

01183
2



**UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO**
FACULTAD DE INGENIERÍA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS
DE POSGRADO



**PÉRDIDAS DE CAPACIDAD DE CONDUCCIÓN
EN TUBOS
CON TRANSPORTE DE SÓLIDOS**

TESIS

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE
DOCTOR EN INGENIERÍA
(HIDRÁULICA)**

PRESENTA

LUIS ALFONSO ORTIZ NUÑEZ

CIUDAD UNIVERSITARIA, MÉXICO D.F.

FEBRERO DE 2002

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

AA

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
INSTITUTO DE INVESTIGACIONES Y ENSEÑANZA DE QUÍMICA
CARRERA DE QUÍMICA
CARRERA DE QUÍMICA

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

AGRADECIMIENTOS

Al Dr. Rafael Carmona por sus enseñanzas, tutoría y formidable apoyo brindado

Al Dr. Gabriel Echávez por sus formativas apreciaciones e indicaciones

A todos los miembros del Comité Doctoral por sus acertados y valiosos comentarios en la revisión de éste trabajo: Dr. Rafael Carmona, Dr. Gabriel Echávez, Dr. Jesús Gracia, Dr. Ramón Domínguez, Dr. Oscar Fuentes, Dr. Carlos Escalante y Dr. Felipe Arreguín

A Alejandro Sánchez, Víctor Franco, Luis Rodríguez y Cristina Verde por la colaboración recibida desde las respectivas coordinaciones que encabezan

A Angélica y Bety por su amable y solidaria colaboración

A Amador, Germán, Eduardo, Oscar y Carlos por la oportuna colaboración durante realización de experimentos

A Guillermina, Elizabeth y Eduardo por la eficiencia en la consecución de material bibliográfico y por la excelente voluntad de servicio

Al personal de la Biblioteca conjunta Dr. Enzo Levi por facilitar su acervo

Al Instituto de Ingeniería y a la Universidad Nacional Autónoma de México por haberme dejado ser parte de su comunidad académica

A Sergio, Ascensión, Oscar, Carlos, Zarco y Arturo por su compañerismo

A Claudia, Dora y Álvaro por su muy apreciable amistad

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

)

1911

A MI DIOS, PRINCIPIO, FÍN, GUÍA Y SENDERO

A MATILDE POR SU DELICADA OMNIPRESENCIA Y POR CUBRIRME CON SUS HERMOSAS ALAS AZULES

A MARCELA, PILAR, MARTHA, CARLOS, PABLO, JUAN, SILVANA, SANTIAGO Y OSCAR JR. POR EL
GRANDIOSO AMOR RECIBIDO DURANTE EL TIEMPO QUE HE ESTADO FUERA DE MEDELLÍN

A SERGIO Y OSCAR POR SU VALORABLE CONSIDERACIÓN

A TI ALEJITA POR TU AMOR, APOYO, AMISTAD Y EXCELSO COLEGAJE DURANTE
LA REALIZACIÓN DE ÉSTE TRABAJO. POR PERMITIRME CAMINAR A TU LADO

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

El presente trabajo fue realizado en la Coordinación de Ingeniería Mecánica, Térmica y de Fluidos del Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México, dentro del Grupo de Hidromecánica, bajo la asesoría del Dr. Rafael Bernardo Carmona Paredes. Este trabajo fue apoyado económicamente por el Programa de Becas del Instituto de Ingeniería.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

x

ÍNDICE GENERAL

RESUMEN	XI
ABSTRACT	XIII
ÍNDICE DE TABLAS	XVII
ÍNDICE DE FIGURAS	XIX
GLOSARIO	XXI
1 INTRODUCCIÓN	1
1.1 MOTIVACIÓN	1
1.2 OBJETIVOS	3
1.3 METODOLOGÍA	4
1.4 PRESENTACIÓN	4
2 ANTECEDENTES	7
2.1 INTRODUCCIÓN	7
2.1.1 REGÍMENES DE FLUJO	8
2.2 MODELOS EMPÍRICOS	8
2.2.1 INFLUENCIA DEL CONTENIDO DE SÓLIDOS EN COEFICIENTES DE PÉRDIDAS LOCALES	14
2.3 ENFOQUES SEMI-EMPÍRICOS	15
2.3.1 FLUJOS ESTRATIFICADOS	18
2.4 ENFOQUES HEURÍSTICOS Y NUMÉRICOS	20
2.5 COMENTARIOS	23
3 FENÓMENOS ASOCIADOS AL MECANISMO DE TRANSFERENCIA DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO Y DE SUSPENSIÓN TURBULENTO	25
3.1 NATURALEZA DE LA INTERACCIÓN ENTRE PARTÍCULAS SÓLIDAS Y REMOLINOS TURBULENTOS	25
3.2 EFECTOS DE PARED EN FLUJOS TURBULENTOS	27
3.3 MECANISMO DE PRODUCCIÓN DE TURBULENCIA	30
3.4 EFECTO DE APARENTE REDUCCIÓN DE FRICCIÓN	32
3.5 INTERACCIÓN ENTRE PARTÍCULAS Y TURBULENCIA	34
3.5.1 MOVIMIENTO DE PARTÍCULAS EN CERCANÍAS A LA PARED	35
3.5.1.1 ESTRUCTURAS COHERENTES	36

4 ANÁLISIS EXPERIMENTAL	39
4.1 DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL	39
4.1.1 SISTEMA DE MEDICIÓN	42
4.1.2 PROTOCOLO DE MEDICIONES Y MATRIZ DE PRUEBAS	45
4.1.2.1 MATRIZ DE PRUEBAS	46
5 MODELO PROPUESTO	51
5.1 GENERALIDADES	51
5.1.1 FUERZAS INVOLUCRADAS	52
5.1.1.1 FUERZA DE ARRASTRE	53
5.1.2 INFLUENCIA DE LA FORMA DE LAS PARTÍCULAS	54
5.1.3 VELOCIDAD CRÍTICA DE DEPÓSITO	57
5.1.4 VELOCIDAD TERMINAL	61
5.1.5 VELOCIDAD RELATIVA	66
5.2 FORMULACIÓN DEL MODELO	68
5.2.1 VERIFICACIÓN EXPERIMENTAL	71
5.2.2 PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	74
5.3 APÉNDICE	84
6 INFLUENCIA DE EFECTOS DINÁMICOS & TEMPORALES EN EL COEFICIENTE GLOBAL DE PÉRDIDAS DE ENERGÍA EN TUBERÍAS GRANDES	89
6.1 INTRODUCCIÓN	89
6.2 ANTECEDENTES	91
6.3 EFECTOS DINÁMICOS EN TUBERÍAS	92
6.4 EFECTOS TEMPORALES EN TUBERÍAS	94
6.4.1 ANÁLISIS DE EFECTOS TEMPORALES EN TUBERÍAS A TRAVÉS DEL COEFICIENTE DE FRICCIÓN	95
6.5 CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL ACUEDUCTO CHAPALA-GUADALAJARA	98
6.6 DESCRIPCIÓN Y PROGRESO DE LAS MEDICIONES	100
6.7 PRESENTACIÓN DE LAS MEDICIONES Y RESULTADOS PRELIMINARES	104
6.8 MODELO NUMÉRICO-EXPERIMENTAL PROPUESTO	107
6.9 VERIFICACIÓN, VALIDACIÓN Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	109
6.10 ANÁLISIS DE RESULTADOS	114
7 CONCLUSIONES	117
8 REFERENCIAS	119

ÍNDICE DE TABLAS

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

TABLA 1.1 CAMPOS DE APLICACIÓN	1
TABLA 2.2 ALGUNOS PROYECTOS DE TRANSPORTE HIDRÁULICO DE SÓLIDOS	2

CAPÍTULO 2: ANTECEDENTES

TABLA 2.1 PARÁMETROS DE LA ECUACIÓN DE DURAN	10
TABLA 2.2 PARÁMETROS DEL MÉTODO DE IURIAN & YUAN	11
TABLA 2.3 PARÁMETROS PARA CALCULAR EL NÚMERO DE RÉGIMEN	12
TABLA 2.4 SECUENCIA LÓGICA PARA SELECCIONAR EL CÓDIGO DE RÉGIMEN	12
TABLA 2.5 COEFICIENTES DE PÉRDIDAS LOCALES	14
TABLA 2.6 TRABAJOS TEÓRICOS REALIZADOS	20

CAPÍTULO 4: ANÁLISIS EXPERIMENTAL

TABLA 4.1 MATRIZ DE PRUEBAS REALIZADAS EN LA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL	46
TABLA 4.2 MATRIZ DE PRUEBAS SELECCIONADA DEL TRABAJO DE MATOUSEK	49

CAPÍTULO 5: MODELO PROPUESTO

TABLA 5.1 CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE LAS FUERZAS QUE ACTÚAN EN UN FLUJO DE AGUA CON CONTENIDO DE PARTÍCULAS	53
TABLA 5.2 ALGUNOS FACTORES DE FORMA MEDIDOS	56
TABLA 5.3 ALGUNAS ECUACIONES PARA EL CÁLCULO DE LA VELOCIDAD CRÍTICA	58
TABLA 5.4 VELOCIDAD TERMINAL PARA PARTÍCULAS NO COHESIVAS SEGÚN DISTINTOS AUTORES	62
TABLA 5.5 EXPRESIONES PARA EL CÁLCULO DE LA VELOCIDAD TERMINAL	64
TABLA 5.6 PARÁMETROS DE LA ECUACIÓN (5.15)	65
TABLA 5.7 BASE DE DATOS PARA CONTRASTAR EL MODELO PROPUESTO	75
TABLA 5.8 INFORMACIÓN EXPERIMENTAL DE VELOCIDADES RELATIVAS	85

CAPÍTULO 6: INFLUENCIA DE EFECTOS DINÁMICOS Y TEMPORALES EN EL COEFICIENTE GLOBAL DE PÉRDIDAS DE ENERGÍA EN TUBERÍAS GRANDES

TABLA 6.1 FORMAS DIMENSIONALMENTE HOMOGÉNEAS DE LAS ECUACIONES MÁS COMUNES PARA EL CÁLCULO DE PÉRDIDAS DE ENERGÍA POR FRICCIÓN EN TUBERÍAS	96
TABLA 6.2 ECUACIONES PARA EL CÁLCULO DE LOS COEFICIENTES C_{HW} Y n Y DE LA RUGOSIDAD RELATIVA ε/D	97
TABLA 6.3 CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL ACUEDUCTO CHAPALA-GUADALAJARA	99
TABLA 6.4 MEDICIONES DE CAMPO EN EL IRAMO PB-ICR	105
TABLA 6.5 MEDICIONES DE CAMPO EN EL IRAMO ICR-IE	105
TABLA 6.6 VERIFICACIÓN DEL MODELO PROPUESTO PARA EL IRAMO PB-ICR	110
TABLA 6.7 VERIFICACIÓN DEL MODELO PROPUESTO PARA EL IRAMO ICR-IE	110
TABLA 6.8 COMPARACIÓN DE LOS PARÁMETROS DEL MODELO PROPUESTO	112

ÍNDICE DE FIGURAS

CAPÍTULO 2: ANTECEDENTES

FIGURA 2.1 MODOS BÁSICOS DEL TRANSPORTE DE SÓLIDOS EN TUBERÍAS	9
FIGURA 2.2 DIAGRAMA DE ESTADO	17
FIGURA 2.3 DIAGRAMA DE FUERZAS EN EL FLUJO EN DOS CAPAS	19

CAPÍTULO 3: FENÓMENOS ASOCIADOS AL MECANISMO DE TRANSFERENCIA DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO Y DE SUSPENSIÓN TURBULENTO

FIGURA 3.1 TAMAÑO RELATIVO DE REMOLINOS TURBULENTOS EN UNA TUBERÍA	26
FIGURA 3.2 FORMACIÓN DE REMOLINOS	31
FIGURA 3.3 LEY DE PARED EN DIFERENTES ZONAS DE FLUJO	33
FIGURA 3.4 ESTRUCTURAS COHERENTES	37

CAPÍTULO 4: ANÁLISIS EXPERIMENTAL

FIGURA 4.1 ASPECTOS DEL ARREGLO UTILIZADO PARA PURGAR Y MEDIDA DE PRESIONES	40
FIGURA 4.2 INSTALACIÓN EXPERIMENTAL EN EL HIDROMEC-II-UNAM	41
FIGURA 4.3 CÁMARA DE PRESIÓN Y CELDA DE PRESIÓN EN LA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL	43
FIGURA 4.4 FLUJO SÓLIDO-LÍQUIDO	44
FIGURA 4.5 ESQUEMA DEL SISTEMA DE ADQUISICIÓN DE DATOS UTILIZADO	45
FIGURA 4.6 CIRCUITO DE PRUEBAS UTILIZADO POR MATOUSEK (1997)	48
FIGURA 4.7 DENSÍMETRO RADIOMÉTRICO	48

CAPÍTULO 5: MODELO PROPUESTO

FIGURA 5.1 COEFICIENTES DE ARRASTRE EN FUNCIÓN DE Re_p Y PARA DIFERENTES FACTORES	57
FIGURA 5.2 DISTINTOS RÉGIMENES DE FLUJO DE ACUERDO CON LA VELOCIDAD MEDIA DEL FLUJO	58
FIGURA 5.3 DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CÁLCULO DE LA VELOCIDAD TERMINAL	65
FIGURA 5.4 VELOCIDADES TERMINALES PARA DISTINTOS TIPOS DE AGUAS RESIDUALES	66
FIGURA 5.5 COMPARACIÓN ENTRE VELOCIDADES DE PARTÍCULAS CALCULADAS Y MEDIDAS	68
FIGURA 5.6 DISTRIBUCIÓN DE TAMAÑOS PARA LA ARENA CON $d_{50} = 0.55$ mm	72
FIGURA 5.7 DISTRIBUCIÓN DE TAMAÑOS PARA LA ARENA CON $d_{50} = 5.25$ mm	73
FIGURA 5.8 DISTRIBUCIÓN DE TAMAÑOS PARA LA ARENA CON $d_{50} = 0.38$ mm	73
FIGURA 5.9 COMPARACIÓN ENTRE LOS GRADIENTES EN LA MEZCLA MEDIDOS Y CALCULADOS (E-1)	77
FIGURA 5.10 COMPARACIÓN ENTRE LOS GRADIENTES POR SÓLIDOS MEDIDOS Y CALCULADOS (E-1)	77
FIGURA 5.11 VARIACIÓN DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE DURANTE LOS EXPERIMENTOS (E-1)	78
FIGURA 5.12 COMPARACIÓN ENTRE LOS GRADIENTES EN LA MEZCLA MEDIDOS Y CALCULADOS (E-2)	78
FIGURA 5.13 COMPARACIÓN ENTRE LOS GRADIENTES POR SÓLIDOS MEDIDOS Y CALCULADOS (E-2)	79
FIGURA 5.14 VARIACIÓN DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE DURANTE LOS EXPERIMENTOS (E-2)	79
FIGURA 5.15 COMPARACIÓN ENTRE LOS GRADIENTES EN LA MEZCLA MEDIDOS Y CALCULADOS (E-3)	80

FIGURA 5.16 COMPARACIÓN ENTRE LOS GRADIENTES POR SÓLIDOS MEDIDOS Y CALCULADOS (E-3)	80
FIGURA 5.17 VARIACIÓN DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE DURANTE LOS EXPERIMENTOS (E-3)	81
FIGURA 5.18 COMPARACIÓN ENTRE LOS GRADIENTES EN LA MEZCLA MEDIDOS Y CALCULADOS (E-4)	81
FIGURA 5.19 COMPARACIÓN ENTRE LOS GRADIENTES POR SÓLIDOS MEDIDOS Y CALCULADOS (E-4)	82
FIGURA 5.20 VARIACIÓN DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE DURANTE LOS EXPERIMENTOS (E-4)	82
FIGURA 5.21 COMPARACIÓN ENTRE LOS GRADIENTES EN LA MEZCLA MEDIDOS Y CALCULADOS (E-5)	83
FIGURA 5.22 COMPARACIÓN ENTRE LOS GRADIENTES POR SÓLIDOS MEDIDOS Y CALCULADOS (E-5)	83
FIGURA 5.23 VARIACIÓN DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE DURANTE LOS EXPERIMENTOS (E-5)	84

CAPÍTULO 6: INFLUENCIA DE EFECTOS DINÁMICOS Y TEMPORALES EN EL COEFICIENTE GLOBAL DE PÉRDIDAS DE ENERGÍA EN TUBERÍAS GRANDES

FIGURA 6.1 MODIFICACIÓN DE ESTRUCTURAS TURBULENTAS	93
FIGURA 6.2 VARIACIÓN DEL PERFIL DE VELOCIDAD Y DE PRESIÓN EN UN CODO VERTICAL DE 45°	93
FIGURA 6.3 INCREMENTOS DEL FACTOR DE FRICCIÓN CON LA EDAD DE LA TUBERÍA	97
FIGURA 6.4 PERFIL DEL ACUEDUCTO CHAPALA-GUADALAJARA	99
FIGURA 6.5 ASPECTO INTERIOR DEL TANQUE DE CAMBIO DE RÉGIMEN	100
FIGURA 6.6 ASPECTOS GENERALES DEL TANQUE DE ENTREGA	100
FIGURA 6.7 VÁLVULA DE ADMISIÓN Y EXPULSIÓN DE AIRE EN LA CONDUCCIÓN	101
FIGURA 6.8 EJEMPLO TÍPICO DE LA OBTENCIÓN DEL GRADIENTE DE ENERGÍA	103
FIGURA 6.9 ASPECTO DE LAS RUGOSIDADES INTERNAS EN EL ACUEDUCTO CHAPALA-GUADALAJARA	104
FIGURA 6.10 LOCALIZACIÓN DE LAS MEDICIONES EN EL DIAGRAMA DE MOODY	106
FIGURA 6.11 COMPARACIÓN ENTRE EL MODELO PROPUESTO Y DATOS DE CAMPO	111
FIGURA 6.12 ANALOGÍAS CON OTROS TRABAJOS EXPERIMENTALES ENCONTRADOS	113
FIGURA 6.13 ERRORES EN LA PREDICCIÓN DEL COEFICIENTE GLOBAL DE PÉRDIDAS	114

GLOSARIO

A	Área, constante en la ley Karman-Pradtl
\mathbf{A}	un vector unitario
B	Constante en la ley Karman-Pradtl
\mathbf{B}	Vector unitario
a	Máxima longitud de un grano de sólido perpendicular a b y c
b	Longitud intermedia de un grano de sólido perpendicular a a y c
\mathbf{C}	es un vector unitario
c	Mínima longitud de un grano de sólido perpendicular a a y b
C_v	Concentración volumétrica de sólidos
C_D	Coefficiente de arrastre
C_{HW}	Coefficiente de Hazen-Williams
D	Diámetro de tubería
\bar{D}	Componente de fuerza de arrastre
d	Diámetro representativo de las partículas $\approx d_{50}$
d_p	Diámetro representativo de las partículas en las pruebas
d_{50}	Tamaño de malla que retiene el 50% de material en una curva granulométrica
d_{85}	Tamaño de malla que retiene el 85% de material en una curva granulométrica
\bar{F}	Fuerza de arrastre
F_1	Fuerza de fricción entre el fluido y la pared interna
F_{1-2}	Fuerza debida a la velocidad relativa en la interfase fluido-sólido
F_{2f}	Fuerza de fricción entre la porción de fluido, que embebe a la capa de sólidos y la pared
F_{2s}	Fuerza de Coulomb
f	Factor de fricción de la ecuación de Darcy-Weisbach
f_m	Coefficiente global de pérdidas medido
f_0	Coefficiente global de pérdidas de diseño
f_1	Factor de fricción de la ecuación de Darcy-Weisbach
f_2	Factor de fricción con efecto temporal
f_3	Coefficiente global de pérdidas teórico
f_M	Factor de fricción para una mezcla
Fr^*	Parámetro adimensional
Fr_p	Parámetro adimensional
g	Aceleración gravitacional

h_l	Pérdida de presión por unidad de peso y de longitud debida a un accesorio
$h_{f(Mezcla)}$	Pérdida de energía por unidad de peso y de longitud en una mezcla
i_ω	Vector unitario
J_M	Pérdida de presión por unidad de longitud y de peso en la mezcla
J_W	Pérdida de presión por unitaria de longitud y de peso en el agua
J_S	Pérdida de presión por unitaria de longitud y de peso debido a los sólidos
k	Parámetro de ajuste
k_V	Factor de forma
k_S	Factor de forma
k_S^*	Factor de forma
K	Parámetro de ajuste
$K1$	Parámetro de ajuste
K_l	Coefficiente local de pérdidas
L	Longitud
\bar{L}	Componente de fuerza de arrastre
M	Parámetro de ajuste
N	Parámetro de ajuste
O_{1-2}	Ancho superficial
P_i	Fracción de material sólido, presión leída
pH	Medida de la acidez
Q	Caudal
Re	Número de Reynolds R_0
R_0	Radio de curvatura
R^2	Coefficientes de correlación
R_I	Índice de Ryznar
R_{i-1}	Número de régimen
S	Superficie de cuerpo
S_f	Gradiente hidráulico
S_M	Peso específico relativo de la mezcla respecto al fluido transportador
S_S	Peso específico relativo de sólidos respecto del agua
S_E	Área de esfera equivalente
S'_E	Área específica de esfera equivalente
S_M	Área de esfera medida
S'_M	Área específica de esfera medida
t	Tiempo
t_0	Tiempo inicial
U^+	Velocidad adimensional
V	Velocidad media
V_C	Velocidad crítica

V_i	Velocidad media
V_M	Velocidad media de la mezcla
V_p	Velocidad de la partícula
V_{REL}	Velocidad relativa de partículas respecto de la velocidad media del flujo
V_T	Velocidad terminal
V_{50}	Velocidad característica
W_{L1}	Componente longitudinal del peso del líquido
W_{S2}	componente longitudinal de peso de porción de sólidos
W_{L2}	Componente longitudinal de peso de porción de fluido
x^*	Parámetro adimensional
x_0	Parámetro adimensional
Y_{1-2}	Altura de la capa de sólidos
y	Distancia a la pared
y^+	Distancia a la pared adimensional
Z_i	Altitud

Subíndices

<i>IL</i>	Índice de Langelier
<i>i</i>	Componente
<i>L</i>	Local
(<i>L</i>)	Flujo laminar
<i>M</i>	Mezcla sólido-líquido
<i>S</i>	Sólido
<i>W</i>	Agua
<i>F</i>	Fluido
<i>T</i>	Terminal
(<i>T</i>)	Flujo turbulento
<i>EXP</i>	Experimental
<i>PROY</i>	Proyectada
<i>TEO</i>	Teórico
<i>REL</i>	Relativa
0	Inicial
1	Superior
2	Inferior

Griegos

Ψ	Parámetro adimensional, función
Φ	Parámetro adimensional, función
Ψ	Función
Φ_s	Esfericidad

φ_H	Factor de Heywood
α	Parámetro de ajuste, incremento de rugosidad
ε^*	Rugosidad
ε^*	Rugosidad hipotética
α_1	Parámetro de ajuste
β	Parámetro de ajuste, factor de forma, ángulo
β_1	Parámetro de ajuste
δ	Parámetro de ajuste
γ	Parámetro de ajuste
γ_1	Parámetro de ajuste
θ	Ángulo de inclinación de tubería
μ_s	Coefficiente de fricción entre sólidos y pared
ΔP_s	Pérdida de presión debida al contenido de sólidos
ΔP_M	Pérdida de presión en la mezcla
ΔP_W	Pérdida de presión debida al flujo de agua
(ΔP_l)	Pérdida de presión debida al líquido
ρ	Densidad
ρ_s	Densidad de sólidos
μ	Viscosidad dinámica
ν	Viscosidad cinemática
η	Coefficiente de fricción entre sólidos y pared
λ	Tamaño de vórtice, parámetro de ajuste
$\bar{\tau}_0$	Esfuerzo cortante medio
ω	Velocidad de giro
φ	Ángulo
φ_H	factor de Heywood

Abreviaturas

ACH-G	Acueducto Chapala-Guadalajara
ASCE	American Society of Civil Engineers
EXP	Experimental
II	Instituto de Ingeniería
PB	Planta de bombeo
ICR	Tanque de cambio de régimen
TEO	Teórico
IE	Tanque de entrega
UNAM	Universidad Nacional Autónoma de México
WEF	Water Environmental Federation

RESUMEN

La evaluación de las pérdidas de energía en conducciones que transportan agua con contenido de sólidos, es un problema que ha sido estudiado de manera importante desde 1950 por muchos autores. Los primeros estudios se basaron en el planteamiento de correlaciones deducidas a partir de extensas bases de datos. Dichas bases de datos fueron obtenidas de mediciones de gradientes de presiones en distintas conducciones, especialmente de la industria minera. Posteriormente, en las últimas dos décadas el problema ha sido abordado a través de métodos energéticos, numéricos y matemáticos. Sin embargo, en dichos métodos abundan las hipótesis poco verificadas, razón por la cual en ocasiones resultan poco realistas. La importancia de estudiar las pérdidas de capacidad de conducción en tubos con transporte de sólidos radica fundamentalmente en que existe una creciente tendencia a utilizar conducciones grandes y extensas para el transporte de mezclas sólido-líquido. En contraste con esto, son escasos los trabajos reportados con los cuales se puedan deducir metodologías con un grado aceptable de precisión y de carácter práctico.

En el presente estudio se propuso un modelo teórico-experimental para la evaluación de las pérdidas de energía en tubos con transporte de sólidos en flujo homogéneo, y para concentraciones volumétricas moderadas (inferiores al 15%). Dicho modelo presentó un buen acuerdo entre lo estimado por él y lo medido en una instalación experimental. La instalación experimental consistió de un circuito cerrado de tubería a presión en la cual, para diferentes tipos de mezclas sólido-líquido se monitorearon gradientes hidráulicos, caudales y concentraciones volumétricas. Adicionalmente, se observaron aspectos importantes asociados al mecanismo de transporte de partículas. El modelo teórico-experimental planteado, tiene en cuenta el tamaño, forma y distribución de tamaños de partículas, la concentración volumétrica de sólidos y las velocidades terminal y relativa de las partículas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Para el desarrollo de esta investigación, se realizaron de experimentos, se recolectaron antecedentes, se establecieron y, en ocasiones, se validaron hipótesis básicas relativas al fenómeno y se obtuvo documentación experimental realizada recientemente por otros autores.

Adicionalmente, en éste trabajo se describen y analizan las investigaciones relevantes relacionadas con el tema. Se conceptúa y se analiza los mecanismos que influyen en la interacción matriz de flujo y partículas en un flujo homogéneo de agua con contenido de sólidos en tubos a presión y se sugiere un modelo para la evaluación de las pérdidas de energía causada por el contenido de sólidos.

Paralelamente en el estudio de los efectos dinámicos y temporales en tuberías de gran diámetro se procedió de manera análoga para la conducción principal del Acueducto Chapala-Guadalajara. Con base en datos recolectados en campo a lo largo de casi una década de monitoreo a éste acueducto, se propuso un modelo numérico-experimental que explica la variación de los coeficientes globales de pérdidas medidos durante el período mencionado.

ABSTRACT

The evaluation of the energy losses in pipelines with transport of solid-water mixtures is an problem that has been studied since 1950 by many authors. The first made studies were correlations deduced from extensive data bases. The data base created with measurements of gradients of pressures in different conductions, specially of the mining industry. In last the two decades the problem has been planted through energetic, numerical and mathematical methods. Nevertheless, in these methods the hypotheses are little verified and realistic. The importance of studying the losses of capacity conduction in pipes with solid transport is fundamentally in that an increasing tendency to use great and extensive conductions for the transport of mixtures solid-liquid. In contrast reported researches that permit to deduce methodologies with an acceptable degree of precision and practical character are few.

The present study proposes a theoretical-experimental model for the evaluation of the energy losses in pipes with solid transport in homogenous flow, and with volumetric concentrations lower than 15%. The results of the theoretical-experimental model were similar with the measures made in an experimental installation. The experimental installation consisted of a closed circuit of pressurized pipeline. In the installation for different types from mixtures solid-liquid hydraulic gradients were measured, flow rates and volumetric concentrations. In addition, important aspects associates the mechanisms of particle transport were observed. The theoretical-experimental model planted, considers the size, form and distribution of sizes of particles, the volumetric solid concentration and the terminal and relative velocities of particles.

In this investigation, were made experiments and were collected antecedents. Parallel, were refused and validated basic hypotheses relative to the phenomenon and experimental documentation made recently by other authors was obtained.

Additionally, in this one work important research related to the subject are described and analyzed. The mechanisms that influence in the interaction of flow matrix and the particles in a homogenous flow of water with solid content were analyzed in pressurized pipes. Besides this research this research suggests a model for the evaluation of the energy losses caused by the solids content.

At the same time, for study of the dynamic and temporary effects in pipelines of large diameter hypotheses were planted, related investigations were analyzed and experimental evidence evaluated for the main conduction of the Chapala-Guadalajara Aqueduct. According to data base collected in field throughout almost one decade in mentioned aqueduct, an numerical-experimental model seted out that explains the variation of the global coefficients of losses measured during that period.

1 INTRODUCCIÓN

1.1 MOTIVACIÓN

La investigación descrita en esta tesis fue motivada por la necesidad de evaluar los efectos que producen el contenido de sólidos sobre la disipación de energía, en mezclas sólido-líquido con concentraciones moderadas de sólidos, es decir, concentraciones volumétricas inferiores al 10%. Una evaluación de dichos efectos, requiere necesariamente de la comprensión de los principales fenómenos asociados y de la valoración de éstos a través de experimentos

Las pérdidas de capacidad de conducción en tubos con transporte de sólidos tienen importancia en distintos campos de aplicación en ingeniería. Destacan por su relevancia los mostradas en la Tabla 1.1. Adicionalmente, en la Tabla 1.2 se reportan algunos ejemplos de distintos proyectos para el de ingeniería construidos alrededor del mundo para el transporte hidráulico de mezclas sólido-líquido, con lo que se quiere mostrar la importancia de este tipo de transporte a nivel mundial.

Tabla 1.1. Campos de aplicación.

<i>Campo de aplicación</i>	<i>Algunos ejemplos</i>	<i>Tipo de flujo</i>
Transporte hidráulico	Transporte de: carbón, arenas, minerales, cementos, peces, cenizas, maderas, etc.	Flujo a presión y a superficie libre
Procesos industriales	Pinturas, papeles, enfriamiento en reactores nucleares, acuicultura, etc.	Flujo a presión en secciones arbitrarias
Construcción & navegación	Dragado & rellenos	Flujo a presión en tuberías
Conservación & recursos hídricos	Erosión de suelos y sedimentación	Flujo a superficie libre
Saneamiento	Sedimentación, lodos en plantas de tratamiento, colección y disposición de sólidos, etc.	Flujo a presión y a superficie libre

Tabla 1.2. Algunos proyectos de transporte hidráulico de sólidos (adaptada de Chien & Wan, 1999)

<i>Nombre del proyecto</i>	<i>Material transportado</i>	<i>Longitud (km)</i>	<i>Diámetro (m)</i>	<i>Capacidad (kg/s)</i>	<i>Inicio de operación</i>
Consolidation	Carbón	174	0.25	41	1975
Black mesa		440	0.46	152	1970
ETSI		1,640	0.97	793	1979
Alton		290	0.61	317	1981
Savage River	Hierro	85	0.23	73	1967
Peña Colorada		45	0.20	57	1974
Sierra Grande		32	0.20	67	1976
Samarco		410	0.51	381	1977
Bougainville	Cobre	27	0.15	32	1972
West Irian		111	0.10	10	1972
Rugby	Limo	92	0.25	54	1964
Calaveras		27	0.18	48	1971

Por su interés práctico, las pérdidas de capacidad de conducción en tubos con transporte de sólidos han sido objeto de múltiples investigaciones desde la segunda mitad del siglo pasado. Entre las contribuciones de mayor importancia al respecto se encuentran una gran cantidad de correlaciones basadas en extensas bases de datos, modelos semi-empíricos y también modelos numéricos y matemáticos.

Dichas investigaciones han orientado su trabajo en distintas formas: algunas se han formulado modelos mecanísticos basados en la experiencia y monitoreo de líneas de conducción de mezclas sólido-líquido de diferentes naturalezas sin analizar y comprender los fenómenos fluidicos involucrados, lo cual, limita su aplicación. Otras han procurado la integración de modelos matemáticos con parámetros medidos en laboratorio, con los cuales, se ha logrado acotar el problema. Otras investigaciones, han utilizado sofisticadas técnicas computacionales para resolver el problema, incluyendo, las ecuaciones analíticas gobernantes del fenómeno. No obstante, en el desarrollo introducen hipótesis poco plausibles que las hacen inaplicables.

Sin embargo, al realizar una revisión del estado del arte surgen aspectos que no han sido analizados apropiadamente: el primero, es la realización de un análisis profuso de los fenómenos asociados al mecanismo de transferencia de cantidad de movimiento y de suspensión turbulenta en mezclas sólido-líquido. El segundo, la inexistencia de una discusión completa de los efectos que producen las fuerzas involucradas, la forma y las velocidades características (terminal y

relativa) de las partículas sobre el comportamiento de las pérdidas de energía en dichas conducciones. El tercero, es la falta de información acerca de la influencia de los efectos dinámicos en grandes conducciones. El cuarto, la ausencia de un procedimiento sistemático y fácil de implementar que permita evaluar el efecto de la presencia de partículas sobre la pérdida de capacidad de conducción en tubos con transporte de flujos homogéneos de mezclas sólido-líquido

Finalmente, con relación a la variación de los coeficientes globales de pérdidas medidos en el Acueducto Chapala-Guadalajara, existe la necesidad de ahondar en nuevo conocimiento acerca de la influencia de efectos dinámicos debidos a los esfuerzos internos de corte que se producen en zonas de separación del flujo en dimensiones limitadas (cambios de dirección y accesorios en general). Tales efectos están mayormente presentes en el movimiento de masas de agua que cambian continuamente de dirección, movimientos que debido a su naturaleza variante en función del número de Reynolds, deben ser tenidos en cuenta junto con las pérdidas de energía debidas a los efectos de corte y que se originan en las cercanías a las paredes internas de las tuberías como consecuencia de la rugosidad o lisura.

1.2 OBJETIVOS

Analizar en una instalación experimental, los mecanismos asociados con las pérdidas de capacidad de conducción en tubos con flujos no estratificados y con mezclas sólido-líquido a concentraciones volumétricas inferiores al 10%

Proponer, sustentar y validar un modelo de aplicación práctica con el cual se pueda evaluar las pérdidas de energía en tuberías con transporte de sólidos. El modelo deberá tomar en cuenta las propiedades físicas de la mezcla, la forma y las velocidades características de las partículas (terminal, crítica y relativa), y las variables hidrodinámicas relativas al movimiento de partículas en medios fluidos.

Proponer y verificar un modelo numérico-experimental que sustente la validez de un mecanismo de naturaleza dinámica, causante de la variación de los coeficientes globales de pérdidas observada a lo largo de casi una década de mediciones en campo de estos coeficientes.

1.3 METODOLOGÍA

Para el desarrollo de la presente investigación se dispuso de una instalación experimental para el estudio y valoración de los fenómenos y mecanismos asociados a las pérdidas de capacidad de conducción en tubos con transporte de sólidos. Así mismo, se recurrió a mediciones en campo para el análisis de los fenómenos dinámicos que pueden causar variación en los coeficientes de pérdidas globales en tuberías de gran diámetro.

Paralelamente se realizó una profusa investigación bibliográfica y se contactaron investigadores que trabajan en estudios de naturaleza semejante. En este sentido se estableció intercambio de información experimental con el Dr. Matousek de Delft University of Technology-Dredging, Technology Section, y con el Dr. Molerus de University Erlangen-Nürnberg. Sus documentos y comentarios nutren la presente investigación

1.4 PRESENTACIÓN

El estado del arte de la investigación acerca de las pérdidas de capacidad de conducción en tubos con transporte de sólidos se presenta en el Capítulo 2. En este se aprecia que el tema mencionado ha sido estudiado desde mitad del siglo pasado y a la fecha, sigue siendo de bastante interés práctico. Adicionalmente, en el Capítulo 2 se discuten las metodologías existentes analizando sus ventajas y desventajas, y se enfatiza en la necesidad de ahondar en la investigación acerca del tema.

Los fenómenos asociados al mecanismo de transferencia de cantidad de movimiento y de suspensión turbulenta en el transporte de agua con contenido de sólidos en tuberías a presión se discute en el Capítulo 3. En este se describen algunos aspectos novedosos acerca de la interacción

entre partículas sólidas y remolinos turbulentos, de los efectos de pared en flujos turbulentos, del mecanismo de producción de turbulencia, de la ocasional reducción de fricción que ocurre en flujos con concentraciones muy bajas de ciertos sólidos, de la interacción entre partículas y turbulencia en flujos sólido-líquido y, con base en trabajos encontrados en la literatura, se reporta una posible explicación del movimiento de las partículas en cercanías a la pared que propicia la formación de flujo homogéneo.

En el Capítulo 4, se presentan los detalles de dos instalaciones experimentales, en las cuales se han realizado ensayos con el fin de estudiar el comportamiento hidráulico de flujos de agua con contenido de sólidos en tuberías a presión. Además, se muestran los protocolos de prueba y las técnicas de medición utilizadas en cada una de ellas. Una de las instalaciones está localizada en el Laboratorio de Hidromecánica del Instituto de Ingeniería, y la otra, pertenece a la Delft University of Technology-Dredging, Technology Section (Matousek, 1997). En las pruebas realizadas en ambas, se observaron aspectos prácticos del flujo sólido-sólido y se generó información. Esta información obtenida fue suficiente para validar el modelo propuesto en el Capítulo 5 y al mismo tiempo, sugiere la necesidad de ahondar en la investigación con diferentes prototipos que permitan una comprensión más profunda del problema tratado en este proyecto.

Adicionalmente, en el Capítulo 5 se presenta la metodología propuesta para evaluar la pérdida adicional de energía producida por el contenido de sólidos en tubos a presión con mezcla sólido-líquido. La metodología mencionada, que tiene en cuenta efectos como: la forma de las partículas, las velocidades características. Estos efectos generan un consumo de potencia necesario para propiciar la dinámica de transporte de sólidos presente en este tipo de flujos. La metodología propuesta se comparó con datos experimentales originales y con datos de Matoušek (1997) Molerus (1983) y de Lin (1982) y muestra un buen acuerdo.

En el capítulo 6, con base en mediciones de campo apoyadas en bases teórico-experimentales utilizadas para el análisis de flujos internos y mediante el uso de técnicas numéricas de optimización y de búsqueda de funciones numéricas, se propone un modelo para la obtención de coeficientes globales de pérdidas de energía en conducciones con significativos cambios de dirección. El modelo propuesto representa las mediciones de coeficientes globales de pérdidas

llevadas a cabo durante casi diez años en el Acueducto Chapala Guadalajara, con un margen de error promedio inferior al 10%. Con lo anterior se establecen fuertes argumentos a favor de la validez de un mecanismo de naturaleza dinámica dominante sobre el efecto de incremento en la rugosidad interna, que como es conocido, causan variación en el coeficiente global de pérdidas. Así mismo, el modelo propuesto tiene en cuenta el incremento de la rugosidad interna debida al tiempo de operación del acueducto y a la calidad del agua.

Finalmente, en el Capítulo 7 se reportan las conclusiones y recomendaciones producto de la presente investigación y en el Capítulo 8 las referencias utilizadas

2 ANTECEDENTES

2.1 INTRODUCCIÓN

En este capítulo se presenta una revisión de las metodologías existentes para el análisis de las pérdidas de energía en flujos con contenido de sólidos, aplicadas a los distintos regímenes de flujo. Se discuten los enfoques empíricos, representados fundamentalmente por una gran cantidad de correlaciones numéricas aplicables a flujos homogéneos, heterogéneos y reológicos. En segunda instancia se describen los modelos semi-empíricos, los cuales combinan análisis físicos y mediciones experimentales. Estos por su menor grado de empirismo son algo más aplicables que los primeros. También, se presenta la metodología para el cálculo de las pérdidas de energía en flujos sólido-líquido hiperconcentrados-estratificados. Por último, se describen los enfoques analíticos y numéricos, que hoy en día representan una herramienta computacional de gran utilidad para estudios teóricos, pero, limitados e imprácticos para diseños reales.

Si dentro de una tubería se tiene un flujo sólido-líquido en el que no se presente ningún tipo de difusión molecular y, si la velocidad media dentro de la tubería es suficientemente pequeña, entonces se puede presentar una condición dinámica en la que se forma una capa de fondo. Esta capa puede ser estacionaria o móvil, dependiendo de la velocidad media del flujo y del tamaño, forma y peso de dichas partículas. A medida que aumenta la velocidad, los sólidos se van suspendiendo por la acción conjunta de la transferencia de cantidad de movimiento en el seno del flujo, la presencia de esfuerzos de Reynolds y la presencia de ebulliciones turbulentas desde la pared de la tubería (Matousek, 1997)

Como consecuencia de lo anterior, en la mezcla sólido-líquido existe una pérdida de energía por unidad de longitud y de peso (J_M) que se expresa como la sumatoria de la pérdida unitaria producida por el flujo de agua limpia (J_w) y la producida por el contenido de sólidos (J_s).

2.1.1 Regímenes de flujo

Chien & Wan (1999) definieron de acuerdo con la configuración que toman los sólidos; los siguientes regímenes de flujo: con capa de fondo estacionaria, con capa de fondo parcialmente estacionaria, con capa de fondo móvil y por último un régimen en el cual los sólidos se encuentran totalmente en suspensión (en una mezcla no Newtoniana y Newtoniana). Esta última configuración que es la de mayor interés en la presente investigación, puede presentar flujo heterogéneo, cuasi-homogéneo y homogéneo. Los distintos regímenes de flujo así como alguna de sus características más relevantes se presentan en forma esquemática en la Figura 2.1.

Existen básicamente tres enfoques o modelos para la evaluación de las pérdidas de energía en tubos con transporte de sólidos: los empíricos (correlaciones basadas en extensas bases de datos), los semi-empíricos (mecánicos llamados también energéticos) y los modelos heurísticos y numéricos.

2.2 MODELOS EMPÍRICOS

A inicios de los años 50's fue Duran (En Franco, 1991) el primero en proponer una correlación para la evaluación de las pérdidas de energía en flujos de mezclas con sólidos totalmente en suspensión, valiéndose de los siguientes números adimensionales:

$$\Phi = \frac{J_M - J_W}{C_v J_W} \text{ y } \Psi = \frac{V_M^2 \overline{C_D}}{gD(S_s - 1)} \quad (2.1)$$

en donde J_M , J_W es la pérdida de presión por unidad de peso y de longitud de la mezcla y del agua respectivamente, C_v es la concentración volumétrica de sólidos (como fracción), V_M es la velocidad media del flujo de mezcla, C_D es el coeficiente de arrastre representativo, g es la aceleración gravitacional, D es el diámetro de la tubería y S_s es el peso específico relativo de los sólidos respecto del fluido. Duran (1953) llevó a cabo experimentos en tuberías con diámetros entre 0.038 m y 0.56 m, con mezclas de agua y arena con diámetros de hasta 2.5 cm conformando concentraciones volumétricas de hasta 22%. Con base en dichos experimentos encontró que

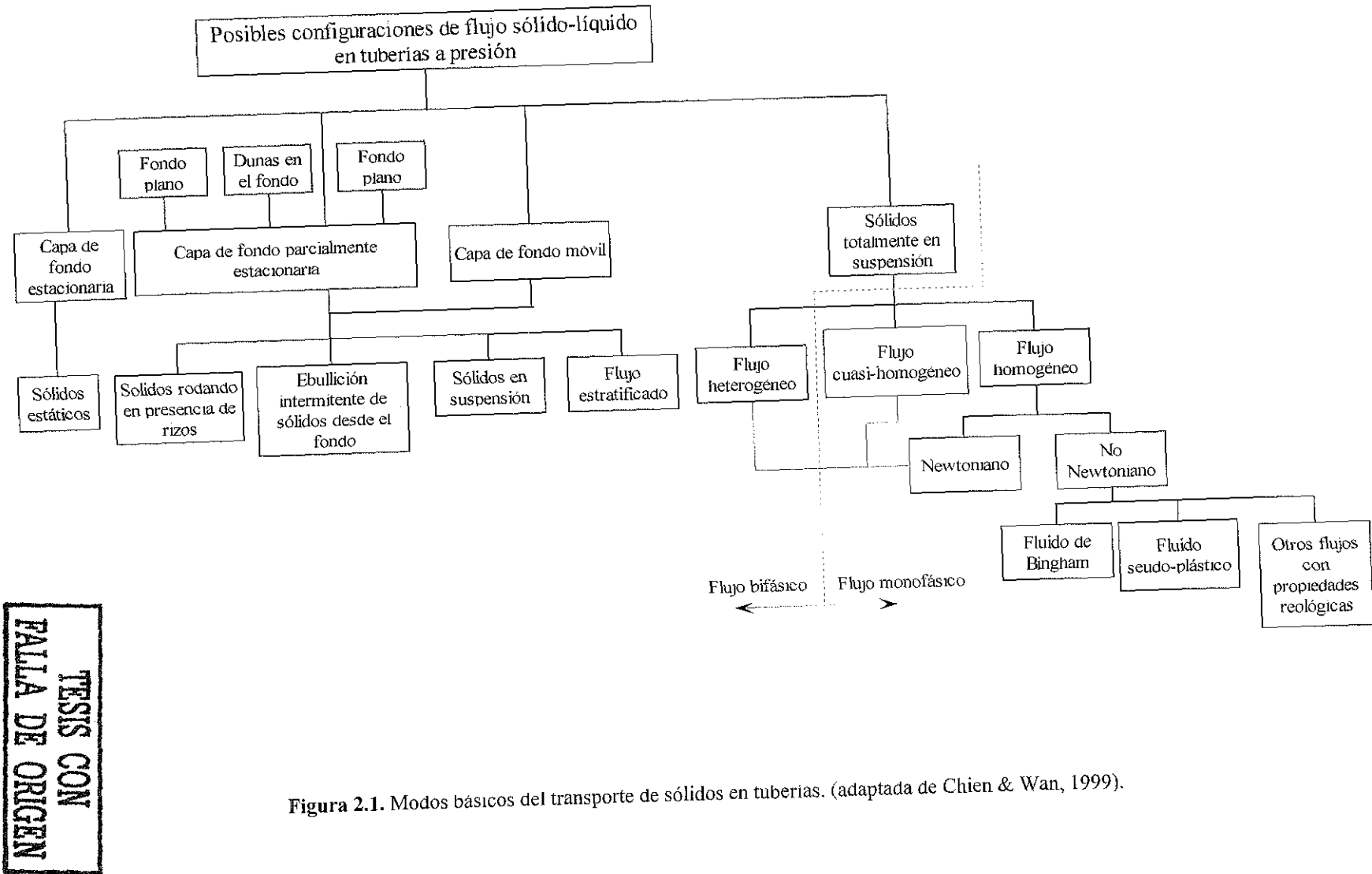


Figura 2.1. Modos básicos del transporte de sólidos en tuberías. (adaptada de Chien & Wan, 1999).

