

17
201



**Universidad Nacional Autónoma
de México**

**Escuela Nacional de Estudios Profesionales
ZARAGOZA**

**CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LA
CAIDA DE PRESION EN TUBERIAS CON
FLUJO A DOS FASES**

T E S I S

**Que para obtener el título de
INGENIERO QUIMICO**

P r e s e n t a n

**Jesús Ramón Varela Juárez
Esteban Varela Juárez**



México, D. F.

1986



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está 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.

Indice	
Introducción	7
Nomenclatura	8
Capítulo I. Introducción al Flujo Gas-Líquido	
1.1 Introducción	23
1.2 Características del flujo a dos fases gas-líquido	24
1.3 Variables que gobiernan al flujo gas-líquido	25
1.4 Descripción del flujo gas-líquido	26
1.5 Variables requeridas del sistema para dimensionar tuberías con flujo a dos fases	27
1.6 Problemas que ocasiona el tener un patrón de flujo indeseable en la tubería	27
Capítulo 2. Correlaciones para Evaluar Diversos Parámetros Involucrados en las Ecuaciones de Caída de Presión	
2.1 Densidad de la mezcla	31
2.2 Velocidad superficial	31
2.3 Velocidad de la mezcla	32
2.4 Factor de compresibilidad	33
2.5 Predimensionamiento de tuberías con flujo a dos fases y velocidades recomendadas	33
Capítulo 3. Tuberías Horizontales	
3.1 Introducción	35
3.2 Patrones de flujo	
3.2.1 Descripción de los patrones de flujo	36
3.2.2 Mapa generalizado de patrones de flujo de Baker	41
3.3 Holdup	41
3.4 Correlaciones para el cálculo de la caída de presión	
3.4.1 Lockhart y Martinelli	45
3.4.2 Baxendell	51
3.4.3 Bertuzzi, Tek y Postman	53
3.4.4 Hoogerdoorn y Buitelaar	63

3.4.5 Eaton	68
3.4.6 Eaton, Andrews, Knowles, Silverberg y Brown	79
3.4.7 Chawla	85
3.4.8 Dukler, Wicks y Cleveland	.
Método I: Flujo homogéneo ó Flujo sin deslizamiento	88
Método II: Flujo con deslizamiento constante	90
3.4.9 Beggs y Brill	95
3.5 Selección de la correlación	101
3.5.1 Descripción del programa	101
3.5.2 Resultados	102

Capítulo 4. Tuberías Verticales

4.1 Introducción	104
4.2 Patrones de flujo	
4.2.1 Descripción de los patrones de flujo	105
4.2.1.1 Flujo ascendente	105
4.2.1.2 Flujo descendente	108
4.2.1.3 Flujo en codos de 180°	113
4.2.1.3.1 Codos superiores	113
4.2.1.3.2 Codos inferiores	117
4.2.2 Mapas generalizados de patrones de flujo	119
4.2.2.1 Oshinowo y Charles (Flujo ascendente)	120
4.2.2.2 Oshinowo y Charles (Flujo descendente)	120
4.3 Holdup	123
4.4 Determinación del perfil de temperaturas en la tubería	128
4.5 Correlaciones para el cálculo de la caída de presión	
4.5.1 Poettman y Carpenter	129
4.5.2 Duns y Ros	132
4.5.3 Hagerdorn y Brown	143
4.5.4 Orkiszewski	150
4.5.5 Aziz, Govier y Fogarasi	162
4.5.6 Beggs y Brill	170

4.5.7 Oshinowo y Charles	176
4.6 Selección de la correlación	181
4.6.1 Descripción del programa	182
4.6.2 Resultados	183

Capítulo 5. Tuberías Inclinadas

5.1 Introducción	186
5.2 Patrones de flujo	187
5.3 Holdup	187
5.4 Correlaciones para el cálculo de la caída de presión	
5.4.1 Flanigan	187
5.4.2 Bonnacaze, Erskine y Greskovich	191
5.4.3 Beggs y Brill	196
5.4.4 Griffith, Lau, Hon y Pearson	197
5.5 Selección de la correlación	204
5.5.1 Descripción del programa	205
5.5.2 Resultados	207

Capítulo 6. Patrones de Flujo de Transición

6.1 Introducción	211
6.2 Flujo horizontal	
6.2.1 Método de Taitel y Dukler	212
6.3 Flujo vertical	
6.3.1 Método de Taitel, Barnea y Dukler (Flujo ascendente)	221
6.3.2 Método de Barnea, Shoman y Taitel (Flujo descendente)	230
6.4 Flujo inclinado	
6.4.1 Método de Barnea, Shoman y Taitel (Flujo descendente)	232

Capítulo 7. Transporte Neumático Horizontal

7.1 Introducción	248
7.2 Factor de fricción de sólidos	250
7.3 Velocidad mínima de transporte	251
7.4 Patrones de flujo	257
7.5 Correlaciones para el cálculo de la caída de presión	

7.5.1 Vogt y White	261
7.5.2 Korn	261
7.5.3 Albright, Holden, Simons y Schmidt	262
7.5.4 Hinkle	266
7.5.5 Wen	270
7.5.6 Metha, Smith y Comings	275
7.5.7 Wen y Simons	278
7.5.8 Mc Carty y Olson	281
7.5.9 Rose y Duckworth	285
7.5.10 Chari	285

Capítulo 8. Transporte Neumático Vertical

8.1 Introducción	292
8.2 Factor de fricción de los sólidos	294
8.3 Patrones de flujo	296
8.4 Holdup	303
8.5 Correlaciones para el cálculo de la caída de presión	
8.5.1 Vogt y White	305
8.5.2 Belden y Kassel	311
8.5.3 Korn	315
8.5.4 Hinkle	320
8.5.5 Barth	321
8.5.6 Boothroyd	324
8.5.7 Jones, Braun, Daubert y Allendorf	326
8.5.8 Rose y Duckworth	330
8.5.9 Leung y Wiles	340
8.5.10 Klinzing	353
8.5.11 Klinzing y Mathur	359
8.5.12 Kunii y Levenspiel (Flujo ascendente)	362
8.5.13 Kunii y Levenspiel (Flujo totalmente suspendido)	364
8.5.14 Metha, Smith y Comings	366

Capítulo 9. Transporte Neumático Inclinado

9.1 Introducción	371
------------------	-----

9.2	Correlaciones para el cálculo de la caída de presión	
9.2.1	Rose y Duckworth	372
9.2.2	Kunii y Levenspiel	372
9.2.3	Kunii y Levenspiel (Flujo totalmente suspendido)	379

Capítulo 10. Transporte Hidráulico

10.1	Introducción	383
10.2	Velocidad de sedimentación	384
10.3	Coefficientes de arrastre	392
10.4	Patrones de flujo	396
10.5	Holdup	399
10.6	Correlaciones para el cálculo de la caída de presión	
10.6.1	Condolios y Chapos (Posición horizontal)	401
10.6.1.1	Sin sedimentación	401
10.6.1.2	Con sedimentación	403
10.6.2	Gaessler (Posición horizontal)	405
10.6.3	Rose y Duckworth (Aplicable a cualquier posición)	412
10.6.4	Vanasse, Coupal y Boulos (Posición horizontal)	413
10.6.5	Condolios y Chapos (Posición vertical)	415
10.6.5.1	Sin sedimentación	415
10.6.6	Newitt, Richardson y Gliddon (Posición vertical)	417
10.6.7	Condolios y Chapos (Posición inclinada)	421
10.6.7.1	Flujo ascendente	421
10.6.7.2	Flujo descendente	421
10.7	Selección de la correlación	423

Capítulo 11. Transporte de Cápsulas

11.1	Introducción	424
11.2	Evaluación de algunos parámetros involucrados en el flujo de cápsulas	425
11.2.1	Velocidad de deslizamiento	425
11.2.2	Velocidad de la mezcla	426
11.2.3	Velocidades reales	426
11.2.4	Fracción de volumen de la tubería ocupada por la	

cápsula	426
11.2.5 Densidad de la mezcla	428
11.2.6 Velocidad y caída de presión requerida para el movimiento de las cápsulas en la línea de transporte	428
11.2.7 Velocidad promedio efectiva del líquido en el ánulo	430
11.3 Patrones de flujo	430
11.4 Holdup	432
11.5 Correlaciones para el cálculo de la caída de presión	
11.5.1 Ellis, Kruyer y Roschl (Posición horizontal)	433
11.5.2 Kruyer y Ellis (Posición horizontal)	436
11.5.3 Latto, Round y Anzenavs (Posición vertical)	439
11.5.4 Latto y Chow (Posición vertical)	441
11.5.5 Latto, Round y Anzenavs (Posición inclinada)	444
11.6 Selección de la correlación	445
Conclusiones	446
Lista de Figuras	449
Lista de Tablas	455
Apéndices	
A. Transporte Gas-Líquido	459
B. Transporte Neumático	492
Bibliografía	516

Introducción

Dada la carencia de una fuente de consulta que contemple un vasto grupo de correlaciones que permitan calcular la caída de presión en tuberías con flujo a dos fases, además de no presentar las ecuaciones necesarias para evaluar los parámetros involucrados, en este trabajo se presenta una recopilación exhaustiva de las correlaciones propuestas en la literatura técnica, contemplándose éstas con las ecuaciones necesarias para facilitar su uso, es decir, que el lector no tenga la necesidad de consultar información externa, más que la que se encuentra en el trabajo, facilitándose así, la aplicación de las correlaciones aquí propuestas.

Cada una de las correlaciones se agrupó dependiendo del tipo de flujo y posición de la tubería (es decir si el flujo es gas-líquido, sólido-líquido ó sólido-gas; y posición de la tubería: horizontal, vertical ó inclinada).

Cada uno de los capítulos está constituido por una introducción, seguida de la descripción de los patrones de flujo que se presentan en los diferentes tipos de flujo y posición de la tubería. Así mismo se da una breve descripción de como se generó la correlación, mostrando las ecuaciones y figuras necesarias de que está constituida, así como los algoritmos de cálculo de las mismas.

Por último se seleccionó una correlación de las diferentes modalidades de flujo a dos fases (gas-líquido y sólido-gas), y posiciones de tubería: horizontal, vertical e inclinada. Para mostrar cual es el comportamiento de la caída de presión cuando se están variando los flujos máxicos de ambas fases y diámetros de tubería. Dicho comportamiento se obtuvo a partir de programas en FORTRAN IV

Nomenclatura

a	constante adimensional
\bar{a}	constante
a_L	altura del líquido (ft)
a'_L	relación altura del líquido-diámetro de tubería
a_s	aceleración de las partículas
A	sección transversal de la tubería (ft ²)
A'	función empírica de Vogt y White
A_C	media logarítmica de temperatura en la envoltura (adimensional)
A_f	sección transversal de la tubería ocupada por el fluido (ft ²)
A'_f	parámetro evaluado con la ec(6.12)
A'_g	sección transversal de la tubería ocupada por el gas (ft ²)
A_O	área superficial de las partículas (L^2/L^3)
A_P	área de la partícula (ft ²)
A_S	sección transversal de la tubería ocupada por los sólidos (ft ²)
A_t	media logarítmica de las áreas
A_1	área interior de la tubería (ft ²)
A'_1	área externa de la tubería (ft ²)
A_2	área interna de la envoltura (ft ²)
b	constante adimensional
B	función inicial (adimensional)
B'	término definido por la ec(2.18)
B_f	parámetro adimensional
B_g	factor volumétrico del gas (ft ³ /ft ³)
B'_g	factor volumétrico del gas corregido (ft ³ /ft ³)
B^g	término definido por la ec(2.17)
B_O	factor volumétrico del aceite (BBL/BBL)
B'_O	factor volumétrico del aceite corregido (BBL/BBL)
B_x	abscisa del mapa de patrones de flujo de Baker (adimensional)
B_w	número base del agua
B_y	ordenada del mapa de patrones de flujo de Baker (adimensional)
c	constante adimensional
c^O	condiciones de taponamiento

- C coeficiente que depende del tamaño de la perturbación
- \bar{C} parámetro involucrado en la correlación de Hoogendoorn y Buitelaar para tuberías lisas (adimensional)
- C_D coeficiente de arrastre
- C_{Df} coeficiente de arrastre del fluido
- C_{Ds} coeficiente de arrastre de una sola partícula
- C_{ep} carga específica (masa de sólidos/masa de fluido)
- C_o parámetro de distribución
- C_g número adimensional
- C_L número adimensional
- C_{NL} parámetro adimensional definido por la fig(4.21)
- C_{or} corrosión permisible (in)
- C_{PE} calor específico del gas (BTU/lb $^{\circ}F$)
- C_{pm} calor específico de la mezcla (BTU/lb $^{\circ}F$)
- C_{rou} parámetro involucrado en la correlación de Hoogendoorn y Buitelaar para tuberías rugosas (adimensional)
- C_{ps} calor específico de los sólidos (BTU/lb $^{\circ}F$)
- C_s fracción volumétrica de sólidos a la entrada de la línea de transporte
- C_{s1} fracción volumétrica de sólidos suspendidos a la entrada de la línea de transporte
- C_t concentración de sólidos transportados
- C_{te} calor específico de la tierra (BTU/lb $^{\circ}F$)
- C_x coeficiente de arrastre aparente
- C_w fracción másica de sólidos a la entrada de la línea de transporte
- C_{w2} fracción másica de sólidos en el lecho a la entrada de la línea de transporte
- C_1 coeficiente definido por la fig(4.23)
- C_2 coeficiente definido por la fig(4.24)
- d_p diámetro promedio de la partícula (ft)
- d_h diámetro hidráulico (ft)

- d_c diámetro de la cápsula (ft)
- D diámetro de la tubería (in)
- D_B diámetro base (12 in)
- D_{rc} densidad relativa de la cápsula
- D_{rf} densidad relativa del fluido
- D_{rg} densidad relativa del gas
- D_{rm} densidad relativa de la mezcla
- D_{ro} densidad relativa del aceite
- D_{rs} densidad relativa de los sólidos
- D_{rw} densidad relativa del agua
- E eficiencia del flujo
- E_c factor de Chawla
- E_g fracción de gas en el pico (slug) de líquido
- f factor de fricción
- f' factor de fricción de Fanning
- f^s factor de fricción para los sólidos suspendidos
- f_a factor de fricción modificado del aire, para evaluar la caída de presión a través de un lecho fijo
- f_{ann} factor de fricción en el ánulo
- f_d factor de fricción en el codo
- f_B factor de fricción de Baxendell
- f_c factor de fricción del fluido en el ánulo
- f_f factor de fricción del fluido
- f_f' factor de fricción de Fanning para el fluido
- f_m factor de fricción de la mezcla (fluido-sólido)
- f_n factor de fricción normalizado
- f_p' factor de fricción de las partículas totalmente aceleradas
- r_{pp} parámetro característico de las partículas
- f_u factor de fricción de Ros
- f_s factor de fricción de los sólidos
- f_s' factor que caracteriza a los sólidos
- f_s constante que depende del tipo de material
- f_{tp} factor de fricción para las dos fases

- f_1 factor de fricción del fluido de transporte
función de tiempo adimensional)
- f_i factores propuestos para corregir los efectos del holdup
(donde i toma los subindices 1,2,y 3.)
- F término definido por la ec(2.13)
- F' término de fuerza
- F_c fracción de la tubería ocupada por la cápsula
- F_{df} factor que indica la dirección en la cual actúan las fuerzas
de flotación
- F_L parámetro que se obtiene de las figs.(10.1 a 10.5)
- F_G parámetro definido por la ec(4.70)
- F_p fracción volumétrica del líquido que entra a la tubería
- F_s fracción volumétrica de sólidos que entran a la tubería
- F_σ factor de corrección de la tensión superficial
- f_1 fuerza friccional debido al deslizamiento del lecho en el
fondo de la tubería
- F_2 fuerzas cortantes en la pared de la tubería, atribuidas al
impacto de los sólidos suspendidos sobre la misma
- F_3 fuerzas cortantes en la pared de la tubería, debido al mismo
flujo del fluido de transporte
- f_4 velocidad adimensional de sedimentación de Durand y Condolios
- $F_{5,6,7}$ parámetros definidos en la fig(4.10)
- g aceleración de la gravedad (32.2 ft/seg²)
- g_c factor de conversión (32.2 lb ft/lb seg²)
- G_f flux másico del fluido (lb/ft² seg)
- G_g flux másico del gas (lb/ft² seg)
- G_{g1} flux másico del gas a la entrada (lb/ft² seg)
- G_m flux másico de la mezcla (lb/ft² seg)
- G_r relación de flujos másicos (adimensional)
- G_s flux másico de sólidos (lb/ft² seg)
- G_{rg} gradiente geotérmico (1t, °F)
- G_{sf} flux másico superficial del fluido (lb/ft² seg)

u_{sg}	flux másico superficial del gas (lb/ft ² seg)
h	factor definido por la ec(8.28)
h'	factor definido por la ec(8.40)
h_L	holdup de la fase líquida, bajo condiciones sin deslizamiento
h_s	altura del depósito de sedimentos (ft)
Δh	incremento de longitud en una tubería inclinada (ft)
h_T	altura de la tubería (ft)
H'_C	holdup de la cápsula
H^O_C	holdup en las condiciones de taponamiento
H'_U	holdup de la fase gaseosa, bajo condiciones de deslizamiento
H'_L	holdup de la fase líquida, bajo condiciones de deslizamiento
i_{Ld}	holdup del fluido en la descarga
H_O	holdup del lecho fluidizado (bajo condiciones de deslizamiento) a la velocidad mínima de fluidización
H_S	holdup de los sólidos
d_T	holdup del gas bajo condiciones de transición a flujo picos (slug)
i	constante adimensional
j	constante adimensional
J	parámetro definido por la ec(3.52)
k	relación diámetro de la cápsula a diámetro de la tubería
k_e	conductividad térmica de la envoltura (BTU/hr ft °F)
k_t	conductividad térmica de la tierra (BTU/hr ft °F)
k_{tu}	conductividad térmica de la tubería (BTU/hr ft °F)
k_p	factor de Bankoff
k^*	función empírica de Vogt y White
k_{Ba}	factor de Saxeveill
k_{ne}	relación de la velocidad promedio axial de las partículas, obtenida a la velocidad promedio del fluido
l	longitud requerida para obtener el flujo picos (slug) estable (ft)
L	longitud de la tubería (ft)
L_u	longitud de la tubería requerida para la aceleración de las partículas (ft)

\bar{L}_a	grupo adimensional definido por la ec(5.33)
L_B	parámetro definido por la ec(4.06)
L_C	longitud de la cápsula (ft)
L_m	parámetro definido por la ec(4.99)
L_s	parámetro definido por la ec(4.98)
L_T	longitud total de la tubería (ft)
ΔL	incremento de longitud de tubería (ft)
ΔL_C	incremento de longitud de tubería calculado (ft)
ΔL_{cp}	espacio entre cápsula y cápsula (ft)
L_i	parámetros definidos por las ecuaciones (3.111 a 3.114) (donde i toma los siguientes índices 1,2,3, y 4)
m	factor de Baxendell, definido en la fig(3.7)
\bar{m}	parámetro definido por la ec(4.130)
M	masa de la mezcla (lb/BBL)
\bar{M}	relación de flujo másico (aceite/agua)
\bar{M}_P	peso molecular promedio
\bar{M}_r	relación de flujo másico (gas/líquido)
M_s	masa de sólidos
M_{to}	tolerancia del proveedor
M_r'	relación de flujo másico (gas/aceite)
M_r''	relación de flujo másico (sólido/gas ó líquido)
\bar{M}'	relación de flujo másico (gas/mezcla)
n	factor adimensional
n_o	factor adimensional
n_l	factor adimensional
N_{Bw}	número base de la viscosidad del agua
N_D	número de diámetro de tubería
N_E	grupo adimensional evaluado con la ec(4.129)
N_{Fr}	número de Froude
N_{FrM}	número de Froude de la mezcla
N_{FrMo}	número de Froude modificado
N_{Frse}	número de Froude, evaluado con la velocidad de sedimentación

N_{Frt}	número de Froude terminal
N_{Ku}	número de Kutataledze
N_L	número de viscosidad del líquido
N_{LB}	grupo adimensional
N_{Re}	número de Reynolds
N_{Reann}	número de Reynolds del ánulo
N_{Reb}	número de Reynolds de la burbuja
N_{Rec}	número de Reynolds de la cápsula
N_{Red}	número de Reynolds de deslizamiento
N_{ReG}	número de Reynolds del gas
N_{ReL}	número de Reynolds del líquido
N_{Rem}	número de Reynolds de la mezcla
N_{Reo}	número de Reynolds del aceite
N_{ReS}	número de Reynolds sin deslizamiento
N_{Res}	número de reynolds de los sólidos
N_{ResL}	número de Reynolds superficial del líquido
N_{Ret}	número de Reynolds terminal
N_{Retp}	número de Reynolds de las dos fases
N_S	número de deslizamiento
N_{vg}	número de velocidad del gas
N_{vL}	número de velocidad del líquido
N_{vo}	número de velocidad del aceite
N_w	número de Weber
N_{wc}	número de Weber crítico
N_x	grupo adimensional definido por la ec(4.113)
N_y	grupo adimensional definido por la ec(4.114)
$N_{\mu o}$	número de viscosidad del aceite
P	presión (psia)
\bar{P}	presión promedio (psia)
P_{ac}	pérdidas por aceleración (adimensional)
P_c	presión crítica (psia)
P_{ce}	presión a las condiciones estandar (psia)
P_h	perímetro humedo (ft)

PM	peso molecular
P_{mpe}	peso molecular específico
P_r	presión reducida
P_1	presión de entrada (psia)
P_2	presión de salida (psia)
$\%P_i$	porcentaje de partículas
ΔP	caída de presión (psi)
ΔP_m	caída de presión de la mezcla (psi)
$(\Delta P)_a$	caída de presión debido a la aceleración de las partículas (psi)
$(\Delta P/\Delta L)_{ac}$	gradiente de presión debido a la aceleración de las fases (psi/ft)
$(\Delta P)_{ag}$	caída de presión debido a la aceleración de la fase gaseosa (psi)
$(\Delta P)_b$	caída de presión en codos (psi)
$(\Delta P)_c$	caída de presión de la cápsula (psi)
$(\Delta P/\Delta L)_c$	gradiente de presión de la cápsula (psi/ft)
$(\Delta P)_{cf}$	caída de presión que depende de las condiciones de flujo (psi)
$(\Delta P/\Delta L)_{cf}$	gradiente de presión requerido para el movimiento de las cápsulas (psi/ft)
$(\Delta P)_e$	caída de presión debido a la cabeza estática de las partículas sólidas (psi)
$(\Delta P)_{eL}$	caída de presión debido a la elevación (psi)
$(\Delta P)_{es}$	caída de presión debido a los esfuerzos cortantes en la pared de la línea de transporte (psi)
$(\Delta P)_f$	caída de presión debido a las pérdidas por fricción (psi)
$(\Delta P/\Delta L)_L$	gradiente de presión del fluido (psi/ft)
$(\Delta P)_{fm}$	caída de presión debido a la fricción provocada por la mezcla (psi)
$(\Delta P)_{fz}$	caída de presión requerida para soportar el peso de una columna de aire y de sólidos en una tubería vertical (psi)
$(\Delta P)_g$	caída de presión debido al flujo del gas (psi)
$(\Delta P)_{hf}$	caída de presión para soportar una columna de fluido (psi)

R_L	relación de densidades
R_P	relación de gradientes de presión ($(\Delta P/\Delta L_m)/(\Delta P/\Delta L_r)$)
R_C	relación de solubilidad (ft ³ /BBL)
R_t	radio de la tubería (ft)
R_v	relación de velocidad (U_c/U_f)
R_{ve}	relación de velocidad (U_c/U_m)
R_{vo}	relación de flujos volumétricos (gas/líquido)
s	espesor de la tubería (ft)
s_e	espesor de la envoltura (ft)
S	perímetro arriba del cual los esfuerzos cortantes actúan
S_m	esfuerzos máximos permisibles (psi)
t	tiempo de explotación (días)
\bar{T}	temperatura promedio (°F)
T_c	temperatura crítica (°F)
T_{cs}	temperatura a las condiciones estandar (°F)
T_r	temperatura reducida
T_t	temperatura de la tierra (°F)
T_1	temperatura de entrada (°F)
T_2	temperatura de salida (°F)
u_{eff}	velocidad efectiva del líquido en el anulo (ft/seg)
u_f	velocidad nominal del fluido (ft/seg)
\bar{u}_f	velocidad promedio del fluido (ft/seg)
\bar{u}_{La}	velocidad promedio del líquido en el anulo (ft/seg)
u_m	velocidad promedio de la mezcla (ft/seg)
u_o	velocidad superficial del fluido en el lecho en movimiento (ft/seg)
u_{at}	velocidad de los sólidos totalmente acelerados (ft/seg)
u^*	velocidad adimensional
U	coeficiente global de transferencia de calor entre el interior del tubo y el exterior de la envoltura, basado en el radio interno de la tubería (BTU/hr ft ² °F)
U_2	coeficiente global de transferencia de calor, basado en el radio exterior de la envoltura (BTU/hr ft ² °F)

U_{ab}	velocidad de ascención del pico (slug) de líquido (ft/seg)
U_b	velocidad definida por la ec(3.77) (ft/seg)
U_c	velocidad de la cápsula (ft/seg)
U_f	velocidad real del fluido (ft/seg)
\bar{U}_f	velocidad promedio real del fluido (ft/seg)
ΔU_f	gradiente de velocidad del fluido (ft/seg)
U_{fri}	velocidad friccional
U_g	velocidad real del gas (ft/seg)
ΔU_g	gradiente de velocidad del gas (ft/seg)
U_m	velocidad de la mezcla (ft/seg)
U_{mg}	velocidad mínima requerida para suspender las gotas de líquido (ft/seg)
U_{ns}	velocidad sin deslizamiento (ft/seg)
U_o	velocidad real del aceite (ft/seg)
ΔU_o	gradiente de velocidad del aceite (ft/seg)
U_{pe}	velocidad descendente de la película (ft/seg)
U_{rb}	velocidad de ascención de la burbuja (ft/seg)
U_{rs}	velocidad real de las partículas sólidas (ft/seg)
\bar{U}_{rs}	velocidad promedio real de las partículas sólidas (ft/seg)
U_{rm}	velocidad real de la mezcla (ft/seg)
\bar{U}_{rle}	velocidad promedio real de los sólidos en el lecho (ft/seg)
U_s	velocidad superficial para una fase dada (ft/seg)
U_{sc}	velocidad superficial de la cápsula (ft/seg)
U_{se}	velocidad de sedimentación de una partícula (ft/seg)
U_{sf}	velocidad superficial del fluido (ft/seg)
U_{sg}	velocidad superficial del gas (ft/seg)
U_{sg}^m	velocidad mínima del gas para evitar el movimiento del lecho (ft/seg)
U_{so}	velocidad superficial del aceite (ft/seg)
\bar{U}_{so}	velocidad superficial promedio del aceite (ft/seg)
U_{ss}	velocidad superficial de los sólidos (ft/seg)
\bar{U}_{sw}	velocidad promedio axial de las partículas en la pared de la línea de transporte (ft/seg)

U_t	velocidad terminal de las partículas (ft/seg)
U_{ti}	velocidad terminal del componente i (ft/seg)
U_{to}	velocidad rotacional del pico (slug) (ft/seg)
J_{TG}	velocidad de la burbuja del gas de Taylor (ft/seg)
v_m	velocidad mínima de transporte (ft/seg)
v_{msc}	velocidad mínima de transporte para una suspensión concentrada (ft/seg)
v_{msd}	velocidad mínima de transporte para una suspensión diluida (ft/seg)
v_o	velocidad mínima superficial de fluidización (ft/seg)
v_s	velocidad de deslizamiento (ft/seg)
v_{sp}	velocidad de deslizamiento de las partículas sólidas (ft/seg)
$\%v$	porcentaje de gas en la mezcla
v_r	velocidad definida por la ec(3.59) (ft/seg)
v_b	velocidad relativa del pico (slug) (ft/seg)
v_{bs}	velocidad definida por la ec(4.12b) (ft/seg)
v_c	velocidad crítica (ft/seg)
v_{cu}	velocidad de la cápsula (ft/seg)
v_{er}	velocidad de erosión (ft/seg)
v_{gu}	velocidad de la burbuja en la tubería (ft/seg)
V_L	volumen del líquido (ft ³)
V_{LT}	velocidad requerida para el movimiento de la cápsula (ft/seg)
V_{ol}	velocidad del líquido (ft/seg)
v_{re}	velocidad recomendada (ft/seg)
v_{ru}	velocidad de ruptura (ft/seg)
v_s	velocidad de sedimentación (ft/seg)
\mathcal{V}	volumen específico (ft ³ /lb)
$\bar{\mathcal{V}}_g$	volumen específico promedio del gas (ft ³ /lb)
$\bar{\mathcal{V}}_s$	volumen específico de los sólidos (ft ³ /lb)
w_f	flujo másico del fluido (lb/seg)
w_G	flujo másico del gas (lb/seg)
w_m	flujo másico de los sólidos (lb/seg)

w_o	flujo másico del aceite (lb/seg)
w_s	flujo másico de sólidos (lb/seg)
w_f	cabeza del fluido
$w_{f'}^o$	cabeza diferencial (ft)
w_m^o	cabeza de la mezcla
w_s^o	cabeza de los sólidos
x	exponente adimensional
x_{fi}	fracción volumétrica de los sólidos en la alimentación
x'_i	parámetro definido por la ec(4.4)
x_L	fracción volumétrica de líquido a la entrada de la tubería
\bar{x}_s	concentración en peso de los sólidos
x_s	concentración en mol de los sólidos
x_{ti}	fracción volumétrica de las partículas sólidas en la línea de transporte con su respectiva velocidad terminal
X	valor de la abscisa definida por la ec(3.50) en la correlación de Eaton
X'	parámetro de Lockhart y Martinelli
X_{LL}	parámetro de Lockhart y Martinelli, cuando el mecanismo de flujo es: líquido-laminar y gas-laminar
X_{Lt}	parámetro de Lockhart y Martinelli, cuando el mecanismo de flujo es: líquido-laminar y gas-turbulento
X_{tL}	parámetro de Lockhart y Martinelli, cuando el mecanismo de flujo es: líquido-turbulento y gas-laminar
X_{tt}	parámetro de Lockhart y Martinelli, cuando el mecanismo de flujo es: líquido-turbulento y gas-turbulento
\bar{Y}	parámetro adimensional definido por la ec(4.144)
y'	coeficiente adimensional definido por la ec(3.109)
y_d	distancia del centro de la tubería a la pared de la misma
Y	valor de la ordenada definida por la ec(3.48) en la correlación de Eaton
ΔL	altura ó profundidad de la tubería (ft)
Z	factor de compresibilidad, evaluado a las condiciones de operación promedio

z_1 parámetro adimensional definido por la ec(4.9)

Letras Griegas

α	factor de corrección del perfil de velocidad
α_c	relación de caída de presión
α_e	difusividad térmica de la tierra (ft^2/hr)
β	constante adimensional
β^*	constante adimensional
β_r	constante adimensional
β'	constante adimensional
β_g	viscosidad cinemática del gas (ft^2/seg)
β_l	viscosidad cinemática del líquido (ft^2/seg)
δ	constante adimensional
τ	esfuerzos cortantes en la pared de la línea de transporte
τ_f	gradiente debido a la fricción (psi/ft)
τ_s	esfuerzos cortantes debido a la presencia de los sólidos en la línea de transporte
τ'	multiplicador de fricción
Γ	coeficiente de distribución (adimensional)
σ_{at}	tensión superficial a las condiciones atmosféricas (dinas/cm)
σ_c	tensión superficial corregida (dinas/cm)
σ_f	tensión superficial del fluido (dinas/cm)
σ_s	tensión superficial específica (dinas/cm)
ρ^*	relación de densidades
ρ_c	densidad de la cápsula (lb/ft^3)
ρ_{df}	densidad del fluido disperso (lb/ft^3)
ρ_{ds}	densidad de los sólidos dispersos (lb/ft^3)
ρ_{dg}	densidad del gas disperso (lb/ft^3)
ρ_g	densidad del gas (lb/ft^3)

$\bar{\rho}_g$	densidad promedio del gas (lb/ft ³)
ρ_h	densidad de la hulla (lb/ft ³)
ρ_L	densidad del líquido (lb/ft ³)
ρ_m	densidad de la mezcla bajo condiciones sin deslizamiento (lb/ft ³)
$\bar{\rho}_m$	densidad promedio de la mezcla (lb/ft ³)
ρ_{md}	densidad de la mezcla bajo condiciones con deslizamiento (lb/ft ³)
ρ_o	densidad del aceite (lb/ft ³)
$\bar{\rho}_o$	densidad promedio del aceite (lb/ft ³)
ρ_{ods}	densidad aparente de la mezcla (lb/ft ³)
ρ_{oa}	densidad del aceite a las condiciones de almacenamiento (lb/ft ³)
ρ_{sop}	densidad de los sólidos (lb/ft ³)
ρ_w	densidad del agua (lb/ft ³)
ϵ_p	factor geométrico para el holdup de la película (adimensional)
ω	factor acéntrico
θ	ángulo de inclinación
μ_{Df}	viscosidad dinámica del fluido (cp)
μ_f	viscosidad del fluido (cp)
μ'_f	viscosidad dinámica aparente del fluido
μ_g	viscosidad del gas
μ_m	viscosidad de la mezcla
μ_o	viscosidad del aceite (cp)
μ_s	viscosidad específica (cp)
ξ	función del ángulo de inclinación
η	coeficiente de rigidez
σ_v	esfuerzo permisible
λ	coeficiente de rugosidad
$\bar{\lambda}$	parámetro para determinar el régimen de flujo
ϵ	rugosidad de la tubería
ϕ_c	tracción volumétrica de los sólidos en las condiciones de mínimo transporte de la suspensión gas-sólido
ϕ	factor adimensional
ϕ_s	tracción volumétrica de la tubería ocupada por los sólidos, si hay formación de sedimentos en la misma

- δ parámetro adimensional definido por la ec(6.9)
 Π grupo adimensional definido por la ec(4.42)
 $\bar{\Pi}$ grupo adimensional definido por la ec(4.60)
 ϕ parámetro adimensional, el cual se calcula a partir de las ecuaciones que se muestran en la tabla(3.3)
 χ factor de forma de las partículas
 ψ parámetro adimensional definido por la fig(4.20)
 Γ grupo adimensional
 $\bar{\Delta}_1; \bar{\Delta}_2$ grupos adimensionales
 Δ variable definida por la ec(4.2)
 φ_i funciones adimensionales

Introducción al flujo Gas-Líquido

1.1 INTRODUCCION

Al problema del flujo de mezclas gas-líquido en tuberías, se le ha dado una mayor atención en los últimos años. Este tipo de flujo es encontrado en un gran número de casos importantes, tales como: industria del petróleo, industria de procesos químicos, equipos de generación de vapor, diseño de reactores nucleares, entre otros.

En la industria del petróleo, la explotación de gas ó petróleo a través de un pozo involucra el flujo de mezclas de fases. En el caso de la extracción de gas a partir de un pozo, muy a menudo pequeñas cantidades de agua en la fase líquida y/o líquidos de hidrocarburos ligeros son producidos simultáneamente, por lo cual el flujo de la mezcla es de una, dos ó tres fases.

Así en la producción de productos químicos, transporte de petróleo crudo y productos derivados de este, la proporción gas-líquido que se presenta en la tubería es considerablemente alta pero la presencia de pequeñas cantidades de líquido afecta significativamente el flujo, de tal manera que exista el cambio en el patrón de flujo.

El flujo gas-líquido es encontrado muy a menudo con la respectiva transferencia de calor y el surgimiento de vaporizaciones parciales de una simple fase líquida. Por lo que de esta manera el problema se torna más complicado debido al continuo cambio en la proporción gas-líquido en la tubería.

En las operaciones antes mencionadas y muchas otras más, al ingeniero le interesa primeramente la determinación de la caída de presión, para llevar a cabo un dimensionamiento adecuado de tuberías.

En el presente capítulo se dan algunas de las principales características que presenta el flujo gas-líquido, así como las variables que gobiernan este fenómeno.

1.2 CARACTERISTICAS DEL FLUJO A DOS FASES GAS-LIQUIDO

Una característica sobresaliente de este tipo de flujo, es la gran variedad de posibles patrones de flujo que pueden presentarse. La importancia de éstos puede ser mostrada cuando se grafica la relación de un proceso de transporte, como una función de las velocidades de flujo de una fase, con respecto al establecimiento constante de la velocidad de flujo de la otra fase. Como se mostrará más adelante, es necesaria una comprensión de las características de flujo, por lo que la naturaleza de los patrones puede ser predecida, considerando una serie de condiciones de flujo.

Los cambios visuales aparentes de los patrones de flujo, no siempre coinciden con el cambio observado en la conducta del patrón. Además, se presentan regiones inestables de transición que existen entre un patrón de flujo y el siguiente, haciéndose preciso la definición visual que es extremadamente difícil. Los patrones de flujo no sólo varían con la velocidad de flujo y propiedades del fluido, sino también dependen de la geometría de flujo, la cual, está dada por el diámetro e inclinación de la tubería.

Un hecho muy conocido con respecto al flujo gas-líquido, es que la velocidad del gas y del líquido raramente son iguales, aunque puede suponerse así en ciertos casos. Si las velocidades del gas y del líquido no son iguales, y muestran una amplia variación,

traerá como consecuencia que la fracción de volumen de gas que fluye en la tubería no sea el mismo, comparado con la fracción de volumen que se ha alimentado. Por lo que esta fracción de volumen es una incógnita, la cual depende de las mismas variables que gobiernan el patrón de flujo. El conocimiento de estas propiedades es necesario para la estimación de la cantidad de gas, en la determinación de una densidad promedio, o de algunas otras propiedades.

Cuando el flujo a dos fases es comparado con el caso del flujo de una sola fase a la misma velocidad, es un hecho experimental que la caída de presión por fricción es siempre más alta para el flujo a dos fases. Esta mayor caída de presión puede ser atribuida al incremento en la velocidad de las fases, producto de una reducción en el área disponible para el flujo, y también a las interacciones que ocurren al incrementarse la interfase gas-líquido, la cual existe en todos los patrones de flujo.

I.3 VARIABLES QUE GOBIERNAN EL FLUJO A DOS FASES GAS-LÍQUIDO

Las variables involucradas en el flujo simultáneo de las fases gas-líquido son: viscosidad, densidad, flujos másicos, y tensión superficial de ambas fases. A estas variables se le han adicionado: el diámetro y forma de la tubería así como su inclinación, finalmente la rugosidad del tubo puede ser una variable importante.

Cuando la transferencia de calor se considera, han de agregarse más variables de las que ya se han mencionado. Tales variables son: conductividad térmica, calor específico, y perfiles de temperatura del sistema. Si se toma la transferencia de masa en su lugar, han de considerarse las siguientes variables: coeficiente de difusión, la concentración de cada componente en cada fase, y las relaciones de equilibrio entre las fases para cada componente. Aunque cabe hacer notar que en la presente tesis sólo se estará tratando en

cuenta la transferencia de momentum, debido a la complejidad que presentan las ecuaciones al tomar en cuenta la transferencia de calor y masa simultáneamente.

1.4 DESCRIPCION DEL FLUJO A DOS FASES GAS-LIQUIDO

Es necesario distinguir en principio, entre una descripción visual (o física) del estado de flujo de mezclas bifásicas, y una descripción fenomenológica. Así, una gran variedad de patrones de flujo, los cuales difieren en apariencia visual tienen la misma descripción fenomenológica esto es, un cambio en la apariencia no necesariamente significa un cambio ocurrido en los mecanismos básicos de transferencia de momentum, calor y masa. Por ejemplo, varios patrones involucran gas disperso en una fase líquida continua (o viceversa), en la cual se puede suponer que tienen mucho en común desde el punto de vista fenomenológico, sin embargo muchos de ellos pueden diferir en apariencia. Es por esto, por lo que el gran número de correlaciones propuestas, por diversos investigadores, están basadas sobre una u otra clasificación (física o fenomenológica).

Una organización razonable de los tipos de flujo, basados en los mecanismos de transporte, requiere un análisis teórico muy detallado y una gran cantidad de datos. Quizás por esta razón, la mayoría de las investigaciones están soportadas por un pequeño número de datos, y están apegadas a una clasificación basada sobre observaciones visuales de los patrones de flujo.

1.5 VARIABLES REQUERIDAS DEL SISTEMA PARA DIMENSIONAR TUBERIAS CON FLUJO A DOS FASES

- La información con la que cuenta el ingeniero de diseño, acerca del sistema, para poder realizar un dimensionamiento de tuberías que manejen mezclas gas-líquido es:

1. Presión y temperatura de la alimentación de la mezcla.
2. Flujos máxicos de ambas fases.
3. Predimensionamiento de la tubería haciendo uso de las ecuaciones y velocidades recomendadas en la sección 2.5.
4. Cuando se manejen mezclas multicomponentes, se requerirá del conocimiento de las composiciones de cada uno de los componentes en ambas fases, ya que estas son necesarias para llevar a cabo la determinación de propiedades tales como: densidad y viscosidad de la mezcla, factor de compresibilidad, tensión superficial, etc.

La información antes mencionada deberá conocerse previamente, para poder hacer uso de los algoritmos de cálculo que se presentan al final de la descripción de cada una de las correlaciones propuestas para evaluar la caída de presión en tuberías que manejan mezclas gas-líquido.

1.6 PROBLEMAS QUE OCASIONA EL TENER UN PATRON DE FLUJO INDESEABLE EN LA TUBERIA

Para introducirnos a la explicación de cuales son los problemas que se presentan al tener un determinado patrón de flujo indeseable, primeramente daremos un breve bosquejo de lo que es el flujo crítico el cual juega un papel importante en el flujo de mezclas gas-líquido.

Flujo Crítico

El flujo crítico ocurre en un sistema determinado, cuando se

alcanza un punto en el mismo donde la energía disponible para mover al fluido a lo largo de la tubería es totalmente consumida por la aceleración de la mezcla gas-líquido, ocasionando que ya no exista energía disponible para la disipación de ésta por fricción^(28). El flujo crítico puede ser esperado solamente cuando se tienen cambios súbitos en el diámetro de la tubería ó en un orificio, ó bien cuando se presente en la tubería el flujo neblina.

Flujo Neblina

El flujo crítico es importante, pues es tomado como un caso límite para el conocimiento de la velocidad cercana a la cual se presenta el flujo neblina.

Este patrón de flujo es indeseable en las líneas que estén siendo utilizadas como tuberías de alimentación a torres de destilación, pues la proporción (gas-líquido) es muy grande, provocando que una pequeña ó ninguna separación de la mezcla se verifique^(28), impidiendo así una operación efectiva de la torre.

Flujo Picos

Muchos ingenieros de diseño consideran al flujo picos como un flujo completamente dañino, el cual desestabiliza la operación de las torres de destilación impidiendo la operación de estas en estado estacionario^(28) debido a que se están alimentando capas alternantes de gas y de líquido al interior de la misma. Tal flujo provoca disturbios en la operación y eficiencia de los platos adyacentes al plato de alimentación. Además el flujo picos causa fluctuaciones de presión en las tuberías, las cuales trastornan las condiciones de proceso y causan inconsistencia en la sensibilidad de los instrumentos^(60), provocando también la ruptura de codos y tes.

A continuación se presenta una ecuación mediante la cual podemos calcular la velocidad límite con la que se puede evitar la ruptura de los accesorios arriba mencionados.

$$V_{ru} = \frac{925 (s)}{D} \quad (1.1)$$

Donde

$$s = M_t \left\{ \frac{PD}{25m} + Cor \right\} \quad (1.2)$$

M_t : tolerancia dada por el fabricante para tuberías de acero, a este se le asigna un valor de 1.25.

P: presión de diseño (psig).

S_m : máximos esfuerzos permisibles (psi).

D: diámetro interno de la tubería (in).

Cor: corrosión permisible (in).

s: espesor de la pared de la tubería ó accesorio (in).

Para obtener la información antes mencionada puede consultarse la referencia de H.F. Rase^(9b).

El flujo picos se puede evitar en las tuberías de proceso mediante las siguientes formas.

1. Reducción del diámetro de la tubería a un mínimo permitido por la caída de presión.
2. Dimensionamiento de tuberías que corran paralelamente, para incrementar la capacidad de flujo sin la necesidad de aumentar las pérdidas de fricción totales en un sólo tubo.
3. Uso de válvulas auxiliares en las tuberías para regular las relaciones de flujo alternativamente y así evitar el flujo picos.
4. Colocar drenes y bypass.
5. Arreglar la configuración de la tubería para protegerse contra el flujo picos.

El flujo picos no se presenta en tuberías con flujo por gravedad.

flujo Anular

Este patrón de flujo es indeseable en las líneas de proceso debido a que este causa una gran erosión en las paredes de la tubería.

A continuación se presenta una expresión que nos permite determinar la velocidad límite por abajo de la cual evitaremos dicha erosión.

$$V_{er} = \frac{160}{\sqrt{\rho_m}} \quad (1.3)$$

donde

ρ_m : densidad de la mezcla sin deslizamiento, ésta se obtiene de la ec(2.2) (lb/ft³).

V_{er} : velocidad de erosión (ft/seg).

Cabe hacer notar que para el caso general, la velocidad de la mezcla (U_m) debe ser menor a los 50.0 ft/seg, la experiencia ha demostrado que la erosión sobre las paredes de la tubería se presenta cuando ésta es superada.

Correlaciones para Evaluar Diversos Parámetros Involucrados en las
Ecuaciones de Caída de Presión

2

2.1 DENSIDAD DE LA MEZCLA

El término ρ_{md} (densidad de la mezcla) es definida en formas diversas, una de estas formas es a partir del holdup de la fase líquida (H_L).

$$\rho_{md} = \rho_L H_L + \rho_G (1 - H_L) \quad (2.1)$$

Donde ρ_L y ρ_G son las densidades de la fase líquida y gaseosa respectivamente a las condiciones de deslizamiento (el deslizamiento se presenta cuando las fases se mueven a diferentes velocidades). Algunos autores calculan la densidad de la mezcla aplicando la siguiente ecuación.

$$\rho_m = \rho_L h_L + \rho_G (1 - h_L) \quad (2.2)$$

Esta ecuación se caracteriza porque no considera el deslizamiento entre las fases, es decir se asume que ambas fases se mueven a la misma velocidad.

2.2 VELOCIDAD SUPERFICIAL

Se define a partir de las siguientes expresiones.

$$U_{sf} = 6.4984 \times 10^{-5} \frac{Q_L}{A} \quad (2.3)$$

$$U_{sg} = \frac{G_g}{A} \quad (2.4)$$

Donde U_{sl} , U_{sg} son las velocidades superficiales del líquido y del gas respectivamente, y Q_l , Q_g los flujos volumétricos del líquido y del gas, ambos evaluados a las condiciones estándar.

2.3 VELOCIDAD DE LA MEZCLA

En general la velocidad de la mezcla se define como:

$$U_m = U_{sl} + U_{sg} \tag{2.5}$$

$$U_{rm} = U_r + U_g \tag{2.6}$$

La velocidad real de cada una de las fases, se puede obtener aplicando el concepto de holdup con deslizamiento (H_L).

$$U_r = \frac{Q_r}{A_r} = \frac{Q_r}{A \cdot H_L} = \frac{U_{sl}}{H_L} \tag{2.7}$$

$$U_g = \frac{Q_g}{A_g} = \frac{Q_g}{A(1-H_L)} = \frac{U_{sg}}{(1-H_L)} \tag{2.8}$$

Donde

$$Q_r' = 7.5218 \cdot 10^{-10} Q_r B_0 \tag{2.9}$$

$$Q_g' = 7.5218 \cdot 10^{-10} Q_g (M^2 - R_s) B_g \tag{2.10}$$

$$B_0 = 0.9720 + 0.000177 F^{1.750} \tag{2.11}$$

$$B_g = \frac{0.02827 \bar{Z} (T + 460)}{\bar{p}} \tag{2.12}$$

$$F = R_s \left\{ \frac{D_{rg}}{D_{ro}} \right\}^{0.5} + 1.25 \bar{T} \tag{2.13}$$

$$R_s = \left\{ \frac{132755 \cdot D_{ro}}{\rho_{mpc}} \right\} \left\{ \frac{E_g}{(1-E_g)} \right\} \quad (2.14)$$

2.4 FACTOR DE COMPRESIBILIDAD

El factor de compresibilidad involucrado en la ec. (2.12), se determina a partir de la ecuación de Pitzer⁽¹⁰⁸⁾.

$$\bar{Z} = 1 + \left\{ \frac{B \rho_c}{A T_c} \right\} \frac{P_r}{T_r} \quad (2.15)$$

Donde ω es el factor acéntrico.

$$\frac{B \rho_c}{A T_c} = B^0 + \omega B' \quad (2.16)$$

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}} \quad (2.17)$$

$$B' = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}} \quad (2.18)$$

$$P_r = \frac{\bar{P}}{P_c} \quad (2.19)$$

$$T_r = \frac{\bar{T}}{T_c} \quad (2.20)$$

2.5 PREDIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS CON FLUJO A DOS FASES Y VELOCIDAD RECOMENDADA

En la presente sección se muestra una correlación que nos permite realizar un dimensionamiento preliminar de la tubería, dicha correlación se encuentra en función de variables que pueden ser fácilmente cuantificadas, dichas variables son: densidad y flujo másico de

ambas fases y la velocidad recomendada, la correlación a utilizar tiene la siguiente forma.

$$D = \frac{\left\{ \frac{W_f}{L} + \frac{W_g}{P_g} \right\}^{0.5}}{\sqrt{V_c}} \quad (2.21)$$

Cabe hacer notar que el diámetro calculado con la ec(2.21) será utilizando como una primera aproximación (en los algoritmos de cálculo de cada una de las correlaciones se le dió el nombre de diámetro supuesto) para llevar a cabo la determinación de la caída de presión. Así, si ésta es considerablemente grande deberemos de fijar un diámetro de tubería por arriba del diámetro calculado con la ec(2.21), nuevamente se calcula la caída de presión y si ésta es la apropiada el procedimiento de cálculo terminará, en el caso contrario, cuando tengamos una caída de presión pequeña deberemos de fijar un diámetro por abajo del diámetro calculado con la ec(2.21), y nuevamente se calculará la caída de presión y si ésta es la apropiada, el procedimiento de cálculo terminará. Nos referimos a una caída de presión apropiada, cuando ésta se ajusta a los requerimientos de potencia que tenemos en nuestra planta de proceso ó bien la caída de presión que se debe tener cuando dicha tubería está interconectando a dos equipos de proceso.

Velocidades Recomendadas

Tipo de tubería	Velocidad (ft/seg)
Líneas de reboiler	35.0 a 45.0
Líneas a separadores sin malla	$\leq 33.0/\sqrt{\rho_m}$
Líneas a separadores con malla	$\leq 40.0/\sqrt{\rho_m}$
Líneas en general	35.0 a 75.0

ambas fases y la velocidad recomendada, la correlación a utilizar tiene la siguiente forma.

$$D = \left\{ \frac{W_L}{L} + \frac{W_G}{G} \right\}^{0.5} \sqrt{V_{rc}} \quad (2.21)$$

Cabe hacer notar que el diámetro calculado con la ec(2.21) será utilizando como una primera aproximación (en los algoritmos de cálculo de cada una de las correlaciones se le dió el nombre de diámetro supuesto) para llevar a cabo la determinación de la caída de presión. Así, si ésta es considerablemente grande deberemos de fijar un diámetro de tubería por arriba del diámetro calculado con la ec(2.21), nuevamente se calcula la caída de presión y si ésta es la apropiada el procedimiento de cálculo terminará, en el caso contrario, cuando tengamos una caída de presión pequeña deberemos de fijar un diámetro por abajo del diámetro calculado con la ec(2.21), y nuevamente se calculará la caída de presión y si ésta es la apropiada, el procedimiento de cálculo terminará. Nos referimos a una caída de presión apropiada, cuando ésta se ajusta a los requerimientos de potencia que tenemos en nuestra planta de proceso ó bien la caída de presión que se debe tener cuando dicha tubería esté interconectando a dos equipos de proceso.

Velocidades Recomendadas

Tipo de tubería	Velocidad (ft/seg)
Líneas de reboiler	35.0 a 45.0
Líneas a separadores sin malla	$\leq 33.0 / \sqrt{\rho_m}$
Líneas a separadores con malla	$\leq 40.0 / \sqrt{\rho_m}$
Líneas en general	35.0 a 75.0

Tuberías Horizontales

3

3.1 INTRODUCCION

En este capítulo se describen cuales son los patrones de flujo que se presentan cuando el flujo gas-líquido se da en tuberías horizontales, presentándose éstos graficamente para visualizarlos mejor. Así mismo se muestra el mapa generalizado de patrones de flujo de Baker, el cual permite seleccionar el patrón de flujo que se desea tener en la tubería a ser diseñada. Por otro lado se presentan las correlaciones para llevar a cabo la evaluación del holdup, cuando se asume que no hay deslizamiento entre las fases. Así como las diversas correlaciones propuestas hasta este momento en la literatura, para evaluar la caída de presión que se tiene en el flujo a dos fases gas-líquido en tuberías horizontales (sólo se muestran las correlaciones que mejor predicen dicha caída de presión). Cada una de las correlaciones va seguida de su algoritmo de cálculo, el cual muestra su uso. Por último se lleva a cabo la selección de la correlación que mejor predice la caída de presión, en función de análisis ya realizados en la literatura. Este análisis toma en cuenta el diámetro de la tubería, flujos máxicos de ambas fases, y presión en la determinación de la caída de presión. Una vez llevada a cabo la selección de la correlación, se le elaboró un programa de computadora en lenguaje FORTRAN IV, el cual permite evaluar la caída de presión cuando se estén variando diámetros de tubería y flujos de ambas fases.

3.2 PATRONES DE FLUJO

3.2.1 DESCRIPCION DE LOS PATRONES DE FLUJO

Los patrones de flujo son las formas de distribución ó geometría que adoptan las fases de los fluidos al circular por la tubería. La clasificación hecha por Dukler⁽¹⁰⁴⁾ para el flujo a dos fases en tuberías horizontales, es una descripción adecuada de los patrones que se presentan, los cuales son (ver fig.(3.1)).

1. Flujo segregado
 - a. Estratificado (Stratified)
 - b. Anular (Annular)
 - c. Ondulado (wavy)
2. Flujo intermitente
 - a. Tapón (Plug)
 - b. Picos (Slug)
3. Flujo distribuido
 - a. Burbuja (Bubble)
 - b. Neblina (Mist)

1.a Flujo estratificado: El gas y el líquido fluyen separadamente, ocupando una fracción constante del área transversal de la tubería, formando una interfase uniforme entre el gas y el líquido. Este patrón de flujo generalmente se presenta cuando las velocidades superficiales del líquido son menores a 0.5 pies/seg., y velocidades superficiales del gas de aproximadamente 15.0 pies/seg.

1.b Flujo anular: El líquido fluye principalmente como una película delgada a lo largo de las paredes de la tubería. El gas viaja a altas velocidades por el centro del tubo acarreando pequeñas gotas de líquido. Este patrón de flujo también se conoce

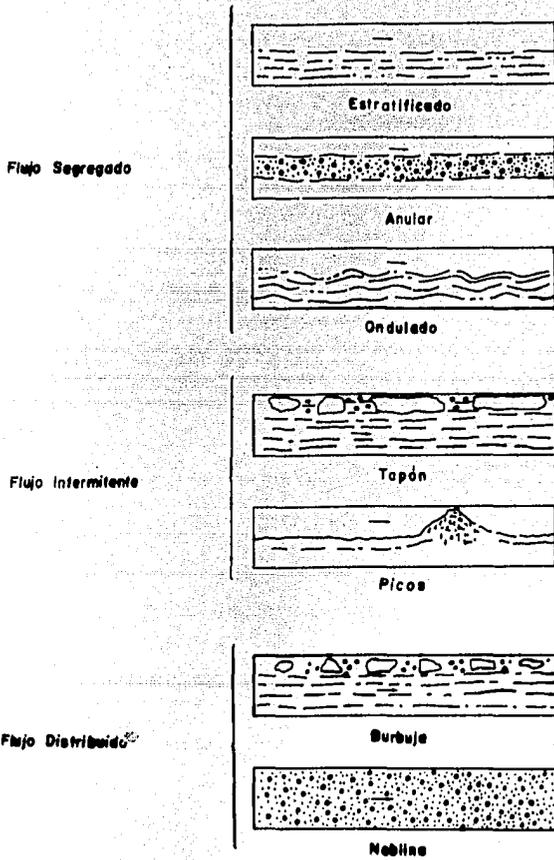


Fig (3.1) Patrones de flujo que se presentan en tuberías horizontales

con el nombre de flujo película. Se presenta generalmente cuando la velocidad superficial del gas es mayor de 20 pies/seg.

1.c Flujo ondulado: Se caracteriza por la formación de ondas en la interfase gas-líquido, producto de un incremento en la velocidad del gas, la cual hace que la interfase se amplíe. Este patrón de flujo se presenta cuando la velocidad superficial del líquido es menor de 1.0 pies/seg., y velocidades del gas de aproximadamente 15.0 pies/seg.

2.a Flujo tapón: Las burbujas del gas tienden a unirse cuando la velocidad del mismo se incrementa, dando lugar a la formación de tapones de gas los cuales ocupan gran parte del área transversal de la tubería, apareciendo éstos alternativamente a lo largo de la tubería. Generalmente se presenta cuando la velocidad superficial del líquido es menor a 12.0 pies/seg., y velocidades superficiales del gas menores a 5.0 pies/seg.

2.b Flujo en forma de picos: La amplitud de las ondas se incrementa hasta cubrir toda la sección transversal de la tubería, la cresta de la onda del líquido desaparece rápidamente debido a que el gas fluye a una velocidad mucho más grande que la velocidad promedio del líquido. El flujo en forma de picos también se forma a partir del flujo tapón, cuando la velocidad del gas se incrementa manteniéndose la del líquido constante.

3.a Flujo burbuja: Burbujas de tamaño moderado se mueven a lo largo de la superficie de la tubería, a una velocidad aproximadamente igual que la del líquido. Este patrón de flujo se presenta a velocidades superficiales de líquido de 5.0 a 15.0 pies/seg., y velocidades superficiales de gas de 1.0 a 10.0 pies/seg.

3.b Flujo neblina: aproximadamente todo el líquido es arrastrado en forma de gotas finas por el gas. Este patrón probablemente se presenta a velocidades superficiales del gas mayores a 200.0 pies/seg..

Para una descripción más completa de estos patrones de flujo, se hará uso de los datos experimentales del sistema aire-agua. La figura(3.2), resume los resultados de las observaciones visuales y fotográficas obtenidas por Govier y Omer⁽⁴⁴⁾, para el sistema antes mencionado.

A bajas velocidades del agua, tres diferentes patrones de flujo pueden distinguirse: flujo estratificado, flujo ondulado, y flujo anular, cuando se presentan sucesivos incrementos en la velocidad del gas. Así a bajas velocidades del gas, se presenta el flujo estratificado el cual da lugar a una interfase gas-líquido uniforme. Al irse incrementando la velocidad del aire se producen ondas sobre la interfase gas-líquido, lo cual da lugar al flujo ondulado. Mientras que a altas velocidades del gas se tiene el esparido de líquido sobre la periferia de la tubería, y la formación de una película anular con algo de líquido disperso en el núcleo del gas. La cantidad de líquido disperso en el núcleo del gas, se va incrementando cuando la velocidad del gas va creciendo. El flujo anular se presenta cuando no se tiene líquido disperso en el núcleo del gas, y el anular niebla cuando el líquido exista en el núcleo del gas. Ya a velocidades extremadamente altas para el gas, la película del líquido se rompe, causando que una parte de la superficie de la tubería entre en contacto directo con el gas, produciéndose así el flujo niebla.

Por otro lado a velocidades intermedias del agua, los patrones de flujo estratificado y de onda, son reemplazados por el flujo burbuja y el picos. Así, a bajas velocidades del gas, se da la formación de burbujas alargadas sobre la superficie de la tubería. Al

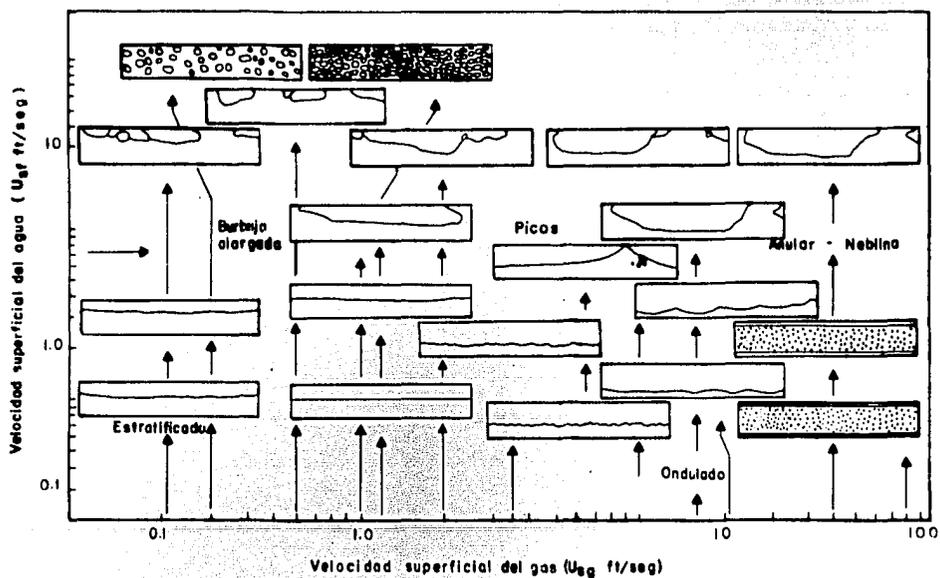


Fig (3.2) Patrones de flujo para una mezcla aire-agua ($D=1.025$ in)

irse incrementando, dicha velocidad, las burbujas son traccionadas por los picos (slugs) de líquido que se van formando, los cuales pueden tener burbujas ocluidas. Por lo que, cuando se tienen altas velocidades del líquido y bajas del gas, las burbujas de gas se distribuyen más o menos uniformemente a través del líquido, dando lugar al flujo burbuja.

3.2.2 MAPA GENERALIZADO DE PATRONES DE FLUJO DE BAKER

Baker⁽⁶⁾ ha propuesto un mapa de flujo generalizado, el cual se muestra en la fig(3.3). Para llevar a cabo la determinación del patrón de flujo en tuberías horizontales, el cual tiene como coordenadas,

$$B_x = \frac{w_l B \psi}{w_g} \quad (3.1)$$

$$B_y = \frac{w_g}{5600 B} \quad (3.2)$$

Donde

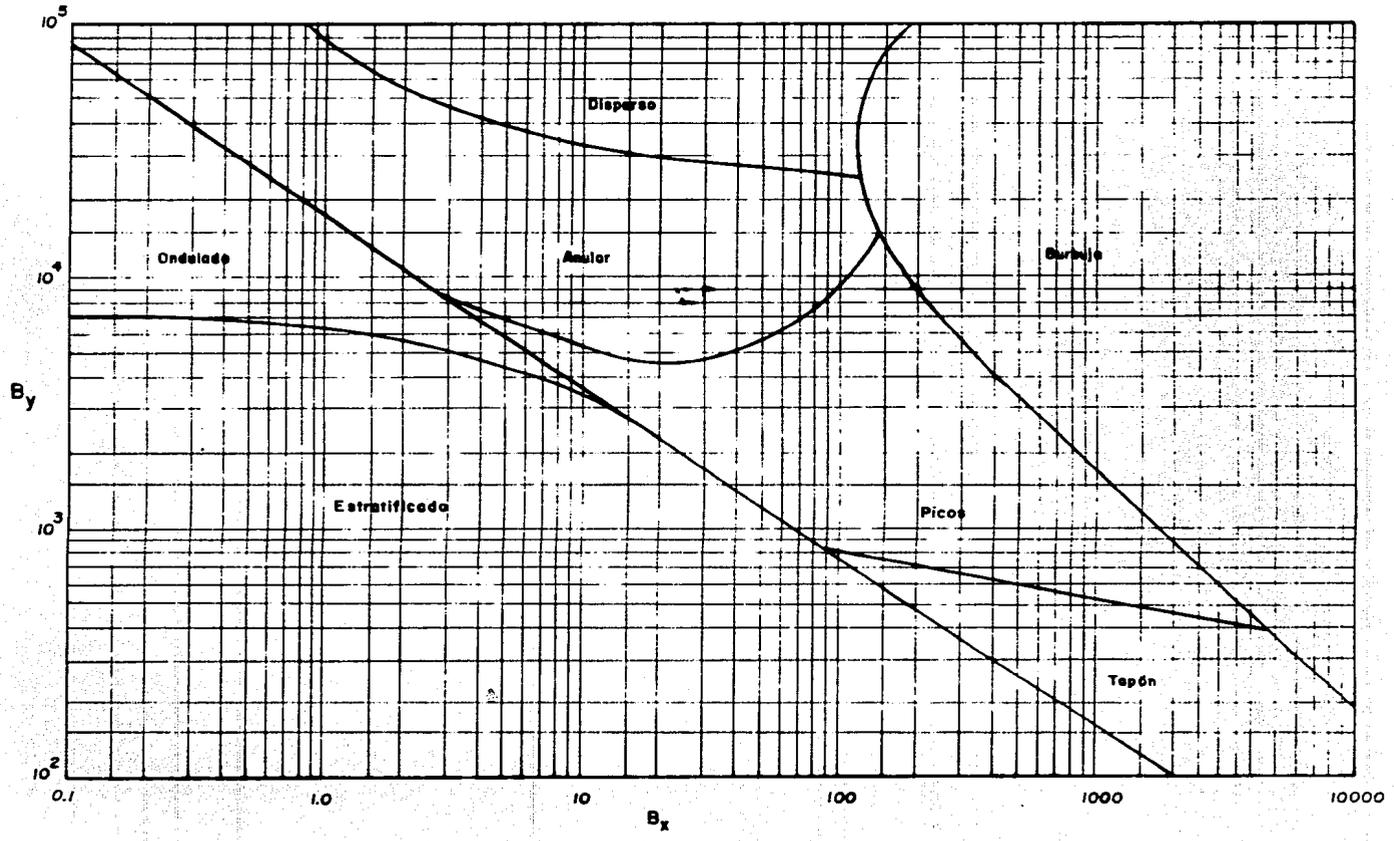
$$B = \left\{ \left\{ \frac{f_g}{0.075} \right\} \left\{ \frac{f_l}{62.30} \right\} \right\}^{0.5} \quad (3.3)$$

$$\psi = \left\{ \frac{73.0}{\pi_f} \right\} \left\{ \mu_f \left\{ \frac{62.3}{h} \right\}^2 \right\}^{0.5} \quad (3.4)$$

3.3 HOLDUP

Debido al desbalanceo que ocurre entre el líquido y el gas cuando fluyen simultáneamente, es imposible determinar, partiendo de los gastos a la entrada, la fracción de volumen de la tubería ocupada por cada uno de los fases. En vista de esto, se han deter-

Fig(3.3) Mapa generalizado de patrones de flujo de Baker



rollado varias técnicas para medir el holdup del líquido (el cual se define como la fracción de la tubería ocupada por el líquido, al fluir simultáneamente las fases gas y líquido) y correlacionarlo con los parámetros de flujo.

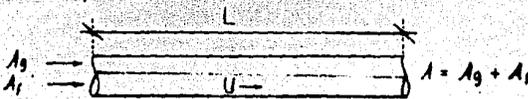
Considérese una sección de tubería de volumen unitario (ver fig(3.4)). En esta sección se tiene un líquido y un gas los cuales viajan a la misma velocidad. Si se considera que en esta sección los efectos de compresibilidad son despreciables, entonces la fracción de volumen ocupada por el líquido es.

$$\frac{A_f}{A} = \frac{A_f L}{A L} \quad (3.5)$$

Donde A_f , es el área de la sección transversal de la tubería ocupada por el líquido y " A " es el área de la sección transversal. Como se supone que la velocidad de ambas fases es la misma, se tiene que.

$$Q_f' = U_f A_f \quad (3.6)$$

$$U_m A = Q_f' + Q_g' \quad (3.7)$$



Fig(3.4) Diagrama esquemático del flujo de una mezcla gas-líquido

Despejando " A_f " y " A " de las ecs(3.6 y 3.7)

$$A_f = \frac{Q_f'}{U_f} \quad (3.8)$$

$$A = \frac{(Q_f + Q_g)}{U_m} \quad (3.9)$$

Sustituyendo las ecs(3.8 y 3.9) en la ec(3.5) se obtienen las siguientes relaciones.

$$\frac{A_f}{A} = \frac{(Q_f / U_m)}{((Q_f + Q_g) / U_m)} \quad (3.10)$$

$$h_L = \frac{Q_f}{(Q_f + Q_g)} = \frac{U_{sf}}{(U_{sf} + U_{sg})} \quad (3.11)$$

A la ec(3.11) se le conoce como holdup sin deslizamiento de las fases, por lo que dicha variable puede calcularse directamente si se conocen los gastos volumétricos a las condiciones de entrada. Sin embargo, cuando dos fases fluyen simultáneamente, en general el gas fluye más rápidamente que el líquido, causando que el volumen de la tubería ocupado por el líquido se incremente. A este fenómeno se le conoce como deslizamiento de las fases y a la fracción del volumen ocupado por el líquido bajo estas condiciones se le conoce como holdup bajo condiciones con deslizamiento (H_L). Es evidente que el holdup no se puede determinar directamente a partir de los gastos de entrada. Para su determinación se han desarrollado varias correlaciones, las cuales se discuten más adelante.

3.4 CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION

3.4.1 LOCKHART Y MARTINELLI

El método propuesto por Lockhart y Martinelli⁽⁸¹⁾ consiste esencialmente de una correlación basada en el hecho de que la caída de presión total para el flujo a dos fases gas-líquido, es igual a la caída de presión de una de las dos fases, como si fluyera sola a través del ducto, multiplicada por un factor. Este factor es función de la relación entre las caídas de presión para el líquido y el gas, considerando que fluyen solos, así como del tipo de mecanismo de flujo definido por los autores de la correlación.

La correlación se desarrolló a partir de experimentos realizados en tuberías de 0.586 a 1.017 pulgadas de diámetro, utilizando como fluidos de prueba benceno, keroseno, agua, y varios aceites, y como fluido gaseoso se utilizó el aire. El resultado fue la correlación del parámetro adimensional siguiente.

$$X' = \left\{ \frac{\Delta P_L}{\Delta P_g} \right\}^{0.5} \quad (3.12)$$

Los mecanismos de flujo se definen en la tabla(3.1), donde se observa que el número de Reynolds correspondiente al cambio de flujo laminar a turbulento está comprendido entre 1000 y 2000. Por tal motivo, para fines de cálculo, se toma como límite entre ambos mecanismos un número de Reynolds de 1500.

Las ecuaciones propuestas por Lockhart y Martinelli para evaluar la caída de presión de la mezcla son.

$$\Delta P_m = \phi_L^2 \Delta P_L \quad (3.13)$$

MECANISMOS DE FLUJO DEFINIDOS POR LOCKHART Y MARTINELLI

Mecanismo de flujo	Número de Reynolds	
	Líquido	gas
Líquido turbulento - Gas turbulento (II)	>2000	>2000
Líquido laminar - Gas turbulento (II)	<1000	>2000
Líquido turbulento - Gas laminar (II)	>2000	<1000
Líquido laminar - Gas laminar (II)	<1000	<1000

Tabla (3.1)

FACTOR DE FRICCIÓN.

Número de Reynolds (aceite o gas)	Factor de fricción	
	$1" \leq D \leq 4"$	$6" \leq D \leq 24"$
1000	0.0157	0.0157
2000	0.0132	0.0126
3000	0.0119	0.0110
10 000	0.0087	0.0078
40 000	0.0064	0.0056
100 000	0.0054	0.0046
150 000	0.0050	0.0042
400 000	0.0042	0.0037
1 000 000	0.0036	0.0032
4 000 000	0.0027	0.0023
10 000 000	0.0023	0.0023

Tabla (3.2)

$$\Delta P_m = \Phi_g^2 \Delta P_g \quad (3.14)$$

El rango de aplicación del método está limitado fundamentalmente por las condiciones de experimentación, es decir, proporciona resultados aceptables en tuberías de diámetro pequeño, de una a dos pulgadas, con presiones de operación bajas y mecanismos de flujo bien definidos. Aunque se ha demostrado que puede ser aplicable a tuberías con diámetros mayores de 12 pulgadas, proporcionando buenos resultados⁽⁶⁶⁾.

Las ecuaciones de caída de presión para la fase líquida y gaseosa, se calculan mediante las expresiones (3.15) y (3.16) respectivamente, las cuales son formas modificadas de la ecuación de Manning.

$$\Delta P_l = \frac{1728 f L U_{sl}^2 \rho_l}{D^5} \quad (3.15)$$

$$\Delta P_g = \frac{1728 f L U_{sg}^2 \rho_g}{D^5} \quad (3.16)$$

Factor de Fricción

El factor de fricción involucrado tanto en la ec.(3.15), como en la (3.16) se puede obtener de la tabla (3.2) para ambas fases, o bien, de las siguientes ecuaciones.

$$1'' \leq D \leq 4''$$

$$\log f = 10^{-4} * (188 * \log(N_{Re})^2 - 3828 \log(N_{Re}) - 8207) \quad (3.17)$$

$$0" < D < 24"$$

$$\log f = 10^{-4} (298 \log (N_{Re})^2 - 4956 \log (N_{Re}) - 5865) \quad (3.18)$$

Los números de Reynolds para las fases líquida y gaseosa, se evalúan con las siguientes ecuaciones.

$$N_{ReL} = \frac{124 Q_o' f_o}{D \mu_o} \quad (3.19)$$

$$N_{ReG} = \frac{0.0628 \times 10^{-3} Q_g D_{rg}}{D \mu_g} \quad (3.20)$$

Donde

$$f_o = 62.356 \frac{Q_{ro}}{B_o} + 0.01361 R_s D_{rg} \quad (3.21)$$

f_o : es la densidad del aceite, a las condiciones de flujo⁽⁴¹⁾.

ALGORITMO DE CÁLCULO

1. Suponga una caída de presión ΔP , y evalúe \bar{P} , P_2 de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$\bar{P} = \frac{P_1 + (P_1 - \Delta P)}{2}$$

2. Determina las siguientes propiedades, μ_l , μ_g , f_L , f_g , B_o , R_s , \bar{Z} , a las condiciones de presión / temperatura promedio (se considera que el proceso es isotérmico).

3. Evalúe los flujos volumétricos del líquido y del gas con las ecuaciones (2.9) y (2.10) respectivamente.
4. Calcule la densidad del aceite (ρ_o) usando la ec(3.21).
5. Con la ec(3.19), determine el número de Reynolds del líquido, y calcule el factor de fricción (f), de la ec(3.17) ó (3.18) según sea el diámetro de la tubería.
6. Calcule la caída de presión para la fase líquida mediante la ec(3.15).
7. Obtenga el factor de fricción para la fase gaseosa, igual que en el paso 5.
8. Determine la caída de presión del gas con la ec(3.16).
9. Determine el parámetro "X" dado por la ec(3.12).
10. Con el número de Reynolds obtenido en los pasos 5 y 7, identificar el mecanismo de flujo, en las tablas (3.1) y (3.2).
11. Con "X" y el mecanismo de flujo, calcule los parámetros ϕ_o y ϕ_g de las ecuaciones dadas en la tabla (3.3).
12. Calcular la caída de presión de la mezcla aplicando las ecs(3.13) y (3.14).

Ecuaciones para la determinación de θ_0 y θ_g

$$\log \theta_{011} = -0.00723 \log^4 X + 0.00484 \log^3 X + 0.1433 \log^2 X - 0.537 \log X + 0.6467$$

$$\log \theta_{011} = -0.0117 \log^4 X - 0.0276 \log^3 X + 0.1568 \log^2 X - 0.4511 \log X + 0.5571$$

$$\log \theta_{011} = -0.0126 \log^4 X - 0.0311 \log^3 X + 0.1475 \log^2 X - 0.4278 \log X + 0.5692$$

$$\log \theta_{011} = -0.001618 \log^5 X - 0.0277 \log^4 X - 0.00624 \log^3 X + 0.2276 \log^2 X - 0.4297 \log X + 0.4354$$

$$\log \theta_{g11} = 0.00176 \log^3 X + 0.1148 \log^2 X + 0.4821 \log X + 0.6358$$

$$\log \theta_{g11} = 0.00197 \log^6 X + 0.0027 \log^5 X - 0.0154 \log^4 X - 0.02136 \log^3 X + 0.1531 \log^2 X + 0.5493 \log X + 0.5651$$

$$\log \theta_{g11} = -0.00807 \log^4 X + 0.00158 \log^3 X + 0.16 \log^2 X + 0.4917 \log X + 0.5622$$

$$\log \theta_{g11} = 0.00543 \log^6 X + 0.00335 \log^5 X - 0.0505 \log^4 X - 0.0279 \log^3 X + 0.2707 \log^2 X + 0.5704 \log X + 0.425$$

Tabla (3.3)

13. Generalmente se obtienen valores diferentes para la ΔP , uno con ΔP_o y otro con ΔP_g . Debido, a que en la mayoría de los casos son muy semejantes, se usará el promedio de estos dos valores.
14. Comparar la caída de presión supuesta (ΔP_g) con la caída de presión calculada (ΔP_o), si la diferencia entre estas se encuentra dentro de una tolerancia (3.0 psi), habremos calculado la caída de presión que ocurre en el sistema. De no ser así haga $\Delta P_s = \Delta P_o$ y regrese al paso I.

3.4.2 BAXENDELL

Baxendell⁽¹⁰⁾ ha desarrollado una correlación empírica para evaluar caídas de presión aplicables a mezclas de aceite crudo-gas. La correlación está basada en un balance de energía planteado en una sola fase.

La ecuación final obtenida por Baxendell es la siguiente.

$$P_1^2 - P_2^2 = \frac{1252.98 f_B Q_i^2 L}{m K^2 D^5} \quad (3.22)$$

Factor de Fricción

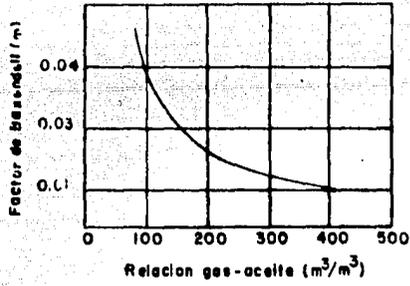
Este término Baxendell lo definió a partir de datos experimentales obtenidos con tuberías de 4 y 6 pulgadas.

$$f_B = 0.50 f_{rr} \quad (3.23)$$

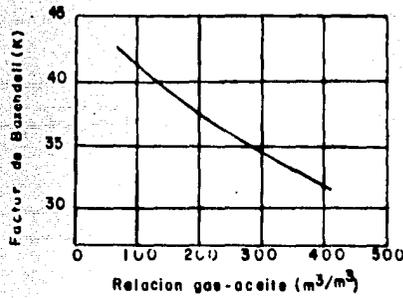
El cual se determina con la fig(3.7), y la ecuación siguiente.

$$DU_m f_m = \frac{6.24528 \cdot 10^{-3} Q_i}{K D} \quad (3.24)$$

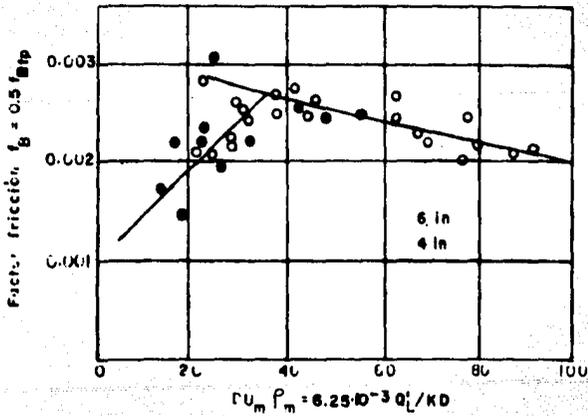
Esta ecuación se verificó en la fig(3.7), como una función del fac-



Fig(3.5) Factor de Baxendell (m)



Fig(3.6) Factor de Baxendell K



Fig(3.7) Correlación del factor de fricción de Baxendell

tor de fricción de Baxendell (f_B). Baxendell encontró que su correlación predice la caída de presión con una precisión de $\pm 5\%$ para flujo turbulento, y $\pm 10\%$ bajo otras condiciones de flujo.

ALGORITMO DE CÁLCULO

1. Calcule la relación de flujos gas-aceite, y de la fig(3.5), obtenga el factor "n".
2. Con la misma relación gas-aceite, y la fig(3.6), obtenga el parámetro "k".
3. Conocido el parámetro "k", sustituya datos en la ec(3.24), para obtener D, U_m, ρ_m , y con la fig(3.7), obtenga el factor de fricción de Baxendell(f_B).
4. Con f_B y la ec(3.22), calculamos la caída de presión que se tiene en la tubería.

3.4.3 BERTUZZI, TEK y POSTHORN

En términos generales, la correlación propuesta por Bertuzzi y colaboradores⁽¹³⁾ consiste, fundamentalmente, en la aplicación de una expresión obtenida a partir de plantear un balance de energía entre dos secciones de tubería.

Las variables que ellos consideraron para representar el fenómeno son: presión de operación, densidades relativas, viscosidades de ambas fases, velocidades de flujo, y diámetro de tubería. La correlación se caracteriza porque no considera el régimen de flujo, puesto que las mismas variables que lo determinan intervienen en la

correlación generada para evaluar la caída de presión, además no toma en cuenta los efectos de aceleración en la ecuación del balance de energía.

La aplicación de la correlación de Bertuzzi, Tek y Poettmann está condicionada al rango de variables bajo las cuales fué desarrollada, es decir, proporciona resultados aceptables en tuberías de diámetro pequeño (de una a dos pulgadas), con presiones bajas de operación.

Mediante el balance de energía los autores obtuvieron la siguiente ecuación para el gradiente de presión.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\} = \frac{174.1824 f_{TP} W_m^2}{\rho_m D^5} \quad (3.25)$$

Donde

$$W_m = \int_m \dot{Q}_m = \rho_m U_m A \quad (3.26)$$

$$\dot{Q}_m = \dot{Q}_g + \dot{Q}_l \quad (3.27)$$

Factor de Fricción

Los autores encontraron que el factor de fricción de la mezcla f_{TP} se podía correlacionar como una función del número de Reynolds del líquido y del gas, en la forma siguiente.

$$f_{TP} = \psi \left\{ \left\{ \frac{D U_{sg} \rho_g}{\mu_g} \right\}^a \left\{ \frac{D U_{sl} \rho_L}{\mu_L} \right\}^b \right\} \quad (3.28)$$

En donde "a" y "b" son funciones de la relación flujo másico del gas a flujo másico del líquido (\bar{M}_r).

$$\bar{M}_r = \frac{W_g}{W_L} \quad (3.29)$$

$$W_f = \int_L \dot{V}_f^2 \quad (3.30)$$

$$W_g = \int_g \dot{V}_g^2 \quad (3.31)$$

Definidas como:

$$D = \frac{\bar{M}_r}{(1 + \bar{M}_r)} \quad (3.32)$$

$$b = (\exp(0.1 \bar{M}_r))^{-1} \quad (3.33)$$

La correlación para obtener el factor de fricción se muestra en la fig(3.8) o en la tabla(3.4), el cual es una función de la relación másica gas-líquido. Cabe hacer notar que existe una zona de transición (donde se pueden tener diferentes patrones de flujo) en la que el factor de fricción de la mezcla (f_{TP}) puede tomar diversos valores, por lo que en esta zona el factor de fricción se determina usando las curvas propuestas por Tavera⁽¹¹⁹⁾, las cuales se muestran en la tabla(3.5).

En forma similar al f_{TP} los números de Reynolds pueden ser expresados en función de los flujos másicos.

$$N_{ReL} = 5685 \frac{W_f}{D \mu_f} \quad (3.34)$$

$$N_{Re_g} = 5685 \frac{W_g}{D \mu_g} \quad (3.35)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Suponga una caída de presión ΔP , y calcule \bar{P} y P_2 de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

ECUACIONES DEL FACTOR DE DISIPACION DE ENERGIA f_p

Para $0 \leq \bar{M}_r \leq 0.2$

si $0 \leq (N_{Reg})^a (N_{Reo})^b \leq 500$

$$\log f_p = -0.61136 \log((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b) - 0.3563$$

si $500 \leq (N_{Reg})^a (N_{Reo})^b \leq 20000$

$$\log f_p = -0.05466 \log((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b)^3 + 0.6234$$

$$\log((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b)^2 - 3.4566 \log((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b) + 2.6012$$

si $20000 \leq (N_{Reg})^a (N_{Reo})^b \leq 10^5$

$$\log f_p = -0.12237 \log((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b) - 1.6699$$

Para $0.2 \leq \bar{M}_r \leq 0.4$

si $0 \leq (N_{Reg})^a (N_{Reo})^b \leq 900$

$$\log f_p = -0.6123 \log((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b) - 0.094$$

si $900 \leq (N_{Reg})^a (N_{Reo})^b \leq 60000$

$$\log f_p = -0.7015 \log((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b)^3 + 8.5187$$

$$\log((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b)^2 - 34.2516 \log((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b) + 43.4653$$

si $60000 \leq (N_{Reg})^a (N_{Reo})^b \leq 10^5$

$$\log f_p = -0.1238 \log((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b) - 1.5676$$

Tabla (3.4)

ECUACIONES DEL FACTOR DE DISIPACION DE ENERGIA f_p

Para

$$0.4 \leq \bar{M}_r \leq 0.6$$

si

$$0 \leq (N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b \leq 1750$$

$$\log f_p = -0.6292 \log((N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b) + 0.1699$$

si

$$1750 \leq (N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b \leq 10^3$$

$$\log f_p = -0.07483 \log((N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b)^2 + 0.9873$$

$$\log((N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b)^2 - 4.4043 \log((N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b) + 4.6069$$

si

$$10^3 \leq (N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b \leq 10^6$$

$$\log f_p = -0.1234 \log((N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b) - 1.4751$$

Para

$$0.6 \leq \bar{M}_r \leq 1.0$$

si

$$0 \leq (N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b \leq 3250$$

$$\log f_p = -0.6383 \log((N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b) + 0.4401$$

si

$$3250 \leq (N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b \leq 3 \cdot 10^3$$

$$\log f_p = -0.00901 \log((N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b)^3 + 0.2088$$

$$\log((N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b)^3 - 1.4493 \log((N_{Re\theta})^a (N_{Reo})^b) + 1.1137$$

Continuación Tabla (3.4)

ECUACIONES DEL FACTOR DE DISIPACION DE ENERGIA f_{ip}

Para $0.6 \leq \bar{M}_r \leq 1.0$

si $3 \cdot 10^5 \leq (N_{Reg})^a (N_{Reo})^b \leq 10^6$

$$\log f_{ip} = -0.1048 \log ((N_{Reg})^a (N_{Reo})^b) - 1.4784$$

Continuación Tabla (3.4)

Determinación de los factores de disipación de energía para valores de

$$5 \times 10^2 \text{ y } 25 \times 10^4 + (N_{Req})^a (N_{Req})^b$$

Se consideraron siempre las siguientes características de los fluidos:

- $D_{ro} = 0.8$
- $\mu_o = 3.5 \text{ cp} = 2.352 \times 10^{-3} \text{ lb/pie-seg}$
- $\rho_{API} = 50$
- $D_{rg} = 0.6$
- $\mu_g = 0.012 \text{ cp} = 8.064 \times 10^{-6} \text{ lb/pie-seg}$
- $T = 540^\circ R = 80^\circ F$
- Las presiones consideradas fueron:
 - Presión inicial = 500 psia
 - Presión final = 300 psia
 - Presión en un intervalo = 400 psia

Curvas del factor de fricción — f_r de 0 a 0.2

D	Q_r	R_{go}	G_f	G_g	R_r	a	b	N_{Req}	N_{Req}	$(N_{Req})^a$	$(G_m)^2$	f_r
in	$\frac{bbi}{\text{día}}$	$\frac{pie^3}{pie^2 \text{ seg}}$	$\frac{lb}{pie^2 \text{ seg}}$	$\frac{lb}{pie^2 \text{ seg}}$						$(N_{Req})^b$		
4	600	666.66	22.28	2.63	0.1095	0.0937	0.939	100440	3157	9130	610.19	0.0962
4	500	600	18.56	1.82	0.09855	0.0957	0.59	75231	2610	6653	415.14	0.0061
4	400	500	14.85	1.22	0.08212	0.07587	3.5915	50429	2104	4484	258.24	0.0933
4	250	600	9.28	0.911	0.09855	0.0997	0.91	37637	1315	3077	103.86	0.0561
4	600	1000	22.28	3.646	0.1642	0.141	0.9836	150700	3157	14850	672.15	0.0087
4	700	571.40	25.99	2.43	0.09375	0.0957	0.9905	100400	3623	9138	807.70	0.0567
4	150	666.66	5.569	0.608	0.1095	0.0987	0.939	25130	789.25	1994	38.155	0.0076
4	500	1000	18.565	3.039	0.1642	0.141	0.9819	125600	7631	12108	466.73	0.0567
4	100	666.66	3.712	0.4052	0.1095	0.0987	0.989	16740	526	1282	16.95	0.0074
4	75	666.66	2.785	0.3019	0.1095	0.0987	0.789	12560	394.63	938	9.54	0.0987
8	900	666.66	8.359	0.9120	0.1095	0.0937	0.739	75400	2157	6590	85.95	0.0562
6	750	666.66	12.384	1.352	0.1095	0.0937	0.939	83710	2633	7395	188.68	0.0567

Curvas del factor de fricción — f_r de 0.2 a 0.4

4	400	1500	14.84	3.64	0.246	0.197	0.9757	150460	7103	19280	341.51	0.0071
4	500	1500	18.57	4.599	0.246	0.197	0.9757	188500	2632	23773	534.95	0.0569
4	625	1500	23.207	5.693	0.246	0.197	0.9757	235300	3289	30872	835.21	0.0976
4	200	1500	7.426	1.824	0.246	0.197	0.9757	75400	1052	8117	85.56	0.0080
4	100	1500	3.712	0.911	0.246	0.197	0.9757	37650	526	3690	21.372	0.0285
4	450	1500	24.134	5.925	0.246	0.197	0.9757	244900	3420	32325	903.54	0.0075
4	50	1500	1.857	0.456	0.246	0.197	0.9757	18940	263	1598	5.35	0.0072

Tabla (3.5)

Determinación de los factores de disipación de energía

Curvas del factor de fricción — \bar{M}_r de 0.4 a 0.6

D	Q_f	R_{gg}	G_f	G_g	\bar{M}_r	a	b	N_{Re0}	N_{Re0}	$(N_{Re0})^a$	$(G_m)^2$	f_{sp}
in	$\frac{bbf}{\text{día}}$	$\frac{pie}{2 \text{ bbl}}$	$\frac{lb}{pie \cdot \text{seg}}$	$\frac{lb}{pie \cdot \text{seg}}$						$(N_{Re0})^b$		
6	300	3000	4.9536	2.432	0.493	0.33	0.9518	150750	1051	18505	54247	0.0013
6	600	3000	9.907	4.865	0.493	0.33	0.9518	301600	2106	93620	218.2	0.0076
6	150	3000	2.4768	1.215	0.493	0.33	0.9518	75400	526	10828	13.617	0.0076
6	750	3000	12.384	6.080	0.493	0.33	0.9518	364000	2632	123228	340.77	0.0077
6	400	3000	6.6047	3.2435	0.493	0.33	0.9518	201100	1404	55602	96.987	0.0090
6	500	3000	8.2562	4.0540	0.493	0.33	0.9518	251300	1755	74100	51.54	0.0089
6	100	3000	1.6510	0.8110	0.493	0.33	0.9518	50200	351	9422	6.061	0.0101
6	75	3000	1.2384	0.6062	0.493	0.33	0.9518	37710	263	6511	3.4091	0.0107
6	40	3000	0.6602	0.3243	0.493	0.33	0.9518	20100	140	2702	0.9692	0.0121
6	25	3000	0.4128	0.2072	0.493	0.33	0.9518	12510	87.7	1592	0.3786	0.0135

Curvas del factor de fricción — \bar{M}_r de 0.6 a 1.0

6	300	4000	4.9536	3.2435	0.657	0.3965	0.9363	201100	1051	85659	67.10	0.0103
6	400	4000	6.6047	4.3245	0.657	0.3965	0.9363	269100	1404	125610	119.44	0.0090
6	500	4000	8.2567	5.4055	0.657	0.3965	0.9363	335100	1755	169000	186.65	0.0094
6	700	4000	11.5583	7.5675	0.657	0.3965	0.9363	469200	2457	264900	365.80	0.0089
6	50	4000	0.8258	0.5405	0.657	0.3965	0.9363	33510	175.5	7857	1.8668	0.0134
6	100	4000	1.6510	1.0810	0.657	0.3965	0.9363	67030	350.97	19807	7.4630	0.0112
6	200	4000	3.3026	2.1620	0.657	0.3965	0.9363	134000	702	49870	29.862	0.0097
6	75	4000	1.2384	0.8110	0.657	0.3965	0.9363	50280	263	13485	4.2	0.0112
6	25	4000	0.4128	0.2702	0.657	0.3965	0.9363	16750	87.75	3120	0.4665	0.0136

Continuación Tabla (3.5)

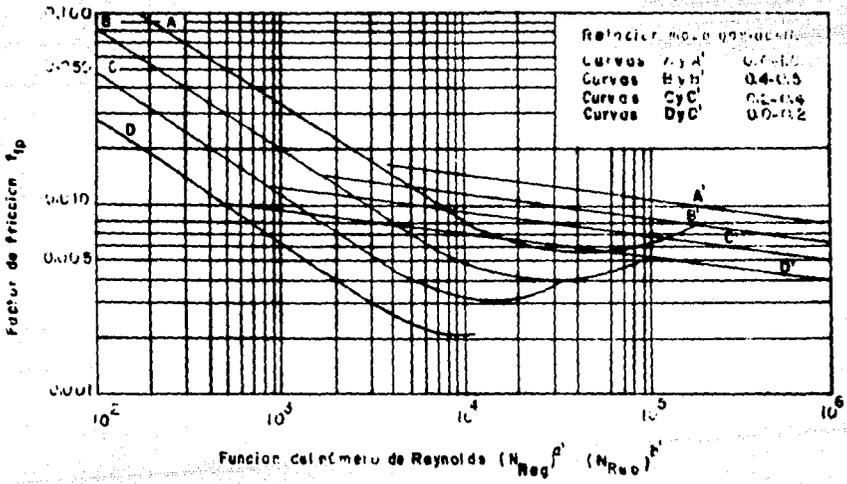


Fig. 2.5' Gráfico del factor de disipación de energía

$$\bar{P} = \frac{P_1 + (P_1 - \Delta P)}{2}$$

2. Determine las siguientes propiedades, R_g , B_o , \bar{z} , B_g , M_r , M_g , f_g , f_L , a las condiciones de presión y temperatura promedio (se concluya que el proceso es isotérmico).
3. evalúe los flujos volumétricos del líquido y del gas con las ecuaciones (2.9) y (2.10).
4. Calcule el holdup sin deslizamiento de las fases con la ec(3.11), y con éste determine la densidad de la mezcla con la ec(2.2).
5. Cálculo del factor de fricción de las dos fases (f_{TP}).
 - a. Determine el número de Reynolds de líquido y del gas con las ecs(3.34) y (3.35) respectivamente.
 - b. Obtenga "a" y "b" con las ecs(3.32) y (3.33).
 - c. Realice el producto $(N_{rel})^a (N_{Reg})^b$, y obtenga de la fig(3.8), o bien de las ecuaciones que se muestran en las tablas(3.4) o (3.5) el factor de fricción de la mezcla (f_{TP}).
6. Calcule el gradiente de presión con la ec(3.25), y con éste determine la ΔL . Si la ΔL calculada no chequea con la ΔL real, suponga otra caída de presión y reemplace L por L + ΔL , y haga $P_1=P_2$, y regrese al paso 1.
7. Si la ΔL_c es igual ó mayor que la L_T , se termine el cálculo, obteniéndose la presión final por interpolación si es necesario.

