

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DESARROLLO DE UN ALGORITMO COMPUTACIONAL PARA DETERMINAR EL EFECTO DE LA DEPOSICIÓN DE ARENA SOBRE EL GRADIENTE DE PRESIÓN DE FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
para optar al Título de
Ingeniero Mecánico
Por la Br. Rodríguez M., Angélica E.

Caracas, Agosto 2001

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DESARROLLO DE UN ALGORITMO COMPUTACIONAL PARA DETERMINAR EL EFECTO DE LA DEPOSICIÓN DE ARENA SOBRE EL GRADIENTE DE PRESIÓN DE FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Reinaldo García, Dr. Ing.

TUTOR INDUSTRIAL: Msc. Julio González P.

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
para optar al título de
Ingeniero Mecánico
Por la Br. Rodríguez M., Angélica E.

Caracas, Agosto 2001

Rodríguez M., Angélica E.

**DESARROLLO DE UN ALGORITMO COMPUTACIONAL PARA
DETERMINAR EL EFECTO DE LA DEPOSICIÓN DE ARENA
SOBRE EL GRADIENTE DE PRESIÓN DE FLUJO
MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS**

**Tutor Académico: Prof. Reinaldo García, Dr. Ing. Tutor Industrial: Msc Julio
González P. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de
Ingeniería Mecánica. Año 2001, 96 p.**

Palabras Calves: Mezcla sólido-líquido, Algoritmo, Gradiente de Presión,
Concentración, Patrón de Flujo

Resumen. Se desarrolló un algoritmo computacional para predecir el efecto de la deposición de arena sobre el gradiente de presión axial para flujo multifásico en tuberías, utilizando los modelos de Wani et al. y Gillies et al.. Los modelos consideran los patrones de flujo y no, soportados por datos experimentales. Adicionalmente se considera una versión actualizada del modelo de dos capas. Se emplean un conjunto de subrutinas en lenguaje FORTRAN que calculan propiedades, patrón de flujo (si es el caso) y caída de presión. Los modelos fueron denominados en este trabajo como: Con Patrón de Flujo, Sin Patrón de Flujo y Dos Capas. Se validan los modelos para el gradiente de presión bifásico con el programa comercial PIPESIM así como datos de campo donde se prevé la existencia de flujo multifásico en presencia de arena.

Caracas, Agosto de 2001

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Mecánica, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Angélica E. Rodríguez M., titulado:

“Desarrollo de un algoritmo computacional para determinar el efecto de la deposición de arena sobre el gradiente de presión de flujo multifásico en tuberías”

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Mecánico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.

Prof. Manuel Martínez
Jurado

Prof. Julio Segura
Jurado

Prof. Reinaldo García
Tutor

Msc. Julio González
Tutor

DEDICATORIA

A ti Papá, aunque no estés presente siempre estarás en mi corazón y serás fuente de inspiración para seguir adelante

A mi Mamá por todos los sacrificios que ha hecho para ayudarme a salir adelante y por su cariño incondicional.

Y a mi Hermana, porque ellas son todo para mi.

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar a Dios por darme la vida, salud e inteligencia para poder culminar exitosamente esta gran meta, y para alcanzar metas futuras.

A la Familia D'Amico por brindarme apoyo y hacer de su hogar el mío.

A Walter, por sus hermosas palabras que reconfortan el alma y hacen más fácil el camino y por su amor sincero e incondicional.

A Amparito por su compañía por hacer de su casa la mía.

Agradezco especialmente a las siguientes personas: a Juan Carlos Chávez, María Alejandra Jiménez (Majandra) y los tutores el Sr. Julio Gonzalez y el Prof. Reinaldo García, por haberme dado la oportunidad de haber realizado mi tesis en PDVSA Intevep y por la ayuda brindada durante la realización de la misma.

A Alex, Gabi y Conny por estar pendientes de mi trabajo y por su ayuda brindada durante mi estadía en Intevep.

Al personal del CIT de PDVSA Intevep, especialmente a la Sra. Julieta por hacer el día agradable con sus bromas, Luis Osorio por ser tan buen amigo, Sr. Mario, Yoleida, Sra. Tais, por su ayuda desinteresada y por brindarme su amistad.

A mis amigos y compañeros de clase Alexander, Joan, Wilfredo y Daniel, por brindarme su amistad sincera y permitirme compartir con ellos agradables momentos.

Muchas gracias de todo corazón.

TABLA DE CONTENIDO

LISTA DE FIGURAS.....	X
LISTA DE TABLAS.....	XII
LISTA DE SÍMBOLOS	XIII
INTRODUCCIÓN	XVIII
 CAPÍTULO I REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	 1
1.1 CORRELACIONES QUE CALCULAN EL GRADIENTE DE PRESIÓN EN FLUJO DE MEZCLAS SÓLIDO-LÍQUIDO EN TUBERÍA HORIZONTAL.....	1
1.2 ASPECTOS GENERALES DEL FLUJO MULTIFÁSICO.....	7
1.2.1 Flujo multifásico.....	7
1.2.2 Régimen de flujo y patrón de flujo.....	7
1.2.3 Flujo de dos fases (sólido-líquido).....	8
1.3 CARACTERIZACIÓN DE LA MEZCLA SÓLIDO-LÍQUIDO.....	9
1.4 DEFINICIÓN DE VARIABLES Y PROPIEDADES DEL FLUJO BIFÁSICO SÓLIDO-LÍQUIDO	10
1.4.1 Variables.....	10
1.4.1.1 Tasa de flujo volumétrico.....	10
1.4.1.2 Velocidad media de la mezcla.....	11
1.4.1.3 Velocidad terminal de la partícula.	11
1.4.1.4 Coeficiente de arrastre.....	11
1.4.1.5 Relación agua/crudo.....	13
1.4.2 Propiedades.....	13
1.4.2.1 Densidad.....	13
1.4.2.1.1 Densidad del crudo muerto.	13

1.4.2.1.2 Densidad del agua.	14
1.4.2.1.2.1 Factor de formación volumétrica del agua.	14
1.4.2.1.3 Densidad del líquido.	14
1.4.2.1.4 Densidad de la mezcla bifásica.	15
1.4.2.2 Viscosidad	15
1.4.2.2.1 Viscosidad del crudo muerto.	15
1.4.2.2.2 Viscosidad del agua.	16
1.4.2.2.3 Viscosidad del líquido.	16
1.4.2.2.4 Viscosidad de la mezcla bifásica.	16
1.5 CLASIFICACIÓN Y DEFINICIÓN DE LOS PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍAS HORIZONTALES.	17
1.5.1 Flujo homogéneo	17
1.5.2 Flujo heterogéneo	18
1.5.3 Régimen intermedio	18
1.5.4 Flujo saltante	19
1.6 TRANSPORTE DE PARTÍCULAS	20
1.6.1 Principios del transporte de partículas.	20
1.6.2 Criterio de deposición de arena	23
CAPÍTULO II MODELOS	26
2.1 MODELO 1. CON PATRÓN DE FLUJO (Wani et al., 1982)	26
2.1.1 Delineación de régimen de flujo.	29
2.2 MODELO 2. SIN PATRÓN DE FLUJO (Wani et al., 1983)	29
2.3 MODELO 3. DOS CAPAS (Gilies et al., 1991)	34
CAPÍTULO III DESARROLLO DEL ALGORITMO.....	40
3.1 CASO A ANALIZAR.....	40

3.2 ALGORITMO	40
3.2.1 Entrada de datos	41
3.2.1.1 Datos de la fase sólida.....	41
3.2.1.2 Datos de la fase líquida	41
3.2.1.3 Datos de la tubería.....	42
3.2.2 Resolución.....	42
3.2.3 Salida de resultados	42
3.3 ALGORITMOS DE CÁLCULO.....	43
3.3.1 Modelo 1.....	43
3.3.2 Modelo 2.....	48
3.3.3 Modelo 3.....	50
 CAPÍTULO IV ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	53
4.1 RECOPIACIÓN DE DATOS.....	53
4.2 TUBERÍAS DE CAMPO.....	54
4.3 VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE ARENA.....	59
4.4 VARIACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA TUBERÍA.....	63
 CAPÍTULO V CONCLUSIONES	68
RECOMENDACIONES.....	70
REFERENCIAS	71
APENDICE 1.....	74
APENDICE 2.....	77

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1.1	SECCIÓN LONGITUDINAL DEL PATRÓN DE FLUJO HOMOGÉNEO.....	17
FIGURA 1.2	SECCIÓN LONGITUDINAL DEL PATRÓN DE FLUJO HETEROGÉNEO	18
FIGURA 1.3	SECCIÓN LONGITUDINAL DEL PATRÓN DE FLUJO SALTANTE CON LECHO DESLIZANTE	19
FIGURA 1.4	SECCIÓN LONGITUDINAL DEL PATRÓN DE FLUJO SALTANTE CON LECHO ESTACIONARIO	19
FIGURA 1.5	FUERZAS Y MOMENTO DE EQUILIBRIO PARA UNA PARTÍCULA SÓLIDA ASENTADA	20
FIGURA 1.6	FUERZAS NO EQUILIBRADAS DE UNA PARTÍCULA SUSPENDIDA	21
FIGURA 1.7	FUERZAS ACTUANTES SOBRE LA FASE SÓLIDA (PARTÍCULAS DE ARENA) EN FLUJO DE SUSPENSIÓN ARENA-CRUDO EN POZO HORIZONTAL.....	24
FIGURA 2.1	DISTRIBUCIÓN IDEALIZADA DE VELOCIDAD Y CONCENTRACIÓN USADA EN EL MODELO DE DOS CAPAS.....	35
FIGURA 3.1	ALGORITMO GENERAL DE CÁLCULO DEL MODELO 1	43
FIGURA 3.2	ALGORITMO DE CÁLCULO DE PROPIEDADES (MODELO 1),.....	45
FIGURA 3.3	ALGORITMO DE DETERMINACIÓN DE PATRÓN DE FLUJO (MODELO 1).....	46
FIGURA 3.4	ALGORITMO DE CÁLCULO DE CAÍDA DE PRESIÓN (MODELO 1)	47
FIGURA 3.5	ALGORITMO GENERAL DE CÁLCULO DEL MODELO 2	48
FIGURA 3.6	ALGORITMO DE CÁLCULO DE PROPIEDADES (MODELO 2).....	49
FIGURA 3.7	ALGORITMO GENERAL DE CÁLCULO DEL MODELO 3	50
FIGURA 3.8	ALGORITMO DE CÁLCULO DE PROPIEDADES (MODELO 3).....	51
FIGURA 3.9	ALGORITMO DE CÁLCULO DE CAÍDA DE PRESIÓN (MODELO 3)	52
FIGURA 4.1	ESQUEMA GENERAL DE LAS TUBERÍAS A ANALIZAR.....	53
FIGURA 4.2	INCREMENTO DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN TUBERÍA NO. 1 $Q_L=7681.70$ BPD	61

FIGURA 4.3	INCREMENTO DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN TUBERÍA NO. 2, QL=17923.26 BPD.....	62
FIGURA 4.4	GRADIENTE DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN PARA D= 10 PULG.....	65
FIGURA 4.5	GRADIENTE DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN PARA D=14 PULG.....	65
FIGURA 4.6	GRADIENTE DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN PARA D= 18 PULG.....	66

LISTA DE TABLAS

TABLA 1.1	COEFICIENTES DE LA CORRELACIÓN DE TURIAN-YUAN.....	6
TABLA 1.2	COEFICIENTES PARA DETERMINAR EL NÚMERO DE RÉGIMEN	6
TABLA 3.1	ENTRADA DE DATOS PARA CADA UNO DE LOS MODELOS.....	44
TABLA 4.1	VARIABLES INDEPENDIENTES DEL ESCENARIO DE PRODUCCIÓN.....	54
TABLA 4.2	CARACTERIZACIÓN DE LA TUBERÍA NO.1.....	55
TABLA 4.3	RESULTADOS DE EVALUACIÓN DE LA TUBERÍA NO. 1.....	55
TABLA 4.4	CARACTERIZACIÓN DE LA TUBERÍA NO.2.....	56
TABLA 4.5	RESULTADOS DE EVALUACIÓN DE LA TUBERÍA NO. 2.....	56
TABLA 4.6	CARACTERIZACIÓN DE LA TUBERÍA NO.3.....	57
TABLA 4.7	RESULTADOS DE EVALUACIÓN DE LA TUBERÍA NO. 3.....	57
TABLA 4.8	RESULTADOS VARIACIÓN DEL PORCENTAJE DE ARENA TUBERÍA NO. 1, TASA DE FLUJO $Q_L = 7681.70$ BPD.....	59
TABLA 4.9	RESULTADOS VARIACIÓN DEL PORCENTAJE DE ARENA TUBERÍA NO. 2, TASA DE FLUJO $Q_L = 17923.26$ BPD.....	60
TABLA 4.10	RESULTADOS VARIACIÓN DE DIÁMETRO PARA $D=10$ PULG.	63
TABLA 4.11	RESULTADOS VARIACIÓN DE DIÁMETRO PARA $D=14$ PULG.	64
TABLA 4.12	RESULTADOS VARIACIÓN DE DIÁMETRO PARA $D=18$ PULG.	64

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área de la sección transversal de la tubería, (m^2)
API	Grado API del crudo, (adimensional)
Ar	Número de Arquímedes, ec. (1.17), (adimensional)
B_w	Factor de formación volumétrica del agua, ec. (1.27), (adimensional)
C	Fracción volumétrica de sólidos, (adimensional)
C	Factor de rugosidad de Hazen-Williams.
C_1	Fracción volumétrica de sólidos en la capa superior, (adimensional)
C_2	$C_{lim}-C_1$, (adimensional)
C_c	Fracción volumétrica de la carga en contacto, (adimensional)
C_d	Coeficiente de arrastre, (adimensional)
C_f	Fracción volumétrica de sólidos ($-74\mu m$), (adimensional)
C_{lim}	Fracción volumétrica total de sólidos en la capa inferior, (adimensional)
C_{max}	Parámetro correlacionado dependiente de la distribución de tamaño, (adimensional)
Cov	Coeficiente de variación, ec. (2.1), (adimensional)
C_r	Fracción volumétrica sólidos ($+74\mu m$), (adimensional)
C_t	Concentración <i>in-situ</i> , (adimensional)
C_v	Concentración suministrada al sistema, (adimensional)
d	Diámetro de la partícula, (m)

D	Diámetro de la tubería, (m)
d_{12}	Tamaño de partícula usado para calcular f_{12} , (m)
d_{50}	Diámetro medio de las partículas sólidas, (m)
f	Factor de fricción de la mezcla, ec.(1.9), (adimensional)
f_m	Factor de fricción modificado, ec. (2.3), (adimensional)
f_1	Factor de fricción de Fanning para el esfuerzo en la pared, ec. (2.47), (adimensional)
f_{12}	Factor de fricción de Fanning para el esfuerzo interfacial, ec. (2.51), (adimensional)
F_f	Tasa de flujo de sólidos ($-74\mu\text{m}$), (m^3/s)
f_o	Fracción volumétrica del crudo en la mezcla, (adimensional)
f_w	Factor de fricción del agua, ec. (1.9), (adimensional)
f_w	Fracción volumétrica del agua en la mezcla, (adimensional)
g	Aceleración de gravedad, (m/s^2)
i	Gradiente de presión de la mezcla sólido-líquido, ($\text{m H}_2\text{O}/\text{m tubo}$); ($\text{m liq.}/\text{m tubo}$) ecs.(2.44) y (2.45)
i_L	Gradiente de presión del líquido, (Pa/m), ($\text{m H}_2\text{O}/\text{m tubo}$)
i_w	Gradiente de presión del agua, (Pa/m), ($\text{m H}_2\text{O}/\text{m tubo}$)
k	Rugosidad del tubo, (adimensional)
L	Longitud de tubería, (m)
$M1$	Modelo 1 con patrón de flujo (CPF)
$M2$	Modelo 2 sin patrón de flujo (SPF)
$M3$	Modelo 3 dos capas (DC)

N_I	Número adimensional de Zandi y Govatos, ec. (1.4), (adimensional)
Q	Flujo volumétrico, (m^3/s)
Re	Número de Reynolds, (adimensional)
Re'_m	Número de Reynolds modificado, ec. (2.4), (adimensional)
Re_d	Número de Reynolds de la partícula, (adimensional)
R_{ij}	Número de régimen, ec. (1.10), (adimensional)
S	Densidad relativa del sólido con respecto al líquido, ρ_s/ρ_L , (adimensional)
S_1	Perímetro parcial de la capa superior, (m)
S_{12}	Ancho de la interfaz, (m)
S_2	Perímetro parcial de la capa inferior, [m]
T	Temperatura, (F)
T_0	Temperatura de referencia, 60 °F
T_x	T-60°F
V	Velocidad media de la mezcla, (m/s)
V_∞	Velocidad terminal de asentamiento de la partícula sólida, (m/s)
V_L	Velocidad promedio actual del líquido en la tubería, ec. (2.28) (m/s)
V_s	Velocidad promedio actual del sólido en la tubería, ec. (2.28), (m/s)
WOR	Relación agua/crudo, ec. (1.21), (adimensional)

Letras Griegas

ρ	Densidad, (kg/m ³)
β	Coeficiente de expansión térmica, ec (1.22), (F ⁻¹)
β	Ángulo que define a la capa inferior, (rad)
$\rho_{w.c.s}$	Densidad del agua en condiciones estándar, (kg/m ³)
ψ_s	Esfericidad de las partículas sólidas, ec. (2.22), (adimensional)
η_s	Coeficiente de fricción entre las partículas y el tubo, (adimensional)
$\frac{\Delta P}{L}$	Gradiente de presión, ecs. (2.9)-(2.17), (m H ₂ O/m Tubo)
$\frac{\Delta p}{L}$	Gradiente de presión, ec. (1.11), (Pa/m)
ΔP	Diferencia de presión (en tablas de resultados), (psi)
ΔV	Diferencia entre la velocidad del líquido y la velocidad del sólido, ec. (1.33), (m/s)
τ_2	Esfuerzo medio para la capa inferior, (Pa)
τ_{12}	Esfuerzo en la interface hipotética, (Pa)
τ_1	Esfuerzo en la pared en la capa superior, (Pa)
γ_0	Gravedad específica del crudo a T ₀ , ec. (1.22), (adimensional)
μ	Viscosidad, (Pa.s)
σ	Desviación estándar del diámetro de partícula, ec.(2.1), (m)
ω	Velocidad angular de la partícula, (rad/s)

Subíndices

1	Capa inferior
2	Capa superior
f	Líquido que contiene partículas ($-74\mu\text{m}$) ec. (2.34)
L	Líquido
m	Mezcla (sólido-líquido)
o	Crudo
OD	Crudo muerto
s	Sólidos
t	Total
w	Agua

INTRODUCCIÓN

La presencia de arena en el transporte de crudo ha sido reconocido como un problema significativo en las operaciones de producción y transporte en la industria petrolera. Este problema se origina debido a la explotación de yacimientos no consolidados, que son aquellos que se encuentran en formaciones poco compactas y que hacen imposible la extracción del crudo sin partículas sólidas.

La arena transportada reduce la efectividad de la tubería ya que aumenta el riesgo de desgaste por erosión y aumenta el gradiente de presión en el sistema debido a la inminente deposición de las partículas sólidas y la formación de un lecho en el fondo del tubo, generalmente produce daños a equipos y reduce la vida útil del sistema.