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Existía una relación entre Ψ y Φ , que se expresa como:

$$\Phi = K\Psi^{-N} \quad (2.2)$$

en donde K y N son parámetros que se obtienen con base en pruebas de campo y de laboratorio. La Tabla 2.1 reúne diferentes valores de K y N determinados por varios autores en distintas condiciones.

Tabla 2.1. Parámetros de la ecuación de Duran determinados por distintos autores

Autores	Año	Parámetros de la ecuación (2.2)		Observaciones
		K	N	
Duran & Condolios	1952	81	1.500	$S_s \approx 2.65$, $C_v < 0.22$, $0.038 \text{ m} < D < 0.560 \text{ m}$, $d < 2.5 \text{ cm}$
Zandi & Govatos	1967	6.3	0.354	$\Psi > 10$, $(\Psi/C_v) < 40$
		280	1.930	$\Psi < 10$, $(\Psi/C_v) < 40$

Basados en los trabajos previos de Duran (1953) y también Newitt *et al.*, (1962) replantearon la ecuación (2.2), e introdujeron la influencia de la velocidad terminal (V_T). Quedando como:

$$\Phi = 1,100(S_s - 1) \frac{V_T}{V_M} \frac{gD}{V^2} \quad (2.3)$$

Para la obtención de la ecuación (2.3) Newitt *et al.*, (1962) realizaron distintos experimentos en una tubería de 2.5 cm de diámetro, con ensayos con flujos sólido-líquido de diferentes tamaños y materiales (partículas finas de carbón, arena o plástico), velocidades terminales entre 0.06 m/s y 0.24 m/s, concentraciones volumétricas de hasta 37% y pesos específicos relativos de entre 1.18 a 4.6.

Por su parte Hayden & Stelson (1968) basados en experimentos realizados en tuberías de 2.5 cm y 5.0 cm de diámetro, en mezclas de agua y arena ($S_s \approx 2.65$) a concentraciones volumétricas de hasta 67% y diámetros de partículas (d) de entre 1.8 mm a 3.7 mm, plantearon la siguiente expresión (Zandi & Govatos, 1971):

$$\Phi = 100 \left(\frac{gDV_T(S_s - 1)}{V_M^2 (gd(S_s - 1))^{0.5}} \right)^{1.3} \quad (2.4)$$

Por su Raudkivi (1976) planteó modificar el coeficiente de fricción de la ecuación de Darcy Weisbach para la mezcla y evaluarlo de acuerdo a:

$$f_M = f \left(1 + 1,100(S_s - 1) \frac{V_T}{V_M} \frac{gD}{V_M^2} \right) \quad (2.5)$$

Una de las correlaciones más relevantes fue la de Turian & Yuan (1977), quienes también propusieron utilizar la ecuación de Darcy-Weisbach para el calculo de la pérdida de energía en flujos sólido-agua pero modificando el coeficiente de fricción por uno correspondiente a la mezcla (f_M). De acuerdo con esto y la ecuación (2.5) y la Tabla 2.2, el coeficiente se debe calcular como:

$$f_M = f + kC_v^\alpha f^\beta C_D^\gamma \left(\frac{\Psi}{C_D} \right)^\delta \quad (2.6)$$

Tabla 2.2 Parámetros del método de Turian & Yuan (1977).

Código de régimen	k	α	β	γ	δ
0	0.4036	0.7389	0.7717	-0.4054	1.0960
1	0.9857	1.0180	1.0460	-0.4213	-1.3540
2	0.5513	0.8687	1.2000	-0.1677	-0.6938
3	0.8444	0.5024	1.4280	0.1516	-0.3531

Para seleccionar el régimen apropiado, se debe calcular el correspondiente *número de régimen* utilizando la ecuación (2.7) y la Tabla 2.3.

$$R_{i-j} = \frac{V_M^2}{K1C_v^\alpha f^\beta C_D^\gamma gD(S_s - 1)} \quad (2.7)$$

Tabla 2.3. Parámetros para calcular el número de régimen del método Turian & Yuan (1977)

Número de régimen	K1	$\alpha 1$	$\beta 1$	$\gamma 1$
R_{0-1}	31.9300	1.0830	1.0640	-0.0616
R_{1-2}	2.4110	0.2263	-0.2334	-0.3840
R_{2-3}	0.2859	1.0750	-0.6700	-0.9375
R_{1-3}	1.1670	0.5153	-0.3820	-0.5724
R_{0-2}	0.4608	-0.3225	-1.0650	-0.5906
R_{0-3}	0.3703	0.3183	-0.8837	-0.7496

Así mismo, para establecer el respectivo régimen de flujo se calculan las cantidades $(R_{0-1} - 1)$, $(R_{1-2} - 1)$ y $(R_{2-3} - 1)$ y con la ayuda de la Tabla 2.4 se selecciona el código de régimen apropiado. Si se presenta alguna ambigüedad, esta se resuelve calculando las cantidades $(R_{1-3} - 1)$, $(R_{0-2} - 1)$ o $(R_{0-3} - 1)$ y procediendo de acuerdo con lo reportado en esta tabla.

Tabla 2.4. Secuencia lógica para seleccionar el código de régimen del método de Turian & Yuan (1977)

$(R_{0-1} - 1)$	$(R_{1-2} - 1)$	$(R_{2-3} - 1)$	$(R_{0-2} - 1)$	$(R_{0-3} - 1)$	$(R_{1-3} - 1)$	Código de régimen
negativo	negativo	negativo	===	===	===	0
positivo	negativo	negativo	===	===	===	1
positivo	positivo	negativo	===	===	===	2
positivo	positivo	positivo	===	===	===	3
negativo	negativo	positivo	===	negativo	===	0
negativo	negativo	positivo	===	positivo	===	3
negativo	positivo	positivo	===	negativo	===	0
negativo	positivo	positivo	===	positivo	===	3
negativo	positivo	negativo	negativo	===	===	0
negativo	positivo	negativo	positivo	===	===	2
positivo	negativo	positivo	===	===	negativo	1
positivo	negativo	positivo	===	===	positivo	3

Cabe añadir, que esta metodología ha sido probada con una gran cantidad de datos experimentales, principalmente con los reportados en Duran (1955) y colaboradores Newitt *et al.*, (1962) (En Zandi & Govatos, 1967).

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Sin embargo, En Lazarus & Neilson (1978) mencionan que los métodos precedentes usados para predecir la pérdida de carga son inadecuados e imprecisos, y con base en resultados experimentales propios, proponen la siguiente expresión:

$$f_M = 1.45 f \left[\frac{V^2}{gD} \left[\frac{v}{V_M D S_s \left(\frac{C_v}{1-C_v} \right)} \right] \frac{1}{S_s} (1,000(d/D)^{0.44 \log(d/D)+1.31}) \times \tanh \left(1 + S_s \left(\frac{C_v}{1-C_v} \right) \right) \right]^{-0.4} \quad (2.8a)$$

siempre y cuando

$$0.8 < \left[\frac{V^2}{gD} \left[\frac{v}{V_M D S_s \left(\frac{C_v}{1-C_v} \right)} \right] \frac{1}{S_s} (1,000(d/D)^{0.44 \log(d/D)+1.31}) \times \tanh \left(1 + S_s \left(\frac{C_v}{1-C_v} \right) \right) \right] < 2.53 \quad (2.8b)$$

En donde v es la viscosidad cinemática, las otras variables ya han sido definidas.

Para todas las correlaciones citadas arriba en las cuales se involucre el coeficiente de arrastre C_D , este debe calcularse de acuerdo con la curva de gradación del material sólido transportado y, de acuerdo con las siguientes consideraciones:

$$\left(\overline{C_D} \right)_M = \sum P_i \overline{C_{Di}} \quad \text{ó con} \quad (C_D)_M = \frac{\sum C_{Di} P_i}{\sum P_i} \quad (2.9)$$

en donde, P_i son las fracciones de material obtenidas mediante una curva de gradación, con sus respectivos coeficientes de arrastre C_{Di} .

Para flujos homogéneos de mezclas con comportamiento no Newtoniano, existen también un sin número de correlaciones mismas que por estar fuera del alcance de la presente investigación no se incluyen en este capítulo. Pero, pueden ser consultadas en Govier & Aziz (1976), Mulbarger *et al.*, (1981), Metcal & Eddy (1991), Sanks (1995), WEF & ASCE (1998) y en Ortiz & Carmona (2000).

2.2.1 Influencia del contenido de sólidos en coeficientes de pérdidas locales

No existen en la literatura metodologías específicas para el cálculo de coeficientes de pérdidas locales (K_L), en accesorios por los cuales se transporten mezclas sólido-líquido, así como las hay para los flujos de agua y otros fluidos comunes. Sin embargo, Turian *et al.* (1998) estudiaron el efecto sobre el coeficiente de pérdidas locales en agua con yeso y con barro para ladrillos en distintos accesorios y para diámetros de accesorios de 2.5 y 5.0 cm, tanto en flujo turbulento como en flujo laminar. En general, encontraron que el coeficiente local de pérdidas de la ecuación $h_l = K_{L(L)M} V^2 / 2g$ es monótonamente decreciente conforme aumenta el número de Reynolds, (resultados que coinciden con los reportados en Idelchik, 1994) y tiende a un valor constante para números de Reynolds mayores a 10^6 . Un resumen de los principales resultados hallados por Turian *et al.* (1998) se muestran en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5. Coeficientes de pérdidas locales con agua limpia y con contenido de sólidos (Turian *et al.*, 1998b).

Accesorio	D (cm)	Flujo turbulento de agua limpia			Flujo de agua con contenido de sólidos				
		$K_{L(I)EXP}$	$K_{L(I)TEO}$	$\frac{K_{L(I)EXP}}{K_{L(I)TEO}}$	$K_{L(I)MEXP}$	Re^*_M	Flujo laminar		$\frac{K_{L(I)MEXP}}{K_{L(I)EXP}}$
							$K_{L(L)M} = \Phi Re_M^{-\lambda}$		
		Φ	λ						
Codo de 45° estándar	2.5	0.81 ± 0.132	0.37	2.19	0.76	867	150.50	0.701	0.94
	5.0	0.51 ± 0.110	0.30	1.70	0.50	1,383	150.50	0.701	0.98
Codo de 90° $r_c = 0$ cm	2.5	1.66 ± 0.158	1.38	1.20	1.62	=====	12.88	0.242	0.98
	5.0	1.39 ± 0.165	1.14	1.22	1.33	=====	12.88	0.242	0.96
Codo de 90° $r_c = 3.8$ cm	2.5	1.11 ± 0.163	0.69	1.61	1.04	807	36.81	0.441	0.94
	5.0	0.66 ± 0.129	0.57	1.16	0.62	1,353	36.81	0.441	0.94
Codo de 90° $r_c = 11.4$ cm	2.5	0.77 ± 0.083	0.34	2.26	0.63	862	76.40	0.678	0.82
	5.0	0.50 ± 0.130	0.28	1.79	0.39	1,333	76.40	0.678	0.78
Codo de 90° $r_c = 21.6$ cm	2.5	0.95 ± 0.123	0.59	1.61	0.70	1,472	310.40	0.884	0.74
	5.0	0.53 ± 0.168	0.48	1.10	0.30	2,622	310.40	0.884	0.56
Codo de 90° $r_c = 31.8$ cm	2.5	1.21 ± 0.175	0.81	1.49	0.84	1,486	61.64	0.665	0.69
	5.0	0.70 ± 0.110	0.66	1.06	0.40	2,575	61.64	0.665	0.57
Codo de 180°	2.5	1.07 ± 0.104	1.15	0.93	1.00	747	90.77	0.629	0.94
	5.0	0.54 ± 0.144	0.95	0.57	0.48	1,473	90.77	0.629	0.89
Válvula de compuerta	2.5	0.80 ± 0.120	0.18	4.44	0.80	402	1,289.00	1.255	1.00
	5.0	0.17 ± 0.061	0.15	1.13	0.15	1,905	1,289.00	1.255	0.89
Válvula de globo	2.5	10.0 ± 0.750	7.82	1.28	10.0	=====	=====	=====	1.00
	5.0	6.72 ± 0.584	6.46	1.04	6.65	=====	=====	=====	0.99
Contracción 2"×1"	=====	=====	3.71	=====	0.23	=====	142.20	0.763	=====
Expansión 1"×2"	=====	=====	8.95	=====	0.55	=====	115.10	1.000	=====

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

En la Tabla 2.5 el subíndice (*T*) indica flujo turbulento, (*L*) flujo laminar, *EXP* y *TEO* significa que la información proviene de datos experimentales y teóricos respectivamente, por último el subíndice *M* indica que se trata de una mezcla sólido-líquido.

Con base en éstos resultados y teniendo en cuenta la dispersión de los datos experimentales, no hay una influencia notoria del contenido de sólidos sobre el coeficiente local de pérdidas. Empero, es necesario tener en cuenta los efectos dinámicos ligados a singularidades en el flujo, como por ejemplo en cambios de dirección y demás accesorios. Una discusión detallada de éstos fenómenos y sus posibles efectos sobre la variación en las pérdidas de energía se presenta en el Capítulo 5

2.3 ENFOQUES SEMI-EMPÍRICOS

Este tipo de metodología se refiere a los trabajos en los cuales se acoplan leyes físicas con resultados de trabajos experimentales, expresados en términos de variables adimensionales. Estos estudios, sin ser generalizables, son más válidos que las correlaciones presentadas.

Wilson *et al.*, (1992) basado en un análisis semi-teórico de las fuerzas involucradas en un flujo parcialmente estratificado, presenta el siguiente juego de ecuaciones para la estimación de las pérdidas de energía:

$$\frac{J_M - J_W}{S_s - 1} = 0.5\mu_s \left(\frac{V_M}{V_{50}} \right)^{-M}, \quad V_{50} = 3.93d_{50}^{0.35} \left(\frac{S_s - 1}{1.65} \right)^{0.45}, \quad M = \left(\ln \left(\frac{d_{85}}{d_{50}} \right) \right)^{-1} \quad (2.10)$$

Donde μ_s es el coeficiente de fricción entre los sólidos y las paredes internas, V_{50} y M son parámetros de ajuste, los diámetros d_{50} y d_{85} son diámetros que se obtienen de una curva granulométrica

De manera similar, Swamee (1995) propone la siguiente ecuación para el cálculo de la pérdida de energía por unidad de peso ($h_{f(Mezcla)}$) para agua y minerales, sin especificar tipo y rango de concentraciones.

$$h_{f(Mezcla)} = \frac{8fL(Q_W + Q_S)}{\pi^2 gD^5} + \frac{81\pi(S_S - 1)fLQ_S}{8(Q_W + Q_S)^2 C_D^{0.75}} D^2 \sqrt{(S_S - 1)gD} \quad (2.11)$$

Donde Q_W y Q_S son el caudal líquido y sólido respectivamente; f es el coeficiente de fricción de Darcy-Weisbach; D es el diámetro de la tubería, S_s es el peso específico relativo, g la aceleración gravitacional y C_D es el coeficiente de arrastre de la partícula sólida. En dicho trabajo se anota que dicha expresión es válida siempre y cuando el flujo sea heterogéneo y sin presencia de capa de fondo.

También, Dominguez *et al.* (1994) estudiaron mediante un análisis energético, las pérdidas de energía que se produce en flujo de agua con contenido de partículas sólidas en tuberías y plantearon la siguiente expresión:

$$\Phi = \frac{1}{f} \frac{V_i}{V} \frac{2gD}{V^2} (S_s - 1) \quad (2.12)$$

De este estudio resulta relevante remarcar, que con base en un análisis simplificado del flujo de dos fases formado en una mezcla sólido-líquido a lo largo de las tuberías, plantear una aproximación para la estimación de la pérdida de energía con base en variables relativamente fáciles de obtener. Este trabajo fue comparado con una extensa base de datos experimentales tomados de conducciones de la industria minera y metalúrgica, en las cuales, se encontraron tuberías de plástico y hierro con diámetros de entre 2.5 y 84 cm, velocidades de flujo entre 0.7 y 4.5 m/s, diámetros de partículas entre 25 y 150 μm , densidades relativas entre 2.6 y 3.15 y concentraciones volumétricas entre el 20 y el 60%.

Adicionalmente, Molerus (1981, 1983) a partir de datos experimentales planteó un ‘diagrama de estado’ Con el diagrama de estado se puede inferir de manera gráfica la velocidad relativa (V_{REL}) de partículas respecto de la velocidad media del flujo (V), a partir de las variables adimensionales F_{rp} y F_r^* (ver Figura 2.2).

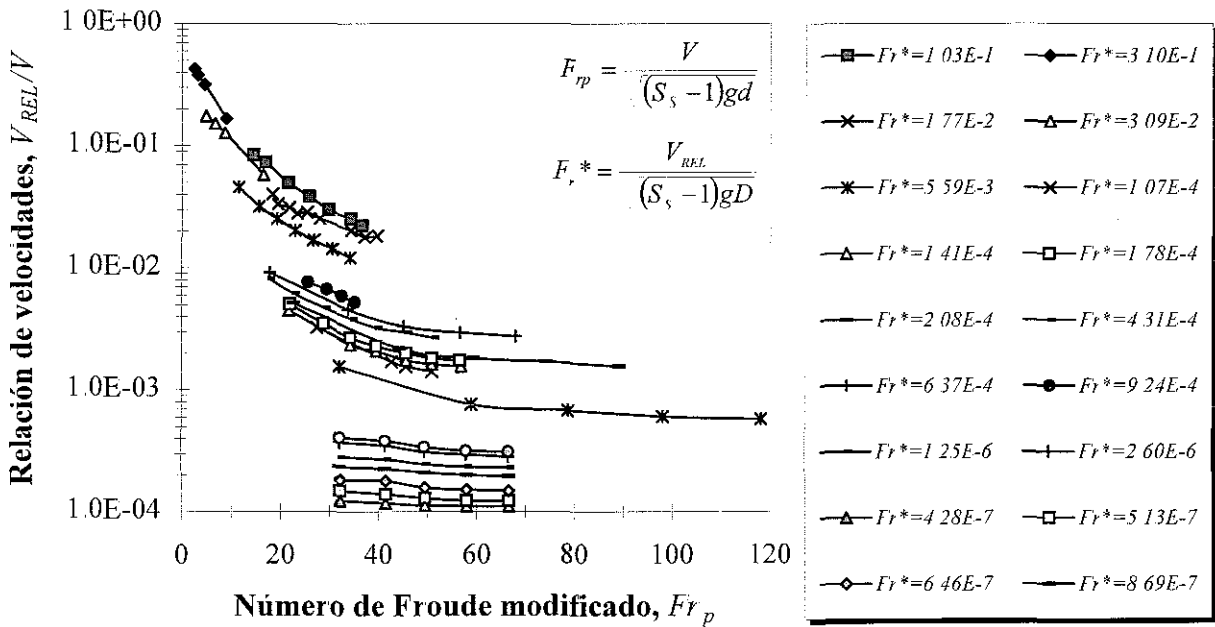


Figura 2.2. Diagrama de estado, según Molerus (1981)

Con todo esto y utilizando las ecuaciones (2.13) expresiones semi-empíricas, se puede obtener un valor aproximado de la pérdida de energía adicional debida al contenido de sólidos (ΔP_s), expresada en términos adimensionales como x^* . Se expresa como:

$$x^* = \frac{\Delta P_s}{C_v (\rho_s - \rho_f) Lg} \left(\frac{V_f}{V} \right)^2 \tag{2.13a}$$

con
$$x^* = \begin{cases} x_0 & \text{para } 0 \leq C_v \leq C_v' \\ x_0 + \frac{dx^*}{dC_v} (C_v - C_v') & \text{para } 25\% \leq C_v < 40\% \end{cases} \tag{2.13b}$$

Y teniendo en cuenta que $\frac{dx^*}{dC_v} = 0.1(F_r^*)^2$ y que $x_0 = \frac{(V_{REL}/V)^2}{1 - (V_{REL}/V)}$ (2.13c)



Según el autor este modelo esta basado es más de mil puntos experimentales que comprendieron tuberías de entre 2.5 y 31.5 cm de diámetro, diámetros de partículas entre 12 y 5,270 μm y densidades relativas entre 1.27 y 5.25.

Originalmente este modelo fue planteado para la determinación de la velocidad relativa en flujos de agua-sólido, aunque según según Chhabra & Richardson (1982) su aplicación es limitada e imprecisa. Aunque Lin (1982) reporta haber inferido con éxito la pérdida de energía en una instalación en la que se conducía agua con arena a una concentración del 20%, éste planteamiento adolece en lo referente al cálculo de la influencia de la velocidad terminal y a la marcada influencia de la forma de las partículas, representada mediante el coeficiente C_D , debido a que como se presenta en el Capítulo 5, la interacción de las partículas y el fluido transportador están altamente influenciadas por éstas dos variables.

2.3.1 Flujos estratificados

Un caso usual de operación en la conducción de sólidos en tuberías ocurre cuando se presentan velocidades moderadamente bajas y concentraciones relativamente altas, situación frecuente en instalaciones para dragado. En estos casos es frecuente la formación de flujos estratificados, constituidos por la presencia de una capa de fondo de material granular no cohesivo móvil o estático el cual soporta en su parte superior a una capa de fluido. Esta configuración se le conoce particularmente como, flujo de dos capas.

En flujos completamente estratificados la pérdida de energía es causada principalmente por un mecanismo de fricción entre la capa de sólidos y las paredes de la tubería y estimada mediante un modelo de dos capas. De acuerdo con el modelo de dos capas la pérdida de energía se calcula como :

$$\frac{J_M - J_W}{C_V (S_s - 1)} = \left(\frac{V_M}{0.55 V_{SM}} \right)^{-0.25} \quad \text{con} \quad V_{SM} = \frac{8.8 \left(\frac{\mu_s (S_s - S_M)}{0.66} \right)^{0.55} D^{0.7} d^{1.75}}{d^2 + 0.11 D^{0.7}} \quad (2.14)$$

Con d esta en milímetros y D en metros.

Un diagrama de cuerpo libre, como el mostrado en la Figura 2.3, muestra las fuerzas involucradas en este tipo de flujos. Las fuerzas en la capa superior son: la fuerza de fricción entre el fluido y la pared interna (F_1), la componente longitudinal del peso (W_{L1}) y la fuerza debida a la velocidad relativa ($V_1 - V_2$) y a la interacción en la interfase fluido-sólido. En la capa inferior, se presenta ésta última fuerza en sentido opuesto, la componente longitudinal de peso de porción de sólidos (W_{S2}) y del fluido (W_{L2}), una fuerza de fricción entre la capa granular y la parte inferior de la tubería o también (fuerza Coulombica, F_{2s} y, por supuesto, una fuerza de fricción entre la porción de fluido, que embebe a la capa de sólidos y la pared (F_{2f}).

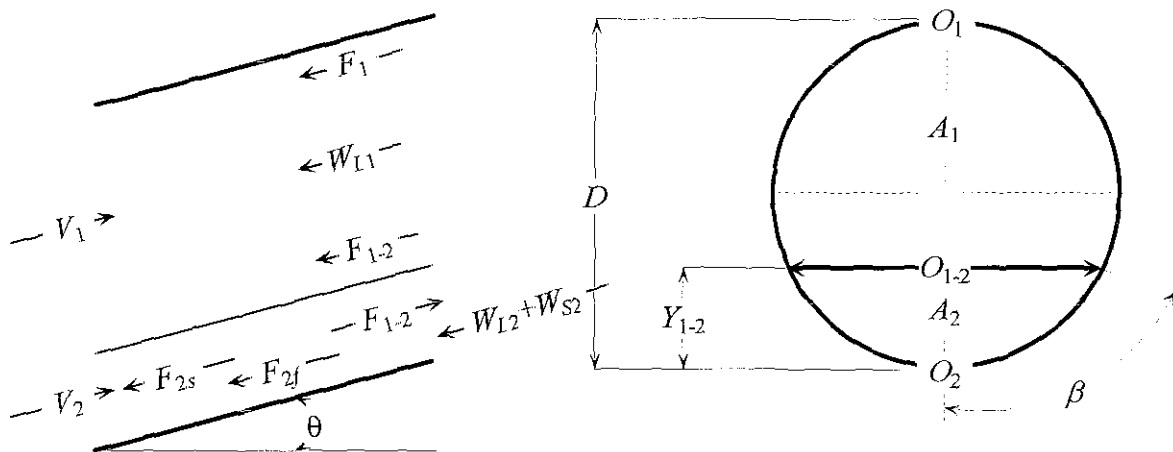


Figura 2.3. Diagrama de fuerzas en el flujo en dos capas

Un flujo en dos capas como el descrito arriba fue estudiado de manera numérica y experimental en Matoušek (1997). Este autor, utilizó una gran cantidad de datos experimentales provenientes de una instalación experimental de laboratorio y de una conducción para el transporte de flujos provenientes de dragado. Con base en dicho estudio, Munir (IHE Delft) y Hokke (Ballast HAM Dredging) reportan un código numérico del modelo de dos capas, mismo que esta disponible en <http://www.ocp.tudelft.nl/dredging/home.htm> que, obtenidos en , y teniendo en cuenta algunos de los principales fundamentales allí reportados, en las Tablas 2.6 a 2.11 se presenta un algoritmo de calculo del gradiente de pérdidas de energía, de la distribución de concentraciones y en general de los consumos de energía requeridos al transportar este tipo de mezclas.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Barnea *et al.* (1997) reportan un análisis y una metodología para flujos en tres capas, dicha metodología presenta un tratamiento análogo al realizado por Wilson *et al.*, (1992). Los flujos en tres capas podrían ser tratados como flujos en dos capas pero estableciendo el concepto de pseudo fase, conformada por dos de las tres capas y posteriormente utilizar un algoritmo expedito de flujo en dos capas. Con esto se simplificaría el problema y posiblemente se obtengan resultados razonables.

2.4 ENFOQUES HEURÍSTICOS Y NUMÉRICOS

El acoplamiento entre las fases ha sido tema de estudio de numerosas investigaciones, sin embargo, la evaluación de los parámetros de intercambio plantea serios problemas no sólo de naturaleza matemática, sino también de entendimiento de los fenómenos físicos involucrados. Dado que existe una estrecha relación entre los fenómenos asociados con las pérdidas de energía en tubos con transporte de sólidos y los fenómenos relativos a la transferencia de calor en flujos con partículas en suspensión, en la Tabla 2.6 se presenta un resumen de algunos de los trabajos más relevantes en este tema

Tabla 2.6. Trabajos teóricos realizados para el análisis de flujos sólido-líquido (adaptada de Mendoza, 1996).

<i>Autor</i>	<i>Año/Grupo de trabajo</i>	<i>Comentarios</i>
Tien, C.L.	1961/University of California, Berkeley	Trabajo pionero en estudiar analíticamente la transferencia de calor en flujos sólido-líquido de suspensiones homogéneas con baja concentración de sólidos. Remarca que el perfil de temperaturas se aplanaba debido a la presencia de las partículas.
Segré & Silberberg	1962/Weizmann Institute of Science	Reportaron la formación de una región anular de concentraciones en flujo Hagen-Poiseuille. Este argumento fue modelado matemáticamente por Repetti & Leonard en 1964 en un trabajo reportado en <i>Nature</i> .
Gorbis, Z.R. & Spokoiny, F.E.	1974/Technology and Institute for Refrigerator Industry	Concluyen que la transferencia de calor aumenta conforme aumenta el contenido de partículas.
Yao, S.	1979/Carnegie Mellon University	Desarrollaron modelos matemáticos que permiten simular la transferencia de calor convectiva en flujos laminares de gotas inmersas en una matriz de vapor sobrecalentado y con termoe excitación desde las paredes del tubo. Encontraron que efectivamente la transferencia de calor es más alta cuando hay presencia de gotas que cuando no las hay.

<i>Autor</i>	<i>Año/Grupo de trabajo</i>	<i>Comentarios</i>
Rane, A. & Yao, S.	1980/ Carnegie Mellon University	Reafirmaron lo hallado por Yao en 1979e lo expresado inmediatamente arriba.
Michaelides, E & Lasek, A.	1987	Obtuvieron un modelo matemático que describe el comportamiento de las partículas previamente calentadas en una corriente de aire cuando las velocidades de ambas fases son diferentes. Encontraron que el desbalance térmico y dinámico entre las fases aumenta al aumentar el diámetro del ducto y la concentración volumétrica de partículas.
Emerman, S.H.	1988/Cornell University	Desarrolla un modelo matemático para calcular la migración de partículas sólidas en un conducto convergente.
Han, K.S. Sung, H.J. & Chung, M.K.	Korea Advanced Institute of Science and Technology	Reportaron que la principal causa del decremento del número de Nusselt se debe a un incremento en el espesor de la subcapa viscosa debido a la presencia de sólidos, esto en un flujo de aire-partículas.
MichelLouge, M., Yusof, M.J. & Jenkins, J.I.	1993/Cornell University	Resultados que reafirman lo anotado inmediatamente arriba.
Young, J. & Leeming, A.	1997/ University of Cambridge	Presentan una teoría del mecanismo de suspensión de partículas en tuberías basado en la solución numérica de las ecuaciones de conservación de masa y de cantidad de movimiento planteadas en coordenadas Eulerianas. Representando adecuadamente el fenómeno de difusión turbulenta asociada a la turboforesis
Li, C., Mosyak, A. & Hetstroni, G.	1999/Israel Institute of Technology	Se aplica la técnica de acoplamiento en dos direcciones (two-way coupling) entre las cercanías de la pared en un fluido turbulento y partículas de arena en un canal y verifican una disminución de la velocidad turbulenta conforme aumentaba el contenido de sólidos.

(continuación Tabla 2.6)

Para simplificar el estudio de los flujos con partículas, con frecuencia se recurre a despreciar varios de los múltiples fenómenos asociados, como intercambio de cantidad de movimiento y de energía debido a la colisión entre partículas. Normalmente los enfoques numéricos consideran que no existe interacción entre partículas y partículas, ni tampoco entre partículas y las fronteras rígidas y además, asumen que las trayectorias y la variación de presiones dependen únicamente de fuerzas hidrodinámicas y de los esfuerzos de Reynolds. Con lo anterior usualmente se plantean y resuelven las ecuaciones de Navier-Stokes para ambas fases, pero no sin antes utilizar coeficientes empíricos que en ocasiones producen resultados irreales.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Existen también en la literatura dos metodologías para modelar flujos con contenido de partículas, de acuerdo con la manera de considerar la interacción entre las fases, éstos se clasifican en: acoplamiento en uno y dos sentidos (one-way coupling & two-way coupling).

De manera cualitativa los modelos con acoplamiento en un sentido consideran que la presencia de partículas no modifica los campos de velocidad, de presión ni de temperatura del fluido transportador. En su defecto, el modelo de acoplamiento en dos sentidos es útil para los casos complementarios. Estos modelos requieren de un conocimiento completo de la hidrodinámica del flujo; son útiles en flujos con concentraciones volumétricas menores que el 10%. Estas metodologías son susceptibles de resolver teniendo en cuenta consideraciones de tipo Euleriano y Lagrangiano.

También existen los llamados modelos de turbulencia o modelos $\kappa - \epsilon$, los cuales resuelven las ecuaciones de Navier-Stokes teniendo en cuenta, ya sea de manera matemática o a través de expresiones teórico-experimentales, fenómenos tales como: la viscosidad turbulenta, la longitud de mezcla, los modelos de Prandtl, de Taylor y de Von Karman; en ocasiones combinan distintas técnicas numéricas: simulación de vórtices grandes (large eddy simulation), simulación cinemática (kinematic simulation), algoritmos numéricos de orden superior, métodos espectrales, simulación directa, entre otras técnicas.

La dinámica de fluidos computacional gana cada vez más campo de aplicación y, además, de su relativa versatilidad es una herramienta válida en gran cantidad de aplicaciones pues no necesariamente demanda excesivos recursos de computo pero, es necesario tener en cuenta que aunque los modelos heurísticos y numéricos usualmente se validan con mediciones en dispositivos experimentales, no se han podido verificar suficientemente con información de prototipos.

Infortunadamente la obtención de información de campo es costosa, difícil de obtener y siempre limitada en la escala de exactitud deseada; es por todo lo anterior que en ocasiones resulta más conveniente emplear enfoques más simples, pero que dan una idea más real del comportamiento del flujo y que se ajustan apropiadamente con evidencia experimental, haciéndolos valederos.

2.5 COMENTARIOS

Los diferentes enfoque empíricos arriba presentados se basan en extensas recopilaciones experimentales, que en ocasiones son imprecisas y subjetivas, más que en el análisis de las consideraciones físicas que describen los mecanismos fluídicos involucrados. Como resultado de ello, las formulaciones empíricas son aplicables, en general, a casos particulares y semejantes a los observados por los distintos autores, y como consecuencia de esto su aplicación es bastante restringida

Por su parte los trabajos semi-empíricos subsanan en parte el rango de aplicación de los modelos empíricos, pero en ocasiones las variables de entrada son demasiado complejas de obtener, este es el caso de los métodos propuestos por Molerus, (1983), Wilson *et al* , (1992), Barnea *et al.* 1997 y de Matoušek (1997) Con relación a los modelos llamados heurísticos y numéricos, así como se anotó arriba su aplicación es poco viable en problemas prácticos. En consecuencia, resulta relevante explorar la posibilidad de establecer algún modelo que, bajo hipótesis físicas, proporcione resultados con una aproximación adecuada, esto es precisamente la promesa de los modelos semi-emíricos (mecanísticos ó energéticos).

3 FENÓMENOS ASOCIADOS AL MECANISMO DE TRANSFERENCIA DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO Y DE SUSPENSIÓN TURBULENTO

3.1 NATURALEZA DE LA INTERACCIÓN ENTRE PARTÍCULAS SÓLIDAS Y REMOLINOS TURBULENTOS

Los tamaños de los vórtices ó remolinos turbulentos en una tubería a presión son designados como λ . Y según Levi (1980, 1989) en un flujo con turbulencia plenamente desarrollada, se encuentran remolinos de distintos tamaños, los cuales se clasifican como: grandes, medianos y pequeños. En una tubería circular los remolinos grandes, en la mayoría de las ocasiones algo alargados, pueden alcanzar un tamaño típico de $\lambda \approx 0.5D$ (siendo D el diámetro interno de la tubería). La vida de éstos es relativamente larga y su contenido de energía cinética turbulenta es inferior al 20% de la energía total en un volumen de control determinado. Los remolinos medianos tienen un tamaño medio característica aproximado de $\lambda \approx 0.05D Re^{0.13}$. Estos remolinos son los que brindan la máxima contribución a la energía cinética turbulenta, por lo que suelen llamarse portadores de energía. En cambio, los remolinos pequeños de un tamaño entre $\lambda \approx 4D Re^{0.78}$ y $\lambda \approx 20D/Re^{0.78}$, son los grandes disipadores de energía. Esto, debido a que la disipación viscosa crece a medida que las dimensiones del remolino disminuyen, haciendo que su energía intrínseca no sea muy grande, aunque los remolinos medianos y grandes sigan energizándolos por transferencia de cantidad de movimiento. Los remolinos pequeños se comportan frecuentemente como isotrópicos, aunque la turbulencia que los contiene no necesariamente lo sea.

La clasificación de los remolinos en diferentes tamaños dependiendo del número de Reynolds (ver Figura 3.1), es completamente dinámica. Esto, debido a que el movimiento turbulento implica interacciones por de las cuales los remolinos grandes se van subdividiendo en otros

menores, estos a su vez en otros más pequeños y así sucesivamente. Las interacciones mencionadas generan un proceso en cascada cuya duración esta determinada por el hecho que a medida que el remolino se reduce de tamaño, su capacidad de disipar energía aumenta, llegando a un tamaño en el cual, la energía del remolino se anula por completo.

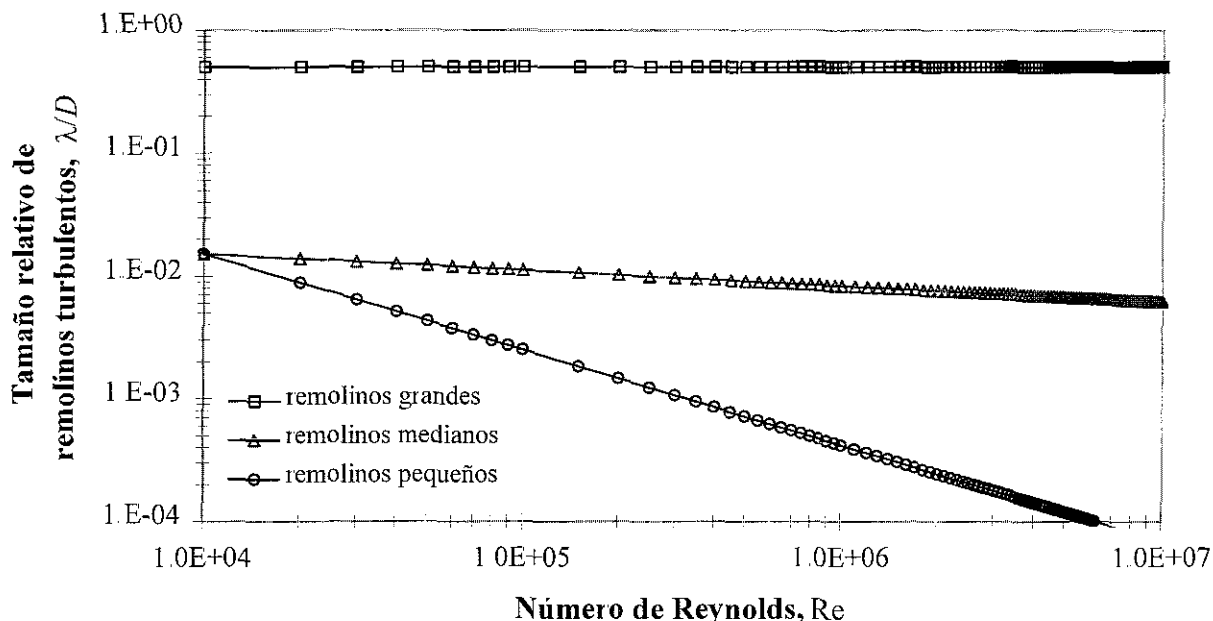


Figura 3.1. Tamaño relativo de remolinos turbulentos en una tubería (según Levi, 1980).

A cada tamaño de remolino se le puede asociar un período de rotación. El período de rotación corresponde al tiempo medio en que una partícula dentro del remolino tarda en recorrer una órbita completa, siendo mayor, cuanto más grande es el remolino. De igual manera, puede asociarse a cada remolino una frecuencia de rotación. De acuerdo con lo mencionado en el párrafo anterior, de que la producción de remolinos más pequeños tienen su límite, permite concluir que la frecuencia de los remolinos no puede crecer indefinidamente, debido a su factor limitante en la disipación de energía por mecanismos viscosos. Además, en el proceso en cascada mencionado se establece una transferencia de energía de frecuencias pequeñas a medianas y de éstas a frecuencias grandes, conllevando a la disipación de la energía cinética en forma de calor (Levi, 1989).

Es por lo anterior que si dentro de un volumen de control determinado se introducen partículas sólidas, dicho mecanismo de disipación se modifica. La modificación producida, es debida a que al ser las partículas sólidas casi del mismo tamaño que los remolinos pequeños (como es típico cuando se tiene agua con arenas o lodos) y de pesos específicos mayores al del agua, se establece un intercambio complejo de cantidad de movimiento entre remolinos turbulentos y partículas sólidas. En el caso de una tubería de un metro de diámetro conduciendo un flujo homogéneo de agua y sólidos con un número de Reynolds del orden de 10^6 , los remolinos pequeños podrían tener un tamaño promedio de entre $83 \mu\text{m}$ y $417 \mu\text{m}$, y al tenerse partículas sólidas con tamaños similares, dicho flujo es susceptible de experimentar modificaciones en el mecanismo de transferencia de cantidad de movimiento. Experimentalmente esto ha sido verificado de manera por Varaksin *et al.*, (2000), quienes reportaron que a medida que se aumenta la concentración de pequeñas esferas de vidrio en un flujo de agua se experimenta una disminución en las fluctuaciones de las velocidad transversales al flujo, siendo más grande para partículas de vidrio con $d \approx 50 \mu\text{m}$ y $\rho_s = 2,550 \text{ kg/m}^3$, que para pequeñas burbujas de aire. Lo anterior, sugiere una influencia directa tanto de la concentración volumétrica de sólidos como del tamaño y tipo de material, en el aumento de la disipación energética en flujos de mezclas sólido-líquido.

3.2 EFECTOS DE PARED EN FLUJOS TURBULENTOS

Cuando un flujo turbulento, dentro de un volumen de control, hace contacto con una pared rígida cerca de ésta se desarrolla la capa límite turbulenta. Si la pared es lisa, la velocidad local \bar{U} depende básicamente de la distancia ' y ' a la pared, del esfuerzo cortante medio $\bar{\tau}_0$ en contacto con la pared y de la densidad ρ y de la viscosidad dinámica μ del fluido. Así:

$$\bar{U} = U(y, \bar{\tau}_0, \rho, \mu) \quad (3.1)$$

A través de un análisis inspeccional como el realizado por Levi (1980), se puede reducir la relación entre las cinco variables mencionadas, a una relación entre dos variables adimensionales. Como $\bar{\tau}_0 / \rho$ tiene dimensiones del cuadrado de una velocidad, resulta necesario introducir una

velocidad ficticia, $U^* = \sqrt{\frac{\tau_0}{\rho}} = U_m (f/8)^{1/2}$ con $U_m = 2 R^2 \int_0^R U(r) r dr$, que suele llamarse velocidad de fricción o de cortante.

Introduciendo las siguientes variables adimensionales:

$$U^+ = \frac{U_x}{U^*}, \quad y^+ = \frac{(R-r)U^*}{\nu} \quad (3.2)$$

Como ν es la viscosidad cinemática, la ecuación (3.1) y la (3.2) se pueden reescribir como:

$$U^+ = U(y^+) \quad (3.3)$$

La ecuación (3.3) es denominada ley de pared. La ecuación (3.3) queda siempre igual en su aspecto general de dependencia funcional de U^+ con y^+ , sin embargo, la función $U(y^+)$ cambia en cada una de las subcapas en que la capa límite turbulenta se suele dividir. De acuerdo con Levi (1980), por debajo de la capa turbulenta propiamente dicha se presenta una capa de pared y una capa de transición. La primera, consta de una subcapa viscosa caracterizada por un flujo pseudolaminar que va desde la pared hasta $y^+ \approx 8$ y la segunda corresponde a la franja $8 < y^+ < 30$ y es donde se producen las erupciones turbulentas. Distintos tipos de erupciones turbulentas emanan de esta zona y penetran a la capa límite turbulenta, contribuyendo a remplazar la turbulencia que se destruye por efecto de intercambio de cantidad de movimiento.

