrow (5.50)$$

Donde $\nu = \frac{1}{\rho}$

$$\frac{dH^e}{dz} = c_p \frac{\partial T}{\partial Z} + \left[\nu - T \left(\frac{\partial \nu}{\partial T} \right)_p \right] \frac{\partial p}{\partial Z} \rightarrow (5.51)$$

Si $M = Q\rho$ y reemplazando en ecuación (5.49)

$$\frac{\partial q}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z}(Q_G \rho_G H_G^e) + \frac{\partial}{\partial z}(Q_o \rho_o H_o^e) + \frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{Q_G \rho_G u_G^2}{\alpha_G g_c}\right) + \frac{\partial}{\partial z}\left(\frac{Q_o \rho_o u_o^2}{\alpha_o g_c}\right) \rightarrow (5.52)$$

Suponiendo que el cambio de $\frac{\partial \rho_G}{\partial Z}$ es despreciable y que las velocidades en el diferencial de longitud permanecen constantes, tenemos:

$$\begin{aligned} \frac{\partial q}{\partial z} = & Q_G \rho_G \left(C_{pG} \frac{\partial T_G}{\partial z} + \left[\nu_G - T_G \left(\frac{\partial \nu_G}{\partial T} \right)_p \right] \frac{\partial P}{\partial z} \right) + Q_S H_o^e \frac{\partial \rho_o}{\partial z} \\ & + Q_o \rho_o \left(C_{p_o} \frac{\partial T_o}{\partial z} + \left[\nu_o - T_o \left(\frac{\partial \nu_o}{\partial T} \right)_p \right] \frac{\partial P}{\partial z} \right) + \frac{Q_o u_o^2}{\alpha_o g_c} \frac{\partial \rho_o}{\partial z} \rightarrow (5.53) \end{aligned}$$

Considerando las fases individuales, para la fase gas tenemos:

$$-q_G S_G dz + q_I S_I dz = M_{G1} H_{G1}^e - M_{G2} H_{G2}^e + \frac{M_{G1} u_{G1}^2}{\alpha_G g_c} - \frac{M_{G2} u_{G2}^2}{\alpha_G g_c} \rightarrow (5.54)$$

$$-(q_G S_G dz - q_I S_I dz) = u_G A_T (1 - H_L) \rho_G (H_{G2}^e - H_{G1}^e)$$

$$-(q_G S_G dz - q_I S_I dz) = u_G A_T (1 - H_L) \rho_G \Delta H_G^e$$

$$-(q_G S_G - q_I S_I) = u_G A_T (1 - H_L) \rho_G \left(C_{pG} \frac{\partial T_G}{\partial z} + \left[v_G - T \frac{\partial v}{\partial T} \right] \frac{\partial P}{\partial z} \right). \rightarrow (5.55)$$

$$\left\{ \frac{q_G S_G - q_I S_I}{u_G A_T (1 - H_L) \rho_G} - \left[\left[v_G - T \frac{\partial v}{\partial T} \right] \frac{\partial p}{\partial z} \right] \right\} \frac{1}{C_{pG}} = \frac{\partial T_G}{\partial z} \rightarrow (5.56)$$

Aquí estamos asumiendo que los cambios debidos a la densidad en el diferencial son despreciables para la fase gaseosa, que el sistema se encuentra en estado estable y el cambio de volumen diferencial también puede ser despreciado. Por lo tanto la ecuación anterior puede escribirse como:

$$\left\{ \frac{q_G S_G - q_I S_I}{u_G A_T (1 - H_L) \rho_G} - \left(v_G \frac{\partial P}{\partial z} \right) \right\} \frac{1}{C_{pG}} = \frac{\partial T_G}{\partial z} \rightarrow (5.57)$$

Para la fase líquida (suspensión) la ecuación de energía es más compleja, desarrollándose de la siguiente manera:

$$-q_o S_o dz - q_I S_I dz = M_{o1} H_{o1}^e - M_{o2} H_{o2}^e + \frac{M_{o1} u_{o1}^2}{\alpha_o g_c} - \frac{M_{o2} u_{o2}^2}{\alpha_o g_c} \rightarrow (5.58)$$

$$(-q_o S_o dz + q_I S_I dz) = u_o A_T H_L \Delta (\rho_o H_o^e) + \frac{u_o^3 A H_L}{\alpha_s g_c} - \Delta (\rho_s) \rightarrow (5.59)$$

$$-(q_o S_o + q_l S_l) = u_o A_T H_L \frac{\partial(\rho_o H_o^e)}{\partial z} + \frac{u_o^3 A_T H_L}{\alpha_o g_c} \frac{\partial \rho_o}{\partial z} \rightarrow (5.60)$$

$$-(q_o S_o + q_l p_l) = u_o A_T H_L \left(H_o^e \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + \rho_o \frac{\partial H_o^e}{\partial z} \right) + \frac{u_o^3 A_T H_L}{\alpha_o g_c} \frac{\partial \rho_o}{\partial z} \rightarrow (5.61)$$

$$-(q_o S_o + q_l S_l) = u_o A_T H_L \left(H_o^e \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + \rho_o \left[C_{p_o} \frac{\partial T_o}{\partial z} + \left(v_o - T \frac{\partial v}{\partial T} \right) \frac{\partial P}{\partial z} \right] + \frac{u_o^3 A_T H_L}{\alpha_o g_c} \frac{\partial \rho_o}{\partial z} \right) \rightarrow (5.62)$$

$$\frac{-(q_o S_o + q_l S_l)}{u_o A_T H_L} - \frac{u_o^2}{\alpha_o g_c} \frac{\partial \rho_o}{\partial z} - H_o^e \frac{\partial \rho_o}{\partial z} - \left(1 - \rho_o T \frac{\partial v}{\partial T} \right) \frac{\partial P}{\partial z} = \rho_o C_{p_o} \frac{\partial T_o}{\partial z} \rightarrow (5.63)$$

$$\left\{ \frac{-(q_o S_o + q_l S_l)}{u_o A_T H_L} - \left(\frac{u_o^2}{\alpha_o g_c} - H_o^e \right) \frac{\partial \rho_o}{\partial z} - \left(1 - \rho_o T \frac{\partial v}{\partial T} \right) \frac{\partial P}{\partial z} \right\} = \frac{1}{\rho_o C_{p_o}} \frac{\partial T_o}{\partial z} \rightarrow (5.64)$$

Donde v_o y v_G son los volúmenes específicos de la fase líquida y gaseosa;

$v = \frac{1}{\rho}$, C_{p_o} y C_{p_G} son el calor específico de la fase líquida y gaseosa,

respectivamente. q_G , q_o , q_l son los flujos de calor en la fase gas, líquida y en la interfase gas-líquido.

Asumiendo que el gradiente de temperatura axial es el mismo tanto para la fase líquida (suspensión) como para la fase gas, combinando las ecuaciones de energía (5.64) y (5.57), puede obtenerse:

$$\begin{aligned}
& - \left\{ \frac{(q_o S_o + q_I S_I)}{u_o A_T H_L} + \left(\frac{u_o^2}{\alpha_o g_c} - H_o^e \right) \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + \left(1 - \rho_o T \frac{\partial v_o}{\partial T} \right) \frac{\partial P}{\partial z} \right\} \frac{1}{C_{p_o} \rho_o} = \\
& - \left\{ \frac{(q_G S_G + q_I S_I)}{u_G A_T (1 - H_L) \rho_G} - v_G \frac{\partial P}{\partial z} \right\} \frac{1}{C_{p_G}} \quad \rightarrow (5.65)
\end{aligned}$$

Los flujos de calor son definidos como:

$$q_G = U_G (T_G - T_{amb}) \quad \rightarrow (5.66)$$

$$q_S = U_o (T_o - T_{amb}) \quad \rightarrow (5.67)$$

$$q_I = h_I (T_o - T_G) \quad \rightarrow (5.68)$$

Donde U_o es el coeficiente de transferencia de calor entre la fase líquida y los alrededores (ambiente), U_G es el coeficiente de transferencia de calor entre la fase gas y el medio externo de la tubería y h_I es el coeficiente de transferencia de calor convectivo entre la fase líquida y la fase gaseosa. Así se puede reescribir la ecuación anterior como:

$$\frac{C_{p_G} (q_o p_o + q_I p_I)}{u_o A H_L \rho_o C_{p_o}} + \frac{C_{p_G}}{C_{p_o} \rho_o} \left[\left(\frac{u_o^2}{\alpha_o g_c} - H_o^e \right) \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + \left(1 - \rho_o T \frac{\partial v_o}{\partial T} \right) \frac{\partial P}{\partial z} \right] + v_G \frac{\partial P}{\partial z} = \frac{q_G S_G - q_I S_I}{u_G A_T (1 - H_L) \rho_G} \quad \rightarrow (5.69)$$

$$\frac{C_{p_G} u_G A_T (1 - H_L) \rho_G}{u_o A_T H_L \rho_o C_{p_o}} (q_o S_o + q_I S_I) + \frac{C_{p_G} u_G A_T (1 - H_L) \rho_G}{C_{p_o} \rho_o} \left[\left(\frac{u_o^2}{\alpha_o g_c} - H_o^e \right) \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + \left(1 - \rho_o T \frac{\partial v_o}{\partial T} \right) \frac{\partial P}{\partial z} \right] + u_G A (1 - H_L) \frac{\partial P}{\partial z} = q_G S_G - q_I S_I \quad \rightarrow (5.70)$$

$$\text{Si hacemos; } B = \frac{C_{p_G} u_G (1 - H_L) \rho_G}{u_o H_L \rho_o C_{p_o}} \quad \rightarrow (5.71)$$

$$A = \frac{C_{p_G} V_G A (1 - H_L) \rho_G}{\rho_o C_{p_o}} \left[\left(\frac{u_o^2}{\alpha_o g_c} - H_o^e \right) \frac{\partial \rho_o}{\partial z} + \left(1 - \rho_o T \frac{\partial v_o}{\partial T} \right) \frac{\partial P}{\partial z} \right] + u_G A_T (1 - H_L) \frac{\partial P}{\partial z} \quad \rightarrow (5.72)$$

$$B(q_o S_o + q_l S_l) + A = q_G S_G - q_l S_l \quad \rightarrow (5.73)$$

$$B[U_o(T_o - T_{amb})\rho_o + h_l(T_o - T_G)S_l] + A = [U_G(T_G - T_{amb})S_G - h_l(T_o - T_G)S_l] \quad \rightarrow (5.74)$$

$$BU_o(T_o - T_{amb})\rho_o + Bh_l(T_o - T_G)S_l + A = U_G S_G (T_G - T_{amb}) p_G - h_l(T_o - T_G)S_l \quad \rightarrow (5.75)$$

$$U_G S_G (T_G - T_{amb}) = BU_o S_o (T_o - T_{amb}) + (1 + B)h_l S_l (T_o - T_G) + A \quad \rightarrow (5.76)$$

$$U_G S_G (T_G - T_{amb}) = BU_o S_o (T_o - T_{amb}) + (1 + B)h_l S_l [(T_o - T_{amb}) - (T_G - T_{amb})] + A \quad \rightarrow (5.77)$$

$$(U_G S_G + (1 + B)h_l S_l)(T_G - T_{amb}) = (BU_o S_o + (1 + B)h_l S_l)(T_o - T_{amb}) + A \quad \rightarrow (5.78)$$

$$(T_G - T_{amb}) = \frac{(BU_o S_o + (1 + B)h_l S_l)}{(U_G S_G + (1 + B)h_l S_l)}(T_o - T_{amb}) + \frac{A}{(U_G S_G + (1 + B)h_l S_l)} \quad \rightarrow (5.79)$$

La cual es una relación lineal entre $(T_G - T_{amb})$ y $(T_o - T_{amb})$. Ahora, para el coeficiente de transferencia de calor total para flujo estratificado basado sobre $(T_G - T_{amb})$ y la circunferencia total de la tubería, tenemos:

$$U_{SA} = \frac{q_o S_o + q_G S_G}{(S_o + S_G)(T_G - T_{amb})} = \frac{U_G S_G (T_G - T_{amb})}{(S_o + S_G)(T_G - T_{amb})} + \frac{U_o S_o (T_o - T_{amb})}{(S_o + S_G)(T_G - T_{amb})} \quad \rightarrow (5.80)$$

$$U_{SA} = \frac{U_G S_G}{(S_o + S_G)} + \frac{U_o S_o (T_o - T_{amb}) [U_G p_G + (1 + B)h_l p_l]}{(S_o + S_G) [(BU_o S_o + (1 + B)h_l p_l)(T_o - T_{amb}) + A]} \quad \rightarrow (5.81)$$

Así,

$$\frac{1}{U_{SA}} = \frac{1}{h_{SA}} + \frac{R_i}{k_p} \ln\left(\frac{R_i}{r_o}\right) + \frac{r_i}{k_d} \ln\left(\frac{R_i}{R_i - \delta_w}\right) + \frac{R_i}{h_{amb} r_o} \quad \rightarrow (5.82)$$

El coeficiente convectivo de transferencia de calor puede ser obtenido de la ecuación anterior:

$$h_{SA} = \left[\frac{1}{U_{SA}} - \frac{r_i}{k_p} \ln\left(\frac{R_i}{r_o}\right) - \frac{R_i}{k_d} \ln\left(\frac{R_i}{R_w}\right) - \frac{R_i}{h_{amb} r_o} \right]^{-1} \quad \rightarrow (5.83)$$

Donde R_i es el radio interno de la tubería, r_o es el radio externo y R_w es el radio efectivo de flujo cuando existe depositación de parafinas. k_p y k_d son las conductividades térmicas de la tubería y de la capa de parafinas respectivamente.

El gradiente de temperatura a lo largo de la tubería en la dirección de flujo puede ser calculado por:

$$\frac{\partial T}{\partial z} = - \frac{U_o S_o (T_o - T_{amb}) + U_G P_G (T_G - T_{amb})}{A_T (\rho_o C_{p_o} u_o + \rho_G C_{p_G} u_G)} \quad \rightarrow (5.84)$$

Los coeficientes de transferencia de calor totales tanto para la fase líquida como para la gaseosa están dados por:

$$U_o = \left[\frac{1}{h_o} + \frac{R_i}{k_d} \ln\left(\frac{R_i}{R_w}\right) + \frac{R_i}{k_p} \ln\left(\frac{r_o}{R_i}\right) + \frac{R_i}{h_{amb} r_o} \right]^{-1} \quad \rightarrow (5.85)$$

$$U_G = \left[\frac{1}{h_G} + \frac{R_i}{k_p} \ln\left(\frac{r_o}{R_w}\right) + \frac{R_i}{h_{amb} r_o} \right]^{-1} \quad \rightarrow (5.86)$$

Los coeficientes de transferencia de calor convectivos para la fase líquida y la fase gaseosa son obtenidos de:

$$h_o = \frac{\text{Nu}_o k_o}{D_{ho}} \rightarrow (5.87) \quad \text{y} \quad h_G = \frac{\text{Nu}_G k_G}{D_{hG}} \rightarrow (5.88)$$

Donde k_o y k_G son las conductividades térmicas de la fase líquida y la fase gaseosa; D_{ho} y D_{hG} son los diámetros hidráulicos de la fase líquida y la fase gaseosa. El coeficiente de transferencia de calor convectivo a través de la interfase, h_I , se asume como el mismo de la fase gas, h_G .

Los números de Nusselt para la fase líquida y la fase gaseosa son calculados usando la correlación para la transferencia de calor convectiva para una sola fase. La correlación de Petukhov es usada para flujo turbulento en el flujo de la fase líquida.

$$\text{Nu}_o = \frac{\left(\frac{f_o}{2}\right) \text{Re}_o \text{Pr}_o}{1.07 + 12.7 \sqrt{\left(\frac{f_o}{2}\right) (\text{Pr}_o^{2/3} - 1)}} \left(\frac{\mu_o}{\mu_{ow}}\right)^{0.25} \rightarrow (5.89)$$

Donde f_o , es el factor de fricción en la pared en contacto con la fase gaseosa.

El número de Reynolds y Prandtl para la fase líquida son definidos:

$$\text{Re}_o = \frac{\rho_o u_o D_{ho}}{\mu_o} \rightarrow (5.90) \quad \text{y} \quad \text{Pr}_o = \frac{C_{p_o} \mu_o}{K_{o-w}} \rightarrow (5.91)$$

La correlación de Dittus y Boelter se utiliza para el núcleo de gas

$$\text{Nu}_G = 0.023 \text{Re}_G^{0.8} \text{Pr}_G^{0.3} \quad \rightarrow (5.92)$$

Donde el número de Reynolds y Prandtl se definen como:

$$\text{Re}_G = \frac{\rho_G v_G d_G}{\mu_G} \quad \rightarrow (5.93)$$

$$\text{Pr}_G = \frac{C_{pG} \mu_G}{K_G} \quad \rightarrow (5.94)$$

Para flujo laminar totalmente desarrollado de la fase líquida y la fase gaseosa, el número de Nusselt se aproxima a un valor constante. Se utilizan las correlaciones propuestas por Zhang y otros (2006), quienes proponen la siguiente ecuación:

$$\text{Nu}_s = 3.657 + \frac{7.541 - 3.657}{0.5} (0.5 - \delta_f) \quad \rightarrow (5.95)$$

Para la fase gaseosa tenemos :

$$\text{Nu}_G = 3.657 \quad \rightarrow (5.96)$$

Donde

$$\delta_f = \frac{h_o}{D} \quad \rightarrow (5.97)$$

6. ANALISIS DE RESULTADOS

Para la validación del modelo, los resultados arrojados por el software son comparados y analizados con datos reales a partir de reportes publicados en la literatura.

Los resultados obtenidos por el software **WAXSIM 1.0**[®] se presentan de la siguiente manera: Tabla analítica de datos, propiedades de los componentes del crudo y de cada una de las fases, resultados del Flash Multifásico, Modelo de Tubería, Modelo Termodinámico Multisólido, Modelo de Viscosidad para el crudo, Modelo Numérico de Flujo y los resultados gráficos de cada módulo analizado individualmente. Por último, los resultados del Modelo de Transferencia de Calor, donde se realiza un análisis del efecto de la disipación viscosa y de la conducción de calor axial para un fluido no Newtoniano bajo condiciones no isotérmicas (Modelo de transferencia I) y un análisis al comportamiento de la transferencia de calor en el sistema multifásico total durante su flujo a través de la tubería.

Los datos utilizados para la validación del modelo son mostrados en la tabla (6.1) con sus respectivas referencias bibliográficas.

Tabla 6.1: Campos petroleros utilizados para la validación de resultados

CAMPO	TIPO CRUDO	DE	REFEERENCIA
Campo RX (Bengal, India).	Multifásico – Aceite	Gas	Raí, S y Sakar, B (1995) y Reportes de Internet.
Campo RY (Bengal, India).	Multifásico – Aceite	Gas	Raí, S y Sakar, B (1995) y Reportes de Internet.
Campo Víctor (Mar del Norte)	Gas Condensado		Ronningsen, P. et al (2002), Pedersen, K. et al (1989) y Reportes de Internet.

6.1 Campo RX

Los dos primeros campos en estudio RX y RY son campos de plataforma Offshore en Bengal (India), los cuales fueron descubiertos desde 1987. Los campos se colocaron en producción comercial en 1993 con un fluido de pozo multifásico. Las características de los fluidos de los campos RX y RY muestran un alto contenido de parafinas y tienen una gravedad API en el rango entre 34.5 y 37. El punto de nube del crudo está en el rango de 27° a 33°C, el transporte se hace desde plataforma con el fluido multifásico conteniendo una cantidad de gas en solución y otra mayor cantidad como gas libre, con una tasa volumétrica de producción de 0.623 MMscfd para el campo RX y de 0.640 MMscfd para el campo RY, la cual se espera reduzca el esfuerzo de cedencia. Los datos de entrada del campo RX al simulador son mostrados en la figura (6.1).

ENTRADA GENERAL DE DATOS

Compuestos a utilizar

Posibles:	Escogidos:
C13	N2
C14	CO2
C15	H2S
C15+	C1
C16	C2
C17	C3
C18	i-C4
C19	n-C4
C20	i-C5
C20+	n-C5

Datos Modelo de Viscosidad

Viscosidad Aparente, MIU1.a , (lb.m/pie.s) :	25.4
Viscosidad Aparente, MIU2.a , (lb.m/pie.s) :	20
Temperatura a MIU1.a , T1.0, (°F) :	68.4
Temperatura a MIU2.a , T2.0, (°F) :	75.2
Tasa de Corte a T1.0N , GAMA1, (1/s) :	10
Tasa de Corte a T2.0N , GAMA2, (1/s) :	50
Temperatura 1 en Aceite Newtoniano, T10N, (°F) :	93.2
Temperatura 1 en Aceite Newtoniano, T20N, (°F) :	104

Datos Modelo Transferencia de Calor

Nº de Partes en que se divide el eje r ^o : n :	30
Nº de Partes en que se divide el eje z ^o : m :	40
Temperatura ambiente, Tw, (°F) :	66.2
Conductividad Térmica de la tubería, kp , (Btu/h.pie.°F) :	31
Conductividad Térmica de la fase gaseosa, kg, (Btu/h.pie.°F) :	0.019644
Gradiente Volumén específico r. a temperatura, dv/dT, (ft ³ /lb.m°F) :	0
Coef. de Transf. Convectivo del Ambiente, hamb, (Btu/s.pie ² .°F) :	2
Radio externo de la Tubería, ro, (in) :	6.375

Datos de Yacimiento y Producción

Tasa volumétrica de gas a condiciones estándar, Qstd, (SCFD) :	623332
Relación Gas - Aceite, GOR, (SCF/STB) :	416.3948
Grados API del crudo, API, (°) :	37
Presión de flujo del sistema multifásico, Psis, (lb./in ²) :	304.58
Temperatura de entrada de flujo multifásico, Tent, (°F) :	129.2
Diámetro interno total de la Tubería, Do, (in) :	11.626
Longitud de la tubería de estudio, L, (pies) :	4921.6
Tasa de corte del fluido líquido, GAMAent, (1/s) :	30
Tasa volumétrica del Aceite, Qo, (ft ³ / s) :	0.097278

Datos Modelo Numérico de Flujo

Espesor inicial adimensional de la fase aceite, (ho/Do) :	0.6
Espesor de la capa de Parafina (Deposición), d, (in) :	0

Datos del Yacimiento (Opcionales)

Temperatura de Yacimiento, Tr, (°F) :	
Presión de Yacimiento, Pr, (Psi) :	

Figura 6.1: Datos generales de entrada del campo RX.

Los datos composicionales del fluido fueron obtenidos a partir de algunos reportes encontrados en Internet.⁹ Así, la composición fue obtenida a partir de análisis cromatográficos hasta el C₂₀₊, cuyos porcentajes mol son consignados en la siguiente tabla:

Tabla 6.2: Análisis composicional del crudo para el campo RX.

COMPUESTOS	%mol	Gaslibre, yi	MWi(lb/lb.mol)	(ρ) ^l (gr/cc)	ri*
N2	0.56		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
CO2	3.55		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C1	35.34		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C2	5.48		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C3	3.70		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
i -C4	0.70		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
n -C4	1.65		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
i -C5	0.73		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
n -C5	0.87		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C6	1.33		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C7	2.73		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C8	3.26		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C9	2.14		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C10	1.94		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C11	1.62		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C12	1.47		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C13	1.69		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C14	1.62		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C15	1.59		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C16	1.30		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C17	1.11		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C18	1.23		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C19	1.07		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C20+	23.32		421	57.061	0.914

Si la composición del gas libre no es conocida al momento de introducir los datos en el simulador **WAXSIM 1.0**[®], entonces es importante conocer la tasa de flujo volumétrico del gas a condiciones estándar, y si en el crudo existe gas en solución

⁹ Para conocer los reportes de Internet, el lector debe remitirse al capítulo 8, donde encontrará las direcciones electrónicas.

el programa permite calcular la transferencia másica de gas a través de la interfase gas-líquido manteniendo un equilibrio dinámico entre las fases. Otros datos importantes en esta tabla como datos de entrada son:

- El peso molecular promedio de la fracción plus
- La gravedad específica promedio de la fracción plus
- La densidad promedio de la fracción plus

Estos datos son importantes para el cálculo de las propiedades de la fracción y su caracterización PNA.

Es importante resaltar que los datos de entrada están divididos según las necesidades de los modelos, de esta manera los grupos que se describen en esta parte de la interfaz están dados por: los datos generales para el modelo de transferencia de calor, (conductividad térmica de la tubería y del gas, el coeficiente de transferencia convectiva de calor del medio externo en el que se encuentra la tubería, la temperatura ambiente del sistema, etc.). Para el dato $\partial v/\partial T$; el cual describe el cambio del volumen específico con respecto a la temperatura, generalmente se considera despreciable para muchos casos en el tratamiento de flujos dinámicos, debido a ésto el valor asignado a esta variable es de cero (0) para todas nuestras simulaciones.