Los programas comerciales de simulación de flujo en tuberías actualmente no consideran la fase sólida para el cálculo del gradiente de presión, y aquellos que están siendo desarrollados, en su mayoría, no pueden generar modificaciones, siendo necesarias con el tiempo, para permitir su actualización. Es por esto, que es importante el desarrollo de programas de simulación que permitan su actualización en los avances que se realicen en materia de producción y transporte.

En este trabajo se presenta el desarrollo de un algoritmo para el cálculo del gradiente de presión cuando hay arena presente en la tubería, empleando modelos seleccionados para estos sistemas.

A continuación se describe brevemente el contenido de cada capítulo:

CAPÍTULO I se realiza una revisión bibliográfica donde se exponen parte de los antecedentes del problema, se tratan los fundamentos básicos del sistema multifásico y del transporte de partículas.

CAPÍTULO II se realiza una descripción de la formulación de cada uno de los modelos seleccionados.

CAPÍTULO III se describe en forma detallada la formulación del algoritmo.

CAPÍTULO IV se prueban los modelos con datos de campo junto con un programa comercial, se hace un análisis de sensibilidad a los modelos.

CAPÍTULO V se presentan las conclusiones y recomendaciones de este trabajo.

CAPÍTULO I

REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Transportar sólidos de un lugar a otro ha sido una necesidad para el ingeniero desde tiempos remotos. El transporte de arena en las tuberías que llevan petróleo desde los yacimientos hasta los tanques de almacenamiento es una consecuencia inevitable de ellas.

El flujo de la mezcla sólido-líquido es un tema, que debido a la gran variedad de aplicaciones donde se emplea, ha sido estudiada por investigadores desde hace muchos años. La gran mayoría de las investigaciones concernientes estudian el gradiente de presión utilizando agua como fase líquida, esto representa una limitación cuando se trata del transporte de la arena en conjunto con el petróleo.

A continuación se presenta una revisión de ciertos estudios realizados y de los aspectos básicos acerca del tópico en estudio.

1.1 CORRELACIONES QUE CALCULAN EL GRADIENTE DE PRESIÓN EN FLUJO DE MEZCLAS SÓLIDO-LÍQUIDO EN TUBERÍA HORIZONTAL

El trabajo experimental más extenso en transporte hidráulico fue llevado a cabo en Francia por Durand y sus compañeros de trabajo en 1952.

Utilizaron partículas de arena de hasta 1 pulg. de diámetro en concentraciones hasta 22%, en tuberías horizontales y verticales, variando el diámetro desde 1 1/2

hasta 22 pulg.. Estudiaron el efecto de la rugosidad del tubo y la elasticidad de las partículas sólidas. Desarrollaron métodos para medir la concentración espacial y la distribución de partículas en la tubería. Durand clasificó la fase sólida como sigue:

a) Materiales cuyas suspensiones son fluidos homogéneos. Estos incluyen arcilla y cenizas finas, con tamaño de partícula hasta 25 micrones.

b) Materiales intermedios, incluyendo el cieno, con tamaño de partícula en el rango de 25 hasta 50 micrones.

c) Materiales que forman suspensiones heterogéneas donde la concentración no es uniforme en la sección transversal del tubo. Encontraron que este rango podría ser subdividido en partículas finas (50μ a 0.2mm) las cuales obedecen a la ley de Stoke cuando se asientan en el fluido, un rango transitorio (0.2 a 2mm), y partículas gruesas las cuales obedecen a la ley de Newton de asentamiento.

Durand encontró que todos sus resultados podrían ser correlacionados con una precisión razonable por medio de la siguiente expresión:

$$\frac{i - i_w}{C i_w} = 121 \left[\frac{gD(s - 1)}{V^2 \sqrt{C_d}} \right] \quad (1.1)$$

Newitt et.al.(1955) Realizó experimentos con partículas de perspex, carbón, grava y dióxido de manganeso cuyos diámetros variaban desde 0.0008 hasta 0.325 pulg. con concentraciones de hasta 37% en tuberías horizontales variando el diámetro de tubería desde 1 a 9 pulg. en un rango de velocidad entre 0 y 5.8 ft/s. Estudiaron el efecto del tamaño de las partículas y la densidad de la mezcla sobre el gradiente hidráulico, el comportamiento de las mezclas con diversos tamaños de partícula y el desgaste que ocasionan en la tubería dependiendo de la tasa de flujo. De acuerdo a los

resultados obtenidos de sus experimentos, desarrollaron las siguientes correlaciones aplicables:

Suspensiones heterogéneas:

$$\frac{i - i_w}{C i_w} = 1100 \frac{g D V_{\infty}}{V_H^3} (s - 1) \quad (1.2)$$

Donde la velocidad de transición entre flujo heterogéneo y flujo homogéneo es denotada como V_H , expresado por $V_H^3 = 1800 g D V_{\infty}$.

Flujo saltante o lecho estacionario:

$$\frac{i - i_w}{C i_w} = 66 (s - 1) \frac{g D}{V_B^2} \quad (1.3)$$

Igualmente, la velocidad de transición entre flujo saltante o lecho deslizante y suspensiones heterogéneas esta dada por $V_B = 17 V_{\infty}$. Definieron una velocidad de transición crítica V_C , bajo la cual existe el lecho estacionario. La ecuación empírica fue deducida por Durand $V_C = F_L \sqrt{2gD(s-1)}$, donde F_L es función del diámetro y la concentración.

Una versión modificada de la ecuación de Durand fue presentada por Zandi y Govatos (1967). Ellos colectaron mas de 2500 puntos de varias fuentes, compararon las correlaciones de Durand, Newitt y Worster utilizando dichos puntos de datos. La separación de la data en flujo heterogéneo y saltante la realizaron mediante un número adimensional que ellos propusieron como criterio de separación. Dicho número es:

$$N_I = \frac{V^2 \sqrt{C_d}}{C_v D g (s-1)} \quad (1.4)$$

Los valores de N_I fueron calculados con basa en los datos, encontraron que combinaciones de baja velocidad, alta concentración, gran tamaño de partícula y alta gravedad específica de sólidos consecuentemente daban un valor bajo de N_I . Establecieron el siguiente criterio de separación como sigue: si $N_I > 40$ el flujo es heterogéneo, de lo contrario es saltante.

Concluyeron, que de las tres correlaciones (Durand, Newitt y Worster) la de Durand obtuvo las mejores predicciones después de la separación de regímenes de flujo con N_I . Pero requería de las siguientes modificaciones para mejorar la predicción:

$$\frac{i - i_w}{C i_w} = 280 \left(\frac{V^2 \sqrt{C_d}}{(s-1)gD} \right)^{-1.93} \quad \text{sí} \quad \frac{V^2 \sqrt{C_d}}{(s-1)gD} < 10 \quad (1.5)$$

$$\frac{i - i_w}{C i_w} = 6.3 \left(\frac{V^2 \sqrt{C_d}}{(s-1)gD} \right)^{-0.354} \quad \text{sí} \quad \frac{V^2 \sqrt{C_d}}{(s-1)gD} > 10 \quad (1.6)$$

J. J. Vocadlo y M. E. Charles (1972) obtuvieron un enfoque generalizado de predicción de gradiente de presión del flujo turbulento horizontal de mezclas de sólido en líquido en tuberías. El procedimiento sugerido es apropiado solamente para el flujo turbulento de la mezcla. La esencia del procedimiento sugerido es que el gradiente total de presión para flujo turbulento de slurry horizontal puede ser obtenido como la suma de tres términos

$$i = i_L + i_i + i_s \quad (1.7)$$

Donde i_L es el gradiente de presión que existiría si el líquido de transporte (usualmente agua) fluye solo a la misma velocidad del slurry, i_i es el gradiente de presión el cual aumenta a consecuencia de la interacción de las partículas y el líquido, y entre partículas, y se refleja en el incremento de la densidad y viscosidad del slurry en comparación con la densidad y viscosidad del fluido de transporte, y la posible modificación de la estructura turbulenta en el fluido por las partículas sólidas, i_s Gradiente de presión atribuido a la energía requerida para mantener las partículas sólidas en estado de suspensión en contra de la fuerza gravitacional. Obteniendo finalmente la siguiente ecuación para el cálculo del gradiente de presión de la mezcla:

$$i = i_L \left\{ \left(\frac{i_m}{i_L} \right)^{0.20} \left(\frac{r_m}{r_L} \right)^{0.80} \right\} + 10C \left(\frac{r_s}{r_L} - 1 \right) \frac{V_\infty}{V} \quad (1.8)$$

Turian y Yuan (1977) realizaron un estudio acerca de un posible esquema efectivo para correlacionar datos relacionados al flujo de slurry en tuberías. Desarrollaron correlaciones pertenecientes a cada uno de los siguientes regímenes de flujo: flujo con lecho estacionario (régimen 0), flujo saltante (régimen 1), flujo heterogéneo (régimen 2) y flujo homogéneo (régimen 3). También desarrollaron un criterio cuantitativo para cerciorarse del régimen de flujo predominante en condiciones de flujo dadas, y estos son usados en conjunto con las correlaciones de caída de presión.

La forma final de las correlaciones fue:

$$f - f_w = a C^b f_w^c C_d^d \left[\frac{V}{D g (s-1)} \right]^e \quad (1.9)$$

TABLA 1.1 COEFICIENTES DE LA CORRELACIÓN DE TURIAN-YUAN

Patrón de Flujo	a	b	c	d	e
Homogéneo	0.4036	0.7389	0.7717	-0.4054	-1.096
Heterogéneo	0.9857	1.018	1.046	-0.4213	-1.354
Saltante	0.5513	0.8687	1.200	-0.1677	-0.6938
Con lecho estacionario	0.8444	0.5024	1.428	0.1516	-0.3531

Fuente: Turian et al.,1977

La clasificación de régimen flujo fue llevada acabo con un número R_{ij} correspondiente a la transición entre el régimen i y el j , estos son dados por:

$$R_{ij} = \frac{V^2}{K C^a f_w^b C_d^c Dg(s-1)} \quad (1.10)$$

TABLA 1.2 COEFICIENTES PARA DETERMINAR EL NÚMERO DE RÉGIMEN

Número de Régimen	K	a	b	C
R_{01}	31.93	1.083	1.064	-0.0616
R_{12}	2.411	0.2263	-0.2334	-0.3480
R_{23}	0.2859	1.075	-0.6700	-0.9375
R_{13}	1.167	0.5153	0.5153	-0.5724
R_{02}	0.4608	-0.3225	-0.3225	-0.5906
R_{03}	0.3703	0.3183	0.3183	-0.7496

Fuente: Turian et al.,1977

La estimación de la caída de presión usando las correlaciones de este trabajo es, más bien directa. Esto ocasiona la determinación del régimen de flujo dominante y la selección de la correlación correspondiente para calcular el factor de fricción f . El gradiente de presión es calculado por:

$$-\frac{\Delta p}{L} = 2f \frac{rV^2}{D} \quad (1.11)$$

1.2 ASPECTOS GENERALES DEL FLUJO MULTIFÁSICO

1.2.1 Flujo multifásico

El flujo multifásico consiste en la circulación simultanea de dos o más fases homogéneas de fluidos de componentes con diferentes propiedades intensivas, dicho movimiento puede ocurrir en sistemas de ductos, equipos de procesos, con velocidades en las fases que pueden ser iguales o distintas dependiendo de las condiciones intrínsecas del proceso.

El flujo multifásico existe en los procesos de la industria petrolera, en la industria químicas, en la industria de reactores nucleares y en las plantas de energía geotérmica. En todas estas situaciones se presentan diversas aplicaciones, en las cuales el flujo se encuentra en una combinación de fases: gas/sólido, líquido/sólido, gas/líquido y líquido/líquido.

En el presente trabajo se tomará en cuenta la combinación sólido-líquido para el transporte de petróleo en tuberías con presencia de arena como fase sólida

1.2.2 Régimen de flujo y patrón de flujo

El término patrón de flujo se refiere a la configuración geométrica de las fases existentes en la tubería. Cuando dos o más fases fluyen simultáneamente en una tubería, éstas se pueden distribuir en una variedad de configuraciones de flujo. Para el flujo bifásico (sólido-líquido) con una marcada tendencia de los sólidos a sedimentar en condiciones de fluido en reposo, exhibe comportamiento de dos fases. Con frecuencia, para flujo horizontal, la distribución de partículas a través de la sección transversal del tubo es descrita en términos de regímenes de flujo. Los flujos dominados por la gravedad también exhiben un amplio rango de patrones de flujo los cuales son usados para describir el movimiento de las partículas a lo largo de una sección recta de tubería. A pesar de que ambos términos son usados para ayudar a la

descripción del flujo no-vertical, en la práctica su uso es limitado debido a la gran subjetividad de la terminología (Brown, 1991).

1.2.3 Flujo de dos fases (sólido-líquido)

Los slurries (mezcla sólido-líquido) son encontrados en muchas industrias donde son referidos a varias descripciones, tales como:

Caldo, mezcla partícula-líquido en industrias biotécnicas.

Dispersiones (de partículas coloidales) en industrias químicas

Lodos de perforación en la industria petrolera

Pastas en industrias farmacéuticas y de comida

Pulpa de madera en industria de papel y de minerales del suelo en la industria procesadora de minerales.

Cieno (sedimento de lodo) cuando se draga el curso del agua

Fango, concentrado y desechos en el procesamiento de minerales

Barbotina en la industria cerámica

Lodos asociados con aguas servidas y desechos, y

Suspensiones en un amplio rango de industrias

El aspecto en común de todos estos slurries es que consisten en sólidos mezclados con líquido y pueden, además, ser considerado como dos fases, mezcla sólido-líquido. Estas mezclas pueden ser transportadas en tubos y canales, en contraste con otros sólidos mojados que no pueden ser bombeados fácilmente y que no perciben flujo bajo la influencia de la gravedad. El comportamiento del flujo de la mezcla sólido-líquido se extiende desde aquellos que son similares a una fase única

líquida, hasta aquellos en los cuales es apropiado considerar el sólido y el líquido como fases separadas (Brown, 1991).

1.3 CARACTERIZACIÓN DE LA MEZCLA SÓLIDO-LÍQUIDO.

Las mezclas sólido-líquido (slurries) pueden tener un amplio rango de tamaño de partícula, desde menos de un micrón hasta terrón de carbón. El tamaño de partícula así como la distribución de tamaño ayudan a caracterizar a la mezcla y estabilizar sus propiedades de manejo. Obviamente, las partículas muy pequeñas son menos propensas a asentarse por la gravedad.

Algunas mezclas son lo suficientemente estables tales que son consideradas no asentables (nonsettling), mezclas pseudo-homogéneas. Las partículas algunas veces sirven para aumentar la densidad y viscosidad de la mezcla, pero por otro lado dicha mezcla se comporta como un líquido.

Otros slurries se asientan (settling) rápidamente por la gravedad, y se necesitan enfoques muy diferentes para el manejo del sistema. Una gran porción de slurries industriales no caen convenientemente en estas dos categorías y algunas veces, tecnologías asociadas con el manejo de ambos tipos de slurries necesitan ser empleadas.

Usualmente un slurry no puede ser clasificado como que asienta o no asienta sin referirse a su aplicación. Esto tiene que ser hecho previo al diseño del proceso, ya que hay dos enfoques tecnológicos completamente diferentes para predicción de pérdida de presión por fricción en la tubería para slurries que asientan y los que no asientan (Heywood, 1999).

1.4 DEFINICIÓN DE VARIABLES Y PROPIEDADES DEL FLUJO BIFÁSICO SÓLIDO-LÍQUIDO

La mezcla multifásica a ser usada en este trabajo esta formada por la fase líquida compuesta a su vez por crudo y agua, y la fase sólida formada por arena. Para el cálculo del gradiente de presión en flujo multifásico es necesario conocer factores y propiedades de cada una de las fases, que en su conjunto indican el comportamiento de la mezcla. A continuación se da una breve definición y las ecuaciones o correlaciones que permite su cálculo.

1.4.1 Variables

1.4.1.1 Tasa de flujo volumétrico.

Se define como la relación que existe entre las variaciones de volumen en un tiempo determinado. Sus unidades pueden ser $[m^3/s]$, $[ft^3/min]$. Cuando se tratan sistemas líquido-líquido se tienen dos tasas de flujo volumétrico: la del crudo (Q_o), y la del agua (Q_w), la tasa de flujo volumétrico total del líquido (Q_L), será la suma de los dos.

$$Q_L = Q_o + Q_w \quad (1.12)$$

La tasa de flujo volumétrico de la mezcla, para el caso en estudio, es la suma de dos tasas de flujo más: la del sólido (Q_s) y la del líquido (Q_L) definida anteriormente (Shook and Roco1991):

$$Q_m = Q_s + Q_L \quad \Rightarrow \quad Q_m = \frac{Q_L}{(1-C)} \quad (1.13)$$

Donde la fracción volumétrica de sólidos se define con la siguiente expresión (Shook and Roco1991):

$$C = \frac{Q_s}{Q_L + Q_s} \quad (1.14)$$

1.4.1.2 Velocidad media de la mezcla.

Esta referida a la tasa de flujo volumétrica total y el área transversal total de la tubería. Donde sus unidades pueden ser $[m/s]$, $[ft/min]$ y es igual a:

$$V = \frac{Q_m}{A} \quad (1.15)$$

1.4.1.3 Velocidad terminal de la partícula.

Es la velocidad de caída libre que adquiere una partícula que esta bajo la influencia de la gravedad en un fluido en reposo (Brown and Heywood, 1991), depende principalmente del coeficiente de arrastre. Sus unidades pueden ser $[m/s]$, $[ft/min]$.

$$V_{\infty} = \left[\frac{4gd(s-1)}{3C_d} \right]^{0.5} \quad (1.16)$$

1.4.1.4 Coeficiente de arrastre.

El arrastre es la componente de la fuerza sobre un cuerpo que actúa paralela a la dirección del movimiento. El coeficiente de arrastre es una función del número de Reynolds, en el cual la longitud característica depende de la forma del cuerpo, en este caso el diámetro de la partícula sólida. C_d también depende de la rugosidad de la superficie de la partícula, del grado de turbulencia en el fluido y la aceleración relativa del fluido con respecto a la partícula. Este coeficiente esta correlacionado en términos del número de Arquímedes (Ayazi, 1993):

$$Ar = \frac{d_{50}^3 g r_L (r_s - r_L)}{m_L^2} \quad (1.17)$$

$$\begin{aligned} Ar < 24 & \quad C_d = 576 / Ar \\ 24 < Ar < 4660 & \quad C_d = 128 / Ar^{0.482} \\ 4660 < Ar & \quad C_d = 2.89 / Ar^{0.0344} \end{aligned} \quad (1.18)$$

Brown y Heywood (1991) recomiendan un procedimiento de ensayo y error para calcular la velocidad terminal de la partícula y el coeficiente arrastre simultáneamente, es el siguiente:

- 1.- Se asume un valor del número de Reynolds de la partícula Re_d y se calcula el coeficiente de arrastre con la siguiente expresión:

$$C_d = \frac{24}{Re_d} (1 + 0.173 Re_d^{0.657}) + \frac{0.413}{1 + 16300 Re_d^{-1.09}} \quad (1.19)$$

- 2.- La velocidad terminal V_∞ es calculada con la ecuación (1.16)

- 3.- Se corrige el valor del número de Reynolds con la siguiente expresión:

$$Re_d = \frac{d V_\infty r_L}{m_L} \quad (1.20)$$

- 4.- Si el valor supuesto y el calculado de Re_d no están dentro de una tolerancia, entonces el valor calculado es introducido como valor supuesto en el primer paso.