La capa de turbulencia plenamente desarrollada que penetra hasta una distancia aproximada $30 < y^+ < 400$, puede variar sustancialmente de acuerdo con el número de Reynolds y con el gradiente de presiones. Sin embargo, ésta capa de turbulencia no posee una frontera superior bien definida que la separe de la corriente todavía no afectada por la turbulencia. Además, entre $400 < y^+ < 1,000$, aproximadamente, existe una zona de estructuras irregulares, aleatorias en el tiempo y en el espacio, donde es imposible escribir una ecuación como la (3.3).

Siendo la subcapa viscosa sumamente delgada y en contacto inmediato con la pared, se justifica aceptar que en su interior sea válida la ley de Newton en forma de la relación lineal $U^+ = \gamma^+$. En la zona de turbulencia plenamente desarrollada, en la cual la viscosidad del fluido no afecta a las velocidades medias, se ve que la ecuación (3.1) se puede simplificar a:

$$U = U(y, \bar{\tau}_0, \rho) \quad (3.4)$$

De acuerdo con el citado análisis inspeccional esta última ecuación se puede reescribir en términos de $(y \cdot U^*)$ y de (dU/dy) , con lo que la ecuación (3.4) se convierte en:

$$\frac{y}{U^*} \frac{dU}{dy} = \frac{1}{k} \quad (3.5a)$$

Donde k , es la conocida constante de Von Karman.

La ecuación (3-5a) se integra, resultando:

$$U_y = \frac{U^*}{k} \ln(y \cdot y_0) \quad (3.5b)$$

En donde y_0 , es una constante. Utilizando las variables adimensionales descritas arriba, se obtiene que:

$$U^+ = A \ln \gamma^+ + B \quad (3.6)$$

Donde, los valores de A y B son los que se aceptan normalmente para flujos newtonianos: $A = 1/k = 2.5$ y $B = 5.5$. Resultando que $k = 0.4$. Con estos valores la ecuación (3.6) se reduce a la ley logarítmica de velocidades o ley Karman-Prandtl:

$$U^+ = 2.5 \ln \gamma^+ + 5.5 \quad (3.7)$$

Esta ecuación es válida en toda la zona de turbulencia plenamente desarrollada y describe la distribución promedio de velocidades en flujos turbulentos tanto en tuberías como en canales. En la capa de transición, debido a la alta complejidad de los procesos que tiene lugar en ella, es imposible obtener una ecuación teórica como la ecuación (3.7).

Lo descrito anteriormente acerca de los efectos de pared en flujos turbulentos, es el resultado de investigaciones realizadas en dispositivos y en tuberías y canales de paredes lisas o de rugosidades despreciables. Por su parte, el efecto de la rugosidad ha sido estudiado por Grass (1971), en donde se identificó que al aumentar la rugosidad, aumentaba también el valor de la velocidad de fricción y por tanto y^+ y U^+ disminuyen. Como consecuencia de lo anterior se presenta un descenso del tramo de la curva de velocidades (U^+ vs y^+) correspondiente a la región de capa límite turbulenta, representado semilogarítmicamente por un segmento de recta (acercándose cada vez más al eje de y^+ a medida que la rugosidad crece), donde no cambia su pendiente. Estudios de los efectos causados por las rugosidades han determinado, que la presencia de éstas, en ocasiones, suprimen la subcapa viscosa.

3.3 MECANISMO DE PRODUCCIÓN DE TURBULENCIA

Ya se ha mencionado cómo, en una zona de turbulencia plenamente desarrollada, los remolinos van reduciéndose hasta cuando llegan a ser demasiado pequeños, y se destruyen por efecto viscoso. Sin embargo, la turbulencia no desaparece, más bien, en ciertos casos, tiende a aumentar produciendo que la capa límite se va expande a medida que el flujo progresa hacia aguas abajo. Lo anterior, indica que existe una fuente de producción de turbulencia en alguna parte. Ésta está precisamente en la capa de transición, donde se producen continuamente erupciones turbulentas que se levantan en dirección oblicua, entre 10° y 40° y que penetran en la zona de turbulencia plenamente desarrollada.

A continuación y dada la importancia que guarda con la presente investigación, se presenta el mecanismo de producción de erupciones turbulentas basado en los trabajos de Kline *et al* (1967),

Corino & Brodkey (1969), Grass (1971), Kim *et al.* (1971), Offen & Kline (1975), Levi (1986, 1989), López *et al.* (1994) y Niño & Garcia (1996).

El patrón o modelo de formación de remolinos turbulentos consta de una serie de islas de estancamiento y de vórtices longitudinales que imparten al flujo un aspecto estriado y que se alternan con áreas de fluido más rápido. Las islas de estancamiento se ven como largos filamentos estirados en la dirección del flujo, que avanzan hacia aguas abajo a una velocidad menor que la del fluido que las rodea. Aparentemente, los vórtices longitudinales, que son más bien estelas tridimensionales que nacen del colapso o enrollamiento de los vórtices a lo largo de los bordes de las islas de estancamiento que ya en ese momento toman formas alargadas (lenguas) como las mostradas en la Figura 3.2^a. El cruce de estas lenguas de baja velocidad con el fluido de mayor velocidad exterior provoca una erupción turbulenta. A mismo tiempo un proceso de barrido atrae fluido exterior hacia la pared, para conservar la continuidad de la masa fluida.

Los remolinos generados por las crestas de las islas de estancamiento, pueden ser de tres tipos, remolinos rectilíneos, ondulados y anulares ó transversales, dependiendo de que tan internos estén en la zona de turbulencia plenamente desarrollada, (Figura 3.2a).

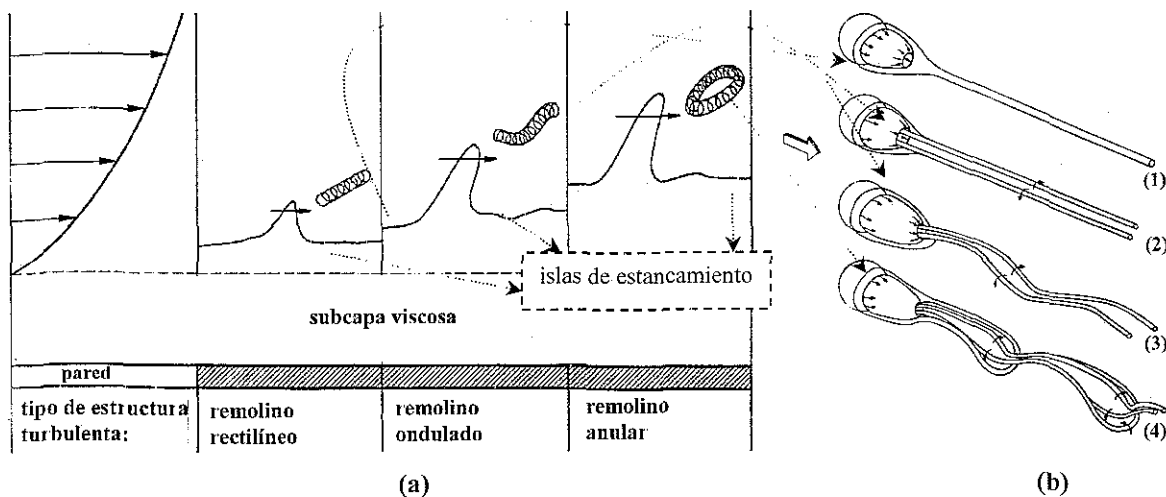


Figura 3.2. Formación de remolinos aguas debajo de las crestas de estancamiento (a) y semejanza con estelas tridimensionales tras obstáculos (b). Adaptado de Kline *et al.* (1969) y de Levi (1989)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Además, las estelas de obstáculos tridimensionales que son otras configuraciones similares a los remolinos turbulentos (Figura 3.2b). Es decir que un remolino rectilíneo se parece a una estela o filamento vorticoso como el (1), un remolino ondulado se asemejaría a las estelas bifidas (2) y (3), mientras que, un remolino anular o transversal tomaría la forma como el de un lazo tipo (4). Esto permite inferir que los remolinos rectilíneos y los ondulados, producen vórtices pequeños de alta frecuencia de rotación, y aquéllos de lazo crean los remolinos medianos (portadores de energía), como se considera en las teorías de turbulencias aceptadas hasta ahora.

3.4 EFECTO DE APARENTE REDUCCIÓN DE FRICCIÓN

Levi (1978) y Kowalski & Brudrett (1974) obtuvieron el espectro de energía de la turbulencia totalmente desarrollada dentro de una solución polimérica, que producía un efecto de aparente reducción de fricción en una tubería a presión. Dicho espectro revelaba, con respecto al normal en flujos de agua limpia, una reducción en la proporción de remolinos pequeños y un desplazamiento del espectro de frecuencias hacia frecuencias bajas. Esto sugiere una supresión de remolinos pequeños (por tanto un predominio de los medianos), que bien puede ofrecer la clave del comportamiento anómalo de tales soluciones. En efecto, el aumento general de velocidades que lo caracteriza no se debe a que la fricción se ha reducido, sino a que se conserva más energía. Posteriormente Achia & Thompson (1976), citado por Levi (1978), por medio de interferometría holográfica con rayos láser visualizaron la capa de pared tanto en agua como en una solución polimérica con característica de aparente reducción de fricción. Los remolinos formados que bajo las mismas condiciones aparecían en las fotos en forma de filamento en el agua y de anillo, en la solución polimérica (Figura 3 2)

Adicionalmente, los coeficientes de la ley de Karman-Prandtl ($U^+ = A \ln(y^+) + B$) encontrados en experimentos realizados por los autores indicados en la Figura 3.3 fueron de $A = 2.55 \pm 0.11$ y $B = 5.46 \pm 0.56$ (\pm indica desviación estándar), tanto para ensayos con y sin partículas. Estos resultados son similares a los valores típicos encontrados en la literatura. Por ejemplo Nikuradse, citado por Hinze (1975), reportó $A = 2.5$. Schlichting (1979) sugiere $B = 5.5$, Nezu & Rodi (1986) encontraron que $A = 2.54$, $B = 5.29$ y Lam & Banerjee (1992) encontraron que $A = 2.5$ y $B = 5.1$

Así mismo, Levi (1978), basado en las experiencias de Gust (1976), Beattie (1974), Blick (1974), Kane (1973), Rollin (1972), Goren (1967), Elata, (1966) y Patterson (1969), reportó que los flujos con ciertas soluciones de compuestos poliméricos modificaban el mecanismo de ebullición turbulenta y la formación de las islas de estancamiento. Comportamiento que se manifiesta en un desplazamiento de la ley de pared, tal como se muestra en la Figura 3.3. Igualmente, Kodoma *et al.* (2000), verificó de manera experimental una disminución hasta del 40% en el esfuerzo cortante debido a la presencia de microburbujas en las cercanías de las fronteras de un conducto de sección rectangular (10 cm × 15 cm) y de 3 m de longitud.

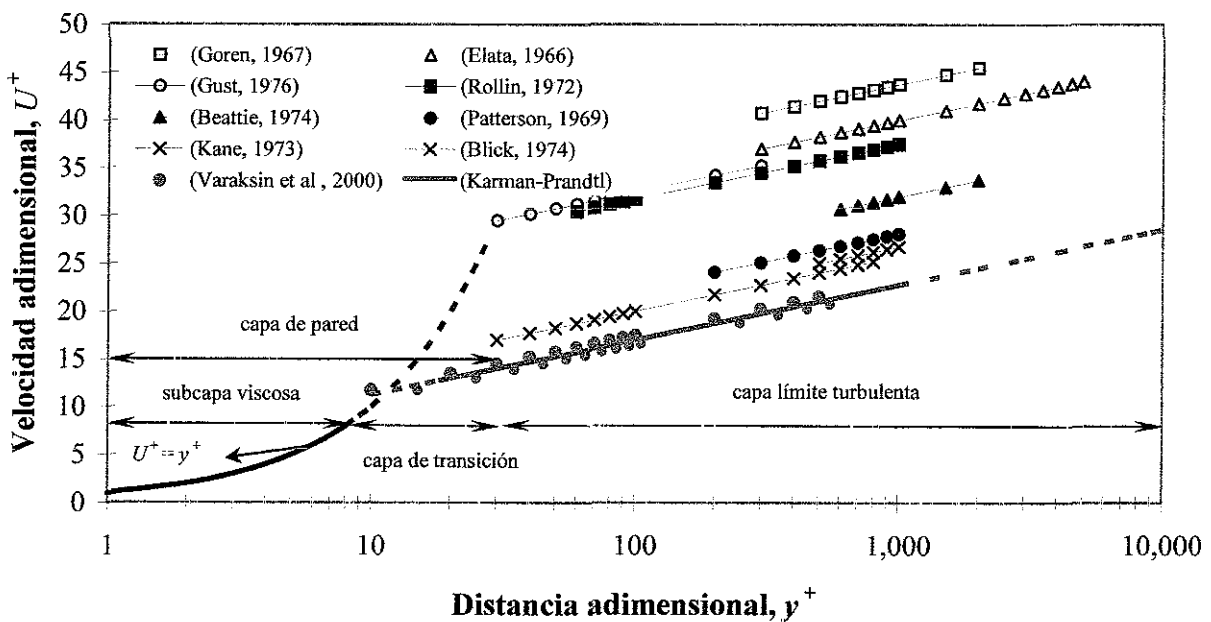


Figura 3.3. Ley de pared en diferentes zonas de flujo dentro de la capa límite (Karman-Prandtl) y distintas experiencias con flujos con partículas sólidas (Varaksin *et al.*, 2000) y con soluciones poliméricas reductoras de fricción (Levi, 1978).

Como se mencionó anteriormente, la presencia de sólidos modifica el fenómeno de interacción de las estructuras turbulentas presentes conforme aumenta la concentración y el tamaño de las partículas, como se evidenció en el trabajo experimental realizado por Kaftori *et al.* (1998). Estos autores estudiaron el efecto de la presencia de partículas sólidas de flotabilidad neutra en zonas cercanas al fondo de un canal horizontal con flujo turbulento, y observaron que en efecto se presenta una alteración del mecanismo de transferencia de cantidad de movimiento, la cual

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

modifica el fenómeno de pérdidas de energía con respecto al que se presenta cuando se tiene agua libre de partículas sólidas. Los fenómenos anotados son considerados de una manera simplificada como un aparente aumento de la rugosidad de la pared o lo que es mejor, como un aumento en el coeficiente de fricción. Así mismo, Varaksin *et al* (2000) analizaron experimentalmente el efecto de la presencia de partículas de sólidos (pequeñas esferas de vidrio con 50 μm de diámetro) y de pequeñas burbujas de aire en una tubería a presión para diferentes concentraciones y en flujo homogéneo, encontrando una fuerte dependencia entre las fluctuaciones de velocidad, tanto longitudinales como transversales, en función de la concentración volumétrica del sólido o de las pequeñas burbujas de aire. Ambas experiencias confirman lo descrito en la sección 3.1 en el sentido de que, la presencia de sólidos en concentraciones moderadas modifican el mecanismo de transferencia de cantidad de movimiento en el seno del fluido y en consecuencia, del mecanismo de emanaciones turbulentas desde la capa límite también

En resumen, se han estudiado y documentado cuatro fenómenos muy particulares y bajo condiciones controladas por los cuales se pueden obtener reducción de fricción: por adición de ciertos polímeros, por la adición de algunos materiales fibrosos, por adición de microburbujas gaseosas y por la adición de ciertas partículas finas (Chien & Wan, 1999). Empero en la mayoría de los casos prácticos el contenido de sólidos en una tubería con flujo sólido-líquido causa un aumento en la pérdida de energía si las concentraciones volumétricas son mayores al 5%

3.5 INTERACCIÓN ENTRE PARTÍCULAS Y TURBULENCIA

Tanto en la capa límite cerca de la pared como en el campo de velocidades longitudinal en las cercanías de la pared se establecen una serie de bandas denominadas estrías (*streaks*), correspondientes a zonas alternadas de baja y de alta velocidad, las cuales son persistentes en el tiempo (Niño *et al.*, 1996). Esta periodicidad espacial está aparentemente relacionada con eventos cuasiperiódicos que consisten en eyecciones de fluido de baja velocidad desde zonas cercanas a la pared hacia zonas externas, y de intrusiones de fluido de alta velocidad desde zonas externas hacia la pared. Tales eventos, conocidos comúnmente como fenómeno de *bursting* turbulento son los principales responsables de la producción de la mayor parte de la energía turbulenta en las capas límites (Robinson, 1991).

Diversos estudios han tenido como objetivo investigar las implicaciones del *bursting* turbulento en la mecánica del transporte de sedimentos, tanto en canales como en tuberías. En efecto diversas técnicas experimentales se han utilizado con el objeto de visualizar el campo de flujo y el movimiento de partículas en las cercanías de la pared, con el propósito principal de estudiar el mecanismo que causa el inicio de la suspensión de dichas partículas (Grass, 1971; Yung *et al.*, 1988; Rashidi *et al.*, 1990). Sin embargo, dichos estudios no han sido del todo concluyentes y aún no se ha logrado una descripción precisa de la interacción entre partículas y turbulencia como mecanismo responsable de la modulación de la turbulencia y del movimiento de partículas en la zona de pared. Se identifica como uno de los principales inconvenientes, la falta de evidencia experimental que posea simultáneamente adecuadas resoluciones espaciales y temporales y que permitan estimar valores instantáneos y precisos tanto de las trayectorias de las partículas así como del campo de velocidades y de aceleraciones

3.5.1 Movimiento de partículas en cercanías a la pared

Resultados de visualización del movimiento de partículas en cercanías de la pared realizadas por Niño *et al.*, (1996) mostraron que las partículas inmersas en la subcapa viscosa tienden a seguir líneas paralelas orientadas en la dirección del flujo, las cuales corresponden a bandas de baja velocidad. Adicionalmente, estos autores reportaron que las bandas de baja velocidad presentaban una separación transversal promedio de aproximadamente $100y^+$, valor que corresponde al aceptado universalmente. También en este mismo estudio se señaló que las partículas eran suspendidas desde las bandas de baja velocidad y, posteriormente depositadas a lo largo de las bandas de alta velocidad por eventos de barridos (*sweeps*) para, posteriormente ser desplazadas rápidamente hacia las bandas de baja velocidad, por la acción de flujos transversales. Los flujos transversales están relacionados con la presencia de estructuras coherentes como las mostradas en la Figura 3.4. Según Robinson, citado por López *et al.*, (1994), las estructuras coherentes pueden ser: estrías, regiones de baja velocidad en la subcapa viscosa, superficies de corte inclinadas cercanas al lecho (*streaks*), eyecciones de fluido de baja velocidad desde el lecho, estructuras vorticosas o quizás los llamados *sweeps* (regiones de alta velocidad dentro de la subcapa viscosa).

Como lo discute en Kaftori *et al.*, (1995a, b) los resultados experimentales indicaron que la interacción entre partículas y turbulencia por la eyección de las partículas, no siempre es eficiente

en levantar a las partículas hasta regiones externas a la zona de pared. Lo anterior, ocasiona que las partículas tienden a ‘caerse’ de las estructuras coherentes perdiendo de esta manera la sincronía con el movimiento del fluido. Aparentemente, las partículas que si alcanzan a salir de la capa límite son atrapadas por estructuras vorticosas en el seno del fluido, que se encargan de mantenerlas en suspensión. Este mecanismo es el proceso de difusión y sustentación turbulenta característico del transporte en suspensión, tanto en canales como en tuberías. Este modelo conceptual descrito aquí se muestra de manera esquemática en la parte inferior de la Figura 3.4.

3.5.1.1 Estructuras coherentes

Con el advenimiento de la era de la electrónica moderna, acoplada a sistemas de adquisición de datos y técnicas de medición y visualización, basadas en la óptica de láseres, se han llevado a cabo algunas observaciones que influyen decisivamente en la investigación de la turbulencia. El descubrimiento central fue que la mayoría de los flujos turbulentos no son tan irregulares como se creía, dentro del evidente caos hay cierto orden en el movimiento del fluido. Al azar, aparecen estructuras con características (distribución de escalas, tiempos de vida o períodos, etc.) bien definidas estadísticamente y denominadas estructuras coherentes. Una calificación más cuidadosa de las estructuras coherentes de cada flujo turbulento es necesaria para llegar a comprender completamente las observaciones reportadas con anterioridad.

Éstas estructuras están conformadas por miles de pequeños vórtices que interactúan a través de mecanismos tipo cascada como el descrito anteriormente. En la parte superior de la Figura 3.4 se muestra una de las primeras fotografías que exhibían estas estructuras coherentes. En ésta se pone de manifiesto una estructura bidimensional de vórtices sobre la que hay superpuestas una complicada trama de pequeños vórtices.

La caracterización de estructuras coherentes sigue siendo tema de estudios tanto experimentales como de dinámica de fluidos. Tal como se reporta en la literatura técnica existen fuertes indicios que sugieren que una de las mejores formas de acotar el tema es analizándolo en términos de la vorticidad, y en efecto los enfoques teóricos actuales se direccionan en ese sentido. Si bien hay múltiples enfoques cualitativos sobre el papel que desempeñan las estructuras coherentes en los mecanismos de difusión y sustentación turbulenta en tubos con transporte de sólidos, dichas ideas

son el motor del trabajo experimental y teórico que se puede consultar en la bibliografía especializada. Con el surgimiento de recientes herramientas de dinámica de fluidos computacional, velocimetría por imágenes de partículas y técnicas de análisis digital de imágenes muy posiblemente se lograrán avances importantes en este complejo campo en un tiempo razonable.

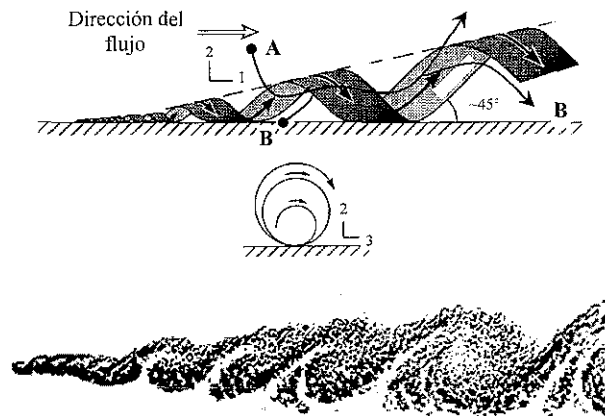


Figura 3.4. Estructuras coherentes encargadas de eyectar sólidos hacia el seno del fluido, trayectoria A corresponde a eyección y B a un barrido.

Por último cabe resaltar que si las partículas que colisionan con las paredes de una tubería (siguiendo el modelo conceptual arriba descrito) poseen microorganismos, éstos son susceptibles de proliferar y aún de formar colonias produciendo un aumento de la rugosidad interna, como el observado en el Acueducto Chapala-Guadalajara. Evidencia de este mecanismo, así como de otro mecanismo dinámico, debido a los cambios de dirección de la conducción principal de este acueducto, se trata en detalle en el Capítulo 6.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

4 ANÁLISIS EXPERIMENTAL

En éste capítulo se presentan los detalles de dos instalaciones experimentales en las que se realizaron ensayos para estudiar el comportamiento hidráulico de flujos de agua con contenido de sólidos en tuberías a presión, los protocolos de prueba y las técnicas de medición utilizadas en cada una de ellas. La primera instalación se localizó en el Laboratorio de Hidromecánica del Instituto de Ingeniería y que fue adaptada específicamente para el desarrollo de esta investigación. Mientras que, la segunda perteneció a la Delft University of Technology-Dredging, Technology Section y que fue utilizada por Motousek (1997) en su investigación doctoral. En ambas, se observaron aspectos prácticos del flujo sólido-sólido y se generó evidencia experimental que fundamentó la validez del modelo propuesto, como se verá en el Capítulo 5. Adicionalmente, la experiencia con las instalaciones experimentales, y al mismo tiempo sugirió la necesidad de ahondar en nuevos experimentos con prototipos que permitan una mayor comprensión del problema tratado en esta investigación

4.1 DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN EXPERIMENTAL

Se dispuso en el Laboratorio de Hidromecánica del Instituto de Ingeniería de la UNAM (LHidroMec-II-UNAM) de la instalación experimental mostrada en la Figura 4.1, 4.2 y 4.3. La cual, estaba conformada por: un circuito de tubería de 150 m de longitud de tubo de hierro galvanizado de 0.10 m de diámetro nominal (4") con rugosidad relativa (ϵ/D) igual a 3.2×10^{-4} . Una bomba centrífuga de dos etapas con un punto de operación de 15 l/s a 15 kg/cm² la cual estaba acoplada a un motor de 50 HP de potencia, un tanque de concreto con capacidad de 3 m³. Dos válvulas de compuerta instaladas en el circuito aguas abajo de la descarga de la bomba, para regular el caudal durante las pruebas. Una de ellas, permitió el retorno del agua hacia el tanque propiciando el mezclado de los sólidos en el tanque. Además, una cámara de aire colocada a 1.5

m aguas abajo de la descarga de la bomba, para la protección de golpes de ariete y al mismo tiempo servía como dispositivo amortiguador de presiones transitorias a lo largo del sistema.

El circuito era cerrado salvo tres salidas regulables de agua, una en el tanque de alimentación que servía para un eventual desagüe de la instalación y las otras dos salidas, localizadas cada una en las abscisas 45 m y 130 m. Estas últimas servían para tomar muestras del flujo sólido-líquido en línea y con éstas se pudo determinar la concentración volumétrica de la mezcla durante las pruebas. El circuito contaba con 15 conexiones a la atmósfera, a través de una arreglo de mangueras y de válvulas, los cuales servían para el purgado de la línea antes de iniciar cada serie de pruebas (Figura 4.2). Un tramo de 8 m de longitud en tubería de acrílico y de 0.15 m de diámetro que iniciaba en la abscisa 31 m sirvió para la visualización del flujo y para verificar que la tubería estuviese libre de aire. Una válvula de compuerta localizada antes de la descarga del circuito al tanque de alimentación fue utilizada para regular la presión y para facilitar el purgado de la tubería. El circuito operaba normalmente con presiones de entre 2.5 y 7.0 kg/cm², lo cual aseguraba, junto con las purgas, la completa ausencia de aire en la tubería.

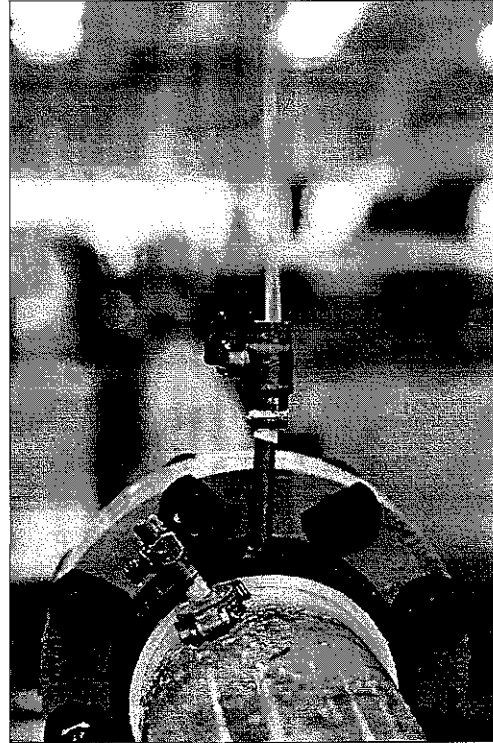
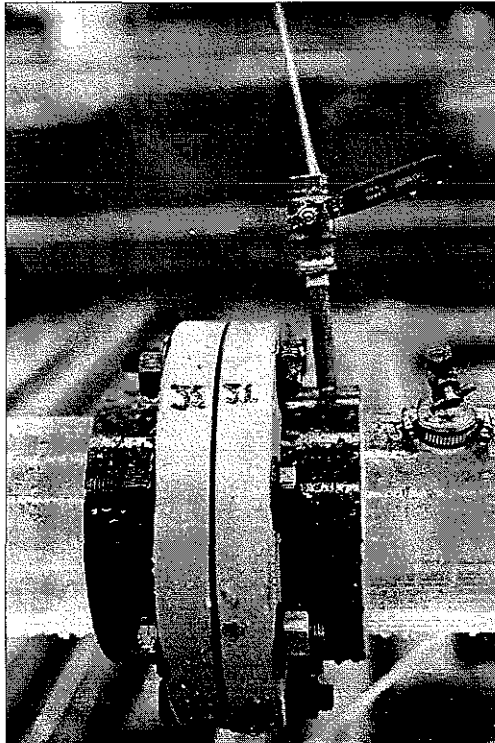


Figura 4.1. Aspectos del arreglo utilizado para purgar y medida de presiones.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

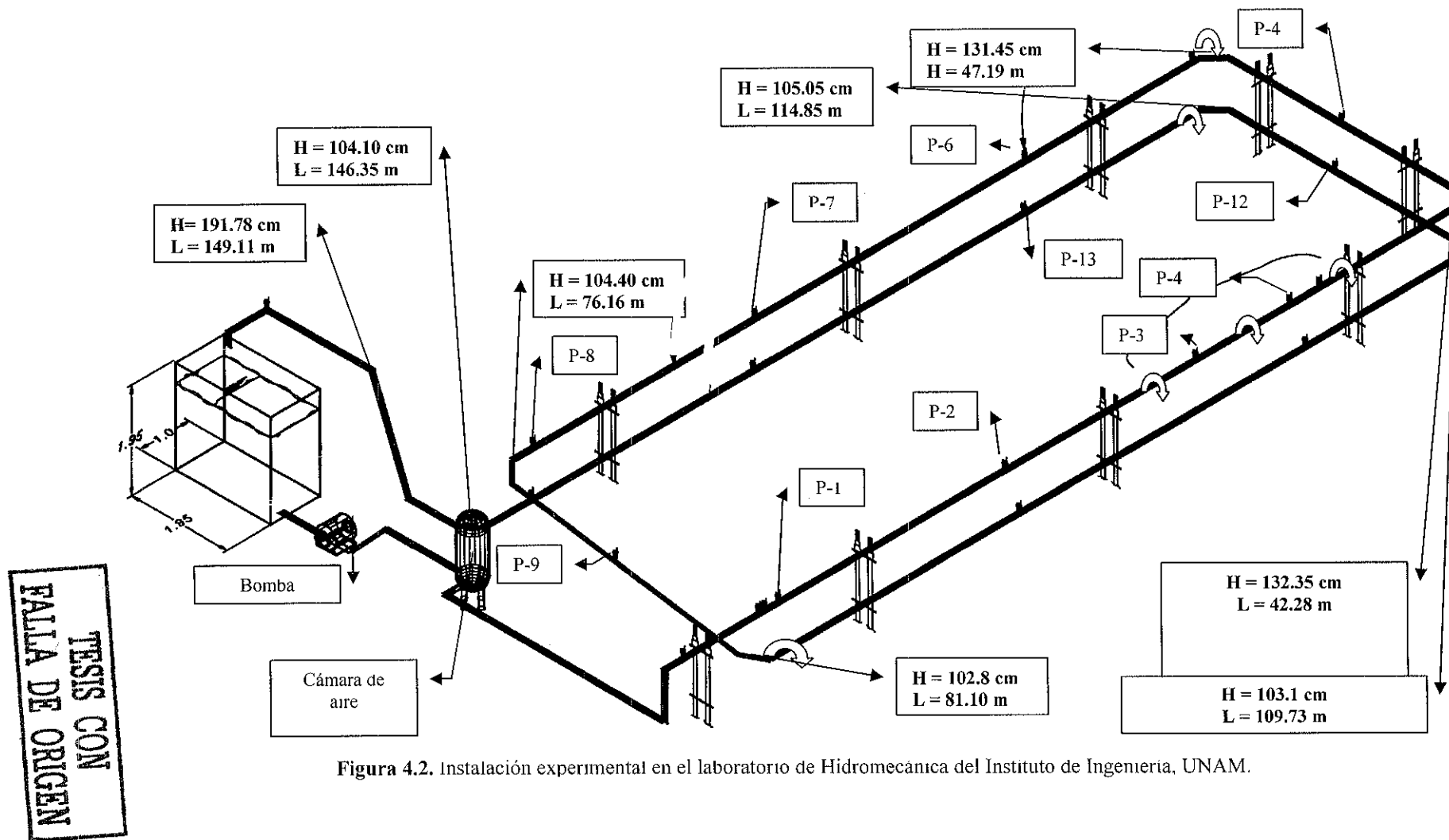


Figura 4.2. Instalación experimental en el laboratorio de Hidromecánica del Instituto de Ingeniería, UNAM.

Puntos de medición	P-1	P-2	P-3	P-4	P-5	P-6	P-7	P-8	P-9	P-10	P-11	P-12	P-13	P-14	P-15
Abscisa (m)	14.23	23.60	31.35	36.59	44.76	54.46	65.50	74.57	78.40	91.42	103.10	112.35	122.15	133.20	142.28
Altura (cmsnpa)	129.7	130.6	131.3	131.7	131.9	124.7	114.4	105.9	103.7	102.9	103.0	104.1	104.8	104.5	104.2

4.1.1 Sistema de medición

Durante las pruebas se midió simultáneamente: el caudal de la mezcla (Q_M), la concentración volumétrica de sólidos (C_V), la temperatura del agua y también la evolución de las presiones (ΔP_M) a lo largo del circuito, con las que se puede calcular la pérdida unitaria de energía (J_M). Para realizar las mediciones mencionadas se dispuso de los siguientes componentes del sistema de medición.

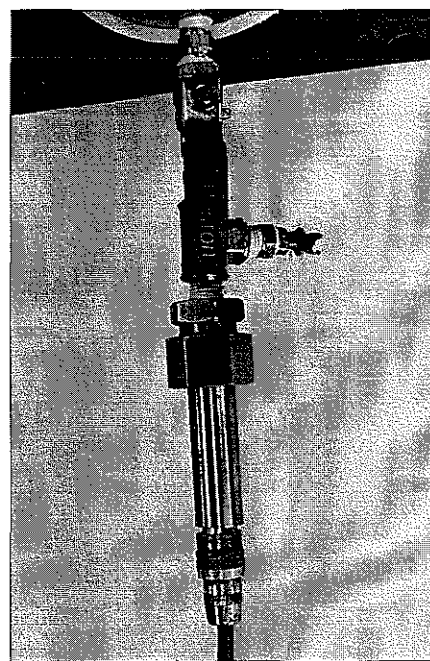
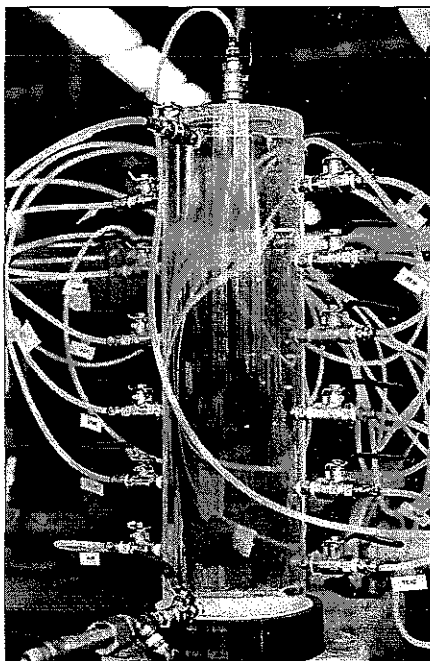
El caudal se medía usando una placa-orificio debidamente instrumentada con un transductor de presión diferencial tipo ValadyneTM modelo DP15 con capacidad máxima de 35 kPa (3.5 mca), con una precisión de $\pm 0.25\%$ (incluyendo efectos de linealidad, histéresis y repetibilidad) y operable para temperatura entre -54 °C y 121 °C. El transductor se encontraba acoplado a un acondicionador de señal Lucas VarsityTM tipo AIA-2001 que produce una señal de salida de entre 4 y 20 mA. La placa-orificio con una relación de diámetros d/D igual a 0.5315 fue diseñada, perfilada y caracterizada siguiendo las recomendaciones de la norma ISO/DIS 5167-1. El caudal se obtuvo a partir de la diferencia de presiones causada por el paso del flujo a través del orificio central y de acuerdo a una curva de calibración obtenida previamente.

La presión a lo largo del sistema se midió en 15 puntos diferentes a lo largo del circuito, con una separación promedio de 9.1 m y con un solo transductor de presión para disminuir la posibilidad de cometer errores sistemáticos y aumentar la confiabilidad de las mediciones de presiones. Cada punto de medición seleccionado estaba conformado en su extremo inicial por una inserción en la tubería (Figura 4.1) y en el extremo final por una entrada en una cámara de presión (Figura 4.3). Ambos extremos estaban conectados por medio de una manguera de teflón de 3.2 mm de diámetro. A su vez la cámara de presión poseía en la parte superior una válvula que la conectaba a la atmósfera permitiendo el purgado y la liberación de presiones en el circuito. La cámara mencionada estaba conectada en la parte inferior a un transductor de presión absoluta tipo OmegaTM y con un intervalo de medición de presiones entre 0 y 350 kPa (0 y 35 mca).

Mediante la apertura o cierre manual de las válvulas laterales de la cámara de presión (Figura 4.3) se registró, en cada punto de medición, la presión correspondiente. con este arreglo se monitoreó 15 puntos de medición

De manera diferente, los registros de presiones diferenciales se obtuvieron en el tramo de 6 m de longitud en la tubería de acrílico y en el tramo recto 20 m de longitud en tubería de hierro galvanizado. Estos, fueron realizados mediante la conexión directa de estos tramos a sendos transductores de presión diferencial con características similares al utilizado en la placa-orificio. Durante las pruebas la temperatura de la mezcla sólido-líquido se midió directamente, mediante un termómetro de vástago y carátula con un intervalo de operación de temperaturas entre -20 y 120 °C el cual, se insertó directamente en la tubería.

La concentración volumétrica (C_V) se determinó mediante la diferencia de densidades $C_V = (\rho_M - \rho_F) / \rho_S - \rho_F$, de volúmenes conocidos de la mezcla sólido-líquido establecida en el circuito. Volúmenes conocidos de esta mezcla se tomaban, a través de válvulas instaladas sobre el circuito y ubicadas a 50 y 120 m aguas abajo del tanque de alimentación, y de manera simultánea con los registros de presión. Las densidades se obtenían pesando los volúmenes de agua y de mezcla en una balanza electrónica con una precisión de ± 5 mg. Las densidades obtenidas tenían en cuenta el efecto de variación de la temperatura, dado que por tratarse de un circuito cerrado y luego de varias horas de pruebas, se producían incrementos de temperatura entre 20 y 55°C.



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Figura 4.3. Cámara de presión y celda de presión en la instalación experimental.

Una cámara de video convencional ubicada en el tramo transparente permitió la visualización del flujo en éste recorrido. Las imágenes obtenidas durante las pruebas fueron posteriormente reproducidas y analizadas con la ayuda del programa de computo GadIT™.

Un ejemplo de un par de imágenes obtenidas se muestra en la Figura 4.4. En ésta, se detalla la incipiente formación de flujo estratificado (izquierda) y también la formación de flujo homogéneo (derecha).

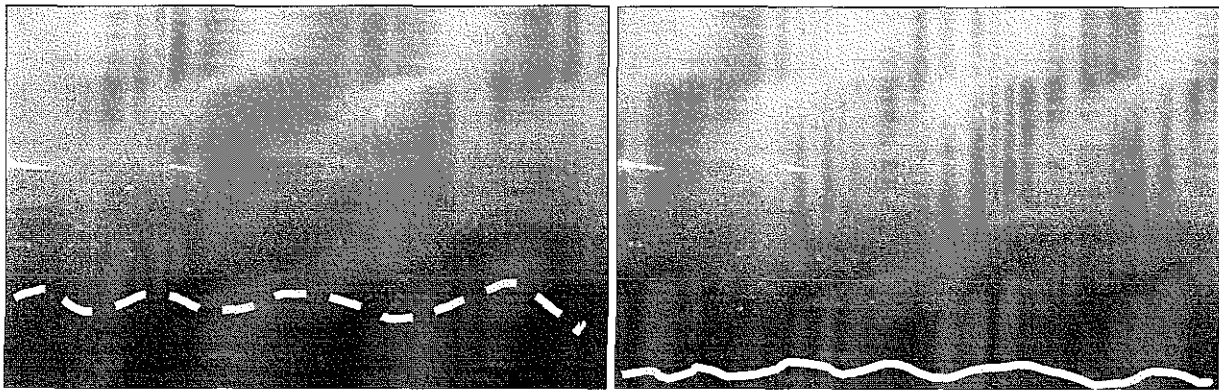


Figura 4.4. Flujo sólido-líquido para una velocidad de 2 y 3 m/s a una concentración volumétrica de 10%

Adicionalmente, todos los transductores de presión utilizados fueron conectados a un sistema de adquisición de datos que permitía hacer registros simultáneos de caudal y de presiones absolutas y diferenciales. Estos registros fueron controlados por un programa elaborado para tal fin y codificado en LabView™, que permitió convertir las señales eléctricas provenientes de los sensores, en magnitudes físicas.

Un esquema de la secuencia y del procedimiento de adquisición de datos arriba descrito se muestra en la Figura 4.5

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

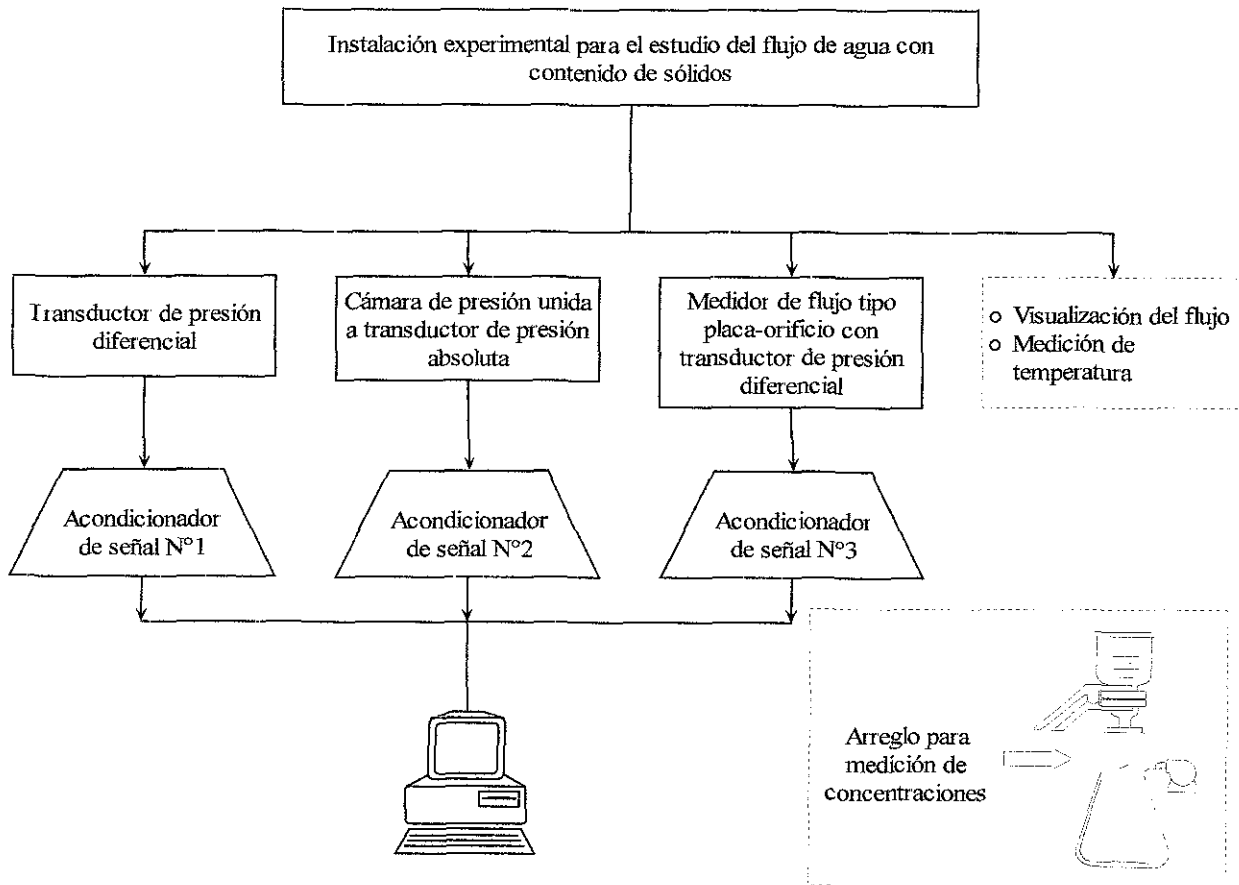


Figura 4.5. Esquema del sistema de adquisición de datos utilizado.