3.4.4 HOOGENDOORN y BUITELAAR

La correlación propuesta por Hoogendoorn y Buitelaar⁽⁵⁰⁾ se basa en datos recabados por Hoogendoorn para los siguientes patrones de flujo: picos, burbuja y espuma.

En esta sección también se presentan las correlaciones propuestas por Hoogendoorn para los siguientes patrones de flujo: estratificado, ondulado, anular y neblina.

La correlación propuesta por Hoogendoorn y Buitelaar para los patrones de flujo: picos, burbuja y espuma, está dada por la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\} = \frac{5.1759 \times 10^{-3} \text{ fr } G_m^2}{D f_L} \quad (3.36)$$

Factor de fricción

El factor de fricción de las dos fases (f_{TP}), es obtenido a partir de la fig(3.9), mientras que el factor de fricción de la fase líquida (f_{LM}), se determina a partir de N_{ReL} , mediante la siguiente ecuación.

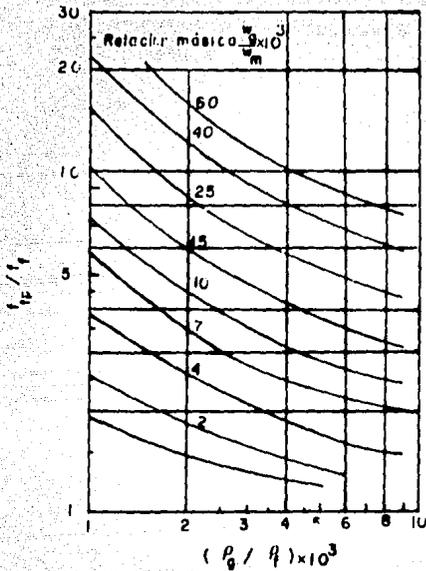
$$N_{ReL} = 51.0069 \frac{G_m Q}{\mu_f} \quad (3.37)$$

Donde

$$G_m = G_g + G_f \quad (3.38)$$

La correlación de Hoogendoorn para los patrones de flujo: es - tratificado y ondulado, tiene la forma siguiente

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\} = C \cdot \left\{ \frac{W_g}{W_m} \right\}^{1.45} \left\{ \frac{1.294 \times 10^{-3} G_m^2 \text{ fr}}{D f_L} \right\} \quad (3.39)$$



Fig(3.9) Correlación del factor de fricción de Hoogendoorn y Buitelaar

INFLUENCIA DEL DIAMETRO DE LA TUBERIA Y VISCOSIDAD DEL LIQUIDO		
SOBRE \bar{C}		
Diámetro de tubería (m)	Aire-Gas-Aceite	Aire-Spindle-Aceite
0.050	$\bar{C} = 0.026$	$\bar{C} = 0.020$
0.091	$\bar{C} = 0.022$	
0.140	$\bar{C} = 0.021$	$\bar{C} = 0.022$

Tabla (3.6)

INFLUENCIA DE LA RUGOSIDAD DE LA TUBERIA SOBRE C_{rough}		
PARA EL FLUJO DE AIRE-GAS-ACEITE EN TUBERIAS DE 50mm		
Rugosidad de la tubería	C_{rough}	C_{rough}/\bar{C}
0.0012	0.026	1.0
0.0039	0.032	1.2
0.019	0.045	1.7
0.030	0.052	2.0

Tabla (3.7)

El valor de " \bar{u} " depende del diámetro de la tubería, como se puede observar en la tabla (3.6) (tuberías lisas), y en la tabla (3.7) (tuberías rugosas).

La ec.(3.39) solamente es válida cuando se cumple la siguiente relación.

$$\bar{M}^* = \left\{ \frac{w_g}{w_m} \right\} < 0.80 \quad (3.40)$$

Donde

$$w_m = w_f + w_g \quad (3.41)$$

Para los patrones de flujo anular y neblina, Hoogendoorn propuso la siguiente correlación para evaluar la caída de presión.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\} = \frac{24 f_{TP} G_{SG}}{9 \rho D^5} \quad (3.42)$$

Factor de fricción

El factor de fricción para las dos fases (f_{TP}), se determina de la siguiente ecuación.

$$f_{TP} = a * (G_{SG})^{-1.7} \quad (3.43)$$

Donde

$$a = 0.025 \frac{K_g^{0.25}}{m^{0.5} \text{seg}^{0.25}} \quad (3.44)$$

$$G_{SG} = U_{SG} \rho_g \quad (3.45)$$

$$G_{SF} = 11.57 f_L \quad (3.46)$$

La ecuación (3.46) sólo es válida cuando

$$4.16 \times 10^4 < G_{SF} < 916.36 \text{ lb/ft}^2 \text{ seg}$$

Los erdsoern encontró también que la ec(3.43) es única independiente de la densidad del gas, cuando ésta se encuentra en el rango siguiente.

$$0.0748 < \rho_g < 0.1871 \rho_b / H^3$$

ALGORITMO DE CALCULO

- I. Suponga una caída de presión ΔP , y evalúe P_2 y \bar{P} con las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$\bar{P} = \frac{P_1 + (P_1 - \Delta P)}{2}$$

2. Determine las siguientes propiedades, R_s , B_o , \bar{z} , B_g , ρ_g , ρ_L , M_f , a las condiciones de presión y temperatura promedio (se considera que el proceso es isotérmico).
3. Determine los flujos volumétricos del líquido y del gas con las ecuaciones (2.9) y (2.10) respectivamente.
4. Calcule el holdup sin deslizamiento (h_L), con la ec(3.11).
5. Con h_L y la ec(2.2) calcule la densidad de la mezcla.
6. Con el valor de h_L calculado en 4, determine el patrón de flujo haciendo uso de la correlación de Beggs y Brill.
 - a. Calcule el número de Froude (N_{Fr}), de la ec(3.17).
 - b. Calcule los parámetros $u_1, u_2, u_3, \text{ y } u_4$, a partir de las ecuaciones (3.18) a (3.21).

- c. Con h_L , N_{Fr} y L_i determine el patrón de flujo con las ecuaciones propuestas por Beggs y Brill.
7. Con el patrón de flujo determinado en el paso 6, seleccionar la ecuación para evaluar la caída de presión.
8. Con la ecuación seleccionada determinar el gradiente de presión, y con este la ΔL correspondiente a la ΔP supuesta.

$$\Delta L = \frac{\Delta P_s}{(\Delta P / \Delta L)_c}$$

9. Reemplace la (L) por $(L + \Delta L)$, si este valor es menor que la longitud total (L_T), haga $P_1 = P_2$, y regrese al paso 1. Si la ΔL es igual o mayor que la L_T se termina el procedimiento, determinándose la presión final por interpolación si es necesario.

3.4.5 EATON

Eaton^(32) realizó sus experimentos en una planta piloto que fue diseñada e instalada para el mismo fin. Las pruebas realizadas por el autor fueron completamente controladas y cubren un amplio rango de gastos.

Para llevar a cabo el desarrollo de la correlación, Eaton registró caídas de presión, holdup y patrones de flujo, para cada conjunto de gastos analizados.

La correlación de Eaton se encuentra basada en la aplicación de un balance de energía, en el cual se realizó la sustitución de los valores de las funciones del holdup de la fase líquida y de los factores de disipación de energía, obtenidos por Eaton en su desarrollo experimental.

El procedimiento implica la resolución de la ecuación de balance de energía para incrementos de presión, habiéndose encontrado para cada uno, los valores de las propiedades físicas de los fluidos.

La ecuación a la que finalmente llegó Eaton es la siguiente.

$$\Delta L = \frac{0.16679 \cdot D}{W_m U_m^2 f_{TP}} \left\{ 144 \Delta P \left[\frac{w_1}{f_0} + \frac{w_2}{f_1} \right] - \frac{w_0 \Delta U_0^2 + w_3 \Delta U_3^2}{2 g_c} \right\} \quad (3.47)$$

Factor de Fricción

Eaton al llevar a cabo su investigación, encontró que los patrones de flujo pueden no tomarse en cuenta en la determinación de la caída de presión. Por lo que el autor justifica que una correlación para el factor de fricción es suficiente para llevar a cabo la resolución del problema. Eaton demostró también en sus experimentos que el efecto de la viscosidad puede considerarse nulo, cuando los valores de ésta se encuentran por abajo de los 15 cp. La correlación que presenta Eaton para este término está dado por la siguiente relación.

valores de la ordenada

$$Y = f_{TP} (\bar{M})^{0.10} \quad (3.48)$$

$$f_{TP} = \frac{Y}{(\bar{M})^{0.10}} \quad (3.49)$$

valores de la abscisa:

$$X = (\bar{M})^{0.5} \left\{ \frac{1.0}{D} \right\}^{1.25} \frac{(129 \text{ (mm D)})}{H_g} \quad (3.50)$$

Correlación del factor de pérdida de energía

Para $D = 2''$

$$\text{si } 4 \cdot 10^3 \leq X \leq 6.33 \cdot 10^4$$

$$\log Y = -1.618883 \log X + 6.676411$$

$$\text{si } 6.33 \cdot 10^4 \leq X \leq 6.5 \cdot 10^5$$

$$\log Y = 1.012419 \log^2 X - 11.23691 \log X + 29.5253$$

$$\text{si } 6.5 \cdot 10^5 \leq X \leq 1 \cdot 10^7$$

$$\log Y = -0.5521571 \log X + 1.64325$$

Para $D = 4''$

$$\text{si } 4 \cdot 10^3 \leq X \leq 8 \cdot 10^4$$

$$\log Y = -1.618883 \log X + 6.676411$$

$$\text{si } 8 \cdot 10^4 \leq X \leq 6.3 \cdot 10^5$$

$$\log Y = 0.9552229 \log^2 X - 10.7090 \log X + 28.27034$$

$$\text{si } 6.3 \cdot 10^5 \leq X \leq 1 \cdot 10^7$$

$$\log Y = -0.4928255 \log X + 1.163781$$

Para $D = 6''$

$$\text{si } 4 \cdot 10^3 \leq X \leq 8 \cdot 10^4$$

$$\log Y = -1.618883 \log X + 6.676411$$

Tabla (3.8)

Para $D = 6''$

$$\text{si } 8 \cdot 10^4 \leq X \leq 6.5 \cdot 10^5$$

$$\log Y = 1.206822 \log^2 X - 13.46039 \log X + 35.71789$$

$$\text{si } 6.5 \cdot 10^5 \leq X \leq 1 \cdot 10^7$$

$$\log Y = -0.5051362 \log X + 1.189165$$

Para $D = 8''$

$$\text{si } 4 \cdot 10^3 \leq X \leq 8 \cdot 10^4$$

$$\log Y = -1.618883 \log X + 6.676411$$

$$\text{si } 8 \cdot 10^4 \leq X \leq 6.5 \cdot 10^5$$

$$\log Y = 1.302762 \log^2 X - 14.55827 \log X + 38.79979$$

$$\text{si } 6.5 \cdot 10^5 \leq X \leq 1 \cdot 10^7$$

$$\log Y = -0.507174 \log X + 1.152277$$

Para $D = 10''$

$$\text{si } 4 \cdot 10^3 \leq X \leq 8 \cdot 10^4$$

$$\log Y = -1.618883 \log X + 6.676411$$

$$\text{si } 8 \cdot 10^4 \leq X \leq 6.5 \cdot 10^5$$

$$\log Y = 1.357494 \log^2 X - 15.21122 \log X + 40.88544$$

$$\text{si } 6.5 \cdot 10^5 \leq X \leq 1 \cdot 10^7$$

$$\log Y = -0.4944969 \log X + 0.9892972$$

Continuación · Tabla (3.8)

Para $D = 12''$

$$\text{si } 4 \cdot 10^3 \leq X \leq 1.16666 \cdot 10^5$$

$$\log Y = -1.618883 \log X + 6.676411$$

$$\text{si } 1.16666 \cdot 10^5 \leq X \leq 6.5 \cdot 10^5$$

$$\log Y = 1.553245 \log^2 X - 17.35035 \log X + 46.48316$$

$$\text{si } 6.5 \cdot 10^5 \leq X \leq 1 \cdot 10^7$$

$$\log Y = -0.5051033 \log X + 1.027004$$

Para $D = 14''$

$$\text{si } 4 \cdot 10^3 \leq X \leq 1.63333 \cdot 10^5$$

$$\log Y = -1.618883 \log X + 6.676411$$

$$\text{si } 1.63333 \cdot 10^5 \leq X \leq 6.5 \cdot 10^5$$

$$\log Y = 1.305859 \log^2 X - 14.60138 \log X + 38.84061$$

$$\text{si } 6.5 \cdot 10^5 \leq X \leq 1 \cdot 10^7$$

$$\log Y = -0.517130 \log X + 1.002307$$

Para $D = 16''$

$$\text{si } 4 \cdot 10^3 \leq X \leq 1.875 \cdot 10^5$$

$$\log Y = -1.618883 \log X + 6.676411$$

$$\text{si } 1.875 \cdot 10^5 \leq X \leq 6.5 \cdot 10^5$$

$$\log Y = 1.193839 \log^2 X - 13.33977 \log X + 35.28253$$

Continuación Tabla (3.8)

Para $D = 16''$

$$\text{si } 6.5 \cdot 10^5 \leq X \leq 1 \cdot 10^7$$

$$\log Y = -0.53139 \log X + 1.157481$$

Para $D = 17''$

$$\text{si } 4 \cdot 10^3 \leq X \leq 1.916 \cdot 10^5$$

$$\log Y = -1.618883 \log X + 6.676411$$

$$\text{si } 1.916 \cdot 10^5 \leq X \leq 6.5 \cdot 10^5$$

$$\log Y = 1.215532 \log^2 X - 13.58191 \log X + 35.94944$$

$$\text{si } 6.5 \cdot 10^5 \leq X \leq 1 \cdot 10^7$$

$$\log Y = -0.5287972 \log X + 1.134549$$

Continuación Table (3.8)

Los valores de la ordenada pueden ser calculados a partir de las correlaciones que se muestran en la tabla (2.3), las cuales aplican en un rango de diámetros de tubería de $2" < D < 17"$.

Holdup

Se correlacionó los datos del holdup de la fase líquida mediante las siguientes ecuaciones:

$$H_L = \varphi \left\{ \frac{N_{vo}^{0.575}}{N_{vg} N_D^{0.0277}} \right\} \left\{ \frac{P}{14.7} \right\}^{0.5} \left\{ \frac{N_{Ao}}{1.287} \right\}^{0.1} \quad (3.51)$$

$$\bar{u} = \left\{ \frac{N_{vo}^{0.575}}{N_{vg} N_D^{0.0277}} \right\} \left\{ \frac{P}{14.7} \right\}^{0.5} \left\{ \frac{N_{Ao}}{1.287} \right\}^{0.1} \quad (3.52)$$

Donde

$$N_{vo} = 1.938 U_{50} \left\{ \frac{\rho_o}{\sigma_c} \right\}^{0.25} \quad (3.53)$$

$$N_{vg} = 1.938 U_{59} \left\{ \frac{\rho_o}{\sigma_c} \right\}^{0.25} \quad (3.54)$$

$$N_D = 10.07267 D \left\{ \frac{\rho_o}{\sigma_c} \right\}^{0.25} \quad (3.55)$$

$$N_{Ao} = 19.50142 H_o \left\{ \frac{1}{\rho_o \sigma_c^3} \right\}^{0.25} \quad (3.56)$$

El término dimensional que se encuentra involucrado en la del (3.51), ($N_{vg}/1.29$) toma en cuenta y normaliza los efectos de la viscosidad. Como se puede observar en las ecuaciones de arriba, no se involucra la viscosidad del gas, debido a que ésta permanece casi constante a lo largo de la tubería. Para facilitar los cálculos de

La ecuación (3.51) puede transformarse en la siguiente relación.

$$H_L = \varphi(J) \quad (3.57)$$

Watson propone las siguientes ecuaciones para calcular el holdup, cuando J se encuentra dentro de un determinado rango.

$$0.0010 < J < 0.0100$$

$$H_L = (2174709 (\log J)^2 + 1247890 \log(J) + 1816091) \cdot 10^{-7} \quad (3.58)$$

$$0.0100 < J < 0.1000$$

$$H_L = (1641243 (\log J)^2 + 7255775 \log(J) + 8153285) \cdot 10^{-7} \quad (3.59)$$

$$0.1000 < J < 1.0000$$

$$H_L = (-2429386 (\log J)^3 - 277295 (\log J)^2 + 455471 (\log J) + 7465934) \cdot 10^{-7} \quad (3.60)$$

$$1.0000 < J$$

$$H_L = 1 - \left[0.7726 + 0.2640 (-2.16176 - \ln J) + 0.00508118 (-2.16176 - \ln J)^2 - 0.005968 (-2.16176 - \ln J)^3 - 0.00050523 (-2.16176 - \ln J)^4 \right] \quad (3.61)$$

Factores volumétricos para el aceite y el gas

$$F_o = 5.16 B_o \quad (3.62)$$

$$B_g' = (M^* - R_s) B_g \quad (3.63)$$

Velocidades superficiales del aceite y del gas.

$$U_{so} = \frac{B_o' Q_o}{86400 A} \quad (3.64)$$

$$U_{sg} = \frac{B_g' Q_g}{86400 A} \quad (3.65)$$

Flujos máxicos del aceite y del gas.

$$W_o = 4.05116 \times 10^{-3} D_{ro} Q_o \quad (3.66)$$

$$W_g = 8.84259 \times 10^{-7} M^* D_{rg} Q_o \quad (3.67)$$

$$W_m = 4.05254 \times 10^{-3} Q_o (D_{ro} + M^* D_{rg}) \quad (3.68)$$

Densidad promedio del aceite y del gas (evaluadas a las condiciones de presión y temperatura promedio).

$$\bar{\rho}_o = \frac{350.064 D_{ro}}{B_o'} \quad (3.69)$$

$$\bar{\rho}_g = \frac{0.0764 M^* D_{rg}}{B_g} \quad (3.70)$$

Tensión superficial del aceite

$$\sigma_c = \sigma_{al} F_\sigma \quad (3.71)$$

donde

$$F_0 = -38334 \times 10^{-5} P^3 + 2642 \times 10^{-10} P^2 - 75366 \times 10^{-8} P + 994434 \times 10^{-6} \quad (3.72)$$

Viscosidad del aceite

$$\mu_c = 6.720 \times 10^{-4} (0.1488 \text{ Mod})^b \quad (3.73)$$

donde

$$a = 8519 \times 10^{-10} R_s^2 - 1392 \times 10^{-6} R_s + 9633 \times 10^{-4} \quad (3.74)$$

$$b = 4 \times 10^{-7} R_s^2 - 7857 \times 10^{-7} R_s + 9717 \times 10^{-4} \quad (3.75)$$

ALGORITMO DE CÁLCULO

1. Suponga una caída de presión ΔP , y evalúe P_2 y \bar{P} , a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$\bar{P} = \frac{P_1 + (P_1 - \Delta P)}{2}$$

2. Determine las siguientes propiedades, R_s , B_o , B_g , B_o' , B_g' , \bar{Z} , μ_g , f_g , a las condiciones de presión y temperatura promedio (se considera que el proceso es isotérmico).
3. Determine las siguientes propiedades, R_s , B_o , B_g , B_o' , B_g' , Z , f_g , f_o , σ_c , μ_o , a las condiciones de P_1 y P_2 .
4. Calcule las velocidades superficiales de ambos flujos utilizando la información obtenida en los pasos 2 y 3.

5. Calcule los flujos máximos para ambas fases y el de la mezcla, ecs(3.66) a (3.68).
6. Calcule las densidades promedio del aceite y del gas, ecs(3.69) a (3.70), haciendo uso de la información obtenida en el paso 2.
7. Con la información del paso 3, obtenga los valores de J .
8. Con el valor de J , calcule el holdup, utilizando las ecs(3.58) a (3.61) dependiendo del valor de J .
9. Calcule las velocidades reales de ambas fases, utilizando los datos de velocidades superficiales calculadas en el paso 4, y los valores de holdup obtenidos en el paso 8.
10. Con los valores de las velocidades reales, U_o y U_g , calcule los gradientes de velocidad ecs(3.78) y (3.79).
11. Con la información obtenida en el paso 5, determine \bar{M} .
12. Determine el valor de la abscisa (λ), con la ec(3.50).
13. Con el valor de la abscisa, D , y la tabla(3.3), calcule la ordenada (Y).
14. Con el valor de Y , \bar{M} , y la ec(3.49), determine f_{TP} .
15. Calcule la ΔL correspondiente a la ΔP supuesta con la ec(3.47).
16. Con el valor de ΔL obtenido en el paso 15, calcule L_2

$$L_2 = L_1 + \Delta L$$

17. Si el valor de L_2 es menor que la longitud total (L_1) de la tubería, entonces se deja $P_1 = P_2$, y se pasa al paso 1. Si L_2 es igual o mayor que L_1 se termina el procedimiento, obteniéndose la presión final por interpolación si es necesario.

3.4.6 BATON, MADRINO, MOONBS, SILBERBERG y STONK

La correlación propuesta por Baton y colaboradores (32), fué desarrollada a partir de información sobre las condiciones de flujo establecidas por ellos mismos, los autores utilizaron tres tuberías cuyos diámetros fueron 2, 4, y 17 pulgadas, utilizando como fluidos agua (fase líquida) y gas natural (fase gaseosa).

La ecuación se encuentra basada en un balance de energía para cada una de las fases, finalmente la correlación propuesta por Baton y colaboradores tiene la forma siguiente.

$$\left| \frac{\Delta P}{\Delta L} \right| = \frac{435.4560 W_m^2 FrP}{D^5 \ln(1 - P_{ac})} \quad (3.76)$$

Pérdidas por aceleración (bidimensional)

$$P_{ac} = \frac{w_l \Delta U_l^2 + w_g \Delta U_g^2}{9266.1 G_m (P_1 - P_2)} \quad (3.77)$$

Gradientes de velocidades reales

Con los valores de las velocidades reales calculadas con las ecuaciones (2.7) y (2.8) para el intervalo de tubería considerado, se pueden calcular los gradientes de velocidad de ambas fases, ΔU , mediante las siguientes ecuaciones.

$$\Delta(U_l)^2 = U_{l1}^2 - U_{l2}^2 \quad (3.78)$$

$$\Delta(U_g)^2 = U_{g1}^2 - U_{g2}^2 \quad (3.79)$$

Factor de fricción

Saton y colaboradores correlacionaron el factor de fricción en términos de las siguientes relaciones.

Valores de la ordenada

$$Y = \left(\frac{W_f}{W_m} \right)^{0.1} f_{TP} \quad (3.48)$$

Valores de la abscisa

$$X = \frac{0.057 (W_g W_m)^{0.50}}{\mu_g D^{2.25}} \quad (3.80)$$

Haciendo uso de las ecu (3.48) y (3.80) y la eq. (3.10), podemos calcular el factor de fricción de la mezcla (f_{TP}), despejándolo de la eq (3.48).

Holup

Al llevar a cabo sus experimentos los autores, encontraron que los datos del holdup de la fase líquida (H_L), pueden ser correlacionados en términos de la siguiente ecuación.

$$H_L = \psi(J) \quad (3.57)$$

donde

$$J = \left\{ 1.8938 \left(\frac{Q_f}{Q_g} \right)^{0.575} \left(\frac{\sigma_c}{\rho_c} \right)^{0.0951} \left(\frac{\mu_f}{\rho_f} \right)^{0.10} D^{0.8223} \left(\frac{p}{14.7} \right)^{0.05} \right\} \quad (3.81)$$

$$\mu_f \leq 0.01344 \frac{lb}{ft \cdot sec} \quad (3.82)$$

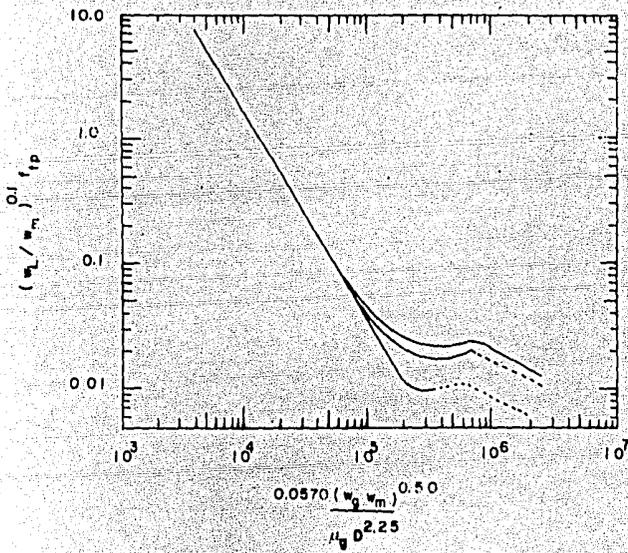
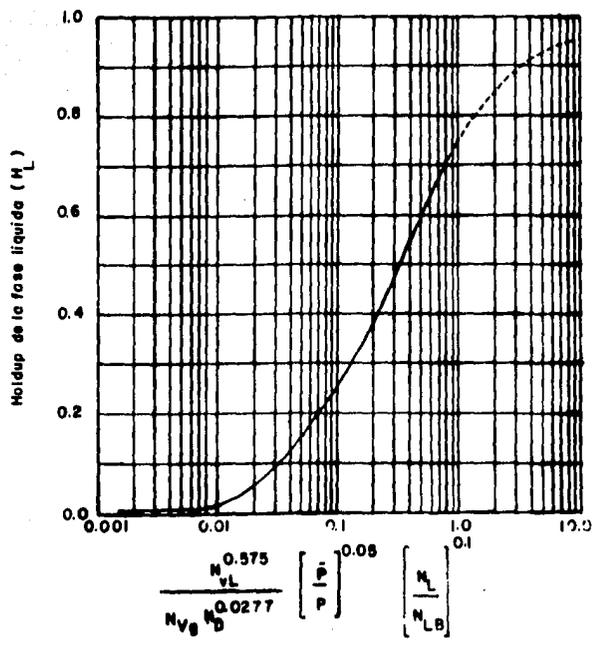


Fig.(3.10) Correlación de Eaton para el factor de pérdidas de energía



Fig(3.11) Correlación de Eaton para el Holdup

$$500 \leq \frac{P}{11.7} \leq 65 \quad (3.83)$$

ALGORITMO DE CÁLCULO

1. Suponga una caída de presión ΔP , y evalúe P_2 y \bar{P} , a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$\bar{P} = \frac{P_1 + (P_1 - \Delta P)}{2}$$

2. Determine las siguientes propiedades, R_s , B_o , B_g , B_o' , B_g' , f_L , f_g , μ_s , Z , a las condiciones de presión y temperatura promedio (se considera que el proceso es isotérmico).
3. Determine las siguientes propiedades, R_s , B_o , B_g , B_o' , B_g' , f_L , f_g , μ_L , σ_c , Z , a las condiciones de P_1 y P_2 .
4. Calcule las velocidades superficiales de ambas fases utilizando la información del paso 3.
5. Calcule el Flujo másico de la mezcla, utilizando la información del paso 2.
6. Calcule los flujos volumétricos del líquido y del gas con las ecs(2.9) y (2.10) respectivamente, utilizando la información del paso 2, y calcule el holdup sin deslizamiento (h_{L1}) con la ec(3.11).
7. Con el holdup sin deslizamiento y las densidades de ambas fases obtenidas en el paso 2, determine la densidad de la mezcla (ρ_m) con la ec(2.2).

3. Si las pérdidas por aceleración se consideraran despreciables haga P_{oc} igual a cero, si se consideran, entonces siga los siguientes pasos.
- Con los datos calculados en el paso 3, determine el valor de J con la ec(3.81).
 - Con el valor de J , determine H_L haciendo uso de la fig(3.11).
 - Con las velocidades superficiales calculadas en el paso 4, y el holdup sin deslizamiento obtenido en el paso b, determine las velocidades reales de ambas fases.
 - Con la información del paso c determine los gradientes de velocidad, con las ecs(3.78) y (3.79).
9. Con los datos antes calculados, determine las pérdidas por aceleración con la ec(3.77).
10. Calcule el valor de la abscisa de la ec(3.80).
11. Con el valor de la abscisa, y la fig(3.10), determine el valor de la ordenada con la ec(3.48) y despeje el factor de fricción de la mezcla (f_{pp}).
12. Calcule el gradiente de presión con la ec(3.76), y a partir de éste la ΔL correspondiente a la ΔP supuesta.

$$\Delta L = \frac{\Delta P}{(\Delta P / \Delta L)_c}$$

13. Con el valor de ΔL obtenido en el paso 12, calcule L_2 .

$$L_2 = \Delta L + L_1$$

14. Si el valor de L_2 es menor que la longitud total (L_1) de la tubería, entonces haga P_1 igual a P_2 , y vérase al paso 1. Si L_2 es

FALLAS DE ORIGEN

igual o mayor que μ_p se termina el procedimiento, obteniéndose la presión final por interpolación si es necesario.

3.4.7 CHAWLA.

La correlación propuesta por Chawla⁽⁴³⁾ se encuentra basada en una colección extensiva de datos, incluyendo el banco elaborado por Dukler. La correlación que propone Chawla es dada por la siguiente expresión.

$$\left\{ \frac{\Delta p}{\Delta L} \right\} = \frac{0.5889}{(G_m D \mu_g)^{0.25}} \left\{ \frac{G_m^2 \mu_g^{7/4}}{2 D \rho_g} \right\} \left\{ 1 + \frac{(1 - \bar{M}^*) \rho_g}{\bar{M}^* E_c \rho_L} \right\}^{19/8} \quad (3.84)$$

Factor de fricción

Chawla en el desarrollo de su correlación representó el parámetro μ_c en la fig(3.12), y lo expresó en términos de la siguiente ecuación.

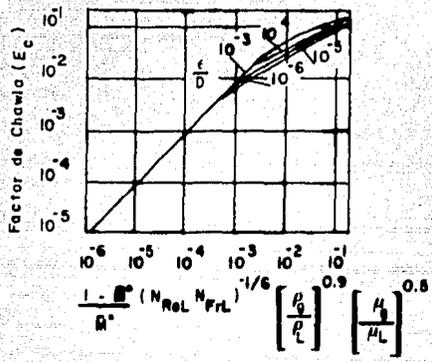
$$\text{Para } E_c > 2.00 \times 10^{-3}$$

$$E_c = 9.10 \frac{(1 - \bar{M}^*)}{\bar{M}^*} (N_{ReL} N_{ReG})^{-1/6} \left\{ \frac{\rho_g}{\rho_L} \right\}^{0.90} \left\{ \frac{\mu_g}{\mu_L} \right\}^{0.5} \quad (3.85)$$

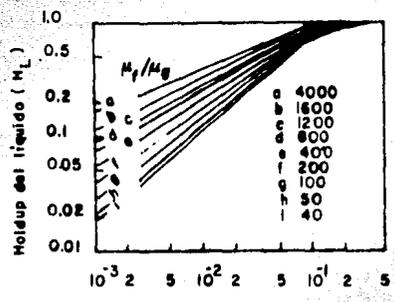
donde

$$N_{ReL} = \frac{51.0069 (G_m (1 - \bar{M}^*) D)}{\mu_L} \quad (3.86)$$

$$N_{ReG} = \frac{12 G_m^2 (1 - \bar{M}^*)}{\rho_L^2 G D} \quad (3.87)$$



Fig(3.12) Factor de Chawla (E_c)



Fig(3.13) Factor de Chawla (E_c)

solap

El autor también estableció el número en términos de μ_c , así como la relación de viscosidad (μ_f / μ_g), ver fig(3.13).

PROBLEMA DE CÁLCULO

1. Suponga una caída de presión ΔP , y evalúe P_2 y \bar{P} , a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$\bar{P} = \frac{P_1 + (P_1 - \Delta P)}{2}$$

2. Determine las siguientes propiedades, ρ_g , ρ_L , μ_g , μ_f , a las condiciones de presión y temperatura (se considera que el proceso es isotérmico) **promedio**.
3. Calcule el flujo másico de la mezcla.
4. Determine el valor del factor de Chawla, con la ec(3.85).
5. Calcule el gradiente de presión con la ec(3.84), y calcule la ΔL correspondiente a la ΔP supuesta.

$$\Delta L = \frac{\Delta P}{(\Delta P / \Delta L)_c}$$

6. Con el valor de ΔL obtenido en el caso 5, calcule L_2

$$L_2 = \Delta L + L_1$$

7. Si el valor de L_2 es menor que la longitud total (L_T) de la tubería, entonces haga P_I igual a P_2 , y regrese al paso I. Si la L_2 es igual o mayor que L_T se termina el procedimiento, obteniéndose la presión final por interpolación si es necesario.

3.4.8 DUKLER, WICKS Y CLEVELAND

Dukler y colaboradores (30, 31) desarrollaron dos métodos para llevar a cabo el cálculo de la caída de presión total, que ocurre en tuberías que manejan mezclas gas-líquido. Ambos métodos son producto de un análisis de similaridad planteado sobre el fenómeno del flujo a dos fases.

A continuación se describen cada uno de los métodos de manera detallada.

Método I. Flujo Homogéneo (se considera que no hay deslizamiento entre las fases)

El flujo homogéneo de dos fases es considerado como si una simple fase viajara a lo largo de la tubería, aunque cabe mencionar que este tipo de flujo en la realidad no existe, puesto que en todos los casos la fase gaseosa viaja más rápidamente que la líquida, por lo que se presenta el deslizamiento de las fases, esta aproximación es considerada por Dukler y colaboradores para simplificar los cálculos y dar una medida de aproximación al cálculo de la caída de presión total real en la tubería. La correlación propuesta por Dukler y colaboradores para este tipo de flujo está dada por la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_T = \frac{0.04167 f_{TP} U_m^2 \rho_m}{g_c D} \quad (3.88)$$

Factor de Fricción

El factor de fricción puede ser evaluado haciendo uso del número de Reynolds sin deslizamiento ($N_{Re,ns}$), las siguientes ecuaciones pueden ser utilizadas para su cálculo.

a. Tuberías lisas

$$f_{TP} = \left\{ 2 \log \left\{ \frac{(N_{Re,ns})}{4.5223 \log(N_{Re,ns}) - 3.8215} \right\} \right\}^{-2} \quad (3.89)$$

Donde

$$N_{Re,ns} = \frac{121 \cdot D \cdot \rho_m \cdot V_m}{\mu_m} \quad (3.90)$$

$$\mu_m = \mu_f h_L + \mu_g (1 - h_L) \quad (3.91)$$

$$\rho_m = h_L \rho_L + \rho_g (1 - h_L) \quad (2.2)$$

b. Tuberías rugosas

$$\frac{1}{f_{TP}^{0.5}} = -2.0 \log \left\{ \frac{\epsilon}{3.7 D} + \frac{2.51}{N_{Re,ns} f_{TP}^{0.5}} \right\} \quad (3.92)$$

La ec(3.92) como se puede observar que tiene implícito el factor de fricción de las dos fases (f_{TP}), por lo cual se hace necesario el uso de un método numérico, por lo que proponemos el de Newton-Raphson el cual está dado por la siguiente ecuación.

$$\psi(f_{TP})_i = (f_{TP})_{i-1} - \frac{\psi(f_{TP})_{i-1}}{\psi'(f_{TP})_{i-1}} \quad (3.93)$$

Expresando la ec(3.92) en términos de logaritmo natural, e igualándola a cero, se tiene que.

$$\psi(f_{TP}) = \frac{1}{f_{TP}^{0.50}} + 4.6052 \ln \left\{ \frac{E}{3.70 D} + \frac{2.51}{N_{ReNS} f_{TP}^{0.4}} \right\} = 0 \quad (3.94)$$

La derivada de la ec(3.94), es dada por la siguiente ecuación.

$$\psi'(f_{TP}) = \frac{0.1086}{f_{TP}^{1.5}} + \left\{ \frac{1.2550}{N_{ReNS} f_{TP}^{1.5}} \right\} \left\{ \frac{E}{3.7 D} + \frac{2.51}{N_{ReNS} f_{TP}^{0.5}} \right\} = 0 \quad (3.95)$$

Método 11. Flujo con deslizamiento constante

En este método, se considera un deslizamiento constante de las fases, por lo que se hace más preciso que el anterior, siendo éste aplicable a tuberías cuya posición es: horizontal, vertical, e inclinada.

Debido a que este método es producto de un análisis de similitud no se limita su aplicación a ningún rango de variables. Así, la correlación propuesta por Dukler y colaboradores para este método tiene la siguiente forma.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_T = \frac{0.4167 f_{TP} \beta_r U_{rm}^2 \rho_m d}{g_c D} \quad (3.96)$$

Factor de Fricción

Dukler y colaboradores proponen la siguiente serie de ecuaciones para llevar a cabo el cálculo del factor de fricción de las dos fases (f_{TP}).

$$f_{TP} = \left\{ \frac{f_{TP}}{f_n} \right\} f_n \quad (3.97)$$

Donde

$$f_n = \left\{ \frac{2.0 \cdot 10^7}{1.5225 \cdot 10^9 (N_{Re,m}) - 1} \right\} \quad (3.98)$$

$$\left\{ \frac{f_{rr}}{f_n} \right\} = 1.0 - i \quad (3.99)$$

$$i = \frac{h_c(h_L)}{(1.2310 + 0.4780 \ln(h_L) + 0.141(\ln h_L)^2 + 0.094(\ln h_L)^3 + 0.00843(\ln h_L)^4)} \quad (3.100)$$

$$P_r = \left\{ \frac{\rho_L h_L}{\rho_m h_L} + \frac{\rho_g (1-h_L)^2}{\rho_m (1-h_L)} \right\} \quad (3.101)$$

$$P_{md} = \frac{\rho_L h_L^2}{H_L} + \frac{\rho_g (1-h_L)^2}{(1-H_L)} \quad (3.102)$$

$$N_{Rem} = \frac{124.0 \rho_m U_{rm}}{\mu_m} \quad (3.103)$$

Holdup

Para llevar a cabo la determinación del holdup de la fases líquida (H_L), Dukler y colaboradores proponen el uso de la correlación propuesta por Hughmark⁽⁵⁷⁾. Presentamos en la sección (4.3) las ecuaciones que nos permiten el cálculo de este parámetro mediante el uso del método de Newton-Raphson para la resolución de éstas.

ALGORITMO DE CALCULO

Método I

1. Suponga una caída de presión ΔP , y evalúe P_2 y \bar{P} , a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$\bar{P} = P_1 - \frac{\Delta P}{2}$$

2. Determine las siguientes propiedades, Z , ρ_L , ρ_g , μ_f , μ_g , a las condiciones de presión y temperatura promedio (se considera que el proceso es isotérmico).
3. Calcule las velocidades superficiales de ambas fases utilizando la información del paso 2.
4. Calcule el número de Reynolds sin deslizamiento (N_{ReNS}), ec(3.90).
5. Calcule el factor de fricción de las dos fases (f_{TP}), como a nivel industrial todas las tuberías son rugosas entonces utilice las ecs(3.94 y 3.95) y resuélvalas haciendo uso del método de Newton-Raphson.
6. Calcule el gradiente de presión con la ec(3.88), y a partir de éste la ΔL correspondiente a la ΔP supuesta.

$$\Delta L = \frac{\Delta P_s}{\left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_c}$$

7. Con el valor de ΔL obtenido en el paso 6, calcule L_2 .

$$L_2 = L_1 + \Delta L$$

4. Si el valor de L_2 es menor que la longitud total (L_T) de la tubería, entonces haga P_1 igual a P_2 , y regrese al paso 1. Si L_2 es igual o mayor que L_T , se termina el procedimiento, obteniéndose la presión final por interpolación si es necesario.

Método II

1. Suponga una caída de presión ΔP , y evalúe P_2 y \bar{P} , a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$\bar{P} = P_1 - \frac{\Delta P}{2}$$

2. Determine las siguientes propiedades, \bar{z} , ρ_L , ρ_G , μ_f , μ_g , a las condiciones de presión y temperatura promedio (se considera que el proceso es isotérmico).
3. Calcule el holdup de la fase líquida bajo condiciones con deslizamiento, utilice las ecuaciones de la sección (4.3).
4. Calcule la densidad de la mezcla bajo condiciones con deslizamiento (ρ_{md}), ec(2.1).
5. Determine las velocidades superficiales de ambas fases.
6. Determine la viscosidad de la mezcla (μ_m), ec(3.9I).
7. Determine la velocidad real de la mezcla (U_{rm}), ec(2.6).
8. Calcule el número de Reynolds de la mezcla (N_{Re_m}), ec(3.103).

9. Calcule el factor de fricción de las dos fases (f_{tp}), ec(3.97)
10. Calcule el gradiente de presión con la ec(3.96), y a partir de éste la ΔL correspondiente a la ΔP supuesta.

$$\Delta L = \frac{\Delta P_s}{(\Delta P/\Delta L)_c}$$

11. Con el valor de ΔL obtenido en el paso 10, calcule L_2 .

$$L_2 = L_1 + \Delta L$$

12. Si el valor de L_2 es menor que la longitud total (L_T) de la tubería, entonces haga P_1 igual a P_2 , y regrese al paso I. Si L_2 es igual o mayor que L_T se termina el procedimiento, obteniéndose la presión final por interpolación si es necesario.

3.4.9 BEGGS y BRILL

La correlación propuesta por Beggs y Brill^(11) fue obtenida a partir de las condiciones de flujo establecidas por ellos. Los autores llevaron a cabo sus experimentos utilizando tuberías de material acrílico, cuyos diámetros fueron de 1 y 1.5 pulgadas, aunque también se ha demostrado que su correlación proporciona excelentes resultados cuando se dimensionan tuberías de hasta 7 pulgadas de diámetro, como lo demuestra Browne^(16) en su artículo.

Beggs y Brill eligieron este tipo de material, debido a que puede ser fácilmente manejable, es decir, se puede variar sin mucho problema el ángulo de inclinación de la tubería.

El desarrollo de la correlación de Beggs y Brill se inició llevando a cabo un balance de energía.

La correlación finalmente propuesta por los autores tiene la forma siguiente.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\} = \frac{43.5456 f_{TP} W_m^2}{\rho_m D^5 (1 - \rho_{ac})} \quad (3.104)$$

Pérdidas por aceleración (adimensional)

$$\rho_{ac} = \frac{7.2557 \rho_m W_m G^2}{\rho_m (\rho_1 - \rho_2) D^4} \quad (3.105)$$

Factor de fricción

Tomando como base la correlación de Dukler, los autores presentaron una ecuación para llevar a cabo la determinación del factor de fricción de las dos fases (f_{TP}), dicha ecuación tiene la forma siguiente.

$$f_{TP} = \left\{ \frac{f_{TP}}{f_n} \right\} f_n \quad (3.97)$$

donde

$$f_n = \left\{ 2 \log \left\{ \frac{N_{Rem}}{4.5223 \log N_{Rem} - 3.8215} \right\} \right\}^{-2} \quad (3.98)$$

$$N_{Rem} = \frac{22734.97 Wm}{D M_m} \quad (3.106)$$

$$M_m = M_f h_L + M_g (1 - h_L) \quad (3.91)$$

$$\left\{ \frac{f_{re}}{f_n} \right\} = c^i \quad (3.107)$$

$$c = \frac{\ln \gamma'}{(-0.0523 + 3.8120 \ln \gamma' - 0.8725 (\ln \gamma')^2 + 0.01853 (\ln \gamma')^4)} \quad (3.108)$$

$$\gamma' = \frac{h_L}{H_L^2} \quad (3.109)$$

Patrones de Flujo

de Jgs y Brill desarrollaron un mapa de patrones de flujo, el cual se encuentra en términos de h_L y el número de Froude (N_{Fr}). Este mapa incluye los siguientes patrones de flujo: se regado, intermitente, y distribuido (ver fig (3.14)). Además, los autores presentan las siguientes relaciones para determinar el patrón de flujo.

Patrón de flujo	Condiciones
Se regado	$h_L < 0.010$ y $N_{Fr} < L_1$ ó $h_L \geq 0.010$ y $N_{Fr} < L_2$
Transición	$h_L \geq 0.010$ y $L_2 < N_{Fr} < L_3$
Intermitente	$0.010 \leq h_L < 0.40$ y $L_3 < N_{Fr} \leq L_4$ ó $h_L \geq 0.40$ y $L_3 < N_{Fr} \leq L_1$
Distribuido	$h_L < 0.40$ y $N_{Fr} \geq L_1$ ó $h_L \geq 0.40$ y $N_{Fr} > L_4$

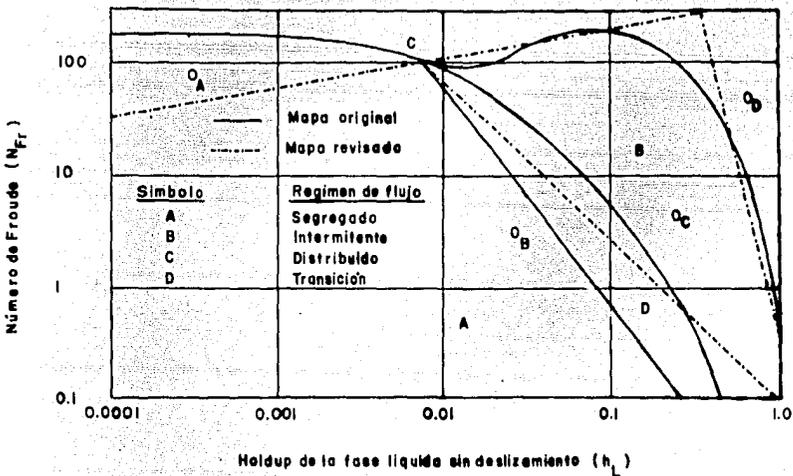


Fig (3.14) Mapa de patrones de flujo de Beggs

Jonas

$$N_{Fr} = \frac{7727.7 \text{ W/m}^2}{\rho_m^2 D^5} \quad (3.110)$$

$$L_1 = 316.0 h_L^{-0.3020} \quad (3.111)$$

$$L_2 = 0.0009252 h_L^{-2.4148} \quad (3.112)$$

$$L_3 = 0.1800 h_L^{-1.4516} \quad (3.113)$$

$$L_4 = 0.5000 h_L^{-6.7380} \quad (3.114)$$

Holdup

Beggs y Brill presentan las siguientes ecuaciones para la determinación del holdup de la fase líquida con deslizamiento (H_L), para cada uno de los patrones de flujo, antes mencionados.

$$\text{Segregado} \quad H_L = \frac{0.9080 h_L^{0.4846}}{N_{Fr}^{0.0868}} \quad (3.115)$$

$$\text{Intermitente} \quad H_L = \frac{0.8450 h_L^{0.5351}}{N_{Fr}^{0.0171}} \quad (3.116)$$

$$\text{Distribuido} \quad H_L = \frac{1.0650 h_L^{0.5824}}{N_{Fr}^{0.0609}} \quad (3.117)$$

$$\text{transición } H_L = a H_L(\text{segregado}) + (1-a) H_L(\text{intermitente}) \quad (3.II8)$$

Donde

$$a = \frac{(L_3 - N_{F1})}{(L_3 - L_2)} \quad (3.II9)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Suponga una caída de presión ΔP , y avalue P_2 y \bar{P} , a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$\bar{P} = \frac{P_1 + (P_1 - \Delta P)}{2}$$

2. Determine las siguientes propiedades, R_5 , B_o , B_g , B'_o , B_g , l_L , l_g , μ_r , μ_g , \bar{Z} , a las condiciones de presión y temperatura promedio (se considera que el proceso es isotérmico).
3. Calcule los flujos volumétricos del líquido y del gas con las ecuaciones (2.9) y (2.10) respectivamente, y calcule el holdup sin deslizamiento (h_L) con la ec(3.11).
4. Calcule la densidad de la mezcla (ρ_m), con la ec(2.2).
5. Cálculo del holdup del líquido (H_L), bajo condiciones de deslizamiento.
 - a. Calcule el número de Froude, con la ec(3.IIO).
 - b. Con el valor de h_L , seleccione el patrón de flujo.

- c. Una vez seleccionado el patrón de flujo, este se reafirma calculando el valor de L_1 , ecs(3.111) a (3.114), el cual corresponderá al tipo de flujo que se nos está presentando en la tubería, siendo comparado el valor de las L con el número de Froude, obtenido en el paso "a". Con lo cual nos estaremos asegurando del patrón de flujo persistente en la línea.
- d. Con el patrón de flujo, calcule el holdup con deslizamiento de las ecs(3.115) a (3.118), las cuales corresponden a cada uno de los patrones de flujo presentados por Beggs y Brill.
6. Con los valores de M_f , M_g , h_L , y la ec(3.91), determine la viscosidad de la mezcla (μ_m), y con ésta calcule el número de Reynolds de la mezcla con la ec(3.106).
7. Con el Reynolds de la mezcla, calcule f_n con la ec(3.98).
8. Con los valores de h_L , H_L y la ec(3.109), determine "Y" y con este calcule i , ec(3.108).
9. Con el valor de i y la ec(3.107), determine (f_{TP}/f_n).
10. Calcule el factor de fricción de las dos fases (f_{TP}), con la ec(3.97).
11. Calcule la densidad de la mezcla, (ρ_{md}), con la ec(2.1).
12. Si no se consideran despreciables las pérdidas por aceleración, calcule estas con la ec(3.105).
13. Calcule el gradiente de presión con la ec(3.104), y con éste la ΔL correspondiente a la ΔP supuesta.

$$\Delta L = \frac{\Delta P_s}{(\Delta P / \Delta L)}$$

14. Con el valor de ΔL obtenido en el paso 13, calcule L_2 .

$$L_2 = \Delta L + L_1$$

15. Si el valor de L_2 es menor que la longitud total (L_T) de la tubería, entonces haga P_1 igual a P_2 , y regrese al paso 1. Si L_2 es igual o mayor que L_T , se termina el procedimiento, obteniendo se la presión final por interpolación si es necesario.

3.5 SELECCION DE LA CORRELACION

Dada la carencia de información, de un estudio previo de la comparación de las correlaciones para el flujo de mezclas gas-líquido en tuberías horizontales, haremos la selección de ésta en términos de las características que se describieron en la introducción de las mismas. Así, se puede concluir que la correlación de Dukler y colaboradores es la que no presenta restricción alguna, debido a que como se menciona en su breve introducción ésta fue producto de un análisis de similitud del tipo dinámico, el cual consiste en que dos sistemas de flujo geoméricamente similares, los cuales tienen las mismas ecuaciones diferenciales adimensionales y condiciones a la frontera, tienen la misma solución adimensional, es por ello que dicha correlación es aplicable a cualquier rango de variables (diámetro, flujos, propiedades de los fluidos, etc).

3.5.1 DESCRIPCION DEL PROGRAMA

El programa se inicia leyendo las condiciones de alimentación de la mezcla aceite-gas a la línea de transporte, así como los flujos de ambas fases y las características de la línea, entre otras variables. Posteriormente se realiza el cálculo de las propiedades necesarias para evaluar el holdup de la fase líquida bajo condiciones con deslizamiento, dicho dato es utilizado para evaluar la velocidad

real de la mezcla, densidad de la mezcla y consecuentemente la longitud de la tubería en la cual se tiene la caída de presión que se está considerando. Una vez que el programa llega a este paso se checa si se ha alcanzado la longitud total de la línea de transporte, si no es así el programa mandará a impresión las condiciones que se tienen en el tramo de tubería considerado. Esta secuencia se realiza tantas veces como sea necesario para alcanzar la longitud total de la misma.

3.5.2 RESULTADOS

En la presente sección se realizará un análisis del comportamiento de la caída de presión que se presenta en tuberías, cuando se está transportando mezclas gas-aceite, haciendo uso de los programas elaborados a partir de la correlación seleccionada, este mismo análisis se efectuará en las posiciones vertical e inclinada. A continuación se presenta una serie de tablas, donde se plasma el comportamiento de la caída de presión para una tubería cuya longitud es de 3000 ft, cuando tenemos los siguientes casos.

1. Variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite y diámetro de tubería.
2. Variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas y diámetro de tubería.
3. Variación del diámetro de tubería manteniendo constante tanto el flujo de aceite como de gas.

Q_f (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
100000	50.00 E6	4.00
100000	55.00 E6	7.00
100000	60.00 E6	9.00
100000	65.00 E6	19.00

Tabla(3.9) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite(D = 20 in)

Q_f (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
75000	50.00 E6	19.00
80000	50.00 E6	7.50
90000	50.00 E6	6.00
100000	50.00 E6	3.00

Tabla(3.10) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D = 20in)

Q_f (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
100000	50.00 E6	2.00
100000	55.00 E6	3.50
100000	60.00 E6	6.00
100000	65.00 E6	10.00

Tabla(3.11) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite (D = 24in)

Q_f (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
75000	50.00 E6	12.00
80000	50.00 E6	6.00
90000	50.00 E6	3.50
100000	50.00E6	2.00

Tabla(3.12) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D = 24in)

Tuberías Verticales

4

4.1 INTRODUCCION

En este capítulo primeramente se describen los patrones de flujo que se presentan en tuberías verticales en sus dos modalidades flujo ascendente y flujo descendente, así como también los patrones de flujo que se presentan en codos de 180° . Por otro lado se muestran los mapas generalizados de patrones de flujo, los cuales nos permitirán determinar el patrón de flujo que se desea tener en la tubería a ser diseñada. Además, se muestran correlaciones para llevar a cabo la determinación del holdup de la fase líquida, así como un método para determinar el perfil de temperaturas que se tiene a lo largo de la tubería.

Posteriormente se describen las correlaciones que hasta este momento han aparecido en la literatura técnica para determinar la caída de presión debida al flujo de la mezcla gas-líquido. En esta sección se presentan tanto las ecuaciones como el algoritmo de cálculo para la mejor utilización de las correlaciones. Finalmente se realiza un análisis para seleccionar la correlación que brinde los mejores resultados, cabe hacer notar que esta selección se hará en función de los análisis previamente realizados y que han aparecido en la literatura técnica, con la correlación así seleccionada se elaborará un programa de computadora en lenguaje FORTRAN IV con el cual se determinará el comportamiento de la caída de presión con respecto al diámetro de la tubería así como de los flujos de cada una de las fases.

4.2 PATRONES DE FLUJO

4.2.1 Descripción de los Patrones de Flujo

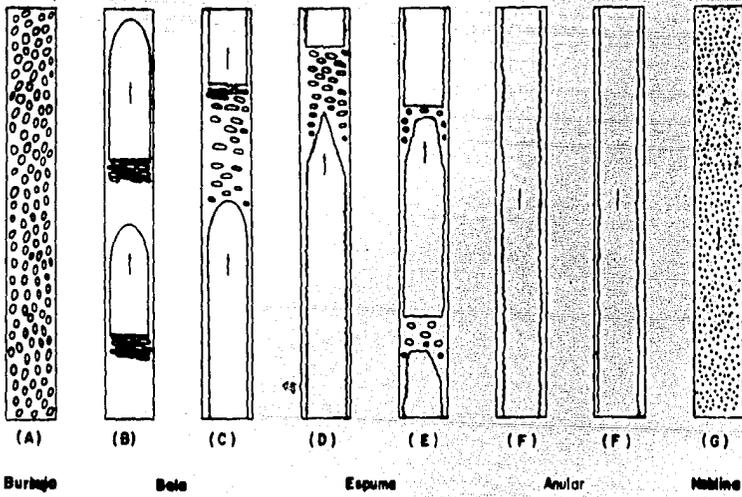
4.2.1.1 Flujo Ascendente

La definición visual de los patrones de flujo en tuberías verticales con flujo ascendente, se justifica debido a que se presenta mayor dificultad en la descripción del comportamiento de éste, conforme la velocidad del gas se incrementa manteniendo constante la velocidad del líquido, esto trae como consecuencia la presencia de un tipo de flujo disperso, por lo que el líquido debe alcanzar velocidades inferiores a las del gas en una tubería vertical que en una horizontal, debido a que la influencia de la gravedad causa un retraso en el flujo del líquido. Debido a esto, los patrones de flujo que se presentan en las tuberías verticales tienden hacia una simetría radial, los cuales no son patentes en las tuberías horizontales. Una clasificación de los patrones de flujo en tuberías verticales se encuentra basada en mezclas aire-agua, como es el caso presentado por Scott⁽¹⁰⁴⁾.

Si la velocidad de flujo del líquido no es demasiado grande los siguientes patrones de flujo pueden ser descritos⁽⁴³⁾, fig(4.I).

1. Flujo burbuja (Bubble)
2. Flujo bala reposado (Quiet-Slug)
3. Flujo bala disperso (Dispersed- Slug)
4. Flujo bala espumoso (Frothy-Slug)
5. Flujo espuma (Froth)
6. Flujo anular (Annular)
7. Flujo neblina (Mist)

1. Flujo burbuja: El gas se dispersa en el flujo del líquido ascendente en la forma de burbujas individuales de diversos tamaños, conforme el flujo de gas se incrementa, las burbujas incrementan su



Fig(4.1) Patrones de flujo en tuberías verticales

firmeza tanto en número como en tamaño.

2. Flujo bala reposado: Las burbujas se colapsan para formar una amplia configuración en forma de bala, el flujo bala reposado tiene un perfil parabólico en la cabeza. Este tipo de flujo se incrementa en longitud y tamaño (diámetro), y su velocidad ascendente se incrementa conforme aumenta la velocidad del gas. El flujo bala reposado está separado por tapones de líquido los cuales contienen burbujas de gas ocluidas. Como el gas en el flujo bala reposado se mueve a lo largo de la tubería, el líquido fluye a través de un delgado anillo de líquido en los alrededores de la tubería.

3. Flujo bala disperso: Se presenta a altas velocidades de flujo de gas, este patrón de flujo es similar al flujo bala reposado, excepto que este se da la formación de espuma en la parte inferior de la misma.

4. Flujo bala espumoso: Este patrón de flujo representa la transición a flujo espuma. En este flujo existe la formación de espuma en los alrededores de toda la bala. Cada burbuja (parte inferior de la bala, ver fig(4.1D)), se mueve muy rápidamente y son rodeadas por una película de líquido la cual es alcanzada por el rápido movimiento de la bala de líquido.

5. Flujo espuma: Cuando el flujo del líquido se encuentra alrededor del flujo bala reposado y está cerca del final de la tubería, el flujo bala reposado se torna inestable y el gas parece emerger con el líquido en un patrón menos turbulento, la mezcla tiene una naturaleza de emulsión tosca. Los elementos de esta estructura constituyen un proceso continuo de colapsamiento y formación.

6. Flujo anular: El gas atraviesa la parte superior central del tu

bo a alta velocidad y el líquido forma una película anular alrededor de las paredes de la tubería. Inicialmente, esta película puede ser bastante densa, y tiene amplias ondas sobre las cuales se superponen un conjunto o grupos de finas ondas capilares. Conforme el gas fluye con incrementos en la velocidad, la película se adelgaza y la cantidad de líquido entrante como gotitas se localiza en el centro de la tubería.

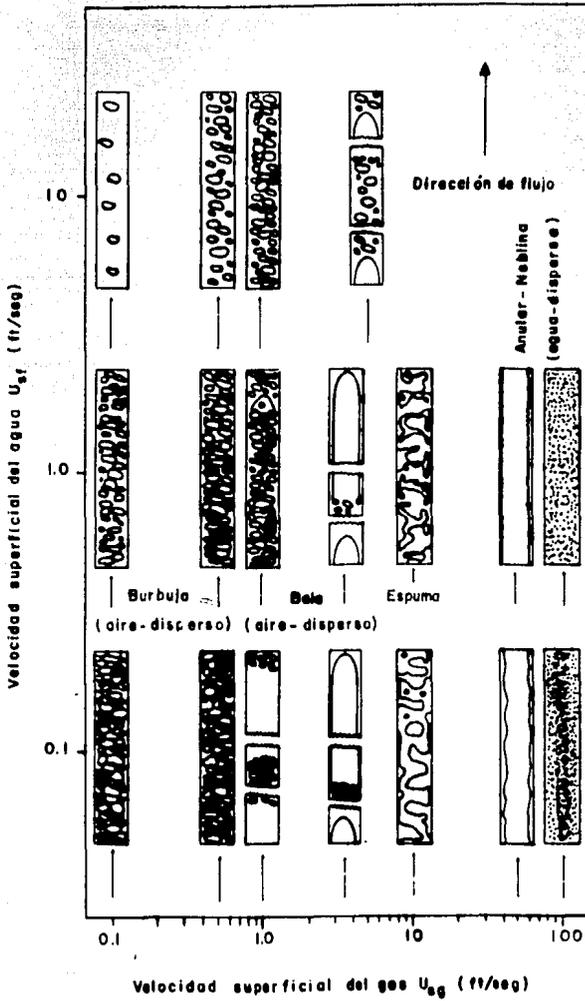
7. Flujo neblina: A muy altas velocidades del gas la cantidad de líquido entrante se incrementa hasta que todo el líquido es llevado a la parte superior de la tubería como neblina. Sin embargo, una película de líquido muy delgada puede existir sobre las paredes, esta presencia no es obvia en esta región.

El flujo de transición de anular a espuma, en particular, parece cubrir un amplio rango de condiciones de flujo, y carece de reproducibilidad.

Como se mencionó anteriormente, la definición de los patrones de flujo fué obtenida mediante apreciaciones visuales. Para ejemplificar esto, se hace alusión a la fig(4.2), que muestra un dibujo a escala producto de los resultados de las observaciones fotográficas de los patrones de flujo⁽⁴³⁾ de una mezcla aire-agua, alimentándose el agua a altas velocidades y un poco arriba de estas velocidades, se alimentó el aire. Algunas interpolaciones y extrapolaciones de los datos originales tuvieron que realizarse para conveniencia de una mejor interpretación, pero todos los diagramas reflejan las fracciones de volumen de las mediciones de los datos del holdup. Los dibujos así obtenidos indican los diferentes patrones de flujo que aparecieron en las exposiciones fotográficas.

4.2.1.2 Flujo Descendente

Los patrones de flujo que se presentan en tuberías verticales



Fig(4.2) Patrones de flujo para una mezcla aire-agua ($D=1.025$ in)

cuando la mezcla gas-líquido desciende a través de ésta, han sido estudiados incipientemente, debido a esto Oshinowo y Charles⁽⁹⁰⁾, presentan una descripción de los seis patrones de flujo observados por ellos en su desarrollo experimental, los cuales se presentan a continuación, ver fig(4.3).

- | | |
|---|-------------------------|
| 1. Flujo burbuja nucleada | (Coring-Bubble) |
| 2. Flujo bala burbujeante | (Bubbly-Slug) |
| 3. Flujo película descendente | (Falling film) |
| 4. Flujo película burbujeante descendente | (Falling bubbly-film) |
| 5. Flujo espuma | (Froth) |
| 6. Flujo anular | (Annular) |

1. Flujo burbuja nucleada: La fase gaseosa se encuentra dispersa en forma de burbujas individuales en el flujo de líquido descendente. Sin embargo, estas burbujas emigran hacia el eje de la tubería para formar un núcleo de burbujas dispersas. Las burbujas tienen diversos tamaños y configuraciones. El radio del núcleo totalmente desarrollado y los tamaños de las burbujas se incrementan con el aumento de la velocidad del flujo del gas, dependiendo también de las propiedades físicas del líquido.

2. Flujo bala burbujeante: Este patrón de flujo se caracteriza por la presencia de burbujas alargadas de gas similares a las del tipo Taylor. El extremo superior de la burbuja es bastante redondo debido a la flotabilidad relativa del líquido y generalmente se encuentra libre de pequeñas burbujas de gas dispersas.

En la parte inferior de la burbuja, se forma una espuma que es producto del descenso del líquido. Como un resultado de esto los tapones de líquido entre las dos burbujas de gas van disminuyendo conforme la concentración de las burbujas se acerca a cero. En la medida que el flujo de gas se incrementa, la distorsión de las bur

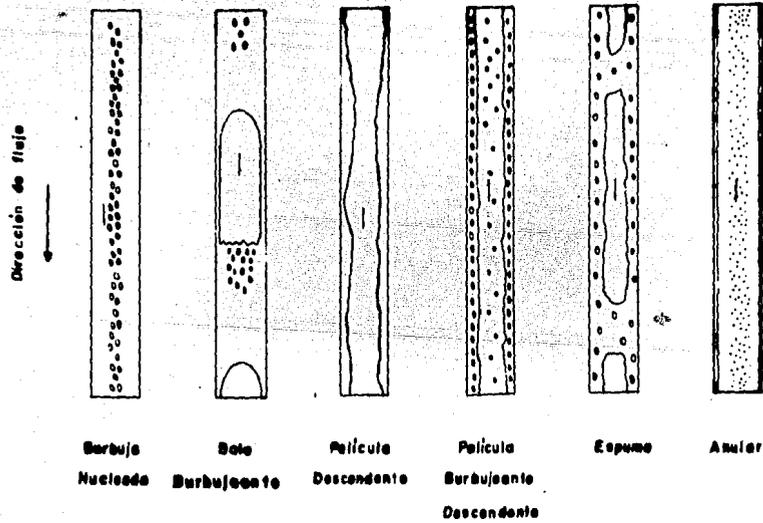


Fig (4.3) Patrones de flujo observados en tuberías verticales con flujo descendente

bujas del gas aumenta. El movimiento de las burbujas de gas sigue una trayectoria espiral conforme se va descendiendo en la tubería. El patrón de flujo bala burbujeante no es tan violento como en el caso del flujo bala ascendente.

3. Flujo película descendente: El líquido fluye en forma de una película delgada, la cual, generalmente, no contiene burbujas de gas. La superficie de la película es ondulada y el núcleo de gas contiene muy pocas ó ninguna gota de líquido. La relación de flujo gas/líquido es usualmente baja, esto ocasiona una fuerte tendencia al desarrollo de espacios secos en la pared de la tubería.

4. Flujo película burbujeante descendente: Este patrón de flujo es similar al flujo de película descendente, excepto que la película de líquido es más amplia y contiene pequeñas burbujas de gas dispersas. La película de líquido se mueve más rápidamente y la acción cortante del núcleo de gas es ahora un parámetro de suma importancia. Esto ocasiona un proceso continuo de eliminación de burbujas de gas en la película conforme la mezcla desciende. Esto ocasiona puentes de líquido que se forman en la sección transversal de la tubería, repercutiendo en una disminución de espacios secos.

5. Flujo espuma: Este patrón de flujo es similar al flujo espuma ascendente. Las balas de gas son aquí muy inestables y emergen con el líquido. La mezcla es turbulenta pero mucho menos agitada que para el flujo espuma ascendente.

6. Flujo anular: La descripción del flujo anular descendente es el mismo que para el ascendente. El líquido fluye descendientemente como una película anular con un movimiento rápido del núcleo del gas, el cual contiene algunas gotas de líquido.

4.2.I.3 Flujo en Codos de 180°

Los factores dominantes que gobiernan la estructura de flujo de mezclas gas-líquido en codos de 180° son: el patrón de flujo que se tiene cuando la mezcla entra al codo y la interacción de las fuerzas gravitacionales y centrífugas. Los patrones de flujo observados por Oshinowo y Charles en codos de 180° que se localizan en las partes inferior y superior de una tubería se clasifican de la siguiente forma.

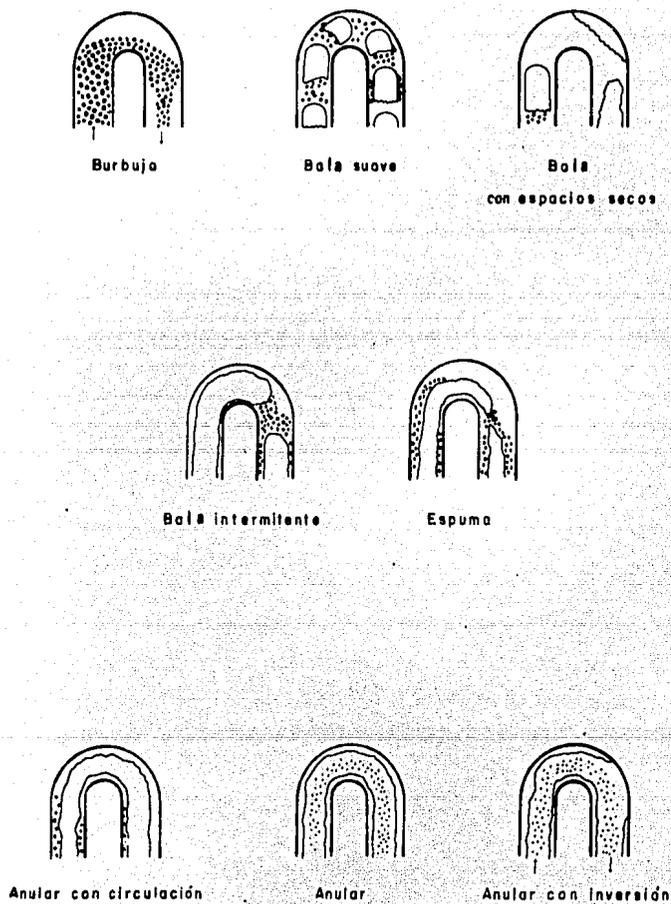
4.2.I.3.I Codos Superiores

Los patrones de flujo que fueron observados en codos de 180° - que se localizan en la parte superior de una tubería se muestran gráficamente en la fig(4.4). La descripción de estos se muestra a continuación.

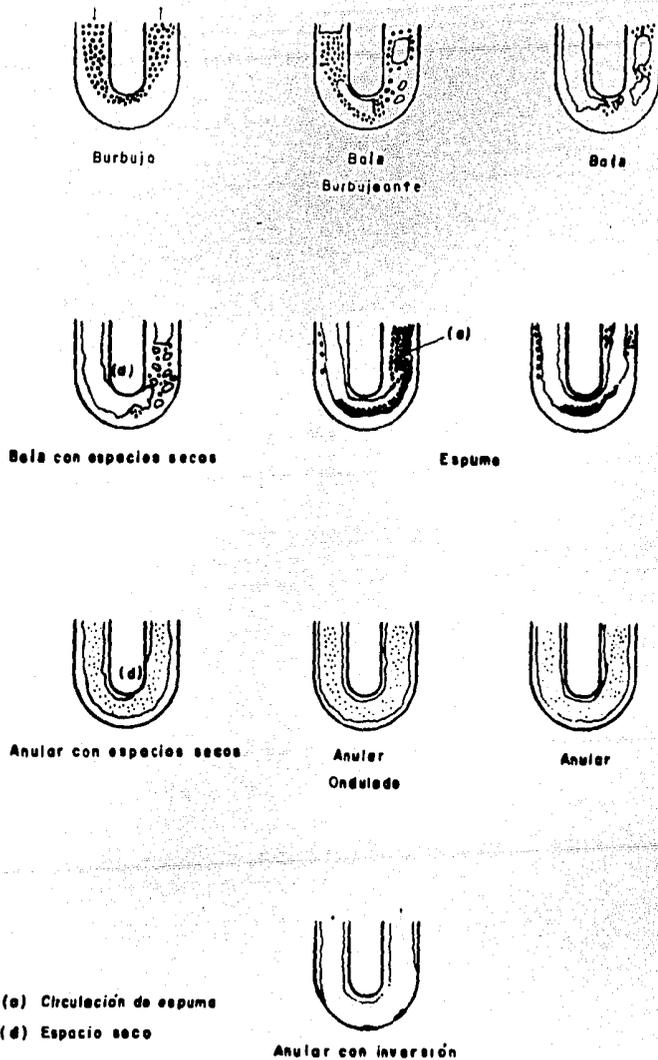
- | | |
|-----------------------------------|------------------------------|
| 1. Flujo burbuja | (Bubble) |
| 2. Flujo bala reposado | (Slug quiet) |
| 3. Flujo bala con espacios secos | (Slug with dryness) |
| 4. Flujo bala intermitente | (Slug intermittent) |
| 5. Flujo espuma | (Froth) |
| 6. Flujo anular con recirculación | (Annular with circulation) |
| 7. Flujo anular | (Annular) |
| 8. Flujo anular con inversión | (Annular with inversion) |

1. Flujo burbuja: La estructura de la mezcla entrante al codo tiene la forma de pequeñas burbujas dispersas en la sección transversal de la tubería. Una vez que la mezcla entra al codo, las burbujas emigran a las paredes del codo y fluyen en el interior del mismo.

2. Flujo bala reposado: Este patrón ocurre cuando se presenta el -



Fig(4.4) Patrones de flujo observados en codos superiores



Fig(4.5) Patrones de flujo observados en codos inferiores

flujo bala ascendente. Las balas de gas son pequeñas, cercanas a las 2 in de longitud. Conforme la mezcla entra al codo las balas emigran al interior del mismo sin llevarse a cabo el rompimiento de éstas. Posteriormente las balas pasan al cuadrante derecho, ocurriendo un cambio en su configuración y una vez que salen del codo, su configuración es opuesta a aquella con la cual entraron al codo.

3. Flujo bala con espacios secos: Conforme la relación de flujo de gas se incrementa, las balas de gas aumentan de tamaño y longitud y el número de burbujas dispersas también aumenta. Las balas se dirigen hacia la parte superior del codo creando una región seca. Esta región es periódicamente humedecida, aunque puede permanecer seca durante períodos de tiempo relativamente largos.

4. Flujo bala intermitente: Cuando las balas de gas entran al codo son relativamente largas, y la posibilidad de regiones secas en todo el codo puede existir. Tan pronto como el tapón de líquido pasa a través del codo, la bala de gas hace lo mismo y la película que se encuentra alrededor de la bala de gas comienza a deslizarse en los extremos del codo, a menos que rápidamente entre otro tapón de líquido en el codo.

5. Flujo espuma: Este patrón de flujo se caracteriza por el rápido movimiento de la mezcla de espuma en el interior del codo, con una delgada película de líquido en la parte superior de la pared del mismo.

6. Flujo anular con recirculación: Este es frecuentemente el flujo de transición entre el flujo espuma y el verdadero flujo anular.

La mezcla entrante al codo es parcialmente de naturaleza espumosa, teniendo ésta un anulo que permite una fuerte recirculación de líquido sobre la pared interior de la tubería, localizada en el pri

mer cuadrante.

7. Flujo anular: Conforme la velocidad del flujo de gas se aumenta, la región de recirculación se mueve hacia el interior del codo desapareciendo eventualmente. Por lo que el patrón de flujo que se presenta es el anular, sin la formación de espacios secos y la desaparición de la recirculación del líquido.

8. Flujo anular con inversión: Cuando la velocidad de flujo del gas es muy alta comparada con la velocidad del flujo de líquido, el patrón de flujo es anular solamente en el cuadrante izquierdo del codo.

En el cuadrante derecho el fenómeno de inversión de la película - tiene lugar, dicho fenómeno consiste en la separación de los componentes de la mezcla.

4.2.1.3.2 Codos Inferiores

Las configuraciones de flujo en este tipo de codos son gobernadas por los mismos factores enumerados al inicio de esta sección, la única diferencia existente es la debida a la interacción de las fuerzas gravitacional y centrífuga. La fig(4.5) muestra los diagramas esquematizados de los diferentes patrones de flujo observados en este tipo de codos. A continuación se da la descripción de éstos.

- | | |
|------------------------------------|----------------------------|
| 1. Flujo burbuja | (Bubble) |
| 2. Flujo bala burbujeante | (Bubble-Slug) |
| 3. Flujo bala | (Slug) |
| 4. Flujo bala con espacios secos | (Slug with dryness) |
| 5. Flujo espuma | (Froth) |
| 6. Flujo anular con regiones secas | (Annular with dryness) |
| 7. Flujo anular ondulado | (Annular wavy) |
| 8. Flujo anular | (Annular) |
| 9. Flujo anular con inversión | (Annular with inversion) |

1. Flujo burbuja: Este patrón es similar al que se presenta en codos superiores. En este caso, sin embargo, un flujo de burbujas nucleadas entra al codo. Las burbujas en el núcleo se mueven hacia el interior del codo formando un ángulo de cerca de 30° con la vertical.

2. Flujo bala burbujeante: Este patrón ocurre cuando la configuración del flujo entrante al codo es también bala burbujeante estable.

Los amplias balas de gas se mueven muy lentamente, este movimiento es ligeramente superior a la fuerza de flotación. Cuando la bala alcanza el fondo del codo éste emerge con el gas anterior, ayudando así a mantener la apariencia de una bolsa de gas. El gas sale del codo en forma de pequeñas burbujas dispersas ó cápsulas semiesféricas, las cuales son producto de la agitación de la bolsa de gas.

3. Flujo bala: En este patrón el gas se mueve a través del codo en forma de burbujas de configuración irregular, las cuales rápidamente emergen para formar nuevamente las balas de gas.

4. Flujo bala con espacios secos: Conforme la velocidad de flujo de gas aumenta, el flujo se aproxima al flujo bala-espuma totalmente desarrollado. Este es mucho más turbulento en el codo y una región seca se localiza justamente en el eje vertical izquierdo del codo.

La región seca se mueve corriente abajo con el incremento en la velocidad de flujo de gas.

5. Flujo espuma: La mayoría del líquido fluye a través del fondo del codo y la interfase gas-líquido es altamente espumosa. Esta es la etapa cercana al flujo espuma, en donde se tiene un alto grado de recirculación de líquido del cuadrante derecho del codo, esto es causado por el flujo reversible del líquido. La recirculación desaparece conforme el flujo del gas aumenta y la superficie de la película líquida se vuelve ondulada.

6. Flujo anular con regiones secas: En este flujo anular se presenta un alto nivel de entrada de líquido en el núcleo de gas y una región seca sobre la parte superior del cuadrante derecho del codo se hace visible. La mayoría del líquido fluye en el fondo del codo como una película con una rugosidad superficial.
7. Flujo anular-ondulado: La película anular es mas lenta y lisa, excepto que en la parte superior del codo la película líquida cuenta con ondas regulares.
8. Flujo anular: En este patrón de flujo se observan regiones secas ó la acción de ondas, la relación líquido-gas es baja, y el espesor de la película líquida es más grande en el fondo del codo que en la parte superior de éste.
9. Flujo anular con inversión: Este similar al anterior, sin embargo una región seca siempre es visible en el fondo del codo y refleja el efecto de la gravedad que se opone al movimiento del líquido hacia la parte superior del codo.

4.2.2 MAPAS GENERALIZADOS DE PATRONES DE FLUJO

Un nutrido grupo de investigadores han propuesto mapas generalizados de patrones de flujo, entre los cuales podemos mencionar a Galegar y colaboradores^(42), Kozlov^(43), Griffith y Wallis^(51) Govier^(43), entre otros. Las correlaciones por ellos desarrolladas sirven para definir las condiciones bajo las cuales varios patrones de flujo pueden ser estudiados.

Recientes estudios, como es el caso de Taitel y Dukler^(118), Sarnea y colaboradores^(8,9), han propuesto mecanismos físicos mediante los cuales podemos generar nosotros mismos dichos mapas

generalizados de patrones de flujo, ver Capítulo 6, pues los autores antes mencionados presentan las ecuaciones que permiten calcular las fronteras de transición de un patrón a otro para las diferentes posiciones de las tuberías. A continuación se presentan los mapas generalizados de patrones de flujo propuestos por Oshinowo y Charles para la modalidad de flujo ascendente y flujo descendente, cabe hacer notar que nosotros presentamos estos mapas, debido a que son los que contemplan la totalidad de los flujos que se presentan en el flujo de mezclas gas-líquido en tuberías verticales.

4.2.2.1 OSHINOWO Y CHARLES (FLUJO ASCENDENTE)

De la información recabada por Oshinowo y Charles⁽⁹⁰⁾ para el flujo ascendente de mezclas gas-líquido en tuberías verticales, los autores formularon un mapa generalizado de patrones de flujo en términos de las siguientes coordenadas $N_{Frm} / \Lambda^{n.s}$ vs $(R_v)^{0.5}$, fig(4.0), donde las coordenadas se calculan haciendo uso de las siguientes ecuaciones.

$$R_v = \frac{Q_g}{Q_f} \quad (4.1)$$

$$\Lambda = \frac{H_s}{(D_{ff} \alpha_s^3)^{0.25}} \quad (4.2)$$

$$N_{Frm} = \frac{0.3726 \cdot 11 \text{ Gm}^2}{l^2 D} \quad (4.3)$$

4.2.2.2 OSHINOWO Y CHARLES (FLUJO DESCENDENTE)

De los experimentos realizados por Oshinowo y Charles⁽⁹⁰⁾ para el flujo descendente de mezclas gas-líquido en tuberías verticales, los autores formularon un mapa generalizado de patrones de flujo en términos de las coordenadas $N_{Frm} / \Lambda^{n.s}$ vs $(R_v)^{0.5}$, fig(4.7).

Los mapas generalizados de patrones de flujo expuestos en la

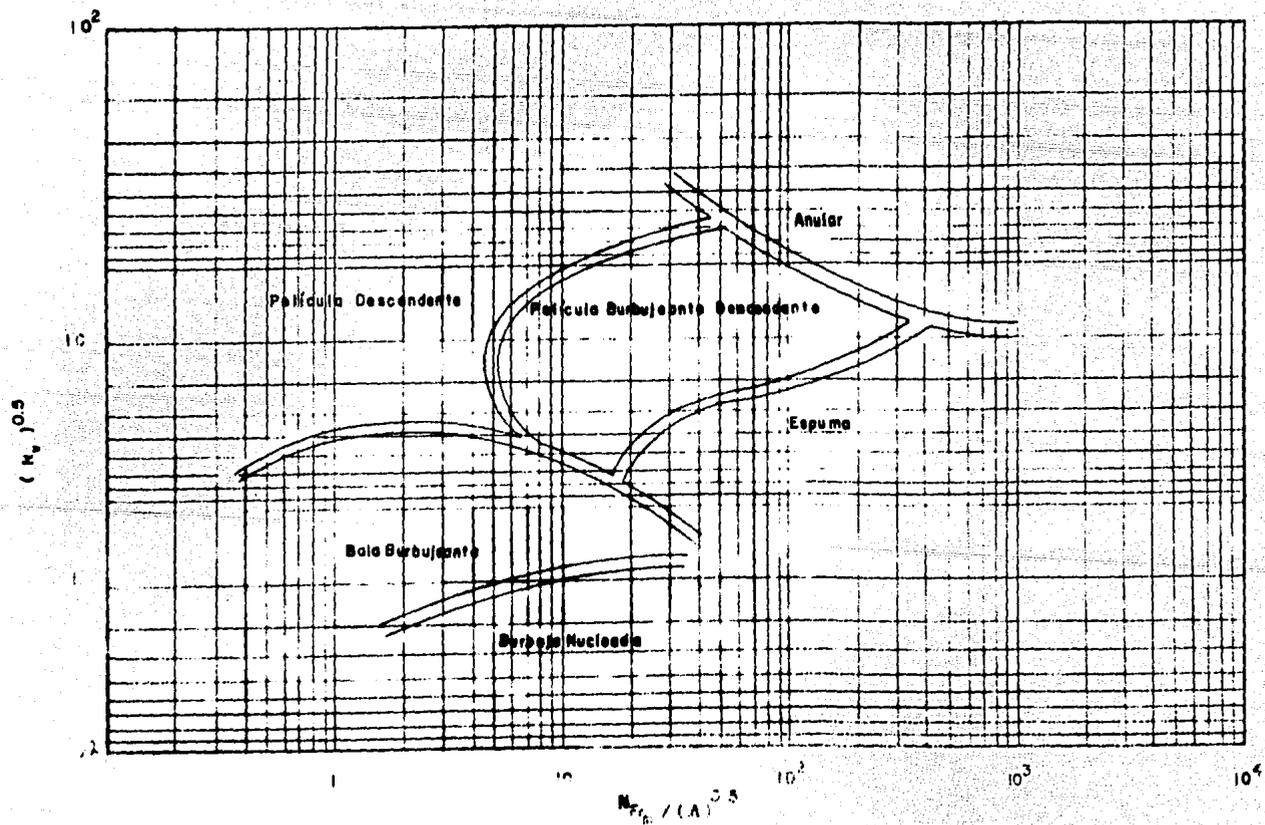


Fig. 4.6: Mapa generalizado de patrones de flujo en tuberías verticales con flujo descendente.

sección(4.2.2.1 y 4.2.2.2) pueden ser utilizados para la determinación del patrón de flujo prevaleciente en la tubería.

4.3 HOLDUP

El objetivo primordial de generar correlaciones para calcular el holdup en el flujo de mezclas gas-líquido, es para llevar a cabo la determinación de la fracción de volumen de la tubería ocupada por la fase líquida y el gas, y con estos datos poder evaluar las velocidades reales a las cuales viajan la fase líquida y la fase gasosa, entre otras variables.

Las correlaciones para evaluar el holdup han sido desarrolladas por diversos investigadores, entre los cuales podemos mencionar: Greskovich y colaboradores⁽⁴⁹⁾, Greskovich⁽⁴⁸⁾, Kadambi⁽⁶⁵⁾, entre otros. Pero quizás Hugmark y Pressburg⁽⁵⁹⁾ han desarrollado la mejor correlación para evaluar el holdup de la fase líquida (H_L), pues la correlación propuesta por los autores cubre un amplio rango de propiedades y diámetros de tubería. La correlación propuesta por Hughmark y Pressburg, está basada en los datos de flujo obtenidos por ellos mismos en tuberías verticales de 1 in de diámetro, y utilizando como fluidos de prueba aire-agua, soluciones saturadas de carbonato de sodio, keroseno, tricloroetileno y dos aceites cuyas viscosidades fueron de 5.8 y 28.6 cp.

Las ecuaciones que se muestran a continuación deben ser utilizadas en conjunto con la fig(4.8), para llevar a cabo la determinación del holdup de la fase líquida.

$$X_L = 158577.6 \left\{ \frac{U_{SL} \rho_L}{U_{SG} \rho_G} \right\}^{0.96} \left\{ \frac{M_L^{0.19} \sigma_c^{0.205} \rho_L^{0.70} \mu_G^{2.75}}{(U_m)^{0.1350} \rho_L^{0.72}} \right\} \quad (4.4)$$

$$U_m = U_{SL} \rho_L + U_{SG} \rho_G \quad (4.5)$$

La correlación así propuesta por Hughmark y Pressburg, reprodu

ce los datos sobre los cuales fué desarrollada, con una desviación promedio de 0.022 % con respecto al holdup de la fase gaseosa (H_g).

La correlación no incluye la influencia del diámetro de la tubería, sin embargo, ésta reproduce los datos obtenidos por Govier⁽⁴⁵⁾ para el sistema aire-agua, los diámetros de tubería utilizados por Govier oscilaban en un rango de 0.42-2.34 in, presentando una desviación promedio de 0.038 % con respecto al holdup del gas.

Hughmark⁽⁵⁸⁾ desarrolló otra correlación empírica para evaluar el holdup de la fase líquida, en dicha correlación el autor introdujo el factor de Bankoff (K).

Hughmark relacionó el término K con el holdup de la fase líquida, mediante la siguiente ecuación.

$$\frac{W_m}{W_g} = 1 - \frac{\rho_g}{\rho_l} \left\{ 1 - \frac{K}{(1-h_L)} \right\} \quad (4.6)$$

$$Z = \frac{N_{Rem}^{1/6} N_{Frm}^{1/8}}{h_L^{0.25}} \quad (4.7)$$

$$N_{Rem} = \frac{D G_m}{(H_g \mu_g + H_L \mu_f)} \quad (4.8)$$

$$N_{Frm} = \frac{0.3727 U_m^2}{D} \quad (4.9)$$

$$U_m = U_{sf} + U_{sg} \quad (2.5)$$

$$h_L = \frac{U_{sf}}{U_{sg} + U_{sf}} \quad (2.26)$$

La resolución de las ecs(4.6-2.26) se debe hacer en conjunto con la fig(4.9).

Para facilitar el uso de la ec(4.6) Degance y Atherton⁽²⁸⁾ presentaron un par de ecuaciones para llevar a cabo el cálculo del factor de Bankoff, con lo cual nos evitaremos el uso de la fig(4.9).

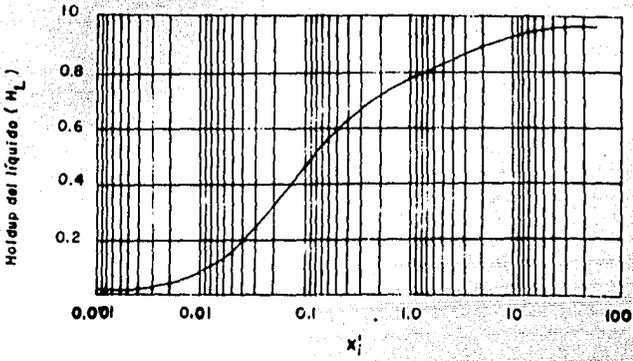


Fig (4.8) Correlación de Hughmark Pressburg para evaluar el holdup

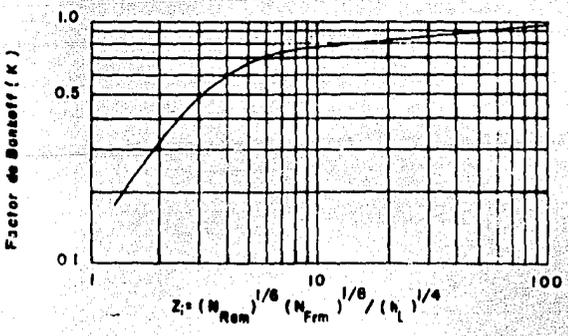


Fig (4.9) Correlación de Hughmark para evaluar el holdup

A continuación se presentan las ecuaciones que pueden ser utilizadas en un programa de computadora para calcular el holdup de la fase líquida tanto para tuberías horizontales como para verticales.

Despejando el holdup de la fase líquida (H_L) de la ec(4.6) se tiene.

$$H_L = 1 - \frac{K}{\left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_L} \right) \left(\frac{W_m}{W_g} - 1 \right)} \quad (4.10)$$

Hughmark definió los siguientes parámetros.

$$C_1 = \frac{0.5779 U_m^{0.50} G_f^{0.1667} D^{0.0427}}{U_m^{0.250}} \quad (4.11)$$

$$f = \frac{C_1}{(H_L(M_f - M_g) + M_g)} \quad (4.12)$$

Las expresiones definidas por Degance y Atherton⁽²⁸⁾, para el factor de Bankoff (K) son:

Para $f < 10.00$

$$K = 0.16367 - 0.0037f + 0.3525 f^2 - 0.001366 f^3 \quad (4.13)$$

Para $f > 10.00$

$$K = -0.75545 - 0.003585 f + 0.1436 \times 10^{-4} f^2 \quad (4.14)$$

Definiendo la variable C_2 para simplificar el cálculo del holdup de la fase líquida.

$$C_2 = 1 - \left\{ \frac{\rho_g}{\rho_L} \right\} \left\{ \frac{W_m}{W_g} - 1 \right\} \quad (4.15)$$

Degance y Atherton⁽²⁸⁾ demostraron que.

$$C_2 = \frac{1}{(1 - h_L)} \quad (4.16)$$

Sustituyendo la ec(4.16) en la ec(4.10) se obtiene.

$$H_L = 1 - (1 - h_L)K \quad (4.17)$$

Como el factor de Bankoff es una función del parámetro f , el cual a su vez es una función del holdup de la fase líquida (H_L), es to ocasiona que H_L se encuentre implícito y no pueda ser despejado directamente, para evitar este problema se muestra a continuación las ecuaciones utilizadas en el método de Newton-Raphson para obtener el valor de éste.