Los otros grupos de datos están consignados en las regiones para el modelo de viscosidad (el cual necesita dos datos experimentales de viscosidad por debajo de la WAT con sus respectivas temperaturas y dos temperaturas por encima de la WAT) y los datos para el modelo de flujo numérico (datos de producción: tasas de flujo volumétrico, grados API del crudo, GOR, etc., y datos de yacimiento, sólo si éstos están disponibles, como la temperatura y presión de yacimiento).

Los datos que se introdujeron obtenidos a partir de la literatura en el simulador son los siguientes:

Tabla 6.3: Datos experimentales del campo RX.

Nombre de la Variable	Valor Numérico	Unidades
Grados API	37	
GOR	416.39	Scf/bbL
Q_o	0.097278 (238)	ft ³ /seg (m ³ /s)
Presión de sistema	304.58	Psi
T_{entrada}	91 (32.8)	°F (°C)
Diámetro interno	11.626	In
Longitud de la tubería	4921.2	Pies
Tasa de corte de entrada	20	seg ⁻¹
Conductividad de la tubería	31	Btu/hr*ft*°F
Conductividad del gas	0.019644	Btu/hr*ft*°F
Coefficiente convectivo del ambiente	2	Btu/s*ft ² *°F
Espesor adimensional del líquido	0.6	
Espesor de la parafina depositada	0	In
Radio externo de la tubería	6.375	In
Viscosidad aparente 1 (nN)*	25.4	Lbm/ft*hr
Viscosidad aparente 2 (nN)*	20	Lbm/ft*hr
Temperatura 1 (nN)*	68.4	°F
Temperatura 2 (nN)*	75.2	°F
Temperatura 1 (N)**	93.2	°F
Temperatura 2 (N)**	104	°F
Tasa de corte 1 (nN)	30	seg ⁻¹
Tasa de corte 2 (nN)	50	seg ⁻¹

Fuente: Rai, R. y Sarkar, B. SPE (1995) y (Internet)¹⁰

Con los datos composicionales y los datos de entrada se procede a realizar la simulación del sistema en el software **WAXSIM 1.0**[®]. Los primeros datos arrojados por el software tienen que ver con la caracterización PNA del crudo y el cálculo de las propiedades fisicoquímicas de cada componente, las cuales son importantes para la realización del cálculo flash y el modelo termodinámico multisólido. Así los datos obtenidos para el campo RX son:

¹⁰ Base de datos de universidades de Canadá, Noruega y USA (Ver bibliografía).

* Medidas experimentales en el Régimen no Newtoniano.

** Medidas experimentales en el Régimen Newtoniano.

Figura 6.2: Resultados del análisis PNA para el campo RX.

Pci(Psi)	Tci(°R)	(pi)^i (lbm/ft^3)	Wi	(pi)^g (lbm/ft^3)	Tbi(°R)**	Tfi(°R)**
492,8	227,51	50,480898	0,037	0,07380703	139,564	114,005
1069,5	547,73	51,080226	0,2667	0,11596068	350,765	390,19
667	343,34	18,710271	0,0108	0,04226811	201,28	163,59
707,8	550,07	22,237566	0,0972	0,07922504	332,54	162,98
615	665,92	31,65201	0,1515	0,11618961	416,27	154,28
527,9	734,41	35,141847	0,1852	0,15313891	470,78	204,74
548,8	765,51	36,45912	0,1981	0,15313891	491,08	242,97
490,4	828,96	38,981292	0,2286	0,19010347	542,09	204,2
488,1	845,7	39,399573	0,251	0,19010347	556,89	258,52
439,5	911,8	42,76455	0,299	0,22706041	615,7	320,44
428,070664720424	1205,99834102922	45,07446	0,338127507110273	0,26400208	778,827118974033	340,04940110224
388,417556513431	1293,88110185794	46,51035	0,382346375161696	0,30095901	847,515786712778	366,969266735857
375,286840196856	1333,89523272958	47,69652	0,397736129898172	0,33753439	933,927225709908	369,396231316757
344,046151468428	1406,63127693029	48,57054	0,438484802462599	0,37487288	989,305709330581	392,07152592331
316,73848114593	1474,68651163857	49,25727	0,478696007485764	NO APLICA	1040,14003139173	412,515958681675
291,078658873225	1543,37174792417	49,944	0,520631545352351	NO APLICA	1101,90910851278	431,092004233261
268,315474540576	1607,82548582158	50,63073	0,561214428641181	NO APLICA	1175,08241724583	446,554608566419
246,314972217942	1672,70762468602	51,31746	0,603978455242278	NO APLICA	1259,53107956431	461,078775042894
233,383142453343	1737,66750277509	51,94176	0,649651314372762	NO APLICA	1212,86684254259	485,494154208625
217,524086067794	1798,70410030892	52,37877	0,695174308423681	NO APLICA	1227,54624662202	501,995397251412
204,072761183852	1852,71584723199	52,87821	0,736038262195372	NO APLICA	1260,70457642007	514,571061291738
192,865476656538	1900,57615472212	53,19036	0,774542578130128	NO APLICA	1277,2024148283	525,887813233676
183,874042388832	1939,79284066752	53,50251	0,806713617933645	NO APLICA	1301,72402618087	534,27016852526
105,611584017899	1629,79406531149	57,061	0,397846980107562	NO APLICA	1290,85923770249	617,338121559495

Gi	Vc (ft^3)	(pi)^w	%Gas Libre	%P	%N	%A
NO APLICA	NO APLICA	0,616456100280937	0,004	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
NO APLICA	NO APLICA	0,646948139455553	0,0447	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
NO APLICA	NO APLICA	0,578830901672403	0,8022	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
NO APLICA	NO APLICA	0,62123813979753	0,0528	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
NO APLICA	NO APLICA	0,647081443322637	0,0275	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
NO APLICA	NO APLICA	0,665722898193153	0,0043	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
NO APLICA	NO APLICA	0,665722898193153	0,0088	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
NO APLICA	NO APLICA	0,680315441752342	0,0031	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
NO APLICA	NO APLICA	0,680315441752342	0,0035	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
NO APLICA	NO APLICA	0,692307224148653	0,0054	NO APLICA	NO APLICA	NO APLICA
21,3675671200694	NO APLICA	0,702483852733927	0,0072	79,6467015487609	2,94961985339201	17,403678597847
22,6661540239979	NO APLICA	0,711323532893478	0,0088	77,5759177757505	5,90836328192324	16,5157189423263
23,4667228294747	NO APLICA	0,71521586182778	0,0055	67,4282568674637	17,9432168352903	14,628526297246
24,3302756335349	NO APLICA	0,722104186496687	0,0033	66,7184182773417	19,4454987260481	13,8360829966102
25,0483858195475	NO APLICA	0,728354199607565	0,0024	66,2671401204216	20,8517602320761	12,8810996475023
25,7322979103878	NO APLICA	0,734494794636451	0,002	64,3272423311788	24,299307541818	11,3734501270032
26,3461523454446	NO APLICA	0,740123053239837	0,0021	60,5300722830634	30,1562463651388	9,31368135179776
26,9150073819138	NO APLICA	0,745674124870833	0,0018	55,5524808522273	37,7576314332613	6,68988771451134
27,4114077745084	NO APLICA	0,751131641393297	0,0015	67,9239298751979	11,5273145490018	20,5487555758003
27,8039455787679	NO APLICA	0,756180723276379	0,0011	71,4163907028747	5,6648814256558	22,9187278714695
28,1590222548317	NO APLICA	0,760594059526621	0,0012	71,8667334127627	3,65573485387544	24,4775317333619
28,4378961773142	NO APLICA	0,764468073391395	0,0009	73,7690853974542	0,302986372429292	25,9279282301165
28,6657144328941	NO APLICA	0,767620397171999	0,0008	73,9821251305698	-0,799183046019721	26,8170579154499
NO APLICA	6,69568720700801E-02	0,799377716273561	0,0051	56,6002055651503	23,8356921388477	19,564102296002

La figura (6.2) muestra las propiedades críticas y la distribución PNA obtenidas a partir de correlaciones desarrolladas por Riazi y Daubert (1995), y de las correlaciones de Pedersen et. al para la distribución PNA. Estas últimas pierden un poco de estabilidad para componentes pesados, ya que ellos trabajan para composiciones PNA hasta un C_{18}^+ . Por ésto, el resultado negativo para los últimos

componentes. A partir de estas propiedades, la composición de la entrada y las condiciones del sistema, se realiza el flash multifásico para determinar cuantas fases existen en el sistema con sus respectivas composiciones y cuyos resultados se muestran a continuación:

Figura 6.3: Resultados del cálculo flash multifásico para el campo RX.

COMPUESTOS	%mol	Pci(psia)	Tci(°F)	Wi	xi	yi	si
					F. mol	F. mol	F. mol
"N2"	0,56	492,8	227,51	0,037	0	0,004	0
"CO2"	3,55	1069,5	547,73	0,2667	0	0,0447	0
"C1"	35,34	667	343,34	0,0108	0,1434	0,8022	0
"C2"	5,48	707,8	550,07	0,0972	0,0548	0,0528	0
"C3"	3,7	615	665,92	0,1515	0,037	0,0275	0
"i -C4"	0,7	527,9	734,41	0,1852	0,077	0,0043	0
"n -C4"	1,65	548,8	765,51	0,1981	0,0165	0,0088	0
"i -C5"	0,73	490,4	828,96	0,2286	0,073	0,0031	0
"n -C5"	0,87	488,1	845,7	0,251	0,0087	0,0035	0
"C6"	1,33	439,5	911,8	0,299	0,0133	0,0054	0
"C7"	2,73	428,070664720424	1205,99834102922	0,338127507110273	0,0273	0,0072	0
"C8"	3,26	388,417556513431	1293,88110185794	0,382346375161696	0,0326	0,0088	0
"C9"	2,14	375,286840196856	1333,89523272958	0,397736129898172	0,0214	0,0055	0
"C10"	1,94	344,046151468428	1406,63127693029	0,438484802462599	0,0194	0,0033	0
"C11"	1,62	316,73848114593	1474,68651163857	0,478696007485764	0,0162	0,0024	0
"C12"	1,47	291,078658873225	1543,37174792417	0,520631545352351	0,017	0,002	0
"C13"	1,69	268,315474540576	1607,82548582158	0,561214428641181	0,0169	0,0021	0
"C14"	1,62	246,314972217942	1672,70762468602	0,603978455242278	0,0162	0,0018	0
"C15"	1,59	233,383142453343	1737,66750277509	0,649651314372762	0,0159	0,0015	0
"C16"	1,3	217,524086067794	1798,70410030892	0,695174308423681	0,0642	0,0011	0
"C17"	1,11	204,072761183852	1852,71584723199	0,736038262195372	0,0111	0,0012	0,1
"C18"	1,23	192,865476656538	1900,57615472212	0,774542578130128	0,0725	0,0009	0,131325
"C19"	1,07	183,874042388832	1939,79284066752	0,806713617933645	0,0845	0,0008	0,25965
"C20+"	23,32	105,611584017899	1629,79406531149	0,397846980107562	0,1611	0,0051	0,509025
SUMATORIA					1	1	1

Donde w_i , es el factor acéntrico de cada componente. Se puede observar que bajo las condiciones en las cuales se encuentra el sistema; existe la fase sólida, así el sistema multifásico se encuentra conformado por tres fases.

En este módulo, también se calculan otras propiedades generales tanto para la fase aceite como para la fase gas teniendo en cuenta las propiedades individuales de cada uno de los componentes y aplicando las reglas de mezcla a cada una de las fases tal como se muestra en la figura (6.4):

Figura 6.4: Resultados generales del flash multifásico para el campo RX.

MODELO FLASH MULTIFÁSICO							
COMPUESTOS	%mol	Pci(psia)	Tci(°F)	Wi	xi	yi	si
					F. mol	F. mol	F. mol
"N2"	0,56	492,8	227,51	0,037	0	0,004	0
"CO2"	3,55	1069,5	547,73	0,2667	0	0,0447	0
"C1"	35,34	667	343,34	0,0108	0,1434	0,8022	0
"C2"	5,48	707,8	550,07	0,0972	0,0548	0,0528	0
"C3"	3,7	615	665,92	0,1515	0,037	0,0275	0
"i -C4"	0,7	527,9	734,41	0,1852	0,077	0,0043	0
"n -C4"	1,65	548,8	765,51	0,1981	0,0165	0,0088	0
"i -C5"	0,73	490,4	828,96	0,2286	0,073	0,0031	0
"n -C5"	0,87	488,1	845,7	0,251	0,0087	0,0035	0
"C6"	1,33	439,5	911,8	0,299	0,0133	0,0054	0
"C7"	2,73	428,070664720424	1205,99834102922	0,338127507110273	0,0273	0,0072	0
"C8"	3,26	388,417556513431	1293,88110185794	0,382346375161696	0,0326	0,0088	0
"C9"	2,14	375,286840196856	1333,89523272958	0,397736129898172	0,0214	0,0055	0

Geg	0,935170583362099	Pb:	Psi	MWo:	169,2598328	
Ppc:	432,507515518629	Psi	Z:	0,891478186169382	MWs:	339,25005
Tpc:	431,968896440137	°F	pg:	1,28363173142688	lbm/pie ³	
Ppr:	0,561671885599974	MIUg:	2,15063211031364E-02	lbm/pie.seg		
Tpr:	1,24083007924224	po:	42,7686145132575	lbm/pie ³		
MWg:	27,0918918	pw:	48,8620290313964	lbm/pie ³		

En la figura 6.4, Geg es la gravedad específica del gas, P_{pc} y T_{pc} son la presión y temperatura pseudocrítica del gas respectivamente, T_{pr} y P_{pr} son la temperatura y presión pseudoreducida del gas respectivamente, Z es el factor de compresibilidad del gas. Estos resultados corresponden a los cálculos realizados en el último tramo de tubería en el cual se alcanza las condiciones límites para el óptimo desarrollo de la simulación, las cuales están representadas por la longitud de la tubería, cuando la suma de los tamaños de los segmentos de tubería alcanzan la longitud total de simulación o cuando la temperatura del sistema alcanza el punto de gel, el cual generalmente se encuentra de 30 a 35 °F por debajo de la WAT. En este punto, el comportamiento reológico del crudo cambia de manera brusca haciendo que la ecuación de viscosidad del crudo pierda estabilidad en los

cálculos. A partir de estas consideraciones se realiza el modelo de tubería y los modelos siguientes en el proceso iterativo del software. De esta manera los resultados obtenidos para el modelo de tubería son los siguientes:

Figura 6.5: Modelo de tubería para el campo RX.

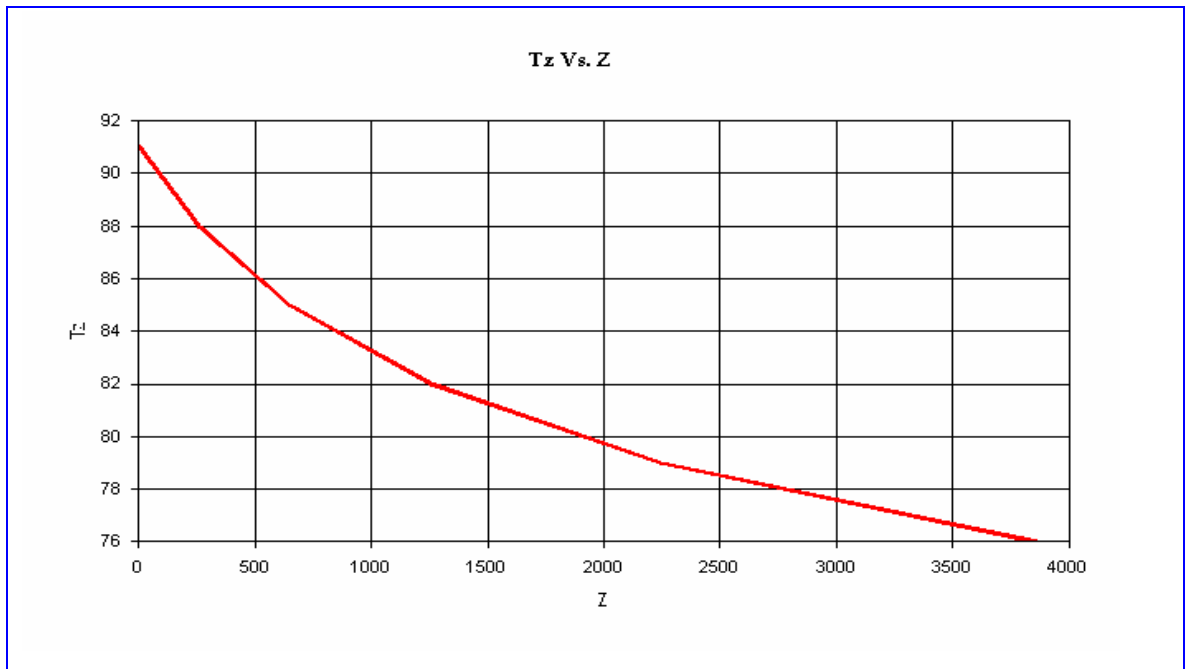


Tabla 6. 4: Resultados del modelo de tubería para el campo RX.

Z	Tz
3,281	91
262,720256155094	88
647,664921496311	85
1257,43295445575	82
2243,98142527506	79
3856,60419657552	76

En esta prueba para el campo RX la condición límite se cumple cuando se alcanza la longitud total del sistema. Para el cálculo de los segmentos de tubería en el modelo de tubería, se toma variaciones constantes de 3 °F a lo largo de su longitud sobre las cuales se realiza todo el proceso de cálculo.

A pesar que los valores experimentales son dados sólo para las variables dinámicas de flujo, el análisis de resultados al campo RX es realizado aplicando todos los modelos disponibles en la simulación; es decir, se hace uso de la descripción termodinámica y de transferencia de calor al campo, aún cuando los datos existentes reales se aplican sólo al modelo numérico de flujo.

Los datos disponibles para el campo RX están basados sobre la determinación experimental de los parámetros de flujo tales como el holdup de líquido y la velocidad promedio de las fases, los cuales utilizaremos para realizar el análisis y validación de los resultados ofrecidos por el software, comparando sus resultados mediante análisis estadístico del error.

Los resultados básicos de las medidas de los parámetros de flujo en campo se muestran en la tabla (6.5), como sigue:

Tabla 6.5: Datos experimentales de flujo del campo RX.

Parámetro	Valor numérico (SI)	Valor numérico (Inglés)
Tasa de flujo	238 (m ³ /d)	0.097278 (ft ³ /s)
Presión	2100 (KPa)	304.58 (psi)
Temperatura	32.8 (°C)	91 (°F)
Velocidad de líquido	0.02 (m/s)	0.06562 (ft/s)
Velocidad de gas	0.3 (m/s)	0.9843 (ft/s)
Holdup de líquido	0.45	0.45

Fuente: Rai, R. y Sarkar, B. SPE (1995) y Schott (Internet).

Estos datos experimentales son comparados con los datos arrojados por el modelo numérico de flujo realizado en **WAXSIM 1.0**[®], arrojando los siguientes resultados:

Figura 6.6: Resultados del modelo numérico de flujo para el campo RX dados por **WAXSIM1.0**.



Es de resaltar que algunos reportes indican que el patrón de flujo característico del fluido para el campo RX es el flujo bache, el cual se produce normalmente cuando las tasas de aceite aumentan. Durante la vida de producción del campo las tasas volumétricas de aceite se han mantenido en el rango de los 238 a los 715 m³/d, sin embargo, el flujo estratificado se observa en algunos periodos cuando la cantidad de sólidos precipitados se encuentra entre un 3.5% y 6.5% W/W en el crudo.

De esta manera la simulación se realiza para una tasa de flujo característica comprendida entre los 238 y 245 m³/s, las cuales son las tasas mínimas de producción para el campo RX, buscando minimizar la incertidumbre hacia la consecución del flujo bache. Así, dos importantes parámetros de flujo para la caracterización de las condiciones dinámicas de los fluidos son la velocidad

promedio in situ de las fases y el holdup de la fase líquida los cuales son mostrados en la siguiente tabla:

Tabla 6.6: Validación de los datos de flujo del campo RX.

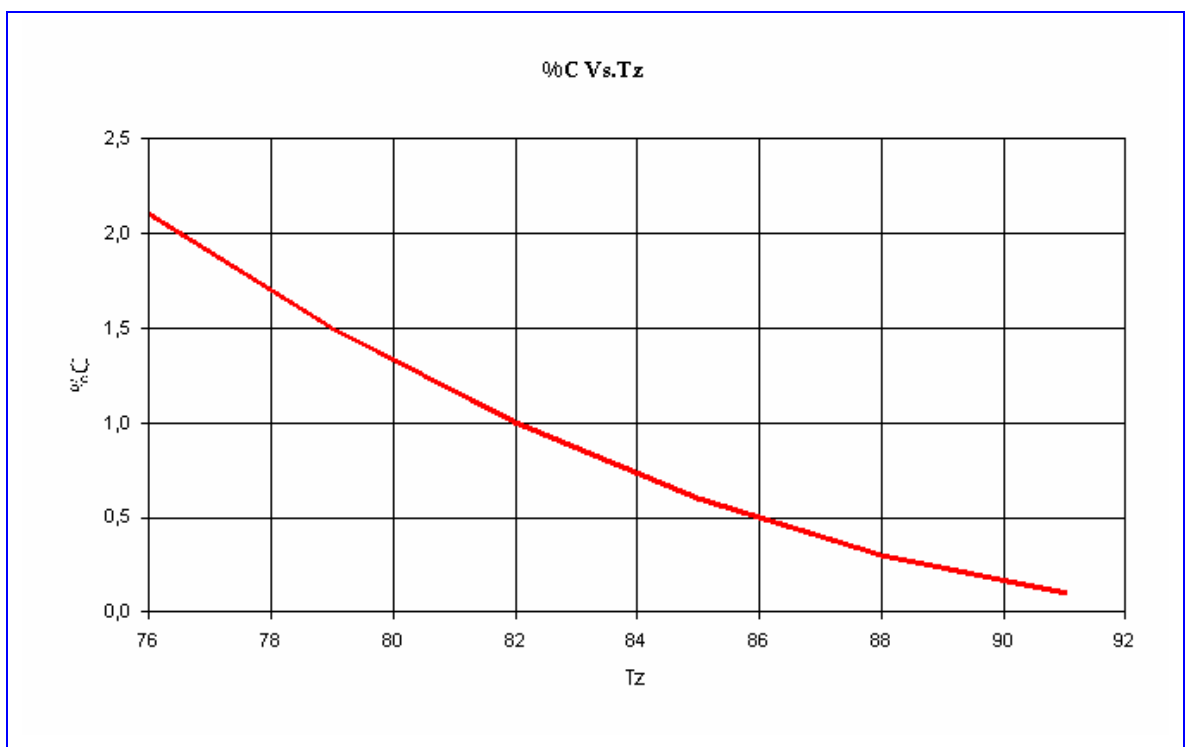
Parámetro	Valor Experimental	Valor Calculado (WAXSIM 1.0)	% de Error
Velocidad del Gas	0.9843 (ft/s)	1.06123 (ft/s)	7.240
Velocidad del Aceite	0.06562 (ft/s)	0.06489 (ft/s)	-1.124
Holdup del Aceite	0.45	0.4861	7.42

Los resultados presentados en la tabla anterior permiten concluir que los cálculos realizados por el modelo de flujo numérico del software **WAXSIM 1.0**[®], son bastante ajustados a los datos experimentales. Los datos arrojados por el programa mostrados en la tabla (6.6) corresponden a valores de precipitación de parafinas cercanos al 3%; sin embargo, los datos experimentales de entrada y la cercanía del flujo al patrón de flujo bache hacen que las desviaciones promedio de los valores calculados a los valores experimentales sean mayores, esto es claramente apreciable para los valores de las velocidades promedio in situ las cuales juegan un papel importante a la hora de determinar los criterios de estabilidad para los patrones de flujo. Es por esto que las desviaciones para los datos de velocidad promedio de las fases tienden a aumentar y si se validaran con datos a mayores tasas de flujo aumentarían grandemente los errores estándar de las velocidades promedio in situ.