1.4.1.5 Relación agua/crudo

Es la relación a la cual el agua y el crudo se mueve a través de la formación. Se calcula según la siguiente ecuación:

$$WOR = \frac{Q_w}{Q_o} \quad (1.21)$$

1.4.2 Propiedades

1.4.2.1 Densidad

La densidad se define como cantidad de masa de sustancia por unidad de volumen. Es una medida de la solidez de la sustancia. Sus unidades pueden ser $[kg-m/m^3]$, $[lb-m/ft^3]$ La densidad del fluido (mezcla o líquido) es empleada para determinar el número de Reynolds así como otros números adimensionales necesarios para el uso de las correlaciones

1.4.2.1.1 Densidad del crudo muerto.

La predicción de la densidad del crudo muerto (crudo sin gas en solución) se calcula a la temperatura del sistema y a una atmósfera empleando la siguiente correlación (Lester,1994):

$$r_o = [b(T - T_0) + g_0] * 10^3 \quad (1.22)$$

Donde

β = coeficiente de expansión térmica = $-3.343 \times 10^{-4} \text{ F}^{-1}$

1.4.2.1.2 Densidad del agua.

La densidad del agua depende de los sólidos disueltos y de la temperatura, puede ser calculada como la relación entre la densidad del agua a condiciones estándar y el factor de formación volumétrica del agua, de la siguiente forma (Brill and Beggs,1988) :

$$r_w = \frac{r_{w.c.s.}}{B_w} \quad (1.23)$$

1.4.2.1.2.1 Factor de formación volumétrica del agua.

La siguiente expresión calcula el factor de formación volumétrica como una función de la presión, la temperatura, el gas en solución y los sólidos disueltos (Gould,1974).

$$\begin{aligned} B_w &= 1.0 + 1.2 \times 10^{-4} T_x + 1.0 \times 10^{-6} T_x^2 - 3.33 \times 10^{-6} P \\ T_x &= T - T_0 \\ T_0 &= 60 \text{ F} \\ P &= \text{psia} \end{aligned} \quad (1.24)$$

1.4.2.1.3 Densidad del líquido.

La densidad del líquido puede ser calculada a partir de la densidad del crudo y del agua, y de la fracción de crudo y agua en la mezcla (Brill and Beggs,1988).

$$r_L = r_o f_o + r_w f_w$$

Donde

$$(1.25)$$

$$f_o = \frac{Q_o}{Q_L + Q_o} \quad f_w = 1 - f_o$$

1.4.2.1.4 Densidad de la mezcla bifásica.

La densidad de la mezcla puede ser calculada a partir de las densidades de las fases individuales y sus proporciones relativas. La fracción de masa y volumen son comúnmente usadas en la descripción de estas mezclas sólido-líquido. En términos de la fracción volumétrica de sólidos C , la densidad de la mezcla es (Ayazi,1993):

$$r_m = C r_s + (1 - C) r_L \quad (1.26)$$

1.4.2.2 Viscosidad

La viscosidad es la resistencia que presenta un fluido al movimiento provocado por una fuerza cortante; es su fricción interna. Esta resistencia se debe a dos fenómenos: 1) la cohesión de las moléculas y 2) la transferencia molecular de una capa a otra, lo que establece el esfuerzo tangencial o cortante. En los líquidos, predomina la cohesión y como esta disminuye al aumentar la temperatura, del mismo modo disminuye la viscosidad de los líquidos. Sus unidades pueden ser [poise], [Pa.s].

1.4.2.2.1 Viscosidad del crudo muerto.

Se determina la viscosidad del crudo muerto (crudo sin gases disueltos) a la presión de una atmósfera y a una temperatura dada empleando la siguiente correlación (Beggs and Robinson,1975):

$$\mu_{OD} = (10^X - 1) * 10^{-3} \quad \mu_{OD}: (\text{Pa.s}) ; T: (^\circ\text{F})$$

$$X = Y T^{-1.163}$$

$$Y = 10^Z \quad (1.27)$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023^\circ \text{ API}$$

En adelante cuando se hace referencia al crudo, se estará hablando del crudo muerto ya que no se toma en cuenta la fase gaseosa en el flujo multifásico.

1.4.2.2.2 Viscosidad del agua.

Los efectos de la temperatura sobre la viscosidad del agua fueron reportados por Van Wingen (1950). La siguiente expresión que correlaciona los resultados presentados por Van Wingen es empleada para determinar la viscosidad del agua a una temperatura dada:

$$\mu_w = \left(\exp \left(1.003 - 1.479 \times 10^{-2} T + 1.982 \times 10^{-5} T^2 \right) \right) * 10^{-3} \quad (1.28)$$

1.4.2.2.3 Viscosidad del líquido.

La viscosidad del fluido es empleada para determinar el número de Reynolds así como otros números adimensionales necesarios para el uso de las correlaciones. La viscosidad global del líquido puede ser calculada a partir de la viscosidad del agua y el crudo y la fracción de agua y crudo en la mezcla. (Beggs and Brill, 1988)

$$\mu_L = \mu_o f_o + \mu_w f_w \quad (1.29)$$

1.4.2.2.4 Viscosidad de la mezcla bifásica.

Para esferas mono-tamaño, la relación experimental viscosidad-concentración para una mezcla Newtoniana, es representada satisfactoriamente por la siguiente ecuación (Thomas, 1965):

$$\mu_m = \mu_L (1 + 2.25C + 10.05C^2 + 0.00273 \exp(16.6C)) \quad (1.30)$$

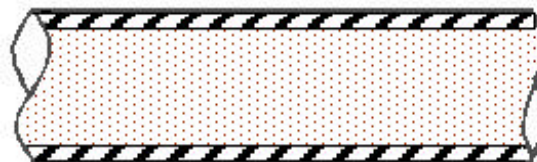
1.5 CLASIFICACIÓN Y DEFINICIÓN DE LOS PATRONES DE FLUJO EN TUBERÍAS HORIZONTALES.

Cuando una mezcla sólido-líquido es transportada a través de un tubo horizontal se pueden distinguir diferentes condiciones de flujo, las cuales dependen de las propiedades del sólido transportado, propiedades del líquido de transporte y las características de la tubería. Hay diversidad de terminología la cual es utilizada para varios patrones de flujo. Sin embargo la clasificación más común es:

- ✿ Flujo Homogéneo
- ✿ Flujo Heterogéneo
- ✿ Régimen Intermedio
- ✿ Régimen Saltante

1.5.1 Flujo homogéneo

En este flujo las partículas sólidas están homogéneamente distribuidas en el medio líquido o la velocidad promedio del flujo es suficientemente grande para mantener las partículas uniformemente suspendidas a través de la sección transversal del tubo, esta caracterizado por una alta concentración de sólidos y un pequeño tamaño de partícula. Es un flujo que no deposita y no estratificado (ver fig. 1.1).



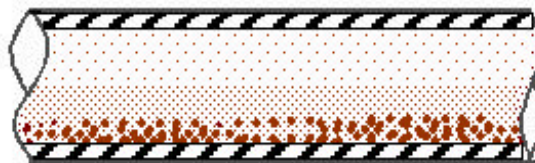
Fuente: Ahow,2001

FIGURA 1.1 SECCIÓN LONGITUDINAL DEL PATRÓN DE FLUJO HOMOGÉNEO

El flujo homogéneo puede subdividirse además en aquellos regímenes en los cuales la interacción partícula – líquido no altera las propiedades reológicas del fluido de transporte y aquellas que si lo hacen (Zandi, 1971). Cuando una suspensión homogénea no exhibe características no-newtonianas, la pérdida de carga puede ser calculada por la ecuación de Darcy-Weisbach, con tal que se utilice la viscosidad y densidad de la suspensión (Zandi and Govatos,1967)

1.5.2 Flujo heterogéneo

Este tipo de flujo ocurre cuando las partículas sólidas son más grandes que las del flujo homogéneo, de gran densidad, tienden a ser de muy bajas concentraciones de sólidos y la velocidad promedio del fluido es tal que permite una separación parcial de las partículas sólidas con respecto al líquido. Estas partículas gruesas generalmente no alteran las propiedades reológicas del fluido. La fase líquida y la sólida mantienen su identidad separada. Las partículas se mueven en suspensión pero existen gradientes de concentración a lo largo del eje vertical del tubo horizontal (Zandi,1971) (ver fig. 1.2).



Fuente: Ahow,2001

FIGURA 1.2 SECCIÓN LONGITUDINAL DEL PATRÓN DE FLUJO HETEROGÉNEO

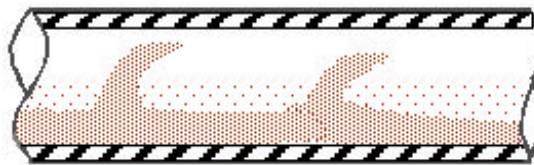
1.5.3 Régimen intermedio

Este tipo de régimen ocurre cuando las condiciones de flujo homogéneo y heterogéneo se presentan simultáneamente. La presencia simultánea de estos dos condiciones es posible cuando partículas finas forman una mezcla homogénea resultante de la alteración de las propiedades reológicas del fluido de transporte. Las

partículas gruesas serán parcialmente separadas y forman un gradiente de densidad. La información disponible sobre este tipo de flujo es escaso e insuficiente (Zandi and Govatos, 1967).

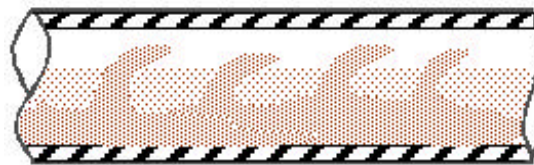
1.5.4 Flujo saltante

Este flujo se produce cuando la fuerza gravitatoria es más grande que la fuerza producida debido a la turbulencia, las partículas sólidas se integran en un lecho y proceden con saltos, deslizamientos o giros discontinuos. Este régimen de flujo puede también subdividirse en flujo saltante con lecho deslizante y flujo saltante con lecho estacionario (Zandi,1971) (ver fig. 1.3 y fig. 1.4).



Fuente: Ahow, 2001

FIGURA 1.3 SECCIÓN LONGITUDINAL DEL PATRÓN DE FLUJO SALTANTE CON LECHO DESLIZANTE



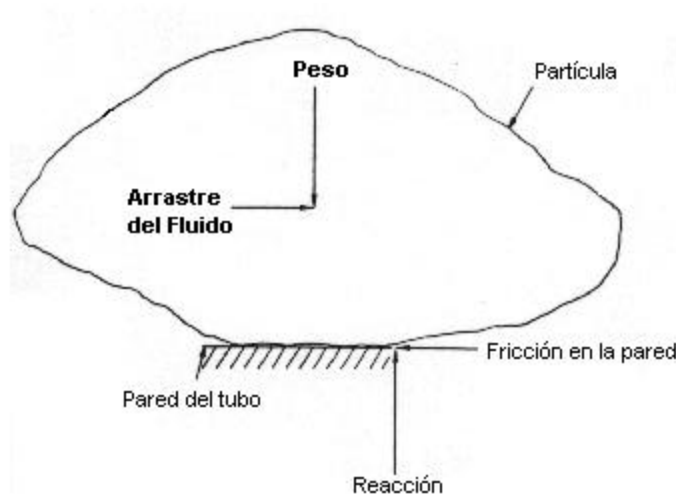
Fuente: Ahow, 2001

FIGURA 1.4 SECCIÓN LONGITUDINAL DEL PATRÓN DE FLUJO SALTANTE CON LECHO ESTACIONARIO

1.6 TRANSPORTE DE PARTÍCULAS

1.6.1 Principios del transporte de partículas

A pesar del número total, tamaño medio, o distribución de tamaño de partículas en la mezcla sólido-líquido, su comportamiento de deposición (settling) finalmente depende de la dinámica de cada partícula en interacción con sus vecinas, el medio fluido y la pared del tubo. Se puede empezar viendo una partícula posada en el fondo del tubo, sujeta al flujo del fluido y fuerzas de contacto del sólido.

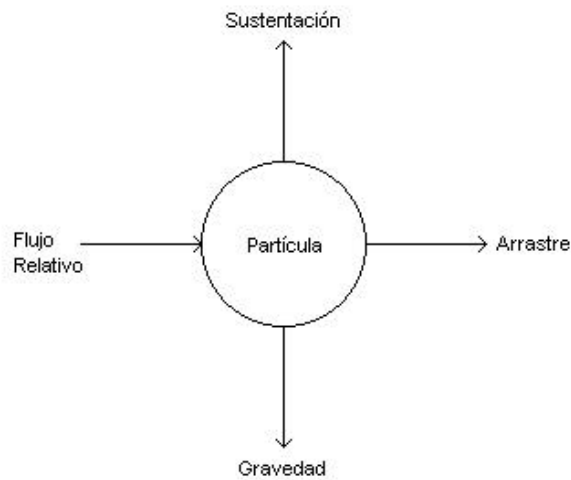


Fuente: Jacobs, 1991

FIGURA 1.5 FUERZAS Y MOMENTO DE EQUILIBRIO PARA UNA PARTÍCULA SÓLIDA ASENTADA

La fig. 1.5 ilustra el balance de fuerzas, el peso sumergido del cuerpo balanceado por una reacción normal vertical y el arrastre del fluido equilibrado por la fricción de la pared del tubo. Dependiendo de su forma y de la proximidad de sus partículas vecinas, su movimiento puede tomar dos formas, rodamiento o deslizamiento. Cuerpos redondos tienden a rodar, a menos que haya muchas de ellas en contacto cercano, bajo estas condiciones ellas están forzadas a deslizarse. De este modo, allí existe un régimen de flujo de “lecho deslizante” pero no un régimen de lecho rodante. Sin embargo, en el régimen de flujo heterogéneo, la población de

partículas en el lecho podría ser suficientemente bajo para promover rodamiento. El rodamiento produce un levante (lift) (efecto magnus) y la suspensión es favorecida con facilidad. De estos conceptos, podemos suponer partículas esféricas para mostrar la transición de forma entre régimen deslizante y heterogéneo, mejor que con aquellas con mayor forma angular.



Fuente: Jacobs, 1991

FIGURA 1.6 FUERZAS NO EQUILIBRADAS DE UNA PARTÍCULA SUSPENDIDA

La fig. 1.6 ilustra las fuerzas que actúan sobre una partícula suspendida. El peso sumergido, a pesar de que no cambia en magnitud y dirección ha sido vencido ahora por la fuerza de sustentación (lift force). La sustentación puede ser generada por numerosos mecanismos. Una partícula cerca del fondo del tubo puede experimentar una rotación debido a la colisión con la pared. La combinación resultante de la circulación del flujo al rededor y el flujo relativo al pasar un objeto, genera una fuerza de sustentación (lift force). Para una velocidad angular (ω) y una velocidad relativa (u), existe la siguiente relación para la sustentación (F_L) en términos del diámetro de la partícula (d):

$$F_L = K_1 \rho \omega u d^3 \quad (1.31)$$

Donde K_1 es una constante.

Conocido el “efecto magnus” se puede notar que la sustentación (lift) es dependiente del tamaño de partícula. Para transporte vertical, esto significa que grandes partículas pueden migrar hacia el eje longitudinal del tubo, un efecto favorable desde el punto de vista de la fricción. Para el transporte horizontal esto significa que la relación de la sustentación al peso (lift/weight) es independiente del tamaño de partícula. La rotación puede ser considerada proporcional al esfuerzo límite, el mismo a V/D para una velocidad media (V) en un tubo (D) produciendo una relación (Fr) de levantamiento de peso, para una gravedad específica de sólidos dada (S):

$$F_r = K_2 V^2 (g D)^{-1} (S - 1)^{-1} \quad (1.32)$$

Donde K_2 es otra constante.

La relación de fuerza toma ahora la forma de un número de Froude (cuadrado) basado en el diámetro del tubo, otra razón por lo cual el movimiento inicial de partículas es independiente del tamaño de la misma. El lector comprenderá que esto es un análisis simplificado; experimentos han demostrado que la relación entre la sustentación (lift), velocidad relativa y corte es muy complicada. Esto es que la transición de lecho estacionario a lecho en movimiento es independiente del tamaño de partícula, y es explicado en función de movimientos de dunas de forma estable. Esto aplicaría a altas concentraciones de partículas pero no se explica lo mismo a bajas concentraciones. El efecto magnus es incapaz de mantener las partículas suspendidas por su propia cuenta. Tan pronto como una partícula es levantada del fondo del tubo, el arrastre del fluido la acelera a la velocidad del flujo del fluido, en este punto el movimiento relativo cesa, la sustentación (lift) desaparece, la partícula se asienta y el proceso entero debe empezar otra vez. Este mecanismo de transporte de partículas es conocido como “saltante” (saltation) y puede ocurrir con o sin dunas.

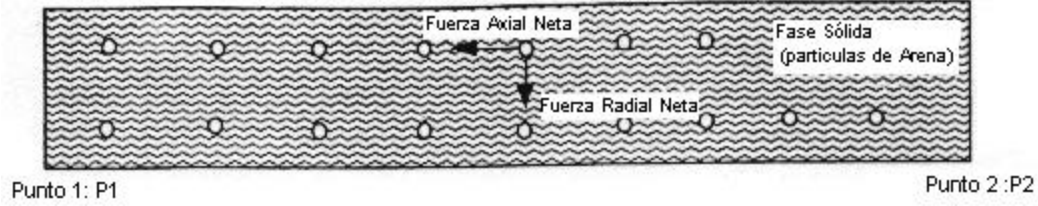
Las partículas están en contacto con la pared del tubo la mayor parte su vida de transporte y contribuye con la componente de fricción de sólidos en el gradiente de presión total. Un problema asociado con el régimen saltante (saltation) es la alta tasa de desgaste que esta tiende a generar.

Para mantener las partículas en una suspensión estable es necesario la alternativa del mecanismo de sustentación (lifting). Este puede ser dado por la turbulencia del fluido. Un remolino turbulento (turbulent eddy) da una componente de velocidad vertical fluctuante, la cual puede mantener a la partícula en suspensión ya que esta es mayor que la velocidad de asentamiento de la misma. En este caso el mecanismo será un arrastre del fluido en dirección vertical, alternativamente, el remolino (eddy) puede generar un tipo de levante Magnus. En cualquier evento, la turbulencia permite que los sólidos permanezcan suspendidos (Jacobs, 1991).