Método de Newton-Raphson

$$\varphi(H_L)_i = \varphi(H_L)_{i-1} - \left\{ \frac{\varphi(H_L)}{\varphi'(H_L)} \right\}_{i-1} \quad (4.18)$$

Para $f < 10.00$

$$\varphi(H_L) = (H_L - 1) + (1 - h_L) \left\{ \frac{0.16367 - 0.31037 C_1}{(H_L M + M_0)^{0.1667}} + \frac{0.3525 C_1^2}{(H_L M + M_0)^{0.3334}} + \frac{0.001366 C_1^3}{(H_L M + M_0)^{0.5}} \right\} \quad (4.19)$$

$$\varphi'(H_L) = 1 + (1 - h_L) \left\{ \frac{0.31037 (M_f - M_0) C_1}{(H_L M + M_0)^{1.1667}} - \frac{0.7050 (M_f - M_0) C_1^2}{(H_L M + M_0)^{1.3334}} + \frac{4.0980 \cdot 10^{-3} (M_f - M_0) C_1^3}{(H_L M + M_0)^{1.5001}} \right\} \quad (4.20)$$

Para $f > 10.00$

$$\varphi(H_L) = (H_L - 1) + (1 - h_L) \left\{ -0.75545 - \frac{0.003585 C_1}{(H_L M + M_0)^{0.1667}} + \frac{0.1436 \cdot 10^{-9} C_1^2}{(H_L M + M_0)^{0.3334}} \right\} \quad (4.21)$$

$$\varphi'(H_L) = 1 + (1 - h_L) \left\{ \frac{0.003585 C_1}{(H_L M + M_0)^{1.1667}} - \frac{1.2812 \cdot 10^{-9} C_1^2}{(H_L M + M_0)^{1.3334}} \right\} \quad (4.22)$$

donde

$$M = (M_f - M_0)$$

4.4 DETERMINACION DEL PERFIL DE TEMPERATURAS

A partir de la década de los 50s, un considerable interés ha sido orientado al estudio de los métodos de inyección de fluidos calientes y recuperación de petróleo de los depósitos donde éste se encuentra. Algunas investigaciones han sido orientadas exclusivamente al estudio de la operación de inyección, tomando como variables la profundidad del pozo y el tiempo en el cual se lleva a cabo la operación^(77, 87). Retomando las bases de Moss y White⁽⁸⁷⁾, Ramey⁽⁹⁵⁾ propone un método para determinar el perfil de temperaturas tanto para la operación de producción e inyección de cualquier tipo de fluidos a un pozo de petróleo. Cabe hacer notar que el perfil de temperaturas es obtenido como una función de la profundidad del pozo y el tiempo de explotación. El método que propone el autor se presenta a continuación.

Para líquidos

$$T_2 = IZ + T_{59} - I\Omega + (T_1 + I\Omega - T_{59}) e^{-Z/\Omega} \quad (4.23)$$

Para gases

$$T_2 = IZ + T_{59} - \Omega \left\{ I + \frac{1}{778 C_{pm}} \right\} + \left\{ T_1 - T_{59} + \Omega \left\{ I + \frac{1}{778 C_{pm}} \right\} \right\} e^{-Z/\Omega} \quad (4.24)$$

Donde

$$\Omega = \frac{W(\rho_w)(h_e + r_1) U f(t)}{2\pi r_1 U h_e} \quad (4.25)$$

$$f(t) = -1/h \left\{ \frac{R_1'}{2(\alpha_1) 0.50} \right\} - 0.290 + \left\{ \frac{R_2'}{4\alpha_1} \right\} \quad (4.26)$$

4.5 CORRELACIONES PARA EL CÁLCULO DE LA CAIDA DE PRESIÓN

4.5.1 POETTMAN Y CARPENTER

La correlación propuesta por Poettman y Carpenter⁽⁹⁴⁾, está basada en datos de 49 pozos productores de mezclas aceite, gas y agua. Los datos coleccionados corresponden principalmente a tuberías cuyo diámetro está entre 3.0 y 24.25 pulgadas.

El punto de partida para la obtención de la correlación, es un balance de energía mecánica para cada una de las fases. La correlación considera que el flujo de la mezcla es homogéneo, y que los efectos de la energía cinética son despreciables. La correlación no involucra el fenómeno del holdup. La ecuación así obtenida se expresa de la siguiente forma.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\} = \frac{1}{144} \left\{ \text{imd} + \frac{3.357 \times 10^{-6} f_f (Q_o \times M)^2}{\text{im } D^5} \right\} \quad (4.27)$$

Factor de Fricción

El factor de fricción fue correlacionado en términos del número de Reynolds de la mezcla (N_{Rem}),

$$N_{\text{Rem}} = 1.7676 \times 10^{-4} \frac{(Q_o M)}{D} \quad (4.28)$$

la correlación así obtenida se muestra gráficamente en la fig(4.10).

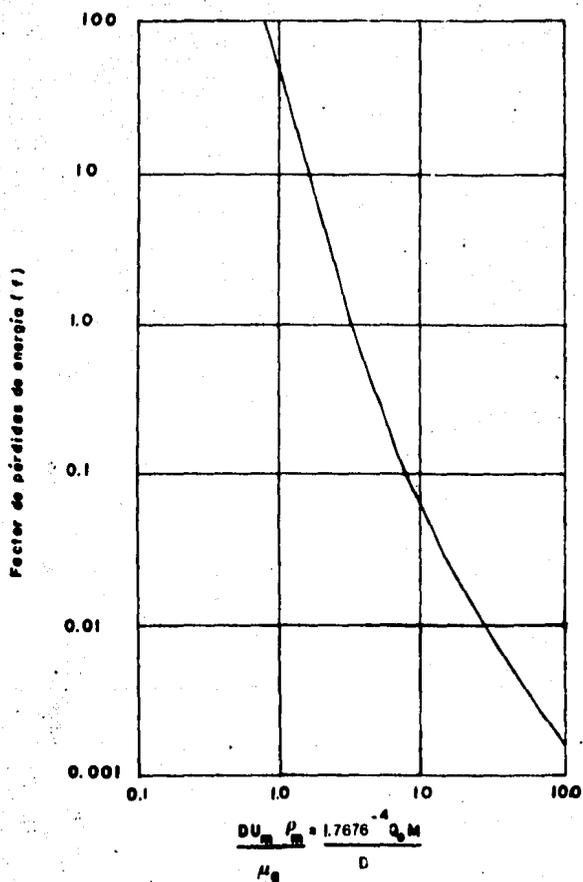
Velocidades Superficiales de ambas Fases

$$U_{sf} = \frac{Q_o B_o + Q_w B_w}{89 D^2} \quad (4.29)$$

$$U_g = \frac{G_g (M^2 - R_g) B_g}{971.24 D^2} \quad (4.30)$$

Masa Total de aceite, Agua y Gas

$$M = 350 D_{ro} + 0.66 M^* D_{rg} + 350 R_{ao} D_{rw} \quad (4.31)$$



Fig(4.10) Correlación del factor de pérdidas de energía de Peetlmann y Carpenter.

ALGORITMO DE CALCULO

1. Suponga una caída de presión ΔP y una Δh , y determine P_2 y h_2 a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$h_2 = h_1 + \Delta h$$

2. Determine las condiciones medias de presión y temperatura, haciendo uso de las ecuaciones que se muestran a continuación, cabe hacer notar que T_2 se obtiene como una función de la profundidad del pozo (h_2), a partir de la correlación propuesta por Ramey.

$$\bar{P} = P_1 - \frac{\Delta P}{2}$$

$$\bar{T} = \frac{(T_1 + T_2)}{2}$$

3. Calcule los siguientes parámetros, \bar{Z} , B_o , R_s , B_g , B_w , U_{sf} , U_{sg} , f_L , f_g , a las condiciones medias de temperatura y presión.
4. Determine M , ec(4.3I).
5. Con el valor de M determine el número de Reynolds de la mezcla, ec(4.28). Donde U_m se evalúa con la ec(2.5), y f se obtiene de la fig(4.10).
6. Calcular h_L de la ec(3.II), y h_g se calcula con la siguiente ecuación.

$$h_g = (I - h_L)$$

7. Con h_L y h_g determine f_m de la ec(2.?)

8. Obtenga el gradiente de presión con la ec(4.27), y calcule la Δh_c con la ΔP supuesta.
9. Comparar la Δh_c con la Δh_g en el paso I, si se encuentran dentro de una tolerancia (10 ft), hacer $P_I = P_2$ y $h_I = h_2$ y regrese al paso I para determinar un nuevo intervalo. Si difieren las Δh , hacer $\Delta h_g = \Delta h_c$ y regrese al paso I, manteniendo la misma ΔP supuesta.
10. Los cálculos continúan hasta completar la profundidad del pozo.

4.5.2 DUNS Y ROS

La correlación propuesta por Duns y Ros⁽⁴³⁾ es una extensión de la correlación de Ros⁽⁹⁷⁾. Ros al llevar a cabo un análisis dimensional de las variables que gobiernan el flujo de mezclas gas-líquido, encontró que 10 grupos adimensionales son requeridos para describir totalmente el fenómeno de flujo a dos fases y que por lo tanto el gradiente de presión en forma adimensional puede ser expresado con nueve de los diez grupos adimensionales. De los nueve grupos, Ros decidió que solamente cuatro describen el comportamiento - razonablemente, ecs(4.36 a 4.39).

La correlación finalmente propuesta por Duns y Ros está dada - por la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = \frac{\frac{1}{144} \left\{ \frac{\Delta P_{fw}}{\Delta Z} + \frac{\Delta \rho}{\Delta Z} \right\}}{\left\{ 1 - \frac{(\rho_l U_{sl} + \rho_g U_{sg})}{g_c} \left[\frac{U_{sg}}{P} \right] \right\}} \quad (4.32)$$

Donde

$$\left\{ \frac{\Delta P_{fw}}{\Delta Z} \right\} = \frac{(H_0 \rho_l + (1-H_0)\rho_l)g}{144 g_c} \quad (4.33)$$

Cuando la fase líquida es continua

$$\left| \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right| = \frac{f_m U_{sg}^2 \rho_L}{69 \rho_c D} \left\{ 1 + \frac{16x}{U_{sg}} \right\} \quad (4.34)$$

Cuando la fase gaseosa es continua

$$\left| \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right| = \frac{f_m U_{sg}^2 \rho_g}{69 \rho_c D} \left\{ 1 + \frac{16x}{U_{sg}} \right\} \quad (4.35)$$

Grupos Adimensionales Propuestos por Ros

$$N_{VL} = 1.9380 U_{sg} \left\{ \frac{f}{9 \rho_c} \right\}^{0.25} \quad (4.36)$$

$$N_{Vg} = 1.9380 U_{sg} \left\{ \frac{f}{9 \rho_c} \right\}^{0.25} \quad (4.37)$$

$$N_D = 10.0727 D \left\{ \frac{f \rho_g}{\sigma_i} \right\} \quad (4.38)$$

$$N_L = 1.06 \cdot 10^{-4} N_f \left\{ \frac{g}{\rho_c \sigma_i^3} \right\}^{0.25} \quad (4.39)$$

Factor de Fricción

Región I y II

El factor de fricción (f_R) para estas dos regiones está dada por la siguiente ecuación propuesta por Ros.

$$f_R = f_1 \left\{ \frac{f_2}{f_3} \right\} \quad (4.40)$$

Donde

f_1 : es el factor de fricción convencional para una simple fase, el cual es obtenido a partir del número de Reynolds superficial - del líquido (N_{Resl}), y la rugosidad de la tubería (ϵ).

$$N_{Resl} = \frac{129 D U_{sg} \rho_L}{\mu_f} \quad (4.41)$$

Con los datos de N_{Resl} , ϵ/D y la fig(4.II), puede obtenerse f_1 .

f_1, f_2 : son los factores propuestos para corregir los efectos del holdup, f_2 se obtiene a partir de la fig(4.12), utilizando el siguiente grupo adimensional.

$$\Pi = f_1 \frac{U_{sg}}{U_{sl}} N_{vg}^{0.666} \quad (4.42)$$

f_3 : este factor es una corrección de segundo orden, el cual es muy importante tomarlo en cuenta, para cuando la viscosidad del líquido excede a los 50 centistokes, este factor está dado por la siguiente ecuación.

$$f_3 = 1 + f_1 \frac{U_{sg}}{\sqrt{50.0 U_{sl}}} \quad (4.43)$$

Duns y Ros definieron la siguiente ecuación para llevar a cabo la determinación del número de velocidad del gas (N_{vg}), para estas dos regiones.

$$N_{vg} < 50.0 + 50.0 N_{vl} \quad (4.44)$$

Región III

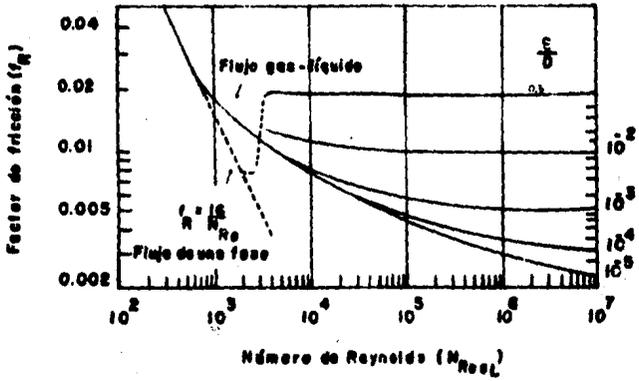
En esta región el flujo anular-neblina prevalece, Duns y Ros establecieron que $f_R = f_I$, considerando que f_I es evaluado haciendo uso del número de Reynolds superficial del gas (N_{Resg}), definido por la siguiente ecuación,

$$N_{Resg} = \frac{124.0 \rho U_{sg} h}{\mu_g} \quad (4.45)$$

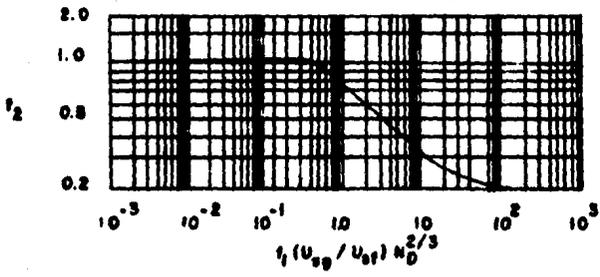
y la rugosidad de la pared (ϵ), que en este caso se consideró la rugosidad de la película líquida formada en los alrededores de la tubería, los autores correlacionaron la rugosidad de la película a través de las relaciones dadas en la fig(4.13).

Para esta región el número de velocidad del gas (N_{vg}), está dado por la siguiente ecuación.

$$N_{vg} > 75.0 + 84.0 N_{vl}^{0.750} \quad (4.46)$$



Fig(4.11) Factor de fricción de Re (f_R)



Fig(4.12) Función adimensional (f_2)

Holdup

Se correlacionó indirectamente el holdup de la fase gaseosa mediante la velocidad de deslizamiento (v_s). El autor definió el número de deslizamiento (N_s) mediante la siguiente ecuación,

$$N_s = v_s \left\{ \frac{L}{9\sigma} \right\} \quad (4.47)$$

donde

$$v_s = \frac{U_{sg}}{(1-H_L)} - \frac{U_{sf}}{H_L} \quad (4.48)$$

correlacionando el holdup de la fase gaseosa en términos de éste.

A continuación se muestran las ecuaciones para determinar dicho grupo adimensional, para cada una de las regiones.

Región I

$$N_{vg} \leq L_1 + L_2 N_{VL} \quad (4.49)$$

$$N_s = F_1 + F_2 N_{VL} + F_3' \left\{ \frac{N_{v2}}{1+N_{VL}} \right\}^{0.5} \quad (4.50)$$

Donde

$$F_3' = F_3 - \frac{F_4}{N_D} \quad (4.51)$$

Los factores F_1 , F_2 , F_3 y F_4 están dados como una función del número del líquido (N_L), en la fig(4.I4), L_1 y L_2 están dados como una función del número de diámetro (N_D), en la fig(4.I5).

Región II

$$L_1 + L_2 N_{VL} \leq N_{vg} \leq 50.0 + 36.0 N_{VL} \quad (4.52)$$

Donde

$$N_s = (1+F_3) \left\{ \frac{N_{v1}^{0.982} + F_6'}{(1+F_7 N_{VL})^2} \right\} \quad (4.53)$$

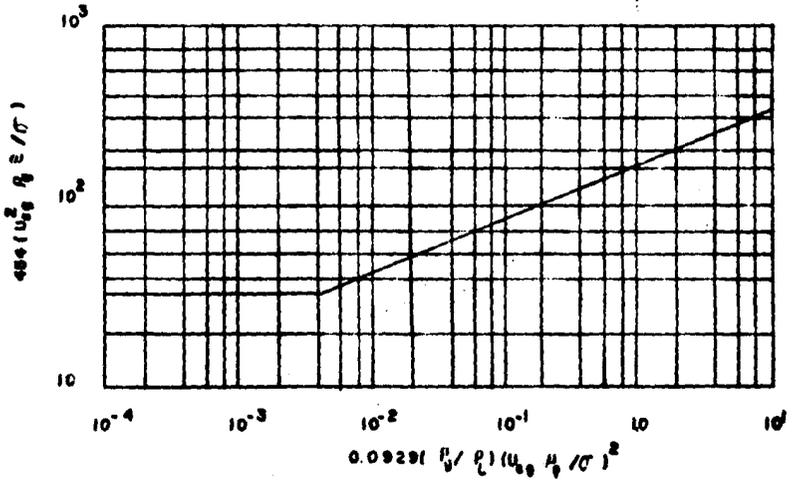
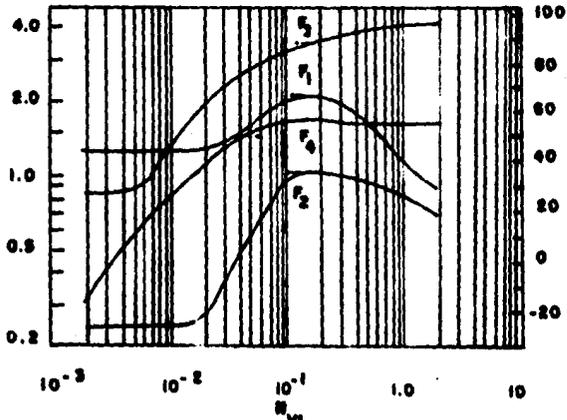


Fig (4.13) Corrección para la rugosidad bajo patrón de flujo turbulento



Fig(4.14) Funciones adimensionales F_1, F_2, F_3, F_4

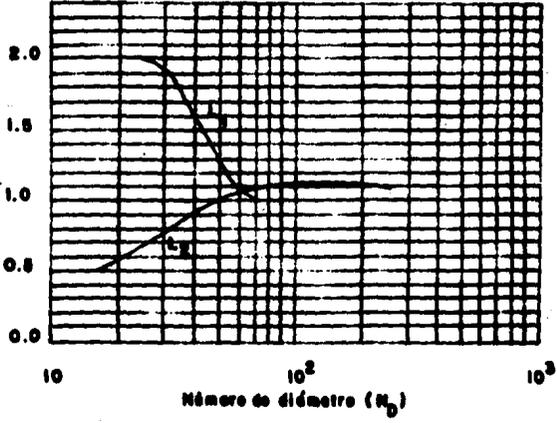
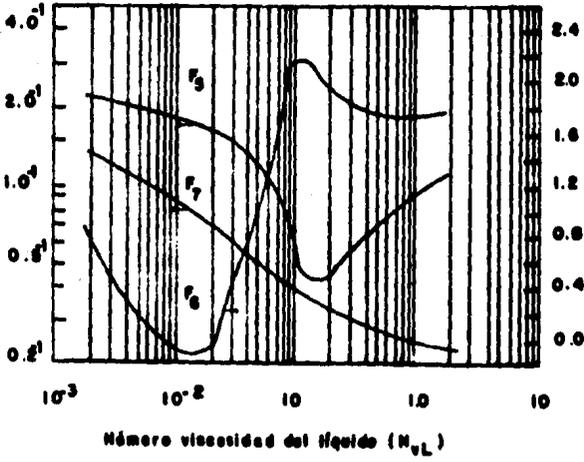


Fig (4.15) Funciones adimensionales de L_1 y L_2



Fig(4.16) Funciones adimensionales F_3 , F_6 , F_7

$$F_6' = 0.029 N_{v_6} + F_6 \quad (4.54)$$

Los factores F_5 , F_6 y F_7 , están dados como una función de N_L en la fig(4.16).

Región III

En esta región nos consideró flujo homogéneo, por lo cual $v_g = 0$.

$$N_{v_7} \geq 75 + 84 N_{v_6}^{0.750} \quad (4.46)$$

Patrones de Flujo

Los patrones de flujo identificados por Duns y Ros están divididos en tres regiones (ver fig(4.17)), los cuales se mencionan a continuación.

Región I: La fase líquida es continua

El flujo burbuja y el bala se obtienen a velocidades de líquido bajas.

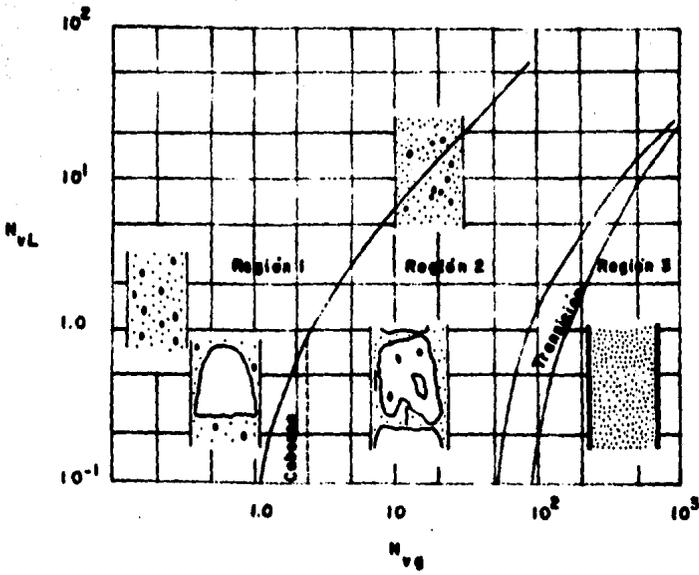
El flujo espuma es obtenido a velocidades de líquido moderadas.

Región II: Ninguna de las fases es continua

Solamente se presentan tanto el flujo espuma como el flujo pulsante.

Región de Transición

Para esta región Duns y Ros propusieron un método de interpolación lineal, que consiste en llevar a cabo el cálculo de los gradientes de presión en las fronteras donde se encuentra localizado el flujo bala y el flujo neblina, una vez realizado esto, se pondera en función del número de velocidad del gas (N_{v_g}), el cual se encuentra definido por las siguientes ecuaciones.



Fig(4.17) Regiones donde la correlación de R_{cc} es válida

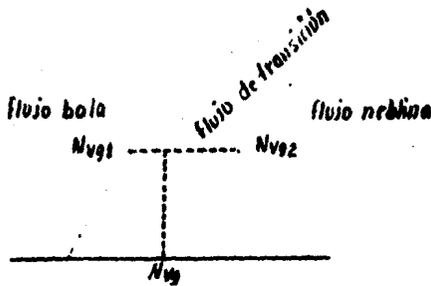
Flujo bola

$$N_{Vg} \leq 50 + 30 N_{VL} \quad (4.44)$$

Flujo neblina

$$N_{Vg} > 75 + 84 N_{VL}^{0.75} \quad (4.46)$$

Mediante la siguiente figura se puede observar la manera como se debe realizar la interpolación.



Fig(4.18) Diagrama que muestra como se debe realizar la interpolación

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = A \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_{\text{bola}} + B \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_{\text{neblina}} \quad (4.55)$$

Donde

$$A = \frac{N_{Vg2} - N_{Vg1}}{N_{Vg2} - N_{Vg1}} \quad (4.56)$$

$$B = \frac{N_{Vg1} - N_{Vg2}}{N_{Vg1} - N_{Vg2}} \quad (4.57)$$

Región III: La fase gaseosa es continua
Sólo se presenta el flujo anular-neblina.

ALGORITMO DE CALCULO

1. Suponga una ΔP y una ΔZ , y calcular P_2 y Z_2 a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$Z_2 = Z_1 + \Delta Z$$

2. Calcule la temperatura en Z_2 usando el método propuesto por Ramey, y determine las condiciones medias de presión y temperatura haciendo uso de las siguientes ecuaciones.

$$\bar{P} = P_1 - \frac{\Delta P}{2}$$

$$\bar{T} = (T_1 + T_2) / 2$$

3. Evalúe los siguientes parámetros, \bar{Z} , B_0 , B_g , \int_L , \int_g , σ , H_L , H_g . A las condiciones medias de presión y temperatura.

4. Calcule los números adimensionales; N_{vL} , N_{vg} , N_D , N_L .

5. Con los valores de N_{vL} , N_{vg} , y la fig(4.17), determine el patrón de flujo.

6. Establecido el patrón de flujo, calcule el holdup de la fase líquida (H_L), el factor de fricción (f_R), con las ecuaciones correspondientes.

7. Si el régimen de flujo se encuentra en la región III, considere las pérdidas por aceleración (P_{ac}).

8. Si el patrón de flujo se localiza en las regiones I y II, enton-

ces el término de pérdidas por aceleración se hace igual a cero en la ec(4.32).

9. Calcule el gradiente de presión con la ec(4.32), y determine la ΔZ_c con la ΔP supuesta.
 10. Comparar la ΔZ_c con la ΔZ_s en el paso I, si se encuentran dentro de una tolerancia (10 ft), hacer $P_I = P_2$ y $Z_I = Z_2$ y regresar al paso I, para determinar un nuevo intervalo. Si las $\Delta Z_s = \Delta Z_c$ regrese al paso I, manteniendo la misma ΔP supuesta.
- II. Los cálculos se continúan hasta completar la profundidad del pozo.

4.5.3 HAGERDORN Y BROWN

La correlación de Hagerdorn y Brown⁽⁵⁴⁾ fue desarrollada a partir de las condiciones de flujo obtenidas en las tuberías de prueba, cuyos diámetros fueron de 1, 1.25 y 1.5 in, sin embargo, los autores también hicieron uso de una amplia colección de datos. La correlación así obtenida se encuentra en función de grupos adimensionales, tiene la ventaja que puede ser utilizada para diámetros de tubería superiores a los de prueba. Los autores llevaron a cabo la comparación de datos experimentales con los datos obtenidos, a partir de la correlación desarrollada, indicando que la extrapolación a diámetros superiores da resultados cuya aproximación a los valores experimentales es bastante buena.

Hagerdorn y Brown en el desarrollo de la correlación consideraron a la mezcla gas-líquido como homogénea. Así, el procedimiento seguido por los autores consistió en establecer una correlación

para el factor de fricción, la cual se encuentra basada en una analogía con el flujo de una sola fase, por lo que Hagerdorn y Brown indicaron que las pérdidas por fricción pueden ser determinadas haciendo uso del factor de fricción antes mencionado.

La correlación finalmente propuesta por Hagerdorn y Brown, es la dada por la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = \frac{1}{144} \left\{ f_{nd} + \frac{f_{TP} Q_L^2 M^2}{1.916 \times 10^{-16} D^5 f_{nd}} \right\} \quad (4.58)$$

Factor de Fricción

El factor de fricción para las dos fases es obtenido a partir del diagrama de Moody fig(4.19), en este caso el número de Reynolds para ambas fases (N_{ReTP}), está definido por la siguiente ecuación.

$$N_{ReTP} = 0.2640 \left\{ \frac{Q_L M}{D (M_L)^{M_L} (M_G)^{(1-M_L)}} \right\} \quad (4.59)$$

Holdup

El holdup de la fase líquida (H_L), es obtenido de las siguientes expresiones adimensionales, las cuales deben usarse junto con las figs(4.20 a 4.22).

$$N_{VL} = 1.9380 U_{sf} \left\{ \frac{f_L}{9 \sigma_f} \right\}^{0.25} \quad (4.36)$$

$$N_{Vg} = 1.9380 U_{sg} \left\{ \frac{f_L}{9 \sigma_f} \right\}^{0.25} \quad (4.37)$$

$$N_D = 10.0727 D \left\{ \frac{f_L g}{\sigma_f} \right\} \quad (4.38)$$

$$N_L = 1.06 \times 10^{-4} M_f \left\{ \frac{1}{f_L \sigma_f^3} \right\}^{0.25} \quad (4.39)$$

Hagerdorn y Brown correlacionaron el grupo adimensional (N_{VL} /

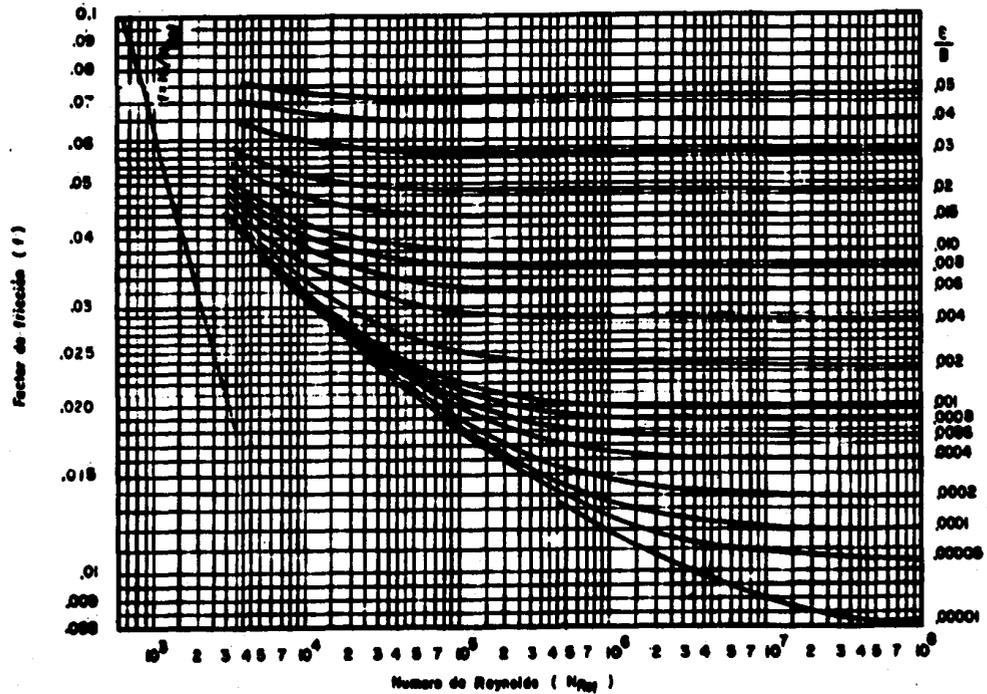
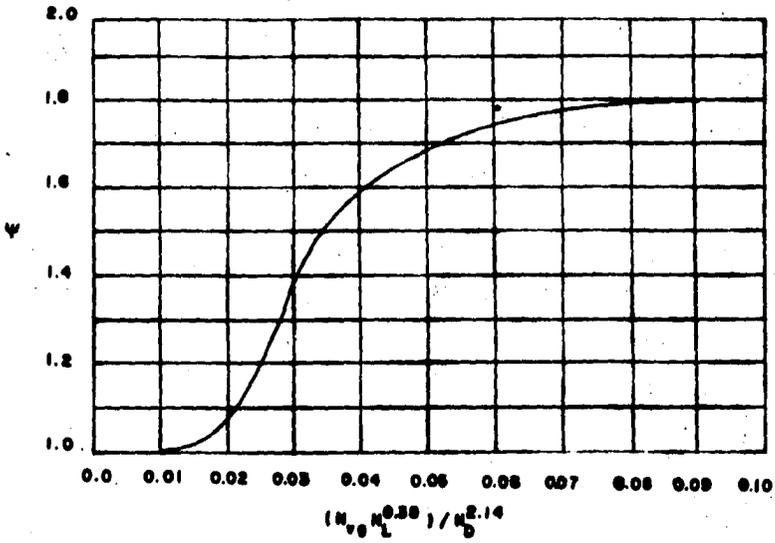
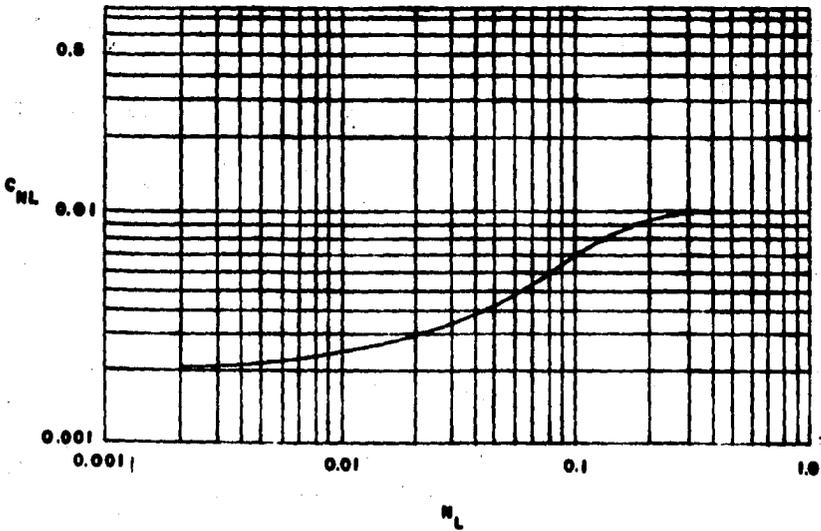


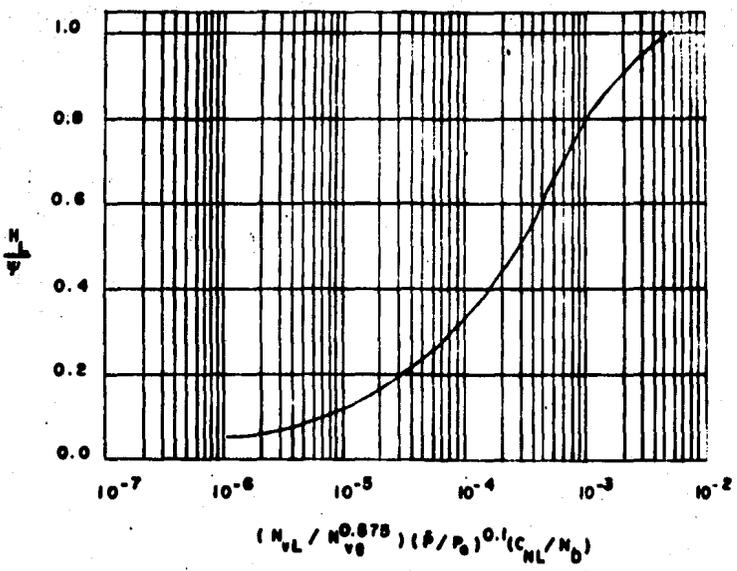
Fig (4.19) Diagrama de Moody



Fig(4.20) Correlación para el factor secundario de convección



Fig(4.21) Correlación para el coeficiente del número de viscosidad



$$\left(\frac{N_{VL}}{N_{V0}^{0.875}} \right) \left(\frac{\beta}{P_0} \right)^{0.1} \left(\frac{C_{NL}}{N_D} \right)$$

Fig(4.22) Correlación para el factor de Holdup

$N_{vg}^{0.575} \left(\bar{P} / 14.7 \right)^{0.10} \left(C_{ML} / N_D \right)$, mediante la siguiente expresión.

$$\bar{\Pi} = 0.00326 \frac{\left\{ Q_g^{0.425} \left[\frac{1}{1+R_{ao}} \right] A_o + \left[\frac{R_{ao}}{1+R_{ao}} \right] B_w \right\} (\bar{P})^{0.675} \sigma^{0.394} C_{ML}}{\left\{ D^{1.85} (\bar{Z})^{0.575} (\rho_L)^{0.394} \left[M - R_s \left[\frac{1}{1+R_{ao}} \right] \right] \right\}^{0.575}} \quad (4.60)$$

Velocidades Superficiales de Ambas Fases

$$U_{sf} = \frac{Q_o B_o + Q_w B_w}{84 D^2} \quad (4.29)$$

$$U_{sg} = \frac{Q_o (M^2 - R_s) B_g}{471.24 D^2} \quad (4.30)$$

Masa Total de Aceite, Agua y Gas

$$M = \left[\frac{1}{1+R_{ao}} \right] (350.064 D r_o) + (0.0764 D r_g \bar{M}) + \left[\frac{R_{ao}}{1+R_{ao}} \right] (350.064 D r_w) \quad (4.61)$$

Densidad de Ambas Fases y de la Mezcla

$$\rho_L = \rho_o \left[\frac{Q_o}{Q_w} \right] + \rho_w \left[1 - \frac{Q_o}{Q_w} \right] \quad (4.62)$$

$$\rho_g = \frac{\bar{P} \bar{M}_p}{\bar{Z} R T} \quad (4.63)$$

$$\rho_{md} = \rho_L H_L + \rho_g (1 - H_L) \quad (2.1)$$

ALGORITMO DE CALCULO

I. Suponga una ΔP y una ΔZ , y evalúe P_2 y Z_2 a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$Z_2 = Z_1 + \Delta Z$$

2. Calcular la temperatura en Z_2 , usando el método propuesto por Ma ney, y determine las condiciones medias de presión y temperatura haciendo uso de las siguientes ecuaciones.

$$\bar{P} = P_I - \frac{\Delta P}{2}$$

$$\bar{T} = (T_I + T_2) / 2$$

3. Determine los siguientes parámetros, \bar{Z} , B_O , R_B , B_W , σ , M_O , M_W , ρ_O , ρ_W , ρ_L . A las condiciones medias de presión y temperatura.
4. Determine las velocidades superficiales de la fase líquida y gaseosa en el punto uno y dos (Z_1 y Z_2).
5. Calcule el número de viscosidad del líquido (N_L), con la ec(4.39), y obtenga CN_L de la fig(4.2I).
6. Calcule los números adimensionales; N_{VL} , N_{VG} , N_D y N_L .
7. Obtenga la relación H_L / ψ de la fig(4.22).
8. Determine ψ de la fig(4.20).
9. Con los valores obtenidos en los pasos 7 y 8 calcule H_L .
Con H_L determine la densidad de la mezcla con la ec(2.1).
10. Calcule las velocidades reales para ambas fases con las ecuaciones (2.7 y 2.8). En las posiciones uno y dos (Z_1 y Z_2).
- II. Determine la velocidad real de la mezcla con la ec(2.6), en los puntos Z_1 y Z_2 . Y con ésta evalúe ΔU_{rm}
- $$\Delta U_{rm} = U_{r1} - U_{r2}$$
12. Evalúe M con la ec(4.6I).

13. Calcule el número de Reynolds para las dos fases (N_{ReTP}) con la ec(4.59).
14. Con el número de Reynolds para las dos fases y la rugosidad relativa de la tubería, determine el factor de fricción de la gráfica de Moody.
15. Calcule el gradiente de presión con la ec(4.58), y calcule la ΔZ_c con la ΔP supuesta.
16. Comparar la ΔZ_c con la ΔZ_g en el paso I, si se encuentra dentro de una tolerancia (10 ft), hacer $P_1 = P_2$ y $Z_1 = Z_2$ y regresar al paso I, para determinar un nuevo intervalo. Si las ΔZ difieren, hacer $\Delta Z_g = \Delta Z_c$ y regrese al paso I, manteniendo la misma ΔP supuesta.
17. Los calculos continúan hasta completar la profundidad del pozo.

4.5.4 ORKISZEWSKI

La correlación propuesta por Orkiszewski⁽⁸⁹⁾, predice la caída de presión para el flujo de mezclas gas-líquido con una precisión del 10 % de error para un amplio rango de condiciones de operación.

Esta correlación es una extensión del trabajo realizado por Griffith y Wallis⁽⁵¹⁾.

Después del análisis realizado por Orkiszewski, él encontró que la caída de presión está influenciada fuertemente por la diferencia de velocidades de los fluidos y la geometría ó patrones de flujo de las fases.

Los patrones de flujo considerados por Orkiszewski son:

1. Flujo burbuja
2. Flujo bala

3. Flujo de transición
4. Flujo anular-neblina

Para establecer y evaluar los modelos, Orkiszewski analizó trece métodos publicados y los aplicó para predecir las caídas de presión a pocos con condiciones muy diferentes a las supuestas en el desarrollo de cada uno de los métodos, encontrando que el método de Griffith y Wallis y el de Duns y Ros, arrojan mejores resultados. Aunque de estos dos métodos, el más utilizado es el de Griffith y Wallis, ambos fueron usados como base para el desarrollo de la correlación de Orkiszewski.

El procedimiento seguido para determinar el tipo de patrón de flujo en la correlación de Orkiszewski, es una combinación de los métodos seleccionados, tal como se muestra en la tabla siguiente.

Método	Patrón de Flujo
Griffith y Wallis	Burbuja
Griffith y Wallis	Bala (término de presión)
Orkiszewski	Bala (término de fricción)
Duns y Ros	Transición
Duns y Ros	anular-neblina

Tabla (4.I)

Desde el punto de vista de Orkiszewski, la caída de presión total en una tubería vertical es la suma de los siguientes términos.

1. Pérdidas de energía por fricción
2. Cambios en la energía potencial
3. Cambios en la energía cinética

Finalmente, la correlación propuesta por Orkiszewski está dada

por la siguiente expresión.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = \frac{1}{144} \left\{ \frac{\bar{\rho}_m + T_i}{1 + (W_m Q_i / 32.2 A^2 \bar{\rho}_1)} \right\} \quad (4.64)$$

Los términos involucrados en la ec (4.64), son una función del tipo de patrón de flujo persistente en la tubería, por lo que se ha de necesario introducir las ecuaciones requeridas para llevar a cabo la determinación de la caída de presión total en cada uno de los patrones, perdiéndose así la estructura seguida en las correlaciones antes presentadas.

Flujo Burbuja

Este se presenta cuando

$$\frac{Q_i}{Q_m} < L_B \quad (4.65)$$

Donde

$$L_B = 1.071 - \left\{ \frac{2.6616 U_{rm}^2}{d_h} \right\} \quad (4.66)$$

L_B se encuentra limitada a $L_B \geq 0.1300$

$$U_{rm} = \frac{Q_m}{A} \quad (4.67)$$

$$d_h = \frac{4A}{P} \quad (4.68)$$

Para evaluar la densidad promedio de la mezcla en este patrón de flujo Orkiszewski planteó la siguiente ecuación.

$$\bar{\rho}_m = \left\{ (1 - F_g) \rho_c + F_g \rho_g \right\} \frac{g}{g_c} \quad (4.69)$$

Donde

$$F_g = 0.5 \left\{ 1 + \frac{Q_m}{0.8A} - \left\{ \left\{ 1 + \frac{Q_m}{0.8A} \right\}^2 - \frac{4Q_i}{0.8A} \right\}^{0.5} \right\} \quad (4.70)$$

Gradiente por Fricción

El gradiente de fricción es determinado mediante la ecuación de Darcy-Weisbach, usando la correlación de Moody (fig(4.19)) para el factor de fricción.

$$\tau_f = \frac{f \rho U_f^2}{0.1667 \rho_c d_h} \quad (4.71)$$

Donde

$$U_f = \frac{6.4948 \times 10^{-5} Q_f}{(A_s (1 - F_g))} \quad (4.72)$$

El número de Reynolds para evaluar el factor de fricción está dado por la siguiente expresión.

$$N_{ReL} = \frac{129 \rho_c d_h U_f}{\mu_f} \quad (4.73)$$

$$W_m = W_g + W_f \quad (3.41)$$

$$W_f = Q_0 (1.05 \times 10^{-3} D_{ro} + 8.85 \times 10^{-7} D_{ro} R_2) \quad (4.74)$$

$$W_g = 8.85 \times 10^{-7} Q_0 D_{ro} (M^0 - R_2) \quad (3.83)$$

$$Q_f^i = 6.49 \times 10^{-5} Q_0 B_0 \quad (2.9)$$

$$Q_g^i = 1.1574 \times 10^{-5} Q_f (M^0 - R_2) B_0 \quad (2.10)$$

Las densidades de ambas fases ya corregidas son calculadas de la siguiente forma.

$$\rho_L = \frac{6.4984 \times 10^{-5} W_f}{Q_f} \quad (4.75)$$

$$\rho_g = \frac{W_g}{Q_g} \quad (4.76)$$

En este patrón de flujo el término de pérdidas de energía debida a la aceleración se considera como despreciable, por lo que el gradiente de presión total se calcula como.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = \frac{L}{144} (\bar{m} + T_f) \quad (4.77)$$

Flujo Bala

Este se presenta cuando

$$\frac{Q_g}{Q_f} > L_B; V_{9D} < L_S \quad (4.78)$$

Donde

$$L_S = 50 + 36 \left\{ \frac{13384.615 V_{9D} Q_f}{Q_g} \right\} \quad (4.79)$$

$$V_{9D} = \frac{Q_g}{A} \left\{ \frac{451 \rho_f}{9 Q_f} \right\}^{0.25} \quad (4.80)$$

Densidad promedio de la mezcla.

$$\bar{m} = \frac{W_m + \rho_f V_f A}{Q_m + V_f A} + T_f \rho_f \quad (4.81)$$

Donde

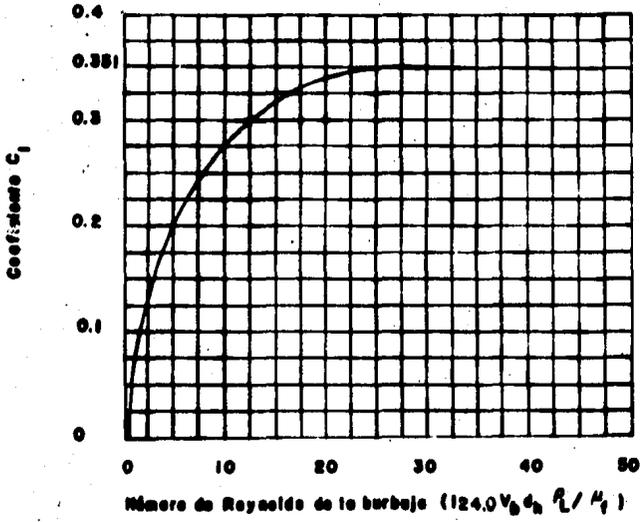
$$(4.82)$$

C_1 : se expresa en la fig(4.23), como una función del número de Reynolds de la burbuja (N_{Reb}).

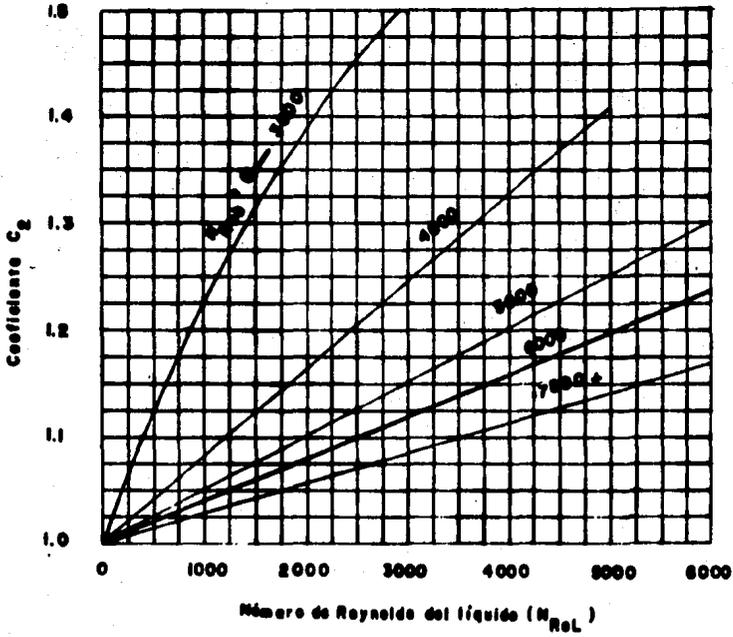
C_2 : se expresa en la fig(4.24), como una función tanto de N_{Reb} como del número de Reynolds del líquido (N_{Rel}).

$$N_{Reb} = \frac{124 V_b d_b \rho_b}{\mu_f} \quad (4.83)$$

$$N_{Rel} = \frac{124 V_m d_m \rho_f}{\mu_f} \quad (4.84)$$



Fig(4.23)



Fig(4.24)

U_m : es calculada con la siguiente expresión.

$$U_m = \frac{Q_i + 6.7989 \times 10^{-5} Q_i}{A} \quad (4.85)$$

Como los coeficientes C_1 y C_2 se calculan en términos de V_b , es necesario aplicar el siguiente procedimiento iterativo para obtener el valor de éste.

1. Suponer V_b (se recomienda iniciar con un valor de 1,75 ft/seg).
2. Calcular el número de Reynolds de la burbuja y del líquido, ecuaciones (4.83) y 4.84) respectivamente.
3. Determinar C_1 de la fig(4.23) y C_2 de la fig(4.24).
4. Si C_2 no se puede obtener de la fig(4.24), V_b se calcula directamente con las siguientes ecuaciones de extrapolación (para $N_{ReL} > 6 \times 10^3$).

Quando $N_{Reb} < 3000.00$

$$V_b = (0.5460 + 8.74 \times 10^{-6} N_{ReL}) (2.6833 d_h)^{0.5} \quad (4.86)$$

Quando $N_{Reb} \geq 8000.00$

$$V_b = (0.3500 + 8.74 \times 10^{-6} N_{ReL}) (2.6833 d_h)^{0.5} \quad (4.87)$$

Quando $3000.00 < N_{Reb} < 8000.00$

$$V_{bi} = (0.2510 + 8.74 \times 10^{-6} N_{ReL}) (2.6833 d_h)^{0.5} \quad (4.88)$$

$$V_b = 0.50 V_{bi} + \left\{ V_{bi}^2 + \frac{0.316 \mu_f}{\rho d_h^{0.5}} \right\} \quad (4.89)$$

5. Con los valores de C_1 y C_2 evaluados en los pasos anteriores, determine V_b , eq.(4.52), si coincide con el valor supuesto en el paso 1 continúe los cálculos, en caso contrario utilizar el valor calculado de V_b y regrese al paso 2.

El coeficiente de distribución del líquido (Γ), se determina como se muestra a continuación.

F.L.G ^I	U_m	Ec. a usar
Agua	<10.00	(4.90)
Agua	>10.00	(4.91)
Aceite	<10.00	(4.92)
Aceite	>10.00	(4.93)

$$\Gamma = \frac{0.204 \log(M)}{d_h^{1.36}} - 0.2191 + 0.232 \log(U_m) - 0.428 \log(d_h) \quad (4.90)$$

$$\Gamma = \frac{0.3277 \log(M)}{d_h^{0.799}} + 0.2493 - 0.162 \log(U_m) - 0.888 \log(d_h) \quad (4.91)$$

$$\Gamma = \frac{0.4274 \log(M)}{d_h^{1.415}} - 0.4059 + 0.417 \log(U_m) + 0.413 \log(d_h) \quad (4.92)$$

$$\Gamma = \frac{0.8266(M+1)}{d_h^{1.371}} - 0.7359 - \log(U_m) \left\{ \frac{0.002 \log(M+1)}{d_h^{1.501}} \right\} + 1.199 \log(d_h) \quad (4.93)$$

Pero el coeficiente de distribución (Γ), está restringido - por los siguientes límites.

Cuando $U_m < 10.00$

$$\Gamma > -0.0650 U_m \quad (4.94)$$

Cuando $U_m > 10.00$

$$\Gamma > - \frac{V_d A}{Q_m + \frac{1}{2} A} \left\{ 1 - \frac{\bar{P}_m}{P_L} \right\} \quad (4.95)$$

Las restricciones antes mencionadas eliminan la discontinuidad entre los patrones de flujo.

(I): F.L.G; fase líquida continua

Debido a que la ec(4.95) involucra la densidad promedio de la mezcla ($\bar{\rho}_m$), y según la ec(4.81) requiere del conocimiento de Γ para poder evaluar la $\bar{\rho}_m$, se hace necesario calcular Γ con las ecs(4.90 a 4.93). Por lo que el término de $\bar{\rho}_m$ se determina y posteriormente se verifica si Γ satisficase la ec(4.95). De no cumplirse, utilice Γ calculado con la ec(4.95) y calcule \int_m con el nuevo valor de Γ , hasta que se cumpla la ec(4.95).

Gradiente por Fricción

El término de caída de presión por fricción y por unidad de longitud se calcula con la siguiente ecuación.

$$\tau_f = \left\{ \frac{f \rho_m U_{vm}^2}{3.37 d_h} \right\} \left\{ \frac{15388.4 D_i + V_0 A + \Gamma}{G_{mi} + V_0 A} \right\} \quad (4.96)$$

Donde

f : se obtiene del diagrama de Moody (fig(4.19)), a partir del número de Reynolds del líquido, definido por la ec(8.84).

El término de pérdida de energía por aceleración es despreciable.

Flujo de Transición

Para este patrón de flujo se consideró la aproximación desarrollada por Duns y Ros⁽⁴³⁾, con el objeto de obtener los valores de los parámetros de densidad promedio de la mezcla ($\bar{\rho}_m$) y el término de gradiente de fricción (τ_f). El método consiste en calcular primeramente estos parámetros tanto para el flujo bala como para el flujo neblina, y entonces se lineariza cada término con respecto al número de velocidad del gas (N_{vg}) y los límites de la zona de transición N_{vg1} y N_{vg2} , ver fig(4.18).

Por lo que la densidad promedio de la mezcla se evalúa con la

siguiente ecuación.

$$\bar{f}_m = \frac{L_m - V_{g0}}{L_m - L_s} \left\{ \bar{f}_m \right\}_{\text{bola}} + \frac{V_{g0} - L_s}{L_m - L_s} \quad (4.97)$$

Donde

$$L_s = 50 + 161652.1 \left\{ \frac{V_{g0} Q'_i}{Q'_g} \right\} \quad (4.98)$$

$$L_m = 75 + 1292625.8 \left\{ \frac{V_{g0} Q'_i}{Q'_g} \right\} \quad (4.99)$$

$$V_{g0} = 4.616 \frac{Q'_i}{\lambda} \left\{ \frac{f_h}{9Q'_g} \right\} \quad (4.80)$$

Flujo Neblina

Este se presenta cuando

$$V_{g0} > L_m \quad (4.100)$$

Densidad promedio de la mezcla

$$\bar{f}_m = (1 - F_g) \rho_L + F_g \rho_g \quad (4.101)$$

Donde

$$F_g = \left\{ \frac{1}{(1 + (153882.4 Q'_i / Q'_g))} \right\} \quad (4.102)$$

$$Q'_g = 1.6168 A L_m \left\{ \frac{\rho_g}{9Q'_g} \right\}^{0.25} \quad (4.103)$$

Gradiente por Fricción

En esta región únicamente se supone que la mayor parte de la caída de presión por fricción se debe al flujo del gas dentro de la tube

ría, por lo tanto, la expresión que define este término es:

$$T_f = \frac{f \rho V^2}{5.33 d_h} \quad (4.104)$$

El factor de fricción (f), se obtiene del diagrama de Moody, calculando el número de Reynolds del gas (N_{Reg}) con la siguiente ecuación.

$$N_{Reg} = \frac{124 \rho V D}{\mu_g} \quad (4.105)$$

Para este patrón de flujo la rugosidad relativa de la tubería (ϵ/D) se determina a través del número de Weber, según lineamientos establecidos por Duns y Ros que señalan que ϵ/D sólo será significativa cuando su valor esté comprendido entre 10^{-3} y 0.50. Entre estos límites se calcula con las siguientes ecuaciones.

$$N_w = 2.0636 \times 10^5 \left\{ \frac{V_g M_r}{G} \right\}^2 \left\{ \frac{\rho}{\rho_c} \right\} \quad (4.106)$$

Si $N_w < 0.0050$

$$\left\{ \frac{\epsilon}{D} \right\} = \frac{0.8986 G}{\rho V_g d_h} \quad (4.107)$$

Si $N_w > 0.0050$

$$\left\{ \frac{\epsilon}{D} \right\} = \frac{1.6263 G (N_w)^{0.302}}{\rho V_g d_h} \quad (4.108)$$

ALGORITMO DE CALCULO

I. Suponga una ΔP y una ΔZ , y evalúe P_2 y Z_2 a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$Z_2 = Z_1 + \Delta Z$$

2. Calcular la temperatura en Z_2 usando el método propuesto por Ma-

may, y determine las condiciones medias de P y T.

$$\bar{P} = P_I - \frac{\Delta P}{2}$$

$$\bar{T} = (T_I + T_2) / 2$$

3. Determine los siguientes parámetros, ρ_L , ρ_g , μ_L , μ_g , σ_L , Q_L y Q_g .
4. Calcular L_D , L_B y L_M .
5. Determine el patrón de flujo.
6. Con el patrón de flujo, determine \bar{P}_M , T_F .
7. Calcule el gradiente de presión a partir de la ec(4.64), y determine la ΔZ_c , con la ΔP supuesta. Si el patrón de flujo fue el de transición, el incremento calculado de profundidad se obtiene por interpolación entre los incrementos correspondientes al flujo neblina y al flujo bala.
8. Comparar la ΔZ_c con la ΔZ_s en el paso I, y si se encuentra dentro de una tolerancia (10 ft), hacer $P_I = P_2$ y $Z_I = Z_2$ y regresar al paso I, para determinar un nuevo intervalo. Si difieren las ΔZ , hacer $\Delta Z_s = \Delta Z_c$ y regrese al paso I, manteniendo la misma ΔP supuesta.
9. Los cálculos se continúan hasta completar la profundidad del pozo.

4.5.5 AZIZ, GOVIER Y FOGARASI

La correlación propuesta por Aziz y colaboradores⁽⁵⁾, se encuentra basada en el mapa de patrones de flujo desarrollado previamente por Govier y colaboradores⁽⁴⁶⁾, fig(4.25). Para llevar a cabo el desarrollo de la correlación, los autores siguieron un enfoque similar al propuesto por Orkiszewski⁽⁸⁹⁾.

En esta correlación Aziz y colaboradores presentan una serie de nuevas ecuaciones, que nos permiten la predicción de los patrones de flujo burbuja y bala. La diferencia existente entre los métodos que se encuentran basados en los patrones de flujo, y el mapa propuesto por Govier y colaboradores, es que éste se encuentra en términos de grupos adimensionales, aunque si bien, dichos grupos son función de las velocidades superficiales de ambas fases, éstos no corresponden ni al número de velocidad del gas (N_{vg}) ni al número de velocidad del líquido (N_{vl}), como lo definen las correlaciones que se presentan en este capítulo.

La correlación que Aziz y colaboradores presentan para determinar la caída de presión, está dada por la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = \left\{ \frac{\Delta P_w}{\Delta Z} \right\} + \left\{ \frac{\Delta P_f}{\Delta Z} \right\} + \left\{ \frac{\Delta P_{ac}}{\Delta Z} \right\} \quad (4.I09)$$

Donde

$$\left\{ \frac{\Delta P_w}{\Delta Z} \right\} = \frac{(h_w h_L + h_L (1-h_L)) g}{144 \quad 9c} \quad (4.I10)$$

$$\left\{ \frac{\Delta P_f}{\Delta Z} \right\} = \frac{f \rho_m U_m^2}{24 \alpha D} \quad (4.I11)$$

$$\left\{ \frac{\Delta P_{ac}}{\Delta Z} \right\} = \frac{\Delta U_m^2}{24 \alpha 9c} \rho_m \quad (4.I12)$$

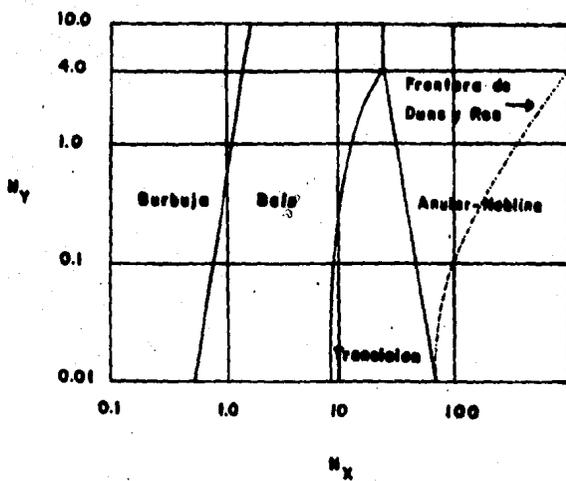


Fig (4.25) Mapa generalizado de patrones de flujo propuesto por Aziz, Govier y Fogaroli

Grupos Adimensionales Propuestos por Aziz y Colaboradores para Determinar el Tipo de Patrón de Flujo

$$N_x = 2.44 U_{sr} \rho_s^{0.333} \left\{ \frac{\rho_s}{\sigma_f} \right\}^{0.25} \quad (4.II3)$$

$$N_y = 1.0364 U_{sr} \left\{ \frac{\rho_s}{\sigma_f} \right\}^{0.25} \quad (4.II4)$$

$$N_1 = 8.7720 N_y \quad (4.II5)$$

$$N_2 = 8.60 + 3.80 N_y \quad (4.II6)$$

$$N_3 = 1.8663 \times 10^{-12} (N_y)^{-0.152} \quad (4.II7)$$

Factor de Fricción

Los autores proponen que el factor de fricción (f), para los patrones de flujo estudiados por ellos puede ser evaluado a partir del diagrama de Moody (fig(4.I9)), definiendo el número de Reynolds de la siguiente manera.

$$N_{Re} = \frac{124 \rho_s U_m D}{\mu_f} \quad (4.II8)$$

Cuando se presenta el flujo bala, el gradiente de presión por fricción se calcula mediante la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P_f}{\Delta Z} \right\} = \frac{f \rho_s U_m^2}{24 \rho_s D} \left\{ \frac{L_s}{L_b + L_s} \right\} \quad (4.II9)$$

Donde

$$L_s = 0.853 D \quad (4.120)$$

$$L_b = 1 - (L_s + H_L) \quad (4.121)$$

Holdup

El holdup de la fase líquida sin deslizamiento (h_L), es calculado mediante las siguientes ecuaciones, propuestas por los autores.

Flujo Burbuja

$$h_L = 1 - \left\{ \frac{U_{3g}}{U_{rb}} \right\} \quad (4.122)$$

Donde

$$U_{rb} = 1.2 U_m + V_{bs} \quad (4.123)$$

$$V_{bs} = 1.71 \left\{ \frac{G_g (P_L - P_g)}{P_L} \right\}^{0.25} \quad (4.124)$$

Flujo Bala

$$h_L = 1 - \left\{ \frac{U_{3g}}{V_{bs}} \right\} \quad (4.125)$$

Donde

$$V_{bs} = 0.2886 C \left\{ 9D \frac{(P_L - P_g)}{P_L} \right\}^{0.5} \quad (4.126)$$

$$C = 0.345 \left\{ 1 - e^{-0.029 N_V} \right\} \left\{ 1 - e^{(3.37 - N_L) / m} \right\} \quad (4.127)$$

$$N_V = \frac{0.86111 (9D)^3 P_L (P_L - P_g)^{0.50}}{M_f} \quad (4.128)$$

$$N_L = 3.1528 \frac{9D^2 (\rho_L - \rho_g)}{G} \quad (4.129)$$

m: se evalúa utilizando las siguientes relaciones

$$\begin{aligned} N_V > 250.00 & \quad \bar{m} = 10.00 \\ 18.00 < N_V < 250.00 & \quad \bar{m} = 69.00 (N_V)^{-0.35} \\ N_V < 18.00 & \quad \bar{m} = 25.00 \end{aligned} \quad (4.130)$$

G: es conocido con el nombre de coeficiente de proporcionalidad de Wallis para el cálculo de elevación de las burbujas de acuerdo con el modelo de Taylor, ver fig(4.26).

Flujo Neblina

$$h_L = \frac{U_{2f}}{(U_{2f} + U_{2g})} \quad (4.131)$$

Patrones de Flujo

Flujo Burbuja

Este se presenta cuando

$$N_x < N_1 \quad (4.131)$$

Flujo Bala

Este se presenta cuando

$$\begin{aligned} & N_1 < N_x < N_2 \quad \text{para } N_y < 4 \\ & N_1 < N_x < 26.5 \quad \text{para } N_y \geq 4 \end{aligned} \quad (4.132)$$

Flujo de Transición

Para este patrón de flujo los autores retomaron el método de inter-

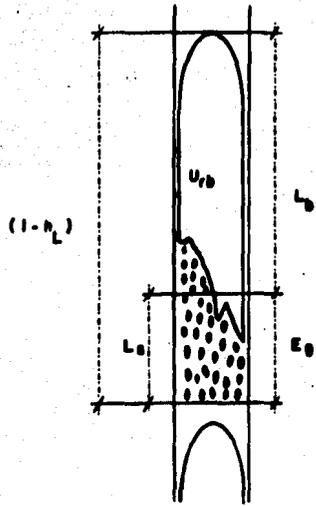


Fig (4.26) Elemento del fijo bed.

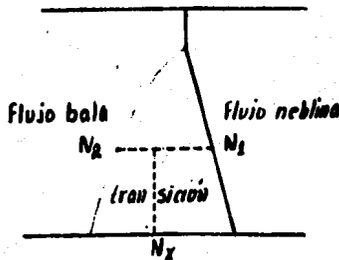
polación lineal propuesto por Duns y Ros⁽⁴³⁾, que consiste en llevar a cabo el cálculo de los gradientes de presión en las fronteras donde se encuentra el flujo bala y el flujo neblina, una vez realizado esto, son ponderados en función del término N_x .

Este patrón se encuentra definido por la siguiente restricción,

$$N_2 < N_x < N_3 \text{ para } N_y > 4 \quad (4.133)$$

para cuando $N_y > 4.00$, no se presenta el flujo de transición, si nó se pasa directamente de flujo bala a flujo neblina.

Si se cumple la restricción de que N_x se encuentra entre N_2 y N_3 la interpolación a la que se hace alusión en la parte superior - se realiza de la siguiente manera.



$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = A \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_{\text{bala}} + B \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_{\text{neblina}} \quad (4.55)$$

Donde

$$A = \frac{(N_x - N_3)}{(N_2 - N_3)} \quad (4.134)$$

$$B = \frac{(N_2 - N_x)}{(N_2 - N_3)} \quad (4.135)$$

Flujo Noolina

Se encuentra definido bajo las siguientes restricciones.

$$\begin{aligned} N_x > N_3 \text{ Para } N_y < 1 \\ N_x > 2.636 \text{ para } N_y > 1 \end{aligned} \quad (4.136)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Suponga una ΔP y una ΔZ , y evalúe P_2 y Z_2 a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$Z_2 = Z_1 + \Delta Z$$

2. Calcule la temperatura en Z_2 usando el método propuesto por Ramsey, y determine las condiciones medias de presión y temperatura haciendo uso de las siguientes ecuaciones.

$$\bar{P} = P_1 - \frac{\Delta P}{2}$$

$$\bar{T} = (T_1 + T_2) / 2$$

3. Determine los siguientes parámetros, \bar{Z} , B_0 , B_g , B_s , U_{sg} , U_{sf} , ρ_L , ρ_g , M_g , M_s , σ . A las condiciones medias de presión y temperatura.

4. Determine la velocidad de la mezcla con la ec(2.5).

5. Calcule los siguientes grupos dimensionales, N_x , N_y , N_1 , N_2 , N_3 , haciendo uso de las ecs(4.II3 a 4.II7.) respectivamente.

6. Determine el patrón de flujo, haciendo uso de los parámetros calculados en el paso 5, haga uso del mapa de Govier (fig(4.26)).
7. Con el patrón de flujo determine el holdup y densidad promedio de la mezcla.
8. Obtenga el gradiente de presión con la ec(4.109), y calcule la ΔZ_c con la ΔP supuesta. Si el patrón de flujo es el de transición, entonces el incremento de profundidad calculado, se obtiene por interpolación entre los incrementos correspondientes al flujo bala y al flujo neblina.
9. Comparar la ΔZ_c con la ΔZ_g en el paso I, y si se encuentra dentro de una tolerancia (10 ft), hacer $P_I = P_2$ y $Z_I = Z_2$ y regresar al paso I, para determinar un nuevo intervalo. Si difieren las ΔZ , hacer $\Delta Z_g = \Delta Z_c$ y regrese al paso I, manteniendo la misma ΔP supuesta.
10. Los cálculos continúan hasta completar la profundidad del pozo.

Nota: Los autores solamente consideran el término de caída de presión por aceleración, cuando se presenta el flujo neblina.

4.5.6 BEGGS Y BRILL

Como ya se mencionó en la sección (3.4.9), la correlación de Beggs y Brill^(11) fue obtenida a partir de experimentos llevados a cabo en tuberías transparentes de acrílico, a dichas tuberías se les dotó de un mecanismo que permitió variar la posición de las mismas, iniciándose con la posición horizontal hasta alcanzar la posición vertical

Si bien la correlación propuesta por los autores fué desarrollada en rangos de propiedades muy limitadas, se ha comprobado⁽¹⁶⁾, que dicha correlación permite predecir aceptablemente las caídas de presión en tuberías verticales con el flujo de mezclas aceite, agua y gas natural.

Finalmente la correlación propuesta por Beggs y Brill para esta posición de tubería está dada por la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = \frac{(9/9c) f_{md} + (f_{TP} f_m U_{vm} / 0.1667 9c D)}{144 (1 - \rho_{ac})} \quad (4.137)$$

Pérdidas de Energía por Aceleración

$$P_{ac} = \frac{U_{vm} U_{sg} f_{md}}{144 9c \bar{P}} \quad (4.138)$$

Factor de Fricción

La determinación del factor de fricción para las dos fases (f_{TP}), se calcula haciendo uso de las siguientes ecuaciones.

$$f_{TP} = f'_n \left\{ \frac{f_{TP}}{f'_n} \right\} \quad (4.139)$$

Donde

$$f'_n = \left\{ 2.0 \log \left\{ \frac{N_{Rem}}{4.5223 \log(N_{Rem}) - 3.8275} \right\} \right\}^{-2} \quad (4.140)$$

$$N_{Rem} = \frac{129 f_m U_{vm} D}{\mu_m} \quad (4.141)$$

$$\mu_m = \mu_f h_L + \mu_g (1 - h_L) \quad (3.91)$$

$$\left\{ \frac{f_{TP}}{f'_n} \right\} = \bar{f} \quad (4.142)$$

$$\bar{I} = \frac{\ln \bar{y}}{(-0.0525 + 3.182 \ln \bar{y} - 0.8725 (\ln \bar{y})^2 + 0.01853 (\ln \bar{y})^4)} \quad (4.143)$$

$$\bar{y} = \frac{h_L}{(H_L(0))^2} \quad (4.144)$$

Holdup

Para llevar a cabo el cálculo del holdup de la fase líquida (H_L), para cada uno de los patrones de flujo, los autores proponen las siguientes ecuaciones,

$$H_L = H_L(0) \psi \quad (4.145)$$

Donde

$$H_L(0) = \frac{a (h_L)^b}{N_{Fr}^c} \quad (4.146)$$

los valores de a, b, c, son obtenidos de acuerdo al tipo de patrón de flujo, y se encuentran reportadas en la tabla(4.2).

Patrón de Flujo	a	b	c
Segregado	0.98000	0.48460	0.08680
Transición	$H_L = j H_L(\text{segregado}) + (1 - j) H_L(\text{intermitente})$		
Intermitente	0.84500	0.53510	0.01730
Distribuido	1.06500	0.58240	0.06090

Tabla (4.2)

$$j = \frac{L_3 - N_{Fr}}{L_3 - L_2} \quad (4.147)$$

$$\psi = 1.0 + 0.30 C \quad (4.148)$$

$$C = (1-h_L) \ln(d h_L^c N_{Fr}^f N_{Fr}^g) \quad (4.149)$$

los valores de d, e, f y g se muestran en la Tabla(4.3).

Patrón de Flujo	d	e	f	g
Segregado ^I	0.01100	-3.76800	3.53900	-1.61400
Intermitente ^I	2.96000	0.30500	-0.44730	0.09780
Distribuido ^I	C = 0 y $\psi = 1$			
Todos los patrones de flujo ^{II}	4.70000	-0.36920	0.12440	-0.50560

Tabla (4.3)

Patrones de Flujo

Las correlaciones propuestas para los patrones de flujo en posición vertical, fueron establecidos considerando los patrones de flujo en posición horizontal, dichos patrones son: segregado, transición, intermitente y distribuido. Dichos patrones se encuentran definidos por las siguientes ecuaciones.

Patrón de Flujo	Condiciones
Segregado	$h_L < 0.010$ y $N_{Fr} < L_2$ ó $h_L \geq 0.010$ y $N_{Fr} > L_2$
Intermitente	$0.010 \leq h_L \leq 0.40$ y $L_3 < N_{Fr} < L_1$ ó $h_L \geq 0.40$ y $L_3 < N_{Fr} \leq L_4$
Distribuido	$h_L < 0.400$ y $N_{Fr} \geq L_1$ ó $h_L \geq 0.400$ y $N_{Fr} > L_4$
Transición	$h_L \geq 0.010$ ó $L_2 < N_{Fr} \leq L_3$

Tabla (4.4)

I: flujo ascendente

II: flujo descendente

Donde

$$h_L = \frac{Q_f'}{(Q_f' + Q_g')} = \frac{U_{sf}}{(U_{sf} + U_{sg})} \quad (3.11)$$

$$N_{VL} = 1.9380 U_{sf} \left\{ \frac{h_L}{\sigma_f} \right\}^{0.25} \quad (4.36)$$

$$N_{Fr} = 7727.7 \frac{v_m^2}{f_m^2 D^3} \quad (4.150)$$

$$L_1 = 316.00 h_L^{0.3020} \quad (4.151)$$

$$L_2 = 0.0009252 h_L^{-2.4618} \quad (4.152)$$

$$L_3 = 0.1800 h_L^{-1.4516} \quad (4.153)$$

$$L_4 = 0.5000 h_L^{-6.7380} \quad (4.154)$$

ALGORITMO DE CALCULO

I. Suponer una ΔP y una ΔZ , y evaluar P_2 y Z_2 a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$Z_2 = Z_1 + \Delta Z$$

2. Calcular la temperatura en L_2 usando el método propuesto por Hammett, y determine las condiciones medias de presión y temperatura con las siguientes ecuaciones.

$$\bar{P} = P_I - \frac{\Delta P}{2}$$

$$\bar{T} = (T_I + T_2) / 2$$

3. Evaluar los siguientes parámetros, Z , B_g , R_s , U_{sg} , U_{sr} , H_r , H_g , f_L , f_g , σ_c .
4. Determine el valor de los siguientes grupos adimensionales, N_{vL} , N_{Fr} , L_1 , L_2 , L_3 , L_4 .
5. Calcule el holdup sin deslizamiento (h_L), haciendo uso de la ec(2.26).
6. Determine el patrón de flujo.
7. Calcule el holdup con deslizamiento (H_L), ecs(4.145 a 4.149).
8. Determine las siguientes propiedades de la mezcla, \bar{P}_m , ρ_{md} , U_{rm} , donde esta última se calcula con la ec(2.6).
9. Determine las pérdidas de presión debido a la aceleración con la ec(4.138).
10. Calcule el factor de fricción para las dos fases (f_{TP}), con la ec(4.137).
11. Calcule el gradiente de presión con la ec(4.137), y determine la Δz_c con la ΔP supuesta.

12. Comparar la Z_c con la Z_g en el paso I, si se encuentra dentro de una tolerancia (10 ft), hacer $P_1 = P_2$ y $Z_1 = Z_2$ y regresar al paso I, para determinar un nuevo intervalo. Si las Z difieren, hacer $Z_g = Z_c$ y regrese al paso I, manteniendo de la misma P supuesta.

13. Los cálculos continúan hasta completar la profundidad del pozo.

4.5.7 OSHINOWO Y CHARLES

La correlación propuesta por Oshinowo y Charles^(91), toma como base la correlación de Lockhart y Martinelli^(81) para llevar a cabo el cálculo de la caída de presión por fricción, haciendo notar los autores que dicha correlación permite evaluar satisfactoriamente el holdup de la fase líquida (H_L) para todos los patrones de flujo observados por ellos, flujo vertical ascendente (flujo burbuja, flujo bala disperso, flujo bala espumoso, flujo espuma y flujo anular), y flujo vertical descendente (flujo burbuja nucleada, flujo bala burbujeante, flujo espuma y flujo anular), excepto para los patrones de flujo bala espumoso (flujo ascendente). Sin embargo, para el flujo descendente, la correlación de Lockhart y Martinelli puede ser limitada debido a la fuerte influencia de la velocidad del flujo de líquido, propiedades físicas y posición de la tubería.

Los mapas generalizados de patrones de flujo presentados por Oshinowo y Charles se muestran en las figs(4.6 y 4.7), flujo descendente y flujo ascendente respectivamente.

La correlación finalmente propuesta por los autores está dada por la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = \frac{\left\{ \frac{\Delta P_f}{\Delta Z} \right\} + \left\{ \frac{\Delta P_{gs}}{\Delta Z} \right\}}{144(1 - P_{ac})} \quad (4.155)$$

Gradiente por Fricción

Como se indicó en la introducción de la correlación, los autores hicieron uso de la correlación de Lockhart y Martinelli para llevar a cabo la determinación del gradiente de presión debido a las pérdidas por fricción de la mezcla, la ecuación que nos permite calcular este parámetro está dada por la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_f = \frac{(1.0 + X^2)}{1.44} \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_g \quad (4.156)$$

Donde

X: parámetro de Lockhart y Martinelli, para su determinación es necesario remitirse a la Tabla (3.1) y poder así utilizar las ecuaciones que se muestran a continuación.

$$X_{tt}^2 = \left\{ \frac{w_f}{w_g} \right\}^{1.80} \left\{ \frac{\rho_f}{\rho_g} \right\} \left\{ \frac{\mu_f}{\mu_g} \right\}^{0.20} \quad (4.157)$$

$$X_{ll}^2 = \left\{ \frac{w_f}{w_g} \right\} \left\{ \frac{\rho_f}{\rho_g} \right\} \left\{ \frac{\mu_f}{\mu_g} \right\} \quad (4.158)$$

$$X_{ll}^2 = 347.80 (N_{Re_g})^{-0.80} X_{ll} \quad (4.159)$$

$$X_{ll}^2 = 0.002RT (N_{Re_L})^{-0.80} X_{ll} \quad (4.160)$$

$$N_{Re_L} = \frac{124 G_o \rho_o}{D \mu_o} \quad (3.19)$$

$$N_{Re_3} = \frac{8.0628 \times 10^{-3} Q_1 D_{r1}}{D M_9} \quad (3.20)$$

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_g = \frac{f_2 Q_1^2 D_{r1} \bar{T} \bar{Z}}{494320.0 D^5 \bar{P}} \quad (3.16)$$

Gradiente de Presión Debido a la Cabeza Estática

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_{H1} = \pm \left\{ (1 - H_g) + \left\{ \frac{f_2}{f_L} \right\} H_g \right\} \frac{g \rho_L}{g_c} \quad (4.161)$$

Donde

Los signos (\pm), corresponden al flujo vertical ascendente (+) y al flujo vertical descendente (-).

Pérdidas de Energía por Aceleración

$$P_{Ac} = \frac{(f_1 U_{1c} + f_2 U_{2c}) U_{2c}}{144 g_c \bar{P}} \quad (4.162)$$

Holdup

El holdup de la fase líquida (H_L), es obtenido a partir de las siguientes ecuaciones, que son producto de una regresión lineal de los datos obtenidos por Lockhart y Martinelli.

Para $0.0 < X \leq 1.0000$

$$\log(H_L) = 0.6680 \log X - 0.6138 \quad (4.163)$$

Para $1.0 < X \leq 10.000$

$$\log(H_L) = 0.3025 \log X - 0.6211 \quad (4.164)$$

Para $10.0 < X \leq 100.00$

$$\log(H_L) = 0.2241 \log X - 0.4866 \quad (4.165)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Suponga una ΔP y una Δz , determine P_2 y z_2 a partir de las siguientes ecuaciones.

$$P_2 = P_1 - \Delta P$$

$$z_2 = z_1 + \Delta z$$

2. Calcule la temperatura en z_2 usando el método propuesto por Ramey, y determine las condiciones medias de presión y temperatura utilizando las siguientes ecuaciones.

$$\bar{P} = P_1 - \frac{\Delta P}{2}$$

$$\bar{z} = (z_1 + z_2) / 2$$

3. Determine los siguientes parámetros, \bar{z} , H_g , H_L , ρ_g , ρ_L , a las condiciones medias de presión y temperatura.
4. Determine tanto los flujos volumétricos del líquido y del gas con las ecu(2.9 y 2.10).
5. Determine las velocidades superficiales de ambas fases, con(2.3 y 2.4).
6. Determine el número de Reynolds del líquido (N_{ReL}) y del gas (N_{ReG}), a partir de las ecu(3.19 y 3.20).

7. De la Tabla(3.I), determine el mecanismo de flujo y calcule el parámetro de Lockhart y Martinelli, ecu(4.I57 a 4.I60).
8. Determine el holdup de la fase líquida (H_L), ecu(4.I63 a 4.I64).
9. Determine el patrón de flujo, haciendo uso de las figs(4.6 y 4.7) dependiendo si el flujo es descendente ó ascendente.
10. Determine el gradiente de presión debido al flujo del gas, a partir de la ec(3.II), el factor de fricción es determinado de acuerdo al valor del número de Reynolds del gas y diámetro de la tubería (ver Tabla(3.2)), éste se encuentra dado por las ecu(3.I7 y 3.I8).
11. Determine el gradiente de presión debido a las pérdidas por fricción, ec(4.I56).
12. Determine el gradiente de presión debido a la aceleración de la gravedad, ec(4.I6I).
13. Si las pérdidas por aceleración se consideran despreciables, entonces $P_{ac} = 0$, si no determine este término con la ec(4.I62).
14. Determine el gradiente de presión con la ec(4.I55) y determine la ΔZ_0 con la ΔP supuesta.
15. Compare la ΔZ_0 con la ΔZ_1 en el paso I, si se encuentran dentro de una tolerancia (10 ft), hacer $P_1 = P_2$ y $Z_1 = Z_2$ y regrese al paso I, para determinar un nuevo intervalo. Si las ΔZ difieren, hacer $\Delta Z_0 = \Delta Z_1$ y regrese al paso I, manteniendo la misma ΔP supuesta.
16. Los cálculos se continúan hasta completar la profundidad del pozo.

4.6 SELECCION DE LA CORRELACION

La predicción de la caída de presión en el flujo a dos fases es tá propensa a errores. Mediciones de la aproximación y precisión son determinados cuando los métodos publicados son usados para la predicción de la caída de presión en el flujo a dos fases y dichas predicciones son comparadas con los valores medidos en campo. De esta manera se determina la eficiencia del método en cuestión.

Un ejemplo de esto fué lo realizado por Baxendell^(10), quien dedujo una correlación para la predicción de la pérdida de presión en el flujo vertical ascendente de mezclas gas-líquido y comparó sus resultados con aquellos obtenidos experimentalmente.

Técnicas más recientes para la verificación de estas correlaciones, consisten en probar un buen número de éstas con datos de campo, y a partir de un análisis, que consiste en seleccionar cuales de las correlaciones producen menor error, generar una nueva correlación que es producto de los métodos finalmente seleccionados, esta técnica fué primeramente utilizada por Griffith y Wallis^(51).

Para seleccionar una correlación que nos permita evaluar la caída de presión en una tubería con una aproximación necesaria en los cálculos ingenieriles, es importante que ésta sea probada con un buen número de datos de campo, diferentes a los que se usaron para su desarrollo. Una selección, como es el caso de la realizada por el investigador Browne^(16) sobre los principales métodos utilizados en el cálculo de la caída de presión para tuberías verticales (Beggs y Brill^(11), Orkiszewski^(89), Aziz y colaboradores^(5)), demostró que el método de Beggs y Brill es el que mejor aproximación dá, cuando se compara los datos calculados con la correlación y los medidos en campo.

A partir del análisis realizado por Browne, se seleccionó la correlación de Beggs y Brill para desarrollar el programa de computadora, el cual se describe en la sección siguiente.

4.6.1 DESCRIPCIÓN DEL PROGRAMA

La tubería está dividida en tramos de aproximadamente el 10% de la longitud total de la misma, la secuencia de cálculo realizada por el programa principal es la siguiente:

1. Lectura de condiciones de alimentación del crudo a la tubería y sus propiedades, así como también la caída de presión que se está suponiendo que deberemos tener en el tramo de tubería considerado.
2. Cálculo del perfil de temperaturas como una función de las propiedades del crudo, características de la tubería, tiempo de explotación, entre otras.
3. El llamado de las subrutinas para proseguir los cálculos es el siguiente.

.PROP

.PAFLU

4. Cálculo del factor de fricción de las dos fases.
5. Cálculo del gradiente de presión.
6. Cálculo de la caída de presión que se tiene en el tramo de tubería considerado.
7. Si la caída de presión calculada no es igual a la caída de presión supuesta más 1.0 psi, entonces la ejecución del programa se envía a la instrucción donde se está calculando la presión de salida ó descarga, de no cumplirse lo anterior el programa tomará el siguiente tramo de tubería y se regresará al paso 2.
8. Una vez que se haya alcanzado la convergencia de cada uno de los tramos, el programa mandará a impresión el número de tramos de tubería así como las propiedades que se tienen en el mismo.

SUBROUTINA PROP

Esta subrutina básicamente se encarga de calcular las propiedades necesarias para evaluar la velocidad de la mezcla, densidad de la mezcla, viscosidad de la mezcla y holdup de la fase líquida, todas ellas bajo condiciones sin deslizamiento.

SUBROUTINA PAPLU

Esta subrutina tiene la función de seleccionar las constantes almacenadas en el BLOCK DATA, para realizar el cálculo del holdup de la fase líquida bajo condiciones con deslizamiento.

El listado de este programa se encuentra en el Apéndice A.2

4.6.2 RESULTADOS

A continuación se presentarán una serie de tablas, donde se podrá contemplar cual es la variación de la caída de presión para una tubería cuya longitud es de 2000 ft, cuando tenemos los siguientes casos.

1. Variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite y diámetro de tubería.
2. Variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas y diámetro de tubería.
3. Variación del diámetro de tubería manteniendo constante tanto el flujo de aceite como de gas.

Q_p (BPD)	Q_g (ft ³ /día)	ΔP_T (lb/in ²)
7000.00	4.240 E6	344.35940
7000.00	5.000 E6	328.64540
7000.00	6.000 E6	311.24920
7000.00	7.000 E6	296.80500

Tabla(4.5) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite(D = 6in)

Q_p (BPD)	Q_g (ft ³ /día)	ΔP_T (lb/in ²)
5300.00	4.240 E6	322.92490
6000.00	4.240 E6	332.45260
6500.00	4.240 E6	338.72220
7000.00	4.240 E6	344.35740

Tabla(4.6) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas(D = 6in)

Q_p (BPD)	Q_g (ft ³ /día)	ΔP_T (lb/in ²)
7000.00	4.240 E6	328.45410
7000.00	5.000 E6	313.03600
7000.00	6.000 E6	294.91480
7000.00	7 000 E6	284.32060

Tabla(4.7) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite(D = 12in)

Q_p (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
5300.00	4.240 E6	304.53130
6000.00	4.240 E6	314.62810
6500.00	4.240 E6	322.30760
7000.00	4.240 E6	328.45410

Tabla(4.8) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas(D = 12in)

Tuberías Inclinadas

5

5.1 INTRODUCCION

En este capítulo se presentan las diversas correlaciones propuestas en la literatura, para llevar a cabo la evaluación de la caída de presión en tuberías en posición inclinada. Todas ellas seguidas de su algoritmo de cálculo el cual permite en forma simple su uso.

Como parte final de este capítulo se presenta la justificación de la correlación seleccionada para mostrar los efectos que se tienen, sobre la caída de presión. Cuando se varían los siguientes parámetros: flujo de gas y líquido, diámetro de la tubería. Dichos efectos se muestran en tablas, cuyos datos se obtuvieron a partir de un programa de computadora en lenguaje FORTRAN IV.

5.2 PATRONES DE FLUJO

Al estudio de los patrones de flujo en tuberías inclinadas no se le ha dado mucha importancia, ya que se considera que estos son una combinación de los patrones de flujo que se presentan en tuberías tanto horizontales como verticales.

5.3 HOLDUP

Guzhev y colaboradores⁽⁴⁷⁾, propusieron que el holdup de la fase líquida con deslizamiento (H_L), puede ser expresado en términos de la fracción volumétrica de líquido a la entrada de la tubería (x_L), y el número de Froude de la mezcla (N_{Frm}). La correlación que finalmente proponen los autores es dada por la siguiente ecuación.

$$H_L = 1.0 - 0.81(1 - x_L)(1 - \exp(2.2 \sqrt{N_{Frm}})) \quad (5.1)$$

Donde

$$N_{Frm} = 0.3727 \frac{U_m^2}{D} \quad (5.2)$$

$$U_m = U_{sg} + U_{sf} \quad (5.3)$$

5.4 CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION

5.4.1 FLANIGAN

Flanigan⁽³⁷⁾ ha propuesto un procedimiento para calcular la caída de presión en tuberías con cambios de pendiente. El método se caracteriza porque la caída de presión total del sistema es la

suma de la caída de presión por elevación en las secciones de tubería donde el flujo es ascendente, es decir:

$$\Delta P_T = \Delta P_f + \Delta P_e \quad (5.4)$$

Caída de Presión por Elevación

Flanigan encontró que las pérdidas de presión por elevación son independientes del ángulo de inclinación y además que la recuperación de presión en las secciones de flujo descendente es despreciable.

Flanigan propuso la siguiente correlación para evaluar este término.

$$\Delta P_e = \frac{g}{g_c} \rho L \sum h_T \quad (5.5)$$

Donde

$\sum h_T$: es la suma (en ft), de la componente vertical de todas las secciones en donde el flujo es ascendente.

Caída de Presión por Fricción

Para evaluar las pérdidas por fricción Flanigan hizo uso de la ecuación de Panhandle^(52), la cual tiene la siguiente forma.

$$\Delta P_f = 7.3890 \times 10^{-12} \frac{\bar{T}^{1.8559} Q_2^{0.8559}}{D^{4.8559}} \left\{ \frac{Q_1}{E} \right\}^{1.8559} \left\{ \frac{\rho_{g,c}}{76.5} \right\}^2 \quad (5.6)$$

Donde

E : es la eficiencia de flujo, la cual se determina de la fig(5.1), como una función de la expresión U_{sg} / μ_x . En este caso el parámetro E_x se calcula con la ec(5.7).

$$R_f = \frac{Q_f}{Q_g} \quad (5.7)$$

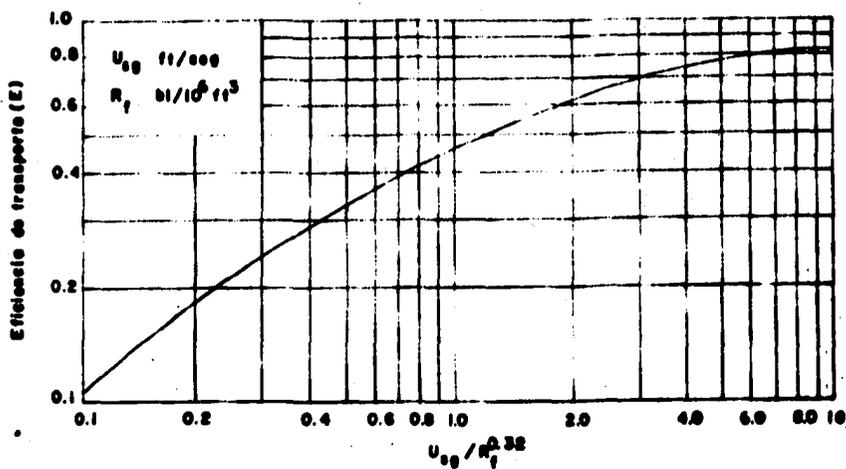


Fig (5.1) Factor de eficiencia de Flujos

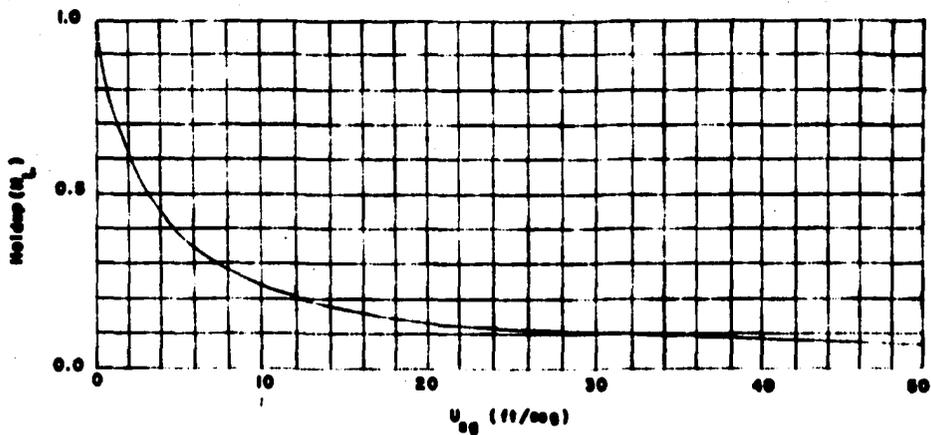


Fig (5.2) Correlación de Flujos para el holdup

Holdup

Para determinar el holdup de la fase líquida que se tiene en cada una de las secciones de la tubería, Flanigan desarrolló una correlación para el holdup (H_L), como una función de la velocidad superficial del gas (U_{sg}), ver fig(5.2). La correlación se obtuvo a partir de los datos de flujo obtenidos en una tubería de 16 in y 25 millas de longitud, en la cual se midieron los gastos y caídas de presión. Con lo que el holdup de la fase líquida se determina de la fig(5.2) ó de la siguiente ecuación.

$$H_L = \frac{1}{1 + 0.3268 U_{sg}} \quad (5.8)$$

Donde

$$U_{sg} = \frac{Q_g (M^0 - R_s) P_c \bar{T} \bar{Z}}{86400 A \bar{P} T_{c,c}} \quad (5.9)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Para una sección dada de tubería, suponga una caída de presión ΔP y calcule la presión media, cabe hacer notar que el sistema se considera como isotérmico.

$$P = P_1 - \frac{\Delta P}{2}$$

2. Determine los siguientes parámetros, R_g , B_o y \bar{Z} .
3. Calcule la velocidad superficial del gas, con la ec(5.9), y la densidad del líquido con la siguiente ecuación.

$$P_L = \frac{305.5 D_{ff} + 0.0764 R_s D_{fg}}{5.6150 B_o}$$

4. Determine el holdup de la fase líquida de la fig(5.2) ó de la ec(5.8), correspondiente a la velocidad superficial del gas.
5. Calcule la caída de presión por elevación con la ec(5.5).
6. Determine el valor de la abscisa de la fig(5.1), y obtenga de esta figura el valor de la eficiencia de flujo (ϵ).
7. Calcule la caída de presión por fricción con la ec(5.6).
8. Calcule la caída de presión total del segmento de tubería con la ec(5.4). Si la diferencia entre la caída de presión calculada y supuesta, es menor ó igual a 2 psi, el procedimiento concluye; sino se cumple, haga entonces $\Delta P_c = \Delta P_g$ y regrese al paso 1.