Con base en los resultados obtenidos en la tabla anterior, se puede concluir que para bajos errores promedios de los resultados mostrados, las salidas de datos numéricos y gráficos, para los otros modelos que simulan las otras propiedades características del comportamiento dinámico de flujo durante el transporte multifásico de crudos parafínicos, también estarán acorde al comportamiento real

de los fluidos en la tubería. Así, se procede a mostrar algunos de los resultados más significativos del software de simulación dinámico de flujo **WAXSIM 1.0**[®], para los modelos de viscosidad y de transferencia de calor del sistema multifásico. Los valores de la cantidad de parafina precipitada son graficados contra los valores de temperatura a lo largo de la longitud de la tubería y contra los valores de la distancia horizontal de la tubería (z) y los resultados son los siguientes:

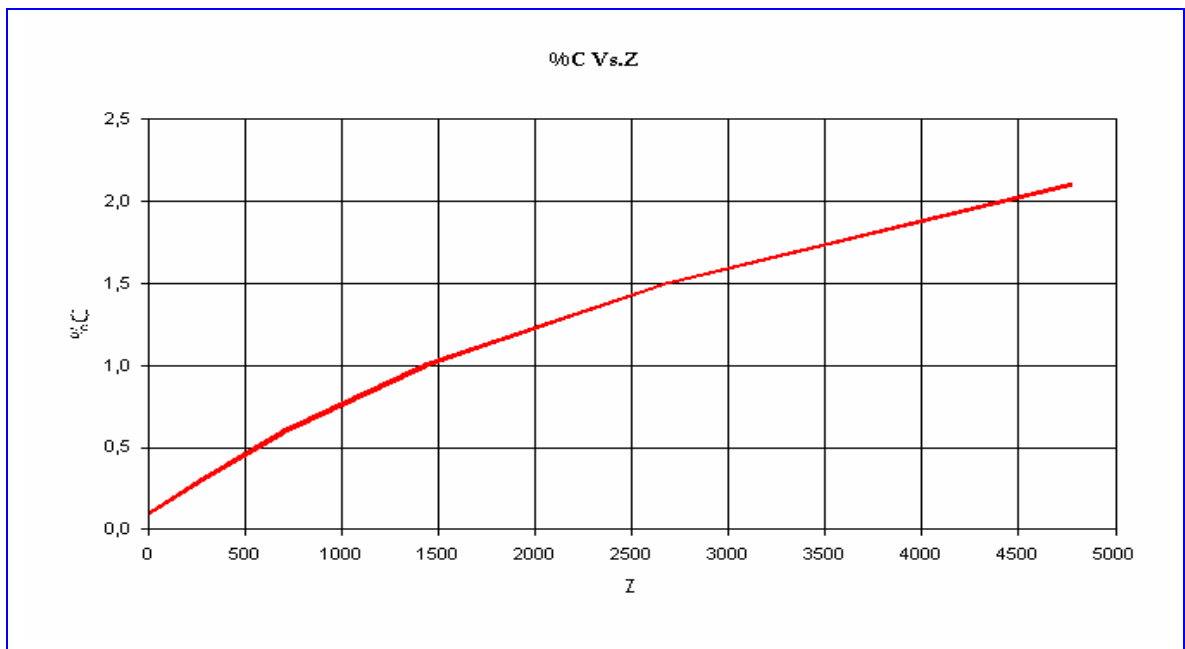
Figura 6.7: Gráfica del porcentaje de parafina precipitada Vs. Tz, con sus resultados numéricos.



Tz	%C
91	0,1
88	0,3
85	0,6
82	1
79	1,5
76	2,1

Los resultados mostrados en la gráfica %C Vs. Z muestran una relación casi lineal creciente, a medida que se disminuye la temperatura a lo largo del eje horizontal de la tubería. Esto es acorde a los resultados mostrados para los modelos termodinámicos de precipitación de parafinas desarrollados por diferentes investigadores, Tohidi et. al (2004), Pan-Firoozabadi (1996), Vafaie-Sefty (2000), en cuyos resultados se muestra una tendencia lineal creciente de la precipitación de parafinas a medida que la temperatura del crudo disminuye en un rango entre 0 y 5% w/w de parafina precipitada. La tendencia de precipitación de parafinas a lo largo del eje horizontal de la tubería muestra un comportamiento casi lineal, el cual se explica debido a la inestabilidad de las condiciones de presión y temperatura al comienzo del recorrido del flujo mostrando una tendencia de precipitación más alta cuando la temperatura del fluido se encuentra por debajo de la WAT que en las últimas secciones de tubería. Estos datos muestran una tendencia también acorde a los resultados obtenidos por Nazar et. al (2001). Los resultados para la simulación se muestran en la figura siguiente:

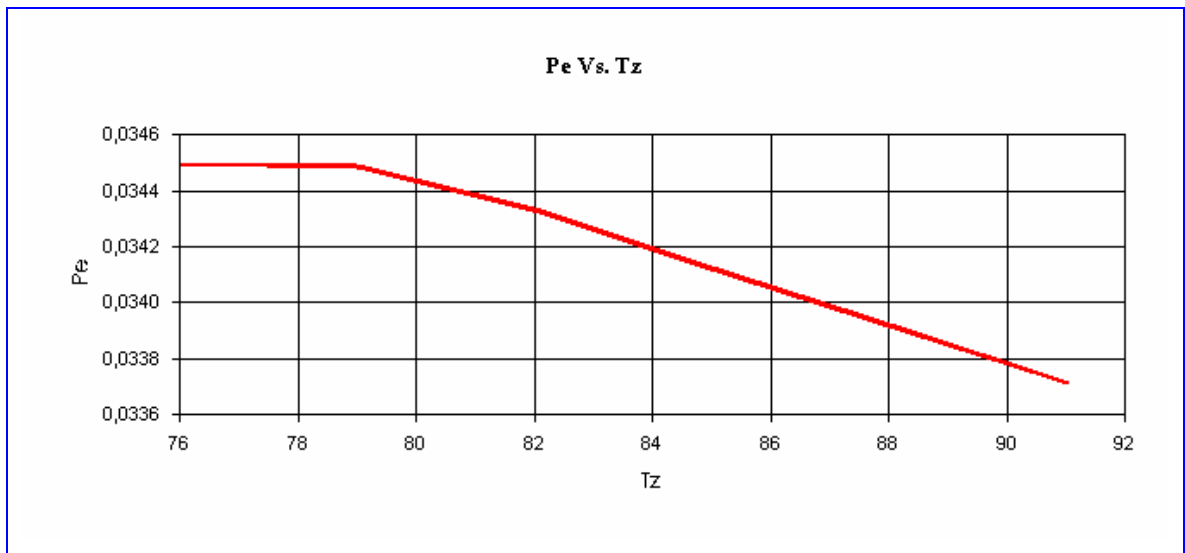
Figura 6.8: Gráfica del porcentaje de parafina precipitada Vs. Z, con sus resultados numéricos.



Z	%C
3,281	0,1
271,102132728059	0,3
701,616133658465	0,6
1433,12421866465	1
2674,66415908221	1,5
4769,51456330246	2,1

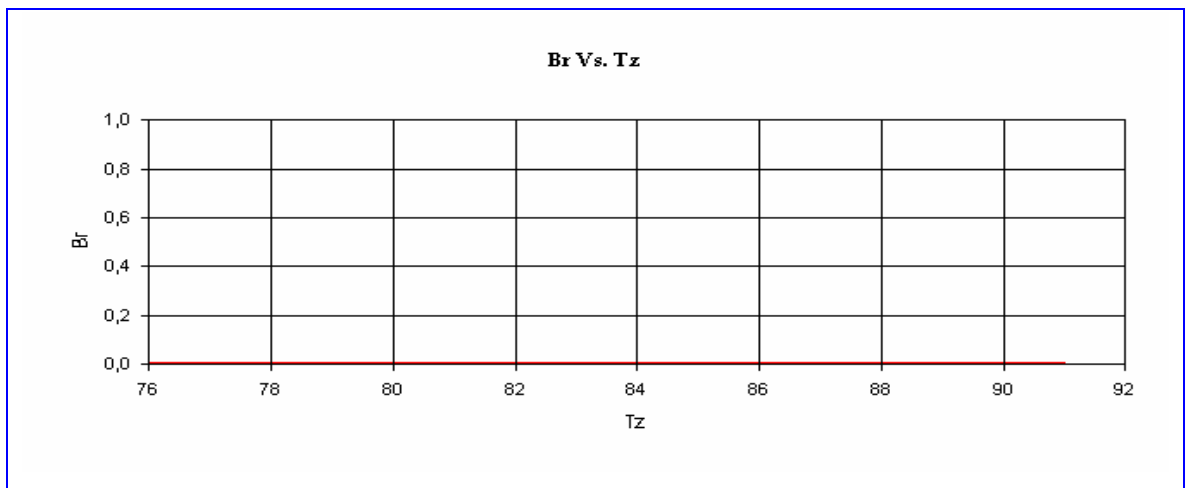
Por último mostraremos los resultados obtenidos para el análisis de transferencia de calor en donde se analiza la influencia del efecto de la disipación viscosa y la conducción de calor axial, a través de los números adimensionales de Brinkman (Br) y de Peclet (Pe). Además, del comportamiento de los gradientes de temperatura a lo largo del eje radial y horizontal de la tubería, junto con el comportamiento de la transferencia de calor total del sistema multifásico mediante su coeficiente de transferencia de calor total (U_{tot}).

Figura 6.9: Gráfico del número de Peclet contra temperatura, con sus respectivos resultados numéricos.



Tz	Pe
91	3,37168609168121E-02
88	3,39192849674752E-02
85	3,41244943784869E-02
82	3,43331899127469E-02
79	3,44887810824257E-02
76	3,44973416166601E-02

Figura 6.10: Gráfica del número de Brinkman contra temperatura, con sus respectivos resultados numéricos.



Tz	Br
91	4,24206112170584E-08
88	4,35406365817121E-08
85	4,47819362930116E-08
82	4,61201393761694E-08
79	4,74894485434326E-08
76	4,87757464582393E-08

Entre estas dos últimas gráficas se empezará por describir el comportamiento incremental del número Peclet a medida que disminuye la temperatura a lo largo del eje horizontal. Esta relación incremental es claramente explicable debido a la relación inversamente proporcional entre el número Peclet y la conductividad térmica del sistema aceite parafina. Por lo tanto, a medida que la temperatura

disminuye, la cantidad de parafina precipitada aumenta haciendo que la conductividad térmica del sistema bifásico aceite parafina disminuya, esto debido a la baja conductividad de la parafina, ya que ésta actúa como un sistema aislante; por tal razón, esta disminución de la conductividad térmica del sistema lleva a un aumento en el número adimensional Peclet. La siguiente ecuación muestra el comportamiento descrito anteriormente en la figura (6.9):

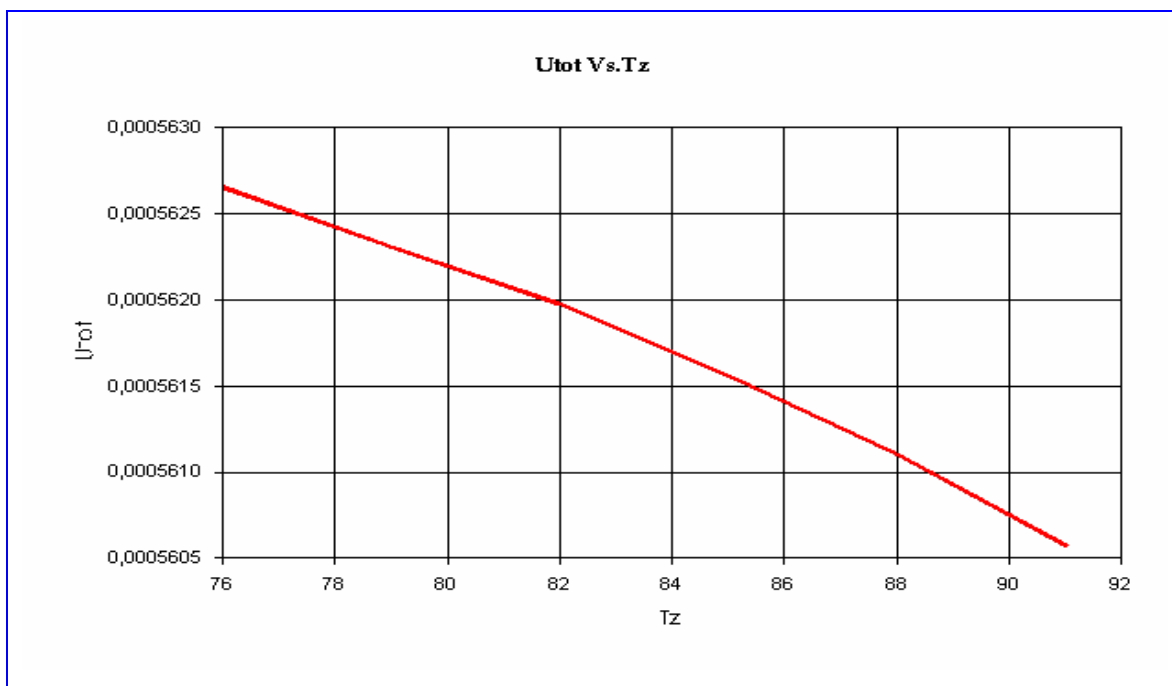
$$Pe = \rho c_p u_{r,m} \frac{Dh_o}{k}$$

En el sentido físico, el número Peclet hace referencia a la capacidad que tiene el fluido de conducir calor a lo largo de su eje horizontal. Entonces este describe el comportamiento del fluido en función de su capacidad de conducir o aislar el calor. De esta manera, a mayores números Peclet, un fluido tiene menos capacidad de conducir calor y a su vez de retener el calor, hecho que en nuestro caso describe el comportamiento de un crudo parafínico. A pesar de que los valores mostrados en la tabla, son del orden de 10^{-2} se necesita tenerlos en cuenta debido a que los valores que se manejan para las velocidades y otros parámetros del sistema son del mismo orden.

Los valores mostrados para el número Brinkman, son valores lo suficientemente pequeños para considerarse despreciables. Esto puede ser explicable debido a que el número Brinkman, el cual hace alusión al término de disipación viscosa en la ecuación de energía, generalmente tiene gran influencia en fluidos que se mueven a altas velocidades; por lo tanto, en nuestro caso donde se trabaja con flujos de fluidos en régimen laminar, se espera que este término tenga un comportamiento casi despreciable durante toda las simulaciones realizadas en este trabajo. Sin embargo, este término se tiene en cuenta en este trabajo debido a que no existen estudios sobre su influencia en el transporte de flujo multifásico y

mucho menos en caso de transporte de flujo parafínico bajo condiciones no isotérmicas.

Figura 6.11: Gráfico del Coeficiente de transferencia de calor total multifásico contra temperatura, con sus respectivos resultados numéricos.



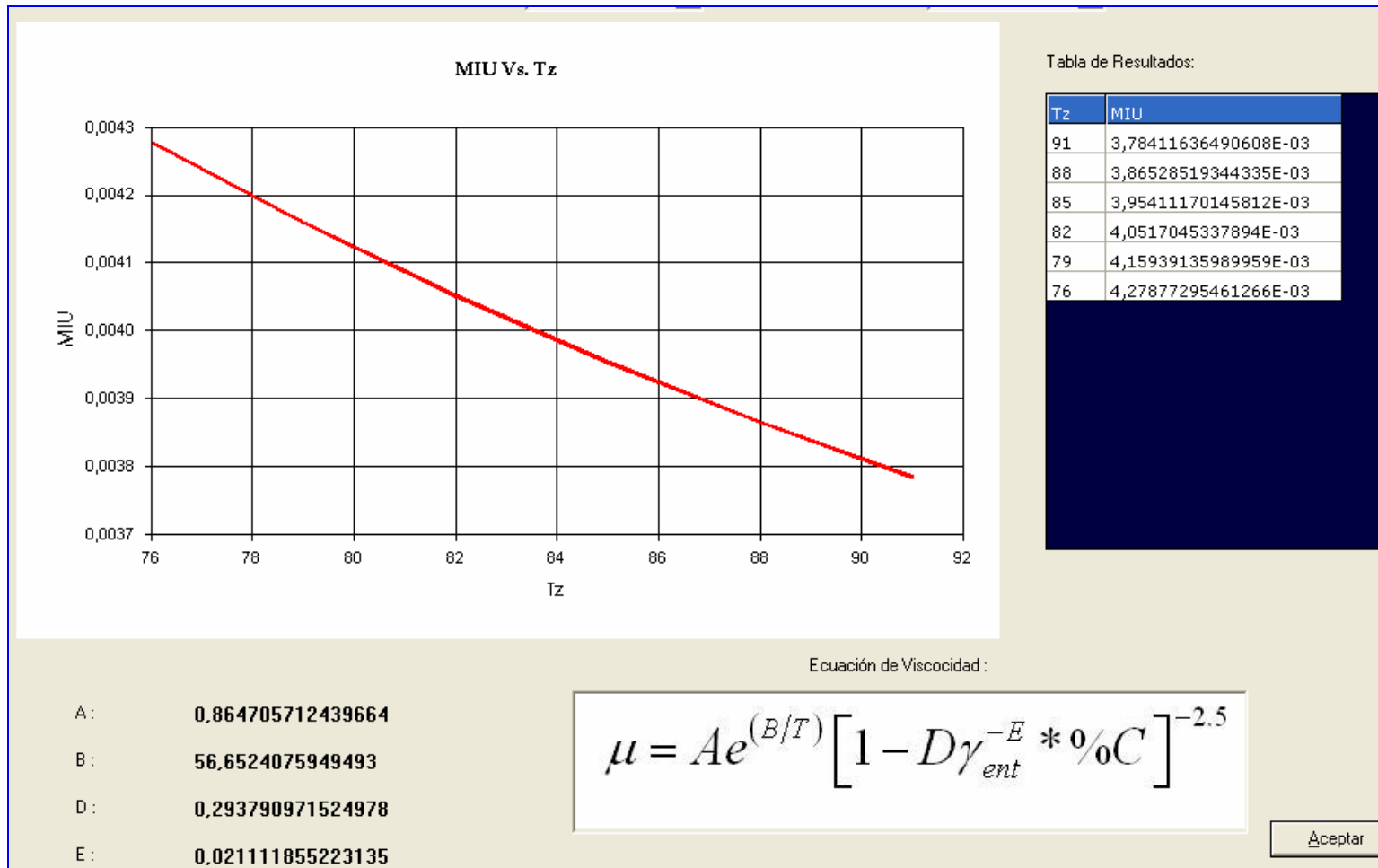
Tz	Utot
91	5,60573819067218E-04
88	5,61103496405731E-04
85	5,61560557905106E-04
82	5,61977529137105E-04
79	5,62309312253935E-04
76	5,62657290477569E-04

Para explicar el comportamiento del coeficiente de transferencia de calor total del sistema multifásico, es necesario tener en cuenta la explicación que se hizo alusiva al número Peclet, ya que a medida que aumenta este número disminuye la capacidad de retener calor en el crudo y de esta forma el aceite tiende a perder cantidades más altas de calor, las cuales se ven gráficamente como un aumento

en el coeficiente de transferencia de calor total, a medida que disminuye su temperatura a lo largo del eje horizontal con respecto al origen de la simulación. Entonces, cuando el crudo se encuentra por debajo de la temperatura de aparición de las parafinas, la transferencia de calor aumenta de manera considerable cuando su comportamiento reológico es completamente Newtoniano.

Para finalizar, la validación de los resultados para el campo RX es necesario mostrar el resultado del comportamiento de la viscosidad con respecto a la caída de temperatura en el sistema. Se observa un comportamiento análogo al descrito por Li y Zahng (2003), y por Pedersen y Ronningsen (2000) en su modelo de viscosidad para crudos parafínicos. Los resultados son mostrados en la figura (6.12) en la cual aparecen los valores de viscosidad para las diferentes temperaturas y la ecuación con el valor de sus respectivas constantes características para cada crudo.

Figura 6.12: Modelo general de viscosidad para el campo RX.



6.2 Campo RY

El campo RY es otro campo perteneciente al área de Bengal en India con características de flujo similares a las descritas para el campo RX. Por tratarse del mismo tipo de crudo, los datos composicionales del crudo son bastante parecidos con algunas variaciones mínimas para las fracciones de algunos componentes. Análogamente, la tasa de flujo para la fase aceite es igual a la medida en el campo RX, mientras que la tasa volumétrica de gas que produce este campo es de 0.640 MMscfd (Rai et. al, 1995). Sin embargo, ambos campos tienen la dificultad para nuestra simulación que sus características de flujo están muy cercanas al patrón de flujo bache, manteniéndose la incertidumbre de ajuste de los resultados arrojados por el programa, así los datos para la simulación suministrados en la literatura para el campo RY se muestran en la tabla (6.7):

Tabla 6.7: Datos experimentales del campo RY.

Nombre de la Variable	Valor Numérico	Unidades
Grados API	34.5	
GOR	427.4987	Scf/bbL
Q_o	0.097278	ft ³ /seg
Presión de sistema	304.58	Psi
T_{entrada}	88	°F
Diámetro interno	12.75	In
Longitud de la tubería	6561.6	Pies
Tasa de corte de entrada	30	Seg ⁻¹
Conductividad de la tubería	31	
Conductividad del gas	0.019644	
Coefficiente convectivo del ambiente	2	
Espesor adimensional del líquido	0.7	
Espesor de la parafina depositada	0	In
Radio externo de la tubería	6.937	In
Viscosidad aparente 1 (nN)	25.4	Lbm/ft*seg
Viscosidad aparente 2 (nN)	20	Lbm/ft*seg
Temperatura 1 (nN)	68.4	°F
Temperatura 2 (nN)	75.2	°F
Temperatura 1 (N)	93.2	°F
Temperatura 2 (N)	104	°F
Tasa de corte 1 (nN)	30	seg ⁻¹
Tasa de corte 2 (nN)	50	seg ⁻¹

Fuente: Rai, R. y Sarkar, B. SPE (1995) y (Internet)¹¹

¹¹ Base de datos de universidades de Canadá, Noruega y USA (Ver bibliografía).

Al realizar la simulación en **WAXSIM 1.0**[®], para los datos anteriores pertenecientes al campo RY, los primeros resultados dados por el modelo flash multifásico son similares a los del campo RX, tal como se había mencionado. Los resultados se muestran en la figura (6.13):

Figura 6.13: Resultados para el flash multifásico del campo RY.

COMPUESTOS	%mol	Pci(psia)	Tci(°F)	Wi	xi	yi	si
					F. mol	F. mol	F. mol
"N2"	0,56	492,8	227,51	0,037	0	0,004	0
"CO2"	3,55	1069,5	547,73	0,2667	0	0,0447	0
"C1"	35,34	667	343,34	0,0108	0,1434	0,8022	0
"C2"	5,48	707,8	550,07	0,0972	0,0548	0,0528	0
"C3"	3,7	615	665,92	0,1515	0,037	0,0275	0
"i -C4"	0,7	527,9	734,41	0,1852	0,077	0,0043	0
"n -C4"	1,65	548,8	765,51	0,1981	0,0165	0,0088	0
"i -C5"	0,73	490,4	828,96	0,2286	0,073	0,0031	0
"n -C5"	0,87	488,1	845,7	0,251	0,0087	0,0035	0
"C6"	1,33	439,5	911,8	0,299	0,0133	0,0054	0
"C7"	2,73	428,070664720424	1205,99834102922	0,338127507110273	0,0273	0,0072	0
"C8"	3,26	388,417556513431	1293,88110185794	0,382346375161696	0,0326	0,0088	0
"C9"	2,14	375,286840196856	1333,89523272958	0,397736129898172	0,0214	0,0055	0
"C10"	1,94	344,046151468428	1406,63127693029	0,438484802462599	0,0194	0,0033	0
"C11"	1,62	316,73848114593	1474,68651163857	0,478696007485764	0,0162	0,0024	0
"C12"	1,47	291,078658873225	1543,37174792417	0,520631545352351	0,017	0,002	0
"C13"	1,69	268,315474540576	1607,82548582158	0,561214428641181	0,0169	0,0021	0
"C14"	1,62	246,314972217942	1672,70762468602	0,603978455242278	0,0162	0,0018	0
"C15"	1,59	233,383142453343	1737,66750277509	0,649651314372762	0,0159	0,0015	0
"C16"	1,3	217,524086067794	1798,70410030892	0,695174308423681	0,0642	0,0011	0
"C17"	1,11	204,072761183852	1852,71584723199	0,736038262195372	0,0111	0,0012	0
"C18"	1,23	192,865476656538	1900,57615472212	0,774542578130128	0,0725	0,0009	0,131325
"C19"	1,07	183,874042388832	1939,79284066752	0,806713617933645	0,0845	0,0008	0,25965
"C20+"	23,32	105,611584017899	1629,79406531149	0,397846980107562	0,1611	0,0051	0,609025
SUMATORIA					1	1	1

Para la validación de los resultados dinámicos del flujo con las medidas experimentales, procedemos de la misma manera que en el caso anterior donde nuestras principales variables de comparación son las velocidades promedio in situ de las fases y el holdup de la fase líquida. Los resultados para los datos experimentales del flujo se plasman en la tabla (6.8):

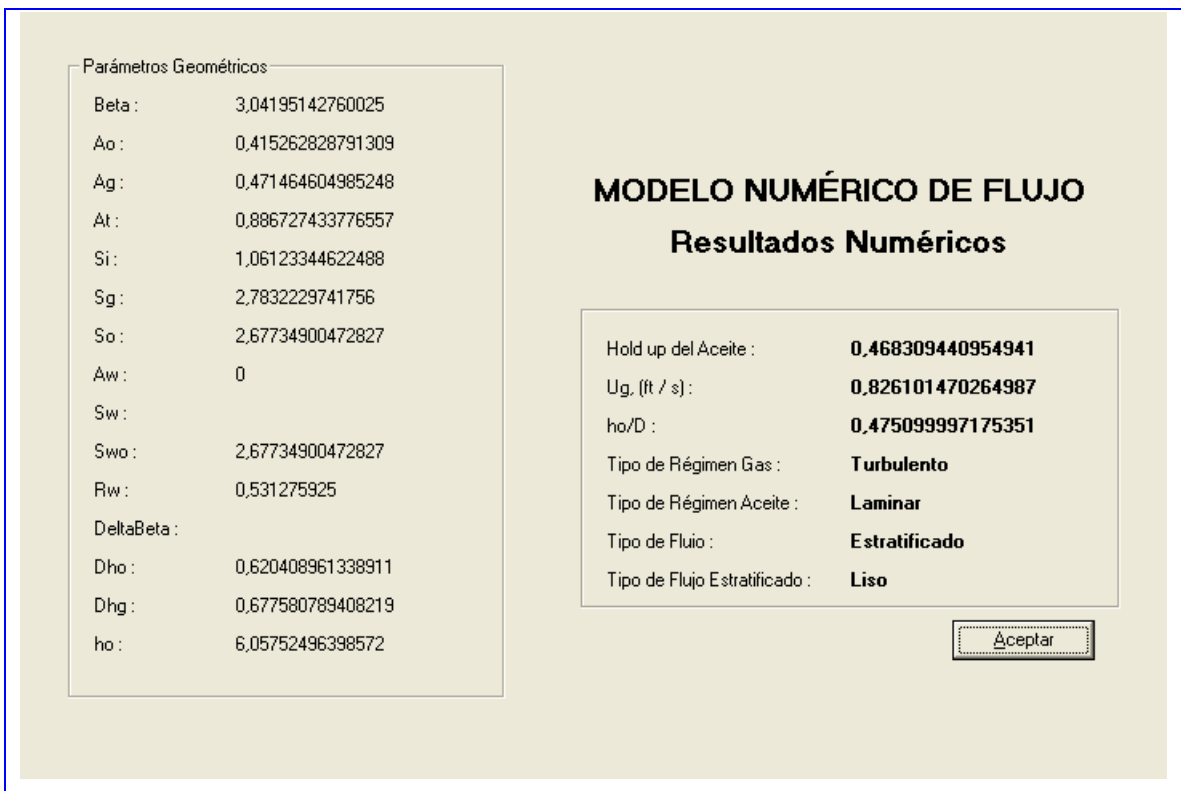
Tabla 6.8: datos experimentales para el campo RY.