1.6.2 Criterio de deposición de arena

La fuerza neta sobre la fase sólida necesita ser examinada y analizada para determinar un criterio para la deposición de arena. La fig.7 muestra un dibujo esquemático del transporte de la suspensión arena-en-crudo en pozo horizontal. Esto es parecido que a cualquier tiempo t y cualquier posición (r,z) , la fase sólida, representada por la partícula sola en el dibujo esquemático, experimenta dos fuerzas netas: Una a lo largo del eje axial del pozo horizontal (coordenada z), y la otra perpendicular a este eje (a lo largo de la dirección r). La fuerza neta a lo largo de z resulta de varias fuerzas, dos de las cuales tienden a llevar a la fase sólida en la dirección del flujo (en el dibujo, desde el punto 2, región a alta presión al punto 1, región a baja presión). Específicamente estas dos fuerzas constituyen las fuerzas de inercia para el movimiento de la fase sólida por ella misma y la fuerza proporcionada a la fase sólida por el movimiento de la fase líquida, esta misma causada por la presión de la fuerza impulsora (pressure driving force). Por otro lado contrarrestando estas dos fuerzas están la fuerza viscosa de la fase líquida en movimiento, así como la

fuerza de arrastre la cual tiende a “empujar” a las partículas sólidas contra la dirección del flujo del fluido.



Fuente: Doan et al., 1998

FIGURA 1.7 FUERZAS ACTUANTES SOBRE LA FASE SÓLIDA (PARTÍCULAS DE ARENA) EN FLUJO DE SUSPENSIÓN ARENA-CRUDO EN POZO HORIZONTAL

La fuerza neta a lo largo de la dirección radial esta compuesta también de varias fuerzas, de las cuales la más importante es la fuerza de gravedad. La difusión de fase sólida entre la fase líquida y la transferencia de momentum entre la fase líquida y la fase sólida, también contribuyen al efecto total de “empuje” de las partículas sólidas hacia abajo, fuera del flujo de la suspensión y hacia el fondo del pozo horizontal. Las partículas se depositan fuera del flujo en suspensión cuando la magnitud de la fuerza neta actuante sobre la fase sólida en la dirección radial exceda a la fuerza que actúa a lo largo del eje axial del pozo horizontal. A la inversa, no hay deposición de arena y las partículas sólidas son llevadas en suspensión si y solo si, la fuerza neta axial actuante sobre la fase sólida es más grande que en la dirección radial.

Este criterio se expresa como siguen (Doan et. al, 1998):

$$\left[\left(\frac{rg}{(\Delta V)^2} \right) + \left(\frac{D_p}{r(\Delta V)} \right) + \left(\frac{r\bar{F}}{(\Delta V)} \right) \right] > \left[\left(\frac{rr_s(\Delta V)}{m} \right) + \left(\frac{\Delta p}{r_s(\Delta V)^2} \right) - \left(\frac{F_d}{r_s r^2 (\Delta V)^2} \right) \right] \quad (1.33)$$

Significado físico de los grupos π Buckingham utilizados en el criterio:

$$\frac{rg}{(\Delta V)^2} \quad \text{Relación de la fuerza de gravedad y la energía cinética de la fase sólida}$$

$$\frac{D_p}{r(\Delta V)} \quad \text{Relación de la difusividad de las partículas y la difusión a lo largo de la dirección radial}$$

$$\frac{r\bar{F}}{(\Delta V)} \quad \text{Relación de la velocidad radial debida a la transferencia de momentum y la diferencia de velocidad axial}$$

$$\frac{rr_s(\Delta V)}{m} \quad \text{Relación de la fuerza de inercia y la fuerza viscosa (número de Reynolds)}$$

$$\frac{\Delta p}{r_s(\Delta V)^2} \quad \text{Relación de la caída de presión y la energía cinética de la fase sólida}$$

$$\frac{F_d}{r_s r^2 (\Delta V)^2} \quad \text{Relación de la fuerza de arrastre y la fuerza de inercia de la fase sólida.}$$

CAPÍTULO II

MODELOS

A continuación se muestra la formulación de los modelos seleccionados para el cálculo del gradiente de presión de la mezcla sólido en líquido en tuberías horizontales.

2.1 MODELO 1. CON PATRÓN DE FLUJO (Wani et al., 1982)

El desarrollo de la correlación fue basado en el hecho de que la predicción de la caída de presión para slurries que transportan sólidos con una distribución de tamaño relativamente amplia era una dificultad para las correlaciones existentes.

El coeficiente de variación Cov, fue sugerido para tomar en cuenta la amplia distribución de tamaño:

$$\text{Cov} = \frac{100 s}{dw} \quad (2.1)$$

Donde dw es el diámetro medio en peso, dado por la siguiente expresión:

$$dw = \frac{\sum_{i=1}^n f_i d_i}{\sum_{i=1}^n f_i} \quad (2.2)$$

Adicionalmente se tiene el número de Reynolds y factor de fricción modificado con los cuales se obtiene la menor dispersión de datos en la gráfica f'_m vs Re'_m , y están dados por las siguientes expresiones:

$$f'_m = \frac{2g D \Delta P}{V^2 r_m} \quad \text{Factor de fricción de Darcy} \quad (2.3)$$

$$Re'_m = \frac{DVr_m}{m_m} \quad (2.4)$$

La viscosidad de la mezcla es calculada por la ecuación de Thomas (1965). Con la finalidad de representar matemáticamente la gráfica f'_m vs Re'_m obtienen las siguientes expresiones:

$$f'_m = K_1 (Re'_m)^{a_1} \quad (2.5)$$

Relaciona el factor de fricción modificado y el número de Reynolds.

$$f'_m = K_2 (Re'_m)^{a_2} (C_{OV})^{b_1} \quad (2.6)$$

Toma en cuenta el efecto de la distribución de tamaño.

$$f'_m = K_3 (Re'_m)^{a_3} (C_{OV})^{b_2} (C)^{c_1} \quad (2.7)$$

Toma en cuenta la rugosidad de la tubería, donde C es el factor de rugosidad de Hazen – Williams (King and Crocker, 1967).

Para calcular la caída de presión, las correlaciones del factor de fricción son introducidas en la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \left(\frac{V^2}{2gD} \right) \left(f'_m \frac{r_m}{r_L} \right) \quad (2.8)$$

Las constantes de las correlaciones (2.5), (2.6) y (2.7) fueron evaluadas por un método apropiado de mínimos cuadrados, obteniendo así un conjunto de correlaciones para régimen homogéneo, heterogéneo y saltante:

Régimen Homogéneo :

$$\frac{\ddot{A}P}{L} = 0.912 \left(\frac{V^2 r_m}{gD r_L} \right) \text{Re}'_m^{-0.267} \quad (2.9)$$

$$\frac{\ddot{A}P}{L} = 0.025 \left(\frac{V^2 r_m}{gD r_L} \right) \text{Re}'_m^{-0.257} C_{OV}^{-0.09} \quad (2.10)$$

$$\frac{\ddot{A}P}{L} = 26.68 \left(\frac{V^2 r_m}{gD r_L} \right) \text{Re}'_m^{-0.19} C_{OV}^{0.0053} C^{-0.87} \quad (2.11)$$

Régimen Heterogéneo :

$$\frac{\ddot{A}P}{L} = 0.830 \left(\frac{V^2 r_m}{gD r_L} \right) \text{Re}'_m^{-0.26} \quad (2.12)$$

$$\frac{\ddot{A}P}{L} = 0.454 \left(\frac{V^2 r_m}{gD r_L} \right) \text{Re}'_m^{-0.273} C_{OV}^{0.164} \quad (2.13)$$

$$\frac{\ddot{A}P}{L} = 22.4 \left(\frac{V^2 r_m}{gD r_L} \right) \text{Re}'_m^{-0.186} C_{OV}^{0.085} C^{-0.91} \quad (2.14)$$

Régimen Saltante :

$$\frac{\ddot{A}P}{L} = 2.028 \left(\frac{V^2 r_m}{g D r_L} \right) \text{Re}'_m^{-0.313} \quad (2.15)$$

$$\frac{\ddot{A}P}{L} = 2.053 \left(\frac{V^2 r_m}{g D r_L} \right) \text{Re}'_m^{-0.258} C_{OV}^{-0.142} \quad (2.16)$$

$$\frac{\ddot{A}P}{L} = 2.036 \left(\frac{V^2 r_m}{g D r_L} \right) \text{Re}'_m^{-0.313} C_{OV}^{-0.404} C^{0.358} \quad (2.17)$$

Estas correlaciones fueron sujetas a un análisis de error, dando mejor predicción las correlaciones (2.11), (2.14) y (2.17) para su respectivo régimen de flujo. Dichas correlaciones son las seleccionadas para el desarrollo del algoritmo en el presente trabajo.

2.1.1 Delineación de régimen de flujo

Wani et al. consideró que el criterio de Newitt et al.(1955), basado en el mapa de patrón de flujo desarrollado en su trabajo (ver apéndice 2), era el más adecuado para clasificar la data en régimen de flujo homogéneo y no-homogéneo y el criterio de Zandi y Govatos (1967) fue el más adecuado para clasificar la data del régimen no-homogéneo en régimen heterogéneo y saltante.

2.2 MODELO 2. SIN PATRÓN DE FLUJO (Wani et al., 1983)

Esta basado en que la energía total requerida para transportar el slurry consiste en lo siguiente:

La energía E_L requerida para transportar el líquido

La energía E_s requerida para transportar el sólido

La energía E_f requerida para compensar cualquier pérdida de energía durante el ascenso y descenso de los sólidos a través de la sección transversal del tubo.

La energía E_d requerida para vencer la fuerza de arrastre actuante en los sólidos.

Si v es el volumen de la mezcla por unidad de longitud de tubería y V_s y V_L son las velocidades medias del sólido y del líquido dentro de la tubería respectivamente, la energía requerida para transportar el líquido esta dada por la ecuación (2.18):

$$E_L = \frac{f_L V_L^2 (1 - C_t) v g r_L}{2gD} \quad (2.18)$$

La energía requerida para transportar los sólidos esta dada por:

$$E_S = \frac{f_L V_S^2 g v r_s C_t}{2gD} \quad (2.19)$$

La energía liberada durante el descenso de los sólidos a través de la sección transversal del tubo puede ser dada por:

$$\frac{K_f C_t v g V_\infty (r_s - r_L)}{V_s} \quad (2.20)$$

La energía adquirida por los sólidos en el ascenso a través de la sección transversal de tubo se asume que es de la misma forma que la liberada durante el descenso.

La diferencia de energía del ascenso y descenso de los sólidos puede ser representada por la ecuación (2.21):

$$E_{rf} = \frac{C_t g v V_\infty (\tilde{n}_s - \tilde{n}_L)(K_f - K_r)}{V_s} \quad (2.21)$$

Donde K_f es una constante en la cual también toma en cuenta el efecto de concentración en la velocidad de asentamiento de los sólidos, y K_r es una constante de proporcionalidad.

La energía requerida para vencer la fuerza de arrastre que actúa en los sólidos es:

$$E_d = \frac{C_d r_L C_t v (V_L - V_s)^2 (pd^2 / 4j_s)}{2 (pd^3 / 6)} \quad (2.22)$$

La energía total requerida para transportar la mezcla es representada por la siguiente ecuación:

$$E_t = E_L + E_s + E_{rf} + E_d \quad (2.23)$$

Sustituyendo las ecuaciones para E_L , E_s , E_{rf} y E_d en la ecuación (2.23) y simplificando se tiene lo siguiente:

$$i_s v \tilde{n}_L g = C_t g v i_L \left(\frac{V_s^2}{V_L^2} \tilde{n}_s - \tilde{n}_L \right) + \frac{2V_\infty (r_s - r_L)(K_f - K_r) v g^2 D C_t i_L}{f_L' V_s V_L^2} + \frac{3C_d \tilde{n}_L D (V_L - V_s)^2 g C_t v i_L}{2f_L' d V_L^2 y_s} \quad (2.24)$$

Donde $i_s v r_L g$ representa la energía total en exceso sobre la requerida para que el líquido fluya solo y

$$i_L = \frac{f_L V_L^2}{2gD} \quad (2.25)$$

i_s es la pérdida de carga para el flujo de sólido y es igual a $(i - i_L)$

El flujo de slurry tiene lugar en condiciones altamente turbulentas. El factor de fricción f y el coeficiente de arrastre C_d pueden asumirse constantes.

Se tiene que:

$$K_{rf} = \frac{2(K_f - K_r)}{f_L} \quad y \quad K_d = \frac{3C_d}{2f_L} \quad (2.26)$$

Sustituyendo estas dos expresiones en la ecuación (2.24) se obtiene:

$$\begin{aligned} \frac{i - i_L}{C_t i_L} = & \left[\left(\frac{V_s}{V_L} \right)^2 \left(\frac{r_s}{r_L} \right) - 1 \right] + K_{rf} \left(\frac{r_s - r_L}{r_L} \right) \left(\frac{gD}{V_L^2} \right) \left(\frac{V_\infty}{V_s} \right) + \\ & K_d \left(\frac{D}{d} \right) \left(\frac{V_L - V_s}{V_L} \right)^2 \frac{1}{y_s} \end{aligned} \quad (2.27)$$

Las constantes K_{rf} y K_d fueron determinadas a partir de la data de pérdida de carga obtenida en los experimentos realizados por los investigadores bajo condiciones de régimen heterogéneo. La velocidad promedio actual de sólidos V_s y del líquido V_L fueron dadas por:

$$V_s = \frac{VC_v}{C_t} \quad V_L = \frac{V(1 - C_v)}{(1 - C_t)} \quad (2.28)$$

Realizando una análisis de regresión por medio de mínimos cuadrados a la data obtenida en los experimentos, asumiendo la esfericidad igual a uno, se obtuvo

que el valor de las constantes K_{rf} y K_d son 1.15162 y 0.0378 respectivamente. Sustituyendo los valores en la ecuación (2.27):

$$\begin{aligned} \frac{i - i_L}{C_i i_L} = & \left[\left(\frac{V_s}{V_L} \right)^2 \left(\frac{r_s}{r_L} \right) - 1 \right] + 1.15162 \left(\frac{r_s - r_L}{r_L} \right) \left(\frac{gD}{V_L^2} \right) \left(\frac{V_\infty}{V_s} \right) + \\ & 0.0378 \left(\frac{D}{d} \right) \left(\frac{V_L - V_s}{V_L} \right)^2 \frac{1}{y_s} \end{aligned} \quad (2.29)$$

La concentración in-situ o la suministrada al sistema, es calculada utilizando las ecuaciones (2.30) y (2.31) desarrolladas bajo las siguientes suposiciones:

- a) La concentración de sólidos es pequeña.
- b) El número de partículas (población de partículas) en cualquier plano horizontal de la sección transversal del tubo es proporcional a lo largo del tubo.
- c) El perfil de velocidad del líquido es plano (en promedio).

Las ecuaciones son las siguientes:

$$\frac{C_t - C_v}{C_v} = 0.1509 \left(V_\infty e^{-C_t} \right)^N \quad (2.30)$$

Donde

$$N = 0.541 \left(\frac{V_\infty}{V} \right) - 0.223 \quad (2.31)$$

Y el gradiente de presión para el líquido solo es calculado como sigue:

$$i_L = 6.8084 \left(\frac{V_L}{CD^{0.63}} \right)^{1.85} \quad (2.32)$$

Donde C es el factor de rugosidad de Hazen – Williams (King and Crocker, 1967).

2.3 MODELO 3. DOS CAPAS (Gilies et al., 1991)

El modelo es probablemente el método mas eficaz para estimar caídas de presión en slurries que sedimentan o flujos heterogéneos. El modelo es mecánico, basado en parte de las leyes físicas conocidas. Este consiste en un conjunto de ecuaciones algebraicas las cuales describen el flujo en términos de una idealizada o simplificada vista de la sección transversal del tubo. En vista que diferentes suposiciones simplificadoras han sido usadas durante su evolución, las ecuaciones que componen al modelo son algunas veces diferentes. Esto significa que el modelo es mejor considerado como un enfoque, o un conjunto de simplificaciones razonables, mejor que un particular conjunto de ecuaciones.

Esta versión fue escrita principalmente para mezclas que contienen despreciables cantidades de partículas finas, partículas que asientan lentamente. Ya que los slurries industriales generalmente contiene partículas finas, ahora el modelo ha sido alterado con respecto a esto.

La concentración *in-situ* de sólidos (C_t) es separada en fracción fina y gruesa:

$$C_t = C_f + C_r \quad (2.33)$$

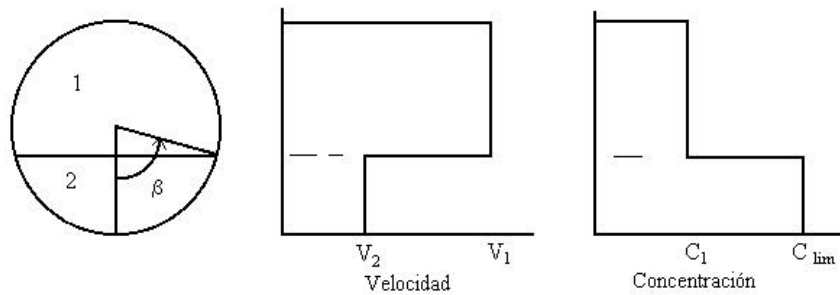
Las partículas finas combinadas con el fluido de transporte forman una mezcla la cual se considera que actúa como un fluido de densidad ρ_f , donde:

$$r_f = \frac{r_L(1-C_t) + r_s C_f}{1-C_t + C_f} \quad (2.34)$$

La viscosidad (μ_f) de la mezcla de densidad ρ_f puede ser medida o calculada. Una estimación razonable de la viscosidad puede ser obtenida de la correlación disponible en literatura (Thomas, 1965).

Se asume que las partículas gruesas forman dos capas de composición constante, como se muestra en la fig.2.1. Las partículas suspendidas por las fuerzas del fluido son distribuidas uniformemente dentro del tubo con concentración C_1 . La capa inferior también contiene partículas cuyo peso inmerso es transmitido a la pared del tubo por la interacción partícula - partícula. Por último esta el contacto de partículas alojadas, cuya concentración en promedio en toda la tubería es C_c , de este modo:

$$C_r = C_1 + C_c \quad (2.35)$$



Fuente: Gillies et al.,1991

FIGURA 2.1 DISTRIBUCIÓN IDEALIZADA DE VELOCIDAD Y CONCENTRACIÓN USADA EN EL MODELO DE DOS CAPAS

En términos de la concentración total de partículas gruesas de la capa inferior (C_{lim}) el contacto de partículas alojadas produce una contribución de incremento C_2 :

$$C_2 A_2 = C_c A \quad (2.36)$$

$$\text{Donde } C_{lim} = C_1 + C_2 \quad (2.37)$$

La relación (C_c/C_r) es de este modo la fracción de partículas $+74\mu\text{m}$ la cual no es suspendida por el fluido:

$$\frac{C_c}{C_r} = \exp\left(-0.0184 \frac{V}{V_\infty}\right) \quad (2.38)$$

La densidad de la mezcla en la capa superior es ρ_1 :

$$r_1 = r_f (1 - C_1) + \tilde{n}_s C_1 \quad (2.39)$$

En la capa inferior, las partículas suspendidas combinadas con las partículas finas y el líquido forman una mezcla de densidad ρ_{2f} :

$$r_{2f} = \frac{r_f (1 - C_{lim}) + \tilde{n}_s C_1}{1 - C_{lim} + C_1} \quad (2.40)$$

El modelo emplea balances volumétricos para la mezcla y para las partículas sólidas. Despreciando el deslizamiento entre fases, el flujo volumétrico de la mezcla es:

$$AV = A_1 V_1 + A_2 V_2 \quad (2.41)$$

El flujo de partículas finas (-74 μ m) es calculado por la expresión:

$$F_f = \frac{C_f [(1 - C_1)A_1 V_1 + (1 - C_{lim})A_2 V_2]}{1 - C_r} \quad (2.42)$$

Así la tasa de sólidos entregada al sistema (incluyendo partículas de-74 μ m) es:

$$C_v AV = C_1 AV + C_2 A_2 V_2 + F_f \quad (2.43)$$

El balance de fuerzas es escrito para cada capa en términos del gradiente de presión axial $i\rho_L g$.

Para flujo horizontal:

$$i r_L g = \frac{\hat{o}_1 S_1 + \hat{o}_{12} S_{12}}{A_1} \quad (2.44)$$

$$i r_L g = \frac{-\hat{o}_{12} S_{12} + \hat{o}_2 S_2}{A_2} \quad (2.45)$$

Donde el signo de τ_{12} es determinado por $V_1 > V_2$.

El esfuerzo es determinado en términos del factor de fricción de Fanning f_1 como:

$$\hat{o}_1 = 0.5 f_1 V_1 |V_1| r_1 \quad (2.46)$$

f_1 es calculado con la rugosidad del tubo k y el número de Reynolds el cual emplea la velocidad media V :

Usando la correlación convencional para fluido Newtoniano (Churchill, 1977).

$$f_1 = \left[\left(\frac{8}{\text{Re}} \right)^{12} + \frac{1}{(A+B)^{3/2}} \right]^{1/12}$$

Donde

(2.47)

$$A = \left[2.457 \ln \left(\frac{1}{\left(\frac{7}{\text{Re}} \right)^{0.9} + \frac{0.27k}{D}} \right) \right]^{16} \quad B = \left(\frac{37530}{\text{Re}} \right)^{16}$$

La fuerza $\tau_2 S_2$ resulta de la resistencia del fluido a fluir en la mezcla de densidad ρ_2 y la fricción Coulómbica asociada con la carga en contacto:

$$\hat{o}_2 S_2 = \frac{0.5 f_1 V_2 |V_2| r_{2f} s + 0.5 (r_s - r_f) g D^2 C_2 (1 - C_{lim}) (\sin \hat{\alpha} - \hat{\alpha} \cos \hat{\alpha}) h_s}{1 - C_2} \quad (2.48)$$

Donde η_s es el coeficiente de fricción entre las partículas y la pared del tubo, para arena y partículas de grava en tubos de acero, η_s es 0.5, y β (figura 2.1) es el ángulo que define la capa inferior.

La distribución de concentración es aun objeto de investigaciones y en vista de que C_{lim} es un valor medio para toda la capa inferior, se utiliza la siguiente expresión para su cálculo:

$$\frac{C_{max} - C_{lim}}{C_{max} - C_r} = 0.074 \left(\frac{V}{V_\infty} \right)^{0.44} (1 - C_r)^{0.189} \quad (2.49)$$

La concentración limite C_{max} depende del ancho de la distribución de tamaño de partículas. Según este trabajo, consideran una distribución de tamaño reducida para las partículas de arena, entonces el valor de C_{max} es 0.60.

El esfuerzo τ_{12} es calculado a partir de la diferencia de velocidad ($V_1 - V_2$), la densidad de la capa superior y el factor de fricción de Fanning f_{12} :

$$\hat{\sigma}_{12} = 0.5 f_{12} (V_1 - V_2) |V_1 - V_2| r_1 \quad (2.50)$$

Para esta versión del modelo f_{12} se calcula como sigue:

$$f_{12} = \frac{1 + 2Y}{[4\log_{10}(D/d_{12}) + 3.36]^2} \quad (2.51)$$

Donde

$$Y = 5 + 1.86 \log_{10}(d_{12}/D) \quad \text{para} \quad (d_{12}/D) > 0.002 \quad (2.52)$$

de lo contrario $Y = 0$

En esta ecuación d_{12} es el diámetro de partícula en la interface hipotética, determinada asumiendo que todas las partículas $+74\mu\text{m}$ de diámetro $> d_{12}$ están en la capa inferior.

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL ALGORITMO

3.1 CASO A ANALIZAR

El algoritmo estará estructurado bajo las siguientes premisas:

- Se considera una configuración horizontal para las tuberías y características conocidas de la misma.
- Se conocerán las características físicas de las fase líquida.
- Se conocerán las características físicas de las fase sólida.
- Se considera un sistema isotérmico.
- Se tendrán valores de presión y temperatura para calcular propiedades promedio del fluido.

3.2 ALGORITMO

La estructuración del algoritmo se divide en tres partes que juntas conducen a la solución del problema. Las mismas son:

Entrada de datos.

Resolución.

Salida de resultados.

3.2.1 Entrada de datos

Se introduce información referente a: datos de la fase sólida, datos de la fase líquida, datos de la tubería, presión y temperatura.

La información será introducida en las siguientes unidades:

Caudal	BPD
Concentración de sólidos	vol./vol.
Diámetro	pulgadas
Gravedad API	adimensional
Gravedad específica del sólido	adimensional
Longitud de la tubería	kilómetros
Relación agua/crudo	adimensional
Presión	Psi
Rugosidad	pulgadas
Temperatura	F

3.2.1.1 Datos de la fase sólida

- * Diámetro promedio de partículas.
- * Gravedad específica del sólido con respecto al agua.
- * Concentraciones de sólidos.
- * Desviación estándar del diámetro de partícula (Modelo 1).

3.2.1.2 Datos de la fase líquida

- * Caudal de líquido (agua + crudo).
- * Relación agua/crudo.

- * Gravedad API.
- * Presión.
- * Temperatura.

3.2.1.3 Datos de la tubería

- * Diámetro interno.
- * Longitud total.
- * Rugosidad.

3.2.2 Resolución

Conociendo las características de cada fase y de la tubería, se determinan propiedades, factores, coeficientes y dependiendo del algoritmo se determina o no el patrón de flujo existente para luego dar solución al problema.

3.2.3 Salida de resultados

Se presentan por pantalla los siguientes resultados:

- ◆ Velocidad media del flujo.
- ◆ Velocidad terminal de la partícula.
- ◆ Coeficiente de arrastre.
- ◆ Caudal de la mezcla.
- ◆ Ángulo Beta (Modelo 3).
- ◆ Patrón de flujo (Modelo 1).
- ◆ Caída de presión.

3.3 ALGORITMOS DE CÁLCULO

3.3.1 Modelo 1

El algoritmo de este modelo consta de cuatro subrutinas las cuales son: Datos, Propiedades, Patrón de flujo, Caída de presión. La subrutina Datos es descrita en la sección 3.2.1 y específicamente en la tabla 3.1, mientras que la subrutina Propiedades, Patrón de Flujo y Caída de Presión son descritas a continuación, cabe destacar que la descripción completa del modelo se encuentra en el capítulo II sección 2.2. El algoritmo general de cálculo de este modelo es el siguiente:

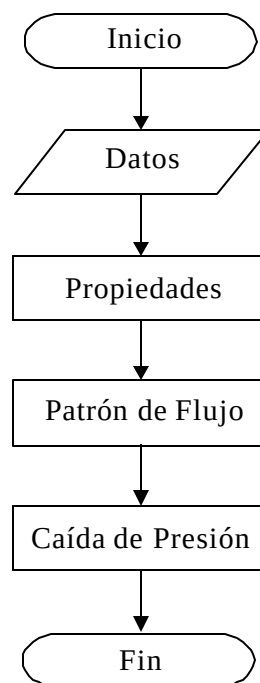


FIGURA 3.1 ALGORITMO GENERAL DE CÁLCULO DEL MODELO 1

TABLA 3.1 ENTRADA DE DATOS PARA CADA UNO DE LOS MODELOS

	MODELO 1	MODELO 2	MODELO 3
FASE SÓLIDA	Diámetro de partícula	Diámetro de partícula	Diámetro de partícula
	Densidad relativa	Densidad relativa	Densidad relativa
	Concentración de sólidos (in-situ C_t o suministrada C_v)	Concentración de sólidos (in-situ C_t o suministrada C_v)	Concentración de sólidos (in-situ C_t o suministrada C_v)
	Desviación estándar del diámetro de partícula		Concentración de partículas finas
FASE LÍQUIDA	Caudal total		
	Porcentaje de agua y sedimentos		
	Grado API		
	Temperatura		
	Presión		
TUBERÍA	Diámetro interno	Diámetro interno	
	Longitud total	Longitud total	
		Rugosidad	

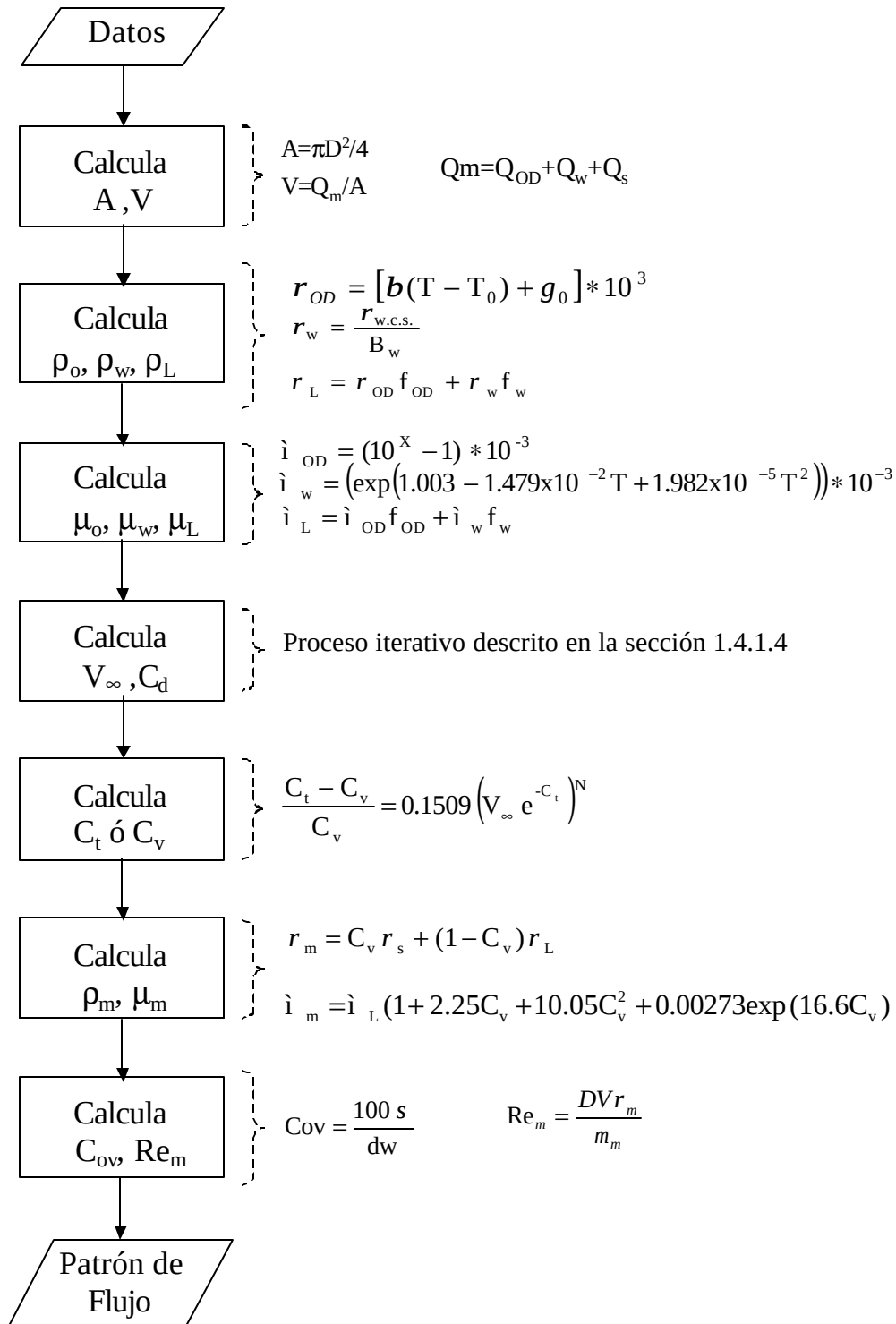


FIGURA 3.2 ALGORITMO DE CÁLCULO DE PROPIEDADES (MODELO 1),

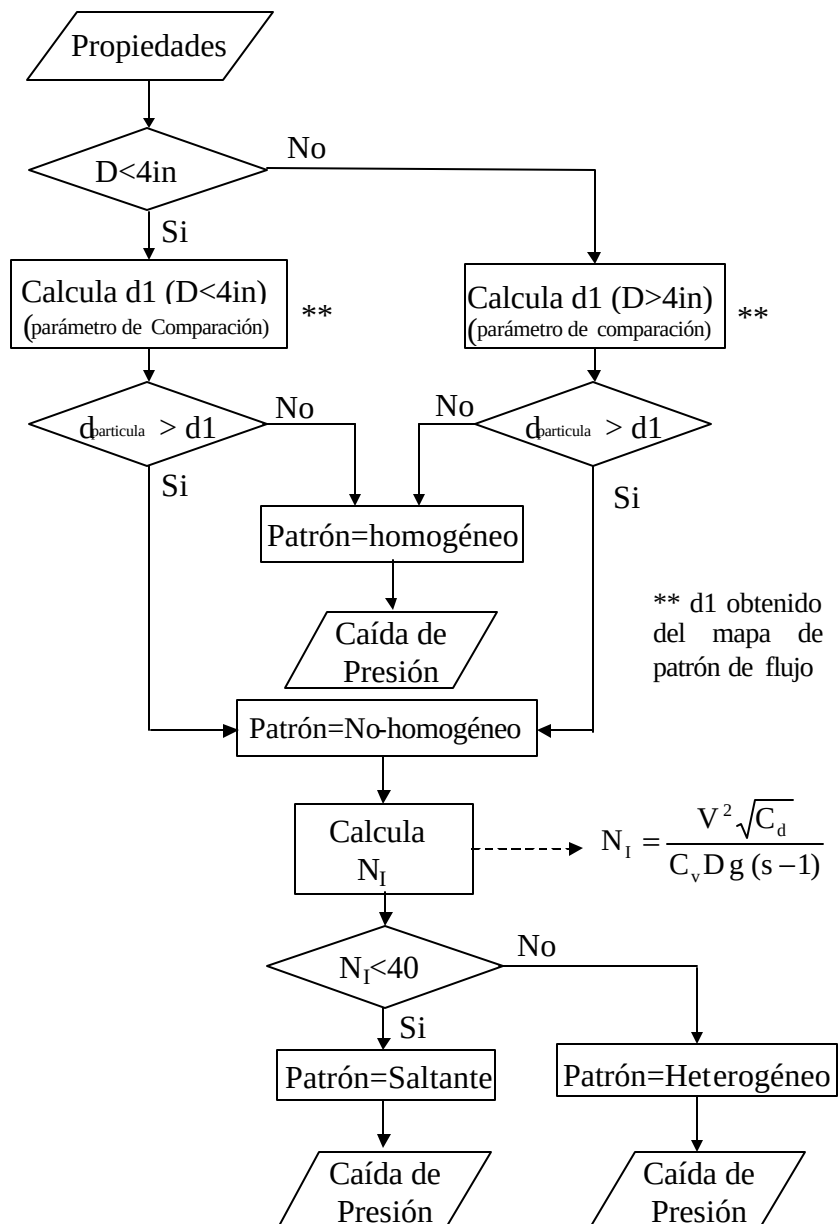


FIGURA 3.3 ALGORITMO DE DETERMINACIÓN DE PATRÓN DE FLUJO (MODELO 1)

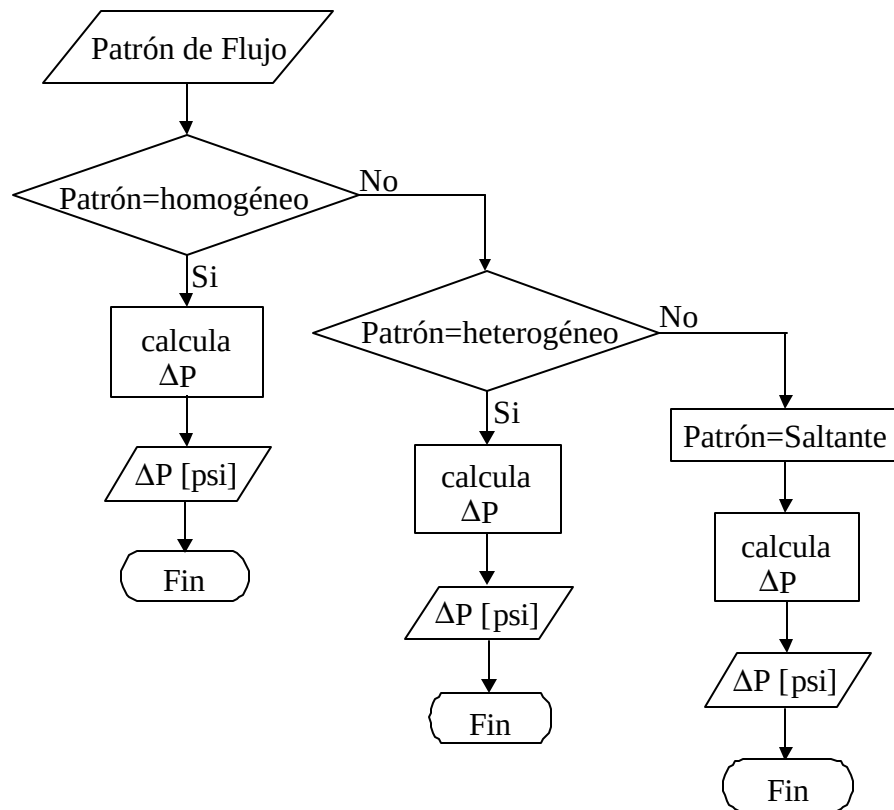


FIGURA 3.4 ALGORITMO DE CÁLCULO DE CAÍDA DE PRESIÓN (MODELO 1)

3.3.2 Modelo 2

El algoritmo de este modelo consta de tres subrutinas las cuales son Datos, Propiedades y Caída de Presión. Debido a que es un modelo muy sencillo sin delineación de régimen de flujo, la descripción del algoritmo de cálculo de propiedades puede hacerse de la misma forma que para el modelo anterior con la salvedad de que se calculan dos variables más que son la velocidad promedio actual del líquido y del sólido (ecuación 2.28) y no se requiere del cálculo del C_{ov} ni del Re_m . Una vez calculadas las propiedades y variables necesarias, el algoritmo entra en la fase de cálculo de caída de presión cual es hecha independientemente del patrón de flujo por una única ecuación (2.29). El algoritmo de cálculo general del modelo se presenta en la figura 3.5.