Nota: Si el sistema de tuberías está compuesto de tramos que pasan por diferentes elevaciones, se recomienda que el procedimiento anterior se aplique para cada uno de ellos.

5.4.2 BONNECASE, ERSKINE Y GRESKOVICH

Bonnescase y colaboradores (15) han desarrollado una correlación para evaluar la caída de presión en tuberías inclinadas, con ángulos que van de -10 a +10. El desarrollo de la correlación fue hecho bajo la premisa de que el patrón de flujo bala (slug) predomina cuando el flujo es ascendente, y el flujo estratificado cuando el flujo es descendente.

La expresión de caída de presión se obtuvo a partir de un balance de energía, y se encontró que existen tres contribuciones.

1. Pérdidas en la zona de mezclado
2. Pérdidas por fricción del líquido
3. Pérdidas por fricción del gas

Los autores consideraron que la caída de presión en la zona de mezclado es despreciable. Aunque esta suposición no es estrictamente correcta, se planteó debido a la escasa información en la literatura respecto a esta contribución. Por otro lado, la caída de presión por fricción del gas también se consideró despreciable ya que se ha demostrado experimentalmente que la caída de presión en la sección transversal de la burbuja es despreciable. Por lo que la caída de presión total sólo depende de las pérdidas por fricción del líquido. La correlación así obtenida tiene la siguiente forma.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = \frac{h_{fc}}{144} \left\{ \rho_L \times \pi \times \frac{g}{9c} + \frac{24 \rho_L f_f U_{ns}^2}{9c D} \right\} \quad (5.10)$$

Donde

$$h_{fc} = \frac{(h_L - h_p)}{(1 - h_p)} \quad (5.11)$$

Factor de Fricción

El factor de fricción involucrado en la ec(5.10) es necesariamente un factor de fricción para el flujo de una sola fase, el cual se correlacionó a partir de datos experimentales.

$$f_f = 0.0048 + \frac{3980}{(N_{ReL})^{1.285}} \quad (5.12)$$

Donde

$$N_{ReL} = \frac{124 D U_m \rho_L}{\mu_f} \quad (5.13)$$

Holdup

La expresión obtenida para esta propiedad es de origen experimental y se caracteriza por tratar la velocidad de la burbuja como la suma de dos componentes; velocidad de flotación y la velocidad sin deslizamiento. Bonnecase desarrolló este concepto para incluir una dirección de flotación, la cual se denotó con la variable F_{df} . Las ecuaciones generadas para esta propiedad son:

Holdup del líquido

$$h_L = 1 - \frac{(1-F_L)}{120 + \frac{0.35(1-(\rho_g/\rho_L))}{F_{df} (N_{FrL})^{0.5}}} \quad (5.14)$$

Donde

$$F_{df} = 0.00 \text{ para flujo horizontal}$$

$$F_{df} = 1.00 \text{ para flujo ascendente}$$

$$F_{df} = -1.0 \text{ para flujo descendente}$$

$$N_{FrL} = \frac{0.3127 U_m^2}{D} \quad (5.15)$$

$$U_m = \frac{(Q_g + Q_L)}{A} \quad (5.16)$$

$$F_L = \frac{Q_g}{(Q_g + Q_L)} \quad (5.17)$$

Holdup de la película

Flujo horizontal

$$h_F = \frac{(C_1 - 1)}{C_1} \quad (5.18)$$

Flujo ascendente y descendente

$$h_p = \frac{1}{3.1416} (\cos^{-1} (1-y) - (1-y) y^{0.5} (2-y)^{0.5}) \quad (5.19)$$

Las variables involucradas en la ec(5.19) se evalúan de la forma siguiente.

$$y = \frac{2 \Delta L}{D} \quad (5.20)$$

$$\frac{U_{tb}}{U_m} = 1.20 + \frac{F_{dt} U_{rb}}{U_m} \quad (5.21)$$

$$U_{rb} = 0.1996 \left\{ \frac{1 - (\rho_f/\rho_c)}{D^3} \right\} \quad (5.22)$$

Criterio de comparación

$$h_p = \left\{ \frac{2 \epsilon_p f_t N_{rrL} F_p}{|\sin \theta|} \right\}^{0.3333} \quad (5.23)$$

$$\epsilon_p = 0.3183 (\cos^{-1} (1-y)) \quad (5.24)$$

$$F_p = \left\{ \left\{ \frac{U_{tb}}{U_m} \right\} (1-h_p) - 1 \right\} F_{dt} \quad (5.25)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Suponga una caída de presión ΔP y con ésta calcule la presión media, cabe hacer notar que el sistema se considera como isotérmico.

$$\bar{P} = P_1 - \frac{\Delta P}{2}$$

2. Determine los siguientes parámetros, f_L , f_G , K_F , a las condiciones medias de presión y temperatura.
3. Calcule el número de Froude del líquido (N_{FrL}) con la ec(5.15) y el número de Reynolds del líquido (N_{ReL}) con la ec(5.13).
4. Con el número de Reynolds, determine el factor de fricción del líquido con la ec(5.12).
5. Cálculo del holdup de la película.
 - a. Suponga una altura de líquido (a_L)
 - b. Con a_L evalúe "y" con la ec(5.20)
 - c. Determine el holdup de la película (h_p) con la ec(5.19)
 - d. Cheque el holdup de la película calculado con la ec(5.19), con el calculado por medio de la ec(5.23).
 - e. Si la diferencia entre ambas determinaciones cae dentro de cierta tolerancia (0.01), habremos determinado el holdup de la película. Pero si no es así, es necesario suponer otro valor de a_L , el cual debe encontrarse dentro del rango siguiente $0 \leq a_L < D$.
6. Calcule el holdup de la fase líquida (h_L) con la ec(5.14).
7. Con h_L y h_p evalúe el parámetro k_{rs} .
8. Determine el gradiente de presión de la ec(5.10), y calcule la Δh_c con la caída de presión supuesta.
9. Comparar la Δh_c con la h_T , si no checan, suponga otra caída de presión, y reemplace h por $h + \Delta h_c$, si este valor es menor que la longitud total (h_T), haga $P_1 = P_2$ y regrese al paso 1.

10. El procedimiento se continúa hasta que se complete la longitud total de la tubería.

5.4.3 BEGGS Y BRILL

A partir de los resultados experimentales obtenidos en el laboratorio, Beggs y Brill⁽¹¹⁾ establecieron que el holdup y el factor de fricción son una función del patrón de flujo y el ángulo de inclinación de la tubería. La ecuación que presentan los autores para calcular la caída de presión total tiene la siguiente forma.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta h} \right\} = \frac{\left\{ \frac{f_{md} \sin \theta}{2} \right\} + \left\{ \frac{f_{rr} \rho_m U_m^2}{0.0679 D} \right\}}{(1 - \beta_c)} \quad (5.26)$$

Caída de Presión por Aceleración

La caída de presión debida a la aceleración de las fases en forma a dimensional involucrada en la ec(5.26) se evalúa con la siguiente expresión.

$$P_{ac} = \frac{U_m U_{32} f_{md}}{144 g_c \rho} \quad (5.27)$$

Todos los demás parámetros involucrados en la ec(5.26) son evaluados con las ecuaciones establecidas por Beggs y Brill, ver la sección(4.5.6), excepto que las variables Ψ y C , involucradas en la ec(4.141), se calculan con las siguientes ecuaciones.

$$\Psi = 1 + C \left\{ \sin(1.8\theta) - \left[\sin \left\{ \frac{1.8\theta}{3} \right\} \right]^3 \right\} \quad (5.28)$$

$$C = (1 - h_L) \ln \left(\alpha h_L^\beta N_{VL}^\gamma N_{FL}^\delta \right) \quad (5.29)$$

Los términos α , β , γ y δ , son determinados de acuerdo al patrón de flujo establecido, ver tabla(5.1).

Tipo de Flujo	Patrón de Flujo	α	β	γ	δ
Ascendente	Segregado	0.0100	-3.7680	3.5390	-1.6140
	Intermitente	2.9600	0.3050	-0.4470	0.0970
	Distribuido		$\psi = 1$		
Descendente	Para todos	4.7000	-0.3690	0.1240	-0.5050

Tabla (5.1)

ALGORITMO DE CALCULO

Este se encuentra descrito en la sección(4.5.6), para este caso el proceso se considera como isotérmico.

5.4.4 GRIFFITH, LAU, HON Y PEARSON

La correlación propuesta por Griffith y colaboradores⁽⁵⁰⁾ es aplicable tanto a tuberías verticales como a inclinadas. La correlación fue elaborada a partir de la utilización de los datos reportados por Sevigny para el flujo en tuberías inclinadas, reconociendo los autores dos patrones de flujo, los cuales son Flujo bala y Flujo anular.

Griffith y colaboradores no consideraron en el desarrollo de la correlación, los efectos de la rugosidad de la tubería, viscosidad del líquido y las pérdidas de energía debido a la aceleración de las fases.

La correlación finalmente propuesta por Griffith y colaboradores está dada por la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta h} \right\} = \frac{L}{144} \left\{ \frac{\rho_m d \sin \theta}{9c} + \tau_f \right\} \quad (5.30)$$

Grupos Adimensionales Propuestos por Griffith y Colaboradores para la Determinación de los Patrones de Flujo

$$N_{VL} = U_{sf} \left\{ \frac{12 \rho_L}{9 D (\rho_L - \rho_g)} \right\}^{0.5} \quad (5.31)$$

$$N_{Vg} = U_{sg} \left\{ \frac{12 \rho_g}{9 D (\rho_L - \rho_g)} \right\} \quad (5.32)$$

$$\bar{L}_a = T + 0.6 \left\{ \frac{\rho_L}{\rho_g} \right\} N_{VL} \quad (5.33)$$

$$L_s = 0.9 + 0.6 N_{VL} \quad (5.34)$$

Patrones de Flujo

Flujo bala.

Este se presenta cuando

$$N_{VL} > 1.5 \text{ y } N_{Vg} > L_s \text{ ó } N_{VL} > 1.5 \text{ y } N_{Vg} < L_s \quad (5.35)$$

Flujo amular

Este se presenta cuando

$$N_{VL} < 1.5 \text{ y } N_{Vg} > L_s \text{ ó } N_{VL} > 1.5 \text{ y } N_{Vg} > \bar{L}_a \quad (5.36)$$

Factor de Fricción**Flujo bala**

$$f = 0.184 N_{Re}^{-0.2} \quad (5.37)$$

Donde

$$N_{Re} = 124 \frac{\rho_m U_m D}{\mu_f} \quad (5.38)$$

Flujo anular

$$f = 0.184 N_{Re}^{-0.2} \quad (5.37)$$

Donde

$$N_{Re} = 124 \frac{\rho_m U_m D}{\mu_f} \quad (5.39)$$

Holdup

Los autores proponen las siguientes ecuaciones para llevar a cabo la determinación del holdup de la fase líquida (H_L), para cada uno de los patrones de flujo por ellos estudiados.

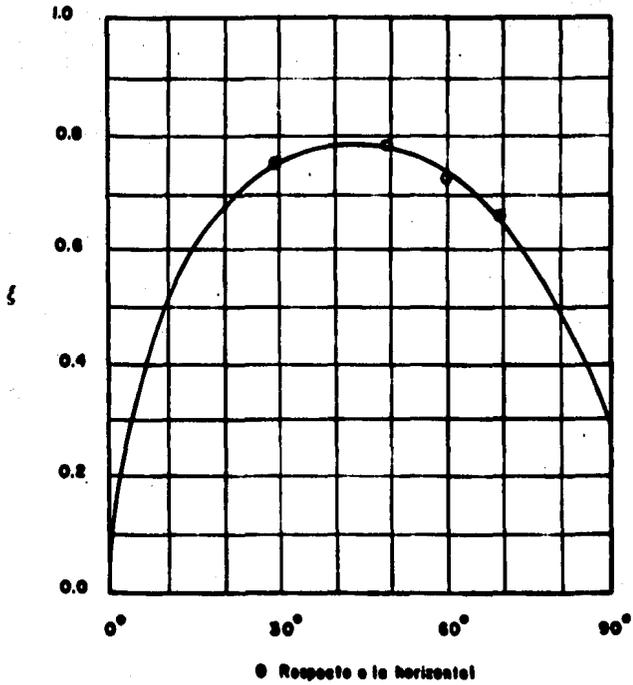
Flujo bala

$$H_L = 1 - \frac{U_{50}}{1.15 (U_{50} - U_{50}) + V_{01}} \quad (5.40)$$

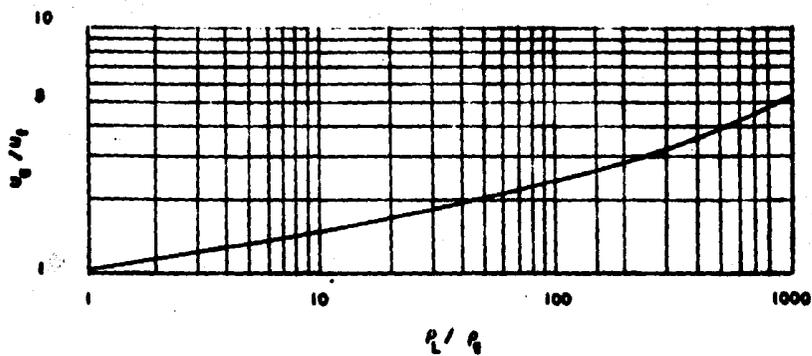
Donde

$$V_{01} = 1.6381 \sqrt{D} \quad (5.41)$$

función del ángulo de inclinación, fig(5.3)



Fig(8.3) Factor de inclinación



Fig(5.4) Factor de desplazamiento

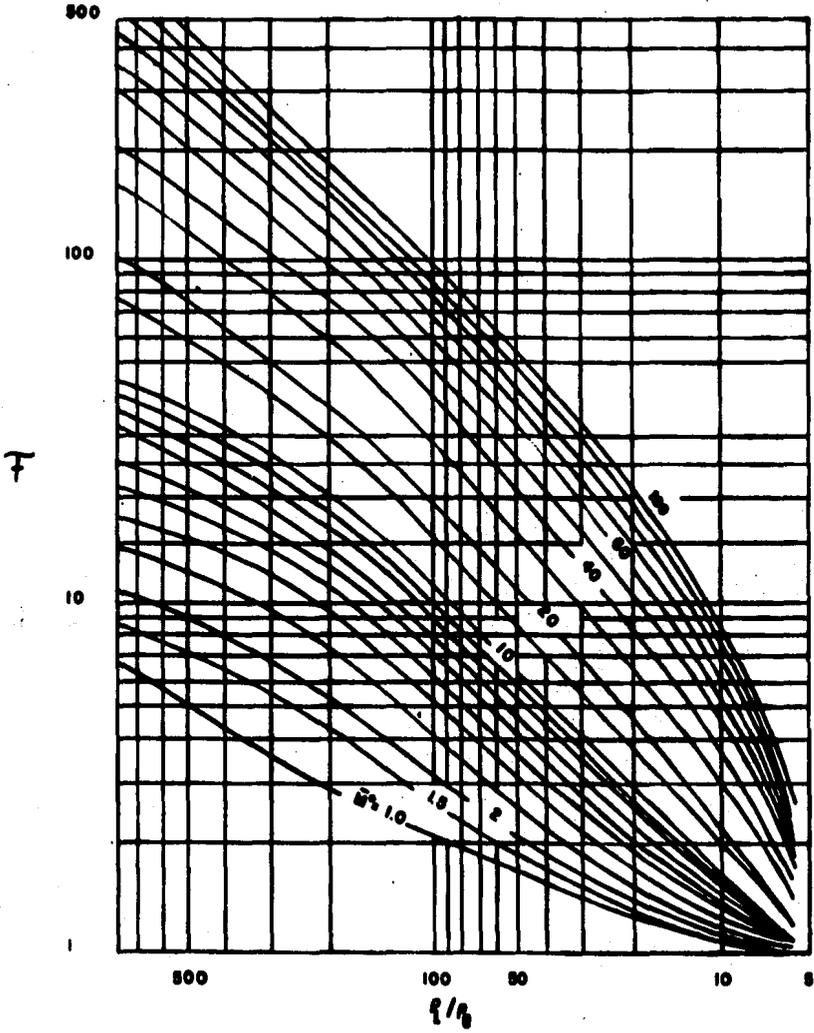


Fig (8.8) Multiplicador de friccion

Flujo anular

$$H_L = 1 - \frac{1}{\left\{ \frac{U_g}{U_f} \right\} \frac{f_g (1 - \bar{M}^2) + 1}{P_L \bar{M}^2}} \quad (5.42)$$

Donde

(U_g / U_f): se determina haciendo uso de la fig(5.4)

Gradiente Debido a la Fricción

Las expresiones que se mencionan a continuación, son válidas para ambos flujos.

$$\tau_f = \frac{f_m U_m R_L}{0.1687 \rho_c D} \quad (5.43)$$

Donde

$$R_L = \frac{f_m}{P_L} \tau \quad (5.44)$$

τ : multiplicador de fricción, se obtiene de la fig(5.5).

ALGORITMO DE CALCULO

1. Suponga una caída de presión ΔP , y evalúe la presión promedio, cabe hacer notar que el sistema se considera como isotérmico.

$$\bar{P} = P_I - \frac{\Delta P}{2}$$

2. Determine los siguientes parámetros, f_L , f_g , U_{sf} , U_{sg} , U_m .
3. Calcule los siguientes parámetros adimensionales, para determinar el patrón de flujo, N_{vL} , N_{vG} , L_2 y L_3 .

4. Establezca el patrón de flujo con los parámetros antes evaluados.
5. Determine la densidad de la mezcla de acuerdo con el patrón de flujo.
6. Determine el gradiente de presión por fricción con la ec(5.43).
7. Determine el gradiente de presión total con la ec(5.30).
8. Con la caída de presión supuesta y el gradiente de presión total calcule el incremento de longitud correspondiente.
9. Comparar la Δh_c con la h_T , si no checan suponga otra caída de presión y reemplace h por $h + \Delta h$, si este valor es menor que la longitud total (h_T), haga $P_1 = P_2$ y regrese al paso I.
10. El procedimiento continúa hasta que se complete la longitud total de la tubería.

5.5 SELECCION DE LA CORRELACION

Las correlaciones que se presentan en esta sección, como se puede observar en su breve descripción, son aplicables a ciertos patrones de flujo y ángulos de inclinación, tal es el caso de Bonnacase y colaboradores quienes desarrollaron su correlación bajo la premisa de la existencia de los patrones de flujo bala y estratificado para cuando se tiene flujo ascendente y descendente respectivamente. Por lo que respecta a Griffith y colaboradores sucede lo mismo que lo anterior, aunque esta correlación es aplicable a los patrones bala y anular. El caso de la correlación de Beggs y Brill no es tan restrictivo en cuanto al número de patrones de flujo, pero existe el inconveniente

que ésta es aplicable a una sola sección de tubería. En conclusión la correlación de Flanigan es la que será seleccionada para llevar a cabo la elaboración del programa de computadora.

Dentro de las principales ventajas con las que cuenta esta correlación se puede mencionar que es aplicable a cualquier número de secciones de tubería, no importando el ángulo de inclinación en el cual se encuentre cada una de estas, no involucra el patrón de flujo que se tiene en un momento dado en la tubería así, para reforzar esta selección, se hace notar que a nivel industrial es la correlación que se sigue utilizando para calcular la caída de presión que se tiene en los sistemas de transporte de mezclas gas-aceite a grandes distancias, involucrándose en estas secciones de tubería ángulos de inclinación variable.

5.5.1 DESCRIPCIÓN DEL PROGRAMA

Si la línea de transporte está constituida por " N " secciones de tubería, entonces el programa se encarga de leer las características de la primera sección, posteriormente para iniciar los cálculos, el programa realiza la lectura de los datos de presión de alimentación, caída de presión supuesta, flujo de gas y de aceite entre otras variables, haciéndose notar que esta lectura se hará en formato libre para facilitar la entrada de los mismos y no tener la necesidad de hacer ajustes de campo.

Posteriormente el programa calcula las propiedades necesarias para obtener la velocidad superficial de la fase gaseosa y el hodop de la fase líquida bajo condiciones con deslizamiento.

Una vez calculada la velocidad superficial del gas y la relación de flujos, se lleva a cabo el cálculo de la eficiencia de la tubería para obtener la presión que tendremos a la salida de la sección de tubería considerada, posteriormente se calcula la caída

Características de cada una de las secciones de tubería

No Sección	Longitud de la tubería (metros)	Componente vertical (Ft)
1	3.3900	311.0
2	2.1000	204.0
3	13.1700	1002.0
4	5.4200	371.0
5	26.1900	2003.0

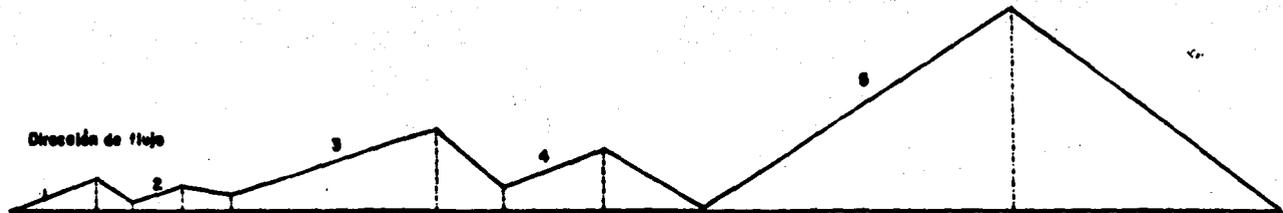


Fig.(5.6) Topografía de la línea de transporte

de presión debido a la elevación y la fricción. La caída de presión total es la suma de las caídas de presión antes calculadas. Este dato es comparado con la caída de presión supuesta, y si la diferencia de estas se encuentra dentro de una tolerancia (0.10 psi), entonces el programa manda a impresión las condiciones que se tienen en esa sección de tubería considerada, en caso contrario la caída de presión calculada se hace igual a la supuesta y se inician nuevamente los cálculos.

La descripción arriba mencionada se hace tantas veces como número de secciones de tubería existan, cabe hacer notar que la presión de salida de la primer sección de tubería será la presión de alimentación de la segunda sección, y así sucesivamente. Esta consideración se hace debido a que Flanigan en su desarrollo de la correlación encontró que la recuperación de presión en los tramos de tubería con flujo descendente es despreciable.

El listado de este programa se encuentra en el Apéndice A.3

5.5.2 RESULTADOS

Para tener una mejor visualización de los resultados obtenidos por el programa, la Fig(5.6) muestra el esquema de las diferentes secciones de que está compuesta la línea de transporte.

En las Tablas(5.2 a 5.7), se puede observar cual es la variación de la caída de presión cuando tenemos los siguientes casos.

1. Variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite y diámetro de tubería.
2. Variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas y diámetro de tubería.

3. Variación del diámetro de tubería manteniendo constante tanto el flujo de aceite como de gas.

Q_o (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
17000.0	12.300 E6	349.52940
17000.0	14.060 E6	371.94780
17000.0	26.870 E6	602.56100
17000.0	28.000 E6	627.10730

Tabla(5.2) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite(D = 16in)

Q_o (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
17000.0	26.870 E6	602.56240
19390.0	26.870 E6	565.00000
26110.0	26.870 E6	484.85600
31060.0	26.870 E6	441.40370

Tabla(5.3) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D = 16in)

Q_p (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
17000.0	12.300 E6	199.7306
17000.0	14.060 E6	379.1250
17000.0	26.870 E6	495.4495
17000.0	28.000 E6	508.8138

Tabla(5.4) Caída de presión como una función de la variación de flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite(D = 20in)

Q_p (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
17000.0	26.870 E6	480.93760
19390.0	26.870 E6	449.02300
26110.0	26.870 E6	385.62470
31060.0	26.870 E6	351.76360

Tabla(5.5) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas(D = 20in)

Q_p (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
17000.0	12.300 E6	120.1254
17000.0	14.060 E6	149.5810
17000.0	26.870 E6	359.3140
17000.0	28.000 E6	371.2340

Tabla(5.6) Caída de presión como una función de la variación del flujo del gas manteniendo constante el flujo de aceite(D = 24in)

Q_p (BPD)	Q_g (ft ³ /dia)	ΔP_T (lb/in ²)
17000.0	26.870 E6	359.31280
19390.0	26.870 E6	333.04600
26110.0	26.870 E6	286.39340
31060.0	26.870 E6	262.12350

Tabla(5.7) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D = 24in)

Patrones de Flujo de Transición

6

6.1 INTRODUCCION

La predicción de los patrones de flujo de transición para mezclas gas-líquido en tuberías horizontales, verticales e inclinadas, es un problema que aún no ha sido completamente resuelto. Una típica aproximación ha sido la de graficar las fronteras de transición observadas experimentalmente en planos bidimensionales. Las coordenadas utilizadas se han seleccionado más ó menos de manera arbitraria, tal es el caso de Spedding y Nguyen⁽¹¹²⁾, que correlacionaron sus datos en términos de los grupos adimensionales siguientes - $\sqrt{(U_g / \sqrt{gD})}$ y (U_{sf} / U_{sg}) , la falta de bases teóricas para su selección ha limitado su aproximación y consecuentemente su generalización. Los mapas generalizados de patrones de flujo son una representación gráfica de las fronteras que delimitan la transición de un patrón a otro. Los mapas son preparados a partir de datos obtenidos experimentalmente, haciendo uso de un tamaño y tipo de tubería, así como de un fluido con ciertas propiedades, pero no necesariamente son válidos para otros tamaños de tubería u otros fluidos. Además los mapas que se encuentran reportados en la literatura técnica, presentan una pobre aproximación entre ellos mismos. Parte del problema surge de la falta de similaridad en la descripción y clarificación de los patrones de flujo y la subjetividad del observador, pues el flujo es frecuentemente caótico y difícil en su descripción. Por lo que para corregir la interpretación y la predicción de las condiciones a las cuales se espera la transición, es esencial para el entendi

ento del mecanismo por el cual la transición de un patrón de flujo a otro tiene lugar.

En este Capítulo se presentan modelos físicos que describen la transición de un patrón de flujo a otro en tuberías horizontales⁽¹¹⁸⁾, verticales en sus dos modalidades (ascendente⁽¹¹⁷⁾ y descendente⁽⁹⁾), y finalmente para inclinadas (con flujo descendente⁽⁸⁾), dichos modelos pueden ser usados para la construcción de mapas generalizados de patrones de flujo, utilizando como coordenadas las velocidades superficiales de ambas fases, es decir, U_{sg} vs U_{sf} .

6.2 FLUJO HORIZONTAL

6.2.1 METODO DE TAITEL Y DUKLER

Taitel y Dukler⁽¹¹⁸⁾ han propuesto una serie de correlaciones - para determinar cuando se da la transición de un patrón a otro. En su análisis ellos han considerado cinco patrones de flujo los cuales son:

1. Flujo estratificado (S')
2. Flujo ondulado (W)
3. Flujo intermitente, tipo picos (S)
4. Flujo anular disperso (AD)
5. Flujo burbuja dispersa (DB)

Dado que en las ecuaciones propuestas por ellos se involucra el holdup de la fase líquida, han planteado el siguiente método para su evaluación.

- a. Determinación de X

$$X^2 = \frac{\left\{ \frac{4C_L}{D} \right\} \left\{ \frac{U_{gr} D}{\delta_L} \right\}^{-n_0} \left\{ \frac{\rho_L U_{gr}^2}{2} \right\}}{\left\{ \frac{4C_g}{D} \right\} \left\{ \frac{U_{sg} D}{\delta_g} \right\}^{-m} \left\{ \frac{\rho_g U_{sg}^2}{2} \right\}} \quad (6.1)$$

Donde

Para flujo turbulento:

$$C_g = C_L = 0.0460$$

$$n_0 = m = 0.2000$$

Para flujo laminar:

$$C_g = C_L = 16.000$$

$$n_0 = m = 1.0000$$

b. Determinación de Y

$$Y^2 = \frac{(\rho_L - \rho_g) g \sin \theta}{(4C_g / D) (U_{sg} D / 12 \delta_g)^{-m} (\rho_g U_{sg}^2 / 2)} \quad (6.2)$$

c. Con X e Y obtener de la fig(6.1) la relación $a_L / D = a_L'$

A continuación se dan los criterios que deberán cumplirse para que se dé la transición de un patrón de flujo a otro.

Transición de Flujo Estratificado a Flujo Intermitente ó Anular Disperso

Un gran número de estudios analíticos y experimentales han demostrado que para un amplio rango de condiciones de flujo, el primer patrón que se presenta es el estratificado, y a medida que van variando las velocidades del líquido ó del gas van apareciendo diversos patrones de flujo, por lo que al cambio de un patrón a otro se le conoce como transición, debido a esto, el análisis se inicia con la transición de flujo estratificado.

La transición de flujo estratificado a intermitente ó anular disperso, se presenta cuando las condiciones son tales que la amplitud

de la onda desarrollada sobre la superficie del líquido es finita. Por lo que el criterio de transición de un patrón a otro es el siguiente.

$$l \leq N_{Firmo} \left\{ \frac{1}{C_2} \frac{(U_g^2 (1 - (2\alpha_L^2 - 1)^2)^{0.5})}{A_g} \right\} \quad (6.3)$$

Donde

$$N_{Firmo} = \left\{ \frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right\}^{0.5} \left\{ \frac{3.4641 U_{sg}^3}{(D g \cos \theta)^{0.5}} \right\} \quad (6.4)$$

$$C_2 = (1 - \alpha_L^2) \quad (6.5)$$

$$U_{sg} = \frac{Q_g}{A} \quad (2.4)$$

$$U_g^2 = \frac{A}{A_g} \quad (6.6)$$

$$A_g = 0.25 (\cos^{-1}(2\alpha_L^2 - 1) - (2\alpha_L^2 - 1)(1 - (2\alpha_L^2 - 1)^2)^{0.5}) \quad (6.7)$$

Note que todos los términos involucrados en la ec(6.3) son función de la relación Q_L/D la cual a su vez es una función únicamente de los grupos adimensionales X e Y , tal como se muestra en la fig(6.1). De tal forma que esta transición es únicamente determinada por los grupos adimensionales X , Y y F . Pero se puede tener el caso en que se especifique, por ejemplo, un valor determinado de Y , con lo que el proceso de transición sólo será una función de X y F , lográndose así que puedan ser graficados en un mapa bidimensional generalizado. La frontera denotada por la letra A en la fig(6.1), muestra la curva que describe la relación entre X y F , la cual satisface la ec(6.3).

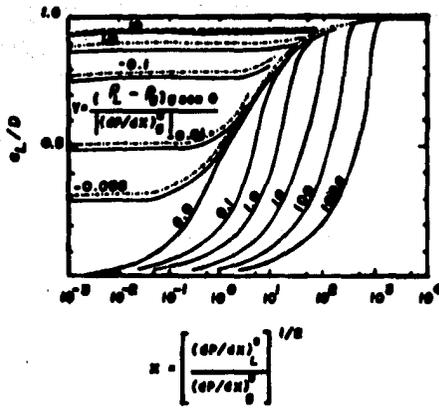


Fig (8.1) Nivel del líquido en equilibrio para flujo estratificado (líquido turbulento, gas turbulento ó laminar)

	Líquido	Gas
——	turbulento	turbulento
-----	turbulento	Laminar

Transición de Flujo Intermitente a Flujo Anular Disperso

La ec(6.3) presenta el criterio bajo el cual las ondas finitas aparecen sobre la superficie del líquido estratificado, las cuales se espera que se desarrollen. Dos patrones de flujo toman lugar - cuando se desarrollan. El flujo pico estable puede formarse cuando el flujo de líquido es grande comparado con el del gas, pero cuando el nivel es inadecuado, la onda choca contra la pared del tubo - tomando su lugar el flujo anular ó anular neblina. Esto sugiere - que el flujo anular intermitente presenta un desarrollo dependiente sólo del nivel del líquido en el flujo estratificado inicial, por lo que cuando el nivel del líquido en la tubería está arriba del - centro de la misma, el flujo intermitente se desarrollará. Pero si $a_1/D < 0.5$, se dará el flujo anular ó anular disperso.

Si el nivel del líquido está arriba del centro de la tubería, la cresta de la onda alcanzará la parte superior de la misma por lo que la depresión crece al fondo de está, generándose el flujo pico.

Ahora, si el nivel del líquido está abajo de la línea central, la formación del flujo pico es imposible.

Dado que la transición toma lugar a un valor constante de X , entonces se caracteriza el cambio en el régimen para algún valor de Y (ver fig(6.1)). Para tuberías horizontales se tomó un valor de $X = 1.6$, y se graficó en la fig(6.2), el cual está representado por la curva B. Note que la localización de esta curva ahora define dos posibles transiciones; en un movimiento transversal se alcanza el límite A, por lo que se pasa de estratificado a intermitente, para valores mayores de $X = 1.6$. Similarmente se pasa de estratificado a anular disperso para valores menores de $X = 1.6$.

Transición de Flujo Estratificado a Flujo Ondulado

La región designada arriba como régimen estratificado incluye

dos subregiones que son: estratificado y ondulado. En este caso las ondas son causadas por el flujo de gas, bajo condiciones donde la velocidad del mismo es insuficiente, tal que permita su formación.

El criterio de transición entre estos dos patrones de flujo es:

$$Q > \frac{2}{(U_{sf} S)^{0.5} U_{sg}} \quad (6.8)$$

Donde

Q : es el producto del número de Froude modificado y el cuadrado de la raíz del número de Reynolds superficial del líquido.

$$Q^2 = (N_{F_{\text{mod}}} N_{Re})^2 = (\rho U_{sg}^2 / (\rho_L - \rho) D^3 \sin \theta) (D U_{sf} / \mu_L) \quad (6.9)$$

$$U_{sf} = \frac{Q_f}{A} \quad (6.10)$$

$$U_f^2 = \frac{A}{A_f} \quad (6.11)$$

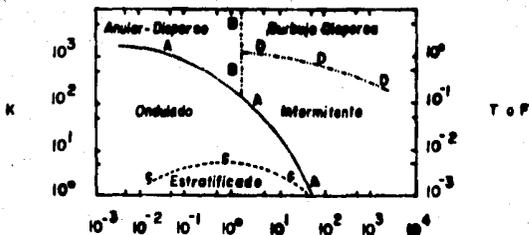
$$A_f = 0.25 (3.1416 - \cos^{-1}(2a^2 - 1) + (2a^2 - 1)(1 - (2a^2 - 1)^2)^{0.5}) \quad (6.12)$$

Así la transición entre el flujo estratificado y el flujo ondulado depende de los parámetros X , K e Y . Para una inclinación dada, la dependencia se transforma sólo a dos parámetros, que son X y K .

Las relaciones que satisfacen la ec(6.8) pueden ser graficadas, como se muestra en la fig(6.2). La curva C muestra los resultados para $Y = 0$, cuando $S = 0.01$.

Transición de Flujo Burbuja Dispersa a Flujo Intermitente

Para valores de X (ver fig(6.2)) a la derecha de la frontera A y B se tiende a formar el flujo en forma de picos y burbuja de gas adyacente. A altas velocidades de líquido y bajas velocidades



Curve	A y B	C	D
Coordenadas	F vs X	K vs X	T vs X

$$X = \left| \frac{(dP/dx)_{cl}}{(dP/dx)_{cg}} \right|^{1/2} \quad F = \left| \frac{u_{cg}}{(D \cos \theta)^{1/2}} \right| \left| \frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right|^{1/2}$$

$$T = \left| \frac{(L/dP/dx)}{(\rho_L - \rho_g) \theta \cos \theta} \right|^{1/2} \quad K = \left| \frac{u_{cg}^2 u_{cl} \rho_g}{(\rho_L - \rho_g) \theta \nu_L \cos \theta} \right|^{1/2}$$

Fig (6.2) Mapa generalizado de patrones de flujo e dos fases para tuberías horizontales

del gas, el nivel del líquido en equilibrio se aproxima a la parte superior de la tubería, como se manifiesta en la fig(6.1). Por lo tanto, es tal la velocidad del gas que tiende a mezclarse con el líquido, lo cual sugiere que la transición a flujo burbuja dispersa to me lugar cuando la fuerza de flotación del gas se ejerza sobre las burbujas, tales que estas tiendan a ocupar la parte superior de la tubería.

El criterio de transición para este patrón de flujo es.

$$B_f^2 > \left\{ \frac{8A_g}{S_i^2 (u_f^2)^2 (u_f^2 D_L^2)^{-n_0}} \right\} \quad (6.13)$$

Donde

$$S_i^2 = (1 - (2\alpha_L^2 - 1)^2)^{0.5} \quad (6.14)$$

$$D_L^2 = \frac{4A_f}{S_L^2} \quad (6.15)$$

$$S_L^2 = 3.1416 \cdot \cos^{-1}(2\alpha_L^2 - 1) \quad (6.16)$$

$$B_f = \frac{\left\{ \frac{4BC_L}{D} \right\} \left\{ \frac{U_{sf} D}{12\mu_L} \right\}^{-n_0} \left\{ \frac{\rho_L U_{sf}^2}{\rho} \right\}}{(\rho_L - \rho_g) g \cos \theta} \quad (6.17)$$

Descripción del Mapa Generalizado de Patrones de Flujo

El mapa generalizado de patrones de flujo para el caso de tuberías horizontales ($Y = 0$) se muestra en la fig(6.2). La curva A representa la transición de flujo estratificado a flujo intermitente ó flujo anular, la curva tiene por coordenadas F vs X . La cual muestra los pares de puntos $F - X$ que satisfacen la ec(6.3). Así, todos los valores de X a la izquierda de la curva representa las condiciones bajo las cuales existe el flujo estratificado.

La curva B representa la transición de flujo anular disperso a flujo intermitente ó flujo burbuja dispersa. Esto ocurre a un valor constante de X , el cual resulta del argumento de que las ondas crecen cuando el suministro de líquido es suficiente para formar un pico, sólo cuando $h_L/D = 0.5$, y abajo de este valor se presenta una configuración anular.

La curva C representa la transición de flujo estratificado a flujo ondulado. La cual se obtiene de graficar valores de K vs X que satisface la ec(6.8).

La curva D indica la transición entre el flujo intermitente y el flujo burbuja dispersa, y representa las condiciones donde las fluctuaciones de turbulencia en el líquido vienen a igualar a las fuerzas de flotación, las cuales tienden a hacer que el gas suba a la parte superior de la tubería. La curva muestra los puntos $T - X$ que satisfacen la ec(6.13). Todos los valores de T abajo de la curva representan condiciones donde la turbulencia es insuficiente para mantener el mezclado del gas y la forma alargada de las burbujas del mismo que caracteriza el flujo intermitente.

T' puede ser considerado como la relación de fuerzas de turbulencia y gravedad que actúan sobre el gas.

Los términos en la ec(6.13) sólo dependen de h_L/D y a su vez estos de X e Y .

Para valores específicos de Y , una representación en dos dimensiones es posible, usando como coordenadas X y T' . La frontera para establecer la transición, se hizo con $Y = 0$ y graficando T' vs X . De lo cual resulta la curva D, que muestra la transición de patrón de flujo de burbuja dispersa a flujo intermitente.

6.3 FLUJO VERTICAL

6.3.1 METODO DE TAITEL, BARNEA Y DUKLER (Flujo Ascendente)

Los modelos físicos presentados por Taitel y colaboradores⁽¹¹⁷⁾ para flujo vertical ascendente de mezclas gas-líquido, se basan en una técnica similar a la propuesta por Taitel y Dukler⁽¹¹⁸⁾.

Mecanismos de Transición

El orden para predecir las condiciones bajo las cuales la transición de un patrón de flujo a otro se lleva a cabo, es esencial para el entendimiento de los mecanismos físicos por los cuales tales transiciones ocurren. Por este medio, la influencia de las propiedades del fluido y el tamaño de la tubería, así como las relaciones de flujo, pueden ser tomadas en consideración en las ecuaciones resultantes. Las ecuaciones así obtenidas pueden ser aplicadas en forma general, sin la necesidad de un proceso ó reglas de escalamiento.

A continuación se da la descripción de las diferentes fronteras de transición estudiadas por Taitel y colaboradores⁽¹¹⁷⁾, dando sus respectivas expresiones para su determinación.

Transición a Flujo Burbuja Dispersa

Las condiciones de transición a flujo burbuja dispersa, se observaron a bajas velocidades de flujo de gas, requiriendo para el flujo bala un proceso de aglomeración de burbujas. Sin embargo, conforme la velocidad del líquido se incrementa, las fluctuaciones turbulentas asociadas con el flujo pueden causar el rompimiento de las burbujas alargadas formadas como resultado de la aglomeración. Si este rompimiento es lo suficientemente intenso como para prevenir la aglomeración, entonces el patrón de flujo de burbuja

dispersa puede ser mantenido. Así la expresión que nos permite determinar esta frontera está dada por la siguiente ecuación.

$$U_{sf} + U_{sg} = 0.7991 \left\{ \frac{D^{0.429} (\sigma_f / \rho_L)^{0.089}}{\delta_L} \left\{ \frac{g(\rho_L - \rho_g)^{0.446}}{\rho_L} \right\} \right\} \quad (6.18)$$

Transición de Flujo Burbuja a Flujo Bala

A bajas velocidades de flujo de líquido y de gas, el flujo burbuja es caracterizado por la aparición de pequeñas burbujas, cuyo movimiento es zigzagueante y toma la forma de una burbuja alargada, similar a la burbuja del tipo Taylor.

Con el incremento de la velocidad del gas, la densidad de la burbuja aumenta y se alcanza un punto donde las burbujas dispersas forman una especie de paquete, ocasionando colisiones entre ellas mismas. Por lo que la aglomeración de burbujas causa la formación de burbujas alargadas, esto trae como consecuencia la transición de flujo burbuja a flujo bala.

Los datos publicados en la literatura establecen que el holdup del gas (h_g) en el flujo burbuja raramente excede a 0.35. Normalmente el holdup del gas es menor a 0.20 y la aglomeración raramente es observada⁽¹¹⁷⁾.

Así, a velocidades de flujo suficientemente bajas tales que propicien el rompimiento de las burbujas debido a la baja turbulencia, el criterio para la transición de flujo burbuja a flujo bala, está dada por la siguiente ecuación.

$$U_{sf} = 3.0 U_{sg} - 0.249 \left\{ \frac{g(\rho_L - \rho_g) \sigma_f}{\rho_L^2} \right\}^{0.25} \quad (6.19)$$

Una vez que las propiedades del fluido hayan sido evaluadas, la frontera de transición puede ser obtenida a partir de un gráfico bidimensional utilizando la ec(6.19), teniendo como coordenadas las

velocidades superficiales de ambas fases, es decir, U_{sg} vs U_{sf} . Tal frontera es mostrada en la fig(6.3) para el sistema aire - agua, ésta frontera es denotada con la letra A, siguiendo el mismo procedimiento, pero ahora utilizando la ec(6.18), se genera la frontera de transición a flujo burbuja dispersa, por arriba de la cual el flujo bala desaparece, está frontera es denotada con la letra B.

Transición de Flujo Bala a Flujo Agitado

El flujo bala, el cual se desarrolla a partir del flujo burbuja cuando la velocidad de flujo se incrementa a tal grado que se da lugar a la aglomeración de las burbujas formando paquetes compactos, a partir de este punto se da la aparición de burbujas del tipo Taylor las cuales si el proceso de aglomeración continúa ocuparán la mayor parte de la sección transversal de la tubería, siendo separadas axialmente por paquetes de líquido, en los cuales pequeñas burbujas de gas se encuentran dispersas. El líquido confinado entre las burbujas y la pared de la tubería fluye alrededor de las burbujas como una película descendente.

Conforme la velocidad de la bala de gas se va incrementando ligeramente, la transición a flujo agitado (churn) tiene lugar. La identificación de la transición de flujo bala a flujo agitado es difícil debido a la confusión en su descripción. Algunas veces el flujo agitado se identifica sobre la base de la aparición de la espuma cercana a la región gaseosa, al cual se le conoce como patrón de flujo espuma. Otros autores asocian al flujo agitado con la inestabilidad de la película de líquido adyacente a la burbuja de Taylor. Para este caso Taitel y colaboradores⁽¹¹⁷⁾ caracterizaron el flujo agitado como la condición donde se observa un movimiento oscilatorio del líquido.

En el flujo bala, el líquido que se localiza entre las dos burbujas de Taylor se mueve a una velocidad constante, mientras que en

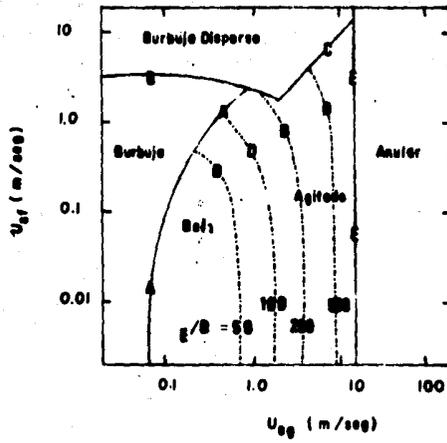


Fig (6.3) Mapa de patrones de flujo para tuberías verticales Aire-Agua ($D = 8$ cm)

el flujo agitado, el paquete de líquido es también pequeño para poder soportar un puente de líquido estable entre las dos burbujas de Taylor. La película de líquido que desciende alrededor de la burbuja, penetra en el fondo del paquete de líquido creando una agitación considerable de la mezcla, en este punto el paquete de líquido se desintegra, teniendo un flujo de apariencia caótica. El líquido reg acumulado en el nivel inferior pasa al siguiente donde la continuidad del líquido es reestablecida y entonces la burbuja de gas asciende. Así, se observa un movimiento oscilatorio del líquido, el cual se considera como una característica de la identificación del flujo a gitado.

Cuidadosas y repetidas observaciones del patrón de flujo bala en secciones de prueba, utilizando tuberías de 5 y 2.5 cm de diámetro, sugieren un mecanismo diferente al indicado anteriormente. Estas observaciones muestran que el flujo agitado entra a una región donde el fenómeno asociado con la existencia del flujo bala toma lu gar a lo largo de la tubería, esto ocurre siempre y cuando se observe este. Además de la existencia en la cual la agitación se observa antes de que el flujo bala estable se haya alcanzado, depende de las relaciones de flujo y del tamaño de la tubería.

En la práctica todas las tuberías son de longitud finita, esto puede ser utilizado para suministrar alguna estimación de la longitud arriba de la cual el flujo agitado predomina. Con este objetivo Taitel y colaboradores^(117) desarrollaron un método para el cálculo de la longitud de entrada requerida para obtener el flujo bala estable.

La fig(6.4), muestra el modelo del flujo bala, en donde dos burbujas de Taylor ascienden en una tubería vertical, separadas por regiones de líquido que contienen pequeñas burbujas de gas dispersas. Las burbujas de Taylor ascienden a una velocidad (U_{Tg}). El líquido confinado entre las dos burbujas se mueve a una velocidad promedio ascendente (U_{ab}), mientras que la película adyacente a las burbujas fluye como si ésta descendiera libremente a una velocidad (U_{pe}).

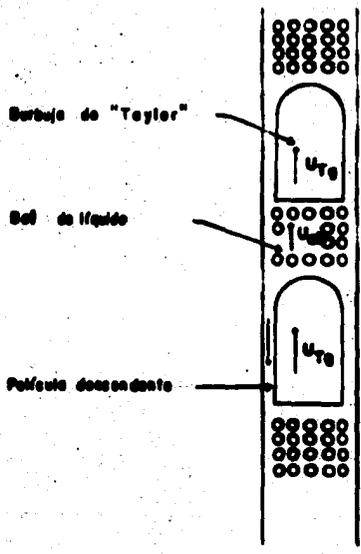


Fig (8.4) Geometria del flujo Bubb

Posteriormente el flujo bala se desarrolla cuando el holdup de transición (H_T) alcanza un valor de 0.25. Por lo que la expresión que nos permite determinar la velocidad de la burbuja de Taylor, dada por Nicklin⁽¹¹⁷⁾, es:

$$U_{19} = \left\{ \frac{(1.2U_m / (1 - H_T) + 0.10(90)^{0.50})}{(1 + (1.2H_T / (1 - H_T)))} \right\} \quad (6.20)$$

Donde

$$U_m = U_{55} + U_{59} \quad (6.21)$$

Finalmente la ecuación propuesta por Taitel y colaboradores⁽¹¹⁸⁾ para la determinación de la frontera de transición de flujo bala a flujo agitado es:

$$\frac{L_E}{D} = 122.98 \frac{U_{19}}{(90)^{0.50}} \quad (6.22)$$

Sustituyendo la ec(6.20) en la ec(6.22) para $H_T = 0.25$, obtenemos la ecuación con la cual se generará la frontera de transición de flujo bala a flujo agitado.

$$\frac{L_E}{D} = 3.3853 \left\{ \frac{U_m}{(90)^{0.5}} + 0.220 \right\} \quad (6.23)$$

La solución de la ec(6.23) para el sistema aire-agua a bajas presiones y diversos valores de L_E / D (L_E no es otra cosa que la longitud de tubería requerida para alcanzar el flujo bala estable, a partir del cual se presenta el flujo agitado) se muestra en las figs(6.3 y 6.5) para tuberías cuyo diámetro son de 2.5 y 5 cm respectivamente, las curvas (fronteras de transición) así obtenidas, son designadas por la letra D. Cabe hacer notar que las curvas D delimitan la frontera de transición entre el flujo bala y el flujo agitado, el cual termina sobre la curva A, (ver fig(6.3)).

Transición a Flujo Anular

A altas velocidades de flujo de gas, se inicia el flujo anular,

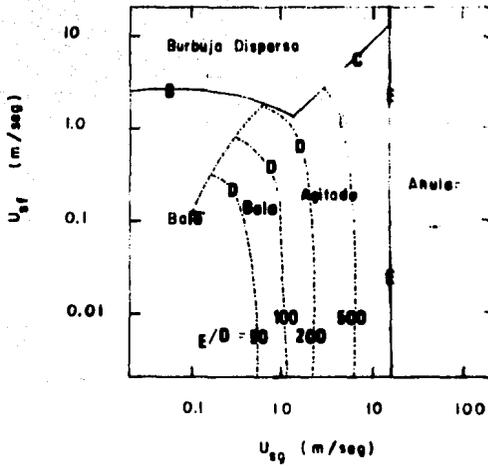


Fig (6.5) Mapa de patrones de flujo para tuberías verticales Aire-Agua ($D=2.5$ cm)

en el cual la película de líquido fluye ascendentemente en los alrededores de la tubería, y el gas fluye en el centro de la misma transportando pequeñas gotas de líquido. La superficie de la película es ondulada y las ondas tienden a diverger, entrando en el centro del núcleo de gas gotas de líquido. El líquido se mueve ascendentemente, debido a las fuerzas interfaciales y a la forma de arrastre de las ondas y de las gotas de líquido, Taitel y colaboradores⁽¹¹⁷⁾ sugieren que el flujo anular puede existir a menos que la velocidad del gas sea lo suficientemente grande para levantar las gotas. Cuando la velocidad del gas es insuficiente, las gotas caen al fondo de la tubería provocando la acumulación y la posterior formación de un puente de líquido, originándose el flujo agitado ó el flujo bala.

La velocidad mínima del gas requerida para suspender las gotas de líquido, está dada por la siguiente ecuación.

$$U_{mq} = 0.6689 \left\{ \frac{(\sigma_f g (\rho_L - \rho_g))^{0.25}}{\rho_g^{0.5}} \right\} \quad (6.24)$$

La velocidad del gas dada por la ec(6.24) puede predecir el valor mínimo, abajo del cual el flujo anular estable puede no existir.

La principal característica del flujo anular observada por Taitel y colaboradores, es que el espesor de la película es pequeño y su superficie completamente lisa para velocidades de flujo de líquido relativamente altas. Como una buena aproximación la velocidad mínima del gas (U_{mg}), puede ser reemplazada por la velocidad superficial del gas (U_{sg}), por lo que la ecuación que nos permite obtener la frontera de transición es.

$$N_{Ku} = \frac{U_{sg} \rho_g^{0.5}}{(\sigma_f g (\rho_L - \rho_g))^{0.25}} = 0.006828 \quad (6.25)$$

La ec(6.25) demuestra que la transición a flujo anular es independiente de la velocidad de flujo de líquido y del diámetro de la tubería. Para el sistema aire-agua tratado por los autores, ellos

encontraron que el valor de la velocidad superficial del gas (U_{sg}) fué de 15 m/seg, y la frontera de transición es graficada como una línea vertical en las figs(6.3 y 6.5), denotadas éstas con la letra E.

6.3.2 METODO DE BARNEA, SHOMAN Y TAITEL (Flujo Descendente)

Las ecuaciones propuestas por Barnea y colaboradores⁽⁹⁾, están basadas en la información obtenida a partir de los experimentos realizados en tubería cuyos diámetros fueron de 2.5 y 5.1 cm, los resultados son graficados para obtener los mapas generalizados de patrones de flujo, utilizando como coordenadas las velocidades superficiales de ambas fases, es decir, U_{sg} vs U_{sl} .

Solamente tres patrones de flujo fueron observados, los cuales son:

1. Flujo anular (A)
2. Flujo bala (S)
3. Flujo burbuja dispersa (DB)

En el flujo vertical descendente de mezclas gas-líquido el patrón de flujo más natural es el flujo anular, el cual toma la forma de una película descendente a bajas velocidades de flujo de gas.

A velocidades de flujo de líquido, cercanas a los 0.6 m/seg la transición de flujo anular a flujo bala es observada. Esta transición ocurre a una velocidad de flujo de líquido relativamente constante.

A altas velocidades de flujo de líquido la transición a flujo burbuja dispersa es observada. Para la tubería de 2.5 cm de diámetro, ver fig(6.6), esta transición es siempre igual que para el caso de tuberías con flujo horizontal⁽¹¹⁶⁾ y flujo ascendente vertical⁽¹¹⁷⁾, sin embargo, para la tubería de 5.1 cm de diámetro la transición a

flujo burbuja dispersa se verifica a velocidades de flujo de líquido relativamente bajas y el patrón de flujo bala se contrae levemente (ver fig(0.7)).

Mecanismos de Transición

Cuando se introduce algún líquido a bajas velocidades de flujo en una tubería vertical, sin la alimentación de gas, este se mueve como una película descendente simétrica. Mientras que, cuando se alimenta gas con el líquido, el gas fluye por el centro de la tubería, mientras que el líquido lo hace en los alrededores de la misma.

Por lo tanto, el proceso de análisis de transición entre los patrones de flujo observados en esta posición de tubería, se inicia a partir de la condición de flujo anular. Esta aproximación es hecha para determinar el mecanismo por el cual se espera tener el cambio de flujo anular a flujo bala, para posteriormente determinar el mecanismo por el cual se lleva a cabo la transición de flujo bala a flujo burbuja dispersa, con lo que se estará cubriendo la transición de los diferentes patrones de flujo.

Transición de Flujo Anular a Flujo Bala

El criterio para la transición entre flujo anular y el flujo bala se basa en el mismo concepto propuesto por Taitel y Dukler⁽¹¹⁸⁾.

El flujo bala estable puede formarse cuando el espesor de la película de líquido es suficientemente grande, tal que permita la formación de este patrón de flujo. Cuando el holdup del líquido en el flujo bala es dos veces el holdup del líquido en el flujo anular, entonces la transición a flujo bala se lleva a cabo.

Considerando que el holdup del líquido en el flujo bala es de 0.70⁽¹¹⁷⁾, la transición de flujo anular a flujo bala se verifica cuando.

$$\frac{A_f}{A} = 0.35 \quad (6.26)$$

La frontera de transición basada en este criterio es graficada en las figs(6.6 y 6.7).

Transición de Flujo Bala a Flujo Burbuja Dispersa

El mecanismo de transición de flujo bala a flujo burbuja dispersa es el mismo que para el caso de flujo vertical ascendente⁽¹¹⁷⁾.

Esta transición tienen lugar cuando las fuerzas turbulentas vencen la tensión superficial para dispersar la fase gaseosa en pequeñas burbujas. Así, el resultado de Taitel y colaboradores⁽¹¹⁷⁾ es básicamente aplicable a flujo vertical descendente, la frontera de transición está dada por la siguiente ecuación.

$$U_{sf} + U_{sg} = 0.8 \left\{ \frac{D^{0.429} (\sigma_f / \rho_L)^{0.0890}}{\mu_L^{0.072}} \left(\frac{g(\rho_L - \rho_g)^{0.446}}{\rho_L} \right) \right\} \quad (6.18)$$

6.4 FLUJO INCLINADO

6.4.1 METODO DE BARNEA, SHOMAN Y TAITEL (Flujo Descendente)

La investigación desarrollada por Barnea y colaboradores⁽⁸⁾, está directamente enfocada a la descripción de los mecanismos de transición que ocurren en tuberías inclinadas con flujo descendente, tomando como base la posición vertical, a partir de la cual se fue reduciendo el ángulo de inclinación de la tubería hasta alcanzar la posición horizontal, los patrones de flujo observados por los autores son:

1. Flujo estratificado (S')
2. Flujo ondulado (W)

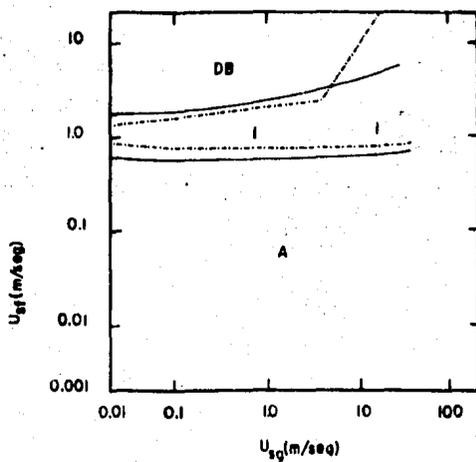


Fig (6.6) Mapa de patrones con flujo descendente, en tuberías verticales ($D = 2.5$ cm)

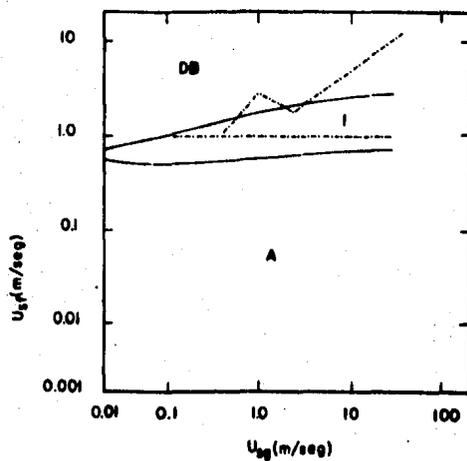


Fig (6.7) Mapa de patrones con flujo descendente, en tuberías verticales ($D = 5.1$ cm)

3. Flujo burbuja alargada (EB)
4. Flujo bala (S)
5. Flujo anular (A)
6. Flujo anular ondulado (AW)
7. Flujo burbuja dispersa (DB)

Las fronteras de transición que delimitan los patrones de flujo, fueron obtenidas usando un procedimiento similar a la aproximación propuesta por Taitel y Dukler⁽¹¹⁸⁾ para flujo horizontal y Taitel y colaboradores⁽¹¹⁷⁾ para flujo vertical.

Los datos de los patrones de flujo y las fronteras de transición para cada uno de los patrones, son presentadas en las figs(6.8 a 6.23), las figs(6.8 y 6.9) contienen información para el caso de tuberías horizontales.

El análisis de Barnes y colaboradores⁽⁸⁾ se inició formulando que un cambio en la inclinación de la tubería cuando la mezcla gas-líquido desciende a través de esta, produce un mayor efecto en el patrón de transición.

Para el caso del flujo estratificado descendente, el líquido se mueve más rápidamente, ocasionando una disminución en el nivel del líquido en la tubería debido al descenso de la fuerza de gravedad, provocando que altas velocidades de flujo de gas y de líquido sean requeridas para causar la transición a éste patrón, expandiendo se la región de flujo estratificado considerablemente, conforme el ángulo de inclinación se incrementa. Estos cambios toman lugar cuando los ángulos de inclinación van de 0° a 10° , sin embargo, para ángulos que van de 10° a 70° , la región de flujo estratificado permanece casi invariable, figs(6.8 a 6.22). De los 70° en adelante el flujo estratificado cambia gradualmente a flujo anular. Así, el flujo anular crece a expensas del flujo estratificado el cual se va contrayendo hasta su desaparición completa.

El flujo ondulado se presenta a inclinaciones por debajo de

los 90° , figs(6.12 y 6.14 a 6.23).

La transición a flujo anular, se presenta cuando la inclinación de la tubería se encuentra por arriba ó cercana a los 70° , y se verifica a altas velocidades de flujo de gas, figs(6.8 a 6.19), aunque se ha observado que a ángulos de inclinación cercanos a los 70° y a rriba de éste, el flujo anular aparece a bajas velocidades de flujo de gas, originándose a expensas del flujo estratificado, por lo cual la región de flujo anular se expande considerablemente, figs(6.19 a 6.23 y 6.6 a 6.7).

Por lo que respecta a la región intermitente, esta se contrae considerablemente conforme se va aumentando la inclinación. Así, por arriba de los 10° de inclinación, la región de flujo intermitente se presenta sólo a velocidades de flujo de gas y líquido muy altas, figs(6.14 a 6.23 y 6.6 a 6.7).

La transición a flujo burbuja dispersa se hace insensible al ángulo de inclinación. Por lo que a altas velocidades de flujo de gas, las burbujas de Taylor son dispersadas en pequeñas burbujas debido a las fuerzas turbulentas, figs(6.8 a 6.23 y 6.6 a 6.7).

Mecanismos de Transición

Los modelos generados para flujo horizontal^(118), pueden ser utilizados para tuberías inclinadas con flujo descendente (para ángulos de inclinación de alrededor de 10°). Esto es aplicable, con la excepción de la frontera entre el flujo estratificado y flujo ondulado, los cuales pueden ser corregidos para tuberías inclinadas tomando en cuenta las ondas generadas por la acción de la gravedad sobre el flujo descendente.

En general, para el flujo descendente de líquido en tuberías inclinadas, las ondas pueden desarrollarse, aunque la velocidad del gas sea despreciable. La existencia de estas ondas depende de la velocidad del flujo del líquido y del nivel de la interfase, la cual

Estreificado	(S')	Estreificado (S)
Ondulado	(W)	
Burbuja alargada	(ES)	Intermittente (I)
Piece	(S)	
Anular	(A)	
Anular ondulado	(AW)	Anular (A)
Burbuja dispersa	(DB)	
Curva teórica	(---)	
Curva experimental	(—)	

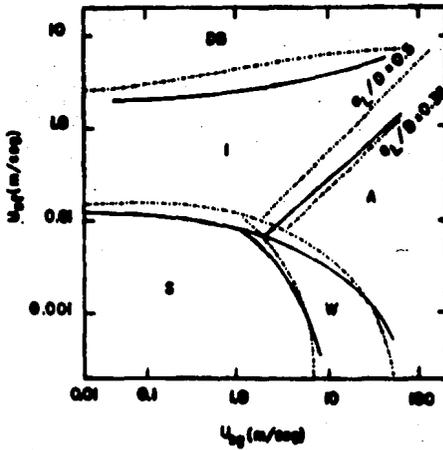
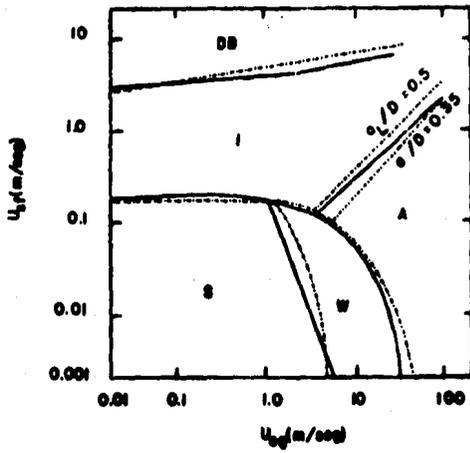
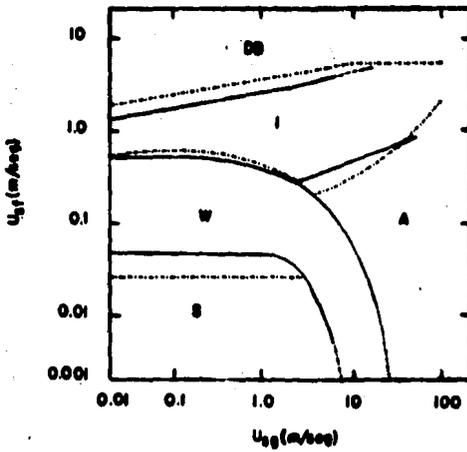


Fig (6.6) Mapa de patrones de flujo en tuberías horizontales (D = 2.5cm)



Fig(6.9) Mapa de patrones de flujo en tuberías horizontales ($D = 5.1$ cm)



Fig(6.10) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación 1° ($D = 2.5$ cm)

cambia significativamente con la inclinación.

A continuación se presentan los modelos físicos para llevar a cabo la determinación de las fronteras de transición propuestas por Barnet y colaboradores (8).

Transición de Flujo Estratificado a Flujo Ondulado

El criterio que nos permite determinar la aparición de la primera onda en la interfase gas-líquido, se encuentra descrito en términos del número de Reynolds (N_{Re}), número de Froude (N_{Fr}) y algunas veces con el número de Weber (N_W).

Uno de los métodos más simples para expresar este criterio, es aquel en el que el término de número de Weber crítico (N_{Wc}), varía de 0.5 a 2.2, dependiendo de la rugosidad y tipo de flujo (laminar ó turbulento).

Para un amplio rango de flujos turbulentos y tuberías lisas, la ecuación siguiente describe la frontera de transición para estos dos patrones de flujo.

$$N_{Fr} = \frac{U_l}{(g d_L)^{0.5}} > 1.5 \quad (6.27)$$

Donde

d_L : se obtiene de la fig(6.1)

Este criterio de transición es utilizado para trazar la frontera de transición en las figs(6.10, 6.11 y 6.13). Para ángulos de inclinación por arriba de los 5° la ec.(6.27) no es aplicable.

Transición de Flujo Intermitente a Flujo Anular

El modelo propuesto por Taitel y Dukler⁽¹¹⁸⁾ para tuberías horizontales es retomado, aunque ha sido levemente modificado, en la

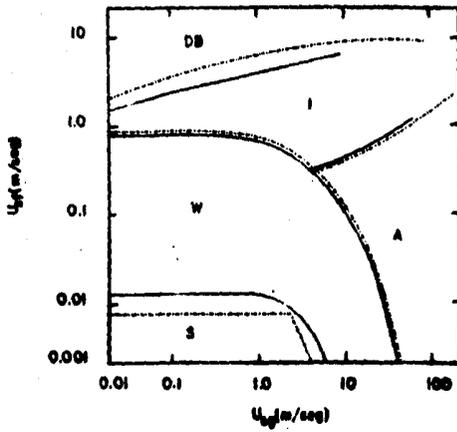


Fig (6.11) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 1° ($D = 8.1 \text{ cm}$)

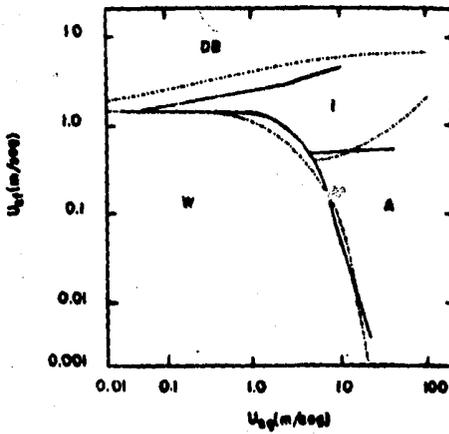
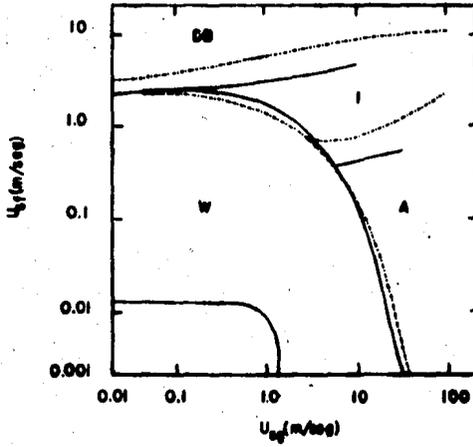
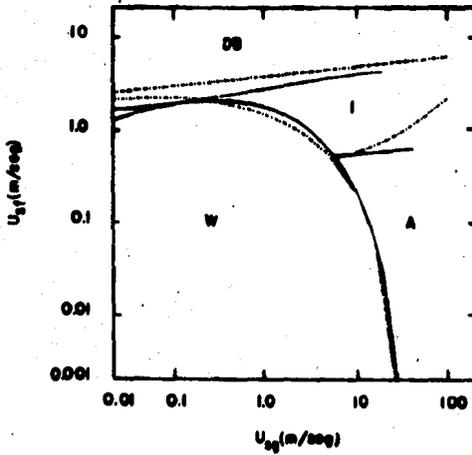


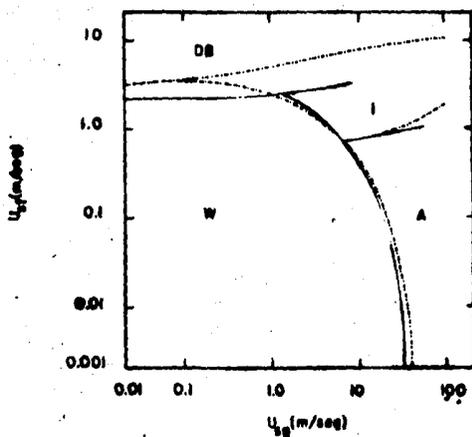
Fig (6.12) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 5° ($D = 2.3 \text{ cm}$)



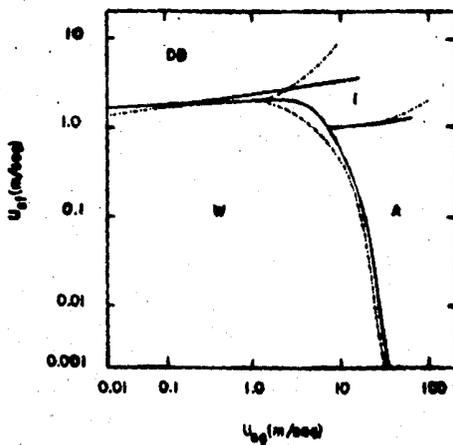
Fig(6.13) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 5° ($D=5.1$ cm)



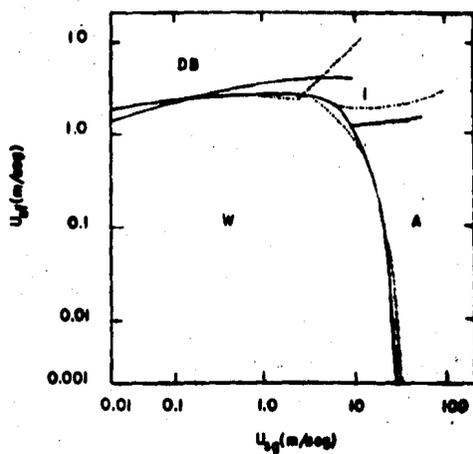
Fig(6.14) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 10° ($D=2.5$ cm)



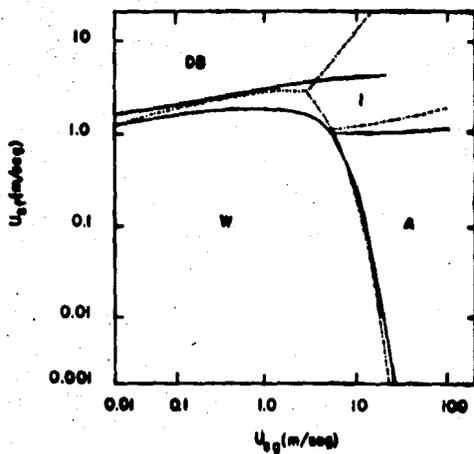
Fig(6.15) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 10° ($D = 3.1 \text{ cm}$)



Fig(6.16) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 30° ($D = 2.3 \text{ cm}$)



Fig(6.17) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 30° ($D = 2.5 \text{ cm}$)



Fig(6.18) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 50° ($D = 2.5 \text{ cm}$)

referencia original, los autores sugieren que la transición de flujo intermitente a flujo anular ocurre cuando $q_L/D \approx 0.50$, es decir, cuando la cantidad de líquido en el flujo estratificado es la mitad de la cantidad de líquido en el flujo bala. Esta idea es modificada por Barnea y colaboradores⁽⁸⁾, para tomar en cuenta el holdup del gas (h_g) en el paquete de líquido (cerca de la transición), el cual es del orden de 0.30, es decir, la transición de un patrón a otro ocurre cuando el holdup del líquido en el flujo bala es la mitad del holdup del líquido en el flujo estratificado. Por lo tanto el valor de $q_L/D \approx 0.175$ es utilizado para determinar la transición entre estos dos patrones de flujo.

Transición a Flujo Burbuja Dispersa

La predicción de la frontera de transición a flujo burbuja dispersa haciendo uso del modelo propuesto por Taitel y Dukler⁽¹¹⁸⁾ para tuberías horizontales y moderadamente inclinadas, no es adecuado para cuando los ángulos de inclinación se encuentran por arriba de los 10° . Así, para ángulos de inclinación por arriba de los 10° , el mecanismo presentado por Taitel y colaboradores⁽¹¹⁷⁾ y Barnea y colaboradores⁽⁹⁾, es utilizado para predecir esta frontera de transición.

La expresión que caracteriza la frontera de transición a flujo burbuja dispersa fué establecida por Barnea y colaboradores⁽⁹⁾, la cual está dada por la siguiente ecuación.

$$13.15 \left\{ \frac{4G_L}{(\rho_L - \rho_g)g} \right\}^{0.5} \left\{ \frac{h_L}{G_L} \right\}^{0.6} \left\{ \frac{2C_L}{D} \left(\frac{D}{\lambda_L} \right)^{-n_0} \right\}^{0.1} U_s^{2(3-n_0)/5.0} = 0.725 + 1.15 \left\{ \frac{U_{21}}{U_{59}} \right\}^{0.5} \quad (5.28)$$

Donde

$$C_L = 0.0460 ; n_0 = 0.2000 ; \text{Flujo turbulento}$$

$$C_L = 10.000 ; n_0 = 1.0000 ; \text{Flujo laminar}$$

Transición de Flujo Estratificado a Flujo Anular

Para ángulos de inclinación de 70° a 89° el flujo anular aparece a velocidades de flujo de gas relativamente pequeñas de alrededor de 1.0 a 5.0 ft/seg, dependiendo principalmente de la velocidad de flujo de líquido y del ángulo de inclinación.

Esta frontera de transición, corresponde a la línea horizontal paralela al eje de las abscisas, figs(6.20 a 6.23).

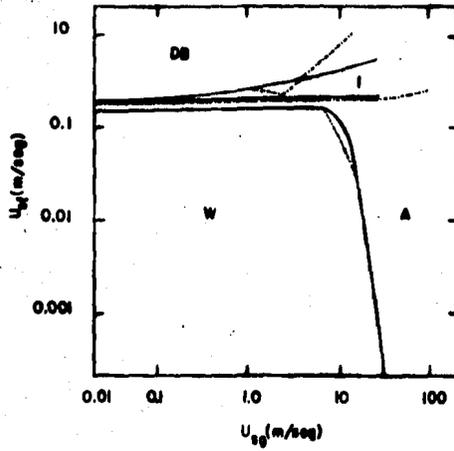
El criterio al cual llegaron Barnea y colaboradores⁽⁸⁾, para la transición de flujo estratificado a flujo anular, está dada por la siguiente ecuación.

$$U_f^2 > \frac{9D(1 - \cos \theta) \cos \theta}{12f_L} \quad (6.29)$$

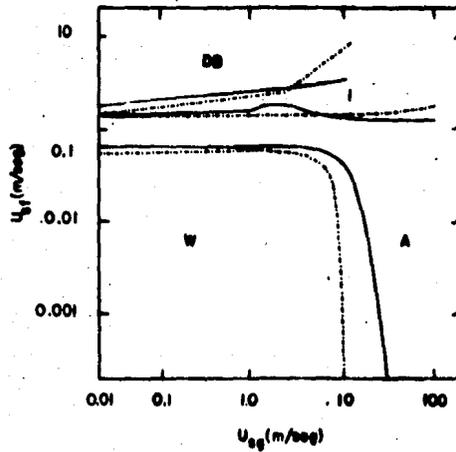
Donde

U_f / D : se obtiene de la fig(6.1)

Este criterio de transición (ec(6.29)), se muestra en las figs(6.20 a 6.23), y como se puede observar se tiene una muy buena aproximación con los resultados experimentales. Para el caso límite, $\theta = 90^\circ$, el flujo estratificado desaparece completamente y el modelo presentado por Barnea y colaboradores⁽⁹⁾, puede ser aplicado, ver figs(6.6 y 6.7).



Fig(6.19) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 50° ($D=5.1$ cm)



Fig(6.20) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 70° ($D=2.5$ cm)

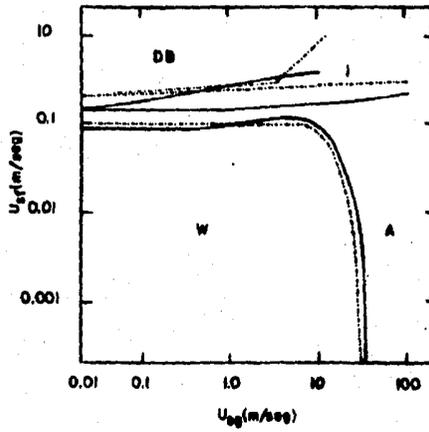
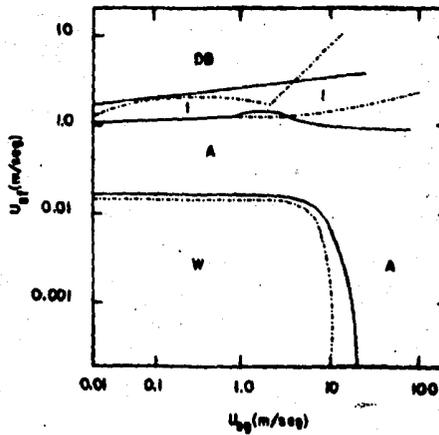
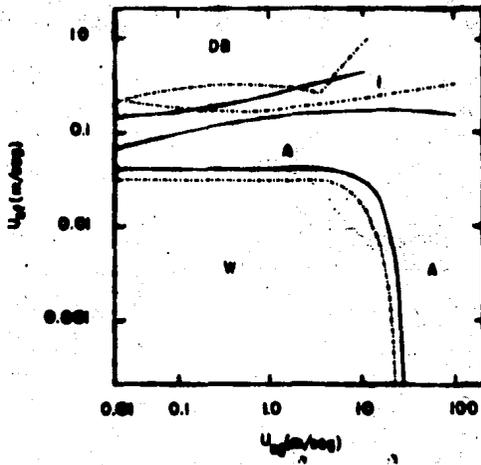


Fig (6.21) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 70° ($D = 5.1\text{cm}$)



Fig(6.22) Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 60° ($D = 2.3\text{ cm}$)



Fig(6.23) Mapa de parámetros con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 60° ($D = 5.1$ cm)

Transporte Neumático Horizontal

7

7.1 INTRODUCCION

El transporte de materiales granulares en forma de suspensiones (fluido-sólido), en líneas de transporte, es comunmente conocido como transporte neumático, el cual ha sido ampliamente utilizado por muchos años en campos muy variados, tales como: carga y descarga de materiales secos, distribución de materias primas de depósitos de almacenamiento a los reactores químicos, industria minera, transporte de catalizadores de la zona de reacción a la zona de regeneración en los sistemas de cracking catalítico, entre otras.

El desarrollo de los procesos de fluidos catalíticos ha hecho necesaria la búsqueda de información sobre la presión diferencial requerida para el flujo de sólidos suspendidos en gases a través de conductos. En este tipo de transporte, se usan sistemas de presión ó vacío los cuales emplean altas velocidades de la corriente de gas con bajas relaciones de sólido/gas, aunque también se cuenta con sistemas que manejan altas relaciones sólido/gas, como es el caso de los alimentadores de hulla pulverizada a generadores, para llevar a cabo la producción de gas sintético^(113).

En las operaciones ligeras que se encuentran dentro de una planta química, el buen funcionamiento de ésta da lugar a una operación segura de dichas líneas de transporte para el suministro de materias primas y la eliminación de desechos. El transporte neumático es uno de los métodos más económicos y factibles para ejecutar éstas funciones a presiones de operación bajas y medianas (hasta de 25

atm.). A pesar de su importancia, en este momento el diseño de sistemas de transporte neumático es un arte antes que una ciencia.

Como se puede observar la aplicación de este tipo de transporte es muy amplio, por lo que es necesario un planteamiento del diseño y operación de la línea con el fin de obtener las condiciones adecuadas para el transporte del material.

El transporte neumático, es además, una tarea de diseño de los ingenieros, mediante la cual se desea obtener datos relacionados con las características del sistema, tales como:

1. Diámetro de la línea de transporte
2. Relación de flujo sólido/gas
3. Caída de presión total
4. Patrón de flujo

bajo los cuales se llevará a cabo el transporte del sólido en cuestión.

Hasta hace poco se habían realizado intentos para recomendar un procedimiento de diseño para el transporte neumático, los cuales eran poco científicos, debido a que estaban basados en datos no publicados y que no habían sido verificados. Actualmente un número de estudios sobre el transporte neumático de sólidos han aparecido, aunque cabe mencionar que la mayoría de las correlaciones solamente aplican a las condiciones bajo las cuales fueron desarrolladas, así como el tipo de material utilizado.

En el presente capítulo se muestran correlaciones para determinar el factor de fricción de los sólidos, el cual es considerado como un factor importante en el diseño de líneas de transporte neumático, así como para calcular la velocidad mínima de transporte. Posteriormente se hará una descripción de los patrones de flujo más frecuentemente encontrados en el transporte de sólidos a partir de fluidos gaseosos. Por último se presentan diversas correlaciones con sus respectivos rangos de aplicación, así como su utilización,

para el cálculo de la caída de presión en línea de transporte neumático.

7.2 FACTOR DE FRICCIÓN

Durante los últimos años diversos investigadores^(21, 129, 132), han propuesto variadas formas de correlaciones para calcular el factor de fricción, el cual es un parámetro importante en la evaluación de la caída de presión en sistemas de transporte neumático. Dentro de los estudios más recientes sobre este tópico, se tienen los realizados por Yang⁽¹³⁰⁾, el cual propone una correlación semiempírica basada en estudios previamente realizados, la correlación propuesta por Yang tiene la siguiente forma.

$$f_s = \frac{0.117(1-H_g)}{H_g} \left\{ (1-H_g) \frac{N_{ReL}}{N_{Res}} \frac{U_g}{(9D)^{0.5}} \right\} \quad (7.1)$$

Donde

$$N_{ReL} = \frac{d_p U_c \rho_g}{\mu_g} \quad (7.2)$$

$$U_g = \frac{U_{sg}}{H_g} \quad (7.3)$$

$$U_{ss} = 0.5 U_{sg} \quad (7.4)$$

$$N_{Res} = \frac{d_p (U_{sg} - U_{ss}) \rho_g}{\mu_g} \quad (7.5)$$

$$U_c = \sqrt{\left\{ \frac{\rho_g U_{ss}^2}{2 \rho_c D} \right\} \left| \frac{1}{3} \right| \left\{ \frac{(\rho_c - \rho_g) d_p g_c}{\rho_g C_D} \right\} \left(H_g^{0.7} \right)} \quad (7.6)$$

$C_D = 24.0 / N_{Res}$	$N_{Res} < 2.0$	(A)
$C_D = 18.5 / N_{Res}^{0.60}$	$2.0 < N_{Res} < 500.0$	(B) (7.7)
$C_D = 0.4400$	$N_{Res} > 500.0$	(C)

7.3 VELOCIDAD MINIMA DE TRANSPORTE

La velocidad mínima de transporte se define como: la velocidad promedio de la corriente requerida para prevenir la acumulación de una capa estacionaria de partículas ó el deslizamiento de las mismas en el fondo de la línea de transporte. Esta velocidad es siempre suficiente para prevenir los gradientes de concentración longitudinal (que no son otra cosa que la acumulación de partículas en forma de islas ó montones, los cuales se deslizan lentamente a lo largo del fondo de la tubería), pero frecuentemente no es lo suficientemente grande como para prevenir los gradientes de concentración vertical, debido a la acción de la gravedad sobre las partículas.

Por lo que respecta a la caída de presión, se establece que para velocidades ligeramente mayores a la velocidad mínima de transporte, ésta toma el valor menor, dicho gradiente de presión corresponde al flujo sin formación de depósitos de partículas en el fondo de la tubería. El mayor valor de la caída de presión se establece a velocidades ligeramente menores a la velocidad mínima de transporte y corresponde al flujo con la formación de una capa de partículas estacionarias. Por lo tanto el mínimo valor registrado de caída de presión debe ser utilizado como la condición de mínimo transporte, así estaremos asegurando la operación económica de nuestro sistema tanto neumático como hidráulico. Por lo mismo, la velocidad del fluido puede ser tan baja como sea posible (velocidad mínima de transporte) para minimizar la erosión de la

Tabla (7.1) Datos Experimentales con los Cuales se Probaron las Correlaciones

Autor	Tipo de sólido	d_p (mm)	ρ_s (kg/m ³)	Número de datos
Galgan	frijol de soya	6.3500	1170.00	4
	tenita	3.0500	1130.00	4
	vidrio	1.2700	2916.00	8
	vidrio	0.6710	2916.00	18
	vidrio	0.3360	2916.00	11
	vidrio	0.1050	2916.00	3
	vidrio	0.0787	2916.00	7
	vidrio	0.0394	2916.00	7
	poliestireno	1.3000	952.00	9
	poliestireno	0.9270	952.00	8
	poliestireno	0.6690	952.00	9
	poliestireno	0.6480	952.00	9
	poliestireno	0.4570	952.00	9
	poliestireno	0.3560	952.00	9
	semillas de mostaza	2.0300	1140.00	5
	semillas de mostaza	1.5800	1140.00	4
	polipropileno	3.0000	876.00	5
	poliester	3.0000	1360.00	4
	fly ash I	0.0240	2290.00	7
	fly ash II	0.0450	1950.00	4
	bicarbonato de sodio	0.0400	2136.00	8
	silicato de aluminio	0.0700	1456.00	6
	arena	0.0690	2570.00	7
trigo	2.7000	1282.00	9	
Günther	trigo	2.7000	1282.00	6
	polietileno	3.5000	958.00	2
	polietileno	3.2000	958.00	3
Hours y Chen	arena	0.7000	2655.00	2
	arena	0.6800	2655.00	2
	vidrio	0.4700	2500.00	7
Matsumoto y colaboradores	vidrio	1.0000	2500.00	6
	vidrio	1.3000	2500.00	7
	vidrio	1.5100	2500.00	7
	cobre	0.1200	8700.00	5
	cobre	0.2900	8700.00	4
	cobre	0.5500	8700.00	5
	poliestireno	0.9600	1000.00	5
	poliestireno	2.1000	1000.00	0
	vidrio	0.4800	2500.00	3
	vidrio	1.0200	2500.00	2
cobre	0.3000	8700.00	4	

	cobre	0.5200	8700.00	3
	cobre	0.7600	8700.00	2
	poliestireno	1.0700	952.00	2
	styropor 2	0.7310	1050.00	4
Rizk	styropor 2	0.7310	1050.00	10
	styropor 3	2.3850	1050.00	10
	styropor 4	5.6500	1050.00	4
	poliestirol 168N	3.1500	1695.00	15
	poliestirol 475K	1.7760	1050.00	15
	poliestirol 475K	2.5200	1050.00	15
	poliestirol	1.7500	1050.00	3
Siegel	poliestirol	1.7500	1050.00	12
	trigo	2.5900	1280.00	9
Welschof	arroz	6.3500	160.00	1
Zenz	semillas	1.6760	1090.00	5
	vidrio	0.5870	2484.00	4
	arena	0.5590	2644.00	4
	arena	0.9300	2644.00	6
	arena	0.4830	2644.00	7
	sal	0.1670	2099.00	3
	cracking catalítico	0.1070	1763.00	4
	cracking catalítico	0.0590	1763.00	3
	cracking catalítico	0.0521	1763.00	1

tubería y el consumo de energía para introducir el fluido en nuestro sistema de transporte.

Jones y Leung⁽⁶³⁾ llevaron a cabo la comparación de ocho correlaciones para la determinación de la velocidad mínima de transporte, en su análisis concluyen que la correlación de Thomas⁽¹²¹⁾ es la que mejor ajusta los 350 datos utilizados (ver tabla (7.1)) para la comparación de las correlaciones antes mencionadas.

Thomas basó su correlación en la velocidad de fricción, los datos utilizados para su elaboración son los correspondientes para soluciones acuosas, aunque dicha correlación es aplicable tanto a transporte neumático como a hidráulico. Los datos de esta correlación sugieren que un simple mecanismo es el responsable del inicio del transporte de las partículas. Este mecanismo puede ser identificado con las fuerzas de Bernoulli debido a la diferencia de la velocidad instantánea, acompañada de las fluctuaciones turbulentas.

Las expresiones que se muestran a continuación, corresponden a la correlación propuesta por Thomas.

Velocidad Friccional

$$U_{fri} = \left\{ \frac{2 D \Delta P_f}{4 \rho_m L} \right\}^{0.5} \quad (7.8)$$

$$\frac{\bar{U}_m}{U_{fri}} = 5.0 \log \left\{ \frac{2 D \bar{U}_m}{\mu_g} \right\} - 3.90 \quad (7.9)$$

Determinación del Régimen de Flujo

$$\bar{\lambda} = \frac{5.0 \mu_g}{\rho_g U_{fri}} \quad (7.10)$$

Régimen I: Transporte en suspensión

$$\lambda_p < \bar{\lambda} \quad (7.11)$$

Régimen II: Transporte con sedimentación de partículas

$$d_p \geq \bar{\lambda} \quad (7.12)$$

Velocidad Mínima de Transporte

1. Suspensión diluída

$$d_p \geq \bar{\lambda}$$

$$\frac{U_t}{V_{msd}} = 4.90 \left\{ \frac{d_p V_{msd}}{\mu_g} \rho_g \right\} \left\{ \frac{D V_{msd}}{\mu_g} \rho_g \right\}^{-0.60} \left\{ \frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} \right\}^{0.23} \quad (7.13)$$

$$d_p < \bar{\lambda}$$

$$\frac{U_t}{V_{msd}} = 0.010 \left\{ \frac{d_p V_{msd}}{\mu_g} \rho_g \right\}^{2.71} \quad (7.14)$$

2. Suspensión concentrada

$$\frac{V_{msc}}{V_{msd}} = 1.260 + 2.80 \left\{ \frac{U_t}{V_{msd}} \right\}^{0.5535} \phi_c^{0.50} \quad (7.15)$$

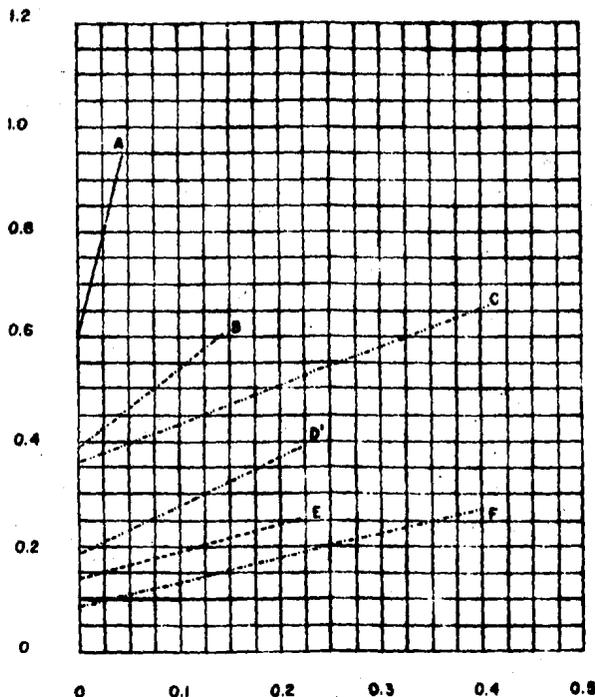
Donde

ϕ_c : fracción volumétrica de los sólidos en las condiciones de mínimo transporte (UMT), ver tabla(7.2)

Material	d_p (micras)	ρ_s (g/cm ³)	ϕ_c
Semillas lisas	1675.000	1.0800	0.0180
Cuentas de vidrio	587.000	2.4900	0.0040
Arena	930.000	2.6400	0.0040
Semillas de berros	1060.000	1.1700	0.0310
Semillas de mostaza	2000.000	1.1300	0.0007
Cuentas de vidrio	97.000	2.5000	0.1400

Tabla (7.2)

Velocidad mínima de transporte para una suspensión diluida (V_{msd})



Fig(7.1) Fracción volumétrica de los sólidos (ϕ_s)^{0.8}

Características de las partículas

	D (in)	d_p (micras)	ρ_p (g/cm ³)	fluido de transporte
A	———	1.380	2000	aire
B	-----	1.750	567	aire
C	-----	4.910	440	agua
D'	-----	0.496	1280	agua
E	-----	1.045	310	agua
F	-----	0.496	290	agua

RESTRICCIONES

Variables	Fluidos utilizados	
	Agua	Aire
Diámetro de la tubería (in)	0.4960 a 32.000	0.6200 a 1.7500
Diámetro de la partícula (micras)	190.00 a 38000	97.000 a 2000.0
Velocidad terminal (ft/seg)	0.0670 a 2.0700	1.3500 a 23.000
Densidad de la partícula (g/cm ³)	1.3000 a 11.300	1.0800 a 2.6500
Densidad del fluido (g/cm ³)	0.9800 a 1.0000	0.0012 a 0.0029
Viscosidad (cp)	0.5400 a 1.5000	0.0180

Tabla (7.3) Rango de Variables Incluidos en la Correlación de Mínimo Transporte para el Régimen de Flujo II

7.4 PATRONES DE FLUJO

Haciendo uso de la fig(7.2)⁽¹³⁴⁾, llevaremos a cabo la descripción de los diferentes patrones de flujo que son obtenidos en el transporte neumático horizontal conforme se va disminuyendo la velocidad del fluido.