4.1.2 Protocolo de mediciones y matriz de pruebas

La instalación y el tanque de almacenamiento eran completamente llenados con agua limpia para realizar las pruebas. Luego, se encendía la bomba se abrían completamente las válvulas de purga, durante 10 minutos aproximadamente, y se verificaba la no existencia de burbujas de aire en el circuito a través del tramo transparente. Seguidamente, se medían las presiones absolutas y diferenciales a distintos caudales con ayuda del sistema de adquisición de datos y, verificando en línea que los gradientes de presiones obtenidos con los transductores de presión absoluta y diferenciales coincidiesen. En todas las pruebas se verificaba la repetibilidad del fenómeno. La adquisición de registros se realizó a una frecuencia de 7.5 Hz durante 180 segundos para cada uno de los 15 puntos de medición. La variación de caudales se hacía de manera aleatoria abriendo y cerrando las válvulas de compuerta ubicadas aguas abajo de la descarga de la bomba. Para cada variación de caudal se verificaba en línea la repetibilidad del fenómeno. Para cada caudal se

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

medían dos veces las presiones en cada uno de los 15 puntos de medición y simultáneamente se obtenían registros de presión diferencial en los tramos de acrílico y de hierro galvanizado

Los caudales alcanzados en el circuito de pruebas fueron de hasta 25 l/s las velocidades variaron entre 0.5 y 3.2 m/s y las pruebas se realizaron para $Re > 10^5$. Se utilizaron arenas de dos diámetros representativos (d_{50}) diferentes de 0.55 y 5.25 mm y con pesos específicos relativos de 2.65. Estas características son bastante comunes en casos prácticos como en el bombeo de arenas en plantas de tratamiento de aguas residuales, en dragados en minería y en embalses, entre otros casos.

4.1.2.1 Matriz de pruebas

Los experimentos fueron llevados a cabo de acuerdo con la matriz de pruebas mostrada en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Matriz de pruebas realizadas en la instalación experimental del II-UNAM.

Material	k_v	ρ_s (kg/m ³)	D (m)	d (mm)	V_T ($\times 10^{-2}$) (m/s)	C_u	V (m/s)	Re ($\times 10^5$)	C_v (%)	Clave	Referencia	
Arena	0.34	2,650	0.1	0.55	5.1	2.7	0.7 ± 0.02	0.65	5.0 ± 0.7 7.5 ± 1.2 10.0 ± 1.7	E-1	Presente trabajo	
							1.2 ± 0.04	1.12				
							1.7 ± 0.05	1.59				
							2.2 ± 0.07	2.06				
							2.7 ± 0.08	2.53				
							3.2 ± 0.10	3.00				
				5.25	28.7	12.0	0.9 ± 0.07	0.84	4.3 ± 1.1	E-2		
							1.1 ± 0.09	0.10				
							1.6 ± 0.13	0.15				
							2.1 ± 0.17	2.20				
							2.4 ± 0.20	2.25				
							2.8 ± 0.23	2.62				
							0.9 ± 0.06	0.84				3.1 ± 0.8
							1.1 ± 0.07	0.10				
1.7 ± 0.10	1.59											
2.2 ± 0.14	2.06											
2.5 ± 0.16	2.34											
2.9 ± 0.18	2.62											

Los resultados obtenidos con las pruebas en la instalación experimental del laboratorio de Hidromecánica del Instituto de Ingeniería, UNAM se indican a continuación:

Para velocidades medias de flujo mayores que 1.0 m/s y concentraciones volumétricas inferiores a 5%, se observó la existencia de flujo homogéneo. Estos resultados coinciden con lo definido en el Capítulo 2

Para velocidades medias de flujo mayores que 1.0 m/s y concentraciones volumétricas superiores a 15%, se observó la existencia de flujo heterogéneo con fondo móvil intermitente. De manera complementaria, para contracciones entre 5 y 10% se presentó un estado inestable de flujo homogéneo y heterogéneo.

Es importante anotar, que la eficiencia del equipo de bombeo disminuía de manera considerable a partir de concentraciones superiores a 5% independientemente de la carga neta de succión positiva disponible en la succión.

Como se enunció al comienzo de éste capítulo, recientemente en la Sección de Tecnología de Dragado en Delft University of Technology, se estudiaron los mecanismos de flujo de mezcla arena-agua en tuberías a presión (Matousek, 1997). En éste trabajo se dió especial énfasis a los fenómenos presentes en flujos estratificados en conducciones para el dragado, para ello el citado autor dispuso de una instalación experimental en su laboratorio.

La instalación experimental utilizada por Matousek (1997) consistió de un circuito inclinable de 24 m de longitud total en tubería de hierro y con un diámetro nominal de 0.15 m, conectado a un tanque dosificador de sólidos y a un tubo, en forma de U invertida que se utilizó para la determinación de la concentración media de la mezcla. La sección efectiva de pruebas fue de 3 m de longitud, tanto para el caso de tubería ascendente como para tubería descendente. Detalles de dicha instalación se muestran en la Figura 4.6

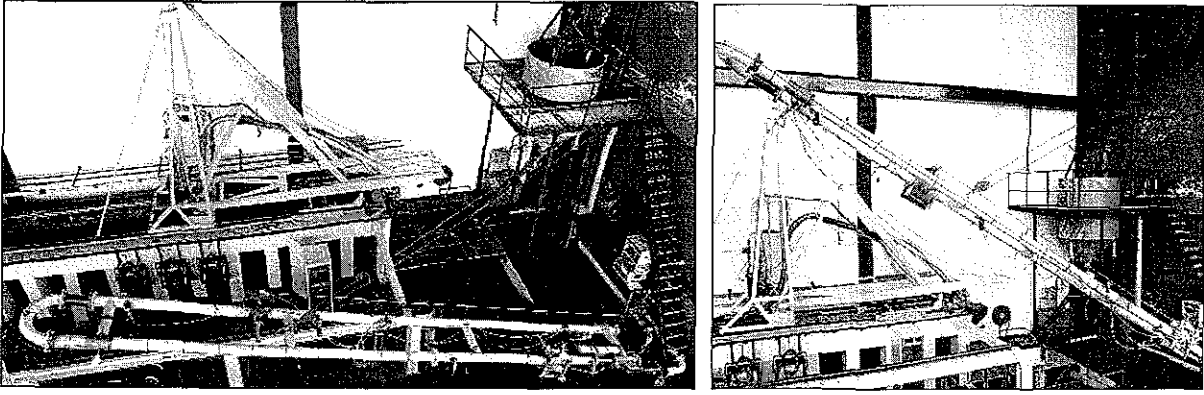


Figura 4.6. Circuito de pruebas utilizado por Matousek (1997) Fuente:
<http://www.ocp.tudelft.nl/dredging/home.htm>

El caudal se regulaba mediante un variador de velocidad acoplado a la bomba de alimentación y se medía con un medidor de flujo electromagnético Altometer™. Las dos secciones de prueba estaban instrumentadas con transductores de presión diferencial Rosemount™ y los perfiles de concentración se obtuvieron con un densímetro de radiación Berthold™ (Figura 4.7).

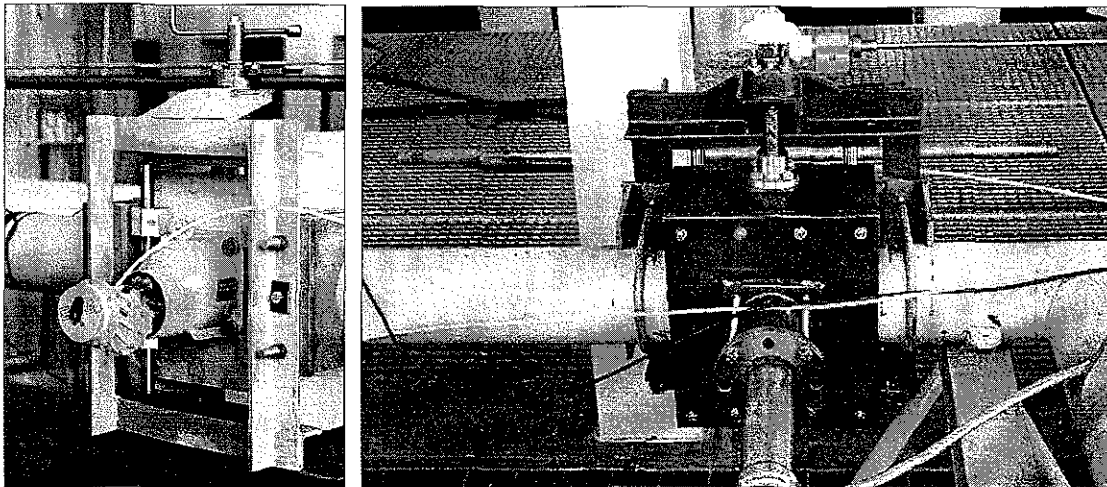


Figura 4.7. Densímetro radiométrico vista anterior y posterior. Fuente <http://www.ocp.tudelft.nl/dredging/home.htm>

Además, la velocidad de desplazamiento del fondo se midió con un dispositivo electrónico de fabricación local que funcionaba con el principio de impedancia de dos electrodos superpuestos. Se contó allí también con un sistema de adquisición de datos similar al usado en la presente investigación.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Las pruebas realizadas con arena fina ($d_{50} = 0.38 \text{ mm}$) y velocidades medias de flujo superiores a 3.5 m/s en ésta instalación permitieron obtener registros de flujos homogéneos o cuasi-homogéneos. Bajo estas circunstancias, el espesor de la capa móvil de sólidos fue prácticamente despreciable motivo por el cual, dichos experimentos pueden ser considerados como flujo homogéneo y por ende admiten ser utilizados como referencia y complemento a las pruebas hechas en el laboratorio de Hidromecánica del Instituto de Ingeniería.

Adicionalmente de Matousek (1997), se seleccionó las pruebas que tuviesen concentraciones volumétricas de 12.4%, 23.5% y 30.5% a condiciones que presentaban flujo homogéneo y con espesor relativo de la capa de fondo ($Y_{1-2} D$) menor a 0.1. Es decir en las pruebas en que prácticamente se presentaba flujo homogéneo, que fue muy similar a lo observado en la instalación de la presente investigación.

Tabla 4.2. Matriz de pruebas seleccionada del trabajo de Matousek (1997)

<i>Material</i>	k_v	ρ_s (kg/m^3)	D (m)	d (mm)	V_T ($\times 10^{-2}$) (m/s)	C_u	V (m/s)	Re ($\times 10^5$)	C_v (%)	<i>Clave</i>	<i>Referencia</i>
Arena	0.34	2,650	0.15	0.380	2.16	1.3	3.0-5.5	3.4-6.3	12.4 23.5 30.5	E-3	Matousek, 1997

Los resultados provenientes de estos experimentos y la respectiva comparación con el modelo propuesto se discuten en el Capítulo 5.

5 MODELO PROPUESTO

5.1 GENERALIDADES

Del análisis adimensional de las ecuaciones del movimiento de una partícula inmersa en un flujo de mezcla sólido-líquido, Molerus (1983) reportó que la trayectoria y la rotación de dicha partícula, se describen en la ecuación (5.1) y (5.2) respectivamente:

$$\frac{\rho_s}{\rho_s - \rho_f} \frac{V^2}{gD} \frac{\partial((V_p/V)^2)}{\partial(Vt/D)} \cong A \left(\frac{V_p}{V} \right) + \frac{V_{REL}^2}{((\rho_s/\rho_f) - 1)gd} \Omega \left(\frac{V_{REL}d}{v}, \frac{\omega_{REL}d}{V_{REL}}, C_D \right) B \left(\frac{V_p}{V} \right) \quad (5.1)$$

$$\frac{\partial(\mathbf{i}_\omega(\omega D/V))}{\partial(Vt/D)} \cong \frac{\rho_f}{\rho_s} \left(\frac{V_{REL}D}{Vd} \right)^2 \Psi \left(\frac{V_{REL}d}{v}, \frac{\omega_{REL}d}{V_{REL}}, C_D \right) C \left(\frac{\omega D}{V} \right) \quad (5.2)$$

en donde **A** un vector unitario dirigido en sentido vertical, **B** un vector unitario orientado en la misma dirección de la fuerza que ejerce el fluido sobre la partícula, **C** es un vector unitario que coincide con la dirección del momento que ejerce el fluido sobre la partícula, \mathbf{i}_ω es un vector unitario dirigido en la dirección de giro de la partícula, ω es la velocidad de giro de la partícula, Ω y Ψ son funciones que dependen de cada situación particular y las otras variables ya han sido definidas con anterioridad. Todo esto indica que un modelo teórico-experimental debe contener números adimensionales con las variables contenidas en este par de ecuaciones.

Por otro lado, la reducción de la presión en tubos con transporte de mezclas sólido-líquido (ΔP_M) se puede expresar como la suma de la reducción de presión producida por el fluido (ΔP_L) y la reducción de presión producida por los sólidos (ΔP_S), de manera análoga con las pérdidas en una conducción, en donde típicamente se adicionan las pérdidas por fricción y las locales.

La pérdida de energía debida a la presencia de partículas sólidas es la respuesta a la modificación del mecanismo cinético y de transferencia de cantidad de movimiento en el seno del fluido, surgido como consecuencia de la interacción entre elementos de fluido, remolinos turbulentos y el mismo transporte de las partículas presentes, las cuales se mueven con velocidad relativa (V_{REL}) respecto del flujo de líquido que las contiene. Así mismo, en el análisis de flujos neumáticos de sólidos suele ser importante la interacción entre las partículas, mientras que en flujos de agua y pequeños sólidos (arenas, limos o arcillas) estos efectos son despreciables (Averbakh *et al.*, 1997).

Por su parte, son también despreciables los efectos de las colisiones entre las partículas y las paredes internas del conducto, dado que como ha mencionado, en la capa de pared se generan eyecciones turbulentas que lanzan las partículas hacia el seno del flujo, impidiendo las posibles colisiones de partículas con las paredes internas. Por otra parte, las adherencias que usualmente se encuentran en conducciones, son el resultado de efectos físicos, químicos y biológicos auspiciados por los puntos de velocidad cero existentes en cercanías a la pared y dentro de la capa límite laminar.

5.1.1 Fuerzas involucradas

En un flujo de agua con sólidos se presentan seis tipos de fuerzas: gravitacionales, de arrastre, de sustentación, difusivas turbulentas, de Coulomb y de Bagnold. Las dos últimas son dominantes cuando se tiene un flujo completamente estratificado o semi-estratificado. Las fuerzas gravitacionales, de sustentación y las difusivas turbulentas acopladas con el mecanismo de ebullición turbulenta discutido anteriormente, son las que propician la formación de flujos homogéneos o heterogéneos. Por su parte, la fuerza de arrastre es una fuerza de naturaleza altamente disipativa y por ello es la que más interviene en el incremento de pérdida de energía en flujos con contenido de partículas en tuberías a presión (Molerus & Wellmann, 1981). En la Tabla 5.1 se muestran las principales características de estas fuerzas.

Tabla 5.1. Características principales de las fuerzas que actúan en un flujo de agua con contenido de partículas

Naturaleza de las fuerzas	Formulación	Comentarios
Gravitacionales	$F_G = (\rho_s - \rho_f)g\pi d^3 / 6$	Tiene en cuenta el peso de la partícula y el empuje Arquímediano.
De arrastre	$F_D = f(\rho_f, \mu_f, d, V_{REL}, C_v, C_D)$	Altamente disipativa y difícil de evaluar, esta dirigida en dirección opuesta al flujo medio. Se precisan bajas velocidades, de suerte que la atricción del fluido se manifieste.
De sustentación (efecto Magnus)	$F_t = -(\rho_s - \rho_f)g \frac{\epsilon_s}{V_t} \frac{dC_v(y)}{dy}$, $\epsilon_s = 0.5 \overline{(V_t')^2}$	Es el resultado de dos efectos combinados, la velocidad relativa y la rotación de la partícula y es normal al plano formado por estas dos cantidades. El mecanismo es alimentado por el gradiente de esfuerzos, por lo tanto se manifiesta con mayor magnitud en las cercanías de las paredes.
Difusivas turbulentas	$C_v(y) = C_{vb} \exp\left(-\frac{V_t}{\epsilon_s}(y - y_b)\right)$	Se manifiesta como un intercambio de cantidad de movimiento entre las partículas y los remolinos turbulentos, debido a las fluctuaciones de la velocidad. Su radio de acción se limita a la longitud de mezcla.
De Coulumb	$\frac{\tau_s}{\sigma_s} = \frac{\tau_s}{\rho_f g(S_s - 1)C_{vb}Y_{sh}} = \tan\phi$	Tiene dos componentes una normal y una paralela al movimiento Normalmente se relaciona con el coeficiente de fricción estático y/o dinámico entre superficies sólidas, dicha relación también se conoce como ángulo de reposo (ϕ).
De Bagnold	$\frac{\tau_s}{\sigma_s'} = \tan\phi'$ $\sigma_s' = \int_y^{y_b} \rho_f g(S_s - 1)\bar{C}dy$	Es una fuerza intergranular (partícula-partícula) producida por el rozamiento entre ellas. Aumenta cuando disminuye los espacios intergranulares en una matriz de sólidos.

5 1 1.1 Fuerza de arrastre

Cuando existe un movimiento relativo entre partícula y fluido, este último ejerce sobre la primera una fuerza \bar{F} , que se descomponer en dos fuerzas a su vez::

$$\bar{F} = \bar{D} + \bar{L} \tag{5.3}$$

Donde \bar{D} representa la fuerza de arrastre, orientada en dirección del flujo principal, y \bar{L} , se orienta formando un ángulo recto con la dirección de \bar{D} . Cada una de estas componentes, a su

vez puede considerarse originada por dos causas: los esfuerzos cortantes (o de fricción) tangenciales a la pared del tubo y los esfuerzos de presión, normales a la pared. La fuerza de arrastre se puede escribir como:

$$\bar{D} = D_f + D_p \quad (5.4)$$

Donde los arrastres de fricción y de presión son, respectivamente

$$D_f = \int_S \tau_0 \operatorname{sen} \varphi \, dS \quad (5.5)$$

$$D_p = \int_S p \operatorname{cos} \varphi \, dS \quad (5.6)$$

Aquí, S representa la superficie del cuerpo y φ el ángulo entre la normal a la superficie y la dirección del flujo principal.

El arrastre de fricción (D_f) se conoce también como resistencia superficial y, el de presión (D_p), como resistencia de forma. Este último nombre se debe a dicha forma es determinante en la magnitud de esta fuerza (Levi, 1980).

5.1.2 Influencia de la forma de las partículas

En el comportamiento dinámico de partículas que se mueven en un fluido la influencia de la forma es de gran importancia para la adecuada evaluación de la velocidad crítica de depósito (V_c), la velocidad terminal (V_T) y la velocidad relativa (V_{REL}). Adicionalmente, en la gran mayoría de las aplicaciones del transporte de sólidos por tuberías predominan las formas irregulares, como por ejemplo, en la industria del dragado, en el bombeo de sólidos minerales y orgánicos en plantas de tratamiento de aguas residuales y en aún conducciones de agua potable no filtrada, entre muchas otras aplicaciones. Se han realizado investigaciones exhaustivas sobre el efecto de la forma de las partículas sobre la fuerza de arrastre. Las geometrías regulares, como por ejemplo las esferas, conos, elipsoides y los perfiles aerodinámicos, han sido estudiadas analítica y experimentalmente por diversos autores citados en Idelchick (1994). Gracias a esos estudios, éstas formas cuentan con abundante información para la estimación del coeficiente de

arrastre, mientras que para las partículas de forma irregular como por ejemplo de los granos de arenas, que son las de mayor interés en este estudio, solo han sido estudiadas para casos muy particulares y es escasa la información reportada para el cálculo del efecto de forma sobre el coeficiente de arrastre.

Molerus (1999) identificó seis factores de forma con los cuales se puede abordar el problema de la irregularidad, estos son β , k_V , k_S , Φ_S (esfericidad), φ_H (factor de Heywood) y k_S^* . En Molerus (1999), se presentan las siguiente expresiones para calcular los últimos cinco factores citados.

$$k_V = \frac{\forall}{x^3}, k_S = \frac{S}{x^2}, \Phi_S = \frac{S_E}{S_M}, \varphi_H = \frac{S'_E}{S'_M}, k_S^* = \frac{k_S}{k_V} \quad (5.7)$$

Donde \forall es el volumen de una esfera equivalente; x es una longitud representativa; S es el área medida usando el método de permeabilidad o de absorción gaseosa; S_E , S_M son áreas de una esfera equivalente y la medida respectivamente; S'_E , S'_M son las áreas específicas de la esfera equivalente y de la medida respectivamente. Para el caso de esferas se tiene que $k_V = \pi/6$, $k_S = \pi$, $\Phi_S = 1$ y $\varphi = 1$, para partículas no esféricas $\Phi_S < 1$ y $\varphi > 1$. Uno de los factores de forma más utilizados es β , definido como:

$$\beta = \frac{c}{\sqrt{ab}} \quad (5.8)$$

donde a , b y c son longitudes medidas de en tres direcciones mutuamente perpendiculares, haciendo coincidir una de ellas con la máxima longitud, ésta última se define como a , la c es la mínima y la b , es la dimensión restante y perpendicular a las otras dos. La Tabla 5.2 obtenida con una gran cantidad de pruebas de laboratorio, presenta los factores k_V y Φ_S para algunas de las partículas sólidas más comunes en aplicaciones prácticas

Tabla 5.2. Algunos factores de forma medidos (adaptada de Molerus, 1999).

Material		d (mm)	k_v	Φ_s
Arena	de río	<0.040	0.14	0.40-0.78
	aplanada	0.040-3	0.15-0.28	0.53-0.90
	redondeada	0.040-3	0.34	0.80
	conducida por aire	0.040-3	=====	0.95
	lavada	0.040-3	=====	0.92-0.98
Carbón	antracítico	<0.020	0.20-0.28	0.50-0.70
	pulverizado	0.124	0.20-0.25	0.65-0.73
	fibroso	0.124	0.10	0.38
	granulado	2.411	0.25	0.75
Ceniza volcánica		0.124	0.41	0.89
Tungsteno		0.124	0.45	0.89
Vidrio		0.124	0.28	0.65
Cemento		<0.040	=====	0.70-0.80

Swamme (1989) con base en una extensa base de datos experimentales, propuso la siguiente expresión para calcular el coeficiente de arrastre (C_D) en función del número de Reynolds de la partícula ($Re_p = (V - V_p)d \cdot \nu_f$) para distintos factores de forma (β).

$$C_D(Re_p, \beta) = 0.84 \left[\frac{33.78}{(1 + 4.5\beta^{0.35})^{0.7} Re_p^{0.56}} + \left(\frac{Re_p}{Re_p + 700 + 1,000\beta} \right)^{0.28} \frac{1}{(\beta^4 + 20\beta^{20})^{0.175}} \right]^{1.428} \quad (5.9)$$

Tal como se muestra en la Figura 5.1, el hecho de no considerar la irregularidad de las partículas sólidas en un flujo de sólidos agua, puede conducir a errores de hasta de un orden de magnitud en la valoración del coeficiente de arrastre y su subsiguiente imprecisión en el cálculo de la fuerza de arrastre.

Para subsanar esto y para poder utilizar apropiadamente la información experimental de Swamme (1989) y de Molerus (1999), se propone utilizar la siguiente expresión, para el cálculo del factor de forma β utilizando los valores de k_v reportados en la Tabla 5.2.

$$\beta = 1.8968134k_v + 0.0068285 \quad (5.10)$$

La bondad de esta ecuación se muestra en la Figura 5.1 la cual fue obtenida combinando las ecuaciones (5.9) y (5.10). En dicha figura se observa que los valores graficados coinciden con los datos experimentales de coeficientes de arrastre reportados por Swamme (1989). Es decir, que combinando las ecuaciones (5.9) y (5.10) y utilizando los valores de k_v incluidos en la Tabla 5.2, se pueden calcular con razonable precisión los coeficientes de arrastre de partículas irregulares de los distintos materiales y características anotadas en la citada tabla.

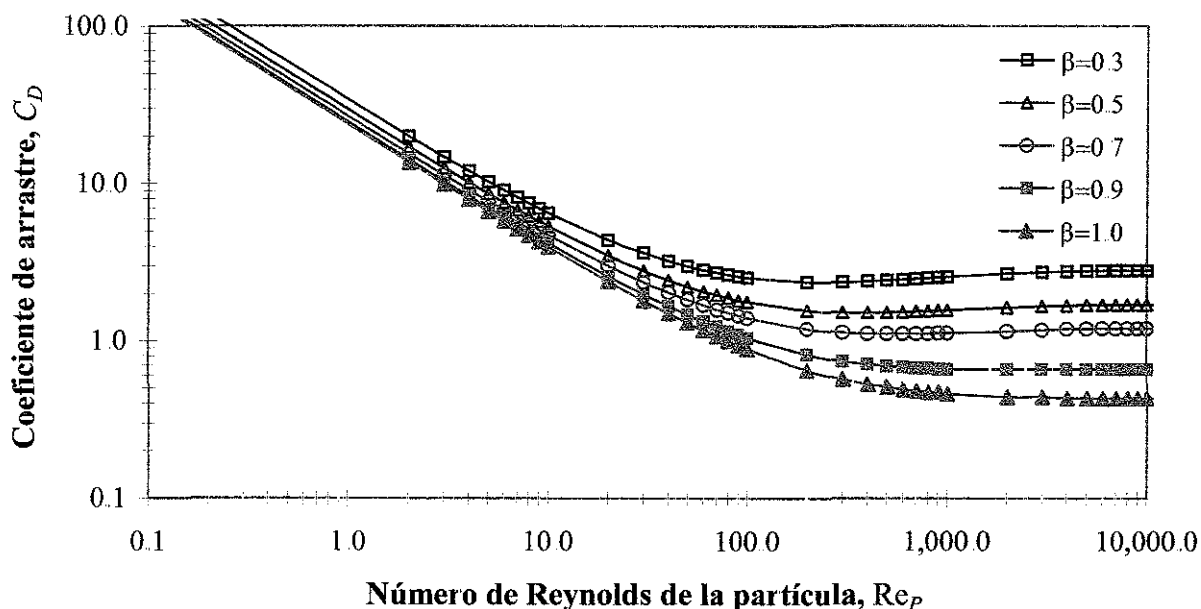


Figura 5.1. Coeficientes de arrastre en función de Re_p y para diferentes factores de forma.

5.1.3 Velocidad crítica de depósito

La velocidad crítica de depósito (V_c) en una mezcla de agua con contenido de sólidos en tuberías a presión, representa la mínima velocidad media del flujo con la cual la actividad de las estructuras coherentes en la interface sólido-fluido logran eyectar los sólidos hacia el seno del fluido, con la posterior conformación de flujos heterogéneos y homogéneos. En términos prácticos también se conoce como aquella velocidad mínima de operación en la cual el sistema puede operar sin exageradas pérdidas de energía y en condiciones estables (Figura 5.2). Además, la adecuada evaluación de la velocidad crítica de depósito es necesaria para la determinación del tipo de flujo de mezclas sólido-líquido definidos con anterioridad en la Figura 2.1.

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

La determinación de la velocidad crítica de depósito ha sido estudiada por muchos investigadores. Todos ellos coinciden en que es un tema de relevante importancia y de extrema complejidad y, sugieren que debe existir una relación de grupos adimensionales que combinados adecuadamente, generen una función del tipo $f(V, \rho_s, \rho_f, \mu_f, D, d, C_v, \beta, g)$ con la que se pueda calcular tal velocidad. Diversos autores han propuesto distintas expresiones, de las cuales, en la Tabla 5.3 se muestran las de mayor relevancia.

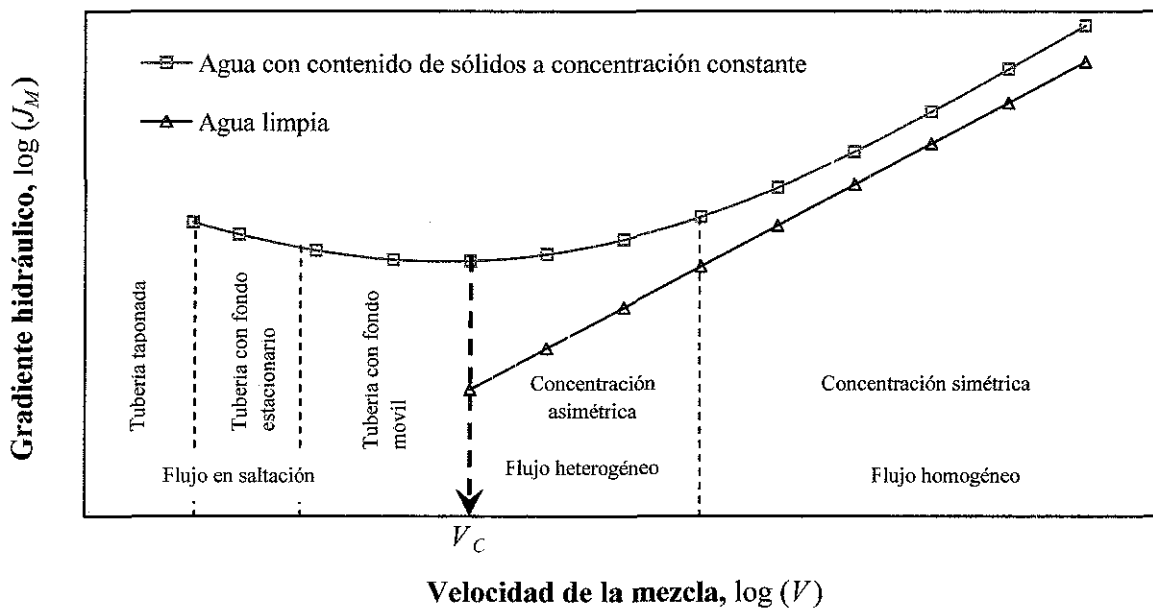


Figura 5.2. Distintos regímenes de flujo de acuerdo con la velocidad media del flujo y el gradiente de pérdidas.

Tabla 5.3. Algunas ecuaciones para el cálculo de la velocidad crítica en tuberías con transporte de sólidos. Adaptada de Kökpinar & Gögüs (2001), Matousek, V. (1997) y de Encyclopædia of fluid mechanics (1986)

Autor	Correlación	Comentarios
Wilson (1942)	$V_c = [kgDV_t SC_v (1 + \lambda C_v (S - 1))]^{1/3}$	$k = 1, \lambda = 0.2$
Shook (1952/1959)	$V_c = F_{1-1} (2gD(S - 1))^{0.5}$	$F_{1-1} = 2.43 C_v^{1.3} C_D^{0.25}$
Shook (1952/1959)	$V_c = F_{1-2} (2gD(S - 1))^{0.5}$	$F_{1-2} = 4.47 C_v^{0.5} C_D^{0.25}$
Newitt et al (1955)	$V_c = 17V_t$	Independiente del diámetro y de la concentración
Spells (1955)	$V_c = (0.0251gd(S_s - 1)(D\rho_M \mu_F)^{0.775})^{0.816}$	==

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Autor	Correlación	Comentarios
Cairns <i>et al.</i> (1960)	$V_c = (9.8gd(S_s - 1)^{0.6} (DC_v \rho_F \mu_F)^{0.3})^{0.588}$	===
Hughmark (1961)	$V_c = \phi(C_v(S_s - 1)F_D) \overline{gd}$	F_D es un factor que depende
Schulz (1962)	$V_c = (gD(S_s - 1) (1.9\psi\lambda))^{0.5}$	$\psi = 0.65(0.66(S_s - 1))^{0.5}$, $\lambda = 0.2$
Thomas (1962)	$V_c = (5 \log \text{Re } p_T - 3.9)U_c$	U_c es la velocidad de fricción para la condición mínima de transporte
Braur & Kriegel (1965)	$V_c = (gD)^{0.5} (0.094C_v(S_s - 1)V_T^3 \rho_F g\chi\mu_F)^{0.375}$	$\chi = 0.02$
Yufin & Lopasin (1966)	$V_c = 8.3D^{1.3}(C_v z)^{1.6}$	$z = C_v^{-0.75}$
Zandi & Govatos (1967)	$V_c = (40gDC_v(S_s - 1) \overline{C_D})^{0.5}$	Para $d > 0.05$ mm
Weidenroth & Kirchner (1967)	$V_c = 0.6 \overline{gd}(V_T^2 (gd))^{0.25}$	Independiente de la concentración
Babcock (1970)	$V_c = (10gDC_v(S_s - 1) \overline{C_D})^{0.5}$	La misma correlación de Zandi excepto por el valor de la constante
Bain & Bonnington (1970)	$V_c = 3.48C_v^{1.3}(gD(S_s - 1) \overline{C_D})$	Corresponde a la menor pérdida de energía
Charles (1970)	$V_c = 4.8C_v^{1.3}(gD(S_s - 1))^{0.5} / (C_D^{0.25}(1 + C_v(S_s - 1))^{1.3})$	===
Vocadlo & Charles (1972)	$V_c = (gDV_T C_v(S_s - 1) / ((\mu_M \mu_F)^{0.2} (\rho_M \rho_F)^{0.8}))^{1.3}$	===
Yufin (ASCE 1975)	$V_c = 14.23d^{0.65} D^{0.54} \exp(1.36[C_v(S_s - 1)]^{0.5} d^{-0.13})$	D y d están en pies y V_c en pies/segundo.
Oroskar & Turian (1980)	$V_c = 1.85C_v^{0.1536}(1 - C_v)^{0.3564}(dD)^{-0.378} N^{0.09} x^{0.3} \overline{gd}(S_s - 1)$ $V_c = (5C_v(1 - C_v)^{2n-1}(Dd)N^{1.8} x)^{8/15} \overline{gd}(S_s - 1)$	$x = 1$ $N = \rho_T D \overline{gd}(S_s - 1) \mu_T$ $x = 1$ $n = 2$

(continuación Tabla 5.3)

Autor	Correlación	Comentarios
Wilson <i>et al.</i> , (1992)	$V_c = \frac{8.8 \left[\frac{\eta(S_s - S_f)}{0.66} \right]^{0.55} D^{0.7} d^{1.75}}{d^2 + 0.11D^{0.7}}$	<p>η es el coeficiente de fricción entre los sólidos saturados y las paredes de la tubería; S_f es el peso específico relativo del fluido, corresponde a una representación del nomograma de demi-McDonald d y D están en milímetros y metros respectivamente.</p>
Gögüs & Kökpınar (1993)	$V_c = \sqrt{gD} 0.124 (D/d)^{0.537} C_v^{0.322} (S_s - 1)^{0.121} (V_t d / V'_t)$	<p>V_t es la velocidad terminal de partículas en agua limpia y V'_t es la velocidad terminal de partículas en la mezcla.</p>
Doron <i>et al.</i> (1997)	$V_c = \sqrt{\frac{1.559(\rho_s - \rho_f)gd \left(\sin\left(\frac{\pi}{6} + \theta\right) + \frac{\cos\theta}{2} C_2 \left(\frac{Y_{1-2}}{d} - 1\right) \right)}{\rho_f C_D}}$	<p>θ es el ángulo de inclinación de la tubería; C_{fb} es la concentración de sólidos en el fondo; Y_{1-2} es el espesor de la capa de fondo y C_D es el coeficiente de arrastre para partículas irregulares.</p>
Kökpınar & Gögüs (2001)	$V_c = \sqrt{gD} 0.055 \left(\frac{d}{D}\right)^{-0.60} C_v^{0.27} (S_s - 1)^{0.07} \left(\frac{\rho_f V_t d}{\mu_f}\right)^{0.30}$	<p>Verificada con datos experimentales y contrastada con favorablemente con los modelos de Gögüs & Kökpınar (1993), Yufin (1975), Zandi & Govatos (1967) y de Durand (1953).</p>

(continuación Tabla 5 3)

Así mismo, es necesario señalar que la importancia de determinar la velocidad crítica en que para velocidades medias del flujo inferiores a $0.6V_c$, se recomienda emplear un algoritmo para flujos estratificados como el desarrollado por Munir & Hokke y reportado en (<http://www.ocp.tudelft.nl/dredging/home.htm>). Debido a que como se indicó, en la instalación experimental del presente trabajo, bajo las condiciones mencionadas el flujo que se presenta posee una notoria capa de fondo que lo hace comportar como un flujo netamente estratificado.

Las anteriores expresiones aunque valiosas en casos prácticos, presentan el gran inconveniente de ignorar el efecto de la forma, con excepción de la presentada por Doron *et al.*, (1997) que si tiene en cuenta la forma a través del coeficiente de arrastre (C_D). Es por esto que se optó por combinar la ecuación de Doron *et al.*, (1997) (Tabla 5.3), con la ecuación (5.9) y de esta manera se obtuvo la siguiente expresión:

$$V_t = \frac{1.559(\rho_s - \rho_f)gd \left(\sin\left(\frac{\pi}{6} + \theta\right) + \frac{\cos\theta}{2} C_2 \left(\frac{Y_{1-2}}{d} - 1 \right) \right)}{\rho_f 0.84 \left(\frac{33.78}{(1 + 4.5\beta^{0.35})^{0.7}} \text{Re } p_t^{0.56} + \left(\frac{\text{Re } p_t}{\text{Re } p_t + 700 + 1,000\beta} \right)^{0.28} \frac{1}{(\beta^4 + 20\beta^{20})^{0.175}} \right)^{1.428}} \quad (5.11)$$

En esta Y_{1-2} es el espesor de la capa de fondo la cual es igual a cero para el caso de flujo homogéneo y cuasi-homogéneos o, igual al espesor de la capa móvil para flujos estratificados; θ es la inclinación de la tubería y las otras variables ya han sido definidas. Para verificar la bondad de esta última expresión se comparó con datos experimentales de Gögüs & Kökpinar (1993), Yufin (ASCE, 1975) y de Zandi & Govatos (1967), citados por Kökpinar & Gögüs (2001). La comparación realizada permitió determinar un muy buen acuerdo entre la expresión propuesta y los datos experimentales. Es importante indicar que de acuerdo con la base de datos con la que se revalidó esta expresión, su validez está limitada a: $0.7\% < C_v < 30\%$, $0.25 \text{ mm} < d < 5.3 \text{ mm}$, $0.025 \text{ m} < D < 0.15 \text{ m}$, $1.04 < S_v < 2.65$ y a $-15^\circ < \theta < 30^\circ$.

5.1.4 Velocidad terminal

La velocidad terminal de cuerpos que se mueven en medios fluidos es de gran utilidad en el estudio de la dinámica del movimiento de partículas porque caracteriza el comportamiento hidrodinámico de las partículas, debido a que involucra una estrecha relación de fuerzas de arrastre, de flotación, gravitacional e hidrodinámicas. Además, esta velocidad depende del tamaño, forma y densidad de las partículas, así como de las propiedades físicas de fluido y hasta de la concentración (Cheng, 1997). Las características anotadas muestran las razones de ser ésta velocidad utilizada para la determinación de expresiones adimensionales en distintos modelos semi-empíricos.

La mayoría de los trabajos reportados suponen partículas esféricas y movimientos Stokesianos ($Re_p \leq 1$) en cuyo caso la velocidad terminal estaría dada por:

$$V_T = \frac{(\rho_s - \rho_f)gd^2}{18\rho_f \nu} \quad (5.12)$$

Sin embargo, para partículas de sedimentos no cohesivos existe una gran variedad de formulaciones reportadas en la literatura, de las cuales en la Tabla 5.4 se reportan las que se consideran de mayor relevancia.

Tabla 5.4. Velocidad terminal para partículas no cohesivas según distintos autores. Adaptada de Cheng (1997a,b) y de Raudkivi (1990).

Autor	Formulación	Comentario ^a
Sha (1954)	$V_T = \frac{1}{24} \frac{S_s g d^2}{\nu}$	Para $d < 0.01$ cm
	$\left(\log \left(\frac{Re p_T}{d^*} \right) + 3,790 \right)^2 + \log d^* - 5.78 = 39$	Para $0.01 \text{ cm} < d < 0.2$ cm
	$V_T = 1.14 \sqrt{S_s g d}$	Para $d > 0.2$ cm
Zhang (1989)	$V_T = \sqrt{\left(13.95 \frac{\nu}{d} \right)^2 + 1.09 S_s g d} - 13.95 \frac{\nu}{d}$	==
Van Rijn (1989)	$V_T = \frac{S_s g d^2}{18\nu}$	Para $d < 0.01$ cm
	$V_T = 1.1 \sqrt{S_s g d}$	Para $d > 0.01$ cm
Zanke (1993)	$V_T = 10 \frac{\nu}{d} \left(\sqrt{1 + 0.01(d^*)^3} - 1 \right)$	Para $0.01 \text{ cm} < d < 0.1$ cm
Zhu & Cheng (1993)	$\frac{V_T d}{\nu} = \frac{-24 \cos^3 \alpha + \sqrt{576 \cos^6 \alpha + (18 \cos^3 \alpha + 3.6 \sin^2 \alpha)(d^*)^3}}{9 \cos^3 \alpha + 1.8 \sin^2 \alpha}$	Con $\alpha = 0$ si $d^* \leq 1$ y $\alpha = \frac{\pi}{2 + 2.5(\log d^*)^{-3}}$ si $d^* > 1$
Cheng ^b (1997a,b)	$\frac{V_T d}{\nu} = \left(\sqrt{25 + 1.2(d^*)^2} - 5 \right)^5$	==
	$\frac{V_T'}{V_T} = (1 - C_V)^n$	==

$$\text{a) } d^* = \left(\frac{S_s g}{v^2} \right)^{1.3} \quad (5.13)$$

$$\text{b) } n = \frac{\ln \left(\frac{2-2C_v}{2-3C_v} \right) + 1.5 \left[\frac{25 + \left(\frac{(1-C_v)(2-3C_v)^2}{4+4S_s C_v} \right)^{2.3} (\text{Re } p_T^{4.3} + 10 \text{Re } p_T^{2.3}) - 5}{25 + \text{Re } p_T^{4.3} + 10 \text{Re } p_T^{2.3} - 5} \right]}{\ln(1-C_v)} \quad (5.14)$$

Cheng (1997) afirmó que la concentración produce variaciones poco significativas en la velocidad terminal. Debido a que al graficar curvas de velocidad terminal con respecto a concentraciones siguieron una tendencia horizontal, indicando una invariabilidad con el exponente n . Mientras que, dicho exponente si varía de manera monótonamente creciente en función del peso específico, cuyo efecto se evalúa a través de la velocidad terminal, como se muestra en la ecuación (5.14).

Aunque estas correlaciones están basadas en un sinnúmero de experimentos, presentan el gran inconveniente de ignorar el efecto de la forma que puede afectar de manera significativa la determinación de la velocidad terminal (Molerus, 1999).

Para anular esta deficiencia se propone seguir la metodología presentada por Munir & Hokke, reportada en <http://www.oep.tudelft.nl/dredging/home.htm>, y cuya secuencia de cálculo se muestra en la Tabla 5.5. Siguiendo el procedimiento mostrado en en la Figura 5.3 y tomando en cuenta el efecto de forma calculado a través de la ecuación (5.8), se obtienen una mejor aproximación del calculo de la velocidad terminal.