Parámetro	Valor numérico (SI)	Valor numérico (Inglés)
Tasa de flujo	238 (m ³ /d)	0.097278 (ft ³ /s)
Presión	2100 (KPa)	304.58 (psi)
Temperatura	32 (°C)	88 (°F)
Velocidad de líquido	0.015 (m/s)	0.049215 (ft/s)
Velocidad de gas	0.25 (m/s)	0.82025 (ft/s)
Holdup de líquido	0.45	0.45

Fuente: Rai, R. y Sarkar, B. SPE (1995) y Schott (Internet)

Estos datos son comparados con los cálculos realizados en **WAXSIM 1.0**[®], en el modelo numérico de flujo mostrado en la figura (6.14):

Figura 6.14: resultados numéricos de flujo arrojados por **WAXSIM 1.0**.



Los resultados muestran, que a pesar de que el régimen de la fase gas es turbulento, el patrón de flujo característico del fluido es estratificado liso, el cual ocurre debido al aumento de la viscosidad y ocasionado por la precipitación de

parafinas en el aceite. Así, la tensión superficial aumenta de manera considerable entre las fases haciendo que la interfase sea como una pared para la fase gaseosa.

La tabla de validación de los parámetros mencionados anteriormente se muestra como sigue:

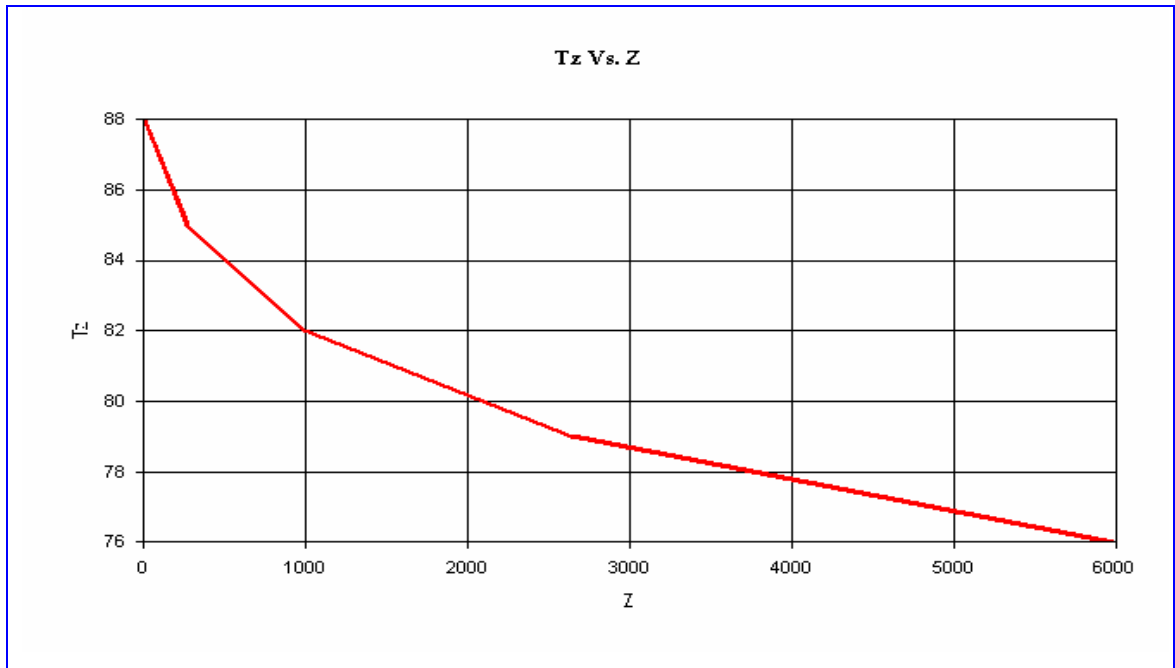
Tabla (6.9): Tabla de validación de los datos de flujo del campo RY.

Parámetro	Valor Experimental	Valor Calculado (WAXSIM 1.0)	% de Error
Velocidad del Gas	0.82025 (ft/s)	0.826101 (ft/s)	1.1
Velocidad del Aceite	0.049215 (ft/s)	0.05297 (ft/s)	7.08
Holdup del Aceite	0.45	0.475	5.26

Los resultados mostrados por la validación hecha a los datos dados en la tabla anterior, muestra que el error estándar de los valores calculados con respecto a los valores experimentales sigue manteniendo rangos bastantes ajustados a lo esperado. Debido a la incertidumbre por las condiciones de flujo que se manejan; estos valores son muy buenos para describir el comportamiento dinámico del crudo en la tubería.

Así, con estas consideraciones se puede establecer que el análisis que se realizará con los resultados arrojados por el software, también estarán acordes a las condiciones dinámicas y de transferencia en transporte de crudo en el campo RY.

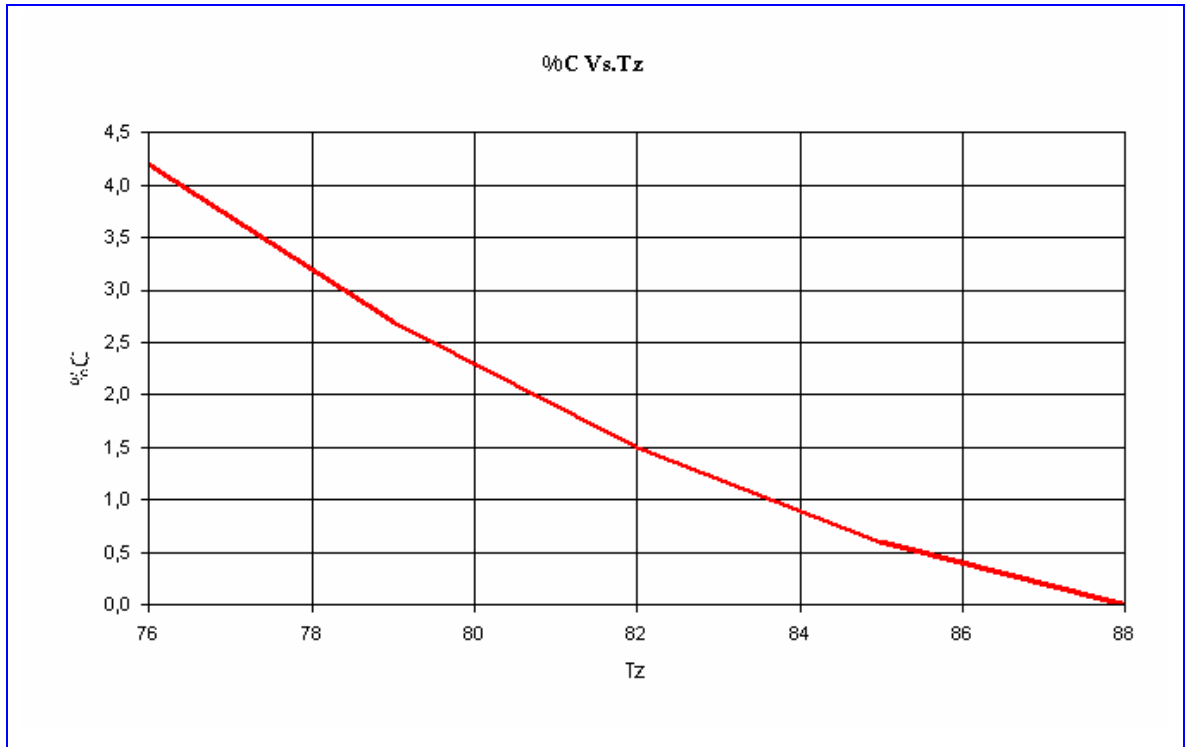
Figura 6.15: Modelo de tubería descrito para el campo RY, con sus resultados numéricos.



Z	Tz
3,281	88
266,238026417242	85
991,210485055329	82
2642,98590942067	79
5977,92265686268	76

La gráfica (6.15) corresponde al modelo de tubería, en el cual se describe el cambio de temperatura a largo del eje horizontal de la tubería mostrando un cambio radical a una temperatura de 85 °F. Esto corresponde a que en este punto ya se ha alcanzado la temperatura de aparición de parafinas (WAT), provocando una inestabilidad en el equilibrio sólido-líquido del crudo, así los cambios de temperatura cuando se alcanza la WAT se producen para segmentos de tubería mucho más grandes debido a las propiedades aislantes que muestra la parafina sólida. Esto se ve mejor referenciado en las figuras correspondientes al porcentaje de parafina precipitada con respecto al cambio de temperatura axial y a la distancia horizontal de la tubería, las cuales se mostrarán seguidamente:

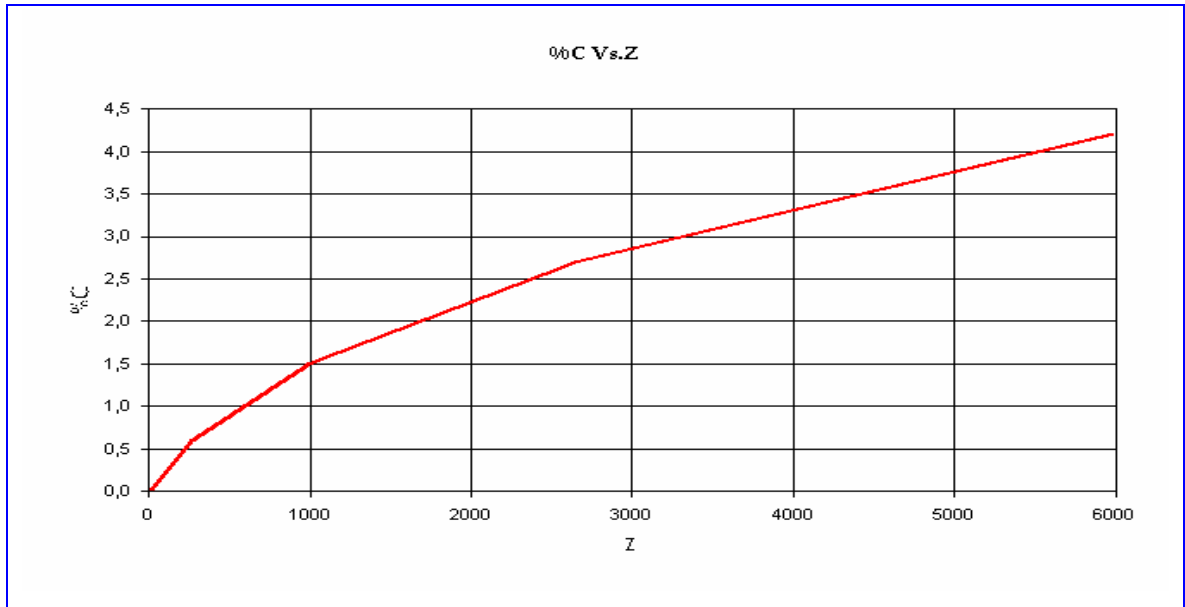
Figura 6.16: Gráfica del porcentaje de parafina precipitada Vs. Tz, con sus resultados numéricos para el campo RY.



Tz	%C
88	0
85	0,6
82	1,5
79	2,7
76	4,2

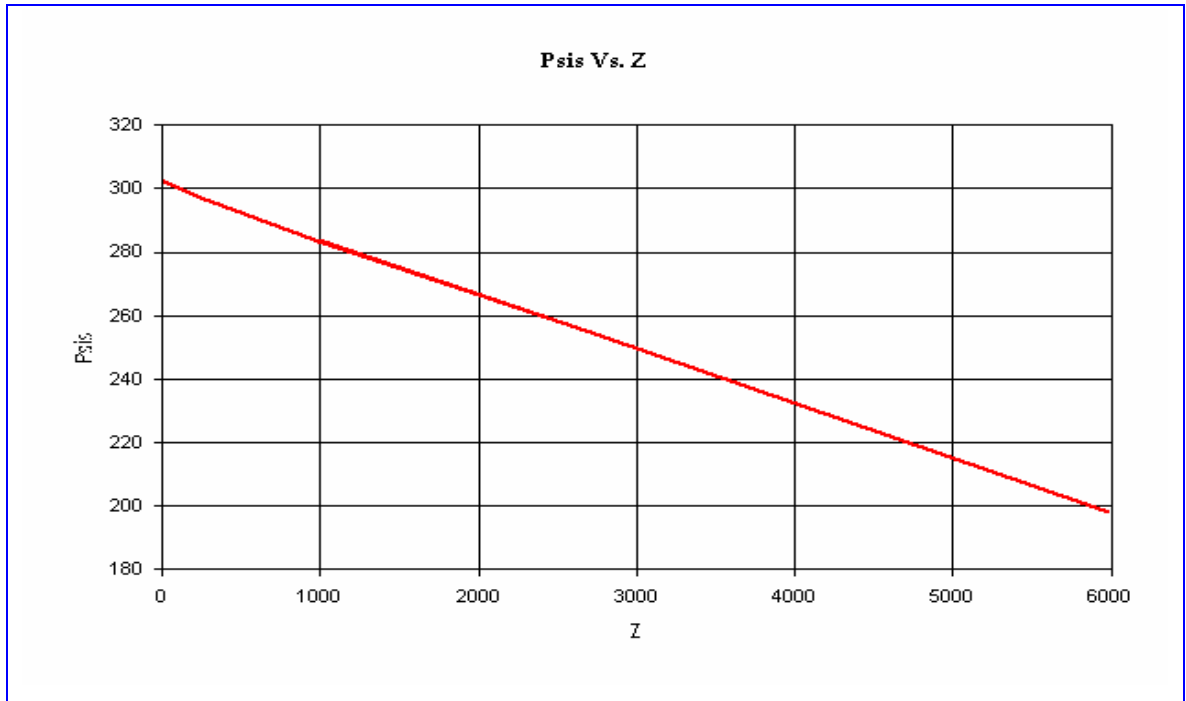
Z	%C
3,281	0
266,238026417242	0,6
991,210485055329	1,5
2642,98590942067	2,7
5977,92265686268	4,2

Figura 6.17: Gráfica del porcentaje de parafina precipitada Vs. z, con sus resultados numéricos para el campo RY.



En estas gráficas se logra apreciar el comportamiento dinámico de la precipitación de las parafinas, en la cual se muestra claramente el punto donde se alcanza la inestabilidad sólido-líquido del crudo, el cual se da a 86 °F, representando la WAT o punto de precipitación. Bajo condiciones dinámicas de flujo el comportamiento de la precipitación es algo diferente a lo observado en las investigaciones hechas para los estudios que modelan la termodinámica de la precipitación de parafinas, ya que estas pruebas se realizan bajo condiciones de laboratorio y ambientes estáticos. Es importante tener en cuenta que los componentes más pesados del crudo que posean un alto punto de nube precipitarán un poco antes de que se alcance la temperatura de aparición de las parafinas, medida por los modelos termodinámicos. Por lo tanto, pequeñas cantidades de cera precipitada viajarán como partículas dispersas en el crudo sin que esto quiera decir que exista un cambio reológico en el mismo.

Figura 6.18: Gráfica del perfil de presión a lo largo de la tubería, con sus resultados numéricos para el campo RY.

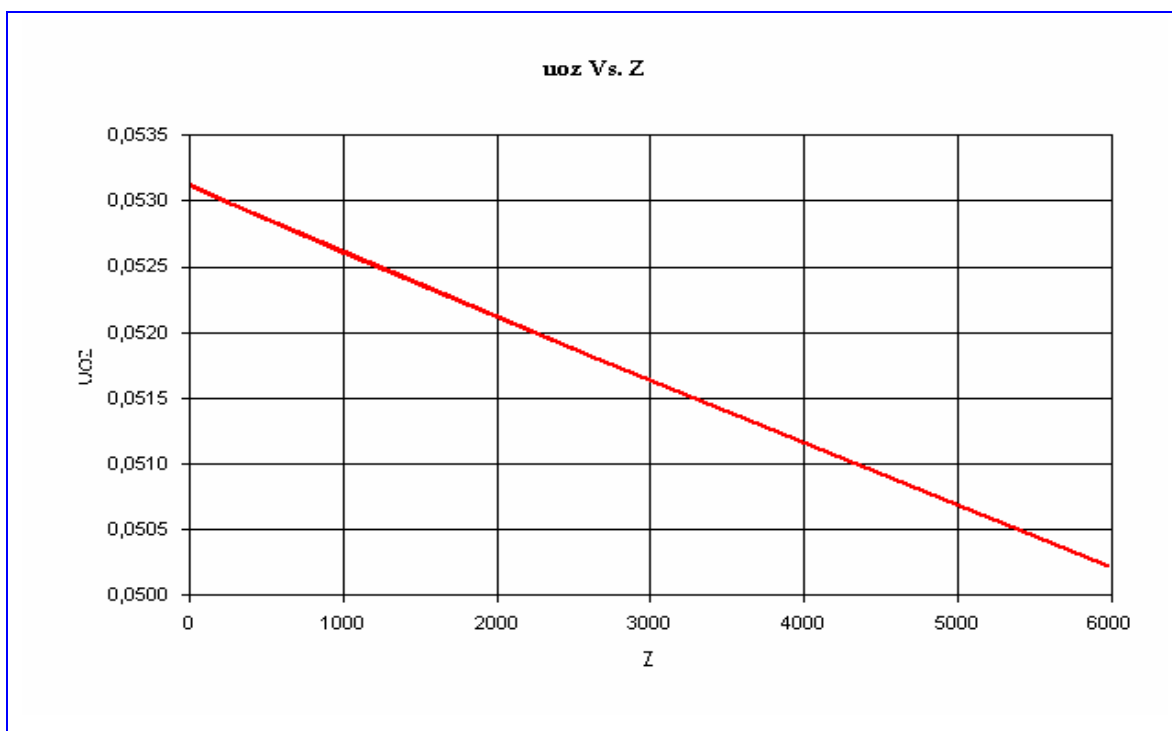


Z	Psis
3,281	302,39415149252
266,238026417242	296,690286584284
991,210485055329	283,461757511582
2642,98590942067	255,752913484875
5977,92265686268	198,220228695962

La gráfica (6.18), muestra un comportamiento esperado para la caída de presión de un sistema de flujo de crudo parafínico, donde para temperaturas superiores a la WAT, en el cual el crudo tiene un comportamiento reológico Newtoniano, la caída de presión bajo estas condiciones es baja mientras que cuando la cantidad de parafina precipitada aumenta, el comportamiento reológico del crudo pasa a ser no Newtoniano, así a medida que aumenta la cantidad de sólidos en el crudo, éste pierde energía cinética y por lo tanto su velocidad va disminuyendo, lo cual se ve como un aumento considerable de la caída de presión. De esta manera, los

valores de presión caen mucho más rápido a condiciones por debajo de la WAT que a valores superiores de la misma.

Figura 6.19: Gráfica de la velocidad axial Vs. z, con sus resultados numéricos para le campo RY.



Z	u0z
3,281	5,31195761404194E-02
266,238026417242	5,29816114372617E-02
991,210485055329	5,26139766072644E-02
2642,98590942067	5,18036580597333E-02
5977,92265686268	5,02270576766926E-02

Siguiendo con la discusión anterior, la gráfica de velocidad (6.19) muestra que ésta disminuye debido a las pérdidas de energía cinética ocurridas por la precipitación de sólidos, así los resultados muestran que el término del gradiente de la velocidad axial con respecto a la distancia horizontal no puede ser despreciado para el análisis dinámico del comportamiento de un crudo parafínico, (generalmente este término es despreciable en la mayoría de estudios realizados

a la dinámica de flujo para el crudo parafínico). Este término fue introducido en el desarrollo del modelo a partir de las ecuaciones básicas de momento, continuidad y energía.

Otros resultados importantes para el análisis del comportamiento del crudo del campo RY bajo condiciones de flujo multifásico son referidas al número Peclet, el gradiente de temperatura adimensional con respecto al eje radial y al respectivo coeficiente de transferencia de calor total del sistema multifásico.

Para el número Peclet tendremos las mismas consideraciones que se explicaron para el campo RX y cuyo comportamiento en este caso no difiere mucho del anterior mostrando que a medida que aumente la cantidad de parafina precipitada disminuirá la conductividad térmica del sistema sólido-líquido, lo cual repercute en un aumento del número Peclet. La figura (6.20) muestra un ajuste a los resultados esperados para el comportamiento dinámico del crudo parafínico, ya que en estos casos se espera aumentos considerables del número Peclet cuando el crudo se encuentra por debajo de la WAT

Figura 6.20: Gráfica del número de Peclet contra temperatura para el campo RY.