1. Flujo totalmente suspendido
2. Flujo parcialmente suspendido
3. Flujo en forma de dunas
4. Flujo en lecho estacionario
5. Flujo tapón

1. Flujo totalmente suspendido: Distribución más ó menos uniforme de las partículas arriba de la sección transversal de la línea de transporte (fig(7.3a)). Este comprende la sección GD (sin formación de depósitos de partículas en el fondo de la tubería), también se le conoce como estado disperso.

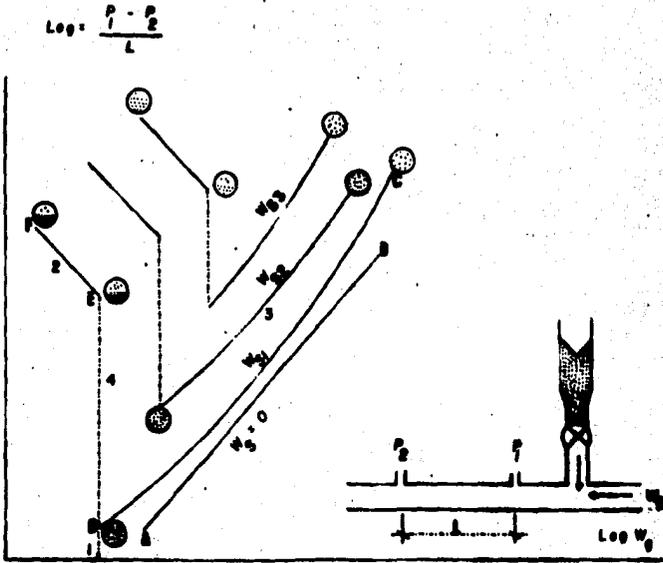


Fig (7.2) Diagrama de fase do ZnO para transporte não-difusivo e bidirecional

2. Flujo parcialmente suspendido: Una parte significativa del material sólido es transportado en forma de filamentos corredizos a lo largo del fondo de la tubería (fig(7.3)). Este también es conocido con el nombre de régimen no permanente, el cual es producto del incremento consecutivo del gradiente de presión total, al pasar de la relación constante de alimentación y velocidad procedio del fluido de transporte. El gradiente de presión total se incrementa continuamente después de que las partículas se depositan en el fondo de la tubería, retringiéndose así la sección libre disponible para el paso de la suspensión. Este estado de transición ó inestable es mostrado por las líneas punteadas en la fig(7.2), después de un intervalo de tiempo (algunas horas) se alcanza el régimen permanente a la misma velocidad a aquella en que se inicio la precipitación de las partículas en el fondo de la tubería, dando lugar al siguiente patrón de flujo.

3. Flujo en forma de dunas^I: Las partículas forman dunas, las cuales se van golpeando en conjunto corriente abajo. Esto es resultado de la reducción de la velocidad más allá de aquella en la que se presenta el flujo parcialmente suspendido. El material sólido forma dunas en la parte inferior de la tubería, en donde las partículas sólidas son transportadas de una duna a otra siguiendo la trayectoria del fluido de transporte. Una disminución en la velocidad del fluido conduce a un incremento en la frecuencia y altura en las dunas, finalmente hasta alcanzar valores de velocidad del fluido que dan lugar a flujo de lecho estacionario.

4. Flujo en lecho estacionario: Se caracteriza porque las partículas sólidas ocupan la parte inferior de la sección transversal de la tubería. Este flujo es mostrado en el punto 2 de la fig(7.2), donde más tarde se incrementará la capa de sólidos debido al flujo de la suspensión por la sección transversal libre de la tubería,

I: no se muestra en la fig(7.2)



Totalmente suspendido



Parcialmente suspendido



Dunas



Lecho estacionario



Tapón

Fig (7.3) Patrones de flujo que se presentan en el transporte acústico, en tuberías horizontales

ésto como resultado de la disminución de la velocidad del fluido (punto E a F), dando origen al flujo tapón.

5. Flujo tapón: Este es ocasionado por la reducción eventual de la velocidad del fluido, provocando una tendencia a la obstrucción de la línea de transporte, punto F de la fig(7.2).

7.5 CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION

7.5.1 VOGT Y WHITE

La correlación de Vogt y White⁽¹²⁶⁾ se tratará con detalle en sección(8.5.1). Siendo aplicables todas las expresiones expuestas en dicha sección al transporte neumático horizontal, así como el algoritmo de cálculo y las restricciones.

7.5.2 KORN

La correlación de Korn⁽⁷⁰⁾ también es aplicable a flujo horizontal, siendo esta correlación discutida en la sección(8.5.3). Todas las ecuaciones, restricciones y algoritmo de cálculo que se presentan en la sección antes mencionada son igualmente válidas para esta posición, excepto que las constantes b y n toman los siguientes valores:

Autor	Material	($f_g D/\bar{h}$)	b	n ₁
Gasterstadt	trigo	0.0072	0.0088	1.0000
	trigo	0.0057	0.0070	1.0000
Vogt y White	trigo	0.0011 a 0.0020	0.0044	1.0000
	semillas de trébol	0.0025	0.0087	0.8550
	semillas de trébol	0.0011 a 0.0003	0.30(B) ^{0.3}	0.6160
	arena	0.0040 a 0.0002	0.0500	B ^{0.519}
Korn			U _t	1.0000

Donde Tabla(7.4)

$$U_t = \left\{ \frac{2 d_p (f_s - f_g)}{3 f_g C_c} \right\}^{0.5}$$

$$B = U_t / \bar{h}$$

C_D: coeficiente de arrastre el cual se obtiene de la fig(8.5)

7.5.3 ALBRIGHT, HOLDEN, SIMONS Y SCHMIDT

Albright y colaboradores (2) presentan un método para predecir la caída de presión en sistemas de transporte neumático, utilizados para alimentar hulla pulverizada a generadores, para llevar a cabo la producción de gas sintético.

Los resultados se correlacionaron en forma de dos ecuaciones empíricas, las cuales nos permiten evaluar la caída de presión de la mezcla (aire-hulla) a través de tubos horizontales, con relaciones másicas de 145.0 a 256.0 (lb de hulla/lb de aire).

Las mediciones de caída de presión, se realizaron en tres diámetros de tubería con diferentes relaciones másicas de hulla-aire.

Los resultados de estas mediciones hicieron posible la generación de las dos ecuaciones empíricas.

Las correlaciones generadas para evaluar la caída de presión, reproducen los resultados experimentales con un error del 5%, las cuales tienen la siguiente forma.

Para

$$G_m (\bar{\rho}_m \Delta P_r')^{0.35} > 1950 \quad (7.16)$$

$$\bar{\rho}_m \Delta P_r' = \frac{0.022 G_m^{1.120}}{D^{0.94}} \quad (7.17)$$

Para

$$G_m (\bar{\rho}_m \Delta P_r')^{0.35} < 1950 \quad (7.18)$$

$$\bar{\rho}_m \Delta P_r' = \frac{3.5 G_m^{0.35}}{D^{0.73}} \quad (7.19)$$

Donde

$\bar{\rho}_m$: es la densidad promedio de la mezcla aire-bulla, es dada como dato por los autores en la tabla(7.4)

La presión de entrada se corrige por las pérdidas a la entrada con la sustracción de la ec(7.20)

$$\bar{\Delta}_1 = \frac{0.5 U_m^2 \rho_m}{2g} \quad (7.20)$$

y la presión de salida con la adición de la ec(7.21)

$$\bar{\Delta}_2 = \frac{U_m^2 \rho_m}{2g} \quad (7.21)$$

Tabla(7.4a)

D (ft)	Flujo de hulla (lb/seg)	Flujo de aire (lb/seg)	\bar{P}_m (lb/ft)	U_m (ft/seg)
0.0363	0.3730	0.002570	14.4100	25.20
0.0363	0.3600	0.002390	14.6000	23.90
0.0363	0.3490	0.002210	14.8600	22.80
0.0363	0.3320	0.002010	15.0400	21.40
0.0363	0.3140	0.001829	15.1800	20.10
0.0363	0.2920	0.001578	15.6900	18.10
0.0363	0.2620	0.001375	15.6400	16.20
0.0363	0.2240	0.001090	16.2600	13.37
0.0363	0.1842	0.000842	16.6500	10.71
0.0363	0.1348	0.000570	17.2100	7.57
0.0257	0.1540	0.001237	12.3900	24.10
0.0257	0.1483	0.001142	12.5500	22.90
0.0257	0.1432	0.001075	12.5500	22.10
0.0257	0.1348	0.000942	13.0600	19.97
0.0257	0.1233	0.000808	13.4800	17.72
0.0257	0.1120	0.000689	13.8900	15.60
0.0257	0.0981	0.000558	14.4800	13.10
0.0257	0.0815	0.000428	15.0500	10.47
0.0257	0.0636	0.000322	15.1600	8.11
0.0205	0.0895	0.000636	13.5400	20.10
0.0205	0.0856	0.000578	13.8300	18.83
0.0205	0.0809	0.000531	13.8900	17.70
0.0205	0.0736	0.000450	14.5600	15.40
0.0205	0.0686	0.000403	14.6100	14.27
0.0205	0.0605	0.000325	15.3900	11.96
0.0205	0.0508	0.000258	15.7300	9.81
0.0205	0.0395	0.000181	16.8500	7.12
0.0097	0.0266	0.000166	14.8600	24.40
0.0097	0.0255	0.000159	14.8300	23.40
0.0097	0.0223	0.0001205	15.5100	19.50
0.0097	0.0202	0.0001086	14.9700	18.32
0.0097	0.0192	0.0000905	16.2300	16.03
0.0097	0.0182	0.0000883	15.7200	15.70
0.0097	0.0154	0.0000671	16.4900	12.68
0.0097	0.0136	0.0000580	16.6200	11.15
0.0097	0.0113	0.0000467	16.7400	9.16
0.0097	0.0111	0.0000434	17.1300	8.80
0.0363	0.0000	0.002580	0.0779	32.00
0.0363	0.0000	0.001760	0.0766	22.20
0.0363	0.0000	0.000880	0.0758	11.20
0.0257	0.0000	0.001260	0.0773	31.50
0.0257	0.0000	0.000878	0.0763	22.20
0.0257	0.0000	0.000673	0.0757	17.10
0.0205	0.0000	0.000745	0.0773	29.20
0.0205	0.0000	0.000632	0.0768	24.90

Donde

ρ_m : es la densidad de la mezcla, la cual es calculada como la ponderación de las densidades de las fases.

RESTRICCIONES

Material	Hulla
Diámetro de la tubería (in)	0.2480 a 0.4356
Diámetro de la partícula (no. del tamis)	50.00 a 200.00
Aire (lb/seg)	0.0000454 a 0.0025800
Hulla (lb/seg)	0.0111000 a 0.3730000
Relación de flujos (sólido/aire)	145.00 a 256.00
Densidad de la partícula (lb/ft ³)	86.00
Material de la tubería	Acero comercial

Tabla (7.5)

ALGORITMO

1. Datos de condiciones de proceso: diámetro de la tubería (supuesto), flujos mássicos de hulla y aire, densidad y velocidad promedio de la mezcla, y la presión de alimentación.
2. Determine el flux mássico de la mezcla.
3. Calcule el producto $\dot{V}_m \Delta P_T$, con las ecs(7.17 y 7.19).
4. Cheque los criterios (7.16 y 7.18) y determine cual de los dos se cumple.

5. Con la ecuación seleccionada para evaluar ΔP_T , calcule la P_2 haciendo uso de la siguiente expresión.

$$P_2 = P_1 - \Delta P_T$$

6. Corrija P_1 restando el valor obtenido con la ec(7.20).
7. Corrija P_2 adicionando el valor obtenido con la ec(7.21).
8. Con las presiones corregidas calcule el gradiente de presión total verdadero.
9. Repita los pasos 2 a 8 para diferentes diámetros de tubería.
10. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada del diámetro de la línea de transporte se hace realizando una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

7.5.4 HINKLE

Hinkle (70) realizó sus experimentos con tubos de vidrio de 2 y 3 in de diámetro, utilizando partículas compuestas de esferas catalíticas, esferas de catalín y partículas de poliestireno.

Las velocidades de las partículas determinadas experimentalmente se correlacionaron, dando lugar a la siguiente ecuación.

$$V_s = 1.41 U_{59} d_p^{0.3} D_{79}^{0.5} \quad (7.22)$$

Donde

$$V_s = U_{59} - U_{57} \quad (7.23)$$

la densidad relativa de los sólidos se calcula con la siguiente ecuación.

$$D_{rs} = \frac{\rho_s}{62.5} \quad (7.24)$$

la velocidad de los sólidos totalmente acelerados se calcula como.

$$U_{ST} = U_{Sj} \left\{ 1.0 - 1.41 d_p^{0.75} D_{rs}^{0.55} \right\} \quad (7.25)$$

Los valores en los cuales la ec(7.25) proporciona buenos resultados, se muestran en la tabla(7.6).

Para evaluar la caída de presión total debido al flujo simultáneo de la mezcla aire-sólidos, Hinkle propuso la siguiente correlación.

$$\Delta P_T = \frac{f_g U_{ST}^2 \rho_g L}{23.0} \left\{ 1 + \frac{f_s (U_{ST} M F)}{f_g U_{Sj}} \right\} \quad (7.26)$$

Donde

$$f_s = \frac{3.0 f_g C_D}{2.3 v_s^2} \left\{ \frac{U_{ST} - U_{ST}}{U_{ST}} \right\} \quad (7.27)$$

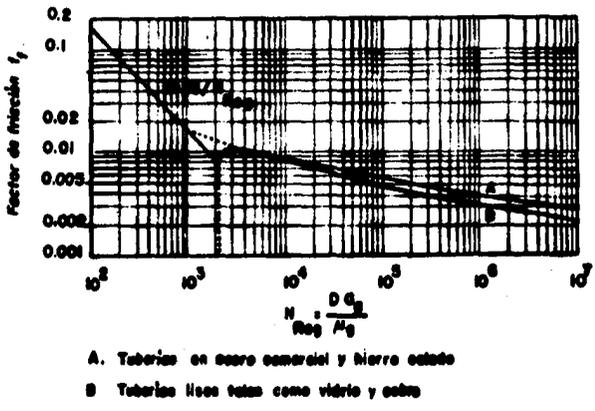
f_g : se obtiene de la fig(7.5), como una función del número de Reynolds del gas.

C_D : el coeficiente de arrastre se obtiene de la fig(7.4), calculando el número de Reynolds mediante la siguiente ecuación.

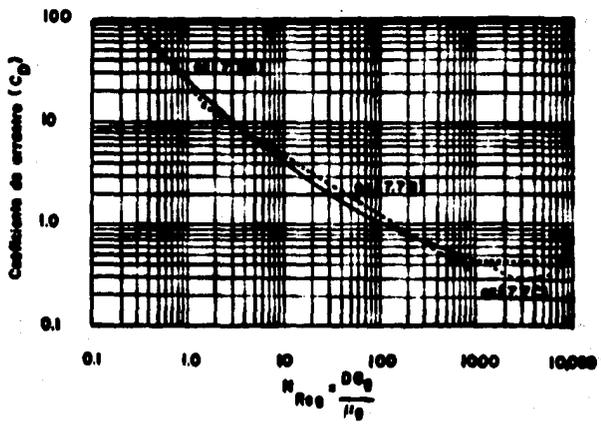
$$N_{Res} = \frac{d_p U_{ST} \rho_g}{\mu_g} \quad (7.28)$$

ó bien a partir de las siguientes relaciones.

$C_D = 24.0 / N_{Res}$	$N_{Res} < 2.00$ (A)	
$C_D = 18.5 / N_{Res}^{0.00}$	$2.00 < N_{Res} < 500.00$ (B)	(7.7)
$C_D = 0.4400$	$N_{Res} > 500.00$ (C)	



Fig(7.4) Relación número de Reynolds-fricción para el flujo de fluidos isotérmicos



Fig(7.5) Coeficiente de arrastre (C_D)

RESTRICCIONES

Material	Terito, Alumin, Catalin, Poliestireno
Diámetro de la tubería (in)	2.0000 a 3.0000
Diámetro de la partícula (in)	0.0350 a 0.1200
Velocidad del aire (ft/seg)	66.0000 a 119.0000
Relación de flujos (sólido/aire)	menores a 5.0000
Densidad de la partícula (lb/ft ³)	65.5000 a 70.5000
Densidad de la mezcla (lb/ft ³)	40.0000 a 71.0000
Material de la tubería	Vidrio pyrex

Tabla (7.6)

ALGORITMO

1. Datos de condiciones de proceso: densidad y diámetro de la partícula, flujos mássicos de sólido y de aire, presión y temperatura de la alimentación, longitud y diámetro (supuesto) de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida, P_2 .
3. Con la presión de alimentación P_1 y la de la salida P_2 , calcule \bar{u} na presión promedio.
4. Obtenga la densidad y viscosidad del aire a las condiciones de presión y temperatura promedio del sistema (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule la velocidad de los sólidos totalmente acelerados con la eq(7.25).

6. Determine el factor de fricción del aire, con la fig(7.5) como una función^s del número de Reynolds calculado con la ec(7.28).
7. Determine el coeficiente de arrastre con las ecs(7.7), dependiendo del número de Reynolds calculado con la ec(7.5), ó bien de la fig(7.4).
8. Calcule el factor de fricción de los sólidos totalmente acelerados (f_s) con la ec(7.27).
9. Evalúe la caída de presión total con la ec(7.26).
10. Compare la caída de presión sujeta con la calculada. Si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si no haga la ΔP_T calculada igual a la ΔP_T sujeta y regrese al paso 2.
11. Repita los pasos 2 a 10 para diferentes diámetros de tubería.
12. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección mas adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

7.5.5 Wen

De las observaciones realizadas por Wen (70), él demostró que la caída de presión total es mucho más grande que la calculada para el aire a través de la tubería vacía. Por lo que concluyó:

$$\Delta P_T \cong \Delta P_s \quad (7.29)$$

Donde

$$\Delta P_s = \frac{2 f_s G_s U_{ss} L}{g_c D} \quad (7.30)$$

G_s : se encuentra referido a la sección transversal de entrada de la tubería.

$$U_{ss} = \frac{G_s}{f_{ds}} \quad (7.31)$$

f_s : éste se obtiene de la fig(7.6), la cual es una representación gráfica de los datos experimentales.

El hecho de que los datos hayan sido correlacionados satisfactoriamente contra la velocidad superficial de los sólidos (U_{ss}), y no requiera del uso del número de Reynolds, enfatiza que en este tipo de flujo de partículas este último juega un papel secundario.

La densidad de los sólidos dispersos involucrada en la ec(7.31) se evalúa de la siguiente forma.

$$\rho_{ds} = \frac{W_s W_g}{A L} \quad (7.32)$$

Wen encontró que la velocidad superficial de los sólidos, podía relacionarse con la velocidad superficial del gas en la forma siguiente.

$$U_{ss} = 0.5 U_{sg} \quad (7.4)$$

Donde

$$U_{sg} = \frac{G_g}{f_{dg}} \quad (7.33)$$

$$f_{dg} = \left\{ 1 - \frac{f_{ds}}{f_s} \right\} f_s \quad (7.34)$$

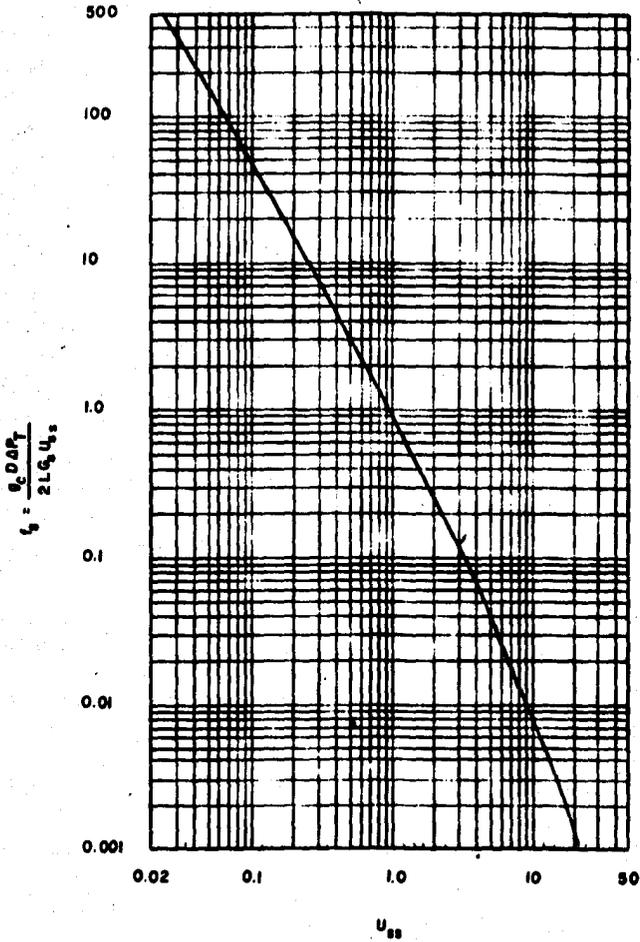
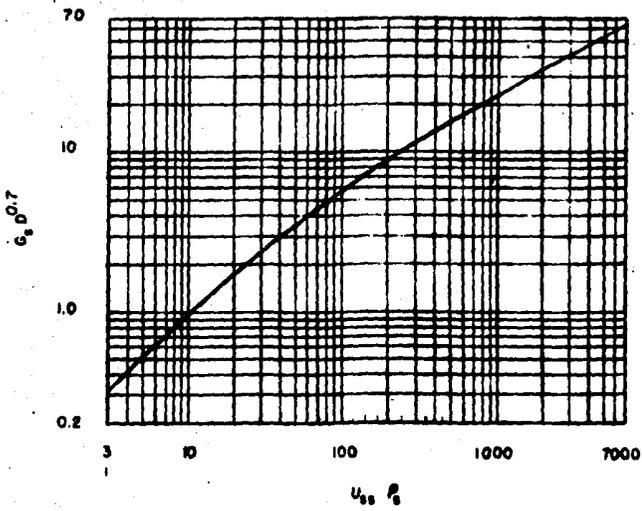


Fig (7.6) Corrección del factor de fricción para altas velocidades de flujo de sólidos en tuberías horizontales (f_s)



Fig(7.7) Gráfico de los datos de flujo másico de los sólidos

Una correlación empírica que relaciona el flujo y la densidad de los sólidos, con el diámetro de la línea de transporte está dada en la fig(7.7).

RESTRICCIONES

Material	Hulla, Cuentas de vidrio
Diámetro de la tubería (in)	0.3640 a 1.0000
Diámetro de la partícula (in)	0.0028 a 0.0297
Velocidad del aire (ft/seg)	0.5000 a 50.0000
Relación de flujo (sólido/aire)	50.0000 a 850.0000
Densidad de la partícula (lb/ft ³)	81.0000 a 156.0000
Material de la tubería	Vidrio pyrex, Acero comercial

Tabla (7.7)

ALGORITMO

1. Datos de condiciones de proceso: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos y diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte.
2. Calcule el producto $G_s \cdot D^{0.70}$, y de la fig(7.7) determine $f_s = U_{ss}$.
3. Con la densidad de los sólidos (ρ_s) calcule la velocidad superficial de los mismos (U_{ss}) con el valor obtenido en el paso 2.
4. Obtenga de la fig(7.6) el factor de fricción de los sólidos.
5. Calcule la caída de presión total en el sistema, con la ec(7.50).

6. Repita los pasos 2 a 5 para diferentes diámetros de tubería.
7. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

7.5.6 METHA, SMITH Y JONINGS

En el caso general del transporte de partículas sólidas mediante la utilización de un fluido (gas), la caída de presión total puede ser considerada como la suma de las siguientes contribuciones.

1. Caída de presión debido a la aceleración del fluido

$$\Delta P_{0g} = \frac{G_g U_{3g}}{2g_c} \quad (7.35)$$

2. Caída de presión debido a la aceleración de las partículas sólidas

$$\Delta P_a = \frac{G_s U_{3s}}{g_c} \quad (7.36)$$

3. Caída de presión de la fase gaseosa, evaluada como si existiera solamente ésta

$$\Delta P_g = \frac{f_g G_g U_{3g} L}{2g_c D} \quad (7.37)$$

4. Caída de presión debido a la presencia de los sólidos en la corriente

$$\Delta P_s = \frac{f_s U_{3s} G_s L}{2g_c D} \quad (7.38)$$

Metha y colaboradores (86) consideran que la caída de presión total para el transporte neumático horizontal es debida a la suma de las contribuciones 3 y 4, es decir (dado que la longitud de la tubería requerida para la aceleración del fluido y de los sólidos es pequeña comparada con la longitud total de la línea).

Finalmente los autores presentan la siguiente correlación para llevar a cabo la evaluación de la caída de presión total en la línea de transporte, la cual tiene la siguiente forma.

$$P_T = f_m L U_{0g}^2 P_g \left[\frac{1 + \frac{U_{0g}^2 P_{d_s}}{U_{0g}^2 P_g}}{29.0 D} \right]^c \quad (7.40)$$

Donde

f_m : se calcula como la suma de los factores de fricción de ambas fases.

f_g : se obtiene de la fig(7.5)

f_s : se obtiene de las ecs(7.1 a 7.7)

c : esta constante toma valores de 0.30 o 1.00

$d_p < 0.056 \text{ mm}$ $d_p > 0.097 \text{ mm}$

RESTRICCIONES

Material	Cuentas de vidrio
Diámetro de la tubería (in)	0.900000
Diámetro de la válvula (mm)	0.036000 a 0.097000
Velocidad del aire (ft/seg)	10.000000 a 90.000000
Velocidad terminal (ft/seg)	0.315000 a 1.350000
Flujo másico de sólidos (lb/seg)	0.008045 a 0.055000
Densidad de la partícula (lb/ft ³)	158.000000
Material de la tubería	Acero estandar

Tabla (7.8)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos, velocidad superficial de los sólidos, presión y temperatura de la alimentación, diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de entrada P_1 y la presión de salida P_2 , calcule la presión promedio.
4. De acuerdo al diámetro de partícula, determine el valor de c .
5. Obtenga la densidad y viscosidad del gas, a las condiciones de presión y temperatura promedio del sistema (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
6. Determine el factor de fricción del aire con la fig(7.5) como una función del número de Reynolds calculado con la ec(7.28).
7. Determine el factor de fricción de los sólidos ec(7.1 a 7.7).
8. Determine la densidad de los sólidos dispersos, ec(7.32)
9. Con los datos de flujo másico de sólidos, diámetro de la tubería y densidad de los sólidos, determine la velocidad superficial de los sólidos.
10. Con los datos del factor de fricción de sólidos y del aire, determine el factor de fricción de la mezcla.
11. Evalúe la caída de presión total ΔP_T , ec(7.40).

12. Compare la caída de presión supuesta con la calculada. Si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se ha brá determinado la caída de presión total del sistema. Pero si no, haga ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al pa so al 2.
13. Repita los pasos 2 a 12 para diferentes diámetros de tubería.
14. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección mas adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferen tes combinaciones.

7.5.7 WEN Y SIMONS

Wen y Simons (71) propusieron una correlación para evaluar la caída de presión que ocurre en el transporte neumático de sólidos en fase densa, donde las relaciones máxicas cubiertas van de 80 a 780 lb de sólidos por lb de aire. Ellos encontraron que esta caída de presión es sólo una función del flujo de los sólidos en la línea de transporte, por lo que los autores proponen la siguiente expresión para calcular el gradiente de presión total.

$$\Delta P_T = 0.537 \frac{U_{SS}^{0.45}}{g_c} L \bar{F}_m \left\{ \frac{D}{d_c} \right\}^{-0.250} \quad (7.41)$$

Donde

$$U_{SS} = 0.50 U_{T3} \quad (7.4)$$

$$U_{T3} = \frac{G_3}{F_{d3}} \quad (7.33)$$

$$f_{d3} = \left\{ 1 - \frac{\rho_s}{\rho_g} \right\} f_g \quad (7.34)$$

La velocidad superficial de los sólidos (U_{ss}) puede ser obtenida de la fig(7.8), donde se relaciona el flux de los sólidos con la velocidad superficial de los mismos.

La ec(7.41) sólo es válida cuando la velocidad superficial de los sólidos se encuentra dentro del siguiente rango.

$$0.0328 \leq U_{ss} \leq 32.8084 \text{ ft/seg} \quad (7.42)$$

RESTRICCIONES

Materia	Hulla
Diámetro de la tubería (in)	0.25000 a 1.00000
Diámetro de la partícula (mm)	0.00071 a 0.75500
Velocidad de los sólidos (ft/seg)	0.03280 a 32.80840
Relación de flujo (sólido/aire)	80.00000 a 780.00000
Densidad de la partícula (lb/ft ³)	81.00000
Materia de la tubería	Vidrio pyrex

Tabla (7.9)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos y aire, densidad de la mezcla, diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte.
2. Determine la densidad de los sólidos dispersos, ec(7.32).
3. Determine la densidad del gas disperso, ec(7.34).

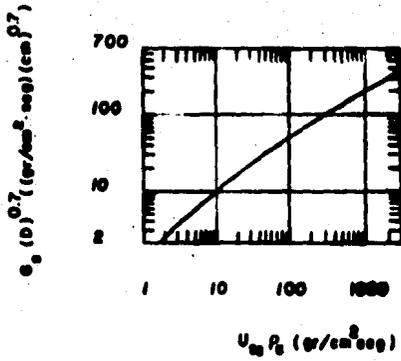


Fig (7.8) Correlación del flujo mólco de sólidos (G_s) con la velocidad superficial (U_{s0})

4. Calcule el flux del gas, a partir del diámetro de la tubería.
5. Con la información del paso 3 y 4, determine la velocidad superficial del gas, ec(7.33) y con ésta determine la velocidad superficial de los sólidos, ec(7.4), como un caso alternativo la velocidad superficial de los sólidos puede ser determinada haciendo uso de la fig(7.8).
6. Cheque si la velocidad superficial de los sólidos cumple con el criterio de la ec(7.42), si se satisface, entonces pase al paso 7, si no se cumple entonces no puede utilizar esta correlación.
7. Determine la caída de presión total en la línea de transporte ΔP_T ec(7.41).
8. Repita los pasos 2 a 7 para diferentes diámetros de tubería.
9. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

7.5.8 Mc CARTY Y OLSON

Mc Carty y Olson⁽⁸⁴⁾ presentaron una solución analítica para el flujo tapón de una mezcla gas-sólido, en la cual la velocidad de deslizamiento de los sólidos es pequeña.

Los autores parten de la base de que el aumento y disminución de la pérdida de energía por fricción en el flujo de mezclas gas-sólido depende del número de Reynolds, de la relación de flujo másico sólido-gas, y de la homogeneidad del fluido. Bajo estas consideraciones los autores presentan las siguientes ecuaciones para el cálculo

de la caída de presión, cuando se tiene flujo isotérmico.

1. Caída de presión total

$$\Delta P_T = \Delta P_{cf} + \Delta P_a \quad (7.43)$$

2. Caída de presión debido a la aceleración de las partículas

$$\Delta P_a = \frac{3.1416 D^2 C_D \rho_g (U_{sg} - U_{ss})^2}{8 g_c A_p} \quad (7.44)$$

3. Caída de presión debido a la fricción de la mezcla

$$P_2 = \left\{ P_1^2 + \frac{4 f_s G_m^2 R T L}{D g_c} + \frac{2 G_m^2 R T}{g_c} \ln \left\{ \frac{P_2}{P_1} \right\} \right\}^{0.5} \quad (7.45)$$

Donde

$$f_g = \frac{0.05241}{N_{Re_g}^{0.211}} \quad (7.46)$$

$$\frac{f_s}{f_g} = 1 - 0.8 \left\{ \frac{W_h}{W_g} \right\} + 0.5 \left\{ \frac{W_h}{W_g} \right\}^2 \quad (7.47)$$

$$P_m = \sum_{i=1}^j x_i P_i \quad (7.48)$$

$$W_m = W_s + W_g \quad (7.49)$$

$$G_m = \frac{4 W_m}{\pi D^2} \quad (7.50)$$

$$U_{sg} = \frac{G_g}{\left(1 - \frac{f_s}{f_g} \right) \rho_g} \quad (7.51)$$

RESTRICCIONES

Material	Vidrio, CaSO_3
Diámetro de la tubería (in)	1.0000
Diámetro de la partícula (mm)	0.0030 a 0.0500
Relación de flujo (sólido/aire)	0.0350 a 0.167
Densidad de la partícula (lb/ft^3)	156.0
Material de la tubería	Vidrio

Tabla (7.10)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujos máxicos de sólidos y de aire, presión y temperatura de alimentación y diámetro (supuesto) de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de entrada P_1 y la presión de salida P_2 , calcule una presión promedio.
4. Obtenga la densidad y viscosidad del gas, a las condiciones de presión y temperatura promedio del sistema.
5. Determine la velocidad superficial del gas (U_{sg}) de la ec(7.51)
6. Con los datos de los pasos 4 y 5 y el diámetro de la tubería, determine el número de Reynolds del gas (N_{Reg}).

7. Con el dato del paso 6 determine el factor de fricción del gas, ec(7.46).
8. Con los flujos máxicos y el factor de fricción del gas, despeje de la ec(7.47) el factor de fricción de los sólidos.
9. Determine el flux de la mezcla (G_m), ec(7.50).
10. Resuelva la ec(7.45) para P_2 , haciendo uso de un método iterativo.
11. Si la presión calculada en el paso 10 difiere de la presión su - puesta en una cierta tolerancia (2 psi), entonces continúe el procedimiento, si no ocurre lo anterior, haga P_2 calculada igual a P_2 supuesta y regrese al paso 2.
12. Determine la velocidad superficial de los sólidos (U_{ss}).
13. Determine el coeficiente de arrastre, ecs(7.7).
14. Determine la caída de presión debido a la aceleración, ec(7.44).
15. Determine la caída de presión total ΔP_T en la línea de transporte, ec(7.43).
16. Repita los pasos 1 a 15 para diferentes diámetros de tubería.
17. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

7.5.9 ROSE Y DUCKWORTH

La correlación de Rose y Duckworth⁽¹⁰¹⁾ ha sido discutida con todo detalle en la sección(8.5.9). Esta es directamente aplicable al transporte neumático horizontal de mezclas gas-sólido. En este tipo de flujo pueden ser utilizadas todas las relaciones y figuras expuestas en la sección antes mencionada, excepto que la ec(8.62) to ma la forma siguiente.

$$f_m = \left\{ \frac{\Delta P_m q_c}{(\rho_g U_{3g}^2 / 2)(L/D)} \right\} \quad (8.62)$$

La correlación ha sido probada para diámetros de tubería de 1.265 a 16.00 in, y densidades relativas de sólidos a ser transporta dos de 1.5 a 11.1.

RESTRICCIONES: ver tabla(8.10)

ALGORITMO: este se muestra en la sección(8.5.9)

7.5.10 CHARI

De un balance de energía, basado en la primera ley de la termo- dinámica y despreciando otras formas de energía (eléctrica, magnéti ca y química), Chari⁽²⁰⁾ propone que la caída de presión total es la suma de las siguientes contribuciones: caída de presión por fricción (ΔP_f), caída de presión de los sólidos debido a la presencia de éstos en la corriente (ΔP_s), caída de presión debido a la aceleración de la fase gaseosa (ΔP_{a_g}), caída de presión debido a la aceleración de las partículas (ΔP_a) y por último la caída de presión requerida

para soportar el peso de una columna de aire y de sólidos en una tubería vertical (ΔP_{fs}).

$$\Delta P_f = \Delta P_f + \Delta P_s + \Delta P_{a1} + \Delta P_{a2} + \Delta P_{f2} \quad (7.53)$$

Bajo condiciones de total aceleración de los sólidos en una tubería horizontal, los términos de ΔP_{ag} , ΔP_a , ΔP_{fs} , se hacen igual a cero debido a que se está considerando una sección de la tubería donde tanto la fase gaseosa como los sólidos se encuentran totalmente acelerados, puesto que la longitud de tubería requerida para la aceleración de las fases es considerablemente pequeña cuando se la compara con la longitud total de la línea de transporte (101).

$$\Delta P_f = P_1 - P_2 = \Delta P_f + \Delta P_s \quad (7.54)$$

Donde

$$\Delta P_f = \frac{2 f_a f_s U_{ss}^2 L}{g_c d} \quad (7.55)$$

f_a : este parámetro puede ser obtenido de la fig(7.9)

De una ecuación análoga a la de Manning, la caída de presión debido a la fricción de los sólidos puede ser expresada como.

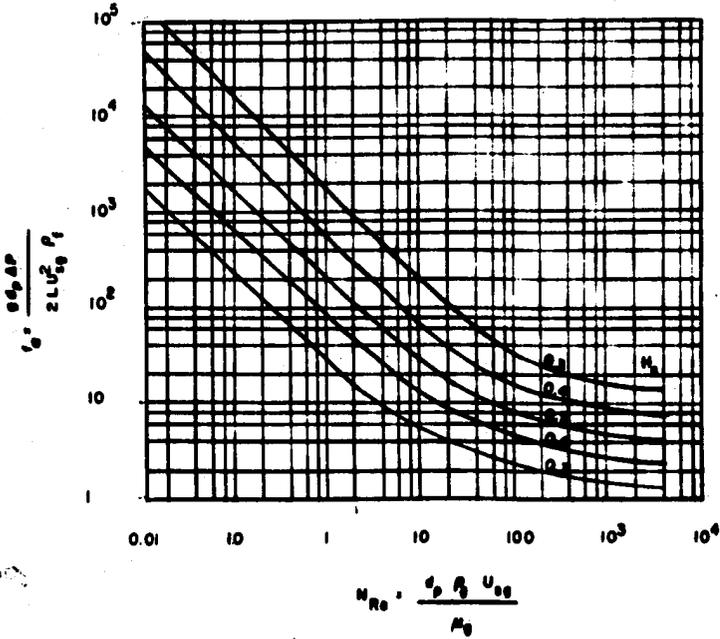
$$\Delta P_s = \frac{2 f_s U_{ss}^2 f_m L}{g_c D} \quad (7.56)$$

Donde

$$U_{ss} = \frac{G_s}{f_m} \quad (7.57)$$

Los valores de f_s determinados experimentalmente, se correlacionan en la forma siguiente.

$$f_s = 1.26 \left\{ \frac{G_s}{f_m (g_c D)^{0.5}} \right\} \left\{ \frac{f_m}{62.4} \right\}^{0.333} \left\{ \frac{1}{N_{Mc}} \right\}^{-1.5} \quad (7.58)$$



Para obtener valores de f_0 cercanos al hecho empírico, reduce el valor de f_0 obtenido con $N_{Re} = 7$ entre $100 \leq N_{Re} \leq 4000$ multiplicando por un factor de 0.75. Y para números de Reynolds en el rango de $10 \leq N_{Re} \leq 100$ por un factor igual a

$$(1 - 0.25(N_{Re}/100))$$

Fig (7.9)

La ec(7.58) sólo es válida cuando $G_s \cdot D < 10.0$

Donde

$$N_{Res} = \frac{x \cdot d \cdot \rho \cdot U_{bs}}{\mu_g} \quad (7.59)$$

Sustituyendo la ec(7.58) en la ec(7.56), se obtiene la expresión que se utiliza para evaluar la caída de presión debida a la fricción de los sólidos contra la pared de la tubería.

$$\Delta P_s = \frac{3.64 W_s^{0.5}}{D^{0.25} \rho_m N_{Res}^{0.5}} \quad (7.60)$$

Una ecuación adicional a las ya mencionadas es el holdup del gas.

$$H_g = 1 - \frac{\rho_m}{\rho_s} \quad (7.61)$$

RESTRICCIONES

Material	Catalisadores (PPG y TCC), K_2SO_4
Díametro de la tubería (in)	1.0000 a 3.0000
Díametro de la partícula (in)	0.0055 a 0.0126
Flujo másico de sólidos (lb/seg)	0.0000 a 1.2500
Relación de flujo (sólido/aire)	40.0000 a 400.0000
Densidad de la partícula (lb/ft ³)	59.9000 a 116.0000
Densidad de la mezcla (lb/ft ³)	32.0000 a 87.5500
Factor de forma (adimen)	0.7300 a 1.0000
Material de la tubería	Lucita

Tabla (7.11)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad, diámetro y factor de forma de la partícula, flujo másico de sólidos y de aire, densidad de la mezcla, diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla.
2. Suponga una caída de presión, y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de entrada P_1 y la de salida P_2 , calcule una presión promedio.
4. Obtenga la densidad y viscosidad del aire, a las condiciones de presión y temperatura promedio del sistema (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule la caída de presión por fricción (ΔP_f)
 - a. Calcule el holdup del gas, ec(7.61)
 - b. Calcule el número de Reynolds mediante la siguiente ecuación.

$$N_{Re} = \frac{d_p \rho_g U_{sg}}{\mu_g}$$
 - c. Con el número de Reynolds, obtenga el factor de fricción del fluido, fig(7.9).
 - d. Calcule la caída de presión por fricción con la ec(7.55).
6. Calcule la caída de presión debida a la presencia de los sólidos en la corriente.
 - a. Calcule el número de Reynolds del sólido, ec(7.59).
 - b. Calcule el factor de fricción del sólido, ec(7.58).

- c. Calcule la caída de presión debido a la presencia de los sólidos en la corriente, ec(7.56).
7. Avalúe la caída de presión total en el sistema, ec(7.54).
 8. Compare la caída de presión supuesta con la calculada. Si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si no, haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 2.
 9. Repita los pasos 2 a 8 para diferentes diámetros de tubería.
 10. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada - puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones (Esta evaluación económica consiste en llevar a pesos y centavos cada una de las combinaciones estudiadas, es decir, que de acuerdo al diámetro de tubería utilizado y caída de presión en ésta, se deberá contemplar cierto equipo que estará suministrando la energía necesaria al fluido que se encargará de transportar al sólido de una posición a otra, de ahí la necesidad de determinar los costos de cada una de las combinaciones, ya que como se sabe existen alternativas que técnicamente son muy buenas pero que el costo de estas puede ser muy elevado, por lo cual se hace necesario seleccionar una alternativa que técnicamente sea adecuada y de bajo costo).

7.6 SELECCION DE LA CORRELACION

Para la justificación de la correlación seleccionada ver la sección (8.6)

Transporte Neumático Vertical

8

3.1 INTRODUCCION

El transporte neumático de mezclas sólido-gas en tuberías verticales, es una técnica ampliamente utilizada que se encuentra con mayor frecuencia en las modernas plantas industriales, en elevadores de granos, en la industria minera, entre otras. El número de procesos que envuelven el manejo de sólidos se ha ido incrementando y puede continuar, especialmente cuando se considera el uso anticipado de la hulla pulverizada en generadores, para llevar a cabo la producción de gas sintético^(113).

La mayoría de las correlaciones utilizadas para el dimensionamiento de este tipo de tuberías son parcialmente empíricas y dan resultados poco precisos cuando son aplicadas a otros sistemas diferentes a los utilizados para llevar a cabo el desarrollo de la misma.

Muchos trabajos se han realizado sobre el transporte neumático, con el fin de resolver el problema de especificar el diámetro de la tubería, relación de flujos máxicos sólido/gas, caída de presión total, y patrón de flujo. Aunque la solución a éste ha estado generalmente basado en la experiencia actual y reglas heurísticas, tales como las presentadas por Zenz y Othmer^(139). Algunos de los más recientes estudios han intentado considerar el tratamiento mecanicista del problema, los más representativos son los realizados por Julian y Dukler^(64), Jook y Daniel^(106), entre otros.

A bajas velocidades del fluido de transporte, las partículas sólidas son imperturbadas y el fluido viaja en una trayectoria no uniforme a través del lecho de las partículas no consolidadas. Un

entendimiento de tal flujo a través de un medio poroso es importante en las operaciones de cracking catalítico con lecho fijo ó móvil. Conforme se va aumentando la relación de flujo de gas, se alcanza una velocidad donde la caída de presión es igual al peso por unidad de área del lecho. En este punto las partículas son suspendidas en el fluido pero no viajan con éste por lo que su velocidad de deslizamiento es igual a la velocidad del fluido. Esto es conocido como estado de fluidización, el cual es muy importante en el contacto gas sólido en los procesos industriales.

La fluidización ha sido tratada de una manera extensiva en los trabajos de Zenz y Othmer (139) y Lava (79), siendo éste un tópico frecuentemente tratado en la literatura técnica de nuestros días, debido a la gran aplicación industrial que se tiene a nivel industrial (38).

A velocidades del fluido superiores, las partículas alcanzan una velocidad ascendente finita, dando lugar a un verdadero transporte de sólidos. El holdup de los sólidos en esta posición de la tubería es alto cuando se tienen velocidades de mínimo transporte. Con el mezclado de diferentes tamaños de partícula, siendo las más pequeñas transportadas a bajas velocidades la velocidad del fluido debe ser incrementada más allá de la velocidad de deslizamiento de las partículas de mayor tamaño para que de esta manera se tenga un verdadero transporte de partículas. Bajo tales condiciones de transporte no existe la acumulación de material en el sistema (líneas de transporte) y la composición de la mezcla es la misma tanto a la entrada como a la salida.

Si una mezcla gas-sólido es introducida en un sistema a una velocidad por debajo de la velocidad en la cual es posible tener las condiciones de estado estacionario, puede eventualmente darse la acumulación de sólidos, lo cual origina el taponamiento de la línea.

Esto hace necesario la predicción de la velocidad mínima de transporte en el diseño del sistemas de transporte neumático.

Como es usual, las partículas sólidas son introducidas a una

velocidad axial baja comparada con la del fluido, éstas recorren una distancia considerable alrededor de la cual las partículas son aceleradas más adelante para alcanzar una velocidad estacionaria. Cuando estamos hablando de transporte neumático como en este caso y además si el gradiente de presión es significativo, las condiciones mencionadas arriba nunca son alcanzadas, y la velocidad de ambas fases se va incrementando continuamente. La aceleración de las partículas sólidas es alcanzada particularmente en la corriente ascendente, causando cambios significativos en el perfil de concentración, holdup, y gradiente de presión. De acuerdo con esto, se debe tener mayor cuidado en la interpretación de datos obtenidos en el laboratorio cuando se esté trabajando con tuberías relativamente cortas. El problema de la aceleración de las partículas ha sido tratada más extensamente en el trabajo de Kolpakov y Donat⁽⁶⁹⁾.

En el presente Capítulo se muestran correlaciones para calcular el factor de fricción de los sólidos, el cual es un parámetro importante, involucrado en las correlaciones para dimensionar líneas de transporte neumático. Posteriormente se da una descripción de los patrones de flujo frecuentemente encontrados en el transporte de sólidos a partir de fluidos gaseosos. Y por último se presentan diversas correlaciones con sus restricciones y algoritmos de cálculo, para calcular la caída de presión en líneas de transporte neumático.

8.2 FACTOR DE FRICCIÓN DE SÓLIDOS

Yang⁽¹³²⁾ después de haber realizado una revisión de las correlaciones propuestas para evaluar el factor de fricción de los sólidos, encontró que ninguno de los autores incluye explícitamente el holdup del gas (H_g) como un factor de correlación, a pesar de repetir las variadas funciones del holdup en los estudios sobre lechos empacados. Por lo que Yang se encaminó a generar una

correlación para el factor de fricción de los sólidos que involucre el holdup del gas (H_g). El cual tiene la forma siguiente.

$$U_{BG}/U_t > 1.5$$

$$f_s = \frac{0.0126 (1-H_g)}{H_g^3} \left\{ (1-H_g) \frac{N_{Re}}{N_{Re3}} \right\}^{-0.774} \quad (8.1)$$

Donde

$$N_{Re3} = \frac{d_p (U_{39} - U_{23}) \rho_g}{\mu_g} \quad (7.5)$$

$$N_{Re1} = \frac{d_p U_t \rho_g}{\mu_g} \quad (7.2)$$

$$U_{BG}/U_t < 1.5$$

$$f_s = \frac{0.01010 (1-H_g)}{H_g^3} \left\{ (1-H_g) \frac{N_{Re1}}{N_{Re3}} \right\}^{-1.021} \quad (8.3)$$

Se recomienda que la ec(8.1) sea usada para calcular el factor de fricción de los sólidos en fase diluida (relaciones máxicas de sólido/gas de 1 a 50), excepto en casos donde la velocidad de transporte se acerque a la velocidad terminal de las partículas. Por lo que la ec(8.3) se usará bajo estas condiciones.

RESTRICCIONES

Las restricciones a las cuales están sujetas las ecs(8.1) y (8.3) se enlistan en la tabla(8.1)

Tabla (8.1)

1. Densidad de la partícula (g/cm^3)
$0.9100 < \rho < 8.9000$
2. Diámetro de partícula (micrones)
$110.00 < d_p \leq 3400.0$
3. Velocidad terminal (m/seg)
$0.3000 < U_t < 22.930$
4. Diámetro de tubería (cm)
$0.6780 < D < 7.6200$

8.3 PATRONES DE FLUJO

En esta sección se mostrarán las cuatro situaciones generales que se presentan en la fluidización cuando el gas pasa en forma ascendente a través de un lecho de partículas sólidas finamente divididas, haciendo un desarrollo más completo de los patrones de flujo que se presentan en el transporte neumático, que es el problema que estamos tratando en el presente Capítulo.

Estados de Fluidización

1. Fluidización de lecho fijo
2. Fluidización en fase densa
3. Fluidización a dos fases
4. Transporte neumático

1. Fluidización de lecho fijo: Se caracteriza porque el gas pasa a bajas velocidades a través del lecho causando una caída de presión relativamente pequeña. Las partículas son esencialmente imperturbadas y el gas pasa a través de los espacios existentes entre las partículas, las cuales permanecen en su lugar en el lecho fijo, siendo la caída de presión más pequeña que el peso por unidad de área del lecho. Un incremento posterior en la velocidad del gas causa una ligera expansión en el lecho, ocasionando que las partículas se muevan con cierta libertad.

A determinadas velocidades de flujo, la caída de presión es igual al peso del lecho por unidad de área del mismo y las partículas son suspendidas en la corriente del gas, con lo cual las partículas se mueven con mayor libertad en todas direcciones.

A condiciones específicas de geometría del lecho, características de las partículas, y velocidad del gas, el sistema posee propiedades definidas tales como: densidad, conductividad térmica, capacidad calorífica, y viscosidad. El estado fluidizado es una condición relativamente estable y puede ser mantenida indefinidamente con las propiedades y dimensiones de la partícula, con pequeñas pérdidas de partículas que son arrastradas por el gas.

2. Fluidización en fase densa: En este tipo de fluidización se presentan tres tipos

- 2.1. Flujo cohesivo
- 2.2. Flujo agregativo
- 2.3. Flujo bala (slug)

El tipo de flujo es influenciado por: geometría del lecho, características de la partícula, y de las propiedades del gas. Aunque este último no es considerado como un criterio definitivo que nos delimite los diferentes tipos y características de mezcla observados en la región de transición.

2.1. Flujo cohesivo: Este flujo se caracteriza por la formación de bloques compactos de partículas, debido a que el tamaño de las mismas es muy pequeño (menores de 60 micrones).

2.2. Flujo agregativo: Las partículas están totalmente suspendidas en la corriente del gas y se mueven al azar a través del lecho, éste flujo no corresponde al flujo cohesivo ó formación de bultos. El tamaño promedio de las partículas requerido para este tipo de flujo es cercano a los 60 micrones para el cracking catalítico.

2.3. Flujo bala : Este es asociado con partículas de gran tamaño y lechos con amplias relaciones de altura a diámetro y/o velocidades altas de gas. Tamaños de partícula de alrededor de 100 micrones para el cracking catalítico y velocidades más grandes que 1.0 ft/seg, causan éste tipo de flujo. El flujo bala se presenta generalmente en el lecho, cuando la relación altura-diámetro es mayor de 10.

En la fig(8.1) se ilustran las relaciones entre la caída de presión y la velocidad. En la región A-B, las partículas arrastradas en el estado de lecho fijo, y la caída de presión es una función directa de la velocidad del gas (sin embargo, los lechos con partículas muy pequeñas, menores a 10 micrones no siguen esta generalización

En el punto B, las partículas vienen suspendidas en la corriente de transporte, incrementándose así la libertad para moverse. Un pequeño rearrreglo de las partículas ocurre a velocidades del gas ligeramente altas. Por medio del movimiento de las mismas, se presenta el área máxima disponible para el flujo. En la región B-E, el lecho está completamente soportado por la corriente del gas, con una caída de presión igual al peso del lecho por unidad de área. Por lo que se ha encontrado que el lecho fluidizado tenga una amplia variedad de aplicaciones, la más frecuentemente usada es el de la conversión catalítica de hidrocarburos del petróleo.

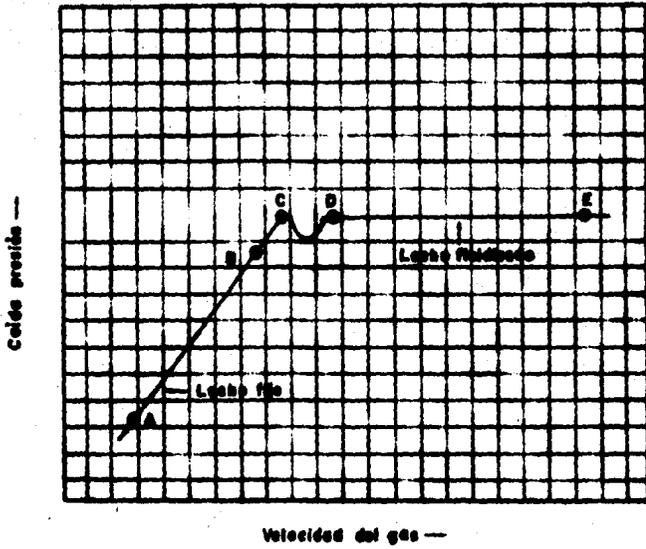


Fig (0.1) Variación de la caída de presión con la velocidad en lechos fijos y fluidizados

3. Fluidización a dos fases: Esta se presenta a altas velocidades, en donde las pequeñas partículas son arrastradas con el gas, formando así una fase diluida por arriba del lecho. Las partículas de mayor tamaño forman una fase menos densa, y las más pequeñas componen en la parte superior la fase diluida. Esta es una condición relativamente inestable y eventualmente la mayoría de las partículas pequeñas salen del sistema.

4. Transporte neumático: Generalmente en los sistemas de transporte de mezclas gas-sólido, la dispersión de los sólidos es relativamente uniforme a lo largo de la tubería, y los patrones de flujo pueden ser descritos como una suspensión axial simétrica. Un reducido número de publicaciones sobre este tipo de transporte son disponibles, y si bien los diagramas de patrones de flujo pueden ser desarrollados a partir de mediciones de perfiles de concentración, la simplicidad de tal situación solamente puede ser aplicada a valores pequeños de las variables que gobiernan este tipo de flujo. El transporte neumático vertical generalmente se lleva a cabo en régimen de fase diluida (donde las relaciones de flujo másc. sólido/gas son de 1 a 50), y muchos de los trabajos publicados sobre este tipo de transporte han sido restringidos a este tipo de patrón, aunque cuatro tipos de patrones de flujo pueden ser descritos para el transporte neumático vertical (ver fig(3.2)).

1. Flujo en fase diluida

2. Flujo en fase densa

2.1. Flujo en fase densa sin descenso de sólidos

2.2. Flujo en fase densa con descenso de sólidos

3. Flujo de lecho en movimiento

1. Flujo en fase diluida: Se caracteriza porque los sólidos son transportados ascendentemente, aparentando una eventual suspensión

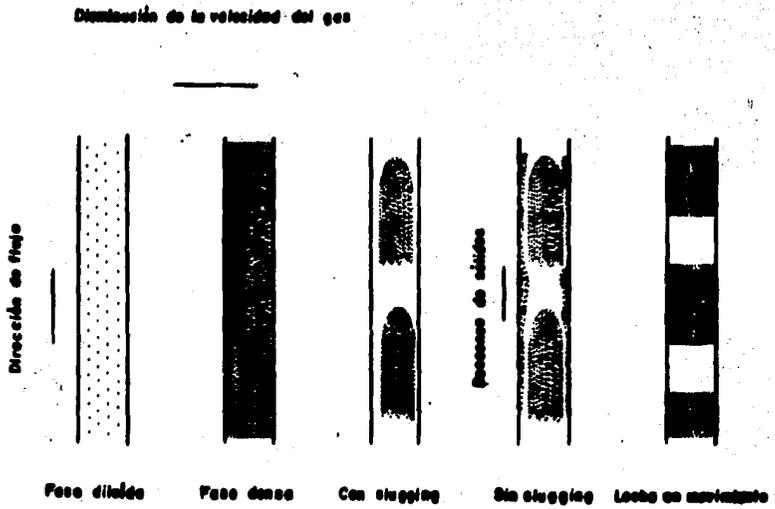


Fig (8.2) Patrones de flujo que se presentan en el transporte aséptico en tuberías verticales con flujo ascendente

Copyright 2000 by Marcel Dekker, Inc. All rights reserved. No part of this publication may be reproduced, stored in a retrieval system, or transmitted, in any form or by any means, electronic, mechanical, photocopying, recording, or by any information storage and retrieval system, without the prior written permission of Marcel Dekker, Inc.

dispersa con bajas concentraciones volumétricas de sólidos (generalmente menores al 5%). Este patrón de flujo es deseable cuando se requieren bajas velocidades de flujo del sólido y altas para el gas, dependiendo esto de los requerimientos de energía, erosión de la tubería y las consideraciones de tamaño de partícula.

2. Flujo en fase densa: Dos tipos de flujo en fase densa pueden ser distinguidos dependiendo si se dá o no el descenso de sólidos en el sistema que se encuentra bajo estudio. Este tipo de flujo es a menudo menos usado, debido a la naturaleza errática del flujo, fluctuaciones de la caída de presión, y vibraciones de la tubería, por todo lo anterior se hace inconveniente el uso de éste para tener un buen transporte neumático.

2.1. Flujo en fase densa sin descenso de sólidos: Los sólidos son transportados ascendentemente por medio de balas (slugs) de sólidos análogos a un lecho fluidizado en fase densa (con flujo bala).

2.2. Flujo en fase densa con descenso de sólidos: Para algunos sistemas sin embargo (polvos finos por ejemplo) el descenso de sólidos no ocurre, siendo éstos transportados ascendentemente como una fase densa con una considerable recirculación interna de sólidos. Este tipo de flujo es análogo a una recirculación del lecho fluidizado ó un lecho fluidizado veloz.

3. Flujo de lecho en movimiento: Se caracteriza porque los sólidos son transportados ascendentemente en bloques como un lecho empacado, siendo difícil el movimiento relativo de las partículas en el lecho. Este tipo de flujo es generalmente evitado, debido a las condiciones de caída de presión altas, problemas de

obstrucción, y finalmente por altos requerimientos de potencia.

8.4 HOLDUP

Spedding y Nguyen⁽¹¹¹⁾ desarrollaron una teoría general para la predicción del holdup del fluido en sistemas con flujo a dos fases, dicha teoría se encuentra basada en las aplicaciones de la conservación de masa y de la teoría del campo de flujo heterogéneo. Spedding y Nguyen dividieron el campo de flujo en dos posibles regiones.

1. Región de flujo total
2. Región de mezclado

En esta última la naturaleza de las fluctuaciones de flujo son tomadas en cuenta por la incorporación de un parámetro estructural, el cual es una propiedad del campo de flujo que describe completamente la forma de dicha estructura (para una mejor explicación de esto ver el artículo original de Spedding y Nguyen). Este parámetro estructural (r_c), es definido como la relación de tiempo, durante el cual un punto "g" (un punto cualesquiera en la tubería) es ocupado por el sólido en un intervalo de tiempo local de observación.

Los autores finalmente proponen la siguiente correlación, teniendo de estos dos parámetros, los cuales son obtenidos experimentalmente, la correlación tiene la siguiente forma.

$$\frac{1}{H_g} = C_0 + \frac{B}{U_m} \quad (8.4)$$

Donde:

$$U_m = \frac{U_m}{A} \quad (8.5)$$

$$A = A_s + A_g \quad (8.6)$$

$$Q_m = Q_s + Q_g \quad (8.7)$$

El parámetro de distribución (C_0), y la función inicial (B), como ya se mencionó anteriormente son determinadas experimentalmente, aunque si se desea saber cuales son las expresiones que hay que utilizar para llevar a cabo su determinación, Spedding y Nguyen en su desarrollo experimental muestran las ecuaciones que nos permiten obtener éstos. Por lo tanto se hace necesario remitirse a la fuente original.

Debe mencionarse que la correlación propuesta por Spedding y Nguyen es aplicable a cualquier posición de tubería, aunque debe tenerse cuidado en las determinaciones experimentales de los parámetros. Spedding y Nguyen muestran en su desarrollo experimental cuales han de ser las medidas a tomar para tener una buena aproximación en la determinación de éstos. En la tabla(8.2), se muestran los valores de los parámetros obtenidos por los autores para dos tipos de material y diferentes diámetros de tubería.

Material	ρ_s (g/cm ³)	d_p (mm)	D(cm)	C_0	B
Carbón	1.30	0.1100 a 0.7500	1.27	1.115	4.10
Carbón	1.30	0.1100 a 0.7500	1.91	1.110	2.00
Carbón	1.30	0.1100 a 0.7500	2.54	1.110	0.10
Vidrio	2.50	0.1473	1.27 a 2.54	1.110	2.00
Vidrio	2.50	0.2794	1.27 a 2.54	1.110	0.10

Tabla (8.2)

8.5 CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION

8.5.1 VOGT Y WHITE

La correlación propuesta por Vogt y White⁽¹²⁶⁾, está basada en la primera ley de la termodinámica la cual tiene la siguiente forma.

$$\int v dp + \frac{\Delta U^2}{2g_c} + \Delta Z = W_p - W_f \quad (8.8)$$

Esta ecuación es producto de un balance de energía, la cual no se ve afectada por otras formas de energía tales como: energía eléctrica, química, superficial ó magnética. De tal forma que la caída de presión total, sólo sea una función de las pérdidas por fricción del fluido puro, y de las pérdidas por fricción de las partículas.

Vogt y White llegaron a la siguiente correlación.

$$(W_s + W_p) \Delta Z + W_p \int \bar{v}_p dp + W_s \int \bar{v}_s dp + W_p \frac{\Delta U_p^2}{2g_c} + W_s \frac{\Delta U_s^2}{2g_c} = -W_{im} \quad (8.9)$$

$$\alpha_c = A' + K' \left\{ \frac{D}{d_p} \right\}^2 \left\{ \frac{\rho_p}{\rho_s} \right\} \left\{ \frac{N_{Re}}{N_{Re,s}} \right\} \quad (8.10)$$

Donde

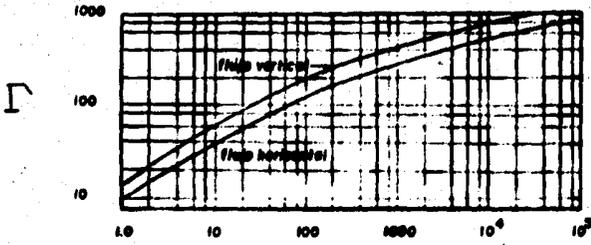
A' y K' son obtenidas como funciones empíricas del grupo adimensional (Γ)

$$\Gamma = \left\{ 0.3333 (\rho_s - \rho_f) \rho_f g d_p^3 \right\}^{0.50} \quad (8.11)$$

y de las figs(8.3 y 8.4) respectivamente.

La ecuación que nos relaciona la caída de presión total con las pérdidas de energía por fricción, está dada por la siguiente expresión.

$$\alpha_c = \frac{\Delta P_T}{\Delta P_H} \quad (8.12)$$



Fig(8.3) Efecto de las propiedades del sólido y fluido sobre la constante "A"

en la ecuación (8.10) (α_2)

Γ

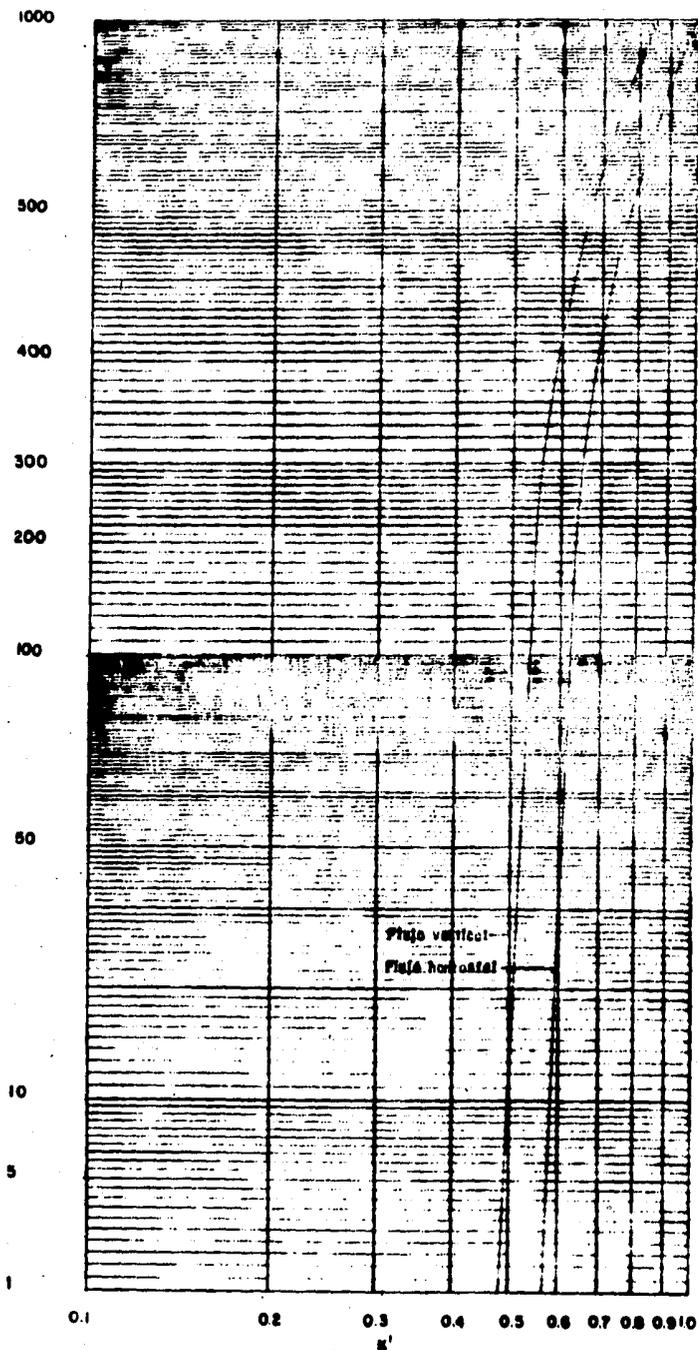


Fig (5.4): Efecto de las propiedades del sólido y fluido sobre la constante K' en la ecuación (5.10) (11)

Las pérdidas de cabeza se calculan con la siguiente ecuación.

$$\Delta P_H = \frac{2f_s G_s^2 L}{3c \rho_s^2 D} \quad (8.13)$$

RESTRICCIONES

Material		Arena, trozos de acero, trigo, y semillas de trébol
Diámetro de la tubería	(in)	0.50000
Diámetro de la partícula	(in)	0.00800 a 0.15800
Sólido	(lb/seg)	0.00209 a 0.16900
Aire	(lb/seg)	0.00735 a 0.01970
Densidad de la partícula	(lb/seg)	76.6300 a 449.200
Material de la tubería		Acero comercial

Tabla (8.3)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, relación de flujo másico sólido-aire, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro de tubería (supuesto), y altura de la línea de transporte.
2. Obtenga la densidad del aire como una función de la P_1 y P_2 .

de la ecuación del gas ideal.

$$\rho_3 = \frac{P \cdot PM}{R \cdot T}$$

3. Determine el volumen específico del aire.

$$v_3 = \frac{1}{\rho_3}$$

4. Calcule el flux másico del aire.

$$G_3 = \frac{W_3}{A}$$

5. Simplificaciones a la ecuación (8.9).

a. se considera una sección de la línea de transporte, tal que:

$$W_3 \int v_3 dP = 0.0$$

$$W_3 \int v_3 dP = W_3 \cdot \bar{v}_3 \cdot \Delta P$$

Por lo que la ec.(8.9) se reduce a:

$$(W_1 + W_2) \cdot \Delta P + W_3 \cdot \bar{v}_3 (P_2 - P_1) + \frac{(W_2 + W_3)}{2g_c} \cdot (\bar{U}_{2,3}^2 - \bar{U}_{1,2}^2) = -W_{fr} \quad \text{ec(10)}$$

Cabe hacer notar que en este caso el volumen específico promedio del gas (\bar{v}_3) se calcula con la presión promedio del sistema, es decir.

$$\bar{v}_3 = \frac{R \cdot T}{P \cdot PM}$$

6. Sustituya las simplificaciones obtenidas en el paso 5, y las ecs. obtenidas en los pasos 2 a 4 en la ec.(a).

$$(W_1 + W_2) \cdot \Delta P + \frac{W_3 \cdot R \cdot T \cdot (P_2 - P_1)}{PM \cdot (P_2 + P_1)} + \frac{(W_2 + W_3)}{2g_c} \left\{ \left[\frac{G_2 \cdot R \cdot T}{(PM \cdot P_2)} \right]^2 - \left[\frac{G_1 \cdot R \cdot T}{PM \cdot P_1} \right]^2 \right\} = -2W_{fr} \quad \text{ec(11)}$$

Cabe hacer notar que la ec.(b), es la ec. que se utilizará para evaluar la caída de presión del sistema.

7. Evaluación de la caída de presión a la entrada de la boquilla.

a. Simplificaciones en ec.(b).

$$Z = 0.0$$

$$C_{gl} = 0.0 \text{ ya que la velocidad a la entrada de la boquilla es cero.}$$

b. Con lo que la ec.(b) se reduce a:

$$\frac{W_g Z \cdot R \cdot T \cdot (P_2 - P_1)}{P_M (P_2 + P_1)} + \frac{(W_g + W_s)}{g_c} \left\{ \frac{G_s \cdot R \cdot T}{P_M \cdot P_2} \right\}^2 = 0.0 \quad \text{EC(c)}$$

c. Calcule la P_2 de la ec.(c), aplicando el método de Newton-Raphson.

8. Evaluación de la pérdida de cabeza del fluido.

a. Suponga una presión promedio en el sistema.

b. Con la presión promedio y la temperatura del sistema obtenga la densidad del gas.

c. Obtenga la viscosidad del gas a la temperatura del sistema.

d. Calcule el número de Reynolds del gas.

$$N_{ReS} = \frac{G_s \cdot D}{\mu_g}$$

e. Calcule el factor de fricción del gas con las ecs.(9.11 ó 9.12) dependiendo del número de Reynolds del gas.

f. Calcule las pérdidas de cabeza del fluido con la ec.(8.13).

g. Obtenga los valores de "A" y "K" como una función de Γ de las figuras (8.3 y 8.4) respectivamente.

9. Calcule la relación α_0 con la ec.(8.10).

10. Calcule w_{gt} con la siguiente ecuación.

$$w_{gt} = d_c \cdot D_M \cdot W_g$$

11. Calcule P_2 de la ec(b), aplicando el método de Newton-Raphson, cabe hacer notar que la P_1 en la ec(b) es la P_2 calculada en la caída de presión a la entrada de la boquilla.
12. Calcule la caída de presión total del sistema, como la suma de la caída de presión a la entrada de la boquilla, y la caída de presión en la línea de transporte.
13. Repita los pasos 4 a 12 para diferentes diámetros de tubería.
14. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.5.2 BELDEN Y KASSEL

El análisis dimensional demuestra que la caída de presión puede ser una función de cinco grupos adimensionales.

$$\frac{dP}{dz} = \rho_s \cdot f \left\{ \frac{D \cdot G_s}{\mu_s}; \frac{\rho}{\rho_s}; \frac{L_s}{D}; \frac{G_s}{G_s}; \frac{dP \cdot g}{U_s^2} \right\} \quad (8.14)$$

Belden y Kassel⁽¹²⁾ proponen que la caída de presión total en una línea de transporte neumático es producto de la cabeza estática de la mezcla (ΔP_{HH}) y de las partículas (ΔP_p). Observándose que la fricción del gas en ausencia de partículas es despreciable. Por lo que el término de caída de presión por fricción es sólo una función de las partículas.

La velocidad real de la fase gaseosa es obtenida por corrección de la velocidad superficial de la misma, en la forma siguiente.

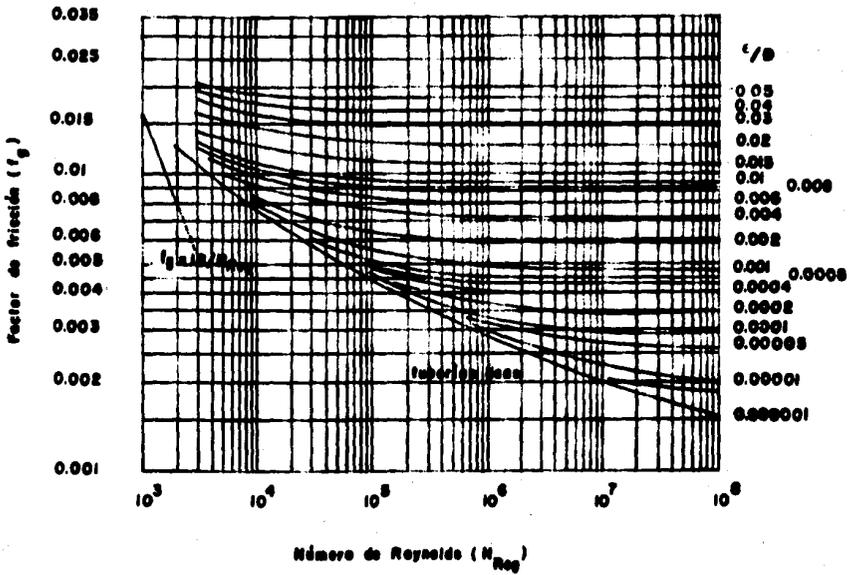


Fig.(8.8) Factor de friccion de Fanning

$$U_g = \frac{U_{sg}}{\left\{ 1 - \frac{G_s}{\rho_s U_{ss}} \right\}} \quad (8.15)$$

Donde

$$U_{rs} = U_g - v_s \quad (8.16)$$

$$\left\{ \frac{G_s}{U_{rs}} \right\}^2 = \frac{2 G_s}{\left\{ U_g - v_s + \left\{ \frac{G_s}{\rho_s} \right\} + \left\{ U_g - v_s + \left\{ \frac{G_s}{\rho_s} \right\} \right\} + \left\{ \frac{4 G_s v_s}{\rho_s} \right\}^{0.5} \right\}} \quad (8.17)$$

Quando el flujo es turbulento la velocidad de deslizamiento (v_s) puede ser representada por la ecuación.

$$v_s = 1.32 \left\{ \frac{g d_p (\rho_s - \rho_f)}{\rho_f} \right\}^{0.5} \quad (8.18)$$

La correlación para evaluar la caída de presión por fricción es.

$$\Delta P_f = \frac{2 U_g Z (0.049 G_m + 0.22 G_r)}{9 D (N_{Re})^{0.2}} \quad (8.19)$$

Donde

$$N_{Re} = \frac{d_p \rho_m U_m}{\mu_g} \quad (8.20)$$

$$G_m = G_s + G_g \quad (8.21)$$

$$G_r = \frac{G_g G_s}{G_s + G_g} \quad (8.22)$$

Mientras que la caída de presión debido a la cabeza estática de los sólidos es.

$$\Delta P_{NH} = \rho_s Z \frac{g}{\gamma_c} \quad (8.23)$$

Por lo que la caída de presión total es la suma de la caída de presión estática y por fricción.

$$\Delta P_T = \Delta P_{NH} + \Delta P_f \quad (8.24)$$

RESTRICCIONES

Material		Catalizadores
Diámetro de la tubería (in)		0.4730 a 1.0230
Diámetro de la partícula (in)		0.0383 a 0.0781
Sólidos (ft/seg)		1.3100 a 43.8000
Aire (ft/seg)		2.9800 a 56.8000
Densidad de la partícula (lb/ft ³)		53.7000 a 60.9000
Densidad de la mezcla (lb/ft ³)		30.7000 a 37.1000
Material de la tubería		Acero comercial

Tabla (8.4)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos y de aire, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la caída de presión de salida P_2 .
3. Con las presiones de salida y de alimentación, determine una presión promedio.

4. Determine la densidad y viscosidad del gas a las condiciones de presión y temperatura promedio (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule las velocidades reales de la fase gaseosa y de los sólidos con las ecs(8.15 y 8.17) respectivamente.
6. Calcule la caída de presión por fricción con la ec(8.19).
7. Calcule la caída de presión debido a la cabeza estática de los sólidos con la ec(8.23).
8. Determine la caída de presión total, ec(8.24).
9. Si la diferencia entre la ΔP calculada y la ΔP supuesta se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si nó haga la ΔP supuesta igual a la ΔP calculada y regrese al paso 2.
10. Repita los pasos 2 a 9 para diferentes diámetros de tubería.
11. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.5.3 KORN

Dada la existencia de una relación lineal entre la carga (lb sólido/ lb fluido) y la caída de presión, Korn⁽⁷⁰⁾ propone una correlación para evaluar la caída de presión total en función de ésta

(M_F^*). La cual se define como.

$$M_F^* = \left(\frac{W_s}{W_g} \right) \quad (8.25)$$

Korn propone que la caída de presión total es la suma de:

$$\Delta P_T = \Delta P_s + \Delta P_g \quad (8.26)$$

Donde

ΔP_s : es la caída de presión causada por los sólidos.

ΔP_g : es la caída de presión causada por el gas.

La correlación a la que llegó Korn, es producto de observaciones realizadas sobre los datos proporcionados por otros investigadores, los cuales fueron razonablemente correlacionados por una ecuación estrictamente empírica, y tiene la forma siguiente.

$$\frac{\Delta P_T}{h} = f_g + b (M_F^*)^{n_1} \quad (8.27)$$

Donde

$$\bar{h} = \frac{\rho_g U_{sg}^2}{2g_c} \quad (8.28)$$

La correlación finalmente propuesta por Korn está dada por la siguiente expresión.

$$\Delta P_T = (f_g + b (M_F^*)^{n_1}) \bar{h} \quad (8.29)$$

Donde

f_g : es el factor de fricción del gas / se obtiene a partir del número de Reynolds y la rugosidad de la tubería.

h : se encuentra tabulado en la tabla(3.5).

n_1 : se encuentra tabulado en la tabla(3.5).

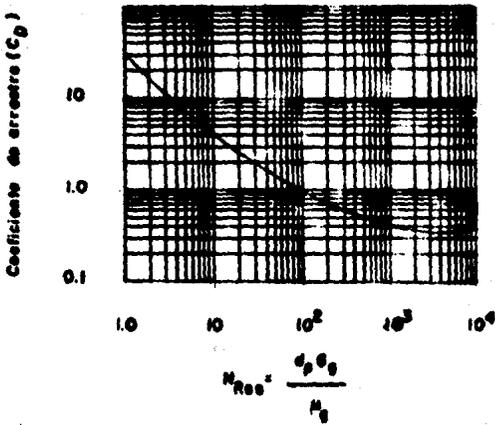


Fig.(8.6) Coeficiente de arrastre para una bola purlente

RESTRICCIONES

Dado que Korn utilizó los datos experimentales de Voigt y White, Haniu y Molstad, Bendel y Kassel para generar su correlación, las restricciones a la misma estarán dadas por las restricciones de las correlaciones generadas por cada uno de ellos. Las restricciones de estas correlaciones han sido resumidas y se encuentran reportadas en la tabla(8.5).

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos y gas, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con las presiones de alimentación P_1 y de salida P_2 , determine la presión promedio.
4. Determine la densidad y viscosidad del gas a las condiciones promedio de presión y temperatura (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Con las propiedades de la partícula y diámetro de la tubería, obtenga el valor de b y n , de la tabla(8.5).
6. Calcule la velocidad superficial del gas con la ec(8.16).
7. Calcule la aceleración del fluido (\ddot{h}) con la ec(8.28).

Tabla (8.5)

autor	Material	b	n ₁	f _s D / h
Vogt y White (19...)	Trigo	0.008	1.000	0.0002 a 0.0011
	Semillas de trébol	0.020	0.855	0.0025
	Semillas de trébol	0.40(b) ^{0.3}	0.762	0.0003 a 0.0011
	Arena	0.050	(b) ^{0.312}	0.0002 a 0.0040
Harju y Molstad (195)	Catalizadores	0.022	1.000	0.0018 a 0.0100
Belden y Kassel (19...)	Catalizadores	I	0.962	0.0009 a 0.0367
Korn (19...)	Algunos	II	1.000	0.0002 a 0.0367

$$I \quad 0.62 \left\{ \frac{\rho_s D}{h} \right\}^{0.3} \left\{ \frac{U_c}{h} \right\}^{0.135}$$

$$II \quad \rho_s + \left\{ \frac{\rho_s D}{h} \right\} \left\{ 1 + \frac{1}{M_f^2} \right\}$$

$$U_c = \left\{ \frac{g d_p (\rho_s - \rho_f)}{3 \rho_f C_D} \right\}^{0.5}$$

8. Calcule el número de Reynolds del gas y obtenga de la fig(8.5) el factor de fricción del mismo.
9. Calcule la caída de presión total con la ec(8.29).
10. Si la diferencia entre la ΔP calculada y la ΔP supuesta se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), habremos determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si no haga la ΔP supuesta igual a la ΔP calculada y regrese al paso 2.
11. Repita los pasos 2 a 10 para diferentes diámetros de tubería.
12. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.5.4 HINKLE

La disponibilidad de datos pertinentes sobre el transporte neumático vertical, hizo posible que Hinkle⁽⁷⁹⁾ extendiera su correlación a sistemas verticales. Él propone la siguiente correlación para evaluar la caída de presión total en la línea de transporte.

$$\Delta P_T = \frac{f_2 U_{sg} f_2 Z}{29c D} \left\{ 1 + \frac{f_2 U_{sr}}{f_2 U_{sg}} (M_g^2) + \frac{29c D M_g^2}{f_2 U_{sg} U_{sr}} \right\} \quad (8.30)$$

Aunque la ec(8.30) ha dado buenos resultados al ser comparada con los datos de Mariu y Molstad⁽⁵⁵⁾, es necesario hacer confirmaciones adicionales. En tuberías bastante largas donde los efectos de aceleración se pueden despreciar, la validez de la ec(8.30) está garantizada.

RESTRICCIONES: ver tabla(7.0)

ALGORITMO: este se muestra en la sección(7.5.4)

8.5.5 BARTH

Después de una serie de experimentos realizados, Barth⁽⁴³⁾ dedujo que la caída de presión total en una línea de transporte está dada por la ecuación:

$$\Delta P_T = \Delta P_g + \Delta P_s \quad (8.26)$$

Para evaluar la caída de presión debido a la fricción del gas (ΔP_g), Barth despreció el término de onbeza estática por ser ésta pequeña. Tal término sin embargo, es incluido en la evaluación de la caída de presión de los sólidos (ΔP_s).

$$\Delta P_s = \frac{2 f_s Z \rho_g U_{sg}^2 M_p^2}{3c D} \quad (8.31)$$

Del análisis realizado se encontró que el factor de fricción de los sólidos (f_s) se determina de la siguiente ecuación.

$$f_s = \frac{U_{sg}}{U_{sg}} f_s^* + \frac{209}{U_{sg} U_{sg}} \quad (8.32)$$

Donde

f_s^* : es una característica de las partículas, la cual se obtiene a partir de la velocidad promedio de las mismas. Encontrándose que toma un valor constante para las partículas utilizadas, el cual es igual a:

$$f_s^* = 0.00125 \quad (8.33)$$

Si sustituimos la ec(8.32) en la ec(8.31) se obtiene la ecuación que nos permite evaluar la caída de presión de los sólidos, la cual tiene la forma.

$$\Delta P_s = \frac{2 f_g Z M^2 U_{sg}^2 U_{sg}}{9c D} + \frac{4.9 M^2 f_g Z U_{sg}}{9 U_{sg}} \quad (8.34)$$

La caída de presión debida al fluido se obtiene de la ec. de Fanning, sólo que en este caso la velocidad del fluido, es la velocidad superficial del mismo (U_{sg}).

$$\Delta P_f = \frac{2 f_g U_{sg}^2 f_g Z}{9c D} \quad (8.35)$$

RESTRICCIONES

Material	Hulla, Harina de trigo
Diámetro de la tubería (in)	1.0 a 2.0
Diámetro de la partícula (mm)	1.0 a 20.0
Densidad de la partícula (lb/ft ³)	68.0 a 81.0
Material de la tubería	Acero comercial

Tabla (8.6)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujos mássicos de sólidos y de aire, velocidad superficial del aire, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.

2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de entrada P_1 y la presión de salida P_2 calcule una presión promedio.
4. Obtenga la densidad del aire a las condiciones de presión y temperatura promedio (se considere que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Con el flujo másico de sólidos, densidad del sólido, y diámetro de la línea de transporte, determine la velocidad superficial de los sólidos.
6. Calcule el número de Reynolds del aire, y obtenga el factor de fricción del mismo con la fig(8.5).
7. Calcule la caída de presión debida a la presencia de los sólidos en la corriente, ec(8.34).
8. Calcule la caída de presión debido al flujo del aire, ec(8.35).
9. Calcule la caída de presión total en la línea de transporte, ec(8.36).
10. Compare la caída de presión supuesta con la calculada, si la diferencia se encuentre dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si no haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 2.
11. Repita los pasos 2 a 10 para diferentes diámetros de tubería.
12. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede hacerse en una evaluación económica de las dif. combinaciones.

8.5.6 BOOTHROYD

Boothroyd⁽⁴³⁾ obtuvo que la caída de presión total en una línea de transporte neumático es función de dos términos.

1. Pérdidas de cabeza estática (ΔP_{HH}).
2. Pérdidas por fricción (ΔP_f).

$$\Delta P_T = \Delta P_{HH} + \Delta P_{f_m} \quad (8.37)$$

1. Boothroyd propone la siguiente ecuación para calcular las pérdidas de cabeza estática.

$$\Delta P_{HH} = f_m \frac{Z g}{9c} \quad (8.38)$$

Donde

f_m : es la densidad de la mezcla la cual se evalúa con la siguiente expresión.

$$f_m = (1 + M^2) f_g \quad (8.39)$$

2. Caída de presión debido a la fricción de la mezcla.

$$\Delta P_{f_m} = \frac{2 f_m f_g U_m^2 Z}{2 D} \quad (8.40)$$

El término f_m de la ec(8.40) se define como el factor de fricción de la mezcla evaluado a partir de la siguiente ecuación.

$$f_m = \frac{9c D (\Delta P_f)}{2 f_g U_m^2 Z} \quad (8.41)$$

RESTRICCIONES

Material	Trozos de Zinc
Diámetro de la tubería (in)	1.00 a 3.00
Diámetro de la partícula (mm)	0.04
Material de la tubería	Acero comercial

Tabla (8.7)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: flujo másico de sólido y de aire, velocidad superficial del aire, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de entrada P_1 y la presión de salida P_2 calcule una presión promedio.
4. Obtenga la densidad del aire a las condiciones de presión y temperatura promedio (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule la relación de flujo másico (M_r^*).
6. Determine la densidad de la mezcla (ρ_m), ec(8.39).
7. Determine el factor de fricción de la mezcla (f_m), ec(8.41).
8. Determine la caída de presión debido a la cabeza estática (ΔP_{HH}), ec(8.38).

9. Determine la caída de presión por fricción de la mezcla (ΔP_{f_m}), ec(8.40).
10. Determine la caída de presión total en el sistema (ΔP_T), utilizando la ec(8.37).
11. Compare la caída de presión supuesta con la calculada, si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero sino haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 2.
12. Repita los pasos 2 a 11 para diferentes diámetros de tubería.
13. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.5.7 JONES, BRAUN, DAUBERT Y ALLENDOERF

Jones y colaboradores (62) proponen una correlación para estimar la caída de presión que ocurre en el transporte de sólidos con diferentes densidades y diámetros de tubería, con sólo determinar las propiedades físicas de las partículas sólidas.

La caída de presión en el transporte neumático vertical de partículas sólidas puede ser atribuida a seis factores.

1. Caída de presión debida a la aceleración de las partículas sólidas.

$$\Delta P_a = \frac{f_s U_{st}^2}{2g} \quad (8.42)$$

Donde

$$f_{ds} = \frac{4W_s}{3600\pi D^2 U_{ss}} \quad (8.43)$$

2. Caída de presión debida a la cabeza estática de las partículas sólidas.

$$\Delta P_{HN} = f_{ds} z \frac{\rho}{\rho_c} \quad (8.44)$$

3. Caída de presión debida a la fricción causada por el flujo del fluido a través de la tubería

$$\Delta P_f = \frac{f_g U_{ss}^2 f_g z}{2gD} \quad (8.45)$$

Donde

$$f_g = 0.0320 D^{-0.3333} \quad (8.36)$$

4. Caída de presión debida a la aceleración del fluido

$$\Delta P_{a9} = \frac{h U_{ss}^2}{2g} = h_i \quad (8.46)$$

5. y 6. Una aproximación sugerida por Kern⁽⁷⁰⁾ para evaluar la caída de presión sólido-gas, supone que si no hay pérdidas por aceleración, la fricción causada por las partículas puede ser expresada como un sólo término. Así, la caída de presión por fricción por unidad de longitud y diámetro de tubería, causada por la descarga del fluido y el material suspendido, está dada por la siguiente expresión.

$$\Delta P_f = f_g + y (Mf^2)^x \quad (8.47)$$

$$f_g = y + (Mf^2)^x = \frac{\Delta h}{h} \cdot f_g \quad (8.48)$$

Los valores de X e Y se muestran en la tabla(8.8).

En resumen, la caída de presión total donde si los efectos de aceleración se consideran, puede ser evaluada como.

$$\Delta P_T = \frac{\rho_d U_{50}^2}{2g} + \frac{\rho_p U_{50}^2}{2g} + f_{ch} z \frac{g}{9c} + \frac{(f_g + f_d) h' z}{D} \quad (8.49)$$

Material	X	Y
Cuentas de vidrio No. 109	1.00	0.0110
Cuentas de vidrio No. 106	1.00	0.0088
Alúmina fundida No. 100	0.71	0.0520
Alúmina fundida No. 60	0.89	0.0340
Alúmina fundida No. 36	1.00	0.0220
Silica No. 1	0.99	0.0094
Silica No. 3	1.00	0.0110
Trozos de acero A	0.98	0.0093
Trozos de acero C ₁	0.92	0.0100
Trozos de acero C ₂	1.00	0.0105
Trozos de acero D ₁	1.00	0.0066
Trozos de acero D ₂	0.98	0.0081

Tabla (8.8) Valores de X e Y

RESTRICCIONES

Material	ver tabla(8.8)	
Diámetro de la tubería (in)	0.305 a	0.870
Diámetro de la partícula (mm)	0.200 a	0.765
Densidad de la partícula (lb/ft ³)	156.000 a 475.000	
Factor de forma (adimen)	0.400 a	0.950
Material de la tubería	Acero comercial	

Tabla (8.9)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos y de aire, velocidad superficial del aire, presión y temperatura de la alimentación de la mescla, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de entrada P_1 y la presión de salida P_2 calcule u na presión promedio.
4. Calcule el número de Reynolds del gas (N_{Reg}), y obtenga el factor de fricción del mismo de la fig(8.5).
5. Determine la densidad del aire, a las condiciones promedio de presión y temperatura del sistema (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
6. Con los datos de flujo másico de sólidos y de aire, determine la relación de flujo sólido/aire.
7. Con los datos de flujo másico de sólidos, densidad de la partícula y diámetro de la tubería, determine la velocidad superficial de los sólidos (U_{ss}).
8. Determine la densidad de los sólidos dispersos (ρ_{ds}), ec(8.43).
9. Determine la caída de presión debido a la aceleración del fluido, ec(8.46).
10. Seleccione el valor de X e Y que correspondan al tipo de material a ser transportado, tabla(3.8).

11. Determine la caída de presión debido a la fricción, ec(8.47).
12. Determine el factor de fricción de los sólidos, ec(8.48).
13. Determine la caída de presión total en el sistema, ec(8.49).
14. Compare la caída de presión calculada con la supuesta, si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión en el sistema. Pero si nó haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 2.
15. Repita los pasos 2 a 14 para diferentes diámetros de tubería.
16. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.5.8 ROSE Y DUCKWORTH

Rose y Duckworth (101) desarrollaron una correlación general para la predicción del gradiente de presión. Esta correlación es aplicable al flujo de sistemas fluido-sólido en posición horizontal, vertical e inclinada.

Los autores presentan una serie de ecuaciones para evaluar los siguientes parámetros: longitud de tubería requerida para la aceleración de las partículas, caída de presión requerida para mantener el flujo de la suspensión bajo condiciones de flujo estacionario y la velocidad mínima de transporte requerida para llevar a cabo el transporte de sólidos en forma de suspensión.

La correlación de Rose y Duckworth pierde su validez cuando los efectos electrostáticos de las partículas sobre las paredes de la

tubería son significativos, dando lugar a la formación de depósitos de partículas en las paredes de la misma.

Los autores basaron su correlación en un balance de energía mecánica, el cual tiene la siguiente forma.

$$\Delta P_T = \Delta P_m + \Delta P_a + f_g \frac{U_{sg}^2}{2g_c} \quad (8.50)$$

Donde los parámetros que contempla la caída de presión total fueron correlacionados mediante las siguientes expresiones.