En adición a lo anterior, y debido a que en la actualidad existe una creciente necesidad de transportar agua con contenido de sólidos, particularmente lodos provenientes de efluentes en plantas de tratamiento de aguas residuales industriales y municipales, y ante la escasa información existente para la determinación de la velocidad terminal en este tipo de sólidos, resulta valioso tener en cuenta el trabajo experimental de Wong & Piedrahita (2000). Quienes obtuvieron velocidades terminales utilizando el método estándar *umwelt und fluid technik*. Los resultados mostrados en la Figura 5.4 y representados mediante la ecuación (5.15) y la Tabla 5.6,

indican que las velocidades terminales dependen del tipo de procedencia de los lodos aún, para una misma concentración volumétrica de sólidos.

$$V_T [\text{cm/s}] = a + \frac{b}{1 + (C_V c)^d} \quad (5.15)$$

Tabla 5.5. Expresiones para el cálculo de la velocidad terminal para partículas granulares de forma irregular

<i>Secuencia de cálculo</i>
$d^* = \sqrt[3]{\frac{\rho_F (\rho_s - \rho_F) g}{\mu_F^2}}$
$W = \log(d^*)$
$v_f = \sqrt[3]{\frac{\mu_F (\rho_s - \rho_F) g}{\rho_F^2}}$
<p>si $d^* \leq 3.8$</p> $V_{ts}^* = (d^*)^2, 18 - 3.1234 \times 10^{-4} (d^*)^5 + 1.6415 \times 10^{-6} (d^*)^8 - 7.278 \times 10^{-1} (d^*)^{11}$
<p>si $d^* \leq 7.58$</p> $V_{ts}^* = -1.15446 + 2.9162W - 1.0432W^2$
<p>si $d^* \leq 227$</p> $V_{ts}^* = -1.64758 + 2.94786W - 1.09703W^2 + 0.17129W^3$
<p>si $d^* \leq 3500$</p> $V_{ts}^* = 5.1837 - 4.51034W + 1.687W^2 - 0.189135W^3$
$V_{t1} = V_{ts}^* V_f$
<p>Corrección debida a la forma de las partículas</p>
$D_1 = -0.55 + k_v - 0.0015k_v^2$
$D_2 = 0.03 * 1,000^{(k_t - 0.524)}$
$D = D_1 + D_2$
$A_1 = -0.045 + 0.05k_v^{-0.6}$
$A_2 = -0.0287 * 55,000^{(k_t - 0.524)}$
$A = A_1 + A_2$
$EPS = 10^{(D + A * 1 / \cosh(2.55 * (W - 1.114)))}$
$V_T = V_{t1} * EPS$
<p>Velocidad terminal de una partícula irregular</p>

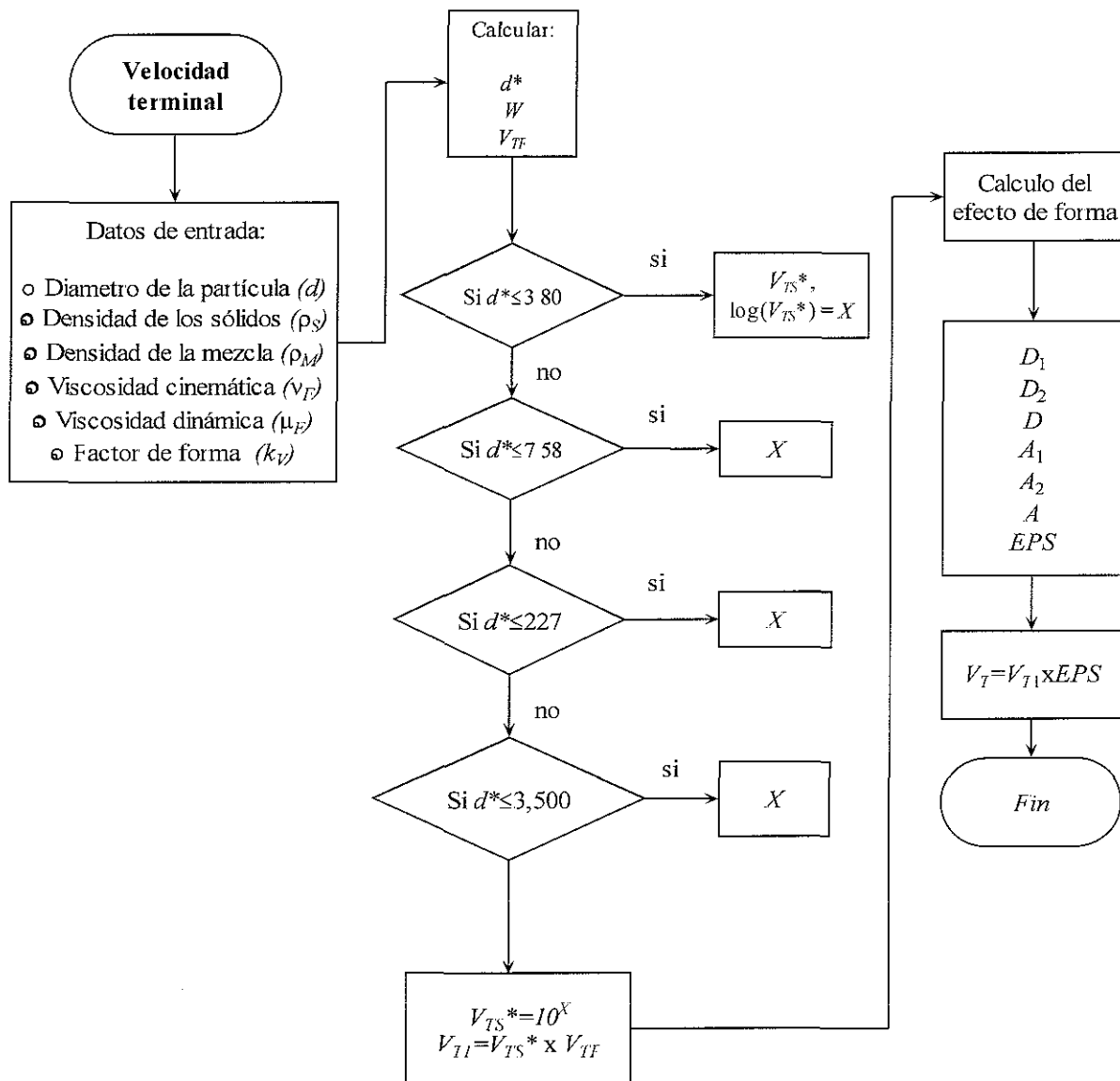


Figura 5.3. Diagrama de flujo para el cálculo de la velocidad terminal para partículas granulares de forma irregular

Tabla 5.6. Parámetros de la ecuación (5.15) (según Wong & Piedrahita, 2000)

Tipo de agua residual	Parámetros de la ecuación (5.6)				r ²
	a	b	c	d	
Tanques para cultivo de truchas	-0.0508	11 1030	407.4861	-0.5394	0.95
Tanques sépticos	0.0064	0 9864	0.8080	-1.7316	0.99
Tanques para cultivo de truchas (fosfatos)	0.0056	5.0362	26.8169	-0.9242	0.99
Tanques séptico (fosfatos)	0.0093	1.0061	0.8732	-1.6338	0.98
Aguas residuales municipales	1.0532	-1.1989	0.1784	0.8992	0.99

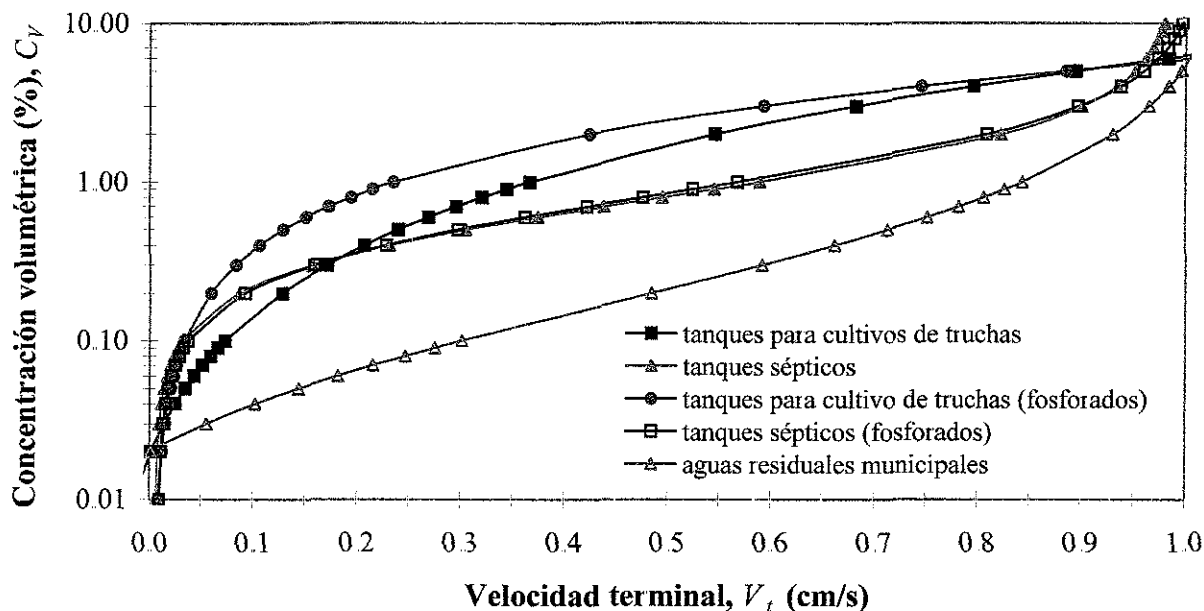


Figura 5.4. Velocidades terminales para distintos tipos de aguas residuales según Wong & Piedrahita (2000).

5.1.5 Velocidad relativa

La velocidad relativa calculada con la ecuación (5.16) es esencial para cuantificar las pérdidas de energía y la transferencia de cantidad de movimiento en los flujos de sólido-líquido en tuberías a presión (Ohashi *et al.*, 1980; Molerus, 1983).

$$V_{REL} = V - V_P \quad (5.16)$$

Mediante el uso de diversas técnicas para su estudio, entre las cuales se pueden nombrar: visualización del flujo con cámaras de alta velocidad, velocimetría y anemometría por efecto *lasser-doppler*, velocimetría por imágenes de partículas, se ha podido determinar que la velocidad relativa depende fundamentalmente de las propiedades físicas de las partículas (densidad, tamaño y forma), de las propiedades físicas del fluido transportador (densidad y viscosidad), de la concentración volumétrica de las partículas y de las características hidrodinámicas del flujo.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Ohashi *et al.*, (1980) presentaron resultados de mediciones de velocidades relativas de partículas en flujos turbulentos. Estos autores, estudiaron la dinámica del movimiento de partículas sólidas de sedimentos de diámetros entre 321 y 1,840 μm y con densidades entre 1,190 y 2,500 kg/m^3 , que conformaban una mezcla agua-sólidos con concentraciones volumétricas de hasta 5%, la cual se conducía en tubos plásticos de 1.92, 3.00 y 5.42 cm de diámetro. A través de interferometría láser, los autores mencionados midieron las velocidades medias de las partículas y del flujo, V_p y V respectivamente, para distintas concentraciones volumétricas. Dicho estudio reveló que la relación de velocidades V_p/V se puede obtener con un margen de certidumbre mayor al 90% mediante las siguientes expresiones:

Para flujo verticalmente ascendente ($\theta = 90^\circ$):

$$\frac{V_p}{V} = \exp(0.010 \text{Re } p_T^{0.40}) - (5.9 \times 10^{-3}) \text{Re } p_T^{0.69} \left(\frac{V^2}{gD((\rho_s/\rho_f)-1)} \right)^{0.5} \quad (5.17)$$

y para flujo horizontal ($\theta = 0^\circ$)

$$\frac{V_p}{V} = \exp(0.016 \text{Re } p_T^{0.36}) - (2.4 \times 10^{-1}) \text{Re } p_T^{0.22} \left(\frac{V^2}{gD((\rho_s/\rho_f)-1)} \right)^{0.5} \quad (5.18)$$

Dichos experimentos fueron llevados a cabo para $4 < \text{Re } p_T < 540$ y para valores de $2 < V^2 gD((\rho_s/\rho_f)-1) < 120$. Las expresiones arriba anotadas, presentaron una desviación estándar de hasta 5.1%. Adicionalmente, cabe resaltar que aunque los experimentos de Ohashi *et al.* (1980) se realizaron para concentraciones de partículas inferiores al 5%, la evidencia experimental de Averbakh *et al.* (1997) muestra que la velocidad de partículas es independiente de la concentración para el caso de flujos con contenido de sólidos con concentraciones volumétricas inferiores al 50%.

Utilizando la base de datos experimentales, mostrada en el Apéndice, se verificó que la ecuación (5.18) reproduce dentro de un margen de error inferior al 10% los datos experimentales empleados. Evidencia de ello se muestra en la Figura 5.5, la cual compara la velocidad de la

partícula calculada (V_p') con las reportadas por Molerus (1981, 1983). Con esto se extiende el rango de aplicación originalmente propuesto por Ohashi *et al* (1980) a diámetros de partículas entre 25 y 5,200 μm , densidades de sólidos entre 1,190 y 5,250 kg/m^3 , para tubos hasta de 0.21 m de diámetro y para concentraciones volumétricas hasta del 45%, siempre y cuando la velocidad terminal se calcule de acuerdo con lo expuesto en la sección precedente.

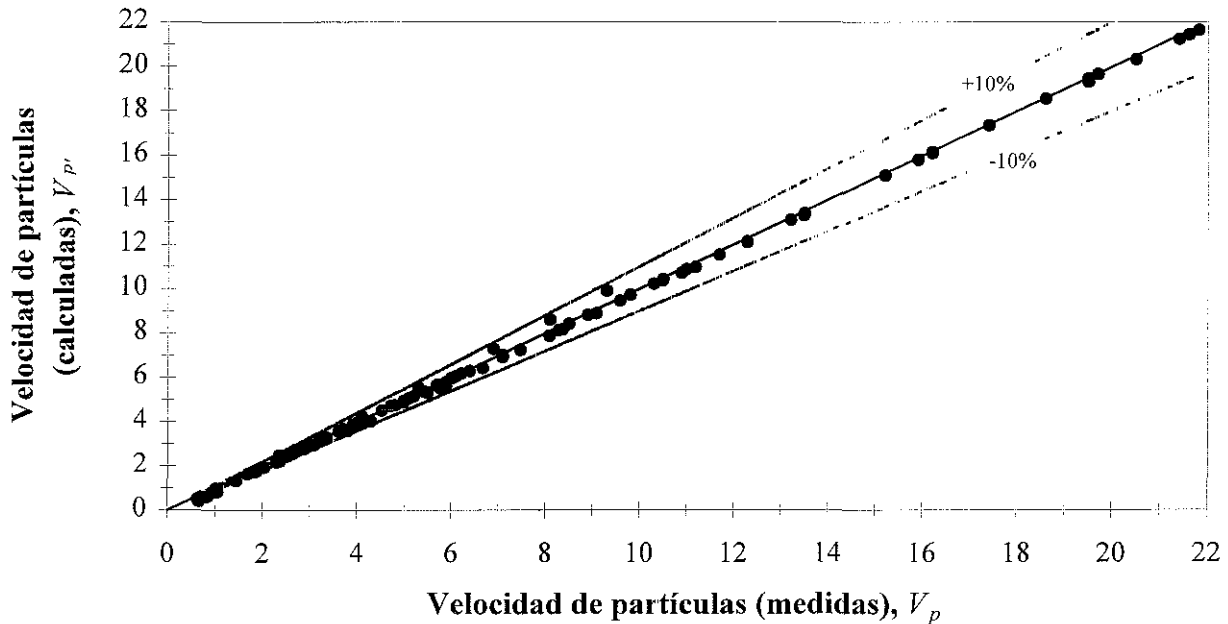


Figura 5.5. Comparación entre velocidades de partículas calculadas y medidas, adaptado y verificado con la ayuda del autor, Molerus (1982)

Por último, y de manera análoga a lo reportado por Doron *et al.*, (1997) para la velocidad crítica, resulta razonable adoptar para V_p/V en tubos con inclinaciones entre $-90^\circ < \theta < 90^\circ$ una relación linealmente creciente o decreciente para corregir la velocidad relativa calculada mediante las ecuaciones (5.17) y (5.18), según se trate de tubería descendente o ascendente, respectivamente.

5.2 FORMULACIÓN DEL MODELO

La porción de fluido que se mueve a una velocidad promedio le transfiere cantidad de movimiento a las partículas sólidas transportadas, tal transferencia en si misma se ve favorecida

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

por la semejanza de tamaños, sobretodo si se trata de regímenes turbulentos y partículas de arenas. Como las partículas se mueven velocidades diferentes a la velocidad media del flujo, entonces cada una de las partículas experimenta una fuerza de arrastre $(F_D)_P$, ecuación (5.19). Esta fuerza de arrastre disipa energía y produce un trabajo de naturaleza no conservativa, extrayéndole potencia al flujo promedio.

$$(F_D)_P = \rho \frac{A_{PROY} C_D V_{REL}^2}{2} \quad (5.19)$$

Donde A_{PROY} es el área proyectada de una partícula de tamaño representativo.

La potencia mencionada esta definida como:

$$\text{Potencia} = P_1 = (F_D)_P \cdot V \quad (5.20)$$

Y se puede expresar en términos del descenso de presión por efecto del contenido de sólidos (ΔP_s) , del diámetro representativo de las partículas (d) , de la velocidad media del flujo (V) , de la velocidad relativa de las partículas (V_{REL}) , de la concentración volumétrica (C_v) y de la longitud de tubería considerada (ΔL) , así:

$$P_1 = \frac{\Delta P_s (\pi d^3 \cdot 6) (V - V_{REL})}{C_v \Delta L} \quad (5.21)$$

Por otro lado, la potencia consumida por la misma partícula en función de la fuerza de arrastre es:

$$P_1 \approx C_D (\pi d^2 \cdot 4) (\rho (V_{REL})^2 \cdot 2) V \quad (5.22)$$

Asumiendo provisionalmente un equilibrio Stokesiano de fuerzas que se puede representar como:

$$\frac{C_D}{8} \pi d^2 V_T^2 \rho = \frac{\pi d^3}{6} (\rho_s - \rho) g \quad (5.23)$$

Y combinando las ecuaciones (5.21) a (5.23) y agrupando en términos adimensionales, se obtiene:

$$X \equiv \frac{\Delta P_s}{C_v (\rho_s - \rho_F) \Delta L g} \left(\frac{V_T}{V} \right)^2 = \frac{\left(\frac{V_{REL}}{V} \right)^2}{1 - \frac{V_{REL}}{V}} \quad (5.24)$$

De resolver (5.23) para V_{REL}/V se obtiene:

$$\frac{V_{REL}}{V} = \frac{X}{2} \left(1 + 2 \frac{2}{X} \right)^{0.5} - 1 \quad (5.25)$$

Esta ecuación expresada en términos de las variables antes mencionadas y teniendo en cuenta la fuerza de arrastre real, ecuación (5.19), se puede escribir como:

$$\frac{V - V_p}{V} = \frac{1}{2} \frac{\Delta P_s}{C_v \rho V^2} \frac{d}{\Delta L} \frac{4}{3 C_D (\text{Re } p_p, \beta)} \left(\left(1 + \frac{4}{\frac{\Delta P_s}{C_v \rho V^2} \frac{d}{\Delta L} \frac{4}{3 C_D (\text{Re } p_p, \beta)}} \right)^{0.5} - 1 \right) \quad (5.26)$$

Resolviendo la ecuación (5.26) para ΔP_s , ΔL y teniendo en cuenta para la evaluación de todas las variables que la componen, lo sugerido a lo largo del presente capítulo, se puede obtener así el descenso de presión por efecto del contenido de sólidos

Si bien la metodología presentada aparentemente parece complicada por la cantidad de variables que tiene en cuenta, debe tenerse en consideración que, precisamente con ello es posible

contemplar una amplia gama de posibilidades que permitan seleccionar la solución más apropiada en cada caso.

Por último, la pérdida de presión en tubos con transporte de sólidos (ΔP_M) se puede expresar como la adición de la pérdida de presión debida al flujo de fluido (ΔP_W), más la pérdida debida al contenido de sólidos (ΔP_S), es decir que:

$$(\Delta P)_{W+S} = \Delta P_W + \Delta P_S \quad (5.24)$$

La pérdida de presión debida a la parte de sólidos (ΔP_S) se evalúa de acuerdo con lo presentado arriba. La contribución debida al agua (ΔP_W) se puede calcular de la manera típica, pero teniendo en cuenta los posibles efectos dinámicos y temporales que se presentan si la conducción es de gran diámetro y con considerables cambios de dirección. En el Capítulo 6 se presenta una metodología numérica-experimental para evaluar tales efectos.

5.2.1 Verificación experimental

La verificación llevada a cabo consistió en medir en la instalación experimental los gradientes hidráulicos en la mezcla sólido-líquido (J_M), variando las concentraciones, las velocidades medias de flujo y el tamaño representativo de los sólidos ensayados

Previamente se habían obtenido, también de forma experimental, los gradientes hidráulicos para el flujo de agua limpia (J_W) Con lo anterior y teniendo en cuenta que:

$$J_W = \frac{\Delta P_W}{\Delta L} \text{ y } J_M = \frac{\Delta P_W + \Delta P_S}{\Delta L} \quad (5.25)$$

Se obtuvo el gradiente por sólidos (J_S), mismo que fue comparado con los obtenidos con la metodología propuesta.

En adición, y con el objeto de analizar el efecto de la distribución de tamaños se realizó un análisis granulométrico, por tamizado con una serie de mallas normalizadas, de las muestras de los dos tipos de sólidos ensayados en el laboratorio. De las curvas granulométricas obtenidas, Figura 5.6 y 5.7, se obtuvo el coeficiente de uniformidad C_u , definido como:

$$C_u = \frac{d_{40}}{d_{90}} \quad (5.25)$$

El cual representa una medida de la uniformidad del tamaño de los sólidos. Los sólidos con $C_u < 3.0$ se consideran muy uniformes $C_u < 2.0$ (Juaréz & Rico, 1975).

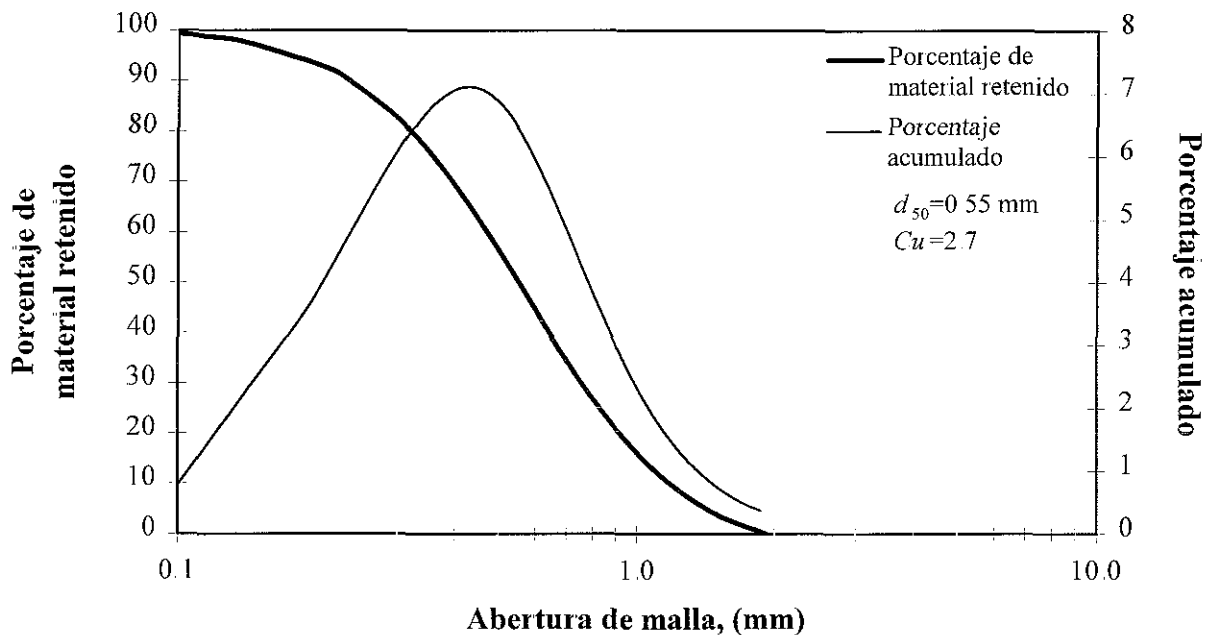


Figura 5.6. Distribución de tamaños para la arena con $d_{50} = 0.55$ mm

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

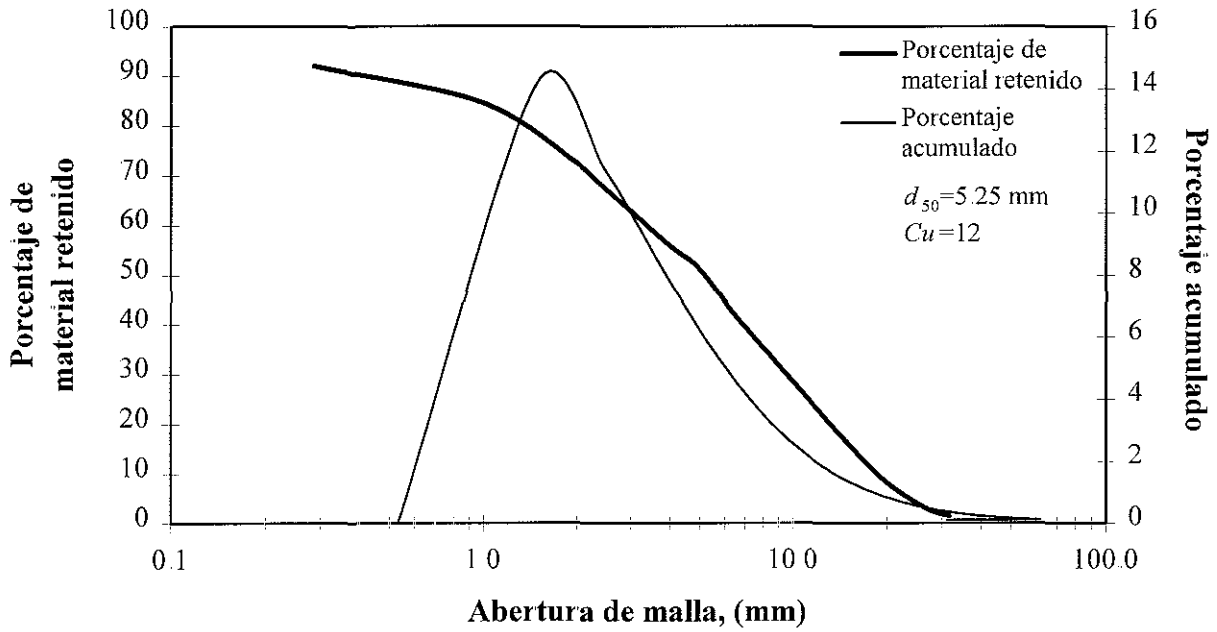


Figura 5.7. Distribución de tamaños para la arena con $d_{50} = 5.25$ mm

Así mismo, de Matousek (1997) se obtuvo la curva granulométrica de la arena de $d_{50} = 0.38$ mm.

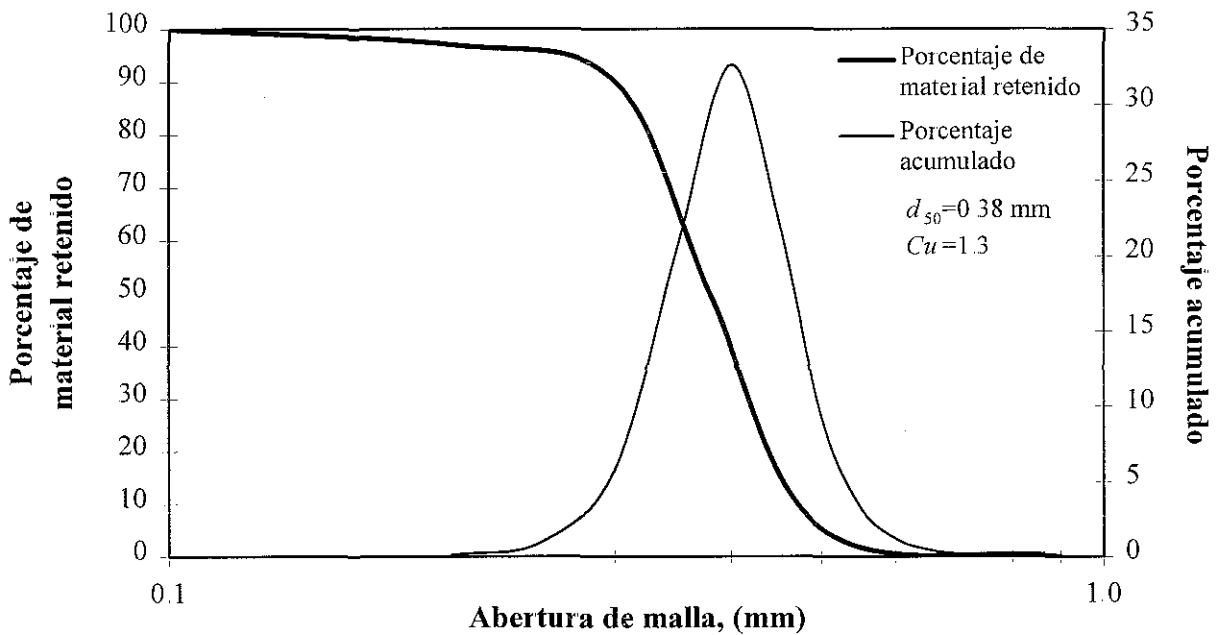


Figura 5.8. Distribución de tamaños para la arena con $d_{50} = 0.38$ mm

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Las mediciones reportadas fueron realizadas en tramos rectos y de acuerdo con el protocolo de pruebas descrito en el capítulo anterior. En adición, a los experimentos realizados se obtuvo información de otros tres autores: Matousek (1997), Molerus (1982) y Lin (1982). Con esto se conformó una base de datos de diversos experimentos en donde se combinaron factores como: material, forma, densidad de sólidos, diámetros de tubería, distribución granulométrica, velocidades medias de flujo y concentraciones. Un resumen de estos factores se presenta en la Tabla 5.7.

5.2.2 Presentación y análisis de resultados

Las distintas comparaciones entre los resultados de la metodología propuesta y las pruebas experimentales, (Tabla 5.7) se muestran por grupos de tres figuras consecutivas en donde se reportan las comparaciones para el gradiente hidráulico en la mezcla, por sólidos y para el coeficiente de arrastre respectivamente. Dichas pruebas se caracterizan por las condiciones descritas por cada clave. Es así que de la Figura 5.9 a la 5.11, se presentan los resultados correspondientes a los datos de la clave E-1, y el error entre el gradiente por sólidos medido y el calculado con la metodología propuesta fue del 8.4% para estos datos. De la Figura 5.12 a la 5.14 se presentan los resultados correspondientes a los datos de la clave E-2 y el error entre el gradiente por sólidos medido y el calculado fue del 17.5%, para estos datos. De la Figura 5.15 a la 5.17 se presentan los resultados correspondientes a los datos de la clave E-3, y el error entre el gradiente por sólidos medido y el calculado fue del 24.8% para estos datos. De la Figura 5.18 a la 5.23 se muestran los resultados de las comparaciones entre la metodología propuesta y los experimentos descrito bajos las claves E-4 y E-5, en éstas se reprodujeron los datos experimentales variando la velocidad de la partícula (V_p), calculada como se propone arriba, tal reproducción se obtuvo con variaciones máximas del 16% de dicha velocidad.

A partir del reconocimiento de las variables adimensionales dominantes que influyen en el equilibrio energético de una mezcla sólido-líquido, se logró plantear un modelo matemático para el cálculo de la pérdida adicional producida por el contenido de sólidos en un flujo homogéneo de agua con transporte de sólidos en una tubería a presión y para concentraciones moderadas.

Tabla 5.7. Base de datos para contrastar el modelo propuesto

Material	k_v	ρ_s (kg/m ³)	D (m)	d (mm)	V_T ($\times 10^{-2}$) (m/s)	C_u	V (m/s)	Re ($\times 10^3$)	C_v (%)	Clave	Referencia									
Arena	0.34	2,650	0.1	0.55	5.1	2.7	0.7 ± 0.02	0.65	5.0 ± 0.7 7.5 ± 1.2 10.0 ± 1.7	E-1	Presente trabajo									
							1.2 ± 0.04	1.12												
							1.7 ± 0.05	1.59												
							2.2 ± 0.07	2.06												
							2.7 ± 0.08	2.53												
							3.2 ± 0.10	3.00												
			0.1	5.25	28.7	12.0	0.9 ± 0.07	0.84	4.3 ± 1.1	E-2										
							1.1 ± 0.09	0.10												
							1.6 ± 0.13	0.15												
							2.1 ± 0.17	2.20												
							2.4 ± 0.20	2.25												
							2.8 ± 0.23	2.62												
			0.15	0.380	2.16	1.3	3.0-5.5	3.4-6.3	12.4 23.5 30.5	E-3		Matousek, 1997								
													0.11	0.180	1.60	=	2.4	2.6	8.0 16.0 24.0 32.0 40.0	E-4
0.11	0.032	0.19	=	2.7	2.9	8.0 16.0 24.0 32.0 40.0	E-4													
								0.03	0.025	0.07	=	2.0	1.1	8.0 16.0 24.0 32.0 40.0	E-5					
																0.25	1,270	0.16	5.200	0.70
0.25	1,270	0.16	5.270	9.70	3.6	2.0	3.2													

Así mismo, se observó con datos experimentales obtenidos en la presente investigación y también con datos de otros tres autores, el comportamiento del modelo propuesto y se verificó un buen acuerdo entre el modelo y los datos experimentales.

Mediante la localización de una base de datos que contiene valores de factores de forma (k_v), medidos para distintos tipos de arena, carbón y otros materiales usualmente encontrados en aplicaciones prácticas, se logró mejorar una ecuación para el cálculo del coeficiente de arrastre, previamente propuesta por Swamme (1989), haciéndola más general.

Adicionalmente, se propuso una ecuación para el cálculo de la velocidad crítica (V_c), validada con datos experimentales de otros autores, que tiene la gran ventaja de tener en cuenta el efecto de la forma y de condiciones internas del flujo. De igual manera, se estableció como límite para el rompimiento del mecanismo de flujo estratificado una velocidad mayor o igual a $0.6V_c$.

Así mismo, se extendió el rango de aplicación de una ecuación para el cálculo de la relación de velocidades (V_p/V), en una mezcla sólido-líquido, verificándola con una extensa base de datos existente en la literatura.

Se observó una relación creciente entre la variabilidad de los gradientes hidráulicos medidos y el coeficiente de uniformidad de las curvas granulométricas, esto es, que a mayor variedad de tamaños de partículas en la mezcla sólido-líquido, se obtuvo una mayor dispersión de los registros de pérdidas de presión durante las pruebas (experimentos E-1 y E-2). Como consecuencia de esto se presentó un aumento en el error de predicción de pérdidas de energía a través de la metodología propuesta.

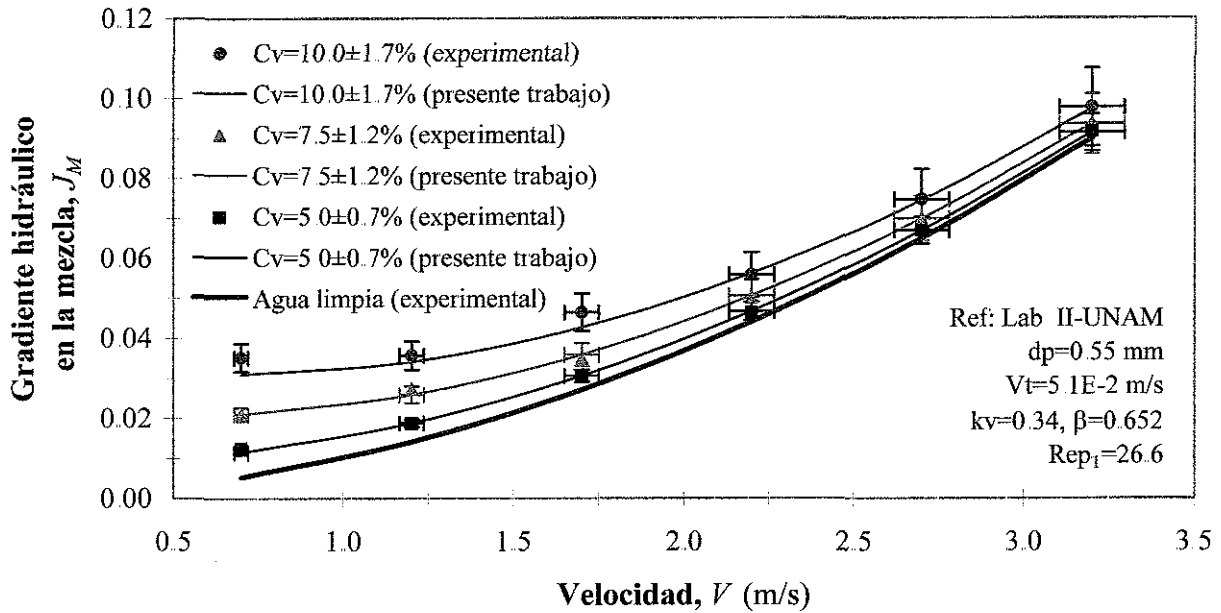


Figura 5.9. Comparación entre los gradientes en la mezcla medidos y calculados (caso E-1).

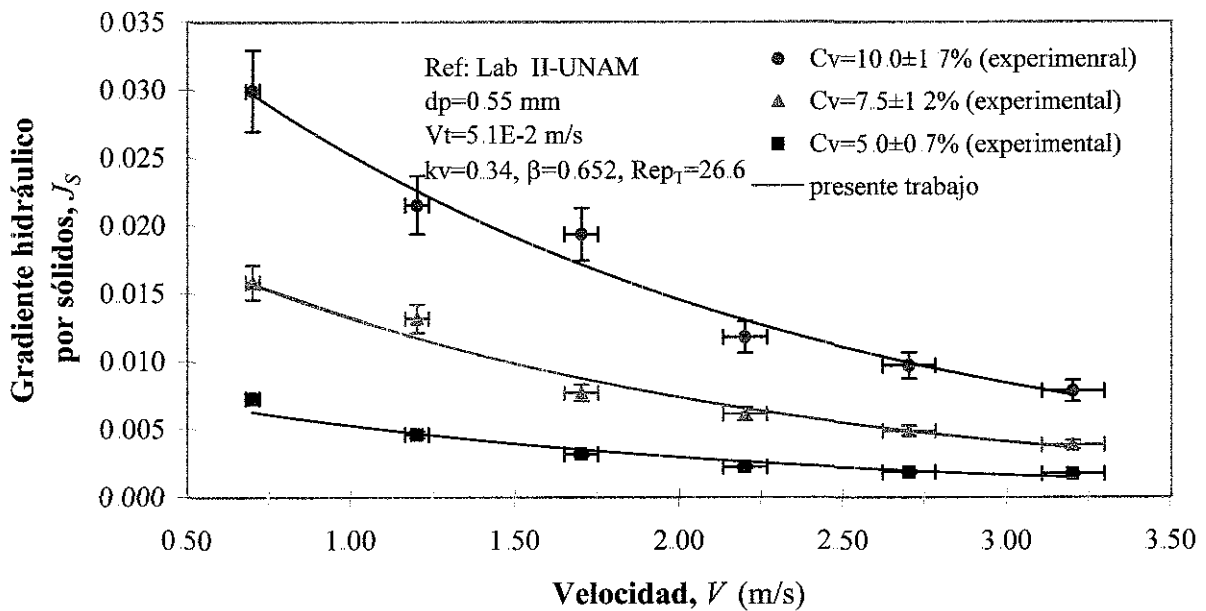


Figura 5.10. Comparación entre los gradientes por sólidos medidos y calculados (caso E-1).

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

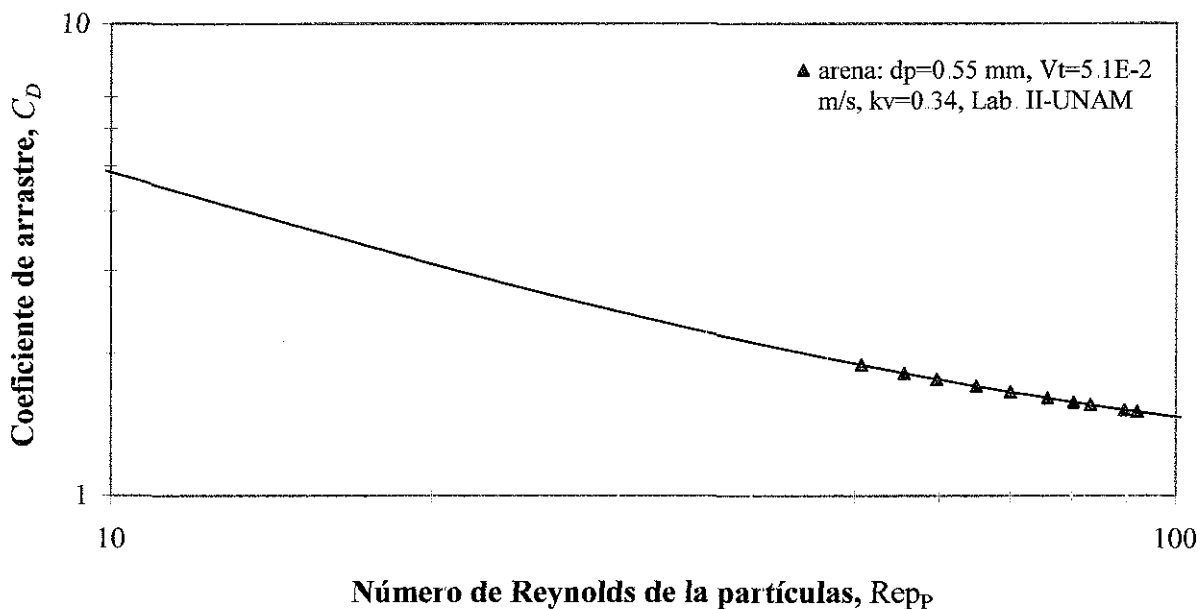


Figura 5.11. Variación del coeficiente de arrastre durante los experimentos (caso E-1).

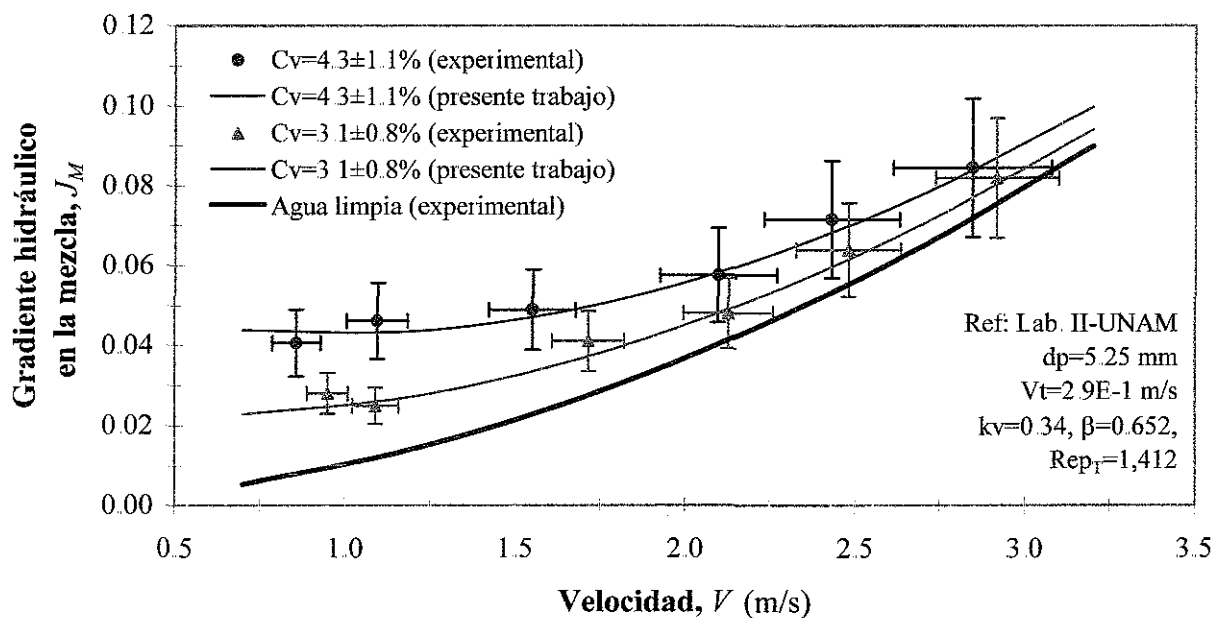


Figura 5.12. Comparación entre los gradientes en la mezcla medidos y calculados (caso E-2).

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

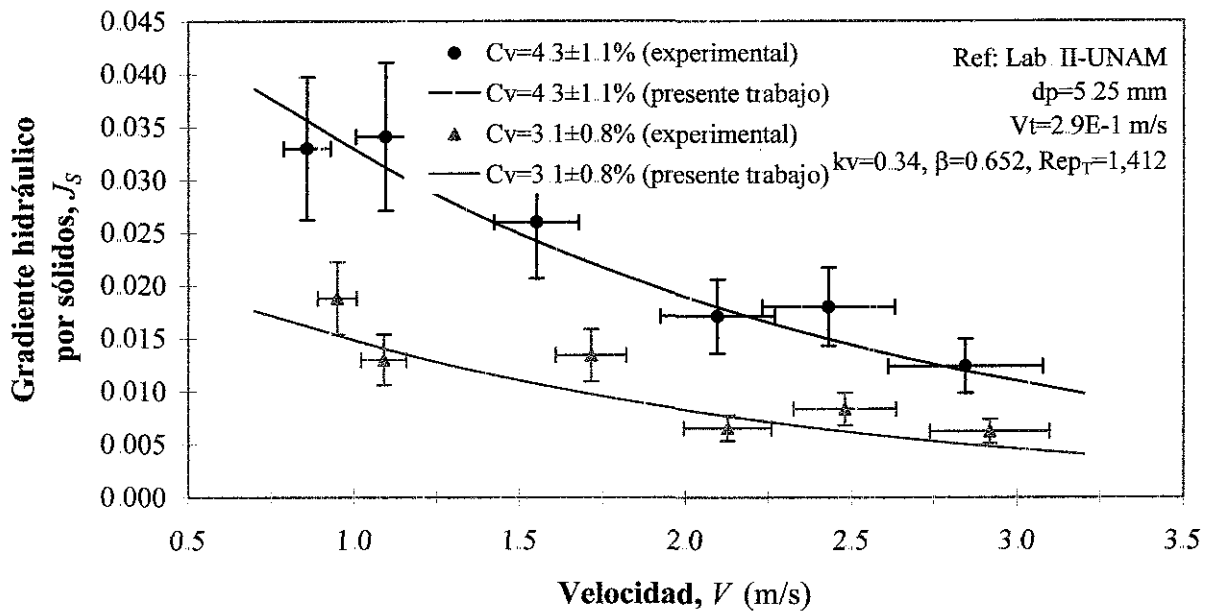


Figura 5.13. Comparación entre los gradientes por sólidos medidos y calculados (caso E-2).