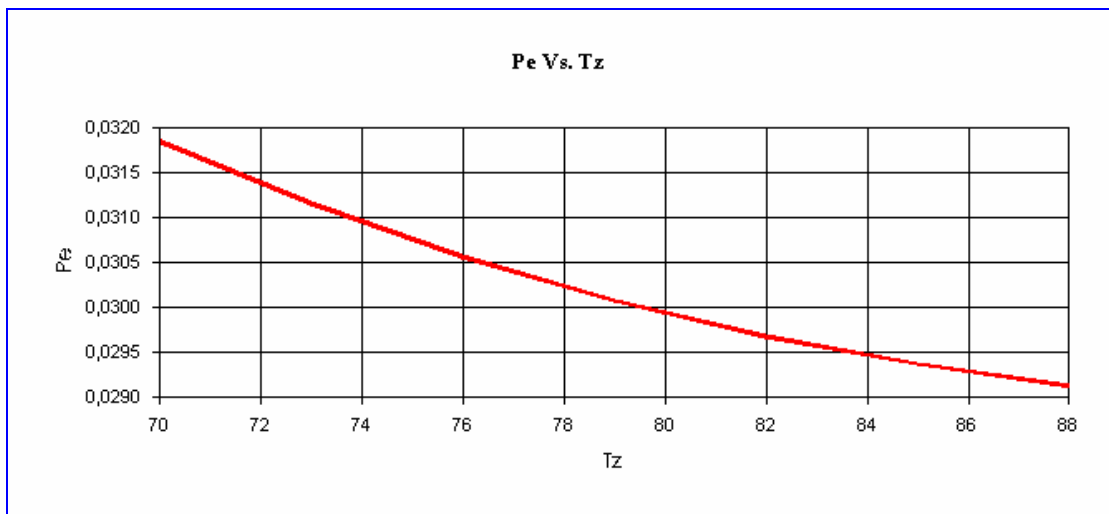
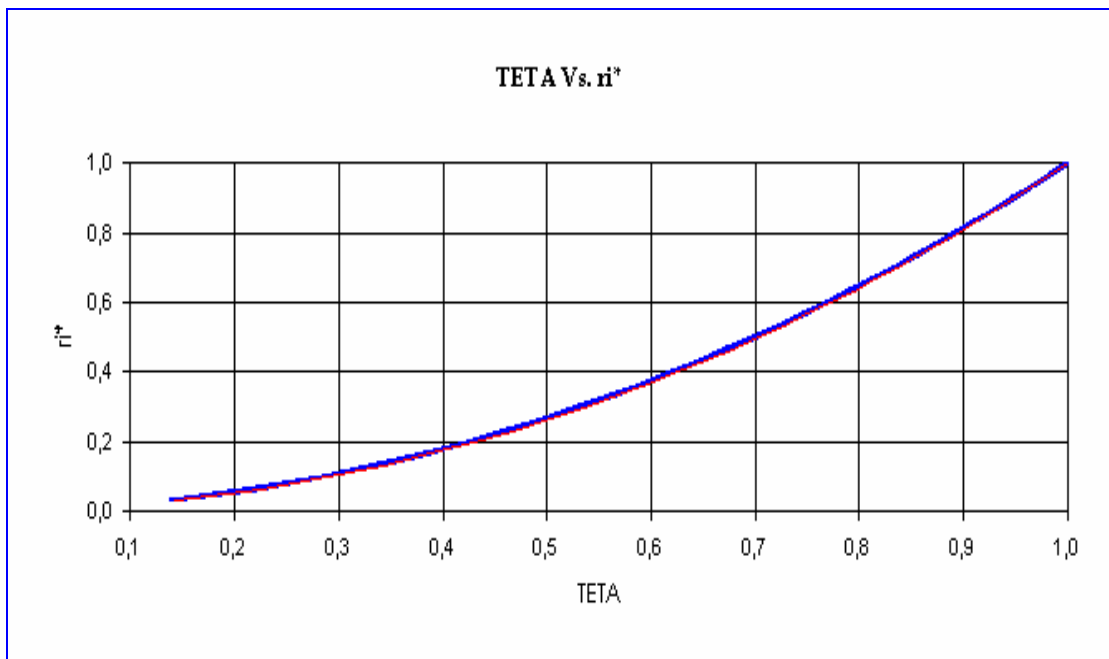


Figura 6.21: Gráfica de la distribución de temperatura adimensional a lo largo de la coordenada radial para el fluido del campo RY.



La figura (6.21) describe el comportamiento de la temperatura adimensional con respecto a su coordenada radial, donde el 1.0 para la coordenada radial significa la altura total del líquido en la tubería. Este término es importante, ya que los mayores cambios de temperatura existen a lo largo del eje vertical de la tubería; por tal motivo, éstos tienen una gran influencia sobre la inestabilidad del equilibrio sólido-líquido en el crudo. Así, en el gráfico podemos ver que cuando el crudo se encuentra bajo condiciones no Newtonianas debido a la precipitación de sólidos, el cambio de θ_T es bastante considerable, debido a que es casi cercano a la unidad.

Figura 6.22: Gráfica del coeficiente de transferencia de calor total del sistema multifásico contra la temperatura axial, con sus respectivos resultados numéricos para el campo RY.

Tz	Utot
88	5,42236757487862E-04
85	5,401435012005E-04
82	5,40986610390621E-04
79	5,42158508462448E-04
76	5,4384085730617E-04

Z	Utot
3,281	5,42236757487862E-04
266,238026417242	5,401435012005E-04
991,210485055329	5,40986610390621E-04
2642,98590942067	5,42158508462448E-04
5977,92265686268	5,4384085730617E-04

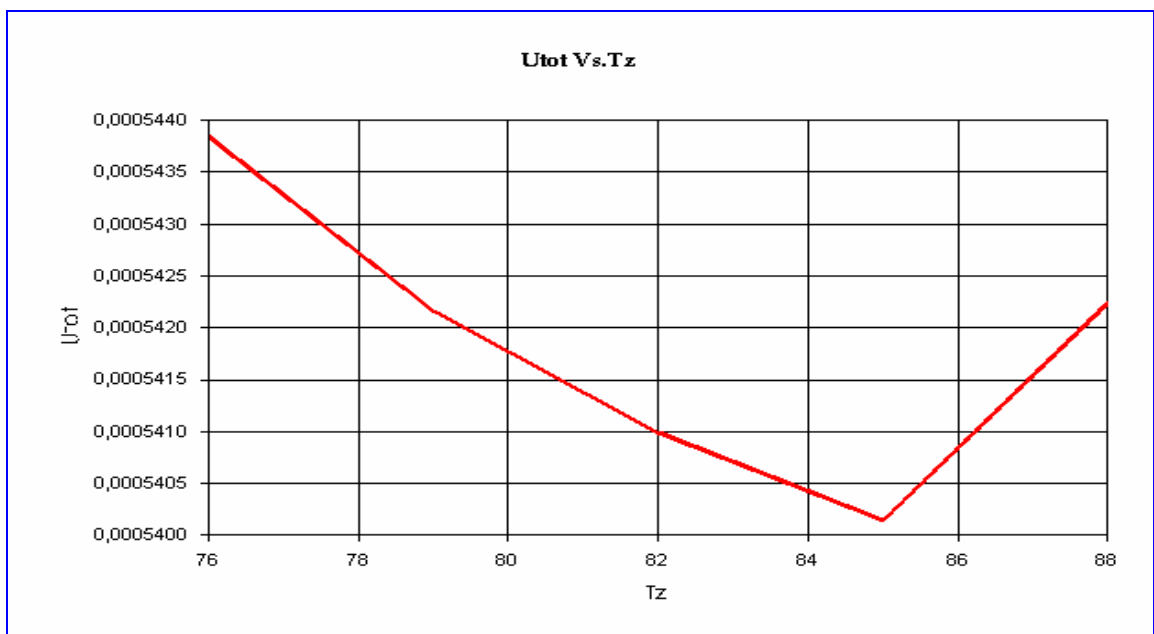
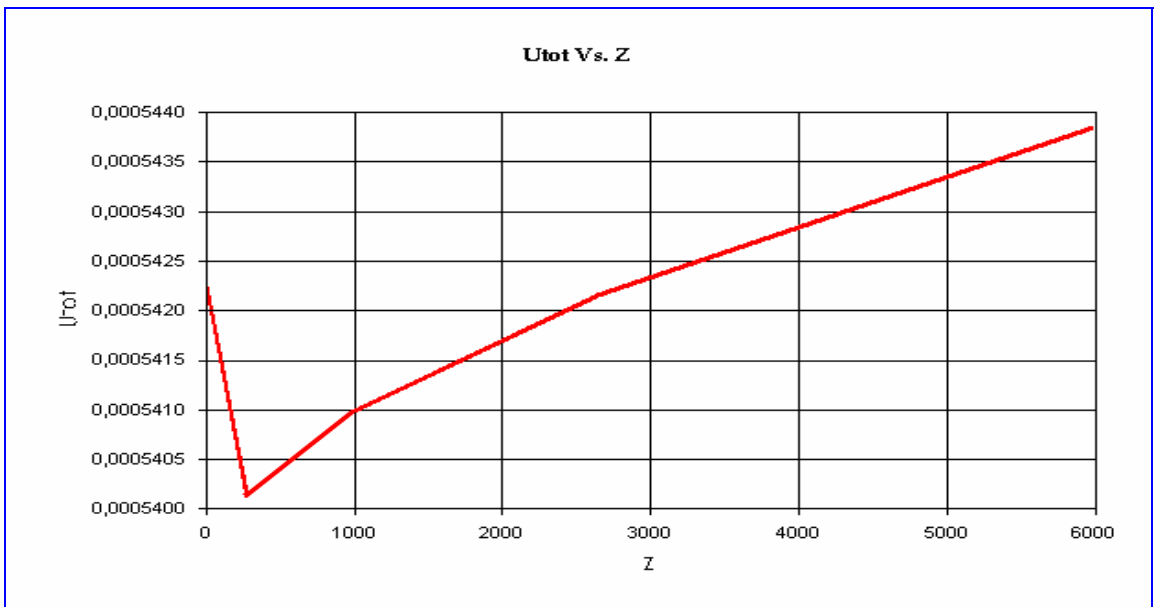


Figura 6.23: Gráfica del coeficiente de transferencia de calor total del sistema multifásico contra la coordenada horizontal, con sus respectivos resultados numéricos (arriba).



Por último se muestra el comportamiento de transferencia de calor del sistema multifásico. Estas dos últimas gráficas muestran un mismo comportamiento, resaltando que mientras el crudo se encuentra bajo un comportamiento reológico Newtoniano, la transferencia de calor del sistema será mucho menor (disminuyendo) debido al equilibrio de fases que existe entre el gas y el líquido presentes en ese momento en la tubería. Cuando el crudo alcanza la temperatura de aparición de parafinas y su cantidad es suficiente para cambiar su comportamiento reológico a un crudo no Newtoniano, la transferencia de calor del sistema se vuelve inestable perdiendo mucho más calor que en el caso anterior. Esto debido a la pérdida de energía cinética del crudo, la cual se ve reflejada en una disminución de su capacidad de retener calor y por tal motivo tiende a perder calor más fácilmente. Así, debido también a las caídas de presión, el gas es igualmente afectado provocando que éste sufra ligeras expansiones que generan un enfriamiento del gas, lo cual se ve reflejado en una mayor pérdida de calor por parte del sistema.

6.3 Aplicación en Campo del Mar del Norte: Campo Víctor.

El transporte multifásico de crudo parafínico ha sido muy común entre los campos petroleros en el área del Mar del Norte, los cuales se caracterizan por condiciones de operación extremas que generalmente causan la precipitación y depositación de las parafinas a lo largo del sistema de tuberías. Varios estudios se han realizado para conocer el comportamiento del crudo bajo estas condiciones con el fin de minimizar los gastos debido al tratamiento y limpieza de la parafina depositada (Ronningsen et. al, 2002; Pedersen et. al, 1985 y 1991). El campo **Víctor**, un campo del Mar del norte que produce Gas Condensado a una tasa volumétrica de gas de 2.5 MMscfd y una tasa de líquidos condensados de 130 bbl/d, será tratado en este estudio.

Los estudios dinámicos de transporte de los fluidos serán analizados según los resultados para los datos de viscosidad, presión y cantidad de parafina precipitada en cada uno de los fluidos especificados anteriormente.

- **Campo Víctor**

El campo Víctor produce Gas Condensado como se mencionó anteriormente, cuyos fluidos condensados son potencialmente parafínicos. Durante la vida de producción del campo, se han distinguido dos periodos como una función de la tasa de producción, el primero con un periodo de producción a una tasa de 4.3 MMscfd en donde la temperatura del fluido estuvo por encima de la temperatura de precipitación, en los dos años posteriores hubo una disminución progresiva de la tasa volumétrica de flujo, la cual disminuyó a unos 2.5 MMscfd promedio con una tasa volumétrica de producción de condensados de 130 bbl/d con una temperatura de llegada del fluido de 8 °C (46.4 °F), la cual estaba por debajo de la WAT del fluido. Datos más recientes suministrados por Ronningsen (SPE 2002) son utilizados para la validación del modelo de viscosidad y el perfil de presión.

En este punto el Campo Víctor ha disminuido su caudal de producción hasta una quinta parte (0.5 Mscfd) de la producción de gas y condensados, sin embargo los datos experimentales registrados corresponden para tasas volumétricas de gas de 2.5 Mscfd y 130bbld, 1 Mscfd y 52 bbld de condensados. Los resultados de validación son mostrados más adelante. La composición del gas condensado para el estudio de este campo se presenta en la tabla (6.10), como se muestra se continuación:

Tabla 6.10: Datos composicionales del campo Víctor.

COMPUESTOS	%mol	Gaslibre, yi	Mwi(lb/lb.mol)	(ρ) ^l (gr/cc)	ri*
N2	0.60		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
CO2	3.34		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C1	70.16		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C2	7.90		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C3	4.15		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
i -C4	0.71		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
n -C4	1.44		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
i -C5	0.53		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
n -C5	0.66		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C6	0.81		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C7	1.20		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C8	1.15		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C9	0.63		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C10	0.50		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C11	0.29		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C12	0.27		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C13	0.28		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C14	0.22		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C15	0.17		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C16	0.15		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C17	0.14		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C18	0.009		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C19	0.13		NO EDITABLE	NO EDITABLE	NO EDITABLE
C20+	4.561		362.0	54.751	0.877

Fuente (Pedersen, K. et. al, 1989)

Los datos característicos del fluido y de la tubería fueron obtenidos a partir de reportes encontrados en Internet¹² y literatura recopilada de los campos del área del Mar del Norte. Estos datos se resumen en la tabla (6.11):

Tabla 6.11: Datos experimentales de entrada del campo Víctor.

Nombre de la Variable	Valor Numérico	Unidades
Grados API	40	
Relación gas – aceite	19230.8	Scf/bbL
Q _o	0.0085504	ft ³ /seg
Presión de sistema	1450	Psi
T _{entrada}	86.0	°F
Diámetro interno	8.248	In
Longitud de la tubería	5000	Pies
Tasa de corte de entrada	30	seg ⁻¹
Conductividad de la tubería	31	
Conductividad del gas	0.019644	
Coefficiente convectivo del ambiente	2	
Espesor adimensional del líquido	0.4	
Espesor de la parafina depositada	0	In
Radio externo de la tubería	4.145655	In
Viscosidad aparente 1 (nN)	6.798	Lbm/ft*hr
Viscosidad aparente 2 (nN)	7.13664	Lbm/ft*hr
Temperatura 1 (nN)	75.6	°F
Temperatura 2 (nN)	66.6	°F
Temperatura 1 (N)	147.6	°F
Temperatura 2 (N)	165.6	°F
Tasa de corte 1 (nN)	30	seg ⁻¹
Tasa de corte 2 (nN)	50	seg ⁻¹

Fuente: Pedersen, K. (1989) y Ronningsen, SPE (2002) y (Internet)⁸

Estos datos son introducidos en el software **WAXSIM 1.0**[®], para la simulación de las condiciones dinámicas de transporte para el fluido en estudio, quedando como se muestra en la figura (6.24):

¹² Datos recogidos a partir de la base de datos de la Universidad de Tulsa (Ver bibliografía).

Figura 6.24: datos generales de entrada para el campo Víctor.

ENTRADA GENERAL DE DATOS

Compuestos a utilizar

<p>Posibles:</p> <div style="border: 1px solid gray; padding: 2px;"> C13 C14 C15 C15+ C16 C17 C18 C19 C20 C20+ </div>	>>> <<< Borrar todos	<p>Escogidos:</p> <div style="border: 1px solid gray; padding: 2px;"> N2 CO2 C1 C2 C3 i-C4 n-C4 i-C5 n-C5 C6 </div>
---	------------------------------------	---

Datos Modelo de Viscosidad

Viscosidad Aparente, MIU1.a , (lb.m/pie.s) :	6.798
Viscosidad Aparente, MIU2.a , (lb.m/pie.s) :	7.13664
Temperatura a MIU1.a , T1.0, (°F) :	75.6
Temperatura a MIU2.a , T2.0, (°F) :	66.6
Tasa de Corte a T1.0N , GAMA1, (1/s) :	30
Tasa de Corte a T2.0N , GAMA2, (1/s) :	50
Temperatura 1 en Aceite Newtoniano, T10N, (°F) :	147.6
Temperatura 1 en Aceite Newtoniano, T20N, (°F) :	165.6

Datos Modelo Transferencia de Calor

Nº de Partes en que se divide el eje r* : n :	30
Nº de Partes en que se divide el eje z* : m :	40
Temperatura ambiente, Tw, (°F) :	46.4
Conductividad Térmica de la tubería, kp , (Btu/h.pie.°F) :	31
Conductividad Térmica de la fase gaseosa, kg, (Btu/h.pie.°F) :	0.019644
Gradiente Volúmen específico r. a temperatura, dv/dT, ((ft ³ /lb.m°F) :	0
Coef. de Transf. Convectivo del Ambiente, hamb, (Btu/s.pie ² .°F) :	2
Radio externo de la Tubería, ro, (in) :	4.145655

Datos de Yacimiento y Producción

Tasa volumétrica de gas a condiciones estándar, Qstd, (SCFD) :	2500000
Relación Gas - Aceite, GOR, (SCF/STB) :	19230.8
Grados API del crudo, API, (°) :	40
Presión de flujo del sistema multifásico, Psis, (lb _f /in ²) :	1450
Temperatura de entrada de flujo multifásico, Tent, (°F) :	86
Diámetro interno total de la Tubería, Do, (in) :	8.248
Longitud de la tubería de estudio, L, (pies) :	5000
Tasa de corte del fluido líquido, GAMAent, (1/s) :	30
Tasa volumétrica del Aceite, Qo, (ft ³ / s) :	0.0085504

Datos Modelo Numérico de Flujo

Espesor inicial adimensional de la fase aceite, (ho/Do) :	0.2
Espesor de la capa de Parafina (Deposición), d, (in) :	0

Datos del Yacimiento (Opcionales)

Temperatura de Yacimiento, Tr, (°F) :	282.2
Presión de Yacimiento, Pr, (Psi) :	1761.75

Con los datos de entrada y la composición del fluido se procede a realizar la simulación para el caso dado, en las condiciones estipuladas anteriormente. Los primeros resultados que se obtiene son los referentes al modelo de Tubería y el modelo Termodinámico Multisólido. Estas simulaciones son realizadas para una longitud de tubería de 1.524,00 m (5000 ft), debido a que en este punto se espera que se alcance el punto de gel del fluido, el cual se encuentra entre los 30 y 35 °F por debajo de la WAT. Así, los resultados obtenidos por el programa **WAXSIM 1.0**® para el modelo de tubería se muestran como sigue:

Z	Tz
3,281	86
20,3924567264329	83
42,7553642712076	80
84,3400942004342	77
150,639115407654	74
252,288928352008	71
403,319660064975	68
622,469734309327	65
936,326167127446	62
1385,17115932183	59
2037,06470725304	56
3027,36680249116	53
4720,40420945738	50

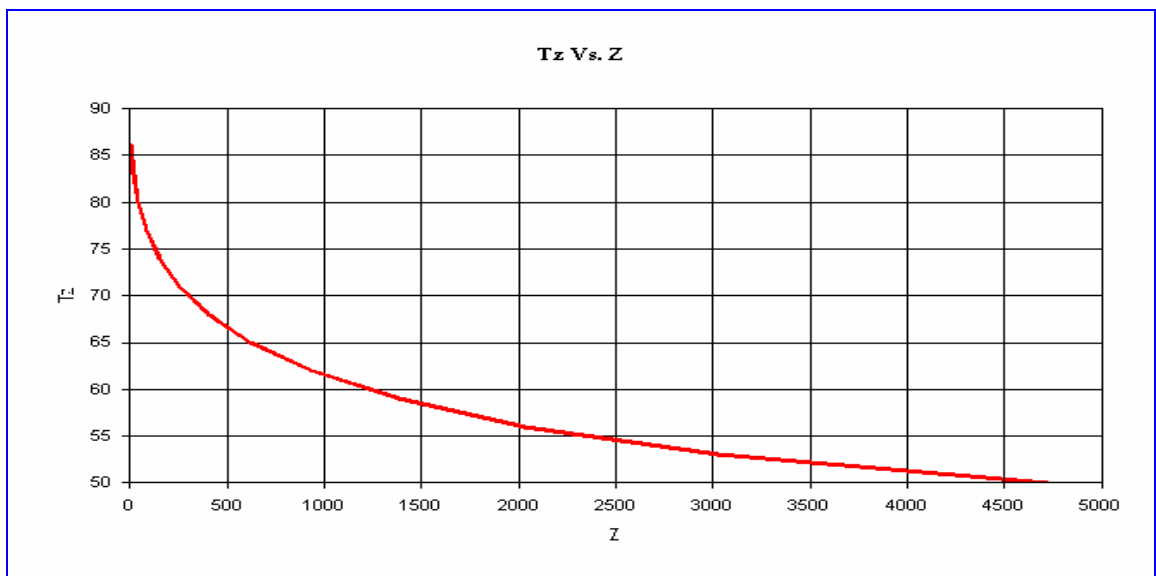
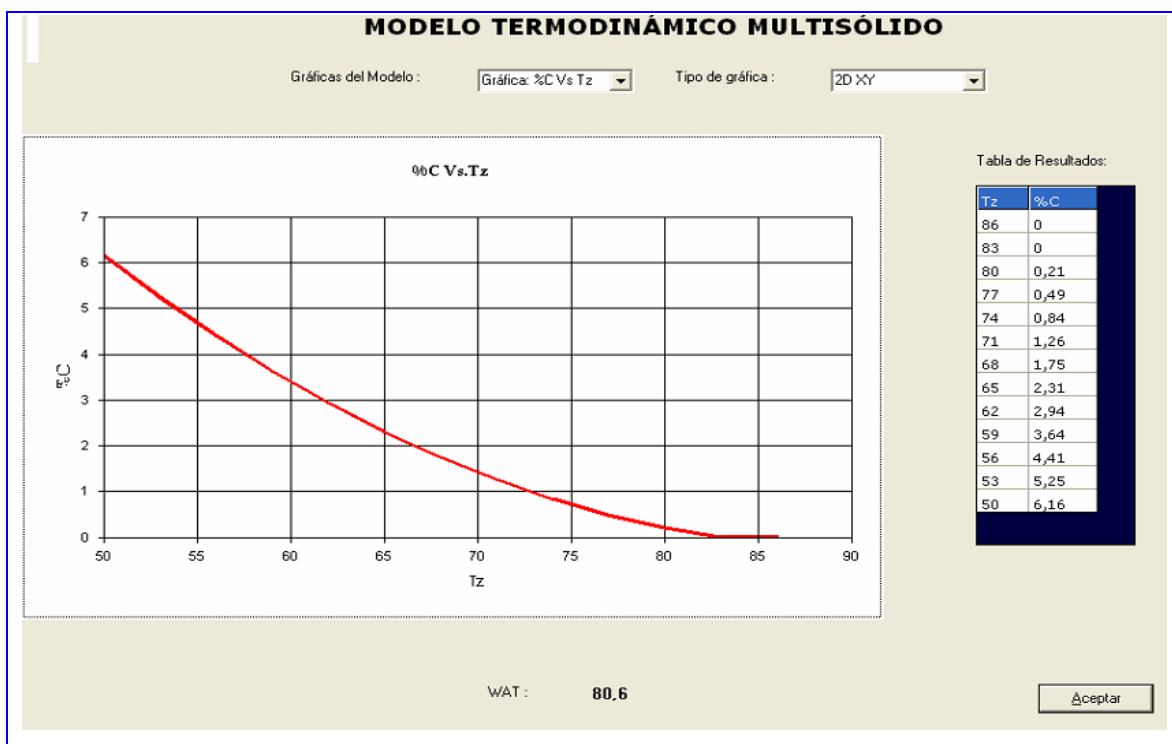


Figura 6.25: Gráfica del modelo de tubería para el campo Víctor, con sus respectivos resultados numéricos @ 2.5 Mscfd.

La figura muestra que cuando los segmentos de tubería son cortos, los cambios de temperatura son mucho más rápidos, esto debido al desequilibrio termodinámico que ocurre en las regiones cercanas a la WAT. Los segmentos finales son de mayor tamaño ya que el sistema tiende a recuperar el equilibrio y la temperatura del sistema estará cercana a la temperatura del ambiente. De esta

manera la precipitación de parafinas en el sistema se da como respuesta al desequilibrio termodinámico de las fases y los componentes presentes; el cual a su vez, tiende a perder calor para alcanzar el equilibrio con los alrededores. Para el modelo termodinámico Multisólido, se muestra que la temperatura de aparición de las parafinas (WAT) se alcanza a los 80.6 °F (27 °C), con un máximo de precipitación en punto de gel de 6.16 % w/w de parafinas precipitadas, como se indica en la figura (6.26):

Figura 6.26: Gráfica del porcentaje de parafina precipitada Vs. Tz, con sus resultados numéricos para el campo Víctor @ 2.5 Mscfd.



Los resultados experimentales muestran que la temperatura de aparición de parafinas (WAT) para el condensado es de 25 °C (77 °F), evaluados a una presión de un 1 bar (14.5 psi). A pesar de la cercanía con el valor calculado por el programa (% error = 8%), estas medidas son realizadas a condiciones ambientales (o de laboratorio) mientras que algunos estudios muestran que en

pruebas hechas a algunos gases condensados bajo condiciones de flujo dinámicas, la temperatura de aparición de las parafinas está muy por debajo de los valores mostrados (alrededor de los 13 °C (55.4 °F)), por lo tanto las condiciones a las que se trabaja con los modelos termodinámicos y algunos métodos experimentales sobreestiman las condiciones verdaderas de flujo.