1. Caída de presión de la mezcla

$$f_m = \left\{ \frac{\Delta P_m}{(f_g U_{sg}^2 / 2g_c) (L/D)} \right\}^{1/2} - 2 \left\{ \frac{2g}{U_{sg}^2} \right\}^{1/2} \left\{ 1 + N_r \left\{ \frac{U_{sg}}{U_{ss}} \right\} \left\{ 1 - f_s \right\} \right\} \quad (8.51)$$

Donde

$$N_r = \frac{W_s}{W_g} \quad (8.25)$$

$$U_{sg} = \frac{W_g}{f_g A} \quad (8.52)$$

2. Factor de fricción de la mezcla

$$f_m = f_g + f_s \quad (8.53)$$

$$f_s = 0.0500 U_{ss}^{-1} \quad (8.54)$$

$$f_s = F_1(N_r^2) + F_2(d_p/D) + F_3(\phi) + F_4(\rho^*) + F_5(\theta) + F_6 \left\{ \frac{U_{sg}^2}{g D} \right\} \quad (8.55)$$

3. Caída de presión requerida para la aceleración de las partículas, para alcanzar una velocidad estacionaria.

$$\left\{ \frac{\Delta P_a}{(\rho_s U_{s3}^2 / 2g_c)} \right\} = 1.22 N_r^2 A \psi_a \left\{ \frac{U_{s3}^2}{d_p g (\rho^*)^2} \right\} A \psi_s (0) \quad (8.56)$$

$$\rho^* = \frac{\rho_s}{\rho} \quad (8.57)$$

4. Velocidad mínima de transporte.

$$\left\{ \frac{V_m}{V_c} \right\} = 3.20 \left\{ (N_r^*)^{0.20} \right\} \left\{ \frac{D}{d_p} \right\}^{0.60} (\rho^*)^{-0.70} \left\{ \frac{U_{s3}}{(90)^{0.350}} \right\}^{0.25} \quad (8.58)$$

$$V_c = \left\{ \frac{1.9 d_p (\rho^* - 1)}{3 C_0} \right\}^{1/2} \quad (8.59)$$

$$C_0 = \left\{ \frac{\rho_s V_c d_p}{\mu_g} \right\} \quad (8.60)$$

5. Longitud de tubería requerida para la aceleración de las partículas.

$$\left\{ \frac{L_a}{D} \right\} = 6.0 \left\{ \left\{ \frac{W_s}{\rho_s g^{0.50} D^{2.5}} \right\} \left\{ \frac{D}{d_p} \right\} (\rho^*)^{0.50} \right\}^{0.3333} \quad (8.61)$$

6. Relación de velocidades.

$$\left\{ \frac{U_{s3}}{U_{s9}} \right\} = 0.56 A \psi_a \left\{ \frac{U_{s9}^2}{g d_p (\rho^*)^2} \right\} A \psi_s (0) \quad (8.62)$$

7. Relación de la velocidad con el diámetro de la tubería.

$$U_{s9} D^2 = \frac{4}{\pi} \left\{ \frac{W_s}{\rho_s N_r^2} \right\} \quad (8.63)$$

Para un buen diseño de la línea de transporte es recomendable que no se tenga formación de sedimentos en el fondo de la línea, pues esto ocasionaría la erosión de la misma, debido a esto los autores recomiendan que la velocidad superficial del fluido sea dos ó tres veces la velocidad mínima de transporte, es decir.

$$U_{sg} = 2 V_m \text{ ó } 3 V_m \quad (8.64)$$

Donde

$A\phi_4(U_{sg}/d_p g f^2)$	fig(8.7)
$A\phi_5(\theta)$	fig(8.8)
$F\phi_1(M_f')$	fig(8.9)
$F\phi_2(d_p/D)$	fig(8.10)
$F\phi_3(\xi)$	fig(8.11)
$F\phi_4(f')$	fig(8.12)
$F\phi_5(\theta)$	fig(8.13)
$F\phi_6(U_{sg}^2/gD)$	fig(8.14)

RESTRICCIONES

Tabla (8.10)

Material	d_p (in)	D(in)	ρ_s (lb/ft ³)
Pildoras de Bland	0.280	2.000	114.0
	0.280	3.000	114.0
Semillas de mostaza	0.080	1.265	73.0
Plomo	0.128	1.265	695.0
	0.080	1.265	695.0
	0.060	1.265	695.0

Continuación de la Tabla (8.10)

	0.043	1.265	695.0
	0.022	1.265	695.0
	0.015	1.265	695.0
Acero	0.125	1.265	450.0
Vidrio	0.118	1.265	187.0
Piedra caliza	1.250	6.000	89.0
Carbón	1.000	6.000	32.0
Mineral de acero	0.125	6.000	200.0
Trigo	0.200	10.000	87.0
	0.200	12.000	87.0
	0.200	16.000	87.0

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos y de aire, velocidad superficial del aire, diámetro (supuesto) de la tubería, densidad y viscosidad del aire y altura de la línea de transporte.
2. Determine la relación de flujo másico (M_x^*), ec(8.25).
3. Determine el diámetro de la línea de transporte, ec(8.63).
- 3.1. O viceversa con el diámetro (supuesto), determine la velocidad superficial del aire, ec(8.63).
4. Determine la relación de densidades (f^*), ec(8.57).
5. Con las figs(8.7 y 8.8), determine (U_{55}/U_{50}), ec(8.62).

6. Determine la velocidad mínima de transporte (v_m), ec(8.58).
7. Si $v_m > U_{sg}$ entonces nos vamos al paso 3 e incrementamos la velocidad superficial del gas.
- 7.1. Si $v_m > U_{sg}$ entonces nos vamos al paso 3.1 y suponemos un diámetro de tubería menor.
8. Si $v_m < U_{sg}$ entonces para asegurarnos que no tendremos ningún problema de precipitación de partículas en el fondo, deberemos utilizar las siguientes ecuaciones para calcular la velocidad superficial del gas.

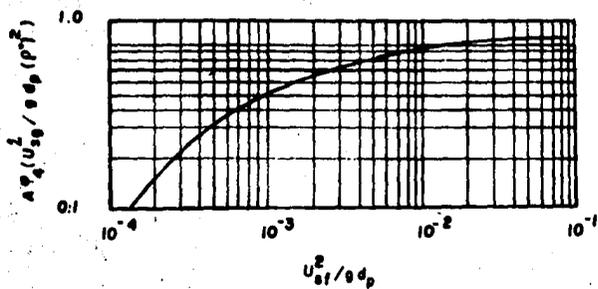
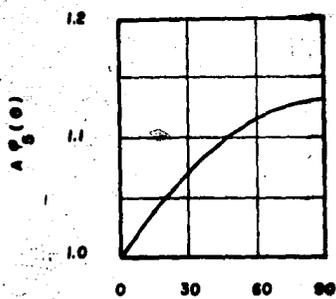
$$U_{sg} = 2.0 v_m$$

$$U_{sg} = 3.0 v_m$$

9. Determine la velocidad superficial de los sólidos (U_{ss}), con la información obtenida en los pasos 5 y 8.
10. Determine el factor de fricción de los sólidos (f_g), ec(8.54), Leung y Wiles⁽⁷⁶⁾ han demostrado que se tienen mejores resultados al utilizar la ec(8.54), en comparación con la ec(8.55) que es la propuesta por Rose y Duckworth para evaluar este término.
11. Determine el factor de fricción del aire (f_g).

$$f_g = 0.316 (N_{Re})^{-0.250}$$

12. Determine el factor de fricción de la mezcla (f_m), ec(8.53).
13. Determine (para el caso de tuberías horizontales e inclinadas) la caída de presión de la mezcla se calcula despegando las

Fig. (8.7) Función S_4 de Rose y DuckworthAngulo de inclinación de la línea en grados (θ)Fig. (8.8) Función S_5 de Rose y Duckworth

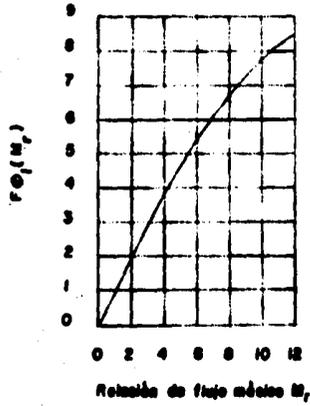
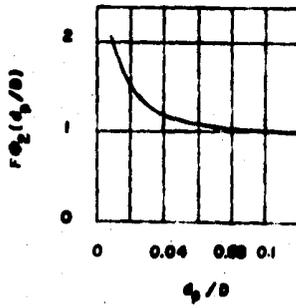
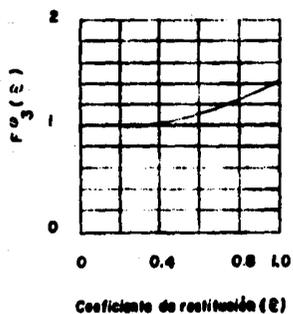


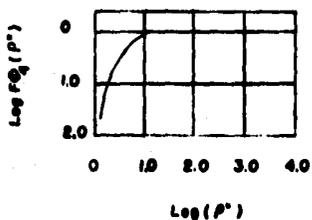
Fig (8.9) Función $F_\phi(M_r)$ de Rose y Duckworth



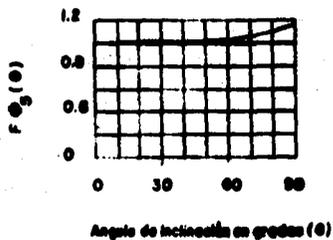
Fig(8.10) Función $F_{\phi_2}(d_p/D)$ de Rose y Duckworth



Fig(8.11) Función $F_{\phi_3}(\epsilon)$ de Rose y Duckworth



Fig(8.12) Función $F_{\phi_4}(P^*)$ de Rose y Duckworth



Fig(8.13) Función $F_{\phi_5}(\theta)$ de Rose y Duckworth

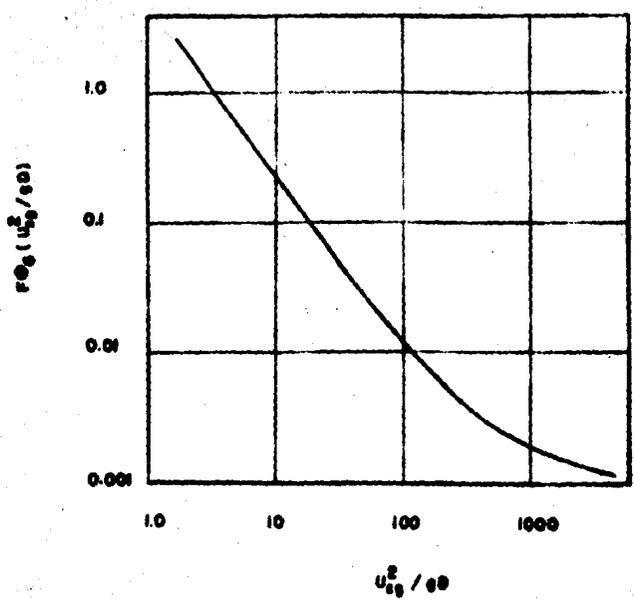


Fig (8.14) Función $F_6(U_{sg}^2/gD)$ de Rose y Duckworth

ecs(7.59 y 9.1) respectivamente) la caída de presión de la mezcla (ΔP_m), ec(8.51).

14. Determine la caída de presión debido a la aceleración de las partículas (ΔP_a), ec(8.56).
15. Determine la caída de presión total (ΔP_T), ec(8.50).

8.5.9 LEUNG Y WILES

Leung y Wiles⁽⁷⁸⁾ presentan una serie de correlaciones para llevar a cabo el dimensionamiento de tuberías para el transporte neumático. Ellos además del análisis realizado, describen los tres patrones de flujo que más comúnmente se presentan en el transporte de sólidos (flujo en fase diluida, flujo en fase densa, flujo en lecho). Así mismo proporcionan una serie de ecuaciones, las cuales nos permiten determinar cuando se tiene uno u otro patrón de flujo.

Predicción de los Patrones de Flujo

En el diseño de sistemas de transporte neumático vertical es importante contar con una herramienta que nos permita predecir para una velocidad determinada, el patrón de flujo persistente en el sistema, es por ello que los autores presentan las siguientes ecuaciones para la determinación de estos.

1. **Sistemas con ó sin taponamiento:** El taponamiento es un fenómeno que ocurre en todos los sistemas. Aunque en trabajos y observaciones recientes, realizadas sobre la gradual interrupción del régimen pica (slug) en un lecho fluidizado, muestra que el taponamiento no ocurre en todos los sistemas gas-sólido. En este caso el criterio que se utilizará para saber si el taponamiento ocurre ó no será el

dado por Yang⁽⁷⁸⁾, cuya expresión es,

$$\frac{U_L}{(gD)^{0.5}} < 0.350 \quad (8.65)$$

para cuando no tenemos taponamiento la ec(8.65) se debe satisfacer.

2. Predicción de la velocidad de taponamiento: Para sistemas con transición a taponamiento, un método para predecir la velocidad de taponamiento es importante en el diseño de sistemas de transporte neumático vertical. La correlación que se utilizará es la propuesta por Yang, la cual tiene la siguiente forma.

$$U_L = \left\{ \left[1 + \frac{f_s U_{sg}^2}{29D} \right] \left[\frac{4}{3} \right] \left[\frac{(f_g - f_s) d_r g}{f_g C_b} \right] H_c^o \right\}^{0.5} \quad (8.66)$$

$$U_{ss} = (U_{sg} - U_L)(1 - H_c^o) \quad (8.66a)$$

$$\frac{(U_{sg} - U_L)^2}{29D} = 100 (H_c^o - 1.0) \quad (8.66b)$$

Donde

C_D : se obtiene de la fig(8.5)

Si la velocidad superficial de los sólidos (U_{sg}), así como la velocidad superficial del gas (U_{sg}), son especificadas para una tubería dada, el holdup en el punto de taponamiento (H_c^o) puede ser calculado por la resolución simultánea de las ecs(8.66 y 8.66b) la velocidad superficial del gas es usada en lugar de la velocidad real del gas (U_G), dicha aproximación se justifica cuando el holdup es cercano a uno. Si H_c^o es mucho menor que uno, U_{sg} en las ecs(8.66 y 8.66b) puede ser reemplazada por U_G (i.e., U_{sg}/H_c^o).

Las ecuaciones antes mencionadas son referidas a un tamaño de

partícula uniforme, aunque las partículas que se manejan a nivel industrial no son uniformes. Por lo que para un mezclado de tamaños de partículas los autores sugieren que las ecs(8.66 y 8.66b) puedan ser modificadas para obtener las siguientes expresiones.

$$x_{fi} U_{ss} = x_{ti} (1 - H_c^0) (U_{sg} - U_{ti}) \quad (8.67a)$$

$$\left[\sum x_{ti} (U_{sg} - U_{ti}) \right]^2 = 200 \text{ } gD (H_c^0)^{-0.17} \quad (8.67b)$$

$$\sum x_{ti} = \sum x_{fi} = 1.0 \quad (8.67c)$$

Como x_{fi} y U_{ss} son normalmente especificadas, U_{sg} , H_c^0 y x_{ti} pueden ser obtenidas resolviendo simultáneamente las ecs(8.67a, 8.67b y 8.67c). Un método alternativo para la estimación de la velocidad de taponamiento para el mezclado de tamaños de partículas, es dado por la siguiente expresión.

$$U_t = \sum x_{ti} U_{ti} \quad (8.68)$$

Donde

U_{sg} y H_c^0 pueden obtenerse usando las ecs(8.68, 8.66 y 8.66b).

3. Transición de flujo en fase densa a flujo de lecho en movimiento: Para el transporte en fase densa la velocidad de deslizamiento del gas y los sólidos necesariamente debe ser grande, correspondiendo ésta a un mínimo de fluidización. En este flujo de transición el holdup de los sólidos en la tubería es igual al holdup de los mismos en el mínimo de fluidización. Tomando un valor promedio de 0.45 la siguiente expresión puede ser usada para la predicción del flujo de transición de la fase densa a lecho en movimiento en el transporte neumático vertical.

$$0.55 U_{sg} - 0.45 U_{ss} = 0.55 V_c \quad (8.69)$$

La ec(8.69) es aplicable tanto a partículas de tamaño uniforme como a partículas de tamaño no uniforme, utilizando una velocidad mínima superficial de fluidización (v_0) apropiada. Así las ecs(8.07 a 8.69) pueden ser usadas para la predicción cuantitativa del patrón de flujo para un sistema en particular y una relación de flujo dada.

Los mapas generalizados de patrones de flujo, como el mostrado en la fig(8.15), pueden ser elaborados usando las ecuaciones antes mencionadas.

Predicción de la Caída de Presión

1. Régimen de flujo en fase diluida: La ecuación que los autores presentan para el cálculo de la caída de presión, es la siguiente.

$$\Delta P_r = \frac{\rho_s (1-H_g) U_{rs}^2}{g_c} + \frac{(1-H_g) \rho_s g z}{g_c} + \Delta P_f \quad (8.70)$$

Para calcular la caída de presión total (ΔP_T) con la ec(8.70), se necesita estimar la velocidad real del sólido (U_{rs}), el holdup del gas (H_g) y las pérdidas de presión por fricción (ΔP_f). Si se conoce la velocidad superficial del gas y de la partícula sólida, U_{rs} y H_g pueden ser obtenidas por la resolución simultánea de las ecs(8.71 y 8.71a).

$$U_{ss} = U_{rs} (1-H_g) \quad (8.71)$$

$$U_t = U_{sg} - \frac{U_{ss}}{(1-H_g)} \quad (8.71a)$$

La ec(8.71a) implica que el holdup del gas no tiende o se aproxima a la unidad. Una mayor aproximación en la estimación de la velocidad real de los sólidos y holdup del gas, puede ser obtenida usando la ecuación sugerida por Yang⁽¹²⁹⁾, la cual tiene la siguiente forma.

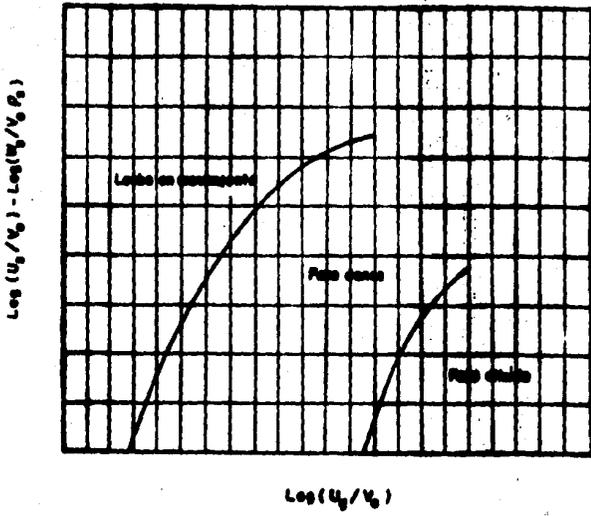


Fig (8.18) Diagrame de profils de vitesse en régime de turbulence
 onématice verticale

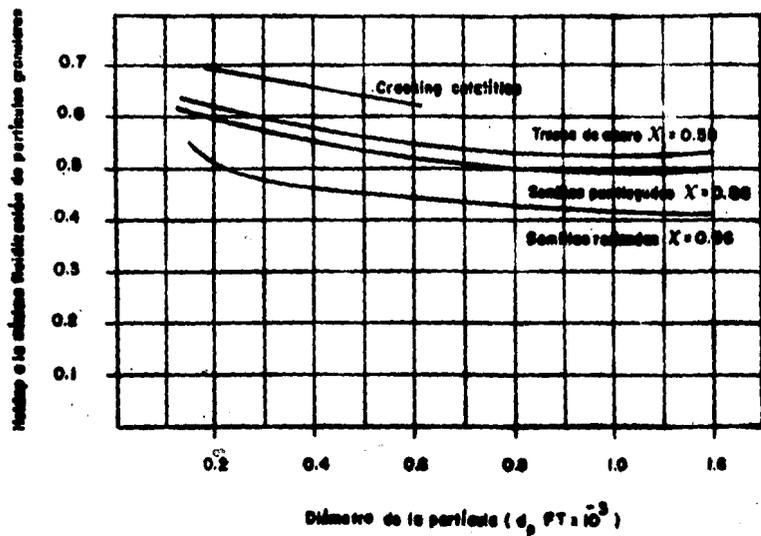


Fig (8.16) Holdup de la fase sólida o las condiciones de mínima fluidización

$$U_{ss}(1-H_g) = U_{sg} H_g - \frac{\left\{ \left[1 + \frac{f_s (U_{ss}(1-H_g))^2}{2 g D} \right] \left[4 (P_s - P_g) d_f g H_g^{1.7} \right] \right\}^{0.5}}{(3 \beta_g C_D)^{0.5}} \quad (8.71b)$$

Donde

$$f_s = \frac{2 D \Delta P_f g_c}{f_m U_m^2 z} \quad (8.72)$$

$$f_m = \beta_s (1-H_g) + \beta_g H_g \quad (8.73)$$

En este caso la pérdida de presión por fricción (ΔP_f) es generalmente tomada para los dos componentes; uno debido al fluido y el otro debido a los sólidos. La ecuación que nos describe la pérdida de presión por fricción es la siguiente.

$$\Delta P_f = 4 \tau (L/D) = \Delta P_{fg} + \Delta P_{fs} \quad (8.74a)$$

$$\Delta P_f = \frac{2.00 z \beta_g f_g U_g^2}{D g_c} + \frac{2.00 z f_s (1-H_g) \beta_s U_{rs}^2}{D z} \quad (8.74b)$$

Para cuando se esté trabajando a presiones de operación altas (por arriba de 700 psia), Knowlton y Bashovchi⁽⁶⁷⁾, propusieron una expresión para llevar a cabo la determinación del factor de fricción de los sólidos (f_s), la cual se muestra a continuación.

$$f_s = \left\{ 0.02515 \left[\frac{W_s}{\beta_g U_{sg} H_g} \right]^{0.0414} \left[\frac{U_{ss}(1-H_g)}{U_{sg} H_g} \right]^{-0.859} \right\} - 0.03 \quad (8.75)$$

Para presiones de operación normal, Capes y Nakamura⁽¹⁸⁾ analizaron una serie de trabajos que estuvieron encausados al desarrollo de correlaciones para evaluar el factor de fricción, Leung y Wiles a

partir de estos trabajos obtuvieron una expresión del factor de fricción para las partículas sólidas, la cual está dada por la siguiente ecuación.

$$f_s = 0.0500 U_{35}^{-1} \quad (8.54)$$

Sugerencias:

- a. Se recomienda el uso de las ecs(8.70, 8.71, 8.71b y 8.75) para sistemas con presiones de operación altas.
- b. Para presiones de operación bajas, se recomienda usar las ecs(8.70, 8.71, 8.71b y 8.54).

2. Régimen de flujo en fase densa: En el régimen de flujo en fase densa, la caída de presión debido a las pérdidas por fricción (ΔP_f) es generalmente pequeña comparada con la caída de presión debida al flujo de los sólidos en la corriente (ΔP_s).

Por lo que para este patrón de flujo los autores proponen la siguiente ecuación para calcular la caída de presión total que ocurre en la línea de transporte.

$$\Delta P_T = \frac{f_s (1-H_s) g z}{g_c} \quad (8.76)$$

Para calcular la caída de presión total (ΔP_T), haciendo uso de la ec(8.76), se necesita estimar el holdup de los sólidos (H_s), para un sistema en particular, pues en este patrón se presentan dos tipos de flujo.

- 2.1. Flujo en fase densa, sin descenso de sólidos
- 2.2. Flujo en fase densa, con descenso de sólidos

2.1. Flujo en fase densa, sin descenso de sólidos: Cuando tenemos este tipo de flujo, el holdup de los sólidos (H_s) puede ser evaluado

haciendo uso de la siguiente expresión, para posteriormente calcular la ΔP_T , a partir de la ec(8.76).

$$\frac{(1-H_g)}{(1-H_b)} = \left\{ U_b + \frac{W_s}{\rho_s(1-H_b)} \right\} / \left\{ U_{sg} + U_b - v_o + \frac{W_s}{\rho_s} \right\} \quad (8.77)$$

Donde

$$U_b = 0.35 (9D)^{0.5} \quad (8.78)$$

2.2. Flujo en fase densa, con descenso de sólidos: Debido a la carencia de un método para la predicción del holdup de los sólidos, los autores toman como primera aproximación un holdup que se encuentre dentro del siguiente intervalo $0.60 < H_g \leq 0.80$, aunque este dependerá de la velocidad de operación (velocidad superficial del gas).

Una vez seleccionado el valor del holdup de los sólidos, a partir de la ec(8.76) se determina la caída de presión que tendremos en la línea de transporte.

3. Régimen de flujo del lecho en movimiento: La caída de presión para este patrón de flujo puede ser evaluada a partir de la ecuación modificada de Ergun⁽³⁵⁾, usando una velocidad de deslizamiento apropiada, esta ecuación tiene la siguiente forma.

$$\frac{\Delta P_{dp} H_g^3 g_c}{2 \rho_g [(U_g - U_{rs}) H_g]^2 (1-H_g)} = \frac{15D}{(N_{Resl} + 1.75)} \quad (8.79)$$

$$N_{Resl} = \frac{\rho_g (U_g - U_{rs}) H_g dp}{\mu_g H_g} \quad (8.80)$$

RESERVICIONES: ver tabla(8.11)

ALGORITMO

Operación de flujo en fase diluida

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos, presión de salida y altura de la línea de transporte.
2. Suponga un diámetro de tubería, y determine la velocidad superficial de los sólidos (U_{SS}), haciendo uso de la siguiente ecuación

$$U_{SS} = \frac{1W_s}{\pi D^2 \rho_s}$$

3. Suponga una caída de presión y determine la presión de entrada P_1 .
4. Con la presión de entrada (alimentación) P_1 y la presión de salida P_2 determine una presión promedio.
5. Determine la densidad y viscosidad del gas, a las condiciones de presión y temperatura (esta corresponde a la temperatura ambiente donde se encuentre instalada la línea de transporte) promedio del sistema (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
6. Determine la velocidad superficial del gas bajo condiciones de taponamiento (U_{SG}^C), velocidad terminal (U_t), y el holdup de los sólidos bajo condiciones de taponamiento (H_S^C). Esto se realizará resolviendo simultáneamente las ecs (8.66 a 8.66b).
7. Para evitar el taponamiento, la velocidad superficial del gas (U_{SG}), se obtiene mediante la siguiente expresión.

$$U_{SG} = 1.5 U_{SG}^C$$

8. Si el sistema opera a altas presiones

- a. Resuelva simultáneamente las ecs(8.71, 8.71b y 8.75) para obtener los datos de velocidad real de los sólidos (U_{rs}), hold up del gas (H_g) y el factor de fricción de los sólidos (f_s).
- b. Determine el factor de fricción del gas (f_g), haciendo uso de la siguiente ecuación.

$$f_g = 0.316 (N_{Re_g})^{-0.25}$$

- c. Determine la caída de presión por fricción (ΔP_f), ec(8.74b).
- d. Determine la caída de presión total (ΔP_T), ec(8.70).
- e. Compare la caída de presión calculada con la caída de presión supuesta, si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si nó haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 3.
- f. Repita los pasos 2 a 8.e. para diferentes diámetros de tubería.

9. Si el sistema opera a bajas presiones

- a. Resuelva simultáneamente las ecs(8.71, 8.71b y 8.74) para obtener los datos de velocidad real, holdup del gas, y el factor de fricción de los sólidos.
- b. Determine el factor de fricción del gas, haciendo uso de la siguiente ecuación.

$$f_g = 0.316 N_{Re_g}^{-0.25}$$

- c. Determine la caída de presión por fricción, ec(8.74b).
- d. Determine la caída de presión total, ec(8.70).
- e. Compare la caída de presión calculada con la caída de presión supuesta, si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total

en el sistema. Pero sino haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 3.

- f. Repetir los pasos 2 a 9.e (pasando por alto el paso 8) para diferentes diámetros de tubería

Operación de flujo en fase densa.

1. Datos que se requieren del sistema: densidad, diámetro y factor de forma de la partícula, flujo másico de sólidos, presión de salida y altura de la línea de transporte.
2. Suponga un diámetro de tubería, y determine la velocidad superficial de los sólidos (U_{ss}), haciendo uso de la siguiente ecuación.

$$U_{ss} = \frac{4W_s}{\pi D^2 \rho_s}$$

3. Suponga una caída de presión y determine la presión de entrada P_1 .
4. Con la presión de entrada P_1 y la presión de salida P_2 determine una presión promedio.
5. Determine la densidad y viscosidad del gas, a las condiciones de presión y temperatura (esta corresponde a la temperatura ambiente donde se encuentre instalada la línea de transporte) promedio del sistema (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
6. Determine la velocidad mínima superficial de fluidización (v_0) con la siguiente ecuación.

$$v_0 = 1.1 \times 10^{-5} d_p^{1.02} \frac{(\rho_s \cdot \rho_g)^{0.94}}{\mu_g^{0.85}}$$

7. Determine la velocidad superficial del gas (U_{sg}^n) (ésta se conoce con el nombre de velocidad mínima del gas para prevenir el movimiento del lecho), ec(8.69).

3. Determine la velocidad superficial del gas (U_{sg}) con la siguiente ecuación.

$$U_{sg} = 2.0 U_{sg}^n$$

9. Flujo en fase densa sin descenso de sólidos.

- Determine el holdup de los sólidos bajo condiciones de mínima fluidización (H_g^m), fig(8.16).
- Determine el holdup del gas (H_g), ec(8.77).
- Determine la caída de presión total (ΔP_T), ec(8.76).
- Compare la caída de presión calculada con la caída de presión supuesta, si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si nó, haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 3.
- Repetir los pasos 2 a 9.e para diferentes diámetros de tubería.

10. Flujo en fase densa con descenso de sólidos.

- Seleccione un holdup del gas (H_g) que se encuentre dentro del rango 0.60 a 0.80 (éste permanece fijo en los cálculos).
- Determine la caída de presión total (ΔP_T), ec(8.76).
- Compare la caída de presión calculada con la caída de presión supuesta, si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si nó haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 3.
- Repetir los pasos 2 a 9.c para diferentes diámetros de tubería.

Nota: Al final de cada uno de los algoritmos se indica que los cálculos se realicen para diferentes diámetros de tubería, esto se hace con el fin de tener una colección de diámetros para manejar el flujo de sólidos y la presión de descarga deseada, con sus respectivas caídas de presión, la selección más adecuada del diámetro de la línea de transporte puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.5.10 KLINZING

Klinzing⁽⁶⁷⁾ analizó la región de mínima caída de presión en el transporte neumático vertical de sólidos, con el propósito de suministrar un medio para la distinción entre las regiones de flujo en fase diluida (relaciones de flujo másico sólido/gas de 1 a 50) y fase densa (relaciones de flujo másico sólido/gas de 51 en adelante). Además introdujo una nueva correlación para la contribución de la fricción debido a la presencia de los sólidos en el flujo del gas cuando se localiza éste en la región de mínima caída de presión, siendo ésta utilizada como una guía para el diseño óptimo de las líneas de transporte neumático, basándose en la utilización de mínima energía, y la caída mínima de presión como una función de la velocidad superficial, apreciando ésta una ventaja en la utilización de la mínima cantidad de gas, para llevar a cabo la distribución de los sólidos en la tubería. Esta región da la posibilidad de manejar el flujo en condiciones menos probables al flujo tapón (el cual puede ocasionar la obstrucción de la línea de transporte).

Mediante el uso de la fig(3.17) Klinzing da una tentativa a la definición de fase densa y fase diluida en el transporte de una región a otra, haciendo notar el autor que la región del lado derecho del mínimo, ver fig(3.17), puede ser clasificada como fase diluida, mientras que el lado izquierdo se aproxima al flujo tapón, el cual puede ser llamado como región de fase densa.

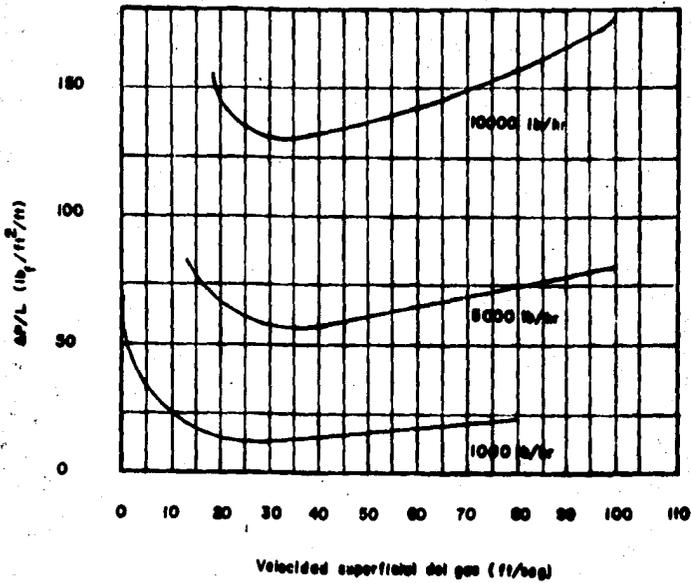


Fig (8.17) Variación de la caída de presión con el flujo másico de fluido en tuberías de 2 pulgadas

Caída de Presión

Klinzing propone que la caída de presión total en la línea de transporte se puede calcular a partir de la ec(8.81).

$$\Delta P_T = \Delta P_{HH} + \Delta P_g + \Delta P_s \quad (8.81)$$

1. Caída de presión debido a la cabeza estática de las partículas sólidas.

$$\Delta P_{HH} = \rho_m Z \frac{g}{g_c} \quad (8.81a)$$

2. Caída de presión debido al flujo del gas (evaluada como si existiera solamente la fase gaseosa).

$$\Delta P_g = \frac{f_g f_g U_{sg}^2 Z}{2 g_c D} \quad (8.82)$$

3. Caída de presión debido a la presencia de los sólidos en la corriente.

$$\Delta P_s = \frac{f_s \tau_s}{g_c D} \quad (8.83)$$

Donde

$$\tau_s = f_s \rho_s [(1-H)/2] U_{ss}^2 \quad (8.84)$$

$$U_{ss} = U_{sg} - U_t \quad (8.85)$$

$$H_g = 1 - \frac{W_s}{A(\rho_s - \rho_g) U_{ss}} \quad (8.86)$$

$$f_s = 0.061 U_{sg}^{0.90} \quad (8.87a)$$

$$f_s = 0.287 U_{sg}^{-1.51} U_t^{0.509} \frac{1.0H}{H_g} \quad (8.87b)$$

RESTRICCIONES

Tabla (8.11)

autor	Material	d_p (ft)	ρ (lb/ft ³)	μ (Po)	w_g (lb/hr)
Lenz (13b)	Semillas	0.005500	68.00	0.1458	234.0
		0.005500	68.00	0.1458	487.0
		0.005500	68.00	0.1458	842.0
		0.005500	68.00	0.1458	1287.0
		0.005500	68.00	0.1458	1743.0
	Vidrio	0.001925	155.00	0.1458	102.0
		0.001925	155.00	0.1458	721.0
		0.001925	155.00	0.1458	1563.0
	Arena	0.003050	165.00	0.1458	30.6
		0.003050	165.00	0.1458	229.0
		0.003050	165.00	0.1458	577.0
		0.003050	165.00	0.1458	1912.0
	Sal	0.000550	131.00	0.1458	136.0
		0.000550	131.00	0.1458	499.0
		0.000550	131.00	0.1458	854.0
Capes y Nakamura (18)	Vidrio	0.009500	178.00	0.2500	136.0
		0.009500	178.00	0.2500	1200.0
Sandy y colaboradores (103)	Alumina	0.000660	248.00	0.0417	25.0
		0.000660	248.00	0.0417	75.0
Knowlton y Bachovchin (67)	Lignita	0.001190	78.60	0.2417	3395.0
		0.001190	78.60	0.2417	4935.0
		0.001190	78.60	0.2417	6875.0
		0.001190	78.60	0.2417	2603.0
Konchesky (67)	Siderita	0.000515	244.00	0.2417	8077.0
	Hulla	0.167000	94.20	0.4500	5800.0

Continuación de la Tabla (8.11)

		0.167000	94.20	0.4500	10000.0
		0.167000	94.20	0.4500	21200.0
Rose y Barnacle (98)	Hulla	0.006550	71.25	0.1040	247.0
		0.006550	71.25	0.1040	301.0

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos, velocidad superficial del aire, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de alimentación P_1 y la presión de salida P_2 determine una presión promedio.
4. Obtenga la densidad del aire a las condiciones de presión y temperatura promedio del sistema (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule la densidad de la mezcla.

$$\rho_m = \rho_s + \rho_g$$

6. Calcule el número de Reynolds del aire y obtenga el factor de fricción del mismo, fig(8.5).
7. Determine la velocidad superficial de los sólidos (U_{ss}) haciendo uso de la siguiente ecuación.

$$U_{ss} = \frac{4W_s}{\pi D^2 \rho_s}$$

8. Determine el holdup del aire (H_g), ec(8.86).
9. Determine la velocidad terminal (U_t) despejándola de la ec(8.85).
10. Determine el factor de fricción de los sólidos (f_g), haciendo uso de la ec(8.87a ó 8.87b).

11. Determine los esfuerzos cortantes debido a la presencia de los sólidos en la línea de transporte (τ_s), ec(8.84).
12. Determine la caída de presión debido a la cabeza estática de las partículas sólidas (ΔP_{IH}), ec(8.81a), caída de presión debido al flujo del gas (ΔP_g), ec(8.82), y la caída de presión debido a la presencia de los sólidos en la corriente (ΔP_s), ec(8.83).
13. Determine la caída de presión en el sistema (ΔP_T), ec(8.81).
14. Compare la caída de presión calculada con la caída de presión su puesta, si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si nó, haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 2.
15. Repita los pasos 2 a 14 para diferentes diámetros de tubería.
16. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede ser basada en la usual evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.5.11 KLINZING Y MATHUR

La expresión a la que llegaron Klinzing y Mathur⁽⁶⁸⁾, para la caída de presión en un sistema gas-sólido sin aceleración es.

$$\Delta P_T = \frac{\rho_s Z (1-H_2) Z}{9c} + \frac{\rho_g H_2 Z}{9c} + \frac{2 \rho_s \rho_g U_{gr}^2 Z}{9cD} + \frac{2 \rho_s \rho_g (1-H_2) U_{gr}^2 Z}{9cD} \quad (8.88)$$

Donde

$$f_s = \frac{0.146 D^{1.10}}{U_{ss}^{0.84} d_p^{0.26} \rho_s^{0.91}} \quad (8.89)$$

$$H_g = 1 - \left\{ \frac{w_s}{U_{ss} (R - P_g) A} \right\} \quad (8.86)$$

La ec(8.89) solamente es válida para cuando la relación de flujo másico se encuentre en el siguiente intervalo.

$$10.0 < \frac{w_s}{w_g} < 50.0$$

RESTRICCIONES: ver tabla(8.12)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos y gas, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de la alimentación P_1 y la presión de salida P_2 de termine una presión promedio.
4. Determine la densidad y la viscosidad del gas a las condiciones promedio de presión y temperatura (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).

ABSTRACCIONES

Tabla (8.12)

Autor	Material	$d_p (\mu_m)$	$\rho_s (\text{kg/m}^3)$	D(m)	Posición
Selden y Kassel (12)	Catalizador	963	860	0.01200	Vertical
		1960	976	0.02600	Vertical
Harii y Holstad (55)	Arena	503	2644	0.00680	Vertical
		357	2644	0.01350	Vertical
		274	2644	0.01350	Vertical
		213	2708	0.01350	Vertical
	Catalizador	109	977	0.01350	Vertical
		109	977	0.01350	Vertical
	Arena	201	2600	0.01270	Vertical
Vogt y White (126)	Arena	329	2628		Horizontal
		436	2596		Horizontal
		728	2564		Horizontal
	Acero	421	7211		Horizontal
	Semillas de trébol	1158	1234		Horizontal
	Trigo	4023	1292		Horizontal
	Siderita	157	3910	0.07620	Vertical
	Lignito	362	1260	0.07620	Vertical
	Alumina	200	3974	0.01270	Vertical
	Sandy y colaboradores (103)	Carbón	44	1260	0.10029
2620			1830	0.05100	Horizontal
Albright y colaboradores (2)	Catalizador	44	1260	0.10029	Horizontal
		2620	1830	0.05100	Horizontal
		436	960	0.05100	Horizontal
Unari (20)	Catalizador	140	2650	0.07600	Horizontal
		436	960	0.02530	Horizontal
	K_2SO_4	436	960	0.05100	Horizontal

5. Determine el factor de fricción de los sólidos (f_s) haciendo uso de la ec(8.89).
6. Evalúe el número de Reynolds del gas y con éste y la fig(8.5) determine el factor de fricción del gas (f_g).
7. Calcule la caída de presión total con la ec(8.88).
8. Compare la caída de presión calculada con la caída de presión supuesta, si se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si no haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 2.
9. Repita los pasos 2 a 8 para diferentes diámetros de tubería.
10. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.5.12 KUNII Y LEVENSPIEL^I (Flujo en Filamentos)

En el flujo en forma de filamentos, el movimiento del gas relativo a los sólidos, no se relaciona con las paredes de la tubería cuando se determina la caída de presión en la línea de transporte. Esto es debido a que la resistencia friccional entre el gas y los sólidos es cubierta por la fricción entre el gas y la pared de la tubería. Así, la correlación que proponen Kunii y Levenspiel⁽⁷¹⁾ para este tipo de flujo está dada por la siguiente ecuación.

I: aplicable a flujo descendente

$$\Delta P_T = z \left\{ \frac{150 (1-H_g)^2}{9c H_g^3} \left\{ \frac{H_g |\Delta U|}{(\chi d_p)^2} \right\} + \frac{1.75}{9c} \left\{ \frac{(1-H_g)}{H_g^3} \right\} \left\{ \frac{\rho_s |\Delta U|^2}{(\chi d_p)} \right\} \right\} \quad (8.90)$$

Donde

ΔU : es la velocidad lineal del gas relativa a los sólidos, ec(8.91)

$$\Delta U = U_{Sg} - U_{Ss} \quad (8.91)$$

Para utilizar la ec(8.90) deberá satisfacerse la siguiente condición.

$$\Delta P_T < \frac{\rho_m g z}{9c} = \rho_s (1-h_g) z \frac{g}{9c} \quad (8.92)$$

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad, diámetro y factor de forma de la partícula, flujo másico de sólidos y de aire, presión y temperatura en la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de alimentación P_1 y la presión de salida P_2 determine una presión promedio.
4. Determine la densidad y viscosidad del gas a las condiciones promedio de presión y temperatura (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule el holdup del gas (H_g) con la ec(8.86).

6. Calcule la diferencia de velocidades superficiales entre el gas y los sólidos, ec(8.91).
7. Compruebe que el criterio mostrado en la ec(8.92) se cumpla.
8. Calcule la caída de presión total con la ec(8.90).
9. Compare la caída de presión calculada con la caída de presión su puesta, si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si nó haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 2.
10. Repita los pasos 2 a 9 para diferentes diámetros de tubería.
11. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.5.13 KUNII Y LEVENSPIEL^{II} (Flujo Totalmente Suspendido)

Para el flujo totalmente suspendido, la caída de presión total del sistema es dada por dos términos, el término de presión estática (ΔP_{HH}) y el término de pérdidas por fricción (ΔP_f). Así la correlación que proponen Kunii y Levenspiel⁽⁷⁾ es dada por la siguiente ecuación.

$$\Delta P_T = \rho_m z \frac{g}{g_c} \pm \Delta P_f \quad (8.93)$$

Donde

- + : se refiere a que el flujo es ascendente
- : se refiere a que el flujo es descendente

II: aplicable a flujo totalmente suspendido ascendente ó descendente.

El término de pérdidas por fricción siempre es positivo, y puede estimarse de la ec(8.94) si se asume que el flujo de la mezcla es laminar.

$$\Delta P_f = \frac{H_g U_{ss} Z}{g_c D^5} \quad (8.94)$$

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad de la partícula, flujo másico de sólidos, presión y temperatura de la alimentación, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de la alimentación P_1 y la presión de salida P_2 de termine una presión promedio.
4. Determine la viscosidad del gas a las condiciones promedio de presión y temperatura (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule la caída de presión por fricción, ec(8.94) .
6. Calcule la caída de presión total con la ec(8.93) .
7. Compare la caída de presión calculada con la caída de presión supuesta, si la diferencia ~~se encuentra~~ dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si ~~no~~ haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 2.

8. Repita los pasos 2 a 7 para diferentes diámetros de tubería.
9. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.5.14 METHA, SMITH Y COMINGS

La correlación propuesta por Metha y colaboradores⁽⁸⁶⁾ es también aplicable al transporte neumático vertical de mezclas gas-sólido. Para esta posición los autores consideran que la caída de presión total en la línea de transporte es producto de la contribución de los siguientes términos.

1. Caída de presión para soportar las partículas sólidas.

$$\Delta P_{h_1} = \frac{G_s Z g}{U_{25}^2} \quad (8.95)$$

2. Caída de presión de la fase gaseosa

$$\Delta P_g = \frac{f_g G_g U_{25} Z}{2 \rho D} \quad (8.96)$$

3. Caída de presión debido a la presencia de los sólidos en la corriente.

$$\Delta P_s = \frac{f_s U_{25} G_s Z}{2 \rho D} \quad (7.38)$$

La correlación finalmente propuesta por los autores es dada por la siguiente expresión.

$$\Delta P = P_{hs} + f_m z U_{sg}^2 \rho_g \left\{ 1 + \left\{ \frac{U_{ss}^2 \rho_s}{U_{sg}^2 \rho_g} \right\}^c \right\} \quad (8.97)$$

RESTRICCIONES: ver tabla(7.8)

ALGORITMO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos, velocidad superficial del aire, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de entrada P_1 y la presión de salida P_2 calcule una presión promedio.
4. De acuerdo al diámetro de la partícula, determine el valor de la constante c (vea la sección 7.5.6).
5. Obtenga la densidad y viscosidad del aire a las condiciones promedio de presión y temperatura (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
6. Determine el factor de fricción del aire con la fig(7.5) como una función del número de Reynolds, calculado con la ec(7.28.1).
7. Determine el factor de fricción de los sólidos, ecs(7.1 a 7.7).

8. Determine la densidad de los sólidos dispersos (ρ_{ds}), ec(7.32).
9. Determine la velocidad superficial de los sólidos (U_{ss}), haciendo uso de la siguiente ecuación.

$$U_{ss} = \frac{4W_s}{\pi D^2 \rho_s}$$

10. Con los datos de factor de fricción de los sólidos y el factor de fricción del aire, determine el factor de fricción de la mezcla.
11. Determine la caída de presión para soportar las partículas sólidas (ΔP_{hs}), ec(8.95).
12. Determine la caída de presión total (ΔP_T), ec(8.97).
13. Compare la caída de presión calculada con la caída de presión su puesta, si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si nó, haga la P calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 2.
14. Repita los pasos 2 a 13 para diferentes diámetros de tubería.
15. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

8.6 SELECCION DE LA CORRELACION

Actualmente no se cuenta con una correlación generalizada que nos permita llevar a cabo el diseño de líneas de transporte neumático que puedan manejar cualquier tipo de sólido. Ya que como se observa, cada una de las correlaciones propuestas solamente puede ser aplicable dentro de las condiciones bajo las cuales ésta fue generada. Dichas condiciones contemplan: 1. diámetro de tubería, 2. diámetro y densidad de la partícula, 3. relación de flujos máxicos sólido/gas (es decir si la correlación puede ser aplicable a fase diluída ó fase densa). Esto hace que la correlación sea seleccionada considerando los siguientes parámetros.

- a. Diámetro de la línea de transporte
- b. Diámetro y densidad de la partícula a ser transportada
- c. Relación de flujos máxicos sólido/gas

Que son propiamente las variables que nos definen una línea de transporte neumático.

El hecho de que se seleccione la correlación más general no implica que ésta sea la mejor. Por lo que se recomienda que se utilice la correlación que esté dentro del rango de propiedades de la línea en cuestión.

La selección de la correlación tiene como finalidad el que se presente un análisis del comportamiento de la línea de transporte cuando se están modificando las variables que definen a la misma.

La correlación finalmente seleccionada es la propuesta por Vogt y White, debido a que su desarrollo es de tipo semiempírico y está basado en la primera ley de la termodinámica. Por otro lado la correlación puede ser aplicada a un amplio rango de diámetros de tubería (de 2 a 16 pulgadas), números de Reynolds del fluido (aire) flujos máxicos sólido/aire, y densidades y diámetros de partícula como lo demuestra Vogt y White en su estudio. No obstante

que los datos experimentales utilizados en la generación de la corre
lación son limitados (ver tabla (8.3)).

Transporte Neumático Inclinado

9

9.1 INTRODUCCION

El transporte neumático no solamente se presenta en tuberías en posición vertical y horizontal sino también en posición inclinada. Lo cual ha hecho necesario que diversos investigadores hayan canalizado sus estudios también a la obtención de correlaciones que permitan la evaluación de la caída de presión en tuberías en esta posición. Como lo demuestra Rose y Duckworth^(101), y Kunii y Levenspiel^(71) en sus estudios respectivamente. Aunque cabe hacer hincapié en que las correlaciones propuestas por estos últimos presentan grandes limitaciones tales como: el que sólo son aplicables a flujo totalmente suspendido; es decir sólo, a fase diluída (cuando la relación de flujo mássicos de sólido/gas es pequeña (ver sección (9.2.3)).

En este capítulo se presentan diversas correlaciones que permiten el cálculo de la caída de presión en la línea de transporte neumático en posición inclinada. Cada correlación va seguida de su algoritmo de cálculo.

9.2 CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION

9.2.1 ROSE y DUCKWORTH

Rose y Duckworth⁽¹⁰¹⁾ desarrollaron una correlación general para la predicción del gradiente de presión total. Esta correlación también es aplicable al transporte neumático inclinado, en esta sección se presenta la ecuación para llevar a cabo la determinación de la caída de presión de la mezcla, dicha ecuación puede ser utilizada seleccionando un ángulo de inclinación apropiado (θ), el cual corresponde a la posición de la línea de transporte, dicha expresión tiene la forma siguiente.

$$f_m = \left\{ \frac{\Delta P_m}{(\rho_L U_{SF}^2 / 2g_c)(L/D)} \right\} - 2 \left\{ \frac{gD}{U_{SF}^2} \right\} \operatorname{seno} \left\{ 1 + M_V^2 \left\{ \frac{U_{SF}}{U_{SS}} \right\} \right\} \quad (9.1)$$

El cálculo de los demás parámetros, para obtener el gradiente de presión total se muestra en la sección (8.5.9).

DEFINICIONES ver tabla(8.10)

ALGORITMO DE CALCULO se muestra en la sección(8.5.9)

9.2.2 KUMI y LEVENSPIEL¹

El sistema utilizado por Kumii y Levenspiel⁽⁷¹⁾ se muestra en la fig(9.1). Donde la diferencia de presiones entre los extremos de la tubería usada para el transporte neumático se encuentra por medio de la ecuación modificada de Bernoulli, la cual considera el flujo simultáneo de la mezcla sólido-gas.

Considerando la fig(9.1), donde los sólidos se alimentan en el punto I, se tiene que el flujo del gas a altas velocidades así como

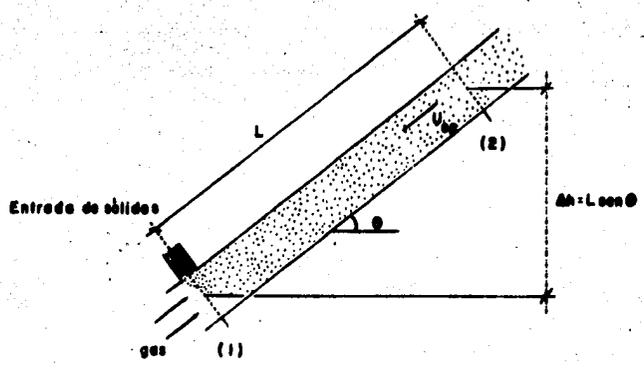


Fig (9.1) Esquema utilizado para desarrollar el balance de energía mecánica (balance de momentum) para una mezcla gas - sólido

la energía cinética de los sólidos acelerados es significativa, por lo que tendrán que ser tomados en cuenta. Sin embargo, dado que la fricción de los sólidos es pequeña en transporte en fase diluida, es igual que la diferencia en la velocidad del gas, éstas pueden despreciarse. Bajo esta condición la diferencia de presión, se obtiene de tres términos, los cuales son: 1. La energía cinética de los sólidos; 2. La cabeza estática, y 3. La resistencia friccional de la mezcla con las paredes de la tubería.

$$\Delta P_T = \frac{\bar{P}_m g h}{g_c} + \frac{U_{rs} G_s}{g_c} + \Delta P_f \quad (9.2)$$

Donde

$$G_g = U_g \rho_g = U_{sg} \rho_g H_g \quad (9.3)$$

$$G_s = U_{ss} \rho_s (1-H_g) \quad (9.4)$$

$$\bar{P}_m = \rho_g H_g \left\{ \frac{G_s U_{sg}}{G_g U_{sg}} \right\} + \rho_g H_g \quad (9.5)$$

Si los sólidos son completamente acelerados en la sección que se está considerando, la velocidad de los sólidos puede expresarse (para cuando el flujo es ascendente) mediante la siguiente expresión.

$$U_{rs} = U_g - U_t \quad (9.6)$$

Observaciones realizadas por Hinkle⁽⁷⁹⁾ demuestran que ésta correlación aplica con errores de $\pm 20\%$.

Para el flujo descendente o para cualquier dirección de flujo de partículas muy finas, se ha encontrado la siguiente expresión.

$$U_{rs} \cong U_g = \frac{U_{sg}}{H_g} \quad (9.7)$$

$$U_{rs} = \frac{U_{ss}}{(1-H_g)} \quad (9.8)$$

Si las velocidades en ambos puntos se aproxima a la velocidad terminal, entonces el término de aceleración pueda ser despreciado.

El término de pérdidas por fricción en la ec(9.2), ha sido estimado por diversos caminos, uno de los métodos sugeridos y que aquí se utiliza es el propuesto por Rose y Barnakle⁽⁹⁸⁾ quienes sugieren que el término de pérdidas por fricción (ΔP_f) en la ecuación (9.2), se representa por dos dos términos, para el gas y sólidos por separado.

$$\Delta P_f = \Delta P_g + \Delta P_s \quad (9.9)$$

La ecuación de Fanning puede ser utilizada para evaluar la caída de presión por fricción como.

$$\Delta P_g = \frac{2 f_g \rho_g U_g^2 h s n o}{g_c D} \quad (9.10)$$

Donde el factor de fricción del gas se ha encontrado experimentalmente que puede ser evaluado con la siguiente expresión.

$$\text{Para } 3 \times 10^3 < N_{Re_g} < 10^5$$

$$f_g = 0.0791 \left\{ \frac{\rho_g U_g D}{\mu_g} \right\}^{-0.25} \quad (9.11)$$

$$\text{Para } 10^5 < N_{Re_g} < 10^8$$

$$f_g = 0.0008 + 0.0552 \left\{ \frac{\rho_g U_g D}{\mu_g} \right\}^{-0.237} \quad (9.12)$$

Para el término de caída de presión, debido a la presencia de los sólidos en la corriente (ΔP_s), Rose y Barnacle⁽⁹⁸⁾ proponen la siguiente ecuación.

$$\Delta P_s = \frac{\pi f_s \rho_s V_g^2}{4 \rho D} \left(\frac{\rho_s}{\rho} \right)^{0.5} \left(\frac{G_s}{G_g} \right) h \sin \theta \quad (9.13)$$

$$\Delta P_s = \frac{\pi}{4} \left(\frac{f_s}{\rho} \right) \left(\frac{\rho_s}{\rho} \right)^{0.5} \left(\frac{G_s}{G_g} \right) \Delta P_f \quad (9.14)$$

Donde

f_s : este factor de fricción de los sólidos se obtiene de la fig(9.2)

RESTRICCIONES

Material	d_p (mm)
Catalizadores	1.90
Esferas de vidrio	0.51
Trozos de acero al carbón	0.51
Semillas de mostaza	2.00

Tabla (9.1)

ALGORITMO DE CÁLCULO

- Datos que se requieren del sistema; densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos y de gas, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte.
- Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .

3. Con la presión de alimentación P_1 y la presión de salida P_2 calcule una presión promedio.
4. Determine la densidad y viscosidad del gas a las condiciones promedio de presión y temperatura (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule el holdup del gas con la ec(8.97).
6. Calcule la velocidad real del gas (U_g) con la ec(9.7) y la de los sólidos (U_{rs}) con la ec(9.6) ó (9.7), (9.8) dependiendo de la dirección de flujo (ascendente ó descendente) y tamaño de partícula.
7. Calcule el flux mássico del gas y del sólido con las ecs(9.3 y 9.4) respectivamente.
8. Calcule la densidad promedio de la mezcla, ec(9.5).
9. Determine la caída de presión debido al flujo del gas.
 - a. Determine el factor de fricción del gas con las ecs(9.11 ó 9.12) dependiendo del número de Reynolds del gas.
 - b. Calcule la altura de la línea de transporte con la ecuación siguiente.
$$\Delta h = L \rho g \epsilon$$
- c. Calcule la caída de presión debido al flujo del gas con la ec(9.10).
10. Determine la caída de presión debido a la presencia de los sólidos en la corriente.

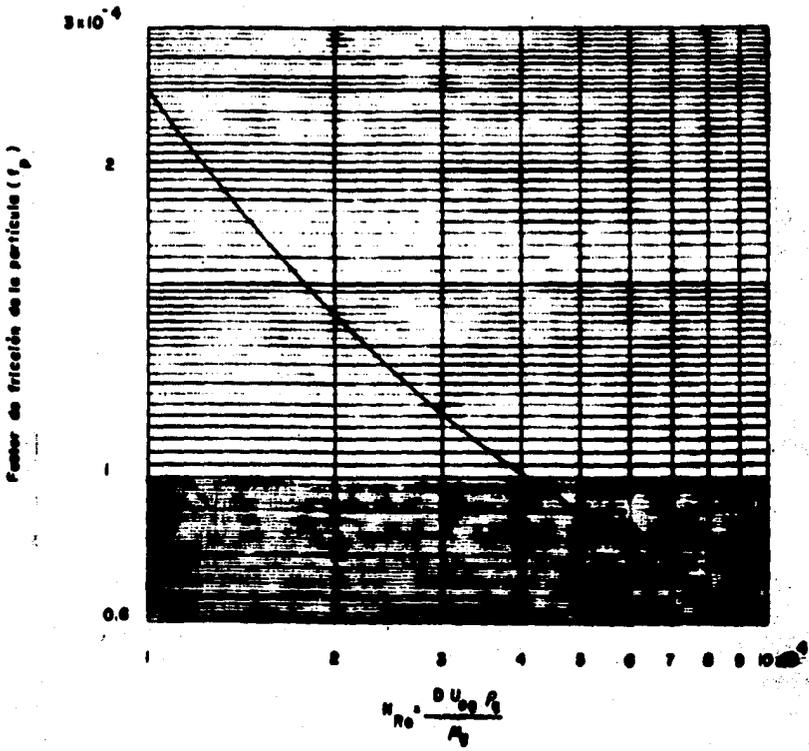


Fig (9.2) Factor de fricción de sólidos

- a. Obtenga el factor de fricción de los sólidos, fig(9.2).
 - b. Determine la caída de presión debido a la presencia de los sólidos en la corriente, ec(9.14).
11. Calcule la caída de presión total en el sistema, ec(9.2).
 12. Compare la caída de presión calculada con la caída de presión su puesta. Si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia (2 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el sistema. Pero si nó haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta y regrese al paso 2.
 13. Repita los pasos 2 a 12 para diferentes diámetros de tubería.
 14. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

9.2.3 KUNII Y LEVENSPIEL (Flujo Totalmente Suspendido)^{II}

Para el flujo totalmente suspendido, la caída de presión está dada por dos términos:

1. El término de cabeza estática (ΔP_{HH}).
2. El término de pérdidas por fricción (ΔP_f).

Así, la ecuación de Bernoulli para una tubería inclinada con un ángulo de inclinación θ , es.

$$\Delta P_f = \frac{\bar{m} L g \sin \theta}{g_c} + \Delta P_f \quad (9.15)$$

II: aplicable a flujo ascendente y descendente

Jondo

$$\bar{\rho}_m = \rho_g H_g + \rho_s (1-H_g) \quad (9.16)$$

(+): se refiere a si el flujo de gas es ascendente.

(-): se refiere a si el flujo de gas es descendente.

El término de pérdidas por fricción siempre es positivo, y puede ser evaluado con la ec(9.17), si se considera que el flujo de la mezcla es laminar.

$$\Delta P_f = \frac{\mu_g V_{s2} L \text{ seno}}{9.6 D} \quad (9.17)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad de la partícula, flujo másico de sólidos, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte.
2. Suponga una caída de presión y calcule la presión de salida P_2 .
3. Con la presión de alimentación P_1 y la presión de salida P_2 calcule una presión promedio.
4. Determine la densidad y viscosidad del gas a las condiciones promedio de presión y temperatura (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule el holdup del gas con la ec(8.97).
6. Calcule la densidad promedio de la mezcla, ec(9.16).

7. Calcule la caída de presión debida a la fricción de la mezcla, ec(9.17).
8. Calcule la caída de presión total con la ec(9.15).
9. Compare la caída de presión calculada con la caída de presión su-
puesta. Si la diferencia se encuentra dentro de una tolerancia
(3 psi), se habrá determinado la caída de presión total en el
sistema. Pero si nó haga la ΔP calculada igual a la ΔP supuesta
y regrese al paso 2.
10. Repita los pasos 2 a 9 para diferentes diámetros de tubería.
11. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de pre-
sión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada -
puede basarse en una evaluación económica de las diferentes com-
binaciones.

9.3 SELECCION DE LA CORRELACION

Para líneas de transporte inclinadas se seleccionó la ecuación propuesta por Kuni y Levenspiel, dada la simplicidad que ésta presenta; aunque tiene la limitación de ser sólo aplicable a flujo totalmente suspendido, pero no presenta restricción alguna en cuanto al diámetro y densidad de la partícula y diámetro de la línea. Lo cual hace posible que al igual que la ecuación de Vogt y White, nos permita determinar cual es el comportamiento de la línea de transporte cuando se modifican las siguientes condiciones: 1. flujo másico del gas; 2. densidad de la mezcla; 3. diámetro de la línea, y 4. ángulo de inclinación de la misma.

Transporte Hidráulico

10

10.1 INTRODUCCION

Muchas de las operaciones en la industria involucran el flujo simultáneo de partículas sólidas y líquidos a través de tuberías, las cuales son conocida con el nombre de líneas de transporte hidráulico.

En la mayoría de los casos el agua es utilizada como medio de transporte, debido a su abundancia y a que es un líquido que no coagula. Dado que las plantas operan a régimen permanente, el proceso de transporte hidráulico es capaz de transportar grandes cantidades de material sólido en tuberías con diámetros relativamente pequeños.

Este proceso puede ser utilizado en gran parte de la industria que va desde la industria minera hasta la industria alimenticia.

Muchas de estas instalaciones que operan actualmente proporcionan útiles experiencias que han hecho posible una mejor evaluación de las siguientes características del transporte hidráulico.

1. Instalaciones simples y requerimientos de espacios pequeños.
2. Eliminación de obstáculos tanto naturales como artificiales tales como: caminos, ríos, desniveles, etc.
3. Requerimientos de mano de obra para su instalación, operación y mantenimiento relativamente bajos.
4. Simplicidad de operación, dado que todos los equipos mecánicos que requieren supervisión y mantenimiento pueden ser localizados en la estación de bombeo.

5. Su elaboración e instalación implica bajos costos.

El transporte hidráulico cubre una gran variedad de materiales sólidos que pueden ser transportados, y que van desde partículas finas (transportadas a manera de capas, que se utilizan en la industria química, del petróleo, del papel, minera, etc.) hasta productos ordinarios tales como: semillas, granos hulla, etc.

Aparte de las instalaciones de alimentación y descarga sólo se requiere espacio para instalar las tuberías de que está compuesto el sistema de transporte. Así por ejemplo, se tiene que una tubería de 8 pulgadas de diámetro es capaz de transportar 100 toneladas de material por hora en promedio.

En el presente Capítulo se describen los patrones de flujo que se presentan en el transporte hidráulico en tuberías en posición horizontal, así como las correlaciones que se han propuesto hasta este momento para llevar a cabo la evaluación de la velocidad de sedimentación, coeficiente de arrastre, y caída de presión. Cada correlación va seguida de las restricciones que ésta tiene: diámetro de partícula, materiales a transportar, relaciones máxicas de sólido-líquido, etc. Mostrándose por último los algoritmos de cálculo de las mismas.

10.2 VELOCIDAD DE SEDIMENTACION

Parzonka, Aenchtington y Charles (93) han propuesto una correlación para llevar a cabo la determinación de la velocidad de sedimentación, dicha ecuación tiene la siguiente forma.

$$U_{sc} = F_1 \left\{ 290 \left\{ \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right\} \right\}^{0.50} \quad (10.1)$$

Los valores de F_v son obtenidos como una función del porcentaje en volumen de sólidos (H_g), haciendo uso de las figuras (10.1 a 10.5).

RESTRICCIONES

1. Porcientos en volumen de sólidos (H_g)

$$0.080 < H_g < 69.000$$

2. Semillas de tamaño pequeño

$$100.0 < d_p < 280.0 \text{ micrones}$$

3. Semillas de tamaño mediano y ordinario

$$400.0 < d_p < 850.0 \text{ micrones}$$

4. Semillas de tamaño ordinario y granos

$$1.550 < d_p < 19.00 \text{ micrones}$$

5. Materiales pequeños con alta densidad

$$50.00 < d_p < 300.0 \text{ micrones}$$

6. Partículas de hulla

$$1.000 < d_p < 2.200 \text{ mm}$$

7. Los límites de la densidad de las partículas se dan en cada una de las figuras.

8. Fluido de transporte: agua.

Tabla (10.1)

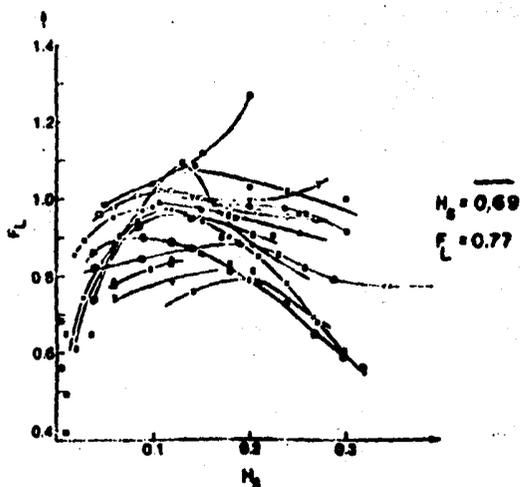


Fig.(10.1) Variación de F_L con la concentración de sólidos (arena) en agua

Diámetro de partícula D_p (mm)	Diámetro de tubería D (mm)
0.25	103
0.28	800-614
0.25	40
0.25	(27-268)
0.25	51
18	51
0.23	103
0.18	78
0.23	103
0.25	103
0.10	26
0.23	26
0.20	202
0.17	107
0.17	138
0.17	263

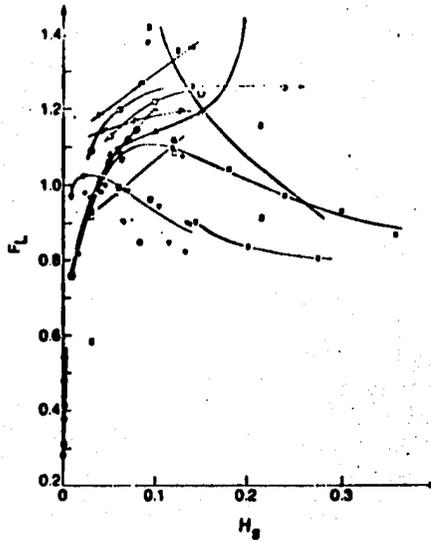


Fig (10.2) Variación de F con la concentración de sólidos de tamaño mediano y ordinario de arena en agua

Díámetro de partícula D_p (mm)	Díámetro de tubería D (mm)
0.40	103
0.40	103
0.42	302
0.42	206
0.44	150
0.585	108
0.58	143
0.57	50.9
0.60	12.7
0.75	88.5
0.75	52.5
0.85	76.2
0.85	50.8
0.85	26.1

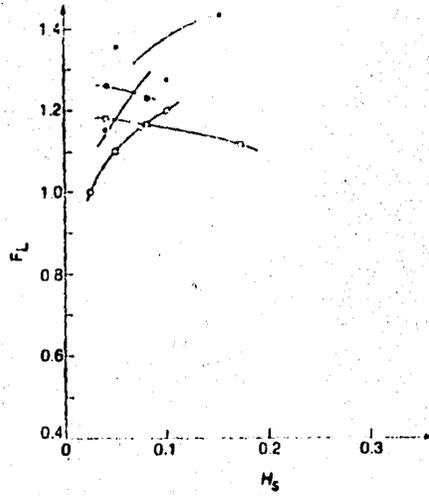
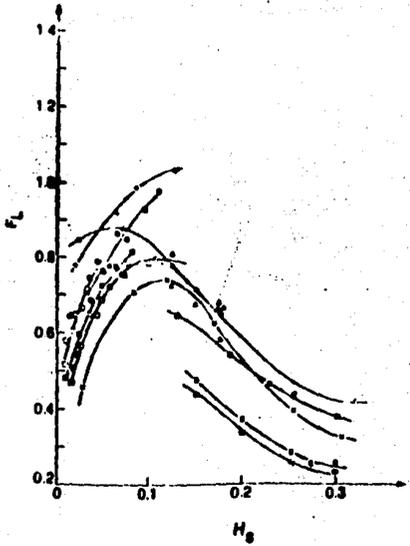


Fig (10.3) Variación de F_L con la concentración de sólidos, para arena y grava de tamaño ordinario

Diámetro de partícula D_p (mm)	Diámetro de tubería D (mm)
2.04	150
1.15	108
1.35	407
19	407
3.7	50.7



Fig(10.4) Variación de F_L con la concentración de sólidos para partículas de tamaño muy pequeño con altas densidades, en agua

Diámetro de partícula D (mm)	Densidad de partícula (g/cm^3)	Diámetro de tubería D (mm)
0.30	3.36	103
0.30	3.36	103
0.14	2.69	207
0.14	2.69	100
0.075	4.00	207
0.07	4.00	149
0.09	3.00	207
0.06	3.10	149
0.05	5.25	32
0.05	5.25	209
0.05	5.25	263

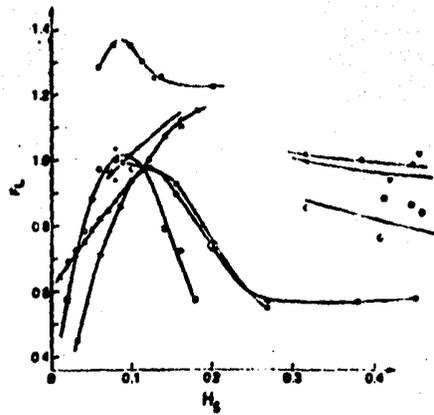


Fig (10.5) Variación de E con la concentración de sólidos en soluciones acuosas de hulla

Díámetro de partícula D_p (mm)	Díámetro de tubería D (mm)	(g/cm ³)
2.0	103	1.63
2.0	203	1.63
2.0	255	1.63
1.0	206	1.80
2.26	127	1.4
2.20	25	1.4
0.21	156	1.39
0.21	208	1.39
0.21	263	1.39
0.21	315	1.39

Otra de las correlaciones propuestas para llevar a cabo la evaluación de la velocidad de sedimentación, es la correlación de Zigrund y Sylvester⁽¹⁴⁰⁾, que a diferencia de la correlación de Parzonka y colaboradores, ésta puede programarse y facilitar el cálculo de la velocidad de sedimentación, la cual es dada por la siguiente ecuación.

$$U_{sc} = C - (C^2 - a^2)^{0.5} \quad (10.2)$$

Donde

$$a = 1.83286 \left\{ \frac{(\rho_s - \rho_f) g d_p (1 - F_3)}{\rho_f (1 - F_3)^{0.333}} \right\}^{1/2} \quad (10.3)$$

$$b = 7.61904 \left\{ \frac{H_f \exp(5F_3/3(1 - F_3))}{\rho_f d_p} \right\}^{1/2} \quad (10.4)$$

$$C = 0.50 (2a + b^2) \quad (10.5)$$

RESTRICCIONES

1. Porcentaje en volumen de sólidos (F_s)

$$0.00 < H_s < 70.00$$

2. Diámetro de partícula

$$0.50 < d_p < 100.0 \text{ micrones}$$

3. Viscosidad del fluido

$$0.50 < \mu_f < 50.00 \text{ centipoises}$$

4. Densidad del fluido

$$0.00 < \rho_l < 1.900 \text{ g/cm}^3$$

5. Relación de densidades (sólido-gas)

$$1.00 < \frac{\rho_s}{\rho_g} < 6.000$$

Tabla (10.2)

10.3 COEFICIENTE DE ARRASTRE

Para partículas esféricas

$$N_{Re} < 1.0$$

$$C_D = \frac{24.0}{N_{Re}} \quad (10.6)$$

donde

$$N_{Re} = \frac{U_{sc} d_p}{\mu_f} \quad (10.7)$$

$$\delta_L = \frac{H_L}{L} \quad (10.8)$$

$$N_{Re} > 1000$$

En este caso el coeficiente de arrastre es constante y toma como valor 0.480

$$N_{Re} \leq 1000$$

$$C_D = \frac{4}{3} \frac{g d_p}{U_{sc}^2} \frac{(\rho_s - \rho_L)}{\rho_L} \quad (10.9)$$

Para partículas no esféricas

$$C_D = \frac{4}{3} \frac{g d_p}{U_{sc}^2} \frac{(\rho_s - \rho_L)}{\rho_L} \chi \quad (10.10)$$

O bien puede evaluarse gráficamente de la fig(10.6) para partículas esféricas.

De una serie de experimentos se encontró que el verdadero criterio que caracteriza a los materiales que se transportan hidráulicamente en realidad es la relación U_{sc}/χ . Lo cual permite definir un nuevo parámetro (C_D^*).

$$\sqrt{C_D^*} = \left\{ \frac{g d_p}{U_{sc}^2} \right\} \left\{ \frac{(\rho_s - \rho_L)}{\rho_L} \right\} \left\{ \frac{\chi}{C_D} \right\} \quad (10.11)$$

Conocido con el nombre de coeficiente de arrastre aparente.

RESTRICCIONES**Diámetro de partícula (micrones)****200 ó más****Densidad relativa de sólidos (D_{rs})****menor ó igual a 2.65**

Coefficiente de arrastre (C_D)

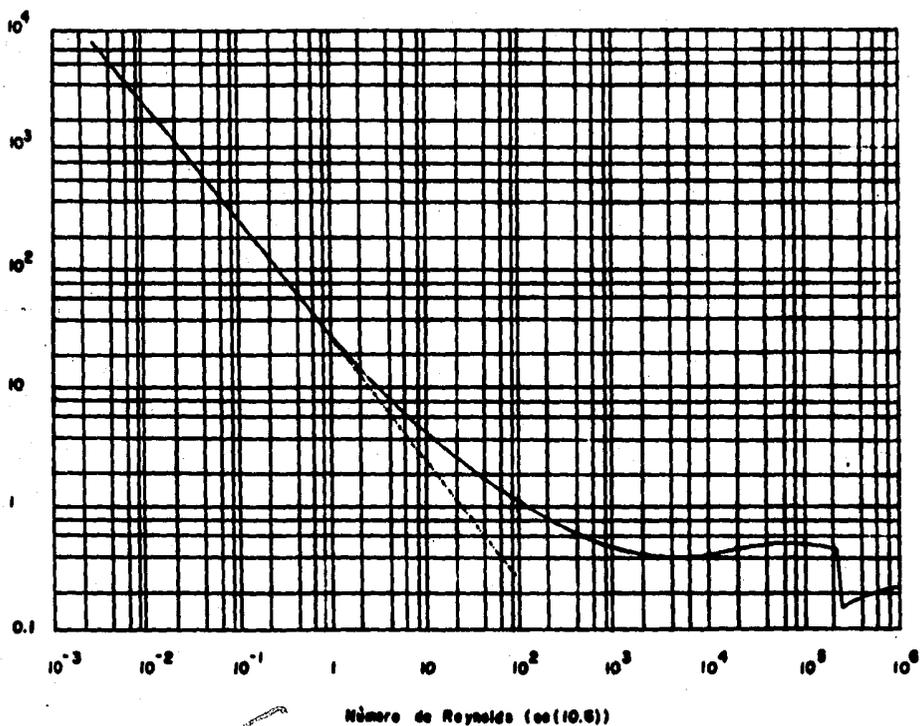


Fig.(10.8) Coeficiente de arrastre de esferas con diferentes densidades relativas (que van desde esferas de parafina hasta esferas de acero)

10.4 PATRONES DE FLUJO

Los patrones de flujo en los sistemas de transporte hidráulico dependen no sólo de las propiedades físicas y de la cantidad de las fases (sólido-líquido), sino también, del tamaño y forma de las partículas sólidas. Así por ejemplo, se tiene que suspensiones de fibras en agua se comportan de una manera mucho muy diferente a suspensiones formadas por sólidos granulares.

Antes de llevar a cabo la descripción de los patrones de flujo, se dará una clasificación de las partículas de acuerdo a su tamaño, para visualizar mejor los patrones de flujo.

1. Partículas ultrafinas, es decir partículas con diámetro de 10 micrones o menos, siendo éstas en la mayoría de los casos transportadas en un estado totalmente suspendido.
2. Partículas finas, se encuentran en el rango de 10 a 100 micrones. Estas al igual que las partículas ultrafinas son transportadas en estado totalmente suspendido.
3. Partículas de tamaño mediano, de 100 a 1000 micrones, se pueden transportar en estado totalmente suspendido a velocidades suficientemente altas, pero frecuentemente forman depósitos en el fondo de la tubería, los cuales se mueven con el fluido.
4. Partículas ordinarias, se encuentran en el rango de 1000 a 10000 micrones (0.04 a 0.4 pulgadas). Raramente éstas están totalmente suspendidas en el fluido, y generalmente forman depósitos en el fondo de la tubería.
5. Partículas ultraordinarias, son más grandes de 10 000 micrones. Debido a su gran tamaño estas son transportadas como un lecho en movimiento en el fondo de la tubería.

Cabe hacer hincapié en que el comportamiento de la mezcla es influenciado por la densidad y forma de las partículas, densidad y viscosidad del fluido, así como por el diámetro de la tubería.

Cuando los sólidos se mezclan con el fluido, se forman dos mezclas de acuerdo con las propiedades y concentración de sólidos, lo cual da lugar a dos tipos de flujo:

1. Flujo pseudo-homogéneo
2. Flujo heterogéneo

El flujo pseudo-homogéneo se caracteriza porque las partículas que contiene son muy finas con diámetros promedio de 50 micrones. Mientras que el flujo heterogéneo se presenta cuando las partículas transportadas son mayores a 50 micrones. Esta clasificación la cual es muy sistemática, nos permite describir las diferentes condiciones de transporte encontradas en estos dos casos.

Los patrones de flujo encontrados en el transporte hidráulico en tuberías en posición horizontal (ver fig(10.7)) son:

1. Flujo pseudo-homogéneo
2. Suspensiones heterogéneas
3. Lecho en movimiento
4. Lecho estacionario

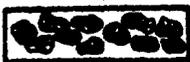
1. Flujo pseudo-homogéneo: Se presenta cuando la velocidad de la mezcla es alta, y se manejan partículas muy finas menores de 50 micrones. Este tipo de flujo se caracteriza por la no formación de sedimentos en el fondo de la tubería.

2. Suspensiones heterogéneas: Se presenta cuando la velocidad de la mezcla es alta y las partículas son de mediano tamaño, en

Dirección de flujo



Sede - homogénea



Suspensiones heterogéneas



Lecho en movimiento



Lecho estacionario

Fig (10.7) Patrones de flujo que se presentan en el transporte hidráulico en tuberías horizontales (30)

este caso no se presenta la sedimentación de partículas, y todas ellas avanzan con el fluido con un cierto retraso que depende de su propio tamaño.

3. Lecho en movimiento: Se manifiesta cuando la velocidad de la mezcla es moderadamente baja y se manejan partículas de tamaño ordinario. Se presenta la sedimentación en el fondo de la tubería, moviéndose éstas como un lecho en movimiento a bajas velocidades.
4. Lecho estacionario: Se da la formación de un lecho estacionario debido a la baja velocidad de la mezcla y a la alta concentración de sólidos. En este caso los sólidos se mueven dando saltos encima del lecho estacionario.

10.5 HOLDUP

La correlación de Viswanathan y Mani⁽¹²⁵⁾, es producto del desarrollo de un modelo matemático semiteórico, dicha correlación cuenta con un sólo parámetro, en contraste con la correlación de Spandino y Nguyen⁽¹¹¹⁾ que está formada por dos parámetros. Los autores consideran que el flujo de deslizamiento es unidimensional, y que los parámetros de flujo son constantes a lo largo de la línea de transporte.

Mediante dicha correlación se puede evaluar las siguientes cuatro variables (\bar{U}_{rs} , \bar{U}_f , H_L , H_{Ld}).

La correlación que presentan los autores tiene la siguiente forma.

$$(1-j) = 18 (1-H_{Ld})^{1.5} \left\{ \frac{U_m}{(gD)^{0.5}} \right\}^{3.5} \left\{ \frac{f_p}{f_L} \right\}^{1.5} \quad (10.12)$$

Donde

$$(1 - H_L) = (1 - H_{Ld}) + 2 H_{Ld} (1 - j) \quad (10.13)$$

$$Q_f = A H_L \bar{U}_f \quad (10.14)$$

$$Q_s = A (1 - H_L) \bar{U}_{rs} \quad (10.15)$$

$$U_m = \frac{(Q_f + Q_s)}{A} \quad (10.16)$$

$$Q_m = Q_f + Q_s \quad (10.17)$$

$$H_{Ld} = \frac{Q_f}{Q_m} \quad (10.18)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Variables de proceso D , f_s , f_L , Q_f , Q_s , A .
2. Con los datos de Q_f , Q_s , y A , evaluar U_m con la ec(10.16).
3. Con U_m , Q_f y la ec(10.18), se evalúa H_{Ld} .
4. Con U_m , f_s , f_L , D , H_{Ld} , y la ec(10.12), se evalúa $(1 - j)$.
5. Con $(1 - j)$, H_{Ld} , y la ec(10.13), se evalúa H_L .
6. Con Q_f , A , H_L , y la ec(10.14), se evalúa \bar{U}_f .
7. Con Q_s , A , H_L , y la ec(10.15), se evalúa \bar{U}_{rs} .

10.6 CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION

10.6.1 JUNTOS y CHAPOS

10.6.1.1 Sin sedimentación

Las pruebas indican que la caída de presión en sistemas de transporte hidráulico pueden ser obtenidas a partir de relacionar la caída de presión del líquido (ΔP_L) con la caída de presión de la mezcla tomando en cuenta la concentración de las partículas transportadas (C_t), en la forma siguiente (16).

$$\Delta P_T = \Delta P_L = \beta C_t \Delta P_L \quad (10.19)$$

Después de una serie de experimentos se encontró que el factor β puede ser correlacionado en la forma siguiente.

$$\beta = 100.0 \left\{ \frac{U_{TL}^2}{9D} \cdot (C_t)^{0.50} \right\}^{-1.5} \quad (10.20)$$

Si el análisis demuestra que se tienen diferentes tamaños de partícula, con porcentajes $\%P_1, \%P_2, \dots, \%P_n$, tales partículas se comportan como si tuvieran un coeficiente de fricción aparente. De tal forma que el coeficiente aparente de la mezcla es.

$$(C_t)^{0.50} = \%P_1 (C_{01})^{0.50} + \dots + \%P_n (C_{0n})^{0.50} \quad (10.21)$$

Por lo que respecta a la caída de presión del líquido ésta se evalúa de la ecuación de Fanning.

$$\Delta P_L = \frac{2 f_L f_L U_{TL}^2 L}{3.0} \quad (10.16)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Datos que se requieren sobre el sistema: densidad, diámetro, y factor de forma de la partícula, concentración de sólidos transportados, flujo másico del líquido, presión y temperatura en la alimentación, longitud y diámetro de la línea de transporte.
2. Calcule la velocidad promedio del fluido con la ecuación siguiente.

$$\bar{U}_{sf} = \frac{W_L}{f_l A}$$

3. Cálculo de la caída de presión debido al flujo del fluido (ΔP_f).
 - a. Obtenga f_l , K_f , a las condiciones de entrada.
 - b. Calcule el número de Reynolds del fluido ($N_{Re f}$).
 - c. Con la rugosidad relativa de la tubería y el número de Reynolds, obtenga el factor de fricción del fluido.
 - d. Calcule la caída de presión debido al flujo del fluido con la ec(10.16).
4. Cálculo de la caída de presión total.
 - a. Calcule la velocidad de sedimentación con la ec(10.1) ó (10.2) dependiendo de las propiedades de la partícula.
 - b. Calcule el coeficiente de arrastre con las ecs(10.8) ó (10.9) dependiendo del número de Reynolds, evaluado con la ec(10.7), ó bien de la rig(10.6) para partículas esféricas (para cuando las partículas no son esféricas se hará uso de la ec(10.10)).
 - c. Si los sólidos alimentados están compuestos de una mezcla de tamaños, obtenga el coeficiente de arrastre con la ec(10.21).
 - d. Calcule el coeficiente de arrastre aparente con la ec(10.11).

- e. Calcule el coeficiente $\hat{\phi}$ con la ec(10.20).
 f. Calcule la caída de presión total con la ec(10.19).

10.o.1.2 Con Sedimentación

La caída de presión del líq. cuando se da la sedimentación se evalúa a partir de la siguiente ecuación.

$$\Delta P_t = \left[\frac{\lambda}{2} \right] \left[\frac{U_{sc}^2}{49 R_h} \right] \left[\frac{\rho_f L_f g}{9c} \right] \quad (10.23)$$

Donde el número de Reynolds para evaluar el factor de fricción del líquido es.

$$N_{Rel} = \frac{U_{sc} (4R_h)}{\mu} \quad (10.24)$$

Cuando se presenta la sedimentación el coeficiente $\hat{\phi}$ se evalúa con la siguiente ecuación.

$$\hat{\phi} = K \left\{ \left[\frac{U_{sc}^2}{9D(k-l)/h} \right] \left[\frac{g d_p (k-l)}{U_{sc}^2 s_c} \right]^{0.5} \right\}^{-3/2} \quad (10.25)$$

Donde

$$K = \frac{U_{sc}}{(49 R_h)^{0.50}} \quad (10.26)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Datos que se requieren sobre el sistema, densidad y diámetro de partícula, concentración de sólidos transportados (C_t), flujo másico del líquido, presión y temperatura en la alimentación, longitud y diámetro supuesto de la línea de transporte.
2. Calcule la velocidad de sedimentación con la siguiente ecuación.

$$U_{sc} = C_K (C^2 \mu a^2)^{1/2} \quad \text{ec(10.2)}$$

3. Cálculo de la caída de presión debido al flujo del fluido (ΔP_L).
 - a. Obtenga μ_L , μ_f , a las condiciones de presión y temperatura de la alimentación. (se considera que el proceso es isotérmico).
 - b. Calcule el número de Reynolds del fluido con la ec(10.24), y obtenga el factor de fricción del mismo.
 - c. Calcule la caída de presión del fluido con la ec(10.23).
4. Calcule el coeficiente $\hat{\phi}$ con la ec(10.25).
 - a. Calcule la velocidad de sedimentación con la ec(10.1) ó (10.2) dependiendo de las propiedades de la partícula.
 - b. Calcule el coeficiente $\hat{\phi}$ con la ec(10.25).
5. Calcule la caída de presión total con la ec(10.19).

10.6.2 GAESSLER

Gaessler⁽⁴³⁾ siguiendo la aproximación propuesta por Barth⁽⁴³⁾ quien desarrolló un análisis detallado del flujo de suspensiones en tuberías horizontales.

Gaessler, en su análisis, dividió la caída de presión total en tres componentes de fuerza, cuya ecuación tiene la siguiente forma.

$$\frac{\bar{U} D^2 \Delta P_T}{4} = F_1 + F_2 + F_3 \quad (10.27)$$

Donde: F_1 , F_2 , F_3 corresponden respectivamente, a la fuerza friccional debido al deslizamiento del lecho de partículas en el fondo de la tubería, fuerzas cortantes en la pared atribuidas al impacto de los sólidos suspendidos sobre la pared de la tubería, y las fuerzas cortantes debido al mismo flujo del fluido de transporte. La correlación de caída de presión a la que finalmente llega Gaessler es dada por la siguiente expresión.

$$\Delta P_T = \frac{9L}{9c} \left\{ \frac{U_{ss}}{U_{rs}} \left[\rho_c \left(\frac{L}{L_c} - 1 \right) \beta + \rho_s \left(\frac{U_m^2}{290} \right) f_s^* + \frac{\rho_c U_m^2 (U_m - U_{ss})^2 f_f}{2(U_m - U_{ss}) U_m g_0} \right] \right\} \quad (10.28)$$

En la ec(10.28), los parámetros β , f_s^* , y U_{rs} tienen que ser evaluados previamente, mientras que f_f es el convencional factor de fricción para el fluido de transporte, donde $N_{ReL} = D U_m \rho_c / \mu_f$, y los parámetros son normalmente especificados.

Cálculo de β

$$\beta = \beta^* \left\{ \frac{C_m}{C_w} \right\} \left\{ \frac{U_{rs}}{U_{r,c}} \right\} \quad (10.29)$$

Gaessler estableció que β^* es esencialmente constante para una combinación de material sólido, fluido de transporte y material de que está fabricada la tubería. En las pruebas realizadas por Gaessler encontró los siguientes valores de β^* .

Material	
Carbón	$0.25 \leq \beta^* \leq 0.28$
arena y grava	$0.34 \leq \beta^* \leq 0.38$
Mineral	$0.40 \leq \beta^* \leq 0.45$

Tabla (10.3)

El autor también estableció ecuaciones para llevar a cabo el cálculo de C_w/C_w y U_{rs}/\bar{U}_{rls} , dichas expresiones tienen la siguiente forma.

$$\left\{ \frac{C_{w2}}{C_w} \right\} = \frac{N_{fsm}}{0.10 \phi_s} \sqrt{\frac{3 C_s}{4}} \left\{ \frac{C_s}{\phi_s} \right\}^a \quad (10.30)$$

Donde

$$C_s = \frac{Q_s}{(Q_s + Q_r)} = \frac{Q_s}{Q_m} = \frac{U_{sc}}{U_m} \quad (10.31)$$

$$a = \frac{1}{\phi_s} \sqrt{\frac{3 P_m}{4(P_s - P_m)}} \left\{ \frac{N_{fsm}}{3.7} \right\}^b \quad (10.32)$$

$$P_m = C_s(P_s - P_L) + P_L \quad (10.33)$$

$$N_{fsc} = \frac{U_{sc}}{\sqrt{10}} \quad (10.34)$$

$$U_{sc} = \left\{ \left| \frac{4.9 d_r}{3 C_0} \right| \left| \frac{p}{p_s} - 1 \right| \right\}^{0.50} \quad (10.35)$$

$$b = (N_{Fisc})^{-0.3333} \quad (10.36)$$

$$N_{Fim} = \frac{U_m}{\sqrt{90}} \quad (10.37)$$

Gaessler en sus pruebas experimentales tomó un valor de $\phi_s = 0.65$. Otros valores de ϕ_s tomados de la literatura para diferentes sólidos son.

Material	
Carbón	$0.60 < \phi_s < 0.65$
arena y grava	$0.55 < \phi_s < 0.60$
Mineral	$0.45 < \phi_s < 0.50$

Tabla (10.4)

$$\frac{U_{sc}}{U_{ss}} = \left\{ \frac{C_{wg}}{C_s} \right\} \frac{0.10 \phi}{N_{Fisc} \sqrt{3 C_0 / 4}} \phi \left\{ \frac{C_s}{\phi_s} \right\}^{-a'} \quad (10.38)$$

$$a' = \frac{\phi}{\phi_s} \sqrt{\frac{3 p_m}{4 (p_s - p_m)}} \left| \frac{N_{Fim}}{3.70} \right|^{b'} - \frac{1}{\phi_s} \quad (10.39)$$

$$b' = (2 N_{Fisc})^{-0.3333} - \frac{1}{\phi_s} \quad (10.40)$$

$$\phi_s = \frac{(1 - \phi_a)}{\phi_s} \quad (10.41)$$

Cálculo de f_s'

$$\frac{f_s'}{f_s^0} = 1 - \left\{ \frac{Cw_2}{Cw} \right\} \left\{ \frac{\bar{U}_{rs}}{U_{rs}} \right\} \quad (10.42)$$

$$\frac{f_s'}{f_s^0} = 1 - \left\{ \frac{Cw_2}{Cw} \right\} \left\{ \frac{\beta^0}{\beta} \right\} \quad (10.43)$$

Donde f_s^0 es una constante para el tipo de material, el cual toma en cuenta las propiedades de las partículas y la superficie de la tubería. Los valores determinados para f_s^0 por Gaessler son mostrados en la tabla(10.5).

Material	d_p (mm)	f_s^0	Tubería
Carbón	3.0 a 5.0	0.0046	Acero
		0.0038	Diferente al acero
Arenas de cuarzo	3.0 a 5.0	0.0120	Acero
		0.0144	Diferente al acero

Tabla (10.5)

Debe hacer notar que la relación $f_s'/f_s^0 = 1.0$ cuando no se tenga tendencia a la sedimentación de partículas.

Cálculo de U_{rs}

A partir de un análisis de momentum Gaessler desarrolló la siguiente expresión para la predicción de la velocidad promedio real de los sólidos (\bar{U}_{rs}), la cual tiene la siguiente forma.

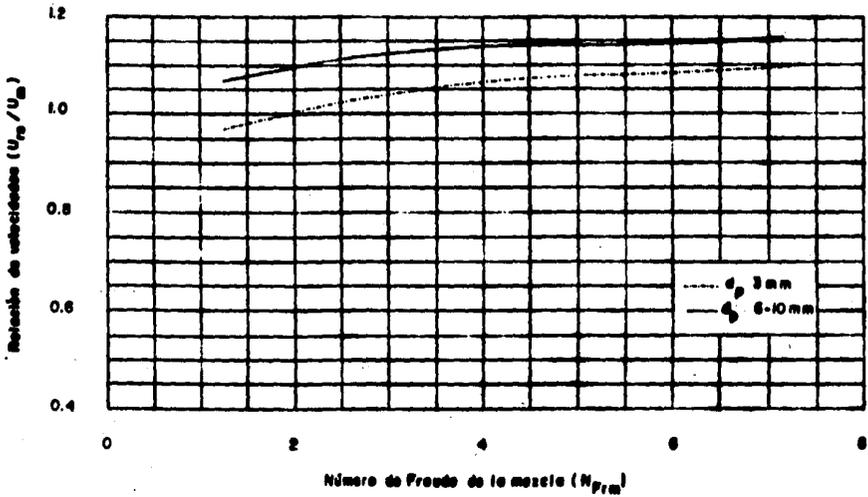


Fig (10.8) Datos de relación de velocidades para suspensiones de agua con partículas de tamaño menor o igual a 10 mm en tuberías de 4.6 cm

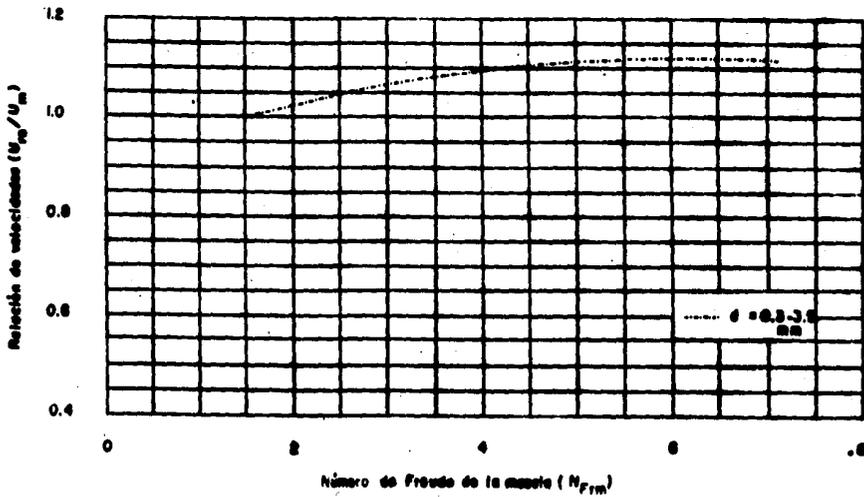


Fig (10.9) Datos de relación de velocidades para suspensiones de agua con partículas de talla en el rango de 0.3 - d_p 3.3 mm en tuberías de 4.6 cm

$$\left\{ \frac{1 - \bar{U}_{rs}}{U_{rlc}} \right\}^2 = \left\{ \frac{N_{Fmc}}{N_{rim}} \left\{ \frac{1 - U_{rlc}}{C_s \bar{U}_{rs}} \right\} C_s \left[\beta + \left\{ \frac{U_{rs}}{U_{rlc}} \right\}^2 \frac{N_{rim}}{2.0} \left[\frac{f_s^a f_s}{(f_s - f_l)} - f_r \frac{f_l}{(f_s - f_l)} \frac{(1 - C_a)^2}{(U_{rs}/U_{rlc}) - C_a} \right] \right\} \right\} \quad (10.44)$$

Como se puede observar el término \bar{U}_{rs}/U_{rlc} se encuentra implícito en la ec(10.44), por lo cual se hace necesario una solución iterativa. Para iniciar el cálculo de \bar{U}_{rs} se puede hacer uso de las figs(10.8 y 10.9) para dar una primera aproximación en la resolución de la ec(10.44).

ALGORITMO DE CÁLCULO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de partícula, flujo másico de sólidos, velocidad superficial del fluido, fracción másica de sólidos alimentados, densidad y viscosidad del fluido, diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte.
2. Calcule la velocidad superficial de los sólidos (U_{ss}), con la siguiente ecuación.

$$U_{ss} = \frac{4W_s}{\pi D^2 f_s}$$

3. Calcule la velocidad de la mezcla (U_m).

$$U_m = U_{ss} + U_{st}$$

4. Calcule el coeficiente de arrastre con las ecs(10.6) ó (10.9) dependiendo del número de Reynolds de fluido, evaluado con la ec(10.7), ó bien de la fig(10.6) para partículas esféricas (para partículas no esféricas se hará uso de la ec(10.10)).
5. Calcule la fracción volumétrica (C_s) a la entrada de la línea de transporte con la ec(10.31).

6. Calcule la densidad de la mezcla (ρ_m) con la ec(10.33).
7. Calcule el número de Froude de la mezcla (N_{Fm}) con la ec(10.37).
8. Calcule la velocidad de sedimentación con la ec(10.35).
9. Calcule el número de Froude, evaluado con la velocidad de sedimentación de una sola partícula (N_{Fse}) con la ec(10.34).
10. Calcule el exponente adimensional (b) con la ec(10.36).
11. De acuerdo al tipo de material a ser transportado, seleccione el valor de β_s de la tabla(10.4).
12. Calcule el exponente adimensional (a) con la ec(10.32).
13. Calcule la relación (C_{w2}/C_w) con la ec(10.30).
14. Con la fracción másica de sólidos alimentados (C_w), determine del paso 13 la fracción másica de los sólidos a la entrada de la línea de transporte (C_{w2}).
15. Calcule el exponente adimensional (b') con la ec(10.40).
16. Calcule el valor del coeficiente β de la ec(10.41).
17. Calcule el exponente adimensional (a') con la ec(10.39).
18. Calcule la relación (U_{rls}/\bar{U}_{rs}) con la ec(10.38).
19. De acuerdo al tipo de material a ser transportado, seleccione el valor de β^* , de la tabla(10.3), y dependiendo del material de la

tubería, seleccione el valor de f_s^0 de la tabla(10.5).

20. Resuelva simultáneamente las ecs(10.42) y (10.43) para determinar f_s^* y β .
21. Determine el factor de fricción del fluido (f_f), haciendo uso del diagrama de Moody, en este caso el número de Reynolds del líquido (N_{Rel}) se calcula con la siguiente ecuación.

$$N_{Rel} = \frac{D U_m \rho}{\mu_f}$$

22. Determine la velocidad promedio real de los sólidos (\bar{U}_{RS}), resolviendo por un método iterativo la ec(10.44). Haga uso de las figuras(10.8) y (10.9) para dar una primera aproximación.
23. Calcule la caída de presión total en la línea de transporte (ΔP_T) con la ec(10.28).

10.6.3 ROSE y DUCKWORTH

Rose y Duckworth⁽¹⁰¹⁾ desarrollaron una correlación general para la predicción del gradiente de presión total en líneas de transporte hidráulico. Esta correlación es aplicable al flujo de sistemas líquido-sólido en posición horizontal, vertical, e inclinada.

Los autores además desarrollaron una serie de ecuaciones para evaluar parámetros de suma importancia en el transporte hidráulico, dichos parámetros son: longitud de tubería requerida para la aceleración de las partículas, caída de presión requerida para mantener el flujo de la suspensión bajo condiciones de flujo estable y velocidad mínima de transporte requerida para llevar a cabo el transporte de los sólidos en forma de suspensión, dichas expresiones son:

mostradas en la sección(3.5.9).

La correlación de Rose y Luckworth, no es aplicable a suspensiones de sólidos finamente divididos en donde los efectos no-newtonianos tienen una repercusión notable.

La correlación como se mencionó anteriormente, es aplicable a cualquier posición, en este caso la utilización de la ec(9.1) se hará tomando un valor de θ apropiado.

La correlación ha sido probada para diámetros de tubería de 1.265 a 5.90 pulgadas, y densidades relativas de sólidos de 1.5 a 11.1 .

Material	d_p (in)	D (in)	ρ_s (lb/ft ³)
Hulla	0.5000	3.000	94.0
arena	0.1180	5.900	165.0
acero	0.1250	1.265	460.0
Plomo	0.0950	1.265	695.0

Tabla (10.6)

El algoritmo de cálculo para esta correlación es dado en la sección(3.5.9).

10.6.4 VANASSE, COUPAL y BOULOS

El transporte de sólidos en tuberías es la modalidad más reciente de llevar a cabo el transporte de los mismos. Debido al ahorro de potencia que éste produce, ha tenido un importante desarrollo en los últimos diez años. Así Vanasse y colaboradores⁽¹⁹³⁾, han desarrollado un estudio sobre las propiedades reológicas de suspensiones de musgo pantanoso con diferentes concentraciones, obteniéndose datos

de caída de presión bajo diferentes condiciones de flujo.

Vanasse y colaboradores correlacionaron la caída de presión total como una función de la velocidad promedio de la mezcla, obteniéndose ecuaciones con forma de línea recta.

Para concentraciones de 3.5 % en peso

$$\left[\frac{\Delta P}{\Delta Z} \right]_T = 46.8182 U_m - 0.6495 \quad (10.45)$$

Para concentraciones de 2.75 % en peso

$$\left[\frac{\Delta P}{\Delta Z} \right]_T = 7.9364 U_m + 0.1291 \quad (10.46)$$

Ellos observaron que a concentraciones abajo de 1.5% en peso, la caída de presión no se ve afectada por la velocidad de la mezcla, manteniéndose ésta constante a cualquier velocidad.

Las unidades de las variables son:

$$\left[\frac{\Delta P}{\Delta Z} \right]_T = \frac{\text{m de agua}}{100 \text{ m de tubería}}$$

$$[U_m] = \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

ALGORITMO DE CÁLCULO

1. Datos que se requieren del sistema: concentración en peso de los sólidos en la alimentación, velocidad de la mezcla (Vanasse y colaboradores en su desarrollo experimental consideran que dado

la pequeña concentración de sólidos en la corriente de alimentación, la velocidad de la mezcla (U_m) es considerada como la velocidad del fluido de transporte), diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte, diámetro de la partícula.

2. Con la concentración de los sólidos en la alimentación, seleccione la ecuación para calcular el gradiente de presión total (ecuaciones (10.45 ó 10.46)).
3. Repita los pasos 1 y 2 para diferentes diámetros de tubería.
4. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

RESTRICCIONES

ρ en peso	d_p (mm)	D (mm)
0.75 a .50	2.8	50.8

Tabla (10.7)

10.6.5 CONJUNTOS y CHAPOS

10.6.5.1 Sin Sedimentación

La caída de presión entre dos puntos en una tubería vertical

con flujo ascendente (26) es.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = \frac{\rho_m g}{g_c} \left\{ \frac{D_{rm}}{D_{rf}} \right\} + \Delta \rho_L \quad (10.47)$$

Donde

$$\Delta \rho_L = \frac{f_r \bar{U}_{sf}^2 \rho_L}{2 g_c D} \quad (10.48)$$

Cuando el flujo es descendente, la caída de presión se calcula con la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\} = \frac{\rho_m g}{g_c} \left\{ \frac{D_{rm}}{D_{rf}} \right\} + \Delta \rho_L \quad (10.49)$$

ALGORITMO DE CÁLCULO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad de la partícula, flujo másico del fluido y sólido, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.
2. Obtenga la densidad y la viscosidad del fluido a las condiciones promedio de presión y temperatura (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
3. Determine la caída de presión debido al flujo del fluido.

- a. Calcule la velocidad promedio del fluido, haciendo uso de la siguiente ecuación.

$$\bar{U}_{sf} = \frac{w_k}{\rho_L A}$$

- b. Calcule el número de Reynolds del fluido y obtenga el factor

de fricción del fluido, fig(4.19).

- c. Calcule la caída de presión del fluido con la ec(10.16).
5. Calcule la caída de presión total con la ec(10.47 ó 10.49) dependiendo si el flujo es ascendente ó descendente.
6. Repita los pasos 2 a 5 para diferentes diámetros de tubería.
7. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

10.6.6 NEWITT, RICHARDSON Y GLIDDON

Newitt y colaboradores⁽⁴³⁾ llevaron a cabo sus pruebas en tuberías de 1 y 2 in de diámetro, usando cuatro diferentes tamaños de arena (cuyo diámetro promedio se encuentra en el rango de 0.004 a 0.050 in), así como también guijarros (0.15 in), zircón (0.054 in) y perspex (0.048 in), dichos materiales fueron transportados utilizando agua como fluido de transporte. Newitt y colaboradores establecieron que la caída de presión total en la línea de transporte en posición vertical se calcula como:

$$\Delta P_T = \Delta P_{HH} + \Delta P_{fm} + \Delta P_L \quad (10.50)$$

Donde

a. Pérdida de cabeza (ΔP_{HH})

$$\Delta P_{HH} = f_m Z \frac{\rho}{g_c} \quad (10.51)$$

$$f_m = f_L + \frac{G_s}{U_{ss}} \left\{ 1 + \frac{f_L}{f_s} \right\} \quad (10.52)$$

b. Caída de presión debido a la fricción provocada por el fluido de transporte (ΔP_L) y la debida a la mezcla (ΔP_{fm}).

Newitt y colaboradores dan recomendaciones para el cálculo de ΔP_L y ΔP_{fm} , en donde los autores hacen dos tipos de clasificación.

Categoría I: Formación de filamentos de partículas cuyo diámetro se encuentra por arriba de 0.1 in, los autores confirmaron lo propuesto por Durand⁽⁴³⁾, para el cálculo de estas dos caídas de presión haciendo uso de las siguientes ecuaciones.

$$\Delta P_L - \Delta P_{fm} = 0 \quad (10.53)$$

$$\Delta P_{fm} = \frac{2 f' \rho_L U_m^2 L}{g_c D} \quad (10.54)$$

$$U_m = U_{st} + U_{ss} \quad (10.55)$$

f' : factor de fricción de Fanning.

Categoría II: Formación de filamentos de partículas cuyo diámetro es menor a 0.01 in, Newitt y colaboradores encontraron que la ΔP_L excede considerablemente a la ΔP_{fm} , por lo tanto correlacionaron sus datos en términos del exceso de caída de presión. La correlación a la cual llegaron los autores involucra el número de Froude, las siguientes relaciones D/d_p , ρ_L/ρ_p y G_s .

$$\frac{\Delta P_L - \Delta P_{fm}}{\Delta P_{fm}} = 0.0037 C_s \left\{ \frac{gD}{U_m^2} \right\}^{0.5} \left\{ \frac{D}{d_p} \right\} \left\{ \frac{\rho_L}{\rho_p} \right\}^2 \quad (10.56)$$

RESTRICCIONES

Material	Guijarros, Arena Circón y Perspex
d_p (in)	0.004 a 0.150
D (in)	1.000 a 2.000

Tabla (10.8)

ALGORITMO DE CALCULO

1. Datos que se requieren del sistema: densidad y diámetro de la partícula, flujo másico de sólidos, velocidad superficial del fluido (agua), densidad y viscosidad del agua, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte.

2. Determine la velocidad superficial de los sólidos (U_{SS}).

$$U_{SS} = \frac{4W_s}{\pi D^2 \rho_s}$$

3. Determine la densidad de la mezcla, ec(10.52).

4. Determine la pérdida de cabeza (ΔP_{HH}), ec(10.51).

5. Determine la velocidad de la mezcla (U_m), ec(10.55).

6. Determine el factor de fricción de Darcy haciendo uso del diagrama de Moody (fig(4.19)), por lo tanto el factor de Fanning es 4 veces el factor de Darcy.

$$f' = 0.25 f$$

7. De acuerdo al diámetro de la partícula, determine el tipo de

categoría en la cual cae el flujo.

8. Categoría I

- a. Determine la caída de presión debido a la fricción de la mezcla (ΔP_{fm}), ec(10.54).
- b. De la ec(10.53) obtenemos que.

$$\Delta P_L = \Delta P_{fm}$$

- c. Determine la caída de presión total (ΔP_T), ec(10.50).

9. Categoría II

- a. Determine la caída de presión debido a la fricción de la mezcla (ΔP_{fm}), ec(10.54).
- b. Determine la fracción volumétrica de los sólidos a la entrada de la línea de transporte (C_s), ec(10.31).
- c. Determine la relación $(\Delta P_L - \Delta P_{fm}) / \Delta P_{fm}$, ec(10.56).
- d. De la información evaluada en los pasos 9.a y 9.c determine la caída de presión debido al flujo del líquido (ΔP_L).

10. Determine la caída de presión total (ΔP_T), ec(10.50).

11. Repita los pasos 2 a 10 para diferentes diámetros de tubería.

12. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

10.6.7. CONDOLIOS Y CHAPOS

Para el caso de tuberías inclinadas⁽²⁶⁾ la relación $\hat{\phi}$ toma la forma siguiente:

$$\hat{\phi} = K \left\{ \frac{V_{fr}^2 (C_0)^{0.5}}{9D \cos \theta} \right\}^{-1.5} \quad (10.57)$$

10.6.7.1 Flujo Ascendente

La caída de presión en tuberías inclinadas con flujo ascendente tiene la forma.

$$\Delta P_T = \left\{ \frac{\Delta P_L (\hat{\phi} C_L + 1) L \sin \theta}{\Delta H} \right\} \quad (10.58)$$

10.6.7.2 Flujo Descendente

Cuando el flujo es descendente la ecuación para evaluar la caída de presión en tuberías inclinadas toma la forma.

$$\Delta P_T = \left\{ \frac{\Delta P_L (\hat{\phi} C_L - 1) L \sin \theta}{\Delta H} \right\} \quad (10.59)$$

ALGORITMO DE CALCULO

1. Datos que se requieren sobre el sistema: densidad, diámetro y factor de forma de la partícula, concentración de sólidos transportados, flujo másico del fluido, presión y temperatura de la alimentación de la mezcla, diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte.

2. Determine la velocidad promedio del fluido con la siguiente ecuación.

$$\bar{U}_{sf} = \frac{W_f}{\rho L A}$$

3. Determine la caída de presión debido al flujo del fluido (ΔP_L).
- Determine la densidad y la viscosidad del fluido a las condiciones de alimentación (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
 - Calcule el número de Reynolds del fluido.
 - Con la rugosidad relativa de la tubería y el número de Reynolds del fluido, determine el factor de fricción del fluido de la fig (4.19).
 - Calcule la caída de presión debida al flujo del fluido con la ec(10.16).
4. Determine la caída de presión total (ΔP_T).
- Calcule la velocidad de sedimentación con la ec(10.1) ó (10.2) dependiendo de la velocidad de la partícula.
 - Calcule el coeficiente de arrastre con la ec(10.6) ó (10.9) dependiendo del número de Reynolds evaluado con la ec(10.7) ó bien de la fig(10.6) para el caso de partículas esféricas, para el caso de que no sean esféricas con la ec(10.10).
 - Si los sólidos alimentados están compuestos de una mezcla de tamanos, obtenga el coeficiente de arrastre con la ec(10.21).
 - Calcule el coeficiente de arrastre aparente con la ec(10.11).
 - Calcule el coeficiente (C_D) con la ec(10.29).
 - Calcule la caída de presión total con la ec(10.58 ó 10.59) dependiendo si el flujo es ascendente ó descendente.
5. Repita los pasos 2 a 4 para diferentes diámetros de tubería.

- c. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

10.6 SELECCION DE LA CORRELACION

Para el transporte hidráulico (sólido-líquido), no se selecciona ninguna correlación alguna. Debido a que su rango de aplicación es muy limitado, lo cual no hace posible que si seleccionamos una correlación dada ésta nos garantice que el comportamiento de la caída de presión sea similar en todas las demás correlaciones.

Transporte de Cápsulas en Tuberías



11.1 INTRODUCCION

El concepto de transporte de cápsulas en tuberías ha sido propuesto por primera vez por los investigadores del Consejo de Investigación de Alberta (Canadá), como un medio práctico para el transporte de sólidos a gran escala a través de tuberías. La idea fue desarrollada por observaciones hechas por Charles, Govier y Hodgson durante estudios realizados con el flujo a dos fases de aceite y agua. Las cápsulas usadas como medio de transporte de sólidos pueden ser cilíndricas ó bien esféricas, y pueden estar construidas de metal ó algún plástico.

El Consejo de Investigación de Alberta, ha propuesto que el transporte de cápsulas a través de tuberías puede ser práctico, para llevar a cabo el transporte de gran variedad de sólidos, que van desde trigo y otros granos, hasta sólidos minerales, productos químicos, hulla, etc.

Dentro de las principales ventajas que tiene el uso del transporte de cápsulas son:

1. Los sólidos están libres de contaminación, y fácil separación del medio fluido.
2. Bajos requerimientos de potencia por unidad de sólidos transportados.
3. Bajos costos de construcción del sistema de transporte.
4. Requerimientos pequeños de espacio para las operaciones de carga y descarga.

Desventajas:

1. Elaboración de cápsulas.
2. Costo de llenado de cápsulas.
3. Complicaciones mecánicas asociadas con la introducción y separación de las cápsulas del fluido.

En el presente Capítulo se muestran expresiones para llevar a cabo la evaluación de algunas variables involucradas en el flujo de cápsulas (velocidad de deslizamiento, velocidades reales, velocidad de la mezcla, entre otras), posteriormente se describen los patrones de flujo que siguen en la tubería las cápsulas, los cuales van a ser una función de la forma de las mismas. Así también se presentan algunas correlaciones que han sido propuestas en la literatura para obtener la caída de presión de las cápsulas al fluir en la tubería, permitiéndonos realizar el dimensionamiento adecuado de nuestra línea de transporte, también se muestran las restricciones y los algoritmos de cálculo de cada una de las correlaciones.

11.2 EVALUACION DE ALGUNAS VARIABLES INVOLUCRADAS EN EL FLUJO DE CÁPSULAS

11.2.1 Velocidad de Deslizamiento

Para el líquido

$$U_{sl} = \frac{4 Q_L}{\pi D^2} \quad (11.1)$$

Para la cápsula

$$U_{sc} = \frac{4 Q_c}{\pi D^2} \quad (11.2)$$

11.2.2 Velocidad de la Mezcla

$$U_m = \frac{4.0(Q_c + Q_f)}{\pi D^2} = U_{fc} + U_{ff} \quad (11.3)$$

11.2.3 Velocidades Reales

La fig(11.1) ilustra un tren de cápsulas que fluye en una tubería, con las velocidades reales de la cápsula y el fluido U_c y U_f respectivamente. Si L_c es la longitud de la cápsula y $\Delta L'$ es el espacio entre cápsula y cápsula, el volumen de la cápsula y el líquido confinado dentro de la longitud $L_c + \Delta L'$ son:

$$V_{ca} = \frac{\pi}{4} d_c^2 L_c \quad (11.4)$$

$$V_L = \frac{\pi}{4} D^2 (L_c + \Delta L') - \frac{\pi}{4} d_c^2 L_c \quad (11.5)$$

Por lo que las velocidades reales para el líquido y la cápsula son:

Para el líquido

$$U_f = \frac{Q_c (L_c + \Delta L')}{\left\{ \frac{\pi D^2}{4} (L_c + \Delta L') - \frac{\pi d_c^2}{4} L_c \right\}} \quad (11.6)$$

Para la cápsula

$$U_c = \frac{Q_c (L_c + \Delta L')}{\frac{\pi d_c^2}{4} L_c} \quad (11.7)$$

11.2.4 Fracción de Volumen de la Tubería Ocupada por la Cápsula

$$F_c = \left\{ \frac{d_c}{D} \right\}^2 \left\{ \frac{L_c}{L_c + \Delta L'} \right\} = \bar{h}^2 \left\{ \frac{L_c}{L_c + \Delta L'} \right\} \quad (11.8)$$

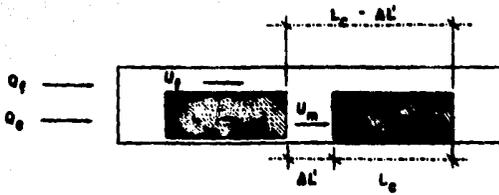


Fig. (11.1) Diagrama sequencial de velocidades fluyendo en una tubería horizontal

11.2.5 Densidad de la mezcla

Para cápsulas cilíndricas

$$\rho_m = \rho_L (R^2 (D_{rf} - 1) + 1.0) \quad (11.9)$$

Para cápsulas esféricas

$$\rho_m = \rho_L \left\{ \frac{2}{3} R^2 (D_{rf} - 1) + 1.0 \right\} \quad (11.10)$$

11.2.6 Velocidad y Caída de Presión Requerida para el Movimiento de las Cápsulas en la Línea de Transporte.

Flujo laminar: $N_{Reann} < 1000.0$

a. Velocidad

$$V_{L1} = \frac{9 (\rho_c - \rho_L) \eta_s \cos \theta}{9_c} \left\{ \frac{(D-d_c) d_c g_c \phi_3 (k)}{24 \mu_f} \right\} \quad (11.11)$$

b. Factor de fricción

$$f_{ann} = \frac{12}{N_{Reann}} \quad (11.12)$$

Flujo turbulento: $N_{Reann} > 1000.0$ Bourne y colaboradores () pre-
sentan las siguientes ecuaciones.

a. Velocidad

$$V_{L1} \left\{ \frac{9 (\rho_c - \rho_L) \eta_s \cos \theta (D-d_c) \rho_L}{2 \mu_f} \left[\frac{g_c d_c \phi_3 (k)}{0.12 \rho_L} \right] \right\}^{4/7} \quad (11.13)$$

b. Factor de fricción

$$f_{ann} = 0.060 N_{Reann}^{-0.25} \quad (11.14)$$

Gradiente de presión

$$\tau_{cat} = f_{ann} \left(\frac{\rho_c V_{Li}^2}{2g_c} \right) \phi_2(k) \quad (11.15)$$

$$\tau_{wat} = \tau_{cat} \phi_1(k) \quad (11.16)$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{ct} = 4k \frac{(\tau_{wat} + k \tau_{cat})}{dc(1-k^2)} + \frac{9f_{ann} \rho_c V_{Li}^2}{g_c} \quad (11.17)$$

Donde

$$N_{Reann} = \frac{(D-d_c)V_{Li}\rho_c}{\mu_f} \quad (11.18)$$

$$\phi_1(k) = \frac{k(2/k + k^2 + 1)}{(k^2 - 1 - 2k^2/k)} \quad (11.19)$$

$$\phi_2(k) = \frac{(1+k)}{\phi_1(k) + k} \quad (11.20)$$

$$\phi_3(k) = \frac{(1-k^2)}{\phi_2(k)(k + \phi_2(k) + 1)} \quad (11.21)$$

Velocidad de la mezcla

$$U_m = (1-k^2) V_{Li} \quad (11.22)$$

Para superficies metálicas con rugosidad normal de tubería y

utilizando como fluido de transporte agua ó aceite, el parámetro η_s cae dentro del rango de 0.15 a 0.30, aunque para fines prácticos se puede calcular una media aritmética y el valor resultante es el que se utilizará en los cálculos subsiguientes.

11.2.7 Velocidad Promedio Efectiva del líquido en el anulo

$$\bar{U}_{eff} = \bar{U}_{La} - \bar{a} U_c \quad (11.23)$$

Donde

la velocidad promedio del líquido en el anulo se calcula como:

$$\bar{U}_{La} = \frac{U_m - k^2 U_c}{(1 - k^2)} \quad (11.24)$$

Parámetro \bar{a}

El coeficiente \bar{a} depende del régimen de flujo. Kruyer y Ellis⁽¹⁾ sugieren las siguientes expresiones, determinadas experimentalmente.

Flujo laminar

$$\bar{a} = 0.05 + 0.55 k \quad (11.25)$$

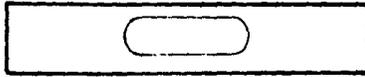
Flujo turbulento

$$\bar{a} = 0.35 \quad (11.26)$$

11.3 PATRONES DE FLUJO

Los patrones de flujo de la cápsula son establecidos esencialmente por el tamaño y forma de la cápsula, cantidad de sólidos transportados en la cápsula, y de la cantidad de flujo de líquido en la línea

Dirección de flujo



Cápsula cilíndrica



Cápsula esférica

Fig (11.2) Patrones de flujo de cápsulas cilíndricas y esféricas en tuberías horizontales

de transporte.

Se ha observado en la mayoría de los casos en donde las cápsulas poseen una densidad aproximadamente igual a la del líquido que las transporta, que éstas viajan concéntricamente en la tubería, como se muestra en la fig(11.2). Las excepciones se presentan cuando el diámetro de los cilindros es pequeño comparado con el diámetro de la línea de transporte, lo cual produce que estas oscilen.

Mientras que cuando las cápsulas son esféricas con diámetros pequeños, la trayectoria de flujo que éstas siguen es extremadamente inestable, debido a que rebotan de un lado a otro en la tubería.

Cuando las cápsulas tienen una densidad mayor que la del líquido que la transporta y con relaciones de diámetro de cápsula a diámetro de tubería (k) de 0.39 a 0.89; el caso de cápsulas esféricas con densidades relativas en el rango de 1.19 a 2.84, se ha observado que se deslizan y ruedan en el fondo de la tubería, a velocidades de líquido ligeramente bajas.

11.4 HOLDUP

$$H_c = \frac{(L_c + \Delta L_c) D^2 - L_c d_c^2}{L_c d_c^2} \left\{ \frac{Q_c}{Q_f} \right\} \quad (11.27)$$

ó bien

$$H_c = \frac{U_c}{U_f} \quad (11.28)$$

La velocidad de la mezcla (U_m) puede ser evaluada en términos de las velocidades reales de la cápsula y líquido a partir de la siguiente ecuación:

$$U_m = U_c k^2 \left\{ \frac{L_c}{L_c + \Delta L_c} \right\} + U_f \left\{ 1 - \frac{k^2 L_c}{L_c + \Delta L_c} \right\} \quad (11.29)$$

El holdup también puede ser expresado como una función de la velocidad de la mezcla y de la cápsula, como se muestra a continuación.

$$H_c = \frac{1 - k^2 \left\{ \frac{L_c}{L_c + \Delta L'_c} \right\}}{U_c - k^2 \left\{ \frac{L_c}{L_c + \Delta L'_c} \right\}} \quad (11.30)$$

Investigadores del Consejo de Investigación de Alberta han encontrado que es más conveniente discutir el fenómeno del holdup en términos de una relación simple de velocidades $R_{ve} = U_c / U_m$, la cual toma la siguiente forma.

$$R_{ve} = \frac{Q_c}{Q_c + Q_f} \left\{ \frac{1}{F_c} \right\} \quad (11.31)$$

$$R_{ve} = \frac{(L_c + \Delta L'_c) H_c}{(L_c + \Delta L'_c - k^2 L_c + k^2 L_c H_c)} \quad (11.32)$$

Para un tren de cápsulas continuo donde $\Delta L'_c = 0$

$$R_{ve} = \frac{H_c}{(1 - k^2 + k^2 H_c)} \quad (11.33)$$

11.5 CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION

11.5.1 ELLIS, BRUYER Y ROEHL

Ellis y colaboradores⁽³⁴⁾ con apoyo del Consejo de Investigación de Alberta (Canadá), han propuesto ecuaciones para el diseño de tuberías utilizadas para el transporte de cápsulas en agua, basadas en estudios hidrodinámicos de cápsulas en tuberías experimentales

de 0.5, 2.0, 4.0 y 10.0 in de diámetro.

De los experimentos realizados se encontró que la caída de presión de la cápsula puede ser descrita a partir de la siguiente correlación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_c = \left\{ 0.00060 + 2.70 \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_L \right\} R^2 \quad (11.34)$$

El gradiente de presión debido al flujo del fluido puede ser calculado como:

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_L = \frac{f_f U_m^2 \rho_m}{2g_c D} \quad (11.35)$$

Por lo que el gradiente de presión total se obtiene a partir de la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_T = \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_c + \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_L \quad (11.36)$$

RESTRICCIONES

(d_c/D)	0.10 a 0.94
U_{rc}	1.30 a 7.30
Forma de la cápsula	Esférica
Material de la cápsula	Acero al carbón y aluminio
Material de la tubería	Acero inoxidable, Plástico, Acero comercial cédula 40
Diámetro de la tubería (in)	0.5 a 10.00

Tabla (11.1)

ALGORITMO DE CALCULO

1. Datos que se requieren del sistema: forma, diámetro y densidad relativa de la cápsula, flujo volumétrico de líquido y de cápsulas, presión y temperatura de alimentación, diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte.
2. Calcule la velocidad superficial del líquido y de la cápsula con las ecs(11.1 y 11.2) respectivamente.
3. Calcule la velocidad de la mezcla con la ec(11.3).
4. Obtenga la densidad y la viscosidad del líquido a las condiciones promedio de presión y temperatura (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule la densidad de la mezcla con la ec(11.9) ó (11.10) dependiendo de la forma de la cápsula.
6. Calcule el número de Reynolds del líquido.
7. Obtenga el factor de fricción del líquido con el número de Reynolds del mismo y la rugosidad relativa de la tubería, utilizando la fig(4.19).
8. Calcule el gradiente de presión debido al flujo del líquido, utilizando la ec(11.35).
9. Calcule el gradiente de presión de la cápsula con la ec(11.34).
10. Calcule el gradiente de presión total con la ec(11.36).
11. Repita los pasos 2 a 10 para diferentes diámetros de tubería.

12. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica.

11.5.2 KRUYER Y ELLIS

Ellis y Kruyer⁽³³⁾ presentan una correlación empírica para evaluar el gradiente de presión de las cápsulas que son transportadas en tuberías utilizando como fluido de transporte el agua.

El gradiente de presión de la cápsula podrá ser evaluado sólo cuando se conozca la velocidad de la mezcla y de la cápsula.

Así se tiene que los autores proponen los siguientes modelos para evaluar los gradientes de presión debido al flujo del fluido y de la cápsula.

Para el fluido

$$f_f N_{Rel} = \left\{ \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_f \frac{g_k D}{(2 \rho_L U_m^2)} \right\} \left\{ \frac{U_m D}{\mu_L} \right\} \quad (11.37)$$

Para la cápsula

$$f_c N_{Rec} = \left\{ \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_c \frac{g_k (D-d_c)}{(2 \rho_L U_c^2)} \right\} \left\{ \frac{U_c (D-d_c)}{\mu_L} \right\} \quad (11.38)$$

A partir de los experimentos realizados por Ellis y Kruyer se encontró que para el fluido, el factor de fricción del mismo se encuentra definido por la siguiente relación.

$$f_f N_{Rel} = 16.0$$

Mientras que para la cápsula, Kruyer y Ellis encontraron que el producto ($f_c N_{Rec}$) toma dos valores, que son una función del número de Reynolds.

así para: $N_{Rec} \leq 1000.0$

$$f_c * N_{Rec} = 9.00$$

Por lo que el gradiente de presión de la cápsula se calcula con la siguiente ecuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_c = \left\{ \frac{19.20 (U_m - k U_c) f_c}{(D - d_c)^2 (1 - k^2) 9_c} \right\} \quad (11.39)$$

Para $N_{Rec} > 1000.0$

$$f_c * (N_{Rec})^{0.25} = 0.07$$

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_c = \left\{ \frac{U_m - k U_c}{(1 - k^2)} \right\}^{1.75} \left\{ \frac{0.14 f_l \gamma_L^{0.25}}{9_c (D - d_c)^{1.25}} \right\} \quad (11.40)$$

Donde

$$N_{Rec} = \frac{(D - d_c) (U_m - k U_c)}{(1 - k^2) \gamma_L} \quad (11.41)$$

Por lo tanto el gradiente de presión total se calcula como.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\} = \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_c + \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_L \quad (11.36)$$

RESERVICIONES

(d_c/D)	0.80 a 0.95
D_{rc}	1.03 a 12.00
Forma de cápsula	Cilíndrica
Material de la cápsula	Plástico
Material de la tubería	acero inoxidable
Diámetro de la tubería (in)	0.50 a 10.00

Tabla (11.2)

ALGORITMO DE CALCULO

1. Datos que se requieren del sistema: forma, diámetro y densidad relativa de la cápsula, flujo volumétrico del líquido y de la capsula, presión y temperatura de la alimentación, diámetro (supuesto) y longitud de la línea de transporte.
2. Calcule la velocidad superficial del líquido y de la cápsula con las ecs(11.10 y 11.12) respectivamente.
3. Calcule la velocidad de la mezcla, ec(11.3).
4. Obtenga la densidad y la viscosidad del líquido con las condiciones de presión y temperatura de la situación(se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule el número de Reynolds de la cápsula, ec(11.41).
6. Con el número de Reynolds de la cápsula seleccione la ecuación para calcular el gradiente de presión de la misma, ec(11.39 ó 11.40).
7. Calcule el gradiente de presión del líquido, ec(11.37).
8. Calcule el gradiente de presión total, ec(11.36).
9. Repita los pasos 2 a 8 para diferentes diámetros de tubería.
10. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

11.5.3 LATTO, ROUND AND ENAVS

Debido al incremento del uso de las líneas de transporte en el manejo de sólidos, es un hecho necesario determinar cual es el comportamiento de los cuerpos grandes que se mueven junto al fluido en una tubería. Dando esto lugar al estudio del transporte de cápsulas en tuberías, por lo que para evaluar la factibilidad de estos sistemas, es necesario conocer la caída de presión en la línea de transporte.

Latto y colaboradores⁽⁷⁵⁾ han propuesto una correlación empírica obtenida a partir de un balance de fuerzas, la cual permite evaluar la caída de presión producida por el fluido y la cápsula en la línea de transporte. Esta tiene la forma siguiente.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_T = 0.633 \left\{ \frac{d_c}{D} \right\}^{2.94} (\rho_c - \rho_f) U + \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta L} \right\}_L \quad (11.42)$$

El gradiente de presión debido al flujo del fluido se calcula con la ecuación que se muestra a continuación.

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_L = \frac{U_m^2 f_m f_c}{2g_c D} \quad (11.35)$$

RESTRICCIONES

(d_c/D)	0.191 a 0.967
Forma de la cápsula	Esférica
Material de la cápsula	Acero
Material de la tubería	Vidrio
Diámetro de la tubería (in)	2.086

Tabla (11.3)

ALGORITMO DE CALCULO

1. Datos que se requieren del sistema: forma, diámetro y densidad de la cápsula, flujo volumétrico del líquido y de la cápsula, presión y temperatura de la alimentación, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte (las unidades en que se obtiene el gradiente de presión son pascales).
2. Calcule la velocidad superficial del líquido y la cápsula haciendo uso de las ecs(11.1 y 11.2) respectivamente.
3. Calcule la velocidad de la mezcla, ec(11.3).
4. Obtenga la densidad y viscosidad del líquido con las condiciones de presión y temperatura de alimentación (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule la densidad de la mezcla con la ec(11.9) ó(11.10) dependiendo de la forma de la cápsula.
6. Calcule el número de Reynolds del líquido.
7. Obtenga el factor de fricción del líquido con el número de Reynolds del mismo y la rugosidad relativa de la tubería, fig(4.19).
8. Calcule la caída de presión debido al flujo del líquido, ec(11.35).
9. Calcule la caída de presión total, ec(11.42).
10. Repita los pasos 2 a 9 para diferentes diámetros de tubería.
11. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

11.5.4 LATTO Y CHOW

El concepto de transporte de materiales sólidos en cápsulas en líneas de tuberías ha sido revitalizado y enfocado al entendimiento y obtención de relaciones de los siguientes parámetros: N_{Re} , $(P_c - P_l)/P_l$, d_c/D , forma de la cápsula, velocidad de la cápsula y el cambio del gradiente de presión.

Latto y Chow⁽⁷⁴⁾ en su estudio desarrollaron correlaciones semiempíricas entre la velocidad de la cápsula (U_c) y el gradiente de presión debido al flujo de la cápsula $(\Delta P/\Delta Z)_c$. Para obtener dichas correlaciones los autores elevaron a cabo el análisis dimensional de las siguientes variables.

$$U_c \text{ ó } \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_T = \psi(U_c; \rho_f; \mu_f; P_c; d_c; D; L_c) \quad (11.43)$$

Obteniéndose los siguientes grupos adimensionales.

$$R_{vc} = \psi \left\{ \frac{\rho_f U_c D}{\mu_f}; \frac{(P_c - P_l)}{P_l}; \frac{d_c}{D}; \frac{L_c}{D} \right\} \quad (11.44)$$

Las correlaciones así obtenidas por Latto y Chow tienen la forma siguiente.

a. Caída de presión total

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_T = \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_c + \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_L \quad (11.45)$$

b. Caída de presión debido al flujo de la cápsula

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_c = 1.15 \left\{ \frac{d_c}{D} \right\}^{1.84} \frac{(P_c - P_l) \rho_f}{9_c} \quad (11.46)$$

c. Caída de presión debido al flujo del fluido

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right\}_L = f_f \frac{U_m^2 \rho_m}{2gD} \quad (11.47)$$

Jonde

$$P_m = P_c \left\{ \left(\frac{L_c}{D} \right)^2 (0.7c - 1) + 1 \right\} \quad (11.9)$$

d. Velocidad promedio de la mezcla

$$\bar{U}_c = \left\{ \frac{1}{(d_c/D)^{0.128}} \left\{ \left(\frac{L_c}{D} \right)^{0.128} U_f - \left[2gD(0.7c - 1) \left(\frac{L_c}{D} \right)^{0.50} \right] \right\} \right\} \left(\frac{d_c}{D} \right)^{0.128} \quad (11.47)$$

RESTRICCIONES

(d_c/D)	0.49 a 0.82
(L_c/d_c)	4.00 a 14.00
Velocidad del fluido (m/sec)	0.30 a 5.50
Forma de la cápsula	Cilíndrica
Material de la cápsula	Aluminio y Nylon
Material de la tubería	Acero comercial cédula 40
Diámetro de la tubería (in)	3.00

Tabla (11.4)

ALGORITMO DE CALCULO

1. Datos que se requieren del sistema: Forma, diámetro y densidad de la cápsula, flujo volumétrico de líquido y de la cápsula, presión y temperatura de la alimentación, diámetro (supuesto) y altura de la línea de transporte (las unidades en que se obtiene el gradiente de presión son pascales).
2. Calcule 1. velocidad superficial del líquido y de la cápsula con las ecs(11.1) y (11.2) respectivamente.

3. Calcule la velocidad promedio de la mezcla con la ec(11.47).
4. Obtenga la densidad y la viscosidad del líquido con las condiciones de presión y temperatura de alimentación (se considera que el proceso de transporte es isotérmico).
5. Calcule la velocidad de la mezcla con la ec(11.3).
6. Calcule la densidad de la mezcla con la ec(11.9) ó (11.10) dependiendo de la forma de la cápsula.
7. Calcule el número de Reynolds del líquido.
8. Obtenga el factor de fricción del líquido con el número de Reynolds del mismo y la rugosidad relativa de la tubería, fig(4.19).
9. Calcule la caída de presión debido al flujo del fluido, ec(11.35).
10. Calcule la caída de presión debido al flujo de la cápsula haciendo uso de la ec(11.46).
11. Calcule la caída de presión total con la ec(11.45).
12. Repita los pasos 2 a 11 para diferentes diámetros de tubería.
13. Una vez que haya obtenido una colección de datos de caída de presión con sus respectivos diámetros, la selección más adecuada puede basarse en una evaluación económica de las diferentes combinaciones.

11.5.5 LATTO, ROUND Y ANZURENAS

Además de haber propuesto Latto y colaboradores⁽⁷⁵⁾ una correlación para evaluar la caída de presión total en líneas de transporte vertical, también han propuesto una correlación que nos permite evaluar la caída de presión en líneas inclinadas, siguiendo los mismos lineamientos utilizados en las líneas de transporte vertical. La correlación que finalmente proponen los autores está dada por la siguiente expresión:

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta h} \right\}_T = 0.633 \left\{ \frac{d_c}{D} \right\}^{2.94} (k - f_L) D \operatorname{sen} \theta + \left\{ \frac{\Delta P}{\Delta h} \right\}_L \quad (11.48)$$

Donde

$$\left\{ \frac{\Delta P}{\Delta h} \right\}_L = \frac{f_L U_m^2 \rho_m}{29c D} \quad (11.35)$$

RESTRICCIONES

(d_c/D)	0.191 a 0.967
Forma de la cápsula	Esférica
Material de la cápsula	Acero
Material de la tubería	Vidrio
Diámetro de la tubería (in)	2.080

Tabla (11.5)

ALGORITMO DE CÁLCULO: ver sección(11.5.4)

11.6 SELECCION DE LA CORRELACION

Para el transporte de sólidos en cápsulas no se seleccionó ninguna correlación, debido a que su aplicación es muy específica, por lo que no se cuenta con una correlación que aplique a un amplio rango de diámetros de cápsula y de tubería, capaz de poderse generalizar el comportamiento de la caída de presión cuando se están variando los diámetros de tubería y de cápsula.

Conclusiones

Una vez concluida la elaboración de los programas (ver apéndi-
cas), se observa que el comportamiento de la caída de presión cuan-
do se varían el diámetro de la tubería, flujos másicos y posición
de la misma, para los diferentes tipos de flujo es la siguiente.

Flujo Gas-Líquido

Posición horizontal

1. Para un diámetro de tubería dado, la caída de presión tiende a crecer conforme se incrementa el flujo de gas manteniendo constante el flujo de líquido.
2. Para un diámetro de tubería dado, la caída de presión tiende a disminuir conforme se incrementa el flujo de líquido manteniendo constante el flujo de gas.
3. Para una relación de flujo gas/líquido dada, la caída de presión tiende a disminuir conforme se incrementa el diámetro de la tubería.

Posición vertical

Para el caso de esta posición, el comportamiento de la caída de presión, debido a la variación de los parámetros arriba mencionados, es opuesto con respecto a la posición horizontal, esto es producto de que conforme se incrementa el flujo de líquido, la cabeza estática tiende a incrementarse y por lo tanto el mismo efecto se observa en la caída de presión total del sistema. A continuación se presentan las conclusiones obtenidas para esta posición.

1. Para un diámetro de tubería dado, la caída de presión tiende a disminuir conforme se incrementa el flujo de gas, manteniendo constante el flujo de líquido.
2. Para un diámetro de tubería dado, la caída de presión tiende a crecer conforme se incrementa el flujo de líquido, manteniendo constante el flujo de gas.
3. Para una relación de flujo gas/líquido dada, la caída de presión tiende a disminuir conforme se incrementa el diámetro de la tubería.

Posición inclinada:

Cuando se tiene una línea de transporte la cual se encuentra constituida por una serie de tramos con diferentes pendientes, el comportamiento de la caída de presión dependerá del ángulo de inclinación, pues este nos estará indicando que tan cerca se encuentra la tubería a la posición horizontal ó vertical, por lo tanto para tuberías inclinadas el comportamiento de la caída de presión se encontrará dentro del rango de la posición horizontal-vertical.

Transporte Neumático

Posición horizontal

1. Para un diámetro de tubería dado, cuando se incrementan los flujos máxicos la caída de presión tiende a crecer.
2. Para un flujo máxico dado, cuando se incrementa el diámetro de la tubería la caída de presión tiende a disminuir.
3. Si la relación de flujos sólido/gas se incrementa, para un diámetro de tubería dado la caída de presión tiende a disminuir.

Posición vertical

Al hacer el análisis de los resultados obtenidos del programa para esta posición, se tiene que existe una gran divergencia entre la caída de presión en tuberías en posición horizontal y vertical cuando se manejan iguales condiciones (diámetros de tubería, relación de flujos máxicos), dicha divergencia es atribuida a las pérdidas de presión por cabeza estática. Lo cual nos indica que este término juega un papel preponderante en la evaluación de la caída de presión en tuberías de transporte neumático. A continuación se presentan los resultados obtenidos.

1. Al igual que en tuberías horizontales, la caída de presión se incrementa al aumentar los flujos máxicos manteniendo constante el diámetro de la tubería.
2. La caída de presión disminuye al incrementar el diámetro de la tubería.
3. La caída de presión se incrementa cuando las relaciones de flujo

se incrementa.

Posición inclinada

1. Para un ángulo de inclinación dado y diámetro de tubería, la caída de presión tiende a aumentar con el incremento de los flujos másicos cuando el flujo es ascendente y disminuye cuando el flujo es descendente (debido a que se están restando las pérdidas por fricción).
2. Cuando el ángulo de inclinación se incrementa para un diámetro de tubería y flujo másico dado, la caída de presión tiende a aumentar.
3. Para un ángulo de inclinación y flujo másico dado, la caída de presión disminuye cuando el diámetro de la tubería aumenta.

Los resultados arriba expuestos son congruentes con los experimentos realizados en el laboratorio, siendo corroborados en las líneas de proceso que manejan mezclas bifásicas.

El estudio y la generación de correlaciones que permitan calcular la caída de presión en tuberías con flujo a dos fases, ha sido tendiente a obtener una correlación que sea aplicable a cualquier posición de tubería, condiciones de operación, propiedades de la mezcla, etc., aunque, recientemente ésta actividad se ha enfocado principalmente a la modificación de las correlaciones existentes, adicionando parámetros que ayudan a que la correlación prediga con mayor aproximación los datos de campo.

Cabe hacer notar que con la información recopilada, la siguiente actividad tendiente a continuar con este trabajo, sería la obtención de una correlación que de alguna forma prediga los datos de campo con una aproximación mayor a la de las correlaciones aquí presentadas.

Lista de Figuras

- Fig(3.1) Patrones de flujo que se presentan en tuberías horizontales
- Fig(3.2) Patrones de flujo para una mezcla aire-agua ($D = 1.025$ in)
- Fig(3.3) Mapa generalizado de patrones de flujo de Baker
- Fig(3.4) Diagrama esquemático del flujo de una mezcla gas-líquido
- Fig(3.5) Factor de Baxendell (m)
- Fig(3.6) Factor de Baxendell (K)
- Fig(3.7) Correlación del factor de fricción de Baxendell
- Fig(3.8) Gráfica del factor de disipación de energía
- Fig(3.9) Correlación del factor de fricción de Hoogerdoorn y Buitelaar
- Fig(3.10) Correlación de Eaton para el factor de pérdidas de energía
- Fig(3.11) Correlación de Eaton para el holdup
- Fig(3.12) Factor de Chawla (k_o)
- Fig(3.13) Factor de Chawla (k_o)
- Fig(3.14) Mapa de patrones de flujo de Beggs
- Fig(4.1) Patrones de flujo en tuberías verticales
- Fig(4.2) Patrones de flujo para una mezcla aire-agua ($D = 1.025$ in)
- Fig(4.3) Patrones de flujo en tuberías verticales con flujo ascendente
- Fig(4.4) Patrones de flujo observados en codos superiores
- Fig(4.5) Patrones de flujo observados en codos inferiores
- Fig(4.6) Mapa generalizado de patrones de flujo en tuberías verticales con flujo descendente
- Fig(4.7) Mapa generalizado de patrones de flujo en tuberías verticales con flujo ascendente
- Fig(4.8) Correlación de Hughmark y Pressburg para evaluar el holdup
- Fig(4.9) Correlación de Hughmark para evaluar el holdup
- Fig(4.10) Correlación del factor de pérdidas de energía de Poettman y Carpenter
- Fig(4.11) Factor de fricción de Ros (f_R)
- Fig(4.12) Función adimensional (f_2)

- Fig(4.13) Correlación para la rugosidad bajo el patrón de flujo niebla
- Fig(4.14) Funciones adimensionales F_1, F_2, F_3, F_4
- Fig(4.15) Funciones adimensionales L_1 y L_2
- Fig(4.16) Funciones adimensionales F_5, F_6, F_7
- Fig(4.17) Regiones donde la correlación de Ros es válida
- Fig(4.18) Diagrama esquemático, que muestra como se debe realizar la interpolación
- Fig(4.19) Diagrama de Moody
- Fig(4.20) Correlación para el factor secundario de corrección
- Fig(4.21) Correlación para el coeficiente del número de viscosidad
- Fig(4.22) Correlación para el factor de holdup
- Fig(4.23) Número de Reynolds de la burbuja contra el coeficiente C_1 de Griffith y Wallis
- Fig(4.24) Número de Reynolds del líquido y de la burbuja contra el coeficiente C_2 de Griffith y Wallis
- Fig(4.25) Mapa generalizado de patrones de flujo propuesto por Anis, Govier y Fogarasi
- Fig(4.26) Elementos del flujo bach
- Fig(5.1) Factor de eficiencia de Flanigan
- Fig(5.2) Correlación de Flanigan para el holdup
- Fig(5.3) Factor de inclinación
- Fig(5.4) Factor de deslizamiento
- Fig(5.5) Multiplicador de fricción
- Fig(6.1) Nivel del líquido en equilibrio para el flujo estratificado
- Fig(6.2) Mapa generalizado de patrones de flujo a dos fases para tuberías horizontales
- Fig(6.3) Mapa de patrones de flujo para tuberías verticales aire-gas ($D = 5$ cm)
- Fig(6.4) Geometría del flujo bach
- Fig(6.5) Mapa de patrones de flujo para tuberías verticales aire-gas ($D = 2.5$ cm)
- Fig(6.6) Mapa de patrones con flujo descendente, en tuberías verticales ($D = 2.1$ cm)

- Fig(6.7)** Mapa de patrones con flujo descendente, en tuberías verticales ($D = 5.1$ cm)
- Fig(6.8)** Mapa de patrones de flujo en tuberías horizontales ($D = 2.5$ cm)
- Fig(6.9)** Mapa de patrones de flujo en tuberías horizontales ($D = 5.1$ cm)
- Fig(6.10)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 1° ($D = 2.5$ cm)
- Fig(6.11)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 1° ($D = 5.1$ cm)
- Fig(6.12)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 5° ($D = 2.5$ cm)
- Fig(6.13)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 5° ($D = 5.1$ cm)
- Fig(6.14)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 10° ($D = 2.5$ cm)
- Fig(6.15)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 10° ($D = 5.1$ cm)
- Fig(6.16)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 30° ($D = 2.5$ cm)
- Fig(6.17)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 30° ($D = 5.1$ cm)
- Fig(6.18)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 50° ($D = 2.5$ cm)
- Fig(6.19)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 50° ($D = 5.1$ cm)
- Fig(6.20)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 70° ($D = 2.5$ cm)
- Fig(6.21)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 70° ($D = 5.1$ cm)
- Fig(6.22)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 80° ($D = 2.5$ cm)
- Fig(6.23)** Mapa de patrones con flujo descendente, con un ángulo de inclinación de 80° ($D = 5.1$ cm)

- Fig(7.1) Fracción volumétrica de los sólidos (β_0)
- Fig(7.2) Diagrama de fases de Zenz para transporte neumático ó hidráulico
- Fig(7.3) Patrones de flujo que se presentan en el transporte neumático en tuberías horizontales
- Fig(7.4) Relación número de Reynolds-fricción para el flujo de fluidos isotérmicos
- Fig(7.5) Coeficiente de arrastre (C_D)
- Fig(7.6) Correlación del factor de fricción para altas velocidades de flujo de sólidos en tuberías horizontales (f_s)
- Fig(7.7) Gráfica de los datos de flujo másico de los sólidos
- Fig(7.8) Correlación del flux másico de sólidos (G_s) con la velocidad superficial (U_{ss})
- Fig(7.9) Correlación del factor de fricción de los sólidos
- Fig(8.1) Variación de la caída de presión con la velocidad en lechos fijos y fluidizados
- Fig(8.2) Patrones de flujo que se presentan en el transporte neumático en tuberías verticales con flujo ascendente
- Fig(8.3) Efectos de las propiedades del sólido y fluido sobre la constante A en la ec(8.10)
- Fig(8.4) Efectos de las propiedades del sólido y fluido sobre la constante K en la ec(8.10)
- Fig(8.5) Factor de fricción de Fanning
- Fig(8.6) Coeficiente de arrastre para una sola partícula
- Fig(8.7) Función β_4 de Rose y Duckworth
- Fig(8.8) Función β_5 de Rose y Duckworth
- Fig(8.9) Función $\beta_1(M_T)$ de Rose y Duckworth
- Fig(8.10) Función $\beta_2(d_p/D)$ de Rose y Duckworth
- Fig(8.11) Función $\beta_3(\xi)$ de Rose y Duckworth
- Fig(8.12) Función $\beta_4(f')$ de Rose y Duckworth
- Fig(8.13) Función $\beta_5(\phi)$ de Rose y Duckworth
- Fig(8.14) Función $\beta_6(U_{sg}/gD)$ de Rose y Duckworth

- Fig(8.15)** Diagrama de patrones de flujo en un sistema de transporte neumático vertical
- Fig(8.16)** Holdup de la fase sólida a las condiciones de mínima flujo disociado
- Fig(8.17)** Variación de la caída de presión con el flujo másico de hulla en tuberías de 2 pulgadas
- Fig(9.1)** Esquema utilizado para desarrollar el balance de energía mecánico (balance de momentum) para una mescla gas-sólido
- Fig(9.2)** Factor de fricción de los sólidos
- Fig(10.1)** Variación de F_L con la concentración de los sólidos para cuando se esta transportando arena de tamaño pequeño en agua
- Fig(10.2)** Variación de F_L con la concentración de los sólidos para cuando se esta transportando arena y cuarzo de tamaño pequeño en agua
- Fig(10.3)** Variación de F_L con la concentración de los sólidos para cuando se esta transportando arena, cuarzo y grava en agua
- Fig(10.4)** Variación de F_L con la concentración de los sólidos para cuando se esta transportando materiales de tamaño pequeño y densidad grande en agua
- Fig(10.5)** Variación de F_L con la concentración de los sólidos para cuando se esta transportando soluciones acuosas de hulla
- Fig(10.6)** Coeficiente de arrastre de esferas con diferentes densidades relativas (que van desde esferas de parafina hasta esferas de acero)
- Fig(10.7)** Patrones de flujo que se presentan en el transporte hidráulico en tuberías horizontales
- Fig(10.8)** Datos de relación de velocidades para suspensiones de agua con partículas de hulla menores e iguales a 10 μ m en tuberías de 4.6 cm
- Fig(10.9)** Datos de relación de velocidades para suspensiones de agua

con partículas de hulla en el rango de $0.3 \leq d_p \leq 0.35$
mm en tuberías de 4.6 cm

Fig(11.1) Diagrama esquemático de cápsulas fluyendo en una tubería horizontal

Fig(11.2) Patrones de flujo de cápsulas cilíndricas y esféricas en tuberías horizontales

Lista de Tablas

- Tabla(3.1) Mecanismos de flujo definidos por Lockhart y Martinelli
- Tabla(3.2) Factor de fricción
- Tabla(3.3) Ecuaciones para la determinación de ϕ_0 y ϕ_g
- Tabla(3.4) Ecuaciones del factor de disipación de energía
- Tabla(3.5) Determinación de los factores de disipación de energía
- Tabla(3.6) Influencia del diámetro de la tubería y viscosidad del líquido sobre la constante "C" para tuberías lisas
- Tabla(3.7) Influencia de la rugosidad de la tubería sobre "C" para el flujo de aire-agua-aceite en tuberías de 50 mm
- Tabla(3.8) Correlaciones para el factor de disipación de energía
- Tabla(3.9) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite (D=20in)
- Tabla(3.10) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D=20in)
- Tabla(3.11) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite (D=24in)
- Tabla(3.12) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D=24in)
- Tabla(4.1) Métodos seleccionados por Orkiszewski para la elaboración de su correlación
- Tabla(4.2) Parámetros utilizados para calcular la variable $H_L(0)$
- Tabla(4.3) Parámetros utilizados para calcular la variable C
- Tabla(4.4) Condiciones bajo las cuales se determina el tipo de patrón de flujo persistente en la tubería
- Tabla(4.5) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite (D=10in)

- Tabla(4.6) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D=16in)
- Tabla(4.7) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite (D=12in)
- Tabla(4.8) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D=12in)
- Tabla(5.1) Parámetros utilizados para calcular la variable C
- Tabla(5.2) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite (D=16in)
- Tabla(5.3) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D=16in)
- Tabla(5.4) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite (D=20in)
- Tabla(5.5) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D=20in)
- Tabla(5.6) Caída de presión como una función de la variación del flujo de gas manteniendo constante el flujo de aceite (D=24in)
- Tabla(5.7) Caída de presión como una función de la variación del flujo de aceite manteniendo constante el flujo de gas (D=24in)
- Tabla(7.1) Datos experimentales con los cuales se probaron las - correlaciones de velocidad mínima
- Tabla(7.2) Fracción volumétrica de los sólidos bajo condiciones de mínimo transporte
- Tabla(7.3) Rango de variables incluidas en la correlación de mínimo transporte para el régimen de flujo II

- Tabla(7.4) Constantes involucradas en la correlación de Korn
- Tabla(7.4a) Densidad de la mezcla aire-hulla
- Tabla(7.5) Restricciones de la correlación de Albrigh y colaboradores
- Tabla(7.6) Restricciones de la correlación de Hinkle
- Tabla(7.7) Restricciones de la correlación de Wen
- Tabla(7.8) Restricciones de la correlación de Metha y colaboradores
- Tabla(7.9) Restricciones de la correlación de Wen y Simons
- Tabla(7.10) Restricciones de la correlación de Mc Carty y Olson
- Tabla(7.11) Restricciones de la correlación de Chari
- Tabla(8.1) Restricciones bajo las cuales la ec(8.1) puede ser aplicable
- Tabla(8.2) Valores de los parámetros G_0 y B obtenidos por Spedding y Nguyen
- Tabla(8.3) Restricciones de la correlación de Vogt y White
- Tabla(8.4) Restricciones de la correlación de Belden y Kassel
- Tabla(8.5) Restricciones de la correlación de Korn
- Tabla(8.6) Restricciones de la correlación de Barth
- Tabla(8.7) Restricciones de la correlación de Boothroyd
- Tabla(8.8) Valores que toma el parámetro K e Y para los diferentes materiales utilizados por Jones y colaboradores
- Tabla(8.9) Restricciones de la correlación de Jones y colaboradores
- Tabla(8.10) Restricciones de la correlación de Rose y Duckworth
- Tabla(8.11) Restricciones de la correlación de Klinzing
- Tabla(8.12) Restricciones de la correlación de Klinzing y Mathur
- Tabla(9.1) Restricciones de la correlación de Kunii y Levenspiel
- Tabla(10.1) Restricciones en las cuales puede ser aplicable la ec(10.1)
- Tabla(10.2) Restricciones bajo las cuales puede calcularse la velocidad de sedimentación (ec(10.2))
- Tabla(10.3) Rango de datos de la variable β^*

- Tabla(10.4) Rango de datos del factor volumétrico (ϕ_s) para diferentes materiales
- Tabla(10.5) Constantes involucradas para calcular el parámetro f_s^*
- Tabla(10.6) Restricciones de la correlación de Rose y Duckworth
- Tabla(10.7) Restricciones de la correlación de Vanasse y colaboradores
- Tabla(10.8) Restricciones de la correlación de Newitt y colaboradores
- Tabla(11.1) Restricciones de la correlación de Ellis y colaboradores
- Tabla(11.2) Restricciones de la correlación de Kruyer y Ellis
- Tabla(11.3) Restricciones de la correlación de Latto y colaboradores
- Tabla(11.4) Restricciones de la correlación de Latto y Chow
- Tabla(11.5) Restricciones de la correlación de Latto y colaboradores

Apéndice A

- A.1 Programa de Dukler, Wicks y Cleveland
- A.2 Programa de Beggs y Brill
- A.3 Programa de Flanigan

C DEFINICION DEL HOLDING CON ELSECCION DE LA BASE LIQUIDA
C HACIENDO USO DEL METODO DE NEWTON-RAPHSON.

```

A=20.0
V=2.0
HCO=HSD
C1=(1.542*VS**2.0+FLUX**1.027*JIA**0.412)/VSG**2.5)
DVISC=VPLI-VISG
23 I=J+1
COCIE=(HCO)*DVISC+VISC)**1.667
FUN=C1/COCIE
24 IF(A1.LT.10.0)GO TO 23
IF(A2.GT.10.0)GO TO 21
IF(FUN.LT.10.0)GO TO 23
IF(FUN.GT.10.0)GO TO 21
25 FUNL=HCO*(1.0-HSD)**2.0+1.067*(0.31727*C1/COCIE**1.667)+(0.352)*C1
**2.0/COCIE**4.0+3354*(0.01724*C1**3.0/COCIE**4.0+5001))-1.0
DHFU=1.0*(1.0-HSD)**2.0*(0.05174*DVISC*C1/COCIE**1.667)-(0.11752*C1**
2.0*DVISC/COCIE**1.6734)+(0.00265*C1**3.0*DVISC/COCIE**1.5031)
HCOI=HCO-(FUNL/DFU)
IF(ABS(HCOI-HCO).LE.0.001)GO TO 25
HCO=HCOI
IF(I.EI.30)GO TO 70
GO TO 23
25 A=HCO/(HCO+VISC+VSG)**1.667
A2=A+1.0
GO TO 24
21 A=20.0
A2=2.0
27 I=2+1
COCIE=(HCO)*DVISC+VISC)**1.667
FUN=C1/COCIE
28 IF(A1.LT.10.0)GO TO 23
IF(A2.GT.10.0)GO TO 21
IF(FUN.LT.10.0)GO TO 23
IF(FUN.GT.10.0)GO TO 21
29 FUNL=HCO*(1.0-HSD)**2.0+1.067*(0.31727*C1/COCIE**1.667)+(0.14348*
C1**2.0/COCIE**4.0+3354)*1.0
DHFU=1.0*(1.0-HSD)**2.0*(0.05174*DVISC*C1/COCIE**1.667)-(0.78762E6*C1
**2.0*DVISC/COCIE**1.6734)
HCOI=HCO-(FUNL/DFU)
IF(ABS(HCOI-HCO).LE.0.001)GO TO 28
HCO=HCOI
IF(I.EI.30)GO TO 70
GO TO 27
32 A=HCO/(HCO+VISC+VSG)**1.667
A2=A+1.0
GO TO 24
70 VSG=(VSF/HCO)*(VSG/(1.0-HCO))
HCOI=(DFNL*HSD**2.0/HCO)*(PENG*(1.0-HSD)**2.0/(1.0-HCO))
DENG=(DENL*HSD**2.0/DMSD*HCO)*(DENG*(1.0-HSD)**2.0/DMSD*(1.0-HC
O)**2.0)
RFR=PI*(HCO)/V/VS
FACTIALS(HCO)/(1.281*7.47E+ALOG(HCO)+0.463E+ALOG(HCO)+0.2*2*ALOG
(HCO)+0.137*ALOG(HCO))
FRFR=1.0-FACTI
FRFN=(P*ALOG(1+(RFR/(1.5223*ALOG(1+(RFR)))-3.215)))+(2.0)
FRF=FRFR*FRFN
DENG=FRFR*FRFN*VPM**2.0*VSG/(2.0*G*1.2001*144.0)

```

C DEFINICION DE LA LONGITUD DE TUBERIA EN LA CUAL SE TIENE LA

1214502400 1214502400 1214502400 1214502400 1214502400
 1A#
 colector 1TRC0 (11/00) 1985 JAN 17 MON 17:57:11
 TART=015771, P100 812: (1/0)=7.1 3/7820
 NO MAP. SPRING: 1 TIME: 24.433 STORAGE: 34570/11/024177/0117577

X27

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC#	199.57750	VFLU#	0.0010296
CDPC#	0.0592627	VSG#	0.00001259
FE#	171.57000	MCD#	0.5223
PIAL#	226.55000	VSG#	4.79973
DEVC#	5.57499	VSF#	5.23162
DEVL#	13.31620		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC#	199.29910	VFLU#	0.0010296
CDPC#	0.0597040	VSG#	0.00001259
FE#	171.57000	MCD#	0.5219
PIAL#	227.07000	VSG#	4.79973
DEVC#	5.57420	VSF#	5.23162
DEVL#	13.31620		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC#	275.47080	VFLU#	0.0010296
CDPC#	0.0592627	VSG#	0.00001259
FE#	171.57000	MCD#	0.5223
PIAL#	226.55000	VSG#	4.79973
DEVC#	5.57499	VSF#	5.23162
DEVL#	13.31620		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC#	199.27080	VFLU#	0.0010296
CDPC#	0.0592627	VSG#	0.00001259
FE#	171.57000	MCD#	0.5223
PIAL#	226.55000	VSG#	4.79973
DEVC#	5.57760	VSF#	5.23162
DEVL#	13.31620		

1214502400 1214502400 1214502400 1214502400 1214502400

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	7457.7	VELL=	60016254
COND=	60016254	VISC=	60016254
TEMA=	171.53100	WCL=	6.5177
PSAL=	60016254	WGR=	4.87159
DEAG=	6.5177	WSP=	6.00162
DEAL=	73.37622		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	60016254	VELL=	60016254
COND=	60016254	VISC=	60016254
TEMA=	171.53100	WCL=	6.5177
PSAL=	60016254	WGR=	4.87159
DEAG=	6.5177	WSP=	6.00162
DEAL=	73.37622		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	675.4279	VELL=	60016254
COND=	60016254	VISC=	60016254
TEMA=	171.53100	WCL=	6.5177
PSAL=	60016254	WGR=	4.87159
DEAG=	6.5177	WSP=	6.00162
DEAL=	73.37622		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	767.4221	VELL=	60016254
COND=	60016254	VISC=	60016254
TEMA=	171.53100	WCL=	6.5177
PSAL=	60016254	WGR=	4.87159
DEAG=	6.5177	WSP=	6.00162
DEAL=	73.37622		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	774.4565	VELL=	60016254
COND=	60016254	VISC=	60016254

ALOC#	171.53120	HCO#	0.110
COPC#	171.53120	VICO#	0.070
TEMA#	171.53170	VSI#	0.010
PSAL#	171.53120		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC#	147.7920	VFLU#	0.0012295
COPC#	0.0557077	VISO#	0.0001207
TEMA#	171.53000	HCO#	0.110
PSAL#	171.53000	VSI#	0.010
DEAG#	5.52150	VSE#	5.20102
DEAL#	73.51020		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC#	175.32077	VFLU#	0.0012295
COPC#	0.0556206	VISO#	0.0001207
TEMA#	171.53000	HCO#	0.110
PSAL#	175.32000	VSI#	0.010
DEAG#	5.52150	VSE#	5.20102
DEAL#	73.51020		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC#	123.77150	VFLU#	0.0012295
COPC#	0.0557177	VISO#	0.0001207
TEMA#	171.53000	HCO#	0.110
PSAL#	123.77000	VSI#	0.010
DEAG#	5.52150	VSE#	5.20102
DEAL#	73.51020		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC#	110.5020	VFLU#	0.0012295
COPC#	0.0557020	VISO#	0.0001207
TEMA#	171.53000	HCO#	0.110
PSAL#	110.50000	VSI#	0.010
DEAG#	5.52150	VSE#	5.20102
DEAL#	73.51020		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	1220.1600	VFLU=	.0019295
COPE=	171.0000	VISU=	.0000267
TECA=	171.0000	MCU=	.5110
PSAL=	171.0000	MSU=	4.99522
DETC=	1.4569	VSE=	5.23162
DETL=	15.3122		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	1270.5570	VFLU=	.0019295
COPE=	171.0000	VISU=	.0000267
TECA=	171.0000	MCU=	.5110
PSAL=	171.0000	MSU=	4.99522
DETC=	1.4569	VSE=	5.23162
DETL=	15.3122		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	1641.75972	VFLU=	.0019295
COPE=	171.0000	VISU=	.0000267
TECA=	171.0000	MCU=	.5110
PSAL=	220.0000	MSU=	5.01081
DETC=	1.4569	VSE=	5.23162
DETL=	15.3122		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	1641.27025	VFLU=	.0019295
COPE=	171.0000	VISU=	.0000267
TECA=	171.0000	MCU=	.5110
PSAL=	171.0000	MSU=	5.02067
DETC=	1.4569	VSE=	5.23162
DETL=	15.3122		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	1620.5512	VFLU=	.0019295
COPE=	171.0000	VISU=	.0000267
TECA=	171.0000	MCU=	.5110
PSAL=	171.0000	MSU=	5.02420
DETC=	1.4569	VSE=	5.23162
DETL=	15.3122		

ALOC=	171.3300	VFLU=	0.001296
COMC=	0.001296	VISC=	0.001296
TEMA=	171.3300	HCL=	0.001296
PSAL=	171.3300	VSG=	0.001296
DETA=	0.001296	VSE=	0.001296
DETL=	0.001296		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	171.3300	VFLU=	0.001296
COMC=	0.001296	VISC=	0.001296
TEMA=	171.3300	HCL=	0.001296
PSAL=	171.3300	VSG=	0.001296
DETA=	0.001296	VSE=	0.001296
DETL=	0.001296		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	171.3300	VFLU=	0.001296
COMC=	0.001296	VISC=	0.001296
TEMA=	171.3300	HCL=	0.001296
PSAL=	171.3300	VSG=	0.001296
DETA=	0.001296	VSE=	0.001296
DETL=	0.001296		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	171.3300	VFLU=	0.001296
COMC=	0.001296	VISC=	0.001296
TEMA=	171.3300	HCL=	0.001296
PSAL=	171.3300	VSG=	0.001296
DETA=	0.001296	VSE=	0.001296
DETL=	0.001296		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	171.3300	VFLU=	0.001296
COMC=	0.001296	VISC=	0.001296
TEMA=	171.3300	HCL=	0.001296
PSAL=	171.3300	VSG=	0.001296
DETA=	0.001296	VSE=	0.001296
DETL=	0.001296		

CONEXIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	155.45564	VFLU=	0.001296
COMP=	0.3771535	VISC=	0.0001237
TEN=	171.57002	MCA=	0.4993
PSAL=	215.50002	MSG=	5.22012
DEVC=	5.23522	VTF=	5.23162
DEVL=	5.23162		

CONEXIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	1423.11292	VFLU=	0.001296
COMP=	0.3771535	VISC=	0.0001237
TEN=	171.57002	MCA=	0.4993
PSAL=	215.50002	MSG=	5.22012
DEVC=	5.23522	VTF=	5.23162
DEVL=	5.23162		

CONEXIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	2487.91872	VFLU=	0.001296
COMP=	0.3771535	VISC=	0.0001237
TEN=	171.57002	MCA=	0.4993
PSAL=	215.50002	MSG=	5.22012
DEVC=	5.23522	VTF=	5.23162
DEVL=	5.23162		

CONEXIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	2551.35157	VFLU=	0.001296
COMP=	0.3771535	VISC=	0.0001237
TEN=	171.57002	MCA=	0.4993
PSAL=	215.50002	MSG=	5.22012
DEVC=	5.23522	VTF=	5.23162
DEVL=	5.23162		

CONEXIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	2551.35157	VFLU=	0.001296
COMP=	0.3771535	VISC=	0.0001237
TEN=	171.57002	MCA=	0.4993

PSAL=	10.0000	VSL=	5.2725
DEIG=	10.3162	VIF=	5.23152
DEIL=	10.3162		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	1076.1105	VFLU=	0.0001296
CCPC=	1076.1105	VISQ=	0.0001297
TEN=	171.0000	HCC=	0.474
PSAL=	10.0000	VSL=	5.27211
DEIG=	10.3162	VIF=	5.23152
DEIL=	10.3162		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	1076.2448	VFLU=	0.0001296
CCPC=	1076.2448	VISQ=	0.0001297
TEN=	171.0000	HCC=	0.476
PSAL=	10.0000	VSL=	5.27211
DEIG=	10.3162	VIF=	5.23152
DEIL=	10.3162		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	1076.2448	VFLU=	0.0001296
CCPC=	1076.2448	VISQ=	0.0001297
TEN=	171.0000	HCC=	0.476
PSAL=	10.0000	VSL=	5.27211
DEIG=	10.3162	VIF=	5.23152
DEIL=	10.3162		

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN EL TRAMO DE TUBERIA CALCULADO

ALOC=	1076.2448	VFLU=	0.0001296
CCPC=	1076.2448	VISQ=	0.0001297
TEN=	171.0000	HCC=	0.476
PSAL=	10.0000	VSL=	5.27211
DEIG=	10.3162	VIF=	5.23152
DEIL=	10.3162		

IGDATOS(1),1703/FLUFAS(22)

BRUN EVJPCG,M17C3/HCEVJ,M000671,3,100 .ESTEBAN VAR,ELA J EXT,2418
 RPRT,5 =CDL+JRGDATOS,1703/FLUFAS
 SFTN, FOR ,TPFS,FLUFAS

C *****
 C * METODO DE BEGGS Y BRILL PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION *
 C * EN TUBERIAS CON FLUJO A DOS FASES(GAS-LIQUIDO), EN POSICION *
 C * VERTICAL *
 C *****

C DIMENSION PAF1(4,4),PAFL2(4,4)
 C COMMON/A/PAFL1
 C COMMON/B/PAFL2
 C COMMON/C/VRM,DHCD,DTUEP,HCEVJ
 C COMMON/D/DENG,DENL,T3CO,VSF,V56,MSDE,VISM,DMSD,VFLU,VISG

C LECTURA DE DATOS REQUERIDOS PARA INICIAR CALCULOS

C
 C
 300 READ(5,300)PEN,AIN,DEPE,DEAL,TEN,DIA,CTCG,TEX,DENA,REE,ATT
 C FORMAT(1)
 301 READ(5,301)TSAT,DEAD,DRG,PRES,RAA,RGA,VACA,PNP,CBGI,MCI,FLUM,FLUA
 C FORMAT(1)
 302 READ(5,302)FACA,CPN,RINT,FLUMG,FLUMF,TCI,PCI,NT
 C FORMAT(1)
 20 ASAL=AIN*DEAL
 PSAL=PEN-DEPE

C CALCULO DEL PERFIL DE TEMPERATURAS

C
 C
 C FUTI=-(ALOG(REE/(2.0*(0.96*TEX)**0.5))-0.290*(REE**2.0/(3.54*TEX))
 C S)
 C COENG=((FLUMG*CPN*(33.6*(RINT*CTCG*FUTI)))/(6.2832*(RINT*CTCG*1.4))
 C PG=((TEN*70.0*(COENG*(0.0083*(1.0/(778.0*CPN)))))+(2.7183*(-ASAL/
 C COENG))
 C TSALG=((0.0083*ASAL)+70.0*(COENG*(0.0083*(1.0/(778.0*CPN))))+PG)
 C COENF=((FLUMF*CPN*(33.6*(RINT*CTCG*FUTI)))/(6.2832*(RINT*CTCG*1.4))
 C PF=((TEN*(0.0083*COENF)-70.0)*(2.7183*(-ASAL/COENF))
 C TSALF=((0.0083*ASAL)+70.0*(COENG*COENF)+PF)
 C TSAL=(TSALG+TSALF)/2.0
 C PPRO=PEN-(DEPE/2.0)
 C TPRO=(TEN+TSAL)/2.0
 C CALL PROPEDIA,DENA,TSAT,DEAD,DRG,PRES,RAA,RGA,VACA,PNP,CBGI,FLUM,F
 C FLUA,FACA,TCI,PCI,MCI,PPRO,TPRO)
 C UNVL=1.9380*VSF*(DENL/TSCO)

C CALCULO DE PARAMETROS PARA DETERMINAR EL HOLDUP DE LA MEZCLA

C
 C
 C FLUMH=FLUMG+FLUMF
 C FROM=(4.1402E-12*FLUMH**2.0)/(DMSD**2.0*DIA**5.0)
 C DLIU=398.0*MSDE**0.302
 C DLI0=0.0009252*MSDE**(-2.4648)
 C DLI1=0.10*MSDE**(-1.4516)
 C DLI2=0.50*MSDE**(-0.7180)
 C CALL PAFLU(VSF,V56,DENL,DENG,MSDE,UNVL,FROM,DLIU,DLI0,DLI1,DLI2)
 C REPE=(VRM*DMSD*DIA)/VISM
 C REPEL=ALOG10(REPE)
 C REML=(REPE/(6.5222*REPEL-7.0215))
 C REMA=ALOG10(REML)
 C FACFN=(2.0*REMA)**(-2.0)

*****LISTA PARCIAL DE VARIABLES*****

AIN ALTIMA INICIAL(FT)
 ASAL ALTIMA DEL PRIMER TRAMO DE TUBERIA(FT)
 ATT ALTIMA TOTAL DE LA TUBERIA(FT)
 CCG1 CONSTANTE DE LOS GASES IDEALES(10.73PSIA*FT**3/LBM*CL*R)
 CPM CAPACIDAD CALORIFICA DE LA MEZCLA(BTU/LH*F)
 CYDT CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LA TIERRA(BTU/DIA*FT*F)
 CYCG COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR(BTU/DIA*FT**2*F)
 DEAD DENSIDAD DEL CRUDO A LAS CONDICIONES DE ALMACENAMIENTO(LB/FT**3)
 DEAC DENSIDAD DEL ACEITE(LB/FT**3)
 DEAL TRAMO DE TUBERIA SUPUESTO(FT)
 DENA DENSIDAD DEL AGUA(LB/FT**3)
 DENG DENSIDAD DEL GAS(LB/FT**3)
 DENL DENSIDAD DEL FLUIDO(LB/FT**3)
 DEPE CAIDA DE PRESION SUPUESTA(LB/IN**2)
 DEPEC CAIDA DE PRESION CALCULADA(LB/IN**2)
 DIA DIAMETRO DE LA TUBERIA(FT)
 DMCD DENSIDAD DE LA MEZCLA CON DESLIZAMIENTO(LB/FT**3)
 DMSD DENSIDAD DE LA MEZCLA SIN DESLIZAMIENTO(LB/FT**3)
 DRA DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE(ADIMENSIONAL)
 DRG DENSIDAD RELATIVA DEL GAS(ADIMENSIONAL)
 DTDT DIFUSIVIDAD TERMICA DE LA TIERRA(FT**2/DIA)
 FACA NUMERO BASE DEL AGUA(ADIMENSIONAL)
 FACFN FACTOR DE FRICCION NORMALIZADO(ADIMENSIONAL)
 FCOM FACTOR DE COMPRESIBILIDAD(ADIMENSIONAL)
 PFTP FACTOR DE FRICCION DE LAS DOS FASES(ADIMENSIONAL)
 FLUA FLUJO VOLUMETRICO DE ACEITE(BBL/DIA)
 FLUMF FLUJO MASICO DEL FLUIDO(LB/DIA)
 FLUNG FLUJO MASICO DE GAS(LB/DIA)
 FLUW FLUJO VOLUMETRICO DE AGUA(BBL/DIA)
 FROM NUMERO DE FROUDE(ADIMENSIONAL)
 FUT1 FUNCION DE TIEMPO(ADIMENSIONAL)
 MCDEV HOLDUP DE LA FASE LIQUIDA CON DESLIZAMIENTO(ADIMENSIONAL)
 MSDE HOLDUP DE LA FASE LIQUIDA SIN DESLIZAMIENTO(ADIMENSIONAL)
 PEN PRESION DE ALIMENTACION(LB/IN**2)
 PEAC PERDIDAS DE PRESION DEBIDO A LA ACCELERACION(ADIMENSIONAL)
 PCI PRESION CRITICA DE LA MEZCLA(Atm)
 PMP PESO MOLECULAR PROMEDIO DE LA MEZCLA(LB/LBMOL)
 PMPE PESO MOLECULAR EQUIVALENTE DE LA MEZCLA(LB/LBMOL)
 PR PRESION REDUCIDA(ADIMENSIONAL)
 PRES PRESION DE SATURACION A LAS CONDICIONES DE ALMACENAMIENTO CRUDO(LB/IN**2.0)
 PSAL PRESION DE DESCARGA O SALIDA(LB/IN**2)
 QAA RELACION AGUA-ACEITE(BPD/BPD)
 QEE RADIO EXTERNO DE LA ENVOLTURA(FT)
 QEME NUMERO DE REYNOLDS(ADIMENSIONAL)
 RGA RELACION GAS-ACEITE(FT**3/BBL)
 QINT RADIO INTERNO DE LA TUBERIA(FT)
 TCI TEMPERATURA CRITICA DE LA MEZCLA(K)
 TEN TEMPERATURA DE ALIMENTACION(F)
 TEN TEMPERATURA PROMEDIO(F)
 TGE0 TEMPERATURA GEOTERMICA(F)
 TPRO TEMPERATURA PROMEDIO(F)
 TR TEMPERATURA REDUCIDA(ADIMENSIONAL)
 TSAL TEMPERATURA DE SALIDA(F)
 TSAT TENSION SUPERFICIAL A CONDICIONES ATMOSFERICAS(DINAS/CM)
 TSCO TENSION SUPERFICIAL CORREGIDA(DINAS/CM)
 UNVL NUMERO DE VELOCIDAD DEL LIQUIDO(ADIMENSIONAL)
 VACA CONSTANTE UTILIZADA PARA DETERMINAR LA VISCOSIDAD DEL FLUIDO

(CENTIPOISE)
VCA GRADIENTE DE CAIDA DE PRESION(LB/IN**2*FT)
VFLU VISCOSIDAD DEL FLUIDO(LB/FT*SEG)
VISA VISCOSIDAD DEL ACEITE(LB/FT*SEG)
VISE VISCOSIDAD DEL GAS(LB/FT*SEG)
VISM VISCOSIDAD DE LA MEZCLA(LB/FT*SEG)
VISH VISCOSIDAD DEL AGUA(LB/FT*SEG)
VRM VELOCIDAD REAL DE LA MEZCLA(FT/SEG)
VSF VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL FLUIDO(FT/SEG)
VSG VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS(FT/SEG)
WCI FACTOR ACENTRICO DE LA MEZCLA(ADIMENSIONAL)

```

RFAFN=(DTUEP/(-0.0523*3.192*DTUEP-0.0725*DTUEP**2.0*0.0185*DTUEP*
*4.0))
FFTP=FACFN*RFAFN
PEAC=(VRN*VSG*DMCD)/(4636.8*PPRO)
VCA=(DMCD*(FFTP*DMSD*VRN**2.0/(64.4*GIA)))/(1.0-PEAC)*144.0)
DEPEC=VCA*DEAL

C
C INSTRUCCION QUE NOS PERMITE DETERMINAR SI LA CONVERGENCIA DEL
C PRIMER TRAMO DE LA TUBERIA HA SIDO ALCANZADA
C
DE=ABS(DEPE-DEPEC)
IF(DE.LE.1.70)GO TO 10
DEPE=DEPEC
GO TO 20
10 N1=N1+1
AIN=ASAL
PEN=PSAL
TEN=TSAL
WRITE(6,40)N1
WRITE(6,41)N1
WRITE(6,42)AIN,VFLU,HCDEV,VISG,TEN,VCA,PEN,PEAC,DENG,VSG,DENL,VSF

C
C INSTRUCCION QUE NOS PERMITE DETERMINAR SI SE HA ALCANZADO LA
C LONGITUD TOTAL DE LA TUBERIA
C
AT=ATT-AIN
IF(AT.EQ.0.0)GO TO 30
GO TO 20
30 WRITE(6,43)
WRITE(6,44)PEN,TEN,AIN,DIA,DENG,VSG,DENL,VSF
40 FORMAT(5(/),14X,40)SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAMO,12)
41 FOPRAT(2(/),13X,44)CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAMO,12
3,/)
42 FOPRAT(17X,5)ASAL=F10.5,2X,5)VFLU=F10.6,/,16X,6)HCDEV=F10.8,8X,
5)VISG=F10.8,/,18X,4)TEN=F10.5,9X,4)VCA=F10.5,/,18X,4)PEN=F10.
95,8X,5)PEAC=F9.6,/,17X,5)DENG=F10.5,9X,4)VSG=F10.5,/,17X,5)DENL
9,/,17X,5,9X,4)VSF=F10.5)
43 FORMAT(5(/),3X,65)CONDICIONES QUE SE TIENEN UNA VEZ QUE SE HA ALCA
NIZADO LA LONGITUD,/,26X,19)TOTAL DE LA TUBERIA,/)
44 FOPRAT(17X,5)PSAL=F9.4,9X,5)TSAL=F9.4,/,18X,4)ATT=F10.5,9X,4)DI
9A=F10.5,/,17X,5)DENG=F10.5,9X,4)VSF=F10.5,/,17X,5)DENL=F10.5,9
9X,4)VSF=F10.5)
STOP
END
CFTN,FOR,TPFS,PROP

C
C SUBROUTINE QUE PROPORCIONA LAS PROPIEDADES NECESARIAS PARA
C REALIZAR LOS CALCULOS DE CAIDA DE PRESION
C
SUBROUTINE PROP(DIA,DENA,TSAT,DEAD,DRE,PRES,HAA,RGA,VACA,PMF,CBG1,
9)FLUM,FLUA,FACA,TCI,PCI,UCI,PPRO,TPRO)
COMMON/D/DENG,DENL,TSO,VSF,VSG,HVSE,VISM,DMSD,VFLU,VISE
TR=((TPRO-32.0)/1.8)*273.15)/TCI
PR=(0.058*PPRO)/PCI
BO=C.0830-(0.4222/TR**1.6)
BP=0.139-(0.172/TR**4.2)
PIT=60*UCI*BP
FCOM=1.0+PIT*(PR/TR)
B3=(0.07827*(FCOM*(TPRO+460.0)))/PPRC
DFA=141.5/(121.5+DEAD)

```

```

IF(DEAD.GE.15.0.AND.DEAD.LE.3E+6)GO TO 50
IF(DEAD.GT.3E+6.AND.DEAD.LE.5E+0)GO TO 60
5C PMPE=-10.1626*DEAD+640.8374
GO TO 7C
6C PMPE=2.7183**((ALOG(DEAD)-6.9913)/(-.6047))
7C PDT=(PRES+DRG)/(TPRO+460.0)
IF(PDT.GT.0.727.AND.PDT.LT.1.60)GO TO 8C
IF(PDT.GE.1.6.AND.PDT.LE.3.60)GO TO 9D
IF(PDT.GT.3.60.AND.PDT.LE.6.40)GO TO 10C
9D EG=2.7183**((ALOG(PDT)-1.3E+4)/1.147C)
GO TO 11D
9C EG=0.1042*PDT+0.2952
GO TO 11D
10C EG=0.0631*PDT+0.437E
11C RESO=(132755.0+DRA/PMPE)*(EG/(1.0-EG))
F=RESO*(DRE/DRA)**0.5+1.25*TPRO
FAVA=0.972+0.000147*F**1.75
DEN6=(PPRO*PMPE)/(FCOM*CBGI*(TPRO+460.0))
DEAC=62.356*(DRA/FAVA)+(C.01361*RESO+DRG)
DENL=DEAC*(1.0-RAA)+DENA*RAA
FACV=(-3E+34.0E-15)*(PPRO**3)+(2642.4E-14)*(PPRO**2.0)-(75366.0E-8)
TSC0=FACV*T SAT
CIVG=(9.40+0.02*PMPE)*(TPRO+460.0)**1.5)/(209.0+19.0*PMPE+(TPRO+460)
S.C))
COVG=(3.50+(986.0/(TPRO+460.0))*0.01*(+PMPE)
CON=2.40+0.20*COVG
VISE=(CIVG+0.0001*2.7183**((COVG*(C.0160+DENG)**CON))*C.0006722
CORS=(8519.0E-10)*(RESO**2)-(1392.0E-6)*RESO+7633.0E-4
CORT=(4.0E-7)*(RESO**2)-(7857.0E-7)*RESO+9717.0E-4
VISA=((6.72E-4)*(CORS+(1488.0*VACA)**CORT))*C.0006722
FLUO=0.0020712*RAA*VISA*(1.0-RAA)
VSF=(FLUA+FAVA+FLUM+FACA)/(12065.0+DIA**2.0)
VSG=(FLUA+(RGA-RESO)*BG)/(67858.6+DIA**2.0)
MSDE=VSF/(VSF+VSG)
VISV=VFLU+MSDE+VISE*(1.0-MSDE)
MSD=DENL+MSDE+DENG*(1.0-MSDE)
RETURN
END

```

BFTN, FOR ,TPFS,PAFLU

C

SUBROUTINE UTILIZADA PARA CALCULAR EL HOLDUP CON DESLIZAMIENTO

C

```

SUBROUTINE PAFLU(VSF,VSG,DENL,DENG,MSDE,UNVL,FRON,DLIU,DLID,DLIT,DLIC)
DIMENSION HLCE(10),CAS(10),PSI(10),HCDE(10),PAFL1(4,4),PAFL2(4,4)
COMMON/A/PAFL1
COMMON/B/PAFL2
COMMON/C/VRM,DNCD,BTUEP,HCDEV
IF(MSDE.LT.0.01.AND.FRON.LT.DLIU.OR.MSDE.GE.C.01.AND.FRON.LT.DLID)
5G TO 12C
IF(MSDE.GE.0.01.OR.MSDE.LE.C.40.AND.FRON.GT.DLIT.OR.FRON.LT.DLIU)
5G TO 13C
IF(MSDE.GE.0.40.AND.FRON.EQ.DLIT.OR.FRON.LE.DLIC)GO TO 13D
IF(MSDE.LT.0.40.AND.FRON.GE.DLIU.OR.MSDE.GE.C.40.AND.FRON.GT.DLIC)
5G TO 14C
IF(MSDE.GE.C.01.AND.FRON.GT.DLID.OR.FRON.LE.DLIT)GO TO 15D
12C K=1
GO TO 12C
13C K=2

```

```

        GO TO 160
140 K=3
        GO TO 160
150 K=4
160 IF(K.LE.3)GO TO 170
      IF(K.EQ.4)GO TO 160
170 J=1
      L=J+1
      N=J+2
      I=J+3
      HLCE(K)=(PAFL1(K,J)*HSDE**PAFL1(K,L))/FROM**PAFL1(K,N)
      CAS(K)=(1.0-HSDE)*(ALOG(PAFL2(K,J)*(HSDE**PAFL2(K,L)))+(UNVL**PAFL2
      S(K,N))*(FROM**PAFL2(K,I))))
      PSI(K)=1.0+0.30*CAS(K)
      HCDE(K)=PSI(K)*HLCE(K)
      HLCEV=HLCE(K)
      HCDEV=HCDE(K)
      GO TO 200
180 HJ=(DLIT-FROM)/(DLIT-DLID)
      DO 190 K=1,2
        J=1
        L=J+1
        N=J+2
        I=J+3
        HLCE(K)=(PAFL1(K,J)*HSDE**PAFL1(K,L))/FROM**PAFL1(K,N)
        CAS(K)=(1.0-HSDE)*(ALOG(PAFL2(K,J)*(HSDE**PAFL2(K,L)))+(UNVL**PAFL2
        S(K,N))*(FROM**PAFL2(K,I))))
        PSI(K)=1.0+0.30*CAS(K)
        HCDE(K)=PSI(K)*HLCE(K)
190 CONTINUE
      K=1
      J=K+1
      HLCE(K)=HJ*HLCE(K)+(1.0-HJ)*HLCE(J)
      HCDE(K)=HJ*HCDE(K)+(1.0-HJ)*HCDE(J)
      HLCEV=HLCE(K)
      HCDEV=HCDE(K)
200 VRN=(VBF/HCDEV)+(VBF/(1.0-HCDEV))
      BNCB=BNL*HCDEV+BNGB*(1.0-HCDEV)
      TUEP=HSDE/(HLCEV**2.0)
      DTUEP=ALOG(TUEP)
      RETURN
      END
BFTN, FOR ,TPFS,CTEPA
      BLOCK DATA CTEPA
      DIMENSION PAFL1(4,4),PAFL2(4,4)
      COMMON/A/PAFL1
      COMMON/B/PAFL2
      DATA PAFL1/.98,.845,1.065,1.0,.4846,.5351,.5824,1.0,.0868,.C1730.,
      S0409,1.0,4*1.0/
      DATA PAFL2/.011,2.96,1.0,4.7,-3.768,.3050,0.0,-.3692,3.539,-.4473,
      S0.0,.1244,-1.614,.0978,0.0,-.5056/
      ENB
BRAP
      IN TPFS,FLUPAS,.PPOP,.PAFLU,.CTEPA
      END
BRQT
1147.0,0.0,10.000,200.,214.,0.948,432.,75.,6C.028.,2917,2000.0
28.,25.5,.80,1000.,0.0,1000.0,18.0,23.2,10.73,.0405,0.0,7000.0
1.025.,.40,.2653,52143000.0,151363550,228.92,45.3746,0
6FIN

```

BMAP
 Collector 31R26 (241126 1925:45) 1986 Jan 30 Thu 0810:03
 START=015664, PROG SIZE(I/D)=7747/8166
 END MAP. ERRORS: 0 TIME: 41.293 STORAGE: 14764/12/024177/0113777

BXBT

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAPO 1

CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAPO 1

ASAL= 200.00000	VFLU= .00143393
MCDEV= .52402806	VIS6= .00001254
TEN= 213.75430	VCA= .13085
PEN=1116.73834	PEAC= .000029
DENG= 4.07380	VSG= 1.42251
DENL= 37.51266	VSP= 1.01055

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAPO 2

CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAPO 2

ASAL= 400.00000	VFLU= .00143239
MCDEV= .52190712	VIS6= .00001254
TEN= 213.26321	VCA= .04956
PEN=1026.47668	PEAC= .000021
DENG= 3.95520	VSG= 1.47113
DENL= 37.55294	VSP= 1.01002

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAPO 3

CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAPO 3

ASAL= 600.00000	VFLU= .00142983
MCDEV= .51762839	VIS6= .00001253
TEN= 212.52795	VCA= .04630
PEN=1036.21503	PEAC= .000033
DENG= 3.83917	VSG= 1.51521
DENL= 37.58670	VSP= 1.00912

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAMO 4

CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAMO 4

ASAL= 800.00000	VFLU= .00142424
MCDEV= .51324203	VIS6= .00001252
TEN= 211.55032	VCA= .14705
PEN=1025.95337	PEAC= .060035
DENG= 3.72547	VSG= 1.56090
DENL= 37.63386	VSF= 1.00788

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAMO 5

CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAMO 5

ASAL=1000.00000	VFLU= .00142164
MCDEV= .50882477	VIS6= .00001250
TEN= 210.32026	VCA= .14587
PEN= 996.72586	PEAC= .060038
DENG= 3.61605	VSG= 1.60741
DENL= 37.69438	VSF= 1.00630

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAMO 6

CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAMO 6

ASAL=1200.00000	VFLU= .00141602
MCDEV= .50437564	VIS6= .00001249
TEN= 208.87003	VCA= .14471
PEN= 967.61835	PEAC= .000040
DENG= 3.51067	VSG= 1.65474
DENL= 37.76896	VSF= 1.00437

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAMO 7

CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAMO 7

ASAL=1400.00000	VFLU= .00140938
MCDEV= .49980105	VIS6= .00001246
TEN= 207.16977	VCA= .14357
PEN= 938.45084	PEAC= .000043
DENG= 3.40697	VSG= 1.70398
DENL= 37.85522	VSF= 1.00210

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAMO 2

CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAMO 2

ASAL=1600.00000	VFLU= .00140172
HCDEV= .49509075	VISE= .00001243
TEN= 205.23080	VCA= .14243
PEN= 909.29333	PEAC= .000046
DENG= 3.30477	VSG= 1.75523
DENL= 37.97545	VSP= .99951

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAMO 5

CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAMO 5

ASAL=1800.00000	VFLU= .00139305
HCDEV= .49023375	VISE= .00001240
TEN= 203.05576	VCA= .14129
PEN= 880.11581	PEAC= .000049
DENG= 3.20389	VSG= 1.70902
DENL= 38.06875	VSP= .99660

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN EL TRAMO 10

CONDICIONES EN EL EXTREMO SUPERIOR DEL TRAMO 10

ASAL=2000.00000	VFLU= .00137837
HCDEV= .48532669	VISE= .00001237
TEN= 200.64520	VCA= .14019
PEN= 852.08520	PEAC= .000033
DENG= 3.10640	VSG= 1.66296
DENL= 38.19503	VSP= .99337

CONDICIONES QUE SE TIENEN UNA VEZ QUE SE HA ALCANZADO LA LONGITUD TOTAL DE LA TUBERIA

PCAL= 852.0952	TSAL= 200.6452
ATT=2000.00000	DIA= .94600
DENG= 3.10640	VSG= 1.66296
DENL= 38.19503	VSP= .99337

DATOS(1).1703/FLANIGAN(26)

@RUN EVJWVC,M1051/RCDEWJ,M000671,1,100 ,ESTEBAN VARELA J EXT.20418
 @PRT,S RCDC=JRGDATOS.1703/FLANIGAN
 @FTN,ISFR ,TPFS,FLANIGAN

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

C

 * METODO DE FLANIGAN PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN *
 * TUBERIAS CON FLUJO A DOS FASES(GAS-LIQUIDO), EN POSICION *
 * INCLINADA *

DIMENSION VTUB(10),VSUM(10),D(10),VFLUF(10),VFLUS(10)

LECTURA DE DATOS REQUERIDOS PARA INICIAR CALCULOS

```

READ(5,200)PEN,DEPE,TEN,DEAD,DRG,PRES,RGA,TCI,PCI
READ(5,201)MCI,RAA,C06I,PMP,NST,NF,PEN1
DO 202 I=1,NST
202 READ(5,203)VTUB(I),VSUM(I),D(I)
DO 212 J=1,NF
READ(5,200)VFLUF(J),VFLUG(J)
FLUF=VFLUF(J)
FLUS=VFLUG(J)
WRITE(6,204)
WRITE(6,205)
DO 204 I=1,NST
206 WRITE(6,207)I,VTUB(I),VSUM(I),D(I)
DO 208 I=1,NST
TUBLO=VTUB(I)
SUMZ=VSUM(I)
DIA=D(I)
20 PPRO=PEN-DEPE/2.0
TR=((TEN-32.0)/1.8)+273.15/TCI
PR=(0.068*PPRO)/PCI
BO=0.0770-(0.4222/TR**1.5)
BP=0.139-(0.172/TR**4.2)
PIT=BO*VCI*BP
FCOM=1.0+PIT*(PR/TR)
BG=(0.02827*(FCOM*(TEN+460.0)))/PPRO
DRA=141.5/(131.5+DEAD)
IF(DEAD.GE.15.0.AND.DEAD.LE.38.46)GO TO 50
IF(DEAD.GE.38.46.AND.DEAD.LE.55.0)GO TO 60
50 PMPE=-10.1626*DEAD+640.8374
GO TO 70
60 PMPE=2.7183**((ALOG(DEAD)-6.9913)/(-.6047))
70 PDT=(PRES*DRG)/(TEN+460.0)
IF(PDT.GE.0.0727.AND.PDT.LE.1.60)GO TO 80
IF(PDT.GE.1.6.AND.PDT.LE.3.50)GO TO 90
IF(PDT.GE.3.60.AND.PDT.LE.6.43)GO TO 100
90 EG=2.7183**((ALOG(PDT)-1.7834)/1.1470)
GO TO 110
90 EG=0.1042*PDT**2**52
GO TO 110
100 EG=3.2431*PDT**0.4378
110 RESO=(132755.0*DRA/PMPE)*(EG/(1.0-EG))
F=RESO*(DRG/DRA)**0.5+1.25*TEN
FAVA=0.372*(0.0000147*F**1.75)
DENS=(PPRO*PMP)/(FCOM*C06I*(TEN+460.0))
DRF=DRA*(1.0-RAA)*RAA
DENL=(135.3*DPF+0.0764*RESO*DRG)/(5.615*FAVA)

```

*****LISTA PARCIAL DE VARIABLES*****

CDGI CONSTANTE DE LOS GASES IDEALES(10.73 PSIA*FT**3/LB*MOLE*^R)
 DEAD DENSIDAD DEL CRUDO A LAS CONDICIONES DE ALMACENAMIENTO(LB/FT**3)
 DENG DENSIDAD DEL GAS(LB/FT**3)
 DENL DENSIDAD DEL FLUIDO(LB/FT**3)
 DEPE CAIDA DE PRESION SUPUESTA(LB/IN**2)
 DEPEE CAIDA DE PRESION DEBIDO A LA ELEVACION(LB/IN**2)
 DEPEF CAIDA DE PRESION DEBIDO A LA FRICCION(LB/IN**2)
 DEPET CAIDA DE PRESION TOTAL(LB/IN**2)
 D(I) VECTOR DE DIAMETROS DE LAS DIFERENTES SECCIONES DE TUBERIA
 DIA DIAMETRO DE LA TUBERIA(FT)
 DRA DENSIDAD RELATIVA DEL ACEITE(ADIMENSIONAL)
 DRG DENSIDAD RELATIVA DEL GAS(ADIMENSIONAL)
 FCOM FACTOR DE COMPRESIBILIDAD(ADIMENSIONAL)
 FLUF FLUJO VOLUMETRICO DE FLUIDO(BPD)
 FLUG FLUJO VOLUMETRICO DE GAS(FT**3/DIA)
 MCD HOLDUP DE LA FASE LIQUIDA CON DESLIZAMIENTO(ADIMENSIONAL)
 NST NUMERO DE SECCIONES DE TUBERIA
 PEN PRESION DE ALIMENTACION(LB/IN**2)
 PCI PRESION CRITICA DE LA MEZCLA(ATM)
 PMP PESO MOLECULAR PROMEDIO DE LA MEZCLA(LB/LB*MOLE)
 PMPE PESO MOLECULAR EQUIVALENTE DE LA MEZCLA(LB/LB*MOLE)
 PR PRESION REDUCIDA(ADIMENSIONAL)
 PRES PRESION DE SATURACION A LAS CONDICIONES DE ALMACENAMIENTO DEL CRUDO(LB/IN**2)
 PSAL PRESION DE DESCARGA O SALIDA(LB/IN**2)
 RAA RELACION AGUA-ACEITE(BPD/BPD)
 RGA RELACION GAS-ACEITE(FT**3/BDL)
 SUMZ COMPONENTE VERTICAL DE LA SECCION DE LA TUBERIA(FT)
 TCI TEMPERATURA CRITICA DE LA MEZCLA(K)
 TEN TEMPERATURA DE ALIMENTACION(F)
 TR TEMPERATURA REDUCIDA(ADIMENSIONAL)
 TUBLO LONGITUD TOTAL DE LA SECCION DE TUBERIA(MILLAS)
 VSG VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS(FT/SEG)

```

RF=(FLUF*10**6)/FLUG
A=(3.1416*DIA**2.)/4.0
VSG=(5.71534E-6*FLUF*(RGA-RESQ)+TEN*FCOM)/(6A*PPRO)
HCDE=1.0/(1.0+D.3268*VSG)
X=VSG/RP**0.32
IF(X*GT.0.0.AND.X.LE.0.9)Y=0.4370409*X+0.1100958
IF(X*GT.0.9.AND.X.LE.2.75)Y=0.1237194*X+0.3577241
IF(X*GT.2.75.AND.X.LE.7.0)Y=0.0705854*X+0.515461
IF(X*GT.7.0.AND.X.LE.10.0)Y=0.00850*X+0.75525
TL=((TEN+460.0)*TUBLO*DRG**0.3359)/DIA**4.8559
D1=7.387E-12*TL*(FLUG/Y)**1.3539*(14.7760.0)**2.0
PSAL=(PEN**2.0-D1)**0.5
DEPEF=(PEN-PSAL)
DEPEE=(DENL*HCDE*SUN2)/144.0

```

C
C
C
CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION TOTAL

```

DEPET=DEPEF+DEPEE
IF(ABS(DEPET-DEPEE).LE.0.10)GO TO 10
DEPE=DEPET
GO TO 20
10 PEN=PEN-DEPET
WRITE(6,200)I
WRITE(6,210)DEPEF,HCDE,DEPEE,VSG,DEPET,DENG,PEN,DENL,FLUF,FLUG,TEN
200 CONTINUE
201 FORMAT(1)
202 FORMAT(1)
203 FORMAT(1)
204 FORMAT(5//),14R,54NCARACTERISTICAS DE LAS DIFERENTES SECCIONES DE
TUBERIA)
205 FORMAT(1,15X,3HMBY,7X,12HTUBLO(MILLAS),6X,6HNSUNZ(FT),9X,7HNDIA(FT),
S/)
207 FORMAT(15X,1Z,7X,F10.3,9X,F10.4,4X,F10.4)
209 FORMAT(5//),17X,57HSE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE T
UBERIA NO.,1Z,/)
210 FORMAT(9X,62HCONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CO
NSIDERADA,/,20X,6HDEPEF=,F10.4,10X,5HHCDE=,F10.4,/,20X,6HDEPEE=,F1
0.4,10X,5H VSG=,F10.4,/,20X,6HDEPET=,F10.4,10X,5HDENG=,F10.4,/,20X
5,4H PSAL=,F10.4,10X,5HDENL=,F10.4,/,20X,6H FLUF=,F10.4,10X,5HFLUG=
S,111.1,/,20X,6H TEN=,F10.4)
PEN=PEN1
212 CONTINUE
END

```

* * *

IN TFFS,FLANIGAN

END

000.0,20.0,30.0,26.5,0.0,1000.0,1500.6,228.92,45.3748

0005.0,0,10.73,24.0,5.4,000.0

3.39,111.,1.5677

2.10,204.,1.5678

13.17,100.,1.5677

5.42,171.,1.5678

25.19,2703.,1.5678

17000.,12.20EE

17000.,14.06FF

17000.,26.37FF

17000.,26.00EE

*FIN

SMAP

Collector 31R2B (541126 1925:45) 1986 Jan 30 Thu 0819:19

*WARNING: Element FLUFAS entry point FRAINS already defined

*WARNING: Element BUKLE4 entry point FRAINS already defined

START=015143, PROG SIZE(I/O)=6612/7732

END MAP. ERRORS: 0 TIME: 24.981 STORAGE: 14734/12/024177/D113777

*NOT

CARACTERISTICAS DE LAS DIFERENTES SECCIONES DE TUBERIA

NST	TUBO (PULGAS)	SUMZ (FT)	DIA (FT)
1	3.39000	311.0000	1.5678
2	2.10000	234.3000	1.5672
3	13.17000	1092.0000	1.5678
4	5.42000	371.0000	1.5678
5	25.19000	2003.0000	1.5678

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 1

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA:

DEPEF= 4.8999	MCDE= .3632
DEPEE= 39.2590	VSG= 5.3651
DEPET= 35.1499	DEMG= 3.8959
PSAL= 764.8501	DENL= 38.5754
FLUF=17000.0000	FLUG= 12300000.0
TEN= 80.0000	

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 2

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA:

DEPEF= 2.9990	MCDE= .3529
DEPEE= 19.2858	VSG= 5.6109
DEPET= 22.2769	DEMG= 3.7253
PSAL= 742.5733	DENL= 38.5754
FLUF=17000.0000	FLUG= 12300000.0
TEN= 80.0000	

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 3

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF=	17.0302	HCDE=	.3294
DEPEE=	88.4071	VSG=	6.2307
DEPET=	105.4373	DENG=	3.3547
PSAL=	637.1359	DEUL=	38.5754
FLUF=	17000.0000	FLUG=	12300000.0
TEN=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 4

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF=	6.8514	HCDE=	.3020
DEPEE=	30.0151	VSG=	7.0721
DEPET=	36.8666	DENG=	2.9555
PSAL=	600.2694	DEUL=	38.5754
FLUF=	17000.0000	FLUG=	12300000.0
TEN=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 5

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF=	28.0714	HCDE=	.2603
DEPEE=	139.7599	VSG=	8.6880
DEPET=	167.8313	DENG=	2.4058
PSAL=	432.4391	DEUL=	38.5754
FLUF=	17000.0000	FLUG=	12300000.0
TEN=	80.0000		

CARACTERISTICAS DE LAS DIFERENTES SECCIONES DE TUBERIA

NST	TUBLO(MILLAS)	SUZ(EPT)	DIA(FT)
1	3.39000	211.0000	1.5678
2	2.10000	204.0000	1.5678
3	13.87000	1002.0000	1.5678
4	5.42000	371.0000	1.5678
5	25.19000	2003.0000	1.5678

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 1

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF=	5.9342	MCDE=	.2430
DEPEE=	30.2420	VSB=	5.5696
DEPET=	36.1770	DENS=	3.9226
PSAL=	763.2230	DENL=	38.5754
FLUP=	17000.0000	FLUB=	14060000.0
TEM=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 2

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF=	3.6243	MCDE=	.3524
DEPEE=	19.2393	VSB=	5.6226
DEPET=	22.8838	DENS=	3.7174
PSAL=	740.9391	DENL=	38.5754
FLUP=	17000.0000	FLUB=	14060000.0
TEM=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 3

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF=	20.5640	MCDE=	.3281
DEPEE=	88.0797	VSB=	6.2652
DEPET=	108.6437	DENS=	3.3362
PSAL=	632.2934	DENL=	38.5754
FLUP=	17000.0000	FLUB=	14060000.0
TEM=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 4

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF=	8.2357	MCDE=	.2999
DEPEE=	29.8026	VSB=	7.1444
DEPET=	38.0393	DENS=	2.9236
PSAL=	594.2371	DENL=	38.5754
FLUP=	17000.0000	FLUB=	14060000.0
TEM=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 5

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF=	35.6059	MEDE=	.2568
DEPEE=	137.7762	VSE=	8.8572
DEPET=	173.3521	DEVS=	2.3599
PSAL=	420.8750	DENL=	38.3754
PLUF=	17000.0000	FLUG=	14940000.0
TEN=	80.0000		

CARACTERISTICAS DE LAS DIFERENTES SECCIONES DE TUBERIA

NST	TUBO(INCHAS)	SUMI(FT)	DIA(FT)
1	3.39000	311.0000	1.5678
2	2.10000	204.0000	1.5678
3	13.17000	1002.0000	1.5678
4	5.42000	371.0000	1.5678
5	23.19000	2003.0000	1.5678

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 1

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF=	14.9691	MEDE=	.3616
DEPEE=	30.1119	VSE=	5.4062
DEPET=	45.0730	DEVS=	3.8662
PSAL=	754.9270	DENL=	38.3754
PLUF=	17000.0000	FLUG=	26870000.0
TEN=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 2

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF=	9.0473	MEDE=	.3483
DEPEE=	19.0314	VSE=	5.7267
DEPET=	28.0798	DEVS=	3.6499
PSAL=	726.8483	DENL=	38.3754
PLUF=	17000.0000	FLUG=	26870000.0
TEN=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 3

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF= 52.8910	NCDE= .3172
DEPER= 85.7476	VSB= 6.5759
DEPET= 138.0333	DEMB= 3.1732
PSAL= 588.9149	DEML= 38.3754
FLUF=17000.0000	FLUB= 26870000.0
TEN= 80.0000	

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 4

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF= 24.4038	NCDE= .2795
DEPER= 27.7886	VSB= 7.8839
DEPET= 32.1924	DEMB= 2.6512
PSAL= 536.6223	DEML= 38.3754
FLUF=17000.0000	FLUB= 26870000.0
TEN= 80.0000	

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 3

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF= 114.3692	NCDE= .2190
DEPER= 117.3029	VSB= 10.9133
DEPET= 232.0720	DEMB= 1.9197
PSAL= 304.5535	DEML= 38.3754
FLUF=17000.0000	FLUB= 26870000.0
TEN= 80.0000	

CARACTERISTICAS DE LAS DIFERENTES SECCIONES DE TUBERIA

NO	TUBULO(2LLAS)	SUZ(EFT)	DIA(EFT)
1	3.89350	311.0000	1.5678
2	2.10000	234.0000	1.5678
3	13.17000	1002.0000	1.5678
4	3.62000	371.0000	1.5678
5	25.19000	2003.0000	1.5678

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 1

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEF= 15.8561	NCDE= .3613
----------------	-------------

DEPEE=	30.0998	VSS=	5.4099
DEPET=	49.9549	DENG=	3.8636
PSAL=	754.0451	DENL=	38.5756
FLUF=	17000.0000	FLUG=	28000000.0
TEN=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 2

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEE=	9.5799	NCDE=	.3478
DEPET=	19.0088	VSS=	5.7372
DEPET=	28.5887	DENG=	3.8632
PSAL=	729.4564	DENL=	38.5756
FLUF=	17000.0000	FLUG=	28000000.0
TEN=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 3

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEE=	36.9142	NCDE=	.3160
DEPET=	84.8088	VSS=	6.6249
DEPET=	141.7230	DENG=	3.8531
PSAL=	583.7334	DENL=	38.5756
FLUF=	17000.0000	FLUG=	28000000.0
TEN=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 4

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEE=	26.2995	NCDE=	.2772
DEPET=	27.5510	VSS=	7.9793
DEPET=	53.8595	DENG=	2.6198
PSAL=	529.8229	DENL=	38.5756
FLUF=	17000.0000	FLUG=	28000000.0
TEN=	80.0000		

SE HA ALCANZADO CONVERGENCIA EN LA SECCION DE TUBERIA NO. 5

CONDICIONES QUE SE TIENEN EN LA SECCION DE TUBERIA CONSIDERADA

DEPEE=	123.6115	NCDE=	.2165
--------	----------	-------	-------

DEPEE = 115.0653
DEPET = 238.6968
PSAL = 291.1962
FLUF = 17000.0000
TEN = 80.0000

YSG = 11.2068
DENG = 1.8551
DENL = 38.5754
FLUG = 28000000.0

6FIN
6FIN IN ADD FILE - IGNORED

Apéndice B

- B.1 Programa de Vogt y white
- B.2 Programa de Vogt y white
- B.3 Programa de Kunii y Levenspiel

```

FM DATA(1),1703/NEUHOJ(50)
GRUN ,M1703/MCD ,P000671,5,100 .
SPRT,S MCD00/JPM DATA.1703/NEUHOJ
FTN,ISFR ,TFS,NEUHOJ
C
C *****
C * METODO DE WOB Y WHITE PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION *
C * EN TUBERIAS CON FLUJO A DOS FASES(GAS-SOLIDO), EN POSICION *
C * HORIZONTAL *
C *****
C
DIMENSION RF(50),D(50),FMS(50),FNG(500),FNT(500),AT(500),GG(500),V
SEG(500),VEG(500),PDR(500),FUMP(500),DERP(500),PDRUN(500),CPEB(100
0),PP(500),REG(500),FFG(500),GG(500),PCF(500),PA(500),A(500),CK(500
0),ALF(500),WFT(500),CPSV(500),CPT(500)
READ(5,2)DS,Z,TAM,R,GC,DP,PEC,VS,G,*
2 FORMAT(0)
DO 4 I=1,3
4 READ(5,6)RF(I)
6 FORMAT(0)
DO 8 K=1,5
8 READ(5,10)D(K)
10 FORMAT(0)
DO 12 L=1,10
12 READ(5,14)FMS(L)
14 FORMAT(0)
DO 40 I=1,3
WRITE(6,32)RF(I)
32 FORMAT(9X,6HFRTI)=,F8.4)
DO 20 K=1,5
WRITE(6,34)D(K)
34 FORMAT(9X,6HD(K)=,F3.4,/)
WRITE(6,36)
36 FORMAT(15X,6HFMS(L),6X,6HFNG(L),6X,7HCPEB(L),5X,7HCPSV(L),5X,6HCPT
S(L),/)
DO 120 L=1,10
FNG(L)=FMS(L)/RF(L)
FNT(L)=FNG(L)+FMS(L)
AT(L)=(3.1416*(D(K)**2.0)/4.0)
GG(L)=FNG(L)/AT(L)
VEG(L)=GG(L)*R*TAM
VEGP(L)=FNG(L)*2.*R*TAM
PDR(L)=0.90*PEC
20 M=M+1
FUMP(L)=(VEGP(L)+((PDR(L)-PEC)/(PDR(L)+PEC))*((FNT(L)+0.5/GC)+(V
SEG(L)/PDR(L))**2.0))
DERP(L)=(VEGP(L)+((PDR(L)+PEC)-(PDR(L)-PEC))/(PDR(L)+PEC)**2.0))-
((FNT(L)+VEG(L)**2.0/GC)/PDR(L)**3.0)
PDRUN(L)=PDR(L)-(FUMP(L)/DERP(L))
IF(ABS(PDRUN(L)-PDR(L)).LE.2.0)GO TO 16
PDR(L)=PDRUN(L)
IF(4.EG.9999)GO TO 18
GO TO 22
16 CPEB(L)=(PEC-PDRUN(L))/144.0
PEC=PDRUN(L)
PP(L)=0.85*PEC
REG(L)=(D(K)+GG(L)/VG)
IF(REG(L).GE.3000.0.AND.REG(L).LT.10000.0)GO TO 22
IF(REG(L).GE.10000.0.AND.REG(L).LT.100000.0)GO TO 24
22 FFG(L)=0.0721+(REG(L)**(-0.25))

```

```

24  FFC(L)=7.030E+03.0002*(FEC(L))*(-0.23733)
    DS(L)=PP(L)/(R+YAV)
    PCF(L)=(2.0+FFC(L)*DS(L)+0.2)*2/(GC*(DS(L)+0.2)*D(K))
    PA(L)=(0.3333*(DS+DS(L))*DS(L)+6*(DP+0.3))**0.51146
    IF(PA(L).GE.10.00.AND.PA(L).LT.40.00)A(L)=(PA(L)-8.60100)/7.2349
    IF(PA(L).GE.40.00.AND.PA(L).LT.70.00)A(L)=(PA(L)-39.2960)/11.2594
    IF(PA(L).GE.70.00.AND.PA(L).LT.127.00)A(L)=(PA(L)-49.2500)/7.7953
    IF(PA(L).GE.127.00.AND.PA(L).LT.172.72)A(L)=(PA(L)-37.3900)/10.6942
    IF(PA(L).GE.172.72.AND.PA(L).LT.272.72)A(L)=(PA(L)-172.240)/10.2036
    IF(PA(L).GE.272.72.AND.PA(L).LT.339.10)A(L)=(PA(L)-155.762)/10.8237
    IF(PA(L).GE.339.10.AND.PA(L).LT.430.00)A(L)=(PA(L)-249.327)/10.5665
    IF(PA(L).GE.430.00.AND.PA(L).LT.494.22)A(L)=(PA(L)-347.314)/10.0194
    IF(PA(L).GE.494.22.AND.PA(L).LT.507.00)A(L)=(PA(L)-442.300)/10.0059
    IF(PA(L).GE.507.00.AND.PA(L).LT.747.00)A(L)=(PA(L)-559.300)/10.0078
    IF(PA(L).GE.747.00.AND.PA(L).LT.70.00)CK(L)=0.350
    IF(PA(L).GE.70.00.AND.PA(L).LT.20.00)CK(L)=(PA(L)+265.0)/500.0
    IF(PA(L).GE.20.00.AND.PA(L).LT.70.00)CK(L)=0.570
    IF(PA(L).GE.30.00.AND.PA(L).LT.70.00)CK(L)=(PA(L)+355.785)/662.86
    IF(PA(L).GE.50.00.AND.PA(L).LT.70.00)CK(L)=0.650
    IF(PA(L).GE.100.00.AND.PA(L).LT.70.00)CK(L)=(PA(L)+1067.07)/1909.1
    IF(PA(L).GE.300.00.AND.PA(L).LT.70.00)CK(L)=(PA(L)+1221.49)/2280.7
    ALF(L)=1.00*(D(K)/D)**0.2*(C(DG(L)/DS)+TRF(I)/REG(L))*CK
    S(L))
    WFF(L)=ALF(L)*PCF(L)+FHE(L)
    PDR(L)=70*PEC
30  N=0
    FUMP(L)=(VEG(L)*((PDR(L)-PEC)/(PDR(L)+PEC+1.000000000)))+(FHT(L)*
    S(VEG(L)+0.2005/GC)+(C(1.0/PDR(L))-(1.0/PEC))+0.2000)*WFF(L)
    DERP(L)=(VEG(L)*((PDR(L)+PEC)-(PDR(L)-PEC))/((PDR(L)+PEC)+0.2000)
    S-(FHT(L)*(VEG(L)+0.2000)+(1.0/PDR(L))+0.2000)-(1.0/PEC+PDR(L)+0.2000)
    1/GC))
    PDRUN(L)=PDR(L)-(FUMP(L)/DERP(L))
    IF(ABS(PDRUN(L)-PDR(L)).LE.2.0)GO TO 25
    PDR(L)=PDRUN(L)
    IF(AM.EQ.999999980 TO 2F
    GO TO 30
26  CPE(L)=(PEC-PDRUN(L))/144.0
    CPT(L)=CPE(L)+CPS(L)
    WRIT:(6,37)FHE(L),FHE(L),CPE(L),CPS(L),CPT(L)
37  FORMAT(2H,3(6X,F3.5))
120 CONTINUE
30 CONTINUE
40 CONTINUE
GO TO 42
12 WRIT:(6,32)
38 FORMAT(4H,19MNO MAY CONVERGENCIA)
28 WRIT:(6,41)
41 FORMAT(4H,19MNO MAY CONVERGENCIA)
42 END
ENDP
IN TPF3.NEUMOR
ENDT
100.0,100.0,776.0,53.36,11.20,0.0252657,4233.6,1.22E-1,32.2,0
10.0
15.0
20.0
1.17200
0.25370
0.33350
0.42040

```

0.50540
0.13670
0.27778
0.41670
0.55540
0.69420
0.83340
0.97220
1.11100
1.25000
2.78000
BFIN

*****LISTA PARCIAL DE VARIABLES*****

AT AREA DE LA TUBERIA(FT**2)
 ALF PARAMETRO #DIMENSIONAL DEFINIDO POR LA EC(9.10)
 A CONSTANTE DEFINIDA POR LA FIG(9.3)(ADIMENSIONAL)
 CK CONSTANTE DEFINIDA POR LA FIG(9.4)(ADIMENSIONAL)
 CPES CAIDA DE PRESION A LA ENTRADA DE LA BOMBILLA(LB/IN**2)
 CPSV CAIDA DE PRESION EN LA SECCION VERTICAL(LB/IN**2)
 CPT CAIDA DE PRESION TOTAL(LB/IN**2)
 D DIAMETRO DE LA TUBERIA(FT)
 DG DENSIDAD DEL GAS(LB/FT**3)
 DS DENSIDAD DE LOS SOLIDOS(LB/FT**3)
 DP DIAMETRO DE LA PARTICULA(FT)
 FFG FACTOR DE FRICCION DEL GAS(ADIMENSIONAL)
 F*G FLUJO MASICO DE GAS(LB/SEG)
 FMS FLUJO MASICO DE SOLIDOS(LB/SEG)
 FMT FLUJO MASICO TOTAL(LB/SEG)
 E ACELERACION DE LA GRAVEDAD(32.2 FT/SEG**2)
 GC CONSTANTE DE CONVERSION(32.2 LB FT/LBF SEG**2)
 GG FLUX MASICO DE GAS(LB/FT**2 SEG)
 PA PARAMETRO ADIMENSIONAL DEFINIDO POR LA EC(9.11)
 PCF PERDIDA DE CABEZA DEL FLUIDO(FT)
 PDA PRESION DE DESCARGA DE LA LINEA DE TRANSPORTE(LB/FT**2)
 PEC PRESION DE ENTRADA A LA LINEA DE TRANSPORTE(LB/FT**2)
 PP PRESION PROMEDIO(LB/FT**2)
 R CONSTANTE DEL AIRE(53.35 LBF FT/LB GR)
 REG NUMERO DE REYNOLDS DEL GAS(ADIMENSIONAL)
 RF RELACION DE FLUJO MASICO (SOLIDO/GAS)
 TAM TEMPERATURA DE ALIMENTACION DE LA MEZCLA(GR)
 TOL TOLERANCIA PARA ALCANZAR CONVERGENCIA
 VEG VOLUMEN ESPECIFICO DEL GAS(FT**3/LB)
 VEGP VOLUMEN ESPECIFICO DEL GAS PRIMA(FT**3/LB)
 VG VISCOSIDAD DEL GAS(LB/FT SEG)
 WFT ENERGIA ABSORVIDA POR EL SISTEMA(LB*FT/SEG)

for 31R2B (941R26 1R25:45) 1976 Jan 30 Thu 1609:51
015026, PROG SIZE(L/D)=6729/19221
P. EPRORS: 0 TIME: 23.467 STORAGE: 14754/12/C24177/311377

FR(I)= 10.0000
D(K)= .1722

FMS(L)	FMG(L)	CPEB(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.01389	.00250	.00595	.00275
.27778	.02778	.01119	.02040	.03180
.41670	.04167	.02522	.04267	.05789
.55560	.05556	.04492	.07162	.11454
.69450	.06945	.07038	.10718	.17757
.83340	.08334	.10174	.14923	.25099
.97230	.09723	.13927	.19776	.33705
1.11110	.11111	.18316	.25289	.43606
1.25000	.12500	.22797	.31496	.54889
2.78000	.27800	1.23132	1.37105	2.60237

D(K)= .2557

FMS(L)	FMG(L)	CPEB(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.01389	.00062	.00096	.00158
.27778	.02778	.00247	.00333	.00580
.41670	.04167	.00557	.00689	.01245
.55560	.05556	.00990	.01154	.02145
.69450	.06945	.01548	.01724	.03272
.83340	.08334	.02232	.02394	.04625
.97230	.09723	.03041	.03162	.06203
1.11110	.11111	.03972	.04025	.08003
1.25000	.12500	.05045	.04985	.10030
2.78000	.27800	.25283	.21212	.46494

D(K)= .3455

FMS(L)	FMG(L)	CPEB(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.01389	.00021	.00027	.00043
.27778	.02778	.00085	.00090	.00177
.41670	.04167	.00191	.00190	.00381
.55560	.05556	.00239	.00319	.00658
.69450	.06945	.00350	.00475	.01005
.83340	.08334	.00764	.00660	.01424
.97230	.09723	.01040	.00871	.01911
1.11110	.11111	.01359	.01108	.02467
1.25000	.12500	.01721	.01370	.03091
2.78000	.27800	.08551	.05797	.14348

D(K)= .4205

FMS(L)	FMG(L)	CPEB(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.01389	.00009	.00009	.00018
.27778	.02778	.00030	.00031	.00065
.41670	.04167	.00079	.00065	.00142
.55560	.05556	.00139	.00108	.00247
.69450	.06945	.00214	.00162	.00375
.83340	.08334	.00311	.00224	.00535

.97233	.09723	.00427	.00295	.00717
1.11110	.11111	.00557	.00376	.00929
1.25000	.12500	.00700	.00465	.01165
2.73000	.27300	.03466	.01963	.05429

D(K)= .5254

FMS(L)	FMG(L)	CFER(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.01789	.00004	.00004	.00009
.27778	.02778	.00017	.00017	.00033
.41670	.04167	.00037	.00027	.00066
.55560	.05556	.00066	.00045	.00111
.69450	.06945	.00104	.00067	.00171
.83340	.08334	.00140	.00093	.00243
.97230	.09723	.00173	.00123	.00326
1.11110	.11111	.00204	.00156	.00422
1.25000	.12500	.00236	.00197	.00529
2.73000	.27300	.01664	.00614	.02677

FR(I)= 15.0000

D(K)= .1722

FMS(L)	FMG(L)	CFER(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.00926	.00169	.00219	.00517
.27778	.01952	.00337	.01097	.01894
.41670	.02778	.01195	.02270	.04065
.55560	.03704	.03195	.03808	.07303
.69450	.04630	.05005	.05493	.10693
.83340	.05556	.07229	.07918	.15148
.97230	.06482	.09982	.10481	.20363
1.11110	.07407	.12976	.13384	.25763
1.25000	.08333	.16539	.16640	.33179
2.73000	.19533	.65743	.72005	1.57749

D(K)= .2557

FMS(L)	FMG(L)	CFER(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.00926	.00047	.00051	.00094
.27778	.01952	.00177	.00175	.00348
.41670	.02778	.00390	.00361	.00733
.55560	.03704	.00497	.00404	.01297
.69450	.04630	.01054	.00902	.01985
.83340	.05556	.01561	.01251	.02813
.97230	.06482	.02127	.01651	.03779
1.11110	.07407	.02782	.02101	.04982
1.25000	.08333	.03526	.02600	.06424
2.73000	.19533	.10610	.11024	.26634

D(K)= .3755

FMS(L)	FMG(L)	CFER(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.00926	.00015	.00014	.00029
.27778	.01952	.00059	.00048	.00107
.41670	.02778	.00137	.00099	.00232
.55560	.03704	.00237	.00166	.00433
.69450	.04630	.00370	.00248	.00619
.83340	.05556	.00533	.00344	.00877
.97230	.06482	.00725	.00454	.01179
1.11110	.07407	.00947	.00577	.01524
1.25000	.08333	.01200	.00713	.01912

2.78000	.18533	.05957	.03008	.01961
D(K)= .4206				
FMS(L)	FMG(L)	CPEE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.00926	.00006	.00005	.00011
.27778	.01952	.00024	.00014	.00040
.41670	.02779	.00054	.00034	.00088
.55560	.03704	.00096	.00057	.00153
.69450	.04630	.00150	.00084	.00235
.83340	.05556	.00216	.00117	.00331
.97230	.06482	.00295	.00154	.00449
1.11110	.07407	.00385	.00196	.00581
1.25000	.08333	.00487	.00242	.00729
2.78000	.18533	.02412	.01019	.03431
D(K)= .5754				

FMS(L)	FMG(L)	CPEE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.00926	.00007	.00002	.00005
.27778	.01952	.00017	.00007	.00019
.41670	.02779	.00026	.00014	.00040
.55560	.03704	.00046	.00026	.00070
.69450	.04630	.00072	.00035	.00107
.83340	.05556	.00104	.00049	.00153
.97230	.06482	.00142	.00064	.00206
1.11110	.07407	.00185	.00081	.00265
1.25000	.08333	.00234	.00100	.00334
2.78000	.18533	.01158	.00422	.01580
FP(K)= 20.0000				
D(K)= .1722				

FMS(L)	FMG(L)	CPEE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.00695	.00158	.00205	.00363
.27778	.01389	.00633	.00706	.01339
.41670	.02084	.01425	.01459	.02885
.55560	.02779	.02539	.02446	.04685
.69450	.03472	.03974	.03655	.07630
.83340	.04167	.05739	.05081	.10819
.97230	.04861	.07829	.06721	.14560
1.11110	.05555	.10285	.08575	.18860
1.25000	.06250	.13095	.10650	.23745
2.78000	.13900	.67383	.45905	1.13289
D(K)= .2757				

FMS(L)	FMG(L)	CPEE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13390	.00495	.00034	.00032	.00065
.27778	.01389	.00136	.00111	.00249
.41670	.02084	.00307	.00230	.00537
.55560	.02778	.00546	.00395	.00931
.69450	.03472	.00854	.00574	.01429
.83340	.04167	.01230	.00797	.02027
.97230	.04861	.01676	.01051	.02727
1.11110	.05555	.02190	.01377	.03527
1.25000	.06250	.02776	.01654	.04430
2.78000	.13900	.12744	.06997	.25540
D(K)= .3255				

FMS(L)	FPG(L)	CPES(L)	CPMV(L)	CPT(L)
.13890	.00695	.00012	.00009	.00021
.27775	.01389	.00047	.00031	.00077
.41670	.02084	.00107	.00067	.00163
.55560	.02778	.00156	.00106	.00232
.69450	.03472	.00201	.00151	.00347
.83340	.04167	.00249	.00219	.00463
.97230	.04861	.00297	.00289	.00559
1.11110	.05555	.00345	.00367	.01111
1.25000	.06250	.00391	.00453	.01396
2.75000	.13900	.04670	.01900	.06586

D(K)= .4826

FMS(L)	FPG(L)	CPES(L)	CPMV(L)	CPT(L)
.13890	.00695	.00005	.00003	.00008
.27775	.01389	.00019	.00010	.00029
.41670	.02084	.00047	.00022	.00064
.55560	.02778	.00076	.00036	.00112
.69450	.03472	.00110	.00054	.00172
.83340	.04167	.00147	.00074	.00246
.97230	.04861	.00182	.00099	.00329
1.11110	.05555	.00217	.00124	.00427
1.25000	.06250	.00257	.00154	.00534
2.75000	.13900	.01895	.00644	.02541

D(K)= .5054

FMS(L)	FPG(L)	CPES(L)	CPMV(L)	CPT(L)
.13890	.00695	.00002	.00001	.00004
.27775	.01389	.00009	.00004	.00013
.41670	.02084	.00020	.00009	.00029
.55560	.02778	.00036	.00015	.00051
.69450	.03472	.00057	.00022	.00077
.83340	.04167	.00080	.00031	.00112
.97230	.04861	.00111	.00041	.00152
1.11110	.05555	.00145	.00052	.00197
1.25000	.06250	.00184	.00064	.00247
2.75000	.13900	.00910	.00260	.01177

N ADD FILE - IGNORED

```

CNDATA(1),100/40UVER(40)
C
C *****
C * METODO DE MOG Y WHITE PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION *
C * EN TUBERIAS CON FLUJO A DOS FASES(GAS-SOLIDO), EN POSICION *
C * VERTICAL *
C *****
C
C DIMENSION RF(50),R(50),FMS(50),FMG(50),FMT(50),AT(50),GG(50),V
R(50),VECF(50),PDR(50),FUNF(50),DERP(50),PDRUN(50),CPFB(50
5),PF(50),RFN(50),FIC(50),DR(50),PCF(50),PA(50),A(50),CK(50
5),ALF(50),WAT(50),CPSV(50),CFT(50)
C READ(5,1)DR,TAM,R,GC,DP,PEC,VE,GM
C
C 4 FORMAT(
C 40 4 I=1,0
C 4 READ(5,5)RF(1)
C 6 FORMAT(
C 60 8 K=1,5
C 8 READ(5,10)D(K)
C 12 FORMAT(
C 12 12 L=1,10
C 12 READ(5,14)FMS(L)
C 14 FORMAT(
C 40 40 I=1,0
C WRITE(6,22)RF(1)
C 32 FORMAT(7X,6HF(1)=,F5.4)
C 40 40 K=1,5
C WRITE(6,34)D(K)
C 34 FORMAT(7X,6H D(K)=,F5.4,/)
C WRITE(6,36)
C 36 FORMAT(15X,6HFMS(L), 6X,(6FMG(L), 6X,7HCFB(L), 5X,7HCPSV(L), 5X,6HCFT
(L),/)
C 40 40 L=1,10
C FIC(L)=FIC(L)/RF(L)
C FMT(L)=FMG(L)+FMS(L)
C AT(L)=(1.741+D(K))*2.0/4.0
C GG(L)=FIC(L)/AT(L)
C VECF(L)=GG(L)*R*TAM
C VECR(L)=FIC(L)*2.0*R*TAM
C FD(L)=D(L)*PEC
C
C 20 IF=1
C FUNF(L)=(VECF(L)+((PDR(L)-PEC)/(PDR(L)+PEC))+((FMT(L)+0.5/GC)+((V
R(L)/PDR(L))*2.0))
C DERP(L)=(VECF(L)+((PDR(L)+PEC)-(PDR(L)-PEC))/(PDR(L)+PEC))*2.0)-
((FMT(L)+VR(L))*7.0/10)/PDR(L)*2.0
C PDRUN(L)=PDR(L)-(FUNF(L)/D(L)*RF(L))
C IF(AT*(PDRUN(L)-PDR(L)).LE.2.0)GO TO 16
C FD(L)=PDRUN(L)
C IF(AT*GG(L)*R*TAM TO 1
C GO TO 10
C
C 16 CPFB(L)=(PEC-PDRUN(L))/144.0
C CFBPUN(L)
C AP(L)=0.1*PDR
C V(L)=(D(K)*GG(L)/V(L))
C IF(VE(L).GT.1000.0.FND.V(L).LT.10000.0)GO TO 22
C IF(VE(L).GT.10000.0.AND.V(L).LT.1000000.0)GO TO 24
C
C 22 F(L)=(1.741+D(K))*((F(L)+(-1.25))

```

```

24 FFG(L)=*.0001*(0.0552*(REC(L)**(-0.217)))
GG(L)=PP(L)/(N+TAN)
PCF(L)=(2.0+FFG(L)*(GG(L)**7.0)*2)/(GC*(GG(L)**7.0)*8(K))
PA(L)=(C0.3323*(DS-DB(L))*GG(L)+6*(PP=7.C)**0.5)/VG
IF(PA(L).GE.15.00.AND.PA(L).LT.40.000)A(L)=(PA(L)-5.354550)/6.4654
IF(PA(L).GE.40.00.AND.PA(L).LT.62.400)A(L)=(PA(L)-17.3290)/4.66700
IF(PA(L).GE.62.40.AND.PA(L).LT.104.00)A(L)=(PA(L)-46.2011)/2.1002
IF(PA(L).GE.104.0.AND.PA(L).LT.251.00)A(L)=(PA(L)-109.414)/0.9254
IF(PA(L).GE.251.0.AND.PA(L).LT.457.1)A(L)=(PA(L)-257.442)/0.1707
IF(PA(L).GE.457.1.AND.PA(L).LT.775.00)A(L)=(PA(L)-428.560)/0.0647
IF(PA(L).GE.775.0.AND.PA(L).LT.1000.0)A(L)=(PA(L)-702.490)/C.0106
IF(PA(L).GE.1000.AND.PA(L).LT.10000)CK(L)=0.6*0
IF(PA(L).GE.10000.AND.PA(L).LT.100000)CK(L)=0.5*00
IF(PA(L).GE.50000.AND.PA(L).LT.1000000)CK(L)=0.5*75
IF(PA(L).GE.100000.AND.PA(L).LT.700000)CK(L)=(PA(L)+1382.88)/2794.7

```

```

1100
IF(PA(L).GE.700.0.AND.PA(L).LT.1000.0)CK(L)=(PA(L)+1192.21)/2506.6
5500
ALF(L)=1.0+(ACL)*(CD(CD)/DP)**2.0*(C(DG(L)/DS)+C(F(I)/REG(L)))**CK
3(L))

```

```

WPT(L)=ALF(L)*PCF(L)+FNG(L)
PDR(L)=0.C0+PEC
30 N=N+1
FUMP(L)=(FMT(L)*2+(VEG(L)*C((PDR(L)-PEC)/(PDR(L)+PEC)))+(FMT(L)*
S(VEG(L)**2.0*0.5/CC)+(1.0/PDR(L)-(1.0/PEC)**2.0)))*WPT(L)
DEHP(L)=(VEG(L)*C((PDR(L)+PEC)-(PDR(L)-PEC))/(PDR(L)+PEC)**2.0))
1-(FMT(L)*VEG(L)**2.0)*(1.0/PDR(L)**7.0)-KT.0/(PEC*PDR(L)**2.0))
3/CC))

```

```

PDRUN(L)=PDR(L)-(FUMP(L)/CLAP(L))
IF(ABS(PDRUN(L)-PDR(L))LE.2.0)GO TO 26
PDR(L)=PDRUN(L)
IF(N.E6.99999)GO TO 28
GO TO 30

```

```

26 CPSV(L)=(PEC-PDRUN(L))/144.0
CPT(L)=CPEB(L)+CPSV(L)
WRITE(6,37)FMS(L),FNG(L),CPEB(L),CPSV(L),CPT(L)

```

```

37 FORMAT(4X,5(4X,F0.5))
120 CONTINUE
20 CONTINUE
40 CONTINUE
GO TO 42
10 WRITE(6,38)
38 FORMAT(4A,15HQ NAY CONVERGENCIA)
28 WRITE(6,41)
41 FORMAT(4A,15HQ NAY CONVERGENCIA)
42 END

```

BTAP IN TFFS.NLUVLR

```

0401
100.0,100.0,276.0,27.36,32.07,0.0262467,4253.6,1.22E-5,32.266
10.0
15.0
27.0
0.17200
0.25570
0.33550
0.42060
0.50540
0.13890
0.17776

```

0.41670
3.55560
0.59450
0.32340
0.97250
1.11110
1.25000
2.79000
8FIN

*****LISTA PARCIAL DE VARIABLES*****

AT AREA DE LA TUBERIA(FT**2)
 ALF PARAMETRO ADIMENSIONAL DEFINIDO POR LA EC(8.10)
 A CONSTANTE DEFINIDA POR LA FIG(8.7)(ADIMENSIONAL)
 CK CONSTANTE DEFINIDA POR LA FIG(8.4)(ADIMENSIONAL)
 CA CAIDA DE PRESION A LA ENTRADA DE LA BOQUILLA(LB/IN**2)
 CPEV CAIDA DE PRESION EN LA SECCION VERTICAL(LB/IN**2)
 CPT CAIDA DE PRESION TOTAL(LB/IN**2)
 D DIAMETRO DE LA TUBERIA(FT)
 DG DENSIDAD DEL GAS(LB/FT**3)
 DS DENSIDAD DE LOS SOLIDOS(LB/FT**3)
 DP DIAMETRO DE LA PARTICULA(FT)
 FE FACTOR DE FRICCION DEL GAS(ADIMENSIONAL)
 FMG FLUJO MASICO DE GAS(LB/SEG)
 FMS FLUJO MASICO DE SOLIDOS(LB/SEG)
 FMT FLUJO MASICO TOTAL(LB/SEG)
 G ACELERACION DE LA GRAVEDAD(32.2 FT/SEG**2)
 GC CONSTANTE DE CONVERSION(32.2 LB FT/LPF SEG**2)
 GG FLUJO MASICO DE GAS(LB/FT**2 SEG)
 GA PARAMETRO ADIMENSIONAL DEFINIDO POR LA EC(5.11)
 PCF PERDIDA DE CARGA DEL FLUIDO(FT)
 PDM PRESION DE DECAIDA DE LA LINEA DE TRANSPORTE(LB/FT**2)
 PEC PRESION DE ENTRADA A LA LINEA DE TRANSPORTE(LB/FT**2)
 PP PRESION PROMEDIO(LB/FT**2)
 R CONSTANTE DEL AIRE(53.36 LBF FT/LB GR)
 REG NUMERO DE REYNOLDS DEL GAS(ADIMENSIONAL)
 RFI RELACION DE FLUJO MASICO (SOLIDO/GAS)
 TAM TEMPERATURA DE ALIMENTACION DE LA REDCLA(GR)
 TOL TOLERANCIA PARA ALCANAR CONVERGENCIA
 VEG VOLUMEN ESPECIFICO DEL GAS(FT**3/LB)
 VEGP VOLUMEN ESPECIFICO DEL GAS PRIMA(FT**3/LB)
 VEGV VISCOSIDAD DEL GAS(LB/FT SEG)
 WFT ENERGIA ABSORVIDA POR EL SISTEMA(LB*FT/SEG)

for 1971 (41108 1000:40) 1978 Jan 27 Thu 192:445
015000, 2900 5175(170)=6811/19200
P. LINES: 1 TIME: 04.15 STORE: 14764/12/024177/0113777

FAC(1)= 10.0000
S(1)= .1722

FMS(L)	FMS(L)	CFE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13847	.01309	.00000	1.13571	1.13550
.27775	.02778	.01111	1.14939	1.16752
.41703	.04167	.02500	1.16066	1.19488
.55630	.05556	.04000	1.19562	1.26074
.69450	.06945	.07000	1.22739	1.29776
.83340	.08334	.10176	1.26398	1.36575
.97230	.09723	.13527	1.30542	1.44468
1.11110	.11111	.17114	1.35153	1.53470
1.25000	.12500	.20777	1.40241	1.63634
1.38800	.13880	1.25132	2.37793	3.60525

S(2)= .2557

FMS(L)	FMS(L)	CFE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13847	.01309	.00062	1.03247	1.03304
.27775	.02778	.02477	1.05461	1.05708
.41703	.04167	.05557	1.05767	1.06339
.55630	.05556	.09990	1.06192	1.07183
.69450	.06945	.01547	1.06682	1.08230
.83340	.08334	.02232	1.07242	1.09473
.97230	.09723	.03041	1.07865	1.10906
1.11110	.11111	.03778	1.08544	1.12522
1.25000	.12500	.05045	1.09275	1.14320
1.38800	.13880	.05203	1.23959	1.49242

S(3)= .3095

FMS(L)	FMS(L)	CFE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13847	.01309	.00000	1.03524	1.03546
.27775	.02778	.00000	1.03584	1.03669
.41703	.04167	.00191	1.03672	1.03762
.55630	.05556	.00739	1.03722	1.04122
.69450	.06945	.00500	1.03913	1.04443
.83340	.08334	.00764	1.04067	1.04725
.97230	.09723	.01040	1.04225	1.05265
1.11110	.11111	.01357	1.04421	1.05760
1.25000	.12500	.01711	1.04548	1.06309
1.38800	.13880	.02051	1.04630	1.07050

S(4)= .3600

FMS(L)	FMS(L)	CFE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.13847	.01309	.00000	1.02647	1.02955
.27775	.02778	.00000	1.02967	1.03001
.41703	.04167	.00077	1.02998	1.03074
.55630	.05556	.00177	1.03037	1.03171
.69450	.06945	.00110	1.03076	1.03252
.83340	.08334	.00111	1.03125	1.03345

1.0711	1.1111	1.0711	1.05127	1.05120
1.11111	1.11111	1.0711	1.05227	1.05226
1.27100	1.27100	1.0711	1.05329	1.05329
1.71000	1.71000	1.0711	1.05434	1.05430

F(K)= 1.0554

FMS(L)	FMG(L)	CPM(L)	CPSV(L)	CPTE(L)
1.1111	1.1111	1.0000	1.00714	1.00712
1.2777	1.2777	1.0001	1.00720	1.00720
1.4167	1.4167	1.0002	1.00724	1.00722
1.5557	1.5556	1.0003	1.00729	1.00726
1.6945	1.6944	1.0004	1.00733	1.00730
1.8334	1.8333	1.0005	1.00737	1.00735
1.9721	1.9721	1.0006	1.00741	1.00739
1.11111	1.11111	1.0007	1.00745	1.00744
1.25000	1.25000	1.0008	1.00749	1.00747
1.39000	1.39000	1.0009	1.00753	1.00751

F(K)= 1.0000
D(K)= 1.0000

FMS(L)	FMG(L)	CPM(L)	CPSV(L)	CPTE(L)
1.1111	1.1111	1.0010	1.00757	1.00755
1.2777	1.2777	1.0011	1.00761	1.00759
1.4167	1.4167	1.0012	1.00765	1.00763
1.5556	1.5556	1.0013	1.00769	1.00767
1.6945	1.6945	1.0014	1.00773	1.00771
1.8334	1.8334	1.0015	1.00777	1.00775
1.9721	1.9721	1.0016	1.00781	1.00779
1.11111	1.11111	1.0017	1.00785	1.00783
1.25000	1.25000	1.0018	1.00789	1.00787
1.39000	1.39000	1.0019	1.00793	1.00791

D(K)= 1.0000

FMS(L)	FMG(L)	CPM(L)	CPSV(L)	CPTE(L)
1.1111	1.1111	1.0020	1.00797	1.00795
1.2777	1.2777	1.0021	1.00801	1.00800
1.4167	1.4167	1.0022	1.00805	1.00804
1.5556	1.5556	1.0023	1.00809	1.00808
1.6945	1.6945	1.0024	1.00813	1.00812
1.8334	1.8334	1.0025	1.00817	1.00816
1.9721	1.9721	1.0026	1.00821	1.00820
1.11111	1.11111	1.0027	1.00825	1.00824
1.25000	1.25000	1.0028	1.00829	1.00828
1.39000	1.39000	1.0029	1.00833	1.00832

D(K)= 1.0000

FMS(L)	FMG(L)	CPM(L)	CPSV(L)	CPTE(L)
1.1111	1.1111	1.0030	1.00837	1.00836
1.2777	1.2777	1.0031	1.00841	1.00840
1.4167	1.4167	1.0032	1.00845	1.00844
1.5556	1.5556	1.0033	1.00849	1.00848
1.6945	1.6945	1.0034	1.00853	1.00852
1.8334	1.8334	1.0035	1.00857	1.00856
1.9721	1.9721	1.0036	1.00861	1.00860
1.11111	1.11111	1.0037	1.00865	1.00864
1.25000	1.25000	1.0038	1.00869	1.00868

D(K)= 1.0000

FMS(L)	FMS(L)	CPEP(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.1128	.0000	.0000	1.3777	1.3777
.2777	.0100	.0001	1.3777	1.3777
.4167	.0277	.0002	1.3777	1.3777
.5556	.0455	.0003	1.3777	1.3777
.6944	.0633	.0004	1.3777	1.3777
.8333	.0811	.0005	1.3777	1.3777
.9722	.0989	.0006	1.3777	1.3777
1.1111	.1167	.0007	1.3777	1.3777
1.2500	.1344	.0008	1.3777	1.3777
1.3889	.1522	.0009	1.3777	1.3777
F(X)= .1522				

FMS(L)	FMS(L)	CPEP(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.1128	.0000	.0000	1.3754	1.3755
.2777	.0100	.0001	1.3754	1.3755
.4167	.0277	.0002	1.3754	1.3755
.5556	.0455	.0003	1.3754	1.3755
.6944	.0633	.0004	1.3754	1.3755
.8333	.0811	.0005	1.3754	1.3755
.9722	.0989	.0006	1.3754	1.3755
1.1111	.1167	.0007	1.3754	1.3755
1.2500	.1344	.0008	1.3754	1.3755
1.3889	.1522	.0009	1.3754	1.3755
F(X)= 10.0000				
D(X)= .1772				

FMS(L)	FMS(L)	CPEP(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.1128	.0000	.0000	1.7901	1.7912
.2777	.0100	.0001	1.7901	1.8007
.4167	.0277	.0002	1.7901	1.8146
.5556	.0455	.0003	1.7901	1.8279
.6944	.0633	.0004	1.7901	1.8459
.8333	.0811	.0005	1.7901	1.8558
.9722	.0989	.0006	1.7901	1.8525
1.1111	.1167	.0007	1.7901	1.8551
1.2500	.1344	.0008	1.7901	1.8551
1.3889	.1522	.0009	1.7901	1.8551
F(X)= .1522				

FMS(L)	FMS(L)	CPEP(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.1128	.0000	.0000	1.7070	1.7072
.2777	.0100	.0001	1.7070	1.7072
.4167	.0277	.0002	1.7070	1.7116
.5556	.0455	.0003	1.7070	1.7151
.6944	.0633	.0004	1.7070	1.7187
.8333	.0811	.0005	1.7070	1.7223
.9722	.0989	.0006	1.7070	1.7257
1.1111	.1167	.0007	1.7070	1.7292
1.2500	.1344	.0008	1.7070	1.7327
1.3889	.1522	.0009	1.7070	1.7362
F(X)= .1522				

FMS(L)	FMS(L)	CPEP(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.1128	.0000	.0000	1.7554	1.7554
.2777	.0100	.0001	1.7554	1.7554
.4167	.0277	.0002	1.7554	1.7554
.5556	.0455	.0003	1.7554	1.7554
.6944	.0633	.0004	1.7554	1.7554
.8333	.0811	.0005	1.7554	1.7554
.9722	.0989	.0006	1.7554	1.7554
1.1111	.1167	.0007	1.7554	1.7554
1.2500	.1344	.0008	1.7554	1.7554
1.3889	.1522	.0009	1.7554	1.7554
F(X)= .1522				

FMS(L)	FNG(L)	CPE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.12690	.00695	.00017	1.66584	1.66592
.27778	.01389	.00047	1.66603	1.66730
.41679	.02084	.00101	1.66626	1.669131
.55560	.02778	.00176	1.66653	1.66239
.69450	.03472	.00291	1.66681	1.66371
.83340	.04167	.00415	1.66708	1.66527
.97230	.04861	.00570	1.66737	1.66732
1.11110	.05555	.00745	1.66765	1.66997
1.25000	.06250	.00947	1.66766	1.70109
2.78000	.13900	.04577	1.70202	1.74479

D(V) = .5206

FMS(L)	FNG(L)	CPE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.12690	.00695	.00007	1.66404	1.66609
.27778	.01389	.00019	1.66410	1.66429
.41679	.02084	.00043	1.66417	1.66460
.55560	.02778	.00074	1.66426	1.66501
.69450	.03472	.00117	1.66434	1.66552
.83340	.04167	.00170	1.66441	1.66611
.97230	.04861	.00237	1.66446	1.66672
1.11110	.05555	.00307	1.66450	1.66752
1.25000	.06250	.00377	1.66450	1.66833
2.78000	.13900	.01828	1.66479	1.70674

D(K) = .5054

FMS(L)	FNG(L)	CPE(L)	CPSV(L)	CPT(L)
.12690	.00695	.00007	1.66169	1.66171
.27778	.01389	.00009	1.66171	1.66180
.41679	.02084	.00020	1.66174	1.66195
.55560	.02778	.00034	1.66177	1.66216
.69450	.03472	.00057	1.66180	1.66237
.83340	.04167	.00082	1.66182	1.66264
.97230	.04861	.00111	1.66184	1.66295
1.11110	.05555	.00147	1.66184	1.66329
1.25000	.06250	.00194	1.66182	1.66366
2.78000	.13900	.00910	1.66310	1.66219

N ADD FILE - IGNORED

PROGRAM DESCRIPTION

Determina la caída de presión en líneas de transporte neumático en posición inclinada, cuando el flujo es ascendente ó descendente. Para un diámetro de tubería dado, densidad de mezcla, y flujo másico de gas.

USER INSTRUCTIONS

STEP		ENTER	PRF	SS	DISPLAY
	Variables almacenadas en memorias				
1	Presión promedio del sistema 0.9*P	\bar{P}	STO	0 0	
2	Constante ideal del aire	R	STO	0 1	
3	Temperatura promedio del sistema	\bar{T}	STO	0 2	
4	Longitud de la línea de transporte	L	STO	0 3	
5	Seno del ángulo de inclinación	seno θ	STO	0 4	
6	Diámetro supuesto de la línea	D	STO	0 5	
7	Viscosidad del aire	μ_g	STO	0 6	
8	Aceleración de la gravedad	g	STO	0 7	
9	Constante de conversión	ϵ_0	STO	0 8	
10	Densidad de los sólidos	ρ_s	STO	0 9	
11	Flujo másico del gas	\dot{W}_g	STO	1 0	
12	Densidad de la mezcla	ρ_m	STO	2 0	

USER DEFINED KEYS	DATA REGISTERS (1-10)	LAB I/O (Op 05)
A \bar{P}	0	NO
B A	1	NO
C μ_g	2	NO
D μ_g	3	NO
E μ_g	4	NO
A μ_{Hg}	5	NO
B ρ_{g1}	6	NO
C ρ_{g2}	7	NO
D $\Delta Pt(+)$	8	NO
E $\Delta Pt(-)$	9	NO
FLAG		

TITLE **Transporte neumático en tuberías inclinadas**

PAGE 2 OF 2

TI Programmable
Coding Form

510



PROGRAMMER _____

DATE _____

LOC CODE	KEY	COMMENTS	LOC CODE	KEY	COMMENTS	LOC CODE	KEY	COMMENTS
	5			1			RCL	
	2			0			0	
	X			X			8	
	(RCL)	
	RCL			1			-	
	1			5			(
	6			X			2	
	X			X			X	
	0			RCL			RCL	
	.			0			1	
	2			3			7	
	3			X			RCL	
	7			RCL			1	
	+/-			0			1	
)			4			RCL	
	=			%			1	
	STO			(5	
	1			RCL			X	
	7			0			X	
	R/S			8			RCL	
	2nd			X			0	
	LBL			RCL			3	
	2nd			0			X	
	D			5			RCL	
	()			0	
	RCL)			4	
	2			=			%	
	0			%			(
	X			144			RCL	
	RCL			=			0	
	0			STO			8	
	7			1			X	
	X			9			RCL	
	RCL			R/S			0	
	0			LBL			5	
	3			2nd)	
	X			E			=	
	RCL			(%	
	0			RCL			144	
	4			2			=	
	%			0			STO	
	RCL			X			1	
	0			RCL			9	
	8			0			R/S	
)			7			LRN	
	+			X				
	(RCL				
	2			0				
	X			3				
	RCL			X				
	1			0				
	7			RCL				
	X			4				
	RCL			%				

MERGED CODES			
62	72 (STO)	83 (R/S)	
63	73 (LBL)	84	
64	74 (LRN)	92	

TEXAS INSTRUMENTS

11-2010-1

VARIABLES UTILIZADAS EN EL PROGRAMA

1. Presión promedio en el sistema	3175.2 LB/FT ²
2. Constante ideal del aire	53.36 LB·FT/LB·°R
3. Temperatura promedio en el sistema	526.0 °R
4. Viscosidad del gas	1.22·10 ⁻⁵ LB/FT·SEG
5. Longitud de la línea de transporte	25.00 FT

$$P_s = 80.0 \text{ LB/FT}^3 \quad \theta = 45^\circ$$

$$P_m = 20.0 \text{ LB/FT}^3$$

$$D = 0.1667 \text{ FT}$$

WEG	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	1.570429	1.570401
0.050	1.586445	1.556221
0.100	1.622164	1.520502
0.200	1.745779	1.396888

$$P_m = 15.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.25 \text{ FT}$$

WEG	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	1.414325	1.414075
0.050	1.416282	1.412118
0.100	1.421201	1.407199
0.200	1.437620	1.390780
0.300	1.462956	1.365444

$$\rho_M = 13.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.3333 \text{ FT}$$

PMG	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	1.021394	1.021339
0.050	1.021830	1.020903
0.100	1.022926	1.019807
0.200	1.026612	1.016121
0.300	1.033999	1.010737

$$\rho_M = 10.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.4167 \text{ FT}$$

PMG	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	0.785676	0.785658
0.050	0.785815	0.785518
0.100	0.786167	0.785167
0.200	0.787349	0.783985
0.300	0.789086	0.782247

$$\rho_s = 80.0 \text{ LB/FT}^3 \quad \theta = 65^\circ$$

$$\rho_M = 20.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.1667 \text{ FT}$$

PMG	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	2.015160	2.012874
0.050	2.042588	1.985447
0.100	2.078282	1.949752

FMS	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.200	2.172597	1.855437
0.300	2.343850	1.684185

$$\rho_M = 15.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.25 \text{ FT}$$

FMS	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	1.510658	1.510368
0.050	1.512936	1.508090
0.100	1.518662	1.502364
0.200	1.530145	1.490881
0.300	1.551226	1.469800

$$\rho_M = 13.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.3333 \text{ FT}$$

FMS	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	1.309146	1.309076
0.050	1.309228	1.308993
0.100	1.311083	1.307140
0.200	1.315743	1.302479
0.300	1.318908	1.299415

$$\rho_M = 10.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.4167 \text{ FT}$$

FMS	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	1.007020	1.006997
0.050	1.007197	1.006821
0.100	1.007641	1.006376
0.200	1.009135	1.004882
0.300	1.011332	1.002685

$$\rho_s = 80.0 \text{ LB/FT}^3 \quad \theta = 85^\circ$$

$$\rho_M = 20.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.1667 \text{ FT}$$

FMS	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	2.215022	2.212510
0.050	2.234767	2.192765
0.100	2.284405	2.143127
0.200	2.388074	2.039458
0.300	2.576311	1.851221

$$\rho_M = 15.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.25$$

FMS	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	1.660370	1.660279
0.050	1.662988	1.657661
0.100	1.669282	1.651309

FNG	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.200	1.681903	1.638746
0.300	1.705075	1.615574

$$\rho_M = 13.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.3333 \text{ FT}$$

FNG	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	1.438986	1.438909
0.050	1.439592	1.438304
0.100	1.441150	1.436781
0.200	1.446235	1.431658
0.300	1.449606	1.428290

$$\rho_M = 10.0 \text{ LB/FT}^3 \quad D = 0.4167 \text{ FT}$$

FNG	ΔP Flujo ascendente (LB/IN ²)	ΔP Flujo descendente (LB/IN ²)
0.010	1.106895	1.106871
0.050	1.107030	1.106676
0.100	1.107578	1.106188
0.200	1.109220	1.104546
0.300	1.111635	1.102131

Bibliografia

1. Adler, I.L., and J.Happel, "The Fluidization of Uniform Smooth Spheres in Liquid Media", Chem. Eng. Prog. Symposium, Vol. 58, No. 58, p.p. 93-105(1962).
2. Albrigh, C.W., J.H., Holden, H.P., Simons and L.D., Schmidt, "Pressure Drop in Flow of Dense Coal-air Mixtures", Ind. Eng. Chem., Vol. 43, No. 8, p.p. 1837-1840(1951).
3. Anderson, R.J., and T.W.F. Russel, "Part I: Designing for Two Phase", Chem. Eng., December 6, p.p. 139-144, Part II, December 20, p.p. 99-104(1965).
4. Asbel, D., "Two Phase Flows in Chemical Engineering", ed. Iera., Cambridge University Press, New York, 1981.
5. Aziz, K., G. Govier and M. Fogarasi, "Pressure Drops in Well Producing Oil and Gas", J. Can. Pet. Tech., July-Sep., p.p. 38-48(1972).
6. Baker, O., "Experiences With Two-Phase Pipelines", Joint Meeting of Canadian Natural Gas Processing, Calgary, Alberta, September 15, p.p. 87-92(1960).
7. Baker, O., and W. Sverdloff, "Tension Superficial", Oil and Gas J., November 21, p. 259, December 5, p. 141, December 12, p.113, December 19, p.p. 97-98(1955).
8. Barnea, D., O. Shoham, and Y. Taitel, "Flow Pattern Transition for Downward Inclined Two Phase Flow; Horizontal to Vertical", Chem. Eng. Sci., Vol. 37, No. 5, p.p. 735-740(1982)
9. Barnea, D., O. Shoham, and Y. Taitel, "Flow Pattern Transition for Vertical Downward Two Phase Flow", Chem. Eng. Sci., Vol. 37, No. 5, p.p. 741-744(1982).
10. Saxendell, P.B., "Producing Wells on Casing An Analysis of Flowing Pressure Gradients", Trans. AIME., Vol. 213, p.p. 202-206 (1958).

11. Beggs, H.D., "A Study of Two Phase in Inclined Pipes", J. Pet. Tech., May, p.p. 607-617(1973).
12. Belden, D.H., and L. Kassel, "Pressure Drop Encountered in Conveying Particles of Large Diameter in Vertical Transfer Lines", Ind. Eng. Chem., Vol. 41, No. 8, p.p. 1174-1178(1949).
13. Bertuzzi, A.F., M.R. Tek and P.H. Poettman, "Simultaneous Flow of Liquid and Gas Through Horizontal Pipe", Trans. AIChE., Vol. 207, p.p. 17-24(1956).
14. Blackwell, W.W., "Sizing Condensate-Return Lines", Chem. Eng., July 12, p p. 105-108(1982).
15. Bonnecase, R.H., J.R. Erskine and E.J. Greskovich, "Holdup and Pressure Drop for Two Phase Slug Flow in Inclined Pipelines", AIChE. J., Vol. 17, p.p. 1109-1113(1971).
16. Browne, E.J.P., "Practical Aspects of Predicting Errors in Two Phase Pressure Loss Calculations", J. Pet. Tech., April, p.p. 515-522(1975).
17. Caldwell, L.G., "A Pneumatic Conveying Primer", Chem. Eng. Prog., March, p.p. 63-69(1976).
18. Capes, C.B., and K. Nakamura, " Vertical Pneumatic Conveying: An Experimental Study with Particles in the Intermediate and Turbulent Flow Regimens", Can. J. Chem. Eng., Vol. 15, p.p. 31-38(1973).
19. Chan, S.H., D. Rample, C.A. Shook and M.H. Smail, "A One Dimensional Model of Plug Flow Pneumatic Conveying", Can. J. Chem. Eng., Vol. 60, p.p. 581-588(1982).
20. Ghari, S.S., "Pressure Drop in Horizontal Dense Phase Conveying of Air -Solid Mixtures", AIChE. Symposium Series, Vol. 67, No. 116, p.p. 77-84.

21. Chen, T.Y., and L.T. Pan, "Part II: The Solid Flow Properties", *AIChE. J.*, Vol. 26, p.p. 31-36(1980).
22. Chen, T.Y., W.P. Walawender and L.T. Pan, "Moving Bed Solid Flow in and Inclined Pipe Leading in to a Fluidized Bed", *AIChE. J.*, Vol. 26, p.p. 24-30(1980).
23. Chen, P., and D.C.T. Pei, "Fluidisation Characteristics of Fine Particles", *Can. J. Chem. Eng.*, Vol. 62, p.p. 464-468(1984).
24. Chew, J., and C.A. Connally, "A Viscosity Correlation for Gas Saturated Crude Oils", *Trans. AIME.*, Vol. 216, p. 24(1959).
25. Condolios, E., and E.E. Chapos, "Transporting Solid Materials in Pipelines", *Chem. Eng.*, June 24, p.p. 93-98(1963).
26. Condolios, E., and E.E. Chapos, "Designing Solids-Handling Pipelines", *Chem. Eng.*, July 8, p.p. 131-138(1963).
27. Condolios, E., and E.E. Chapos, "Operating Solids Pipelines", *Chem. Eng.*, July 22, p.p. 145-148(1963).
28. De Ganso, A.E., and R.W. Atherton, *Chem. Eng.*, Part 1, March 23, p.p. 135-139, Part 2, April 20, p.p. 151-158, Part 3, May 4, p.p. 113-120, Part 4, July 13, p.p. 95-103, Part 5, August 10, 119-126, Part 6, October 5, p.p. 87-94, Part 7, November 2, p.p. 101-108(1970), Part 8, February 22, p.p. 125-132(1971).
29. Denn, M.M., "Process Fluid Mechanics", ed. Iera, Prentice-Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Science, New Jersey, 1983.
30. Dukler, A.E., M. Wicks and R.G. Cleveland, "Frictional Pressure Drop in Two Phase Flow: A Comparison of Existing Correlations for Pressure Loss and Holdup", *AIChE. J.*, Vol. 10, p.p. 38-43 (1964).
31. Dukler, A.E., M. Wicks and R.G. Cleveland, "Frictional Pressure Drop in Two Phase Flow: An Approach Through Similarity Analysis", *AIChE. J.*, Vol. 10, p.p. 44-51(1964).

32. Eaton, B.A., D.E. Andrews, C.R. Knowles, I.M. Silberberg and A.E. Brown, "The Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup and Pressure Losses Occurring During Continuous Two Phase in Horizontal Pipelines", J. Pet. Tech., Vol. 19, June, p.p. 815-828(1967).
33. Ellis, H.S., and J. Kruyer, "Minimizing the Pressure Gradients in Capsule Pipelines", Can. J. Chem. Eng., Vol. 52, p.p. 457-462(1974).
34. Ellis, H.S., J. Kruyer and A.A. Roehl, "The Hydrodynamics of Spherical Capsules", Can. J. Chem. Eng., Vol. 53, p.p. 119-125(1975).
35. Ergun, S., Ind. Eng. Chem., Vol. 48, No. 2, p.p. 84-89(1952).
36. Fabar, L., "Flow Characteristics on Solid-Gas Mixtures", Ind. Eng. Chem., Vol. 41, No. 6, p.p. 1148-1151(1949).
37. Flanigan, O., "Effect of Uphill Flow on Pressure in Design of Two Phase Gathering Systems", Oil and Gas J., March 10, p.p. 132-133 y 140-141(1958).
38. Frantz, J.F., "Design for Fluidization Part I", Chem. Eng., September 17, p.p. 161-168(1962).
39. Frantz, J.F., "Design for Fluidization Part II", Chem. Eng., October 1, p.p. 89-96(1962).
40. Frantz, J.F., "Design For Fluidisation Part III", Chem. Eng., October 29, p.p. 103-109(1962).
41. Frick, T.C., "Petroleum Production Handbook", Vol. II, Millet the Printer Inc., Dallas Texas.
42. Galagar, W.C., W.B. Storall and R.L. Huntington, "More Data on Two Phase Vertical Flow", Pet. Ref., Vol. 33, No. 11, p.p. 208-211(1954).

43. Govier, G.W., and K. Aziz, "The Flow of Complex Mixtures in Pipes", Van Nostrand Reinhold Company, 1962.
44. Govier, G.W., and M.K. Omer, Can. J. Chem. Eng., Vol. 40, p.p. 93-98(1962).
45. Govier, G.W., and W.L. Short, Can. J. Chem. Eng., Vol. 36, p.p. 195-201(1958).
46. Govier, G.W., G.A. Sullivan and R.K. Wood, Can. J. Chem. Eng., Vol. 39, p.p. 67-73(1961).
47. Gregory, G.A., "Comments on the Prediction of Liquid Holdup for Gas-Liquid Flow in Inclined Pipes", Can. J. Chem. Eng., Vol. 52, p.p. 463-467(1969).
48. Greskovich, E.J., "Prediction of Gas-Liquid Holdup to Inclined Flow", AIChE J., Vol. 19, p.p. 1060-1061(1973).
49. Greskovich, E.J., A.L. Shrier and R.H. Bonnecase, "True Gas Content for Horizontal Gas-Liquid Flow", Ind. Eng. Chem., Vol. 8, No. 3, p.p. 591-593(1969).
50. Griffith, P., J. Heat Transfer, Trans., ASME Ser., Vol. 20, p.p. 128-132(1964).
51. Griffith, P., and G.B. Wallis, J. Heat Transfer, Trans., ASME Ser., Vol. 38, p.p. 475-486(1971).
52. Grizzle, B.F., "Simplification of Gas flow Calculation by Means of a New Special Slide Rule", Pet. Eng., September, p.p. 99-103(1945).
53. GVC/AIChE-Joint Meeting and und Jahrestreffen 1974 der

Verfahrens Ingenieure München, September, p.p. 17-20(1974).

54. Hogerdorn, A.R., and K.E. Brown, "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two Phase Flow in Small Diameter Vertical Conduits", J. Pet. Tech., April, p.p. 475-484 (1965).
55. Mariu, O.H., and M.C. Molstad, "Pressure Drop in Vertical of Solid by Gases", Ind. Eng. Chem., Vol. 41, No. 6, p.p. 1148-1160(1949).
56. Hoogendoorn, C.J., and A.A. Buitelaar, Chem. Eng. Sci., Vol. 16, p.p. 208-213(1961).
57. Hughmark, G.A., "Holdup in Gas-Liquid Flow", Chem. Eng. Prog., Vol. 58, No. 4, p.p. 62-65(1962).
58. Hughmark, G.A., "Hydrodynamics and Mass Transfer for Suspended Solid Particles in a Turbulent Liquid", AIChE. J., Vol. 20, p.p. 202-204(1974).
59. Hughmark, G.A., and B.S. Pressburg, AIChE. J., Vol. 7, No. 21, p.p. 667-670(1961).
60. Johanson, J.R., "Two Phase Flow Effects in Solids Processing and Handling", Chem. Eng., January 1, p.p. 77-86(1979).
61. Jones, J.H., W.G. Braun, T.E. Daubert and H.D. Allendorf, "Slip Velocity of Particulate Solids in Vertical Tubes", AIChE. J., Vol. 12, p.p. 1070-1074(1966).
62. Jones, J.H., W.G. Braun, T.E. Daubert and H.D. Allendorf, "Estimation of Pressure Drop for Vertical Pneumatic Transport of Solids", AIChE. J., Vol. 13, p.p. 608-611(1967).
63. Jones, P.I., and L.S. Leug, "A Comparison of Correlations for Saltation Velocity in Horizontal Pneumatic Conveying", Ind. Eng. Chem., P.D.D., Vol. 17, No. 4, p.p. 571-575(1978).

64. Julian, P.M., and A.E. Dukler, "An Eddy Viscosity Model for Friction in Gas-Liquid Flow", *AIChE. J.* Vol. 11, p.p. 853-900(1965).
65. Kadambi, V., "Void Fraction and Pressure Drop in Two Phase Stratified Flow", *Can. J. Chem. Eng.*, Vol. 54, p.p. 584-589 (1981).
66. Kern, R., *Chem. Eng.*, Part 8, June 23, p.p. 145-151, Part 9, August 4, p.p. 107-113, Part 10, September 15, p.p. 129-136, Part 11, October 13, p.p. 129-136(1975).
67. Klinsing, G.E., "Vertical Pneumatic Transport of Solids in the Minimum Pressure Drop Region", *Ind. Eng. Chem., P.D.D.*, Vol.18, No. 3, p.p. 404-408(1979).
68. Klinsing, G.E., and M.P. Mathar, "The Dense and Extrusion Flow Regime in Gas-Solid Transport", *Can. J. Chem. Eng.*, Vol. 59, p.p. 590-594(1981).
69. Kolpakov, V.M., and E.V. Demat, "An Investigation of the Pressure Drop in the Acceleration Zone of a Vertical Pipeline for Conveying Solid Particles", *Int. Chem. Eng.*, Vol. 10, No. 3, p.p. 394-397(1970).
70. Kern, A.E., "How Solids Flow in Pneumatic Handling Systems", *Chem. Eng.*, March, p.p. 108-111(1950).
71. Kunii, D., and O. Levenspiel, "Fluidization Engineering", Publishing Company, Huntington New York, 1962.
72. Kernis, A., H.L. Goldsmith and S.G. Mason, "The Flow of Suspensions Through Tubes: Inertial Effects", *Can. J. Chem. Eng.*, Vol. 44, p.p. 181-183(1966).
73. Kruyer, J., and H.S. Ellis, "Predicting the Required Liquid Throughput From the Capsule Velocity and Capsule Pressure Gradient in Capsule Pipe Lines", *Can. J. Chem. Eng.*, Vol. 52, p.p. 215-221(1974).

74. Latto, B., and K.W. Chow, "Hydrodynamics Transport of Cylindrical Capsules in a Vertical Pipeline", Can. J. Chem. Eng., Vol. 60, p.p. 713-722(1982).
75. Latto, B., G.E. Round and R. Anzenavs, "Drag Coefficients and Pressure Drops for Hydrodynamically Suspended Spheres in a Vertical Tube with and without Polymer addition", Can. J. Chem. Eng., Vol. 51, p.p. 536-541(1973).
76. Lee, A.L., "The Viscosity of Natural Gases", Trans. AIME., Vol. 217, p. 140(1966).
77. Lensen, L.B., F. Graytok, F. Marotta and J.J. McKetta, "A Method of Calculation the Distribution of Temperature in Flowing Gas Wells", Trans. AIME., Vol. 210, p.p. 169-173(1957).
78. Leung, L.S., and R.J. Wiles, "A Quantitative Design Procedure for Vertical Pneumatic Conveying Systems", Ind. Eng. Chem. P.D.D., Vol. 15 No. 4, p.p. 552-557(1976).
79. Leva, M., "Fluidisation", McGraw-Hill Series in Chemical Engineering, New York, 1959.
80. Lewis, W.E., E.R. Gilliland and W.C. Bauner, "Characteristics of Fluidised Particles", Ind. Eng. Chem., Vol. 41, No. 6, p.p. 1104-1117(1949).
81. Lockhart, R.W., and R.C. Martinelli, "Proposed Correlation of Data for Isothermal Two Phase, Two Component Flow in Pipes Lines", Chem. Eng. Prog., Vol. 45, No. 1, p.p. 39-48(1949).
82. Matheson, J.L., W.M. Herbstrand and P.H. Holt, "Characteristics of Fluid-Solid Systems", Ind. Chem. Eng., Vol. 41, No. 6, p.p. 1099-1104(1949).
83. McAdams, W.H., "Heat Transmission", ed. 2da., McGraw-Hill Book Company Inc., New York, 1942.
84. Mc Carty, M.E., and J.H. Olson, "Turbulent Flow of Gas-Solid Suspensions", Ind. Eng. Chem. Fundamentals, Vol. 7, No.3,

85. Meador, L., and A. Shah., "Steam Lines Designed for Two Phase", *Hydrocarbon Processing*, January, Vol. 48, No. 1, p.p. 143-145 (1969).
86. Mehta, H.C., J.M. Smith and E.W. Comings, "Pressure Drop in Air-Solid Flow Systems", *Ind. Eng. Chem.*, Vol. 49, No. 6, p.p. 986-991(1957).
87. Moss, J.F., and P.D. White, "How to Calculate Temperature Profiles in a Water Injection Well", *Oil and Gas J.*, Vol. 53, No. 9, March 9, p.p. 174-178(1959).
88. Nowak, T.J., "The Estimation of Water Injection Profiles from Temperature Surveys", *Trans. AIME.*, Vol. 198, p.p. 203-213(1953).
89. Orkiszewski, J., "Predicting Two Phase Pressure Drops in Vertical Pipes", *J. Pet. Tech.*, June, p.p. 829-839(1967).
90. Oshinowo, T., and M.E. Charles, "Vertical Two Phase Flow Part I: Flow Pattern Correlations", *Can. J. Chem. Eng.*, Vol. 52, p.p. 25-35(1974).
91. Oshinowo, T., and M.E. Charles, "Vertical Two Phase Flow Part II: Holdup and Pressure Drop", *Can. J. Chem. Eng.*, Vol. 52, p.p. 438-448(1974).
92. Othmer, B.F., and Kirk, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Vol. 9, ed 2a, John Wiley, New York, 1966.
93. Parsonka, W., J.M. Kenchington and M.E. Charles, "Hydrotransport of Solids in Horizontal Pipes Effects of Solids Concentration and Particle Size on the Deposit Velocity", *Can. J. Chem. Eng.* Vol. 59, p.p. 291-296(1981).
94. Peetman, F.H., and P.G. Carpenter, "The Multiphase Flow of Gas Solid and Water Through Vertical Flow Strings with Application to the Gas Lift Instalations", *Drill and Production Practice, API.*, 1952.

95. Ramey, H.J., "Wellbore Heat Transmission", J. Pet. Tech., April, Vol. 14, p.p. 427-435(1962).
96. Rase, H.F., "Piping Design for Process Plants", Jhon Wiley and Sons, 1963.
97. Ros, M.C.J., J. Pet. Tech., Vol. 13, p.p. 1057(1961).
98. Rose, H.E., and H.E. Barnacle, The Engineer (London), Vol. 203, No. 5290, p.p. 898 y 939(1957).
99. Rose, H.E., and R.A. Duckworth, "Transport of Solid Particles in Liquids and Gases", The Engineer (London), March 14, Vol. 227, No. 5903, p.p. 392-396(1969).
100. Rose, H.E., and R.A. Duckworth, "Transport of Solid Particles in Liquids and Gases", The Engineer (London), March 21, Vol. 227, No. 5904, p.p. 430-436(1969).
101. Rose, H.E., and R.A. Duckworth, "Transport of Solid Particles in Liquids and Gases", The Engineer (London), March 21, Vol. 227, No. 5904, p.p. 478-493(1969).
102. Russell, T.W.F., A.W. Etchells and P.J. Arruda, "Pressure Drop and Holdup in Estratified Gas-Liquid Flow", AIChE. J., Vol. 20, p.p. 664-669(1974).
103. Sandy, E.J., Chem. Eng. Prog., Vol. 66, p.p. 133-139(1970).
104. Scott, D.S., "Advances in Chemical Engineering", ed. 4, academic Press., New York, 1969.
105. Shook, C.A., "Developments in Hydrotransport", Can. J. Chem. Eng. Vol. 54, p.p. 13-25(1976).
106. Shook, C.A., and S.M. Daniel, Can. J. Chem. Eng., Vol. 47, p.p. 196-200(1969).

107. Simpson, L.L., "Sizing Piping for Process Plants", Chem. Eng., June 17, p.p. 192-214(1968).
108. Smith, J.M. and H.C., Van Ness, "Introduction To Chemical Engineering Thermodynamics", McGraw Hill, Tokio Japan, 1975.
109. Solts, P.E., "Pneumatic Conveying Materials: Troubleshooting Pneumatic Conveying", Chem. Eng. Prog., p.p. 70-75(1976).
110. Spedding, P.L., and V.T. Nguyen, "Holdup in Fluid Solid Two Phase Flow Part I: Theoretical", Chem. Eng. J., Vol. 15, p.p. 131-136 (1978).
111. Spedding, P.L., and V.T. Nguyen, "Holdup in Fluid Solid Two Phase Flow Part II: Experimental Development", Chem. Eng. J., Vol. 15, p.p. 137-146(1978).
112. Spedding, P.L., and V.T. Nguyen, "Regime Maps for Air-Water Two Phase Flow", Chem. Eng. Sci., Vol. 35, p.p. 779-793(1980).
113. Sprouse, E.M., and H.D. Schuman, "Dense Phase Feeding of Pulverized Coal in Uniform Plug Flow", AIChE. J., Vol. 29, p.p. 1000-1107(1983).
114. Squires, A.M., "Species of Fluidisation", Chem. Eng. Prog., Vol. 58, No. 4, p.p. 66-73(1962).
115. Standing, M.B., and D.L. Katz, "Density of Natural Gas", Trans. AIME., Vol. 207, p. 140(1942).
116. Streeter, V.L., "Handbook of Fluid Dynamics", ed. Iera, McGraw-Hill, New York, 1961.
117. Taitel, Y., D. Barnes and A.E. Dukler, "Modelling Flow Pattern Transitions for Steady Upward Gas-Liquid Flow in Vertical Tubes", AIChE. J., Vol. 26, p.p. 345-354(1980).
118. Taitel, Y., and A.E. Dukler "A Model for Predicting Flow Regime Transitions in Horizontal and Near Horizontal Gas-Liquid Flow",

AICHE. J., Vol. 22, p.p. 47-55(1976).

119. Tavera, E.F., "Flujo Multifásico en Tuberías Horizontales", Rev. IMP., Julio, p.p. 45-64(1970).
120. Televantos, Y., C. Shook, A. Carleton and M. Street, "Flow of Slurries of Coarse Particles at High Solids Concentrations", Can. J. Chem. Eng., Vol. 57, p.p. 255-262(1979).
121. Thomas, D.G., "Transport Characteristics of Suspensions: Part VI. Minimum Transport Velocity for Large Particle Size in Round Horizontal Pipes", AICHE. J., Vol. 8, p.p. 373-378(1962).
122. Thomas, D.G., "Transport Characteristics of Suspensions: Part II. Representation of Periodic Phenomena on a Flow Regime Diagram for Dilute Suspensions Transport", AICHE. J., Vol. 10, p.p. 303-308 (1964).
123. Vanasse, R., B. Goupal and M.I. Boulos, "Hydraulic Transport of Peat Moss Suspensions", Can. J. Chem. Eng., Vol. 57, p.p. 238-241 (1979).
124. Vaseleski, R.C., and A.B. Metzner, "Drag Reduction in the Turbulent Flow of Fiber Suspensions", AICHE. J., Vol. 20, p.p. 301-306 (1974).
125. Viswanathan, K., and B.P. Mani, "Holdup Studies in the Hydraulic Conveying of Solid in Horizontal Pipelines", AICHE. J., Vol. 30, p.p. 682-684(1984).
126. Vogt, E.G., and R.R. White, "Friction in the Flow of Suspensions", Ind. Eng. Chem., Vol. 40, No. 9, p.p. 1731-1738(1948).
127. Wallis, G.B., "One Dimensional Two Phase Flow", ed. Iera, McGraw-Hill, New York, 1969.
128. Wilson, K.C., and M.P. Brown, "Analysis of Fluid Friction in Dense Phase Pipeline Flow", Can. J. Chem. Eng., Vol. 60, p.p. 83-86(1982)

129. Yang, W.C., *Ind. Eng. Chem.*, Vol. 12, No. 72, p.p. 349-352(1973)
130. Yang, W.C., "Correlations for Solids Frictions Factors in Vertical and Horizontal Pneumatic Conveying", *AIChE. J.*, Vol. 20, p.p. 605-607(1974).
131. Yang, W.C., "A Mathematical Definition of Choking Phenomena and a Mathematical Model for Prediction Choking Velocity and Choking Voidage", *AIChE. J.*, Vol. 21, p.p. 1013-1015(1975).
132. Yang, W.C., "A Correlation for Solid Friction Factor in Vertical Pneumatic Conveying Lines", *AIChE. J.*, Vol. 24, p.p. 548-551 (1978).
133. Yang, W.C., *AIChE. J.*, Vol. 7, p.p. 502-507(1959).
134. Zbrodsky, S.S., "Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidised Beds Translation", editor F.A. Zenz, The MIT Press, Originally Published as *Uridrodinamika i Teploperenos V Kipyaschem Sloye* by Fizmatgiz, Moscow-Leningrad, 1953.
135. Zanker, A., "Nomographs Determine Settling Velocities for Solid-Liquid Systems", *Chem. Eng.*, May 19, p.p. 147-150(1980).
136. Zenz, F.A., "Two Phase Fluid-Solid Flow", *Ind. Eng. Chem.*, Vol. 41, No. 13, p.p. 2801-2806(1949).
137. Zenz, F.A., "Visualizing Gas-Solid Dynamics in Catalytic Processes", *Pet. Ref.*, Vol. 32, No. 7, July, p.p. 123-129(1953).
138. Zenz, F.A., "Conveyability of Material of Mixed Particle Size", *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, Vol. 3, No. 1, p.p. 65-74(1964).
139. Zenz, F.A., and D.F. Othmer, "Fluidised and Fluid Particles Systems", Reinhold Publishing Corporation, New York, 1960.
140. Zigrang, D.J., and N.D. Sylvester, "An Explicit Equation for Particle Settling Velocities in Solid-Liquid Systems", *AIChE. J.*, Vol. 27, p.p. 1043-1044(1981).