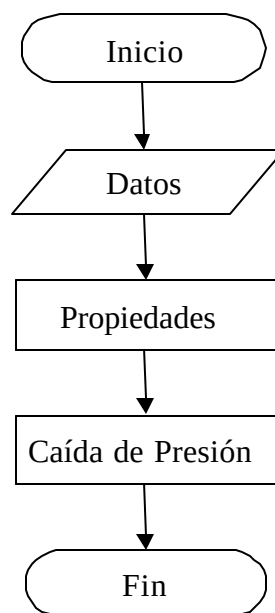


FIGURA 3.5 ALGORITMO GENERAL DE CÁLCULO DEL MODELO 2

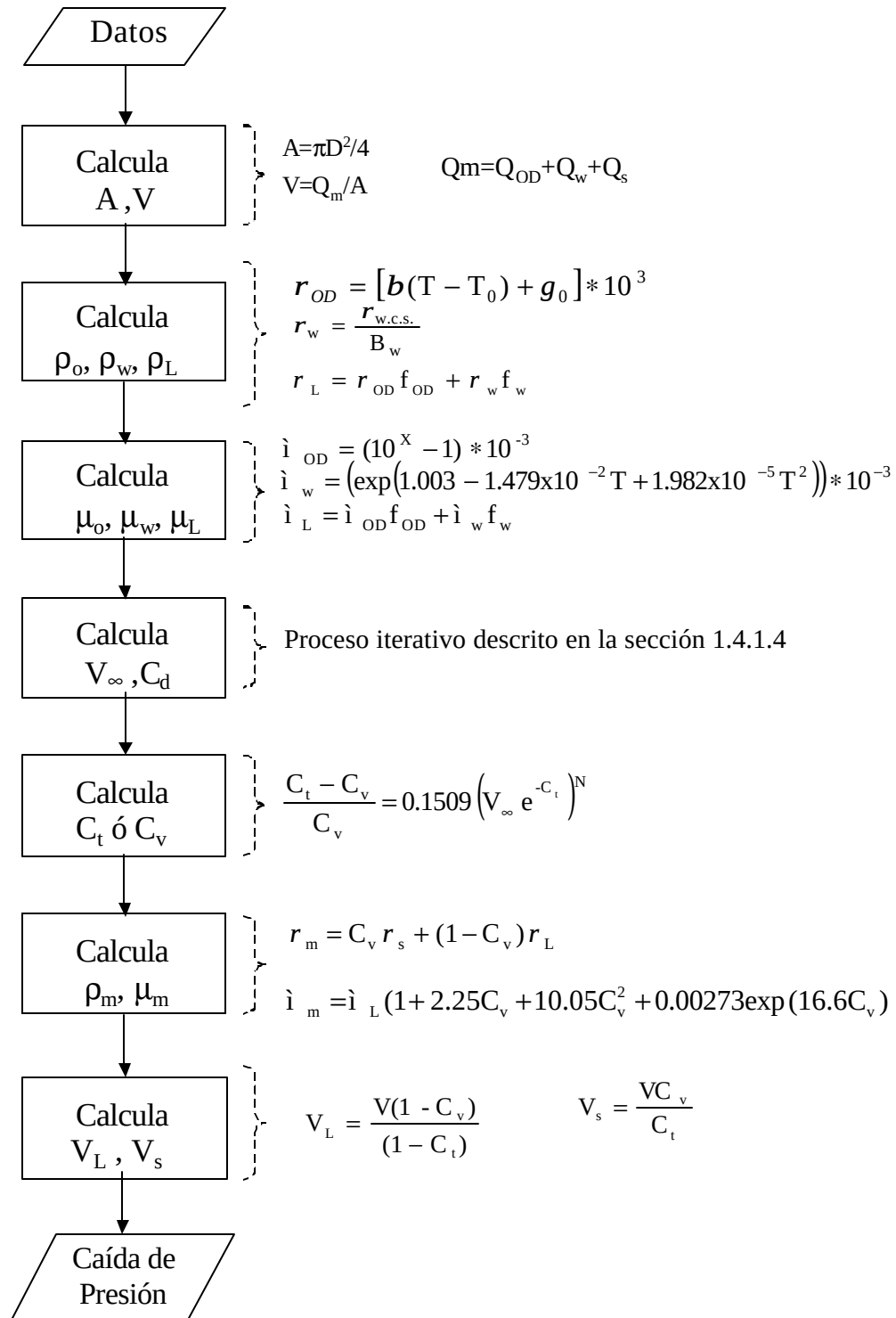


FIGURA 3.6 ALGORITMO DE CÁLCULO DE PROPIEDADES (MODELO 2)

3.3.3 Modelo 3

Este modelo consiste en tres subrutinas, las cuales son: Datos, Propiedades y Caída de Presión. La descripción del cálculo de cada una de las variables a ser nombradas en el algoritmo se encuentran en el capítulo II sección 2.3 donde las ecuaciones son presentada. La descripción de la subrutina Datos esta hecha la sección 3.2.1 y específicamente en la tabla 3.1. El algoritmo general del modelo se muestra en al figura 3.6.

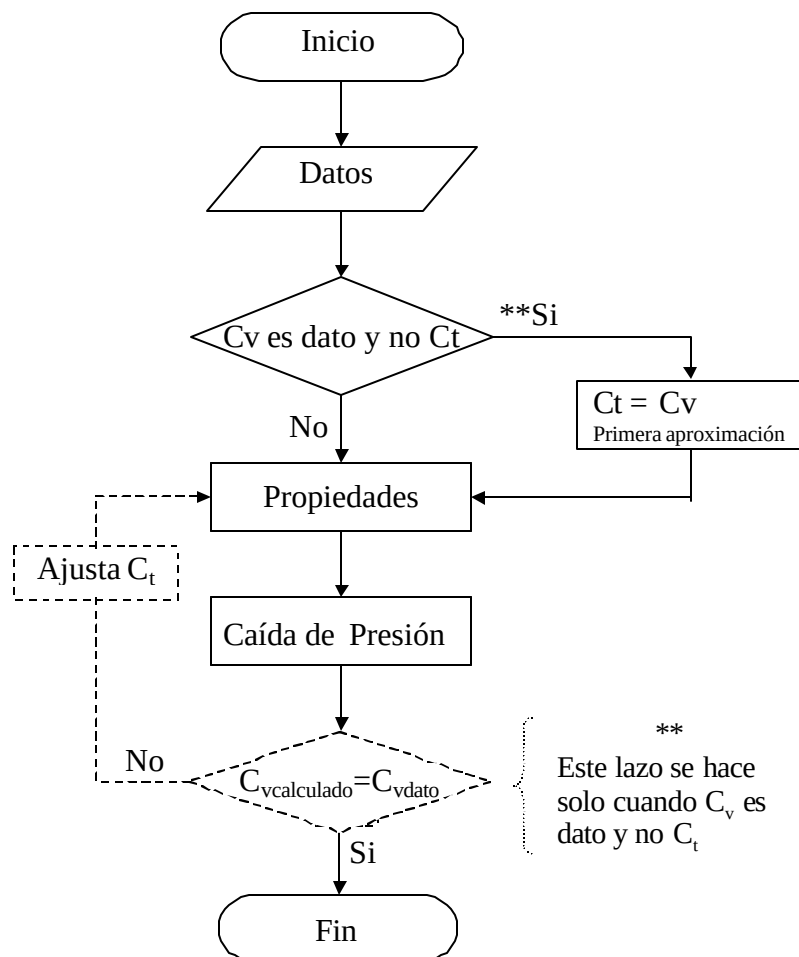


FIGURA 3.7 ALGORITMO GENERAL DE CÁLCULO DEL MODELO 3

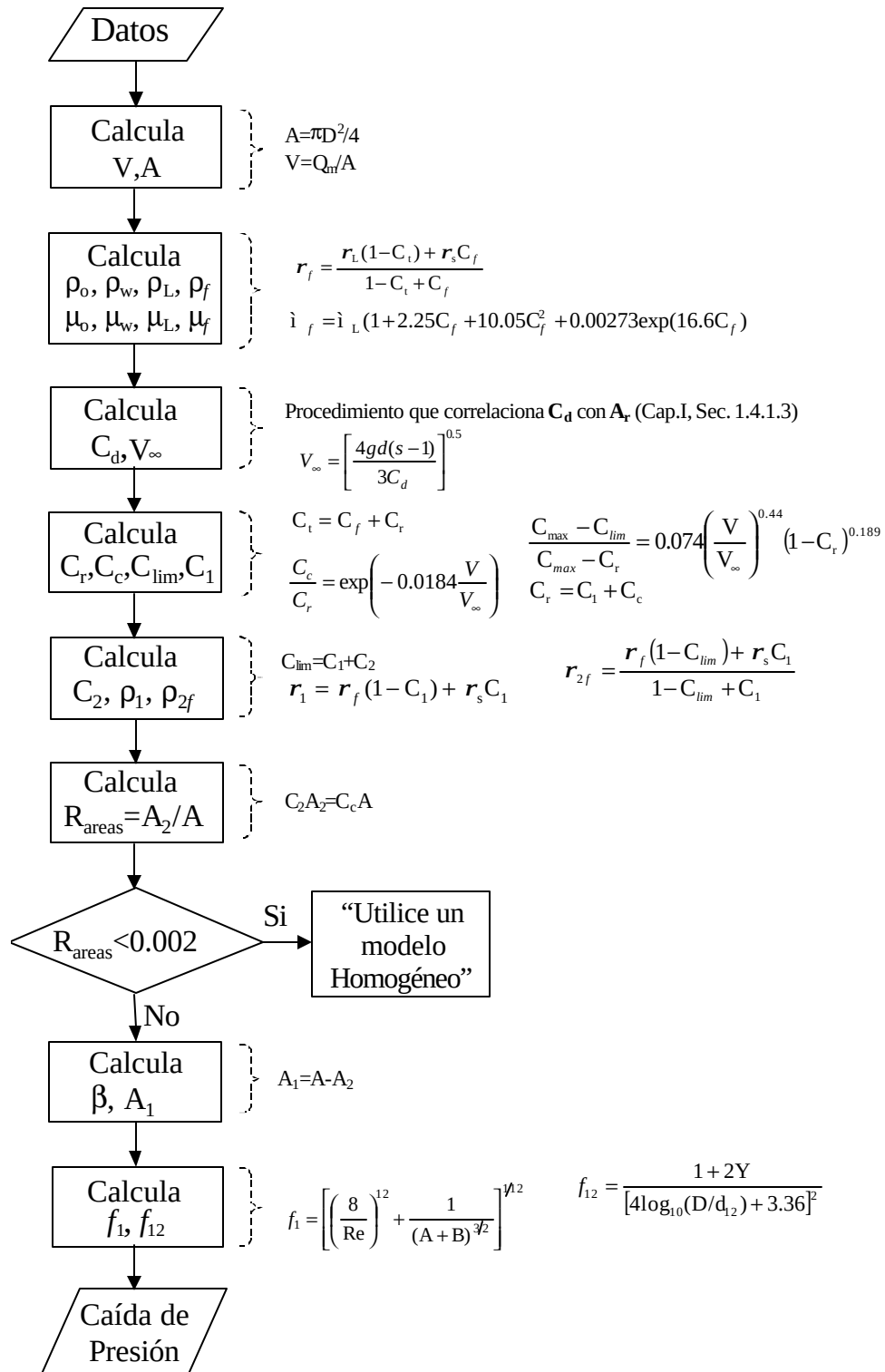


FIGURA 3.8 ALGORITMO DE CÁLCULO DE PROPIEDADES (MODELO 3)

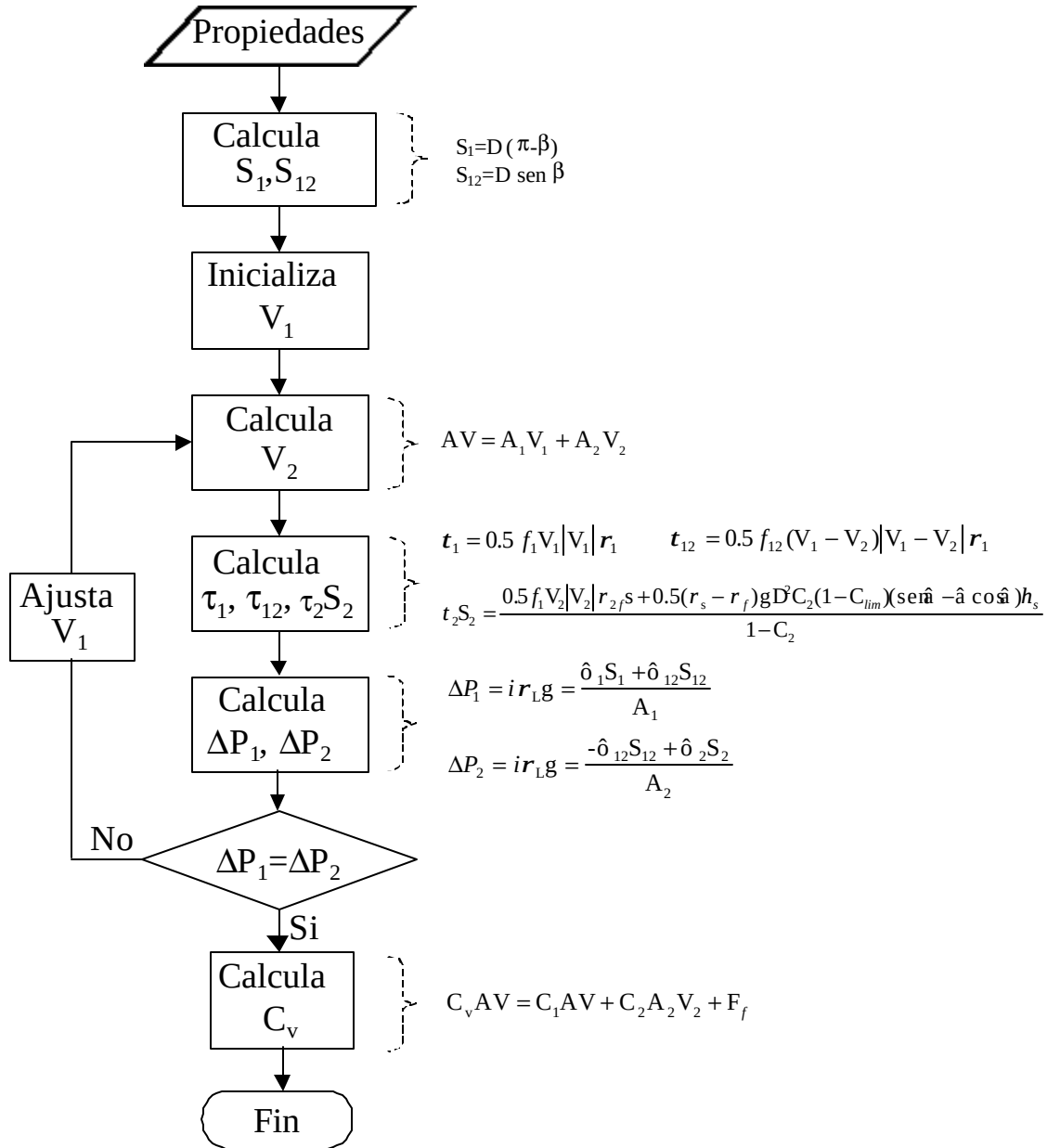


FIGURA 3.9 ALGORITMO DE CÁLCULO DE CAÍDA DE PRESIÓN (MODELO 3)

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

En este capítulo se realizará la comparación de los resultados obtenidos por los modelos programados con datos medidos en campo y los respectivos análisis de los resultados obtenidos de cada prueba.

4.1 RECOPIACIÓN DE DATOS

Los datos a usar para la comparación de los resultados obtenidos por los modelos programados son parte de la evaluación hidráulica realizada en el sistema de recolección de crudo bajo diferentes escenarios de producción donde se tiene transporte de crudo en presencia de arena en tuberías horizontales. Esto fue realizado en los meses de Abril y Mayo del año 2000. En este estudio se midieron presiones instantáneas en el punto inicial de la tubería, la presión final fue calculada con PIPESIM, ya que en esta parte de la tubería no hay instrumentos para medir presión (ver fig.4.1). Se tienen también, archivos del resultado del muestreo de arena en línea, es decir un promedio de la cantidad de arena que pasa por la tubería, realizada para el año 2000.

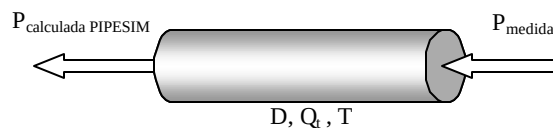


FIGURA 4.1 ESQUEMA GENERAL DE LAS TUBERÍAS A ANALIZAR

Se conoce que el programa PIPESIM no considera la fase sólida en sus cálculos, este considera un modelo en el cual la fase líquida esta constituida por crudo y agua, y esta a su vez es un pseudo-fluido en sus cálculos. En comparación con los modelos desarrollados, consideran la fase sólida y la fase líquida, esta última definida de igual forma que para el programa PIPESIM (agua + crudo = pseudo fluido).

4.2 TUBERÍAS DE CAMPO

Se escogen seis escenarios de producción para cada tubería, en los cuales, hay variables que permanecen constantes para cada una de ellas independientemente del escenario, tales como: porcentaje de agua, concentración de arena, diámetro y longitud de la tubería. Las propiedades a variar en cada escenario son la presión inicial y el caudal total o producción bruta la cual esta compuesta por el caudal de crudo y el caudal de agua. En general hay ciertas variables que se considerarán constantes para todas las tuberías y escenarios, tal es el caso del grado API que es un promedio del crudo transportado, la gravedad específica del sólido con respecto al agua, que es tomado de publicaciones, el diámetro promedio de partícula y la temperatura para calcular propiedades del fluido (ver tabla 4.1).

TABLA 4.1 VARIABLES INDEPENDIENTES DEL ESCENARIO DE PRODUCCIÓN

VARIABLES	VALOR
Diám. de partícula (pulg)	0.03
Densidad relativa del sólido con respecto al agua (-)	2.65
Grado API (-)	31.8
Temperatura (F)	85

Para todos los casos se considera que el recorrido del crudo a través de las tuberías se realiza de forma isotérmica, por ello se toma la temperatura del ambiente para calcular las propiedades del fluido, sin cometer error, despreciando entonces el

cambio del valor de las propiedades promedio del fluido por variación de temperatura.

Para cada escenario de producción se realiza una corrida en el programa desarrollado y para cada modelo, arrojando resultados de presión final la cual será comparada con la calculada por el programa PIPESIM.

TABLA 4.2 CARACTERIZACIÓN DE LA TUBERÍA No.1

Variables Constantes		Valores
WOR	(%)	30.4
Concentración de arena	(% v/v)	7.5363×10^{-4}
Longitud	(km)	1.78
Diámetro	(pulg)	8
Escenario De Prod.	Caudal de Líquido (BPD)	Presión Inicial (psig)
1	7681.70	182.74
2	7781.66	237.87
3	7903.69	212.50
4	8040.92	154.36
5	8065.21	172.46
6	8143.46	164.85

TABLA 4.3 RESULTADOS DE EVALUACIÓN DE LA TUBERÍA No. 1

Escenario De Prod.	P _{final} PIPESIM (psig)	P _{final} Modelo 1 (psig)	% Incremento Modelo 1	P _{final} Modelo 2 (psig)	% Incremento Modelo 2
1	178.46	177.383	0.603	178.011	0.252
2	233.48	232.394	0.465	233.025	0.195
3	208.00	206.879	0.539	207.514	0.234
4	149.74	148.574	0.779	149.214	0.351
5	167.81	166.644	0.695	167.285	0.313
6	160.13	158.939	0.744	159.582	0.343

* El modelo 3 no arrojó resultados para estas condiciones.

TABLA 4.4 CARACTERIZACIÓN DE LA TUBERÍA No.2

Variables Constantes		Valores
WOR	(%)	26
Concentración de arena	(% v/v)	4.3064×10^{-3}
Longitud	(km)	2.2
Diámetro	(pulg)	8
Escenario De Prod.	Caudal de Líquido (BPD)	Presión Inicial (psig)
1	6016.23	172.24
2	7560.23	148.86
3	17923.26	238.01
4	18036.33	180.12
5	23908.63	246.87
6	24203.88	235.51

TABLA 4.5 RESULTADOS DE EVALUACIÓN DE LA TUBERÍA No. 2

Escenario De Prod.	P _{final} PIPESIM (psig)	P _{final} Modelo 1 (psig)	% Incremento Modelo 1	P _{final} Modelo 2 (psig)	% Incremento Modelo 2
1	169.10	167.805	0.766	168.52	0.343
2	143.65	142.340	0.912	143.18	0.325
3	214.61	210.034	2.132	209.98	2.160
4	156.55	151.851	3.002	151.76	3.058
5	208.15	201.382	3.252	199.09	4.351
6	195.97	189.072	3.520	186.64	4.762

TABLA 4.6 CARACTERIZACIÓN DE LA TUBERÍA No.3

Variables Constantes		Valores
WOR	(%)	54
Concentración de arena	(%v/v)	2.8099×10^{-2}
Longitud	(km)	1.7
Diámetro	(pulg)	8
Escenario De Prod.	Caudal de Líquido (BPD)	Presión Inicial (psig)
1	7822.12	262.76
2	7902.88	225.15
3	7977.99	205.24
4	8535.54	284.68
5	15770.33	243.20
6	16033.18	236.26

TABLA 4.7 RESULTADOS DE EVALUACIÓN DE LA TUBERÍA No. 3

Escenario De Prod.	P _{final} PIPESIM (psig)	P _{final} Modelo 1 (psig)	% Incremento Modelo 1	P _{final} Modelo 2 (psig)	% Incremento Modelo 2
1	258.91	257.762	0.444	258.080	0.321
2	221.24	220.065	0.531	220.381	0.388
3	201.27	200.073	0.595	200.387	0.439
4	280.19	278.888	0.465	279.180	0.361
5	229.76	226.887	1.250	226.084	1.600
6	222.43	219.486	1.324	218.613	1.716

Donde el porcentaje de incremento de presión es calculado de la siguiente forma para todos los resultados:

$$\% \text{Incremento} = \frac{P_{\text{PIPESIM}} - P_{\text{Modelo}}}{P_{\text{PIPESIM}}}$$

No se muestran resultados del modelo 3 (modelo de dos capas) ya que para todos los escenarios de producción éste sugiere que se utilice un modelo homogéneo, esto se explicará más adelante.

El criterio de Zandi y Govatos N_f (1967), para clasificar la data en régimen heterogéneo y saltante, utiliza un rango de concentración de 20 a 47% , siendo, la concentración de los caso expuesto anteriormente, muy pequeña, dando resultados erróneos del patrón de flujo y por ende del gradiente de presión, por lo tanto se decidió, utilizar el criterio completo de Newitt (1955), el mapa de patrón de flujo, que es función del tamaño de partícula y la velocidad de la mezcla.

De los resultados se puede establecer que a pesar de tener baja concentración de arena, solo se observa incremento en la caída de presión cuando se tiene tasas de flujo mayores a los 15 mil barriles por día (BPD). Donde se obtiene hasta una diferencia del 5% entre la presión final calculada para una fase líquida y la correspondiente a una fase líquida en presencia de una fase sólida.

La razón por la cual la concentración de arena no es significativa en algunos casos, es el hecho de que, una concentración volumétrica en el orden de $2,81 \times 10^{-4}$ vol./vol. significa que hay 0.000281 unidades de volumen de sólidos por cada unidad de volumen de mezcla. Es por esto, que el modelo 3 considera a los sistemas con estas cantidades de arena, como tuberías sin depósitos considerables que afecten el gradiente de presión, aunque la velocidad sea baja.

4.3 VARIACIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE ARENA

Con la finalidad de encontrar el valor a partir del cual la cantidad de arena tiene un efecto significativo en el gradiente de presión en las condiciones estudiadas, se procede a variar la concentración en porcentaje (vol./vol.), dejando las demás variables constantes para un escenario de producción.

Para los siguientes casos se varió la concentración desde 0.1% hasta 35%, este rango es escogido debido a que con fracciones volumétricas de arena en el orden de 1×10^{-4} el efecto sobre el gradiente de presión es despreciable, y que la máxima concentración a la cual se puede aplicar el modelo 3 es de 35%.

TABLA 4.8 RESULTADOS VARIACIÓN DEL PORCENTAJE DE ARENA TUBERÍA No. 1, TASA DE FLUJO $Q_L = 7681.70$ BPD

% Arena	P_f PIPESIM	P_f Modelo 1 (psig)	% Inc. Modelo 1	P_f Modelo 2 (psig)	% Inc. Modelo 2	P_f Modelo 3 (psig)	% Inc. Modelo 3
0,1	178.457	177.364	0.613	177.981	0.267	-	-
0,5	178.428	177.287	0.639	177.862	0.317	178.369	0.033
1	178.390	177.188	0.674	177.71	0.381	178.205	0.104
5	178.072	176.318	0.985	176.429	0.923	177.107	0.542
10	177.618	174.993	1.478	174.607	1.695	175.236	1.341
15	177.089	173.345	2.114	172.461	2.614	172.749	2.451
20	176.468	171.286	2.937	169.869	3.739	169.036	4.211
25	175.730	168.685	4.009	166.664	5.159	163.62	6.891
30	174.844	165.339	5.436	162.597	7.004	155.643	10.982
35	173.686	160.914	7.354	157.305	9.432	144.362	16.883

**TABLA 4.9 RESULTADOS VARIACIÓN DEL PORCENTAJE DE ARENA TUBERÍA No. 2,
TASA DE FLUJO $Q_L = 17923.26$ BPD**

% Arena	P_f PIPESIM	P_f Modelo 1 (psig)	% Inc. Modelo 1	P_f Modelo 2 (psig)	% Inc. Modelo 2	P_f Modelo 3 (psig)	% Inc. Modelo 3
0,1	214.83	209.937	2.279	209.846	2.321	-	-
0,5	214.67	209.532	2.394	209.303	2.501	214.280	0.182
1	214.47	209.017	2.540	208.611	2.730	213.738	0.339
5	212.71	204.462	3.878	202.563	4.771	208.191	2.125
10	210.21	197.528	6.033	193.483	7.958	198.829	5.414
15	207.29	188.904	8.871	182.232	12.090	186.473	10.044
20	203.86	178.127	12.623	168.103	17.540	169.476	16.867
25	199.78	164.516	17.651	150.095	24.870	145.830	27.005
30	194.87	147.007	24.561	126.753	34.955	113.138	41.942
35	188.88	123.846	34.432	95.9058	49.224	66.689	64.693

La concentración de arena para la cual existe un efecto considerable sobre el gradiente de presión va depender de la sensibilidad del modelo con respecto a la cantidad de arena y condiciones del sistema. Para los resultados en la tabla 4.8, en el modelo 1 se puede ver que, a partir de un 30% de concentración de sólidos la caída de presión es apreciable, para el modelo 2 y 3 el cambio se ve desde un poco menos del 25% en concentración. Para los resultados en la tabla 4.9, se observa que el efecto se hace apreciable para el modelo 1 y 3 para concentraciones en el orden del 10% y para el modelo 2 a partir de un 5% en concentración. Para los resultados anteriores se considera que un incremento del 5% en la presión, a partir de la obtenida de un sistema donde hay solo líquido, es considerable. Aquí se puede demostrar que el programa PIPESIM para estas condiciones arroja valores de presión final por encima de la real, es decir la caída de presión es subestimada por el programa.

Un aspecto importante que hay que mencionar es que, al aumentar la concentración de arena automáticamente aumenta el caudal de la mezcla, ya que la cantidad de arena en el sistema se traduce como una tasa de flujo de sólidos que se suma a la tasa de flujo del líquido, que permanece constante, y que ambas forman parte de la tasa de flujo de la mezcla, es por ello que además de aumentar la caída de

presión a causa del aumento de sólidos, aumenta también debido al incremento del caudal, o mejor dicho al aumento de velocidad de la mezcla.

Al graficar el incremento de presión como una función del porcentaje de arena para los casos 1 y 2, se tiene como resultado las figura 4.2 y 4.3, Para el caso 1 se puede observar que el modelo 3 tiene la tendencia a incrementar su valor de caída de presión, por encima de los modelos 1 y 2, después de un 20% en concentración, para estas condiciones. Para el caso 2 el incremento ocurre a partir de una concentración de 25% y no tan bruscamente como para el caso anterior ya que los tres modelos predicen, para este caso, altas caídas de presión debido a que la tasa de flujo de la mezcla es mayor que para el caso 1.

Este comportamiento puede deberse a que el modelo 3 calcula un depósito en la parte inferior del tubo el cual va incrementándose a medida que aumenta la concentración en el sistema ya que la relación de áreas entre la capa inferior y el área total del tubo depende de la concentración, y además, éste es el parámetro que utiliza el modelo para decidir si el modelo tiene aplicación o no.

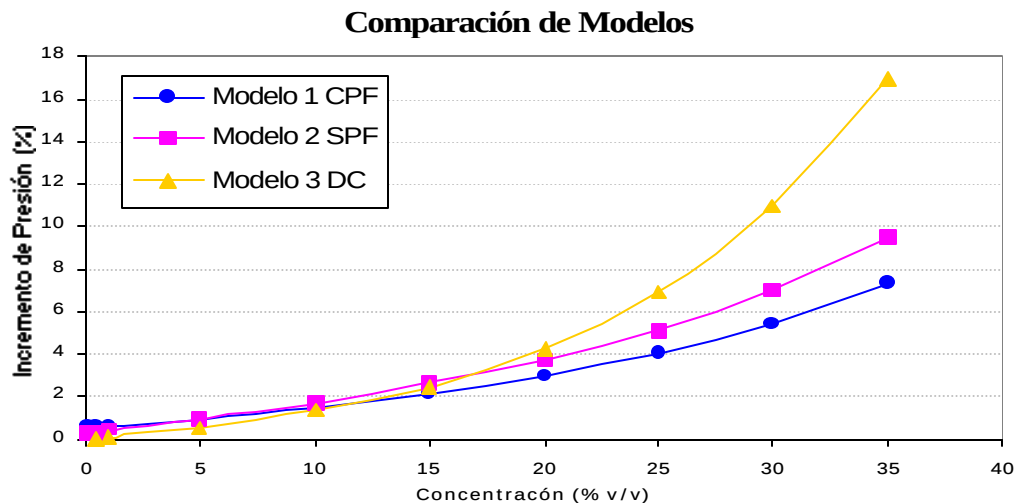
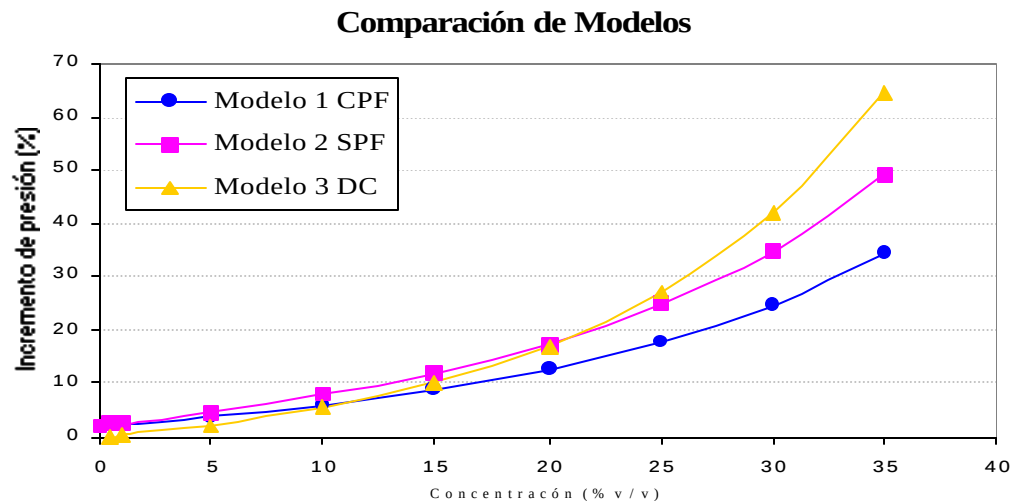


FIGURA 4.2 INCREMENTO DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN
TUBERÍA No. 1 $Q_L=7681.70$ BPD



**FIGURA 4.3 INCREMENTO DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN
TUBERÍA No. 2, QL=17923.26 BPD**

Por lo dicho anteriormente, es que no se muestran valores para una concentración de 0.1%, y que para la de 0.5% este modelo es el que más se aproxima a la presión que tendría solamente el líquido.

Se puede observar que para ambos casos el modelo 2 arroja predicciones por encima del modelo 1. La diferencia que existe entre estos dos modelos, desarrollados bajo las mismas condiciones experimentales, se puede atribuir al hecho de que, el modelo 1, considera el patrón de flujo en la tubería, que es saltante para todos los casos expuestos anteriormente, y el modelo 2 no lo toma en cuenta.

Una razón por la cual el modelo 1 y el modelo 3 difieren en las predicciones tomando en cuenta que estos dos aplicarían en el mismo régimen de flujo (saltante), obteniéndose mayor gradiente de presión con el modelo 3 que con el 1, es que para la clasificación del régimen de flujo en el desarrollo de las correlaciones del modelo 3 no fue posible distinguir la presencia o ausencia del lecho deslizante bajo ningún criterio definido (capa inferior para el modelo 3). Por esto, ambas condiciones podrían existir en la data reportada en régimen saltante para el desarrollo de la correlación. Otra razón es, que el modelo 3 fue desarrollado con datos con una

distribución de tamaño de partículas de arena pequeña y el modelo 2 para amplias distribuciones de tamaño.

4.4 VARIACIÓN DEL DIÁMETRO DE LA TUBERÍA

Con el propósito de estudiar la variación de las predicciones de los modelos en tuberías con mayor diámetro, se procede a simular sistemas de tuberías de 10, 14 y 18 pulgadas de diámetro con un rango de velocidades entre 0.8 a 1.95 m/s, tomando en consideración las mismas premisas que para los casos anteriores y también que la tasa de flujo del líquido permanece constante, aumentando la de la mezcla al aumentar la concentración de sólidos. Se considera una relación agua crudo de 26% y grado API de 31.8. Se calcula el gradiente de presión por cada mil metros de tubería con la finalidad de poder comparar resultados entre los modelos.

TABLA 4.10 RESULTADOS VARIACIÓN DE DIÁMETRO PARA D=10 pulg.

% arena	QL= 25000 bpd					QL= 35000 bpd				
	Q _m (bpd)	V _m (m/s)	DP M1	DP M2	DP M3	Q _m (bpd)	V _m (m/s)	DP M1	DP M2	DP M3
0.1	25025.0	0.909	7.86	8.00		35035.0	1.272	13.86	14.91	
0.5	25125.6	0.912	7.97	8.17	6.48	35175.9	1.277	14.06	15.22	11.60
1.0	25252.5	0.917	8.12	8.38	6.63	35353.5	1.284	14.32	15.60	11.94
5.0	26315.8	0.956	9.39	10.26	8.06	36842.1	1.338	16.57	19.02	14.51
10.0	27777.8	1.009	11.33	13.07	10.48	38888.9	1.412	19.99	24.18	18.48
15.0	29411.8	1.068	13.75	16.58	13.70	41176.5	1.495	24.25	30.63	24.12
20.0	31250.0	1.135	16.77	20.99	18.29	43750.0	1.589	29.57	38.80	31.47
25.0	33333.3	1.211	20.58	26.65	24.51	46666.7	1.695	36.30	49.30	41.10
30.0	35714.3	1.297	25.48	34.03	33.31	50000.0	1.816	44.94	63.01	54.32
35.0	38461.5	1.397	31.96	43.85	45.45	53846.2	1.956	56.38	81.28	72.59

TABLA 4.11 RESULTADOS VARIACIÓN DE DIÁMETRO PARA D=14 pulg.

% arena	QL= 45000 bpd					QL= 60000 bpd				
	Q _m (bpd)	V _m (m/s)	DP M1	DP M2	DP M3	Q _m (bpd)	V _m (m/s)	DP M1	DP M2	DP M3
0.1	45045.1	0.835	4.38	4.62		60060.1	1.113	7.11	7.87	
0.5	45226.1	0.838	4.44	4.73	3.51	60301.5	1.117	7.21	8.05	5.85
1.0	45454.6	0.842	4.52	4.88	3.58	60606.1	1.123	7.34	8.29	5.94
5.0	47368.4	0.878	5.23	6.13	4.29	63157.9	1.170	8.50	10.36	7.09
10.0	50000.0	0.926	6.31	8.03	5.51	66666.7	1.235	10.25	13.52	8.97
15.0	52941.2	0.981	7.66	10.41	7.21	70588.2	1.308	12.44	17.49	11.53
20.0	56250.0	1.042	9.34	13.42	9.44	75000.0	1.390	15.17	22.57	15.00
25.0	60000.0	1.112	11.46	17.31	12.64	80000.0	1.482	18.62	29.16	19.66
30.0	64285.7	1.191	14.19	22.44	16.74	85714.3	1.588	23.05	37.85	26.09
35.0	69230.8	1.283	17.80	29.32	22.77	92307.7	1.710	28.92	49.55	34.84

TABLA 4.12 RESULTADOS VARIACIÓN DE DIÁMETRO PARA D=18 pulg.

% arena	QL= 80000 bpd					QL= 95000 bpd				
	Q _m (bpd)	V _m (m/s)	DP M1	DP M2	DP M3	Q _m (bpd)	V _m (m/s)	DP M1	DP M2	DP M3
0.1	80080.1	0.898	3.56	3.95		95095.1	1.066	4.75	5.42	
0.5	80402.0	0.901	3.61	4.05	2.94	95477.4	1.070	4.82	5.57	3.95
1.0	80808.1	0.906	3.67	4.19	2.93	95959.6	1.076	4.91	5.75	4.00
5.0	84210.5	0.944	4.25	5.39	3.51	100000.0	1.121	5.68	7.36	4.73
10.0	88888.9	0.996	5.13	7.21	4.44	105555.6	1.183	6.85	9.84	5.95
15.0	94117.7	1.055	6.22	9.52	5.76	111764.7	1.253	8.32	12.97	7.65
20.0	100000.0	1.121	7.59	12.47	7.47	118750.0	1.331	10.14	17.00	9.88
25.0	106666.7	1.196	9.31	16.31	9.73	126666.7	1.420	12.44	22.26	12.80
30.0	114285.7	1.281	11.53	21.41	12.95	135714.3	1.521	15.41	29.25	16.91
35.0	123076.9	1.380	14.47	28.32	17.13	146153.8	1.638	19.33	38.73	22.26

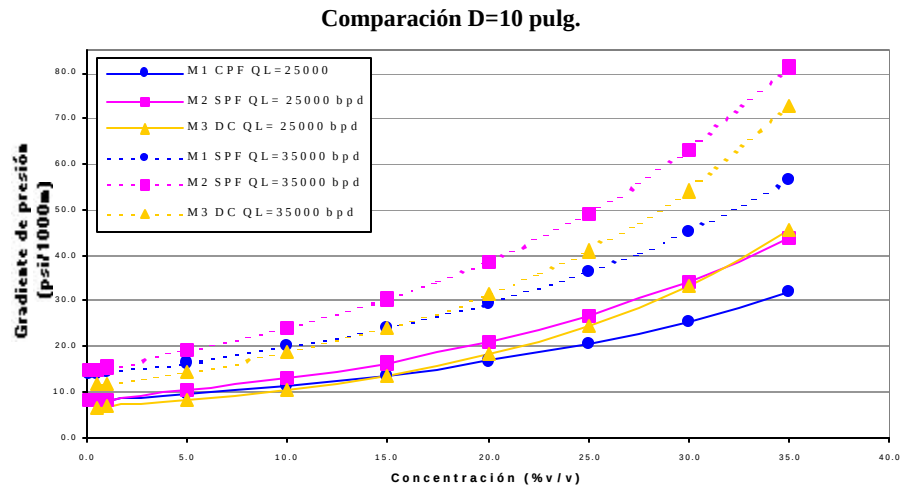


FIGURA 4.4 GRADIENTE DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN PARA D= 10 pulg.