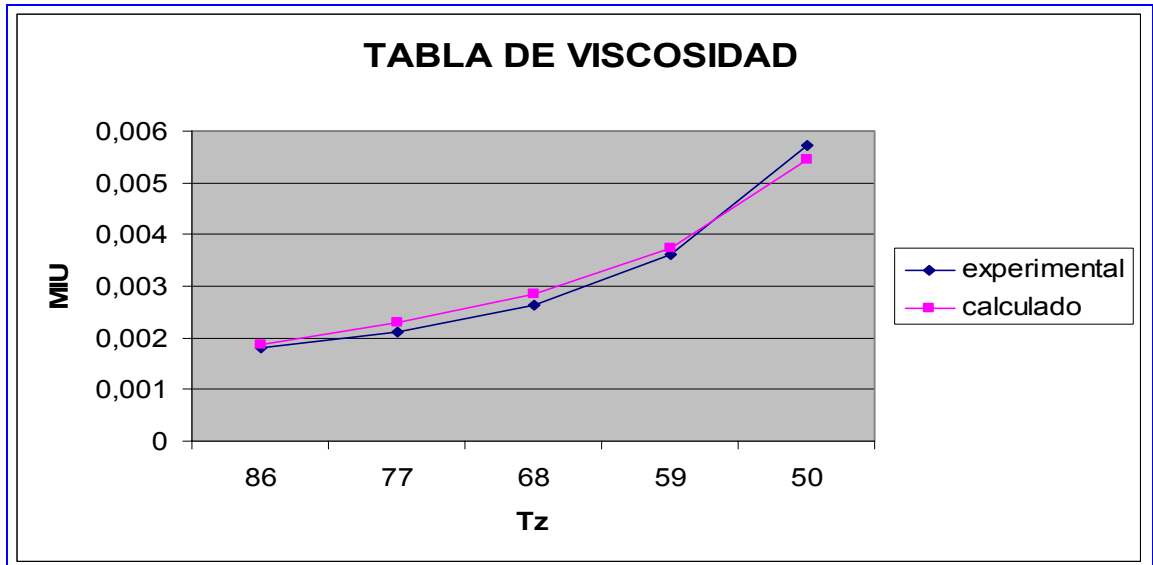
Otra propiedad importante y de la cual se realizó la validación de los datos con los resultados arrojados por **WAXSIM 1.0**[®], es la viscosidad del condensado a temperaturas por encima y por debajo de la WAT. Los resultados son mostrados en la siguiente tabla:

Tabla 6.12: Datos de validación para el modelo de viscosidad para el campo Víctor @ 1Mscfd.

Tz (°F)	Valor Experimental	Valor Calculado	% Error
86	0,0018144	0,00186858	-2,98611111
77	0,0021	0,0022999	-9,51904762
68	0,0026208	0,002840379	-8,3783196
59	0,0036	0,003741191	-3,92197056
50	0,005712	0,005441096	4,74271709
Promedio	lbm/ft*s	lbm/ft*s	-4,01254636

Fuente: Ronningsen et al, 2002.

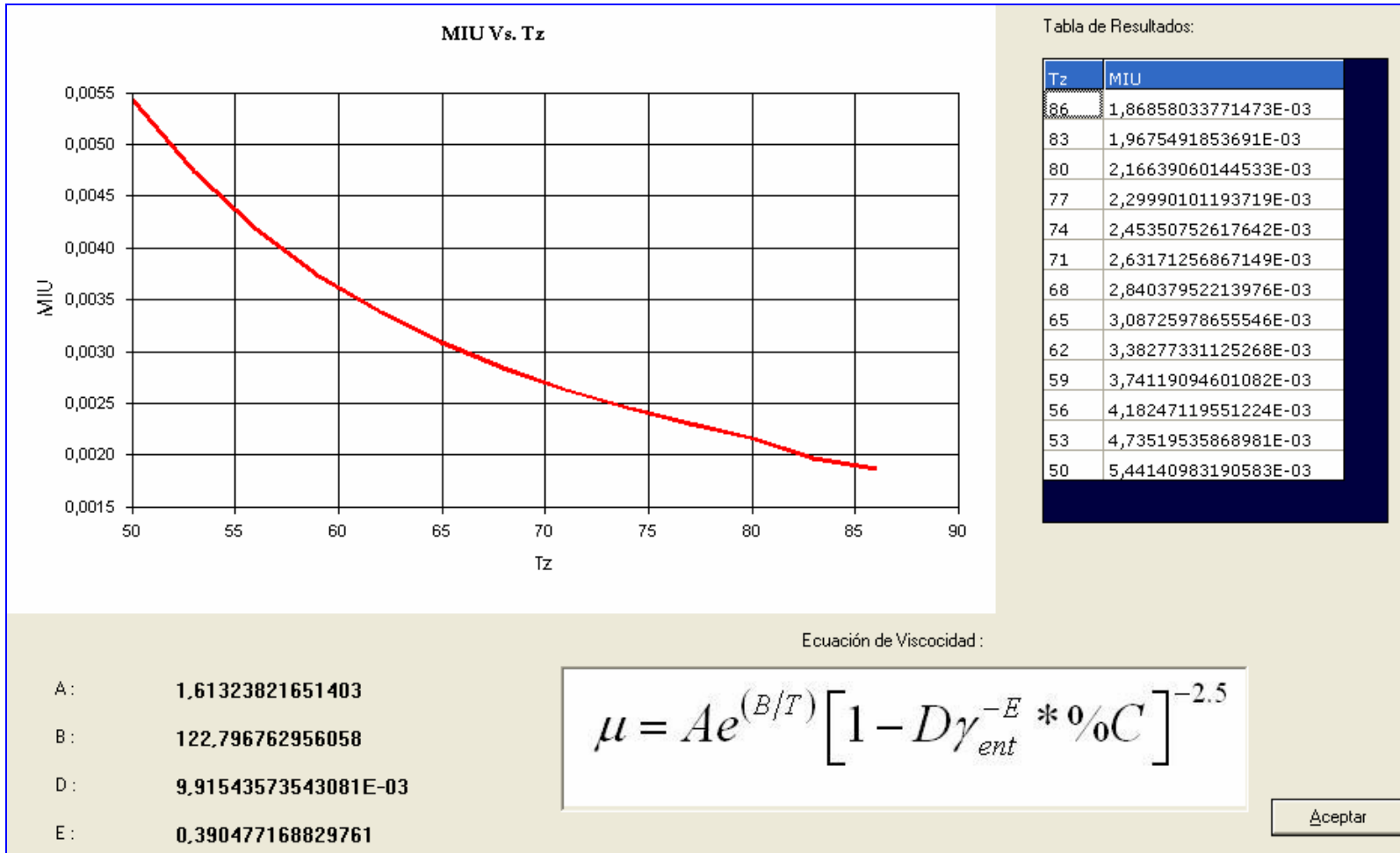
Figura 6.27: Gráfica de validación del modelo de viscosidad para el campo Víctor @ 1Mscfd.



Los resultados muestran que existe un buen ajuste de los valores calculados con el software a los valores experimentales, cuyo error de desviación es en promedio de - 4.012%. Este porcentaje está acorde al esperado para el modelo de viscosidad presentado en este trabajo (alrededor 3-5%), debido a que existe una pequeña sobreestimación del valor de parafina precipitado sobre el valor experimental hallado, el cual a nuestra temperatura de gel (56 °F) es de 4.25% w/w (el calculado por **WAXSIM 1.0** es de 4.41%). Lo cual explica la desviación ocurrida en la viscosidad calculada; es por esto, que existe el signo negativo en el error de desviación, ya que este significa que hubo una sobreestimación en el cálculo.

De esta manera procedemos a mostrar en la figura (6.28) el modelo de viscosidad obtenido para el fluido del campo Víctor en particular con los datos experimentales suministrados al software. Los resultados muestran el valor de las constantes de la ecuación de viscosidad y la gráfica muestra el comportamiento de la misma a medida que disminuye la temperatura a lo largo de la tubería.

Figura 6.28: Modelo de viscosidad para el campo Víctor @ 1Mscfd.



La caída de presión es un factor importante para las consideraciones dinámicas del flujo multifásico. Este parámetro cobra mayor valor cuando se trata de estimar condiciones de diseño o cuando se trabaja con grandes distancias donde es útil determinar si se debe o no trabajar con bombas hidráulicas en el sistema. Así, **WAXSIM 1.0**[®] calcula el gradiente de presión total a lo largo de la tubería evaluado en cada segmento en el cual se divide la tubería, además muestra el perfil de presión a lo largo de la distancia total en estudio. Con base en esto los resultados obtenidos por el programa son los siguientes:

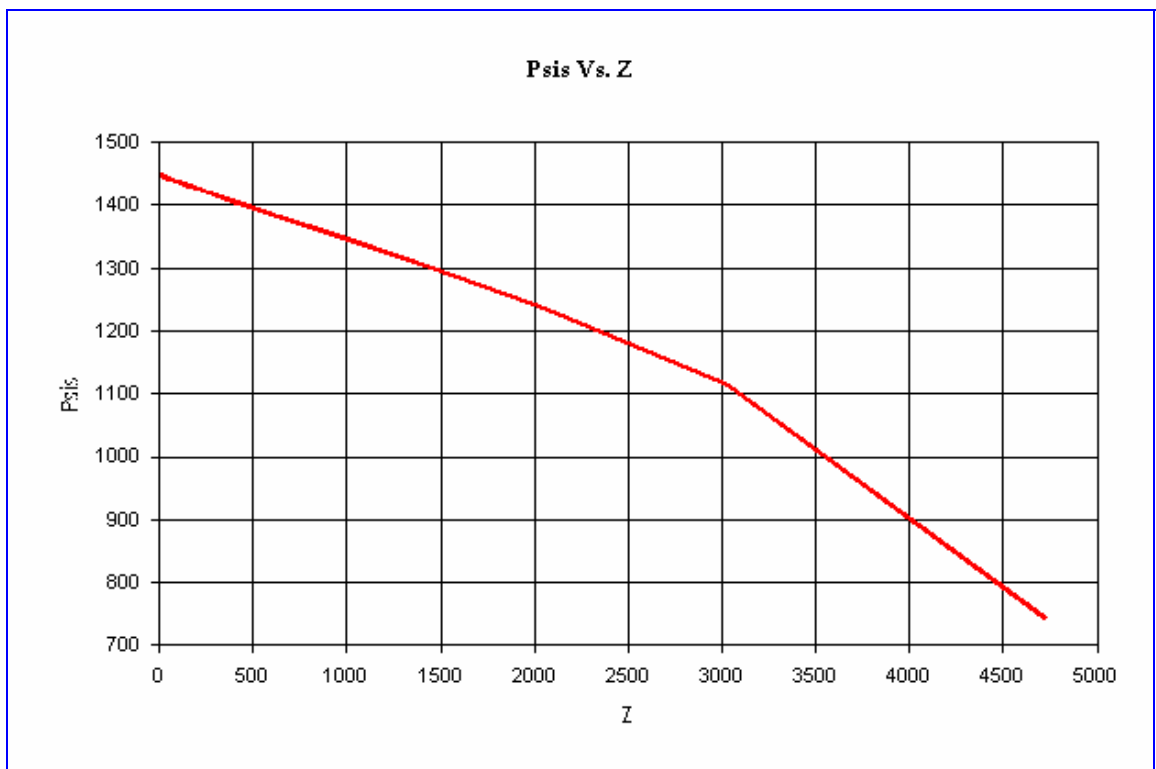
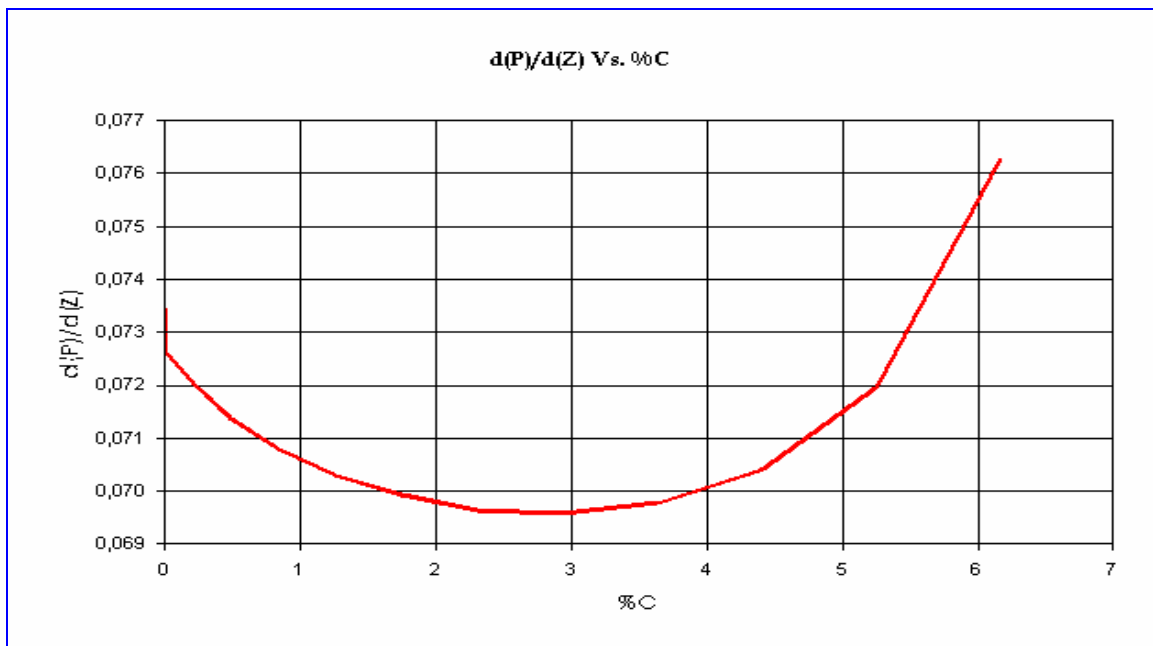


Figura (6.29): Perfil de presión a lo largo de la tubería, con sus respectivos resultados numéricos para el campo Víctor @ 1Mscfd.

Z	Psis
3,281	1448,7440315002
20,3924567264329	1447,11940575294
42,7553642712076	1444,12420055928
84,3400942004342	1439,39222765859
150,639115407654	1432,19658553871
252,288928352008	1421,58072852587
403,319660064975	1406,25478820261
622,469734309327	1384,39646748644
936,326167127446	1353,16809431649
1385,17115932183	1307,68254541489
2037,06470725304	1237,95043352423
3027,36680249116	1116,13602764332
4720,40420945738	744,861938854435

Para lo cual se muestra que existe una caída de presión entre la entrada del sistema y la distancia final de simulación de 363 psia, la cual muestra un valor esperado para las consideraciones de flujo en estudio y conociendo que el sistema entra solo unos grados por encima de la WAT. Esto hace que la precipitación de parafinas en el fluido aumente los valores de la caída de presión.

Figura 6.30: Gráfica del gradiente de presión Vs. z, para el campo Víctor.



Un comportamiento muy diferente se observa para el gradiente de presión, el cual debe explicarse teniendo en cuenta las consideraciones termodinámicas del flujo. Como se muestra en la figura (6.30), el gradiente de presión describe un comportamiento parabólico de manera que éste se puede dividir para su análisis en su punto mínimo (0.00699, 675) concluyendo que el lado izquierdo de la parábola, en el cual se muestra una disminución del gradiente de presión, se deba a que durante el primer recorrido del fluido, la expansión del gas hace que los componentes más pesados condensen de manera que el gas se hace más liviano, además cuando el fluido está por debajo de punto de nube, los cristales de parafinas empiezan a precipitar disminuyendo la solubilidad de los componentes pesados con los más livianos presentes en el condensado. Así, algunos de los componentes más livianos nuevamente volverán a la fase gas, en consecuencia, como la altura de la fase líquida es pequeña, la cantidad de precipitados es mínima también y el flujo de gas alto llevando a un arrastre de la fase líquida. Entonces el esfuerzo de corte en la pared de la tubería disminuye haciendo que el gradiente de presión decaiga. Ahora, como se muestra en la figura del perfil de presión, esta disminución no representa que la presión en el sistema tenga un comportamiento similar, simplemente explica las condiciones dinámicas del crudo cuando se transporta bajo condiciones de flujo multifásico.

Para la otra mitad de la parábola, en donde el gradiente de presión va aumentando, su comportamiento se explica debido al aumento de la cantidad de sólidos precipitados y a la disminución de la energía cinética del condensado, además que el esfuerzo interfacial aumenta disminuyendo así el arrastre entre las fases. Aunque el comportamiento hidrodinámico muestra estas características, la longitud del segmento de tubería aumenta considerablemente en tamaño, lo cual hace que el gradiente de presión aumente hasta el final de la simulación.

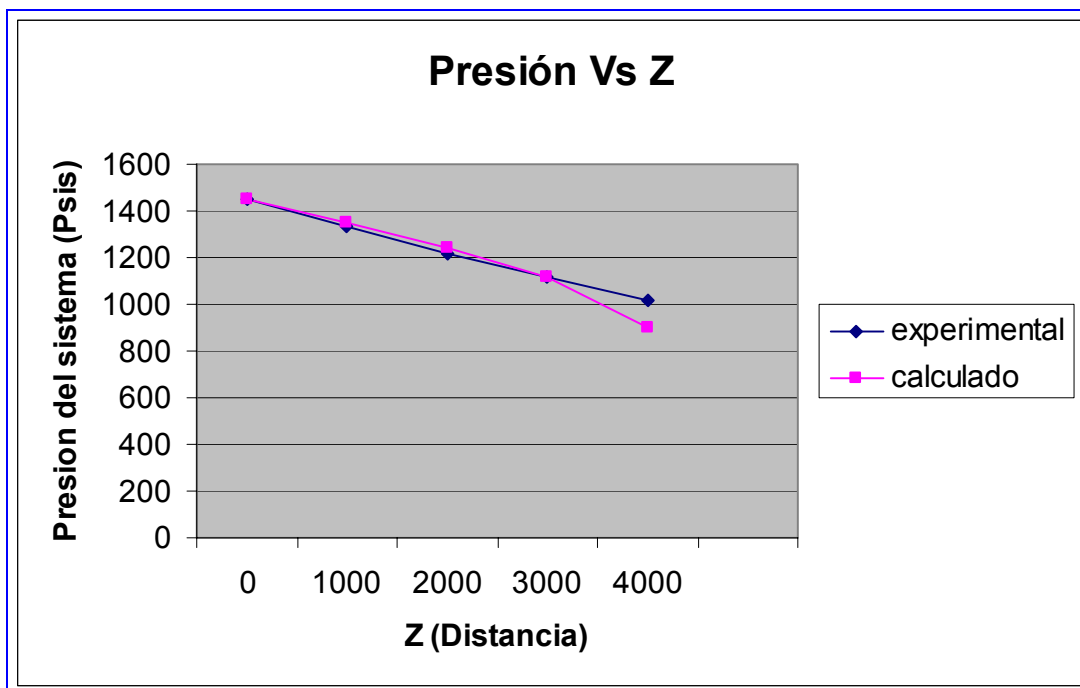
Si comparamos los resultados obtenidos para el perfil de presión por **WAXSIM1.0**® con datos experimentales suministrados por la literatura, se obtiene el siguiente análisis:

Tabla 6.13: Validación de los datos de presión para el campo Víctor @ 1Mscfd.

Distancia Z	Presión (Valor Experimental)	Presión (Valor Calculado)	% Error
0	1450 (100)	1450	0
1000	1334 (92)	1348,88375	-1,11572339
2000	1218 (84)	1241,91519	-1,9634803
3000	1116,5 (77)	1119,50232	-0,26890461
4000	1015 (70)	902,842733	11,049977
			Promedio
ft	psia (bar)	psia	1,54037375

Fuente: Ronningsen et al (2002).

Figura 6.31: Gráfica de los datos de presión para la validación de los resultados del modelo para el campo Víctor @ 1Mscfd.



En estos resultados, el ajuste de los valores calculados por el software **WAXSIM 1.0**® con los valores experimentales es alto, lo cual significa que el planteamiento numérico de las ecuaciones de flujo multifásico simula de manera muy cercana las

condiciones de flujo reales; así, al adicionarle en el planteamiento de la ecuación de caída de presión, el término de caída debido a los cambios de energía cinética o cambios acelerativos, teniendo en cuenta la presencia de cristales de parafinas en el fluidos, (tal como se mostró en el desarrollo de la ecuación de las pérdidas de presión totales), es una buena base para la evaluación de tal parámetro, de manera que los efectos no Newtonianos del fluido aparecen como un elemento importante para la evaluación de la caída de presión en el sistema. La desviación del último resultado es debido a la sobreestimación del valor de la cantidad de parafina precipitada por el modelo termodinámico.

Por último podemos evaluar el comportamiento del sistema a nivel de la transferencia de calor, teniendo en cuenta los resultados arrojados por el programa. Así los principales parámetros de la transferencia de calor son mostrados en las gráficas (6.32), (6.33) y (6.34):

Figura 6.32: Gráfica del número de Peclet Vs. T_z , para el campo Víctor @ 2.5 Mscfd.

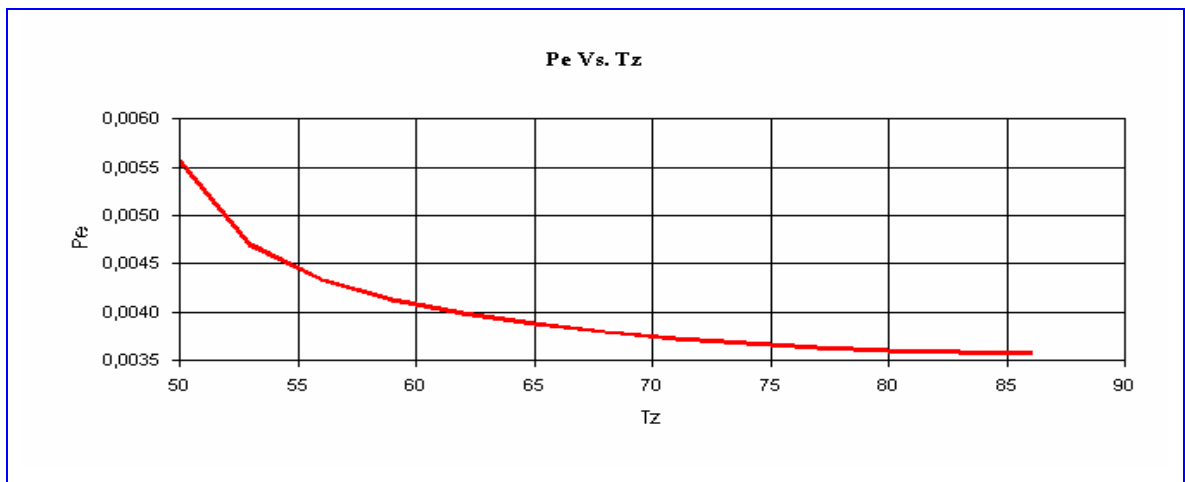


Figura 6.33: Gráfica del coeficiente de transferencia de calor total del sistema multifásico Vs. T_z , para el campo Víctor @ 2.5 Mscfd.