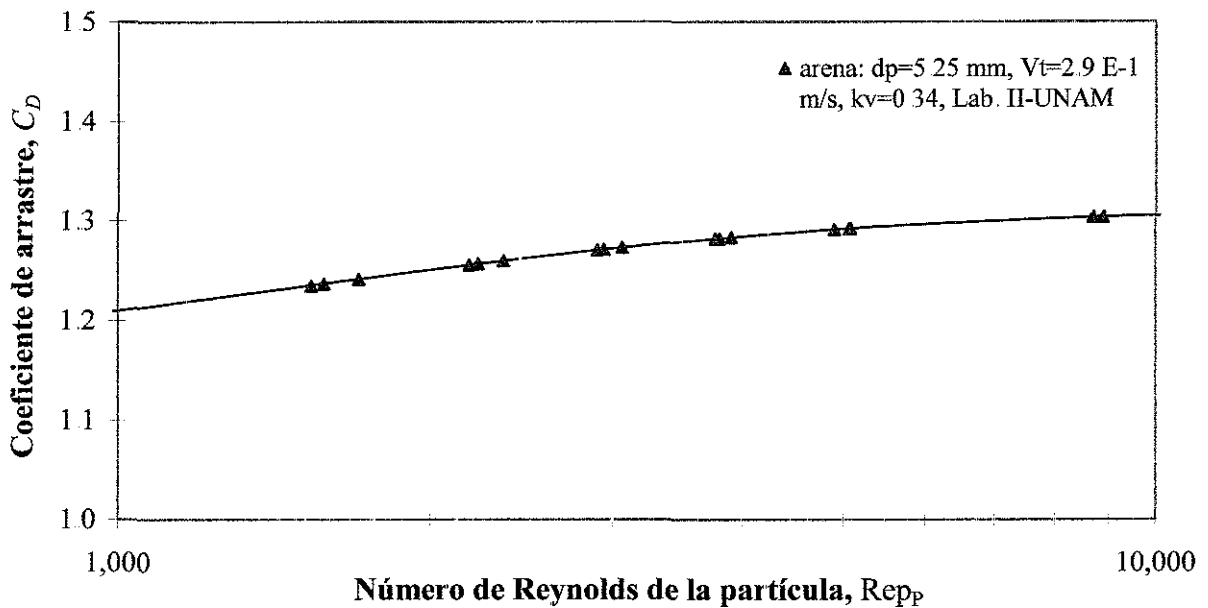


Figura 5.14. Variación del coeficiente de arrastre durante los experimentos (caso E-2).

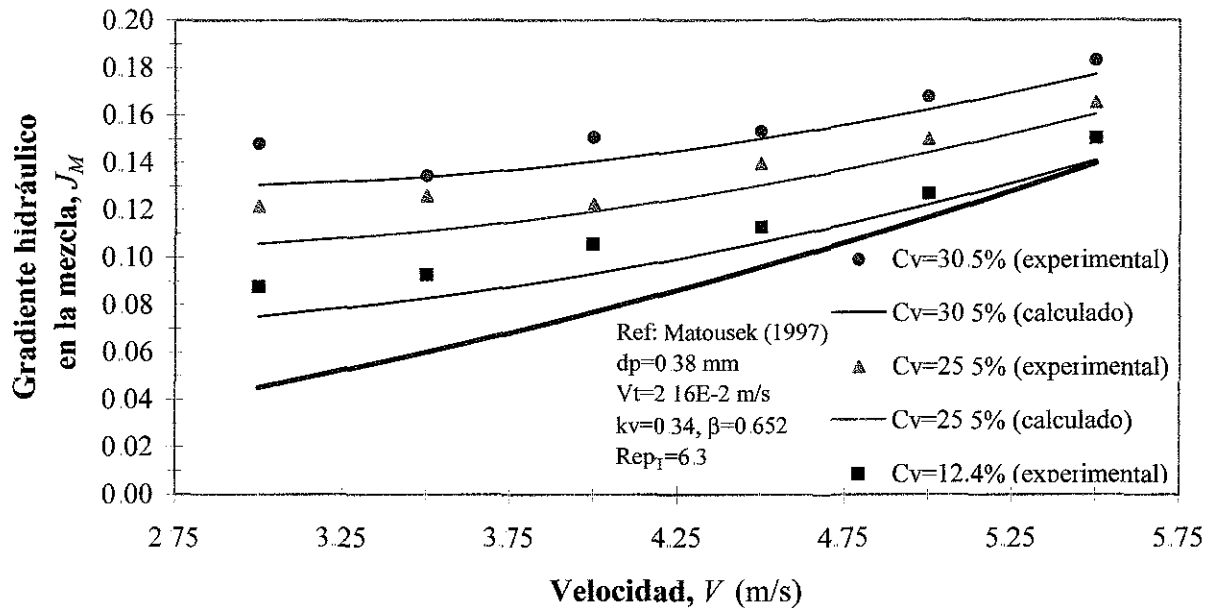


Figura 5.15. Comparación entre los gradientes en la mezcla medidos y calculados (caso E-3).

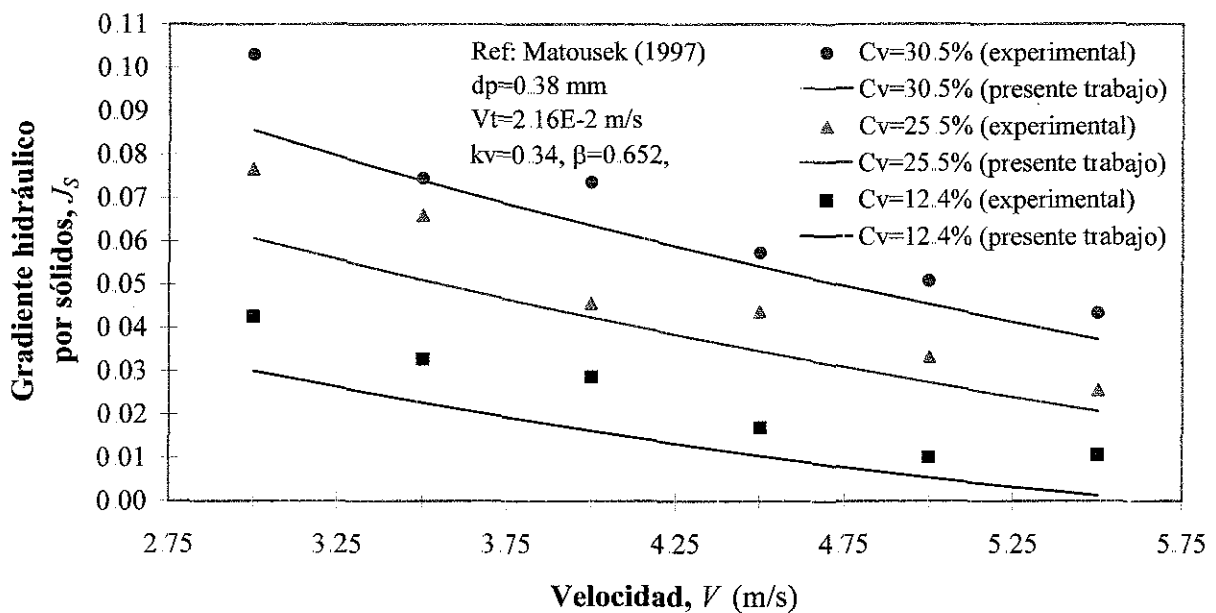


Figura 5.16. Comparación entre los gradientes por sólidos medidos y calculados (caso E-3).

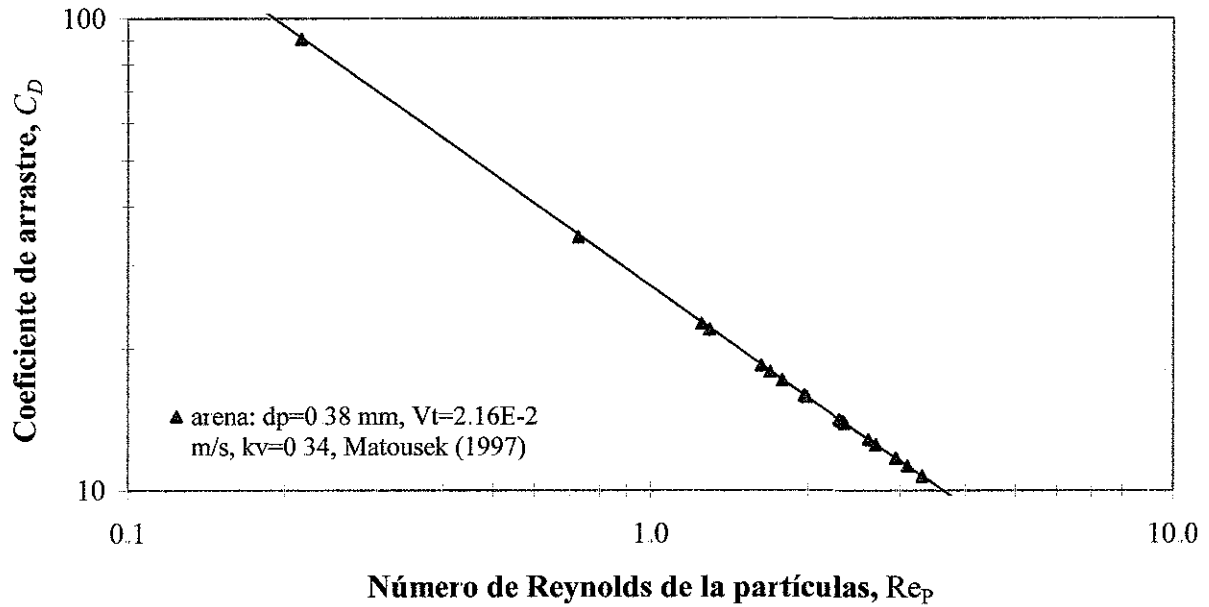


Figura 5.17. Variación del coeficiente de arrastre durante los experimentos (caso E-3).

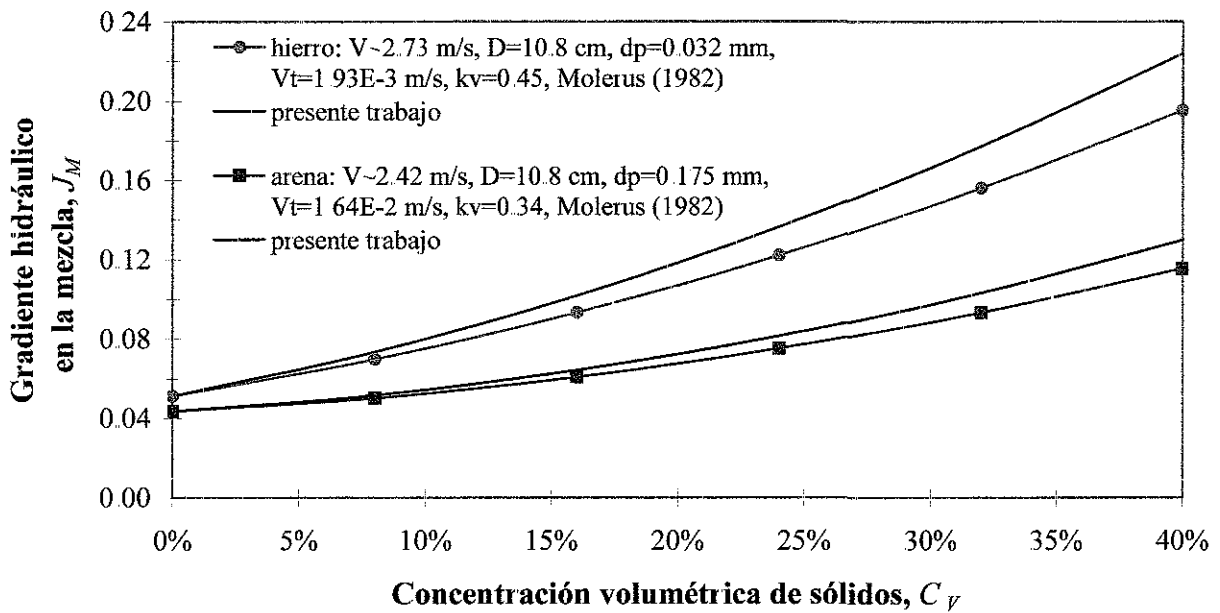


Figura 5.18. Comparación entre los gradientes en la mezcla medidos y calculados (caso E-4).

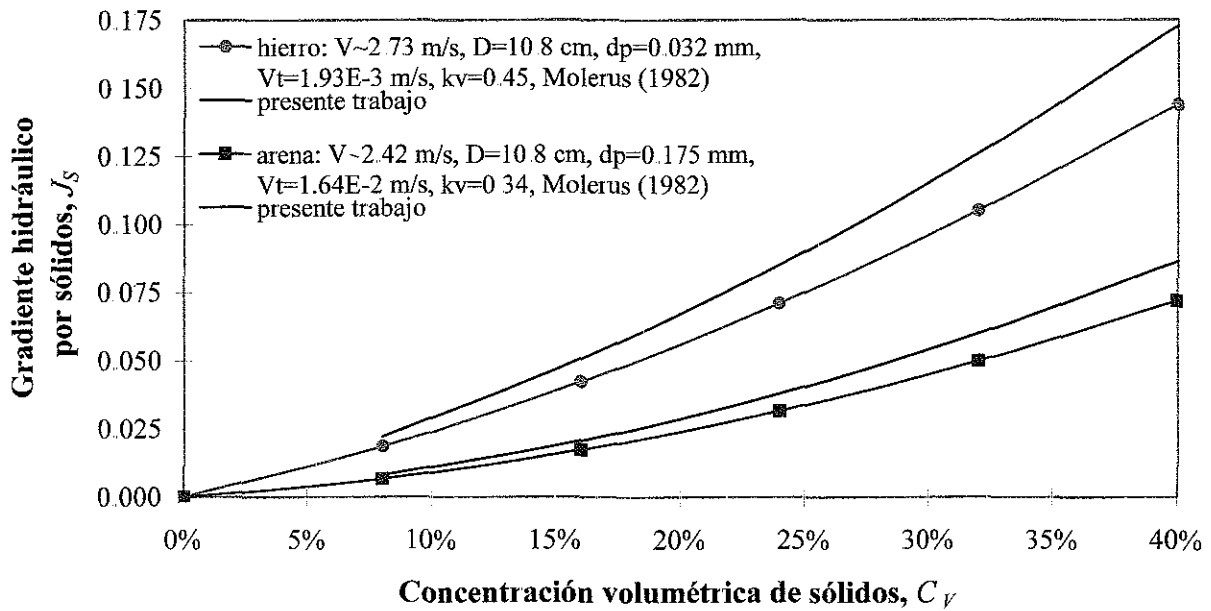


Figura 5.19. Comparación entre los gradientes por sólidos medidos y calculados (caso E-4).

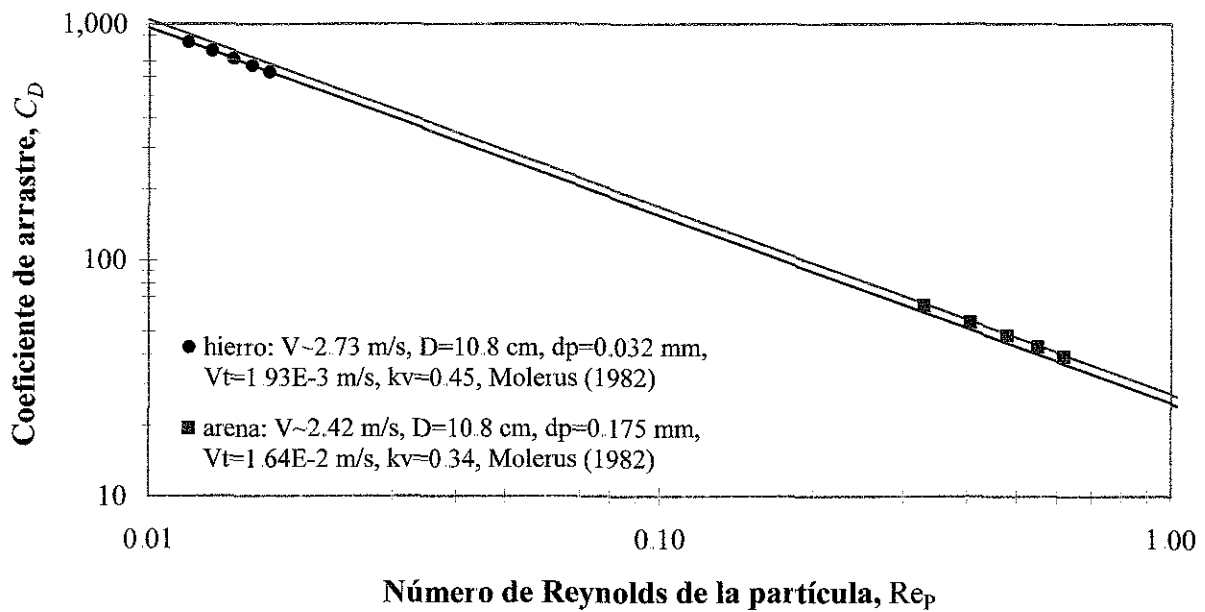


Figura 5.20. Variación del coeficiente de arrastre durante los experimentos (caso E-4).

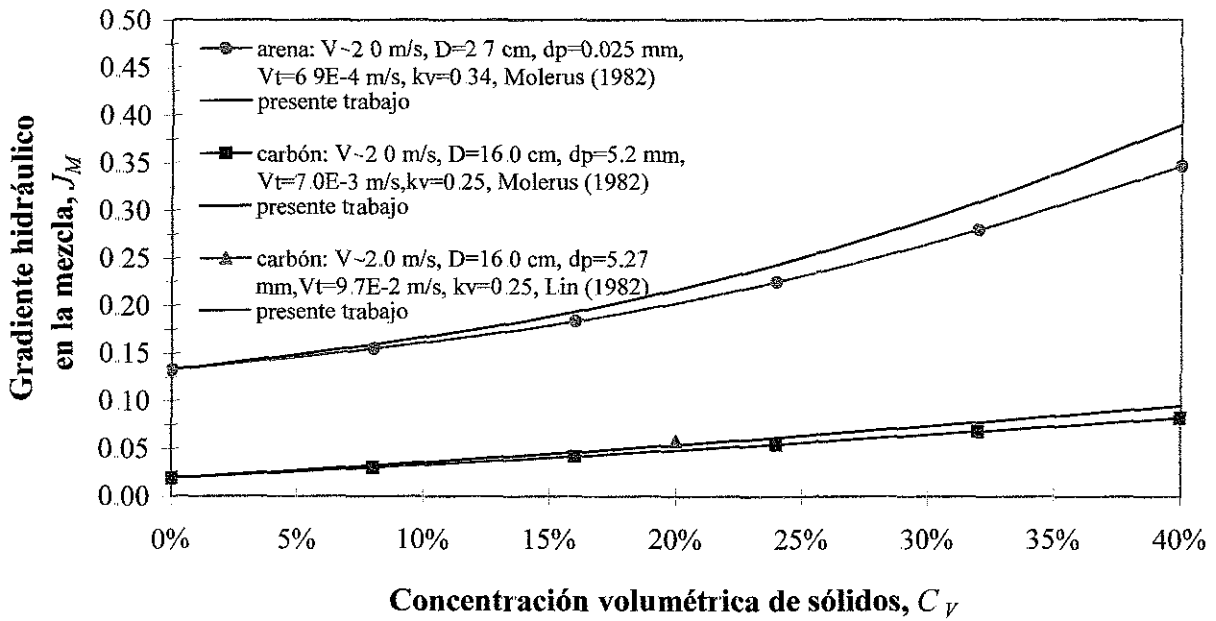


Figura 5.21. Comparación entre los gradientes en la mezcla medidos y calculados (caso E-5).

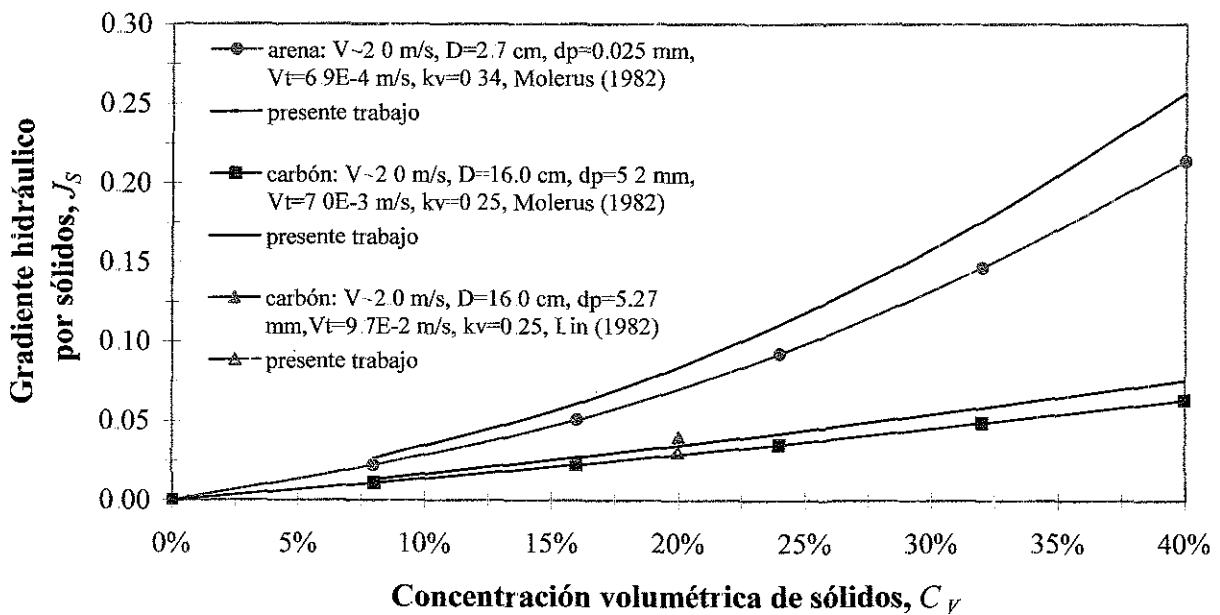


Figura 5.22. Comparación entre los gradientes por sólidos medidos y calculados (caso E-5).

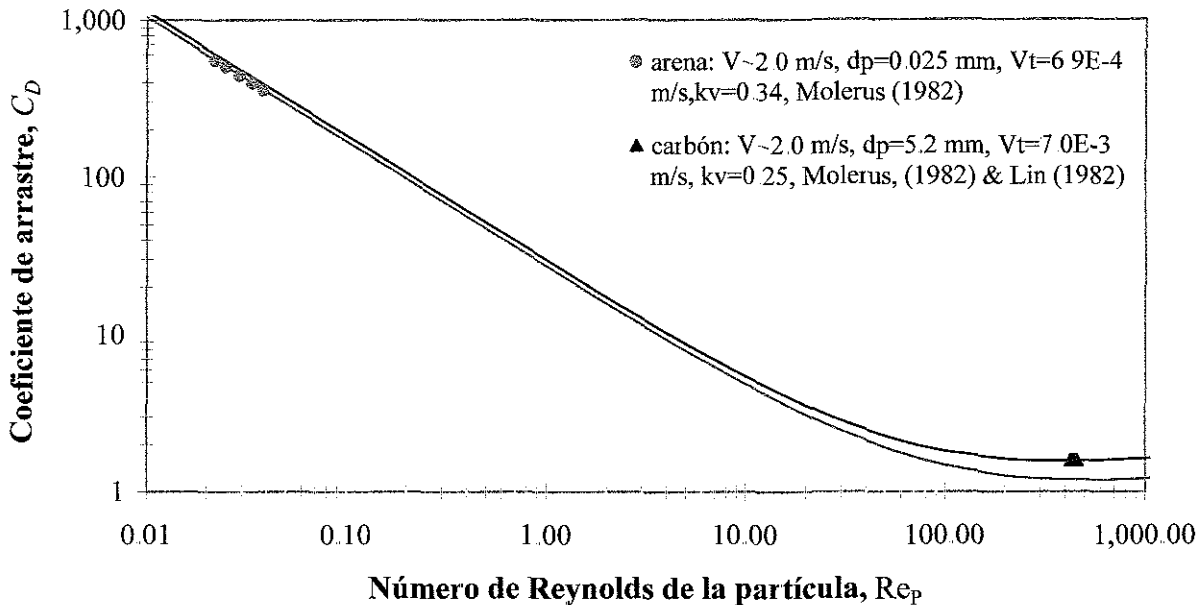


Figura 5.23. Variación del coeficiente de arrastre durante los experimentos (caso E-5).

5.3 APÉNDICE

La información presentada en este apéndice corresponde a una base de datos de velocidades relativas y otras variables relevantes el estudio del comportamiento hidráulico de mezclas sólido-líquido. Esta información proviene de numerosos experimentos recopilados por Molerus (1981, 1982).

La columna uno incluye los diámetros representativos de las partículas, la columna dos muestra el diámetro de la tubería, la tres la densidad de los sólidos, la cuatro la concentración volumétrica, la quinta el factor de forma, la sexta columna contiene un parámetro adimensional descrito anteriormente, la siete contiene la relación velocidad relativa respecto de la velocidad media del flujo, la ocho muestra otro factor adimensional antes descrito, la nueve incluye la velocidad media del flujo y por último la columna diez presenta la velocidad relativa medida experimentalmente.

Cabe señalar que fue con esta base de datos con la que reevaluó la ecuación de Ohashi *et al*, (1980).

Tabla 5.8. Información experimental de velocidades relativas y otras variables dinámicas reportadas en Molerus (1981, 1983)

d (μm) (1)	D (mm) (2)	ρ_s (kg/m^3) (3)	C_V (%) (4)	k_V (=) (5)	$(F_r^*)^2$ (=) (6)	$\left(\frac{V_{REL}}{V}\right)_E$ (=) (7)	$(F_r)_E$ (=) (8)	$(V)_E$ (m/s) (9)	$(V_{REL})_E$ (m/s) (10)
3,900	42	2,650	7-23	0.26	3.10E-1	4.27E-1	2.51	1.1	0.509
						3.8E-1	3.19	1.2	0.625
						3.16E-1	4.56	1.5	0.972
						1.66E-1	8.89	2.8	2.476
5,200	160	1,270	20-45	0.26	1.03E-1	8.32E-2	14.37	2.5	2.289
						7.24E-2	16.88	2.9	2.724
						4.90E-2	21.44	4.3	4.246
						3.80E-2	25.77	5.5	5.551
						2.95E-2	29.65	7.1	7.291
						2.51E-2	34.21	8.3	8.596
2.19E-2	36.49	9.5	9.901						
926	42	2,650	6-28	0.26	3.09E-2	1.74E-1	4.79	0.8	0.409
						1.51E-1	6.61	1.0	0.622
						1.26E-1	8.67	1.2	0.834
						5.75E-2	16.42	2.5	2.213
530	25	2,650	8-24	0.26	1.77E-2	3.98E-2	18.25	2.1	1.924
						3.31E-2	19.39	2.6	2.443
						3.09E-2	21.67	2.7	2.547
						2.75E-2	23.26	3.1	2.962
						2.82E-2	25.32	3.0	2.858
						2.51E-2	27.82	3.4	3.273
						2.00E-2	34.21	4.2	4.104
						1.78E-2	37.18	4.8	4.726
1.82E-2	39.68	4.6	4.519						
390	25	2,650	5-20	0.26	5.59E-3	4.57E-2	11.40	1.0	0.804
						3.16E-2	15.51	1.5	1.320
						2.51E-2	19.16	1.9	1.732
						2.00E-2	22.81	2.4	2.248
						1.66E-2	26.68	2.9	2.763
						1.41E-2	30.56	3.4	3.279
						1.20E-2	34.21	4.0	3.897
220	52	5,160	5-30	0.26	9.24E-4	7.59E-3	25.54	5.8	5.503
						6.61E-3	29.42	6.7	6.424
						5.89E-3	32.39	7.5	7.241
						5.25E-3	35.12	8.4	8.162

Original

d (μm) (1)	D (mm) (2)	ρ_s (kg/m^3) (3)	C_v (%) (4)	k_v (=) (5)	$(F_r^*)^2$ (=) (6)	$\left(\frac{V_{REL}}{V}\right)_E$ (=) (7)	$(F_r)_E$ (=) (8)	$(V)_E$ (m/s) (9)	$(V_{REL})_E$ (m/s) (10)
120	27	2,650	10-35	0.26	6.37E-4	0.0091	17.79	1.8	1.712
						0.0046	33.75	3.7	3.627
						0.0033	45.16	5.0	4.937
						0.0030	56.56	5.7	5.643
						0.0028	67.96	6.1	6.046
175	52	2,650	11-36	0.26	4.31E-4	8.13E-3	17.56	2.3	2.153
						6.17E-3	22.58	3.1	2.961
						4.68E-3	28.96	4.1	3.972
						3.80E-3	34.44	5.0	4.882
						3.24E-3	39.46	5.9	5.791
						2.95E-3	45.61	6.4	6.297
						2.69E-3	51.09	7.1	7.004
70	27	2,650	10-32	0.26	1.78E-4	5.13E-3	22.58	1.7	1.635
						2.19E-3	44.25	4.0	3.945
						1.82E-3	59.30	4.8	4.749
						1.70E-3	74.35	5.2	5.151
						1.55E-3	89.18	5.7	5.653
175	108	2,650	12-37	0.26	2.08E-4	5.01E-3	21.89	3.8	3.582
						3.47E-3	28.74	5.5	5.302
						2.69E-3	34.21	7.1	6.921
						2.29E-3	39.46	8.3	8.135
						2.00E-3	45.61	9.6	9.451
						1.82E-3	50.86	10.5	10.361
						1.74E-3	56.56	11.0	10.867
175	159	2,650	11-30	0.26	1.41E-4	4.47E-3	21.67	4.3	4.027
						2.34E-3	34.21	8.1	7.873
						2.09E-3	39.46	9.1	8.886
						1.74E-3	45.61	10.9	10.708
						1.62E-3	50.86	11.7	11.518
						1.55E-3	56.79	12.3	12.125
175	209	2,650	11-35	0.26	1.07E-4	3.24E-3	27.37	5.9	5.608
						1.70E-3	42.65	11.2	10.969
						1.55E-3	45.61	12.3	12.082
						1.41E-3	50.86	13.5	13.296
40	27	2,650	7-32	0.26	2.60E-6	3.72E-4	32.16	3.0	2.958
						3.47E-4	41.51	3.2	3.158
						3.09E-4	49.49	3.6	3.559
						2.95E-4	57.93	3.7	3.660
						2.82E-4	66.60	3.9	3.860
32	52	5,250	5-38	0.26	1.25E-6	2.82E-4	32.16	8.5	8.406
						2.69E-4	41.51	8.9	8.807
						2.45E-4	49.49	9.8	9.709
						2.34E-4	57.93	10.3	10.210
						2.29E-4	66.60	10.5	10.411

(continuación Tabla 5.8)

d (μm) (1)	D (mm) (2)	ρ_s (kg/m^3) (3)	C_V (%) (4)	k_V (=) (5)	$(F_r^*)^2$ (=) (6)	$\left(\frac{V_{REL}}{V}\right)_E$ (=) (7)	$(F_r)_E$ (=) (8)	$(V)_E$ (m/s) (9)	$(V_{REL})_E$ (m/s) (10)
25	27	2,650	6-34	0.26	8.69E-7	2.34E-4	32.16	5.1	5.070
						2.24E-4	41.51	5.4	5.371
						2.09E-4	49.49	5.7	5.671
						2.00E-4	57.93	6.0	5.972
						1.95E-4	66.60	6.2	6.172
32	108	5,250	19-40	0.26	6.46E-7	1.82E-4	32.16	13.2	13.086
						1.78E-4	41.51	13.5	13.386
						1.58E-4	49.49	15.2	15.090
						1.51E-4	57.93	15.9	15.791
						1.48E-4	66.60	16.2	16.092
25	50	4,660	10-36	0.26	5.13E-7	1.48E-4	32.16	16.2	16.144
						1.38E-4	41.51	17.4	17.346
						1.29E-4	49.49	18.6	18.549
						1.23E-4	57.93	19.5	19.450
						1.22E-4	66.60	19.7	19.651
32	209	5,250	14-30	0.26	4.28E-7	1.23E-4	32.16	19.5	19.317
						1.17E-4	41.51	20.5	20.320
						1.12E-4	49.49	21.4	21.222
						1.11E-4	57.93	21.6	21.423
						1.10E-4	66.60	21.8	21.623

(continuación Tabla 5.8)

6 INFLUENCIA DE EFECTOS DINÁMICOS Y TEMPORALES EN EL COEFICIENTE GLOBAL DE PÉRDIDAS DE ENERGÍA EN TUBERÍAS GRANDES

6.1 INTRODUCCIÓN

Los efectos dinámicos asociados a movimientos de grandes masas de agua cambiando frecuentemente de dirección y atravesando singularidades propias de un acueducto, modifican las condiciones hidrodinámicas del flujo, campo de velocidades, campo de presiones y estructuras turbulentas. Por su parte, el tiempo y la calidad del agua producen modificaciones en las paredes internas de las tuberías por incrustaciones, oxidación y formación de tubérculos, entre otras modificaciones, que alteran la rugosidad.

En el diseño y operación de acueductos es de fundamental importancia conocer el comportamiento hidráulico de las tuberías, no sólo para la operación a plena capacidad, al momento de iniciar el servicio, sino también a lo largo de su vida útil, en la cual muy probablemente se opere con caudales parciales a los de diseño. En distintos estudios se ha evidenciado que la capacidad de conducción de los acueductos cambian a lo largo del tiempo. Carmona *et al.*, (1996), Hudson (1966 & 1973), Echávez (1997), Larson (1966) y Wayne & Walski (1988) identificaron como causas del incremento en las pérdidas por fricción a fenómenos como la corrosión, la deposición de materia orgánica e inorgánica en las paredes internas de las tuberías, la formación de tubérculos y a las incrustaciones. Por su parte Idelchik (1994) y Miller (1978) advirtieron la existencia de una influencia directa de efectos dinámicos, como los causados por el movimiento de masas de fluido en cambios de dirección y a través de accesorios, sobre las condiciones hidrodinámicas del flujo (la fricción entre el seno del flujo y sus fronteras, el campo de velocidades, el campo de presiones, y las estructuras turbulentas en general), y con ello el comportamiento hidráulico mismo.

La pérdida de energía en un flujo a presión es un proceso bastante complejo en el cual las leyes tradicionales de fricción, derivadas de las ecuaciones de Navier-Stokes, no necesariamente reflejan la naturaleza compleja del fenómeno, ni los procesos interdependientes tales como el intercambio de cantidad de movimiento, la generación de entropía y los fenómenos vórticosos en cascada, entre algunos otros procesos. La turbulencia presente en grandes tuberías es un efecto altamente no lineal y aunque se pueden formular ecuaciones que describen este fenómeno, las usadas restringen la aplicación a flujos simples o ideales (Miller, 1978)

La naturaleza caótica de la turbulencia aumenta significativamente a medida que se van presentando cambios de dirección (verticales y horizontales), presencia de accesorios e incremento de fuerzas inerciales. Además, como la fuerza de fricción es la respuesta a un tribosistema de degradación de energía macro mecánica, de ebulliciones turbulentas y de producción continua de entropía, también colabora con éste aumento (Rymuza, 1996) Sin embargo, en el presente trabajo se plantea que en tuberías de diámetros grandes la variación de la capacidad de conducción con el tiempo no sólo es atribuible a un aumento en la rugosidad interna, sino también a fenómenos dinámicos. Los efectos dinámicos son evaluados a través de funciones dependientes del número de Reynolds y, dependen de condiciones particulares de cada caso. Además, pueden ser inferidos a través de estudios sistemáticos realizados en prototipos como el presentado en éste trabajo. Tal como sugierieron Streeter & Wylie (1986), la única forma segura de obtener coeficientes de fricción exactos para tuberías usadas es por medio de pruebas de campo.

Se han observado los efectos dinámicos mencionados anteriormente y la formación de incrustaciones en la conducción principal de 2.1 m de diámetro del Acueducto Chapala-Guadalajara (ACH-G). Las variaciones mencionadas han ocasionado pérdidas de energía no previstas por los modelos tradicionales utilizados para análisis y diseño. Estas pérdidas de energía, en algunos casos, causan una disminución no esperada en la capacidad de conducción del Acueducto y en la confiabilidad para conducir a la ciudad el volumen de agua requerido. Para estudiar estos fenómenos se han llevado a cabo mediciones de campo con las cuales, se han recomendado acciones tales como limpieza interior de tuberías, mejoras en los equipos de

bombeo y reglas de operación más acertadas. Estas acciones se están poniendo en práctica y deberán registrarse las mejoras alcanzadas.

Con base en mediciones de campo apoyadas en bases experimentales y numéricas utilizadas para el análisis de flujos internos y, mediante la utilización de técnicas numéricas de optimización y de búsqueda de funciones, en éste trabajo se propone un modelo para la obtención de coeficientes globales de pérdidas de energía en conducciones. Los coeficientes globales de pérdidas obtenidos presentaron un error promedio inferior al 10% y se calcularon a partir de mediciones de coeficientes globales de pérdidas durante casi diez años en el ACH-G.

En el modelo propuesto en éste trabajo, se sugieren modificaciones a las ecuaciones para el cálculo de coeficientes de fricción, que toman en cuenta la coexistencia de efectos temporales y dinámicos para inferir un coeficiente global de pérdidas. Dichas modificaciones se obtuvieron con el planteamiento de un modelo de optimización que minimiza el error entre los coeficientes medidos, (f_m) y los calculados por el modelo (f_s) , obtenidos con la ecuación teórica (f_1) (Swamme, 1993) teniendo como parámetros de ajuste, en la ecuación de Darcy-Weisbach, el incremento de la rugosidad interna (α) , el tiempo de operación $(t - t_0)$, y una función de ajuste de la forma $k = (k)_{Re}$, que resultó ser decreciente con el número de Reynolds y tiene la forma de las utilizadas metódicamente por Idelchik (1994) y Miller (1978) para el análisis de flujos internos.

6.2 ANTECEDENTES

Los valores de los coeficientes de fricción reportados en el diagrama de Moody fueron deducidos con base en análisis experimentales realizados con tuberías de diámetros comerciales a las cuales se adhirieron rugosidades artificiales (Rouse, 1938). Con el uso, las tuberías se vuelven más rugosas debido a la corrosión, a las incrustaciones y en general a cualquier depósito o degradación del material en las paredes interiores; la rapidez con que cambia el factor de fricción dependerá principal y particularmente de las condiciones propias de cada conducción, de los fenómenos dinámicos particulares, de la topología de la conducción y de la calidad del agua.

6.3 EFECTOS DINÁMICOS EN TUBERÍAS

Los efectos dinámicos en las tuberías que componen un acueducto podrían ser analizados a través de modelos numéricos de turbulencia, de capa límite o por modelación matemática vía dinámica de fluidos. Sin embargo estos análisis son imprácticos desde el punto de vista ingenieril. Para diferentes geometrías, accesorios y condiciones de flujo, Idelchik (1994) y Miller (1978) presentan importantes conceptos de diseño, en su mayoría deducidas con base en pruebas de laboratorio para diámetros comerciales. Sistemáticamente ambos autores abordaron el problema a través de modelación tipo Reynolds

La mayor porción de la pérdida de energía en tuberías con cambios de dirección se atribuye a la formación de vórtices y a la formación de flujos secundarios (ver Figuras 6.1 y 6.2), que determinan la naturaleza del campo de velocidades aguas abajo del cambio de dirección. En la mayoría de los casos, el coeficiente de pérdidas totales se determina como la suma del coeficiente de fricción para tubería recta y los coeficientes de pérdidas locales de cada uno de los accesorios o de las singularidades existentes.

El efecto del número de Reynolds sobre el coeficiente de pérdida local es por lo general una función $k = (k)_{Re}$ que se expresa de manera gráfica en los respectivos diagramas y tablas de la literatura especializada. Los cambios de dirección en el flujo propician la aparición de fuerzas centrífugas y la distorsión de la capa límite, conllevando a la aparición de flujos secundarios o transversos. Una gran cantidad de energía se transforma en cantidad de movimiento, generando vórtices que modifican el campo de velocidades aguas arriba y debajo de la singularidad. La magnitud de los coeficientes de pérdidas en flujos con cambios de dirección y la modificación de las estructuras turbulentas varían fundamentalmente por factores fundamentalmente, el número de Reynolds y la rugosidad relativa de las paredes (Idelchik, 1994)

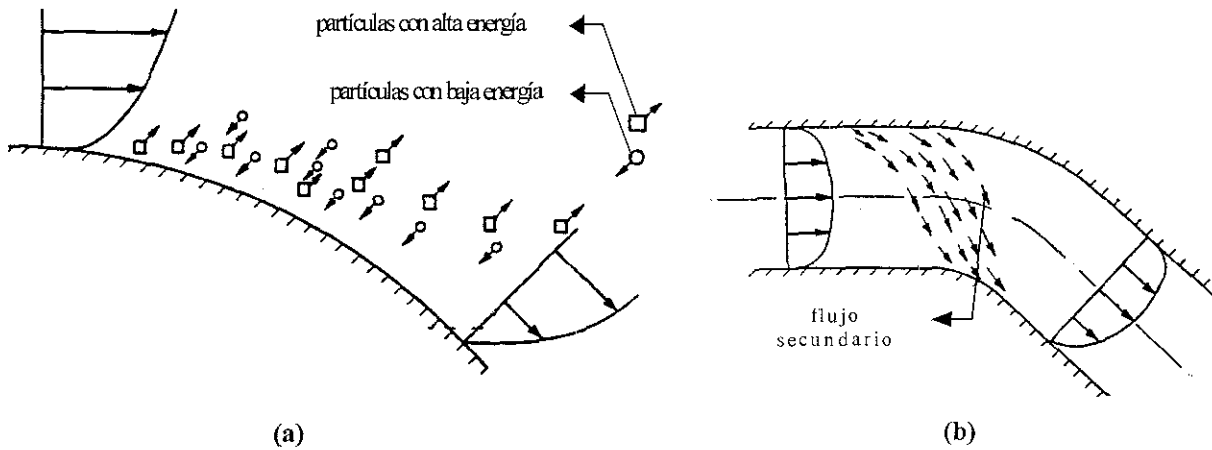


Figura 6.1. Modificación de estructuras turbulentas (a) y presencia de flujos secundarios debidos a cambios de dirección en el flujo (b) según Miller (1978)

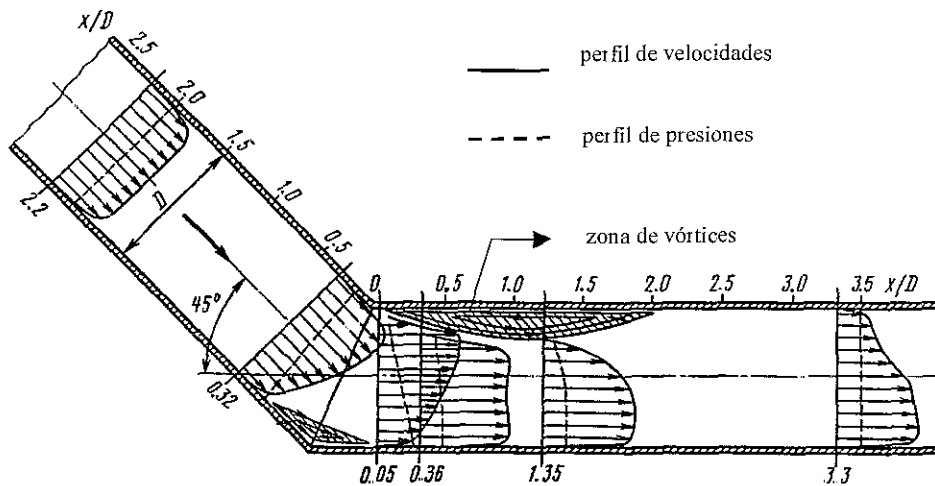


Figura 6.2. Variación del perfil de velocidad y de presión en un codo vertical de 45° conectado a un tramo recto aguas abajo (Idelchik, 1994).

Se ha demostrado con consideraciones muy simples que por la reducción de la velocidad, hasta hacerse nula en la pared (condición de adherencia de los fluidos viscosos), el flujo dentro de la capa límite no puede intervenir en la desaceleración originada con el aumento de presión en la zona posterior de una curva o cambio de dirección, sin que se produzca una inversión en la dirección de la velocidad, y con ella la separación del flujo. Así mismo, la zona de separación produce superficies sin cortante inestables, que dan lugar a la formación de una mayor turbulencia y de tensiones internas de corte cada vez más elevadas, que conducen a la transformación o pérdida de energía.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Es común considerar la pérdida local de energía, que se distribuye a lo largo de un tramo determinado hacia aguas abajo de la singularidad que la origina, como si estuviera concentrada en una sección transversal. La separación del flujo ocasiona un cambio en la distribución de presiones y un cambio de dirección, lo que origina una fuerza resistiva. Esta fuerza actúa sobre el medio fluido circundante en dirección contraria a la dirección del flujo y realiza un trabajo por unidad de tiempo que causa una disminución equivalente de energía del sistema. La resistencia de forma (pérdida local) predomina en el caso de fuertes singularidades y resulta de la variación en la distribución de presiones y esta variación es afectada por la separación del flujo. Con base en consideraciones físicas y del análisis dimensional, se puede establecer que el coeficiente de pérdidas locales depende de los siguientes parámetros: características geométricas y rugosidad de las paredes, consideraciones del flujo de aproximación y número de Reynolds

6.4 EFECTOS TEMPORALES EN TUBERÍAS

Bajo la hipótesis de que la rugosidad interna varía de manera lineal con el tiempo, los efectos temporales en tuberías han sido estudiados a través del crecimiento de la rugosidad interna en función del tiempo (Davis & Sorensen, 1969; Ippen en Moody, 1944; Larson, 1966; Freeman, 1944; Wayne & Walski, 1988; Colebrook & White en Rouse, 1946 y Mostkov en Idelchik, 1994; García & Izáchkov, 1992a y 1992b, entre otros). Según:

$$\varepsilon(t, \alpha) = \varepsilon_0 + \alpha t \quad \text{ó} \quad \varepsilon = \varepsilon_0 + \alpha(IL, R_f, \text{pH}, t)t \quad (6.1)$$

en donde ε es la rugosidad absoluta promedio; ε_0 es la rugosidad absoluta del material nuevo; α ó $\alpha(IL, R_f, \text{pH}, t)$ es una tasa de crecimiento de la rugosidad que puede ser función del índice de Langelier (IL), del índice de Ryznar (R_f), del pH del agua y del tiempo (t). El valor de $\alpha(IL, R_f, \text{pH}, t)$ se debe obtener con información de campo o con base en la experiencia.

Wayne & Walski (1988) basándose en la información de Hudson (1966 y 1973), encontraron que para los acueductos estudiados en Atlanta, Chicago, Cincinnati, Denver, New Orleans, San Antonio y en Saint Paul, la tasa de crecimiento de la rugosidad variaba de 0.015 a 0.61 mm/año

Por su parte Mostkov (citado por Idelchik, 1994) reporta valores que van desde 0.005 a 3 mm/año para diámetros de tuberías comprendidas entre 150 y 300 mm de diámetro, y de 0.025 a 0.51 mm/año para tuberías de 400 a 600 mm de diámetro. Aunque estos autores no especificaron claramente las condiciones de campo con las cuales se obtuvieron dichos valores, si mencionaron que el aumento de la rugosidad interna depende, fundamentalmente, de las características físicas y químicas del agua conducida. El comité técnico sobre coeficientes de fricción del New England Water Works Association (NEWWA) recomienda calcular la tasa de crecimiento de la rugosidad, en mm/año. Así (Wayne & Walsk, 1988):

$$\alpha(pH) = 0.0833 \exp(1.9 - 0.5 pH) \quad (6.2)$$

$$\alpha(IL) = 0.0260 \exp(-0.8652 IL) \text{ para } -3.9 \leq IL \leq 0 \quad (6.3)$$

6.4.1 Análisis de efectos temporales en tuberías a través del coeficiente de fricción

Hudson (1966 y 1973) reporta resultados de mediciones de campo realizadas en nueve ciudades en Estados Unidos de América durante un período de cerca de 70 años. Los resultados fueron reportados en términos del coeficiente de fricción de Hazen-Williams (C_{HW}) y no en términos del coeficiente de fricción de Darcy-Weisbach ó de la rugosidad equivalente ó de factores dinámicos (velocidad, número de Reynolds, etc.) como hubiese sido deseable. Tampoco especificaron de manera explícita las características hidráulicas básicas de los acueductos (caudales, diámetros, perfiles de las tuberías, etc.) hecho que limita fuertemente la realización de algún otro análisis o comparación con otros sistemas de conducción. Por otra parte, los datos reportados allí presentaron dispersiones hasta del 80%, por lo que las tendencias presentadas en las gráficas solo pueden tomarse como tendencias cualitativas. Todo lo anterior limita de manera considerable la extrapolación de estos resultados a otros casos prácticos.

Trabajos previos (Hudson, 1966 y 1973; Wayne & Walski, 1988) realizados en términos del coeficiente C_{HW} , tienen serios inconvenientes conceptuales, pues como lo presenta Liou (1998) de manera clara, el uso de la ecuación de Hazen-Williams conduce a fuertes errores cuando se aplica fuera del rango de validez. Igualmente Christensen (2000) demuestra con base en fundamentos analíticos presentados en Schlichting (1979), que dicho rango está limitado a

números de Reynolds entre $1 \times 10^5 \leq Re \leq 1 \times 10^7$ para rugosidades relativas incluidas entre $1 \times 10^{-5} \leq \varepsilon/D \leq 0.69 \times 10^{-3}$. Es decir, que si una tubería tuviese una rugosidad absoluta promedio de un milímetro, caso común en tuberías con más de un año de uso en sistemas de acueducto, debería ser de un diámetro mayor a 1.45 m para que fuese conceptualmente correcto el uso de la ecuación de Hazen-Williams, con números de Reynolds como los indicados arriba. Por su parte, Locher (2000), con base en la información reportada en Diskin (1960), mostró que la ecuación de Hazen-Williams no es válida para $C_{HW} < 100$

En resumen, Liou (1998), Christensen (2000), Locher (2000) y también Swamme (2000) concluyen de manera unánime que el uso de la ecuación de Hazen-Williams debe ser fuertemente desvalorado y, en consecuencia, las aplicaciones de esta ecuación a problemas de incremento de pérdida de capacidad con el tiempo deben ser vistos con reserva. Con el objeto de complementar la discusión anterior y para posteriores análisis, en las Tablas 6.1 y 6.2 se presentan los parámetros más relevantes de las ecuaciones en el sistema internacional de unidades, más comunes para el análisis de pérdidas en tuberías a presión.

Tabla 6.1. Formas dimensionalmente homogéneas de las ecuaciones más comunes para el cálculo de pérdidas de energía por fricción en tuberías.

Autores	Ecuación	Determinación del coeficiente de fricción
Darcy-Weisbach	$\frac{\Delta P}{\rho g} = f \frac{L V^2}{D 2g}$	$f_1 = \left\{ \left(\frac{64}{Re} \right)^8 + 9.5 \left[\ln \left(\frac{\varepsilon_0}{3.7D} + \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right) - \left(\frac{2,500}{Re} \right)^6 \right]^{-16} \right\}^{0.125}$ <p>ecuación válida para cualquier número de Reynolds (Swamme, 1993)</p>
Hazen-Williams	$\frac{\Delta P}{\rho g} = 6.824 \frac{L}{D^{1.67}} \left(\frac{V}{C_{HW}} \right)^{1.85}$	Con base en tablas, gráficos o de acuerdo con la experiencia.
Manning	$\frac{\Delta P}{\rho g} = 6.350 \frac{L}{D^{2/3}} (Vn)^2$	Con base en tablas, gráficos o de acuerdo con la experiencia.

Russell (1955) reportó los resultados obtenidos por Carter utilizando datos experimentales con 385 tuberías de hierro fundido que conformaban distintos sistemas de abastecimiento de agua potable. Las edades de las tuberías variaban entre 0 y 70 años y los diámetros de 0.1 a 1.5 m. Este autor encontró para una tubería de determinada edad, un valor aproximado del coeficiente de fricción respecto del coeficiente de diseño f_0 el cual puede obtenerse de la Figura 6.3.

Tabla 6.2. Ecuaciones para el cálculo de los coeficientes C_{HW} y n y de la rugosidad relativa ϵ/D .

	Equivalencia con f	Expresión para el cálculo de la rugosidad relativa
Darcy-Weisbach	====	$\frac{\epsilon}{D} = 3.7 \left(10^{\frac{-0.5}{f^{0.5}}} - \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right)$
Hazen-Williams	$C_{HW} = \left(\frac{g}{f} \right)^{0.54} \frac{4.1}{(V Re)^{0.08} D^{0.01}}$	$\frac{\epsilon}{D} = 3.7 \left\{ \exp \left[-\frac{0.3116}{g^{0.5}} (C_{HW}^{10} V Re)^{0.0926} \right] - \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right\}$
Manning	$n = \frac{D^{1.6}}{3.564} \left(\frac{f}{g} \right)^{0.5}$	$\frac{\epsilon}{D} = 3.7 \left(10^{\frac{D^{1.6}}{7.127ng^{0.5}}} - \frac{5.74}{Re^{0.9}} \right)$

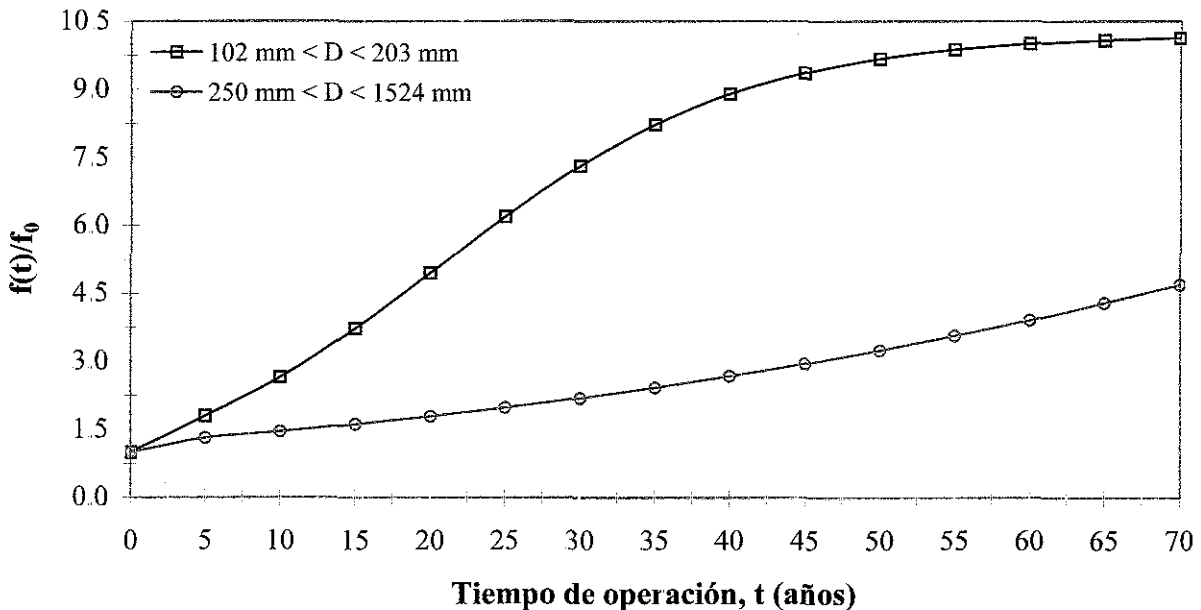


Figura 6.3. Incrementos del factor de fricción con la edad de la tubería para $0.1 \text{ m} < D < 0.20 \text{ m}$ y para $0.25 \text{ m} < D < 1.52 \text{ m}$, adaptada de Carter (adaptada de Russell, 1955).

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Un ajuste numérico de los resultados de Carter con un error estándar inferior al 5% estaría dado por:

$$\frac{f(t)}{f_0} = \frac{10.21}{1 + 9.21 \exp(-0.0988t)} \text{ para } 102 \text{ mm} \leq D \leq 203 \text{ mm} \quad (6.4a)$$

$$\frac{f(t)}{f_0} = \frac{23.52}{1 + 22.52 \exp(-0.0222t)} \text{ para } 250 \text{ mm} \leq D \leq 1524 \text{ mm} \quad (6.4b)$$

6.5 CARACTERÍSTICAS GENERALES DEL ACUEDUCTO CHAPALA-GUADALAJARA

El Acueducto Chapala-Guadalajara (ACH-G) se localiza en el territorio central del Estado de Jalisco y atraviesa los municipios de Chapala, Ixtlahuacán de los Membrillos, Tlajomulco y Tlaquepaque. El objetivo principal es suministrar agua en bloque a la ciudad de Guadalajara y la su zona metropolitana (municipios de Zapopan, Tlaquepaque y Tonalá). El ACH-G inicia con un canal de acceso de 4 km de longitud, tres de los cuales se encuentran dentro del Lago de Chapala, que sirve de influente al cárcamo de bombeo de la planta de bombeo (PB), la cual alberga seis equipos motor-bomba. La conducción principal está conformada por una tubería de 42.6 km de longitud en tubería de 2.1 m de diámetro de concreto preesforzado. La PB cuenta con tres cámaras de aire para el control de transitorios y con una válvula de émbolo de paso anular, que sirve para el control de los caudales de descarga de las bombas. El perfil del acueducto se muestra en la Figura 6.4 mientras que en la Tabla 6.3 se indican algunas características relevantes.

Los primeros 26 km conforman el tramo de alta presión que inicia en la PB y finaliza en el tanque de cambio de régimen (ICR, Figura 6.5). A partir de éste, el agua fluye por gravedad hasta el tanque de entrega (TE) en la parte sur de la ciudad. La llegada al TE cuenta con una bifurcación en forma de 'Y' en la que se pasa de una tubería de 2.1 m de diámetro a dos de 1.5 m de diámetro y en cada una de estas se cuenta con sendas válvulas tipo mariposa, que al operarse de manera adecuada sirven para el control de presiones en el acueducto y para evitar un eventual vaciado del acueducto en el caso de un paro, no programado de los equipos de bombeo (ver Figura 6.6). La

conducción en sus 42.6 km, posee suficiente número de válvulas de admisión y expulsión de aire y desagües, que permiten un adecuado funcionamiento y llenado.

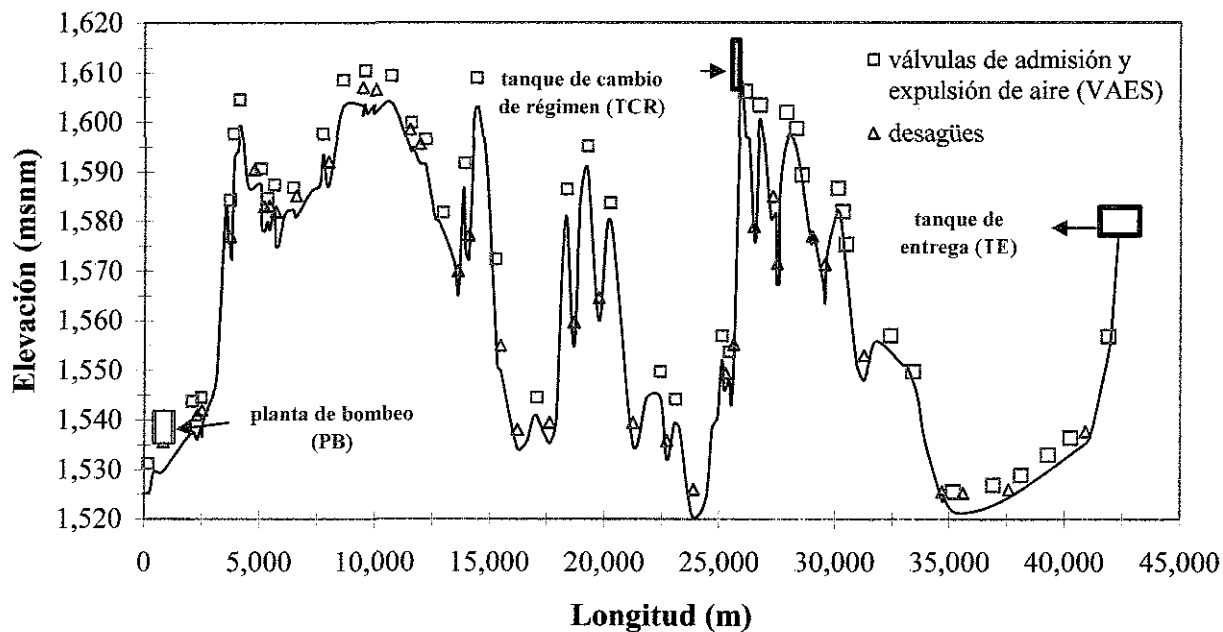


Figura 6.4. Perfil del Acueducto Chapala-Guadalajara.

Tabla 6.3. Características generales del acueducto Chapala-Guadalajara.

Características	Observaciones
Caudal de diseño	7.5 m ³ /s
Número de líneas	1
Longitud del canal de acceso	3.0 km
Longitud total del acueducto	42.6 km
Diámetro de la línea de conducción	2.1 m
Material de la conducción	concreto preesforzado
Rugosidad promedio (tubería nueva)	0.75 mm
Plantas de bombeo (PB)	una
Equipos motor-bomba	6 (5 en operación y 1 de reserva)
Carga estática	91 mca
Carga de bombeo	138 m
Caudal por bomba	1.5 m ³ /s
Cámaras de aire	3 unidades
Población atendida	2'160.000 habitantes
Dotación por habitante	300 l/h/día

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Figura 6.5. Aspecto interior del tanque de cambio de régimen (ICR) Vista hacia aguas abajo (a) y vista hacia aguas arriba (b).

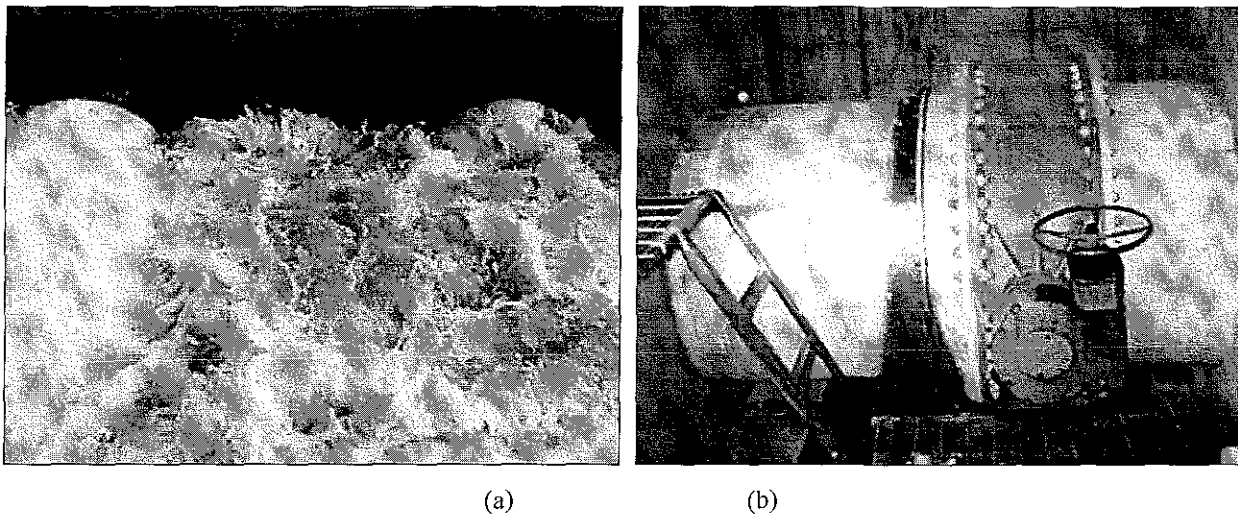


Figura 6.6. Aspectos generales del tanque de entrega (IE). Descarga de la bifurcación (a) y válvula tipo mariposa en la descarga (b)

6.6 DESCRIPCIÓN Y PROGRESO DE LAS MEDICIONES

En cada medición se recorrió y se inspeccionó la conducción, identificando el adecuado funcionamiento de las válvulas de admisión y expulsión de aire. Se verificaron además los niveles de sumergencia de la tubería entrante y saliente en el ICR (Figura 6.5), con esto se constató la inexistencia de aire atrapado en la tubería. Con el objeto de determinar los gradientes de energía

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

en el ACH-G se efectuaron mediciones simultáneas y continuas de presiones y de caudales en flujo permanente. Las presiones se midieron con manómetros, previamente verificados mediante balanza de calibración, instalados en las válvulas de admisión y expulsión de aire (ver Figura 6.7) y en las tapas de los desagües. En el ICR y en el IE se instalaron sondas eléctricas para medir el nivel del agua. El caudal se midió con tubo Pitot y en distintas ocasiones se verificaba este aforo con caudales obtenidos a través de trazadores con sal, por mediciones volumétricas o mediante las curvas Q-H de las bombas. La incertidumbre estimada en la medición de caudales fue de $\pm 0.1 \text{ m}^3/\text{s}$, mientras que para las presiones fue de $\pm 2 \text{ mca}$.

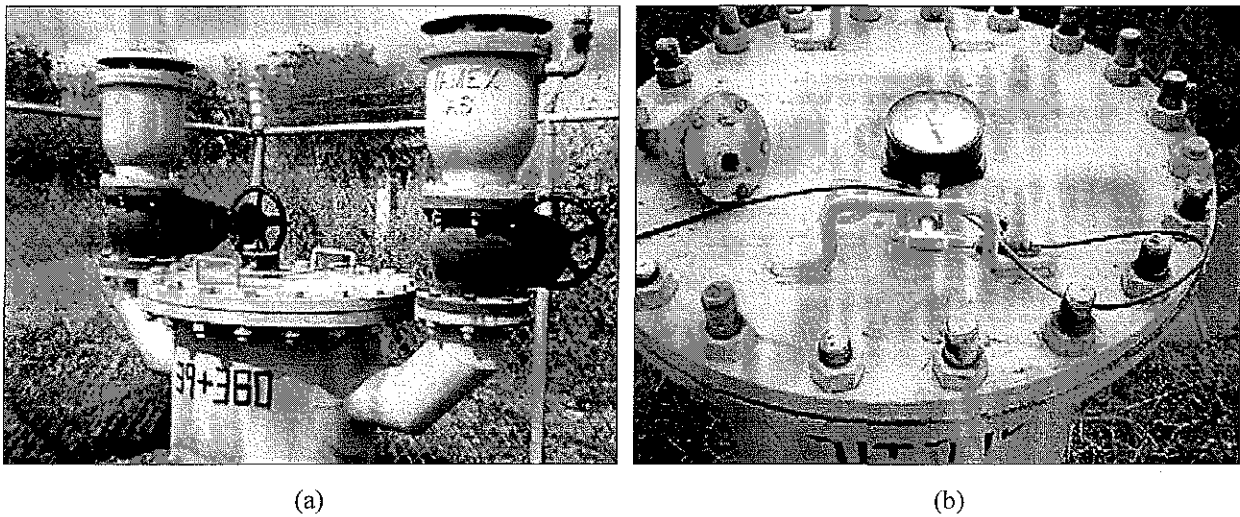


Figura 6.7. Válvula de admisión y expulsión de aire en la conducción y detalle de colocación de manómetro.

La energía, E_i , en cada punto de medición se obtenía mediante la expresión:

$$E_i = \frac{P_i}{\gamma} + Z_i + \frac{V_i^2}{2g} \quad (6.5)$$

en donde P_i es la presión leída en el manómetro, γ es el peso específico del agua, Z_i es la altitud, V_i es la velocidad media del flujo en la sección y g es la aceleración gravitacional. El gradiente hidráulico, S_f , se calculó mediante un ajuste lineal, a través del método de mínimos cuadrados aplicado al conjunto de piezométricas medidas a lo largo del acueducto. Cabe señalar que los coeficientes de correlación (R^2), obtenidos fueron en todos los casos superiores a 0.95

(ver Figura 6.8), así mismo se utilizó el criterio de Chauvenet para eliminar los puntos experimentales con una significancia inferior al 95%. En ningún caso se observó dispersión en los puntos que sugirieran una pérdida de energía concentrada debido a la presencia de alguna obstáculo en la tubería.

En mayo de 1990 inició la operación del tramo de alta presión (PB-ICR), en ese entonces no se encontraba en funcionamiento el tramo ICR-IE, así que el agua bombeada se vertía, a través del TCR, hacia el canal El Guayabo que descargaba al sistema de abastecimiento anterior. En septiembre de 1991 cuando comenzó a operar el tramo ICR-IE, se evidenciaron algunos problemas de contaminación del agua con arena y se detectó la existencia de depósitos en las paredes internas de la tubería.

En agosto de 1994 se efectuaron mediciones en todo el acueducto, tramo PB-ICR y TCR-IE, para el funcionamiento con cuatro equipos de bombeo. En noviembre de 1995 se efectuaron mediciones cuando se operaba con cuatro equipos de bombeo, en esta fecha también se realizaron muestreos y análisis físico-químicos del agua a lo largo de la conducción. Los análisis revelaron que el índice de Langelier variaba desde -0.88, en el cárcamo de bombeo, hasta 1.32 en el IE. Se inspeccionó y se tomaron muestras de material adherido en las paredes internas de la tubería que formaba con un espesor promedio de 3 mm y con frecuentes grumos del mismo material de hasta 5 mm de diámetro. También se encontraron adherencias de hasta 10 mm de espesor. Los análisis indicaron que se trataba de arcillas de alta plasticidad con arena y materia orgánica, de color gris oscuro, con límite líquido de 244%, límite plástico de 48%, índice de plasticidad 196% y que los sólidos presentes presentaban una densidad relativa igual a 2.42. La actividad coloidal promedio, determinada por el método de Skempton, fue de 4.2, lo que implica que la fracción coloidal de las muestras tenía una alta actividad superficial. Análisis de difracción con rayos 'X' indicaron que se trataba de arcillas tipo montmorillonitas, y las pruebas químicas mostraron que el material adherido presentaba un 14% de materia orgánica y un pH promedio de 6.3. Así mismo, durante el período 1974-1993 se observaron aumentos en el contenido de sólidos disueltos en el lago de Chapala, alcanzando valores semejantes a los del agua estuaria (Mayra & Hansen, 1995).

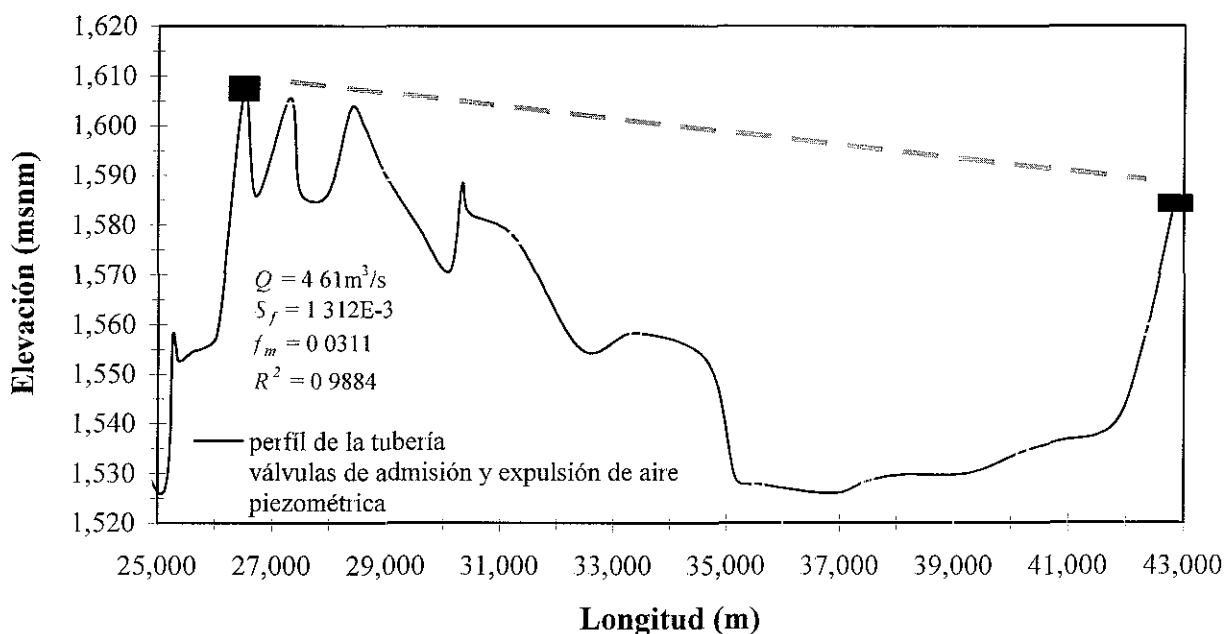


Figura 6.8. Ejemplo típico de la obtención del gradiente de energía a partir de mediciones de campo, tramo ICR-IE (10/2000)

Las mediciones de abril de 1994 se efectuaron cuando se operaba con cinco equipos de bombeo, mientras que en las de octubre se midió cuando se operaba con cinco, cuatro, tres y un equipo de bombeo. En octubre de 1998 se realizaron mediciones únicamente en el tramo PB-ICR y con la operación de uno y tres equipos de bombeo; en abril de 1999 se realizó una inspección en el interior de la tubería del tramo ICR-IE y allí se observó que la capa de material (ver Figura 6.9) estaba fuertemente adherido, de manera uniforme en los tramos rectos y de manera heterogénea en accesorios y en los cambios de dirección. Finalmente el octubre de 2000 se realizaron mediciones en el tramo ICR-IE mientras funcionaba con cuatro, tres, dos y un equipo de bombeo. Las mediciones correspondientes a diciembre de 2000 y febrero de 2001 fueron realizadas luego de realizar trabajos de limpieza con dispositivos removedores de material o 'go pigs', en cada caso se realizaron dos corridas de limpieza

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

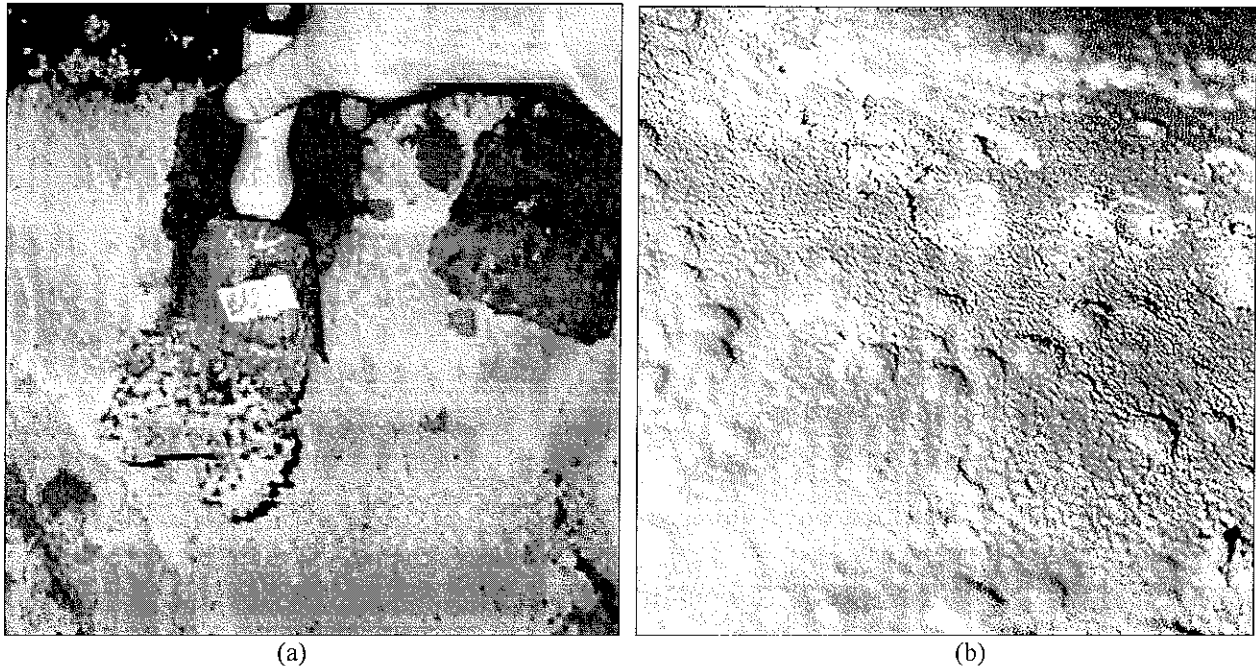


Figura 6.9. Aspecto de las rugosidades internas en el Acueducto Chapala-Guadalajara, las rugosidades en 04-99 alcanzaban una altura promedio de ± 5 mm

6.7 PRESENTACIÓN DE LAS MEDICIONES Y RESULTADOS PRELIMINARES

En las Tablas 6.4 y 6.5 se muestran los datos más relevantes de las mediciones de campo realizadas; en las tres primeras columnas se muestran: las fechas de las pruebas, el tiempo de operación correspondiente, $(t - t_0)$, y el número de bombas que operaban en cada prueba. En las columnas cuatro a seis se indican los promedios de los caudales medidos (\bar{Q}) , de la velocidad media (\bar{V}) y del número de Reynolds (\bar{Re}) , respectivamente. Considerando una viscosidad cinemática de 1.007×10^{-6} m²/s, en la columna siete se muestra el gradiente hidráulico (\bar{S}_f) calculado como la pendiente de la línea piezométrica, (Figura 6.8). La columna ocho contiene el factor de fricción medido en campo (f_m) , obtenido mediante la expresión:

$$f_m = \frac{2gD\bar{S}_f}{\bar{V}^2} \quad (6.6)$$

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Tabla 6.4. Mediciones de campo en el tramo PB-TCR

Fecha (mm-aa)	$t-t_0$ (años)	Bombas	\bar{Q} (m ³ /s)	\bar{V} (m/s)	\bar{Re} ($\times 10^6$)	\bar{S}_f ($\times 10^3$)	f_m	ε^* (mm)	f_1	$\varepsilon(t-t_0)$	f_2	$\frac{f_2}{f_1}$
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)
10-1994	4.4	4	5.64	1.62	3.38	1.4960	0.0237	4.3	0.0158	3.4	0.0222	1.409
11-1995	5.5	4	5.01	1.43	3.00	1.2210	0.0246	5.0	0.0158	4.0	0.0232	1.473
04-1996	5.9	5	5.93	1.70	3.56	1.7610	0.0252	5.5	0.0157	4.3	0.0236	1.498
10-1996	6.4	4	5.09	1.46	3.05	1.3110	0.0255	5.8	0.0158	4.6	0.0240	1.523
10-1996	6.4	3	3.77	1.08	2.26	0.8790	0.0312	11.4	0.0159	4.6	0.0241	1.516
10-1996	6.4	1	1.55	0.44	0.93	0.2980	0.0624	77.7	0.0163	4.6	0.0242	1.486
10-1998	8.4	1	1.58	0.45	0.95	0.2880	0.0582	66.2	0.0163	5.8	0.0257	1.581
10-1998	8.4	3	4.05	1.16	2.43	1.0490	0.0323	12.9	0.0158	5.8	0.0256	1.616

Tabla 6.5. Mediciones de campo en el tramo ICR-IE

Fecha (mm-aa)	$t-t_0$ (años)	Bombas	\bar{Q} (m ³ /s)	\bar{V} (m/s)	\bar{Re} ($\times 10^6$)	\bar{S}_f ($\times 10^3$)	f_m	ε^* (mm)	f_1	$\varepsilon(t-t_0)$	f_2	$\frac{f_2}{f_1}$
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)
08-1994	2.9	4	5.46	1.56	3.27	1.0530	0.0178	1.3	0.0158	2.5	0.0206	1.30
10-1994	3.1	4	5.48	1.57	3.29	1.0780	0.0181	1.4	0.0158	2.6	0.0208	1.32
11-1995	4.2	4	4.99	1.43	2.99	1.1710	0.0237	4.4	0.0158	3.2	0.0220	1.39
04-1996	4.6	5	5.56	1.59	3.33	1.5040	0.0245	5.0	0.0158	3.5	0.0224	1.42
10-1996	5.1	5	5.96	1.71	3.57	1.5280	0.0217	3.1	0.0157	3.8	0.0228	1.45
10-1996	5.1	4	4.92	1.41	2.95	1.2110	0.0252	5.5	0.0158	3.8	0.0229	1.45
10-1996	5.1	3	4.09	1.17	2.45	0.9720	0.0293	9.3	0.0158	3.8	0.0229	1.44
10-1996	5.1	1	1.64	0.47	0.98	0.3000	0.0562	60.7	0.0162	3.8	0.0230	1.42
01-1997	5.3	5	5.84	1.67	3.50	1.4980	0.0221	3.4	0.0157	3.9	0.0231	1.47
02-1997	5.4	5	5.88	1.68	3.53	1.4800	0.0216	3.0	0.0157	4.0	0.0231	1.47
10-2000	9.1	4	4.61	1.32	2.77	1.3120	0.0311	11.4	0.0158	6.2	0.0261	1.65
10-2000	9.1	3	4.04	1.16	2.42	0.9469	0.0293	9.4	0.0158	6.2	0.0261	1.65
10-2000	9.1	2	2.69	0.77	1.61	0.4575	0.0319	12.4	0.0160	6.2	0.0262	1.64
12-2000 ^a	5.1	5	5.02	1.44	3.01	1.1400	0.0228	3.8	0.0158	3.8	0.0229	1.45
12-2000 ^a	5.1	4	4.47	1.28	2.68	0.9560	0.0241	4.6	0.0158	3.8	0.0229	1.45
12-2000 ^a	5.1	3	4.18	1.20	2.51	0.9139	0.0264	6.5	0.0158	3.8	0.0229	1.45
12-2000 ^a	5.1	2	2.75	0.79	1.65	0.4575	0.0304	10.6	0.0160	3.8	0.0230	1.44
02-2001 ^b	1.3	===	2.89	0.83	1.73	0.3230	0.0195	1.9	0.0160	1.5	0.0184	1.15
02-2001 ^b	1.3	===	4.61	1.32	2.76	0.8370	0.0199	2.1	0.0158	1.5	0.0183	1.16
02-2001 ^b	1.3	===	3.94	1.13	2.36	0.6152	0.0200	2.2	0.0158	1.5	0.0183	1.16

a) mediciones luego de limpieza con 'go pigs' (1 corrida)
 b) mediciones luego de limpieza con 'go pigs' (2 corridas)

Teniendo en cuenta que g es la aceleración gravitacional local igual a 9.81 m/s^2 y D es el diámetro de la tubería igual a 2.108 m ($83''$), la columna nueve contiene un valor 'hipotético' de rugosidad (ε^*), que se obtiene de la expresión correspondiente de la Tabla 6.2. La columna diez contiene el valor 'teórico' del coeficiente de pérdida por fricción (f_1), calculado mediante la ecuación de Swamme (1993). En la columna 11 se indica el valor medio de la rugosidad al cabo

de un tiempo $(t-t_0)$ considerando un modelo de crecimiento lineal con $\varepsilon_0 = 0.75$ mm y $\alpha = 0.598$ mm/año (resultado arrojado por el modelo que se presenta en 6.8 y acorde con mediciones en el acueducto y con la literatura especializada). La columna 12 contiene el valor del coeficiente de fricción (f_2) que tiene en cuenta el efecto temporal y en la columna 13 se muestra la relación entre el coeficiente de fricción corregido por efecto temporal respecto del teórico (f_2/f_1).

En la Tabla 6 4 se muestran los coeficientes globales de fricción medidos, f_m de mayor valor que los teóricos, f_1 y f_2 aunque, éste último ya tenga en cuenta el crecimiento de la rugosidad interna. Por su parte la relación f_2/f_1 muestra la relativa poca sensibilidad que tiene el aumento de la rugosidad absoluta promedio sobre el coeficiente de fricción, es decir que cuando la rugosidad es cinco veces más grande que la teórica (de 0.75 a 3.8 mm al cabo de 5.1 años de operación), el coeficiente de fricción aumenta por este efecto en un 45%. La Figura 6 10 muestra la ubicación en una porción del diagrama de Moody de los coeficientes medidos con respecto a líneas de diferentes rugosidades relativas, ilustrando para cada conjunto de datos los equipos motor-bomba que operaban.

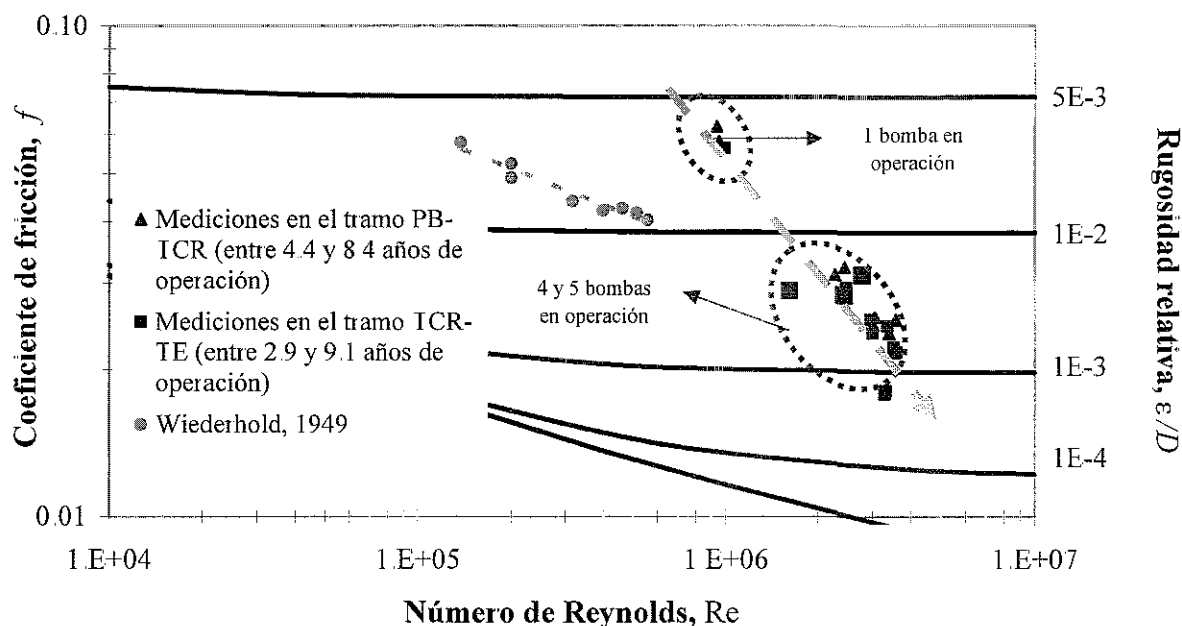


Figura 6.10. Localización de las mediciones en el diagrama de Moody

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

La localización de los datos de campo en el diagrama de Moody mostrado es atípica. Se sugiere que el comportamiento atípico de éstos datos es por un mecanismo de tipo dinámico asociado con la operación del acueducto y no a un incremento de la rugosidad interna de la tubería, dado que si esto último fuese cierto, se obtendrían rugosidades de hasta 77 mm de alto. Esta hipótesis es irrealista dado que inspecciones realizadas directamente en el interior del acueducto, en abril de 1996 y de 1999, muestran que las rugosidades internas variaban aproximadamente entre 3 mm a 10 mm. (ver Figura 6.9).

Las rugosidades presentaron una distribución uniforme en los tramos rectos, y ligeramente mayores en los sectores internos de los cambios de dirección, en las zonas de menor velocidad y en las zonas de separación de flujo. Las rugosidades fueron ligeramente menores y no uniformes en las partes externas de los cambios de dirección, donde la velocidad de flujo son ligeramente mayor, por efecto de la contracción del flujo, por el cambio en las líneas de corriente y por los accesorios como tapas, desagües y accesorios especiales. La Figura 6.10 no incluye las mediciones realizadas después de la limpieza debido a que estas no hicieron parte del ajuste del modelo, sino que fueron utilizadas para la comprobación como se mostrará adelante.

6.8 MODELO NUMÉRICO-EXPERIMENTAL PROPUESTO

Con base en la información presentada anteriormente es claro que la variación de los coeficientes de fricción, es el resultado de la interacción del efecto temporal, que produce un incremento de la rugosidad, y del efecto dinámico, representado por una variación del coeficiente de fricción en función del número de Reynolds. Este comportamiento de los coeficientes de fricción también se ha observado en el acueducto Río Colorado Tijuana (Carmona & Sánchez, 1996) y en acueducto del sistema Cutzamala (Ortiz & Sánchez, 1998). De manera similar, fenómenos análogos se han reportado en la literatura especializada, (ver por ejemplo Dolgoplova, 2000; El-Emam et al., 1997; Idelchik, 1994; García & Izátkov, 1991 y también Weiderhold en Robertson et al., 1966). A partir de la hipótesis de que la rugosidad absoluta aumenta de manera lineal en función del tiempo, se propone modificar la ecuación de Swamme (1993) introduciendo el término $\varepsilon_0 + \alpha(t - t_0)$, así:

$$f_2 = \left\{ \left(\frac{64}{\text{Re}} \right)^8 + 9.5 \left[\ln \left(\frac{\varepsilon_0 + \alpha(t-t_0)}{3.7D} + \frac{5.74}{\text{Re}^{0.9}} \right) - \left(\frac{2,500}{\text{Re}} \right)^6 \right]^{-16} \right\}^{0.125} \quad (6.7)$$

donde $t-t_0$ es el tiempo de operación, α se debe calcular de acuerdo con lo anotado arriba y es particular para cada caso. Para considerar el efecto dinámico se propone multiplicar el coeficiente f_2 por una función monótonamente decreciente en función del número de Reynolds, tal como lo realizan metódicamente Idelchik (1994) y Miller (1978) para la obtención de factores de pérdidas en flujos con cambios de dirección. Con todo esto se plantea la siguiente ecuación para el cálculo de coeficientes globales de pérdidas así:

$$f_3 = \left\{ (f_2)_{t-t_0, \text{Re}, \alpha, \varepsilon_0/D} \right\} \left\{ (k)_{\text{Re}} \right\} \quad (6.8)$$

el segundo término de (6.8) debe ser una función discreta en términos del número de Reynolds que satisfaga la siguiente consideración:

$$\text{MIN} \sum \left| \frac{(f_m)_{t-t_0, \text{Re}} - (f_3)_{t-t_0, \text{Re}, \alpha, \varepsilon_0/D}}{(f_m)_{t-t_0, \text{Re}}} \right| \quad (6.9a)$$

$$\text{sujeta a que } 0.025 < \alpha < 0.510, (k)_{\text{Re}} \geq 1 \quad (6.9b)$$

Para hallar dicha ecuación se probaron 35 modelos numéricos de distintos tipos (polinomiales, exponenciales, potenciales, sigmoniales, entre otros). Un modelo de tipo logarítmico recíproco, mostrado en la ecuación (6.10), el que mejor representaba, los datos de coeficiente global de pérdidas medidos en los dos tramos del ACH-G durante casi una década de observaciones (Tablas 6.4 y 6.5).

$$(k)_{\text{Re}} = \frac{1}{A \ln(\text{Re}) - B}, \quad A = 0.476, \quad B = 6.168 \quad (6.10)$$

Con todo lo anterior el modelo propuesto para tener en cuenta los efectos temporales y dinámicos en el coeficiente global de pérdidas en el ACH-G toma la siguiente forma:

$$f_3 = \left\{ \left(\frac{64}{\text{Re}} \right)^8 + 9.5 \left[\ln \left(\frac{\varepsilon_0 + \alpha(t-t_0)}{3.7D} + \frac{5.74}{\text{Re}^{0.9}} \right) - \left(\frac{2,500}{\text{Re}} \right)^6 \right]^{-16} \right\}^{0.125} \left(\frac{1}{0.476 \ln(\text{Re}) - 6.168} \right) \quad (6.11)$$

con $\alpha = 0.598$ mm/año y $\varepsilon_0 = 0.75$ mm similares a los sugerido por Idelchik (1994) para el tipo de agua y de tubería, el valor de α es similar a reportados por Hudson (1966 y 1973) y Wayne & Walski (1981).

El modelo presentado, puede ser de fácil adaptación en los algoritmos y metodologías propuestas por distintos autores (Boulos & Wood, 1990; Don & Reyes, 1981; Ferreri *et al.*, 1994; Hans, 1989; Nielsel, 1987; Ormsbee & Wood, 1986; Shamir & Howard, 1968; y Wood & Reyes, 1981) y es especialmente útil para analizar conducciones en las que se presenten considerables cambios de dirección y, que en su vida útil operen con caudales parciales que impliquen variaciones considerables en el número de Reynolds.

6.9 VERIFICACIÓN, VALIDACIÓN Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

En las primeras siete columnas de las Tablas 6.6 y 6.7 se presentan los resultados más relevantes de las mediciones de campo, las columnas ocho y nueve muestran las relaciones entre los coeficientes globales de pérdidas medidos, respecto de los teóricos f_1 y f_2 , respectivamente. Se puede observar que los coeficientes medidos llegan a ser considerablemente mayores que los que se pueden calcular de forma teórica. También se aprecia que no es suficiente con introducir el efecto del crecimiento de la rugosidad interna para representar adecuadamente las mediciones de campo. En la columna diez de las Tablas 6.6 y 6.7 se exhibe el resultado de evaluar la función $(k)_{\text{Re}}$ nótese que este parámetro alcanza valores de hasta 2.7. Estos valores indican que los efectos dinámicos modifican de manera considerable el coeficiente global de pérdidas. En la columna 11 se muestra el valor del coeficiente global de pérdidas calculado mediante el modelo

propuesto, en la columna 12 se muestra la relación entre el coeficiente de fricción medido y el coeficiente global de pérdidas calculado mediante el modelo propuesto (ver Figura 6.11) y, en la columna 13 se indica el porcentaje de error entre el coeficiente calculado y el medido.

Tabla 6.6 Verificación del modelo propuesto para el tramo PB-ICR.

Fecha (mm-aa) (1)	$t-t_0$ (años) (2)	Bombas (3)	\bar{Q} (m ³ /s) (4)	\bar{V} (m/s) (5)	\bar{Re} ($\times 10^6$) (6)	f_m (7)	$\frac{f_m}{f_1}$ (8)	$\frac{f_m}{f_2}$ (9)	$(k)_{Re}$ (10)	f_3 (11)	$\frac{f_m}{f_3}$ (12)	ξ (%) (13)
10-1994	4.4	4	5.64	1.62	3.38	0.0237	1.503	1.066	1.012	0.0225	1.054	5.1
11-1995	5.5	4	5.01	1.43	3.00	0.0246	1.556	1.056	1.074	0.0250	0.984	1.6
04-1996	5.9	5	5.93	1.70	3.56	0.0252	1.602	1.069	0.988	0.0233	1.082	7.6
10-1996	6.4	4	5.09	1.46	3.05	0.0255	1.619	1.063	1.065	0.0256	0.998	0.2
10-1996	6.4	3	3.77	1.08	2.26	0.0312	1.964	1.295	1.255	0.0302	1.032	3.1
10-1996	6.4	1	1.55	0.44	0.93	0.0624	3.831	2.577	2.673	0.0647	0.964	3.7
10-1998	8.4	1	1.58	0.45	0.95	0.0582	3.579	2.263	2.616	0.0673	0.865	15.6
10-1998	8.4	3	4.05	1.16	2.43	0.0323	2.039	1.262	1.205	0.0308	1.047	4.5

Tabla 6.7 Verificación del modelo propuesto para el tramo ICR-IE

Fecha (mm-aa) (1)	$t-t_0$ (años) (2)	Bombas (3)	\bar{Q} (m ³ /s) (4)	\bar{V} (m/s) (5)	\bar{Re} ($\times 10^6$) (6)	f_m (7)	$\frac{f_m}{f_1}$ (8)	$\frac{f_m}{f_2}$ (9)	$(k)_{Re}$ (10)	f_3 (11)	$\frac{f_m}{f_3}$ (12)	ξ (%) (13)
08-1994	2.9	4	5.46	1.56	3.27	0.0178	1.130	0.866	1.028	0.0211	0.842	18.7
10-1994	3.1	4	5.48	1.57	3.29	0.0181	1.148	0.872	1.026	0.0213	0.849	17.7
11-1995	4.2	4	4.99	1.43	2.99	0.0237	1.502	1.079	1.075	0.0236	1.004	0.4
04-1996	4.6	5	5.56	1.59	3.33	0.0245	1.556	1.096	1.019	0.0228	1.076	7.1
10-1996	5.1	5	5.96	1.71	3.57	0.0217	1.377	0.949	0.986	0.0225	0.963	3.8
10-1996	5.1	4	4.92	1.41	2.95	0.0252	1.597	1.103	1.083	0.0248	1.019	1.8
10-1996	5.1	3	4.09	1.17	2.45	0.0293	1.849	1.280	1.197	0.0274	1.069	6.5
10-1996	5.1	1	1.64	0.47	0.98	0.0562	3.461	2.441	2.498	0.0575	0.977	2.3
01-1997	5.3	5	5.84	1.67	3.50	0.0221	1.406	0.959	0.995	0.0230	0.964	3.7
02-1997	5.4	5	5.88	1.68	3.53	0.0216	1.370	0.932	0.992	0.0230	0.940	6.4
10-2000	9.1	4	4.61	1.32	2.77	0.0311	1.967	1.191	1.120	0.0292	1.063	5.9
10-2000	9.1	3	4.04	1.16	2.42	0.0293	1.850	1.122	1.206	0.0315	0.930	7.5
10-2000	9.1	2	2.69	0.77	1.61	0.0319	1.998	1.221	1.574	0.0412	0.776	28.9
12-2000 ^a	5.1	5	5.02	1.44	3.01	0.0228	1.447	0.998	1.072	0.0245	0.930	7.5
12-2000 ^a	5.1	4	4.47	1.28	2.68	0.0241	1.524	1.052	1.139	0.0261	0.924	8.2
12-2000 ^a	5.1	3	4.18	1.20	2.51	0.0264	1.667	1.152	1.183	0.0271	0.974	2.6
12-2000 ^a	5.1	2	2.75	0.79	1.65	0.304	1.906	1.326	1.546	0.0355	0.858	16.6
02-2001 ^b	1.3	===	2.89	0.83	1.73	0.0195	1.221	1.059	1.492	0.0275	0.709	41.0
02-2001 ^b	1.3	===	4.61	1.32	2.76	0.0199	1.257	1.085	1.121	0.0205	0.968	3.3
02-2001 ^b	1.3	===	3.94	1.13	2.36	0.0200	1.264	1.093	1.224	0.0224	0.893	12.0

a) Mediciones luego de limpieza con 'go pigs' (1 corrida).

b) Mediciones luego de limpieza con 'go pigs' (2 corridas).

Las Tablas 6.6 y 6.7 indican que el modelo propuesto reproduce adecuadamente las mediciones de campo. A manera de verificación se utilizaron las últimas siete mediciones que, sin haber sido tenidas en cuenta en el planteamiento del modelo (ecuaciones 6.8 y 6.9), si son representadas por éste dentro de un error promedio inferior al 10%. Así mismo, resulta relevante resaltar que dicha verificación se llevó a cabo variando, además de las condiciones dinámicas (números de Reynolds), el efecto temporal representado por la rugosidad interna que según muestreos e inspecciones fueron de 3.8 mm y de 1.5 mm, después de la primera y segunda limpieza respectivamente. Esto último significa que después de la primera limpieza la tubería presentó una rugosidad similar a la que tenía a los 5.1 años de operación, mientras que después de la segunda limpieza, la tubería presentó una rugosidad similar a la que se tenía a los 1.3 años, lo anterior considerando una rugosidad inicial de 0.75 mm y una tasa de crecimiento de 0.598 mm/año.

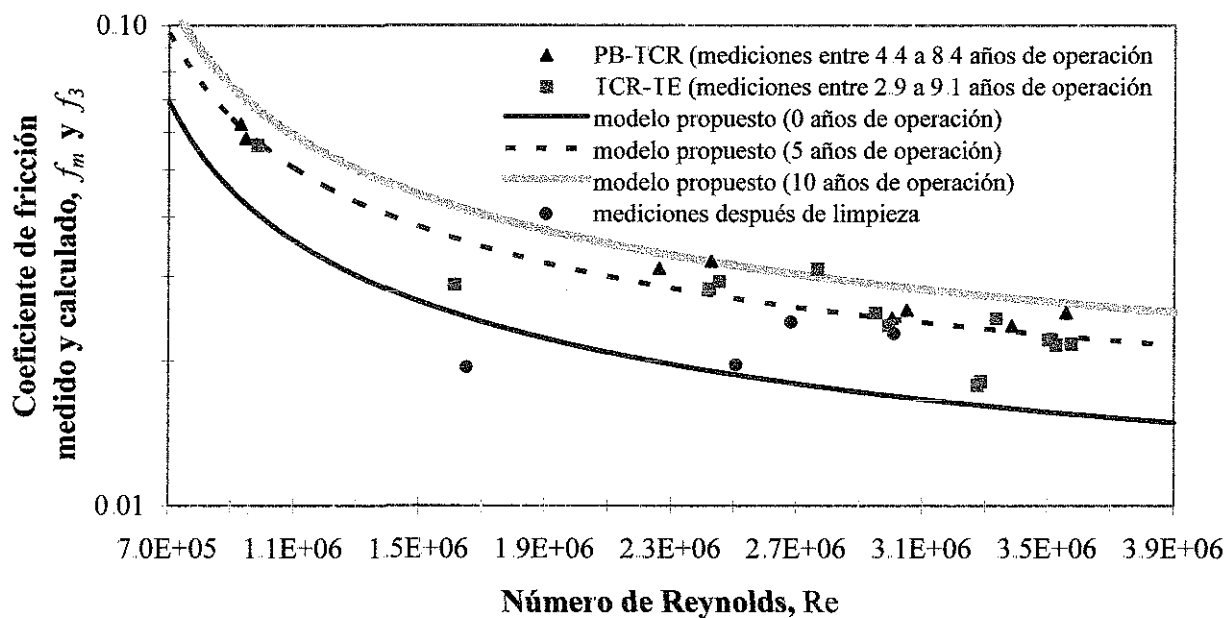


Figura 6.11. Comparación entre el modelo propuesto y datos de campo.

La validez de un mecanismo de naturaleza dinámica causante de la variación del coeficiente global de pérdidas puede ser soportada con los resultados de otros trabajos, como se muestra en la Tabla 6.8. En ésta, los datos experimentales de Dolgoplova (2000), Idelchik (1994), El-Emam *et al.* (1997), García & Tzátchokov (1991) y de Weidelhold en Robetson *et al.*, (1966), en los cuales también se evidenció un comportamiento creciente del coeficiente global de pérdidas conforme disminuye el número de Reynolds. A cada una de las bases de datos de los autores mencionados,

se le ajustó una ecuación como la (6.10) y se hallaron los parámetros A , B y el coeficiente de correlación (R^2). En todos los casos R^2 fue superior a 0.98, indicando con esto una apropiada representación de los efectos del número de Reynolds sobre los coeficientes de pérdidas de energía estudiados en cada caso. La Figura 6.12 muestra la representación gráfica de cada una de estas expresiones, nótese que este fenómeno está presente para diferentes órdenes de magnitud del número de Reynolds. Adicionalmente, en la Figura 6.13 se muestran los errores en la predicción del coeficiente global de pérdidas.

Tabla 6.8. Comparación de los parámetros del modelo propuesto con otros autores

Autor	Parámetro		R^2	Comentarios
	A	B		
Presente trabajo	0.476	6.168	0.980	Tubería de concreto de 2.1 m de diámetro y de 42.6 km de longitud con notables cambio de dirección.
Dolgopolova, 2000	0.105	1.058	0.985	Mediciones en flujo a superficie libre con curvas (se presenta como analogía).
El-Emam <i>et al.</i> , 1997	0.429	3.820	0.982	Tubería para conducción de gas natural, 0.5 m de diámetro, 40 km de longitud y con pocos cambios de dirección.
Idelchik, 1994	0.223	1.306	0.993	Para tramo de tubería curva ($<45^\circ$), lisa y con curvatura $3.0 < R_0 D_0 < 3.2$ (se presenta como analogía).
García & Izatchkov, 1991	0.130	0.755	0.999	Tuberías de asbesto-cemento con diámetros entre 0.45 y 0.60 m, longitudes entre 200 y 2600 m en tramos casi rectos y alineados.
Weiderhold, 1949 en Robertson <i>et al.</i> , 1966	0.101	0.789	0.982	Tubería de concreto con recubrimiento interior, 0.5 m de diámetro, 80 km de longitud y con pocos cambios de dirección.

A manera de recomendación se sugiere que en la etapa de diseño se adopte un coeficiente global de pérdidas de energía del doble del calculado para las condiciones de diseño (caudal máximo, que normalmente corresponde a velocidades de alrededor de 1 m/s). Además en la fase de operación deben obtenerse mediante mediciones de campo, puntos experimentales que permitan hallar los parámetros A y B de la ecuación (6.10). Para la valoración del efecto temporal se debe asumir un valor de α correspondiente a las condiciones específicas. Con lo anterior, se tienen todos los elementos necesarios para la valoración completa de la ecuación (6.11).

Finalmente, tal como se anota en Naudascher (1999), no se debe olvidar que en las publicaciones técnicas sobre el tema de coeficientes de pérdidas, existe una gran cantidad de material obsoleto y con errores. Debido al uso de información incompleta, se han generado en los últimos tiempos fallas en el dimensionamiento y en el diseño de estructuras hidráulicas con consecuencias muy graves. Información muy amplia sobre coeficientes de pérdidas se encuentran en Idelchik (1994) y también en Miller (1978), que son precisamente publicaciones que fundamentan lo expuesto anteriormente.

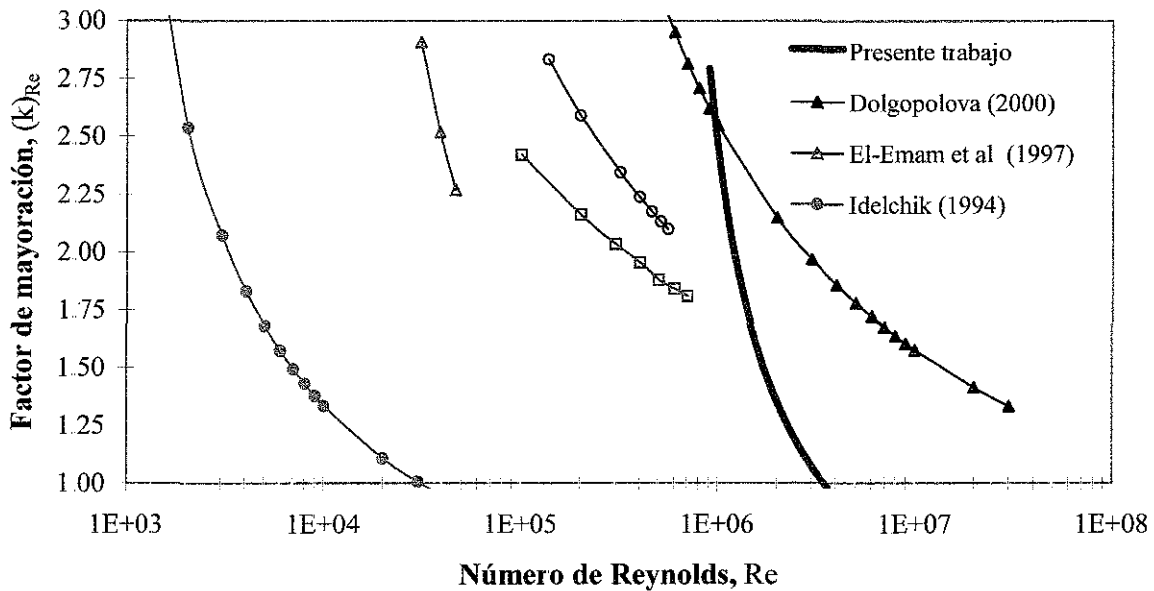


Figura 6.12. Analogías con otros trabajos experimentales encontrados en la literatura

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

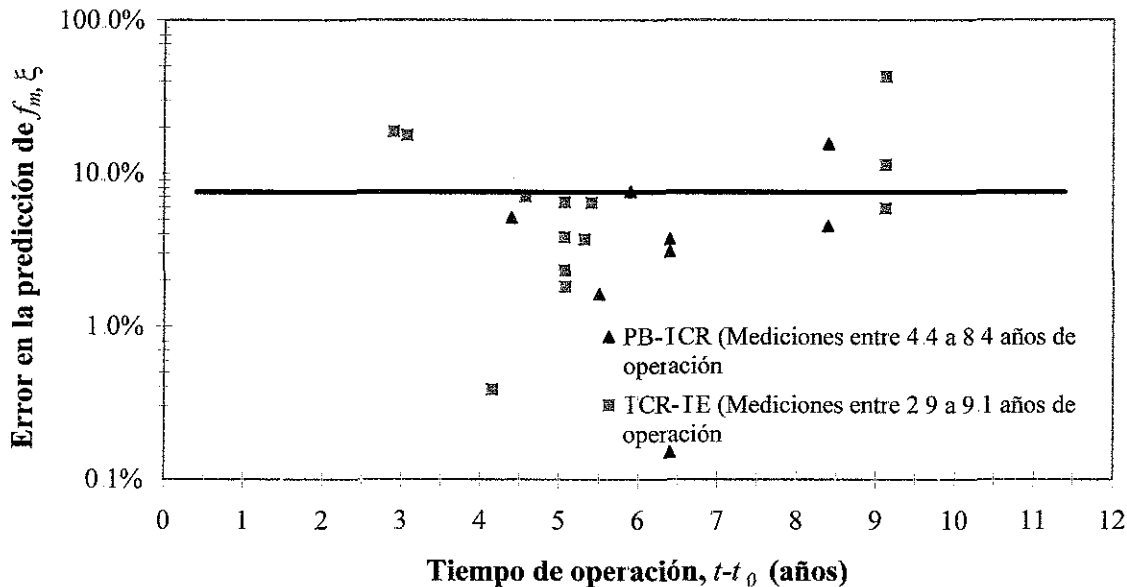


Figura 6.13. Errores en la predicción del coeficiente global de pérdidas para los dos tramos del acueducto Chapala-Guadalajara.

6.10 ANÁLISIS DE RESULTADOS

El análisis de las mediciones llevadas a cabo en el Acueducto Chapala-Guadalajara permiten establecer suficiente evidencia a favor de la validez de un mecanismo de naturaleza dinámica, dominante sobre el fenómeno de incremento en la rugosidad interna. Ambos fenómenos causantes de la alteración de la capacidad de conducción, pero siendo el primero mucho más influyente que el segundo.

El efecto del crecimiento de la rugosidad interna en el coeficiente de fricción de la ecuación de Darcy-Weisbach, puede ser representado modificando el valor de dicha rugosidad por una función lineal en función del tiempo. Mientras que el efecto dinámico puede ser representado por una ecuación en función del número de Reynolds, monótonamente decreciente, y mayor que la unidad en todo su dominio, que debe ser determinada para cada caso en particular.

El modelo presentado predice dentro de un margen del error promedio menor que el 10%, las mediciones de coeficiente de fricción a lo largo de casi una década de monitoreo en el Acueducto

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Chapala-Guadalajara y con base en este modelo, se encontró que los fenómenos asociados a la calidad del agua producen incrementos de la rugosidad interna del orden de 0.06 mm/año.

En tuberías de gran diámetro, los efectos dinámicos tales como cambios de cantidad de movimiento de la masa fluida, la presencia de macro y micro burbujas, la alteración de zonas de capa límite por el flujo a través de accesorios, la alteración de los mecanismos energético-turbulentos por presencia de pequeñas partículas de sólidos, aún en condiciones de muy bajas concentraciones, y en general todos aquellos fenómenos que causan alteraciones en campo de velocidad y de presiones, influyen de manera desfavorable en el coeficiente global de pérdidas, por ello deben ser tenidos en cuenta en la etapa de diseño conceptual y final y sobre todo en la operación de acueductos.

7 CONCLUSIONES

En el análisis de las pérdidas de capacidad de conducción en tubos con transporte de sólidos realizado a través de esta investigación, se determinó que el incremento de la disipación energética registrada en la instalación experimental, obedece a un mecanismo de tipo transferencia de potencia entre partículas y el flujo medio, en la cual la fuerza de arrastre sufrida por cada partícula juega un papel preponderante. El modelo ha sido probado con información experimental original y de otros autores.

Se fundamentó y planteó una metodología para la evaluación de la disipación energética, la cual se manifiesta como una disminución de presión en tubos con transporte homogéneo de sólidos. La metodología planteada tiene en cuenta aspectos como: forma y distribución granulométrica de partículas. Aspectos que no habían sido tenidos en cuenta en las metodologías precedentes. El modelo propuesto para la evaluación de la disipación energética fue verificado con mediciones en una instalación experimental dispuesta para este estudio. Dicho modelo se contrastó también con datos de otros tres autores mostrando un buen acuerdo entre la predicción y las mediciones experimentales.

Se reportó de manera importante y reproducible la influencia conjunta de efectos dinámicos y temporales en el coeficiente global de pérdidas en tuberías de diámetros grandes, hecho anteriormente no encontrado en la literatura. La metodología planteada para la valoración de dichos efectos, podría convertirse en una herramienta potencial para inferir las pérdidas de energía en acueductos, y con esto, en un futuro poder tener criterios de diseño más realistas que redunden en diseños y operaciones más confiables.

Adicionalmente se observó una relación creciente entre la uniformidad de tamaños de partículas en un flujo homogéneo sólido-líquido, y el comportamiento estable de los gradientes de pérdidas de energía. Estos resultados podrían dar pautas interesantes para el planteamiento de nuevas

consideraciones de diseño para instalaciones que se quieran utilizar para el transporte hidráulico de sólidos.

Se determinó en la instalación experimental, que aún para concentraciones volumétricas del 5% de sólidos, existe un incremento considerable en la pérdida de energía, que en este trabajo resulto ser de hasta 5 mca por cada 100 metros de longitud, para velocidades entre 1 y 3 m/s. Esto es muy importante dado que para éste rango de concentraciones en la práctica usual, se evalúan las pérdidas de energía por fricción como si se tratase de agua limpia, a pesar que en un futuro habrá que bombear agua con contenido de sólidos, provenientes de plantas de tratamiento de aguas residuales, por conducciones de gran longitud y seguramente con concentraciones mayores.

El análisis crítico de la dinámica de partículas en de flujos de sólido-líquido llevado a cabo, permitió sugerir nuevas expresiones para el cálculo de la velocidad crítica de deposito, de la velocidad relativa y del coeficiente de arrastre de partículas de forma irregular, para números de Reynolds de partículas inferiores a 10^5 .

El análisis de las mediciones llevadas a cabo en el Acueducto Chapala-Guadalajara durante su operación permitió establecer suficiente evidencia a favor de la validez de un mecanismo de naturaleza dinámica dominante sobre el fenómeno de incremento en la rugosidad interna. Ambos fenómenos causantes de la alteración de la disipación energética, pero el primero mucho más influyente que el segundo. Los resultados obtenidos coincidieron con las observaciones de campo reportadas por otros autores, en las cuales se evidenció que para caudales parciales a los de diseño, se producen coeficientes globales de pérdidas mayores que los previstos con las metodologías tradicionales.

Se recomienda utilizar técnicas de medición avanzadas, por ejemplo velocimetría por imágenes de partículas, para el análisis de los mecanismos de interacción entre estructuras turbulentas y partículas en el transporte de mezcla sólido-líquido en tuberías a presión. Así mismo, se sugiere aplicar técnicas de análisis de dinámica de fluidos computacional para el estudio de las pérdidas de capacidad de conducción en tubos con transporte de sólidos.

8 REFERENCIAS

Acaroglu, R. & Graf, W. (1968) "Designing conveyance system for solid-liquid flows", **International Symposium on Solid-Liquid Flow in Pipes**, Philadelphia, Pa.

Al'tshul, A., Grabovskii, A. & Serebro, B. (1986). "Calculation of the turbulent boundary layer of an incompressible fluid at a technically rough surface", **Power Engineering**, 24(1):156-159

Al'tshul, A. & Serebro, B. (1986). "Generalized model of friction losses during flow along smooth and rough surfaces", **Power Engineering**, 27(1):143-149.

Averbakh, A., Shauly, A., Nir, A. & Semiat, R. (1997). "Slow viscous flow of highly concentrated suspensions-Part I: Laser-doppler velocimetry in rectangular ducts", **International Journal of Multiphase Flow**, 23(3):409-424.

Babcock, H. (1964) "The state of the art of transporting solids in pipelines", **Chemical Engineering Review**, 60(48):36-45.

Babcock, H. (1971). "Heterogeneous flow of heterogeneous solids", **Advances in solid-liquid flow in pipes and its application**, ed. I. Zandi, Pergamon Pres Inc., UK, 125-148.

Bonnington, S. (1959). "Experiments on the hydraulic transport of mixed-sized solids", **British Hydromechanics Research Association**, PR 637.

Boulos, P. & Wood, D. (1990) "Explicit calculation of pipe-networks parameters", **Journal of Hydraulics Engineering**, ASCE, 116(11):1329-1344.

Carmona, R. & Sánchez, A. (1996). "Incremento de pérdida de carga en acueductos, información de campo de dos acueductos", IAHR, **Memorias del XVII Congreso Latinoamericano de Hidráulica**, Guayaquil, Ecuador, 3:267-278.

Condolios, E. & Chapus, E. (1963). "Transporting solid materials in pipelines", **Chemical Engineering**, 70:93-98.

Corino, E. & Brodkey, R. (1969). "A visual investigation of the wall region in turbulent flow", **Journal of Fluid Mechanics**, 37(1):1-30

Charles, M. (1970). "Transport of solid by pipeline", **International Conference on the Hydraulic Transport of Solids in Pipes**, BHRA Fluid Engineering, Cranfield, UK. Paper A3

Chen, N. (1997a). "Simplified settling velocity formula for sediment particle", **Journal of Hydraulic Engineering**, 123(2):149-152.

Chen, N. (1997b). "Effect of concentration on settling velocity of sediment particles", **Journal of Hydraulic Engineering**, 123(8):728-731.

Chien, N. & Wan, Z. (1999). "Mechanics of sediment transport", **ASCE Press**, USA.

Choi, K. & Clayton, B. (2001) "The mechanism of turbulent drag reduction with wall oscillation", **International Journal of Heat and Fluid Flow**, 22:1-9.

Christensen, B. (2000). "Discussion – Limitations and proper use of the Hazen-Williams equation", **Journal of Hydraulics Engineering**, ASCE, 126(2):167-168.

Davis, C. & Sorensen, K. (1969). **Handbook of applied hydraulics**, 3rd edition, McGraw-Hill, New York, New York.

Diskin, MH (1960). "The limits of applicability of Hazen-Williams formula", **La Houille Blanche**, Grenoble, France, 6:720-723

Dolgoplova, E. (2000). "The coefficient of friction in channel flows", **Water Resources**, 27(6):611-616

Dominguez, B, Souyris, R. & Errázuriz, J. (1994) " Análisis energético del transporte hidráulico de sólidos en tuberías", **Memorias del XVI Congreso Latinoamericano de Hidráulica**, IAHR, Santiago, Chile, 1:93-102.

Don, J. & Rayes, A. (1981) "Reliability of algorithms for pipe network analysis", **Journal of Hydraulics Division, Proceedings of the American Society of Civil Engineers**, ASCE, 107(HY10):1145-1161.

Doron, P., Simkhis, M. & Barnea, D. (1997). "Flow of solid-liquid mixtures in inclined pipes", **International Journal of Multiphase Flow**, 23(2):313-323.

Durand, R. (1953a). "Basic relationship of the transport of solid in pipes—experimental research", **Proceedings of hydraulics convention**, IAHR, Minneapolis, Minn.

Durand, R. (1953b). "Basic relationships of the transportation of solids in pipes – experimental research", **5th Congress of the IAHR**, 5:89-103.

Chhabra, R. & Richardson, J. (1982). "Comments on: A new concept for the calculation of pressure drop with hydraulic transport of solids in horizontal pipes", **Chemical Engineering Science**, 37(10):1578-1580.

Echávez, G. (1997) "Increase in losses coefficient with age for small diameter pipes", **Journal of Hydraulics Engineering**, ASCE, 123(2):157-159.

- El-Emam, N., Gad, F., Nafey, A. & Zoghaid, N. (1997). "New friction factor derived from study of Egyptian gas-field pipelines", **Oil & Gas Journal**, 10:72-78.
- Ellis, H., Redberger, P. & Bolt, L. (1963). "Slurries: Basic principles and power requirements", **Industrial and Engineering Chemistry**, 55(8):18-26.
- Ellis, H.S. & Round, G.F. (1963) "Laboratory studies on the flow of nickel-water suspensions", **Canadian Mining and Metallurgical Bulletin**, 56:773-781.
- Encyclopedia of fluid mechanics (1986). **Slurry flow technology-volume 5**, Gulf publishing Co., Houston, USA.
- Ferreri, G., Napoli, E., & Tumbiolo, A. (1994). "Calibration or roughness in water distribution networks", **2nd International Conference on Water Pipeline System**, BHR Group Conference Series, 10: 379-396.
- Franco, V. (1991). "Transporte de sólidos por tuberías, estado actual del conocimiento", **Instituto de Ingeniería**, UNAM, D-30.
- Freeman, J. (1944) "Flow water in pipes and pipe fittings", ASME, New York, New York.
- Hans, B.N. (1989). "Methods for analyzing pipe networks", **Journal of Hydraulics Engineering**, ASCE, 115(2):139-157.
- Garde, R. & Ranga-Raju, K. (1977). **Mechanics of sediment transportation and alluvial stream problems** John Wiley & Sons, New York, NY.
- Graf, W. (1971) **Hydraulics of sediment transport**, McGraw-Hill, Inc., New York, NY.
- Grass, A. (1971). "Structural features of turbulent flow over smooth and rough boundaries", **Journal of Fluid Mechanics**, 50:233-255.
- Hayden, J. & Stelson, I. (1968). "Hydraulics conveyance of solids in pipes", **International Symposium on solid-liquid Flow in Pipes**, Pennsylvania.
- Hinze, J. (1975) **Turbulence**, 2nd ed. McGraw-Hill, New York, USA.
- Hudson, W. (1973). "Computerizing pipeline design", **Journal of Transporting Engineering**, ASCE, 99(73):73-82.
- Hudson, W. (1966). "Studies of distribution system capacity in seven cities", **Journal of American Water Works Association**, 58(2):157-164.
- Idelchik, I. (1994). **Handbook of hydraulic resistance**, 3rd. edition, CRC Press, Inc., Boca Raton, Florida.
- Juárez, E. Rico, A. (1975). **Mecánica de suelos Tomo 1**, 3^a Ed., Limusa, México D F., México.

- Kaftori, H., Hetsroni, G. & Banerjee, S. (1998) "The effect of particles on wall turbulence", **International Journal of Multiphase Flow**, 24(3):359-386.
- Kaftori, D., Hetsroni, G. & Banerjee, S. (1995a). "Particle Behavior in the Turbulent Boundary Layer. Part I: Motion Deposition and Entrainment", **Physics of Fluids**, 7, 1095-1106
- Kaftori, D., Hetsroni, G. & Banerjee, S. (1995b). "Particle Behavior in the Turbulent Boundary Layer. Part II: Velocity and Distribution Profiles", **Physics Fluids**, 7, 1107-1121.
- Kim, H., Kline, S. & Reynolds, W. (1971). "The production of turbulence near smooth wall in a turbulent boundary layer", **Journal of Fluid Mechanics**, 50:133-160
- Kline, S., Reynolds, W., Schraub, F. & Runstadlet, W.P. (1967) "The structure of turbulent boundary layers", **Journal of Fluid Mechanics**, 30:741-773.
- Koch, L. (1964). "Solids in pipes", *International Science and Technology*, 26:68-78
- Kodama, Y., Kakugawa, A., Takahashi, I. & Kawashima, F. (2000). "Experimental study on microbubbles and their applicability to ships for skin friction reduction", **International Journal of Heat and Fluid Flow**, 21:582-588.
- Kökpinar, M. & Gögüs, M. (2001). "Critical flow velocity in slurry transporting horizontal pipelines", **Journal of Hydraulic Engineering**, 127(9):763-771
- Larson, I. (1966). "Chemical control of corrosion", **Journal of American Water Works Association**, 58(3):354-362.
- Lazarus, J. & Nielson, I. (1978). "A generalized correlation for friction head losses of settling mixtures in horizontal smooth pipes", **5th International Conference on Hydraulics Transport of Solids in Pipes**, BHRA Fluid Engineering, Hanover, Germany, Paper B1.
- Levi, E. (1989). "**El agua según la ciencia**", Castell Ediciones & Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología, México D.F., México.
- Levi, E. (1980). "Complementos de mecánica de fluidos", **Instituto de Ingeniería**, Universidad Nacional Autónoma de México, N°D-15, México D.F., México
- Levi, E. (1978). "Eddy production inside wall layers", **Journal of Hydraulics Research**, IAHR, 78(1):107-122.
- Levy, A. & Mason, D.J. (1998) "The effect of a bend on the particle cross-section concentration and segregation in pneumatic conveying systems", **Powder Technology**, 98(2):95-103.
- Liou, Ch (1998). "Limitations and proper use of the Hazem-Williams equation", **Journal of Hydraulics Engineering**, ASCE, 124(9):951-954.

- Locher, F. (2000). "Discussion –Limitations and proper use of the Hazem-Williams equation", **Journal of Hydraulics Engineering**, ASCE, 126(2):168-169.
- López, F, Niño, Y. & García, M. (1994). "Estructuras coherentes turbulentas en canales abiertos", IAHR, **Memorias del XVI Congreso Latinoamericano de Hidráulica**, Santiago, Chile, 1:185-196.
- Hansen, A, Zavala, A. & Bravo, L. (1995). "Fuentes de contaminación y enriquecimiento de metales en sedimentos de la cuenca Lerma-Chapala", **Ingeniería Hidráulica en México**, X(3):55-69.
- Matousek, V. (1997) "Flow mechanism of sand-water mixtures in pipelines", **Ph.D. Thesis**, Technical University Delft, Delft, The Netherlands, 258 pp.
- Matousek, V. (1996). "On a solid particle suspension in a slurry pipeline", **Proc. Advances in Fluid Mechanics**, Computational Mechanics Publications, Southampton, UK, 317-326.
- Mendoza, C. (1996). "Transferencia de calor con partículas en suspensión: Resultados experimentales", **Tesis Doctoral**, DEPI-UNAM.
- Metcalf & Eddy, Inc. (1991) "**Wastewater engineering –treatment, disposal and reuse**", 3th Edition, McGraw-Hill Book Co., Singapore.
- Miller, D (1985) "Internal flow systems", BHRA, **Fluid engineering series**, vol. 5.
- Moody, L. (1944). "Friction factors for pipe flow", **Transactions of ASME**, 66:671-678.
- Molerus, O. & Wirth, K. (1999). "Theory of particle size analysis", **Internal Report**, University Erlangen-Nürnberg, Germany, 44 pp.
- Molerus, O. (1983). "Solid loaded flows with particular interest to applications in technology", **Physic Chemical Hydrodynamics**, 4(4):337-349
- Molerus, O. & Wellmann, P. (1981) "A new concept for the calculation of pressure drop with hydraulic transport of solids in horizontal pipes", **Chemical Engineering Science**, 36(10):1623-1632.
- Mulbarger, M., Copas, S., Kordic, J. & Cash, F (1981). "Pipeline friction losses for wastewater sludges" **Journal of Water Pollution Control Federation**, 53(8):1303-1313.
- Naudascher, E. (1999). "**Hidráulica de canales-diseño de estructuras**", Limusa, México. Versión autorizada en español de la obra publicada en alemán con el título: *Hydraulik der gerinne und gerinnebauwerke*, Springer-Verlag Wien.
- Nielsen, H (1989). "An efficient method of analyzing pipe networks", **Journal of Hydraulics Engineering**, ASCE, 115(2):139-157.

- Niño, Y. & García, M. (1996). Experiments on particle-turbulence interactions in the near-wall region of an open flow: implications for sediment transport”, **Journal of Fluids Mechanics**, 326:285-319.
- Newitt, D., Richardson, H. & Shook, C. (1962). “Hydraulic conveying of solid in horizontal pipes”, **Proceedings of the Symposium on the International Between Fluids and Particles**, Dorking, Surrey.
- Nezu, I. & Rodi, W. (1986). “Open-channel flow measurements with a laser Doppler anemometer”, **Journal of Hydraulics Engineering**, ASCE, 112:335-355.
- Offen, G. & Kline, S. (1975). “A proposed model of the bursting process in turbulent boundary layers”, **Journal of Fluid Mechanics**, 70(2):209-228
- Ohashi, H., Sugawara, T., Kikuchi, K. & Ise, M. (1980). “Average particle velocity in solid-liquid two-phase flow through vertical and horizontal tubes”, **Journal of Chemical Engineering of Japan**, 13(5):343-349.
- Ormsbee, L. & Wood, D. (1986). “Explicit pipe network calibration”, **Journal of Water Resources Planning and Management**, ASCE, 112(2):166-182.
- Ortiz, L. & Sánchez, A. (1998). “Determinación de los coeficientes globales de pérdidas de energía en el Sistema Cutzamala”, **Memoerías del XVIII Congreso Latinoamericano de Hidráulica**, IAHR-AMH, Oaxaca, México, 2:687-696
- Ortiz, L. & Carmona, R. (2000). “Pérdidas por fricción en la conducción de agua con contenido de sólidos”, **Ingeniería del Agua**, 7(2):139-146.
- Raudkivi, A. (1976). “**Loose boundary layer hydraulics**”, 1st Ed., Pergamon Press, Inc., Tarrytown, N.Y.
- Robertson, J., Syamala-Rao, B., Lakshmana-Rao, N., Gupta, N., Blaisdell, F., Wright, D., Bossy, H., Laverty, B., Smith, A., Barr, D., Rahm, L., Anderson, D., Palmer, P., Chapple, M., Angelin, S., Larsen, P. & Mechler, W. (1966). “Discussion: Factor influencing flow in large conduits”, **Journal of Hydraulics Division**, ASCE, (HY4):168-218.
- Roussell, G. (1955). “**Hydraulics**”, 5th edition, Henry Holt and Company, New York, New York
- Rouse, H. (1946). “**Elementary mechanics of fluids**”, John Wiley & Sons, Inc., New York, USA.
- Rouse, H. (1938). “**Fluid mechanics for hydraulic engineers**”, Dover Publications, Inc. New York, USA.
- Rymuza, Z. (1996). “Energy concept of the coefficient of friction”, **Wear**, 199(2):187-196.

- Shamir, U. & Howard C. (1968) "Water distribution system analysis", **Journal of Hydraulics Division**, ASCE, 94(HY1):219-234
- Slatter, P. (1997) "The rheological characterization of sludges", **Water Science Technology**, 36(11):9-18.
- Schlichting, H. (1979). "**Boundary-Layer Theory**", 7th ed. McGraw-Hill, New York, USA
- Smith, R. (1955). "Experiments on the flow of sand-water slurries in horizontal pipes", **Transactions Institute of Chemical Engineers**. 33,2.
- Swamee, P. (2000). "Discussion -Limitations and proper use of the Hazem-Williams equation", **Journal of Hydraulics Engineering**, ASCE, 126(2):169-170
- Swamee, P. (1995). "Design of sediment transporting pipeline", **Journal of Hydraulics Engineering**, ASCE, 121(1):72-76.
- Swamee, P. (1993). "Desing of a submarine oil pipeline", **Journal of Transportation Engineering**, ASCE, 119(1):159-170.
- Swamee, P. & Ojha, Ch. (1991). "Drag coefficient and fall velocity of non spherical particles", **Journal of Hydraulics Engineering**, 117(5):660-667.
- Thurston, E. (1966). "Studies of distribution system capacity in seven cities", **Journal of American Water Works Association**, 58(2):354-362.
- Turian, R., Ma, T., Hsu, F. & Sung, D. (1998a) "Flow of concentrated non-Newtonian slurries: Friction losses in laminar, turbulent and transition flow through straight pipe", **International Journal of Multiphase Flow**, 24(2):225-242.
- Turian, R., Ma, T., Hsu, F, Sung, D. & Plackmann, G. (1998b). "Flow of concentrated non-Newtonian slurries: Friction losses in bends, fittings, valves and venturii meters", **International Journal of Multiphase Flow**, 24(2):243-269.
- Turian, R. & Yuan, T. (1977) "Flow of slurries in pipelines", **AIChE Journal**, Vol. 23.
- Varaksin, A, Polezhaev, Y & Polyakov, A. (2000). "Effect of particle concentration on fluctuating velocity of the disperse phase for turbulent pipe flow", **International Journal of Heat and Fluid Flow**, 21:562-567.
- Walsky, T. (1983). "Technique for calibrating network models", **Journal of Water Resources Planning and Management**, ASCE, 109(4):360-372
- WEF & ASCE (1998) "**Design of municipal waste water treatment plants**".
- Wayne, W. & Walski, T. (1988). "Predicting internal roughness in water mains", **Journal of American Water Works Association**, 80(11):34-40

Wilson, K. & Tse, J. (1984). "Deposition limit for coarse particle transport in inclined pipes", **Proceedings of the 9th International conference on the hydraulic transport of solids in pipes**, Italy, D1:149-161.

Wong, K. & Piedrahita, R. (2000). "Settling velocity characterization of aquacultural solids", **Aquacultural Engineering**, 21:233-246.

Worster, R. (1954). "The hydraulics transport of solids", **British Hydromechanics Research Association**, 477-482.

Wood, D. & Rayes, A. (1981). "Reliability of algorithms for pipe network analysis", **Journal of Hydraulics Division**, ASCE, 107(10):1145-1161.

Zandi, I. (1971). "**Advances in solid-liquid flow in pipes and its applications**", Pergamon Press, New York, NY

Zandi, I. & Govatos, G (1967). "Heterogeneous flow of solids in pipelines", **Journal of Hydraulics Division**, 93(HY3):145-159.

Zipparro V., Hans, H. & Davis, C. (1993). "**Handbook of applied hydraulics**", McGraw-Hill.