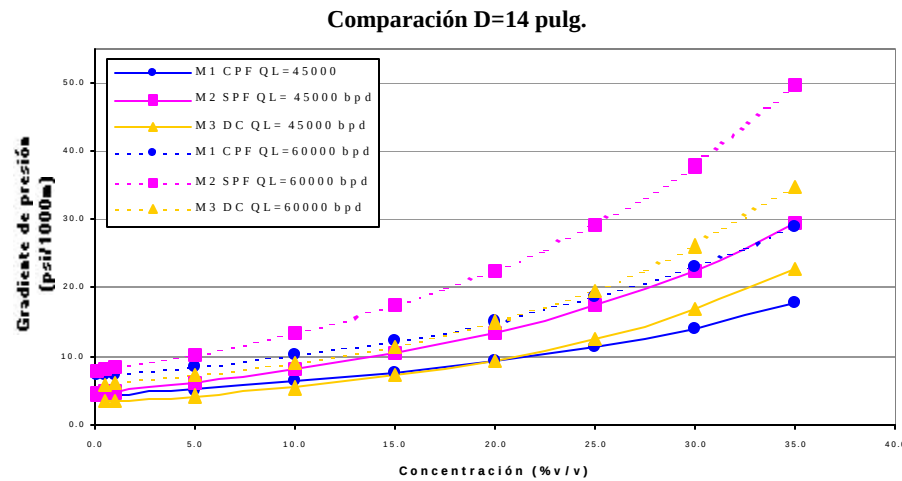


FIGURA 4.5 GRADIENTE DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN PARA D=14 pulg.

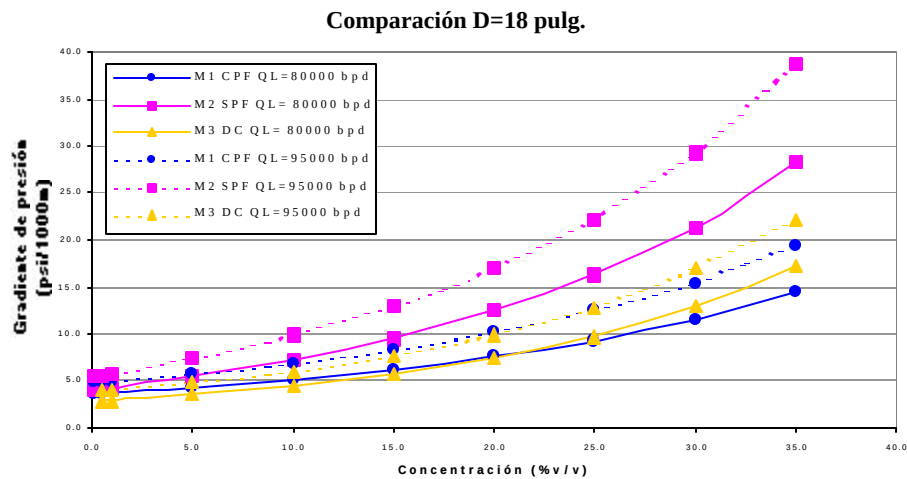


FIGURA 4.6 GRADIENTE DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN PARA D= 18 pulg.

En la figura 4.4 se puede observar que para el caudal de líquido de 25000 bpd el modelo 2 predice por encima del modelo 1 y 3 hasta aproximadamente un 32% de concentración donde cruza al modelo 3 y predice ligeramente por debajo de este. Esta acotación se hace para poder observar el cambio que realiza el modelo 2 en los siguientes casos, ya que para la misma figura, con el caudal de líquido de 35000 bpd el modelo 2 predice siempre por encima de los modelos 1 y 3. En comparación con el estudio realizado anteriormente (figuras 4.2 y 4.3) en un diámetro de 8 pulg. el modelo 2 permanecía por debajo del modelo 3 después de una concentración de aproximadamente 20%.

Para las figuras 4.5 y 4.6 se observa que el comportamiento del modelo 2 es el mismo, predice por encima de los modelos 1 y 3 y su predicción se incrementa sobre la del modelo 3 a medida que aumenta el diámetro de la tubería. En cambio, los modelos 1 y 3 tienden a un comportamiento muy parecido entre ellos, siendo la tendencia del modelo 3 en comparación con el modelo 1, de predecir primero por debajo del modelo 1 y luego por encima, para todos los casos, siendo menor la diferencia entre los dos a medida que se aumenta el diámetro de la tubería.

Se puede observar que a medida que aumenta el diámetro de la tubería, con una velocidad del flujo aproximadamente constante, el gradiente de presión disminuye, lo cual quiere decir que éste se incrementa a medida que el diámetro de la tubería es menor.

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES

1. Se desarrolló un algoritmo que permite calcular el gradiente de presión en tuberías, donde esta presente la fase sólida (arena) en el transporte de crudo.
2. Para las condiciones utilizadas en los ejemplos, la presencia de arena tiene un efecto insignificante sobre el gradiente de presión. Es apreciable solo a altas tasas de flujo.
3. El efecto de la concentración de arena sobre el gradiente de presión depende principalmente de la tasa de flujo de la mezcla y por ende de la velocidad de la mezcla. El gradiente de presión es directamente proporcional a la tasa de flujo de la mezcla.
4. El programa comercial PIPESIM subpredice la caída de presión para flujo en tuberías en presencia de transporte de arena.
5. El modelo 3 (Dos Capas) no puede ser utilizado en concentraciones menores a 0.5% (v/v) ni por encima de 35% (v/v)
6. Para un mismo rango de velocidad y para diámetros de tubería mayores a 8 pulgadas, las predicciones de gradiente de presión de los modelos 1 y 3 se asemejan a medida que aumenta el diámetro.
7. El modelo 2 arroja predicciones por encima de las de los modelos 1 y 3 en tuberías con diámetros mayores a 8 pulgadas.

-
8. El gradiente de presión es inversamente proporcional al diámetro de la tubería, para un mismo rango de velocidades.
 9. La predicción de cada modelo varía según las condiciones de flujo, del diámetro de tubería y la concentración de sólidos.

RECOMENDACIONES

1. Hacer mediciones en campo de caída presión en tuberías de transporte de crudo en presencia de arena para determinar el grado de confiabilidad de las predicciones de cada modelo programado.
2. Hace falta data experimental, como distribución de tamaño, desviación estándar del tamaño de partícula, para poder cumplir con todos los datos requeridos por los modelos, según su desarrollo.
3. Probar los modelos con crudos pesados, donde la viscosidad de la fase líquida es mayor a la utilizada en el presente trabajo.

REFERENCIAS

- Ayazi Shamlou (1993). **Processing of Solid Liquid Suspensions**. Chapter 11, Edited By P. Ayazi Shamlou, Oxford.
- Beggs, H. D. and Robinson, J. R. (1975). **Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems**. Jour. Pet. Tech., Sep., pp. 1140.
- Beggs, H. Dale and Brill, James P. (1988). **Two-Phase Flow in Pipes**. Sixth Ed.
- Brown, Nigel P. and Heywood, Nigel I. (1991). **Slurry Handling Desing of Solid-Liquid siystems**. Elsevier, New York.
- Churchill, S. W. (1977). **Friction Factor Ecuation Sapns All Fluid Regimes**. Chem. Eng., V84, No.24, pp. 90-91.
- Doan, Q., Farouq, S.M. and George, A. E. (1998). **Flow Of Oil And Sand In A Horizontal Well**. J. Canadian. Petroleum Technology, V 37, No 10, pp 39 - 45
- Gillies, R.G., Shook, C.A. and Wilson, K.C. (1991). **An Improved Two Layer Model for Horizontal Slurry Pipeline Flow**. V69, No1, Can. Jour. Chem. Engr., pp. 173-178.
- Gould, T.L. (1974). **Vertical Two-Fhase Stem-Water Flow in Geothermal Wells**. Trans. AIME, pp833.
- Heywood, Niegail I. (1999). **Stop Your Slurries from Stirring up Trouble**. Chemical Engineering Progress, September, pp. 21-41.
- Jacobs, B. E. A. (1991). **Desing of Slurry Transport Systems**. Elsevier, London.

-
- King, R. C. and Crocker, S. (1967). **Piping Handbook**. Mc Graw-Hill, 5th Ed., pp. 3-180.
- Lester, C. B. (1994). **Hydraulics for Pipeliners**. Vol. I: Fundamentals, Second Ed. Houston, Texas, pp. 26.
- Newitt, D.M., Richardson, J.F., Abbott, M. and Turtle, R.B. (1955). **Hydraulic Conveying Of Solids In Horizontal Pipes**. Trans. Inst. Chem. Engrs., V33, pp. 93-113.
- Shook, C. A. and Roco, M. C (1991). **Slurry Flow: Principles and Practice**. Butterworth-Heinemann, Boston.
- Simulador Comercial PIPESIM. Casa de Software: Baker Jardine Associates
- Thomas David G. (1965). **Transport Characteristics Of Suspensions: VIII A Note On The Viscosity Of Newtonian Suspensions Of Uniform Spherical Particles**. J. of Colloid Science, 20, pp. 267-277.
- Turian, R. M. and Yuan, T F. (1977). **Flow Of Slurries In Pipelines**. AIChE Journal, V23, No.3, pp. 232-243.
- Van Wingen, (1950). **Secondary Recovery of Oil in the United States**. API, pp. 127.
- Vocadlo, J.J. and Charles, M.E. (1972). **Prediction Of Pressure Gradient For The Horizontal Turbulent Flow Of Slurries**. Hydrotransport 2, Paper C1.
- Wani, G. A., Mani, B.P., Suba Rao, D. and Sarkar, M.K. (1983). **Studies On Hold-Up And Pressure Gradient In Hydraulic Conveying Of Settling Slurries Through Horizontal Pipes**. J. of Pipelines, V3, pp. 215-222.

-
- Wani, G. A., Sarkar, M.K and Pitchumani, B. (1982). **Pressure Drop Prediction In Multisize Particle Transportation Through Horizontal Pipes**. J of Pipelines, V3, pp. 25-33.
- Zandi M. and Govatos G. (1967). **Heterogeneous Flow Of Solids In Pipelines**. J. of Hydraulics division, proceedings of the American society of civil engineers. HY3, pp. 145-159.
- Zandi, I. (1971). **Hydraulic Transport Of Bulky Materials**. In Advances in solid liquid flow in pipes and its application (edited by Zandi, I), Pergamon Press. Oxford, , pp. 1-34.

APENDICE 1

DEDUCCIÓN DE LA ECUACIÓN FINAL PARA EL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN PARA EL MODELO 2

De la definición de cada una de las energías descritas en el modelo se tiene que la energía total es lo siguiente:

$$E_t = E_L + E_s + E_{rf} + E_d$$

Sustituyendo las ecuaciones (2.18), (2.19), (2.21) y (2.22) en la ecuación anterior se obtiene lo siguiente:

$$i_v r_L g = \frac{f_L V_L^2 (1 - C_t) v g r_L}{2gD} + \frac{f_L V_s^2 g v r_s C_t}{2gD} + \frac{C_t g v V_\infty (\tilde{n}_s - \tilde{n}_L)(K_f - K_r)}{V_s} + \frac{C_d r_L C_t v (V_L - V_s)^2 (pd^2 / 4j_s)}{2 (pd^3 / 6)}$$

Simplificando se tiene:

$$i_v r_L g = \frac{f_L V_L^2 v g r_L}{2gD} - \frac{f_L V_L^2 v g r_L C_t}{2gD} + \frac{f_L V_s^2 g v r_s C_t}{2gD} + \frac{C_t g v V_\infty (r_s - r_L)(K_f - K_r)}{V_s} + \frac{C_d r_L C_t v (V_L - V_s)^2}{2} \frac{3}{2y_s d}$$

Como $i_L = \frac{f_L V_L^2}{2gD}$ sustituyendo en la ecuación:

$$i v r_L g = i_L v g_L - i_L v g r_L C_t + \frac{i_L V_s^2 g v r_s C_t}{V_L^2} + \frac{i_L C_t g v V_\infty (r_s - r_L)(K_f - K_r) 2gD}{V_s V_L^2 f_L} +$$

$$\frac{3 i_L C_d r_L C_t v (V_L - V_s)^2 gD}{2 y_s d V_L^2 f_L}$$

Se define que $i_s = i - i_L$ y las siguientes constantes:

$$K_{rf} = \frac{2(K_f - K_r)}{f_L} \quad y \quad K_d = \frac{3C_d}{2f_L} \text{ sustituyendo estas se tiene:}$$

$$(i - i_L) v r_L g = -i_L v g r_L C_t + \frac{i_L V_s^2 g v r_s C_t}{V_L^2} + \frac{K_{rf} i_L C_t g v V_\infty (r_s - r_L) gD}{V_s V_L^2} +$$

$$\frac{K_d i_L r_L C_t v (V_L - V_s)^2 gD}{y_s d V_L^2}$$

Acomodando la expresión se tiene:

$$i_s v r_L g = i_L v g C_t \left(\frac{V_s^2}{V_L^2} r_s - r_L \right) + \frac{K_{rf} i_L C_t g^2 v V_\infty (r_s - r_L) D}{V_s V_L^2} + \frac{K_d i_L r_L C_t v (V_L - V_s)^2 gD}{y_s d V_L^2}$$

Se divide entre $v r_L g$ toda la expresión:

$$i_s = i_L C_t \left(\frac{V_s^2}{V_L^2} \frac{r_s}{r_L} - 1 \right) + \frac{K_{rf} i_L C_t g V_\infty (r_s - r_L) D}{V_s V_L^2 r_L} + \frac{K_d i_L C_t (V_L - V_s)^2 D}{y_s d V_L^2}$$

Dividiendo entre i_L y C_p toda la expresión:

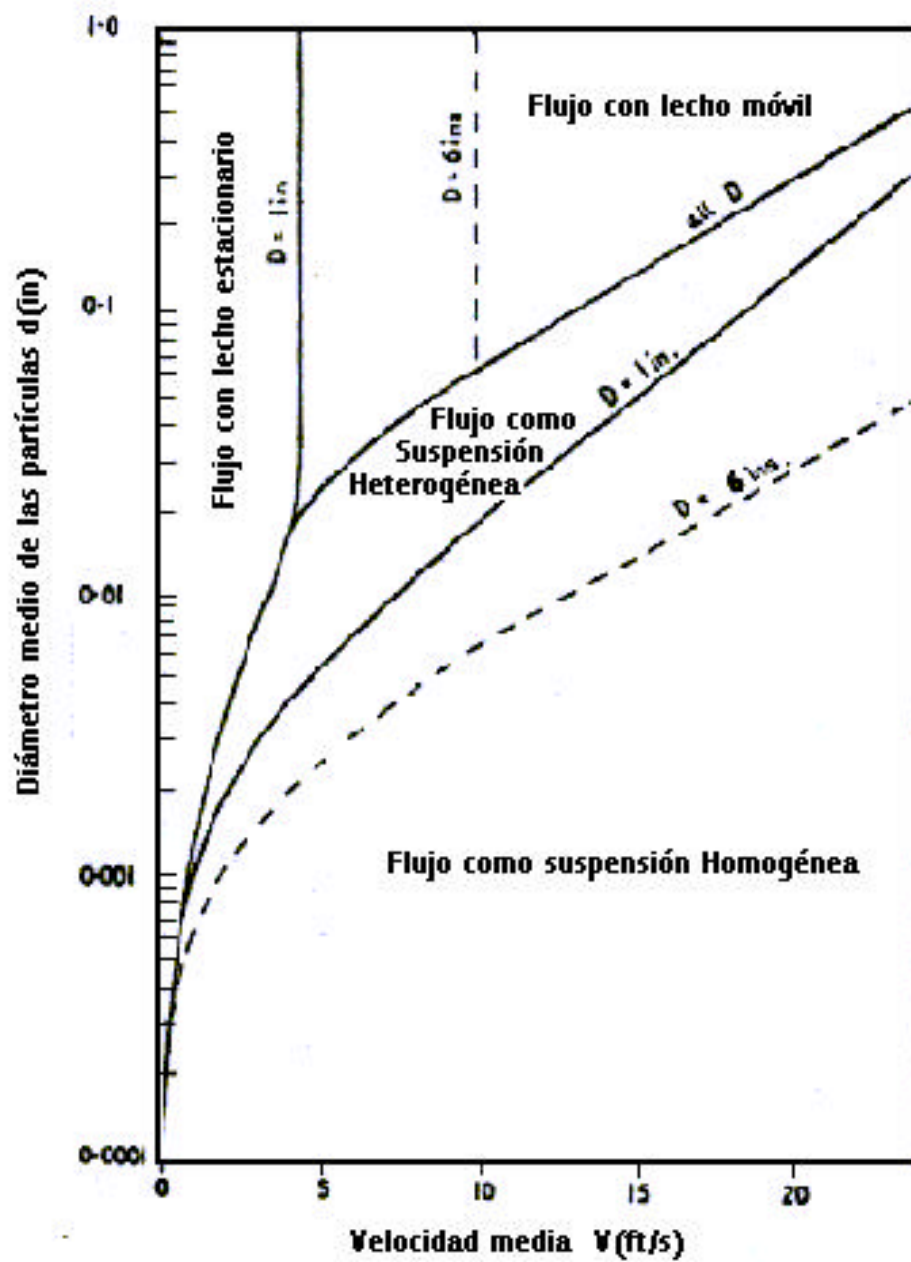
$$\frac{i_s}{C_t i_L} = \left(\frac{V_s^2}{V_L^2} \frac{r_s}{r_L} - 1 \right) + \frac{K_{rf} g V_\infty (r_s - r_L) D}{V_s V_L^2 r_L} + \frac{K_d (V_L - V_s)^2 D}{y_s d V_L^2}$$

Organizando los términos:

$$\frac{i_s}{C_t i_L} = \left(\left(\frac{V_s}{V_L} \right)^2 \frac{r_s}{r_L} - 1 \right) + K_{rf} \left(\frac{(r_s - r_L)}{r_L} \right) \left(\frac{gD}{V_L^2} \right) \left(\frac{V_\infty}{V_s} \right) + K_d \left(\frac{(V_L - V_s)^2}{V_L^2} \right) \left(\frac{D}{d} \right) \frac{1}{y_s}$$

APENDICE 2

MAPA DE PATRON DE FLUJO



Fuente: Newitt et al., 1955