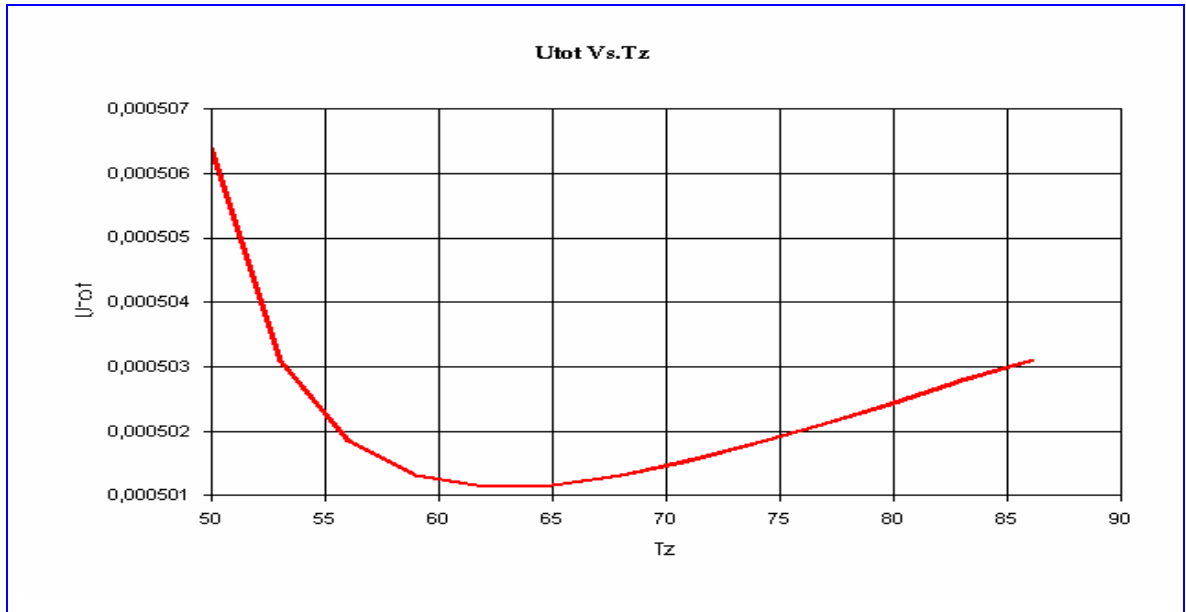
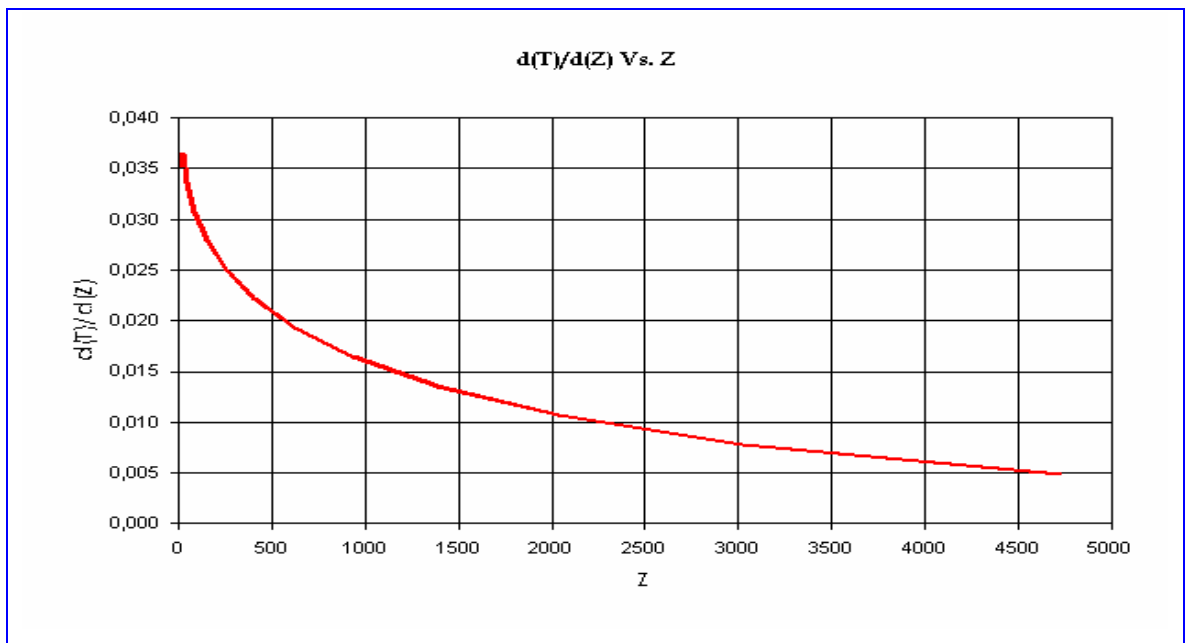


Figura 6.34: Gráfica del gradiente de temperatura multifásico a lo largo de la del eje horizontal de la tubería, para el campo Víctor 2.5 Mscfd.



Estas tres figuras muestran el comportamiento térmico del flujo multifásico, en donde se sigue haciendo importante el efecto del calor de conducción axial para el fluido (Número de Peclet) a medida que los cristales de parafinas precipitados aumentan, mientras que el efecto de la disipación viscosa se hace despreciable en el transporte de crudo parafínico bajo flujo laminar. En tanto, que la transferencia de calor del sistema multifásico aumenta a medida que disminuye la temperatura debido a las pérdidas de energía cinética y a la expansión del gas ocasionada por la caída de presión en el sistema, manteniendo el comportamiento esperado para este tipo de flujos. La disminución inicial de la gráfica es debida a que el crudo todavía presenta un comportamiento Newtoniano. Para finalizar, la etapa de transferencia de calor del campo Víctor, la gráfica del gradiente de temperatura a lo largo del eje horizontal muestra que éste disminuye cuando aumenta la distancia en z , lo cual es acorde a los reportes encontrados en la literatura, ya que a medida que la temperatura del sistema se equilibra con la temperatura de los alrededores, los cambios de temperatura a través de la tubería se hacen menores.

7. CONCLUSIONES

1. El modelo dinámico de flujo multifásico aplicado al transporte de crudo parafínico en el patrón de flujo estratificado planteado en este trabajo de grado, mostró un buen ajuste a las condiciones de flujo reales, observándose un bajo porcentaje de error con resultados acordes al comportamiento del fluido reportados en la literatura, a pesar de que las ecuaciones fueron totalmente replanteadas a partir de las ecuaciones básicas de momento, continuidad y energía, aplicándolas a fluidos no Newtonianos y condiciones no isotérmicas.
2. Un parámetro importante para el comportamiento dinámico del flujo, es la presión, cuyo planteamiento principal del modelo está basado en el gradiente de presión, en donde la ecuación acoge los términos de los efectos friccionales y acelerativos que influyen en el flujo de los fluidos. Además, los términos debido al comportamiento no Newtoniano y a la cantidad variable de parafina precipitada también son incluidos. Por esta razón, los resultados esperados para describir el comportamiento de la caída de presión superaron las expectativas planteadas por el modelo, obteniéndose resultados considerablemente buenos, tal como se mostraron en la validación del presente trabajo de grado.
3. En este trabajo se encontró la gran influencia que tiene la precipitación de parafinas sobre el comportamiento dinámico del flujo, mostrando que los términos del gradiente de la densidad del aceite y la velocidad a lo largo de la coordenada horizontal del flujo, no pueden ser despreciados en las ecuaciones básicas de momento, continuidad y energía.

4. Las correlaciones para la caracterización PNA de los componentes mostraron que las ecuaciones dadas por Pedersen et. al (1989), con las cuales se calculan los porcentajes de parafinas, naftenos y aromáticos de cada componente, pierden estabilidad para compuestos mayores al C_{18} y los resultados obtenidos a partir de la literatura para estas ecuaciones sólo muestran reportes hasta el C_{18}^+ . Sin embargo, las ecuaciones de Riazi y Daubert (1995) utilizadas para calcular las propiedades de los componentes presentan un buen ajuste y coherencia con respecto a los resultados encontrados en la literatura. Así, en nuestro estudio de validación se utilizaron datos composicionales hasta el C_{20}^+ , para cada uno de los casos; de esta manera cuando se tengan datos composicionales más extensivos es necesario seguir el comportamiento de estas correlaciones para cada uno de los componentes por encima del C_{18} y así determinar el grado de ajuste de los mismos.
5. El modelo de tubería utilizado es una herramienta eficiente para describir el comportamiento hidrodinámico y termodinámico del flujo. En este estudio se utilizaron cambios de temperatura entre los 3 y 5 °F según el caso, en el cual, si se quieren datos más precisos del comportamiento, se utilizan cambios más pequeños de temperatura. Aunque estos cambios no pueden ser manipulados por el usuario del software durante su ejecución.
6. El modelo de viscosidad utilizado en la simulación describe de manera eficiente el comportamiento real reportado en la literatura, mostrando un buen ajuste a la hora de evaluar el comportamiento reológico del crudo bajo condiciones no isotérmicas y con cantidades variables de parafinas precipitadas. Una de las dificultades principales es la disponibilidad de los datos necesarios para validar el modelo, ya que para cada crudo particular se necesitan cerca de ocho (8) datos experimentales para la validación de la ecuación.

7. Otro punto importante para resaltar en este modelo de viscosidad es que cuando se trabajan con flujos de fluidos bajo un régimen laminar totalmente desarrollado, el parámetro que tiene mayor influencia en el comportamiento reológico del crudo es el índice de consistencia (K). El índice flujo (n) bajo las condiciones de régimen laminar totalmente desarrollado permanece casi invariable durante la simulación de los casos.

8. El modelo de flujo numérico es dividido en dos módulos. El primero, donde aparecen los resultados numéricos más importantes del flujo como son el holdup del líquido, la altura del líquido, el área ocupada por cada una de las fases, etc.; el segundo módulo, muestra los resultados gráficos del modelo donde se pueden analizar gráficos de presión vs. z, la velocidad axial (u_{oz}) vs. z, gradiente de la densidad del aceite ($\frac{\partial \rho_o}{\partial z}$) vs. z, el gradiente de presión $\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_{Tot}$ Vs. z, etc., para tener un mejor seguimiento y mejores herramientas para el análisis del comportamiento de cada fluido según el caso planteado en el estudio.

9. Uno de los puntos esenciales en la validación del modelo es la valoración del efecto de la disipación viscosa y el calor de conducción axial. Los resultados mostraron que el efecto principal que se debe tener en cuenta en la ecuación de energía es el calor de conducción axial del fluido.

10. Una de las limitantes más importantes para la validación del modelo es la disponibilidad de datos experimentales útiles para la simulación dinámica del flujo, por tal motivo no se logró encontrar datos suficientes para la validación del modelo y del software **WAXSIM 1.0**[®] con crudos tipo aceite

volátil, los cuales tienen gran importancia en las operaciones de producción.

11. Los resultados arrojados por el software **WAXSIM 1.0**[®] en referencia al holdup del líquido muestran un gran ajuste para el flujo estratificado en el planteamiento de las ecuaciones propuestas. En los dos primeros casos de aplicación los valores de holdup calculados estuvieron muy cercanos a los valores experimentales calculados. Es importante que aunque el modelo de flujo planteado puede ser matemáticamente flexible al flujo monofásico de gas o aceite, no ocurre lo mismo con el algoritmo descrito para el software.
12. Un resultado importante para la transferencia de calor es que a medida que aumenta la cantidad de parafina sólida precipitada en el crudo, la transferencia de calor del sistema multifásico con los alrededores aumenta, debido a las pérdidas de energía cinética del crudo y al desequilibrio térmico entre los fluidos y el ambiente, el cual generalmente se encuentra a temperaturas muy inferiores a las del fluido.
13. El comportamiento del número de Peclet (calor de conducción axial) muestra que cuando aumenta la cantidad de parafinas éste también aumenta, debido a que disminuye la capacidad de conducir calor por parte del crudo, ya que la parafina sólida presenta un comportamiento térmico de aislante, lo cual tiene gran influencia sobre la conductividad térmica del fluido reflejándose en el número de Peclet.
14. El número de Brinkman, el cual describe el término de la disipación viscosa, muestra que su influencia puede ser despreciada ya que presenta valores bastante bajos. Esto es acorde a los resultados teóricos descritos en la literatura. (Tal como lo describe Bird et. al (1998), al comentar que

éste término tiene gran influencia para fluidos que se desplacen a altas velocidades).

15. Como herramienta de ingeniería **WAXSIM 1.0**, proporciona información útil para aplicar efectivamente los métodos de remediación a problemas de parafinas e igualmente es de gran importancia para determinar parámetros de diseño para sistemas de tubería de transporte de crudo, con el fin de disminuir costos operacionales.

8. RECOMENDACIONES

1. Dentro del estudio del comportamiento del flujo multifásico en el transporte de crudo parafínico, tanto a nivel termodinámico como hidrodinámico, aún queda mucho tema por investigar, por ejemplo: la determinación de los perfiles de velocidad que describan mejor los efectos no Newtonianos y no isotérmicos del flujo estratificado en el transporte de crudo parafínico. Por lo tanto, se recomienda que en futuras investigaciones se realicen estudios que permitan una mejor descripción de los perfiles de velocidad de cada una de las fases ya que juegan un papel muy importante en la evaluación de los fenómenos de transferencia de calor y de transporte descritos.
2. Este trabajo de investigación permitió demostrar las implicaciones que tiene el transporte del flujo multifásico sobre el comportamiento reológico del crudo parafínico, así igualmente en este trabajo sólo se consideró el patrón de flujo estratificado bajo condiciones de flujo laminar, de esta manera es importante que en otros trabajos se tengan en cuenta el régimen de flujo turbulento para la fase aceite, ya que cuando se trabaja con altas tasas de flujos, el modelo desarrollado no trabaja bien y pierde coherencia en sus resultados.
3. En el desarrollo del modelo de viscosidad para un crudo parafínico en función de la temperatura y el contenido de parafina precipitadas, se presenta una dificultad, debido a que los datos experimentales de entrada no se encuentran fácilmente disponibles y algunas veces sus pruebas en laboratorio tienen altos costos. Por esto, se propone considerar técnicas más efectivas para calcular estos datos o desarrollar correlaciones

análogas del crudo parafínico teniendo en cuenta los mismos parámetros descritos en la ecuación de viscosidad.

4. Es importante para el desarrollo de futuros trabajos considerar otros patrones de flujo como el flujo bache o de burbuja dispersa los cuales tienen gran importancia en el transporte de crudo bajo flujo multifásico.
5. Se debe considerar una alternativa para el trabajo de la caracterización PNA en el cual para los componentes mayores al C_{20} pierde estabilidad en algunas de sus ecuaciones. De manera que, las propiedades de los componentes evaluados con esta caracterización puedan ser lo suficientemente confiables a la hora de analizar los resultados.
6. Evaluar posibilidades de investigación en el campo termodinámico del crudo parafínico, aunque existen modelos muy buenos para la predicción de la temperatura de la aparición de la parafina y la cantidad de sólidos precipitados, generalmente estas son validas bajo condiciones estáticas, de esta manera se debe considerar las condiciones dinámicas de flujo para determinar el comportamiento termodinámico del crudo durante su transporte.
7. Utilizar distribuciones composicionales para las fracciones plus de bajo número de carbonos como el C_{7+} o el C_{15+} para hacer extensiva la distribución molar de los componentes, utilizando como herramienta la función gamma de distribución (Whitson, 1983) o alguna otra funciones de distribución (Pedersen, Yarborough, etc.) propuesta para estos casos.
8. Es importante que otras investigaciones tengan en cuenta el comportamiento hidrodinámico del flujo por encima y por debajo de su punto de gel, (el cual limita el modelo de flujo numérico por la importancia

de la viscosidad en cada uno de los parámetros que se evalúan en este modelo), dado que la viscosidad no presenta un buen ajuste para valores por debajo del punto de gel, haciendo que el error aumente.

9. Se debe considerar, que a la hora de desarrollar las ecuaciones dinámicas de flujo y de transferencia de calor, se tenga en cuenta los parámetros del comportamiento reológico de los fluidos no Newtonianos (en el caso de la ley de potencia: n y K .) en la ecuaciones básicas de momento, continuidad y energía, ya que muchas de la ecuaciones planteadas en trabajos predecesores y en gran parte de la literatura fueron obtenidas para fluidos Newtonianos o en base a un modelo de flujo entre platos paralelos, los cuales influyen en los porcentajes de error y desviaciones de los resultados del modelo.
10. Se debe realizar un planteamiento matemático para analizar el comportamiento interfacial de los fluidos, teniendo en cuenta el tipo de crudo que se está tratando, para así poder evaluar eficientemente la transferencia de masa y de calor entre las fases; de esta manera también es necesario tener en cuenta que las ecuaciones existentes sobre la transferencia de masa en la fase gaseosa se dan entre mezclas binarias de gases puros y no entre mezclas de gases composicionalmente complejas, como en el caso del gas natural.
11. Se recomienda la implementación de un modelo cinético para la depositación de las parafinas, el cual debería describir los métodos más frecuentes de depositación durante el flujo laminar y turbulento, aplicándolo al flujo multifásico estratificado o a algún otro patrón de flujo en estudio. Así se completaría el comportamiento dinámico del transporte del crudo parafínico, presente en este modelo y cuyas ecuaciones ya tienen presente los términos de depositación de parafinas para el flujo estratificado.

BIBLIOGRAFIA

ABDUVAYT, P.; MANABE, R. and ARIHARA, N. "Effects of Pressure and Pipe Diameter on Gas-Liquid Two-Phase Flow Behaviour in Pipelines". SPE 84229, 2003.

ALFARO, A. y CAMACHO, J. "Evaluación Crítica de Flujo Multifásico Utilizando Modelos Mecánicos". Bucaramanga, 2001. Trabajo de grado (Ingeniero de Petróleos). Universidad Industrial de Santander.

ALSINA, N.; Sandoval L. y Ferrada, P. "Simulación del Equilibrio Sólido-Líquido para la Deposición de Parafinas en Estado Estable en Sistemas de Hidrocarburos". Bucaramanga, 2000. Trabajo de grado (Ingeniero Químico). Universidad Industrial de Santander.

AL-ZAHRANI, S. y AL-FARISS, T. "A General Model for the Viscosity of Waxy Oil". Chemical Engineering Process. 1998 (Vol. 37).

AMAGAI, K and HASHIMOTO, H. "A Theoretical Model for Multiphase Flow with Solidified Particles": Journal Society of Mechanical Engineering International, 1994 (Vol. 37).

ANGARITA, R. y HERNANDEZ, J. "Caracterización y Comportamiento de Crudos Referidos a Efectos de Destilación en Inyección de Vapor" Tesis de Grado. UIS. 1990.

AZIZ, K. and GOVIER, G. W. The Flow of Complex Mixture in Pipe. Van Nostrand Reinhold Company, 1972.

BARNERJEE, R. and ISAAC, k. "An Algorithm to Determine the Mass Transfer Rate from a Pure Liquid Surface Using the Volume of Fluid Multiphase Model". International Journal Engine Research, 2004 (Vol. 5).

BARNETTE, Jhon. "New Pressure-Drop, Holdup Equations Agree With Field Data". Oil & Gas Journal, Dec. 28. 1987.

BENDINKSEN, K et al. "The Dynamic Two-Fluid Model OLGA: Theory and Application": SPE Production Engineering, May 1991.

BENDINKSEN, K y ESPEDAL, M." Onset of Slugging in Horizontal Gas-Liquid Pipe Flow". Int. J. Multiphase Flow. 1992 (Vol. 18).

BIDMUS, H. O. and MEHROTRA, Anil K. "Heat-Transfer Analogy for Wax Deposition from Paraffinic Mixtures" : Industrial and Engineering Chemistry Research, 2004 (Vol. 43).

BIRD, R.; STEWART, W. y LIGHTFOOT, E. Fenómenos de Transporte. Reverté, 1998.

BOVE, Stefano. "Computational Fluid Dynamics of Gas-Liquid Flows Including Bubble Population Balances". Denmark, 2005. Thesis (Degree of Doctor of Philosophy). Aalborg University.

BROWN, T.S.; NIESEN, V.G. and ERICKSON, D.D. "Thermodynamic Measurement and Prediction of Paraffin Precipitation of Crude Oil" : SPE 26548, 1993.

BROWN, T.S.; NIESEN, V.G. and ERICKSON, D.D. "Measurement and Prediction of the Kinetics of Paraffin Deposition" : SPE 26604, 1993.

BURDEN,R. y FAIRES, D." Análisis Numérico". Iberoamérica, 1996

CAO, Hui. "Development of Techniques for General Purpose Simulators". USA, 2002. Thesis (Degree of Doctor of Philosophy), Stanford University.

CARNAHAN, Brice. Cálculo Numérico: Métodos y Aplicaciones. Rueda, 1979.

CEBALLOS, Javier. Curso de Programación Visual Basic 6. Alfa-Omega, 2000.

CHEBBI, Rachid. "Laminar Flow of Power-Law Fluids in the Entrance Region of a Pipe" : Chemical Engineering of Science, 2002 (Vol. 57).

CHEN, Yuguang. "Modeling Gas-Liquid Flow in Pipes: Flow Pattern Transitions and Drift-Flux Modeling". USA, 2001. Research (Degree of Master of Science), Stanford University.

CHOLET, H. Well Production Practical Handbook. Editions TECHNIP.2000

CHUNG, T. J. Computational Fluid Dynamics. Cambridge University Press, 2002.

DUARTE, A. y APARICIO, C." Metodología para la Determinación de la Tasa de Precipitación de Parafinas (TPP)".Bucaramanga, 1998. Trabajo de grado (Ingeniero de Petróleos). Universidad Industrial de Santander.

ELLIS, S y GAY, B. "The Parallel Flow of Two Fluid Streams: Interfacial Shear and Fluid-Fluid Interaction". Trans. Instn. Chem. Eng. 1959 (Vol. 37).

FIROOZABADI, Abbas. Thermodynamics of Hydrocarbon Reservoirs. McGraw-Hill, 1999.

FLOREZ, W. ; CHEJNE, Farid y POWER, Henry. "Métodos de Elementos de Frontera Multidominio para Problemas No Newtonianos y no Isotérmicos": Revista Matemática, Universidad del Valle, Diciembre de 2002.

GARCIA, F. et al. "Power Law and Composite Power Law Friction Factor Correlations for Laminar and Turbulent Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipeline" : International Journal of Multiphase Flow, 2003 (Vol. 29).

GEANKOPLIS, C. J. Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. 3 ed. Continental, 1998.

GHORAI, S.; SURI, V. and NIGAM, K. "Numerical Modeling of Three-Phase Stratified Flow in Pipes" : Chemical Engineering Science, 2005 (Vol.60).

GOMEZ, L. E. et al. "A Unified Mechanistic Model for Steady-State Two-Phase Flow in Wellbores and Pipelines" : SPE 56520, 1999.

GUO, L. ; LI, Guang and CHEN, Xue. "A Linear and Non-Linear Analysis on Interfacial Instability of Gas-Liquid Two-Phase Flow through a Circular Pipe" : International Journal of Heat and Mass Transfer, 2002 (Vol.45).

HERNANDEZ, O. C. et al. "Improvements in Single-Phase Paraffin Deposition Modeling" : SPE 84502, 2004.

HONGYING, Lee and ZHANG, Jinjun. "A Generalized Model for Predicting Non-Newtonian Viscosity of Waxy Crudes as a Function of Temperature and Precipitated Wax" : Fuel, 2003 (Vol. 82).

Hsu, J.J.C. and Brubaker, J.P. "Wax Deposition Measurement and Scale-up Modeling for Waxy Live Crudes under Turbulent Flow Conditions" : SPE 29976, 1995.

INCROPERA, Frank y Dewitt, D. Fundamentos de Transferencia de Calor. Prentice Hall, 1999.

JAMBAL, O. et al. "Effects of Viscous Dissipation and Fluid Axial Heat Conduction on Heat Transfer for Non-Newtonian Fluids in Ducts with Uniform Wall Temperature-Part I: Parallel Plates and Circular Ducts" : International Communications in Heat and Mass Transfer, 2005 (Vol. 32).

LEE, S. y BANKOOF, S. "Stability of Stream-Water Countercurrent Flow in an Inclined Channel: Flooding". J. Heat Transfer. 1983 (Vol. 105)

LESTER, C. B. Hydraulics for Pipeliners. Second Edition. Gulf Publishing Company, 1994. 1v.

LIRA-GALEANA, C.; FIROOZABADI, Abbas and PRAUSNITZ, J. "Thermodynamics of Wax Precipitation in Petroleum Mixtures" : AICHE J., 1996 (Vol. 42).

MANABE, R et al. "Crude Oil-Natural Gas Two-Phase Flow Pattern Transition Boundaries at High Pressure Conditions" : SPE 71563, 2001.

McKETTA, John. Piping Design Handbook. Marcel Dekker. 1992.

NG, T; LAWRENCE, C and HEWITT, G. "Laminar Stratified Pipe Flow" : International Journal of Multiphase Flow, 2002 (Vol. 28).

NICHITA, Dan; GOUAL, Lamia and FIROOZABADI, Abbas. "Wax Precipitation in Gas Condensate Mixtures" : SPE Production & Facilities, 2001. (74686)

OUYANG, Liang-Biao. "Stratified Flow Model and Interfacial Friction Factor Correlations". USA, 1995. Research (Degree of Master of Science), Stanford University.

PARAS, S. et al. "Liquid layer characteristics in Stratified- Atomization Flow". Int. J. Multiphase Flow. 1994 (Vol. 20).

PAN,H.; FIROOZABADI, A. y FOTLAND, P. "Pressure and Composition Effect on Wax Precipitation: Experimental Data and Model Result". SPE Prod. & Fac. Nov. 1997.

PEDERSEN, Karen and RONNINGSEN, Hans. "Effect of Precipitated Wax on Viscosity: A Model for Predicting non-Newtonian Viscosity of Crude Oils" : Energy and Fuels, 2000 (Vol. 14).

PEDERSEN, K. S.; THOMASSEN, P. and FREDENSLUND, Aa. Properties of Oils and Natural Gases. Gulf Publishing Company, 1989.

PETALAS, Nicholas and AZIZ, Khalid. "A Mechanistic Model for Multiphase Flow in Pipes" : Canadian Institute of Mining, Metallurgy and Petroleum 98-39, 1998.

RAI, R. ; SARKAR, B and DALAL, V. "Multiphase Transportation of High Waxy Crudes" : SPE 27061, 1995.

RIAZI, M. and Al-Sahhaf, T. "Physical Properties of n-Alkanes and n-Alkylhydrocarbons: Application to Petroleum Mixtures" : Ind. Eng. Chem. Res.,1995 (Vol.34).

RICHTER, G. Textbook of Organic Chemistry. John Wiley & Sons. Third Edition. New York. 1952.

RODRIGUEZ, L. et al. "Impacto de los Estudios Reológico en el Transporte por Oleoducto de Crudos Parafínicos". Ciencia, Tecnología y Futuro. Dic. 2000, Num. 1 (Vol. 2).

RODRIGUEZ, L. y CASTAÑEDA, M. "Estudio de los Fenómenos de Cristalización de Parafinas en el Comportamiento Fluidodinámico de Crudos Parafínicos – Fase 1". Ciencia, Tecnología y Futuro. Dic. 2001, Num. 2 (Vol. 2).

RONNINGSEN, H. et al. "Wax Deposition in North Sea Gas Condensate and Oil System: Comparison Between Operational Experience and Model Prediction" SPE 77573. 2002

RUIZ-VIERA, M. et al. "On the Drag Reduction for Two-Phase Horizontal Pipe Flow on Highly Viscous Non-Newtonian Liquid-Air Mixtures: Case of Lubricating Grease" : International Journal of Multiphase Flow, 2006 (Vol. 32).

SHOHAM, O. et al. "Gas-Liquid Flow in Inclined Tubes: Flow Pattern Transitions for Upward Flow". Chem. Engng. Sci. 1985 (Vol. 40).

SKELLAND, A. Non-Newtonian Flow and Heat Transfer. John Willey & Sons, 1967.

SOLAIMANY, A. R. et al. "Experimental and Mathematical Modeling of Wax Deposition and Propagation in Pipes Transporting Crude Oil" : SPE 67328, 2001.

SVENDSEN, John A. "Mathematical Modeling of Wax Deposition in Oil Pipeline Systems": AIChE Journal, August 1993.

SURYANARAYANA, N.V. and ARICI, Oner. Design and Simulation of Thermal Systems. Mc Graw-Hill, 2003.

TAITEL, Y. y DUKLER, A. "A Modeling Flow Regime Transition in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow" AICHE J. 1976 (Vol. 22)

The Science of Petroleum. Crudes Oil, Chemical and Physical Properties. Oxford University Press. 1950. 5v, Parte I.

TOHIRI, Bahman, et al. "Wax Phase Equilibria: Developing a Thermodynamic Model Using a Systematic Approach" : Fluid Phase Equilibria, 2003 (Vol. 216).

ULLMANN, A. and BRAUNER, N. "Closure Relations for Two-Fluid Models for Two-Phase Stratified Smooth and Stratified Wavy Flows" : International Journal of Multiphase Flow, 2005.

VAFSAIE-SEFTI, M. et al. "Modification of Multisolid Phase Model for Prediction of Wax Precipitation: A New and Effective Solution Method": Fluid Phase Equilibria, 2000 (Vol. 173).

VINAY, G.; WACHS, A. and AGASSANT, J." Numerical Simulation of non-Isothermal Viscoplastic Waxy Crude Oil Flow". Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics, 2005 (Vol. 128).

VALCHOS, N. et al. "Liquid-to-Wall Shear Stress Distribution in Stratified/Atomization Flow". Int. J. Multiphase Flow. 1997 (Vol. 23)

VON ROSEMBERG, D. "Methods for the Numerical Solution of Partial Differential Equations" Gerald L. Farrar & Associates. 1984.

WALLIZ, Gram. One-Dimensional Two-Phase Flow. Mc Graw Hill, 1969.

WARSI, Z. U. Fluid Dynamics. Second edition. CRC Press, 1999.

WELTY, J.; WICKS, Ch. Y WILSON, R. Fundamentos de Transferencia de Momento, Calor y Masa. Limusa. 1997.

WHITSON, C y BRULÉ, M. Phase Behavior. SPE, 2000.

WON, K., "Thermodynamic Calculation of Cloud Point Temperatures and Wax Phase Composition of Refined Hydrocarbon Mixtures". Fluid Phase Equilibria. 53. 377. 1989.

ZHANG, H. et al. "Unified Model of Heat Transfer in Gas-Liquid Pipe Flow": SPE Production & Operation, 2006. (SPE 90459).

Internet:

<http://www.bvenergy.com/BVE98Annual.pdf>

<http://www.dana-petroleum.com/>

<http://library.utulsa.edu/search/a?a>

http://abyss.kgs.ku.edu/pls/abyss/gemini.dpa_general_pkg.build_general_web_page?sFieldKID=10

<http://wgate.bibsys.no/gate1/>

<http://search-recherche.collectionscanada.ca/fed/>

ANEXOS

ANEXO A

Modelo de Tubería

Para nuestro modelo de flujo multifásico definiremos el modelo de tubería en función de los cambios de temperatura fijos a través de la línea de flujo, para calcular la distancia en dirección del flujo correspondiente a ese cambio de temperatura; es decir, este modelo permite calcular la distancia axial a lo largo de la tubería, trabajándose de manera aditiva, para un cambio de temperatura establecido. Para cambios de temperatura en la entrada, los cuales ocurren más rápidamente, se presentan segmentos de tubería de menor tamaño, mientras que para cambios de temperatura en regiones donde probablemente sea más estacionario el flujo, los segmentos de tubería serán mucho mayores. De esta manera, la ecuación descrita a continuación muestra como calcular el perfil de temperatura en una tubería. Asumiendo que la temperatura de los alrededores es constante, la definimos como:

$$T_z = T_{amb} + (T_{in} - T_{amb}) \exp\left(-\frac{\pi D_{ho} U_{tot} z}{c_{po} \dot{m}_S}\right) \rightarrow (A1)$$

Así, la temperatura, T_x , a una distancia dada x puede ser calculada sobre las bases de la tasa de flujo másico \dot{m} , la capacidad calorífica del aceite, el diámetro hidráulico del flujo de crudo y el coeficiente de transferencia de calor total, $U_{tot} \cdot T_{amb}$ es la temperatura del ambiente, mientras que, T_{in} es la temperatura del fluido en la entrada. Hemos notado que esta ecuación hace referencia al flujo monofásico de

fluidos. Aquí se considera como fluido principal el aceite, debido a que en el flujo multifásico gas-aceite-parafina es de vital importancia su comportamiento cuando existen partículas de parafinas disueltas o suspendidas en el crudo. Por esta razón, el análisis de tubería se hace en función de las propiedades del aceite y no tanto del gas.

Para calcular la distancia o tamaño del segmento de tubería que se va a estudiar, la fórmula es descrita como:

$$Z = \left(-\frac{c_{po} \cdot m_S}{\pi D_{ho} U_{tot}} \right) \ln \left[\frac{T_z - T_{amb}}{T_{ent} - T_{amb}} \right] \rightarrow (A2)$$

Donde Z, es el segmento de tubería en el cual ocurre un cambio de temperatura dado y ΔT es el cambio de temperatura entre la temperatura del fluido en la entrada y la temperatura del fluido a una distancia dada. De esta manera se pueden introducir cambios de temperatura fijos para calcular el segmento de tubería sobre la cual se hará el estudio respectivo.

El coeficiente de transferencia de calor total utilizado en las ecuaciones (A1) y (A2), es el coeficiente de transferencia determinado para el flujo multifásico hallado en la sección del modelo de transferencia de calor multifásico. Además, como estamos trabajando con flujo bajo condiciones de enfriamiento, la temperatura T_2 será menor que T_{in} y por lo tanto ΔZ será negativo. Así, se tomará el valor absoluto del valor de ΔZ para realizar los cálculos respectivos en la ejecución del software.

ANEXO B

Tabla B1. Raíces y pesos de la cuadratura Gauss-Legendre.

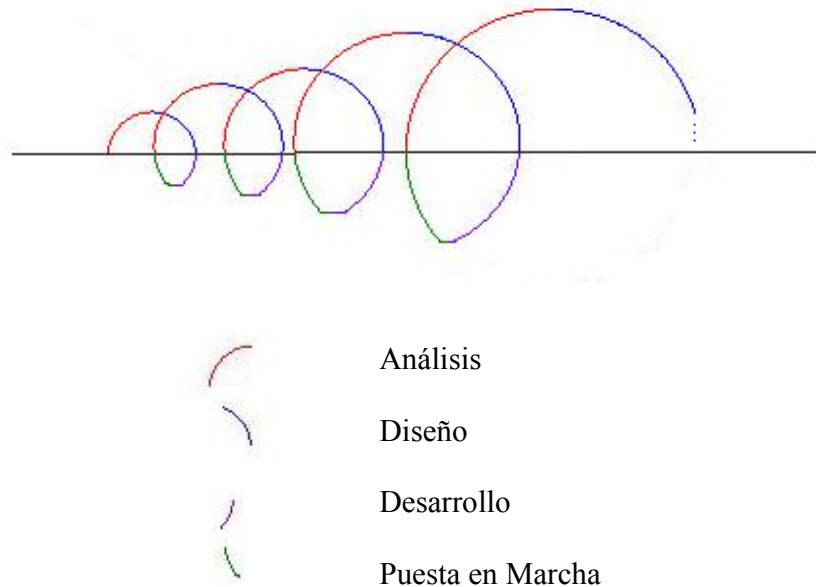
Puntos y pesos de la cuadratura Gauss-Legendre			
n	Valores de x	Pesos w_i	Grado
2	± 0.577350269	1.0	3.0
3	0.0	0.888888889	
	± 0.774596669	0.555555556	5
4	± 0.339981043	0.652145155	7
	± 0.861136312	0.347854845	
5	0.0	0.568888889	9
	± 0.538469310	0.478628670	
	± 0.906179846	0.236926885	
6	± 0.238619186	0.467913935	11
	± 0.661209387	0.360761573	
	± 0.932469514	0.171324492	
7	0.0	0.41795918	13
	± 0.40584515	0.38183005	
	± 0.74153119	0.27970539	
	± 0.94910791	0.12948497	
8	± 0.183434642	0.362683783	15
	± 0.525532410	0.313706646	
	± 0.796666478	0.222381034	
	± 0.960289857	0.101228536	
10	± 0.148874339	0.295524225	19
	± 0.433395394	0.269266719	
	± 0.679409568	0.219086363	
	± 0.865063367	0.149451349	
	± 0.973906528	0.066671344	

Fuente: CARNAHAN, Brice. Cálculo Numérico: Métodos y Aplicaciones. Rueda, 1979.

ANEXO D

DESCRIPCION DEL SOFTWARE

CICLO DE VIDA DEL SOFTWARE



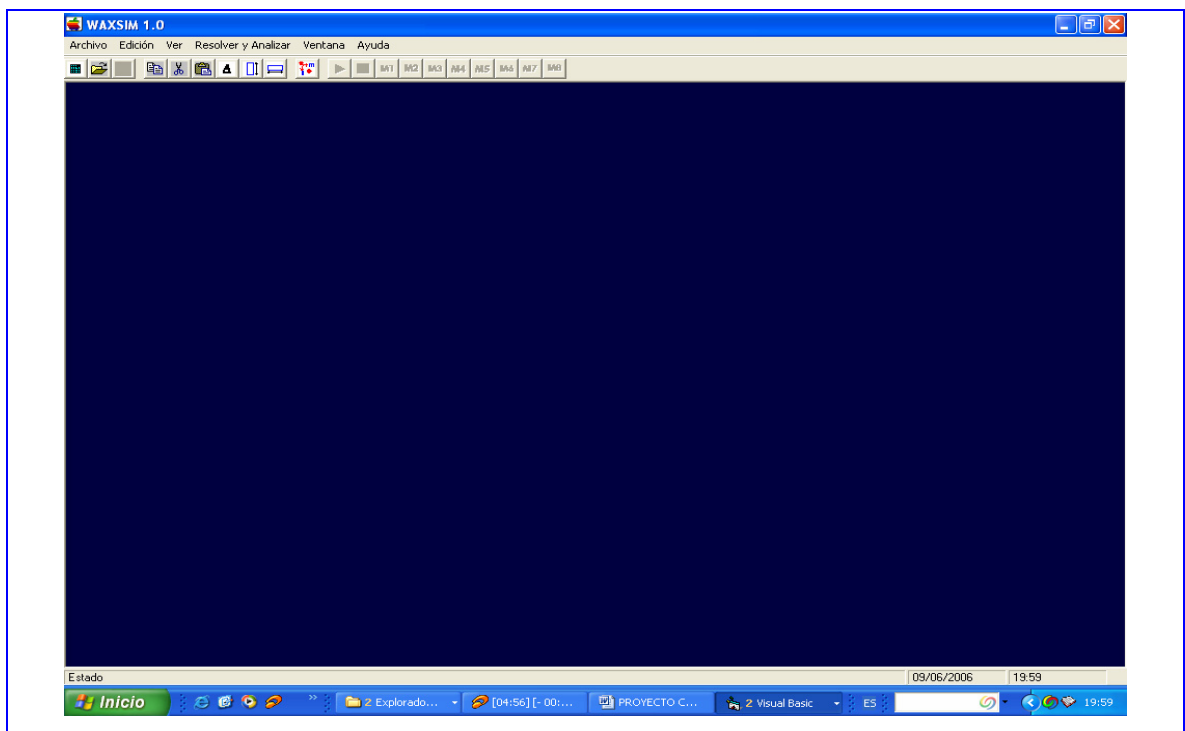
El ciclo de vida del software realizado en este proyecto fue hecho de acuerdo a los pasos que propone el modelo en Espiral (Ver Figura Anterior), donde constantemente se estuvo trabajando en cuatro fases: Análisis, Diseño, Desarrollo y Puesta en Marcha.

Además se aplicó este modelo de ciclo de vida porque se tenía un conocimiento claro de las diferentes alternativas para realizar los objetivos del proyecto y hubo acuerdo permanente con el interesado (usuario) en los ciclos que se iban desarrollando.

MANUAL DEL USUARIO

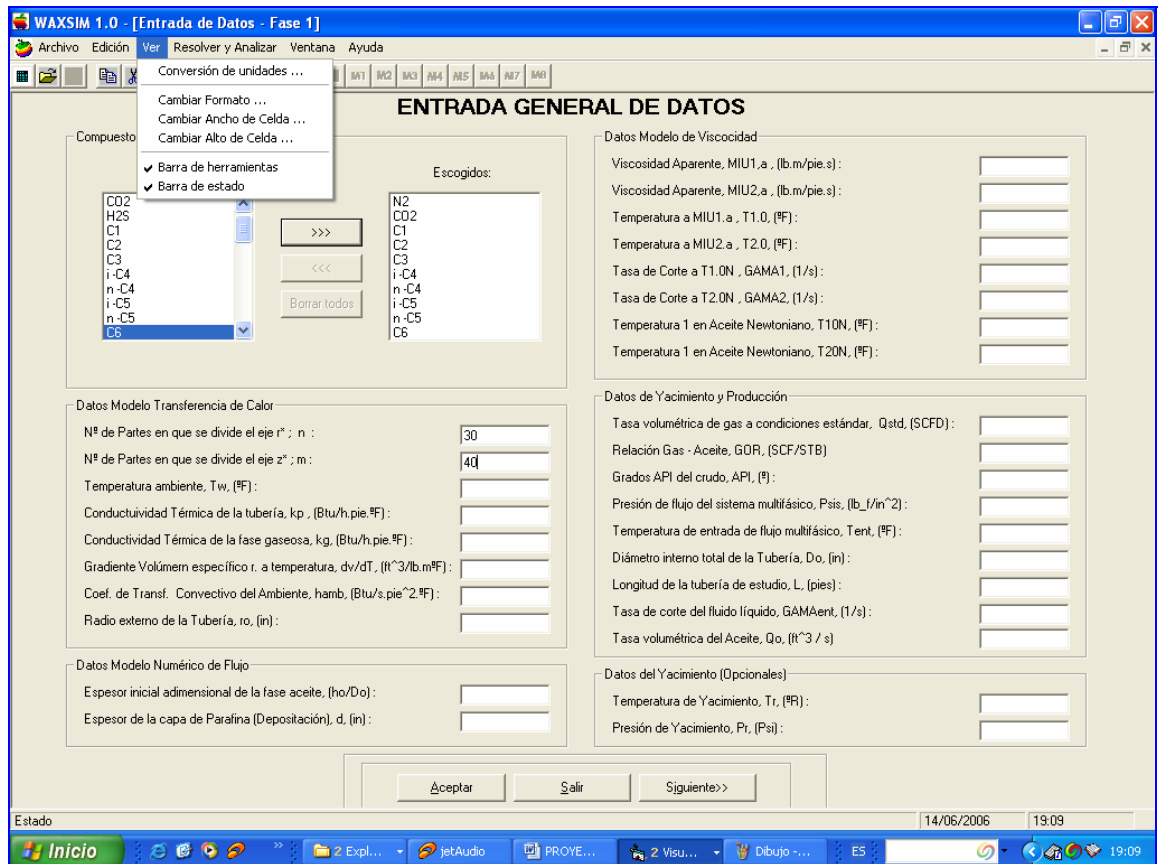
El software es básicamente un simulador que emula las condiciones dinámicas del flujo multifásico en el transporte de un crudo parafínico bajo condiciones no isotérmicas.

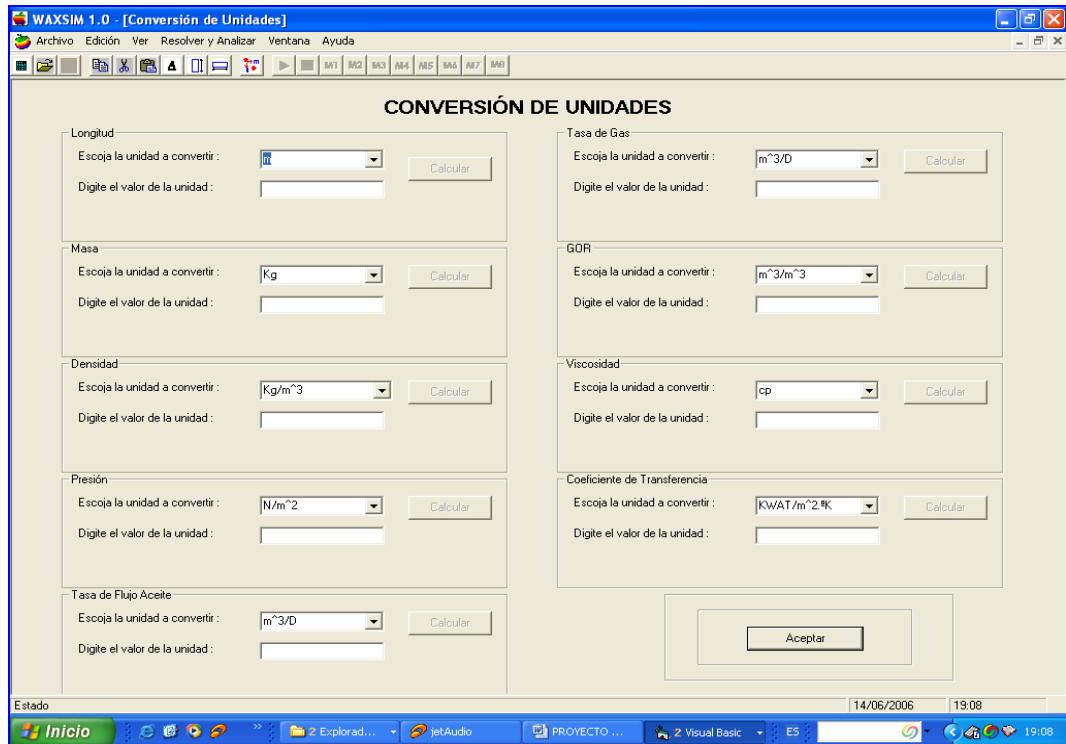
Este consta de una interfaz amigable en donde el usuario posee distintas opciones que se mencionarán brevemente más adelante.



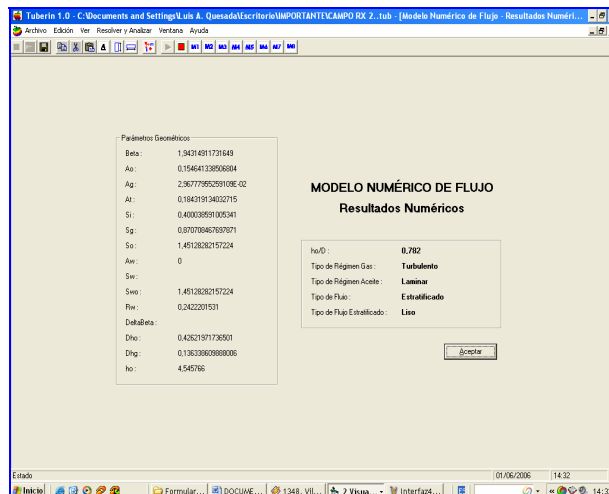
Para simular dichas condiciones el usuario posee una serie de menús donde podrá insertar sus datos de entrada, guardar sus cambios, abrir proyectos

guardados, convertir unidades de un sistema a otro para trabajar con las unidades adecuadas del software, (las cuales para nuestro interés se trabajan en el sistema inglés), adecuar el formato de los resultados a su gusto, y lo más importante; proponer y hacer críticas de los respectivos resultados. (Ver Figuras Siguietes).





Después de decidir si los datos de entrada van a ser nuevos o llamados de un archivo, el usuario puede dar solución a la simulación en curso y poder apreciar así los distintos resultados arrojados (Ver Algunos a continuación).



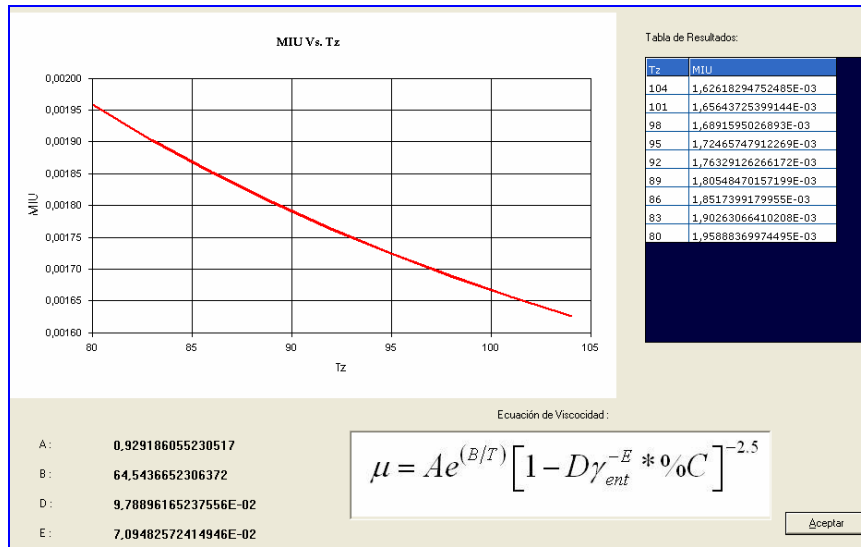


TABLA ANALÍTICA DE DATOS Y PROPIEDADES
 * A 14.7 Psia y 60°F. ** 14.7 Psia

COMPUESTOS	%mol	MW(lb./lb. mol)	Po(psia)	Tc(°F)	(ρ_c) ³ (lb/ft ³)	wi
N2	0.6	28.0134	492.8	227.51	50.480898	0.037
CO2	3.33	44.01	1069.5	547.73	51.080226	0.267
H2S	0.01	34.082	1300	672.4	49.981458	0.0948
C1	74.16	16.043	667	343.34	18.710271	0.0108
C2	7.9	30.07	787.8	650.07	22.237566	0.0972
C3	4.15	44.097	615	665.92	31.65201	0.1515
i-C4	0.71	58.123	527.9	734.41	35.141847	0.1852
n-C4	1.44	58.123	548.8	765.51	36.45912	0.1981
i-C5	0.53	72.15	490.4	828.96	38.981292	0.2286
n-C5	0.66	72.15	488.1	845.7	39.399573	0.251
C6	0.81	86.177	439.5	911.8	42.76455	0.299
C7	1.2	100.2	428.07664720424	1205.99834102922	45.07446	0.338127507110273
C8	1.15	114.22	388.417556513431	1293.89110185794	46.51035	0.382346375161696
C9	0.63	121	375.286840196856	1333.89523272958	47.69652	0.397736129899172

Estado: 01/06/2006 14:34

A continuación se mencionan algunas funcionalidades de los menús:

[Dar Solución a la simulación Actual] - Resuelve la simulación para los datos deseados.

[Detener Simulación Actual] - Detiene la simulación actual para dar paso a la simulación con otros datos.

[Mi] – Para $i = 1,2,\dots,8$ – Muestra los resultados de los módulos deseados. En su orden: Tabla Analítica de datos y propiedades, Flash Multifásico, Modelo de Tubería, Modelo Termodinámico Multisólido, Modelo de Viscosidad, Modelo Numérico de Flujo y Modelo de Transferencia de Calor 1 y 2.

El resto de menús se describen solos por su mismo nombre, algunos de éstos son: Cortar, Pegar, Copiar, Cambiar Ancho de una Celda, etc.

Otra característica importante del software, es el manejo de los diferentes tipos de gráficos y sus ejes dimensionales, ya que este trabaja con graficas en 2D y 3D, las cuales le dan una utilidad más amplia a la hora de ver los resultados y realizar el análisis de los respectivos resultados. En la figura siguiente se muestra uno de los resultados vistos en 3D:

