

92 24



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

## "50 PROGRAMAS SENCILLOS EN BASIC PARA FLUJO DE FLUIDOS"

**FALLA DE ORIGEN**



EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUIMICA

### T E S I S

Que para obtener el Título de:

INGENIERO QUIMICO

S u s t e n t a

**FRANCISCO GERARDO PALENCIA WILHELMI**

México D. F.

1990



## **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

	Pág.
I INTRODUCCION	1
1.1 Introducción	1
1.2 Simbología	3
II VISCOSIDAD	4
2.1 Introducción	4
2.2 Teoría de los gases	5
2.3 Teoría cinética elemental	5
2.4 Efecto de las fuerzas intermoleculares	6
2.5 Estimación de la viscosidad de gases puros a baja presión	7
2.6 Estimación de la viscosidad de mezclas de gases a baja presión	21
2.7 Viscosidad de líquidos	27
III CAIDAS DE PRESION Y PERFILES DE VELOCIDAD EN TUBERIAS PARA EL FLUJO DE FLUIDOS	43
3.1 Introducción: Presión	43
3.2 Patrones de flujo	43
3.3 Esfuerzo cortante	45
3.4 Distribución de velocidades	58
IV PERDIDAS DE PRESION EN EL FLUJO DE FLUIDOS	82
4.1 Fluidos incompresibles	82
4.2 Fluidos compresibles	133
V REDES DE TUBERIAS PARA EL FLUJO DE FLUIDOS	154
5.1 Introducción	154
5.2 Diámetro mínimo de una tubería	154
5.3 Determinación del caudal	161
5.4 Redes de tuberías	167
VI MEDIDA DE CAUDALES	225
6.1 Introducción	225
6.2 Descarga de tanques	225
6.3 Medidores de caudales	231
VII FLUJO EN CANALES Y ALCANTARILLAS	270

7.1	Introducción	270
7.2	Flujo en canales rectangulares y trapezoidales	270
7.3	Flujo en drenajes circulares	300
7.4	Salto hidráulico y vertederos	314
VIII	FLUJO DE FLUIDOS SOBRE CUERPOS SUMERGIDOS	323
8.1	Introducción	323
8.2	Fuerza ejercida sobre el cuerpo y velocidad terminal	323
8.3	Caída de presión en bancos de tubos	331
8.4	Caída de presión en intercambiadores de calor de coraza y tubos	339
8.5	Caída de presión en lechos empacados	346
8.6	Fluidización	351
IX	FLUJO BIFASICO	362
9.1	Introducción	362
9.2	Flujo gas-líquido	362
9.3	Flujo gas-sólido	373
9.4	Flujo líquido-sólido	383
9.5	Sedimentación	391
X	CONCLUSIONES	422
XI	BIBLIOGRAFIA	423

## INTRODUCCION

### 1.1 Introducción:

El flujo de fluidos es una de las operaciones más importantes y de presencia permanente en el ámbito de la Ingeniería Química, tanto en el diseño como en la operación de equipos o en la planeación de todo un sistema entrelazado por cientos de metros de tubería.

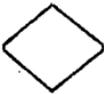
Para quien está familiarizado con este tema es sabido que los cálculos más frecuentes son muy laboriosos y requieren el uso de gran cantidad de datos (nomogramas, gráficas, tablas, etc.), bien, pues es esta la razón que da origen a esta tesis: facilitar el trabajo de cálculo de una gran cantidad de problemas comunes en el flujo de fluidos empleando el lenguaje de programación GW-BASIC.

La estructura de este trabajo es la siguiente:

- 1.- Base teórica del tema tratado (ecuaciones, referencias, etc.).
- 2.- Diagrama de flujo que muestra las etapas (entrada de datos, decisiones, entrega de resultados, etc.) y concatenación de las mismas en el programa, pudiéndose analizar la lógica con que se desarrollo éste.
- 3.- Problema hecho a mano para demostrar el funcionamiento del programa.
- 4.- Listado del programa.
- 5.- Corrida del programa empleando el mismo problema resuelto.
- 6.- Problemas propuestos.

7.- Al final de cada capítulo se presenta la nomenclatura utilizada.

## 1.2 Simbología empleada en esta tesis:

Símbolo	Funcion
	Inicio o Fin
	Entrada de Datos
	Subrutina
	Encaadenamiento con otro programa
	Decision
	Decision
	Calculo
	Salida de Datos
	Conector

## II

### VI VISCOSIDAD

#### 2.1 Introducción: Definición y Unidades de la Viscosidad [1]

Si un esfuerzo cortante se aplica a cualquier porción de un fluido confinado, éste se moverá y se establecerá un gradiente de velocidad en el punto en donde se ha aplicado el esfuerzo. Si el esfuerzo cortante por unidad de área en cualquier punto se divide entre el gradiente de velocidad, la razón obtenida se define como la viscosidad del medio. Puede entonces observarse que la viscosidad es una medida de la fricción interna del fluido, que tiende a oponerse a cualquier cambio dinámico en el movimiento de éste; por ejemplo, si la fricción entre las capas de un fluido es pequeña (baja viscosidad), un esfuerzo cortante aplicado resultará en un gradiente de velocidad alto. Al aumentar la viscosidad, cada capa del fluido ejerce una fuerza de fricción en las capas adyacentes, por lo que el gradiente de velocidad decrece.

La viscosidad difiere de muchas otras propiedades en que es una propiedad de no-equilibrio y de tipo dinámico, que es función del estado del fluido: temperatura, presión y volumen.

La teoría de la viscosidad de los gases ha sido razonablemente bien explicada mediante la aplicación de la teoría cinética de los gases, pero la teoría de la viscosidad de los líquidos no se ha desarrollado ampliamente. Se presentarán breves resúmenes de ambas teorías.

Como la viscosidad se define como esfuerzo cortante por unidad de área dividido entre gradiente de velocidad, debe tener

dimensiones de  $((\text{fuerza})(\text{tiempo})/(\text{longitud})^2)$  o  $((\text{masa})/(\text{longitud})(\text{tiempo}))$ ; ambos grupos dimensionales se emplean, aunque para la mayoría del trabajo científico, la viscosidad se expresa en términos de poises, centipoises, micropoises, etc. Un poise (P) denota una viscosidad de 1 (dina/cm<sup>2</sup>) o 1 (g/(s)(cm)) y 1.0 (cP) = 0.01 (P).

La viscosidad cinemática es la razón de la viscosidad con respecto a la densidad. Con la viscosidad en poises y la densidad en gramos por centímetro cúbico, la unidad de viscosidad cinemática es el *stokes*, con unidades de (cm<sup>2</sup>/(s)).

## 2.2 Teoría de los Gases y otras Propiedades de Transporte:

El fundamento de la teoría es simple pero complejo de expresar en ecuaciones que puedan ser usadas directamente para calcular viscosidades. En términos simples, cuando un gas es sometido a un esfuerzo cortante de tal manera que existe un movimiento en su seno, las moléculas en cualquier punto poseen el vector velocidad de arrastre sumado a su propio vector de velocidad aleatorio. Las colisiones moleculares causan un intercambio de cantidad de movimiento a través del fluido, por lo que la velocidad de arrastre se distribuye. Cerca de la fuente de aplicación del esfuerzo cortante el vector de velocidad de arrastre es alto, pero al alejarse las moléculas de la fuente éstas pierden velocidad en dirección del flujo de arrastre, ocasionando que otras secciones del fluido se muevan en esa dirección. El intercambio de cantidad de movimiento es la causa predominante de la viscosidad de los gases.

## 2.3 Teoría Cinética Elemental:

Si se imagina el gas en la forma más simple posible, no es

difícil mostrar la relación entre la viscosidad, temperatura, presión y tamaño molecular. El modelo elemental del gas asume que las moléculas no interactúan entre sí químicamente, son esferas rígidas de diámetro  $\sigma$  (con masa  $m$ ), moviéndose aleatoriamente a la velocidad media  $v$ . La densidad es  $n$  moléculas por unidad de volumen. Las moléculas del gas se mueven y chocan, pudiendo transferirse cantidad de movimiento o energía en caso de existir gradientes de velocidad o temperatura. El flujo neto de cantidad de movimiento, energía o masa entre dos capas del gas se asume proporcional a los gradientes respectivos.

$$\text{Flujo} \propto (-dp/dz) \quad (2.1)$$

El coeficiente de proporcionalidad para todos los flujos mencionados es, por teoría cinética elemental,  $vL/3$ , donde  $L$  es la vía libre media (longitud).

Para el caso de flujo de cantidad de movimiento:

$$\text{Flujo} = -\eta dv/dz \quad (2.2)$$

donde el coeficiente de proporcionalidad  $\eta$  es:

$$\eta = mpvL/3 = (\text{const})T^{1/2}M^{1/2}/\sigma^2 \quad (2.3)$$

para cada tipo de flujo considerado existe un factor de proporcionalidad diferente y en éste un multiplicador constante (const) distinto. Para el caso de nuestro interés, (const) es igual a 26.69.

#### 2.4 Efecto de las Fuerzas Intermoleculares:

Si las moléculas se atraen o repelen debido a fuerzas intermoleculares, entonces se aplica la ecuación de Chapman & Enskog [2,3], quienes hacen las siguientes suposiciones: el gas está lo suficientemente diluido como para que sólo existan colisiones binarias, el movimiento de las moléculas durante una

colisión puede describirse por mecánica clásica y sólo ocurren colisiones elásticas. En la mayoría de los casos esta teoría se aplica para bajas presiones y altas temperaturas.

En términos generales la solución de la viscosidad se escribe como:

$$\eta = 26.69M^{1/2}T^{1/2}/(\sigma^2\Omega_v) \quad (\mu P) \quad (2.4)$$

la cual es idéntica a la ecuación (2.3) excepto porque se incluye la integral de colisión  $\Omega_v$ .  $\Omega_v$  vale la unidad si las moléculas no se atraen ni se repelen entre sí, pudiéndose calcular para gases no polares y polares.

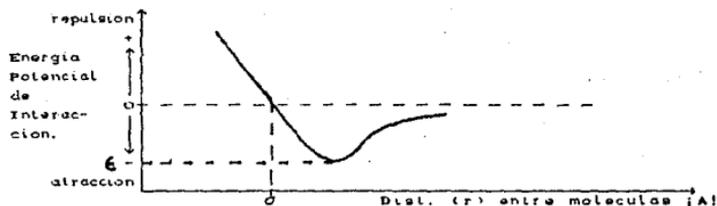
## 2.5 Estimación de la Viscosidad de Gases Puros a Baja Presión:

En esencia, todas las estimaciones de viscosidad para gases se hacen mediante la teoría de Chapman & Enskog o mediante la ley de estados correspondientes. Ambas se tratarán a continuación.

### 2.5.1 Aproximación teórica: Chapman & Enskog

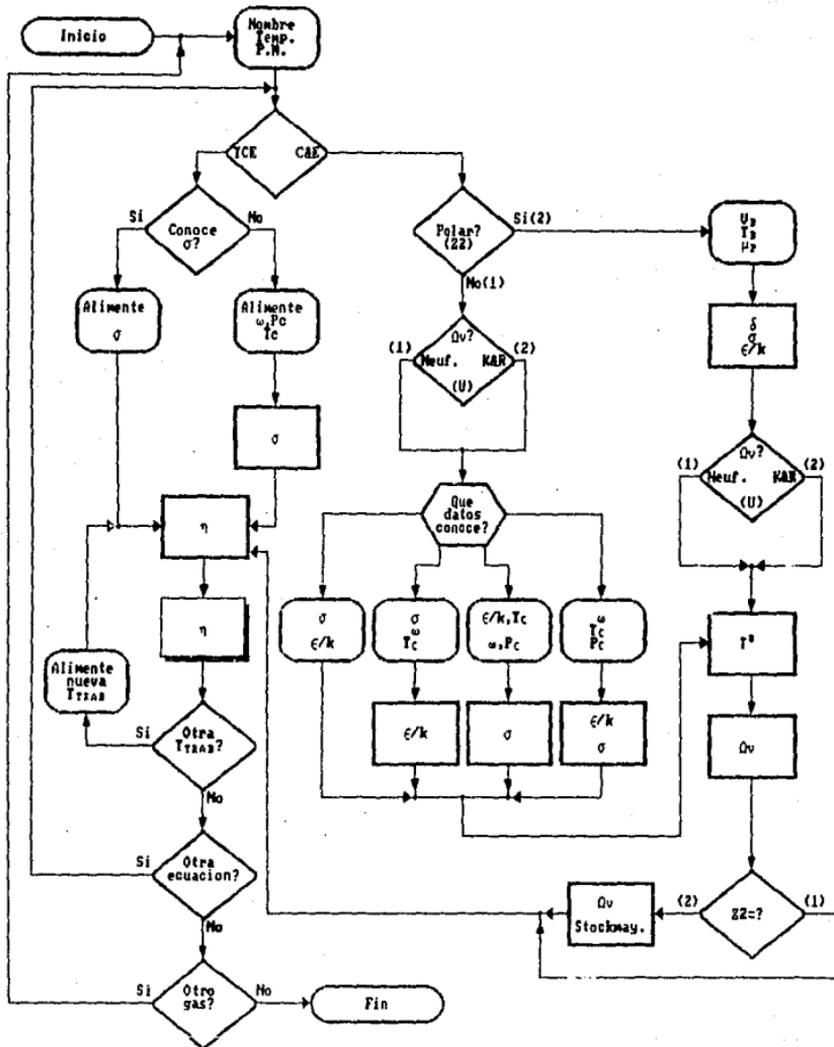
La ecuación de Chapman & Enskog requiere que  $\sigma$  y  $\Omega_v$  se calculen o conozcan. En la ecuación 2.4  $\Omega_v$  se obtiene como una función compleja de una temperatura adimensional  $T^*$ ; la funcionalidad depende de la energía potencial intermolecular  $\Psi(r)$ . Graficando  $\Psi(r)$  vs  $r$  ( $r$  es la distancia entre moléculas) se obtiene:

Gráfica (2.1)



en donde  $\Psi(r)$  es positiva para la repulsión y negativa a la

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #1 (VIS1)  
 Calcula viscosidad de gases puros a baja presión mediante  
 T.C.E. y Chapman & Enskog



PROBLEMA HECHO A MANO

Estime la viscosidad del gas n-octano a la temperatura de 310.95°K mediante la teoría de Chapman & Enskog. Calcule la integral de colisión ( $\Omega$ ) por las ecuaciones de: (a) Neufeld y (b) Kim & Ross. El valor experimental es de 58.21 ( $\mu$ P).

Solución:

De la referencia [1]:

$$P.M. = 114.232 \text{ (g/gmol)}$$

$$T_c = 568.8^\circ\text{K}$$

$$\omega = 0.394$$

$$P_c = 24.5 \text{ (atm)}$$

Aplicando la ec. (2.8):

$$\sigma = \frac{(2.3551 - 0.0874 * 0.394)}{(24.5/568.8)^{1/3}} = 6.62 \text{ (Å)}$$

Aplicando la ec. (2.9):

$$z/k = 568.8 [0.7915 + 0.1693(0.394)] = 488.14^\circ\text{K}$$

Aplicando la ec. (2.5):

$$T_i = (488.14)^{-1} * 310.95 = 0.637$$

(a) Empleando la ecuación (2.7) de Neufeld:

$$\Omega_v = \frac{1.16145}{(0.637)^{0.14874}} + \frac{0.52487}{\exp(0.7732 * 0.637)} + \frac{2.16178}{\exp(2.4378 * 0.637)}$$

$$\Omega_v = 1.242 + 0.3207 + 0.4575$$

$$\Omega_v = 2.0202$$

Aplicando la ec. (2.4):

$$\eta = \frac{26.69 * (114.232)^{1/2} * (310.95)^{1/2}}{(6.62)^2 (2.0202)}$$

$$\eta = 56.816 \text{ (}\mu\text{P)}$$

Neufeld (T=310.95°K)

(b) Empleando la ec. (2.12) de Kim & Ross:

$$\eta = \frac{[16.64 * (114.232)^{1/2} * 310.95 * (488.14)^{-0.5}]}{(6.62)^2}$$

$$\eta = 57.115 \text{ (}\mu\text{P)}$$

Kim & Ross (T=310.95°K)

## PROGRAMA # 1

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: VISI.BAS
20 CLS
30 INPUT "Nombre del gas":A$
40 INPUT "Temperatura de trabajo (K)":T
50 INPUT "Peso molecular":M
60 REM T=TEMP TRAB, M=MASA MOLEC, D=DIAM. COLISION, Z=ELECCION DE ECUACION, W=COND
CIENTO DE DIAMETRO, PC=PCRIT, TC=TCRIT, F=FACT. ACEN, E=E/K, U:Z=0
70 PRINT:INPUT "Desea calcular la viscosidad por: (1)C.E., (2)Chapman & Enskog";
7
80 IF Z=2 THEN 270
90 PRINT:INPUT "Conoce el diametro de colision: (1)Si, (2)No";W
100 IF W=2 THEN 230
110 PRINT:INPUT "Alimente el diametro de colision (angstroms)=";D
120 VIS=(26.69* $T^{.54M-.51/D^2}$ )
130 PRINT
140 PRINT "La viscosidad del gas ";A$;:PRINT " es":PRINT:PRINT TAB(33)VIS;:PRINT
";:PRINT "(micropoise)"
150 GOSUB 540
160 IF W=1 THEN 370
170 IF XYZ=1 THEN 120
180 IF XYZ=0 THEN 610
190 PRINT:INPUT "Desea emplear otra ecuacion: (1)Si, (2)No";H
200 IF H=1 THEN 70
210 IF H=2 THEN GOSUB 590
220 END
230 PRINT:INPUT "Alimente: factor acentrico, presion critica (ata), temp. critic
a (K)":F,PC,TC
240 D=(2.3531-B.739999E-02F)/(PC/TC) $^{(1/3)}$ 
250 PRINT:PRINT"El diametro de colision es de ";:PRINT D;:PRINT " (angstroms)"
260 GOTO 120
270 PRINT
280 INPUT"El gas es: (1)No polar, (2)polar ";Z2
290 IF Z2=2 THEN GOSUB 620
300 PRINT
310 INPUT "Desea calcular la integral de colision con: (1)Neufeld, (2)Kia & Ross
";U
320 IF Z2=2 THEN 370
330 PRINT:INPUT "Conoce: (1)El diametro de colision y E/K, (2)El diam. de col.,
(3)E/K, (4)TC y factor acen.";L
340 ON L GOTO 350,450,480,510
350 PRINT
360 INPUT "Alimente diam. de col.(angstroms), E/K (O $^2$ )p,D,E
370 T=E $^{-1.41}$ :IF U=2 THEN 410
380 I=(1.16145/T $^{.8}$ ).141874)+(.52487/(EXP(.7732+T $^{.11}$ )))+(2.16178/(EXP(2.4378+T $^{.11}$ ))
)

```

```

390 IF Z2 = 2 THEN 650
400 IF UO2 THEN 420
410 I=1.604*TB^-.5
420 IF Z2=2 THEN 650
430 VIS=26.67*W^-.5+1^-.5/(D^2*I)
440 BOTO 130
450 PRINT:INPUT "Alimente: Temp. critica (C), factor acentrico, diam. de col.(CM
6S)",TC,F,D
460 E=TC*(.7915+.1673*F)
470 BOTO 370
480 PRINT:INPUT "Alimente: E/K (C), Tc (C), Pc (ata), factor acentrico";E,TC,PC,
F
490 D=(2.3351-8.73999E-02*F)/(PC/TC)^(1/3)
500 BOTO 370
510 PRINT:INPUT "Alimente: Tc (C), Pc (ata), factor acentrico";TC,PC,F
520 E=TC*(.7915+.1673*F)
530 BOTO 490
540 PRINT:INPUT "Desea cambiar la temperatura de trabajo: (1)Si, (2)No";Q
550 XV=0:IGR=0:IF Q=2 THEN 190
560 PRINT:INPUT "Alimente la nueva temperatura (C)";IY:IY=I:IF Z<2 THEN 500
570 IGR=I
580 RETURN
590 PRINT:INPUT "Desea manejar otro compuesto: (1)Si, (2)No";DC
600 IF DC=1 THEN 20
610 IF DC=2 THEN :PRINT:PRINT:PRINT* Trabajo Concluido
*:END
620 E=0:D=0:PRINT:INPUT "Alimente Vb (cm^3/g-mol), Tb (C) y momento dipolo (debyes
)",VB,TB,MU
630 DE=1940:*MU^2/(VB*TB);D=(1.585*VB/(1+1.3*DE^2))^(1/3);E=1940!*MU^2/(VB*TB)
640 RETURN
650 I=1+.2*DE^2/T0:BOTO 430

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #1

Nombre del gas n-octano  
Temperatura de trabajo (K) 310.95  
Peso molecular 114.232

Desea calcular la viscosidad por: (1)T.C.E., (2)Chapman & Enskog 2

El gas es: (1)No polar, (2)polar 1

Desea calcular la integral de colision con: (1)Neufeld, (2)Kin & Ross 1

Conoce: (1)El diametro de colision y E/K, (2)El diam. de col., (3)E/K, (4)Tc,Pc  
y factor aceni. 4

Aliment: Tc(K), Pc(ATM), factor acentrico 568.8 24.5 .394

La viscosidad del gas n-octano es

56.91841 (micropoise)

Desea cambiar la temperatura de trabajo: (1)Si, (2)No 2

Desea emplear otra ecuacion: (1)Si, (2)No 1

Desea calcular la viscosidad por: (1)T.C.E., (2)Chapman & Enskog 2

El gas es: (1)No polar, (2)polar 1

Desea calcular la integral de colision con: (1)Neufeld, (2)Kin & Ross 2

Conoce: (1)El diametro de colision y E/K, (2)El diam. de col., (3)E/K, (4)Tc,Pc  
y factor aceni. 4

Aliment: Tc(K), Pc(ATM), factor acentrico 568.8 24.5 .394

La viscosidad del gas n-octano es

57.10839 (micropoise)

Desea cambiar la temperatura de trabajo: (1)Si, (2)No 2

Desea emplear otra ecuacion: (1)Si, (2)No 2

Desea manejar otro compuesto: (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

## PROBLEMAS PROPUESTOS

Prediga la viscosidad de los siguientes gases a la temperatura de 60°C. Emplee los métodos de Neufeld y Kim & Ross para cada uno de los gases y compare los resultados.

(a) Isobutano

Valor experimental = 84.5 ( $\mu$ P)

(b) n-butano

Valor experimental = 83.9 ( $\mu$ P)

(c) Propano

Valor experimental = 92.2 ( $\mu$ P)

### 2.5.2 Métodos de los estados correspondientes:

Entre los métodos de los estados correspondientes para determinar la viscosidad de gases puros a baja presión ( $P < 10 \text{ atm}$ ) se encuentra la correlación de Yoon-Thodos. Esta correlación es de las más útiles y puede aplicarse para gases polares y no polares.

#### 2.5.2.1 Gases no polares:

Yoon-Thodos proponen:

$$\eta_c = 4.160T_r^{0.618} - 2.04e^{-0.449T_r} + 1.94e^{-4.058T_r} + 0.1 \quad (2.17)$$

#### 2.5.2.1 Gases polares:

Yoon-Thodos proponen para gases con puentes de Hidrógeno:

$$\eta_c = (0.775T_r - 0.055)Z_c^{-5/4} \quad (2.18)$$

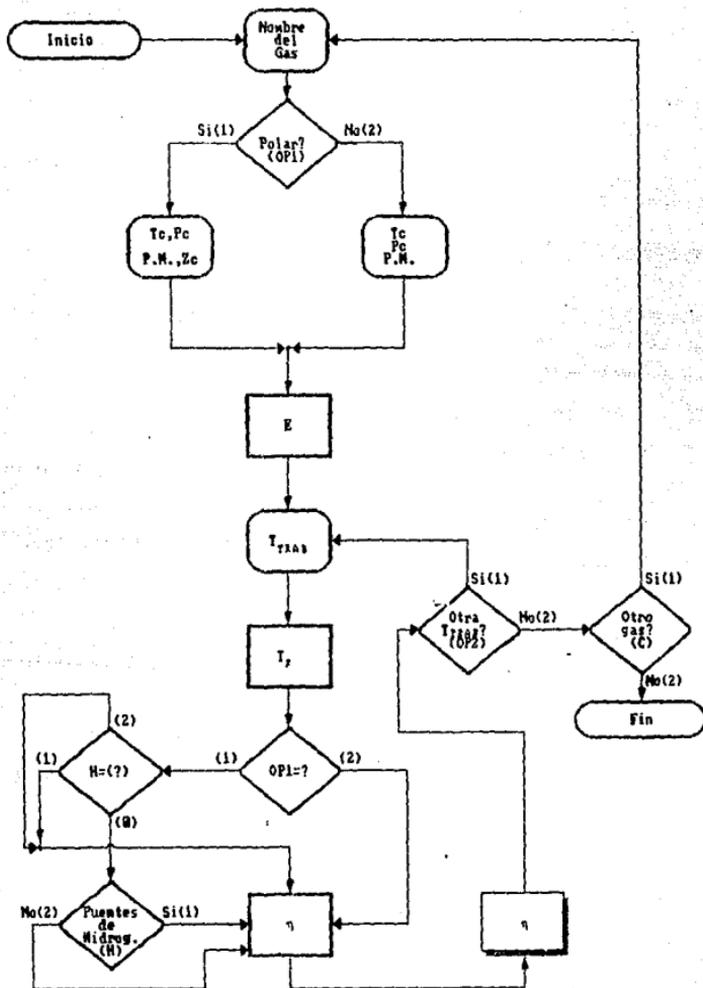
sin puentes de Hidrógeno:

$$\eta_c = (1.90T_r - 0.29)^{4/5}Z_c^{-2/3} \quad (2.19)$$

Limitación: Las ecuaciones de Yoon-Thodos no deben aplicarse para hidrógeno, helio o gases halógenos diatómicos.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #2 (VIS2)

Calcula viscosidad de gases puros a baja presión mediante la teoría de estados correspondientes; Yoon-Thodos



PROBLEMA HECHO A MAND

Estime la viscosidad del gas etano mediante la teoría de estados correspondientes empleando la ecuación de Yoon-Thodos a las siguientes temperaturas:

(a)  $T = 26.67^{\circ}\text{C} = 299.82^{\circ}\text{K}$

(b)  $T = 104.44^{\circ}\text{C} = 377.59^{\circ}\text{K}$

(c)  $T = 204.44^{\circ}\text{C} = 477.59^{\circ}\text{K}$

De la referencia [1]:

$T_c = 305.4^{\circ}\text{K}$       P.M. = 30.068 (g/gmol)

$P_c = 48.2$  (atm)

Empleando la ecuación:

$$\epsilon = T_c^{1/6} / (M^{1/2} P_c^{2/3})$$

tenemos:

$$\epsilon = \frac{(305.4)^{1/6}}{(30.068)^{1/2} (48.2)^{2/3}}$$

$$\epsilon = 0.0357$$

(a)  $T = 299.82^{\circ}\text{K}$

$T_r = 299.82/305.4 = 0.9817$

Empleando la ec. (2.17) y despejando para  $\eta$ :

$$\eta = \frac{4.610(0.9817)^{0.618} - 2.04e^{-0.449(0.9817)} + 1.94e^{-4.058(0.9817)}}{0.0357} + \frac{0.1}{0.0357}$$

$$\eta = \frac{4.5576 - 1.3128 + 0.0361 + 0.1}{0.0357}$$

$$\eta = 94.7030 \text{ (}\mu\text{P)}$$

$T = 299.82^{\circ}\text{K}$

(b)  $T = 377.59^{\circ}\text{K}$

$T_r = 377.59/305.4 = 1.2363$

Empleando la ec. (2.17) y despejando para  $\eta$ :

$$\eta = \frac{4.610(1.2363)^{0.618} - 2.04e^{-0.449(1.2363)} + 1.94e^{-4.058(1.2363)}}{0.0357} + \frac{0.1}{0.0357}$$

$$\eta = \frac{5.2557 - 1.1709 + 0.0128 + 0.1}{0.0357}$$

$$\eta = 117.579 \text{ } (\mu\text{P})$$

$$T = 477.59^\circ\text{K}$$

(c)  $T = 477.59^\circ\text{K}$

$$Tr = 477.59/305.4 = 1.5638$$

Empleando la ec. (2.17) y despejando para  $\eta$ :

$$\eta = \frac{4.610(1.5638)^{0.618} - 2.04e^{-0.449(1.5638)} + 1.94e^{-4.058(1.5638)}}{0.0357} + \frac{0.1}{0.0357}$$

$$\eta = \frac{6.0772 - 1.0108 + 0.0034 + 0.1}{0.0357}$$

$$\eta = 144.812 \text{ } (\mu\text{P})$$

$$T = 477.59^\circ\text{K}$$

## PROGRAMA #2

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: VIS2.BAS
20 REM PROGRAMA DE VISCOSIDAD POR EDO8. CORRESPONDIENTES DE YOON-THOD8
30 REM SE EMPLEA A BAJA PRESION
40 REM GASE8 NO POLARES, TCE=TEMP. EN CELSIUS, TK=TEMP. KELVIN, TC=TEM. CRIT., PC=PR
ESION CRIT., M=P.M., TR=TEM. RED.
50 CLS
60 INPUT "Nombre del gas";A$
70 INPUT "Es un gas: (1)Polar, (2)No polar";OP1
80 IF OP1=1 GOTO 100
90 IF OP1=2 GOTO 120 ELSE 70
100 PRINT:INPUT "Alimente: Temp. critica (C), presion critica (ata), peso molecu
lar y factor de compresibilidad critico";TC,PC,M,Z
110 GOTO 130
120 PRINT:INPUT "Alimente: Temp. critica (K), presion critica (ata) y peso molecu
lar";TC,PC,M
130 E=TC*(1/6)/(M*.5+PC*(2/3))
140 PRINT:INPUT "Alimente temperatura de trabajo (C)";TCE
150 TK=TCE+273.15
160 TR=TK/TC
170 IF OP1=2 GOTO 240
180 IF H=0 GOTO 200
190 PRINT:INPUT "Se trata de un gas con puentes de hidrogeno: (1)Si, (2)No";H
200 IF H=1 GOTO 220
210 IF H=2 GOTO 230 ELSE 190
220 VIS=(.7754*TR-.055)*Z*(.5/4)*I.E;GOTO 250
230 VIS=(1.9*TR-.29)*(4/5)*Z*(-2/3)*I.E;GOTO 250
240 VIS=(4.61*TR-.618-2.04*Z+.71828Z*(-.449*TR)+1.94*Z+.71828Z*(-4.058*TR)+.1)*I.E
250 PRINT:PRINT " La viscosidad del gas ";A$;PRINT " es";PRINT USING "
#####";VIS;PRINT " (micropoise)"
260 PRINT:INPUT "Desea emplear otra temperatura: (1)Si, (2)No";OP2
270 IF OP2=1 THEN 140
280 IF OP2=2 GOTO 290 ELSE 240
290 PRINT:INPUT "Desea manejar otro compuesto: (1)Si, (2)No";C
300 IF C=1 THEN RUN
310 IF C=2 THEN 320 ELSE 290
320 PRINT:PRINT"

```

Trabajo Concluido"

CORRIDA DEL PROGRAMA #2

Nombre del gas Etano

Es un gas: (1)Polar, (2)No polar 2

Alimento: Temp. critica (C), presion critica (ata) y peso molecular 305.4 48.2  
30.068

Alimento temperatura de trabajo (C) 26.67

La viscosidad del gas Etano es 94.6226 (micropoise)

Desea emplear otra temperatura: (1)Si, (2)No 1

Alimento temperatura de trabajo (C) 104.44

La viscosidad del gas Etano es 117.4802 (micropoise)

Desea emplear otra temperatura: (1)Si, (2)No 1

Alimento temperatura de trabajo (C) 204.44

La viscosidad del gas Etano es 144.6817 (micropoise)

Desea emplear otra temperatura: (1)Si, (2)No 2

Desea manejar otro compuestos: (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Estime la viscosidad de los siguientes gases mediante la correlación de Yoon-Thodos:

(a) Bióxido de Carbono:

$$T = 30^{\circ}\text{C}$$

Valor experimental = 151 ( $\mu\text{P}$ )

$$T = 100.5^{\circ}\text{C}$$

Valor experimental = 181 ( $\mu\text{P}$ )

$$T = 200.1^{\circ}\text{C}$$

Valor experimental = 219 ( $\mu\text{P}$ )

(b) Ciclohexano:

$$T = 35^{\circ}\text{C}$$

Valor experimental = 72.3 ( $\mu\text{P}$ )

$$T = 77.8^{\circ}\text{C}$$

Valor experimental = 81.1 ( $\mu\text{P}$ )

$$T = 100^{\circ}\text{C}$$

Valor experimental = 87.3 ( $\mu\text{P}$ )

(c) Etileno:

$$T = 50^{\circ}\text{C}$$

Valor experimental = 111 ( $\mu\text{P}$ )

$$T = 150^{\circ}\text{C}$$

Valor experimental = 141 ( $\mu\text{P}$ )

$$T = 250^{\circ}\text{C}$$

Valor experimental = 168 ( $\mu\text{P}$ )

2.6 Estimación de la Viscosidad de Mezclas de Gases a Baja Presión:

Desafortunadamente, la viscosidad de una mezcla gaseosa es rara

vez función lineal de la composición, inclusive, la mezcla puede llegar a un punto en composición para el cual la viscosidad sea mayor que la de cualquiera de sus componentes puros. No se han reportado casos en los que la mezcla presente un mínimo de viscosidad con respecto a cualquiera de sus componentes.

Partiendo de la teoría de Chapman-Enskog, se llega a la ecuación que determina la viscosidad de una mezcla de gases:

$$\eta_m = \sum_{i=1}^n \frac{y_i \eta_i}{\sum_{j=1}^n y_j \phi_{ij}} \quad (2.20)$$

Empleando la aproximación de  $\phi_{ij}$  hecha por Wilke [17] a partir del modelo de teoría cinética de Sutherland, tenemos:

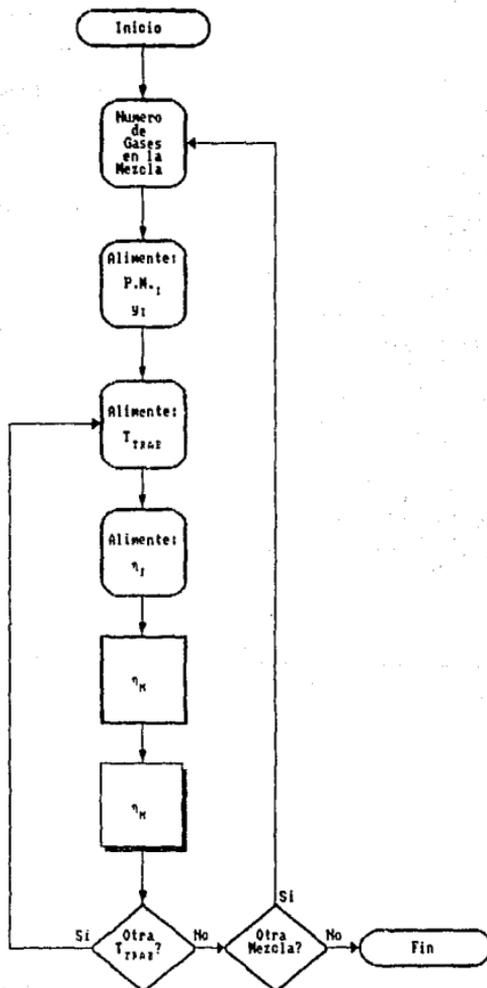
$$\phi_{ij} = \frac{[1 + (\eta_i / \eta_j)^{1/2} (M_j / M_i)^{1/4}]^2}{[8(1 + M_i / M_j)]^{1/2}} \quad (2.21)$$

$\phi_{ji}$  se encuentra intercambiando subíndices:

$$\phi_{ji} = \frac{\eta_j M_i}{\eta_i M_j} \phi_{ij} \quad (2.22)$$

Limitación: Con las ecuaciones anteriores se puede calcular la viscosidad de una mezcla de gases polares y no polares de  $n$  componentes, encontrándose, para mezclas binarias, un error inferior al 2%. Deben tomarse reservas al aplicar este método cuando  $M_i \gg M_j$  y  $\eta_i \gg \eta_j$ .

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #3 (VIS3)  
Calcula viscosidad de mezclas de gases de n componentes  
a baja presión



PROBLEMA HECHO A MANO

Estime la viscosidad de una mezcla compuesta por metano y n-butano a la temperatura de 20°C. La fracción molar del n-butano es 0.303 y la del metano es de 0.697. Compare el resultado calculado con el valor experimental de 93.35 (μP).

Solución:

Sea el metano el componente 1 y el n-butano el componente 2.

De la ref. [18]:

$$\eta_1 = 109.4 \text{ (}\mu\text{P)} \quad \eta_2 = 72.74 \text{ (}\mu\text{P)}$$

$$P.M.1 = 16.043 \text{ (g/gmol)} \quad P.M.2 = 58.124 \text{ (g/gmol)}$$

Empleando la ec. (2.21):

$$\phi_{12} = \frac{[1 + (109.4/72.74)^{1/2} (58.124/16.043)^{1/4}]^2}{(8[1 + (16.043/58.124)])^{1/2}} = 2.268$$

Empleando la ec. (2.22):

$$\phi_{21} = 2.268 \frac{72.74}{109.4} \frac{16.043}{58.124} = 0.416$$

Empleando la ec. (2.20):

$$\eta^m = \frac{(0.697)(109.4)}{0.697 + (0.303)(2.268)} + \frac{(0.303)(72.74)}{0.303 + (0.697)(0.416)}$$

$$\eta^m = \begin{array}{l} 92.96 \text{ (}\mu\text{P)} \\ T = 293.15 \text{ }^\circ\text{K} \end{array}$$

## PROGRAMA N°3

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: VISS.BAS
20 REM VISCOSIDAD DE MEZCLAS DE GASES DE N COMPONENTES A BAJA PRESION
30 CLS
40 INPUT "Numero de gases en la mezcla=";N
50 DIM Y(N);DIM M(N);DIM U(N);DIM R(N)
60 FOR I=1 TO N
70 PRINT "Alimente: Peso molecular, fraccion mol del gas";:PRINT I;:INPUT M(I),Y(I)
80 NEXT I
85 INPUT "Alimente la temperatura de trabajo DO=";T
90 FOR I=1 TO N
100 PRINT "Alimente la viscosidad (micropoise) del gas";I;:INPUT VIS(I)
110 NEXT I
130 FOR I=1 TO N
140 FOR J=1 TO N
150 U(J)=(1+(VIS(I)/VIS(J))^.5*(M(J)/M(I))^(1/4))^2+Y(J)/((1+(M(I)/M(J)))^.5)
160 U=U(J)+U
170 NEXT J
180 R(I)=Y(I)+VIS(I)/U;U=0
190 R=R(I)+R
200 NEXT I
210 PRINT:PRINT "La viscosidad de la mezcla de";N;:PRINT"componentes a la temperatura de";T;:PRINT"DO";:PRINT" es";:PRINT USING "###.###" R;:PRINT" (micropoise)"
215 R=0
220 PRINT:INPUT "Deses manejar otra temperatura: (1)Si, (2)No ";OP1
230 IF OP1=1 THEN 85
240 IF OP1=2 THEN 250 ELSE 220
250 PRINT:INPUT "Otra mezcla de gases: (1)Si, (2)No ";OP2
260 IF OP2=1 THEN RUN
270 IF OP2=2 THEN PRINT "

```

Trabajo Concluido" ELSE 250

CORRIDA DEL PROGRAMA #3

Numero de gases en la mezcla= 2  
Alimento: Peso molecular, fraccion mol del gas 1 16.043 .697  
Alimento: Peso molecular, fraccion mol del gas 2 38.124 .303  
Alimento la temperatura de trabajo 00= 293.15  
Alimento la viscosidad (micropoise) del gas 1 109.4  
Alimento la viscosidad (micropoise) del gas 2 72.74

La viscosidad de la mezcla de 2 componentes a la temperatura de 293.15 00 es  
92.2454 (micropoise)

Desea manejar otra temperatura: (1)Si, (2)No 2

Otra mezcla de gases: (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

## PROBLEMAS PROPUESTOS

Estime la viscosidad de una mezcla de gases compuesta por metano (1) y n-butano (2), con una fracción mol de metano de 0.384, a las temperaturas de:

(a)  $T = 4.44^{\circ}\text{C}$

*Valor experimental = 83.0 ( $\mu\text{P}$ )*

(b)  $T = 37.78^{\circ}\text{C}$

*Valor experimental = 88.0 ( $\mu\text{P}$ )*

### 2.7 Viscosidad de Líquidos:

Las teorías existentes acerca de la viscosidad de los líquidos pueden ser divididas arbitrariamente en aquellas en que el líquido se modela como un gas, y en aquellas en que se modela como un sólido. En la primera, el líquido se considera ordenado en un intervalo de espacio corto, y desordenado en un intervalo de espacio mayor. En la segunda, se asume que el líquido existe como una malla regular tridimensional. Las mallas escogidas han variado enormemente, desde cúbicas hasta en forma de túneles paralelos. Sin embargo, ninguna teoría se reduce a una forma tan simple que permita calcular viscosidades de líquidos *a priori*, por lo que deben emplearse técnicas de estimación empíricas. Estos métodos no están en conflicto con la teoría, sino que simplemente permiten aproximar constantes teóricas desconocidas o incalculables, a partir de la estructura u otras propiedades físicas.

En los siguientes métodos se suponen presiones bajas.

#### 2.7.1 Estimación de la Viscosidad de Líquidos Puros a Temperaturas Moderadas:

El criterio para estimar viscosidades de líquidos puros

empleado en la siguiente correlación, así como en muchas otras, es que la temperatura del líquido se encuentre abajo del punto normal de ebullición o  $T_r \approx 0.75$ .

Método de Orrick y Erbar [1]:

Este método emplea una técnica de contribuciones de grupo para estimar A y B, Orrick y Erbar propusieron:

$$\ln \frac{\eta_L}{\rho_L M} = A + \frac{B}{T} \quad (2.23)$$

$$A = -(6.95 + 0.21n) + GC(A) \quad (2.24)$$

$$B = 275 + 99n GC(B) \quad (2.25)$$

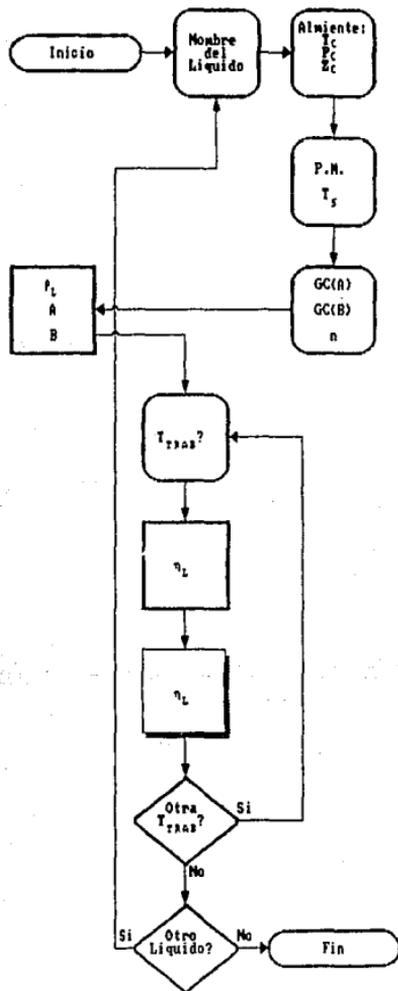
$$\rho_L \approx \rho_c = \left[ \frac{RT_c}{P_c} Z_c^{(1+(1-T_r)^{2/7})} \right]^{-1} M \quad (2.26)$$

Las tablas de contribuciones de grupo GC(A) y GC(B) se encuentran en la referencia [1].

Es necesario decir que para aquellos líquidos con punto de ebullición menor a 20°C debe usarse la  $\rho_L$  a esta temperatura (20°C), y para aquellos cuyo punto de fusión está por encima de los 20°C,  $\rho_L$  debe calcularse a la temperatura de fusión a 1 atm.

Limitación: Orrick y Erbar probaron este método para 188 líquidos orgánicos con un error no mayor a 16%. En general, este método no es confiable para líquidos orgánicos muy ramificados o para líquidos inorgánicos.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #4 (VIS4)  
 Calcula viscosidad de líquidos puros a temperaturas moderadas por el método de Orrick & Erbar



PROBLEMA HECHO A MANO

Estime la viscosidad del liquido n-butil alcohol a la temperatura de 120°C. El valor experimental es de 0.394 (cP).

Solución:

De la ref. [1]:

$$n = 4 \quad T_c = 562.9^\circ\text{K} \quad \text{P.M.} = 74.123 \text{ (g/gmol)}$$

$$\text{GC(A)} = -3.0 \quad F_c = 43.6 \text{ (atm)}$$

$$\text{GC(B)} = 1600 \quad Z_c = 0.259$$

Aplicando la ecuación (2.24):

$$A = -(0.95 + 0.21 \cdot 4) + (-3.0) = -10.79$$

Aplicando la ecuación (2.25):

$$B = 275 + 99 \cdot 4 + 1600 = 2271$$

Aplicando la ecuación (2.26):

$$\rho_g \Big|_{299.15^\circ\text{K} = 20^\circ\text{C}} = \left[ \frac{0.0821 \cdot 562.9}{43.6} \cdot 0.259^{1 + \left(1 - \frac{299.15}{562.9}\right)^{2.7}} \right]^{-1} \cdot \frac{74.123}{1000}$$

$$\rho_g \Big|_{299.15^\circ\text{K}} = 0.8069616 \text{ (g/cm}^3\text{)}$$

Despejando  $\eta_L$  de la ecuación (2.23) y aplicando:

$$\eta_L \Big|_{393.15^\circ\text{K} = 120^\circ\text{C}} = 0.8069616 \cdot 74.123 \cdot \exp\left(-10.79 + \frac{2271}{393.15}\right)$$

$$\eta_L \Big|_{393.15^\circ\text{K}} = \underline{\underline{0.3975907 \text{ (cP)}}}$$

## PROGRAMA #4

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: VIS4.BAS
20 REM VISCOSIDAD DE LIQUIDOS PUROS A TEMPERATURAS MODERADAS.
30 CLS:A=-.0821
40 INPUT "Nombre del liquido ";A$
50 INPUT "Alimente: Temp. critica OC, presion critica (ata), factor de compresib
:idad critico";TC,PC,ZC
60 INPUT "Alimente: Peso molecular (g/gmol), temp. de saturacion (OC);M,TS
70 INPUT "Alimente: GC(A), GC(B), Numero de atomos de carbono ";GCA,GCB,M
80 DL=((R*TC/PC)*ZC*(1+(1-TS/TC)^(2/7)))^(1-M)/1000
90 A=(-6.95+.21*M)+GCA
100 B=275+.99*M+GCB
110 PRINT:INPUT "Alimente la temperatura de trabajo OC";T
120 VIS=DL*M*EXP(A+B/T)
130 PRINT:PRINT "La viscosidad del liquido ";:PRINT A$;:PRINT " es";:PRINT "
";:PRINT USING "###.###";VIS;:PRINT " (centipoise)"
140 PRINT:INPUT "Desea manejar otra temperatura: (1)SI, (2)No";OP1
150 IF OP1=1 THEN 110
160 IF OP1=2 THEN 170 ELSE 140
170 INPUT "Desea manejar otro liquido: (1)SI, (2)No";OP2
180 IF OP2=1 THEN 40
190 IF OP2=2 THEN 200 ELSE 170
200 PRINT:PRINT "
Trabajo Concluido"

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #4

Nombre del liquido n-butil alcohol  
Alíenets Temp. critica OC, presión critica (ata), factor de compresibilidad cr  
ítico 562.9 43.6 .259  
Alíenets Peso molecular (g/gmol), temp. de saturación OC 74.123 293.15  
Alíenets GC(A), GC(B), Número de átomos de carbono -3 1600 4

Alíenets la temperatura de trabajo OC 393.15

La viscosidad del liquido n-butil alcohol es  
0.3776 (cP)

Desea manejar otra temperaturas (1)Si, (2)No 2  
Desea manejar otro liquido: (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Estime la viscosidad del líquido n-decano a las temperaturas de:

(a)  $T = 4.44^{\circ}\text{C}$

Valor experimental = 1.225 (cP)

(b)  $T = 37.78^{\circ}\text{C}$

Valor experimental = 0.73 (cP)

(c)  $T = 71.11^{\circ}\text{C}$

Valor experimental = 0.491 (cP)

(d)  $T = 137.8^{\circ}\text{C}$

Valor experimental = 0.271 (cP)

(e)  $T = 171.1^{\circ}\text{C}$

Valor experimental = 0.209 (cP)

(f)  $T = 204.4^{\circ}\text{C}$

Valor experimental = 0.160 (cP)

### 2.7.2 Estimación de la Viscosidad de Mezclas de Líquidos a Temperaturas Moderadas:

Existen muchas correlaciones para determinar la viscosidad de una mezcla de líquidos, teniendo la forma general de:

$$f(\eta_m)_L = \sum_{i=1}^n x_i f(\eta_i)_L \quad (2.27)$$

para esta ecuación general, se ha tomado particularmente la función  $f(\eta_m)_L$  como:

$$\ln(\eta_m)_L = \sum_{i=1}^n x_i \ln(\eta_i)_L \quad (2.28)$$

Limitación: Esta ecuación no debe aplicarse cuando en un sistema de n componentes se puedan esperar mínimos, máximos o ambos fenómenos en la viscosidad de la mezcla.

Lobe [1] probó muchas correlaciones de viscosidad de líquidos, y encontró buenos resultados con la expresión:

$$\nu_m = \sum_{i=1}^n \phi_i \nu_i \exp\left(\sum_{j=1}^n \frac{\alpha_j \phi_j}{RT}\right) \quad j \neq i \quad (2.29)$$

Para un sistema binario de líquidos A y B, Lobe expresó la ecuación 2.29 como:

$$\nu_m = \phi_A \nu_A \exp[\phi_B \alpha_B^*] + \phi_B \nu_B \exp[\phi_A \alpha_A^*] \quad (2.30)$$

donde  $\alpha_A^* = \alpha_A / RT$  y  $\alpha_B^* = \alpha_B / RT$ , y sugirió que si A se escoge como el de menor viscosidad en estado puro y si la viscosidad cinemática de la mezcla varía monótonamente con la composición, entonces:

$$\alpha_A^* = -1.71 \ln(\nu_B / \nu_A) \quad (2.31)$$

$$\alpha_B^* = 0.271 \ln \frac{\nu_B}{\nu_A} + (1.31 \ln \frac{\nu_B}{\nu_A})^{1/2} \quad (2.32)$$

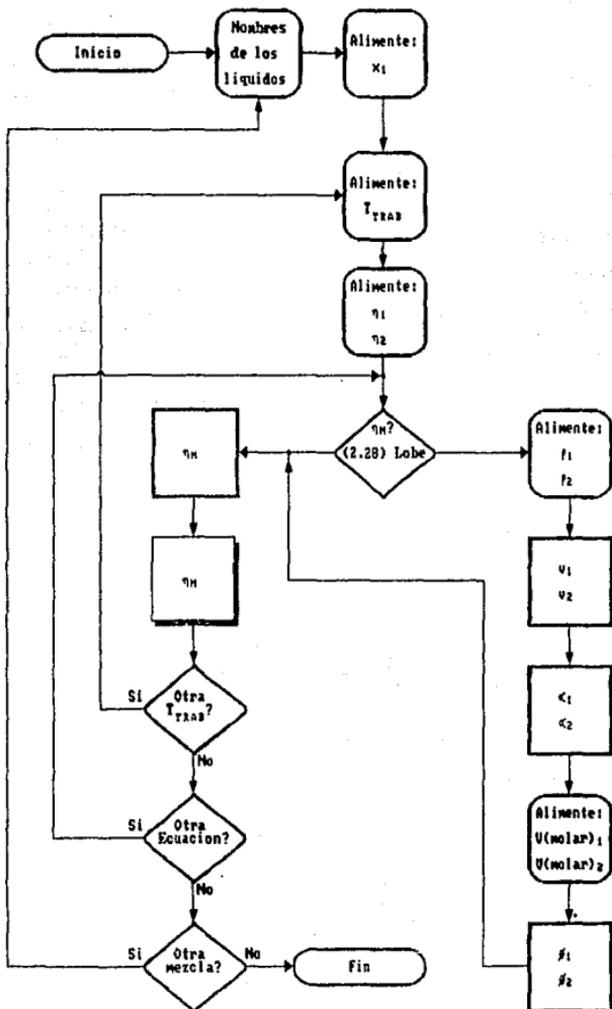
$$\phi_A = \frac{x_A \bar{V}_A}{(x_A \bar{V}_A + x_B \bar{V}_B)} \quad (2.33)$$

$$\phi_B = 1 - \phi_A \quad (2.34)$$

Limitación: El error obtenido al emplear esta correlación no supera el 15%.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #5 (VISS)

Calcula viscosidad de mezclas binarias de líquidos a temperaturas moderadas



PROBLEMA HECHO A MANO

Estime la viscosidad de una mezcla líquida compuesta por benzoato de etilo (A) y benzoato de bencilo (B) a la temperatura de 25°C mediante: (a) la ecuación (2.28) y (b) la ecuación de Lobe. La fracción molar del benzoato de bencilo es 0.606. El valor experimental es 4.95 (cP).

Solución:

De la ref. [19]:

$$\begin{array}{lll} \eta_A = 2.01 \text{ (cP)} & \rho_A = 1.043 \text{ (g/cm}^3\text{)} & \bar{V}_A = 144 \text{ (cm}^3\text{/gmol)} \\ \eta_B = 8.48 \text{ (cP)} & \rho_B = 1.112 \text{ (g/cm}^3\text{)} & \bar{V}_B = 178 \text{ (cm}^3\text{/gmol)} \end{array}$$

(a) Empleando la ec. (2.28):

$$\ln(\eta_m)L = 0.394 \ln(2.01) + 0.606 \ln(8.48)$$

$$\frac{(\eta_m)L}{T} = 4.81 \text{ (cP)}$$

$T = 298.15 \text{ }^\circ\text{K}$

(b) Empleando la ecuación:

$$v_i = \frac{\eta_i}{\rho_i}$$

tenemos:

$$\begin{array}{l} v_A = \frac{2.01}{1.0430} = 1.927 \text{ (cSt)} \\ v_B = \frac{8.48}{1.1120} = 7.626 \text{ (cSt)} \end{array}$$

Empleando la ec. (2.31):

$$\alpha_A^* = -1.71 \ln\left(\frac{7.626}{1.927}\right) = -2.338$$

Empleando la ec. (2.32):

$$\alpha_B^* = 0.27 \ln\left(\frac{7.626}{1.927}\right) + [1.31 \ln\left(\frac{7.626}{1.927}\right)]^{1/2} = 1.709$$

Empleando la ec. (2.33):

$$\phi_A = \frac{(0.394)(144)}{(0.394)(144) + (0.606)(178)} = 0.345$$

Empleando la ec. (2.34):

$$\phi_B = 1 - 0.345 = 0.655$$

Empleando la ec. (2.30):

$$u_m = \phi_A u_A \exp[\phi_B \alpha_B^*] + \phi_B u_B \exp[\phi_A \alpha_A^*] \quad (2.30)$$

$$u_m = (0.345)(1.927)e^{(0.655)(1.709)} + (0.655)(7.626)e^{(0.345)(-2.338)}$$

$$u_m \Big|_{T=298.15^\circ\text{K}} = 4.2659 \text{ (cSt)}$$

como la densidad de la solución es 1.091 (g/cm<sup>3</sup>), entonces la viscosidad es:

$$(\eta_m)_L = 4.2659 * 1.091$$

$$(\eta_m)_L \Big|_{T=298.15^\circ\text{K}} = 4.654 \text{ (cP)}$$

## PROGRAMA #5

```

10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO: VISS.BAS
20 REN CALCULA VISCOSIDAD DE MEZCLAS DE LIQUIDOS
30 CLS
40 INPUT "Nombre del liquido puro (1)";A$
50 INPUT "Nombre del liquido puro (2)";B$
60 PRINT "Alimente la fraccion molar del ";A$;INPUT X1
70 IZ=1-X1
80 INPUT "Alimente la temperatura de trabajo CO ";T
90 PRINT "Alimente la viscosidad (cP) del ";A$;INPUT VIS1
100 PRINT "Alimente la viscosidad (cP) del ";B$;INPUT VIS2
110 IF OP1=1 THEN 140
120 IF OP1=2 THEN 150
130 INPUT "Desea calcular la viscosidad de la mezcla mediante: (1) Ec.2.28, (2)
Lobe";OP1
140 IF OP1=1 THEN 160
150 IF OP1=2 THEN 170 ELSE 130
160 VISQ=EXP((1+LOG(VIS1))+IZ*LOG(VIS2));GOTO 250
170 PRINT "Alimente la densidad (g/cm3) del ";A$;INPUT D1
180 PRINT "Alimente la densidad (g/cm3) del ";B$;INPUT D2
190 VISK1=VIS1/D1;VISK2=VIS2/D2
200 ALFA1=-1.74*LOG(VISK2/VISK1);ALFA2=(.27*LOG(VISK2/VISK1))+(.34*LOG(VISK2/VISK
1))^(1/2)
210 PRINT "Alimente el volumen molar (cm3/gmol) del ";A$;INPUT V1
220 PRINT "Alimente el volumen molar (cm3/gmol) del ";B$;INPUT V2
230 F1Z=(X2*V2)/(X2*V2+X1*V1);F11=1-F1Z
240 VISQ=F11*VISK1*EXP(F1Z*ALFA2)+F1Z*VISK2*EXP(F11*ALFA1)
250 PRINT:PRINT"La mezcla de los liquidos";PRINT" (1) ";PRINT A$
260 PRINT" (2) ";PRINT B$
270 PRINT "tiene una viscosidad de ";PRINT USING "####.####";VISQ;IF OP1=1 THE
N PRINT " (cP) a la temperatura de ";I; ELSE PRINT " (cSt) a la temperatura de "
;T
275 PRINT " (K)"
280 INPUT "Desea emplear otra temperatura: (1) Si, (2) No";OP2
290 IF OP2=1 THEN 80
300 IF OP2=2 THEN 310 ELSE 290
310 INPUT "Desea emplear otra ecuacion: (1) Si, (2) No";OP3
320 IF OP3=1 THEN 130
330 IF OP3=2 THEN 340 ELSE 310
340 INPUT "Desea emplear otra mezcla de liquidos: (1) Si, (2) No";OP4
350 IF OP4=1 THEN RUN
360 IF OP4=2 THEN 370 ELSE 340
370 PRINT:PRINT"

```

Trabajo Concluido"

## CORRIDA DEL PROGRAMA #5

Nombre del liquido puro (1) Benzoato de etilo  
 Nombre del liquido puro (2) Benzoato de bencilo  
 Aliante la fraccion molar del Benzoato de etilo .394  
 Aliante la temperatura de trabajo 00 298.15  
 Aliante la viscosidad (cP) del Benzoato de etilo 2.01  
 Aliante la viscosidad (cP) del Benzoato de bencilo 8.479999  
 Desea calcular la viscosidad de la mezcla mediante: (1) Ec.2.28, (2) Lobe 1

La mezcla de los liquidos: (1) Benzoato de etilo  
 (2) Benzoato de bencilo  
 tiene una viscosidad de 4.8091 (cP) a la temperatura de 298.15 00  
 Desea emplear otra temperatura: (1) Si, (2) No 2  
 Desea emplear otra ecuacion: (1) Si, (2) No 1  
 Desea calcular la viscosidad de la mezcla mediante: (1) Ec.2.28, (2) Lobe 2  
 Aliante la densidad (g/cm<sup>3</sup>) del Benzoato de etilo 1.043  
 Aliante la densidad (g/cm<sup>3</sup>) del Benzoato de bencilo 1.112  
 Aliante el volumen molar (cm<sup>3</sup>/gmol) del Benzoato de etilo 144  
 Aliante el volumen molar (cm<sup>3</sup>/gmol) del Benzoato de bencilo 178

La mezcla de los liquidos: (1) Benzoato de etilo  
 (2) Benzoato de bencilo  
 tiene una viscosidad de 4.2672 (cSt) a la temperatura de 298.15 00  
 Desea emplear otra temperatura: (1) Si, (2) No 2  
 Desea emplear otra ecuacion: (1) Si, (2) No 2  
 Desea emplear otra mezcla de liquidos: (1) Si, (2) No 2

Trabajo Concluido

PROBLEMAS PROPUESTOS

1.- Estime la viscosidad de una mezcla binaria de líquidos que se compone por dimetil sulfóxido (A) y clorobenceno (B), a las siguientes condiciones:

$x_B$	$T(^{\circ}\text{C})$	Valor experimental: (cP) (cSt)	
0.035	25	186.5	169.8
0.411	25	129.9	117.8
0.619	25	108.5	98.4
0.863	25	86.6	78.4
0.936	25	82.6	74.8

$\rho_A = \left. \begin{array}{l} 1.1014 \text{ (g/cm}^3\text{)} \\ \left| \right. \text{ a } 25^{\circ}\text{C} \end{array} \right\} \quad \rho_B = \left. \begin{array}{l} 1.1010 \text{ (g/cm}^3\text{)} \\ \left| \right. \text{ a } 25^{\circ}\text{C} \end{array} \right\}$

2.- Estime la viscosidad de una mezcla binaria de líquidos que se compone por dimetil sulfóxido (A) y piridina (B), a las siguientes condiciones:

$x_B$	$T(^{\circ}\text{C})$	Valor experimental: (cP) (cSt)	
0.089	25	180.3	165.9
0.274	25	148.8	140.0
0.468	25	128.0	123.2
0.673	25	109.7	108.0
0.888	25	96.9	97.6

$\rho_A = \left. \begin{array}{l} 1.1014 \text{ (g/cm}^3\text{)} \\ \left| \right. \text{ a } 25^{\circ}\text{C} \end{array} \right\} \quad \rho_B = \left. \begin{array}{l} 0.9780 \text{ (g/cm}^3\text{)} \\ \left| \right. \text{ a } 25^{\circ}\text{C} \end{array} \right\}$

Nomenclatura del capítulo II:

$k$  = constante de Boltzmann. }  $\epsilon/k$  (K).

$\epsilon$  = energía característica.

$\epsilon = T_c^{1/6} / (M^{1/2} P_c^{2/3})$  en las ecuaciones (2.17 - 2.19).

GC(A) = contribuciones de grupo del factor A (adimensional).

GC(B) = contribuciones de grupo del factor B (adimensional).

M = peso molecular.

$n$  = número de átomos de carbono, sin incluir aquellos que aparecen en la contribución de grupo (GC).

$P_c$  = presión crítica (atm).

$r$  = distancia entre moléculas (Å).

$R$  = constante universal de los gases = 1.987 (cal/gmolK).

$T$  = temperatura (K).

$T_i$  = temperatura (adimensional).

$T_b$  = temperatura normal de ebullición (K).

$T_c$  = temperatura crítica (K).

$T_r$  = temperatura reducida (adimensional).

$V_b$  = volumen molar a la temperatura  $T_b$  (cm<sup>3</sup>/gmol).

$\bar{V}_A$  = volumen molar del componente A (cm<sup>3</sup>/gmol).

$\bar{V}_B$  = volumen molar del componente B (cm<sup>3</sup>/gmol).

$y$  = fracción molar.

$Z_c$  = factor de compresibilidad crítico,  $PV/RT$

$\alpha_j$  = parámetro de viscosidad característico del componente  $j$  en la mezcla (cal/gmolK).

$\delta$  = parámetro de potencial de Stockmayer (adimensional).

$\phi$  = parámetro de la correlación de Wilke.

$\Psi(r)$  = energía potencial intermolecular.

$\eta$  = viscosidad ( $\mu P$ ).

$\eta_L$  = viscosidad del líquido (cP).

$\eta_m$  = viscosidad de la mezcla ( $\mu P$ ).

$(\eta)_L$  = viscosidad del componente  $i$  (cP).

$(\eta_m)_L$  = viscosidad de la mezcla de  $n$  componentes (cP).

$\phi_i$  = fracción volumen del componente  $i$ .

$\phi_j$  = fracción volumen del componente  $j$ .

$\nu_m$  = viscosidad cinemática de la mezcla (cSt).

$\nu_i$  = viscosidad cinemática del componente  $i$  (cSt).

$\rho_L$  = densidad del líquido (g/cm<sup>3</sup>).

$\rho_s$  = densidad del liquido saturado (g/cm<sup>3</sup>).  
 $\sigma$  = diámetro de la esfera rígida (Å).  
 $\Omega_v$  = integral de colisión (adimensional).  
 $\mu_p$  = momento dipolo (debyes)  
 $\omega$  = factor acéntrico (adimensional).

## CAIDAS DE PRESION Y PERFILES DE VELOCIDAD EN TUBERIAS PARA FLUJO DE FLUIDOS

### 3.1 Introducción: Presión

Cuando un cuerpo obra con determinada fuerza sobre otro, la fuerza se transmite del uno al otro por intermedio de una área determinada, recibiendo el nombre de presión la fuerza ejercida por unidad de área

$$P = \frac{F}{A} \quad (3.1)$$

Si las unidades de la presión son (Newton/m<sup>2</sup>) entonces las unidades de la fuerza son (Newton), o sea (kgm/s<sup>2</sup>), unidades correspondientes al Sistema Internacional.

#### 3.1.1 Presión estática:

La estática de los fluidos se relaciona con las propiedades de éstos al estar en reposo, una de ellas, la presión estática, representa la intensidad de las fuerzas de compresión que recibe un fluido en equilibrio.

#### 3.1.2 Presión dinámica:

La presión dinámica mide la presión debida a la velocidad con que se desplaza el fluido en una línea aunada a la presión en el interior de la misma.

### 3.2 Patrones de flujo:

El movimiento de los fluidos a través de tuberías o de equipos de proceso se efectúa, de acuerdo a las condiciones que prevalezcan, en uno de tres patrones de flujo diferentes: laminar, transicional o turbulento.

La distinción entre los patrones de flujo que se observan en un fluido al moverse fue indicado por vez primera por Osborne Reynolds, la descripción de cada uno de ellos es la siguiente:

### 3.2.1 Flujo laminar:

En el flujo laminar las partículas fluidas se mueven según trayectorias paralelas, formando el conjunto de ellas capas o láminas. Los módulos de las velocidades de capas adyacentes no tienen el mismo valor. El flujo laminar está gobernado por la ley que relaciona el esfuerzo cortante con la velocidad de deformación angular. La viscosidad del fluido es la magnitud física predominante y su acción amortigua cualquier tendencia a la turbulencia.

### 3.2.2 Flujo turbulento:

En el flujo turbulento las partículas fluidas se mueven de forma desordenada en todas las direcciones. Es imposible conocer la trayectoria de una partícula individualmente.

### 3.2.3 Flujo transitorio:

El flujo transitorio es aquel que se da como una etapa intermedia entre las características de los dos anteriores, presentándose a velocidades intermedias entre ellos.

Osborne Reynolds mostró que el tipo de flujo en una tubería depende del diámetro de la misma, de la velocidad, densidad y viscosidad del fluido. El valor numérico de estas cuatro variables se conoce como el *numero de Reynolds*, el cual permite determinar el tipo de flujo que presenta un fluido en movimiento.

$$Re = \frac{D u \rho}{\eta} \quad \text{o} \quad \frac{D u}{\nu} \quad \text{(adimensional)} \quad (3.2)$$

Para los propósitos ingenieriles, se considera que el flujo en tuberías es laminar si el número de Reynolds es menor de 2100 y

turbulento si es mayor de 4000.

### 3.3 Esfuerzo cortante:

En el flujo laminar el esfuerzo cortante es igual al producto de la viscosidad del fluido por el gradiente de las velocidades, es decir:

$$\tau_{INT} = \eta \left( \frac{du}{dy} \right) \quad (3.3)$$

El esfuerzo cortante en el flujo turbulento puede expresarse así:

$$\tau_{INT} = (\eta + \mu) \frac{du}{dy} \quad (3.4)$$

donde  $\mu$  es un factor que depende de la densidad del fluido y de las características del movimiento. El primer término entre paréntesis ( $\eta$ ) representa los efectos debidos a la viscosidad y el segundo ( $\mu$ ) tiene en cuenta los efectos debidos a la turbulencia.

Von Karman sugirió la fórmula:

$$\tau = \tau_w \left( 1 - \frac{y}{R} \right) \quad (3.5)$$

también se expresa como:

$$\tau = \frac{(P_1f - P_2f)r}{2L} \quad (3.6)$$

donde  $r$  es la distancia desde el centro hasta el punto considerado (m).

El esfuerzo cortante en la pared de una tubería está dada por:

$$\tau_o = \frac{(P_1f - P_2f)R}{2L} \quad (3.7)$$

$$\tau_o = \frac{(\Delta P f)R}{2L} \quad (3.8)$$

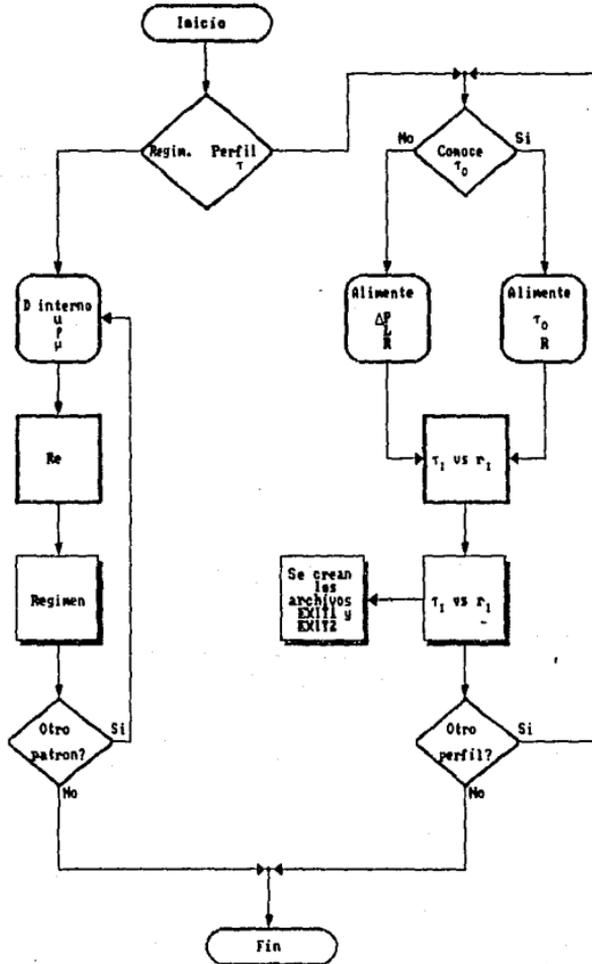
Nota importante:

En el programa PDROF6, al elegir la opción de obtener la distribución de esfuerzos cortantes, se forman los archivos EXIT1 y/o EXIT2 en el directorio que contenga al programa PDROF6. Estos archivos se utilizan en el programa GRAPHICS que se encuentra al

final de este capítulo.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #6 (PDR0P6)

Determina el patrón de flujo y, a régimen laminar, la distribución de esfuerzos cortantes en una tubería



PROBLEMA HECHO A MANO

A través de una tubería de 2.5 (cm) de diámetro interno fluyen 75 (l/h) de benceno a 20°C.

(a) Determine el patrón de flujo que existe en la tubería.

(b) Obtenga la distribución de esfuerzo cortante a lo largo del radio del tubo sabiendo que el esfuerzo cortante en la pared es de  $9.128E-4$  (kg/m<sup>2</sup>).

Solución:

Datos:

$$Q = 75 \text{ (l/h)} = 0.208E-4 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$D = 2.5 \text{ (cm)} = 0.025 \text{ (m)}$$

Empleando la referencia [1]:

$$\eta = 0.66 \text{ (cps)} = 0.66E-3 \text{ (kg/m s)}$$

$$\rho = 0.88 \text{ (kg/l)} = 880 \text{ kg/m}^3$$

Aplicando la ec. (3.9):

$$u = \frac{(0.208E-4)}{\pi(0.0125)^2} = 0.04239 \text{ (m/s)}$$

(a) Empleando la ec. (3.2):

$$Re = \frac{0.025(0.04239)(880)}{0.66E-3}$$

$$Re = 1412.93$$

Como el número de Reynolds es menor a 2100, entonces el patrón de flujo es LAMINAR.

(b) Empleando la ec. (3.5):

Se evaluará el esfuerzo cortante en 11 puntos a lo largo del radio de la tubería a intervalos de R/10 y comenzando en  $y = 0$ .

(b.1)  $y = 0$

$$\tau = 9.128E-4 \left(1 - \frac{0}{0.0125}\right)$$

$$\tau = 9.128E-4 \text{ (kg/m}^2\text{)}$$

$$(b.2) y = 0.125E-2 \text{ (m)}$$

$$\tau = 9.128E-4 \left( 1 - \frac{0.125E-2}{0.0125} \right)$$
$$\tau = \underline{8.215E-4 \text{ (kg/m}^2\text{)}}$$

$$(b.2) y = 0.0025 \text{ (m)}$$

$$\tau = 9.128E-4 \left( 1 - \frac{0.0025}{0.0125} \right)$$
$$\tau = \underline{7.302E-4 \text{ (kg/m}^2\text{)}}$$

$$(b.3) y = 0.0038 \text{ (m)}$$

$$\tau = 9.128E-4 \left( 1 - \frac{0.0038}{0.0125} \right)$$
$$\tau = \underline{6.353E-4 \text{ (kg/m}^2\text{)}}$$

$$(b.4) y = 0.0050 \text{ (m)}$$

$$\tau = 9.128E-4 \left( 1 - \frac{0.0050}{0.0125} \right)$$
$$\tau = \underline{5.476E-4 \text{ (kg/m}^2\text{)}}$$

$$(b.5) y = 0.0062 \text{ (m)}$$

$$\tau = 9.128E-4 \left( 1 - \frac{0.0062}{0.0125} \right)$$
$$\tau = \underline{4.600E-4 \text{ (kg/m}^2\text{)}}$$

$$(b.6) y = 0.0075 \text{ (m)}$$

$$\tau = 9.128E-4 \left( 1 - \frac{0.0075}{0.0125} \right)$$
$$\tau = \underline{3.651E-4 \text{ (kg/m}^2\text{)}}$$

$$(b.7) y = 0.0087 \text{ (m)}$$

$$\tau = 9.128E-4 \left( 1 - \frac{0.0087}{0.0125} \right)$$
$$\tau = \underline{2.774E-4 \text{ (kg/m}^2\text{)}}$$

$$(b.8) y = 0.01 \text{ (m)}$$

$$\tau = 9.128E-4 \left( 1 - \frac{0.01}{0.0125} \right)$$
$$\tau = \underline{1.825E-4 \text{ (kg/m}^2\text{)}}$$

$$(b.9) y = 0.0112 \text{ (m)}$$

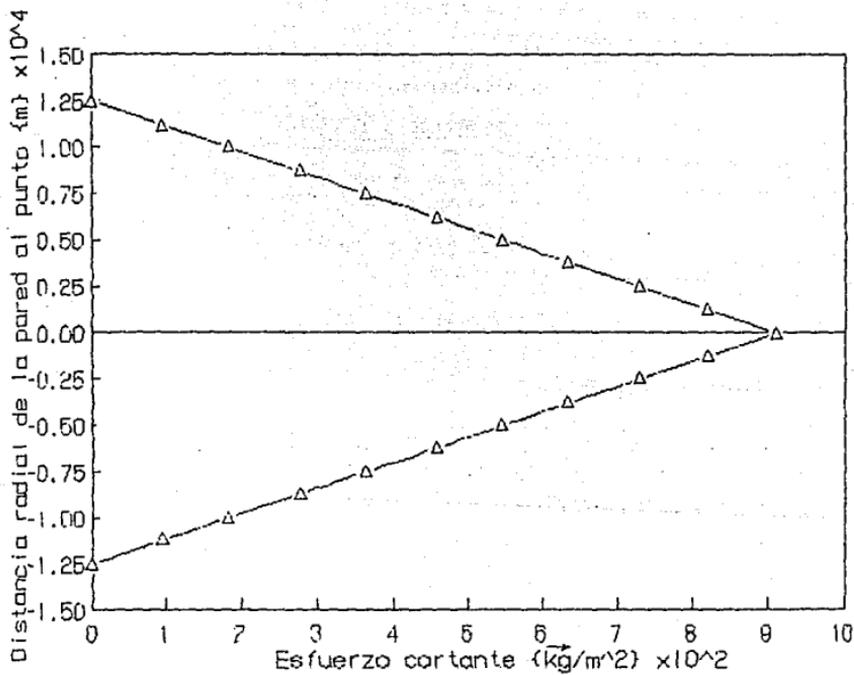
$$\tau = 9.128E-4 \left( 1 - \frac{0.0112}{0.0125} \right)$$
$$\tau = \underline{0.949E-4 \text{ (kg/m}^2\text{)}}$$

$$(b.10) y = 0.0125 \text{ (m)}$$

$$\tau = 9.128E-4d - \frac{0.0125}{0.0125}$$

$$\tau = 0 \text{ (kg/m}^2\text{)}$$

Gráfica resultante:



## PROGRAMA #6

```

10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO:PDROP6.BAS
20 REN Calcula patron de flujo y distribucion de esfuerzo cortante
30 CLS
40 INPUT "Selecciones (1)Determinar el patron de flujo
      (2)Obtener la distribucion de esfuerzo cortante ",OP1
50 PRINT
60 IF OP1=1 THEN 80
70 IF OP1=2 THEN 230 ELSE 40
80 INPUT "Alimentar El diametro interno de la tuberia (m) ",D
90 INPUT "Alimentar La velocidad media del fluido (m/s) ",U
100 INPUT "Alimentar La densidad del fluido (kg/m3) ",DEN
110 INPUT "Alimentar La viscosidad del fluido (kg/m s) ",VIS
120 RE=D*U*DEN/VIS
130 PRINT
140 PRINT
150 IF RE<2100 THEN PRINT TAB(10) "El patron de flujo es LAMINAR"
160 IF RE<2100 AND RE<4000 THEN PRINT TAB(10) "El patron de flujo es TRANSITORIO"
170 IF RE=4000 THEN PRINT TAB(10) "El patron de flujo es TURBULENTO"
180 PRINT TAB(10) "El numero de Reynolds es";RE
190 PRINT
200 INPUT "Desea determinar otro patron de flujos (1)Si, (2)No ",OP2
210 IF OP2=1 THEN 50
220 IF OP2=2 THEN 600 750 ELSE 200
230 PRINT
240 INPUT "Conoce el esfuerzo cortante en la pared (1)Si, (2)No ",OP3
250 IF OP3=1 THEN 270
260 IF OP3=2 THEN 500 ELSE 240
270 PRINT:INPUT "Alimentar El esfuerzo cortante en la pared (kg/m2) ",T0
280 INPUT "Alimentar El radio interno del tubo (m) ",R1
290 SOUND 1000,1
300 PRINT:PRINT
310 PRINT TAB(18) "*****ATENCIÓN*****"
320 PRINT TAB(13) "*****Se esta creando el archivo EXIT*****"
330 PRINT TAB(13) "*****para emplear el programa GRAPHICS*****"
340 PRINT:PRINT TAB(5) "Distancia radial de la pared al punto (m)      Esfuerzo co
      rante (kg/m2)"
350 FOR Y=0 TO R1 STEP R1/10
360 T=T0*(1-Y/R1)
370 PRINT TAB(20) USING "###.####";Y;:PRINT TAB(57) USING "#####.###";T;:1000;:P
      RINT "E-S"
380 NEXT
390 DIM Y(100):DIM T(100)
400 OPEN "d", #1, "exit!"
410 FOR Y=0 TO R1 STEP R1/90
420 Y(N+1)=Y
430 T(N+1)=(1-Y(N)/R1)
440 T(N+1)=T
450 N=N+1
460 WRITE #1, Y(N),T(N)
470 NEXT
480 CLOSE
490 GOTO 720
500 PRINT:INPUT "Alimentar La caída de presión entre los puntos considerados de
      la tuberia (kg/m2) ",DP
510 INPUT "Alimentar La longitud de tuberia bajo analisis (m) ",L
520 INPUT "Alimentar El radio interno del tubo (m) ",R1
530 PRINT:PRINT
540 PRINT TAB(10) "*****ATENCIÓN*****"
550 PRINT TAB(13) "*****Se esta creando el archivo EXIT*****"
560 PRINT TAB(13) "*****para emplear el programa GRAPHICS*****"

```

```

570 PRINT:PRINT TAB(5)*"Distancia radial del centro al punto (a)  Esfuerzo cort
ante (kg/cm2)"
580 FOR R=0 TO R1 STEP R1/10
590 T=OP*R/(2*M)
600 PRINT TAB(20) USING "###.###";R;PRINT TAB(57) USING "#####.###";T*1000;P
RINT "E-3"
610 NEXT
620 DIM R(100);DIM T(100)
630 OPEN "o" #2 "exit2"
640 FOR R=0 TO R1 STEP R1/90
650 R(N+1)=R
660 T=N+R/(2*M)
670 T(N+1)=T
680 N=N+1
690 WRITE #2, R(N),T(N)
700 NEXT
710 CLOSE
720 PRINT:INPUT "Desea obtener otro perfil de esfuerzos: (1)Si, (2)No ",OP4
730 IF OP4=1 THEN 230
740 IF OP4=2 THEN 750 ELSE 720
750 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido"

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #6

Y DEL PROGRAMA GRAPHICS

Selecciones: (1)Determinar el patron de flujo  
(2)Obtener la distribucion de esfuerzo cortante 1

Alimento: El diametro interno de la tuberia (m) .025  
Alimento: La velocidad media del fluido (m/s) .04259  
Alimento: La densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 880  
Alimento: La viscosidad del fluido (kg/m s) .0066

El patron de flujo es LAMINAR  
El numero de Reynolds es 141.3

Desea determinar otro patron de flujos (1)Si, (2)No 1

Alimento: El diametro interno de la tuberia (m) .025  
Alimento: La velocidad media del fluido (m/s) .04259  
Alimento: La densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 880  
Alimento: La viscosidad del fluido (kg/m s) .0066

El patron de flujo es LAMINAR  
El numero de Reynolds es 141.3

Desea determinar otro patron de flujos (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

Selecciones: (1)Determinar el patron de flujo  
(2)Obtener la distribucion de esfuerzo cortante 2

Conoce el esfuerzo cortante en la pared (1)Si, (2)No 1

Alimento: El esfuerzo cortante en la pared (kg/m<sup>2</sup>) .0009128  
Alimento: El radio interno del tubo (m) .0125

\*\*\*\*\*ATTENCION\*\*\*\*\*  
\*\*\*\*\*Se esta creando el archivo EXIT1\*\*\*\*\*  
\*\*\*\*\*para ejecutar el programa GRAPHICS\*\*\*\*\*

Distancia radial de la pared al punto (m)	Esfuerzo cortante (kg/m <sup>2</sup> )
0.0000	0.913E-3
0.0013	0.822E-3
0.0025	0.730E-3
0.0038	0.637E-3
0.0050	0.546E-3
0.0062	0.455E-3
0.0075	0.365E-3
0.0087	0.274E-3
0.0100	0.183E-3
0.0112	0.091E-3
0.0125	0.000E-3

Desea obtener otro perfil de esfuerzos (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

Mediante este programa podra graficar los valores  
obtenidos en los programas PORPA, PORPI y PORPB.  
para ello es necesario que los haya corrido y enton-  
ces empiee este graficador.

Tecllee el nombre del archivo en que se almacenaron los datos que desea graficar:  
EJ111

Alimente el valor maximo de la variable que va en el eje X-X .0009128

Alimente el valor maximo de la DISTANCIA RADIAL que se graficara en el eje Y-Y  
.0125

Alimente el titulo que ostentara el eje Y-Y  
Distancia radial de la pared al punto (a)  
Alimente el titulo que ostentara el eje X-X (maximo 23 caracteres)  
Esf. cortante (kg/cm<sup>2</sup>)

Escala: X-X  
1 unidad: 9.13E-05

Escala: Y-Y  
1 unidad: 1.25E-03

Trabajo Concluido

OK

Distancia radial de la pared al punto (m)

Esf. cortante (kg/m<sup>2</sup>)

Escala: X-X  
1 unidad: 9.13E-05

Escala: Y-Y  
1 unidad: 1.25E-03

Trabajo Concluido

OK

Distancia radial de la pared al punto (m)

Esf. cortante (kg/m<sup>2</sup>)

PROBLEMAS PROPUESTOS

1.- Por una tubería de 10 (cm) de diámetro interno fluye agua a una velocidad de 5 (m/s) a 20°C. Determine el patrón de flujo en la tubería.

El patrón de flujo es TURBULENTO

El número de Reynolds es 496617

2.- Por una tubería horizontal de 10 (cm) de diámetro interno y 100 (m) de longitud, se transporta petróleo crudo a una velocidad de 0.75 (m/s) y con una caída de presión de 5.667 (kg/cm<sup>2</sup>). El petróleo crudo tiene una densidad de 0.89 (kg/l) y una viscosidad cinemática de 26 (cm<sup>2</sup>/s).

(a) Determine el patrón de flujo que existe en la tubería.

El patrón de flujo es LAMINAR

El número de Reynolds es 28.84616

(b) Obtenga la distribución de esfuerzo cortante y de ahí el esfuerzo cortante en la pared.

Dist. radial del centro al punto (m)	Esfuerzo cortante (kg/m <sup>2</sup> )
0.0000	0.000E-3
0.0050	1416.750E-3
0.0100	2833.500E-3
0.0150	4250.250E-3
0.0200	5667.000E-3
0.0250	7083.749E-3
0.0300	8500.500E-3
0.0350	9917.249E-3
0.0400	11334.000E-3
0.0450	12750.750E-3
0.0500	14167.500E-3

El esfuerzo cortante en la pared es 14167.500E-3 (kg/m<sup>2</sup>)

Escala: X-X  
1 unidad: 1,42E+00

Escala: Y-Y  
1 unidad: 5,00E-03

Trabajo Concluido

0k

Distancia radial del centro al punto (m)

Esf. cortante (kg/m<sup>2</sup>)

### 3.4 Distribución de velocidades:

La distribución de velocidades en una sección recta seguirá una ley de variación parabólica en el flujo laminar. La velocidad máxima tiene lugar en el eje de la tubería y es igual al doble de la velocidad media.

Para obtener la velocidad media en un tubo a régimen laminar, se aplica la ecuación de Poiseuille:

$$u = \frac{(P_1 - P_2)R^2}{8L\eta} = \frac{Ca}{\pi R^2} \quad (3.9)$$

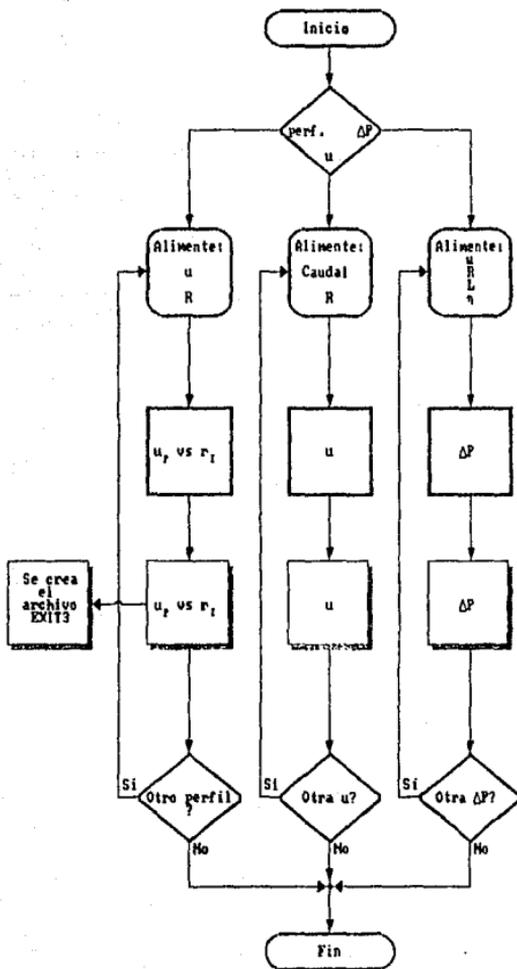
La relación entre la velocidad media y la puntual está dada por:

$$u_p = 2u \left( 1 - \frac{r^2}{R^2} \right) \quad (3.10)$$

#### Nota importante:

En el programa PDRDP7, al elegir la opción de obtener la distribución de velocidades, se forma el archivo EXIT3 en el directorio que contenga al programa PDRDP7. Este archivo se utiliza en el programa GRAPHICS que se encuentra al final de este capítulo.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #7 (PDRDP7)  
 Calcula la distribución de velocidades y las caídas de presión en tuberías lisas a régimen laminar



### PROBLEMA HECHO A MANO

Por una tubería con 0.68 (m) de diámetro interno fluye aceite con una viscosidad de 15 (cps), una densidad de 800 (kg/m<sup>3</sup>) y un caudal de 40 (m<sup>3</sup>/h).

(a) Determine la caída de presión por metro de tubería.

(b) Obtenga el perfil de velocidades a lo largo del radio del tubo.

Solución:

Empleando la ec. (3.9):

$$u = \frac{0.0111}{\pi(0.34)^2} = 0.03056 \text{ (m/s)}$$

Empleando la ec. (3.2):

$$Re = \frac{(0.68)(0.03056)(800)}{15E-3} = 1108.46$$

Por lo tanto el régimen es laminar y se emplea la ecuación (3.9):

$$\Delta P = \frac{8(11)(15E-3)(0.03056)}{(0.34)^2}$$

$$\Delta P = 0.0317 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(b) Empleando la ec. (3.10) y calculando para tres puntos en el radio, tenemos:

(b.1)  $r = 0.068$  (m)

$$u_p = 2(0.03056)\left(1 - \frac{0.068^2}{0.34^2}\right)$$

$$u_p = 58.752E-3 \text{ (m/s)}$$

(b.2)  $r = 0.17$  (m)

$$u_p = 2(0.03056)\left(1 - \frac{0.170^2}{0.34^2}\right)$$

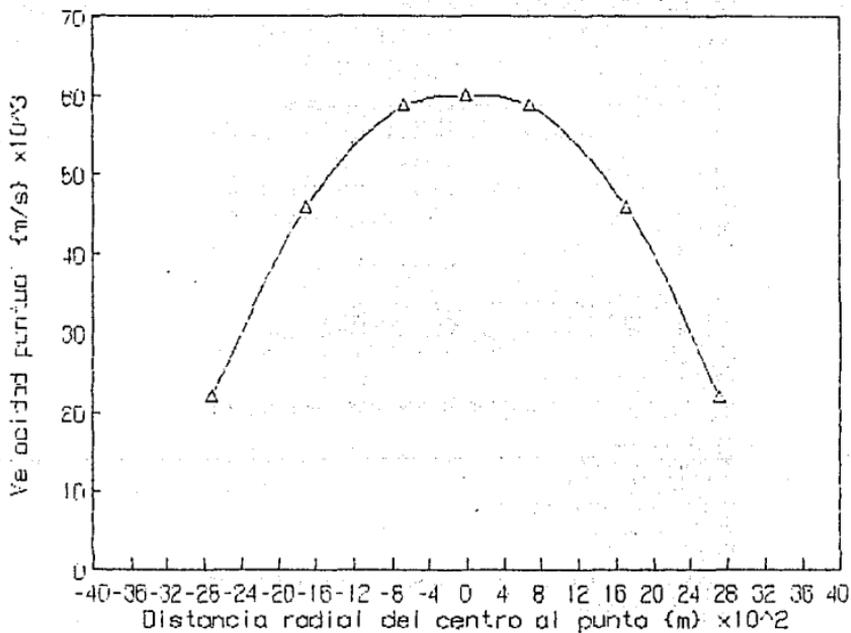
$$u_p = 45.900E-3 \text{ (m/s)}$$

(b.3)  $r = 0.272$  (m)

$$u_p = 2(0.03056) \left( 1 - \frac{0.272^2}{0.34^2} \right)$$

$$u_p = 22.032E-3 \text{ (m/s)}$$

Gráfica resultante:



```

10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO:PROG7.DAS
20 REN Calcula la velocidad media de un fluido o su caída de presión
30 REN así como los perfiles de velocidad a régimen laminar
40 CLS
50 INPUT "Selecciones: (1)Determinar la velocidad media del fluido
(2)Determinar la caída de presión
(3)Obtener la distribución de velocidades ",OP1
60 PRINT
70 IF OP1=1 THEN 100
80 IF OP1=2 THEN 170
90 IF OP1=3 THEN 260 ELSE 50
100 INPUT "Alimente: El caudal que circula por la tubería (m³/s) ",CA
110 INPUT "Alimente: El radio interno de la tubería (m) ",R1
120 U=CA*3.1416/R1^2
130 PRINT:PRINT TAB(10) "La velocidad media del fluido es ";PRINT USING "#####
.###";U;PRINT " (m/s)"
140 PRINT:INPUT "Desea calcular otra velocidad: (1)Si, (2)No ",OP2
150 IF OP2=1 THEN 60
160 IF OP2=2 THEN 360 ELSE 140
170 PRINT:INPUT "Alimente: La velocidad media del fluido (m/s) ",U
180 INPUT "Alimente: El radio interno de la tubería (m) ",R1
190 INPUT "Alimente: La longitud de tubería entre los puntos considerados (m) ",
L
200 INPUT "Alimente: La viscosidad del fluido (kg/m s) ",VIS
210 OP=8*U*L*VIS/R1^2
220 PRINT:PRINT TAB(10) "La caída de presión es de ";PRINT USING "#####.###";P;
PRINT " (N/m²)"
230 INPUT "Desea calcular otra caída de presión: (1)Si, (2)No ",OP3
240 IF OP3=1 THEN 170
250 IF OP3=2 THEN 360 ELSE 230
260 PRINT:INPUT "Alimente: La velocidad media del fluido (m/s) ",U
270 INPUT "Alimente: El radio interno de la tubería (m) ",R1
271 SOUND 1000,1;PRINT:PRINT
272 PRINT TAB(10) "*****ATENCIÓN*****"
273 PRINT TAB(13) "*****Se está creando el archivo EXIT3*****"
274 PRINT TAB(13) "*****para emplear el programa GRAPHICS*****"
280 PRINT:PRINT TAB(5) "Distancia radial del centro al punto (a) Velocidad pun
tual (m/s)"
290 FOR R=0 TO R1 STEP R1/10
300 UP=2*U*(1-R^2/R1^2)
310 PRINT TAB(20) USING "###.#####";R;PRINT TAB(50) USING "#####.###";UP+1000;
PRINT "E-3"
320 NEXT
321 DIR R(100);DIM UP(100)
322 OPEN "o",#3,"ext3"
323 FOR R=0 TO R1 STEP R1/90
324 R(N)=R
325 UP=2*U*(1-R(N+1)^2/R1^2);UP(N+1)=UP
326 N=N+1
327 WRITE #3, R(N), UP(N)
328 NEXT
329 CLOSE
330 PRINT:INPUT "Desea obtener otro perfil de velocidades: (1)Si, (2)No ",OP4
340 IF OP4=1 THEN 260
350 IF OP4=2 THEN 360 ELSE 330
360 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido"

```

## CORRIDA DEL PROGRAMA #7

## Y DEL PROGRAMA GRAPHICS

Selecciones (1)Determinar la velocidad media del fluido  
 (2)Determinar la caída de presión  
 (3)Obtener la distribución de velocidades 1

Alimente: El caudal que circula por la tubería (m<sup>3</sup>/s) .011  
 Alimente: El radio interno de la tubería (m) .34

La velocidad media del fluido es 0.030 (m/s)

Desea calcular otra velocidad: (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

Selecciones (1)Determinar la velocidad media del fluido  
 (2)Determinar la caída de presión  
 (3)Obtener la distribución de velocidades 2

Alimente: La velocidad media del fluido (m/s) .03  
 Alimente: El radio interno de la tubería (m) .34  
 Alimente: La longitud de tubería entre los puntos considerados (m) 1  
 Alimente: La viscosidad del fluido (kg/m s) .015

La caída de presión es de 0.031 (N/m<sup>2</sup>)

Desea calcular otra caída de presión: (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

Selecciones (1)Determinar la velocidad media del fluido  
 (2)Determinar la caída de presión  
 (3)Obtener la distribución de velocidades 3

Alimente: La velocidad media del fluido (m/s) .03  
 Alimente: El radio interno de la tubería (m) .34

\*\*\*\*\*ATENCIÓN\*\*\*\*\*  
 \*\*\*\*\*Se está creando el archivo EXI13\*\*\*\*\*  
 \*\*\*\*\*para emplear el programa GRAPHICS\*\*\*\*\*

Distancia radial del centro al punto (a)	Velocidad puntual (m/s)
0.0000	60.000E-3
0.0340	59.400E-3
0.0680	57.600E-3
0.1020	54.600E-3
0.1360	50.400E-3
0.1700	45.000E-3
0.2040	38.400E-3
0.2380	30.600E-3
0.2720	21.600E-3
0.3060	11.400E-3

Desea obtener otro perfil de velocidades: (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

Mediante este programa podra graficar los valores obtenidos en los programas POROP6, POROP7 y POROP8. para ello es necesario que los haya corrido y entonces espere este graficador.

Telee el nombre del archivo en que se almacenaron los datos que desea graficars  
EXIT3

Alimente el valor maximo de la variable que va en el eje X-X .06

Alimente el valor maximo de la DISTANCIA RADIAL que se graficara en el eje Y-Y  
.34

Alimente el titulo que ostentara el eje Y-Y

Distancia radial del centro al punto (a)

Alimente el titulo que ostentara el eje X-X (maximo 23 caracteres)

Velocidad puntual (a/s)

Escala: X-X  
1 unidad:  $6.00E-03$

Escala: Y-Y  
1 unidad:  $3.40E-02$

Trabajo Concluido

OK

Distancia radial del centro al punto (m)

Velocidad puntual (m/s)

PROBLEMAS PROPUESTOS

Un aceite fluye en régimen laminar a través de una tubería de 2 (cm) de diámetro interno a razón de 23 (l/min). La viscosidad del aceite es de 300 (cps) y su densidad es de 0.933 (kg/l).

(a) Calcule la velocidad media del fluido.

*La velocidad media es 1.22 (m/s)*

(b) Calcule la caída de presión por metro de tubo.

*La caída de presión es 29280.00 (N/m<sup>2</sup>)*

(c) Calcule el perfil de velocidades que hay en la tubería.

Dist. radial del centro al punto (m)	Velocidad puntual (m/s)
0.0000	2440.000E-3
0.0010	2415.600E-3
0.0020	2342.400E-3
0.0030	2220.400E-3
0.0040	2049.600E-3
0.0050	1830.000E-3
0.0060	1561.600E-3
0.0070	1244.400E-3
0.0080	878.400E-3
0.0090	463.600E-3
0.0100	000.000E-3

Escala: X-X  
1 unidad:  $2.44E-01$

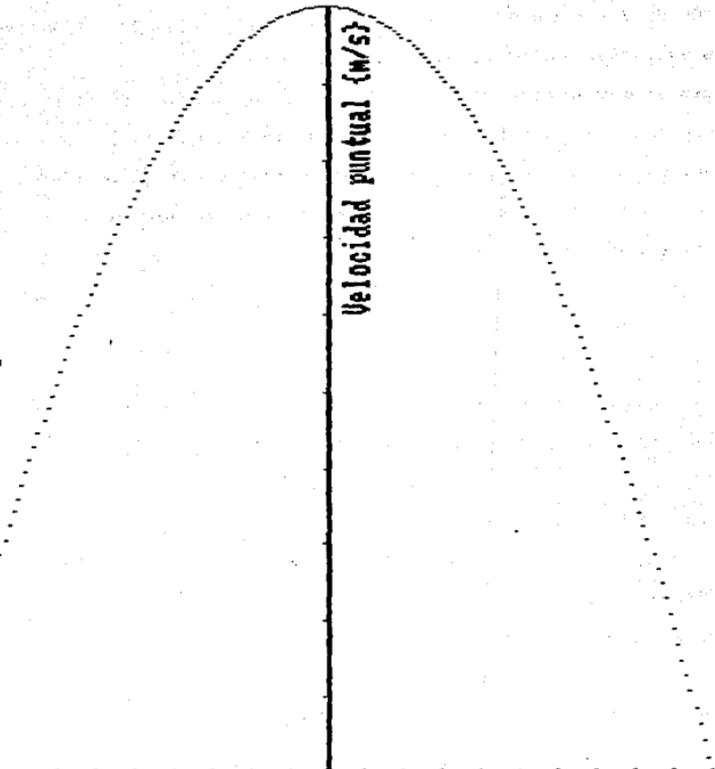
Escala: Y-Y  
1 unidad:  $1.00E-03$

Trabajo Concluido

OK

Distancia radial del centro al punto (m)

Velocidad puntual (m/s)



En el flujo turbulento resulta una distribución de velocidades más uniforme, es decir, la velocidad puntual varía menos con el radio en comparación al flujo laminar; a partir de los datos experimentales de Nikuradse y otros investigadores, se dan a continuación las ecuaciones de los perfiles de velocidades en función de la velocidad en el eje de la tubería ( $u_0$ ) o en función de la velocidad de corte ( $u_c$ ).

$$u_c = (\tau_0/\rho)^{1/2} = u(f/B)^{1/2} \quad (3.11)$$

y

$$f/B = 0.023 \text{Re}^{-0.2} \quad (3.12)$$

La ecuación (3.12) tiene como limitación que  $10,000 < \text{Re} < 300,000$ .

Una fórmula experimental para el perfil de velocidades es:

$$u_p = u_0(y/R)^n \quad (3.13)$$

Para tuberías lisas:

$$u_p = u_c(5.5 + 5.75 \log \frac{y u_c}{\nu}) \quad (3.14)$$

Para tuberías lisas ( $y < 5000 < \text{Re} < 3'000,000$ ) y para tuberías rugosas en la zona de exclusiva influencia de la rugosidad:

$$u_0 - u_p = -2.5 u_c \ln(y/R) \quad (3.15)$$

y en función de la velocidad media, Vennard ha sugerido que  $u/u_0$  puede escribirse en la forma:

$$\frac{u}{u_0} = \frac{1}{1 + 4.07 (f/B)^{1/2}} \quad (3.16)$$

Para tuberías rugosas:

$$u_p = u_c(8.5 + 5.75 \log \frac{y}{z}) \quad (3.17)$$

Para contornos rugosos o lisos:

$$\frac{u_p - u}{u(f)^{1/2}} = 2 \log \frac{y}{R} + 1.32 \quad (3.18)$$

y también

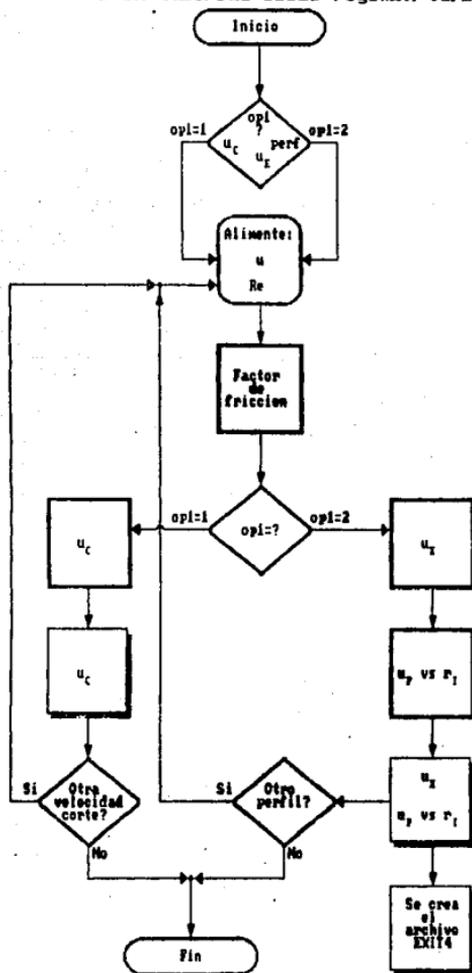
$$u_0/u = 1.43(f)^{1/2} + 1$$

(3.19)

**Nota importante:**

En el programa PDR0PB, al elegir la opción de obtener la distribución de velocidades, se forma el archivo EXIT4 en el directorio que contenga al programa PDR0PB. Este archivo se utiliza en el programa GRAPHICS que se encuentra al final de este capítulo.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #8 (PDR0P8)  
 Calcula la velocidad de corte y la distribución de  
 velocidades en tuberías lisas régimen turbulento



### PROBLEMA HECHO A MANO

Por una tubería lisa de 0.03 (m) de diámetro interno circula agua a una velocidad de 10 (m/s) en régimen turbulento y con un Reynolds de 297970.2. La temperatura es de 20°C.

- (a) Determine la velocidad de corte del fluido.  
(b) Obtenga la velocidad en el eje de la tubería y el perfil de velocidades a lo largo del radio del tubo.

Solución:

- (a) Empleando la ec. (3.12):

$$f/B = 0.023(297970.2)^{-0.2}$$
$$f/B = 1.8488E-3$$

Empleando la ec. (3.11):

$$u_c = 10(1.8488E-3)^{0.5}$$
$$u_c = 0.4299 \text{ (m/s)}$$

- (b) Empleando la ec. (3.16) despejada para  $u_e$ :

$$u_e = 10(1 + 4.07(1.8488E-3)^{0.5})$$
$$u_e = 11.75 \text{ (m/s)}$$

Empleando la ec. (3.13) y calculando para tres puntos en el radio, tenemos:

(b.1)  $y = 0.0030 \text{ (m)}$  o  $r = 0.0012 \text{ (m)}$

$$u_p = 11.75(0.0030/0.015)^{1/8}$$
$$u_p = 9.60874 \text{ (m/s)}$$

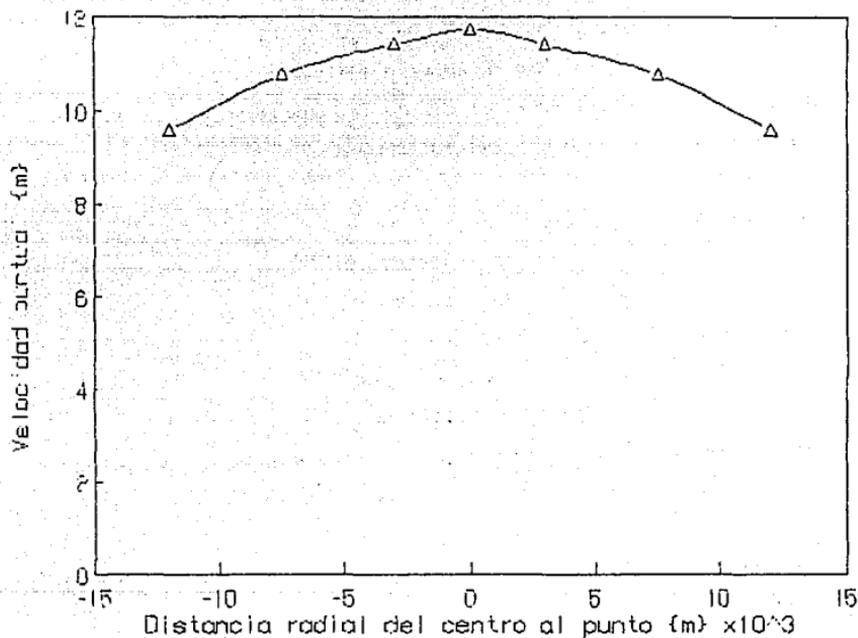
(b.2)  $y = 0.0075 \text{ (m)}$  o  $r = 0.0025 \text{ (m)}$

$$u_p = 11.75(0.0075/0.015)^{1/8}$$
$$u_p = 10.77479 \text{ (m/s)}$$

(b.3)  $y = 0.0120 \text{ (m)}$  o  $r = 0.003 \text{ (m)}$

$$u_p = 11.75(0.0120/0.015)^{1/8}$$
$$u_p = 11.42678 \text{ (m/s)}$$

Gráfica resultante:



## PROGRAMA #8

```

10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO:PROG8.BAS
20 REN Calcula la velocidad de corte y la distribucion de velocidades para tuber
ia lisa a regimen turbulento
30 CLS
40 INPUT "Selecciones: (1)Determinar la velocidad de corte
(2)Obtener la distribucion de velocidades junto con la
velocidad en el eje ",OP1
50 PRINT
60 INPUT "Alimente: La velocidad media del fluido (m/s) ",U
70 INPUT "Alimente: El numero de Reynolds ",RE
80 F=.023*RE^(-.2)
90 F=.023*RE^(-.2)
100 IF OP1=1 THEN 120
110 IF OP1=2 THEN 170 ELSE 80
120 UC=U*F*.5
130 PRINT:PRINT TAB(10) "La velocidad de corte es ";PRINT USING "#####.#####";U
C;PRINT" (m/s)"
140 PRINT:INPUT "Desea obtener otra velocidad de corte: (1)Si, (2)No ",OP2
150 IF OP2=1 THEN 50
160 IF OP2=2 THEN 420
170 UE=U*(1+.07*F*.5);PRINT:INPUT "Alimente: El radio interno de la tuberia (a)
",R1
180 SOUND 1000,1:PRINT:PRINT
190 PRINT TAB(18) "*****ATENCIÓN*****"
200 PRINT TAB(13) "*****Se esta creando el archivo EXIT*****"
210 PRINT TAB(13) "*****para emplear el programa GRAPHICS*****"
220 PRINT:PRINT TAB(5) "Distancia radial del centro al punto (a) Velocidad pu
ntual (m/s)"
230 IF RE<=100000! THEN Q=(1/7)
240 IF RE>100000! AND RE<=400000! THEN Q=(1/8)
250 FOR R=0 TO R1 STEP R1/10
260 UP=UE*((R1-R)/R1)^Q
270 PRINT TAB(20) USING "##.####";R1;PRINT TAB(57) USING "####.####";UP
280 NEXT
290 DIM R(100):DIM UP(100)
300 OPEN "o" #1 "exit4"
310 FOR R=0 TO R1 STEP R1/90
320 R(N+1)=R
330 UP(N+1)=(R1-R(N+1))/R1)^Q
340 UP(N+1)=UP
350 N=N+1
360 WRITE #1,R(N),UP(N)
370 NEXT
375 CLOSE
380 PRINT:PRINT "La velocidad en el eje es ";PRINT USING "#####.####";UE;PRIN
T"
(m/s)"
390 PRINT:INPUT "Desea obtener otro perfil de velocidades: (1)Si, (2)No ",OP3
400 IF OP3=1 THEN 50
410 IF OP3=2 THEN 420 ELSE 390
420 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido"

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #8  
Y DEL PROGRAMA GRAPHICS

Selecciones: (1)Determinar la velocidad de corte  
(2)Obtener la distribución de velocidades junto con la  
velocidad en el eje 1

Aliaente: La velocidad media del fluido (m/s) 10  
Aliaente: El numero de Reynolds 297970.2

La velocidad de corte es 0.4300 (m/s)

Desea obtener otra velocidad de cortes: (1)SI, (2)No 2

Trabajo Concluido

Selecciones: (1)Determinar la velocidad de corte  
(2)Obtener la distribución de velocidades junto con la  
velocidad en el eje 2

Aliaente: La velocidad media del fluido (m/s) 10  
Aliaente: El numero de Reynolds 297970.2

Aliaente: El radio interno de la tubería (m) .0015

\*\*\*\*\*ATENCIÓN\*\*\*\*\*  
\*\*\*\*\*Se esta creando el archivo EX114\*\*\*\*\*  
\*\*\*\*\*para emplear el programa GRAPHICS\*\*\*\*\*

Distancia radial del centro al punto (m)	Velocidad puntual (m/s)
0.0000	11.7500
0.0002	11.5963
0.0003	11.4268
0.0005	11.2377
0.0006	11.0232
0.0008	10.7748
0.0009	10.4784
0.0011	10.1083
0.0012	9.6098
0.0013	8.9113
0.0015	1.5180

La velocidad en el eje es 11.7500 (m/s)

Desea obtener otro perfil de velocidades: (1)SI, (2)No 2

Trabajo Concluido

Mediante este programa podra graficar los valores obtenidos en los programas PDROP6, PDROP7 y PDROP8. para ello es necesario que los haya corrido y entonces emplee este graficador.

Teclase el nombre del archivo en que se almacenaron los datos que desea graficars  
EXIT4

Alimente el valor maximo de la variable que va en el eje X-I 11.75

Alimente el valor maximo de la DISTANCIA RADIAL que se graficara en el eje Y-Y  
.0015

Alimente el titulo que ostentara el eje Y-Y

Distancia radial del centro al punto (a)

Alimente el titulo que ostentara el eje X-I (maximo 23 caracteres)

Velocidad puntual (m/s)

Escala: X-X  
1 unidad: 1.18E+00

Escala: Y-Y  
1 unidad: 1.50E-04

Trabajo Concluido

OK

Distancia radial del centro al punto {m}

Velocidad puntual {m/s}

PROBLEMAS PROPUESTOS

Por una tubería lisa de 3 (m) de diámetro interno circula petróleo crudo a una velocidad de 15 (m/s). El petróleo tiene una densidad de 890 (kg/m<sup>3</sup>) y una viscosidad de 2.314 (kg/m s) a 20°C.

(a) Determine la velocidad de corte del fluido.

*La velocidad de corte es 0.8573 (m/s)*

(b) Obtenga la velocidad en el eje de la tubería y el perfil de velocidades a lo largo del radio del tubo.

*Dist. radial del centro al punto (m)      Velocidad puntual (m/s)*

0.0000	18.4892
0.1500	18.2190
0.3000	17.9091
0.4500	17.5707
0.6000	17.1880
0.7500	16.7461
0.9000	16.2207
1.0500	15.5576
1.2000	14.6915
1.3500	13.3064
1.5000	1.7892 ( $\approx 0$ )

*La velocidad en el eje es 18.4892 (m/s)*

Escala: X-X  
1 unidad:  $1.85E+00$

Escala: Y-Y  
1 unidad:  $1.50E-01$

Trabajo Concluido

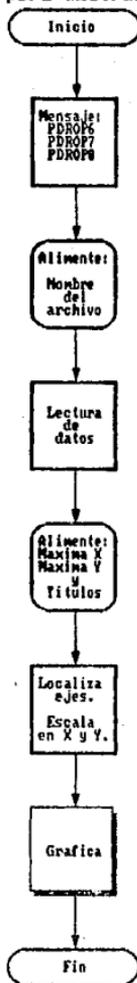
OK

Distancia radial del centro al punto (M)

Velocidad puntual (M/S)

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA GRAPHICS

Grafica los datos obtenidos en los programas PDR0P6,  
PDR0P7 y PDR0P8 para mostrar el perfil obtenido



ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

## PROGRAMA #9

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: GRAPHICS.BAS
20 CLS
30 PRINT TAB(10) "Mediante este programa podra graficar los valores"
40 PRINT TAB(10) "obtenidos en los programas PDROP6, PDROP7 y PDROP8."
50 PRINT TAB(10) "para ello es necesario que los haya corrido y enton-"
60 PRINT TAB(10) "ces empiece este graficador."
70 PRINT
80 PRINT
90 PRINT
100 INPUT "Teclee el nombre del archivo en que se almacenaron los datos que desea
a graficar: ",A$
110 DIM Y(90):DIM X(90)
120 OPEN "1",#1,A$
130 FOR N=1 TO 90
140 IF EOF(1) THEN 170
150 INPUT #1, Y(N), X(N)
160 NEXT
170 CLOSE
180 PRINT
190 PRINT
200 INPUT "Alimente el valor maximo de la variable que va en el eje X-X ",B
210 PRINT
220 INPUT "Alimente el valor maximo de la DISTANCIA RADIAL que se graficara en e
l eje Y-Y ",D
230 PRINT
240 PRINT
250 INPUT "Alimente el titulo que ostentara el eje Y-Y ",B$
260 INPUT "Alimente el titulo que ostentara el eje X-X (maximo 25 caracteres) ",
C$
270 SCREEN 2:KEY OFF
280 WINDOW (-B/3,-D)-(B,D)
290 LINE (-B/3,0)-(B,0)
300 LINE (0,D)-(0,-D)
310 LOCATE 14,24
320 PRINT TAB(57) C$
330 LOCATE 2,22
340 PRINT B$
350 FOR N=1 TO 90
360 PSET (X(N),Y(N)):PSET (X(N),-Y(N))
370 NEXT N
380 FOR X=B TO 0 STEP B/10
390 PSET (X,D/100)
400 NEXT X
410 FOR Y=D TO 0 STEP D/10
420 PSET (B/150,Y)
430 NEXT Y
440 LOCATE 1,1
45. PRINT "Escala: X-X "
460 PRINT "1 unidad:":PRINT USING "00.00*****;B/10
470 PRINT
480 PRINT "Escala: Y-Y "
490 PRINT "1 unidad:":PRINT USING "00.00*****;D/10
500 PRINT:PRINT
510 PRINT " Trabajo Concluido"

```

Nomenclatura del capítulo III:

$Ca$  = caudal =  $\frac{u}{A}$  = velocidad media/Área de la sección de tubo ( $m^3/s$ ).

$D$  = diámetro interno de la tubería (m).

$\frac{du}{dy}$  = gradiente de velocidades (1/s).

$f$  = factor de fricción de Darcy (adimensional).

$L$  = longitud entre los puntos considerados de la tubería (m).

$n = 1/7$ , para tuberías lisas, hasta  $Re = 100,000$ .

$n = 1/8$ , para tuberías lisas y  $Re$  de  $100,000$  a  $400,000$ .

$P_1 - P_2$  = caída de presión entre los puntos de la tubería considerados ( $N/m^2$ ).

$r$  = distancia del centro al punto considerado (m).

$R$  = radio del tubo (m).

$Re$  = número de Reynolds.

$u$  = velocidad media (m/s).

$u_c$  = velocidad de corte (m/s).

$u_p$  = velocidad puntual (m/s).

$u_e$  = velocidad en el eje de la tubería (m/s).

$y$  = distancia de la pared al punto considerado (m).

$\Delta P$  = caída de presión entre los puntos de la tubería considerados ( $kgf/m^2$ ).

$\epsilon$  = es la altura de la rugosidad absoluta de la pared de la tubería (m).

$\eta$  = viscosidad del fluido ( $kg/s \cdot m$ ).

$\nu$  = viscosidad cinemática del fluido ( $m^2/s$ ).

$\rho$  = densidad del fluido ( $kg/m^3$ ).

$\tau_{INT}$  = esfuerzo cortante ( $N/m^2$ ).

$\tau$  = esfuerzo cortante en un punto y ( $kgf/m^2$ ).

$\tau_o$  = esfuerzo cortante en la pared ( $kgf/m^2$ ).

## PERDIDAS DE PRESION EN EL FLUJO DE FLUIDOS

### 4.1 Fluidos Incompresibles:

Pueden considerarse como tales aquellos en los que la variación de la densidad es suficientemente reducida. Esta condición se cumple siempre en el caso de los líquidos y en el de los gases cuando su número Mach es inferior a 0.3.

En el capítulo anterior nos referimos a la pérdida de presión por fricción que se presenta en el flujo laminar, donde se hace uso de la ecuación desarrollada por Poiseuille para determinar esta caída de presión en un tubo recto de sección circular. En este capítulo trataremos acerca de las caídas de presión que surren los fluidos en los distintos patrones de flujo al existir cambios en la trayectoria del fluido.

Para el estudio de la caída de presión en el flujo de fluidos incompresibles comenzaremos con el conocimiento del factor de fricción.

#### 4.1.1 Factor de fricción:

Para determinar la caída de presión que existe en el flujo de un fluido a través de una tubería en la que no se desprecian las pérdidas por fricción, se hace necesario determinar el factor de fricción para el tipo de flujo y tubería en cuestión.

El factor de fricción ( $f$ ) es función, para el régimen laminar ( $Re < 2100$ ), únicamente del número de Reynolds de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$f = 64/Re \quad (4.1)$$

El factor de fricción en las regiones transicional y turbulenta ( $Re \geq 2100$ ), es función del número de Reynolds y de la rugosidad relativa ( $\epsilon/D$ ). Los valores de rugosidad relativa se encuentran en la literatura [22] en forma tanto de tablas como de gráficas, en donde se localiza el tipo de material del que está hecha la tubería así como su diámetro nominal, con estos datos se lee la rugosidad relativa que tiene dicha tubería.

Para los patrones de flujo mencionados existen muchas aproximaciones de la ecuación de Colebrook [21]:

$$\frac{1}{f^{1/2}} = -2.0 \log \left\{ \frac{\epsilon/D}{3.7} + \frac{2.51}{Re (f^{1/2})} \right\} \quad (4.2)$$

Entre las cuales se ha encontrado que las siguientes arrojan los resultados más confiables:

$$f = \left[ A - \frac{(B - A)^2}{C - 2B + A} \right]^{-2} \quad (4.3)$$

donde:

$$A = -2.0 \log \left( \frac{\epsilon/D}{3.7} + \frac{1.25}{Re} \right) \quad (4.4)$$

$$B = -2.0 \log \left( \frac{\epsilon/D}{3.7} + \frac{2.51A}{Re} \right) \quad (4.5)$$

$$C = -2.0 \log \left( \frac{\epsilon/D}{3.7} + \frac{2.51B}{Re} \right) \quad (4.6)$$

Este juego de ecuaciones reduce el tiempo de cálculo para la obtención del factor de fricción.

#### 4.1.2 Caída de presión y pérdidas de energía por rozamiento en longitudes de tubería recta de sección circular:

En el capítulo III revisamos brevemente que la caída de presión en el régimen laminar era posible de calcular mediante la ecuación de Poiseuille, esta ecuación arroja las pérdidas de presión por rozamiento y, además, si se trataba de un tubo en posición

horizontal y recto, entonces se obtenía la caída de presión total.

Una ecuación más general que aplica para los tres patrones de flujo para obtener las pérdidas de presión debidas al rozamiento (o la caída de presión total si se trata de un tubo recto en posición horizontal) es:

$$-\Delta p_{roz} = \frac{f}{2g_c} \left(\frac{L}{D}\right) u^2 \rho \quad (4.7)$$

Examinando la ecuación (4.7) notamos que para evaluar la caída de presión por rozamiento en una tubería de sección circular, el problema se reduce a calcular el factor de fricción de Darcy para las condiciones de flujo existentes y la tubería empleada, ya que el resto de las variables son generalmente conocidas.

Si lo que se desea conocer son las pérdidas de energía en un sistema de flujo debidas al rozamiento, entonces la ecuación (4.7) toma la forma:

$$-\frac{\Sigma F}{H} = \frac{\Delta p_{roz}}{\rho} = \frac{f}{2g_c} \left(\frac{L}{D}\right) u^2 \quad (4.8)$$

Esta ecuación permite conocer las pérdidas de energía que hay en una tubería recta de sección circular debidas al rozamiento.

#### 4.1.3 Pérdidas de energía por rozamiento en una tubería de sección no circular:

Para determinar las pérdidas de energía por rozamiento en tuberías que no son de sección circular se recurre a la ecuación (4.8) pero empleando un diámetro equivalente que es igual a cuatro veces el radio hidráulico. El radio hidráulico es la relación entre el área de la sección transversal del flujo y el perímetro mojado, es decir,:

$$r_H = (\text{Área de flujo} / \text{perímetro mojado}) \quad (4.9)$$

$$D_{eq} = 4r_H \quad (4.10)$$

Este diámetro equivalente es el que se emplea en la ecuación (4.8).

#### 4.1.4 Efectos de la transferencia de calor en el factor de fricción:

El factor de fricción estudiado en la sección 4.1.1 se emplea para flujo isotérmico, en el caso en que se tenga flujo no isotérmico se puede utilizar el método de Sieder y Tate para predecir el factor de fricción en líquidos y gases.

En un líquido el cambio de temperatura afecta las propiedades físicas del mismo, en especial a la viscosidad.

La secuencia del método Sieder y Tate para el cálculo del factor de fricción es como sigue:

1.- Calcular la temperatura total media  $T_m$  como el promedio de las temperaturas de entrada y salida.

2.- Calcular el número de Reynolds con la densidad y viscosidad a la temperatura total media para de aquí generar el factor de fricción.

3.- Determinar la viscosidad a la temperatura de la pared  $T_w$ .

4.- Calcular  $\phi$  según sea el caso:

$$\phi = (\bar{\eta}/\eta_w)^{0.17} \quad \text{calentamiento} \quad Re > 100 \quad (4.11)$$

$$\phi = (\bar{\eta}/\eta_w)^{0.11} \quad \text{enfriamiento} \quad Re > 100 \quad (4.12)$$

$$\phi = (\bar{\eta}/\eta_w)^{0.38} \quad \text{calentamiento} \quad Re < 2100 \quad (4.13)$$

$$\phi = (\bar{\eta}/\eta_w)^{0.25} \quad \text{enfriamiento} \quad Re < 2100 \quad (4.14)$$

5.- Calcular el nuevo factor de fricción de Darcy:  $f = f/\phi$ .

#### 4.1.5 Tuberias: [23]

En todas las instalaciones químicas es necesario trasladar de un punto a otro diversos fluidos, tanto líquidos como gases, a presiones y velocidades muy variables. Ello se realiza mediante

conducciones de forma y tamaño diversos, cuyos materiales y dimensiones se eligen de acuerdo con las exigencias de cada caso.

Las presiones habituales a las que circulan los fluidos en las instalaciones son muy variables, desde unos 100 kPa o aún menos (aspiración de las bombas de líquidos), hasta unos 10,000 kPa (descarga de compresores alternativos), y dependen naturalmente del punto de la instalación considerado, del tipo de fluido, del proceso que tiene lugar, etc. En el caso de los gases, el intervalo de presiones es todavía mayor que en el de los líquidos, pudiendo alcanzarse muy altas presiones ( $5 \times 10^{-5}$  a  $10^6$  kPa). La tecnología de la alta presión comprende la aplicación técnica de presiones superiores a los  $10^4$  kPa, como, por ejemplo, en los procesos de hidrogenación, polimerización, etc.

Sin embargo, en la mayoría de los casos, las presiones alcanzadas en la circulación y manejo de fluidos suelen ser moderadas, es decir, inferiores a  $10^4$  kPa.

Por otra parte, las velocidades con que se hacen circular los fluidos por el interior de las conducciones son también muy variables, y su valor está en función del caudal y del diámetro de la conducción elegidos, así como el tipo de fluido considerado (viscosidad, densidad, posible contenido de sólidos en suspensión, etc.).

En las tablas 4.1 y 4.2 se muestran algunos valores típicos de las velocidades de líquidos y gases por el interior de conducciones cilíndricas.

Tabla 4.1

Velocidades típicas de líquidos en tuberías de acero (m/s)

	D ≤ 2in	3in < D < 10in	10in < D < 20in
<b>Aqua</b>			
Succión bomba	0.3-0.6	0.6-1.2	1 -2
Descarga bomba	0.5-1	1 -1.5	1.2-2
Alimentación caldera	1.2-3	1.5-3.5	2.5-4.2
Desagües	1 -1.2	1 -1.5	—
<b>Hidrocarburos líquidos (viscosidad normal)</b>			
Succión bomba	0.5-0.75	0.6-1.2	1 -2
Desagües	1 -1.2	1 -1.5	—
<b>Aceites viscosos</b>			
Succión bomba:			
-viscosidad media	—	0.5-1	0.75-1.5
-alquitrán y fuel-oil	—	0.1-0.2	0.15-0.3
Descarga bomba	—	1 -1.5	1.2-1.8
Desagües	0.3	0.5-1	—

Tabla 4.2

Velocidades típicas de gases y vapores por tuberías (m/s)

Diám. nominal (pulgadas)	Vapor sat.	Vapor sobrecalentado o gas	
	(baja presión)	(media presión)	(alta presión)
≤ 2	13-30	12-24	9-18
3-4	15-33	13-27	10-20
6	18-36	15-36	13-27
8-10	20-38	24-48	20-38
12-14	21-39	30-57	24-43
16-18	23-40	33-63	27-48
20	24-42	26-66	30-50

Los materiales con que se construyen las conducciones son muy diversos, tales como acero al carbono, acero inoxidable, hierro forjado, fundición, plomo, plásticos, cemento, amianto, bronce,

cobre, cerámica, vidrio, etc., y cada uno responde a una necesidad concreta. Así, si el fluido es corrosivo se usan aleaciones de gran resistencia química, mientras que si son aguas residuales, la tubería puede ser de cemento o de alguna fibra sintética de bajo costo. Si se desea calentar o enfriar el fluido, se usan materiales de elevada conductividad calorífica, como el cobre.

Los tubos se fabrican en dimensiones normalizadas, cuya longitud puede oscilar entre 5 y 12 metros aproximadamente.

Los diámetros nominales oscilan entre 1/8 y 30 pulgadas (0.31-76 cm), y no coinciden por lo general con el diámetro externo ni con el interno. Para tuberías de 3 a 12 pulgadas, el valor nominal se aproxima al diámetro interno real, y, sin embargo, en tuberías grandes, de más de 12 pulgadas, el diámetro nominal es igual al diámetro externo real. En la literatura [24] se presentan los valores de los diámetros de tubería de acero, según la norma ASA (American Standards Association).

El espesor de pared de los tubos se encuentra también normalizado, y es variable para cada diámetro nominal, según sean las condiciones de presión que vayan a reinar en su interior. La norma ASA clasifica los tubos por el número de catálogo, que viene definido por la expresión:

$$\text{Número de catálogo} = 1000 P/S \quad (4.15)$$

donde:

P = presión de trabajo (lbr/in<sup>2</sup>).

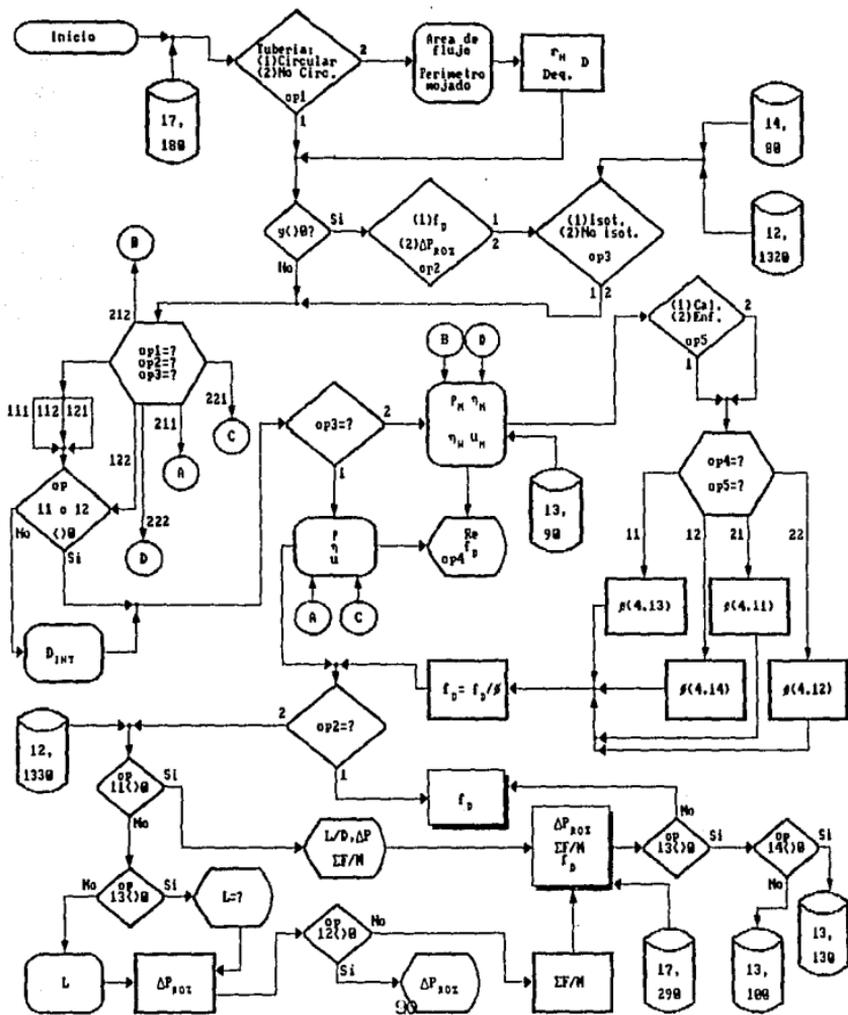
S = tensión a la ruptura (lbr/in<sup>2</sup>).

Se utilizan 10 números de catálogo: 10, 20, 30, 40, 60, 80, 100, 120, 140 y 160, aunque los más frecuentes, en tubos ordinarios, son 40 y 80 (al tubo "normal" le corresponde el 40).

Existen otros dos rubros bajo los cuales se clasifican los tubos y se basan en el calibre: AWG (American wire gauge) y BWG (Birmingham wire gauge), empleadas en la construcción de cambiadores de calor y calderas. En estas tuberías el diámetro externo coincide con el diámetro nominal y a mayor calibre menor es el espesor de la tubería.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #10 (CADFREIO)

Calcula la caída de presión por rozamiento en conducciones rectas y a cualquier régimen para fluidos incompresibles y el factor de fricción



PROBLEMA HECHO A MANO

Calcule la caída de presión debida al rozamiento para una tubería de hierro forjado de 20 (cm) de diámetro interno y una longitud de 8 (m) por la cual circula agua a 20°C y 90 (l/s).

Solución:

$$Q_a = 90 \text{ (l/s)} = 0.09 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

De la referencia [1]:

$$\rho = 998.2 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\eta = 1004 \times 10^{-6} \text{ (Pa}\cdot\text{s)} = 1004 \times 10^{-6} \text{ (kg/m s)}$$

De la referencia [22]:

$$e/D = 0.00023$$

Sabemos que:

$$Q_a = uA$$

entonces:

$$u = Q_a/A$$

y

$$A = \pi(D/2)^2$$

$$A = \pi(0.2/2)^2$$

$$A = 0.0314 \text{ (m}^2\text{)}$$

substituyendo en las unidades correctas:

$$u = 0.09 / (0.0314)$$

$$u = 2.86 \text{ (m/s)}$$

Empleando la ec. (3.2):

$$Re = \frac{(0.2)(2.9)(998.2)}{1004 \times 10^{-6}} = 576649.4$$

por lo tanto se trata de un régimen turbulento.

Empleando la ec. (4.4):

$$A = -2.0 \log \left[ \frac{0.00023}{3.7} + \frac{12}{576649.4} \right]$$

$$A = -2.0 \log(8.2972E-5)$$

$$A = 8.162136$$

Empleando la ec. (4.5):

$$B = -2.0 \log \left[ \frac{0.00023}{3.7} + \frac{(2.51 \cdot 8.162136)}{576649.4} \right]$$

$$B = -2.0 \log(9.769E-5)$$

$$B = 8.020302$$

Empleando la ec. (4.6)

$$C = -2.0 \log \left[ \frac{0.00023}{3.7} + \frac{(2.51 \cdot 8.020302)}{576649.4} \right]$$

$$C = -2.0 \log(9.7072E-5)$$

$$C = 8.025809$$

Empleando la ec. (4.3):

$$f = \left[ 8.162136 - \frac{(8.020302 - 8.162136)^2}{8.025809 - 2(8.020302) + 8.162136} \right]^{-2}$$
$$f = 0.0155255$$

Empleando la ec. (4.7):

$$-\Delta P_{roz} = \frac{0.0155255}{2} \left( \frac{B}{0.2} \right) (2.9)^2 (998.2)$$

la caída de presión es:

$$-\Delta P_{roz} = 2606.69 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Empleando la ec. (4.8):

$$-\frac{\Sigma F}{M} = \frac{-2606.69}{998.2}$$

las pérdidas de energía por rozamiento son:

$$\frac{\Sigma F}{M} = 2.611389 \text{ (J/kg)}$$

$$\frac{\Sigma F}{M} = 0.266196 \text{ (kgf m/kg)}$$

## PROGRAMA #10

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CADPREIO.BAS <<SALVARLO COMO ASCII>>
20 REM Calcula la caída de presión por rozamiento y/o el factor de fricción
30 REM Darcy en longitudes rectas de tubería de sección circular o no y a
40 REM flujo isotérmico o no, para fluidos incompresibles.
50 CLS
60 INPUT "Se trata de: (1)Tubería de sección circular
          (2)Tubería de sección no circular ",OP1
70 IF OP1=1 THEN 143
80 IF OP1=2 THEN 90 ELSE 60
90 PRINT
100 INPUT "Alimentes área de flujo (m2) ",AF
110 INPUT "Alimentes perímetro mojado (m) ",PM
120 RS=AF/PM
130 DEQ=4*RH
140 D=DEQ
145 IF Y<>0 THEN 200
150 PRINT
160 INPUT "Selecciones: (1)Calcular el factor de fricción de Darcy
          (2)Caída de presión por rozamiento ",OP2
170 IF (OP2<>1 AND OP2<>2) THEN 150
180 PRINT
190 INPUT "Se trata de: (1)Flujo isotérmico
          (2)Flujo no isotérmico ",OP3
200 IF OP1=1 THEN 290
210 IF OP3=1 THEN 330
220 IF OP3=2 THEN 550 ELSE 180
280 PRINT
290 IF (OP11<>0 OR OP12<>0) THEN 310
300 INPUT "Alimentes: el diámetro interno de la tubería (m) ",D
310 IF OP3=1 THEN 330
320 IF OP3=2 THEN 550
330 PRINT
335 IF Y<>0 THEN 360
340 INPUT "Alimentes la densidad del fluido (kg/m3) ",DEN
350 INPUT "Alimentes la viscosidad del fluido (kg/(m s)) ",VIS
360 INPUT "Alimentes la velocidad media del fluido (m/s) ",U
370 GOSUB 700
380 IF OP2=1 THEN 400
390 IF OP2=2 THEN 420
400 PRINT:PRINT TAB(15) "El factor de fricción de Darcy es ";F
410 GOTO 690
420 IF OP11<>0 THEN GOSUB 810
430 IF OP13<>0 THEN GOSUB 960
440 IF Y=2 THEN 450
445 PRINT:INPUT "Alimentes la longitud de la tubería entre los puntos considerados
          (m) ",L
450 DP=DEQ*F*2*(L/D)*U2
460 IF OP12<>0 THEN GOSUB 940
470 SF=DP/DEN
480 IF Y<>0 THEN CHAIN "cadpre17",190,ALL
485 PRINT:PRINT:PRINT "La caída de presión por rozamiento es de ";DP;PRINT " ON
          /m2"
490 PRINT "Las pérdidas de energía por rozamiento son de"
500 PRINT TAB(35) SF;PRINT " (J/kg)"
510 PRINT TAB(35) SF/9.81000;PRINT " ((kg)a/(kg))"

```

```

520 PRINT "El factor de friccion obtenido fue "F
530 IF OP13=0 THEN 990
540 GOTO 690
550 INPUT "Alimentes: la densidad media del fluido (kg/m^3) ",DENMED
560 INPUT "Alimentes: la viscosidad media del fluido (kg/(m s) ",VISMED
570 INPUT "Alimentes: la viscosidad a la temp. de pared del fluido (kg/(m s) ",V
ISPAP
580 INPUT "Alimentes: la velocidad media del fluido (m/s) ",U
590 DEN=DENMED/VISMED
600 GOSUB 700
610 PRINT:INPUT "Se trata des (1)Calentamiento del fluido
(2)Enfriamiento del fluido ",OPS
620 C=VIS/VISPAR
625 IF (OPS=1 AND OPS=2) THEN 610
630 IF (OP4=1 AND OPS=1) THEN F1=C*.38
640 IF (OP4=1 AND OPS=2) THEN F1=C*.23
650 IF (OP4=2 AND OPS=1) THEN F1=C*.17
660 IF (OP4=2 AND OPS=2) THEN F1=C*.11
670 F=F/F1
680 GOTO 300
690 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
700 RE=DA/DEN/VIS
710 IF RE<2100 THEN 730 AND OP4=1
720 IF RE=2100 THEN 750 AND OP4=2
730 F=64/RE/OP4+1
740 GOTO 800
750 IF Y=2 THEN 760
755 PRINT:OP4=2:INPUT "Alimentes la rugosidad relativa (e/D) ",E1
760 A=-2*LOG(ED/(3.7+12/RE)/2.302814
770 B=-2*LOG(ED/(3.7+2.51*(E/RE)/2.302814
780 C=-2*LOG(ED/(3.7+2.51*(E/RE)/2.302814
790 F=(A-(B-A)^2/(C-2*B+A))^(1-2)
800 RETURN
810 IF (OP4=2 AND LD=0) THEN 910
820 IF (OP4=1 AND LD=0) THEN 850
830 IF (OP4=2 AND LD=0) THEN 880
840 IF (OP4=1 AND LD=0) THEN 900
850 LD=K/F
860 LD=LD*RE/1000
870 GOTO 910
880 LD=K/F
890 GOTO 910
900 LD=LD*RE/1000
910 DP=DE*F/2*LD*U^2
920 SF=DP/DEN
930 RETURN 480
940 DP=DE*F*DP
950 RETURN
960 PRINT:PRINT "Alimentes la longitud total de tuberia recta del tubo "L:PRINT
970 INPUT "Ca) ",L
970 RETURN 450
980 KEY (5) ON
990 ON KEY (5) GOSUB 1020
1000 PRINT:PRINT"Presione F5 para continuar..."
1010 WHILE OP13=0:MENU
1020 KEY (5) OFF
1030 RETURN 1040
1040 IF OP14=0 THEN GOTO 1060
1050 CHAIN "cadpre13",100,ALL
1060 CHAIN "cadpre13",130,ALL

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #10

Se trata de: (1)Tubería de sección circular  
(2)Tubería de sección no circular 1

Selección: (1)Calcular el factor de fricción de Darcy  
(2)Caída de presión por rozamiento 2

Se trata de: (1)Flujo isoterámico  
(2)Flujo no isoterámico 1

Alimenta: el diámetro interno de la tubería (a) 0.2

Alimenta: la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 998.2  
Alimenta: la viscosidad del fluido (kg/(a s)) 1.004E-3  
Alimenta: la velocidad media del fluido (m/s) 2.86

Alimenta: la rugosidad relativa (e/D) 0.00023

Alimenta: la longitud de la tubería entre los puntos considerados (a) 8

La caída de presión por rozamiento es de 2538.409 (N/m<sup>2</sup>)

Las pérdidas de energía por rozamiento son de:  
2.547986 (J/kg)  
.2572238 (kgf/m/kg)

El factor de fricción obtenido fue 1.554469E-02

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Se dispone de un tubo recto de 1.25 pulgadas de diámetro interno Cd 40 y de 18 metros de longitud, por el circulan 4500 (kg/hr) de benceno el cual entra a una temperatura de 26°C y sale a 47°C. Determine:

(a) El factor de fricción de Darcy.

$$f = 0.023751$$

(b) La caída de presión por rozamiento.

$$\Delta P_{\text{roz}} = - 11686.74 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(c) Las pérdidas de energía por rozamiento.

$$\frac{\Sigma F}{M} = 13.3585 \text{ (J/kg)}$$

$$\frac{\Sigma F}{M} = 1.36173 \text{ (kgf m/kg)}$$

#### 4.1.6 Pérdida de energía en accesorios:

Las pérdidas de energía por rozamiento hasta ahora consideradas son debidas al rozamiento superficial del fluido sobre las paredes internas de los tubos cilíndricos rectos. Todos los sistemas circulatorios presentan una serie de accidentes o elementos, como ensanchamientos, estrechamientos y curvaturas de las tuberías, uniones y codos (normales, reductores o amplificadores), térs para ramificaciones, válvulas (de compuerta, de asiento, aguja, etc.) para el control del flujo, etc. Todos estos accidentes provocan variaciones de magnitud o dirección de las velocidades de los fluidos que los atraviesan. Son muchas las veces que se producen rozamientos de forma, a causa de la separación de las capas límite, con la consiguiente formación de vórtices y torbellinos que incrementan la turbulencia del flujo y con ella una mayor

disipación de energía mecánica útil en forma de calor.

Estas pérdidas energéticas suelen llamarse *menores* a causa de que la debida a cada uno de los accidentes por separado suele ser pequeña comparada con el rozamiento en las paredes de las conducciones en que están localizados. Sin embargo, la suma de todas las pérdidas menores puede adquirir importancia y suponer incluso una fracción apreciable de la pérdida total.

Como la estimación precisa de las pérdidas menores es inviable y todas ellas son consecuencia de fenómenos en los que la inercia del fluido, es decir, su masa y su velocidad, desempeñan el papel más importante, sin tenerlo apenas la viscosidad, suelen expresarse empíricamente las mismas como función de la energía cinética:

$$\frac{\Sigma F}{M} = K \left( \frac{u^2}{2gc} \right) \quad (4.16)$$

expresión general en la que la constante K tiene valores distintos para cada accidente.

Otra forma de calcular estas pérdidas es mediante la longitud equivalente, de manera que:

$$\frac{\Sigma F}{M} = \frac{f}{2gc} \left( \frac{L_{eq}}{D} \right) u^2 \quad (4.17)$$

donde  $L_{eq}$  es la longitud equivalente la cual se refiere a aquella longitud de tubo recto que provocaría una caída de presión semejante a la causada por el accesorio estudiado.

Las pérdidas totales de energía por fricción en un sistema estarán dadas por:

$$\Sigma F_{total} = \Sigma F_{accesorios} + \Sigma F_{tubo\ recto} \quad (4.18)$$

o

$$\frac{\Sigma F_{total}}{M} = \frac{f}{2gc} \left( \frac{L + L_{eq}}{D} \right) u^2 \quad (4.19)$$

A continuación se estudian las pérdidas menores más importantes.

#### 4.1.6.1 Ensanchamiento y estrechamiento brusco de una conducción:

Las pérdidas de energía de estos accidentes se calculan mediante las ecuaciones (4.16) y (4.17); para obtener los valores de K se pueden emplear las siguientes ecuaciones:

$$K_{\text{ens}} = 0.59035 + 0.29702[(D_1/D_2)/1.2] - 4.72364[(D_1/D_2)/1.2]^2 + 3.52112[(D_1/D_2)/1.2]^3 \quad (4.20)$$

para  $0 \leq D_1/D_2 \leq 1$

$$K_{\text{est}} = 0.50027 - 0.54109*[(D_1/D_2)/1.2] + 4.50573[(D_1/D_2)/1.2]^2 - 27.4597[(D_1/D_2)/1.2]^3 + 70.21915[(D_1/D_2)/1.2]^4 - 83.53036[(D_1/D_2)/1.2]^5 + 37.08083[(D_1/D_2)/1.2]^6 \quad (4.21)$$

para  $0 \leq D_1/D_2 \leq 1$

#### 4.1.6.2 Uniones, codos, «tes» y «us»:

Las pérdidas de energía en estos accidentes, suelen expresarse mediante las ecuaciones (4.16) o (4.17), empleando valores para K o longitudes equivalentes [22]. La velocidad (u) es la media que existe en la tubería en la cual se insertan dichos elementos.

Las longitudes equivalentes de los codos se pueden calcular con las siguientes ecuaciones:

##### 1.- Codos de radio largo o medio:

$$\frac{L_{\text{eq}}}{D} = R_L + (n - 1) \left( R_L + \frac{R_b}{2} \right) \quad (4.22)$$

Para obtener  $R_L$ ,  $R_L$  y  $R_b$  es necesario conocer  $r/D$ , que es la relación que hay entre el radio del arco que forma el codo ( $r$ ) y el diámetro interno del mismo ( $D$ ), como lo muestra la figura 4.1.

Rt: Resistencia total de una curvatura de 90°

$$R_t = 64 - 830.76917[(r/D)/20] \quad (4.23)$$

para  $0 \leq r/D \leq 1.2$

$$R_t = 28.3263 - 315.1127[(r/D)/20] + 2090.38843[(r/D)/20]^2 - \\ 6031.9292[(r/D)/20]^3 + 9348.87793[(r/D)/20]^4 - \\ 7395.67969[(r/D)/20]^5 + 2331.66333[(r/D)/20]^6$$

(4.24)

para  $1.2 < r/D \leq 19$

Rl: Resistencia debida a la longitud en curvatura de 90°

$$R_l = -0.16393 + 31.14754[(r/D)/20] \quad (4.25)$$

para  $0 \leq r/D \leq 20$

Rb: Resistencia debida a la curvatura de 90°

$$R_b = 64 - 830.76917[(r/D)/20] \quad (4.26)$$

para  $0 \leq r/D \leq 1.2$

$$R_b = 34.95355 - 443.09906[(r/D)/20] + 2318.90454[(r/D)/20]^2 - \\ 3916.66577[(r/D)/20]^3$$

(4.27)

para  $1.2 < r/D \leq 5$

$$R_b = 0.35714 + 33.2619[(r/D)/20] - 7.29591[(r/D)/20]^2 - \\ 8.33333[(r/D)/20]^3$$

(4.28)

para  $5 < r/D \leq 20$

2.- Codos de radio corto:

En este caso es necesario conocer el ángulo de deflexión ( $\theta$ )

que es el que se muestra en la figura 4.2.

$$\frac{L_{\theta}}{D} = 2.61928 - 7.48579(\theta/90^\circ) + 62.88143(\theta/90^\circ)^2 \quad (4.29)$$

para  $0^\circ \leq \theta \leq 90^\circ$

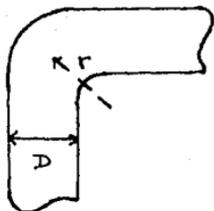


Fig. 4.1

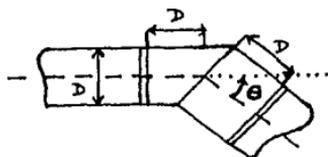


Fig. 4.2

#### 4.1.6.3 Válvulas:

Las pérdidas de energía en los distintos tipos de válvulas se expresan también mediante las ecuaciones (4.16) y (4.17) para las cuales existen tablas con  $(L_{eq}/D)$  o  $K$ .

Nota: Los valores de  $(L/D)$  o  $K$  son para turbulencia plena, cuando se trabaja en el régimen laminar se corrige la longitud equivalente con la siguiente ecuación:

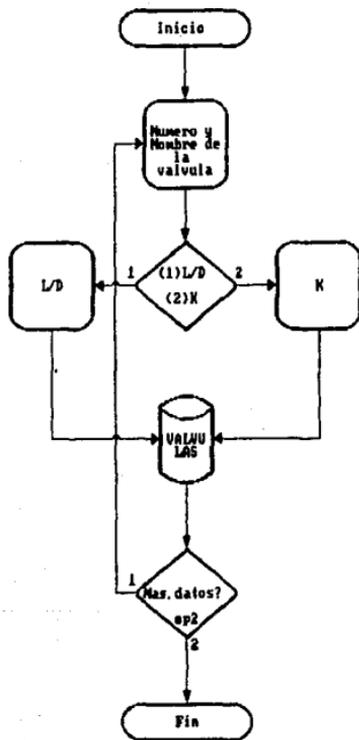
$$\left(\frac{L_{eq}}{D}\right)_{laminar} = \left(\frac{L_{eq}}{D}\right)_{turb} \frac{Re}{1000} \quad (4.30)$$

y que:

$$(K/f) = (L_{eq}/D). \quad (4.31)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #11 (CADPRE11)

Permite la creación del archivo "valvulas" así como la actualización de sus datos para ser utilizado por el programa #12 (cadpre12)



```

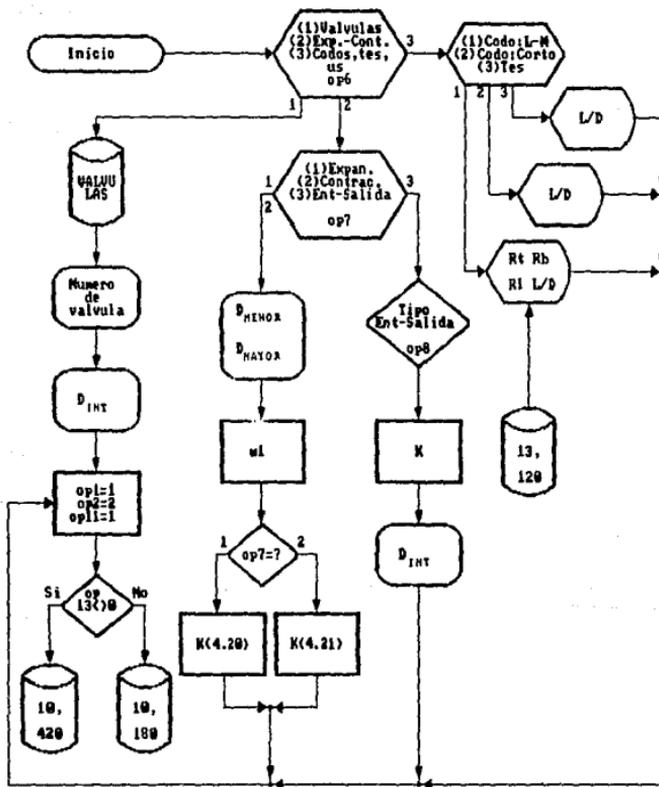
10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO:CADPRE11.BAS
20 REN Creacion de un archivo aleatorio para el almacenamiento de datos
30 REN referidos a valvulas.
40 CLS
50 OPEN "R",#1,"valvulas"
60 FIELD #1, 20 AS L$, 20 AS K$, 50 AS V#
70 INPUT "Numero de valvula: ",VALVE
80 INPUT "Alimente el nombre de la valvula ",VALVES
90 INPUT "Se trata de: (1) (L/D)equiv. (2) K ",OP1

100 IF OP1=1 THEN 120
110 IF OP1=2 THEN 170 ELSE 90
120 INPUT "Alimente: (L/D)equiv. ",LD
130 LSET L$=PKCS$(LD)
140 K$=0
150 LSET K$=PKCS$(K)
160 GOTO 210
170 INPUT "Alimente: K ",K
180 LSET K$=PKCS$(K)
190 LD=0
200 LSET L$=PKCS$(LD)
210 LSET V#=VALVE$
220 PUT #1, VALVE
230 PRINT
240 INPUT "Desea continuar alimentando datos: (1)Si, (2)No ",OP2
250 PRINT
260 IF OP2=1 THEN 70
270 IF OP2=2 THEN 280 ELSE 240
280 CLOSE #1
290 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #12 (CADPRE12)

Calcula las pérdidas de energía por fricción en fluidos incompresibles  
 accesorios en fluidos incompresibles



PROBLEMA HECHO A MANO

Calcule la caída de presión debida al rozamiento que sufre una corriente de agua de 86 (l/s) al atravesar una curvatura de  $135^\circ$  y 0.6 (m) de radio, que se encuentra en una tubería de hierro forjado de 20 (cm) de diámetro interno y a una temperatura de  $20^\circ\text{C}$ .

Solución:

$$Q_a = 86 \text{ (l/s)} = 0.086 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

De la referencia [1]:

$$\rho = 998.2 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\eta = 1004 \times 10^{-6} \text{ (Pa}\cdot\text{s)} = 1004 \times 10^{-6} \text{ (kg/m}\cdot\text{s)}$$

De la referencia [22]:

$$e/D = 0.00023$$

$$r/D = 0.6/0.2$$

$$r/D = 3$$

Cálculo de  $R_L$  empleando la ec. (4.24):

$$\begin{aligned} R_L = & 28.3263 - 315.1127(3/20) + 2090.38843(3/20)^2 - \\ & 6031.9292(3/20)^3 + 9348.87793(3/20)^4 - \\ & 7395.67969(3/20)^5 + 2331.66333(3/20)^6 \end{aligned}$$

$$R_L = 11.933192$$

Cálculo de  $R_L$  empleando la ec. (4.25):

$$\begin{aligned} R_L = & -0.16393 + 31.14754(3/20) \\ R_L = & 4.508201 \end{aligned}$$

Cálculo de  $R_b$  empleando la ec. (4.27):

$$\begin{aligned} R_b = & 34.95355 - 443.09906(3/20) + 2318.90454(3/20)^2 - \\ & 3916.66577(3/20)^3 \\ R_b = & 7.44 \end{aligned}$$

El número de curvaturas de  $90^\circ$  es:

$$n = 135^\circ/90^\circ$$

$$n = 1.5$$

Aplicando la ec. (4.22) tenemos:

$$\frac{L_{eq}}{D} = 11.933192 + (1.5 - 1) \left[ 4.508201 + \frac{7.44}{2} \right]$$

$$\frac{L_{eq}}{D} = 16.047293$$

Ahora calculamos las pérdidas de presión:

Sabemos que:

$$C_a = uA$$

entonces:

$$u = C_a/A$$

substituyendo en las unidades correctas:

$$u = \frac{0.086}{\pi(0.1)^2}$$

$$u = 2.737 \text{ (m/s)}$$

Empleando la ec. (3.2):

$$Re = \frac{(0.2)(2.7)(998.2)}{1004 \times 10^{-6}} = 536880.47$$

por lo tanto se trata de un régimen turbulento.

Calculando el factor de fricción de Darcy con las ecuaciones (4.4), (4.5), (4.6) y (4.3) tenemos:

$$f = \left[ 8.1461428 - \frac{(7.997860 - 8.1461428)^2}{8.0038878 - 2(7.997860) + 8.1461428} \right]^{-2}$$
$$f = 0.0156107$$

Empleando la ec. (4.7):

$$-\Delta P_{\text{Proz}} = \left[ \frac{0.0156107}{2} \right] (16.047293) (2.737)^2 (998.2)$$

la caída de presión es:

$$-\Delta P_{\text{Proz}} = 936.615 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Empleando la ec. (4.8):

$$-\frac{\Sigma F}{M} = \frac{-936.615}{998.2}$$

las pérdidas de energía por rozamiento son:

$$\frac{\Sigma F}{M} = 0.938044 \text{ (J/kg)}$$

$$\frac{\Sigma F}{M} = 0.095647 \text{ (kgf m/kg)}$$

## PROGRAMA #12

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CADPRE12.BAS (<SALVARLO COMO ASCII>)
20 REM Programa para el calculo de caída de presión y pérdidas de energía
30 REM en válvulas, codos, contracciones y expansiones.
40 REM SELECCION DEL ACCESORIO
50 CLS
60 PRINT
70 INPUT "Selecciones: (1)Válvula
           (2)Expansion o Contracción, Entradas o Salidas
           (3)Codos, <<tes>>, <<us>> ",OP6

80 IF OP6=1 THEN 110
90 IF OP6=2 THEN 470
100 IF OP6=3 THEN 760 ELSE 60
110 REM *****
120 REM SECCION DE VALVULAS
130 CLS
140 PRINT TAB(15)"DIRECTORIO DE VALVULAS EXISTENTES EN ARCHIVO":PRINT:PRINT
150 OPEN "R",#1,"valvulas"
160 FIELD #1, 20 AS L$, 20 AS K$, 50 AS V$
170 KEY (4) ON
180 ON KEY (4) GOSUB 290
190 N=9:D=1
200 FOR VALVE=0 TO N
210 GET #1, VALVE
220 LD=CVS(L$)
230 IF (LD=0 AND K=0) THEN 310
240 PRINT:PRINT VALVE:PRINT*"- ":PRINT V$
250 NEXT
260 PRINT:PRINT "Presione F4 para continuar..."
270 WHILE N<0:MENU
280 D=D+9:N=N+9:CLS
290 RETURN 200
300 REM *****
310 REM LA LECTURA DE DATOS DEL ARCHIVO ALEATORIO VALVULAS
320 KEY (4) OFF
330 BOY=VALVE
340 REM REFERIDOS A VALVULAS.
350 PRINT:INPUT "Numero de valvula: ";VALVE
360 VALVE=INT(VALVE)
370 IF (VALVE)=BOY OR VALVE<0) THEN 350
380 GET #1, VALVE
390 PRINT:PRINT V$
400 PRINT TAB(30) "(L/D)equiv.    K"
410 LD=CVS(L$)
420 K=CVS(K$)
430 PRINT TAB(31) LD,K:PRINT
440 CLOSE #1
450 PRINT:INPUT "Alimente: el diametro interno de la tubería (a) ",D
460 GOTO 1270
470 REM *****
480 REM SECCION DE EXPANSION - CONTRACCION Y ENTRADAS-SALIDAS
490 PRINT
500 PRINT TAB(20)"Cuando se le pida velocidad o diametro,";PRINT TAB(20)"aliment
e los valores correspondientes";PRINT TAB(20)"al tubo de menor diametro."

```

```

510 PRINT
520 INPUT "Se trata de: (1)Expansion
          (2)Contraccion
          (3)Entrada o Salida ",OP7
530 IF OP7=3 THEN 630
540 PRINT:INPUT "Alimente el diametro interno del tubo de menor seccion (a) ",D
550 D=D/1
560 INPUT "Alimente el diametro interno del tubo de mayor seccion (a) ",D2
570 M1=D1/D2/1.7
580 ON OP7 GOTO 590,610
590 K=.99035+.29702*M1-4.72364*M1^2+3.52112*M1^3
600 GOTO 1270
610 K=.50027-.54109*M1+4.50573*M1^2-27.45977*M1^3+70.21915*M1^4-83.53036*M1^5+37.08083*M1^6
620 GOTO 1270
630 PRINT
640 PRINT TAB(25) "Seleccione tipo de entrada o salida"
650 PRINT
660 PRINT "1.- Entrada con proyeccion":PRINT"2.- Entrada en angulo recto":PRINT"
3.- Entrada ligeramente redondeada":PRINT"4.- Entrada redondeada":PRINT"5.- Salida con proyeccion":PRINT"6.- Salida en angulo recto":PRINT"7.- Salida redondeada"
670 PRINT:INPUT "Eleccion (1-7): ";OP8
680 FOR N=1 TO 7
690 READ R(N),K(N)
700 IF INT(OP8)=R(N) THEN 720
710 NEXT
720 K=K(N)
730 DATA 1.,.78,2.,5,3.,23,4.,04,5,1,6,1,7,1
740 PRINT:INPUT "Alimente el diametro interno de la tuberia (a) ",D
750 GOTO 1270
760 REM *****
770 REM SECCION DE CODOS, <<TES>> Y <<US>>
780 PRINT
790 INPUT "Seleccione: (1)Codos de radio largo o medio y <<us>>
          (2)Codos de radio corto
          (3)<<tes>> ",OP9
800 ON OP9 GOSUB 840,1140,1200
810 IF INT(OP9)=3 THEN 780
820 IF INT(OP9)=1 THEN 780
830 GOTO 1270
840 IF OP15=0 THEN 860
850 PRINT:INPUT "Alimente el radio de curvatura (a) ",RC
860 IF OP13=0 THEN 880
870 INPUT "Alimente el diametro interno del tubo (a) ",D
880 M21=RC/D
890 M2=M21/20
900 REM *****
910 REM CALCULO DE RESISTENCIA TOTAL
920 IF 0<=M21 AND M21<=1.2 THEN 940
930 IF 1.2<M21 AND M21<=20 THEN 940
940 RT=84-830.76917#M2
950 GOTO 970
960 RT=29.3263-315.1127#M2+2090.38843#M2^2-4631.9292#M2^3+9348.87793#M2^4-7395.67619#M2^5+2331.66333#M2^6
970 REM *****
980 REM CALCULO DE RESISTENCIA DEBIDA A LA LONGITUD
990 RL=-.16393+31.14754#M2

```

```

1000 REM *****
1010 REM CALCULO DE RESISTENCIA DEBIDA A LA CURVATURA
1020 IF (0<M21 AND M21<=1.2) THEN RB=RT
1030 IF (1.2<M21 AND M21<=5) THEN 1050
1040 IF (5<M21 AND M21<=20) THEN 1070
1050 RB=34.95355-443.099064*M2+2318.904544*M2^2-3916.665778*M2^3
1060 GOTO 1080
1070 RB=-.35714+33.2619*M2-7.29991*M2^2-0.33333*M2^3
1080 REM *****
1090 REM CALCULO DE LA (L/D)IER.
1100 IF OP15<>0 THEN 1120
1110 PRINT:INPUT "Alimentes el numero de curvaturas de 90 grados ",NC
1120 LD=RT*(NC-1)*(RL*RB/2)
1130 RETURN
1140 REM *****
1150 REM CODO DE RADIO CORTO, 0<=angulo<=90
1160 PRINT:INPUT "Alimentes el angulo de deflecion (grados) ",TET
1170 PRINT:INPUT "Alimentes el diametro interno de la tuberia (a) ",D
1180 LD=2.61928-7.48579*TET/90+62.68143*(TET/90)^2
1190 RETURN
1200 REM *****
1210 REM <<TES>>
1220 PRINT:INPUT "Seleccione: 1.- <<Te>> con salida lateral
2.- <<Te>> con paso derecho o salida bilateral ",D
PI0
1225 IF (OP10<>1 AND OP10<>2) THEN 1220
1230 IF OP10=1 THEN LD=67
1240 IF OP10=2 THEN LD=20
1250 PRINT:INPUT "Alimentes el diametro interno de la tuberia (a) ",D
1260 RETURN
1270 REM *****
1280 REM SECCION DE CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION
1290 OP1=1:OP2=2:OP11=1
1300 REM *****
1310 IF OP13<>0 THEN 1330
1320 CHAIN "CADPRE10",180,ALL
1330 CHAIN "CADPRE10",420,ALL
1340 REM *****

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #12

Selecciones: (1)Valvula  
(2)Expansion o Contraccion, Entradas o Salidas  
(3)Codos, <<tes>>, <<us>> 3

Selecciones: (1)Codos de radio largo o medio y <<us>>  
(2)Codos de radio corto  
(3)<<tes>> 1

Alimente: el radio de curvatura (a) 0.6  
Alimente: el diametro interno del tubo (a) 0.2

Alimente: el numero de curvaturas de 90 grados 1.3

Se trata de: (1)Flujo isoteramico  
(2)Flujo no isoteramico 1

Alimente: la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 999.2  
Alimente: la viscosidad del fluido (kg/(a s)) 1.004E-3  
Alimente: la velocidad media del fluido (a/s) 2.737

Alimente: la rugosidad relativa (e/D) 0.00023

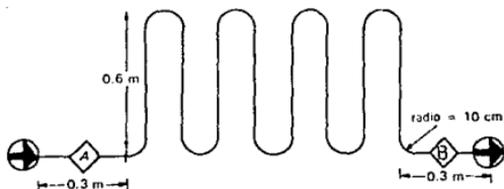
La caida de presion por rozamiento es de 933.8797 (N/m<sup>2</sup>)  
Las perdidas de energia por rozamiento son de:

.9375873 (J/kg)  
.0933726 (kgf/m/kg)  
El factor de friccion obtenido fue 1.339713E-02

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

A través del sistema mostrado en la figura circula agua a  $80^{\circ}\text{C}$  a razón de  $58 \text{ l/min}$ , la tubería es de  $1 \text{ (in)}$  cédula 40 de acero comercial. Determine, entre los puntos A y B:  
(Recomendación: emplee el programa (CADPRE10) para la caída de presión correspondiente a las longitudes rectas).



(a) El factor de fricción de Darcy.

$$f = 0.02452184$$

(b) La caída de presión por rozamiento.

$$\Delta P_{\text{roz}} = -12815.82 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(c) Las pérdidas de energía por rozamiento.

$$\frac{\Sigma F}{H} = 13.1873 \text{ (J/kg)}$$

$$\frac{\Sigma F}{H} = 1.34427 \text{ (kgf m/kg)}$$

**4.1.7 Pérdidas de energía por rozamiento en intercambiadores de calor tipo horquilla:**

En los intercambiadores de calor tipo horquilla como el que se muestra en la figura 4.3 se pueden calcular las pérdidas de energía y la caída de presión debida al rozamiento, tanto en el tubo interior como en el espacio anular, con los mismos conceptos manejados hasta ahora con flujo no isoterma y empleando el

diámetro equivalente correspondiente a un espacio anular, el cual se define mediante la siguiente ecuación:

$$D_{eq} = D_{int. tubo ext.} - D_{ext. tubo int.} \quad (4.30)$$

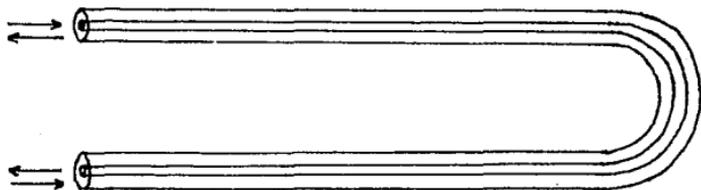
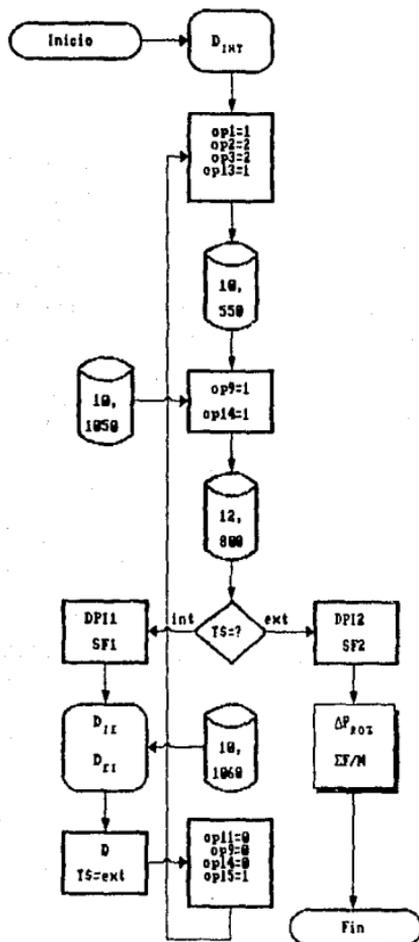


Fig. 4.3

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #13 (CADPRE13)

Calcula las pérdidas de energía y presión totales en un intercambiador de horquilla



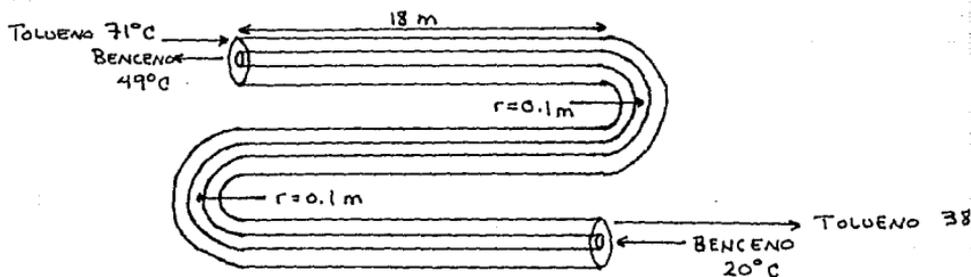
PROBLEMA HECHO A MANO

Se desea calentar 4500 (kg/h) de benceno desde 26°C hasta 49°C utilizando tolueno que pasará de 71°C a 38°C.

Para lograr el objetivo se dispone de un intercambiador de calor de horquilla con las siguientes dimensiones: 1) el diámetro del tubo externo es de 2 pulgadas Cd 40, 2) el diámetro del tubo interno es de 1.25 pulgadas Cd 40.

El tolueno fluye por la parte anular y el benceno por el tubo interno. La temperatura de la pared es de 46°C.

Determine el factor de fricción, las caídas de presión y pérdidas de energía por el lado del benceno y por el del tolueno.



Solución:

BENCENO

$$M_b = 4500 \text{ (kg/h)}$$

$$T_m = (26 + 49) / 2 = 37.5^\circ\text{C}$$

De la referencia [1]:

$$\bar{\rho} \left| \begin{array}{l} = 875 \text{ (kg/m}^3\text{)} \\ \text{a } 37.5^\circ\text{C} \end{array} \right.$$

$$\bar{\eta} = 500 \times 10^{-6} \text{ (Pa}\cdot\text{s)} = 500 \times 10^{-6} \text{ (kg/m s)}$$

$$\eta_v = 480 \times 10^{-6} \text{ (Pa}\cdot\text{s)} = 480 \times 10^{-6} \text{ (kg/m s)}$$

$$\bar{c}_p = 0.425 \text{ (kcal/kg}^\circ\text{C)}$$

De la referencia [22]:

$$D_{\text{int. tubo int.}} = 0.035052 \text{ (m)}$$

$$D_{\text{ext. tubo int.}} = 0.042164 \text{ (m)}$$

$$\epsilon/D = 0.0015$$

Factor de fricción

sabemos que:

$$u = \frac{4(Gb)}{(3600)\rho\pi D^2}$$

substituyendo en las unidades correctas:

$$u = \frac{4(4500)}{(3600)(875)\pi(0.035052)^2}$$

$$u = 1.480 \text{ (m/s)}$$

Empleando la ec. (3.2):

$$Re = \frac{(0.035)(1.48)(875)}{500 \times 10^{-6}} = 90650$$

por lo tanto se trata de un régimen turbulento.

Calculando el factor de fricción de Darcy con las ecuaciones

(4.4), (4.5), (4.6) y (4.3) tenemos:

$$f = \left[ 6.5387864 - \frac{(6.463527 - 6.5387864)^2}{6.466619 - 2(6.463527) + 6.5387864} \right]^{-2}$$

$$f = 0.0239145$$

como se trata de régimen turbulento y calentamiento, empleamos la ecuación (4.11):

$$\phi = (0.5E-3/0.48E-3)^{0.17}$$

$$\phi = 1.0069639$$

$$f = 0.0239145/1.0069639$$

$$f = 0.0237491$$

Sección de tubería recta

Empleando la ec. (4.7):

$$-\Delta P_{roz} = \frac{0.0237491}{2} \left( \frac{18}{0.035052} \right) (1.480)^2 (875)$$

la caída de presión es:

$$-\Delta P_{roz} = 11687.143 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Sección de tubería curva

$$r/D = 0.1/0.035052$$

$$r/D = 2.853$$

Cálculo de  $R_l$  empleando la ec. (4.24):

$$\begin{aligned} R_l &= 28.3263 - 315.1127(2.853/20) + 2090.38843(2.853/20)^2 - \\ &6031.9292(2.853/20)^3 + 9348.87793(2.853/20)^4 - \\ &7395.67969(2.853/20)^5 + 2331.66333(2.853/20)^6 \\ R_l &= 11.8574236 \end{aligned}$$

Cálculo de  $R_l$  empleando la ec. (4.25):

$$\begin{aligned} R_l &= -0.16393 + 31.14754(2.853/20) \\ R_l &= 4.2792666 \end{aligned}$$

Cálculo de  $R_b$  empleando la ec. (4.27):

$$\begin{aligned} R_b &= 34.95355 - 443.04906(2.853/20) + 2318.90454(2.853/20)^2 - \\ &3916.66577(2.853/20)^3 \\ R_b &= 7.563659 \end{aligned}$$

El número de curvaturas de  $90^\circ$  es:

$$n = 4$$

Aplicando la ec. (4.22) tenemos:

$$\begin{aligned} \frac{L_{eq}}{D} &= 11.8574236 + (4 - 1) \left( 4.2792666 + \frac{7.56366}{2} \right) \\ \frac{L_{eq}}{D} &= 36.040710 \end{aligned}$$

Empleando la ec. (4.7):

$$-\Delta P_{\text{roz}} = \frac{0.023/491}{2} \left\{ 36.040710 \right\} (1.480)^2 (875)$$

la caída de presión es:

$$-\Delta P_{\text{roz}} = 820.24196 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

por lo tanto, la caída de presión total por rozamiento que sufre el benceno es:

$$-\Delta P_{\text{roz}} = 11687.143 + 820.24196$$

$$-\Delta P_{\text{roz}} = 12507.38496 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Empleando la ec. (4.8):

$$-\frac{\Sigma F}{M} = -\frac{12507.4}{875}$$

las pérdidas de energía por rozamiento son:

$$\frac{\Sigma F}{M} = 14.29417 \text{ (J/kg)}$$

$$\frac{\Sigma F}{M} = 1.457102 \text{ (kgf m/kg)}$$

TOLUENO

$$T_m = (38 + 71)/2 = 54.5^\circ\text{C}$$

De la referencia [1]:

$$\bar{\rho} = 840 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$54.5^\circ\text{C}$$

$$\bar{\eta} = 410 \times 10^{-6} \text{ (Pa*s)} = 410 \times 10^{-6} \text{ (kg/m s)}$$

$$54.5^\circ\text{C}$$

$$\eta v = 480 \times 10^{-6} \text{ (Pa*s)} = 480 \times 10^{-6} \text{ (kg/m s)}$$

$$46^\circ\text{C}$$

$$\bar{C}_p = 0.44 \text{ (kcal/kg}^\circ\text{C)}$$

$$54.5^\circ\text{C}$$

De la referencia [22]:

$$e/D = 0.005$$

$$D_{\text{int.tubo ext.}} = 0.0525018 \text{ (m)}$$

Haciendo un balance de calor, tenemos:

$$Q_{\text{ganado}} = -Q_{\text{cedido}}$$

$$M_t C_{pb}(T_2 - T_1) = -M_t C_{pt}(T_4 - T_3)$$

$$M_t = \frac{-M_t C_{pb}(T_2 - T_1)}{C_{pt}(T_4 - T_3)}$$

$$M_t = \frac{-4500(0.425)(49-26)}{0.44(38-71)}$$

$$M_t = 3029.44245 \text{ (kg/h)}$$

Factor de fricción

empleando la ec. (4.30):

$$D_{\text{eq}} = 0.0525018 - 0.042164$$

$$D_{\text{eq}} = 0.010338 \text{ (m)}$$

sabemos que:

$$u = \frac{4(M_t)}{(3600) \rho \pi D^2}$$

substituyendo en las unidades correctas:

$$u = \frac{4(3029.44)}{(3600)(840) \pi [(0.052502)^2 - (0.042164)^2]}$$

$$u = 1.3033 \text{ (m/s)}$$

Empleando la ec. (3.2):

$$Re = \frac{(0.010335)(1.3033)(840)}{410 \times 10^{-6}} = 27596.265$$

por lo tanto se trata de un régimen turbulento.

Calculando el factor de fricción de Darcy con las ecuaciones (4.4), (4.5), (4.6) y (4.3) tenemos:

$$f = \left[ 5.4961413 - \frac{(5.456068 - 5.4961413)^2}{5.466395 - 2(5.456068) + 5.4961413} \right]^{-2}$$

$$f = 0.0334914$$

como se trata de régimen turbulento y enfriamiento, empleamos la ecuación (4.12):

$$\phi = (0.41E-3/0.48E-3)^{0.11}$$

$$\phi = 0.9828102$$

$$f = 0.0334914/0.9828102$$

$$f = 0.0340771$$

Sección de tubería recta

Empleando la ec. (4.7):

$$-\Delta P_{\text{roz}} = \frac{0.0340771}{2} \left( \frac{18}{0.010338} \right) (1.303)^2 (840)$$

la caída de presión es:

$$-\Delta P_{\text{roz}} = 42309.482 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Sección de tubería curva

$$r/D = 0.1/0.010338$$

$$r/D = 9.673$$

Cálculo de  $R_L$  empleando la ec. (4.24):

$$R_L = 28.3263 - 315.1127(9.673/20) + 2090.38843(9.673/20)^2 - \\ 6031.9292(9.673/20)^3 + 9348.87793(9.673/20)^4 - \\ 7395.67969(9.673/20)^5 + 2331.66333(9.673/20)^6$$

$$R_L = 28.1523$$

Cálculo de  $R_L$  empleando la ec. (4.25):

$$R_L = -0.16393 + 31.14754(9.673/20)$$

$$R_L = 14.90057$$

Cálculo de  $R_b$  empleando la ec. (4.28):

$$R_b = 0.35714 + 33.2619(9.673/20) - 7.2959(9.673/20)^2 - \\ 8.33333(9.673/20)^3$$

$$R_b = 13.79484$$

El número de curvaturas de  $90^\circ$  es:

$$n = 4$$

Aplicando la ec. (4.22) tenemos:

$$\frac{L_{\text{eq}}}{D} = 28.1523 + (4 - 1) \left( 14.90057 + \frac{13.7948}{2} \right)$$

$$\frac{L_{\text{eq}}}{D} = 93.546267$$

Empleando la ec. (4.7):

$$-\Delta P_{\text{roz}} = \frac{0.0340771}{2} \left( 43.546267 \right) (1.303)^2 (840)$$

la caída de presión es:

$$\underline{-\Delta P_{\text{roz}} = 2273.1454 \text{ (N/m}^2\text{)}}$$

por lo tanto, la caída de presión total por rozamiento que sufre el tolueno es:

$$-\Delta P_{\text{roz}} = 42309.482 + 2273.1454$$

$$\underline{-\Delta P_{\text{roz}} = 44582.62738 \text{ (N/m}^2\text{)}}$$

Empleando la ec. (4.8):

$$-\frac{\Sigma F}{M} = \frac{-44582.6}{840}$$

las pérdidas de energía por rozamiento son:

$$\underline{\frac{\Sigma F}{M} = 53.07452 \text{ (J/kg)}}$$

$$\underline{\frac{\Sigma F}{M} = 5.410247 \text{ (kgf m/kg)}}$$

## PROGRAMA #13

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CADPRE13.BAS (<SALVANDO COMO ASCII>)
20 REM Calcula la caída de presión y las pérdidas de energía debidas al rozamiento, así como el factor de fricción, para un intercambiador de calor de horquilla
30 CLS
40 INPUT "Alimentar: el diametro interno del tubo interno (a) ",D
50 I$="interno"
60 PRINT:PRINT "Los datos que alimentara deben ser los correspondientes al tubo interno"
70 DP13=1:DP1=1:DP2=2:DP3=2
80 PRINT
90 CHAIN "cadpre10",550,ALL
100 DPRI=DP
110 DP9=1:DP14=1
120 CHAIN "cadpre12",800,ALL
130 DPCI=DP
140 IF I$="externo" THEN 230
150 DP11=DPCI+DPRI
160 SF1=DP11/DEM
170 PRINT:INPUT "Alimentar el diametro externo del tubo externo (a) ",DEEXT
180 PRINT:INPUT "Alimentar el diametro externo del tubo interno (a) ",DEINT
190 D=DEEXT-DEINT:I$="externo"
200 PRINT:PRINT "Los datos que alimentara deben ser los correspondientes al tubo externo"
210 DP11=0:DP9=0:DP14=0:DP15=1
220 GOTO 70
230 DP12=DPCI+DPRI
240 SF2=DP12/DEM
250 PRINT:PRINT:PRINT "La caída de presión total por rozamiento en el tubo interno es:";PRINT TAB(30)DP11;PRINT " (N/m2)"
260 PRINT:PRINT:PRINT "La caída de presión total por rozamiento en el tubo externo es:";PRINT TAB(30)DP12;PRINT " (N/m2)"
270 PRINT
280 PRINT:PRINT "Las pérdidas de energía por rozamiento para el tubo interno son:"
290 PRINT TAB(33)SF1;PRINT " (J/kg)"
300 PRINT TAB(33)SF1/9.810001;PRINT " ((kgf)a/kg)"
310 PRINT
320 PRINT "Las pérdidas de energía por rozamiento para el tubo externo son:"
330 PRINT TAB(33)SF2;PRINT " (J/kg)"
340 PRINT TAB(33)SF2/9.810001;PRINT " ((kgf)a/kg)"
350 PRINT:PRINT TAB(30)"Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #13

Alimente: el diametro interno del tubo interno (m) 0.035052

Los datos que alimentara deben ser los correspondientes al tubo interno

Alimente: la densidad media del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 875

Alimente: la viscosidad media del fluido (kg/(m s)) 0.3E-3

Alimente: la viscosidad a la temp. de pared del fluido (kg/(m s)) 0.48E-3

Alimente: la velocidad media del fluido (m/s) 1.48

Alimente: la rugosidad relativa (e/D) 0.0015

Se trata de: (1)Calentamiento del fluido  
(2)Enfriamiento del fluido 1

Alimente: la longitud total de tuberia recta del tubo interno (m) 18

La caída de presión por rozamiento es de 11688.03 (N/m<sup>2</sup>)

Las pérdidas de energía por rozamiento son de:

13.35775 (J/kg)

1.361646 ((kgf)/m/kg)

El factor de fricción obtenido fue .0237509

Presione F5 para continuar...

Alimente: el radio de curvatura (m) 0.1

Alimente: el numero de curvaturas de 90 grados 4

La caída de presión por rozamiento es de 820.2963 (N/m<sup>2</sup>)

Las pérdidas de energía por rozamiento son de:

9374814 (J/kg)

9.536394E-02 ((kgf)/m/kg)

El factor de fricción obtenido fue .0237509

Presione F5 para continuar...

Alimente: el diametro interno del tubo externo (m) 0.0525018

Alimente: el diametro externo del tubo interno (m) 0.042164

Los datos que alimentara deben ser los correspondientes al tubo externo

Alimente: la densidad media del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 840

Alimente: la viscosidad media del fluido (kg/(m s)) 0.41E-3

Alimente: la viscosidad a la temp. de pared del fluido (kg/(m s)) 0.48E-3

Alimente: la velocidad media del fluido (m/s) 1.3033

Alimentar la rugosidad relativa  $(e/D)$  0.005

Se trata de: (1) Calentamiento del fluido  
(2) Enfriamiento del fluido 2

Alimentar la longitud total de tubería recta del tubo externo  $(L)$  18

La caída de presión por rozamiento es de 42305.05  $(N/m^2)$

Las pérdidas de energía por rozamiento son de:  
50.36316  $(J/kg)$   
5.133958  $((kgf)/m/kg)$

El factor de fricción obtenido fue  $3.405726E-02$

Presione F5 para continuar...

La caída de presión por rozamiento es de 2272.933  $(N/m^2)$

Las pérdidas de energía por rozamiento son de:  
2.763873  $(J/kg)$   
.275828  $((kgf)/m/kg)$

El factor de fricción obtenido fue  $3.405726E-02$

Presione F5 para continuar...

La caída de presión total por rozamiento en el tubo interno es  
12508.32  $(N/m^2)$

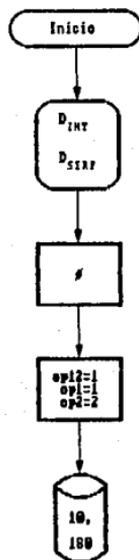
La caída de presión total por rozamiento en el tubo externo es  
44577.99  $(N/m^2)$

Las pérdidas de energía por rozamiento para el tubo interno son:  
14.29523  $(J/kg)$   
1.457209  $((kgf)/m/kg)$

Las pérdidas de energía por rozamiento para el tubo externo son:  
53.06903  $(J/kg)$   
5.409187  $((kgf)/m/kg)$

Trabajo Concluido

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #14 (CADFRE14)  
Calcula las pérdidas de energía por fricción para  
fluidos incompresibles en serpentines



(d) Caída de presión total en el tubo externo (contando contracción y expansión).

$$\Delta P_{\text{roz}} = - 28607.1348 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

#### 4.1.8 Pérdidas de energía por rozamiento en serpentines:

La pérdida de presión por rozamiento en un tubo enroscado (serpentin) es mayor que en un tubo recto de acuerdo a la siguiente relación:

$$\Delta P_{\text{serp}} = \Delta P_{\text{tub. recto}} * \phi \quad (4.31)$$

$$\phi = 1 + 3.54(D/D_{\text{serp}}) \quad (4.32)$$

y sabemos que:

$$\frac{\sum F}{M} = - \frac{\Delta P_{\text{serp(roz)}}}{\rho} \quad (4.33)$$

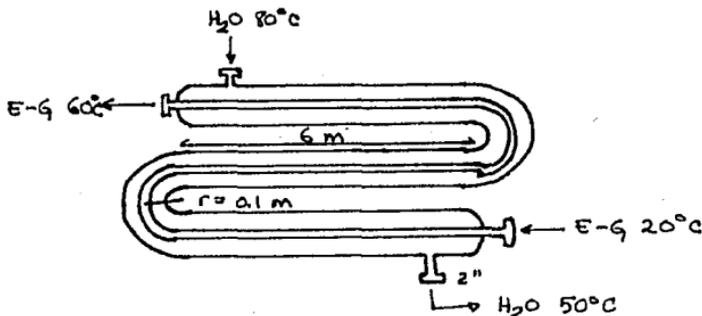
por lo que podemos obtener las pérdidas por fricción si conocemos las pérdidas de presión debidas al rozamiento en el serpentín.

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Se dispone de un intercambiador de calor de horquilla como el que se muestra en la siguiente figura; por el tubo interno circulan 4000 (kg/h) de etilén glicol el cual será calentado desde 20°C hasta 60°C, para ello se emplea agua de proceso que entra al intercambiador a 80°C y sale de él a 50°C. El tubo interno es de 1.25 pulgadas y el externo es de 2 pulgadas, ambos Cd 40.

Determine la caída de presión total tanto en el tubo interno como en el externo.

(Recomendación: emplee los programas (CADPRE10) y (CADPRE12)).



(a) Caída de presión total por rozamiento en el tubo interno.

$$\Delta P_{\text{roz}} = - 10480.29 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(b) Caída de presión por rozamiento en la expansión del tubo externo.

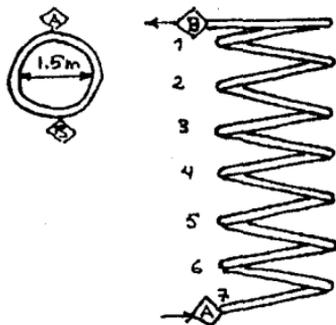
$$\Delta P_{\text{roz}} = - 591.3031 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(c) Caída de presión por rozamiento en la contracción del tubo externo.

$$\Delta P_{\text{roz}} = - 294.5017 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

PROBLEMA HECHO A MANO

Calcule las pérdidas de presión por rozamiento que sufre el agua a  $80^{\circ}\text{C}$  que circula por un serpentín como el mostrado en la figura. El serpentín está construido de acero comercial de 2 pulgadas Cd 40 y tiene un caudal de 100  $\{\text{l/min}\}$ .



Solución:

$$Ca = 100 \{\text{l/min}\} = 1.6667\text{E-}3 \{\text{m}^3/\text{s}\}$$

$$D_{\text{serp}} = 1.5 \{\text{m}\}$$

De la referencia [1]:

$$\rho = 971.83 \{\text{kg/m}^3\}$$

$$\eta = 356.5 \times 10^{-6} \{\text{Pa}\cdot\text{s}\} = 356.5 \times 10^{-6} \{\text{kg/m}\cdot\text{s}\}$$

De la referencia [22]:

$$\epsilon/D = 0.0009$$

$$D = 0.0525 \{\text{m}\}$$

Sabemos que:

$$Ca = uA$$

entonces:

$$u = Ca/A$$

$$A = \pi(D/2)^2$$

$$A = \pi(0.0525/2)^2$$

$$A = 2.1648E-3 \text{ (m)}$$

substituyendo en las unidades correctas:

$$u = 1.6667E-3/2.1648E-3$$

$$u = 769.91E-3 \text{ (m/s)}$$

Empleando la ec. (3.2):

$$Re = \frac{(0.0525)(0.77)(971.83)}{356.5 \times 10^{-6}} = 110199.8$$

por lo tanto se trata de un régimen turbulento.

Calculando el factor de fricción de Darcy con las ecuaciones

(4.4), (4.5), (4.6) y (4.3) tenemos:

$$f = \left[ 6.906578 - \frac{(6.794679 - 6.906578)^2}{6.800224 - 2(6.794679) + 6.906578} \right]^{-2}$$
$$\underline{f = 0.0216265}$$

la longitud recta total del serpentín es:

$$L = 2\pi D_{\text{serp}}(\text{Número de espiras}) + \text{tramos rectos}$$

$$L = 2(\pi)(0.75) (7)$$

$$L = 32.9867 \text{ (m)}$$

Empleando la ec. (4.7):

$$-\Delta P_{\text{roz}} = \frac{0.0216265}{2} \left( \frac{32.9867}{0.0525} \right) (769.91E-3)^2 (971.83)$$

la caída de presión si se tratara de un tubo recto es:

$$\underline{-\Delta P_{\text{roz}} = 3913.87 \text{ (N/m}^2\text{)}}$$

Empleando la ec. (4.32), el factor  $\phi$  es:

$$\phi = 1 + 3.54(0.0525/1.5)$$

$$\phi = 1.1239$$

Empleando la ec. (4.31), tenemos:

$$\Delta P_{\text{serp.}} = -3913.87(1.1239)$$

$$\Delta P_{\text{serp.}} = -4398.7948 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Empleando la ec. (4.8):

$$-\frac{\Sigma F}{M} = \frac{-4398.7948}{971.83}$$

las pérdidas de energía por rozamiento en el serpentín son:

$$\frac{\Sigma F}{M} = 4.5263 \text{ (J/kg)}$$

$$\frac{\Sigma F}{M} = 0.4614 \text{ (kgf m/kg)}$$

## PROGRAMA #14

```
10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO:CADPRE14.BAS
20 REN Calcula la caída de presión y las pérdidas de energía debidas al rozamien
to, así como el factor de fricción, para un serpentín cilíndrico.
30 CLS
40 INPUT "Alambre: el diámetro interno de la tubería (a) ",D
50 INPUT "Alambre: el diámetro del serpentín (a) ",DGERP
60 COEF=1+3.54*D/DGERP
70 DP12=1:OP1=1:OP2=2
80 CHAIN "cadpre10",100,ALL
```

CORRIDA DEL PROGRAMA #14

Alimente: el diametro interno de la tuberia (a) 0.0525  
Alimente: el diametro del serpentín (a) 1.5

Se trata de: (1)Flujo isoteramico  
(2)Flujo no isoteramico 1

Alimente: la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 971.83  
Alimente: la viscosidad del fluido (kg/(m s)) 0.3545E-3  
Alimente: la velocidad media del fluido (m/s) 0.76991

Alimente: la rugosidad relativa (e/D) 0.0009

Alimente: la longitud de la tuberia entre los puntos considerados (a) 32.9867

La caída de presión por rozamiento es de 4399.683 DU/m<sup>2</sup>

Las pérdidas de energía por rozamiento son de:  
4.527215 (J/kg)  
.4614897 (kgf/m/kg)

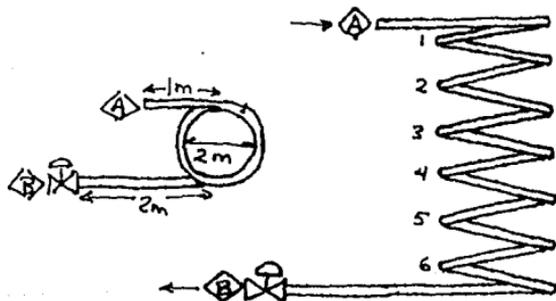
El factor de fricción obtenido fue 2.163087E-02

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Se dispone de un sistema como el mostrado en la siguiente figura, por él circulan  $5 \text{ (m}^3/\text{s)}$  de agua a una temperatura de  $20^\circ\text{C}$  y se desea determinar la caída de presión y las pérdidas de energía debidas a la fricción cuando la válvula de globo (asiento tapón) está totalmente abierta. Se trata de tubería de acero comercial de 1.5 pulgadas cédula 40.

(Recomendación: emplee el programa (CADPRE12) para la caída de presión correspondiente a la válvula de globo y el (CADPRE10) para la sección recta de tubería).



- (a) Caída de presión por rozamiento en el serpentín solo.

$$\Delta P_{\text{roz}} = - 9.506682\text{E7 (N/m}^2)$$

- (b) Pérdidas de energía por rozamiento en el serpentín solo.

$$\frac{\Sigma F}{M} = 9708.086 \text{ (kgf m/kg)}$$

- (c) Caída de presión por rozamiento en la válvula.

$$\Delta P_{\text{roz}} = - 3.269541\text{E7 (N/m}^2)$$

- (d) Pérdidas de energía por rozamiento en la válvula.

$$\frac{\Sigma F}{M} = 3938.808 \text{ (kgf m/kg)}$$

(e) Caída de presión por rozamiento en los 3 (m) de tubo recto.

$$\Delta P_{\text{Proz}} = - 7054553 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(f) Pérdidas de energía por rozamiento en los 3 (m) de tubo recto.

$$\frac{\Sigma F}{M} = 720.4008 \text{ (kgf m/kg)}$$

(g) Caída de presión total por fricción.

$$\Delta P_{\text{Proz}} = - 1.348167888 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

(h) Las pérdidas de energía totales por rozamiento.

$$\frac{\Sigma F}{M} = 1.3767297E4 \text{ (kgf m/kg)}$$

#### 4.2 Fluidos compresibles:

Cuando la pérdida de presión del fluido en el sistema es suficiente para determinar una variación de su densidad superior al 10%, el flujo deberá ser considerado como compresible, teniéndose muy en cuenta las variaciones de la densidad y de la velocidad del gas durante el mismo.

En general se aceptan las condiciones siguientes:

1.- Si la  $\Delta P_{\text{Proz}} \leq 0.1 P_1$  entonces puede emplearse la densidad en base a las condiciones de entrada o salida del sistema.

2.- Si  $0.1 P_1 < \Delta P_{\text{Proz}} \leq 0.4 P_1$  puede emplearse una densidad promedio entre las condiciones de entrada y salida.

3.- Si  $0.4 P_1 < \Delta P_{\text{Proz}}$  entonces se emplean las ecuaciones del punto (4.2.2).

##### 4.2.1 Reynolds:

Una de las formas de la fórmula del número de Reynolds muy empleada en este tipo de flujo es:

$$Re = 0.482 \frac{q'_h S_g}{d\eta} \quad (4.34)$$

4.2.2 Flujo de fluidos compresibles en tuberías de gran longitud.

Este tipo de flujo se aproxima mucho a ser isotérmico y su caída de presión es frecuentemente mayor que la presión de entrada y su solución se consigue mediante la ecuación completa de flujo isotérmico.

$$w = \left[ \left( \frac{144 q A f^2 \bar{\rho}_{si}}{\sqrt{(L f / D f) + \ln(P_1'^2 / P_2'^2)}} \right) \left( \frac{P_1'^2 - P_2'^2}{P_1'} \right) \right]^{1/2} \quad (4.35)$$

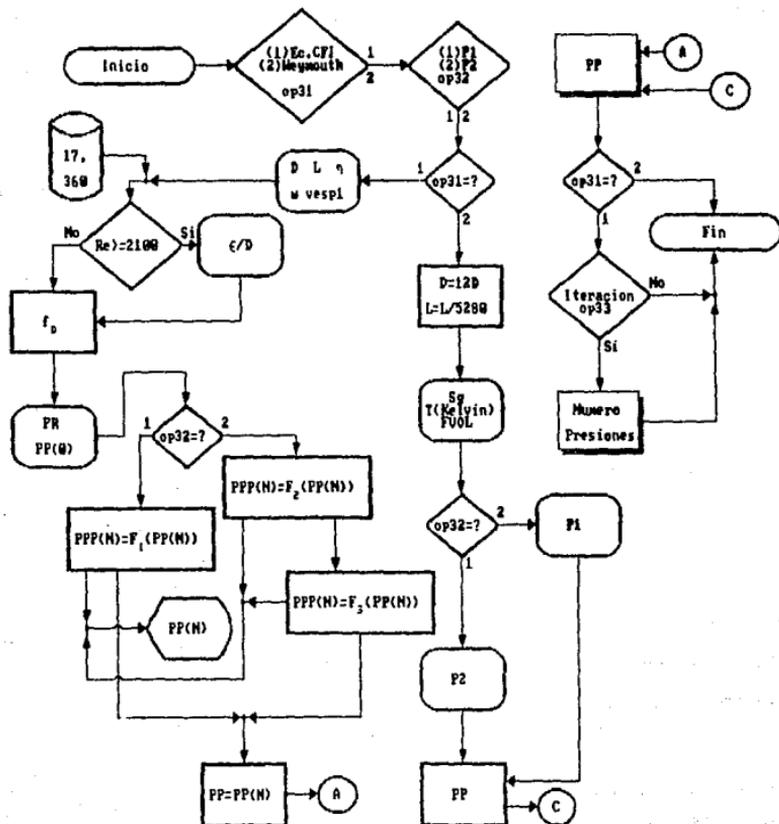
La fórmula de Weymouth permite, también, determinar la caída de presión bajo estas condiciones:

$$q'_h = 2B(d^{2.667}) \left[ \left( \frac{P_1'^2 - P_2'^2}{S_g L_m} \right) \left( \frac{S_20}{T} \right) \right]^{1/2} \quad (4.36)$$

Para emplear esta ecuación es necesario que la tubería sea recta y sin elevaciones entre los puntos considerados.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #15 (CADPRE15)

Calcula la presión de entrada o salida para fluidos compresibles en tuberías de longitud grande



PROBLEMA HECHO A MANO

A través de una tubería de 40 pulgadas de diámetro interno de acero comercial se bombea un gas a una distancia de 100 (km) y con un flujo másico de 1320 (lb/s). La temperatura media de la línea es de 15°C y la presión de descarga es de 1 (ata), suponga que el volumen específico de este gas es de 2 (ft<sup>3</sup>/lb) y que tiene una viscosidad de 0.014 (cps). Determine la presión de entrada en (psia) empleando la ecuación completa de flujo isotérmico.

Solución:

$$D_i = 40 \text{ (in)} = 3.33 \text{ (ft)}$$

$$w = 1320 \text{ (lb/s)}$$

$$A_i = 3.1416 \cdot (3.33/2)^2 = 8.7092 \text{ (ft}^2\text{)}$$

$$P_2' = 14.7 \text{ (psia)}$$

$$L_f = 100 \text{ (km)} = 328084 \text{ (ft)}$$

De la ref. [22]:

$$\bar{\rho}_{1i} = 2 \text{ (ft}^3\text{/lb)}$$

$$z/D = 0.000045$$

$$\eta_i = 0.014 \text{ (cps)}$$

El Reynolds puede calcularse como:

$$Re = 272592 \cdot w / D_i / \eta_i$$

$$Re = 272592 (1320) / 3.33 / 0.014$$

$$Re = 7711230552$$

El factor de fricción se lee de la ref. [22]:

$$f = 0.011$$

Empleando la ec. (4.35) despejada para  $P_1'$ :

$$P_1' = \left\{ \frac{w^2 \cdot P_1' \cdot [f(L_f/D_i) + \ln(P_1'/P_2')] }{144 \cdot g \cdot A_i^2 \cdot \bar{\rho}_{1i}} + P_2'^2 \right\}^{1/2}$$

substituyendo los valores conocidos en las unidades correctas:

$$P_1' = \left\{ \frac{(1320)^2 \cdot P_1' \cdot [0.011(328084/3.33) + \ln(P_1'/14.7)]}{144(32.2)(8.7092)^2(2)} + 14.7^2 \right\}^{1/2}$$

$$P_1' = \left\{ \frac{P_1' (1742400) [1083.77 + \ln(P_1'/14.7)]}{703404.0868} + 216.09 \right\}^{1/2}$$

Iterando sucesivamente sobre esta ecuación, comenzando con una presión inicial de 20 (psia) y después de 22 iteraciones se llega

a la convergencia con una presión de:

$$P_1' = 10170 \text{ (psia)}$$

## PROGRAMA #15

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CADPRE15.BAS ((SALVARLO COMO ASCII))
20 REM Calcula la caída de presión en tuberías de gran longitud para fluidos
30 REM compresibles (ecuaciones: completa de flujo isoterámico y de Weisouth)
40 CLS
50 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Calcular mediante la ec. completa de flujo isoter-
mico (2)Calcular mediante la ecuación de Weisouth ",OP31
60 IF (OP31<1 AND OP31<2) THEN 50
70 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Conocer la presión de entrada (2)Conocer la presión de salida ",OP32
74 IF (OP32<1 AND OP32<2) THEN 70
75 PRINT:INPUT "Alimente: el diámetro interno de la tubería (ft) ",D
76 INPUT "Alimente: la longitud de la tubería (ft) ",L
80 IF OP31=1 THEN GOTO 240
90 IF OP31=2 THEN GOTO 100
100 REM *****MEYOUTH
105 D=D*(2*L/S200
130 INPUT "Alimente: la gravedad específica del fluido ",SG
140 INPUT "Alimente: la temperatura del fluido (grados Rankine) ",T
150 INPUT "Alimente: el flujo volumétrico (scfh) ",FVOL
160 IF OP32=1 THEN 180
170 IF OP32=2 THEN 210
180 PRINT:INPUT "Alimente: la presión de salida (psia) ",PR
190 PP=(FVOL/28/D^2.667)^2*T*SG*L/S20+PR^2)^.5:SR="entrada"
200 GOTO 780
210 PRINT:INPUT "Alimente: la presión de entrada (psia) ",PR
220 PP=(FVOL/28/D^2.667)^2*T*SG*L/S20+PR^2)^.5:SR="salida"
230 GOTO 780
240 REM *****EC. COMPLETA FLUJO ISOTERMICO
270 INPUT "Alimente: el flujo másico (lb/s) ",M
280 INPUT "Alimente: el volumen específico a las condiciones de entrada (ft^3/lb
) ",VESP1
290 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
300 RE=3.1416*(D/2)^2
310 VE=27.2592*M/D/VIS
320 IF RE<2100 THEN 340
330 IF RE=2100 THEN 360
340 F=4/RE
350 GOTO 410
360 PRINT:INPUT "Alimente: la rugosidad relativa (e/D) ",ED
370 A=2*LOG(ED/3.7+12/RE)/2.302814
380 B=2*LOG(ED/3.7+2.51*A/RE)/2.302814
390 C=2*LOG(ED/3.7+2.51*B/RE)/2.302814
400 F=(A-B-A^2/(C-2*B*A))^(1-2)
410 REM *****CALCULO DE PRESION ENTRADA/SALIDA
420 DIM PP(10):DIM PPP(10)
430 IF OP32=1 THEN 440 ELSE 460
440 P="salida":QB="superior":RB="entrada"
450 GOTO 470
460 P="entrada":QB="inferior":RB="salida"
470 IF Y=2 THEN 480
471 PRINT:PRINT "Alimente: la presión de ";P$;INPUT " (psia) ",PR
480 PRINT:PRINT "Sugiera una presión de ";RB$;" ";QB$;" a la de ";P$;INPUT " (psi
a) ",PP(0)
490 DIM OP32 GOSUB 500, 580
500 REM *****CALCULO DE LA PRESION DE ENTRADA POR EC. ISOTERMICA
510 IF (INT(PP(0))<PR) THEN 480
520 PPP(N)=(PP(N)+M^2*VESP1*(FVOL/D*LOG(PP(N)/PR)))/144/S2.2/AF^2+PR^2)^.5
530 GOSUB 580
570 GOTO 520
580 REM *****CALCULO DE LA PRESION DE SALIDA POR EC. ISOTERMICA
590 IF ((PP(0)+1)=PR) THEN 480
600 PPP(N)=(ABS(1-PR+M^2*VESP1*(FVOL/D*LOG(PP(N)/PR)))/144/S2.2/AF^2+PR^2)^.5
610 GOSUB 900
650 GOTO 600

```

```

660 PP(0)=PP(N)-1
670 N=N-1
680 PPP(N)=PR/EXP(144*32.2*AF^2*(PR^2-PP(N)^2)/PR/VEBP/NI^2-F*W/D)
690 GOSUB 880
700 GOTO 680
710 REM *****FINNL
720 PRINT:PRINT "No hubo convergencia despues de 100 iteraciones."
730 GOTO 800
740 PP=PP(N)
750 PRINT:PRINT "La presion de ";R;" es ";PP;" (psia)"
760 IF OP31=2 THEN 870
800 REM *****SONDED
810 PRINT:INPUT "Desea ver los valores de las iteraciones: (1)Si, (2)No ",OP33
820 IF (OP33<1 AND OP33<2) THEN 810
830 IF OP33=2 THEN 870
840 PRINT:PRINT "Numero de iteraciones: ";N
850 PRINT "presion de ";R;" vieja (psia)";PRINT TAB(40)"presion de ";R;" nueva (psia)"
860 FOR H=0 TO N:PRINT PP(H);PRINT TAB(40)PPP(H):NEXT H
870 PRINT:PRINT TAB(30)"Trabajo Concluido":END
880 IF ABS(PPP(N)-PP(N))<=.01 THEN 770
890 GOTO 910
900 IF ABS(PPP(N)-PP(N))<=.01 THEN 660
910 N=N+1
920 IF N=100 THEN 750
930 PP(N)=PP(N-1)
940 RETURN

```

## CORRIJA DEL PROGRAMA #15

Selecciones: (1)Calcular mediante la ec. completa de flujo isoterico  
(2)Calcular mediante la ecuacion de Weymouth I

Selecciones: (1)Conocer la presion de entrada  
(2)Conocer la presion de salida I

Alimente: el diametro interno de la tuberia (ft) 3.33  
Alimente: la longitud de la tuberia (ft) 32864  
Alimente: el flujo masico (lb/s) 1320  
Alimente: el volumen especifico a las condiciones de entrada (ft<sup>3</sup>/lb) 2  
Alimente: la viscosidad del fluido (cps) 0.014

Alimente: la rugosidad relativa (e/D) 0.000045

Alimente: la presion de salida (psia) 14.7

Suponga una presion de entrada superior a la de salida (psia) 20

La presion de entrada es 10169.96 (psia)

Desea ver los valores de las iteraciones: (1)Si, (2)No I

Numero de iteraciones: 23	
presion de entrada vieja (psia)	presion de entrada nueva (psia)
20	449.8669
449.8669	2135.753
2135.753	4657.004
4657.004	6879.364
6879.364	8362.798
8362.798	9221.342
9221.342	9683.584
9683.584	9923.559
9923.559	10045.88
10045.88	10107.68
10107.68	10138.74
10138.74	10154.32
10154.32	10162.16
10162.14	10166.05
10166.05	10168
10168	10168.98
10168.98	10169.47
10169.47	10169.72
10169.72	10169.84
10169.84	10169.9
10169.9	10169.93
10169.93	10169.95
10169.95	10169.96
10169.96	10169.96

Trabajo Concluido

PROBLEMAS PROPUESTOS

Por una tubería de acero comercial Cd 20 de 14 (in), circulan 1000 (lb/s) de un gas con un volumen específico a la entrada de 2 (ft<sup>3</sup>/lb) y una viscosidad de 0.005 (cps). La presión en la entrada es de 2556.5 (psia); determine la presión a la salida si la tubería mide 100 (ft) de longitud.

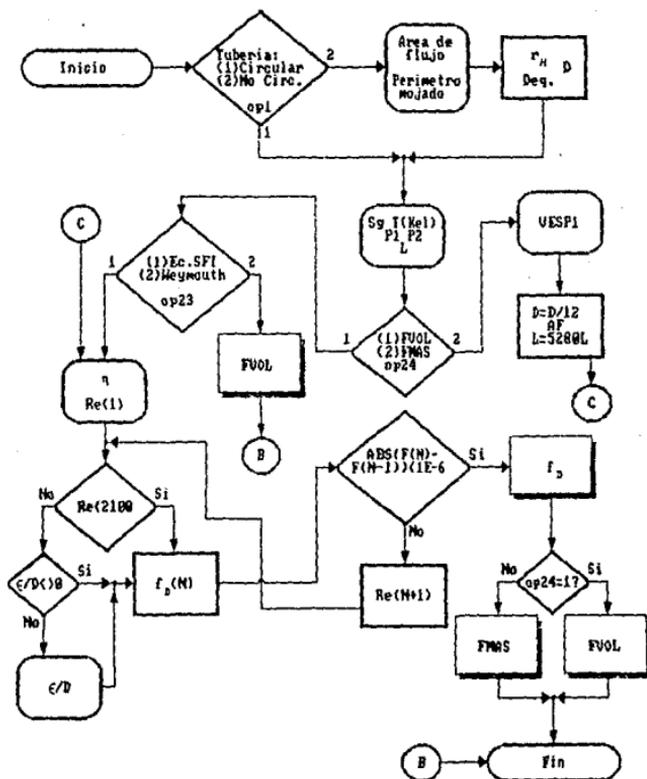
$$P_2 = 28.96 \text{ (psia)}$$

Para el cálculo de flujos máxicos o volumétricos en tuberías grandes, se emplean las ecuaciones (4.35) y (4.36), así como la ecuación simplificada de flujo isotérmico en la que se supone que el fluido no se acelera en su trayecto:

$$q_h' = 114.2 \left( \left[ \frac{(P_1')^2 - (P_2')^2}{f L m^3 S_g} \right] d^5 \right)^{1/2} \quad (4.37)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #16 (CADFRE16)

Calcula flujos másico o volumetrico para fluidos compresibles en tuberías de longitud grande



FROBLEMA HECHO A MANO

Una línea de gas natural, hecha de acero comercial Cd 20 y 14 pulgadas de diámetro, mide 100 millas de largo. La presión a la entrada de la línea es de 1300 (psia) y a la salida es de 300 (psia), la temperatura media es de 40°F. El gas natural tiene una viscosidad de 0.011 (cps) y una gravedad específica de 0.693. Determine el caudal que circula por la tubería en (scfh).

Solución:

De la ref. [22], tenemos:

$$d = 13.376 \text{ (in)}$$

$$e/D = 0.00014$$

Suponemos que el factor de fricción es constante y que tenemos régimen turbulento, entonces, de la referencia [22], tenemos:

$$f = 0.0128$$

Empleando la ec. (4.37):

$$q'_h = 114.2 \left[ \left[ \frac{(1300)^2 - (300)^2}{0.0128 * 100 * 500 * 0.693} \right] (13.376)^5 \right]^{1/2}$$

$$q'_h = 4'488,333.728 \text{ (scfh)}$$

con este caudal calculamos el número de Reynolds (ec. (Re)):

$$Re = \frac{0.482 * 4488333 * 0.693}{13.376 * 0.011} = 10189349.73$$

de la referencia [22]:

$$f = 0.0128$$

entonces, la suposición hecha fue correcta.

$$q'_h = 4'488,333.728 \text{ (scfh)}$$

Empleando la ec. (4.36):

$$q'_h = 28(13.376)^{2.667} \left[ \left[ \frac{(1300)^2 - (300)^2}{100 * 0.693} \right] \left[ \frac{520}{500} \right] \right]^{1/2}$$

$$q'_h = 4'378,044.894 \text{ (scfh)}$$

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CADPRE16.BAS
20 REM Calcula el flujo masico/volumetrico para una linea de gran longitud
30 REM empleando la ecuacion simplificada de flujo compresible, la ecuacion
40 REM completa de flujo isoteramico y la ecuacion de Weymouth.
50 DEF FVWL(N)=(14.2*(D**5)*(P1**2-P2**2)/(F(N)*L*(S61)**4)*.5
60 DEF FMEY=28*D**2.667*(P1**2-P2**2)**.520/(L*(S61)**4*.5
70 CLS
80 PRINT
90 PRINT:INPUT "Se trata de: (1)Tuberia de seccion circular
              (2)Tuberia de seccion no circular ",OPZZ
100 IF OPZZ<1 AND OPZZ<2 THEN 90
110 IF OPZZ=1 THEN GOSUB 180
120 PRINT:INPUT "Alimente: area de flujo (in^2) ",AF
130 INPUT "Alimente: perimetro (in) ",PM
140 R=AF/PM
150 DEQ=4*RH
160 D=DEQ
170 GOSUB 210
180 PRINT
190 INPUT "Alimente el diametro interno de la tuberia (in) ",D
200 RETURN 170
210 REM:***** FLUJO MASICO-VOLUMETRICO
220 INPUT "Alimente: la gravedad especifica del gas ",S6
230 INPUT "Alimente: la presion de entrada (psia) ",P1
240 INPUT "Alimente: la presion de salida (psia) ",P2
250 INPUT "Alimente: la temperatura media (grados Rankine) ",T
260 INPUT "Alimente: la longitud de la tuberia (aillas) ",L
270 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Calcular el flujo volumetrico
              (2)Calcular el flujo masico ",OP24
280 IF (OP24<1 AND OP24<2) THEN 270
290 IF OP24=1 THEN 300 ELSE 660
300 REM *****FLUJO VOLUMETRICO
310 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Ec. simpl. flujo isoteramico
              (2)Ec. de Weymouth ",OP23
320 IF (OP23<1 AND OP23<2) THEN 310
330 IF OP23=1 THEN 340 ELSE 640
340 REM *****EC. SIMPL. FLUJO ISOTERMICO
350 PRINT:INPUT "Alimente: la viscosidad del gas (cps) ",VIS
360 PRINT
370 INPUT "Suponga un numero de Reynolds para el tipo de flujo tratado ",RE(1)
380 FOR N=1 TO 100
390 IF RE(N)<2100 THEN 480
400 IF RE(N)=2100 THEN 410
410 IF RE(N)>2100 THEN 430
420 PRINT:INPUT "Alimente: la rugosidad relativa (e/D) ",ED
430 A(N)=2*LOG(ED/3.742/RE(N))/2.302814
440 B(N)=2*LOG(ED/3.742*(S14(N)/RE(N))/2.302814
450 C(N)=2*LOG(ED/3.742*(S14(N)/RE(N))/2.302814
460 F(N)=(A(N)-(B(N)-A(N))**2/(C(N)-248*(N+A(N))))**(-2)
470 GOTO 490
480 F(N)=64/RE(N)
490 IF ABS(F(N)-F(N-1))<.000001 THEN 560
500 IF OP24=1 THEN RE(N+1)=.482*FVWL(N)*96/D/VIS
510 IF OP24=2 THEN RE(N+1)=272592*(FVMS(N)/D/VIS
520 NEXT
530 PRINT:PRINT "No se encontro convergencia despues de 100 iteraciones"
540 PRINT "Ultimos valores calculados:"
550 GOTO 570
560 PRINT:PRINT "Convergencia!!!!!!!"
570 PRINT:PRINT TAB(10) "El factor de friccion de Darcy es ";F(N)
580 IF OP24=1 THEN 590 ELSE 610
590 PRINT TAB(10) "El flujo volumetrico es ";FVWL(N); " (scfh)"
600 RETURN 650
610 PRINT TAB(10) "El flujo masico es ";FVMS(N); " (lb/s)"
620 RETURN 650
630 REM *****WEYMOUTH
640 PRINT:PRINT TAB(10) "El flujo volumetrico es ";FMEY; " (scfh)"
650 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
660 REM *****FLUJO MASICO
670 DEF FVMS(N)=(144*32.2*AF**2*(P1**2-P2**2)/P1)/(VESP*(F(N)*D+LOG(P1/P2))
              )**.5
680 PRINT:INPUT "Alimente: el volumen especifico a las condiciones de entrada (f
              t^3/lb) ",VESP
690 D=D/12;L=L*5280!
700 IF AF=0 THEN 710 ELSE 730
710 AF=3.1416*(D/24)**2
720 GOTO 340
730 AF=AF/144
740 GOTO 340

```

Se trata de: (1) Tubería de sección circular  
(2) Tubería de sección no circular 1

Alimento: el diámetro interno de la tubería (in) 13.376  
Alimento: la gravedad específica del gas 0.693  
Alimento: la presión de entrada (psia) 1300  
Alimento: la presión de salida (psia) 300  
Alimento: la temperatura media (grados Rankine) 500  
Alimento: la longitud de la tubería (pies) 100

Selección: (1) Calcular el flujo volumétrico  
(2) Calcular el flujo másico 1

Selección: (1) Ec. simpl. flujo isotérmico  
(2) Ec. de Weymouth 2

El flujo volumétrico es 4378045 (scfh)

Trabajo Concluido

Si se hubiese empleado la Ec. simpl. flujo isotérmico

El flujo volumétrico es 4462907 (scfh)

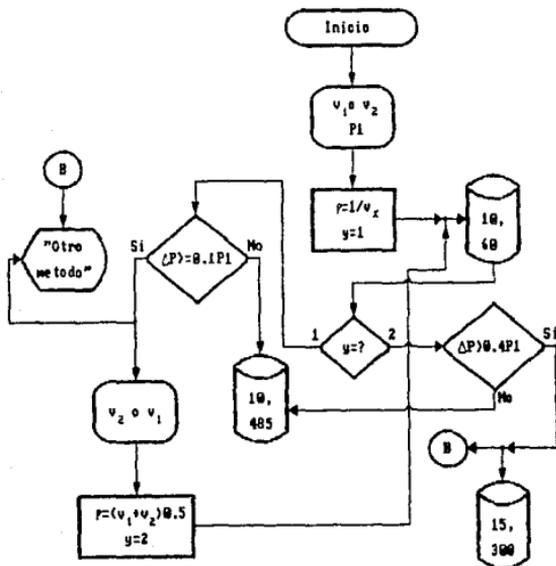
### PROBLEMAS PROPUESTOS

Se tiene una línea de gas natural con estaciones de compresión cada 150 (km). La presión de salida de los compresores es de 50 (atm) y la relación de compresión es de 1.5 (atm). Determine el caudal de la línea en (scfh) mediante la ecuación de Weymouth. La tubería tiene un diámetro interno de 23.75 (in).

$$Ca = 9013451 \text{ (scfh)}$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #17 (CADPRE17)

Calcula caídas de presión y el factor de fricción para fluidos compresibles en general en longitudes rectas a flujo isotérmico



PROBLEMA HECHO A MANO

Vapor sobrecalentado a 600 (psig) y 850°F, fluye a través de una tubería horizontal de 400 (ft) de longitud y 6 (in) Cd 80 con un gasto de 90,000 (lb/h). Determine las pérdidas de energía por rozamiento, la caída de presión y el factor de fricción de Darcy.

De la ref. [22]:

$$\eta = 0.029 \text{ (cps)}$$

$$L = 121.92 \text{ (m)}$$

$$\bar{\rho}_t = 0.822 \text{ (lb/ft}^3\text{)}$$

$$w = 25 \text{ (lb/s)}$$

$$D = 0.14633 \text{ (m)}$$

$$P_t = 600 \text{ (psig)} = 4136.65 \text{ (kPa)}$$

$$C_a = w/\bar{\rho}_t$$

$$C_a = 25/0.822 = 30.41 \text{ (ft}^3\text{/s)} = 0.8612 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$u = C_a/A$$

$$u = 0.8612 / (3.1416 (0.14633/2)^2)$$

$$u = 51.209 \text{ (m/s)}$$

$$Re = 51.209 (0.14633) (13.149) / 0.029E-3$$

$$Re = 3.397E6$$

De la ref. [22]:

$$f = 0.015$$

Empleando la ec. (4.7):

$$-\Delta P_{\text{roz}} = \frac{0.015}{2} \left( \frac{121.92}{0.1463} \right) (51.209)^2 (13.149)$$

$$-\Delta P_{\text{roz}} = 215514.8 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$\Delta P < 0.1 (4136.65E3)$$

por lo tanto el resultado es correcto.

Empleando la ec. (4.8):

$$\frac{\Sigma F}{\dot{M}} = \frac{215514.8}{13.149} = 16390 \text{ (J/kg)}$$

## PROGRAMA #17

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CADPRE17.BAS (<SALVARLO COMO ASCII>)
20 REM Calcula la caída de presión y las pérdidas de energía debidas al
30 REM rozamiento, así como el factor de fricción (en algunos casos) para
40 REM fluidos compresibles.
50 CLS
60 PRINT:INPUT "Selecciones (1)Alimentar volumen específico y viscosidad de entrada
              (2)Alimentar volumen específico y viscosidad de salida
              ",OP40
70 IF (OP40<>1 AND OP40<>2) THEN 60
80 ON OP40 GOTO 90,100
90 N2="entrada":GOTO 110
100 N2="salida"
110 PRINT:PRINT "Alimente el volumen específico del fluido a la ";N2;:INPUT " (
    ft3/lb) ",VESP
120 PRINT "Alimente la viscosidad del fluido a la ";N2;:INPUT " (cps) ",VISC
130 INPUT "Alimente la presión de entrada (G/m2) ",PR
140 Y=1
150 DEN=(1/VESP)*15.997541#
160 VIS=VISC*.001
170 OP2=2:OP3=1:PRINT
180 CHAIN "CADPRE10",60,ALL
190 ON Y GOTO 200,210
200 IF OP3=.1+PR THEN 220 ELSE CHAIN "CADPRE10",485,ALL
210 IF OP3=1+PR THEN 300 ELSE CHAIN "CADPRE10",485,ALL
220 N1="101":GOSUB 370
230 IF OP40=1 THEN N2="salida"
240 IF OP40=2 THEN N2="entrada"
250 PRINT:PRINT "Alimente el volumen específico del fluido a la ";N2;:INPUT "
    (ft3/lb) ",VESP
260 PRINT "Alimente la viscosidad del fluido a la ";N2;:INPUT " (cps) ",VISC
270 VESP=(VESP+VESP)/2:VISC=(VISC+VISC)/2:Y=2:OP2=2:OP3=1
280 DEN=(1/VESP)*15.997541#:VIS=VISC*.001
290 CHAIN "CADPRE10",370,ALL
300 N1="401":GOSUB 370
310 PRINT:PRINT TAB(30) "Se empleara la ecuacion completa de flujo isoteramico"
320 W=(U)+DEN*3.1416*(D/2)2/453
330 OP31=1:OP32=2:D=D*3.28084:L=L*3.28084
340 VESP1=VESC:VIS=VISC
350 PR=PR*.504E-04+14.7
360 G=IN "CADPRE15",300,ALL
370 PRINT:PRINT TAB(17) "La caída de presión calculada es mayor al ";N1#
380 PRINT TAB(17) "de la presión de entrada, se procede a emplear "
390 PRINT TAB(17) "otro metodo."
400 RETURN

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #17

Selecciones: (1)Alimentar volumen específico y viscosidad de entrada  
(2)Alimentar volumen específico y viscosidad de salida 1

Alimente: el volumen específico del fluido a la entrada (ft<sup>3</sup>/lb) 1.216545

Alimente: la viscosidad del fluido a la entrada (cps) 0.029

Alimente: la presión de entrada (DU/m<sup>2</sup>) 4136.65E3

Se trata de: (1)Tubería de sección circular  
(2)Tubería de sección no circular 1

Alimente: el diámetro interno de la tubería (m) 0.14633

Alimente: la velocidad media del fluido (m/s) 51.209

Alimente: la rugosidad relativa (e/D) 0.0003

Alimente: la longitud de la tubería entre los puntos considerados (m) 121.92

La caída de presión por rozamiento es de 217913.9 (DU/m<sup>2</sup>)

Las pérdidas de energía por rozamiento son de:

16571.42 (J/kg)

1689.237 ((kgf/m/kg)

El factor de fricción obtenido fue 1.516875E-02

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Vapor sobrecalentado a 1400 (psia) y 800<sup>o</sup>F, fluye a través de una tubería horizontal de 900 (ft) de longitud y 6 (in) Cd 80 con un gasto de 100,000 (lb/h). Determine las pérdidas de energía por rozamiento, la caída de presión y el factor de fricción de Darcy, si a la salida el volumen específico es de 0.6 (ft<sup>3</sup>/lb).

$$\Delta P_{\text{roz}} = - 138.85 \text{ (kPa)}$$

$$\frac{\Sigma F}{M} = 46486.9 \text{ (J/kg)}$$

$$f = 0.01529$$

Nomenclatura del capítulo IV:

$A_r$  = área de la sección transversal ( $\text{ft}^2$ ).

$D$  = diámetro interno de la tubería (m).

$D_{eq}$  = diámetro equivalente (m). [del espacio anular en la ec. (4.30)].

$D_i$  = diámetro interno (ft).

$D_{serp}$  = diámetro de las espiras del serpentín (m).

$D_{int. tubo ext.}$  = diámetro interno del tubo externo (m).

$D_{ext. tubo int.}$  = diámetro externo del tubo interno (m).

$D_1$  = diámetro del tubo más pequeño (m).

$D_2$  = diámetro del tubo más grande (m).

$d$  = diámetro interno de la tubería (in).

$e/D$  = rugosidad relativa (adimensional).

$f$  = factor de fricción de Darcy (adimensional).

$g$  = aceleración de la gravedad =  $32.2 \text{ (ft/s}^2\text{)}$ .

$g_c$  = factor de conversión universal que depende de las unidades elegidas para el resto de las variables.

$K_{exp}$  = constante de ensanchamiento repentino.

$K_{con}$  = constante de estrechamiento repentino.

$L$  = longitud de tubería recta entre los puntos considerados (m).

$L_{eq}$  = longitud equivalente del accesorio (m).

$L_m$  = longitud de la tubería entre los puntos considerados (millas).

$L_r$  = longitud de la tubería entre los puntos considerados (ft).

$M$  = flujo másico que fluye por el sistema (kg/s).

$n$  = número de curvaturas de  $90^\circ$ . (i.e. si el codo tiene un ángulo de  $145^\circ$  entonces  $n = 145/90 = 1.611$ ).

$P_i$  = presión absoluta (psia).

$q_v$  = flujo volumétrico (scfh).

$Re$  = número de Reynolds (adimensional).

$r_H$  = radio hidráulico (m).

$r$  = radio de curvatura de un codo (m).

$S_g$  = gravedad específica del fluido (adimensional).

$T$  = temperatura (R).

$u$  = velocidad media (m/s).

$w$  = flujo másico (lb/s).

$\phi$  = factor de corrección del factor de fricción en el método

Sieder y Tate (adimensional).

$\Delta P_{serp}$  = caída de presión en el serpentín por rozamiento ( $N/m^2$ ).

$\Delta P_{tub. recto}$  = caída de presión que se verifica a lo largo de la longitud del serpentín como si fuera un tubo recto ( $N/m^2$ ).

$\Delta P_{roz}$  = caída de presión por rozamiento entre los puntos de la tubería considerados ( $N/m^2$ ).

$\eta$  = viscosidad del fluido ( $kg/m \cdot s$ ).

$\bar{\eta}$  = viscosidad a la temperatura total media ( $T_m$ ) del fluido ( $kg/m \cdot s$ ).

$\eta_w$  = viscosidad a la temperatura de la pared ( $T_w$ ) ( $kg/m \cdot s$ ).

$\rho$  = densidad del fluido ( $kg/m^3$ ).

$\rho_{in}$  = densidad del fluido a la entrada ( $lb/ft^3$ ).

$\frac{\Sigma F}{M}$  = pérdidas de energía por rozamiento ( $J/kg$ ).

## REDES DE TUBERIAS PARA EL FLUJO DE FLUIDOS

### 5.1 Introducción:

Los sistemas de conducción de fluidos dentro de la industria suelen dar lugar a la formación de redes de tuberías, éstas se subdividen en tres grandes grupos de los cuales abordaré solamente dos en este capítulo ya que el tercero no permite la aplicación de la computación debido a la gran variedad de casos posibles que se pueden presentar. Antes comenzaré por revisar los conceptos que serán necesarios para resolver dichos sistemas.

### 5.2 Diámetro mínimo de una tubería:

El conocimiento del diámetro mínimo necesario en una tubería, una vez que se conocen las pérdidas por fricción y el caudal que se desea circular, requiere de un proceso de iteraciones sucesivas basado en lo siguiente:

1.- Suponer un factor de fricción para el flujo.

2.- Calcular el diámetro empleando la ecuación de Darcy en la forma:

$$D = \left( \frac{8Ca^2 L f}{(\Sigma F/M) \pi^2 g_c} \right)^{1/5} \quad (5.1)$$

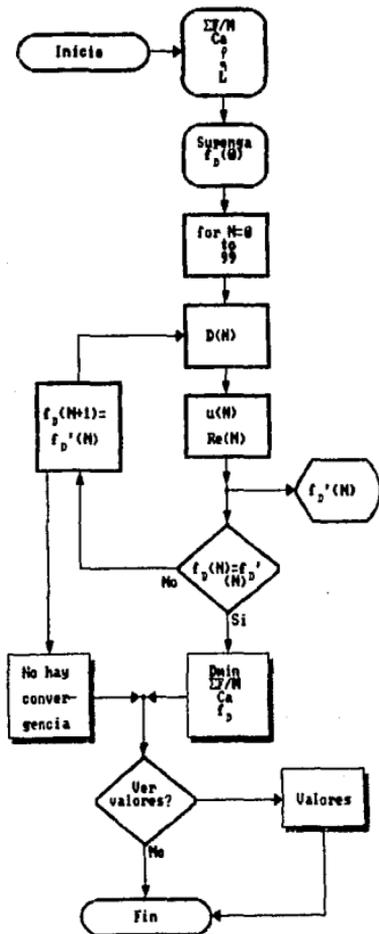
3.- Con este diámetro, se puede calcular la velocidad y el número de Reynolds del flujo en la tubería, y entonces, se puede calcular el factor de fricción de Darcy.

4.- Se comparan los factores de fricción supuesto y calculado, si son semejantes, dentro de un rango establecido, se concluye que

el diámetro calculado es el diámetro mínimo correcto, de otro modo se emplea de nuevo la ecuación de Darcy despejada para  $D$  substituyendo el factor de fricción calculado en el punto 3.

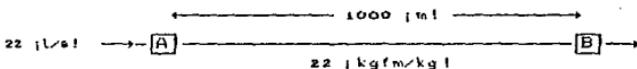
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #18 (RED18)

Calcula el diámetro mínimo de una tubería si se conocen las pérdidas por fricción y el caudal a circular



PROBLEMA HECHO A MANDO

¿Qué diámetro de tubería será necesaria para transportar 22 (l/s) de un combustible pesado cuya densidad relativa es 0.912 y su viscosidad cinemática es de  $2.05 \times 10^{-4}$  (m<sup>2</sup>/s), si la pérdida de carga de que se dispone en 1000 (m) de longitud de tubería horizontal es de 22 (kgf/m/kg)?.



Datos:

$$\rho_R = 0.912.$$

$$\nu = 2.05 \times 10^{-4} \text{ (m}^2/\text{s)}.$$

$$Q_a = 22 \text{ (l/s)} = 0.022 \text{ (m}^3/\text{s)}.$$

$$\Sigma F/M = 22 \text{ (kgf/m/kg)} = 215.754 \text{ (J/kg)}.$$

Solución:

Empleando la ecuación (5.1):

$$D = \left[ \frac{8(0.022)^2(1000)f}{(215.754)\pi^2} \right]^{1/5} = [0.00181834f]^{1/5}$$

1<sup>a</sup> iteración:

Supongo  $f = 0.04$

$$D = [0.00181834(0.04)]^{1/5} = 0.1487 \text{ (m)}$$

Cálculo de la velocidad:  $u = \frac{4Q_a}{\pi D^2}$

$$u = \frac{4(0.022)}{\pi(0.1487)^2} = 1.266808 \text{ (m/s)}$$

Cálculo del Reynolds:  $Re = \frac{Du}{\nu}$

$$Re = \frac{0.1487(1.266808)}{2.05 \times 10^{-4}} = 918.89927$$

De la gráfica de Moody [22]:  $f = 0.061$

2<sup>a</sup> iteración:

$$D = [0.00181834(0.061)]^{1/5} = 0.161808 \text{ (m)}$$

$$u = \frac{4(0.022)}{\pi(0.1618)^2} = 1.06998 \text{ (m/s)}$$

$$Re = \frac{0.1618(1.06998)}{2.05E-4} = 844.501$$

De la gráfica de Moody [22]:  $f = 0.065$

3ª iteración:

$$D = [0.00181834(0.065)]^{1/5} = 0.163877 \text{ (m)}$$

$$u = \frac{4(0.022)}{\pi(0.163877)^2} = 1.0430299 \text{ (m/s)}$$

$$Re = \frac{0.163877(1.04303)}{2.05E-4} = 833.8$$

De la gráfica de Moody [22]:  $f \cong 0.07$

4ª iteración:

$$D = [0.00181834(0.07)]^{1/5} = 0.166324 \text{ (m)}$$

$$u = \frac{4(0.022)}{\pi(0.166324)^2} = 1.012566 \text{ (m/s)}$$

$$Re = \frac{0.166324(1.012566)}{2.05E-4} = 821.53$$

De la gráfica de Moody [22]:  $f \cong 0.07$

Como  $f_4 \cong f_3$  el diámetro mínimo es:

$$D = \underline{0.166324 \text{ (m)}}$$

## PROGRAMA #18

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:RED18.BMS <SALVADO COMO ASCII>
20 REM Calcula el diametro minimo necesario para transportar un liquido
30 REM cuando se conoce el caudal y las perdidas de energia por friccion.
40 CLS
50 PRINT:INPUT "Alimente: las perdidas de energia por friccion (J/kg) ",SF
60 INPUT "Alimente: el caudal que hay en la tuberia (m3/s) ",Qh
70 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m3) ",DEN
80 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (kg/m s) ",VIS
90 INPUT "Alimente: la longitud de tuberia considerada (m) ",L
100 PRINT:INPUT "Suponga un factor de friccion de Darcy para el sistema ",Q(0)
110 FOR N=0 TO 99
120 D(N)=(8*CA*24*Q(N)/SF/3.1416*2)1/5
130 U(N)=4*CA/(3.1416*(D(N))2)
140 RE(N)=DEN*U(N)*D(N)/VIS
150 GOSUB 1000
160 IF ABS(F(N)-Q(N))<.0000001 THEN 210
170 Q(0)=F(N)
180 NEXT N
190 PRINT: SOUND 3700,3:PRINT "No se encontro convergencia despues de 100 iteraciones."
200 GOTO 230
210 PRINT: SOUND 3700,3:PRINT "Convergencia!!!"
220 PRINT:PRINT TAB(10) "El diametro sinlao para trasladar "Qh" (m3/s)":PRINT
TAB(10) "con perdidas de energia por friccion de "SF" (J/kg) es:"PRINT TAB(3
0) D(N):" "a)":PRINT TAB(10) "Se obtuvo un factor de friccion de Darcy de "Q(N)
230 PRINT:INPUT "Desea ver los valores de las iteraciones: (1)Si, (2)No ",OP51
240 IF (OP51<1) AND (OP51<2) THEN 230
250 IF (OP51=2) THEN 290
260 PRINT:PRINT "Numero de iteraciones:"N
270 PRINT "Factor viejo":PRINT TAB(26) "Factor nuevo":PRINT TAB(50) "Diametro (
a) "
280 FOR H=0 TO N:PRINT USING " 0.##### "Q(H);F(H);D(H);NEXT H
290 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
1000 REM *****SUBROUTINA DEL NUMERO DE REYNOLDS
1010 RE=RE(N)
1020 IF RE<2100 THEN 1040
1030 IF RE=2100 THEN 1060
1040 F=64/RE:F(N)=F
1050 GOTO 1130
1060 IF (RE/20<0 OR RE/21<0) THEN 1070 ELSE 1080
1070 ED=ED(N):GOTO 1090
1080 IF N<0 THEN 1090 ELSE 1085
1085 PRINT:INPUT "Alimente: la rugosidad relativa (e/D) ",ED
1090 A=24*LOG(ED/3.7+12/RE)/2.302814
1100 B=24*LOG(ED/3.7+2.51*(A/RE))/2.302814
1110 C=24*LOG(ED/3.7+2.51*(A/RE))/2.302814
1120 F=(A-(B-A)2/(C-24*A))-1-21:F(N)=F
1130 IF RE/20<0 THEN CHAIN "red20",160,ALL
1140 IF RE/21<0 THEN CHAIN "red21",410,ALL
1150 RETURN

```

## CORRIDA DEL PROGRAMA #18

Aliaente: las perdidas de energia por friccion (J/kg) 215.754  
 Aliaente: el caudal que hay en la tuberia (m<sup>3</sup>/s) 0.022  
 Aliaente: la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 912  
 Aliaente: la viscosidad del fluido (kg/(a s)) 0.18676  
 Aliaente: la longitud de tuberia considerada (a) 1000

Suponga un factor de friccion de Darcy para el sistema 0.04

Convergencia!!!

El diametro minimo para trasladar .022 (m<sup>3</sup>/s)  
 con perdidas de energia por friccion de 215.754 (J/kg) es  
 .170832 (a)

Se obtuvo un factor de friccion de Darcy de 8.001493E-02

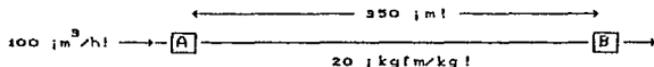
Desee ver los valores de las iteraciones: (1)SI, (2)No I

Numero de iteraciones: 9		
Factor viejo	Factor nuevo	Diametro (a)
0.0400000	0.0696545	0.1487123
0.0696545	0.0778264	0.1461593
0.0778264	0.0795724	0.1499871
0.0795724	0.0799263	0.1706426
0.0799263	0.0799972	0.1707941
0.0799972	0.0800114	0.1708244
0.0800114	0.0800143	0.1708305
0.0800143	0.0800146	0.1708317
0.0800146	0.0800149	0.1708319
0.0800149	0.0800150	0.1708320

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

A través de una tubería horizontal de acero comercial cuya longitud es de 350 (m), se circularán 100 (m<sup>3</sup>/h) de amoníaco ( $\rho = 904$  (kg/m<sup>3</sup>) y  $\eta = 1.26E-6$  (kg/(m s))). Se dispone de una carga de 20 (kgf/m/kg). Determine el diámetro mínimo de tubería que habrá de emplearse, así como el factor de fricción de Darcy obtenido.



$$D = 0.1127363 \text{ (m)}$$

$$f = 0.01631676$$

#### 5.3 Determinación del caudal:

Otro problema es el del cálculo del caudal que circula por la tubería al desconocerse la velocidad del fluido, pero conociendo las pérdidas por fricción. Esto se traduce en el hecho de que disponemos de manómetros que nos indican la caída de presión en la tubería entre los puntos considerados.

La solución de este problema requiere del número de Von Karman, el cual es:

$$\text{Re}\sqrt{f}$$

y se define como:

$$\text{Re}\sqrt{f} = \frac{D\rho}{\eta} \sqrt{2gc \left( \frac{D}{L} \right) \frac{\Sigma F}{M}} \quad (5.2)$$

este número es la variable independiente en la gráfica de Von Karman [25] cuya variable dependiente es:

$$1/\sqrt{f}$$

y se define como:

$$1/\sqrt{f} = \frac{u}{\sqrt{2gc \left( \frac{D}{L} \right) \frac{\Sigma F}{M}}} \quad (5.3)$$

La relación entre  $Re\sqrt{f}$  y  $1/\sqrt{f}$ , se da por:

$$1/\sqrt{f} = \frac{Re\sqrt{f}}{64} \quad (5.4)$$

para  $Re\sqrt{f} < 400$

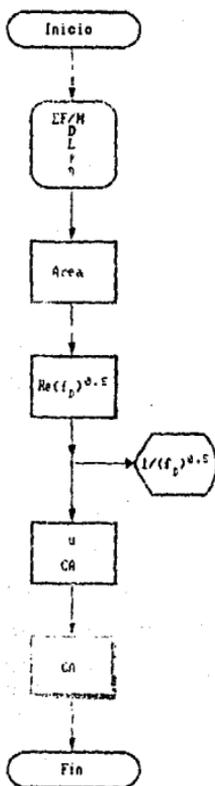
$$1/\sqrt{f} = -2 \log \left( \frac{2.51}{Re\sqrt{f}} + \frac{c/D}{3.715} \right) \quad (5.5)$$

para  $Re\sqrt{f} \geq 400$

De las ecuaciones mencionadas se puede apreciar que, sin conocer el caudal, es posible calcular el número de Karman, referirse a la gráfica de Karman (o a las ecuaciones 5.4 y 5.5) y determinar el valor de  $1/\sqrt{f}$ , de aquí calcular la velocidad del fluido y luego el caudal.

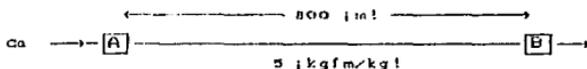
PROGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #14 (RCD19)

Calcula el caudal en una tubería si se conocen las pérdidas por fricción



PROBLEMA HECHO A MANO

Determine el caudal en una tubería de acero galvanizado utilizada para circular agua a 15°C si su diámetro interno es de 0.25 (m) y su largo es de 800 (m). Las pérdidas por fricción permisibles son de 5 (kgf/m/kg).



Datos:

$$\rho = 999.13 \text{ (kg/m}^3\text{)}.$$

$$\eta = 1.14 \text{ (cps)} = 1.14\text{E-3 (kg/(m s))}.$$

$$\Sigma F/M = 5 \text{ (kgf/m/kg)} = 49.035 \text{ (J/kg)}.$$

$$L/D = 0.0006.$$

Solución:

Cálculo del número de Von Karman: empleando la ec. (5.2)

$$\text{Re}\sqrt{f} = \frac{(0.25)(999.13)}{1.14\text{E-3}} \sqrt{2 \left( \frac{0.25}{800} \right) 49.035}$$

$$\text{Re}\sqrt{f} = 38357.497$$

Cálculo de  $1/\sqrt{f}$  mediante la ecuación (5.5):

$$1/\sqrt{f} = -2 \log \left( \frac{2.51}{38357.5} + \frac{0.0006}{3.715} \right)$$

$$1/\sqrt{f} = -2 \log (226.944\text{E-6})$$

$$1/\sqrt{f} = 7.288161$$

Cálculo de la velocidad: ecuación (5.3)

$$u = 1/\sqrt{f} \sqrt{2gc \left( \frac{D}{L} \right) \frac{\Sigma F}{M}}$$

$$u = 7.288161 (0.17506248) = 1.275883$$

Cálculo del caudal:  $Ca = \frac{u\pi D^2}{4} = \frac{1.275883(0.25)^2 \pi}{4}$

$$Ca = 0.062629 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

## PROGRAMA #19

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:RED19.BAS
20 REM Calcula el caudal en una tubería conociendo las pérdidas de energía
30 REM por rozamiento.
40 CLS
50 PRINT:INPUT "Alimentar las pérdidas por fricción (J/kg) ",SF
60 INPUT "Alimentar el diámetro interno de la tubería (m) ",D
70 INPUT "Alimentar la longitud de la tubería (m) ",L
80 INPUT "Alimentar la densidad del fluido (kg/m3) ",DEN
90 INPUT "Alimentar la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
100 A=3.14159*(D/2)^2
110 REF=8*DEN*(VIS*(10^-3)+(2*D/L*SF)^.5)
120 GOSUB 170
130 U=INF*(2*D/L*SF)^.5
140 CA=U*A
150 PRINT:PRINT TAB(18) "El caudal que circula por la tubería es:";PRINT :PRINT
TAB(28) USING "#####";CA;PRINT " (m3/s)"
160 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
170 IF REF<400 THEN 190
180 IF REF=400 THEN 210
190 INF=REF/64
200 RETURN
210 PRINT:INPUT "Alimentar la viscosidad relativa (e/D) ",FD
220 INF=2*LOG(2.51/REF+ED/3.751)/2.302814
230 RETURN

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #19

Alimentar las pérdidas por fricción (J/kg) 49.035  
Alimentar el diámetro interno de la tubería (m) 0.25  
Alimentar la longitud de la tubería (m) 800  
Alimentar la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 999.13  
Alimentar la viscosidad del fluido (cps) 1.14  
Alimentar la rugosidad relativa (e/D) 0.0006

El caudal que circula por la tubería es

0.06267 (m<sup>3</sup>/s)

Trabajo Concluido



1.- Debido a que el fluido se divide en un mismo punto (A) y converge en un mismo punto (B) para las N líneas, las pérdidas por fricción que se tengan en una línea serán las mismas que habrá en cada una de las demás, es decir:

$$(\Sigma F/M)_1 = (\Sigma F/M)_2 = \dots = (\Sigma F/M)_i = \dots = (\Sigma F/M)_N \quad (5.6)$$

2.- Entonces, debe cumplirse también que el caudal total en el sistema (Ca) sea la suma de cada uno de los caudales (Ca)<sub>i</sub>, o sea:

$$Ca = (Ca)_1 + (Ca)_2 + \dots + (Ca)_i + \dots + (Ca)_N \quad (5.7)$$

Ya que en este problema lo que se desea es determinar el caudal (Ca)<sub>i</sub>, el proceso de cálculo emplea el número de Von Karman y se trata de un proceso iterativo.

1.- Suponer un caudal para la línea más sencilla (la j-ésima) y calcular la (u)<sub>j</sub>, (Re)<sub>j</sub>, (f)<sub>j</sub> y (ΣF/M)<sub>j</sub>. (Emlpee las longitudes equivalentes de cada línea).

2.- Se sabe que: (ΣF/M)<sub>j</sub> = (ΣF/M)<sub>i</sub>.

3.- Calcular el número de Karman:  $(Re\sqrt{f})_i$  (i ≠ j).

4.- Determinar  $(1/\sqrt{f})_i$  y calcular (u)<sub>i</sub> y (Ca)<sub>i</sub> (i ≠ j).

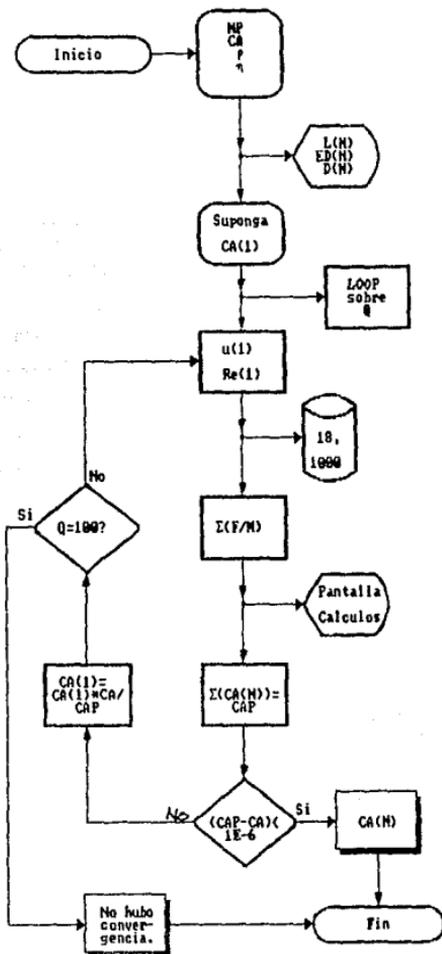
5.- Calcular  $\sum_{i=1}^N (Ca)_i + (Ca)_j$  (i ≠ j).

6.- Si  $\sum_{i=1}^N (Ca)_i + (Ca)_j \neq Ca$  dentro de un margen preestablecido, entonces se normaliza (Ca)<sub>j</sub>; de lo contrario el proceso ha concluido.

7.- Normalización:  $(Ca)_j = \frac{(Ca)_j * Ca}{\sum_{i=1}^N (Ca)_i + (Ca)_j}$

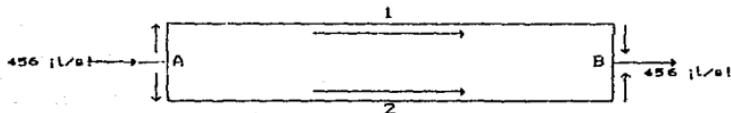
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #20 (RED20)

Calcula los caudales en una red de tuberías en paralelo empleando la ecuación de Darcy



PROBLEMA HECHO A MANO

Resuelva el siguiente sistema empleando la ecuación de Darcy.  
El caudal de agua que llega a A es de 456 (l/s) a una temperatura de 20°C.



Datos:

Tubería de fierro fundido.

Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)	$\epsilon/D$
1	0.3032	1500	0.0009
2	0.3810	900	0.00075

$$\rho = 998.23 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\eta = 1.005 \text{ (cps).}$$

$$Ca = 456 \text{ (l/s)} = 0.456 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Solución:

$$1^{\text{a}} \text{ iteración: supongo } Ca_1 = 0.1 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$\text{velocidad: } u_1 = \frac{4Ca_1}{\pi D_1^2} = \frac{4}{\pi (0.3032)^2} Ca_1 = 13.85 Ca_1$$

$$u_1 = 13.85(0.1) = 1.385 \text{ (m/s)}$$

$$\text{Reynolds: } Re_1 = \frac{D_1 \rho}{\eta} u_1 = 3.01157E5 u_1$$

$$Re_1 = (3.01157E5)1.385 = 4.171032E5$$

De la gráfica de Moody:  $f_1 = 0.02$

Pérdidas por fricción mediante Darcy:

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_1 = f_1 \left(\frac{L_1}{2D_1}\right) u_1^2 = 2473.61 / u_1^2$$

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_1 = 2473.61(0.02)(1.385)^2 = 94.8989 \text{ (J/kg)}$$

Número de Karman: ec. (5.6)

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_2 = \left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_1 = 94.8989 \text{ (J/kg)}$$

empleando la ec. (5.2):

$$(Re \sqrt{f})_2 = \frac{(0.381)(998.23)}{1.005E-3} \sqrt{2 \left(\frac{0.381}{900}\right) \left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_2}$$

$$(\text{Re}\sqrt{f})_2 = 1.10115E4 \sqrt{\left(\frac{\Sigma F}{H}\right)_2}$$

$$(\text{Re}\sqrt{f})_2 = 1.10115E4 \sqrt{94.8989} = 1.0726952E5$$

Con la gráfica de Karman:  $(1/\sqrt{f})_2 = 7.3$

velocidad: ec. (5.3)

$$u_2 = (7.3) \sqrt{2 \left(\frac{0.381}{900}\right) 94.8989} = 2.069 \text{ (m/s)}$$

$$\text{caudal: } Ca_2 = \left(\frac{\pi D z^2}{4}\right) u_2 = 0.114 u_2 = 0.114(2.069) = 0.236 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$\text{suma: } Ca_1 + Ca_2 = 0.1 + 0.236 = 0.336 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$\text{y } Ca = 0.456 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

2ª iteración:

$$\text{Normalización de } Ca_1: Ca_1 = \frac{(0.1)(0.456)}{0.336} = 0.136 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$\text{velocidad: } u_1 = 13.85 Ca_1 = 13.85(0.136) = 1.884 \text{ (m/s)}$$

$$\text{Reynolds: } Re_1 = 3.01157E5 u_1 = 3.01157E5(1.884) = 567259$$

$$\text{De la gráfica de Moody: } f_1 = 0.019$$

Pérdidas por fricción mediante Darcy:

$$\left(\frac{\Sigma F}{H}\right)_1 = 2473.61 f_1 u_1^2 = 2473.61(0.019)(1.884)^2 = 166.82 \text{ (J/kg)}$$

Número de Karman: ec. (5.6)

$$\left(\frac{\Sigma F}{H}\right)_2 = \left(\frac{\Sigma F}{H}\right)_1 = 166.82 \text{ (J/kg)}$$

empleando la ec. (5.2):

$$(\text{Re}\sqrt{f})_2 = 1.10115E4 \sqrt{\left(\frac{\Sigma F}{H}\right)_2} = 1.10115E4 \sqrt{166.82} = 1.4222E5$$

Con la gráfica de Karman:  $(1/\sqrt{f})_2 \cong 7.3$

velocidad: ec. (5.3)

$$u_2 = (7.3) \sqrt{2 \left(\frac{0.381}{900}\right) 166.82} = 2.743 \text{ (m/s)}$$

$$\text{caudal: } Ca_2 = \left(\frac{\pi D z^2}{4}\right) u_2 = 0.114 u_2 = 0.114(2.743) = 0.3127 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$\text{suma: } Ca_1 + Ca_2 = 0.136 + 0.3127 = 0.4487 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$\text{y } Ca = 0.456 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

3ª iteración:

$$\text{Normalización de } Ca_1: Ca_1 = \frac{(0.136)(0.456)}{0.4487} = 0.1382 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

velocidad:  $u_1 = 13.85Ca_1 = 13.85(0.1382) = 1.914 \text{ (m/s)}$

Reynolds:  $Re_1 = 3.01157E5u_1 = 3.01157E5(1.914) = 576435$

De la gráfica de Moody:  $f_1 = 0.019$

Pérdidas por fricción mediante Darcy:

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_1 = 2473.61/f_1 u_1^2 = 2473.61(0.019)(1.914)^2 = 172.174 \text{ (J/kg)}$$

Número de Karman: ec. (5.6)

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_2 = \left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_1 = 172.174 \text{ (J/kg)}$$

empleando la ec. (5.2):

$$(Re\sqrt{f})_2 = 1.10115E4 \sqrt{\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_2} = 1.10115E4 \sqrt{172.174} = 1.444E5$$

Con la gráfica de Karman:  $(1/\sqrt{f})_2 \cong 7.3$

velocidad: ec. (5.3)

$$u_2 = (7.3) \sqrt{2 \left[ \frac{0.381}{900} \right] 172.174} = 2.787 \text{ (m/s)}$$

caudal:  $Ca_2 = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) u_2 = 0.114 u_2 = 0.114(2.787) = 0.31772 \text{ (m}^3/\text{s)}$

suma:  $Ca_1 + Ca_2 = 0.1382 + 0.31772 = 0.45592 \text{ (m}^3/\text{s)}$

$$\text{y } Ca = 0.456 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

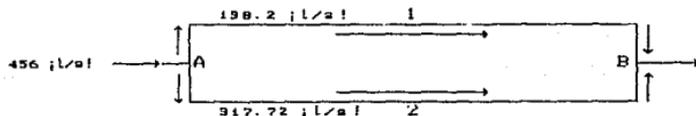
entonces:

$$Ca \cong Ca_1 + Ca_2$$

Resultado:

$$\underline{Ca_1 = 0.1382 \text{ (m}^3/\text{s)} = 138.2 \text{ (l/s)}}$$

$$\underline{Ca_2 = 0.31772 \text{ (m}^3/\text{s)} = 317.72 \text{ (l/s)}}$$



## PROGRAMA #20

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:RED20 <SALVAVLO COMO ASC11>
20 REM Calcula los caudales que circulan por un sistema de tuberia en paralelo.
30 RED20=1
40 CLS
50 PRINT:INPUT "Alimente: el numero de lineas en paralelo ",M
60 INPUT "Alimente: el caudal total que circula por el sistema (m3/h) ",CA
70 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
80 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m3) ",DEN
90 PRINT:CA=CA/3600
100 GOSUB 2000
110 PRINT:INPUT "Suponga un caudal para la linea 1 (m3/h) ",CA(1):CA(1)=CA(1)/3
600
120 Q=1
130 U(1)=CA(1)/(3.1416*(D(1)/2)2)
140 RE(1)=D(1)*U(1)*DEN/(VIS*10-3):M=1
150 D=MIN "RED18" 1000,ALL
160 SF=F(N)/2*(L(N)/D(N)+U(N)2)
170 GOSUB 3000
180 FOR N=1 TO M:CAP=CA(N):GAP=NEXT
190 PRINT:PRINT TAB(25) "Suma=";PRINT TAB(33) USING "#####.#####";CAP*3600;P
RINT " (m3/h)";PRINT TAB(25) "Caudal del sistema=";PRINT TAB(46) USING "#####
.#####";CA*3600;PRINT " (m3/h)"
200 IF ABS(CAP-CA)<=.000001 THEN 280
210 CA(1)=CA(1)+CAP/GAP
220 GAP=Q
230 Q=Q+1
240 IF Q=100 THEN 260
250 GOTO 130
260 PRINT:PRINT "No se encontro convergencia aun despues de 100 iteraciones."
270 GOTO 290
280 PRINT TAB(25) "Numero de iteraciones:";Q
290 SOUND 3700,3;PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
2000 REM #####SUBROUTINA DE ALIMENTACION DE D1,L1,q/D1
2010 FOR N=1 TO M
2020 PRINT:PRINT "Alimente: la longitud equivalente de la linea";M;"(m) ";INPUT
" ";L(N)
2030 PRINT "Alimente: el diametro de la linea";M;"(m) ";INPUT " ";D(N)
2040 PRINT "Alimente: la rugosidad relativa de la linea";M;INPUT " ";ED(N)
2050 NEXT
2060 RETURN
3000 REM #####SUBROUTINA DE CALCULO DE CA(N)
3010 CLS
3020 PRINT TAB(10) "Linea";PRINT TAB(20) "Caudal (m3/h)";PRINT TAB(40) "Veloc
idad (m/s)";PRINT TAB(60) "Reynolds"
3030 PRINT TAB(11) USING "##";PRINT TAB(20) USING "#####.#####";CA(1)+3600;
PRINT TAB(40) USING "#####.#####";U(1);PRINT TAB(60) USING "#####";U(1)*D(1)
DEN/(VIS*10-3)
3040 FOR N=2 TO M
3050 REF(N)=D(N)*DEN/(VIS*10-3)*(2+D(N)/L(N)*SF)2.5
3060 IF REF(N)<400 THEN 3080
3070 IF REF(N)=400 THEN 3100
3080 IMF(N)=REF(N)/64
3090 GOTO 3110
3100 INF(N)=2*LOG(2.51/REF(N)+ED(N)/3.751)/2.302814
3110 U(N)=INF(N)*(2+D(N)/L(N)*SF)2.5
3120 CA(N)=U(N)*(3.1416*(D(N)/2)2)
3130 PRINT TAB(11) USING "##";M;PRINT TAB(20) USING "#####.#####";CA(N)+3600;
PRINT TAB(40) USING "#####.#####";U(N);PRINT TAB(60) USING "#####";U(N)*D(N)
DEN/(VIS*10-3)
3140 NEXT
3150 RETURN

```

CORRIDA DEL PROGRAMA W20

Alimentar el número de líneas en paralelo 2  
 Alimentar el caudal total que circula por el sistema (m<sup>3</sup>/h) 1641.6  
 Alimentar la viscosidad del fluido (cps) 1.005  
 Alimentar la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 998.23

Alimentar la longitud equivalente de la línea 1 (m) 1500  
 Alimentar el diámetro de la línea 1 (m) 0.3032  
 Alimentar la rugosidad relativa de la línea 1 0.0009

Alimentar la longitud equivalente de la línea 2 (m) 900  
 Alimentar el diámetro de la línea 2 (m) 0.3810  
 Alimentar la rugosidad relativa de la línea 2 0.00075

Suponga un caudal para la línea 1 (m<sup>3</sup>/h) 360

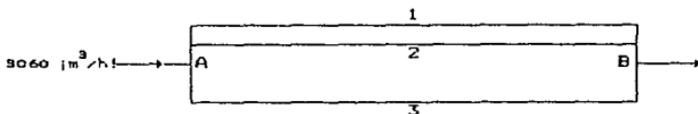
Línea	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Velocidad (m/s)	Reynolds
1	489.94940	1.88493	567666
2	1151.65100	2.80593	1061859

Suma = 1641.60000 (m<sup>3</sup>/h)  
 Caudal del sistema = 1641.60000 (m<sup>3</sup>/h)  
 Número de iteraciones 4

Trabajo Concluido

PROBLEMAS PROPUESTOS

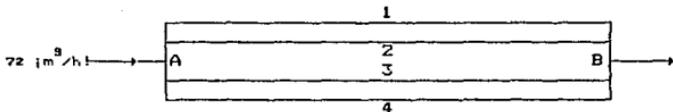
1.- Resuelva el siguiente sistema empleando la ecuación de Darcy. El caudal de agua que llega a A es de  $3060 \text{ (m}^3/\text{h)}$  a una temperatura de  $20^\circ\text{C}$ .



Tubería de acero comercial Cd 40.

Línea	DN (in)	L <sub>e</sub> (m)	Línea	Ca (m <sup>3</sup> /h)
1	8	1500	1	499.353
2	10	800	2	1254.133
3	12	1800	3	1306.514

2.- En el sistema siguiente, a A llegan  $72 \text{ (m}^3/\text{h)}$  de un aceite de  $\rho = 0.850$  y  $\eta = 45 \text{ (cps)}$ . Calcule los caudales que circulan por cada línea.



Tubería de hierro fundido.

Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)	Línea	Ca (m <sup>3</sup> /h)
1	0.050	150	1	0.96018
2	0.075	90	2	8.10149
3	0.100	200	3	11.52211
4	0.150	130	4	51.41851

5.4.2 Redes en forma de malla:

Las mallas son de solución más complicada que el sistema anterior, ya que no se puede conocer el sentido de los flujos a priori y, por lo tanto, habrá que suponerlo.

Las leyes que hay que observar antes de entrar a un problema de este tipo son:

1.- Ley de los nudos: La suma de los caudales que entran a un nudo, debe ser igual a la suma de los caudales que lo abandonan.

2.- Ley de las mallas: La suma algebraica de las pérdidas de carga en una malla debe ser igual a cero.

$$\sum_{i=1}^L (\Sigma F/M)_i = 0 \quad (5.8)$$

El método aquí empleado para la solución de las mallas es el de Hardy Cross, descrito a continuación:

1.- Sobre un croquis de la red se hace una distribución razonable de los caudales resolviendo, en forma paramétrica y de acuerdo a los sentidos estimados, el sistema de ecuaciones simultáneas que se obtenga.

2.- Se calculan las pérdidas por fricción para cada línea.

3.- Se da signo positivo a las pérdidas por fricción y a los caudales de aquellas líneas que, dentro de un circuito, tienen el sentido de las manecillas del reloj; de lo contrario el signo será negativo.

4.- Para cada circuito se calcula:

$$\begin{aligned} & \Sigma I (\Sigma F/M)_i |c \\ & \Sigma I (\Sigma F/M)_i / (Ca)_i |c \\ (\Delta Ca)_c = & - \frac{\Sigma I (\Sigma F/M)_i |c}{1.85 \Sigma I (\Sigma F/M)_i / (Ca)_i |c} \quad (5.9) \end{aligned}$$

5.- Si el valor absoluto de  $(\Delta Ca)_c$  se aproxima a cero para todos los circuitos, entonces el proceso habrá concluido, de otro modo se corrigen los caudales por circuitos:

$$(Ca)_i |_{\text{circuito } c} = (Ca)_i + (\Delta Ca)_c \quad (5.10)$$

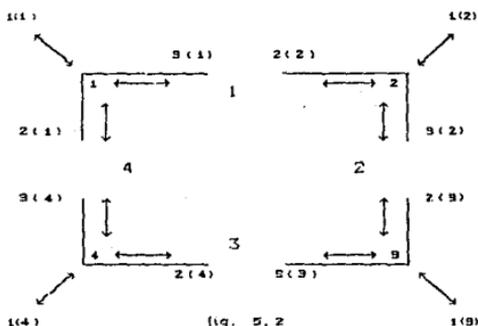
e.- Si una línea (i') forma parte de dos circuitos, entonces:

$$(\Delta Ca)_i \left| \begin{array}{l} \text{circuitos } c \text{ y } c' \\ \hline \end{array} \right. = (\Delta Ca)_i \left| \begin{array}{l} c \\ - \\ c' \end{array} \right| \quad (5.11)$$

El problema de las mallas presenta una gran variedad de posibilidades y será atacado por modelos, partiendo del más sencillo.

#### 5.4.2.1 Modelo 1:

El primer modelo de malla que analizaré es el que se presenta en la figura 5.2.



(fig. 5.2

#### Descripción:

1, ..., 4 = Nodos.

$n(n)$  = Caudal (Nodo).

1, ..., 4 = Líneas.

El programa que resuelve este tipo de problemas pide información respecto a los caudales de entrada/salida del sistema: cantidad y sentido de flujo, ejemplo:

"El caudal  $Ca_1(2)$  es: (1)Entrada, (2)Salida, (3)No existe "

Aquí, el programa pide el sentido del caudal [1(2)] con respecto a ese nodo [1(2)]. Igualmente pedirá esta información para

los otros dos caudales que componen cada nodo [2i2, 3i2], los cuales son supuestos como lógicos por el usuario.

"Alimentar el caudal  $Ca1(2)$  ( $m^3/h$ )", es decir, alimentar el caudal 1 en el nodo 2 [12] en ( $m^3/h$ ).

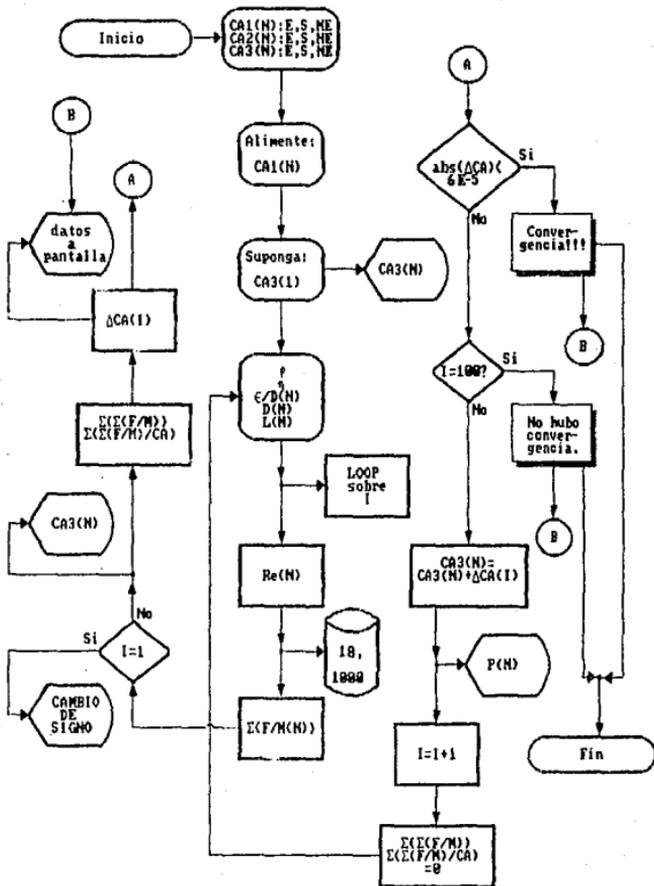
Una vez dada esta información el programa pide una suposición del caudal [12] que probablemente circule por la línea 1. Acto seguido se pide información general sobre el fluido y las líneas por las que circula.

De este modo, puede notarse que el programa resuelve el sistema de ecuaciones que se origine de acuerdo a cada caso y después sigue el método Hardy Cross. Hay que hacer hincapié en que el sistema de la figura 5.2 no debe ser necesariamente un cuadrado, sino cualquier sistema que tenga 4 nodos, ya que el programa se basa en longitudes equivalentes y, además, tampoco importará si hay diferencias de altura entre cualquier punto con otro.

La ecuación empleada en el cálculo de  $\Sigma F/M$  es la de Darcy:

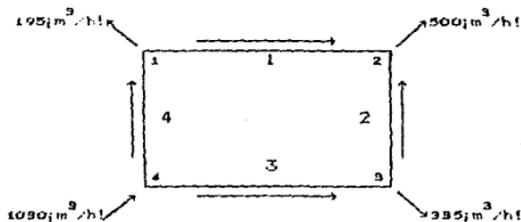
$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i = Ca_i^2 f_i \left[ \frac{B}{Q_c \pi} \right] L_o_i \left( \frac{1}{D_i^5} \right) \quad (5.12)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #21 (RED21)  
 Calcula los caudales en una red tipo modelo 1 empleando la ecuación de Darcy



### PROBLEMA HECHO A MANO

Determine los caudales que pasan por cada línea de la malla mostrada, si la tubería es de fierro fundido y el fluido que circula es agua a  $20^{\circ}\text{C}$ .



Resolveré mediante la ecuación de Hazen-Williams, a pesar de que el programa lo hace con la ecuación de Darcy, para simplificar la solución. Los sentidos que he supuesto para los caudales aparecen ya en el dibujo.

Datos:

Tubería de fierro fundido,  $C_{H-W} = 130$ .

Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)	$\epsilon/D$
1	0.4	400	0.00067
2	0.6	500	0.0004
3	0.5	400	0.0005
4	0.6	500	0.0004

$$\rho = 998.23 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\eta = 1.005 \text{ (cps)}.$$

Caudales de entrada/salida del sistema:

$$Q_{a(1)} = 195 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.0542 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Q_{a(2)} = 500 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.1389 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Q_{a(3)} = 335 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.0931 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Q_{a(4)} = 1030 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.2861 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Solución:

Sistema de ecuaciones de acuerdo a los sentidos supuestos:

	Ecuación	Nodo
-Ca <sub>1</sub>	+ Ca <sub>4</sub> = 0.0542	1
Ca <sub>1</sub> + Ca <sub>2</sub>	= 0.1389	2
- Ca <sub>2</sub> + Ca <sub>3</sub>	= 0.0931	3
Ca <sub>3</sub> + Ca <sub>4</sub>	= 0.2861	4

Resultando la matriz:

$$1 \quad \begin{bmatrix} 1 & 2 & 3 & 4 \\ -1 & 0 & 0 & 1 \\ 1 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & -1 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.0542 \\ 0.1389 \\ 0.0931 \\ 0.2861 \end{bmatrix} \quad 4 \quad \begin{bmatrix} 4 & 2 & 3 & 1 \\ 1 & 0 & 0 & -1 \\ 0 & 1 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.0542 \\ 0.1389 \\ 0.2320 \\ 0.2319 \end{bmatrix}$$

$$2 \quad \begin{bmatrix} 4 & 2 & 3 & 1 \\ 1 & 0 & 0 & -1 \\ 0 & 1 & 0 & 1 \\ 0 & -1 & 1 & 0 \\ 1 & 0 & 1 & 0 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.0542 \\ 0.1389 \\ 0.0931 \\ 0.2861 \end{bmatrix} \quad 5 \quad \begin{bmatrix} 4 & 2 & 3 & 1 \\ 1 & 0 & 0 & -1 \\ 0 & 1 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.0542 \\ 0.1389 \\ 0.2320 \end{bmatrix}$$

$$3 \quad \begin{bmatrix} 4 & 2 & 3 & 1 \\ 1 & 0 & 0 & -1 \\ 0 & 1 & 0 & 1 \\ 0 & -1 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.0542 \\ 0.1389 \\ 0.0931 \\ 0.2319 \end{bmatrix}$$

La matriz 5 es la solución del sistema, y podemos apreciar que es una solución paramétrica respecto de la variable Ca<sub>1</sub>, la cual habrá que suponer. Entonces:

$$Ca_4 = 0.0542 + Ca_1$$

$$Ca_2 = 0.1389 - Ca_1$$

$$Ca_3 = 0.2320 - Ca_1$$

1ª iteración: Sea Ca<sub>1</sub> = 0.0417 (m<sup>3</sup>/s)

$$Ca_2 = 0.0972 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$Ca_3 = 0.1903 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$Ca_4 = 0.0959 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

empleando la ec. (5.13):

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_1 = 10.643(400) \left(\frac{Ca_1}{130}\right)^{1.052} \left(\frac{1}{0.4}\right)^{4.87} = 44.8816 Ca_1^{1.052}$$

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_1 = 44.8816(0.0417)^{1.052} = 0.1249 \text{ (J/kg)}$$

de igual manera:

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_2 = 7.7878Ca_2^{1.052} = 7.7878(0.0972)^{1.052} = 0.1039 \text{ (J/kg)}$$

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_3 = 15.1397Ca_3^{1.052} = 15.1397(0.1903)^{1.052} = 0.7009 \text{ (J/kg)}$$

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_4 = 7.7878Ca_4^{1.052} = 7.7878(0.0959)^{1.052} = 0.1013 \text{ (J/kg)}$$

aplicando la convención de signos para los sentidos supuestos:

$$\sum_{i=1}^4 \left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i = 0.1249 + (-0.1039) + (-0.7009) + 0.1013 = -0.5786 \text{ (J/kg)}$$

$$\sum_{i=1}^4 \left[\frac{(\Sigma F/M)_i}{Ca_i}\right] = \frac{0.1249}{0.0417} + \frac{-0.1039}{-0.0972} + \frac{-0.7009}{-0.1903} + \frac{0.1013}{0.0959} = 8.7996 \text{ (J/kg)}$$

empleando la ec. (5.9):

$$\Delta Ca = - \left[ \frac{-0.5786}{1.85(8.7996)} \right] = 0.0355 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

2ª iteración:

empleando la ec. (5.10) y con la convención de signos, tenemos:

$$Ca_1 = 0.0417 + 0.0355 = 0.0772 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$Ca_2 = -0.0972 + 0.0355 = -0.0617 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$Ca_3 = -0.1903 + 0.0355 = -0.1548 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$Ca_4 = 0.0959 + 0.0355 = 0.1314 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

empleando la ec. (5.13):

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_1 = 44.8816Ca_1^{1.052} = 44.8816(0.0772)^{1.052} = 0.3908 \text{ (J/kg)}$$

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_2 = 7.7878Ca_2^{1.052} = 7.7878(0.0617)^{1.052} = 0.0448 \text{ (J/kg)}$$

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_3 = 15.1397Ca_3^{1.052} = 15.1397(0.1548)^{1.052} = 0.4782 \text{ (J/kg)}$$

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_4 = 7.7878Ca_4^{1.052} = 7.7878(0.1314)^{1.052} = 0.1816 \text{ (J/kg)}$$

aplicando la convención de signos para los sentidos supuestos:

$$\sum_{i=1}^4 \left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i = 0.3908 + (-0.0448) + (-0.4782) + 0.1816 = 0.0494 \text{ (J/kg)}$$

$$\sum_{i=1}^4 \left[\frac{(\Sigma F/M)_i}{Ca_i}\right] = \frac{0.3908}{0.0772} + \frac{-0.0448}{-0.0617} + \frac{-0.4782}{-0.1548} + \frac{0.1816}{0.1314} = 10.2595 \text{ (J/kg)}$$

empleando la ec. (5.9):

$$\Delta Ca = - \left[ \frac{0.0494}{1.85(10.2595)} \right] = - 0.0026 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

3ª iteración: empleando la ec. (5.10), tenemos:

$$\begin{aligned} Ca_1 &= 0.0772 - 0.0026 = 0.0746 \text{ (m}^3/\text{s)} \\ Ca_2 &= - 0.0617 - 0.0026 = - 0.0643 \text{ (m}^3/\text{s)} \\ Ca_3 &= - 0.1548 - 0.0026 = - 0.1574 \text{ (m}^3/\text{s)} \\ Ca_4 &= 0.1314 - 0.0026 = 0.1288 \text{ (m}^3/\text{s)} \end{aligned}$$

empleando la ec. (5.13):

$$\begin{aligned} \left( \frac{\partial F}{\partial M} \right)_1 &= 44.8816 Ca_2^{1.852} = 44.8816 (0.0746)^{1.852} = 0.3668 \text{ (J/kg)} \\ \left( \frac{\partial F}{\partial M} \right)_2 &= 7.7878 Ca_2^{1.852} = 7.7878 (0.0643)^{1.852} = 0.0483 \text{ (J/kg)} \\ \left( \frac{\partial F}{\partial M} \right)_3 &= 15.1397 Ca_3^{1.852} = 15.1397 (0.1574)^{1.852} = 0.4931 \text{ (J/kg)} \\ \left( \frac{\partial F}{\partial M} \right)_4 &= 7.7878 Ca_4^{1.852} = 7.7878 (0.1288)^{1.852} = 0.1750 \text{ (J/kg)} \end{aligned}$$

aplicando la convención de signos para los sentidos supuestos:

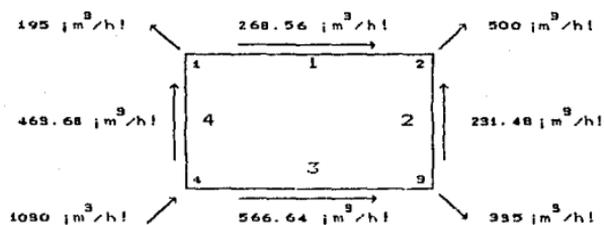
$$\begin{aligned} \sum_{i=1}^4 \left( \frac{\partial F}{\partial M} \right)_i &= 0.3668 + (-0.0483) + (-0.4931) + 0.1750 = 0.0004 \text{ (J/kg)} \\ \sum_{i=1}^4 \left[ \frac{(\partial F/\partial M)_i}{Ca_i} \right] &= \frac{0.3668}{0.0746} + \frac{-0.0483}{-0.0643} + \frac{-0.4931}{-0.1574} + \frac{0.1750}{0.1288} = 10.1535 \text{ (J/kg)} \end{aligned}$$

empleando la ec. (5.9):

$$\begin{aligned} \Delta Ca &= - \left[ \frac{0.0004}{1.85(10.1535)} \right] = - 0.0000213 \text{ (m}^3/\text{s)} \\ \Delta Ca &\cong 0 \end{aligned}$$

Resultado:

$$\begin{aligned} Ca_1 &= 0.0746 \text{ (m}^3/\text{s)} = 268.56 \text{ (m}^3/\text{h)} \\ Ca_2 &= -0.0643 \text{ (m}^3/\text{s)} = -231.48 \text{ (m}^3/\text{h)} \\ Ca_3 &= -0.1574 \text{ (m}^3/\text{s)} = -566.64 \text{ (m}^3/\text{h)} \\ Ca_4 &= 0.1288 \text{ (m}^3/\text{s)} = 463.68 \text{ (m}^3/\text{h)} \end{aligned}$$



## PROGRAMA #21

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:RED21.BAS <<SALVARLO COMO ASCII>>
20 REM Calcula los caudales por tubería en una red del tipo modelo 1.
30 RED21:=DIR DCA(101)
40 QLS
50 REM ++++++DEFINE ENTRADAS Y SALIDAS, OP1(N)-OP2(N)-OP3(N)
60 FOR N=1 TO 4
70 PRINT "Para el nodo ";N;" digas:"
80 PRINT "El caudal Ca(;"N";INPUT ") es: (1)Entrada, (2)Salida, (3)No existe ",
OP1(N)
90 IF (OP1(N)<1) AND OP1(N)<2 AND OP1(N)<3) THEN 80
100 PRINT "El caudal Ca2(;"N";INPUT ") es: (1)Entrada, (2)Salida ",OP2(N)
110 IF (OP2(N)<1) AND OP2(N)<2) THEN 100
120 PRINT "El caudal Ca3(;"N";INPUT ") es: (1)Entrada, (2)Salida ",OP3(N)
130 IF (OP3(N)<1) AND OP3(N)<2) THEN 120
140 NEXT
150 REM ++++++AVERTIGUA LOS CAUDALES CA(N)
160 PRINT
170 FOR N=1 TO 4
180 IF OP1(N)=3 THEN 200 ELSE 190
190 PRINT "Alimente: el caudal Ca(;"N";INPUT ") (m3/h) ",CA(N)
200 NEXT
210 PRINT
220 INPUT "Suponga un caudal para Ca3(1) (m3/h) ",CAS(1)
230 CA2(2)=CAS(1)
240 GOSUB 1000
250 FOR N=1 TO 4
260 CA3(N)=CAS(N)/3600
270 NEXT
280 PRINT:INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m3) ",DEN
290 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
300 PRINT
310 FOR N=1 TO 4
320 PRINT "Alimente: el diametro de la línea ";N";INPUT " (m) ",D(N)
330 PRINT "Alimente: la longitud equivalente de la línea ";N";INPUT " (m) ",L(N)
340 PRINT "Alimente: la rugosidad relativa (e/D) de la línea ";N";INPUT " ",ED(N)
)
350 NEXT N
360 REM ++++++CALCULO DE SF,SFT,SFCA,DCA
370 I=1
380 N=1
390 RE(N)=CAS(N)*(4*DEN/3.1416/D(N)/(VIS*10-3))
400 CHAIN "RED1B",1000,ALL
410 SF(N)=(CAS(N)2+F(N)*(BAL(N)/(D(N))5/3.14162)
420 N=N+1;IF N=5 THEN 430 ELSE 390
430 IF I=1 THEN GOSUB 2000 ELSE GOSUB 3000
440 FOR N=1 TO 4
450 SF=SF(N)+SFT
460 NEXT N
470 FOR N=1 TO 4
480 SFCA=SF(N)/CAS(N)+SFCA
490 NEXT N
500 DCA(I)=(SFT/(1.85+SFCA))
510 GOSUB 5000
520 IF ABS(DCA(I))<=.00006 THEN 590 ELSE 530
530 IF I=100 THEN 600 ELSE 540
540 FOR N=1 TO 4
550 DCA(N)=CAS(N)+DCA(I)
560 NEXT N
570 GOSUB 4000
580 I=I+1;SFT=0;SFCA=0;GOTO 380
590 PRINT:SQ=0;I=0;PRINT "Convergencia!!!":PRINT "Numero de iteraciones";I
600 PRINT:SQ=0;I=0;PRINT "No se logro convergencia aun despues de 100 iteraciones"
610 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

```

1000 REM *****SUBROUTINA DE CALCULO DE CAUDALES
1010 N=2
1020 IF OP1(N)=OP2(N) THEN CAS(N)=CA2(N)+CA1(N)
1030 IF OP2(N)=OP3(N) THEN CAS(N)=CA2(N)+CA1(N)
1040 IF OP1(N)=3 THEN CAS(N)=CA2(N)
1050 IF OP1(N)=OP3(N) THEN CAS(N)=CA2(N)-CA1(N)
1060 CA2(3)=CA3(2);CA2(4)=CA3(3);CA2(1)=CA3(4)
1070 IF CA2(1)<0 THEN 1100 ELSE 1080
1080 N=N+1
1090 GOTO 1020
1100 RETURN
2000 REM *****CAMBIO DE SIGNO PARA I=1
2010 FOR J=1 TO 4
2020 IF OF3(J)=1 THEN 2030 ELSE 2040
2030 CAS(J)=-CAS(J);SF(J)=-SF(J)
2040 NEXT J
2050 RETURN
3000 REM *****RESTAURACION DE SIGNO PARA I=1
3010 FOR N=1 TO 4
3020 CAS(N)=P(N)*CAS(N);SF(N)=P(N)*SF(N)
3030 NEXT N
3040 RETURN
4000 REM *****CAMBIO DE SIGNOS - A +
4010 FOR N=1 TO 4
4020 IF CAS(N)<0 THEN 4030 ELSE 4040
4030 P(N)=-1;CAS(N)=-CAS(N);GOTO 4050
4040 P(N)=1
4050 NEXT N
4060 RETURN
5000 REM *****OUTPUT DATA
5010 DLS
5020 PRINT TAB(10) "Linea";PRINT TAB(20) "Caudal (m3/h)";PRINT TAB(40) "Diam
tro (m)";PRINT TAB(60) "Reynolds"
5030 FOR N=1 TO 4
5040 PRINT TAB(11) USING "##";N;PRINT TAB(20) USING "#####.#####";CAS(N)*36
5050 PRINT TAB(40) USING "##.###";D(N);PRINT TAB(60) USING "#####";RE(N)
5050 NEXT N
5060 RETURN

```

## CORRIDA DEL PROGRAMA #21

Para el nodo 1 digas  
 El caudal Ca1(1) es: (1)Entrada, (2)Salida, (3)No existe 2  
 El caudal Ca2(1) es: (1)Entrada, (2)Salida 1  
 El caudal Ca3(1) es: (1)Entrada, (2)Salida 2  
 Para el nodo 2 digas  
 El caudal Ca1(2) es: (1)Entrada, (2)Salida, (3)No existe 2  
 El caudal Ca2(2) es: (1)Entrada, (2)Salida 1  
 El caudal Ca3(2) es: (1)Entrada, (2)Salida 1  
 Para el nodo 3 digas  
 El caudal Ca1(3) es: (1)Entrada, (2)Salida, (3)No existe 2  
 El caudal Ca2(3) es: (1)Entrada, (2)Salida 2  
 El caudal Ca3(3) es: (1)Entrada, (2)Salida 1  
 Para el nodo 4 digas  
 El caudal Ca1(4) es: (1)Entrada, (2)Salida, (3)No existe 1  
 El caudal Ca2(4) es: (1)Entrada, (2)Salida 2  
 El caudal Ca3(4) es: (1)Entrada, (2)Salida 2  
 Alimante: el caudal Ca1(1) (m<sup>3</sup>/h) 195  
 Alimante: el caudal Ca1(2) (m<sup>3</sup>/h) 500  
 Alimante: el caudal Ca1(3) (m<sup>3</sup>/h) 333  
 Alimante: el caudal Ca1(4) (m<sup>3</sup>/h) 1030  
 Suponga un caudal para Ca3(1) (m<sup>3</sup>/h) 150

Alimante: la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 998.23  
 Alimante: la viscosidad del fluido (cps) 1.005

Alimante: el diametro de la linea 1 (m) 0.4  
 Alimante: la longitud equivalente de la linea 1 (m) 400  
 Alimante: la rugosidad relativa (e/D) de la linea 1 0.00067  
 Alimante: el diametro de la linea 2 (m) 0.6  
 Alimante: la longitud equivalente de la linea 2 (m) 500  
 Alimante: la rugosidad relativa (e/D) de la linea 2 0.0004  
 Alimante: el diametro de la linea 3 (m) 0.5  
 Alimante: la longitud equivalente de la linea 3 (m) 400  
 Alimante: la rugosidad relativa (e/D) de la linea 3 0.0005  
 Alimante: el diametro de la linea 4 (m) 0.6  
 Alimante: la longitud equivalente de la linea 4 (m) 500  
 Alimante: la rugosidad relativa (e/D) de la linea 4 0.0004

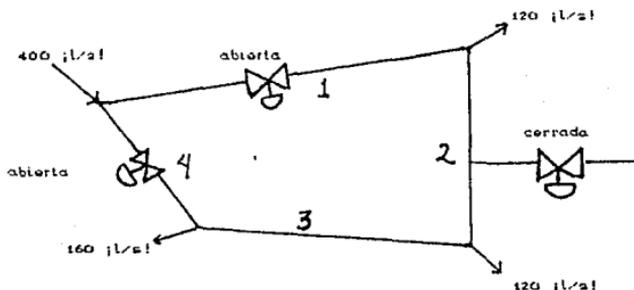
Linea	Caudal (m <sup>3</sup> /h)	Diametro (m)	Reynolds
1	269.57320	0.4000	256749
2	-230.42680	0.6000	134913
3	-565.42680	0.5000	397262
4	464.57320	0.6000	272003

Convergencia!!!  
 Numero de iteraciones: 4

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Determine los caudales que pasan por cada línea de la malla mostrada, si la tubería es de fierro fundido y el fluido que circula es agua a  $20^{\circ}\text{C}$ .



Tubería de fierro fundido.

Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)	Línea	Q <sub>a</sub> (l/s)
1	0.50	900	1	172.1918
2	0.40	1200	2	52.19179
3	0.40	900	3	-67.80821
4	0.60	1200	4	-227.8082

#### 5.4.2.2 Modelo 2:

Este modelo de malla es el que se presenta en la figura 5.3.

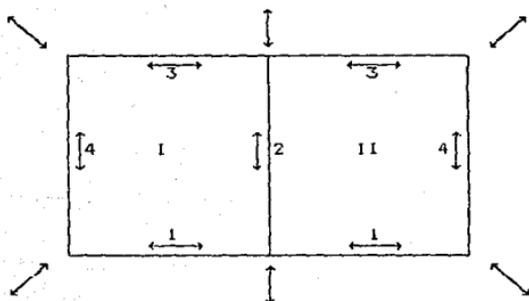


Fig. 5.5

Descripción:

I, II = Circuito.

1, ..., 4 = Líneas.

El programa que resuelve este tipo de mallas requiere que el usuario resuelva el sistema de ecuaciones simultáneas que resulte de haber supuesto sentidos y caudales para el sistema como una primera aproximación. Entonces el programa pedirá se le alimenten los caudales por circuito para luego emplear el método Hardy Cross en la solución.

Las ecuaciones empleadas en el cálculo de  $\Sigma F/M$  son:

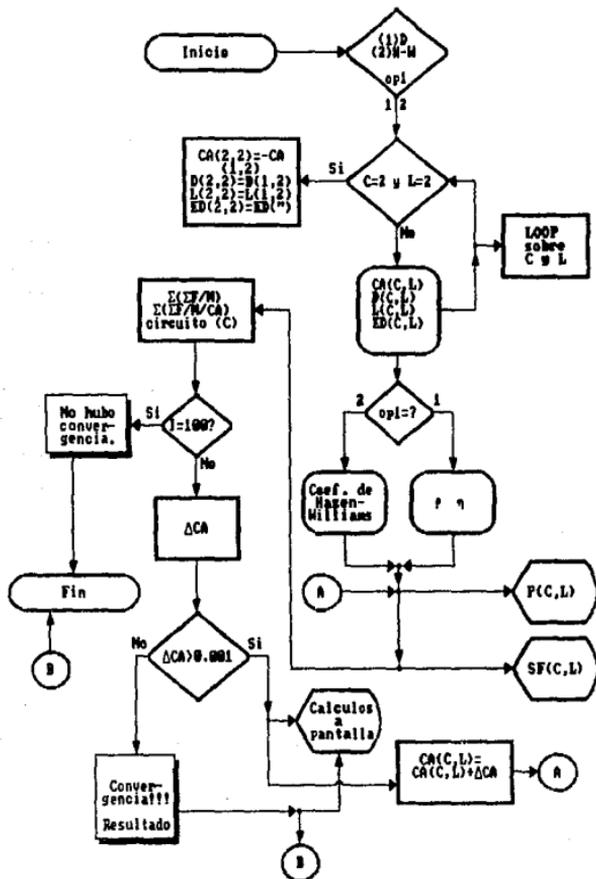
$$\text{Darcy:} \quad \left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i = C a_i^2 / i \left[ \frac{8}{g c \pi} \right] L_{e_i} \left( \frac{1}{D_i^5} \right) \quad (5.12)$$

$$\text{Hazen-Williams:} \quad \left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i = 10.643 L_{e_i} \left[ \frac{C a_i}{C_H - w} \right]^{1.852} \left( \frac{1}{D_i} \right)^{4.87} \quad (5.13)$$

La ecuación de Hazen-Williams es sólo para agua.

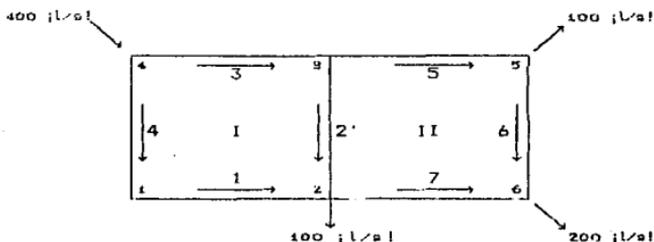
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #22 (RED22)

Calcula los caudales en una red tipo modelo 2 empleando la ecuación de Darcy y la de Hazen-Williams



PROBLEMA HECHO A MANO

Determine los caudales que pasan por cada línea de la malla mostrada empleando la ecuación de Hazen-Williams; su coeficiente vale 100 y el fluido que circula es agua a 20°C.



Los sentidos que he supuesto para los caudales aparecen ya en el dibujo.

Datos:  $C_{H-W} = 100$ .

Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)	Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)
1	0.4	900	5	0.5	900
2	0.5	1200	6	0.4	1200
3	0.5	900	7	0.3	900
4	0.6	1200			

Entradas/salidas del sistema:

$$400 \text{ (l/s)} = 0.4 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$200 \text{ (l/s)} = 0.2 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$100 \text{ (l/s)} = 0.1 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Solución:

Empleando la ec. (5.13):

$$\left(\frac{\Sigma h}{H}\right)_1 = 10.643(900) \left(\frac{Q_{a1}}{100}\right)^{1.852} \left(\frac{1}{0.4}\right)^{4.87} = 164.1627C_{a1}^{1.852}$$

entonces, podemos hacer la siguiente tabla para simplificar los cálculos:

Línea (i)	Ecuación $\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i$	Línea (i)	Ecuación $\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i$
1	$164.1627Ca_1^{1.852}$	5	$55.3761Ca_5^{1.852}$
2'	$73.8348Ca_2^{1.852}$	6	$218.8836Ca_6^{1.852}$
3	$55.3761Ca_3^{1.852}$	7	$666.3863Ca_7^{1.852}$
4	$30.3843Ca_4^{1.852}$		

Sistema de ecuaciones de acuerdo a los sentidos supuestos:

Ecuación	Nodo	Ecuación	Nodo
$Ca_1 = Ca_4$	1	$Ca_9 = 0.4 - Ca_4$	4
$Ca_7 = Ca_1 + Ca_2'$	2	$Ca_6 = Ca_5 - 0.1$	5
$Ca_5 = Ca_3 - Ca_2'$	3	$Ca_7 = 0.2 - Ca_6$	6

1ª iteración: supongo  $Ca_1 = 0.05$  (m<sup>3</sup>/s) y  $Ca_2' = 0.07$  (m<sup>3</sup>/s)

$$Ca_9 = 0.35 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_6 = 0.18 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_4 = 0.05 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_7 = 0.02 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_5 = 0.28 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Circuito I:

Línea (i)	$(\Sigma F/M)_i$ (J/kg)	$Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
1	-0.6394	-0.05	-0.0916
2'	0.5363	0.07	$[-0.0916 - (-0.0716)]$
3	7.9239	0.35	-0.0916
4	<u>-0.1183</u>	-0.05	-0.0916

$$[(\Sigma F/M)_i]_I = 7.7025$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)_i / (Ca)_i]_I = \frac{-0.6394}{-0.05} + \frac{0.5363}{0.07} + \frac{7.9239}{0.35} + \frac{-0.1183}{-0.05}$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)_i / (Ca)_i]_I = 45.4551 \text{ ((J/kg)/(m}^3\text{/s))}$$

empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_I = - \frac{7.7025}{1.85(45.551)} = -0.0916 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Circuito II:

Línea (i)	$(\Sigma F/M)_i$ (J/kg)	$Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
2'	-0.5363	-0.07	$[-0.0716 - (-0.0916)]$
5	5.2415	0.28	-0.0716
6	9.1407	0.18	-0.0716
7	<u>-0.4756</u>	-0.02	-0.0716

$$[(\Sigma F/M)_i]_{II} = 13.3703$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)_i / (Ca)_i]_{II} = \frac{-0.5363}{-0.07} + \frac{5.2415}{0.28} + \frac{9.1407}{0.18} + \frac{-0.4756}{-0.02}$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(\Delta Ca)]_{II} = 100.9427 \text{ ((J/kg)/(m}^3\text{/s))}$$

empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_{II} = -\frac{13.3703}{1.85(100.9427)} = -0.0716 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

2ª iteración: corregir los caudales con la ec. (5.10):

Circuito I:

$$Ca_1 = -0.05 - 0.0916 = -0.1416 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_2' = 0.07 - 0.02 = 0.05 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_3 = 0.35 - 0.0916 = 0.2584 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_4 = -0.05 - 0.0916 = -0.1416 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Circuito II:

$$Ca_2' = -0.07 + 0.02 = -0.05 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_5 = 0.28 - 0.0716 = 0.2084 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_6 = 0.18 - 0.0716 = 0.1084 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_7 = -0.02 - 0.0716 = -0.0916 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Proseguir los cálculos con los nuevos caudales:

Circuito I:

Línea (i)	$(\Sigma F/M)$ (J/kg)	$Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
1	-4.3959	-0.1416	0.0036
2'	0.2876	0.05	[0.0036-0.0063]
3	4.5174	0.2584	0.0036
4	<u>-0.8136</u>	-0.1416	0.0036

$$[(\Sigma F/M)]_I = -0.4045$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(\Delta Ca)]_I = \frac{-4.3959}{-0.1416} + \frac{0.2876}{0.05} + \frac{4.5174}{0.2584} + \frac{-0.8136}{-0.1416}$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(\Delta Ca)]_I = 60.0245 \text{ ((J/kg)/(m}^3\text{/s))}$$

empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_I = -\frac{-0.4045}{1.85(60.0245)} = 0.0036 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Circuito II:

Línea (i)	$(\Sigma F/M)$ (J/kg)	$Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
2'	-0.2876	-0.05	[0.0063-0.0036]
5	3.0333	0.2084	0.0063
6	3.5734	0.1084	0.0063
7	<u>-7.9645</u>	-0.0916	0.0063

$$[(\Sigma F/M)]_{II} = -1.6454$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)_i / (Ca)_i]_{II} = \frac{-0.2876}{-0.05} + \frac{3.0333}{0.2084} + \frac{3.5734}{0.1084} + \frac{-7.9645}{-0.0916}$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)_i / (Ca)_i]_{II} = 140.2208 \text{ (J/kg) / (m}^3\text{/s)}$$

empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_{II} = - \frac{-1.6454}{1.85(140.2208)} = 0.0063 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

3ª iteración: corregir los caudales con la ec. (5.10):

Circuito I:

$$Ca_1 = -0.1416 + 0.0036 = -0.138 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_2' = 0.05 - 0.0027 = 0.0473 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_3 = 0.2584 + 0.0036 = 0.262 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_4 = -0.1416 + 0.0036 = -0.138 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Circuito II:

$$Ca_2' = -0.05 + 0.0027 = -0.0473 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_5 = 0.2084 + 0.0063 = 0.2147 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_6 = 0.1084 + 0.0063 = 0.1147 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$Ca_7 = -0.0916 + 0.0063 = -0.0853 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Proseguir los cálculos con los nuevos caudales:

Circuito I:

Línea (i)	( $\Sigma F/M$ ) <sub>i</sub> (J/kg)	Ca <sub>i</sub> (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
1	-4.1911	-0.138	-0.0007
2'	0.2595	0.0473	[-0.0007 - 0.0003]
3	4.6346	0.262	-0.0007
4	<u>-0.7757</u>	-0.138	-0.0007

$$[(\Sigma F/M)_i]_{II} = 0.0727$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)_i / (Ca)_i]_{II} = \frac{-4.1911}{-0.138} + \frac{0.2595}{0.0473} + \frac{4.6346}{0.262} + \frac{-0.7757}{-0.138}$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)_i / (Ca)_i]_{II} = 59.1669 \text{ (J/kg) / (m}^3\text{/s)}$$

empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_I = - \frac{0.0727}{1.85(59.1669)} = -0.0007 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Circuito II:

Línea (i)	( $\Sigma F/M$ ) <sub>i</sub> (J/kg)	Ca <sub>i</sub> (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
2'	-0.2595	-0.0473	[0.0003 - (-0.0007)]
5	3.2053	0.2147	0.0003
6	3.9676	0.1147	0.0003

$$7 \quad \frac{-6.9798}{-0.0473} \quad -0.0853 \quad 0.0003$$

$$[(\Sigma F/M)_{II}] = -0.0664$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)_{II}]/(Ca)_{II} = \frac{-0.2595}{-0.0473} + \frac{3.2053}{0.2147} + \frac{3.9676}{0.1147} + \frac{-6.9798}{-0.0853}$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)_{II}]/(Ca)_{II} = 136.8331 \text{ ((J/kg)/(m}^3\text{/s))}$$

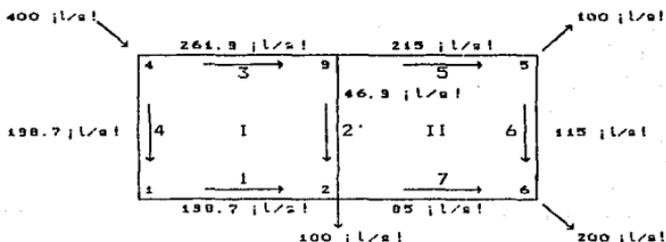
empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_{II} = - \frac{-0.0664}{1.85(136.8331)} = 0.0003 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$(\Delta Ca)_I \text{ y } (\Delta Ca)_{II} \cong 0$$

Resultado:

Circuito I			Circuito II		
Línea	Ca (m <sup>3</sup> /s)	Ca (l/s)	Línea	Ca (m <sup>3</sup> /s)	Ca (l/s)
1	-0.1387	-138.7	2'	-0.0463	-46.3
2'	0.0463	46.3	5	0.215	215
3	0.2613	261.3	6	0.115	115
4	-0.1387	-138.7	7	-0.085	-85



## PROGRAMA #22

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:RED22.BAS
20 REM Calcula los caudales por tubería en una red del tipo modelo 2,
30 REM mediante la ecuación de Darcy o la de Hazen-Williams.
40 CLS:CDM=0
50 PRINT:INPUT "Selección: (1)Elegir la ecuación de Darcy
(2)Elegir la ecuación de Hazen-Williams ",OP1
60 IF (OP1<1 AND OP1<2) THEN 50
70 PRINT
80 PRINT TAB(10) "Los siguientes valores deben corresponder a aquellos":PRINT T
AB(10) "que ha obtenido de resolver el sistema de ecuaciones":PRINT TAB(10) "a
multineas con la primera suposición de sentidos y caudales."
90 REM *****CALDALES, DIÁMETROS, LONGITUDES, RUGOSIDADES POR CIRCUITO
100 PRINT
110 FOR C=1 TO 2
115 PRINT:PRINT TAB(10) "Datos para el circuito: ";C:PRINT
120 FOR L=1 TO 4
130 IF (C=2 AND L=2) THEN 190
135 PRINT:PRINT "Datos para la línea: ";L
140 INPUT "Alimente: el caudal (m3/h) ",CA(C,L)
150 INPUT "Alimente: el diámetro interno (m) ",D(C,L)
160 INPUT "Alimente: la longitud equivalente (m) ",LE(C,L)
170 IF OP1=2 THEN 190
180 INPUT "Alimente: la rugosidad relativa (e/D) ",ED(C,L)
190 CA(2,2)=-CA(1,2):D(2,2)=D(1,2):LE(2,2)=LE(1,2):ED(2,2)=ED(1,2)
200 NEXT L
210 PRINT
220 NEXT C
230 FOR C=1 TO 2
240 FOR L=1 TO 4
250 CA(C,L)=CA(C,L)/3600
260 NEXT L
270 NEXT C
280 IF OP1=2 THEN 320
290 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m3) " DEN
300 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
310 GOTO 330
320 INPUT "Alimente: el coeficiente de Hazen-Williams ",CMA
330 GOSUB 4000
340 REM *****CALCULO DE SF,SFT,SFCA,DCA
350 FOR I=1 TO 100
360 FOR C=1 TO 2
370 FOR L=1 TO 4
380 IF CA(C,L)=0 THEN 420
390 GOSUB 5000
400 SFT(C)=P(C,L)+SF(C,L)+SFT(C)
410 SFCA(C)=SF(C,L)/CA(C,L)+SFCA(C)
420 NEXT L
430 FOR L=1 TO 4
440 DCA(C,L)=-SFT(C)/(1.85+9FCA(C))
450 NEXT L
460 NEXT C
470 GOSUB 2000
480 IF I=100 THEN 700
490 FOR C=1 TO 2
500 FOR L=1 TO 4
510 IF ABS(DCA(C,L))>.001 THEN 350
520 NEXT L
530 NEXT C
540 GOTO 660
550 GOSUB 3000
560 FOR C=1 TO 2
570 FOR L=1 TO 4
580 CA(C,L)=CA(C,L)+P(C,L)+DCA(C,L)
590 NEXT L
600 NEXT C

```

```

810 GOSUB 4000
820 FOR C=1 TO 2
830 SFT(C)=0:SFCA(C)=0
840 NEXT C
850 NEXT I
860 SOUND 3700,3:CON=1:CLS:PRINT:PRINT "Convergencia!!!"
870 PRINT "Numero de iteraciones:"I
880 GOSUB 3020
890 GOTO 720
900 SOUND 3700,3:CON=1:CLS:PRINT:PRINT "No se llevo a la convergencia aun despues
de 100 iteraciones."
910 GOSUB 3020
920 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
930 REM *****SUBROUTINA DEL NUMERO DE REYNOLDS
1010 IF RE(C,L)<2100 THEN 1030
1020 IF RE(C,L)=2100 THEN 1050
1030 F(C,L)=64/RE(C,L)
1040 GOTO 1090
1050 A(C,L)=-2*LOS(ED(C,L)/3.7+12/RE(C,L))/2.302B14
1060 B(C,L)=-2*LOS(ED(C,L)/3.7+2.51*A(C,L)/RE(C,L))/2.302B14
1070 C(C,L)=-2*LOS(ED(C,L)/3.7+2.51*B(C,L)/RE(C,L))/2.302B14
1080 F(C,L)=(A(C,L)-(B(C,L)-A(C,L))^2/(C(C,L)-2*B(C,L)+A(C,L)))^(1-2)
1090 RETURN
2000 REM *****CORRECCION DE DCA PARA FRONTERAS
2010 X=DCA(1,2)-DCA(2,2):Y=DCA(2,2)-DCA(1,2):DCA(1,2)=X:DCA(2,2)=Y
2020 RETURN
3000 REM *****OUTPUT DATA
3010 CLS
3020 FOR C=1 TO 2
3030 PRINT "Circuito #":C
3040 PRINT "# linea Ca(m^3/h) SF/M SF/M/Ca DCA SFT/M SFT
/M/Ca"
3050 FOR L=1 TO 4
3060 PRINT TAB(33):L:PRINT TAB(13) USING "###.##":P(C,L)*CA(C,L)*3600:PRINT
TAB(25) USING "##.###":P(C,L)*SF(C,L);
3070 IF CA(C,L)=0 THEN 3100
3080 PRINT TAB(35) USING "##.###":SF(C,L)/CA(C,L);
3090 GOTO 3110
3100 PRINT TAB(35) " 0.00000";
3110 PRINT TAB(45) USING "##.###":DCA(C,L);PRINT TAB(55) USING "##.###":SFT
(C);
3120 PRINT TAB(66) USING "###.###":SFCA(C)
3130 NEXT L
3140 NEXT C
3150 RETURN
4000 REM *****CAMBIO DE - A +
4010 FOR C=1 TO 2
4020 FOR L=1 TO 4
4030 IF CA(C,L)<0 THEN 4040 ELSE 4050
4040 P(C,L)=-1:CA(C,L)=-CA(C,L):GOTO 4060
4050 P(C,L)=1
4060 NEXT L
4070 NEXT C
4080 RETURN
5000 REM *****SF(C,L)
5010 IF OP1=2 THEN 5040
5020 RE(C,L)=CA(C,L)*(1+DEN/3.1416/D(C,L)/(VIS*10^-3))
5030 GOSUB 1000
5040 SF(C,L)=(CA(C,L))^2*(C(L)+0.8*LE(C,L))/(D(C,L))^5/3.1416^2)
5050 RETURN
5060 SF(C,L)=10.643*(CA(C,L)/D)^1.852*(1/D(C,L))^4*.874*LE(C,L)
5070 RETURN

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #22

Selección: (1) Emplear la ecuación de Darcy  
(2) Emplear la ecuación de Hazen-Williams 2

Los siguientes valores deben corresponder a aquellos  
que ha obtenido de resolver el sistema de ecuaciones  
simultáneas con la primera suposición de sentidos y caudales.

Datos para el circuito: 1

Datos para la línea: 1  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) -720  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.4  
Alimente: la longitud equivalente (m) 900

Datos para la línea: 2  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) -180  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.5  
Alimente: la longitud equivalente (m) 1200

Datos para la línea: 3  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) 720  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.5  
Alimente: la longitud equivalente (m) 900

Datos para la línea: 4  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) -720  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.6  
Alimente: la longitud equivalente (m) 1200

Datos para el circuito: 2

Datos para la línea: 1  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) -180  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.3  
Alimente: la longitud equivalente (m) 900

Datos para la línea: 3  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) 900  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.5  
Alimente: la longitud equivalente (m) 900

Datos para la línea: 4  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) 540  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.4  
Alimente: la longitud equivalente (m) 1200

Alimente: el coeficiente de Hazen-Williams 100

Convergencia!!!

Numero de Iteraciones: 3

Circuito # 1

# linea	Ca(m <sup>3</sup> /h)	SF/M	SF/M/Ca	DCA	SFT/M	SFT/M/CA
1	-495.6	-4.1728	30.30919	0.0003	-0.0376	59.1391
2	171.2	0.2622	5.51178	0.0001	-0.0376	59.1391
3	944.4	4.6454	17.70831	0.0003	-0.0376	59.1391
4	-495.6	-0.7723	5.60982	0.0003	-0.0376	59.1391

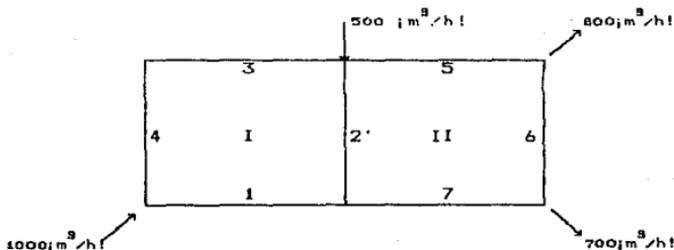
Circuito # 2

# linea	Ca(m <sup>3</sup> /h)	SF/M	SF/M/Ca	DCA	SFT/M	SFT/M/CA
1	-308.8	-6.9701	61.77410	0.0002	-0.0534	136.8265
2	-171.2	-0.2622	5.51178	-0.0001	-0.0534	136.8265
3	773.2	3.2071	14.93324	0.0002	-0.0534	136.8265
4	413.2	3.9717	34.60734	0.0002	-0.0534	136.8265

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Determine los caudales que pasan por cada línea de la malla mostrada empleando la ecuación de Darcy, el fluido que circula es un producto petrolífero cuya densidad es de  $870 \text{ (kg/m}^3\text{)}$  y su viscosidad es de  $70 \text{ (cps)}$ .



Tubería de acero comercial.

Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)	Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)
1	0.3	500	5	0.5	400
2'	0.7	1600	6	0.4	700
3	0.5	800	7	0.3	2000
4	0.6	900			

Circuito I		Circuito II	
Línea	Caudal ( $\text{m}^3/\text{h}$ )	Línea	Caudal ( $\text{m}^3/\text{h}$ )
1	-287	2'	96
2'	-96	5	1309
3	713	6	509
4	713	7	-191

#### 5.4.2.3 Modelo 3:

Este modelo de malla es el que se presenta en la figura 5.4.

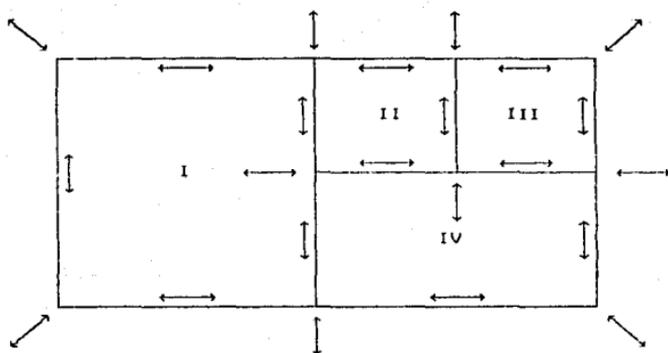


fig. 5.4

En la programación de este modelo se subdividió el problema en circuitos (fig. 5.5):

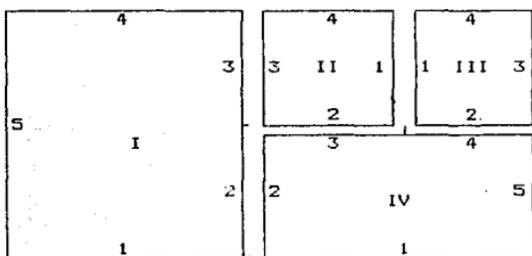


fig. 5.5

Descripción:

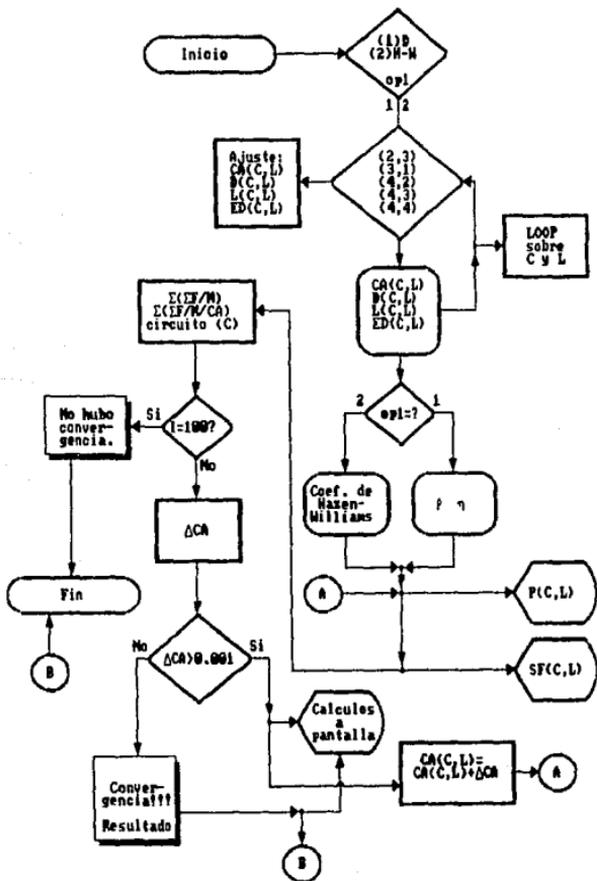
I, ..., IV = Circuito.

1, ..., 4 = Líneas.

Este programa se emplea en la misma forma que el que resuelve la malla tipo modelo 2, y usa las mismas ecuaciones.

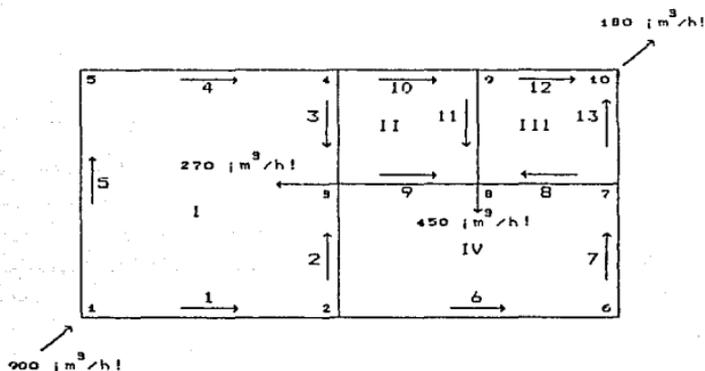
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #23 (RED23)

Calcula los caudales en una red tipo modelo 3 empleando la ecuación de Darcy y la de Hazen-Williams



PROBLEMA HECHO A MANO

Determine los caudales que pasan por cada línea de la malla mostrada empleando la ecuación de Hazen-Williams; su coeficiente vale 130 y el fluido que circula es agua a 20°C.



Los sentidos que he supuesto para los caudales aparecen ya en el dibujo.

Datos:  $C_{H-w} = 130$ .

Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)	Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)
1	0.60	350	8'	0.45	175
2'	0.45	250	9'	0.45	175
3'	0.40	250	10	0.45	175
4	0.45	350	11'	0.40	250
5	0.60	500	12	0.45	175
6	0.60	350	13	0.40	250
7	0.45	250			

Entradas/salidas del sistema:

$$900 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.25 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$270 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.075 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$180 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.05 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$450 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.125 \text{ (m}^3\text{/h)}$$

Solución:

Empleando la ec. (5.13):

$$\left(\frac{\Delta F}{M}\right)_1 = 10.643(350) \left(\frac{Ca_1}{130}\right)^{1.852} \left(\frac{1}{0.6}\right)^{4.87} = 5.4515Ca_1^{1.852}$$

En general:  $\left(\frac{\Delta F}{M}\right)_i = K_i(Ca_i)^{1.852}$

entonces, podemos hacer la siguiente tabla para simplificar los cálculos:

Línea (i)	$K_i$	Línea (i)	$K_i$
1	5.4515	8'	11.0646
2'	15.8065	9'	11.0646
3'	28.0510	10	11.0646
4	22.1291	11'	28.0510
5	7.7878	12	11.0646
6	5.4515	13	28.0510
7	15.8065		

Sistema de ecuaciones de acuerdo a los sentidos supuestos:

Ecuación	Nodo	Ecuación	Nodo
$Ca_1 + Ca_5 = 0.25$	1	$Ca_6 = Ca_7$	6
$Ca_2' + Ca_6 = Ca_1$	2	$Ca_8' + Ca_9 = Ca_7$	7
$Ca_3' + Ca_2' = Ca_9' + 0.075$	3	$Ca_8' + Ca_9' + Ca_{11}' = 0.125$	8
$Ca_3' + Ca_{10} = Ca_4$	4	$Ca_{11}' + Ca_{12} = Ca_{10}$	9
$Ca_5 = Ca_4$	5	$Ca_{12} + Ca_{13} = 0.05$	10

1ª iteración:

supongamos  $Ca_1 = 0.125$  (m<sup>3</sup>/s),  $Ca_2' = 0.0417$  (m<sup>3</sup>/s),  $Ca_3' = 0.0333$  (m<sup>3</sup>/s) y  $Ca_{13} = 0.0333$  (m<sup>3</sup>/s).

$Ca_4 = 0.1250$ (m <sup>3</sup> /s)	$Ca_9' = 0.0000$ (m <sup>3</sup> /s)
$Ca_5 = 0.1250$ (m <sup>3</sup> /s)	$Ca_{10} = 0.0917$ (m <sup>3</sup> /s)
$Ca_6 = 0.0833$ (m <sup>3</sup> /s)	$Ca_{11}' = 0.0750$ (m <sup>3</sup> /s)
$Ca_7 = 0.0833$ (m <sup>3</sup> /s)	$Ca_{12} = 0.0167$ (m <sup>3</sup> /s)
$Ca_8' = 0.0500$ (m <sup>3</sup> /s)	

Circuito I:

Línea (i)	$(\Delta F/M)_i$ (J/kg)	$Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
1	-0.1159	-0.1250	-0.0331
2'	-0.0440	-0.0417	[-0.0331 - 0.0256]
3'	0.0515	0.0333	[-0.0331 - (-0.0278)]
4	0.4704	0.1250	-0.0331

$$5 \quad \frac{0.1655}{0.1250} \quad 0.1250 \quad -0.0331$$

$$[(\Sigma F/M)]_I = 0.5275$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(Ca)]_I = \frac{-0.1159}{-0.1250} + \frac{-0.0440}{-0.0417} + \frac{0.0515}{0.0333} + \frac{0.4704}{0.1250} + \frac{0.1655}{0.1250}$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(Ca)]_I = 8.6161 \text{ ((J/kg)/(m}^3\text{/s))}$$

empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_I = - \frac{0.5275}{1.85(8.6161)} = -0.0331 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Circuito II:

Línea (i)	( $\Sigma F/M$ ) <sub>i</sub> (J/kg)	Ca <sub>i</sub> (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
3'	-0.0515	-0.0333	[-0.0278 - (-0.0331)]
9'	0.0000	0.0000	[-0.0278 - 0.0256]
10	0.1325	0.0917	-0.0278
11'	<u>0.2315</u>	0.0750	[-0.0278 - 0.0217]

$$[(\Sigma F/M)]_{II} = 0.3125$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(Ca)]_{II} = \frac{-0.0515}{-0.0333} + \frac{0.1325}{0.0917} + \frac{0.2315}{0.0750}$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(Ca)]_{II} = 6.0781 \text{ ((J/kg)/(m}^3\text{/s))}$$

empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_{II} = - \frac{0.3125}{1.85(6.0781)} = -0.0278 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Circuito III:

Línea (i)	( $\Sigma F/M$ ) <sub>i</sub> (J/kg)	Ca <sub>i</sub> (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
8'	0.0431	0.0500	[0.0217 - 0.0256]
11'	-0.2315	-0.0750	[0.0217 - (-0.0278)]
12	0.0057	0.0167	0.0217
13	<u>-0.0515</u>	-0.0333	0.0217

$$[(\Sigma F/M)]_{III} = -0.2342$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(Ca)]_{III} = \frac{0.0431}{0.0500} + \frac{-0.2315}{-0.0750} + \frac{0.0057}{0.0167} + \frac{-0.0515}{-0.0333}$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(Ca)]_{III} = 6.0781 \text{ ((J/kg)/(m}^3\text{/s))}$$

empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_{III} = - \frac{-0.2342}{1.85(6.0781)} = 0.0217 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Circuito IV:

Línea (i)	( $\Sigma F/M$ ) <sub>i</sub> (J/kg)	Ca <sub>i</sub> (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
2'	0.0440	0.0417	[(0.0256 - (-0.0331))]

6	-0.0546	-0.0833	0.0256
7	-0.1584	-0.0833	0.0256
8'	-0.0431	-0.0500	[0.0256-0.0217]
9'	<u>0.0000</u>	0.0000	[(0.0256-(-0.0278))]

$$[(\Sigma F/M)_{iv}] = -0.2121$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(Ca)_{iv}] = \frac{0.0440}{0.0417} + \frac{-0.0546}{-0.0833} + \frac{-0.1584}{-0.0833} + \frac{-0.0431}{-0.0500}$$

$$\Sigma[(\Sigma F/M)/(Ca)_{iv}] = 4.4742 \text{ ((J/kg)/(m}^3\text{/s))}$$

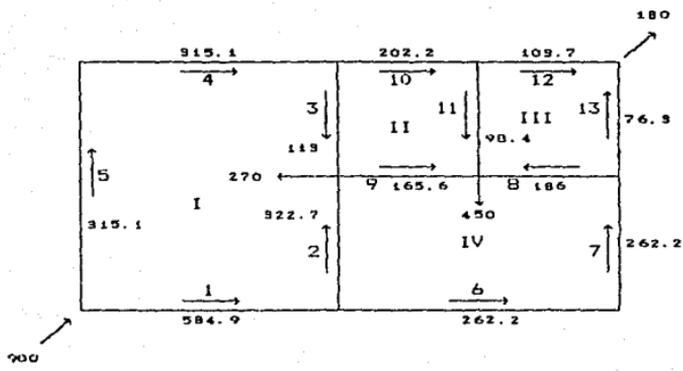
empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_{iv} = - \frac{-0.2121}{1.85(4.4742)} = 0.0256 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Debido a que  $(\Delta Ca)_i$ ,  $(\Delta Ca)_{ii}$ ,  $(\Delta Ca)_{iii}$  y  $(\Delta Ca)_{iv}$  no se aproximan lo suficiente a cero se debe continuar iterando, corrigiendo los caudales empleando las ecuaciones (5.10) y (5.11), de acuerdo al caso. Continuando de la manera ejemplificada, se llega al siguiente resultado:

Circuito I		Circuito II	
Línea (i)	Ca (m <sup>3</sup> /h)	Línea (i)	Ca (m <sup>3</sup> /h)
1	-584.9	3'	-113.0
2'	-322.7	9'	-165.6
3'	113.0	10	202.2
4	315.1	11'	98.4
5	315.1		
Circuito III		Circuito IV	
Línea (i)	Ca (m <sup>3</sup> /h)	Línea (i)	Ca (m <sup>3</sup> /h)
8'	186.0	2'	322.7
11'	-98.4	6	-262.2
12	103.7	7	-262.2
13	-76.3	8'	-186.0
		9'	165.6

Todos los flujos están en (m<sup>3</sup>/h):



## PROGRAMA #23

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:RED23.BAS
20 REM Calcula los caudales por tubería en una red del tipo modelo 3,
30 REM empleando la ecuación de Darcy o la de Hazen-Williams.
40 CLS:COM=0
50 PRINT:INPUT "Selección: (1)Elegir la ecuación de Darcy
              (2)Elegir la ecuación de Hazen-Williams ",OP1
60 IF (OP1<1) AND (OP1<2) THEN 50
70 PRINT:PRINT TAB(10) "Los siguientes valores deben corresponder a aquellos":P
PRINT TAB(10) "que ha obtenido de resolver el sistema de ecuaciones":PRINT TAB(1
0) "simultáneas con la primera suposición de sentidos y caudales."
80 REM *****CAUDALES, DIÁMETROS, LONGITUDES, RUGOSIDADES POR CIRCUITO
90 PRINT
100 FOR C=1 TO 4
105 PRINT:PRINT TAB(10) "Datos para el circuito: ";C:PRINT
110 FOR L=1 TO 5
120 IF (C=2 AND L=5) OR (C=3 AND L=5) THEN 250
130 IF (C=2 AND L=3) OR (C=3 AND L=1) THEN 200
140 IF C=4 AND (L=2 OR L=3 OR L=4) THEN 200
145 PRINT:PRINT "Datos para la línea: ";L,CA(C,L)
150 INPUT "Alimente: el caudal (m3/h) ",CA(C,L)
160 INPUT "Alimente: el diámetro interno (m) ",D(C,L)
170 INPUT "Alimente: la longitud equivalente (m) ",LE(C,L)
180 IF OP1=2 THEN 200
190 INPUT "Alimente: la rugosidad relativa (e/D) ",ED(C,L)
200 CA(2,3)=CA(1,3):CA(3,1)=CA(2,1):CA(4,2)=CA(1,2):CA(4,3)=CA(2,2):CA(4,
4)=CA(3,2)
210 D(2,3)=D(1,3):D(3,1)=D(2,1):D(4,2)=D(1,2):D(4,3)=D(2,2):D(4,4)=D(3,2)
220 LE(2,3)=LE(1,3):LE(3,1)=LE(2,1):LE(4,2)=LE(1,2):LE(4,3)=LE(2,2):LE(4,4)=L
E(3,2)
230 ED(2,3)=ED(1,3):ED(3,1)=ED(2,1):ED(4,2)=ED(1,2):ED(4,3)=ED(2,2):ED(4,4)=E
D(3,2)
240 NEXT L
250 PRINT
260 NEXT C
270 FOR C=1 TO 4
280 FOR L=1 TO 5
290 CA(C,L)=CA(C,L)/3600
300 NEXT L
310 NEXT C
320 IF OP1=2 THEN 360
330 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m3) ",DEN
340 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
350 GOTO 370
360 INPUT "Alimente: el coeficiente de Hazen-Williams ",CMA
370 GOSUB 4000
380 REM *****CALCULO DE SF,SFT,SFCA,DCA
390 FOR I=1 TO 100
400 FOR C=1 TO 4
410 FOR L=1 TO 5
420 IF (L=5 AND C=2) OR (L=5 AND C=3) OR (CA(C,L)=0) THEN 460
430 GOSUB 5000
440 SFT(C)=P(C,L)*SF(C,L)+SFT(C)
450 SFCA(C)=SF(C,L)/CA(C,L)+SFCA(C)
460 NEXT L
470 FOR L=1 TO 5
480 DCA(C,L)=-(SFT(C))/(1.85+SFCA(C))
490 NEXT L
500 NEXT C
510 GOSUB 2000
520 IF I=100 THEN 760
530 FOR C=1 TO 4
540 FOR L=1 TO 5
550 IF L=5 AND (C=2 OR C=3) THEN 570
560 IF ABS(DCA(C,L))>.001 THEN 600
570 NEXT L
580 NEXT C
590 GOTO 720
600 GOSUB 3000

```

```

610 FOR C=1 TO 4
620 FOR L=1 TO 5
630 IF L=5 AND (C=2 OR C=3) THEN 650
640 CA(C,L)=CA(C,L)+P(C,L)+DCA(C,L)
650 NEXT L
660 NEXT C
670 GOSUB 4000
680 FOR C=1 TO 4
690 SFT(C)=0:SFDA(C)=0
700 NEXT C
710 NEXT L
720 SOUND 3700,3:CON=1:CLS:PRINT:PRINT "Convergencia!!!"
730 PRINT "Numero de iteraciones:";I
740 GOSUB 3020
750 GOTO 780
760 SOUND 3700,3:CON=1:CLS:PRINT:PRINT "No se llevo a la convergencia aun despues
s de 100 iteraciones."
770 GOSUB 3020
780 PRINT:PRINT TAB(130) "Trabajo Concluido":END
1000 REM *****SUBROUTINA DEL NUMERO DE REYNOLDS
1010 IF RE(C,L)<2100 THEN 1030
1020 IF RE(C,L)>=2100 THEN 1050
1030 F(C,L)=64/RE(C,L)
1040 GOTO 1090
1050 A(C,L)=-2*LOG(ED(C,L)/3.7+12/RE(C,L))/2.302814
1060 B(C,L)=-2*LOG(ED(C,L)/3.7+2.51*(C,L)/RE(C,L))/2.302814
1070 C(C,L)=-2*LOG(ED(C,L)/3.7+2.51*(C,L)/RE(C,L))/2.302814
1080 F(C,L)=(A(C,L)-(B(C,L)-A(C,L))^2/(C(C,L)-2*(B(C,L)+A(C,L))))^(1-2)
1090 RETURN
2000 REM *****CORRECCION DE DCA PARA FRONTIERS
2010 I=DCA(1,3)-DCA(2,3):Y=DCA(2,3)-DCA(1,3):DCA(1,3)=I:DCA(2,3)=Y
2020 I=DCA(2,1)-DCA(3,1):Y=DCA(3,1)-DCA(2,1):DCA(2,1)=I:DCA(3,1)=Y
2030 I=DCA(1,2)-DCA(4,2):Y=DCA(4,2)-DCA(1,2):DCA(1,2)=I:DCA(4,2)=Y
2040 I=DCA(2,2)-DCA(4,3):Y=DCA(4,3)-DCA(2,2):DCA(2,2)=I:DCA(4,3)=Y
2050 I=DCA(3,2)-DCA(4,4):Y=DCA(4,4)-DCA(3,2):DCA(3,2)=I:DCA(4,4)=Y
2060 RETURN
3000 REM *****OUTPUT DATA
3010 CLS
3020 FOR C=1 TO 4
3030 PRINT "Circuito #";C
3040 PRINT "# linea Calor(3/h) SF/M SF/M/CA DCA SFT/M SFT
/M/CA"
3050 FOR L=1 TO 5
3060 IF L=5 AND (C=2 OR C=3) THEN 3140
3070 PRINT TAB(3);L;PRINT TAB(13) USING "#####";P(C,L)+CA(C,L)+3600;PRINT
TAB(25) USING "###.####";P(C,L)+SF(C,L);
3080 IF CA(C,L)=0 THEN 3110
3090 PRINT TAB(35) USING "###.####";SF(C,L)/CA(C,L);
3100 GOTO 3120
3110 PRINT TAB(35) " 0.00000";
3120 PRINT TAB(45) USING "###.####";DCA(C,L);PRINT TAB(55) USING "###.####";SFT
(C);
3130 PRINT TAB(66) USING "###.####";SFDA(C)
3140 NEXT L
3150 KEY (4) ON
3160 IF (CON=1 AND C=3) THEN 3170 ELSE 3200
3170 PRINT:PRINT "Presione F(4) para continuar..."
3180 ON KEY(4) GOSUB 4990
3190 WHILE CON<>0:NEND
3200 NEXT C
3210 RETURN

```

```

4000 REM *****CAMBIO DE - A +
4010 FOR C=1 TO 4
4020   FOR L=1 TO 5
4030     IF CA(C,L) < 0 THEN 4040 ELSE 4050
4040     P(C,L)=-1:CA(C,L)=-CA(C,L):GOTO 4060
4050     P(C,L)=1
4060     NEXT L
4070 NEXT C
4080 RETURN
4090 RETURN 3200
5000 REM*****SF(C,L)
5010 IF DP1=2 THEN 5060
5020 RE(C,L)=CA(C,L)*(1+DEN/3.1416/D(C,L)/(V15*10^-31))
5030 GOSUB 1000
5040 SF(C,L)=(CA(C,L))^2*(C,L)*(18*LE(C,L)/D(C,L))^5/3.1416^2)
5050 RETURN
5060 SF(C,L)=10.643*(CA(C,L)/D(A))^1.852*(1/D(C,L))^4*.87*LE(C,L)
5070 RETURN

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #23

Selección: (1) Emplear la ecuación de Darcy  
 (2) Emplear la ecuación de Hazen-Williams 2

Los siguientes valores deben corresponder a aquellos  
 que ha obtenido de resolver el sistema de ecuaciones  
 simultáneas con la primera suposición de sentidos y caudales.

Datos para el circuito: 1

Datos para la línea: 1  
 Alimante: el caudal ( $m^3/h$ ) -450  
 Alimante: el diámetro interno (m) 0.6  
 Alimante: la longitud equivalente (m) 350

Datos para la línea: 2  
 Alimante: el caudal ( $m^3/h$ ) -150  
 Alimante: el diámetro interno (m) 0.45  
 Alimante: la longitud equivalente (m) 250

Datos para la línea: 3  
 Alimante: el caudal ( $m^3/h$ ) 120  
 Alimante: el diámetro interno (m) 0.4  
 Alimante: la longitud equivalente (m) 250

Datos para la línea: 4  
 Alimante: el caudal ( $m^3/h$ ) 450  
 Alimante: el diámetro interno (m) 0.45  
 Alimante: la longitud equivalente (m) 350

Datos para la línea: 5  
 Alimante: el caudal ( $m^3/h$ ) 450  
 Alimante: el diámetro interno (m) 0.6  
 Alimante: la longitud equivalente (m) 500

Datos para el circuito: 2

Datos para la línea: 1  
 Alimante: el caudal ( $m^3/h$ ) 210  
 Alimante: el diámetro interno (m) 0.4  
 Alimante: la longitud equivalente (m) 250

Datos para la línea: 2  
 Alimante: el caudal ( $m^3/h$ ) 0  
 Alimante: el diámetro interno (m) 0.45  
 Alimante: la longitud equivalente (m) 175

Datos para la línea: 4  
 Alimante: el caudal ( $m^3/h$ ) 330  
 Alimante: el diámetro interno (m) 0.45  
 Alimante: la longitud equivalente (m) 175

Datos para el circuito: 3

Datos para la línea: 2  
 Alimante: el caudal ( $m^3/h$ ) 240  
 Alimante: el diámetro interno (m) 0.45  
 Alimante: la longitud equivalente (m) 175

Datos para la línea: 3  
 Alimante: el caudal ( $m^3/h$ ) -60  
 Alimante: el diámetro interno (m) 0.4  
 Alimante: la longitud equivalente (m) 250

Datos para la línea: 4  
 Alimento: el caudal ( $m^3/h$ ) 120  
 Alimento: el diámetro interno (m) 0.45  
 Alimento: la longitud equivalente (m) 175

Datos para el circuito: 4

Datos para la línea: 1  
 Alimento: el caudal ( $m^3/h$ ) -300  
 Alimento: el diámetro interno (m) 0.6  
 Alimento: la longitud equivalente (m) 350

Datos para la línea: 5  
 Alimento: el caudal ( $m^3/h$ ) -300  
 Alimento: el diámetro interno (m) 0.45  
 Alimento: la longitud equivalente (m) 250

Alimento: el coeficiente de Hazen-Williams 130

Convergencia!!!

Numero de iteraciones: 6

Circuito # 1

# línea	Ca ( $m^3/h$ )	SF/M	SF/M/Ca	DCA	SFT/M	SFT/M/CA
1	-584.3	-0.1879	1.15797	-0.0003	0.0053	8.4060
2	-323.2	-0.1820	2.07532	0.0004	0.0053	8.4060
3	112.0	0.0454	1.45899	-0.0006	0.0053	8.4060
4	315.7	0.2440	2.78236	-0.0003	0.0053	8.4060
5	315.7	0.0859	0.97918	-0.0003	0.0053	8.4060

Circuito # 2

# línea	Ca ( $m^3/h$ )	SF/M	SF/M/Ca	DCA	SFT/M	SFT/M/CA
1	99.1	0.0362	1.31422	-0.0005	0.0082	4.5323
2	-165.3	-0.0368	0.80142	-0.0002	0.0082	4.5323
3	-112.0	-0.0454	1.45899	-0.0006	0.0082	4.5323
4	203.7	0.0542	0.95765	-0.0010	0.0082	4.5323

Circuito # 3

# línea	Ca ( $m^3/h$ )	SF/M	SF/M/Ca	DCA	SFT/M	SFT/M/CA
1	-99.1	-0.0362	1.31422	0.0005	0.0034	3.7830
2	185.6	0.0456	0.88478	0.0003	0.0034	3.7830
3	-75.4	-0.0218	1.04135	-0.0005	0.0034	3.7830
4	104.6	0.0158	0.54267	-0.0005	0.0034	3.7830

Presione F(4) para continuar...

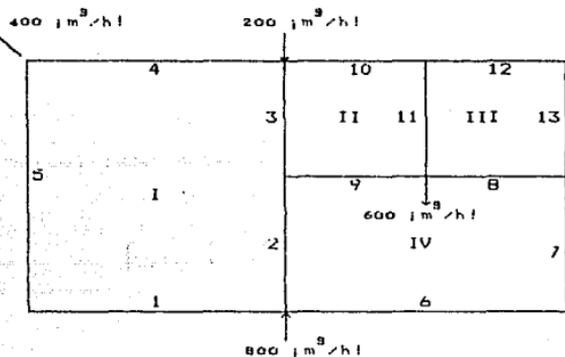
Circuito # 4

# línea	Ca ( $m^3/h$ )	SF/M	SF/M/Ca	DCA	SFT/M	SFT/M/CA
1	-261.0	-0.0423	0.58288	-0.0008	0.0084	5.9867
2	323.2	0.1820	2.07532	-0.0004	0.0084	5.9867
3	165.3	0.0368	0.80142	0.0002	0.0084	5.9867
4	-185.6	-0.0456	0.88478	-0.0003	0.0084	5.9867
5	-261.0	-0.1225	1.69007	-0.0008	0.0084	5.9867

Trabajo Concluido

PROBLEMAS PROPUESTOS

Resuelva los caudales de la siguiente malla por la cual circula agua a 25°C empleando la ecuación de Hazen-Williams, con un coeficiente de 100.



Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)	Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)
1	0.50	300	8	0.17	176
2	0.50	100	9	0.24	34
3	0.04	50	10	0.12	125
4	0.08	130	11	0.50	300
5	0.60	10	12	0.50	100
6	0.06	500	13	0.06	500
7	0.40	122			

Circuito I

Línea (L)	Ca (m³/h)
1	353.2
2	-442.8
3	11.1
4	-46.8
5	353.2

Circuito II

Línea (L)	Ca (m³/h)
8	-11.1
9	-453.9
10	142.1
11	141.7

Circuito III		Circuito IV	
Línea (i)	Ca (m <sup>3</sup> /h)	Línea (i)	Ca (m <sup>3</sup> /h)
8'	4.3	2'	442.8
11'	-141.7	6	-4.0
12	0.4	7	-4.0
13	0.4	8'	-4.3
		9'	453.9

#### 5.4.2.4 Modelo 2:

El siguiente programa resuelve la malla tipo modelo 2 pero empleando las ecuaciones:

$$\text{Manning:} \quad \left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i = 10.32 L_o C_M^2 C_{a_i}^2 \left(\frac{1}{D_i^{5.93}}\right) \quad (5.14)$$

Fair-Whipple-Hsiao:

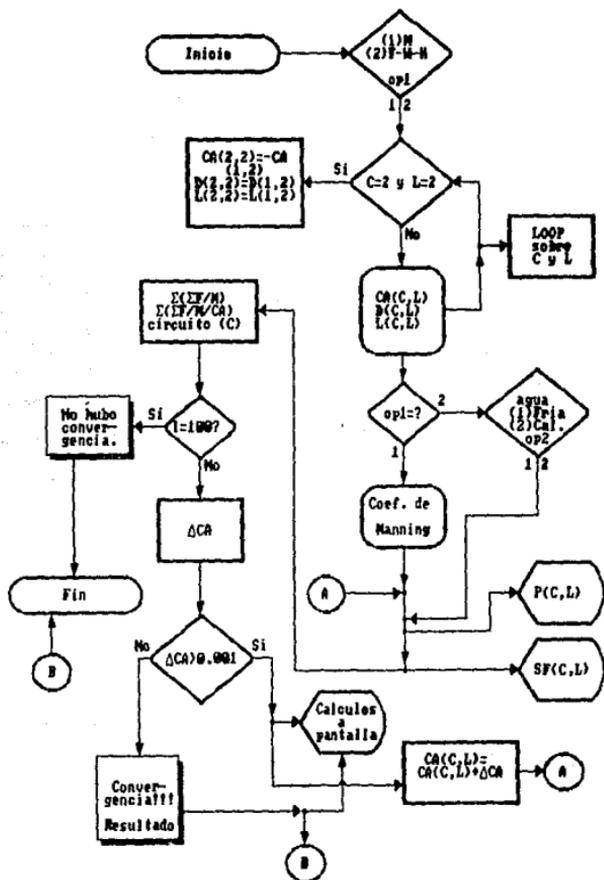
Aqua fría:

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i = 0.002021 L_o C_{a_i}^{4.88} \left(\frac{1}{D_i^{4.88}}\right) \quad (5.15)$$

Aqua caliente:

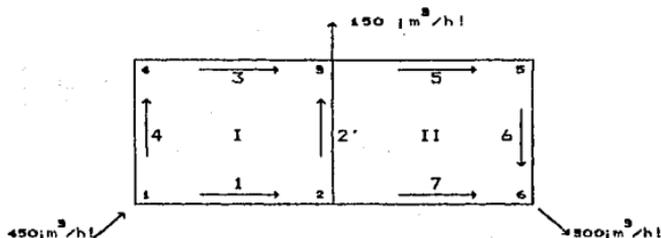
$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i = L_o \left(\frac{C_{a_i}}{63.281 D_i^{2.74}}\right)^{(1/0.57)} \quad (5.16)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #24 (RED24)  
 Calcula los caudales en una red tipo modelo 2  
 empleando la ecuación de Manning y la de Fair-Whipple-Hsiao



PROBLEMA HECHO A MANO

Determine los caudales que pasan por cada línea de la malla mostrada empleando la ecuación de Manning; la tubería es de fierro fundido y el fluido que circula es agua a 20°C.



Los sentidos que he supuesto para los caudales aparecen ya en el dibujo.

Datos:  $C_M = 0.012$ .

Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)	Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)
1	0.5	200	5	0.4	100
2'	0.7	400	6	0.6	200
3	0.9	800	7	0.4	300
4	0.3	600			

Entradas/salidas del sistema:

$$450 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.125 \text{ (m}^3\text{/s)} \quad 300 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.0833 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$150 \text{ (m}^3\text{/h)} = 0.0417 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Solución:

Empleando la ec. (5.14):

$$\left(\frac{\Sigma F}{R}\right)_1 = 10.32(200)(0.012)^2 C_{as}^2 \left(\frac{1}{0.5^{5.93}}\right) = 11.9553 C_{as}^2$$

entonces, podemos hacer la siguiente tabla para simplificar los cálculos:

Línea (i)	Ecuación $\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i$	Línea (i)	Ecuación $\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_i$
1	$11.9553Ca_1^2$	5	$19.6364Ca_5^2$
2'	$3.9786Ca_2^2$	6	$4.5240Ca_6^2$
3	$2.0846Ca_3^2$	7	$58.9093Ca_7^2$
4	$545.9302Ca_4^2$		

Sistema de ecuaciones de acuerdo a los sentidos supuestos:

Ecuación	Nodo	Ecuación	Nodo
$Ca_1 + Ca_4 = 450$	1	$Ca_4 = Ca_5$	4
$Ca_2' + Ca_7 = Ca_1$	2	$Ca_6 = Ca_5$	5
$Ca_3 + Ca_2' = Ca_5 + 150$	3	$Ca_7 + Ca_6 = 300$	6

1ª iteración: supongo  $Ca_1 = 0.0556$  (m<sup>3</sup>/s) y  $Ca_2' = 0.0278$  (m<sup>3</sup>/s)

$$Ca_3 = 0.0694 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$Ca_6 = 0.0556 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$Ca_4 = 0.0694 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$Ca_7 = 0.0278 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$Ca_5 = 0.0556 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

Circuito I:

Línea (i)	$(\Sigma F/M)_i$ (J/kg)	$Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
1	-0.0370	-0.0556	-0.0362
2'	-0.0031	-0.0278	$[-0.0362 - (-0.0056)]$
3	0.0100	0.0694	-0.0362
4	<u>2.6294</u>	0.0694	-0.0362

$$[(\Sigma F/M)]_I = 2.5993$$

$$\Sigma [(\Sigma F/M) / (Ca)]_I = \frac{-0.0370}{-0.0556} + \frac{-0.0031}{-0.0278} + \frac{0.0100}{0.0694} + \frac{2.6294}{0.0694}$$

$$\Sigma [(\Sigma F/M) / (Ca)]_I = 38.8087 \text{ ((J/kg) / (m}^3/\text{s))}$$

empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta Ca)_I = - \frac{2.5993}{1.85(38.8087)} = -0.0362 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

Circuito II:

Línea (i)	$(\Sigma F/M)_i$ (J/kg)	$Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)	$\Delta Ca_i$ (m <sup>3</sup> /s)
2'	0.0031	0.0278	$[-0.0056 - (-0.0362)]$
5	0.0607	0.0556	-0.0056
6	0.0140	0.0556	-0.0056
7	<u>-0.0455</u>	-0.0278	-0.0056

$$[(\Sigma F/M)]_{II} = 0.0323$$

$$\Sigma [(\Sigma F/M) / (Ca)]_{II} = \frac{0.0031}{0.0278} + \frac{0.0607}{0.0556} + \frac{0.0140}{0.0556} + \frac{-0.0455}{-0.0278}$$

$$\Sigma[(\Delta F/M)_{i}/(\Delta C_{a})_{i}]_{II} = 3.0917 \text{ ((J/kg)/(m}^3\text{/s))}$$

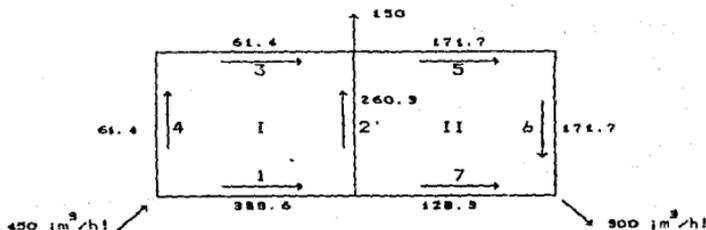
empleando la ec. (5.9):

$$(\Delta C_{a})_{II} = -\frac{0.0323}{1.85(3.0917)} = -0.0056 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Debido a que  $(\Delta C_{a})_{I}$  y  $(\Delta C_{a})_{II}$  no se aproximan lo suficiente a cero se debe continuar iterando, corrigiendo los caudales empleando las ecuaciones (5.10) y (5.11), de acuerdo al caso. Continuando de la manera ejemplificada, se llega al siguiente resultado:

Circuito I		Circuito II	
Línea (i)	$C_a$ (m <sup>3</sup> /h)	Línea (i)	$C_a$ (m <sup>3</sup> /h)
1	-388.6	2'	260.3
2'	-260.3	5	171.7
3	61.4	6	171.7
4	61.4	7	-128.3

Todos los flujos están en (m<sup>3</sup>/h):



## PROGRAMA #24

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:RED24.BAS
20 REM Calcula los caudales por tubería en una red que maneja agua del tipo
30 REM modelo 2, mediante las ecuaciones de Manning y Fair-Whipple-Hsiao.
40 CLS:COM=0
50 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Emlpear la ecuacion de Manning
                (2)Emlpear la ecuacion de Fair-Whipple-Hsiao ",OP1
60 IF (OP1<>1 AND OP1<>2) THEN 50
70 PRINT
80 PRINT TAB(10) "Los siguientes valores deben corresponder a aquellos":PRINT T
AB(10) "que ha obtenido de resolver el sistema de ecuaciones":PRINT TAB(10) "si
multitareas con la primera suposición de sentidos y caudales."
90 REM *****CAUDALES, DIAMETROS, LONGITUDES, RUGOSIDADES POR CIRCUITO
100 PRINT
110 FOR C=1 TO 2
115 PRINT:PRINT TAB(10) "Datos para el circuito: ";C:PRINT
120 FOR L=1 TO 4
130 IF (C=2 AND L=2) THEN 190
135 PRINT:PRINT "Datos para la línea: ";L
140 INPUT "Alimente: el caudal (m3/h) ",CA(C,L)
150 INPUT "Alimente: el diametro interno (m) ",D(C,L)
160 INPUT "Alimente: la longitud equivalente (m) ",LE(C,L)
190 CA(2,2)=-CA(1,2):D(2,2)=D(1,2):LE(2,2)=LE(1,2)
200 NEXT L
210 PRINT
220 NEXT C
230 FOR C=1 TO 2
240 FOR L=1 TO 4
250 CA(C,L)=CA(C,L)/3600
260 NEXT L
270 NEXT C
280 IF OP1=2 THEN 300
290 INPUT "Alimente: el coeficiente de Manning ",CMA
300 GOSUB 3000
305 IF OP1=1 THEN 330
310 PRINT:INPUT "Se trata de: (1)Agua fria
                (2)Agua caliente ",OP2
320 IF (OP2<>1 AND OP2<>2) THEN 310
330 REM *****CALCULO DE SFT,SFT,SFCA,DCA
340 FOR I=1 TO 100
350 FOR C=1 TO 2
360 FOR L=1 TO 4
370 IF CA(C,L)=0 THEN 430
380 IF OP2=1 THEN GOSUB 4030
390 IF OP2=2 THEN GOSUB 4050
400 GOSUB 4000
410 SFT(C)=P(C,L)+SF(C,L)+SFT(C)
420 SFCA(C)=SF(C,L)/CA(C,L)+SFCA(C)
430 NEXT L
440 FOR L=1 TO 4
450 DCA(C,L)=(SFT(C)/(1.85*SFCA(C)))
460 NEXT L
470 NEXT C
480 GOSUB 1000
490 IF I=100 THEN 710
500 FOR C=1 TO 2
510 FOR L=1 TO 4
520 IF ABS(DCA(C,L))>.001 THEN 560
530 NEXT L
540 NEXT C
550 GOTO 670
560 GOSUB 2000
570 FOR C=1 TO 2
580 FOR L=1 TO 4
590 CA(C,L)=CA(C,L)+P(C,L)+DCA(C,L)
600 NEXT L

```

```

610 NEXT C
620 GOSUB 3000
630 FOR C=1 TO 2
640 SFT(C)=0:SFCA(C)=0
650 NEXT C
660 NEXT I
670 SOUND 3700,3:CON=1:CLS:PRINT:PRINT "Convergencia!!!"
680 PRINT "Numero de iteraciones:";I
690 GOSUB 2020
700 GOTO 730
710 SOUND 3700,3:CON=1:CLS:PRINT:PRINT "No se llgo a la convergencia aun despues
de 100 iteraciones."
720 GOSUB 2020
730 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
1000 REM *****CORRECCION DE DCA PARA FRONTERAS
1010 Y=DCA(1,2)-DCA(2,2):Y=DCA(2,2)-DCA(1,2):DCA(1,2)=Y:DCA(2,2)=Y
1020 RETURN
2000 REM *****OUTPUT DATA
2010 CLS
2020 FOR C=1 TO 2
2030 PRINT "Circuito 0:";C
2040 PRINT "# linea Ca(m^3/h) SF/M SF/M/CA DCA SFT/M SFT
/M/CA"
2050 FOR L=1 TO 4
2060 PRINT TAB(31);L;PRINT TAB(13) USING "#####";P(C,L)*CA(C,L)*3600;PRINT
TAB(25) USING "##.####";P(C,L)*SF(C,L);
2070 IF CA(C,L)=0 THEN 2100
2080 PRINT TAB(35) USING "##.#####";SF(C,L)/CA(C,L);
2090 GOTO 2110
2100 PRINT TAB(35) " 0.00000";
2110 PRINT TAB(45) USING "##.#####";DCA(C,L);PRINT TAB(55) USING "##.#####";SFT
(C);
2120 PRINT TAB(66) USING "###.####";SFCA(C)
2130 NEXT L
2140 NEXT C
2150 RETURN
3000 REM *****CAMBIO DE - A +
3010 FOR C=1 TO 2
3020 FOR L=1 TO 4
3030 IF CA(C,L)<0 THEN 3040 ELSE 3050
3040 P(C,L)=-1:CA(C,L)=-CA(C,L):GOTO 3060
3050 P(C,L)=1
3060 NEXT L
3070 NEXT C
3080 RETURN
4000 REM *****SF(C,L)
4010 SF(C,L)=10.32*CON^2*(CA(C,L))^2/(D(C,L))^5.334*E(C,L)
4020 RETURN
4030 SF(C,L)=-.002021*(CA(C,L))^1.88/(D(C,L))^4.884*E(C,L)
4040 RETURN #10
4050 SF(C,L)=E(C,L)*(CA(C,L)/63.281/(D(C,L))^2.711)^(1/.57)
4060 RETURN #10

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #24

Selecciones: (1) Emplear la ecuación de Manning  
(2) Emplear la ecuación de Fair-Whipple-Hsiao 1

Los siguientes valores deben corresponder a aquellos que ha obtenido de resolver el sistema de ecuaciones simultáneas con la primera suposición de sentidos y caudales.

Datos para el circuito: 1

Datos para la línea: 1  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) -200  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.5  
Alimente: la longitud equivalente (m) 200

Datos para la línea: 2  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) -100  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.7  
Alimente: la longitud equivalente (m) 400

Datos para la línea: 3  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) 250  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.9  
Alimente: la longitud equivalente (m) 800

Datos para la línea: 4  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) 250  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.3  
Alimente: la longitud equivalente (m) 600

Datos para el circuito: 2

Datos para la línea: 1  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) -100  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.4  
Alimente: la longitud equivalente (m) 300

Datos para la línea: 3  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) 200  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.4  
Alimente: la longitud equivalente (m) 100

Datos para la línea: 4  
Alimente: el caudal ( $m^3/h$ ) 200  
Alimente: el diámetro interno (m) 0.6  
Alimente: la longitud equivalente (m) 200

Alimente: el coeficiente de Manning 0.012

Convergencia!!!

Numero de iteraciones: 4

Circuito # 1

# linea	Ca(e <sup>3</sup> /h)	SF/M	SF/M/CA	BCA	SFT/M	SFT/M/CA
1	-388.6	-0.1393	1.29050	0.0000	-0.0007	10.9256
2	-260.3	-0.0208	0.28767	0.0002	-0.0007	10.9256
3	61.4	0.0006	0.03356	0.0000	-0.0007	10.9256
4	61.4	0.1588	9.31192	0.0000	-0.0007	10.9256

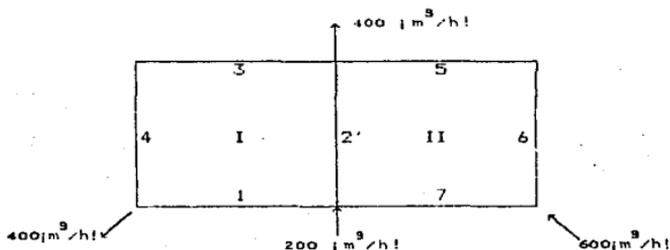
Circuito # 2

# linea	Ca(e <sup>3</sup> /h)	SF/M	SF/M/CA	BCA	SFT/M	SFT/M/CA
1	-128.3	-0.0748	2.09950	-0.0001	0.0009	3.5395
2	260.3	0.0208	0.28767	-0.0002	0.0009	3.5395
3	171.7	0.0447	0.93653	-0.0001	0.0009	3.5395
4	171.7	0.0103	0.21577	-0.0001	0.0009	3.5395

Trabajo Concluido

PROBLEMAS PROPUESTOS

Determine los caudales que pasan por cada línea de la malla mostrada empleando la ecuación de Manning; la tubería es de hierro fundido y el fluido que circula es agua a 20°C.



Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)	Línea	D (m)	L <sub>e</sub> (m)
1	0.5	200	5	0.4	100
2'	0.7	400	6	0.6	200
3	0.9	800	7	0.4	300
4	0.3	600			

Círculo I

Línea (i)	Ca (m³/h)
1	346.0
2'	-87.9
3	-54.0
4	-54.0

Círculo II

Línea (i)	Ca (m³/h)
2'	87.9
5	-366.1
6	-366.1
7	233.9

Nomenclatura del capítulo V:

$C_{H-W}$  = coeficiente de Hazen-Williams (adimensional).

$C_M$  = coeficiente de Manning (adimensional).

$Ca$  = caudal que circula por la tubería ( $m^3/s$ ).

$D$  = diámetro interno de la tubería (m).

$D_N$  = diámetro nominal (in).

$f$  = factor de fricción de Darcy (adimensional).

$q_c$  = factor de conversión universal que depende de las unidades elegidas para el resto de las variables.

$L$  = longitud de tubería recta entre los puntos considerados (m).

$L_{eq}$  = longitud equivalente de la línea (m).

$Re$  = número de Reynolds (adimensional).

$u$  = velocidad media del fluido (m/s).

$\rho$  = densidad del fluido ( $kg/m^3$ ).

$\rho_r$  = densidad relativa de un fluido respecto a la del agua a  $4^\circ C$ . (adimensional).

$\eta$  = viscosidad del fluido ( $kg/m \cdot s$ ).

$\nu$  = viscosidad cinemática del fluido ( $m^2/s$ ).

$e/D$  = rugosidad relativa (adimensional).

$\frac{\sum F}{M}$  = pérdidas de energía por rozamiento (J/kg).

## VI

### MEDIDA DE CAUDALES

#### 6.1 Introducción:

Una de las variables que más interesa conocer y controlar, dentro de un sistema de flujo, es el caudal (flujo volumétrico) o bien el flujo másico que circula por él. Con este propósito se han ideado y construido los siguientes instrumentos:

- 1.- Placas de orificio.
- 2.- Toberas.
- 3.- Venturímetros.
- 4.- Tubo Pitot.
- 5.- Rotámetros.

Un apartado importante es el que se refiere a la descarga de tanques y en el que revisaré en primer lugar.

#### 6.2 Descarga de tanques:

En un tanque, como el mostrado en la figura 6.1, hay un orificio por el cual se descarga su contenido y lo que se desea conocer es la rapidez con que esto ocurre, es decir, se quiere determinar el caudal.

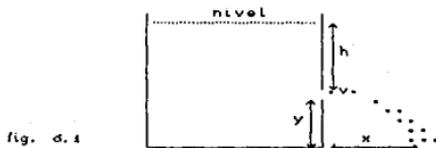


fig. 6.1

El punto ( $v$ ) señala la vena contracta, siendo ésta el punto de menor sección a lo largo del chorro (inclusive menor al área del

orificio); la relación entre el área de la vena contracta y el área del orificio se conoce con el nombre de coeficiente de contracción:

$$K_c = \frac{A_v}{A_o} \quad (6.1)$$

y  $C_d = K_c C_v$ .

Después, haciendo un balance de energía, tenemos:

$$uv = C_d \sqrt{\frac{2g}{g_c}} h \quad (6.2)$$

siendo  $C_d$  el coeficiente de descarga. El caudal será:

$$C_a = A_o C_d \sqrt{\frac{2g}{g_c}} h \quad (6.3)$$

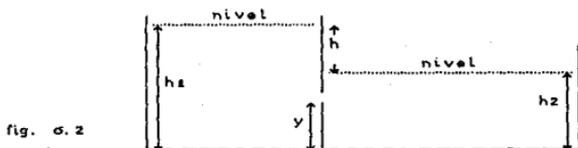
Este coeficiente de descarga depende de la forma que tenga la salida del tanque [26]:



Para determinar la distancia del chorro tenemos, de acuerdo a la figura:

$$x = uv \sqrt{\frac{2y}{g}} \quad (6.4)$$

Otra situación podría ser:

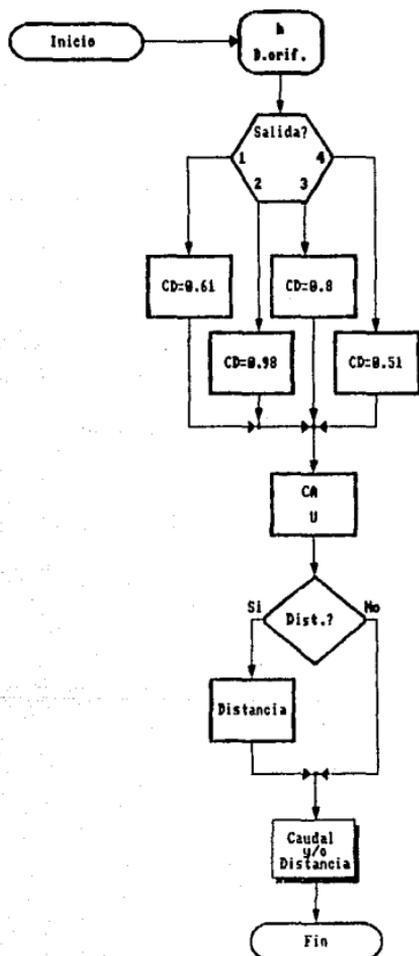


la única observación es:

$$h = h_1 - h_2 \quad (6.5)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #25 (CAUDAL25)

Calcula el caudal, flujo másico y distancia del chorro para la descarga de tanques



### PROBLEMA HECHO A MANO

Por un orificio sin bordes situado en la pared de un tanque se descarga agua. El orificio es de 10 (cm) de diámetro y está situado a 3 (m) por debajo de la superficie libre del líquido y a 3 (m) por encima del fondo del tanque. a) ¿Cuál es el caudal que sale del tanque?, b) ¿A qué distancia llegará el chorro?

Datos:

$$D_o = 0.1 \text{ (m)} \quad h = 3 \text{ (m)} \quad y = 3 \text{ (m)}.$$

Solución:

a) Empleando la ecuación (6.2) con  $C_d = 0.61$ :

$$uv = C_d \sqrt{\frac{2g}{g_c} h}$$

$$uv = 0.61 \sqrt{2(9.81)(3)} = 4.6799 \text{ (m/s)}$$

empleando la ecuación (6.3):

$$C_a = \pi (D_o/2)^2 C_d \sqrt{\frac{2g}{g_c} h}$$

$$C_a = \pi (0.1/2)^2 (4.6799)$$

$$C_a = 0.037 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

b) Empleando la ecuación (6.4):

$$x = uv \sqrt{\frac{2y}{g}}$$

$$x = 4.6799 \sqrt{\frac{2(3)}{9.81}}$$

$$x = 3.66 \text{ (m)}$$

## PROGRAMA #25

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CAUDAL25.BAG
20 REM Calcula el caudal por un orificio en un tanque y la distancia de chorro.
30 REM Si se trata de dos tanques conectados, H es DELTA(H).
40 CLS
50 PRINT:INPUT "Altura: distancia entre superf. libre y orificio (m) ",H
60 INPUT "Altura: el diametro del orificio (m) ",D0
70 PRINT:PRINT "Seleccione: (1)Salida sin bordes
                (2)Salida con borde corto
                (3)Salida con borde largo"
80 PRINT TAB(13) " (4)Salida con proyeccion interna ";INPUT "OP1
90 IF (INT(OP1)<1 OR INT(OP1)>4 OR (OP1-INT(OP1))>0) THEN 70
100 ON OP1 GOTO 110,120,130,140
110 CD=.61:GOTO 150
120 CD=.98:GOTO 150
130 CD=.8:GOTO 150
140 CD=.51:GOTO 150
150 CA=CD*(3.1416*D0^2/4)*(2*9.810001*H)^.5
160 V=CD*(2*9.810001*H)^.5
170 PRINT:INPUT "Desea calcular la distancia del chorro: (1)Si, (2)No ",OP2
180 IF (OP2<1) AND OP2<2) THEN 170
190 IF OP2=1 THEN 200 ELSE 220
200 PRINT:INPUT "Altura: distancia del fondo al orificio (m) ",Y
210 I=.9*(2*9.810001)^.5
220 PRINT:PRINT TAB(13) "Caudal: ";PRINT USING "###.##";CA;PRINT " (m^3/s)
*
230 PRINT TAB(13) "Velocidad: "I;V" (m/s)"
240 IF OP2=1 THEN 250 ELSE 260
250 PRINT TAB(13) "Distancia del chorro (m): "I;Y" (m)"
260 PRINT:PRINT TAB(130) "Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #25

Alimento: distancia entre superf. libre y orificio (a) 3  
Alimento: el diametro del orificio (a) 0.1

Selecciones: (1) Salida sin bordes  
(2) Salida con borde corto  
(3) Salida con borde largo  
(4) Salida con proyeccion interna 1

Desea calcular la distancia del chorro (1) Si, (2) No 1

Alimento: distancia del fondo al orificio (a) 3

Caudal:  $3.676E-03$  (m<sup>3</sup>/s)  
Velocidad: 4.679937 (m/s)  
Distancia del chorro (a): 3.66 (m)

Trabajo Concluido

## PROBLEMAS PROPUESTOS

Por un orificio con proyección interna se descarga agua de un tanque. El orificio es de 0.1 (m) de diámetro y se encuentra a 6 (m) por debajo de la superficie libre del líquido. Calcule la velocidad y el caudal de agua que sale del tanque.

$$uv = 5.533 \text{ (m/s)}$$

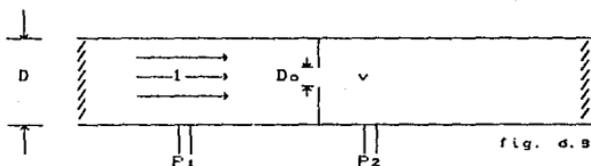
$$Ca = 43.46E-3 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

### 6.3 Medidores de Caudales:

En este capítulo trataré los tres primeros instrumentos citados en la introducción; el tubo Pitot es un medidor de velocidades puntuales a lo largo del radio de un tubo por el que circula un fluido y permite obtener tanto el caudal que circula como el perfil de velocidades que prevalece en el tubo, refiérase al capítulo III de esta tesis (Caídas de Presión y Perfiles de Velocidad); el rotámetro es un instrumento que va en la tubería en posición vertical al que el fluido llega por la sección inferior y que, al paso de éste, se eleva un flotador que señala en una escala el caudal que está circulando.

#### 6.3.1 Placa de Orificio:

Este instrumento se muestra en la figura 6.3:



El fin del orificio es producir una caída sensible de presión en el fluido ocasionando un cambio en la velocidad del mismo, de

este modo se alteran variables del flujo que podemos representar en un balance de energía y que permitan relacionar el caudal (desconocido) que fluye por el sistema con el cambio de presión (conocido) que ha ocurrido.

Las siguientes ecuaciones se obtuvieron realizando el balance de energía para tomas de presión dispuestas de la siguiente forma: la toma de presión corriente arriba está situada a un diámetro de la placa y la toma corriente abajo se encuentra en la vena contracta; las ecuaciones son también aplicables para tomas en las bridas. (Se consideró que  $D_v \cong D_o$ ).

$$u_o = C_o \sqrt{\frac{2g_c (\Delta P / \rho)}{(1 - \beta^4)}} \quad (6.6)$$

donde  $\beta = \frac{D_o}{D}$  y  $C_o$  es el coeficiente de descarga de orificio y cuyos valores vs. Reynolds en orificio se encuentran en la gráfica 6.1 [25].

La ecuación de continuidad dice:

$$u_o A_o \rho_o = u_1 A_1 \rho_1 \quad (6.7)$$

si se trata de un fluido incompresible:  $\rho_o = \rho_1$ , entonces

$$u_o A_o = u_1 A_1 \quad (6.8)$$

$$u = u_1 = u_o \left( \frac{A_o}{A_1} \right) = u_o \left( \frac{D_o}{D_1} \right)^2 = u_o \beta^2 \quad (6.9)$$

quedando el caudal en la tubería como:

$$Ca = u \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) \quad (6.10)$$

Si se desea conocer el flujo másico que circula por el sistema, se tiene:

$$M = Ca(\rho) \quad (6.11)$$

Nota: A continuación se presenta el programa (CAUDAL26) que calcula los coeficientes de descarga en orificios y que será empleado por los programas (CAUDAL27) y (CAUDAL29).

Gráfica 6.1

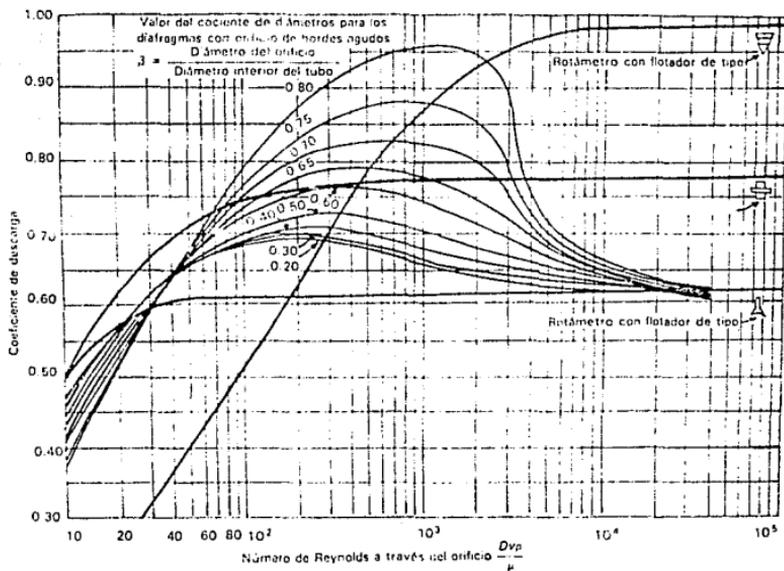
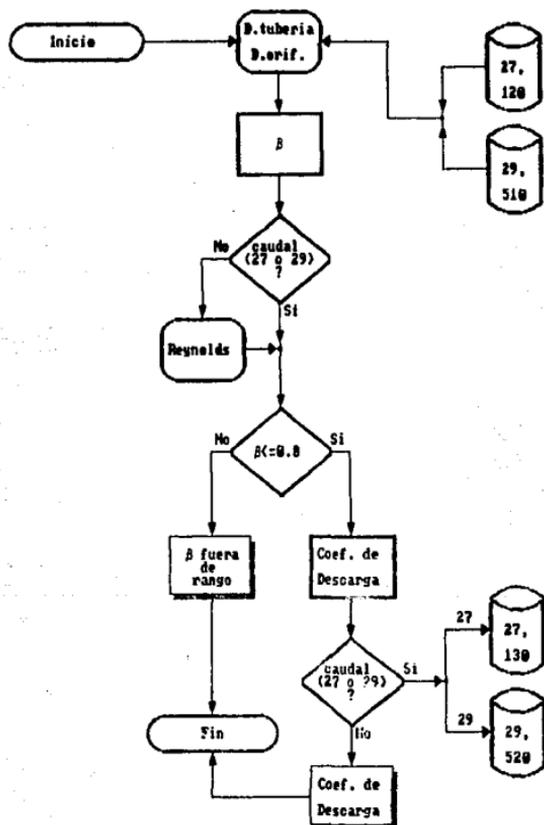


DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #26 (CAUDAL26)  
 Calcula el coeficiente de descarga en orificios

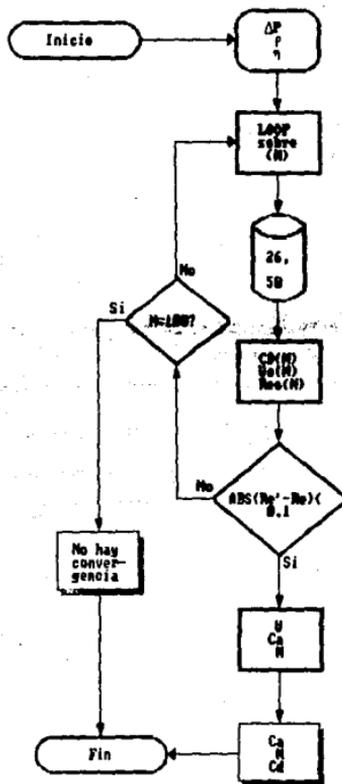


```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CAUDAL26.BAS <<SALVARLO COMO ASCII>>
20 REM Calcula el coeficiente de descarga de orificio. (Reproduccion de la
30 REM grafica de Cd=Cd(Re,beta)
40 CLS
50 IF NO! THEN 110
60 PRINT:INPUT "Alimento: el diametro interno de la tuberia (a) ",D
70 INPUT "Alimento: el diametro del orificio (a) ",DO
80 BETA=DO/D
90 IF (CAUDAL27<>0 OR CAUDAL29<>0) THEN 110 ELSE 100
100 INPUT "Alimento: el numero de Reynolds del orificio ",RE
110 IF (CAUDAL27<>0 OR CAUDAL29<>0) THEN RE=RE/60
120 X=(LOG(RE)-2.303)/9.696999)
125 IF RE<30000 THEN CD=.61
127 IF RE<30000 THEN CD=.61
130 IF BETA<=.2 THEN 140 ELSE 150
140 CD=.49306+1.36829*X-2.99027*X^2+1.79195*X^3:GOTO 320
150 IF BETA<=.3 THEN 160 ELSE 170
160 CD=.48371+1.41443*X-2.96338*X^2+1.71917*X^3:GOTO 320
170 IF BETA<=.4 THEN 180 ELSE 190
180 CD=.4505+1.6653*X-3.3915*X^2+1.92658*X^3:GOTO 320
190 IF BETA<=.5 THEN 200 ELSE 210
200 CD=.44502+1.75942*X-3.46702*X^2+1.9079*X^3:GOTO 320
210 IF BETA<=.6 THEN 220 ELSE 230
220 CD=.41277+2.17059*X-4.24921*X^2+2.30772*X^3:GOTO 320
230 IF BETA<=.65 THEN 240 ELSE 250
240 CD=.3978+2.34867*X-4.46181*X^2+2.33976*X^3:GOTO 320
250 IF BETA<=.7 THEN 260 ELSE 270
260 CD=.38587+2.43121*X-8.08831*X^2+31.63247*X^3-77.26262*X^4+82.7985*X^5-31.3490
1*X^6:GOTO 320
270 IF BETA<=.75 THEN 280 ELSE 290
280 CD=.39169-.38716*X+47.77074*X^2-396.90531*X^3+1598.290418*X^4-3538.957728*X^5
+4339.742198*X^6-2757.1350184*X^7+707.8947184*X^8:GOTO 320
290 IF BETA<=.8 THEN 300 ELSE 310
300 CD=.3624-.57925*X+55.77197*X^2-471.654118*X^3+1925.163828*X^4-4272.456058*X^5
+50209.902838*X^6-3277.250068*X^7+831.429638*X^8:GOTO 320
310 PRINT:PRINT "El valor de Beta: ";BETA;" esta fuera del rango de las ecuacion
es." :GOTO 350
320 IF CAUDAL27<>0 THEN 350
330 IF CAUDAL29<>0 THEN 370
340 PRINT:PRINT TAB(15) "El coeficiente de descarga es: ";CD
350 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
360 CHAIN "caudal27",130,ALL
370 CHAIN "caudal29",520,ALL

```

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #27 (CAUDAL27)  
 Calcula el caudal y el flujo másico empleando  
 medidor de orificio para fluidos incompresibles



PROBLEMA HECHO A MANO

Agua a 25°C circula por una tubería de 2.5 (cm) de diámetro interno, en ella se ha instalado un medidor de orificio de 1 (cm) de diámetro con tomas de presión en las bridas. El manómetro en U muestra una diferencia de alturas de 1 (cm) de Hg. Calcule: a) el caudal y b) el flujo másico.

Datos:

$$\text{Agua: } \rho = 997.08 \text{ (kg/m}^3\text{)} \quad \eta = 0.8937 \text{ (cps)}$$

$$\text{Mercurio: } \rho = 13,600 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$D = 0.025 \text{ (m)}$$

$$D_o = 0.01 \text{ (m)}$$

Solución:

a) Caudal:

$$\Delta P = 0.01 \text{ (m Hg)} = 0.01(13600-997.08)(9.81) = 1236.346 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$\beta = 0.01/0.025 = 0.4$$

1ª iteración: supongo  $Re_o = 20,000$ ; de la gráfica 6.1:

$$C_o = 0.61$$

empleando la ecuación (6.6):

$$u_o = C_o \sqrt{\frac{2gc(\Delta P/\rho)}{(1-\beta^4)}} = 0.61 \sqrt{\frac{2(1236.346/997.08)}{(1-(0.4)^4)}}$$

$$u_o = 0.9724 \text{ (m/s)}$$

$$Re_o = D_o u_o \rho / \eta = 0.01(0.9724)(997.08)/0.8937E-3$$

$$Re_o = 10848.83$$

por lo que la suposición no es correcta; con este valor de Reynolds se obtiene un nuevo  $C_o$ , siendo:

$$C_o = 0.63$$

2ª iteración:  $C_o = 0.63$ , aplicando la ecuación (6.6):

$$u_0 = 0.63 \sqrt{\frac{2(1236.346/997.08)}{(1 - (0.4)^4)}} = 1.0051 \text{ (m/s)}$$

$$Re_0 = D_0 u_0 \rho / \eta = 0.01(1.0051)(997.08)/0.8937E-3$$

$$Re_0 = 11213.21$$

por lo que se ha logrado la convergencia; con este valor de Reynolds se obtiene un nuevo  $C_0$ , siendo:

$$C_0 \cong 0.63$$

Empleando la ecuación (6.9):

$$u = u_0 \beta^2 = 1.0051(0.4)^2 = 0.1608 \text{ (m/s)}$$

empleando la ecuación (6.10):

$$Ca = u \left[ \frac{\pi D^2}{4} \right] = 0.1608 \left[ \frac{\pi(0.025)^2}{4} \right]$$

$$Ca = 7.8932E-5 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

b) Flujo másico: empleando la ecuación (6.11)

$$M = Ca(\rho) = 7.8932E-5(997.08)$$

$$M = 7.8702E-2 \text{ (kg/s)}$$

## PROGRAMA #27

```

10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO:CAUDAL27.BMS <<(SALVARLO COMO ABC11)>
20 REN Calcula el caudal o el flujo masico que circula de un fluido
30 REN incompresible, empleando medidor de orificio (toma post. vena cont.)
40 DIM RE(100):DIM UD(100):DIM CD(100)
50 CAUDAL27=1
60 CLS
70 PRINT:INPUT "Alimente: la caida de presion medida (N/m^2) ",DP
80 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m^3) ",DEN
90 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
100 RE(1)=20000
110 N=1
120 CHAIN "caudal26",50,ALL
130 IF N=1 THEN 140 ELSE 150
140 PRINT:COLOR 27: PRINT "Iterando...":COLOR 11
150 CD(N)=CD
160 UD(N)=CD(N)*(2*DP/DEN/(1-BETA^4))^.5
170 RE(N+1)=(D*UD(N)*DEN/(VIS*10^-3))
180 IF ABS(RE(N+1)-RE(N))<.1 THEN 730 ELSE 190
190 IF N=100 THEN 210
200 N=N+1:GOTO 120
210 PRINT: SOUND 3700,3:PRINT "No se encontro convergencia en 100 iteraciones."
220 GOTO 290
230 PRINT: SOUND 3700,3:PRINT "Convergencia!!!"
240 U=UD(N)*(D/D1)^2
250 CA=U*3.1416*(D/2)^2*M=CA/DEN
260 PRINT:PRINT TAB(15) "El caudal es: "CA;" (m^3/s)"
270 PRINT TAB(15) "El flujo masico es: "M;" (kg/s)"
280 PRINT TAB(15) "El coeficiente de descarga es: "CD
290 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #27

Alimente: la caída de presión medida (N/m<sup>2</sup>) 1236.46  
Alimente: la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 997.08  
Alimente: la viscosidad del fluido (cps) 0.8937

Alimente: el diámetro interno de la tubería (m) 0.025  
Alimente: el diámetro del orificio (m) 0.01

Iterando...

Convergencia!!!

El caudal es: 7.646702E-05 (m<sup>3</sup>/s)  
El flujo masico es: 7.624374E-02 (kg/s)  
El coeficiente de descarga es: .6102359

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Agua a 45°C circula por una tubería de 3.5 (cm) de diámetro interno, en ella se ha instalado un medidor de orificio de 0.8 (cm) de diámetro con tomas de presión en las bridas. El manómetro en U muestra una diferencia de alturas de 1.5 (cm) de Hg. Calcule: a) el caudal, b) el flujo másico y c) el coeficiente de descarga.

a) Caudal:

$$Ca = 5.8662E-5 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

b) Flujo másico:

$$H = 5.8090E-2 \text{ (kg/s)}$$

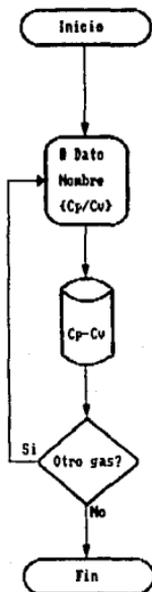
c) Coeficiente de descarga:

$$Co = 0.6020$$

Nota: A continuación se presenta el programa (CAUDAL28) que permite la creación del archivo aleatorio "Cp-Cv" para su uso en los programas (CAUDAL29) y (CAUDAL32).

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #28 (CAUDAL28)

Permite la creación y posterior actualización del archivo "Cp-Cv" para almacenar datos de Cp/Cv el cual será usado por los programas #29 (caudal29) y #32 (caudal32)



```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CAUDAL28.BAS
20 REM Creacion de un archivo aleatorio para el almacenamiento de datos
30 REM referidos a  $K=C_p/C_v$ .
40 CLS
50 OPEN "R",#1,"Cp-Cv"
60 FIELD #1, 20 AS K#, 50 AS G#
70 PRINT:PRINT TAB(10) "*****"
80 PRINT TAB(10) "Los datos alimentados son para gases a 60 grados Fahrenheit"
90 PRINT TAB(10) "*****"
INT:PRINT
100 INPUT "Numero de dato: ",NDATO
110 INPUT "Alimente el nombre del gas: ",GA#
120 INPUT "Alimente el valor de ( $C_p/C_v$ ): ",K
130 LSET K#=#K(K)
140 LSET G#=#GA#
150 PUT #1, NDATO
160 PRINT
170 INPUT "Desea continuar alimentando datos: (1)Si, (2)No ",OP2
180 PRINT
190 IF OP2=1 THEN 100
200 IF OP2=2 THEN 210 ELSE 170
210 CLOSE #1
220 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

Cuando se trabaja con fluidos compresibles, y se supone comportamiento ideal, se introduce el factor de expansión que se define como:

$$\gamma = 1 - \frac{0.41 + 0.35\beta^*}{\gamma} \left( \frac{\Delta P}{P_1} \right) \quad (6.12)$$

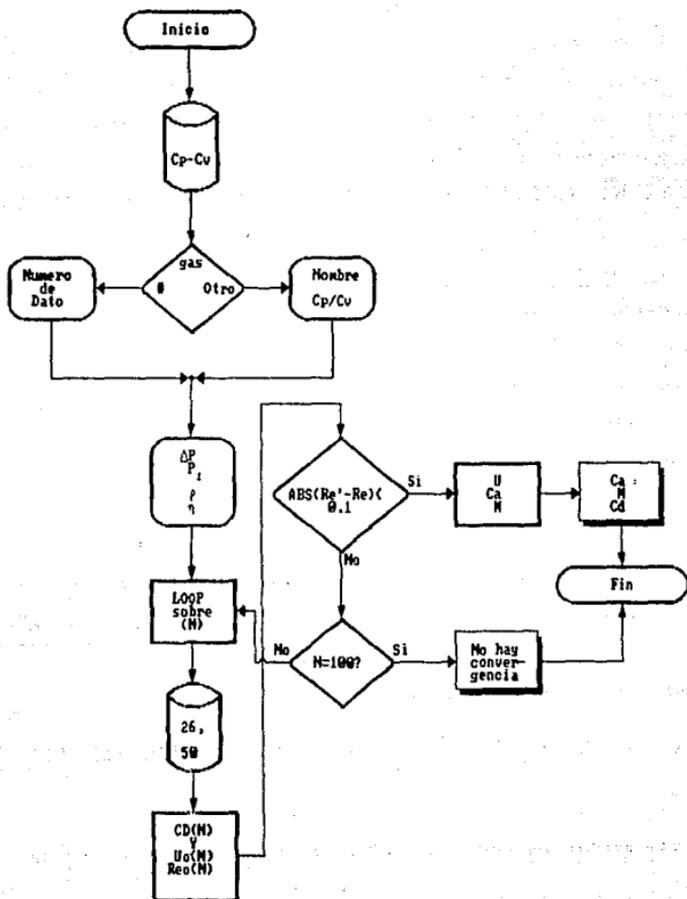
siendo  $\gamma$  la relación de capacidades caloríficas:  $C_p/C_v$ . Entonces:

$$u_o = Y C_o \sqrt{\frac{2g_c (\Delta P / \rho)}{(1 - \beta^*)}} \quad (6.13)$$

la ecuación (6.13) junto con las (6.9), (6.10) y (6.11) permite calcular los gastos volumétrico y másico para un fluido compresible.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #29 (CAUDAL29)

Calcula el caudal y el flujo másico empleando medidor de orificio para fluidos compresibles



PROBLEMA HECHO A MANO

En una planta de deshidrogenación se conduce hidrógeno a través de una tubería de 2 pulgadas a 30°C. Para la medida del caudal se instaló un medidor de orificio de 2 (cm) de diámetro. La lectura obtenida en el manómetro diferencial de mercurio conectado a ambos lados del medidor es de 5 (cm) y la presión del hidrógeno corriente arriba es de 1.5 (atm). Calcule: a) el caudal y b) el flujo másico.

Datos:

Hidrógeno:  $\rho = 0.121$  (kg/m<sup>3</sup>)  $\eta = 0.0087$  (cps)  $C_p/C_v = 1.41$

Mercurio:  $\rho = 13,600$  (kg/m<sup>3</sup>)

$D = 2$  (in) = 0.0508 (m)

$D_o = 0.02$  (m)

Solución:

a) Caudal:

$$\Delta P = 5 \text{ (cm Hg)} = 0.05(13600 - 0.121)(9.81) = 6670.74 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$P_1 = 1.5 \text{ (atm)} = 1.5(1.033)(100)^2(9.81) = 152006 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$\beta = 0.02/0.0508 = 0.3937$$

Empleando la ecuación (6.12):

$$Y = 1 - \frac{0.41 + 0.35\beta^4}{\gamma} \left( \frac{\Delta P}{P_1} \right) = 1 - \frac{0.41 + 0.35(0.3937)^4}{1.41} \left( \frac{6670.74}{152006} \right)$$

$$Y = 0.9870$$

1ª iteración: supongo  $Re_o = 20,000$ : entonces, de la gráfica 6.1:

$$C_o = 0.61$$

Empleando la ecuación (6.13):

$$u_o = Y C_o \sqrt{\frac{2g_c(\Delta P/\rho)}{(1 - \beta^4)}} = 0.987(C_o) \sqrt{\frac{2(6670.74/0.121)}{(1 - (0.3937)^4)}}$$

$$u_o = 331.7471(C_o) = 331.7471(0.61) = 202.3657 \text{ (m/s)}$$

$$Re_o = D_{tubo} \rho / \eta = 0.02(202.3657)(0.121)/0.0087E-3$$

$$Re_o = 56290$$

por lo que la suposición fue incorrecta; con este Reynolds se obtiene un  $C_o$  que es:

$$C_o = 0.61$$

2<sup>a</sup> iteración:

$$u_o = 331.7471(C_o) = 331.7471(0.61) = 202.3657 \text{ (m/s)}$$

$$Re_o = D_{tubo} \rho / \eta = 0.02(202.3657)(0.121)/0.0087E-3$$

$$Re_o = 56290$$

por lo que se llegó a la convergencia.

Empleando la ecuación (6.9):

$$u = u_o \beta^2 = 202.3657(0.3937)^2 = 31.3666 \text{ (m/s)}$$

Empleando la ecuación (6.10):

$$Ca = u \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) = 31.3666 \left( \frac{\pi(0.0508)^2}{4} \right)$$
$$Ca = 0.0636 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

b) Flujo másico: empleando la ecuación (6.11)

$$M = Ca(\rho) = 0.0636(0.121)$$

$$M = 0.0077 \text{ (kg/s)}$$

## PROGRAMA #29

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CAUDAL29.BAS <<SALVADO COMO ASCII>>
20 REM Calcula (Ca o M) para compresibles en orificios con toma post. v.c.
30 DIM RE(100);DIM CA(100);DIM LD(100)
40 CLS
50 REM *****NUESTRA DIRECTORIO DE Cp/Cv
60 PRINT TAB(12)"DIRECTORIO DE ((Cp/Cv) a 60 grados F) EXISTENTES EN ARCHIVO:PR
INT:PRINT
70 OPEN "R", #1,"Cp-Cv"
80 FIELD #1, 20 AS K$, 50 AS G#
90 KEY (4) ON
100 ON KEY (4) GOSUB 200
110 N=9:D=1
120 FOR MDATO=0 TO N
130 GET #1, MDATO
140 K=CVS(K$)
150 IF CVS(G#)=0 THEN 220
160 PRINT:PRINT MDATO;"- ";G#
170 NEXT
180 PRINT:PRINT "Presione F4 para continuar..."
190 WHILE N<0:GOTO 200
200 D=D+9:N=N+9:CLS
210 RETURN 120
220 KEY (4) OFF
230 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Alimentar el numero del gas
(2)Alimentar otra (Cp/Cv)",OP1
240 IF (OP1<1) AND (OP1<2) THEN 230
250 ON OP1 GOTO 260,340
260 BOY=MDATO
270 PRINT:INPUT "Numero: ",MDATO
280 IF (MDATO=BOY OR MDATO<=0) THEN 270
290 IF ((INT(MDATO)-MDATO)<0) THEN 270
300 GET #1, MDATO
310 K=CVS(K$)
320 PRINT TAB(12)"Nombre del gas: ";G#:PRINT TAB(12)"(Cp/Cv) =";PRINT USING "
##.###";K
330 GOTO 370
340 PRINT:COLOR 27:PRINT TAB(20)"Actualice el archivo de (Cp/Cv)":COLOR !!
350 PRINT:INPUT "Alimente el nombre del gas: ",G#
360 INPUT "Alimente (Cp/Cv): ",K
370 KEY (4) ON
380 ON KEY (4) GOSUB 410
390 PRINT:PRINT "Presione F4 para continuar..."
400 WHILE OP=0:GOTO 410
410 RETURN 420
420 CLS
430 REM *****CALCULO DEL COEFICIENTE DE ORIFICIO
440 CAUDAL29=1
450 PRINT:INPUT "Alimente: la caída de presión medida (N/m2) ",DP
460 INPUT "Alimente: la presión en la toma antes del orificio (N/m2) ",P1
470 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m3) ",DEN
480 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
490 RE(1)=20000

```

```

500 N=1
510 CHAIN "CAUDAL26",50,ALL
520 IF N=1 THEN 530 ELSE 540
530 PRINT:COLOR 27:PRINT "Iterando...":COLOR 11
540 CD(N)=CD
550 Y=1-(1.41+.35*BETA^4)/K*(CD/P11)
560 UD(N)=Y*CD(N)*(2*DP/DEN/(1-DETA^4))^.5
570 RE(N+1)=DO*UD(N)*DEN/(VIS*10^-3)
580 IF ABS(RE(N+1)-RE(N))<.1 THEN 630 ELSE 590
590 IF N=100 THEN 610
600 N=N+1:GOTO 510
610 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "No se encontro convergencia en 100 iteraciones."
620 GOTO 710
630 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "Convergencia!!!"
640 U=UD(N)*(DO/D)^2
650 CA=U*3.1416*(D/2)^2*M=CA/DEN
660 PRINT:PRINT TAB(15) "Gas: ";G
670 PRINT TAB(15) "El caudal es: "Q;" (m3/s)"
680 PRINT TAB(15) "El flujo masico es: "M;" (kg/s)"
690 PRINT TAB(15) "El coeficiente de descarga es: "CD
700 CLOSE #1
710 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #29

DIRECTORIO DE [(Cp/Cv) a 60 grados F] EXISTENTES EN ARCHIVO

1.- Acetileno

2.- Aire

3.- Amoniaco

4.- Argon

5.- Benceno

6.- Isobutano

7.- N-butano

8.- Isobutileno

9.- Butileno

Presione F4 para continuar...

37.- Vapor de Agua

Seleccione: (1)Alimentar el numero del gas  
(2)Alimentar otra (Cp/Cv) i

Numero: 21

Nombre del gas: Hidrogeno  
(Cp/Cv) = 1.410

Presione F4 para continuar...

Alimente: la caída de presión medida (G/m<sup>2</sup>) 6670.74  
Alimente: la presión en la toña antes del orificio (N/m<sup>2</sup>) 152006  
Alimente: la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 0.121  
Alimente: la viscosidad del fluido (cps) 0.0087

Alimente: el diámetro interno de la tubería (m) 0.0508  
Alimente: el diámetro del orificio (m) 0.02

Iterando...

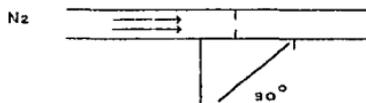
Convergencia!!!

Gas: Hidrogeno  
El caudal es: 6.357377E-02 (m<sup>3</sup>/s)  
El flujo masico es: 7.692426E-03 (kg/s)  
El coeficiente de descarga es: .61

Trabajo Concluido

## PROBLEMAS PROPUESTOS

Por una tubería de 3 (in) de diámetro interno en la que se ha instalado una placa de orificio circular nitrógeno a una temperatura de  $35^{\circ}\text{C}$  y una presión de 200 (kPa). El manómetro diferencial con tomas en las bridas marca una distancia de 8 (cm), siendo el fluido de medición mercurio, a un ángulo de  $30^{\circ}$  de la horizontal. Si el orificio tiene un diámetro de 1.5 (cm), calcule: a) el caudal, b) el flujo másico y c) el coeficiente de descarga.



a) Caudal:

$$C_a = 7.5707E-3 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

b) Flujo másico:

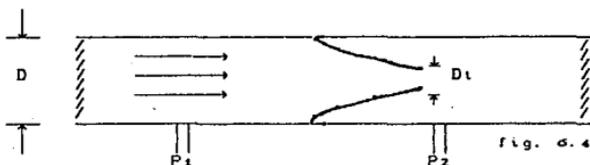
$$M = 1.6148E-2 \text{ (kg/s)}$$

c) Coeficiente de descarga:

$$C_o = 0.6100$$

### 6.3.2 Toberas y venturímetros:

La tobera (figura 6.4) es similar al orificio pero tiene una boquilla que converge en el sentido del flujo.

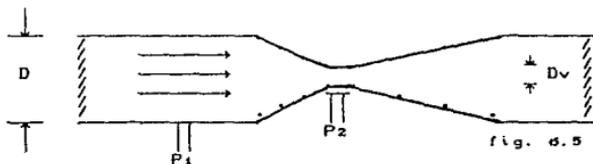


Las ecuaciones que emplea este medidor son las mismas que aquellas para orificios, pero empleando el coeficiente de descarga

para toberas ( $C_{lob}$ ) cuyos valores son función del Reynolds en la tubería como lo muestra la gráfica 6.2 [22]. La toma de presión corriente abajo debe localizarse a la salida de la tobera.

El venturímetro (figura 6.5) es el medidor más exacto y el que ocasiona las menores pérdidas de presión permanente en el sistema, y permite el manejo de 1.6 veces más flujo que un orificio.

Las ecuaciones que lo describen son, también, las mismas que las de la placa de orificio, pero empleando el coeficiente de descarga de un venturímetro, que es aproximadamente  $C_{ven} = 0.98$ . La toma de presión debe localizarse en la garganta del venturímetro.



Nota: A continuación se presenta el programa (CAUDAL30) el cual calcula el coeficiente de descarga para toberas y que será empleado por los programas (CAUDAL31) y (CAUDAL32).

Gráfica 6.2

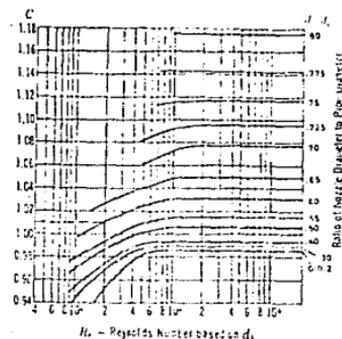
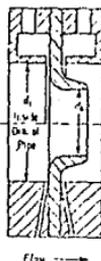
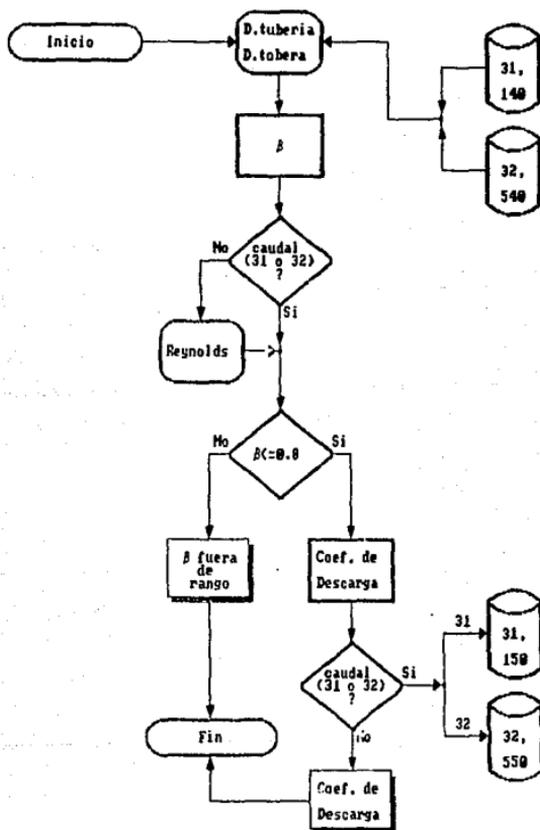


DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #30 (CAUDAL30)

Calcula el coeficiente de descarga en toberas y venturímetros



## PROGRAMA #30

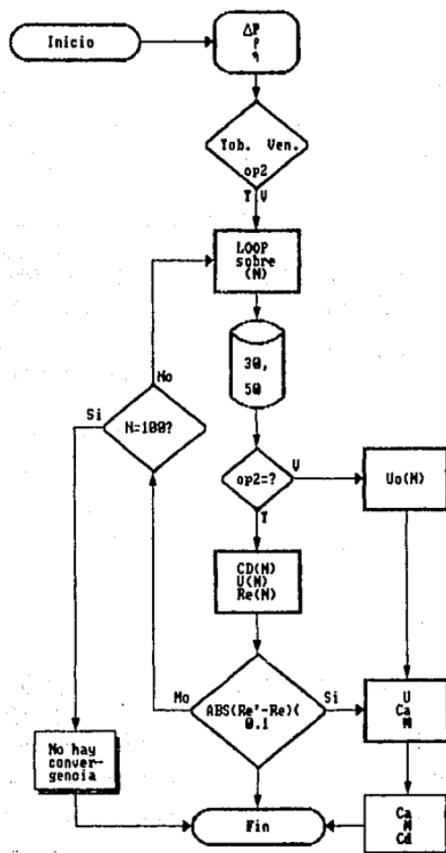
```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CAUDAL30.DMS <<SALVARLO COMO ASCII>>
20 REM Calcula el coeficiente de descarga en tuberías (reproducción de
30 REM la grafica (Cd vs ln(Re)) del Crane.
40 CLS
50 IF NDI THEN 110
60 PRINT:INPUT "Alimente: el diametro interno de la tubería (a) " ;D
70 INPUT "Alimente: el diametro de la tobera o venturímetro (a) " ;DO
80 BETA=DO/D
90 IF (CAUDAL31<>0 OR CAUDAL32<>0) THEN 110 ELSE 100
100 INPUT "Alimente: el numero de Reynolds de la tubería " ;RE
110 IF (CAUDAL31<>0 OR CAUDAL32<>0) THEN RE=RE(N)
120 X=(LOG(RE)-6)/6)
130 IF BETA<=.2 THEN 140 ELSE 150
140 CD=.45215+1.71894X-3.30265X^2+2.7429X^3-.82876X^4:GOTO 380
150 IF BETA<=.3 THEN 160 ELSE 170
160 CD=.85883+.56172X-.77701X^2+.34933X^3:GOTO 380
170 IF BETA<=.4 THEN 180 ELSE 190
180 CD=.88555+.44256X-.57569X^2+.24222X^3:GOTO 380
190 IF BETA<=.5 THEN 200 ELSE 210
200 CD=.9254+.2737X-.26918X^2+.07176X^3:GOTO 380
210 IF BETA<=.55 THEN 220 ELSE 230
220 CD=.93867+.24179X-.21717X^2+.0444X^3:GOTO 380
230 IF BETA<=.6 THEN 240 ELSE 250
240 CD=.94221+.20375X-.16421X^2+.02101X^3:GOTO 380
250 IF BETA<=.65 THEN 260 ELSE 270
260 CD=.97335+.21378X-.17348X^2+.02993X^3:GOTO 380
270 IF BETA<=.7 THEN 280 ELSE 290
280 CD=.97067+.24295X-.08451X^2-.06189X^3:GOTO 380
290 IF BETA<=.75 THEN 300 ELSE 370
300 CD=.99406+.26118X-.16817X^2:GOTO 380
310 IF BETA<=.75 THEN 320 ELSE 330
320 CD=1.10113+.02045X:GOTO 380
330 IF BETA<=.775 THEN 340 ELSE 350
340 CD=1.142:GOTO 380
350 IF BETA<=.8 THEN 360 ELSE 370
360 CD=1.175:GOTO 380
370 PRINT:PRINT "El valor de Beta: ";BETA;" está fuera del rango de las ecuacion
es.":GOTO 400
380 IF CAUDAL31<>0 THEN 420
390 IF CAUDAL32<>0 THEN 430
400 PRINT:PRINT TAB(15) "El coeficiente de descarga es: ";CD
410 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
420 CHAIN "CAUDAL31",150,ALL
430 CHAIN "CAUDAL32",550,ALL

```

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #31 (CAUDAL31)

Calcula el caudal y el flujo másico empleando un venturímetro o una tobera para fluidos incompresibles



PROBLEMA HECHO A MANO

Una tobera se instala en una tubería de 3 (in) Cd 40 para medir el caudal de un aceite. La tobera es de 2 (in) de diámetro interno en su sección menor y la caída de presión en el manómetro en forma de U es de 10 (cm) de Hg. Calcule: a) el caudal y b) el flujo másico.

Datos:

$$\eta = 38 \text{ (cps)} \quad \rho = 870 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$D = 3.068 \text{ (in)} = 0.07793 \text{ (m)}$$

$$D_{\text{tob}} = 2 \text{ (in)} = 0.0508 \text{ (m)}$$

Solución:

a) Caudal:

$$\Delta P = 0.1(13600 - 870)9.81 = 12488.13 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$\beta = 0.0508/0.07793 = 0.6519$$

suponiendo  $Re = 100,000$ , entonces:

$$C_{\text{tob}} = 1.05$$

Empleando la ecuación (6.13), pero con  $C_{\text{tob}}$ :

$$u_{\text{tob}} = C_{\text{tob}} \sqrt{\frac{2g_c(\Delta P/\rho)}{(1 - \beta^4)}} = C_{\text{tob}} \sqrt{\frac{2(12488.13/870)}{(1 - (0.6519)^4)}}$$

$$u_{\text{tob}} = 5.9191(C_{\text{tob}}) = 5.9191(1.05) = 6.2151 \text{ (m/s)}$$

Como las curvas de  $C_{\text{tob}}$  están en función del Reynolds en la tubería, tenemos, empleando la ecuación (6.9):

$$u = u_{\text{tob}}(\beta)^2 = 6.2151(0.6519)^2 = 2.6013 \text{ (m/s)}$$

$$Re = Du\rho/\eta = 0.07793(2.6013)(870)/38E-3$$

$$Re = 4641.14$$

por lo que la suposición fue incorrecta; con este Reynolds se obtiene un  $C_{\text{tob}}$  (de la gráfica 6.2) que es:

$$C_{\text{tob}} \cong 1$$

$$u_{lob} = 5.9191(1) = 5.9191 \text{ (m/s)}$$

$$u = u_{lob}(\beta)^2 = 5.919(0.6519)^2 = 2.5155 \text{ (m/s)}$$

$$Re = Dup/\eta = 0.07793(2.5155)(870)/38E-3$$

$$Re = 4488.1$$

ya no se hace otra iteración, entonces: empleando la ecuación (6.10):

$$Ca = u \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) = 2.5155 \left( \frac{\pi (0.0779)^2}{4} \right)$$
$$Ca = 0.0120 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

b) Flujo másico: empleando la ecuación (6.11)

$$M = Ca(\rho) = 0.0120(870)$$

$$M = 10.4306 \text{ (kg/s)}$$

## PROGRAMA #31

```

10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO:CAUDAL31.BMG <<SALVAVLD COMO ABC11>>
20 REN Calcula el caudal/flujo masico en toberas y venturímetros
30 REN para incompresibles con toma post. en garganta.
40 DIM RE(100):DIM UD(100):DIM CD(100)
50 CAUDAL31=1
60 CLS
70 PRINT:INPUT "Alimente: la caída de presión medida (N/m2) ",DP
80 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m3) ",DEN
90 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
100 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Tobera
                (2)Venturímetro ",OP2
110 IF (OP2<>1 AND OP2<>2) THEN 100
120 RE(1)=100000:
130 N=1
140 CHAIN "caudal30",50,ALL
150 ON OP2 GOTO 160,330
160 IF N=1 THEN 170 ELSE 180
170 PRINT:COLOR 7: PRINT "Iterando...":COLOR 11
180 CD(N)=CD
190 UD(N)=(CD*DEN)*(2*DP/DEN*(1-BETA^4))^.5
195 U(N)=UD(N)*(DD/D)^2
200 RE(N)=Q*U(N)*DEN/(VIS*10^-3)
210 IF ABS(RE(N+1)-RE(N))<1 THEN 260 ELSE 220
220 IF N=100 THEN 240
230 N=N+1:GOTO 140
240 PRINT: SOUND 3700,3:PRINT "No se encontro convergencia en 100 iteraciones."
250 GOTO 320
260 PRINT: SOUND 3700,3:PRINT "Convergencia!!!"
280 CA=U(N)*3.1416*(D/2)^2*N*DEN
290 PRINT:PRINT TAB(15) "El caudal es: "CA;" (m3/s)"
300 PRINT TAB(15) "El flujo masico es: "M;" (kg/s)"
305 ON OP2 GOTO 310,315
310 PRINT TAB(15) "El coeficiente de descarga es: "CD:GOTO 320
315 PRINT TAB(15) "El coeficiente de descarga es: 0.98"
320 PRINT:PRINT TAB(130) "Trabajo Concluido":END
330 UD(N)=.98*(2*DP/DEN*(1-BETA^4))^.5:U(N)=UD(N)*(DD/D)^2
340 GOTO 280

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #31

Alimente: la caída de presión medida (N/m<sup>2</sup>) 12486.13  
Alimente: la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 870  
Alimente: la viscosidad del fluido (cps) 38

Selección: (1)Tobera  
(2)Venturímetro 1

Alimente: el diámetro interno de la tubería (m) 0.0779272  
Alimente: el diámetro de la tobera o venturímetro (m) 0.0508

Iterando...

Convergencia!!!

El caudal es: 1.183253E-02 (m<sup>3</sup>/s)  
El flujo másico es: 10.2943 (kg/s)  
El coeficiente de descarga es: .9862921

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

En una tubería de 0.3 (m) de diámetro interno se halla instalado un venturímetro para medir el caudal de agua a 20°C que está circulando, la caída de presión registrada por el manómetro de mercurio con toma en la garganta (diámetro interno de garganta = 0.15 (m)) es de 7260 (Pa). Calcule: a) el caudal y b) el gasto másico.

a) Caudal:

$$Q_a = 6.821E-2 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

b) Flujo másico:

$$H = 68.094 \text{ (kg/s)}$$

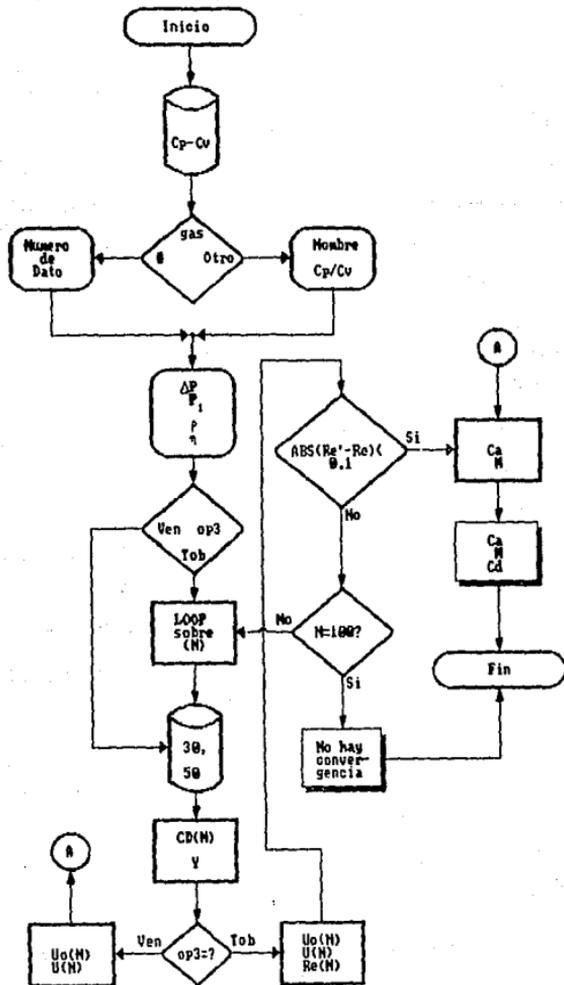
Cuando se trabaja con fluidos compresibles, y se supone comportamiento ideal, se introduce el factor de expansión para toberas o venturímetros, que se define como:

$$Y = \sqrt{\frac{1 - \beta^4}{1 - \beta^4 (P_2/P_1)^{2/\gamma}} \frac{\gamma}{\gamma - 1} \frac{(P_2/P_1)^{2/\gamma} - (P_2/P_1)^{(\gamma+1)/\gamma}}{1 - (P_2/P_1)}} \quad (6.14)$$

la ecuación (6.14) junto con las (6.9), (6.10), (6.11) y (6.13) permite calcular los gastos volumétrico y másico para un fluido compresible.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #32 (CAUDAL32)

Calcula el caudal y el flujo másico empleando un venturímetro o una tobera para fluidos compresibles



PROBLEMA HECHO A MANO

Una corriente de nitrógeno seco a 20°C y 710 (mm Hg) de presión, fluye a través de una tubería de 4 (in) de diámetro interno con un caudal constante. Para medir este caudal se dispone de un venturímetro con una garganta de 1.3 (in) de diámetro interno; el manómetro en U instalado con toma en la garganta indica una caída de presión de 0.12 (kgf/cm<sup>2</sup>). Calcule: a) el caudal y b) el flujo másico de nitrógeno.

Datos:

$$\eta = 0.0175 \text{ (cps)} \quad \rho = 1.088 \text{ (kg/m}^3\text{)} \quad \gamma = 1.4$$

$$D = 4 \text{ (in)} = 0.1016 \text{ (m)}$$

$$D_{ven} = 1.3 \text{ (in)} = 0.03302 \text{ (m)}$$

Solución:

a) Caudal:

$$\Delta P = 0.12 \text{ (kgf/cm}^2\text{)} = 0.12(100)^2(9.81) = 11772 \text{ (Pa)}$$

$$P_1 = 710 \text{ (mm Hg)} = (710/760)(1.033)(100)^2(9.81) = 94670.38 \text{ (Pa)}$$

$$P_2 = 94670.38 - 11772 = 82898.38 \text{ (Pa)}$$

$$P_2/P_1 = 82898.38/94670.38 = 0.876$$

$$\beta = 0.03302/0.1016 = 0.325$$

empleando la ecuación (6.14):

$$Y = \sqrt{\frac{1 - \beta^4}{1 - \beta^4 (P_2/P_1)^{2/\gamma}} \frac{\gamma}{\gamma - 1} \frac{(P_2/P_1)^{2/\gamma} - (P_2/P_1)^{(\gamma+1)/\gamma}}{1 - (P_2/P_1)}}$$

$$Y = \sqrt{\frac{1 - (0.325)^4}{1 - (0.325)^4 (0.876)^{2/1.4}} \frac{1.4}{0.4} \frac{(0.876)^{2/1.4} - (0.876)^{2.4/1.4}}{1 - (0.876)}}$$

$$Y = \sqrt{\frac{0.9888}{0.9908} (3.5) \frac{0.0307}{0.1240}} = 0.9299$$

Empleando la ecuación (6.13), pero con  $C_{ven}$ :

$$u_{ven} = Y C_{ven} \sqrt{\frac{2g_c(\Delta P/\rho)}{(1 - \beta^4)}} = 0.9299(0.98) \sqrt{\frac{2(11772/1.088)}{(1 - (0.325)^4)}}$$

$$u_{ven} = 134.8107 \text{ (m/s)}$$

empleando la ecuación (6.9):

$$u = u_{ven}\beta^2 = 134.8107(0.325)^2 = 14.2394 \text{ (m/s)}$$

empleando la ecuación (6.10):

$$C_a = u \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) = 14.2394 \left( \frac{\pi(0.1016)^2}{4} \right)$$

$$C_a = \underline{0.1154 \text{ (m}^3\text{/s)}}$$

b) Flujo másico: empleando la ecuación (6.11)

$$M = C_a(\rho) = 0.1154(1.088)$$

$$M = \underline{0.1256 \text{ (kg/s)}}$$

## PROGRAMA #32

```

10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO:CAUDAL32.BAS <<SALVADO COMO ASCII>>
20 REN Calcula (Ca o H) para compresibles en toberas y venturímetros
30 REN con toma posterior en manometra
40 DIM RE(100):$IN CD(100):$IN LD(100)
50 CLS
60 REM *****MUESTRA DIRECTORIO DE Cp/Cv
70 PRINT TAB(12)"DIRECTORIO DE ((Cp/Cv) a 60 grados F) EXISTENTES EN ARCHIVO:PR
INT:PRINT
80 OPEN "R",#1,"Cp-Cv"
90 FIELD #1, 20 AS K$, 50 AS B$
100 KEY (4) ON
110 ON KEY (4) GOSUB 210
120 B=$1-D
130 FOR NDATO=0 TO M
140 GET #1, NDATO
150 K=CVS(K$)
160 IF CVS(B$)=0 THEN 230
170 PRINT:PRINT NDATO;"- ";B$
180 NEXT
190 PRINT:PRINT "Presione F4 para continuar..."
200 WHILE (K)=0:MENU
210 D=D+1:M=M+1:CLS
220 RETURN 130
230 KEY (4) OFF
240 PRINT:INPUT "Seleccione: (1)Alimentar el numero del gas
(2)Alimentar otra (Cp/Cv) ",OP1
250 IF (OP1<1) AND (OP1<2) THEN 240
260 ON OP1 GOTO 270,350
270 B0Y=NDATO
280 PRINT:INPUT "Numero: ",NDATO
290 IF (NDATO=B0Y OR NDATO<=0) THEN 280
300 IF ((INT(NDATO)-NDATO)<0) THEN 280
310 GET #1, NDATO
320 K=CVS(K$)
330 PRINT TAB(12)"Nombre del gas: ";B$:PRINT TAB(12)"(Cp/Cv) =";PRINT USING "
##.###"K
340 GOTO 380
350 PRINT:COLOR 27:PRINT TAB(20)"Actualice el archivo de (Cp/Cv)":COLOR 11
360 PRINT:INPUT "Alimente el nombre del gas: ",B$
370 INPUT "Alimente (Cp/Cv): ",K
380 KEY (4) ON
390 ON KEY (4) GOSUB 420
400 PRINT:PRINT "Presione F4 para continuar..."
410 WHILE (P)=0:MENU
420 RETURN 430
430 CLS
440 REM *****CALCULO DEL COEFICIENTE DE ORIFICIO
450 CAUDAL32=1
460 PRINT:INPUT "Alimente: la caída de presión medida (N/m^2) ",DP
470 INPUT "Alimente: la presión en la toma antes del orificio (N/m^2) ",P1
480 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m^3) ",DEN
490 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
500 PRINT:INPUT "Seleccione: (1)Tobera
(2)Venturímetro ",OP3

```

```

510 IF (OP3<1 AND OP3<2) THEN 500
520 RE(1)=100000!
530 N=1
540 CHAIN "CAUDAL30",50,ALL
550 ON OP3 GOTO 560,590
560 IF N=1 THEN 570 ELSE 580
570 PRINT:COLOR 27:PRINT "Iterando...":COLOR 11
580 CD(N)=CD
590 Z=(P1-OP1)/P1
600 Y=((1-BETA^4)/(1-BETA^4+Z^(2/K))+K/(K-1))*(Z^(2/K)-Z^(K+1)/K)/(1-Z)^.5
610 IF OP3=2 THEN 780
620 UD(N)=Y*CD(N)*(2*DP/DEN/(1-BETA^4))^.5
625 U(N)=UD(N)*(DD/D)^2
630 RE(N+1)=D*U(N)*DEN/(V15*10^-3)
640 IF ABS(RE(N+1)-RE(N))<.1 THEN 690 ELSE 650
650 IF N=100 THEN 670
660 N=N+1:GOTO 540
670 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "No se encontro convergencia en 100 iteraciones."
680 GOTO 770
690 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "Convergencia!!!"
700 U(N)=UD(N)*(DD/D)^2
710 CA=U(N)*3.1416*(D/2)^2*H=CA/DEN
720 PRINT:PRINT TAB(15) "Bas: ";G$
730 PRINT TAB(15) "El caudal es: "iCA;" (m3/s)"
740 PRINT TAB(15) "El flujo masico es: "iM;" (kg/s)"
745 ON OP3 GOTO 750,755
750 PRINT TAB(15) "El coeficiente de descarga es: "iCD:GOTO 760
755 PRINT TAB(15) "El coeficiente de descarga es: 0.98"
760 CLOSE #1
770 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
780 UD(N)=Y*.98*(2*DP/DEN/(1-BETA^4))^.5
790 GOTO 700

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #32

DIRECTORIO DE ((Cp/Cv) a 60 grados F) EXISTENTES EN ARCHIVO

1.- Acetileno

2.- Aire

3.- Amoniaco

4.- Argon

5.- Benceno

6.- Isobutano

7.- N-butano

8.- Isobutileno

9.- Butileno

Presione F4 para continuar...

37.- Vapor de Agua

Seleccione: (1) Alimentar el numero del gas  
(2) Alimentar otra (Cp/Cv) 1

Numero: 27  
Nombre del gas: Nitrogeno  
(Cp/Cv) = 1.400

Presione F4 para continuar...

Alimente: la caída de presión medida (O/a^2) 11772  
Alimente: la presión en la toma antes del orificio (O/a^2) 94670.38  
Alimente: la densidad del fluido (kg/m^3) 1.098  
Alimente: la viscosidad del fluido (cps) 0.0175

Seleccione: (1) Tobera  
(2) Venturímetro 2

Alimente: el diámetro interno de la tubería (a) 0.1016  
Alimente: el diámetro de la tobera o venturímetro (a) 0.03302

Gas: Nitrogeno  
El caudal es: .1154703 (m^3/s)  
El flujo masico es: .1256317 (kg/s)  
El coeficiente de descarga es: 0.98

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Una corriente de nitrógeno seco a  $20^{\circ}\text{C}$  y  $100\text{ kPa}$  de presión, fluye a través de una tubería de  $0.15\text{ m}$  de diámetro interno con un caudal constante. Para medir este caudal se dispone de una tobera de  $0.08\text{ m}$  de diámetro interno en su sección menor; el manómetro en U instalado con toma en la salida de la tobera indica una caída de presión de  $15\text{ kPa}$ . Calcule: a) el caudal, b) el flujo másico y c) el coeficiente de descarga.

a) Caudal:

$$C_a = 0.8338\text{ (m}^3/\text{s)}$$

b) Flujo másico:

$$H = 0.8405\text{ (kg/s)}$$

c) Coeficiente de descarga:

$$C_o = 1.0154$$

Nomenclatura del capítulo VI:

$A_v$  = área de la vena contracta ( $m^2$ ).

$A_o$  = área del orificio ( $m^2$ ).

$Ca$  = caudal que circula por la tubería ( $m^3/s$ ).

$C_d$  = coeficiente de descarga de tanques (adimensional).

$C_o$  = coeficiente de descarga de orificio (adimensional).

$C_{tob}$  = coeficiente de descarga de tobera (adimensional).

$C_v$  = coeficiente de reducción de velocidad (adimensional).

$C_{ven}$  = coeficiente de descarga de venturímetro (adimensional).

$D$  = diámetro interno de la tubería (m).

$D_o$  = diámetro interno del orificio (m).

$D_{tob}$  = diámetro interno de la tobera (m).

$D_v$  = diámetro de la vena contracta (m).

$D_{ven}$  = diámetro interno del venturímetro (m).

$\Delta P$  = caída de presión (Pa).

$f$  = factor de fricción de Darcy (adimensional).

$\frac{\Sigma}{M}$  = pérdidas de energía por rozamiento (J/kg).

$g$  = aceleración de la gravedad =  $9.81$  ( $m/s^2$ ).

$g_c$  = factor de conversión universal que depende de las unidades elegidas para el resto de las variables.

$h$  = altura entre el nivel libre del líquido y el orificio (m).

$K_c$  = coeficiente de contracción (adimensional).

$L$  = longitud de tubería recta entre los puntos considerados (m).

$L_{eq}$  = longitud equivalente de la línea (m).

$M$  = flujo másico (kg/s).

$P_1$  = presión en el punto 1 (Pa).

$P_2$  = presión en el punto 2 (Pa).

$Re$  = número de Reynolds en la tubería (adimensional).

$Re_o$  = número de Reynolds en el orificio (adimensional).

$u$  = velocidad media del fluido en la tubería (m/s).

$u_o$  = velocidad en el orificio (m/s).

$u_{tob}$  = velocidad en la tobera (m/s).

$u_v$  = velocidad del fluido en la vena contracta (m/s).

$u_{ven}$  = velocidad en el venturímetro (m/s).

$x$  = distancia a la que llega el chorro de líquido (m).

$y$  = altura entre el orificio y el fondo del tanque (m).

$Y$  = coeficiente de expansión (adimensional).

$\beta = D_o/D$  (adimensional).

$\rho =$  densidad del fluido ( $\text{kg/m}^3$ ).

$\eta =$  viscosidad del fluido ( $\text{kg/m s}$ ).

## VII

# FLUJO EN CANALES Y ALCANTARILLAS

### 7.1 Introducción:

En el caso más general, los canales abiertos transportan agua y tienen forma rectangular o trapezoidal, además, son de gran longitud y tienen pendiente y sección constantes; este capítulo comienza por el cálculo de los diversos problemas que pueden presentar. Un apartado importante que también se tratará en este capítulo es el de alcantarillas y vertederos de distintas geometrías.

### 7.2 Flujo en canales rectangulares y trapezoidales:

Aplicando la ecuación de Bernoulli entre dos puntos de un canal se llega a la siguiente relación: (despreciando el cambio de energía cinética)

$$-\frac{\Sigma F}{M} = \Delta Z \left( \frac{g}{gc} \right) \quad (7.1)$$

En esta ecuación se observa que las pérdidas por fricción consumen toda la energía potencial. Empleando la ecuación de Darcy:

$$-\frac{\Sigma F}{M} = f \left( \frac{u^2}{2gc} \right) \left( \frac{L}{D_o} \right) \quad (7.2)$$

$$D_o = 4r_H \quad (7.3)$$

$$r_H = A/P \quad (7.4)$$

para el cálculo de la velocidad en un canal la ecuación de Chezy resulta más sencilla de aplicar que la de Darcy:

$$u = C \sqrt{r_H m} \quad (7.5)$$

$$C_a = A r C \sqrt{r_H m} \quad (7.6)$$

El cálculo del coeficiente (C) puede hacerse mediante las fórmulas de:

Manning: 
$$C_M = \left(\frac{1}{n}\right) r_H^{(1/6)} \quad (7.7)$$

Bazin: 
$$C_B = \frac{87}{1 + \frac{\gamma}{(r_H)^{0.5}}} \quad (7.8)$$

La forma de los canales se muestra en las figuras 7.1 y 7.2.

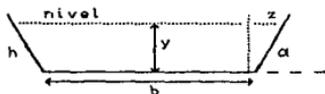


fig. 7.1  
Canal Trapezoidal

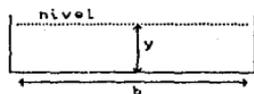


fig. 7.2  
Canal Rectangular

Existen tres tipos de problemas importantes que pueden presentarse:

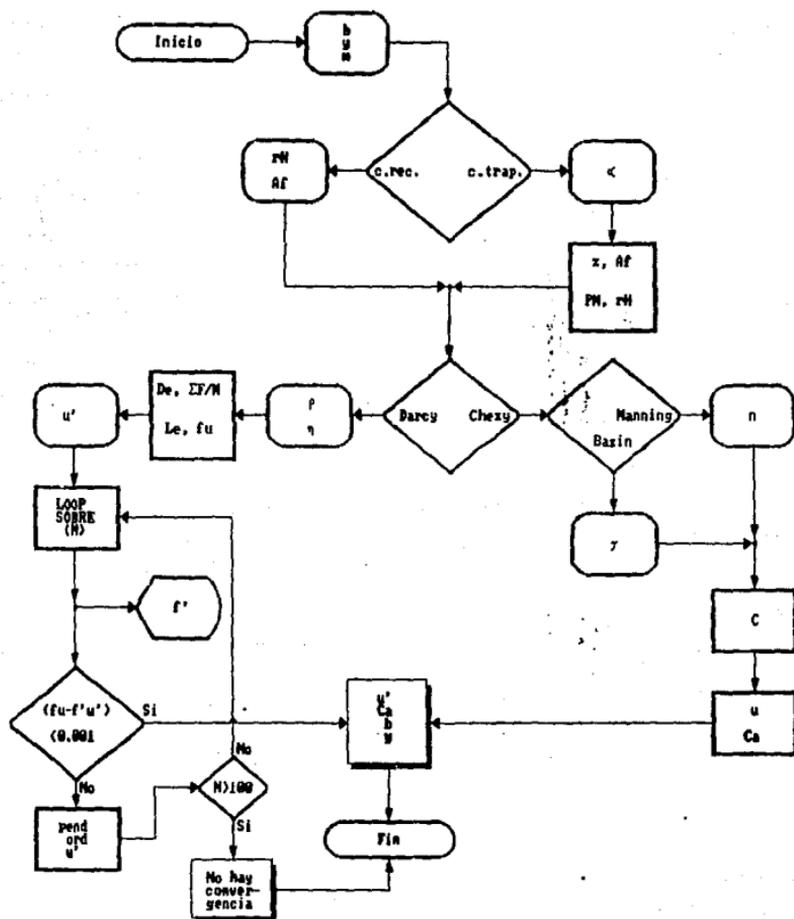
Tipo 1: Cálculo de la velocidad y caudal para una pendiente y sección dadas.

Tipo 2: Cálculo del ancho del fondo y área de flujo para un caudal, tirante y pendiente conocidos.

Tipo 3: Cálculo de la pendiente requerida para un caudal y área de flujo conocidos.

Nota: Los programas que se presentan a continuación: (CANAL33), (CANAL34) y (CANAL35) resuelven estos tipos de problemas.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #33 (CANAL33)  
 Calcula la velocidad y el caudal para una pendiente y  
 y sección dadas



PROBLEMA HECHO A MANO

¿Cuál será la velocidad y el caudal con que se desplaza el agua a 20°C en un canal rectangular de concreto de 1 (m) de ancho y con una pendiente de 0.01 (m/m) si el tirante es de 0.5 (m)? . Emplee los coeficientes de: a) Bazin y b) Manning.

Datos:

$$b = 1 \text{ (m)} \quad y = 0.5 \text{ (m)} \quad m = 0.01 \text{ (m/m)}$$

Solución:

Radio hidráulico:

$$A = b \cdot y = 1 \cdot 0.5 = 0.5 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$PM = 2y + b = 2(0.5) + 1 = 2 \text{ (m)}$$

$$r_H = 0.5/2 = 0.25 \text{ (m)}$$

a) Coef. de Bazin: con  $\gamma = 0.11 \rightarrow$  concreto.

empleando la ecuación (7.8):

$$C_B = \frac{87}{1 + \frac{0.11}{(0.25)^{0.5}}} = 71.3115$$

empleando la ecuación (7.5):

$$u = 71.3115 \sqrt{0.25(0.01)} = 3.5656 \text{ (m/s)}$$

$$C_a = uA = 3.5656(0.5)$$

$$C_a = 1.7828 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

b) Coef. de Manning: con  $n = 0.012 \rightarrow$  concreto.

empleando la ecuación (7.7):

$$C_M = \left[ \frac{1}{0.012} \right] (0.25)^{4/6} = 66.1417$$

empleando la ecuación (7.5):

$$u = 66.1417 \sqrt{0.25(0.01)} = 3.3071 \text{ (m/s)}$$

$$C_a = uA = 3.3071(0.5)$$

$$C_a = 1.6535 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CANAL33.BAS
20 REM Calcula la velocidad/caudal que hay en canales rectangulares o
30 REM trapezoidales si se conocen: pendiente, tirante y ancho.
40 DIM U(102):DIM FLUZP(102):DIM RE(102):DIM F(102):DIM DELTA(102):DIM ORD(102):D
IN PEND(102)
50 CLS
60 PRINT:INPUT "Alimente: el ancho del fondo del canal (a) ",BC
70 INPUT "Alimente: el tirante del canal (a) ",Y
80 INPUT "Alimente: la pendiente del canal (a/m) ",M
90 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Canal rectangular
+BC:R#=#F/PH (2)Canal trapezoidal ",OP11
100 IF (OP1(1) AND OP1(2)) THEN 90
110 ON OP11 GOTO 120,130
120 RH=BC*Y/(BC+2*Y):AF=BC*Y:GOTO 150
130 PRINT:INPUT "Alimente: el angulo alfa del trapecio (grados) ",ALFA
140 ALFAR=ALFA*.3,1416/180:Z=Y/TAN(ALFAR):AF=(BC+Z)*Y:MIP=Y/(SIN(ALFAR)):PH=2*HIP
+BC:RH=#F/PH
150 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Darcy
(2)Chezy ",OP1
160 IF (OP1(1) AND OP1(2)) THEN 150
170 ON OP1 GOTO 180,430
180 REM ++++++DARCY
190 PRINT:INPUT "Alimente: la densidad del agua (kg/m3) ",DEN
200 INPUT "Alimente: la viscosidad del agua (cps) ",VIS
210 DE=4*PH
220 DI=1000*H
230 SF=DI*9.810001:LE=1000
240 FLZ=2*DE*SF/LE
250 PRINT:INPUT "Buzonga una velocidad de flujo (m/s) ",U(2)
260 U(1)=U(2)/10
270 FOR M=1 TO 100
280 GOSUB 2000
290 IF M=1 THEN 310
300 PRINT:COLOR 27:PRINT "Iterando...":COLOR 11
310 FLZP(M)=F(M)*U(M)2
320 DELTA(M)=(FLZ-FLZP(M))
330 IF M=1 THEN 380
340 IF ABS(DELTA(M))<.001 THEN 400
350 PEND(M)=(DELTA(M)-DELTA(M-1))/(U(M)-U(M-1))
360 ORD(M)=DELTA(M)-PEND(M)*U(M)
GOTO U(M+1)=ORD(M)/PEND(M)
380 NEXT
390 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "No se encontro convergencia despues de 100 iteraci
ones."GOTO 1050
400 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "Convergencia!!!":U=U(M):CA=U*AF:GOTO 410
410 PRINT:PRINT TAB(15) "Numero de iteraciones: ",M
420 GOTO 1000
430 REM ++++++CHEZY
440 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Coef. de Manning
(2)Coef. de Bazin ",OP2
450 FOR M=1 TO OP2
460 READ M:(OP2)
470 NEXT
480 PRINT:PRINT "Alimente: el numero de ",M:(OP2):INPUT " ",MUM
490 PRINT
500 DATA Manning,Bazin
510 ON OP2 GOTO 520,530
520 C=1/MUM*RH1/6:GOTO 540
530 C=.877/(1+MUM/RH1/6).5)
540 U=C*(RHM)2/3
550 CA=U*AF:GOTO 1000
1000 REM ++++++OUT PUT
1010 PRINT TAB(15) "Velocidad del flujo: "U;" (m/s)"
1020 PRINT TAB(15) "Caudal: "CA;" (m3/s)"
1030 PRINT TAB(15) "Ancho del canal: "BC;" (m)"
1040 PRINT TAB(15) "Tirante: "Y;" (m)"
1050 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
2000 REM ++++++REYNOLDS Y FD
2010 RE(M)=DE*U(M)*DEN/(VIS*10-3):RE=RE(M)
2020 IF RE<2100 THEN 2040
2030 IF RE<2100 THEN 2060
2040 F=64/RE
2050 GOTO 2120
2060 IF M=1 THEN 2080
2070 PRINT:INPUT "Alimente: la rugosidad relativa (e/D) ",ED
2080 A=-2*LOGS(ED/3.7+12/RE)/2.302814
2090 B=-2*LOGS(ED/3.7+2.51*(A/RE))/2.302814
2100 C=-2*LOGS(ED/3.7+2.51*(A/RE))/2.302814
2110 F=(A-(B-A)*2/(C-2*B*A))-2
2120 RE(M)=RE:F(M)=F
2130 RETURN

```

## CORRIDA DEL PROGRAMA #33

Alimente: el ancho del fondo del canal (m) 1  
Alimente: el tirante del canal (m) 0.5  
Alimente: la pendiente del canal (m/m) 0.01

4

Selecciones: (1)Canal rectangular  
(2)Canal trapecoidal 1

Selecciones: (1)Darcy  
(2)Chezy 2

Selecciones: (1)Coef. de Manning  
(2)Coef. de Bazin 2

Alimente: el numero de Bazin 0.11

Velocidad del flujo: 3.565574 (m/s)  
Caudal: 1.782787 (m<sup>3</sup>/s)  
Ancho del canal: 1 (m)  
Tirante: .5 (m)

Trabajo Concluido

Alimente: el ancho del fondo del canal (m) 1  
Alimente: el tirante del canal (m) 0.5  
Alimente: la pendiente del canal (m/m) 0.01

Selecciones: (1)Canal rectangular  
(2)Canal trapecoidal 1

Selecciones: (1)Darcy  
(2)Chezy 2

Selecciones: (1)Coef. de Manning  
(2)Coef. de Bazin 1

Alimente: el numero de Manning 0.012

Velocidad del flujo: 3.307086 (m/s)  
Caudal: 1.653543 (m<sup>3</sup>/s)  
Ancho del canal: 1 (m)  
Tirante: .5 (m)

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

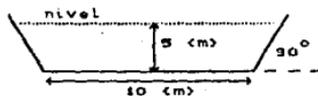
1.- Realizar el problema anterior pero empleando la ecuación de Darcy. Utilice  $(\epsilon/D) = 0.00035$

$$u = 3.534606 \text{ (m/s)}$$

$$Ca = 1.767303 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

2.- Calcule el caudal y la velocidad con que se desplaza el agua en un canal de paredes de tierra en buenas condiciones como el mostrado en la figura; emplee el coeficiente de Manning.

$$m = 0.02 \text{ (m/m)}$$

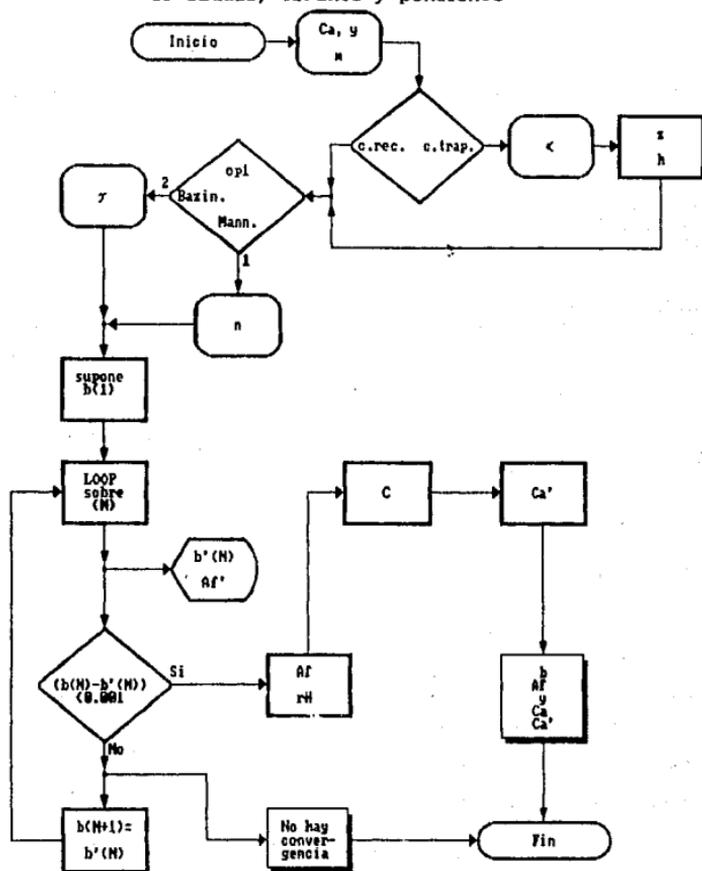


$$u = 12.05274 \text{ (m/s)}$$

$$Ca = 1124.535 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #34 (CANAL34)

Calcula el ancho del fondo y el área de flujo conociendo el caudal, tirante y pendiente



PROBLEMA HECHO A MANO

Determine el ancho y el área de flujo que debe tener un canal rectangular de tierra empleando el coeficiente de Bazin, cuando el caudal es de 132 (l/s), el tirante es de 0.3 (m) y la pendiente es de 0.01.

Datos:

$$Ca = 132 \text{ (l/s)} = 0.132 \text{ (m}^3\text{/s)} \quad y = 0.3 \text{ (m)} \quad m = 0.01 \text{ (m/m)}$$

Solución:

Radio hidráulico:

$$Ar = 0.3b$$

$$PM = 0.6 + b$$

$$rH = \frac{0.3b}{0.6 + b}$$

$$b = \frac{0.6rH}{0.3 - rH}$$

Coef. de Bazin: con  $\gamma = 1.5 \rightarrow$  tierra en buenas condiciones.

empleando la ecuación (7.8):

$$Ca = \frac{B\gamma}{1 + \frac{1.5}{(rH)^{0.6}}}$$

1<sup>er</sup> tanteo: supongo  $rH = 0.2 \text{ (m)}$

$$b = \frac{0.6(0.2)}{0.3 - 0.2} = 1.2 \text{ (m)}$$

$$Ca = 19.58, \quad Ar = 0.3(1.2) = 0.36 \text{ (m}^2\text{)}$$

empleando la ecuación (7.6):

$$Ca' = 0.36(19.58) \sqrt{0.2(0.01)} = 0.3216 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

como  $Ca' \neq Ca$  se hace otro tanteo.

2<sup>o</sup> tanteo: supongo  $rH = 0.16 \text{ (m)}$

$$b = \frac{0.6(0.16)}{0.3 - 0.16} = 0.6857 \text{ (m)}$$

$$Ca = 18.3157, \quad Ar = 0.3(0.6857) = 0.2057 \text{ (m}^2\text{)}$$

empleando la ecuación (7.6):

$$Ca' = 0.2057(18.3157) \sqrt{0.16(0.01)} = 0.1507 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

como  $Ca' \neq Ca$  se hace otro tanteo.

3<sup>er</sup> tanteo: supongo  $rH = 0.1531 \text{ (m)}$

$$b = \frac{0.6(0.1531)}{0.3 - 0.1531} = 0.6253 \text{ (m)}$$

$$Ca = 17.999 \quad Ar = 0.3(0.6253) = 0.1876 \text{ (m}^2\text{)}$$

empleando la ecuación (7.6):

$$Ca' = 0.1876(17.999) \sqrt{0.1531(0.01)} = 0.1321 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

como  $Ca' \cong Ca$  se considera concluido el proceso, entonces:

$$\underline{b = 0.6253 \text{ (m)}}$$

$$\underline{Ar = 0.1876 \text{ (m}^2\text{)}}$$

## PROGRAMA #34

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CANAL34.BAS
20 REM Calcula el (ancho/area de flujo) de canales rectangulares o trapezoidales
30 REM conociendo el caudal, tirante y pendiente, mediante Chezy.
40 DIM BCP(100):DIM BC(100):DIM AF(100):DIM PH(100):DIM RH(100)
50 CLS
60 PRINT:INPUT "Alimente: el caudal (m3/s) ",CA
70 INPUT "Alimente: el tirante (m) ",Y
80 INPUT "Alimente: la pendiente (m/m) ",M
90 PRINT:INPUT "Selecciones: (1) Canal rectangular
(2) Canal trapezoidal ",OP11
100 IF (OP1<>1 AND OP1<>2) THEN 90
110 ON OP11 GOTO 140,120
120 PRINT:INPUT "Alimente: el angulo alfa del trapecio (grados) ",ALFA
130 ALFA=ALFA*3.1416/180:Z=Y/TAN(ALFA):H1=P*Y/(5*IN(ALFA))
140 PRINT:INPUT "Selecciones: (1) Coef. de Manning
(2) Coef. de Bazin ",OP1
150 IF (OP1<>1 AND OP1<>2) THEN 140
160 FOR J=1 TO OP1
170 READ NH(OP1)
180 NEXT
190 DATA Manning Bazin
200 PRINT:PRINT "Alimente: el numero de ";NH(OP1):INPUT " ",NUM
210 REM ++++++ MANNING Y BAZIN
220 BC(1)=1
230 FOR N=1 TO 100
240 IF N=1 THEN 260
250 PRINT:COLOR 27:PRINT "Iterando..." :COLOR 11
260 ON OP1 GOSUB 2000,3000
270 IF ABS(BCP(N)-BC(N))<.001 THEN 300
280 BC(N+1)=BCP(N)
290 NEXT
300 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "Convergencia!!!":BC=BC(N)
310 ON OP11 GOTO 320,330
320 AF=BC*Y:RH=BC*Y/(BC+2*Y):GOTO 340
330 AF=AF*(N):RH=RH*(N)
340 ON OP1 GOTO 350,360
350 C=1+NUM*RH*(1/6):GOTO 370
360 C=87/(1+NUM/RH*.5)
370 CA1=C*AF*(RH*H).5:GOTO 1000
380 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "No se encontro convergencia despues de 100 iteraci
ones.":GOTO 1070
1000 REM ++++++OUT PUT
1010 PRINT:PRINT TAB(15) "Numero de iteraciones: ";M
1020 PRINT TAB(15) "Ancho del fondo del canal: ";BC1 " (m)"
1030 PRINT TAB(15) "Area de flujo: ";AF1 " (m2)"
1040 PRINT TAB(15) "Tirante: ";Y1 " (m)"
1050 PRINT TAB(15) "Caudal: ";CA1 " (m3/s)"
1060 PRINT TAB(15) "Caudal calculado: ";CA1g " (m3/s)"
1070 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
2000 REM +++SUBROUTINA DE MANNING
2010 ON OP11 GOTO 2020,2030
2020 BCP(N)=NUM*CA1/Y1.49.5*(Y-2*Y2/(BC(N)+2*Y))-.2/3:GOTO 2050
2030 AF(N)=(BC(1)+2)*Y:PH(N)=2*H1*P+BC(N):RH(N)=AF(N)/PH(N)
2040 BCP(N)=CA1/Y/(RH(N).5)*M.5:NUM=(RH(N))-.1/6-1
2050 RETURN
3000 REM +++SUBROUTINA DE BAZIN
3010 ON OP11 GOTO 3020,3030
3020 BCP(N)=(CA1/87/Y1.49.5*(Y-2*Y2/(BC(N)+2*Y))-.2/3)*5*(1+NUM/(Y-2*Y2/(BC(N)+2*Y)
1)-.5):GOTO 3050
3030 AF(N)=(BC(N)+2)*Y:PH(N)=2*H1*P+BC(N):RH(N)=AF(N)/PH(N)
3040 BCP(N)=(CA1/87/(RH(N)).5)*M.5*(1+NUM/(RH(N))-.1/6)*5*Y-2
3050 RETURN

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #34

Alimente: el caudal ( $m^3/s$ ) 0.132  
Alimente: el tirante (m) 0.3  
Alimente: la pendiente (m/m) 0.01

Seleccione: (1) Canal rectangular  
(2) Canal trapezoidal 1

Seleccione: (1) Coef. de Manning  
(2) Coef. de Bazin 2

Alimente: el numero de Bazin 1.5

Iterando...

Convergencia!!!

Numero de iteraciones: 11  
Ancho del fondo del canal: .624597 (m)  
Area de flujos: .1873791 ( $m^2$ )  
Tirante: .3 (m)  
Caudal: .132 ( $m^3/s$ )  
Caudal calculado: .131898 ( $m^3/s$ )

Trabajo Concluido

PROBLEMAS PROPUESTOS

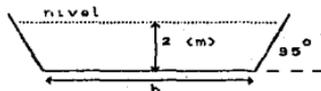
1.- Realizar el problema anterior empleando el coeficiente de Manning.

$$b = 0.4354289 \text{ (m)}$$

$$A_f = 0.1309287 \text{ (m}^2\text{)}$$

2.- Calcule el ancho del fondo y el área de flujo de un canal trapezoidal de paredes de tierra, de pendiente 0.01 (m/m) y que lleva un caudal de 100 (m<sup>3</sup>/s) teniendo un tirante de 2 (m).

$$m = 0.01 \text{ (m/m)}$$

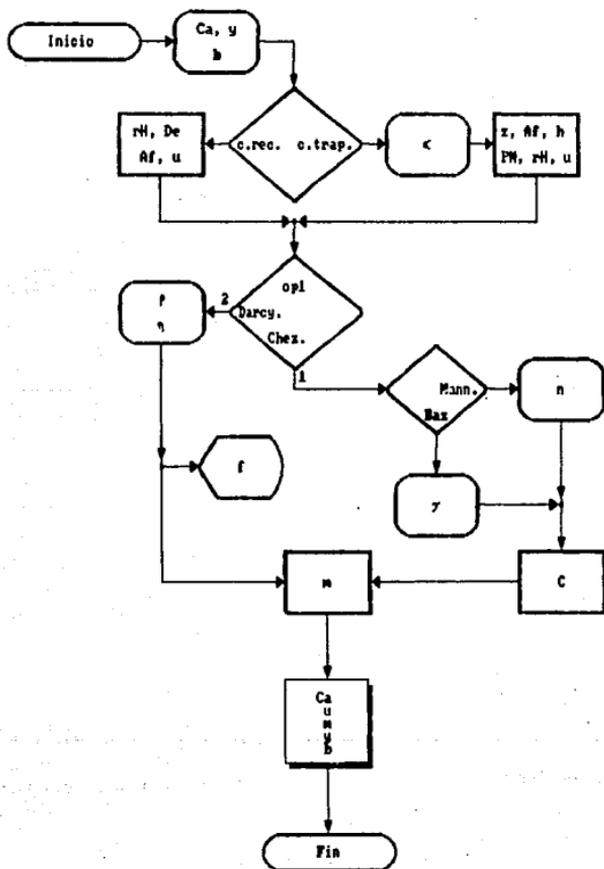


$$b = 7.068285 \text{ (m)}$$

$$A_f = 19.84914 \text{ (m}^2\text{)}$$

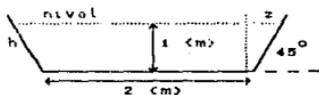
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #35 (CANAL35)

Calcula la pendiente requerida conociendo el caudal y el área de flujo



PROBLEMA HECHO A MANO

Determine la pendiente en un canal trapezoidal de paredes de tierra en buenas condiciones y que transporta  $7 \text{ (m}^3\text{/s)}$ . Emplee el coeficiente de Manning.



Datos:

$$Ca = 7 \text{ (m}^3\text{/s)} \quad y = 1 \text{ (m)} \quad b = 2 \text{ (m)} \quad \alpha = 45^\circ$$

Solución:

Radio hidráulico:

$$\tan \alpha = y/z \longrightarrow z = y/\tan \alpha$$

$$\text{sen } \alpha = y/h \longrightarrow h = y/\text{sen } \alpha$$

$$PM = 2h + b \quad Ar = (b + z)y$$

entonces:

$$z = 1/\tan(45) = 1 \text{ (m)}$$

$$h = 1/\text{sen}(45) = 1.4142 \text{ (m)}$$

$$PM = 2(1.4142) + 2 = 4.8284 \text{ (m)}$$

$$Ar = (2 + 1)1 = 3 \text{ (m}^2\text{)}$$

empleando la ecuación (7.4):

$$r_H = 3/4.8284 = 0.6213 \text{ (m)}$$

Coef. de Manning: con  $n = 0.025 \longrightarrow$  tierra en buenas condiciones.

empleando la ecuación (7.7):

$$C_M = \left( \frac{1}{0.025} \right) (0.6213)^{4/3}$$

$$C_M = 36.9498$$

velocidad:

$$u = Ca/Ar = 7/3 = 2.3333 \text{ (m/s)}$$

empleando la ecuación (7.5) despejada para  $m$ :

$$m = \left(\frac{u}{E}\right)^2 \frac{1}{r_H}$$

$$m = \left(\frac{2.33333}{36.9498}\right)^2 \frac{1}{0.6213}$$

$$m = 0.0064184 \text{ (m/m)}$$

o empleando la ecuación (7.6) despejada para m:

$$m = \frac{1}{r_H} \left(\frac{Ca}{C_{MAG}}\right)^2$$

$$m = \frac{1}{0.6213} \left(\frac{7}{36.9498(3)}\right)^2$$

$$m = 6.4184E-3 \text{ (m/m)}$$

## PROGRAMA #35

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: CANAL33.BAS
20 REM Calcula la pendiente resumida por un canal rectangular o trapezoidal,
30 REM con Darcy/Chezy, cuando se conoce el caudal y el area de flujo.
40 CLS
50 PRINT: INPUT "Alimente: el caudal (m3/s) ", CA
60 INPUT "Alimente: el ancho del fondo del canal (a) ", BC
70 INPUT "Alimente: el tirante (a) ", Y
80 PRINT: INPUT "Seleccione: (1) Canal rectangular
                (2) Canal trapezoidal ", OP1
90 IF (OP1<>1 AND OP1<>2) THEN GO
100 ON OP1 GOTO 110,120
110 RH=BC+Y/(BC+2*Y): DE=4*RH*AF=BC*Y/U=CA/AF: GOTO 140
120 PRINT: INPUT "Alimente: el angulo alfa del trapecio (grados) ", ALFA
130 ALFAR=ALFA*3.1416/180: Z=Y/TAN(ALFAR): AF=(BC+Z)*Y:(HIP=Y/(SIN(ALFAR)): PV=2*HIP
    +BC: RH=AF/PW: U=CA/AF
140 PRINT: INPUT "Seleccione: (1) Darcy
                (2) Chezy ", OP1
150 IF (OP1<>1 AND OP1<>2) THEN GO
160 ON OP1 GOTO 170,250
170 REM ++++++DARCY
180 PRINT: INPUT "Alimente: la densidad del agua (kg/m3) ", DEN
190 INPUT "Alimente: la viscosidad del agua (cps) ", VIS
200 BSLB=2010
210 N=F*U*2/2/DE/9.810001
220 GOTO 1000
230 REM ++++++CHEZY
240 PRINT: INPUT "Seleccione: (1) Coef. de Manning
                (2) Coef. de Bazin ", OP2
250 IF (OP2<>1 AND OP2<>2) THEN GO
260 FOR J=1 TO OP2
270 READ N#(OP2)
280 NEXT
290 PRINT: PRINT "Alimente: el numero de ;N#(OP2);: INPUT " ", NUM
300 PRINT
310 DATA Manning,Bazin
320 ON OP2 GOTO 330,340
330 C=1/NUM*(RW*(1/b)): GOTO 350
340 C=87/(1+NUM/RW*.5)
350 N=(U/C)*2/RH
1000 REM ++++++QUIT PUT
1010 PRINT: PRINT TAB(115) "Caudal: ;CA; (m3/s)"
1020 PRINT TAB(115) "Velocidad: ;U; (m/s)"
1030 PRINT TAB(115) "Pendiente: ;H; (a/a)"
1040 PRINT TAB(115) "Tirante: ;Y; (a)"
1050 PRINT TAB(115) "Ancho: ;BC; (a)"
1060 PRINT: PRINT TAB(130) "Trabajo Concluido": END
2000 REM ++++++REYNOLDS
2010 RE=DE*U/DEN/(VIS*10-3)
2020 IF RE<2100 THEN 2040
2030 IF RE=2100 THEN 2050
2040 F=64/RE: GOTO 2100
2050 PRINT: INPUT "Alimente: la rugosidad relativa (e/D) ", ED
2060 A=2*LOG(ED/3.7+12/RE)/2.302814
2070 B=2*LOG(ED/3.7+2.514/RE)/2.302814
2080 C=2*LOG(ED/3.7+2.514/RE)/2.302814
2090 F=(A-(B-A)*2/(C-2*B+A))-1-2
2100 RETURN

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #35

Alimente: el caudal (m<sup>3</sup>/s) 7  
Alimente: el ancho del fondo del canal (m) 2  
Alimente: el tirante (m) 1

Seleccione: (1) Canal rectangular  
(2) Canal trapezoidal 2

Alimente: el angulo alfa del trapecio (grados) 45

Seleccione: (1) Darcy  
(2) Chezy 2

Seleccione: (1) Coef. de Manning  
(2) Coef. de Bazin 1

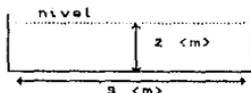
Alimente: el numero de Manning 0.025

Caudal: 7 (m<sup>3</sup>/s)  
Velocidad: 2.333336 (m/s)  
Pendiente: 6.41821E-03 (m/m)  
Tirante: 1 (m)  
Ancho: 2 (m)

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Calcule la pendiente requerida en un canal rectangular de paredes de concreto con terminación ordinaria que transportará 50 (m<sup>3</sup>/s) de agua a 20°C. Emplee el coeficiente de Manning.



$$m = 1.671691E-2 \text{ (m/m)}$$

7.2.1 Area de flujo óptima para canales rectangulares y trapezoidales:

En canales rectangulares, se puede conocer la sección de flujo óptima y la pendiente para transportar un caudal determinado conociendo la velocidad. Se tiene:

$$C_m = uAf \quad u = C \sqrt{r_H m}$$

$$C_m = \left(\frac{1}{n}\right) r_H^{(4/3)} \quad C_m = \frac{87}{1 + \frac{\gamma}{(r_H)^{0.5}}}$$

$$r_H = \frac{by}{2y + b}$$

De estas ecuaciones se observa que para tener un caudal máximo el coeficiente de Manning o Bazin deben ser máximos, y éstos lo son si el radio hidráulico es máximo; esto ocurre cuando el perímetro mojado es mínimo.

$$A_f = by \quad PM = 2y + b$$

de aquí:

$$PM = 2y + A/y$$

derivando:

$$\frac{d(PM)}{d(y)} = 2 - A/y^2$$

igualando a cero:

$$2 - A/y^2 = 0$$

$$A_f = 2y^2 = by$$

(7.9)

entonces:  $y = b/2$  (7.10)

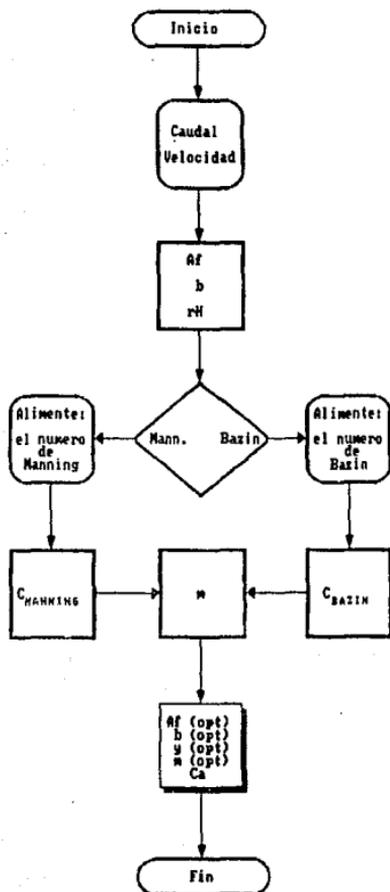
el tirante es óptimo cuando es igual a (1/2) del ancho del canal, y:

$$r_H = \frac{A^2}{P^3} = \frac{by^2}{(2y + b)^3} = \frac{2y^2}{2y + 2y} = (1/2)y \quad (7.11)$$

el radio hidráulico óptimo es igual a (1/2) del tirante. Con esta información se puede emplear la ecuación de Chezy para determinar la pendiente requerida.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #36 (CANAL36)

Calcula la sección óptima y la pendiente requerida en un canal rectangular si se conocen el caudal y la velocidad



PROBLEMA HECHO A MANO

Determine la sección óptima y la pendiente que deberá tener un canal rectangular de tierra para transportar  $12 \text{ (m}^3/\text{s)}$  a una velocidad máxima de  $0.9 \text{ (m/s)}$ . Emplee el coeficiente de Manning.

Datos:

$$Ca = 12 \text{ (m}^3/\text{s)} \quad u = 0.9 \text{ (m/s)}$$

Solución:

Área de flujo:

$$Af = Ca/u = 12/0.9 = 13.33 \text{ (m}^2)$$

Tirante: empleando la ecuación (7.9) despejada para el tirante:

$$y = \sqrt{Af/2} = \sqrt{13.33/2} = 2.582 \text{ (m)}$$
$$y = \underline{2.582 \text{ (m)}}$$

Ancho: empleando la ecuación (7.10) despejada para el ancho:

$$b = 2y = 2(2.582) = 5.164 \text{ (m)}$$
$$b = \underline{5.164 \text{ (m)}}$$

Radio hidráulico: empleando la ecuación (7.11):

$$r_H = 0.5y = 0.5(2.582) = 1.291 \text{ (m)}$$

Coef. de Manning: empleando la ecuación (7.7) con  $n = 0.025$

$$C_M = \left( \frac{1}{0.025} \right) (1.291)^{4/3}$$
$$C_M = 41.7395$$

Pendiente: empleando la ecuación (7.6) despejada para  $m$ :

$$m = \frac{1}{1.291 \left[ 41.7395(13.33) \right]^2}$$
$$m = \underline{3.6031E-4 \text{ (m/m)}}$$

## PROGRAMA #36

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CANAL36.BAS
20 REM Calcula el area optima y la pendiente en un canal rectangular, conociendo
30 REM el Ca y u, mediante Chazy.
40 CLS
50 PRINT:INPUT "Alimente: el caudal (m3/s) ",CA
60 INPUT "Alimente: la velocidad del agua (m/s) ",U
70 AF=CA/U
80 Y=(AF/2)2.5
90 BC=2*Y/R+Y/2
100 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Coef. de Manning
                (2)Coef. de Bazin ",OP1
110 IF (OP1<>1) AND (OP1<>2) THEN 100
120 FOR J=1 TO OP1
130 READ N%(OP1)
140 NEXT
150 DATA Manning,Bazin
160 PRINT:PRINT "Alimente: el numero de ",N%(OP1);:INPUT " ",NUM
170 ON OP1 GOTO 180,190
180 C=1/NUM*AF*(1/6):GOTO 200
190 C=87/(1+NUM/R*.5)
200 H=(U/C)2/R1
210 PRINT:PRINT TAB(15) "Caudal: ";CA;" (m3/s)"
220 PRINT TAB(15) "Area de flujo optima: ";AF;" (m2)"
230 PRINT TAB(15) "Tirante optimo: ";Y;" (m)"
240 PRINT TAB(15) "Ancho del fondo optimo: ";BC;" (m)"
250 PRINT TAB(15) "Pendiente: ";H;" (m/m)"

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #36

Alimente: el caudal (m<sup>3</sup>/s) 12  
Alimente: la velocidad del agua (m/s) 0.9

Selecciones: (1)Coef. de Manning  
(2)Coef. de Bazin I

Alimente: el numero de Manning 0.025

Caudal: 12 (m<sup>3</sup>/s)  
Area de flujo optima: 13.3333 (m<sup>2</sup>)  
Tirante optimo: 2.581989 (m)  
Ancho del fondo optimo: 5.163978 (m)  
Pendiente: 3.601356E-04 (m/m)

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Determine el área de flujo: tirante y ancho, así como la pendiente óptima en un canal rectangular de paredes de concreto con revestimiento liso, el cual conduce 45 (m<sup>3</sup>/s) de agua a una velocidad máxima de 4 (m/s).

$$A_f = 11.25 \text{ (m}^3/\text{s)} \quad y = 2.371708 \text{ (m)}$$

$$b = 4.743417 \text{ (m)} \quad m = 1.8355E-3 \text{ (m/m)}$$

En un canal trapezoidal, se puede obtener la sección hidráulicamente más ventajosa si se conoce el caudal, el ángulo ( $\alpha$ ) y la pendiente. Se tiene:

$$A_f = (b + z)y \quad z = y(\cot\alpha)$$

$$A_f = (b + y(\cot\alpha))y \quad b = A_f/y - y(\cot\alpha)$$

$$PM = 2h + b \quad h = y(\csc\alpha)$$

$$PM = 2y(\csc\alpha) + b$$

entonces:  $PM = 2y(\csc\alpha) + A_f/y - y(\cot\alpha)$  (1)

derivando:  $\frac{d(PM)}{d(y)} = 2(\csc\alpha) - A_f/y^2 - \cot\alpha$

igualando a cero:  $2(\csc\alpha) - A_f/y^2 - \cot\alpha = 0$

$$A_f/y^2 = 2(\csc\alpha) - \cot\alpha$$

$$A_f/y = 2y(\csc\alpha) - y(\cot\alpha) \quad (2)$$

(2) en (1):

$$PM = 2y(\csc\alpha) + 2y(\csc\alpha) - y(\cot\alpha) - y(\cot\alpha)$$

$$PM = 2y[2(\csc\alpha) - \cot\alpha]$$

$$A_f = y^2[2(\csc\alpha) - \cot\alpha]$$

$$r_H = A_f/PM = y^2/2y = 0.5y$$

igualando  $A_f = A_f$  con las ecuaciones de que se dispone:

$$y^2[2(\csc\alpha) - \cot\alpha] = (b + y(\cot\alpha))y$$

$$b = [2(\csc\alpha) - \cot\alpha]y - y(\cot\alpha)$$

$$b = 2y[\text{csca} - \text{cota}]$$

En resumen:

$$b/y = 2[\text{csca} - \text{cota}] \quad (7.12)$$

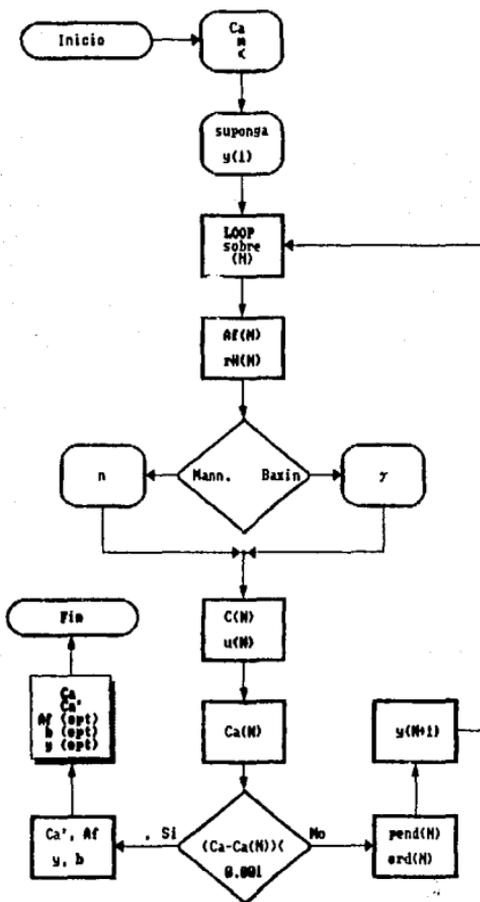
$$A_f = y^2[2(\text{csca}) - \text{cota}] \quad (7.13)$$

$$r_u = 0.5y \quad (7.14)$$

El cálculo requerirá de suponer un tirante para calcular  $A_f$ ,  $r_u$ ,  $C$ ,  $u$ ,  $Ca'$  y verificar  $Ca'$  con  $Ca$  conocido, de ser diferentes proceder a otro tanteo.

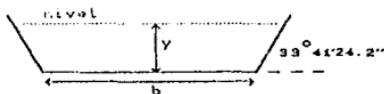
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #37 (CANAL37)

Calcula la sección óptima y la pendiente requerida en un canal trapezoidal si se conocen el caudal, la pendiente y  $\alpha$



PROBLEMA HECHO A MANO

Determine la sección hidráulicamente más ventajosa para un canal trapezoidal de tierra si el caudal de agua es de  $1 \text{ (m}^3/\text{s)}$  y la pendiente es de  $0.0004 \text{ (m/m)}$ . Emplee el coef. de Manning.



Datos:

$$Q = 1 \text{ (m}^3/\text{s)} \quad m = 0.0004 \text{ (m/m)}$$

$$\alpha = 33^\circ 41' 24.2'' = 33.69^\circ \quad n = 0.025$$

Solución:

empleando la ecuación (7.12):

$$b/y = 2[\csc(33.69) - \cot(33.69)] \quad (1)$$

$$b/y = 0.6055499$$

empleando la ecuación (7.13):

$$A_f = y^2 [2\csc(33.69) - \cot(33.69)] \\ A_f = 2.105 y^2 \quad (2)$$

1<sup>er</sup> tanteo: supongo  $y = 1 \text{ (m)}$ , entonces:

$$\text{de (1)} \quad b = 0.6055499 \text{ (m)}$$

$$\text{de (2)} \quad A_f = 2.105 \text{ (m}^2\text{)}$$

empleando la ecuación (7.14):

$$r_H = 0.5(1) = 0.5 \text{ (m)}$$

empleando la ecuación (7.7):

$$C_M = \left[ \frac{1}{0.025} \right] (0.5)^{4/3} \\ C_M = 35.636$$

empleando la ecuación (7.5):

$$u = (35.636) \sqrt{0.5(0.0004)} = 0.504 \text{ (m/s)}$$

$$Q = uA_f = 0.504(2.105) = 1.0608 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

como  $Ca' \neq Ca$  se hace otro tanteo.

2<sup>o</sup> tanteo: supongo  $y = 0.99$  (m)

de (1)  $b = 0.5994944$  (m)

de (2)  $Af = 2.063$  (m<sup>2</sup>)

empleando la ecuación (7.14):

$$r_H = 0.5(0.99) = 0.495$$
 (m)

empleando la ecuación (7.7):

$$CM = \left[ \frac{1}{0.025} \right] (0.495)^{1/4}$$
$$CM = 35.576307$$

empleando la ecuación (7.5):

$$u = (35.576) \sqrt{0.495(0.0004)} = 0.5$$
 (m/s)

$$Ca' = uAf = 0.5(2.063) = 1.0315$$
 (m<sup>3</sup>/s)

como  $Ca' \neq Ca$  se hace otro tanteo.

3<sup>er</sup> tanteo: supongo  $y = 0.97$  (m)

de (1)  $b = 0.5873834$  (m)

de (2)  $Af = 1.9806$  (m<sup>2</sup>)

empleando la ecuación (7.14):

$$r_H = 0.5(0.97) = 0.485$$
 (m)

empleando la ecuación (7.7):

$$CM = \left[ \frac{1}{0.025} \right] (0.485)^{1/4}$$
$$CM = 35.4555$$

empleando la ecuación (7.5):

$$u = (35.455) \sqrt{0.485(0.0004)} = 0.494$$
 (m/s)

$$Ca' = uAf = 0.494(1.9806) = 0.9781$$
 (m<sup>3</sup>/s)

como  $Ca' \cong Ca$  ya no se hace otro tanteo, entonces:

$$\underline{b = 0.5873834}$$
 (m)

$$\underline{Af = 1.9806}$$
 (m<sup>2</sup>)

## PROGRAMA #37

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CANAL37.DAS
20 REM Calcula el area optima en un canal trapezoidal, conociendo Ca=Q/alfa,
30 REM mediante Chezy.
40 DIM Y(10):DIM AF(100):DIM RH(100):DIM C(100):DIM CA(100):DIM U(100):DIM ORD(
100):DIM PEND(100):DIM DELTA(100)
50 CLS
60 PRINT:INPUT "Alimente: el caudal (m3/s) ",CA
70 INPUT "Alimente: la pendiente del canal (m/m) ",M
80 INPUT "Alimente: el angulo alfa del trapecio (grados) ",ALFA
90 ALFA=ALFA*3.1416/180
100 PRINT:INPUT "Suponga un tirante (m) ",Y(2)
110 Y(1)=Y(2)/10
120 FOR N=1 TO 100
130 AF(N)=Y(N)*2*(2*(1/SIN(ALFA))-1/TAN(ALFA))
140 RH(N)=Y(N)/2
150 IF N=1 THEN 240
160 PRINT:INPUT "Seleccione: (1)Coef. de Manning
(2)Coef. de Bazin ",OP1
170 IF (OP1<1 AND OP1<2) THEN 160
180 FOR J=1 TO OP1
190 READ M(OP1)
200 NEXT
210 DATA Manning,Bazin
220 PRINT:PRINT "Alimente: el numero de ",M(OP1):INPUT " ",NUM
230 PRINT:COLOR 27:PRINT "Iterando...":COLOR 11
240 ON OP1 GOTO 250,260
250 C(N)=1/NUM*(RH(N))^(1/6):GOTO 270
260 C(N)=87/(1+NUM/(RH(N))^5)
270 U(N)=C(N)*(RH(N)*M)^.5
280 CA(N)=AF(N)*U(N)
290 DELTA(N)=CA-CA(N)
300 IF N=1 THEN 350
310 IF ABS(DELTA(N))<.001 THEN 1020
320 PEND(N)=(DELTA(N)-DELTA(N-1))/(Y(N)-Y(N-1))
330 ORD(N)=(DELTA(N)-PEND(N)*Y(N)
340 Y(N+1)=ORD(N)/PEND(N)
350 NEXT
1000 REM ++++++DUT PUT
1010 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "No se encontro convergencia despues de 100 iterac
iones.":GOTO 1100
1020 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "Convergencia!!!"
1030 CA=CA(N):AF=AF(N):Y=Y(N):B=2*Y*(1/SIN(ALFA))-1/TAN(ALFA))
1040 PRINT:PRINT TAB(15) "Numero de iteraciones: ",N
1050 PRINT TAB(15) "Caudal: ",CA," (m3/s)"
1060 PRINT TAB(15) "Caudal calculado: ",CA," (m3/s)"
1070 PRINT TAB(15) "Area de flujo optima: ",AF," (m2)"
1080 PRINT TAB(15) "Tirante optimo: ",Y," (m)"
1090 PRINT TAB(15) "Ancho del fondo optimo: ",B," (m)"
1100 PRINT:INPUT "Desea ver los valores de las iteraciones: (1)Si, (2)No ",OP3
1110 IF (OP3<1 AND OP3<2) THEN 1100
1120 ON OP3 GOTO 1130,1170
1130 PRINT:PRINT " N Y Ca DELTA(Ca) PEND
ORD"
1140 FOR J=1 TO N
1150 PRINT J:PRINT TAB(8) Y(J):PRINT TAB(19) CA(J):PRINT TAB(34) DELTA(J):PR
INT TAB(51) PEND(J):PRINT TAB(66) ORD(J)
1160 NEXT
1170 PRINT:PRINT TAB(50) "Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #37

Alimenta: el caudal ( $m^3/s$ ) 1  
Alimenta: la pendiente del canal ( $m/m$ ) 0.0004  
Alimenta: el angulo alfa del trapecio (grados) 33.69

Suponga un tirante ( $m$ ) 1

Seleccione: (1)Coef. de Manning  
(2)Coef. de Bazin 1

Alimenta: el numero de Manning 0.025

Iterando...

Convergencia!!!

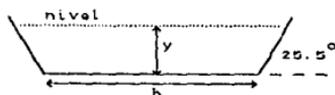
Numero de iteraciones: 5  
Caudal: 1 ( $m^3/s$ )  
Caudal calculado: 1.00004 ( $m^3/s$ )  
Area de flujo optima: 2.013965 ( $m^2$ )  
Tirante optimo: .9780094 ( $m$ )  
Ancho del fondo optimo: .5972349 ( $m$ )

Desee ver los valores de las iteraciones: (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

1.- Calcule la sección hidráulica óptima que debe tener un canal trapezoidal con paredes de tierra que transporta  $15 \text{ (m}^3/\text{s)}$  de agua y tiene una pendiente de  $0.01 \text{ (m/m)}$ . Emplee el coeficiente de Bazin.

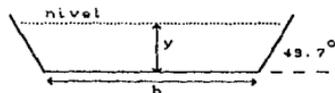


$$A_f = 5.523379 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$y = 1.472006 \text{ (m)}$$

$$b = 0.6661639 \text{ (m)}$$

2.- Calcule la sección hidráulicamente más ventajosa para un canal trapezoidal con paredes de mampostería de ladrillos sin revestimiento, por el cual circulan  $20 \text{ (m}^3/\text{s)}$  de agua y tiene una pendiente de  $0.005 \text{ (m/m)}$ . Emplee el coeficiente de Manning.



$$A_f = 4.874627 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$y = 1.623047$$

$$b = 1.302357 \text{ (m)}$$

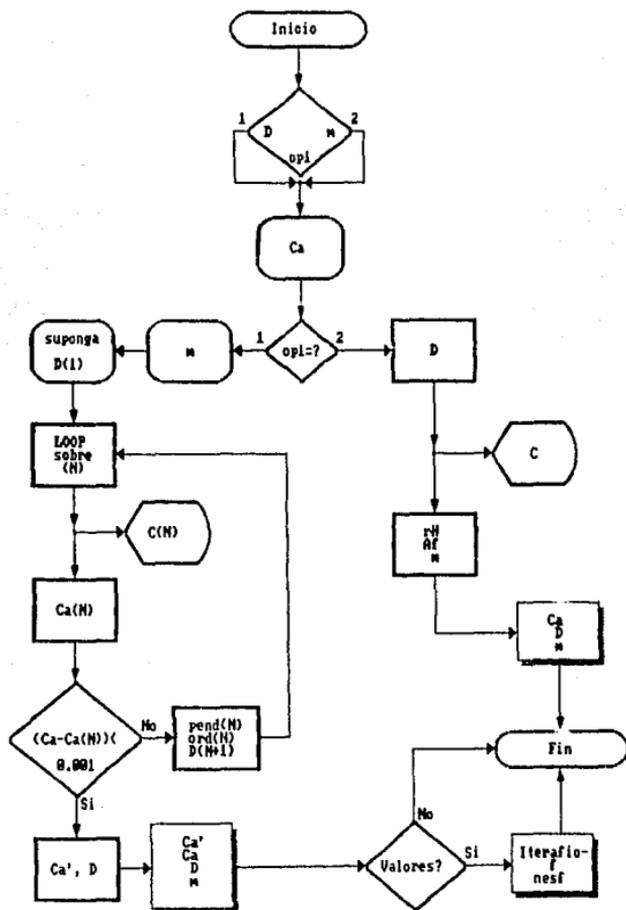
### 7.3 Flujo en drenajes circulares:

Los drenajes circulares presentan dos tipos de problemas principales: el cálculo del diámetro o el cálculo de la pendiente necesaria; tanto a máxima capacidad como a un cierto porcentaje de llenado del drenaje. En ambos problemas se pueden emplear las ecuaciones de Manning y Bazin, tal como se hizo en el caso de canales.

En primer lugar presento el problema del drenaje a máxima capacidad.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #3B (CANAL3B)

Calcula el diámetro o la pendiente requeridos en un alcantarillado a máxima capacidad si se conocen (Ca-m) o (Ca-D)



PROBLEMA HECHO A MANO

Una alcantarilla para desagüe de lluvias que tiene una pendiente de 0.005 (m/m), deberá dar paso a un caudal de 500 (l/s). Calcule el diámetro requerido si opera a máxima capacidad empleando el coeficiente de Bazin.

Datos:

$$Q = Ca = 500 \text{ (l/s)} = 0.5 \text{ (m}^3\text{/s)} \quad m = 0.005 \text{ (m/m)} \quad \gamma = 0.16$$

Solución:

$$A_r = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$r_H = \frac{D}{4}$$

Coef. de Bazin: empleando la ecuación (7.8):

$$C_B = \frac{87}{1 + \frac{0.16}{(r_H)^{0.5}}}$$

aplicando la ecuación (7.6):

$$0.5 = \left[ \frac{87}{1 + \frac{0.16}{(D/4)^{0.5}}} \right] \left[ \frac{\pi}{4} D^2 \right] \sqrt{\frac{D}{4} (0.005)}$$

resolviendo por tanteos:

$$D \cong 0.619 \text{ (m)}$$

comprobación:  $D/4 = 0.619/4 = 0.155$

$$\left[ \frac{87}{1 + \frac{0.16}{(0.155)^{0.5}}} \right] \left[ \frac{\pi}{4} (0.619)^2 \right] \sqrt{(0.155) (0.005)} = 0.52 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

y

$$0.52 \cong 0.5$$

## PROGRAMA #38

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CANAL38.BAS
20 REM Calcula el diametro de alcantarillado a maxima capacidad conociendo
30 REM (Ca y n) asi como la pendiente requerida a max. cap. con (Ca y D),
40 REM empleando a Chezy.
50 DIM CA(100):DIM D(101):DIM C(100):DIM PEND(100):DIM ORD(100):DIM DELTA(100)
60 CLS
70 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Calcular el diametro
(2)Calcular la pendiente ",OP1
80 IF (OP1<1) AND (OP1<2) THEN 70
90 PRINT:INPUT "Alimente: el caudal (m3/s) ",CA
100 ON OP1 GOTO 110,270
110 REM ++++++DIAMETRO
120 INPUT "Alimente: la pendiente (m/m) ",M
130 PRINT:INPUT "Suponga un diametro (m) ",D(2)
140 D(1)=D(2)/5
150 FOR N=1 TO 100
160 GOSUB 330
170 CA(N)=C(N)*D(N)/4*M2.5*(3.1416/4*D(N)2)
180 DELTA(N)=CA-CA(N)
190 IF N=1 THEN 240
200 IF ABS(CA-CA(N))<.001 THEN 260
210 PEND(N)=(DELTA(N)-DELTA(N-1))/(D(N)-D(N-1))
220 ORD(N)=DELTA(N)-PEND(N)*D(N)
230 D(N+1)=ORD(N)/PEND(N)
240 NEXT
250 GOTO 1000
260 CA1=CA(N):D=D(N):GOTO 1020
270 REM ++++++PENDIENTE
280 INPUT "Alimente: el diametro de la alcantarilla (m) ",D
290 D(1)=D:N=1
300 GOSUB 330
310 C=C(1):RR=D/4:AF=3.1416*D2/4:r=(CA/C/AF)2/RH
320 PRINT:GOTO 1050
330 REM ++++++SUBROUTINA DE CHEZY
340 IF N=1 THEN 440
350 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Coef. de Manning
(2)Coef. de Bazin ",OP2
360 IF (OP2<1) AND (OP2<2) THEN 350
370 FOR J=1 TO OP2
380 READ N%(OP2)
390 NEXT
400 DATA Manning,Bazin
410 PRINT:PRINT "Alimente: el numero de ";N%(OP2):INPUT " ",NUM
420 ON OP1 GOTO 430,440
430 PRINT:COLOR 27:PRINT "Iterando...":COLOR 11
440 ON OP2 GOTO 450,460
450 C(N)=1/NUM*(D(N)/4)2*(1/6):GOTO 470
460 C(N)=87*(D(N)/4)2.5/(D(N)/4)2.5*NUM
470 RETURN
1000 REM ++++++QUIT PUT
1010 PRINT:SQND 3700,3:PRINT "No se encontro convergencia despues de 100 iterac
iones.":GOTO 1080
1020 PRINT:SQND 3700,3:PRINT "Convergencia!!!"
1030 PRINT:PRINT TAB(15) "Numero de iteraciones: ";N
1040 PRINT TAB(15) "Caudal calculado: ";CA1: "(m3/s)"
1050 PRINT TAB(15) "Caudal: ";CA: "(m3/s)"
1060 PRINT TAB(15) "Diametro: ";D: "(m)"
1070 PRINT TAB(15) "Pendiente: ";M: "(m/m)"
1080 ON OP1 GOTO 1090,1160
1090 PRINT:INPUT "Desea ver los valores de las iteraciones: (1)Si, (2)No ",OP3
1100 IF (OP3<1) AND (OP3<2) THEN 1080
1110 ON OP3 GOTO 1120,1160
1120 PRINT:PRINT " N D Ca DELTA(Ca) PEND
ORD"
1130 FOR J=1 TO N
1140 PRINT J:;PRINT TAB(5) D(J):;PRINT TAB(20) CA(J):;PRINT TAB(34) DELTA(J):;PR
INT TAB(51) PEND(J):;PRINT TAB(66) ORD(J)
1150 NEXT
1160 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #3B

Seleccione: (1)Calcular el diametro  
(2)Calcular la pendiente 1

Alimente: el caudal (m<sup>3</sup>/s) 0.5  
Alimente: la pendiente (a/a) 0.005

Suponga un diametro (a) 0.1

Seleccione: (1)Coef. de Manning  
(2)Coef. de Bazin 2

Alimente: el numero de Bazin 0.16

Iterando...

Convergencia!!!

Numero de iteraciones: 17  
Caudal calculado: .4997529 (m<sup>3</sup>/s)  
Caudal: .5 (m<sup>3</sup>/s)  
Diametro: .6107959 (a)  
Pendiente: .005 (a/a)

Desea ver los valores de las iteraciones: (1)Si, (2)No 2

Trabajo Concluido

PROBLEMAS PROPUESTOS

1.- Calcule el diámetro requerido por un drenaje que opera a máxima capacidad y por el cual circulan 8 (m<sup>3</sup>/s) teniendo una pendiente de 0.02 (m/m).

$$D = 1.346597 \text{ (m)}$$

2.- Determine la pendiente necesaria en una alcantarilla de 0.75 (m) de diámetro que transporta un caudal de 4.5 (m<sup>3</sup>/s) trabajando a máxima capacidad.

$$m = 0.1371151 \text{ (m/m)}$$

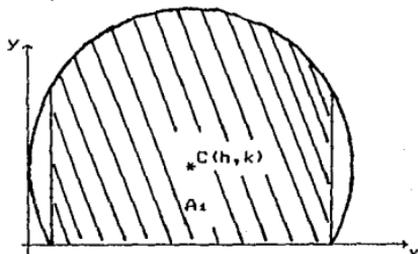
En el problema de alcantarillado con profundidad variable, debe realizarse la integración de las ecuaciones que describen el área y el perímetro del círculo si no se desea emplear tablas con este tipo de información (tabla 7.1). Tratamiento:

Ecuación del círculo: figura (7.3)

$$(x - h)^2 + (y - k)^2 = r^2 \quad (7.15)$$

$$y = \sqrt{r^2 - (x - h)^2} + k \quad (7.16)$$

fig. 7.3



Esta figura muestra la alcantarilla en forma invertida, de tal manera que, en el caso particular que muestra la figura,

representa un llenado superior al 50%.

Primero se identifican:

$$r = D/2 \quad h = r$$

$$k = \begin{cases} D(y'/100) - r & \text{si } y' \geq 50\% \\ r - D(y'/100) & \text{si } y' < 50\% \end{cases}$$

integrando la ecuación (7.16):

$$A_1 = \left[ \frac{x-h}{2} \sqrt{r^2 - (x-h)^2} + \frac{r^2}{2} \arcsen\left(\frac{x-h}{r}\right) \right]_1^2 + (kx) \Big|_1^2$$

se obtiene el área  $A_1$  mostrada en la figura.

Para el cálculo del área restante ( $4A_2$ ) se relocaliza el círculo del modo mostrado en la figura (7.4).

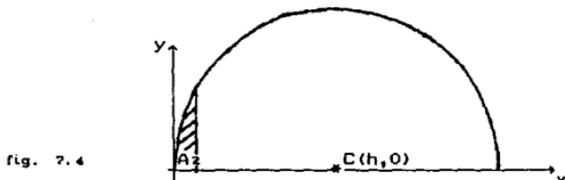


fig. 7.4

Entonces, el área restante se obtiene integrando la ecuación (7.16) con  $k = 0$ .

$$A_2 = \left[ \frac{x-h}{2} \sqrt{r^2 - (x-h)^2} + \frac{r^2}{2} \arcsen\left(\frac{x-h}{r}\right) \right]_1^2$$

y multiplicándola por 4. El área de flujo es  $A_f = A_1 + 4A_2$ .

Para el cálculo del perímetro mojado, se requiere de la integración de la ecuación:

$$PM = \int_1^2 \sqrt{1 - \left[ \frac{x-h}{\sqrt{r^2 - (x-h)^2}} \right]^2} dx$$

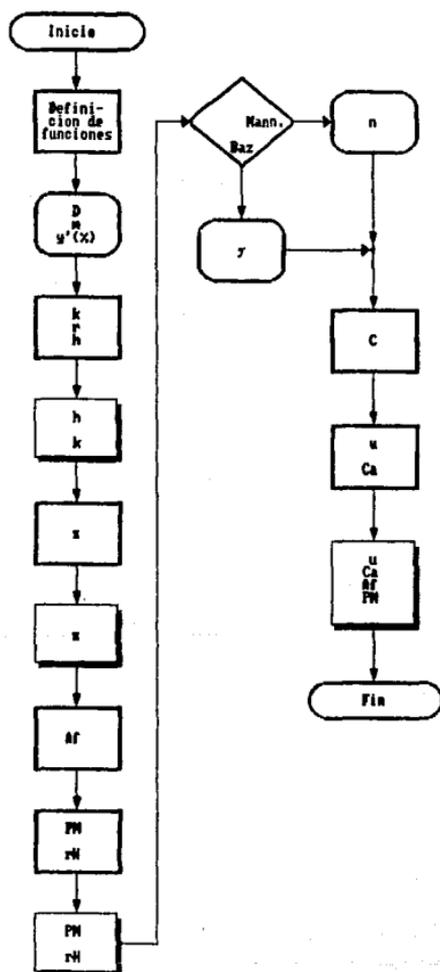
Esta integral se resuelve por el método de los trapecios en el

programa (CANAL39).

Tabla 7.1

$y'$	$Af$	$rH$	$y'$	$Af$	$rH$
5	$0.0147D^2$	0.0326D	55	$0.4426D^2$	0.2649D
10	$0.0400D^2$	0.0635D	60	$0.4920D^2$	0.2776D
15	$0.0739D^2$	0.0929D	65	$0.5404D^2$	0.2881D
20	$0.1118D^2$	0.1206D	70	$0.5872D^2$	0.2962D
25	$0.1435D^2$	0.1466D	75	$0.6319D^2$	0.3017D
30	$0.1982D^2$	0.1709D	80	$0.6736D^2$	0.3042D
35	$0.2450D^2$	0.1935D	85	$0.7115D^2$	0.3033D
40	$0.2934D^2$	0.2142D	90	$0.7445D^2$	0.2960D
45	$0.3428D^2$	0.2331D	95	$0.7707D^2$	0.2865D
50	$0.3927D^2$	0.2500D	100	$0.7854D^2$	0.2500D

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #39 (CANAL39)  
 Calcula el caudal y la velocidad en un alcantarillado  
 con profundidad variable si se conocen (%y-D-m)



PROBLEMA HECHO A MANO

Determinar el caudal y la velocidad en un tubo redondo de alcantarillado construido de cemento 0.6 (m) de diámetro si está lleno hasta una altura de 75% del diámetro y tiene una pendiente de 0.005 (m/m). Emplee el coeficiente de Bazin.

Datos:

$$D = 0.6 \text{ (m)} \quad y' = 75 \quad m = 0.005 \quad \gamma = 0.29$$

A partir de la tabla que indica valores del área de flujo y del radio hidráulico para tubos de sección circular en función de la profundidad, se tiene, para 0.75D:

$$A_f = 0.6319D^2 \quad r_{Hf} = 0.3017D$$

entonces:

$$A_f = 0.2274 \text{ (m}^2\text{)} \quad r_{Hf} = 0.18102 \text{ (m)}$$

Coefficiente de Bazin: empleando la ecuación (7.8)

$$C_B = \frac{87}{1 + \frac{0.29}{(0.18102)^{0.5}}} = 51.7361$$

empleando la ecuación de Chezy (7.5):

$$u = 51.7361 [0.18102(0.005)]^{0.5}$$

$$u = 1.55647 \text{ (m/s)}$$

$$C_a = uA_f = 1.55647(0.2274)$$

$$C_a = 0.3539 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

## PROGRAMA #39

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: CANAL39.BAS
20 REM Calcula el caudal/velocidad en una alcantarilla con profundidad
30 REM variable, conociendo Zy, D, s.
40 CLS
50 REM ++++++AREA DE FLUJO
60 DEF FNL1FAR(J)=ATN(1/SQR(-J^2+1))
70 DEF FNU1(J1)=ATN(1/SQR(-J1^2+1))
80 DEF FNU2(J2)=ATN(1/SQR(-J2^2+1))
90 DEF FNU1C(J1C)=ATN(1C/SQR(-J1C^2+1))
100 DEF FNU2C(J2C)=ATN(1C/SQR(-J2C^2+1))
110 DEF FNR00T1(U1)=(U1/2)*(R^2-U1^2)^.5
120 DEF FNR00T1(U1)=(U1/2)*(R^2-U1^2)^.5
130 C=1.57079638
140 INPUT "Alimante: el diametro de la tubería (m) ";D
150 INPUT "Alimante: la pendiente de la alcantarilla (a/m) ";M
160 INPUT "Alimante: el porcentaje de limado del tubo (Z) ";Y
170 IF Y<0 THEN 180 ELSE 190
180 K=D/2-(Y/100*D);R=D/2+K;SOB=1;GOTO 200
190 K=Y/100*D-D/2;R=D/2+K
200 PRINT "Valor de la variable (h): ";H;PRINT "Valor de la variable (k): ";K
210 REM ++++++ INTEGRAL DEL AREA MAYOR
220 REM +++++ Calculo los limites de la integracion
230 J=K/R
240 IF (J=1 OR J=-1) THEN 260
250 Z=R*COE(FNL1FAR(J));GOTO 270
260 Z=R*E-09
270 PRINT "Valor de la variable (z): ";J
280 H1=ABS(H-Z);X2=ABS(H+Z);U1=X1-H;Z2=X2-H
290 REM +++++ Evaluacion de la funcion
300 J1=U1/R;J2=U2/R
310 IF (ABS(J1)=1 AND ABS(J2)=1) THEN 350
320 IF ABS(J1)=1 THEN 360
330 IF ABS(J2)=1 THEN 370
340 GOTO 380
350 DEF FNU2(J2)=J2*C
360 DEF FNU1(J1)=J1*C;GOTO 380
370 DEF FNU2(J2)=J2*C;GOTO 380
380 AB=(FNR00T1(U2)+R^2/2*FNU2(J2))-(FNR00T1(U1)+R^2/2*FNU1(J1))*K*(X2-X1)
390 REM ++++++ INTEGRAL DEL AREA MENOR
400 REM +++++ Limites de integracion
410 H1=0;X2=ABS(H-Z);U1=X1-H;Z2=X2-H
420 J1C=U1/R;J2C=U2/R
430 REM +++++ Evaluacion de la funcion
440 IF (ABS(J1C)=1 AND ABS(J2C)=1) THEN 480
450 IF ABS(J1C)=1 THEN 490
460 IF ABS(J2C)=1 THEN 500
470 GOTO 510
480 DEF FNU2C(J2C)=J2C*C
490 DEF FNU1C(J1C)=J1C*C;GOTO 510
500 DEF FNU2C(J2C)=J2C*C;GOTO 510
510 AC=(FNR00T1(U2)+R^2/2*FNU2C(J2C))-(FNR00T1(U1)+R^2/2*FNU1C(J1C))
520 AT=AC*H*AC
530 IF SOB<0 THEN 540 ELSE 550
540 AT=(3.1416*D^2/4)*AT
550 PRINT:PRINT "Area de flujo: ";AT;" (m^2)"
560 REM ++++++ PERIMETRO MOLADO
570 IF Y=50 THEN 580 ELSE 590
580 PM=3.1416*D/2;GOTO 560
590 COLOR 27;PRINT:PRINT "Calculando...";COLOR 11
600 SUM=100

```

```

610 DIM X(SUM+1):DIM S(SUM+1)
620 X(1)=ABS(H-Z):X(SUM)=ABS(H+Z)
630 DI=(X(SUM)-X(1))/SUM
640 DEF FNS=(1+(-(X(N)-H)/(R^2-(X(N)-H)^2)^.5)^2)^.5
650 FOR N=1 TO SUM
660 IF N=1 THEN 670 ELSE 690
670 S(N)=FNS
680 GOTO 710
690 IF N=SUM THEN 670 ELSE 700
700 S(N)=2*FNS
710 X(N+1)=X(N)+DX
720 NEXT N
730 FOR N=1 TO SUM
740 S=S+S(N)
750 NEXT N
760 PM=DX/2+S
770 DIM SP(SUM+1)
780 X(1)=0:X(SUM)=ABS(H-Z)
790 DI=(X(SUM)-X(1))/SUM
800 FOR N=1 TO SUM
810 IF N=1 THEN 820 ELSE 850
820 SP(N)=0:GOTO 870
830 SP(N)=FNS
840 GOTO 870
850 IF N=SUM THEN 830 ELSE 860
860 SP(N)=2*FNS
870 X(N+1)=X(N)+DX
880 NEXT N
890 FOR N=1 TO SUM
900 SP=SP+SP(N)
910 NEXT N
920 PM2=DX/2+SP*4
930 PM=PM1+PM2
940 IF SOB(>) THEN 950 ELSE 960
950 PM=(3.14)*D)-PM
960 PRINT:PRINT "Perimetro mojado: ";PM; " (m)"
970 RH=AT/PH
980 PRINT "Radio hidraulico: ";RH; " (m)"
990 REM ++++++CALCULOS
1000 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Coef. de Manning
(2)Coef. de Bazin ",OP1
1010 IF (OP1<1) AND (OP1<2) THEN 1000
1020 FOR J=1 TO OP1
1030 READ M(OP1)
1040 NEXT
1050 DATA Manning,Bazin
1060 PRINT:PRINT "Alimente: el numero de ";M(OP1);:INPUT " ",NUM
1070 ON OP1 GOTO 1080,1090
1080 C=1/NUM*M*(1/6):GOTO 1100
1090 C=.877/(1+NUM/RH*.5)
1100 U=C*(R+H)^.5
1110 CH=U*AT
1120 REM +++++++++++out put
1130 PRINT:PRINT TAB(15) "Velocidad del flujo: ";U; " (m/s)"
1140 PRINT TAB(15) "Caudal: ";CA; " (m^3/s)"
1150 PRINT TAB(15) "Area de flujo: ";A; " (m^2)"
1160 PRINT TAB(15) "Perimetro mojado: ";PM; " (m)"
1170 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #39

Alimento: el diametro de la tubería (a) 0.6  
Alimento: la pendiente de la alcantarilla (a/m) 0.005  
Alimento: el porcentaje de llenado del tubo (I) 75  
Valor de la variable (h): .3  
Valor de la variable (k): .15  
Valor de la variable (z): .2598077

Area de flujos: .2274667 (m<sup>2</sup>)

Calculando...

Perimetro mojado: 1.198051 (m)  
Radio hidraulico: .189864 (m)

Seleccione: (1)Coef. de Manning  
(2)Coef. de Bazin 2

Alimento: el numero de Bazin 0.29

Velocidad del flujo: 1.60942 (m/s)  
Caudal: .3660895 (m<sup>3</sup>/s)  
Area de flujos: .2274667 (m<sup>2</sup>)  
Perimetro mojado: 1.198051 (m)

Trabajo Concluido

PROBLEMAS PROPUESTOS

1.- Calcule el caudal y la velocidad que hay en una alcantarilla de 1.85 (m) de diámetro que está construida de cemento y que tiene una pendiente de 0.002 (m/m), si el agua llena el 34% del diámetro. Emplee el coeficiente de Manning.

$$A_f = 0.8059 \text{ (m}^2\text{)} \quad PH = 2.4465 \text{ (m)} \quad r_H = 0.3294 \text{ (m)}$$

$$u = 1.6408 \text{ (m/s)} \quad C_a = 1.3224 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

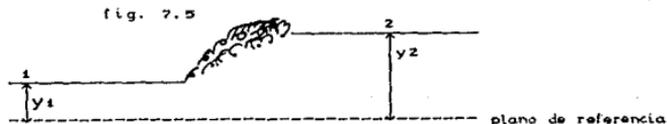
2.- Calcule el caudal y la velocidad del agua en una alcantarilla de 1.4 (m) de diámetro si el agua ocupa el 63% del diámetro y se tiene una pendiente de 0.0009 (m/m). Emplee el coeficiente de Bazin ( $\gamma = 0.16$ ).

$$A_f = 1.0216 \text{ (m}^2\text{)} \quad PH = 2.4654 \text{ (m)} \quad r_H = 0.41436 \text{ (m)}$$

$$u = 1.3456 \text{ (m)} \quad C_a = 1.3746 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

7.4 Salto hidráulico y vertederos:

Cuando se presenta un cambio de flujo rápido a flujo lento debido a un cambio de tirante, se provoca el frenado del líquido lo cual lleva a grandes pérdidas de energía por fricción (figura 7.5).



La altura del resalto hidráulico se obtiene mediante la ecuación:

$$h_r = y_2 - y_1 \quad (7.16)$$

$$yz = -y_1/2 + \sqrt{(2u_1^2 y_1)/g + y_1^2/4} \quad (7.17)$$

y las pérdidas de energía se calculan por:

$$\frac{\Sigma F}{M} = \left[ \frac{u_1^2}{2gc} + y_1 \left( \frac{g}{gc} \right) \right] - \left[ \frac{u_2^2}{2gc} + y_2 \left( \frac{g}{gc} \right) \right] \quad (7.18)$$

Los medidores de vertedero se utilizan para medir el flujo de líquidos en conductos abiertos (canales).

Existen los vertederos rectangulares que pueden tener contracción o no (figuras 7.6 y 7.7, respectivamente).

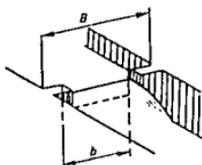


fig. 7.6

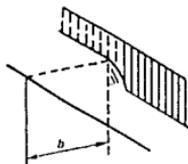
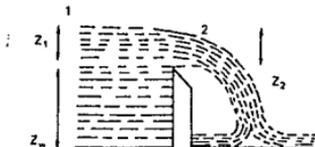


fig. 7.7

Las ecuaciones que permiten calcular los flujos dependen de la altura del líquido por encima de la altura del vertedero, de acuerdo a la figura 7.8.

fig. 7.8



Se tienen las ecuaciones de Francis [23]:

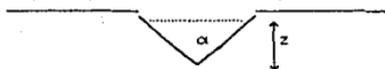
sin contracción:  $C_a = (1.838b)z_1^{3/2} \quad (7.19)$

teniendo un error del 3% si:  $b > 2z_1$  y  $z_1 > 0.1$  (m).

con contracción:  $C_a = 1.838(b - 0.2z_1)z_1^{3/2} \quad (7.20)$

Los vertederos angulares como el mostrado en la figura (7.9)

fig. 7.9

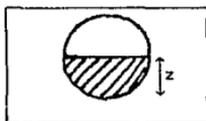


permiten obtener el caudal mediante la ecuación de Thompson:

$$C_a = 1.373 [\tan(\alpha/2)] z^{2.5} \quad (7.21)$$

Por último, existen los vertederos circulares como el mostrado en la figura 7.10.

fig. 7.10

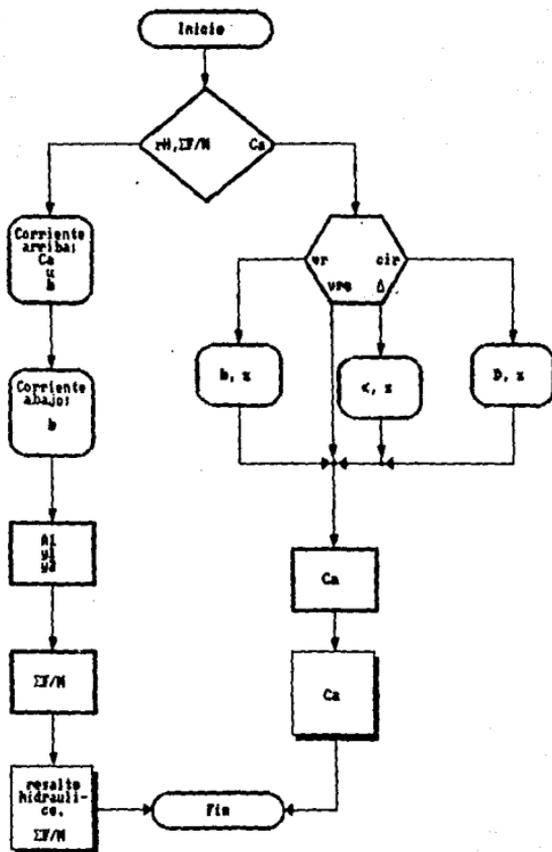


Estos vertederos se calculan mediante la ecuación:

$$C_a = 1.518 D^{0.003} z^{1.807} \quad (7.22)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #40 (CANAL40)

Calcula el resalto hidráulico, pérdidas por fricción, así como caudales en vertederos



PROBLEMA HECHO A MANO

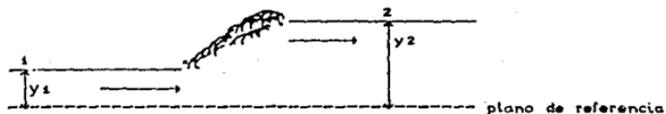
Un canal rectangular de 6 (m) de ancho transporta 11 (m<sup>3</sup>/s) de agua y descarga en una canal de 6 (m) de ancho de pendiente nula a la velocidad de 6 (m/s). Calcule: a) el resalto hidráulico y b) las pérdidas de energía.

Datos:

$$u_1 = 6 \text{ (m/s)}$$

$$C_{a1} = C_{a2} = 11 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

$$b_1 = b_2 = 6 \text{ (m)}$$



Solución:

a) Resalto hidráulico:

$$A_1 = C_{a1}/u_1 = 11/6 = 1.833 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$y_1 = A_1/b_1 = 1.833/6 = 0.3055 \text{ (m)}$$

empleando la ecuación (7.17):

$$y_2 = -0.3055/2 + \sqrt{[2(6)^2(0.3055)]/9.81 + (0.3055)^2/4}$$

$$y_2 = 1.3524 \text{ (m)}$$

empleando la ecuación (7.16):

$$h_r = 1.3524 - 0.3055 = \underline{1.0469 \text{ (m)}} = h_r$$

b) Pérdidas de energía:

$$A_2 = y_2 b_2 = 1.3524(6) = 8.1144 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$u_2 = C_{a2}/A_2 = 11/8.1144 = 1.3556 \text{ (m/s)}$$

empleando la ecuación (7.18):

$$\frac{\Sigma F}{M} = \left[ \frac{6^2}{2} + 0.3055 \left( \frac{9.81}{1} \right) \right] - \left[ \frac{1.3556^2}{2} + 1.3524 \left( \frac{9.81}{1} \right) \right]$$

$$\underline{\underline{\frac{\Sigma F}{M} = 6.8111 \text{ (J/kg)}}}$$

## PROGRAMA #40

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:CANAL40.BAS
20 REM Calcula el resalto hidr., pérdidas por fricción y caudales en vertederos.
30 CLS
40 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Calcular resalto hidráulico y pérdidas por fricción
n (2)Calcular el caudal de un canal por vertedero ",OP1
50 IF (OP1<>1 AND OP1<>2) THEN 40
60 ON OP1 GOTO 70,170
70 PRINT:PRINT "Corriente arriba:"
80 INPUT "Alimente: el caudal (m3/s) ",CA1
90 INPUT "Alimente: la velocidad (m/s) ",U1
100 INPUT "Alimente: el ancho del canal (m) ",B1
110 PRINT:PRINT "Corriente abajo:"
120 INPUT "Alimente: el ancho del canal (m) ",B2
130 A1=CA1/U1;Y1=A1/B1;Y2=-Y1/2+(2*U12*2*Y1/9.810001+Y12/4).5
140 REH=Y2-Y1;CA2=CA1;A2=Y2*B2;UZ=CA2/A2
150 SF=(U12/2+Y1*9.810001)-(UZ2/2+Y2*9.810001)
160 B0TD 1000
170 REM *****CALCULO DE VERTEDEROS
180 PRINT:PRINT "Selecciones: (1)Vertedero rectangular sin contracción
(2)Vertedero rectangular con contracción"
190 PRINT TAB(13) "(3)Vertedero triangular"
200 PRINT TAB(13) "(4)Vertedero circular":INPUT " ",OP2
210 PRINT:INPUT "Alimente: la altura (z) (m) ",Z
220 ON OP2 GOTO 230,250,260,290
230 INPUT "Alimente: el ancho del canal (a) ",a
240 CA=1.838*a*.7(3/2):B0TD 1000
250 CA=1.838*(B-.2*Z)*.7(3/2):B0TD 1000
260 INPUT "Alimente: el ángulo alfa (grados) ",ALFA
270 ALFAR=ALFA*3.1416/180
280 CA=1.3737*TAN(ALFAR/2)*Z(2.5):B0TD 1000
290 INPUT "Alimente: el diámetro del vertedero (a) ",D
300 CA=1.518*D*.693*Z1.807
1000 REM *****QUIT PUT
1010 ON OP1 GOTO 1020,1050
1020 PRINT:PRINT TAB(15) "Resalto hidráulico: "REH" (m)"
1030 PRINT TAB(15) "Pérdidas por fricción: "SF" (J/kg)"
1040 B0TD 1060
1050 PRINT:PRINT TAB(15) "Caudal: "CA" (m3/s)"
1060 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #40

Selección: (1)Calcular resalto hidráulico y pérdidas por fricción  
(2)Calcular el caudal de un canal por vertedero 1

Corriente arriba:  
Alimente: el caudal ( $m^3/s$ ) 11  
Alimente: la velocidad (m/s) 6  
Alimente: el ancho del canal (a) 6

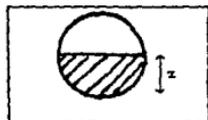
Corriente abajo:  
Alimente: el ancho del canal (a) 6

Resalto hidráulico: 1.046774 (m)  
Pérdidas por fricción: 6.810516 (J/kg)

Trabajo Concluido

PROBLEMAS PROPUESTOS

1.- Calcule el caudal que sale por el siguiente vertedero:



$$D = 2 \text{ (m)}$$

$$z = 1.5 \text{ (m)}$$

$$C\alpha = 5.106019 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

2.- Calcule el caudal que sale por el siguiente vertedero:



$$\alpha = 90^\circ$$

$$z = 0.25 \text{ (m)}$$

$$C\alpha = 0.04292 \text{ (m}^3/\text{s)}$$

Nomenclatura del capítulo VII:

$A_f$  = área de flujo ( $m^2$ ).

$b$  = ancho del fondo del canal (m).

$C$  = coeficiente: Manning o Bazin que depende de la naturaleza y estado de las paredes del conducto (adimensional).

$Ca$  = caudal que circula por el canal ( $m^3/s$ ).

$D_e$  = diámetro equivalente (m).

$\Delta Z$  = diferencia de alturas entre dos puntos en un canal (m).

$f$  = factor de fricción de Darcy (adimensional).

$\frac{\sum F}{M}$  = pérdidas de energía por rozamiento (J/kg).

$g$  = aceleración de la gravedad =  $9.81$  ( $m/s^2$ ).

$gc$  = factor de conversión universal que depende de las unidades elegidas para el resto de las variables.

$h$  = hipotenusa del triángulo de ángulo ( $\alpha$ ) en canales trapezoidales (m). (o coordenada de la ec. 7.15).

$h_r$  = altura del resalto hidráulico (m).

$k$  = coordenada de la ecuación 7.15.

$L$  = longitud entre los puntos considerados (m).

$m$  = pendiente del conducto (m/m).

$M$  = flujo másico (kg/s).

$n$  = número de Manning (adimensional).

$PM$  = perímetro mojado (m).

$r$  = radio del tubo (m).

$r_{RH}$  = radio hidráulico (m)

$u$  = velocidad media del fluido (m/s).

$y$  = tirante del canal (m).

$y'$  = porcentaje de llenado de un drenaje circular (%).

$z$  = altura del nivel de líquido en la ecuación de Thompson o en la ecuación 7.22 (m).

$z_1$  = altura del nivel de líquido en las ecuaciones de Francis (m).

$\alpha$  = ángulo en la figura 7.1 ó 7.9 (grados).

$\gamma$  = número de Bazin (adimensional).

## VIII

### FLUJO DE FLUIDOS SOBRE CUERPOS SUMERGIDOS

#### B.1 Introducción:

El flujo de fluidos sobre objetos inmersos en ellos es de gran importancia en muchos campos de la ingeniería química (transferencia de calor y transferencia de masa principalmente), en este capítulo se abordarán algunos tópicos comunes dentro de este amplio tema, como son: bancos de tubos, intercambiadores de calor, lechos empacados y fluidización.

#### B.2 Fuerza ejercida sobre el cuerpo y velocidad terminal:

Cuando un cuerpo se sumerge en un fluido, éste ejercerá una fuerza sobre aquél mayor o menor de acuerdo a la figura geométrica del cuerpo y al Reynolds que prevalezca en el sistema. De lo anterior se deriva un fenómeno llamado arrastre que es la suma de la fricción en la superficie del cuerpo y el empuje que éste recibe del fluido.

Para calcular la fuerza ejercida por el fluido sobre el cuerpo suspendido en él, es necesario, entonces, conocer el coeficiente de arrastre el cual viene reportado en la gráfica B.1 en función de la esfericidad y el número de Reynolds (si  $\phi = 1$  y  $Re > 1E6$  entonces  $C_D \cong 0.15$ ). La esfericidad se define como:

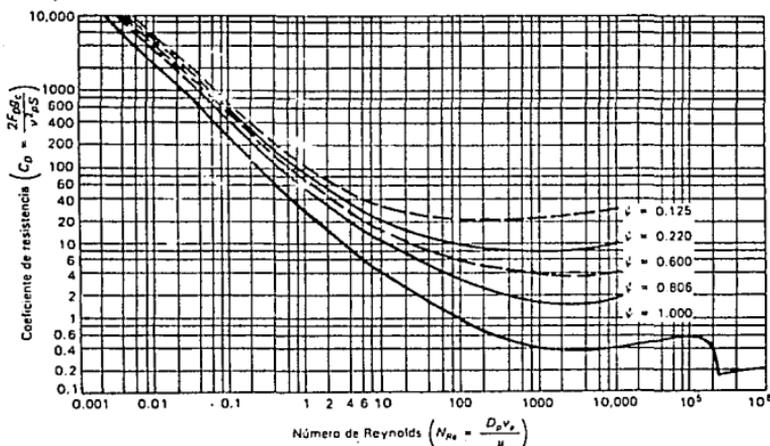
$$\phi = \frac{\text{superficie de una esfera del mismo volumen que el objeto}}{\text{superficie del objeto}}$$

(B.1)

El número de Reynolds es:

$$Re = Du\rho/\eta \quad (B.2)$$

Gráfica B.1



La fuerza ejercida sobre el cuerpo viene dada por la ecuación:

$$F_D = C_D \left( \frac{u^2}{2gc} \right) S(\rho) \quad (B.3)$$

Otro problema interesante es el del cálculo de la velocidad terminal, la cual se emplea, por ejemplo, para saber hasta que velocidad puede hacerse fluir un gas en un fenómeno de fluidización sin que la cama de partículas formada se desintegre.

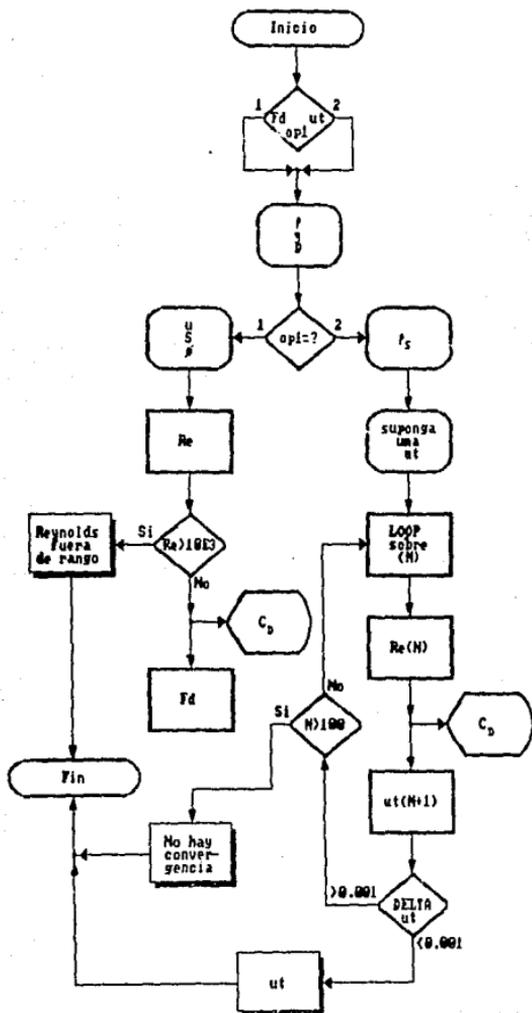
En un sistema en el que una partícula cae en el seno de un

fluido, con el tiempo las fuerzas de fricción y flotación igualan a la fuerza de gravedad, por lo que se presenta la caída sin aceleración de la partícula, teniéndose la velocidad terminal.

$$u_t = \sqrt{\frac{4(\rho_s - \rho)gD}{3C_D\rho}} \quad (8.4)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #41

Calcula la fuerza ejercida por el fluido en el cuerpo y la velocidad terminal



### PROBLEMA HECHO A MANO

Un tanque esférico de 6 (m) de diámetro está colocado en una fábrica. Si la temperatura, la presión y la velocidad del aire son de 20°C, 1 (atm) y 150 (km/h), respectivamente, calcule la fuerza total que el viento ejerce sobre el tanque.

Datos:

$$\rho = 1.207 \text{ (kg/m}^3\text{)} \quad \eta = 0.0185 \text{ (cps)}$$

$$u = 150 \text{ (km/h)} = 41.66 \text{ (m/s)} \quad D = 6 \text{ (m)}$$

Empleando la ecuación (8.2):

$$Re = 6(41.66)(1.207)/(0.0185E-3)$$

$$Re = 1.6308E7$$

Esfericidad: como se trata de una esfera, tenemos:

$$\phi = 1$$

$$\text{como } Re > 1E6 \text{ y } \phi = 1: \quad C_D = 0.15$$

Area proyectada al flujo:

$$S = \pi r^2 = \pi(3)^2 = 28.27 \text{ (m}^2\text{)}$$

Empleando la ecuación (8.3):

$$F_D = 0.15 \left[ \frac{41.66^2}{2} \right] 28.27(1.207)$$

$$\underline{F_D = 4442.2137 \text{ (N)}}$$

## PROGRAMA #41

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:OLEUM41.BAS
20 REM Calcula la fuerza ejercida por un fluido sobre un cuerpo sumergido en el,
30 REM así como el coeficiente de arrastre por iteraciones sucesivas.
40 DEF FNC=DF/DE*DEP
50 DEF FNC0=2.71828180*(F1)
60 DEF FNF1=11.83879-28.61035*F1+24.42721*F1^2-2.26719*F1^3
70 DEF FNF2=11.14023-23.24844*F1+9.83539*F1^2+6.71571*F1^3
80 DEF FNF3=10.8054-20.99356*F1+2.94199*F1^2+10.73448*F1^3
90 DEF FNF4=10.49134-19.15279*F1-5.17643*F1^2+14.46344*F1^3
100 DEF FNF5=9.022589+7.71501*F1-222.24783*F1^2+801.16406*F1^3-1434.17322*F1^4+12
82.04321*F1^5-445.26767*F1^6
110 CLS
120 PRINT:INPUT "Seleccione: (1)Calcular la fuerza ejercida por el fluido
(2)Calcular la velocidad terminal ",OP1
130 IF OP1<1 AND OP1<2 THEN 120
140 PRINT:INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m^3) ",DEN
150 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
160 INPUT "Alimente: el diametro equivalente del cuerpo (m) ",D
170 IF OP1=2 THEN 260
180 INPUT "Alimente: la velocidad del fluido (m/s) ",U
190 INPUT "Alimente: el area proyectada al flujo (m^2) ",S
200 INPUT "Alimente: la esfericidad del cuerpo ",E
210 RE=DEN*U/(VIS*10^-3)
220 IF (RE)>1000 AND E<1 THEN 2050
230 GOSUB 1000
240 FD=FNC0+U^2*DEN/2
250 GOTO 2000
260 REM ++++++CALCULO DE LA VELOCIDAD TERMINAL
270 E=1
280 DIM UT(101)
290 INPUT "Alimente: la densidad del cuerpo (kg/m^3) ",DENC
300 PRINT:INPUT "Suponga una velocidad terminal (m/s) ",UT(1)
310 FOR N=1 TO 100
320 RE=DEN*UT(N)/(VIS*10^-3)
330 GOSUB 1000
340 UT(N+1)=(4*(DENC-DEN)+9.81000)/(0.3/FNC0/DEN)^.5
350 IF ABS(UT(N+1)-UT(N))<.01 THEN 380
360 NEXT
370 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "No se encontro convergencia despues de 100 iteraci
ones":GOTO 2040
380 PRINT:SOUND 3700,3:PRINT "Convergencia!!!"
390 PRINT:PRINT TAB(15) "Numero de iteraciones: ";N
400 PRINT TAB(15) "Velocidad terminal: ";UT(N+1); " (m/s)"
410 PRINT TAB(15) "Numero de Reynolds: ";RE
420 GOTO 2030
1000 REM ++++++SUBROUTINA CALCULO DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE
1010 X=LOG(10):I=(X+7)/20
1020 IF E<.125 THEN 1030 ELSE 1040
1030 F1=FNF1:GOTO 1220
1040 IF E<.125 AND E<.221 THEN 1050 ELSE 1060
1050 DF=FNF1-FNF2:DE=-.095:DEP=E-.22:F1=FNC0+FNF2:GOTO 1220

```

```

1060 IF E= .22 THEN 1070 ELSE 1080
1070 FI=FN*2:GOTO 1220
1080 IF (E).22 AND (C).61 THEN 1090 ELSE 1100
1090 DF=FN*2-FN*3:DE=-.38:DEP=E-.6:FI=FN*2+FN*3:GOTO 1220
1100 IF E=.6 THEN 1110 ELSE 1120
1110 FI=FN*3:GOTO 1220
1120 IF (E).6 AND (C).8061 THEN 1130 ELSE 1140
1130 DF=FN*3-FN*4:DE=-.206:DEP=E-.806:FI=FN*3+FN*4:GOTO 1220
1140 IF E=.806 THEN 1150 ELSE 1160
1150 FI=FN*4:GOTO 1220
1160 IF (E).806 AND (C)1 THEN 1170 ELSE 1180
1170 DF=FN*4-FN*5:DE=-.194:DEP=C-1:FI=FN*4+FN*5:GOTO 1220
1180 IF E=1 THEN 1190 ELSE 1210
1190 IF RE>200000 THEN FI=-1.897126 ELSE FI=FN*5
1200 GOTO 1220
1210 PRINT:COLOR 27:PRINT "Esféricidad)":PRINT:COLOR 11:GOTO 200
1220 RETURN
2000 REM ++++++OUTPUT
2010 PRINT:PRINT TAB(15) "Fuerza que ejerce el fluido: (FD) ON"
2020 PRINT TAB(45) FD/9.810061; " (kgf)"
2030 PRINT TAB(15) "Coeficiente de descarga calculado: ";PRINT USING "0.0000"IF
NEO
2040 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
2050 PRINT: SOUND 3700,3:PRINT "El Reynolds es superior a 10,000: fuera de rango"
:EDTD 2040

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #41

Selección: (1) Calcular la fuerza ejercida por el fluido  
(2) Calcular la velocidad terminal 1

Alimento: la densidad del fluido ( $\text{kg/m}^3$ ) 1.207  
Alimento: la viscosidad del fluido (cps) 0.0185  
Alimento: el diámetro equivalente del cuerpo (m) 6  
Alimento: la velocidad del fluido (m/s) 41.66  
Alimento: el área proyectada al flujo ( $\text{m}^2$ ) 28.27  
Alimento: la esfericidad del cuerpo 1

Fuerza que ejerce el fluido: 4441.534 (ND)  
452.7557 (kgf)  
Coeficiente de descarga calculado: 0.1500

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Calcule la velocidad terminal de unas partículas esféricas de café, de 400 ( $\mu$ ) de diámetro, que caen a través de aire a 150°C. La densidad de las partículas es de 1030 ( $\text{kg/m}^3$ ).

$$u = 1.60225 \text{ (m/s)}$$

$$Re = 20.51952$$

#### B.3 Caída de presión en bancos de tubos:

En los radiadores y otros intercambiadores de calor, los fluidos se mueven transversalmente a un banco de tubos como los que se presentan en la figura B.1.

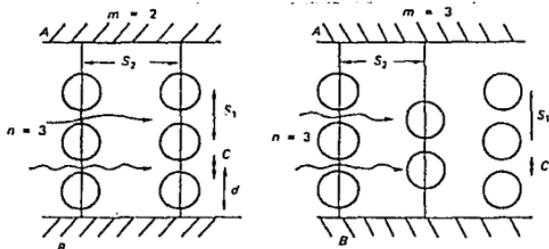


fig. B.1

Las correlaciones empleadas son:

arreglo cuadrangular ( $S_1 = S_2$ )

$$\Delta P = \rho u^2 \left( \frac{b}{g_c} \right) (3 + 4.5m) \left( \frac{S_1}{d} \right)^{-0.25} Re^{-0.25} \quad (B.5)$$

arreglo al tresbolillo

$S_1 < S_2$

$$\Delta P = \rho u^2 \left( \frac{b}{g_c} \right) (2 + 3.3m) Re^{-0.25} \quad (B.6)$$

$S_1 > S_2$

$$\Delta P = \rho u^2 \left( \frac{b}{g_c} \right) (2.7 + 1.7b) Re^{-0.28} \quad (8.7)$$

el coeficiente de corrección (b) depende del ángulo de incidencia ( $\phi'$ ) del fluido al tubo de acuerdo a la figura B.2 (es una vista desde arriba).



fig. 8.2

este factor de corrección se obtiene de la tabla B.1

$\phi'$	90	80	70	60	50	40	30	10
b	1	1	0.95	0.83	0.69	0.53	0.38	0.15

tabla 8.1

La velocidad debe calcularse en base al área mínima de flujo en el banco de tubos.

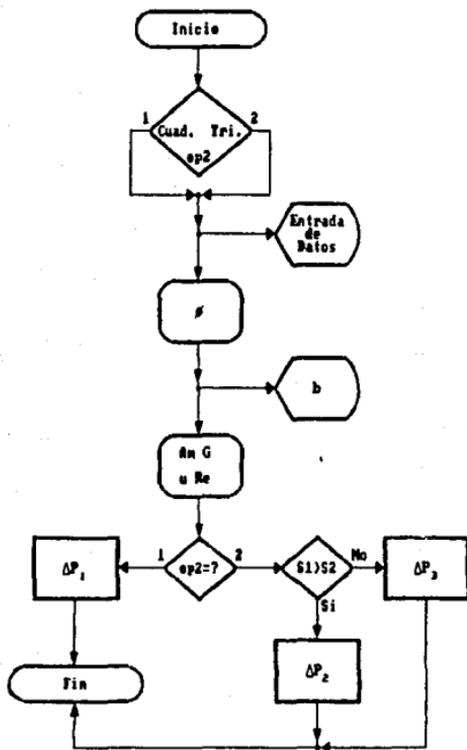
$$A_m = (S_t - d)(n + 1)L \quad (8.8)$$

Es necesaria también la masa-velocidad y el Reynolds:

$$G = M/A \quad (8.9)$$

$$Re = dG/\eta \quad (8.10)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #42  
 Calcula la caída de presión esperada  
 en un banco de tubos



PROBLEMA HECHO A MANO

Un banco de tubos está formado por 10 hileras de 10 tubos cada una. Los tubos son de 3/8 de pulgada y de un pie de longitud y están colocados en arreglo al tresbolillo (equilátero) con  $S_1 = 15/32''$ . Por el banco circula aire a  $20^\circ\text{C}$  y 1 (atm) a razón de 0.3 (kg/s) en dirección perpendicular al banco. Calcule la caída de presión esperada.

Datos:

$$d = 3/8 \text{ (in)} = 0.009525 \text{ (m)} \quad n = 10 \quad \rho = 1.205 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$S_1 = 15/32 \text{ (in)} = 0.011906 \text{ (m)} \quad m = 10 \quad \eta = 0.0181 \text{ (cps)}$$

$$L = 1 \text{ (ft)} = 0.3048 \text{ (m)} \quad M = 0.3 \text{ (kg/s)}$$

de la tabla B.1 con  $\phi' = 90^\circ$ , tenemos  $b = 1$

Solución:

Empleando la ecuación (B.8):

$$A_m = (0.011906 - 0.009525)(10 + 1)0.3048$$

$$A_m = 0.007983 \text{ (m}^2\text{)}$$

Empleando la ecuación (B.9):

$$G = 0.3/0.007983$$

$$G = 37.57986 \text{ (kg/m}^2 \text{ s)}$$

Empleando la ecuación (B.10):

$$Re = 0.009525(37.57986)/0.0181\text{E}-3$$

$$Re = 1.9776\text{E}4$$

Como el arreglo es de triángulo equilátero:

$$S_2 = \sqrt{S_1^2 - (S_1/2)^2}$$

$$S_2 = \sqrt{(0.0119)^2 - (0.0059)^2} = 0.01031 \text{ (m)}$$

Como  $S_1 > S_2$  se emplea la ecuación (B.7):

$$\Delta P = (1.205) (37.5798/1.205)^2 \left(\frac{1}{1}\right) [2.7 + 1.7(10)] (1.977\text{E}4)^{-0.28}$$

$$\underline{\Delta P = 1447.1256 \text{ (N/m}^2\text{)}}$$

## PROGRAMA #42

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: CUSUMA2.BAS
20 REM Calcula la caída de presión esperada en bancos de tubos.
30 DEF FNDPAL=B*(34.5*NC)*(SI/DT)^(-.23)*RE^(-.26)*UM*2*DEN
40 DEF FNDPTRESI=B*(2*3.3*NC)*RE^(-.28)*UM*2*DEN
50 DEF FNDPTRES2=B*(2.741.7*NC)*RE^(-.28)*UM*2*DEN
60 DEF FNB=(F1-B1)*B2+B3
70 CLS
80 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Alineada
(2)Alternada al tresbolillo ",OP2
90 IF (OP2<1) AND (OP2<2) THEN B0
100 EOSUB 1B0
110 INPUT "Alimente: el angulo de incidencia del flujo (fi) (grados) ",FI
120 EOSUB 300
130 AMIN=(SI-DT)*L*(NF+1):GM=M/AMIN:UM=GM/DEN:RE=DT*GM/(VIS*10^-3)
140 IF OP2=1 THEN DP=FNDPAL ELSE 160
150 BOTO 550
160 IF SI<S2 THEN DP=FNDPTRESI ELSE DP=FNDPTRES2
170 BOTO 550
180 REM +++++ SUBR. DE ENTRADA DE DATOS
190 PRINT:INPUT "Alimente: numero de columnas ",NC
200 INPUT "Alimente: numero de filas ",NF
210 INPUT "Alimente: la distancia perpendicular al flujo (S1) (m) ",S1
220 IF OP2=1 THEN 240
230 INPUT "Alimente: la distancia longitudinal al flujo (S2) (m) ",S2
240 INPUT "Alimente: el diametro externo del tubo (m) ",DT
250 INPUT "Alimente: la longitud de los tubos (m) ",L
260 INPUT "Alimente: el flujo masico del fluido (kg/s) ",M
270 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m^3) ",DEN
280 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
290 RETURN
300 REM ++++++SUBR. DEL ANGULO DE INC.
310 IF FI<10 THEN B=15 ELSE 320
320 IF (FI>10) AND (FI<30) THEN 330 ELSE 340
330 B1=10:B2=.0115:B3=.15
340 IF FI<30 THEN B=.38 ELSE 350
350 IF (FI>30) AND (FI<40) THEN 360 ELSE 370
360 B1=30:B2=.015:B3=.38
370 IF FI<40 THEN B=.53 ELSE 380
380 IF (FI>40) AND (FI<50) THEN 390 ELSE 400
390 B1=40:B2=.016:B3=.53
400 IF FI<50 THEN B=.69 ELSE 410
410 IF (FI>50) AND (FI<60) THEN 420 ELSE 430
420 B1=50:B2=.014:B3=.69
430 IF FI<60 THEN B=.83 ELSE 440
440 IF (FI>60) AND (FI<70) THEN 450 ELSE 460
450 B1=60:B2=.012:B3=.83
460 IF FI<70 THEN B=.95 ELSE 470
470 IF (FI>70) AND (FI<80) THEN 480 ELSE 490
480 B1=70:B2=.005:B3=.95
490 IF (FI<80) OR (FI=90) OR (FI>80) AND (FI<90) THEN B=1
500 IF FI>90 THEN 510 ELSE 530

```

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Calcule la caída de presión esperada en un banco de tubos de arreglo cuadrangular de 5 hileras y 5 columnas. El diámetro externo de los tubos es de 0.02 (m), el espaciamiento en dirección perpendicular al flujo es de 0.052 (m) (St) y su longitud es de 0.5 (m). El ángulo de incidencia del flujo al banco es de 90°.

Datos:  $\rho = 0.018 \text{ (kg/m}^3\text{)}$        $\eta = 0.018 \text{ (cps)}$

$$\Delta P = 7673.51 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$Re = 93.75 \quad G = 4.687 \text{ (kg/m}^2 \text{ s)} \quad Am = 0.096 \text{ (m}^2\text{)}$$

#### B.4 Caída de presión en intercambiadores de calor de coraza y tubos:

En este tipo de intercambiadores de calor, se presentan dos caídas de presión: una por el lado de los tubos y la otra por el lado de la coraza. En este punto únicamente analizaré la caída de presión por el lado de la coraza (el otro cálculo puede realizarse con los programas del capítulo IV de esta tesis).

La ecuación que permite el cálculo deseado es:

$$\Delta P = \frac{f G^2 D_o (N + 1)}{2g_c \rho D_o} \quad (8.11)$$

donde:

$$D_o = \frac{4[St^2 - (\pi d^2/4)]}{\pi d} \quad (8.12)$$

$$A_o = \frac{D_o * C * B}{St} \quad (8.13)$$

$$C = St - d \quad (8.14)$$

$$N + 1 = L/B \quad (8.15)$$

El factor de fricción  $f$  se obtiene de la gráfica B.2

CORRIDA DEL PROGRAMA #42

Selección: (1)Alineada  
(2)Alternada al trespelillo 2

Alimente: número de columnas 10  
Alimente: número de filas 10  
Alimente: la distancia perpendicular al flujo (S1) (m) 0.011906  
Alimente: la distancia longitudinal al flujo (S2) (m) 0.01031  
Alimente: el diámetro externo del tubo (a) 0.009525  
Alimente: la longitud de los tubos (l) 0.3948  
Alimente: el flujo masico del fluido (Qv) (kg/s) 0.3  
Alimente: la densidad del fluido ( $\rho$ ) ( $\text{kg/m}^3$ ) 1.205  
Alimente: la viscosidad del fluido ( $\mu$ ) (cps) 0.0181  
Alimente: el ángulo de incidencia del flujo ( $\theta$ ) (grados) 90

Caida de presión: 1447 (N/m<sup>2</sup>)  
147.5026 (kgf/m<sup>2</sup>)

Coef. de corrección: 1  
Número de Reynolds: 19776.1  
Masa velocidad: 37.57979 (kg/m<sup>2</sup> s)  
Velocidad máxima: 31.18654 (m/s)  
Área de flujo: 7.983016E-03 (m<sup>2</sup>)

Trabajo Concluido

```
510 PRINT:COLOR 27:PRINT "Angulo de incidencia (fi) mayor a 90 (grados) *iPRINT
520 COLOR 11:GOTO 80
530 IF B=0 THEN B=F*B
540 RETURN
550 REM ++++++ OUTPUT
560 PRINT:PRINT TAB(15) "Caida de presion: "iDP;" (N/m^2)"
570 PRINT TAB(33) DP/9.810001;" (kg/m^2)"
580 PRINT TAB(15) "Coef. de correccion: "iB
590 PRINT TAB(15) "Numero de Reynolds: "iRE
600 PRINT TAB(15) "Masa velocidad: "iM;" (kg/(m^2 s))"
610 PRINT TAB(15) "Velocidad maxima: "iU;" (m/s)"
620 PRINT TAB(15) "Area de flujo: "iA;" (m^2)"
630 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido"iEND
```

Gráfica B.2

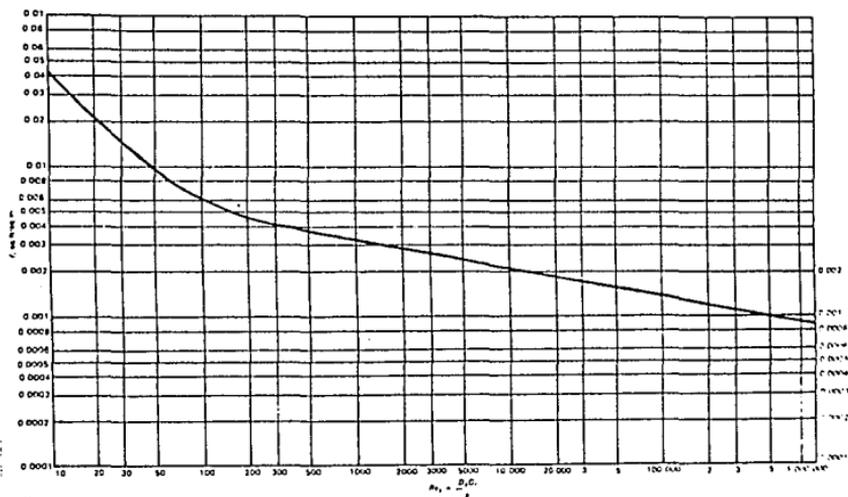
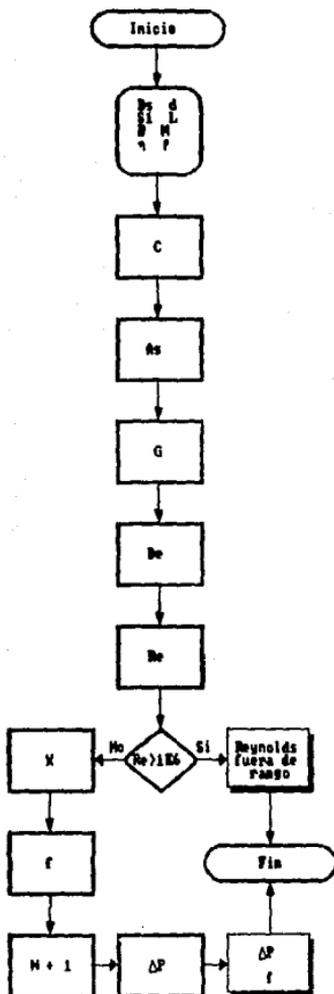


DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #43

Calcula la caída de presión esperada en un intercambiador de calor de coraza y tubos



PROBLEMA HECHO A MANO

9000 (kg/h) de una solución de  $K_2PO_4$  al 30% con densidad de 1300 (kg/m<sup>3</sup>) deben enfriarse desde 65° hasta 32° usando agua que pasa por los tubos de un intercambiador 1-2 de coraza y tubos de 0.25 (m) de diámetro. Los tubos son de 0.01905 (m) de diámetro externo y 5 (m) de largo, arreglados en cuadro de 1 (in) de paso. Los deflectores están espaciados a 5 (cm). Calcule la caída de presión por el lado de la coraza.  $\eta$  ( $K_2PO_4$ ) = 1.2 (cps).

Datos:  $D_o = 0.25$  (m)

$M = 9000$  (kg/h) = 2.5 (kg/s)  $B = 0.05$  (m)  $d = 0.01905$  (m)

$\rho = 1300$  (kg/m<sup>3</sup>)  $\eta = 1.2$  (cps)  $L = 5$  (m)  $S_t = 0.0254$  (m)

Solución:

Empleando la ecuación (8.14):

$$C = 0.0254 - 0.01905 = 0.00635 \text{ (m)}$$

Empleando la ecuación (8.13):

$$A_s = 0.25(0.00635)(0.05)/0.0254$$

$$A_s = 3.125E-3 \text{ (m}^2\text{)}$$

Empleando la ecuación (8.15):

$$N + 1 = 5/0.05 = 100$$

Empleando la ecuación (8.12):

$$D_e = \frac{4[(0.0254)^2 - \pi(0.01905)^2/4]}{\pi(0.01905)}$$

$$D_e = 0.024 \text{ (m)}$$

Empleando la ecuación (8.9):

$$G = 2.5/3.125E-3 = 800$$

Empleando la ecuación (8.10) con ( $D_e$ ) en lugar de ( $d$ ) se obtiene el Reynolds en la coraza:

$$Re = (0.024)800/1.2E-3$$

$$Re = 1.6E4$$

Utilizando la gráfica 8.2:

$$f = 0.002 \left( ft^2/in^2 \right) = 0.288$$

Aplicando la ecuación (8.11):

$$\Delta P = \frac{0.288 (800)^2 (0.25) (100)}{2 (1300) (0.024)}$$

$$\Delta P = \underline{73846.15 \text{ (N/m}^2\text{)}}$$

## PROGRAMA #43

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: DUSUM43.BAS
20 REM Calcula la caída de presión esperada en intercambiadores de calor
30 REM de tubos y coraza con arreglo de tubos cuadrangular por la coraza.
40 CLS
50 INPUT "Alimente: el diametro de la coraza (m) ",DS
60 INPUT "Alimente: el diametro externo de los tubos (m) ",DET
70 INPUT "Alimente: el paso entre los tubos (m) ",S1
80 INPUT "Alimente: la longitud de los tubos (m) ",L
90 INPUT "Alimente: la distancia entre napparas (m) ",B
100 INPUT "Alimente: el gasto masico del fluido (kg/s) ",MS
110 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
120 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m^3) ",DEN
130 D=S1-DET
140 AS=DS*B+C/S1
150 GS=MS/AS
160 DE=4*(S1^2-3.1416*(DET^2/4))/(3.1416*DET)
170 RES=DE*GS/(VIS*10^-3)
180 IF RES>1000000! THEN 230
190 I1=LOG(RES):I=(I1-2)/12
200 LF=-2.82377-15.35445*I+30.74826*I^2-29.56657*I^3+10.16034*I^4
210 E=2.7182818:F=E*(LF):F=F*144
220 MM=L/B
230 DP=F*GS^2*DS*MM^1/2/DEN/DE
240 PRINT:PRINT TAB(15) "La caída de presión esperada es: ";DP;" (N/m^2)"
250 PRINT TAB(48) DP/9.810001;" (kgf/m^2)"
260 PRINT TAB(15) "El factor de fricción obtenido es: ";F
270 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido"END
280 PRINT:PRINT "Numero de Reynolds fuera de rango (>1E6)":GOTO 270

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #43

Alimente: el diametro de la coraza (a) 0.25  
Alimente: el diametro externo de los tubos (a) 0.01905  
Alimente: el paso entre los tubos (a) 0.0254  
Alimente: la longitud de los tubos (a) 5  
Alimente: la distancia entre mamparas (a) 0.05  
Alimente: el gasto masico del fluido (kg/s) 2.5  
Alimente: la viscosidad del fluido (cps) 1.2  
Alimente: la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 1300

La caída de presión esperada es: 72452.1 (N/m<sup>2</sup>)  
7385.534 (kgf/m<sup>2</sup>)  
El factor de fricción obtenido es: .2833906

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

4500 (kg/h) de benceno con densidad de 879 (kg/m<sup>3</sup>) deben calentarse de 10° hasta 30° usando agua que pasa por los tubos de un intercambiador 1-2 de coraza y tubos de 0.30 (m) de diámetro. Los tubos son de 0.021 (m) de diámetro externo y 6 (m) de largo, arreglados en cuadro de 0.03 (m) de paso. Los deflectores están espaciados a 0.07 (m). Calcule la caída de presión por el lado de la coraza.  $\eta$  (Benceno) = 0.6 (cps).

$$\Delta P = 5145.032 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$f = 0.2999$$

#### B.5 Caída de presión en lechos empacados:

El tema de lechos empacados es muy amplio para tratarlo en un solo punto, por lo que solamente expongo la caída de presión cuando, en un lecho empacado, circula un solo fluido; tal caso se presenta en los lechos de partículas catalíticas para llevar a cabo una reacción química.

La caída de presión se da por:

$$\Delta P = f_p \left( \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon^3} \right) \left( \frac{\eta u^2}{D g c} \right) \rho \quad (8.16)$$

$$c = (\rho_a - \rho) / \rho_a \quad (8.17)$$

El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{D u \rho}{(1 - \epsilon) \eta} \quad (8.18)$$

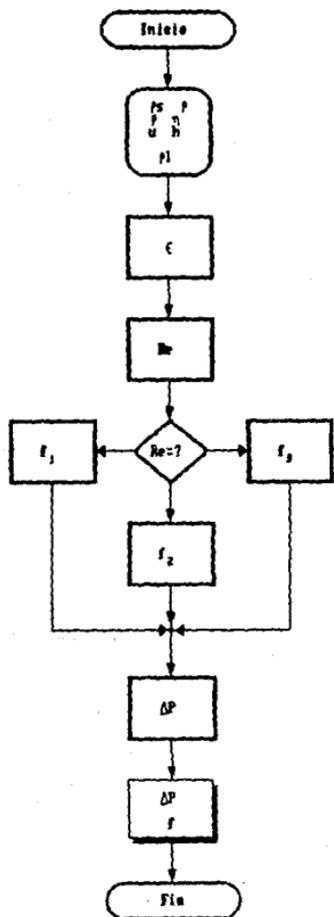
$$\text{Si el Reynolds es menor a 1: } f_p = 150/Re \quad (8.19)$$

$$\text{Si } 10,000 \leq Re \leq 1: f_p = 150/Re + 1.75 \quad (8.20)$$

$$\text{Si } Re > 10,000: f_p = 1.75 \quad (8.21)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #44

Calcula la caída de presión esperada en un lecho empacado con partículas al paso de un fluido



PROBLEMA HECHO A MANO

Un reactor de craqueo catalítico está formado por un lecho de partículas esféricas de 0.5 (cm) de diámetro. La sección transversal es de 0.09 (m<sup>2</sup>) y la altura del lecho es de 1.8 (m). Calcule la caída de presión que se produce al hacer pasar una corriente gaseosa de 0.9 (m/s). La densidad de las partículas es 1600 (kg/m<sup>3</sup>), la del lecho es 960 (kg/m<sup>3</sup>), la del gas 0.64 (kg/m<sup>3</sup>) y su viscosidad es 1.5E-2 (cps).

Datos:

$$D = 0.5 \text{ (cm)} = 0.005 \text{ (m)} \quad u = 0.9 \text{ (m/s)} \quad \rho_s = 1600 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$h = 1.8 \text{ (m)} \quad \rho = 0.64 \text{ (kg/m}^3\text{)} \quad \rho_l = 960 \text{ (kg/m}^3\text{)} \quad \eta = 1.5E-2 \text{ (cps)}$$

Solución:

Empleando la ecuación (8.17):

$$e = (1600 - 960)/1600 = 0.4$$

Empleando la ecuación (8.18):

$$Re = \frac{(0.005)(0.9)(0.64)}{(1 - 0.4)(1.5E-5)}$$

$$Re = 320$$

Empleando la ecuación (8.20):

$$f_p = 150/320 + 1.75$$

$$f_p = 2.218$$

Empleando la ecuación (8.16):

$$\Delta P = 2.218 \left[ \frac{(1 - 0.4)}{(0.4)^3} \right] \left[ \frac{1.8(0.9)^2}{0.005} \right] (0.64)$$

$$\Delta P = 3880.6128 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

## PROGRAMA #44

```

10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO: CUSUM44.DAT
20 REN Calcula la caída de presión en un lecho empacado con partículas al
30 REN paso de un fluido.
40 CLS
50 INPUT "Alimento: la densidad de las partículas (kg/m^3) ", DENS
60 INPUT "Alimento: el diametro de las partículas (m) ", DS
70 INPUT "Alimento: la densidad del fluido (kg/m^3) ", DENF
80 INPUT "Alimento: la viscosidad del fluido (cps) ", VIS
90 INPUT "Alimento: la velocidad del fluido (m/s) ", U
100 INPUT "Alimento: la altura del lecho (m) ", L
110 INPUT "Alimento: la densidad del lecho (kg/m^3) ", DENL
120 POR = (DENS - DENF) / DENS
130 RE = DS * U * DENL / (1 - POR) / (VIS * 10^-3)
140 IF RE < 1 THEN F = 150 / RE
150 IF (RE) AND RE < 10000 THEN F = 150 / RE + 1.75
160 IF RE = 10000 THEN F = 1.75
170 DP = (F * (1 - POR) / POR)^3 * L * U^2 / DS * DEN
180 PRINT: PRINT TAB(15) "La caída de presión esperada es: " | DP | " (N/m^2)"
190 PRINT TAB(48) DP / 9.810001 " (kgf/m^2)"
200 PRINT TAB(15) "El factor de fricción obtenido es: " | F
210 PRINT: PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido": END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #44

Alimento: la densidad de las partículas ( $\text{kg/m}^3$ ) 1600  
Alimento: el diámetro de las partículas (m) 0.635  
Alimento: la densidad del fluido ( $\text{kg/m}^3$ ) 0.64  
Alimento: la viscosidad del fluido (cps)  $1.5 \times 10^{-2}$   
Alimento: la velocidad del fluido (m/s) 0.9  
Alimento: la altura del lecho (m) 1.8  
Alimento: la densidad del lecho ( $\text{kg/m}^3$ ) 960

La caída de presión esperada es: 3881.925 (N/m<sup>2</sup>)  
395.711 (kgf/m<sup>2</sup>)  
El factor de fricción obtenido es: 2.21875

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Calcule la caída de presión en un reactor empacado con partículas catalíticas esféricas de 0.3 (cm) de diámetro y una altura de empaque de 1.3 (m) cuando se hace pasar una corriente gaseosa de 0.8 (m/s). La densidad de las partículas es 1300 (kg/m<sup>3</sup>), la del lecho es 1010 (kg/m<sup>3</sup>), la del gas 0.6 (kg/m<sup>3</sup>) y su viscosidad es 0.0181 (cps).

$$\Delta P = 37439 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$f_p = 3.21$$

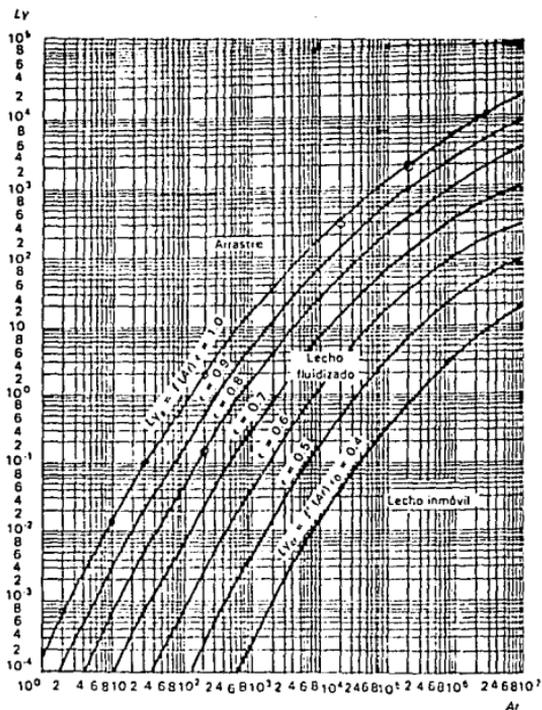
#### 8.6 Fluidización:

La fluidización se presenta cuando un lecho es sometido a una velocidad de fluido tal que las partículas que lo componen se mueven libremente formando una cama de partículas, la velocidad media del fluido a la cual ocurre la fluidización es:

$$u_f = \sqrt{\frac{Ly(\rho_s - \rho)g}{\rho}} \quad (8.22)$$

$Ly$  es el número de Lyaschenko y se presenta en la gráfica 8.3 en función del número de Arquímedes y la porosidad del lecho fluidizado.

Gráfica 8.3



El número de Arquímedes es:

$$Ar = \frac{D^3 \rho (\rho_s - \rho) g}{\eta^2} \quad (8.22)$$

De la gráfica 8.3 se puede apreciar que el punto de fluidización se presenta cuando  $C = 0.4$ , por debajo del cual el lecho está fijo.

Cuando se tiene una velocidad de operación expresado como un factor multiplicado por la  $u_f$  (ejemplo:  $u_{op} = 2u_f$ ) es necesario recalcular el número de Lyaschenko y, junto con, el número de Arquímedes previamente calculado, determinar en la gráfica 8.3 la porosidad del lecho fluidizado. De aquí se puede conocer la altura que tendrá el lecho:

$$h = \left( \frac{1 - \epsilon_0}{1 - \epsilon} \right) h_0 \quad (8.23)$$

y la caída de presión:

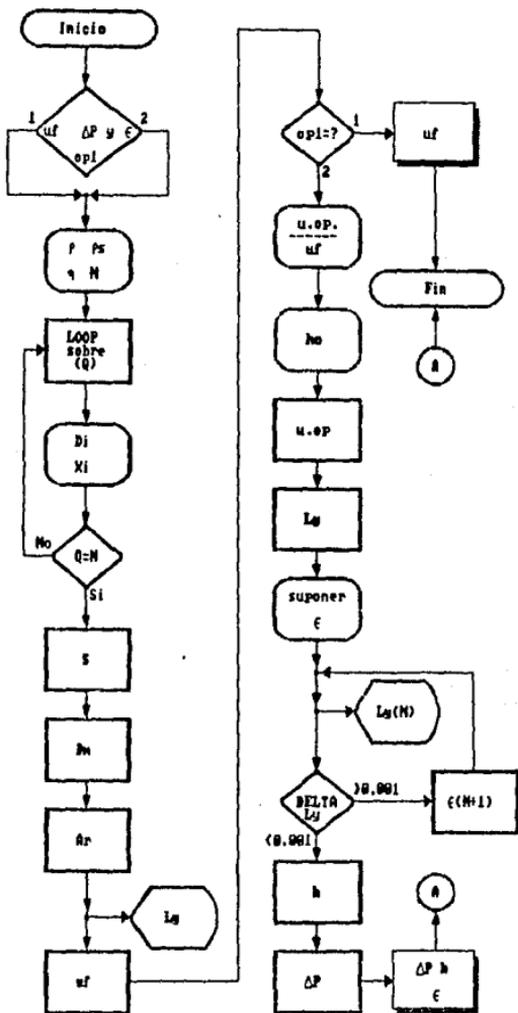
$$\Delta P = 9.81h(1 - \epsilon)(\rho_s - \rho) \quad (8.24)$$

Si el lecho está formado por varias poblaciones de partículas de distinto diámetro, se calcula un diámetro medio de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$D_m = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{X_i}{D_i}} \quad (8.25)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #45

Calcula la velocidad de fluidización, porosidad, altura y caída de presión esperada en un lecho fluidizado



PROBLEMA HECHO A MANO

En un lecho de arena con la siguiente composición en masa: 43% de 1.75 (mm) de diámetro, 28% con 1.25 (mm), 17% con 0.75 (mm) y 12% con 0.37 (mm).

La densidad de la arena es de 1100 (kg/m<sup>3</sup>). Si se introduce aire a 150°C y 1 (atm), calcule la velocidad de fluidización.

Datos:

$$D_1 = 1.75 \text{ (mm)} \quad X_1 = 0.43 \quad D_3 = 0.75 \text{ (mm)} \quad X_3 = 0.17$$

$$D_2 = 1.25 \text{ (mm)} \quad X_2 = 0.28 \quad D_4 = 0.37 \text{ (mm)} \quad X_4 = 0.12$$

$$\rho_s = 1100 \text{ (kg/m}^3\text{)} \quad \rho = 0.835 \quad \eta = 0.024 \text{ (cps)}$$

Solución:

Empleando la ecuación (8.25):

$$D_m = \frac{1}{\frac{0.43}{1.75} + \frac{0.28}{1.25} + \frac{0.17}{0.75} + \frac{0.12}{0.37}} = 1.02 \text{ (mm)}$$

$$D_m = 0.00102 \text{ (m)}$$

Empleando la ecuación (8.22):

$$Ar = \frac{(0.00102)^3 (0.835) (1100 - 0.835) 9.81}{(0.024 \times 10^{-3})^2}$$

$$Ar = 16588$$

Empleando la gráfica 8.3 con  $\epsilon = 0.4$ :

$$Ly = 3E-2$$

Empleando la ecuación (8.22):

$$u_f = \sqrt{\frac{(3E-2) (1100 - 0.835) (0.024 \times 10^{-3}) 9.81}{(0.835)^2}}$$

$$u_f = 0.2233 \text{ (m/s)}$$

## PROGRAMA #45

```

10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO: CUEJUMS.BAS
20 REN Calcula la velocidad de fluidizacion en un lecho de particulas de
30 REN diferentes diametros y/o porosidad, caída de presión.
40 DIM E(100):DIM LY(100):DIM DELTA(100):DIM ORD(100):DIM PEND(100)
50 CLS
60 PRINT:INPUT "Selecciones: (1)Calcular la velocidad de fluidizacion
(2)Calcular porosidad y caída de presión a velocidad
de operacion ",OP1
70 IF (OP1<1) AND (OP1<2) THEN 60
80 PRINT:INPUT "Alimente: la densidad del solido (kg/m3) ",DENS
90 INPUT "Alimente: la densidad del fluido (kg/m3) ",DEN
100 INPUT "Alimente: la viscosidad del fluido (cps) ",VIS
110 INPUT "Alimente: el numero de poblaciones de particulas (1..N) ",N
120 FOR Q=1 TO N
130 PRINT:PRINT "Para la poblacion:Q:"
140 INPUT "Alimente: el diametro de la partícula (m) ",D(Q)
150 INPUT "Alimente: la fracción que tiene en el conjunto ",X(Q)
160 S=S+X(Q)/D(Q)
170 NEXT Q
180 DM=1/S
190 E=.4
200 AR=DM3*DEN*(DENS-DEN)+9.810001/((VIS*10-3)2)
210 B0SLB 1000
220 LY=2.718281*(LLY)
230 USM=(LY*(VIS*10-3)*(DENS-DEN)+9.810001/(DEN2))(1/3)
240 IF OP1=2 THEN 250 ELSE 2000
250 PRINT:INPUT "Alimente: la razón (vel. op./vel. fluid.) ",R
260 INPUT "Alimente: la altura del lecho inmovil (m) ",HD
270 U=USM*R
280 LY=U3*DEM2/(VIS*10-3)/(DENS-DEN)/9.810001
290 PRINT:INPUT "Suponga una porosidad (1=(e(0.4) )",E(2)
300 E(1)=E(2)*.98
310 FOR N=1 TO 100
320 E=E(N)
330 B0SLB 1000
340 LY(N)=2.718281*(LLY)
350 DELTA(N)=LY-LY(N)
360 IF ABS(DELTA(N))<.001 THEN 440
370 IF N=1 THEN 410
380 PEND(N)=(DELTA(N)-DELTA(N-1))/LC(N)-E(N-1))
390 ORD(N)=DELTA(N)-PEND(N)*E(N)
400 E(N+1)=ORD(N)/PEND(N)
410 NEXT N
420 PRINT:PRINT "No se encontro convergencia despues de 100 iteraciones"
430 B0TD 2110
440 H=.6/(1-E(N))*HD
450 OP=H*(1-E(N))*(DENS-DEN)+9.810001
460 PRINT:SOULD 3700,3:PRINT "Convergencia!!!":B0TD 2010
1000 REN ++++++CORR. DE ARG VS LYS:KENZD
1010 DEF FNLLY2=-8.8099*32.21035*X-13.50802*X2
1020 DEF FNLLY3=-10.44260+32.20593*X-13.04276*X2
1030 DEF FNLLY4=-12.17660+34.88918*X-15.08406*X2
1040 DEF FNLLY5=-14.18105+34.04591*X-13.01052*X2
1050 DEF FNLLY6=-19.29882+44.92891*X-20.30145*X2
1060 DEF FNLLY7=-20.30389+39.73079*X-15.12864*X2
1070 DEF FNLLY8=-27.08595+50.4051*X-21.18754*X2
1080 X=.05(AR):I=X/15

```

```

1090 IF E=1 THEN LLY=FLLY1
1100 IF (E(1 AND E),9) THEN LLY=(E-.9)*(FLLY1-FLLY2)/.1+FLLY2
1110 IF E=.9 THEN LLY=FLLY2
1120 IF (E(,9 AND E),8) THEN LLY=(E-.8)*(FLLY2-FLLY3)/.1+FLLY3
1130 IF E=.8 THEN LLY=FLLY3
1140 IF (E(,8 AND E),7) THEN LLY=(E-.7)*(FLLY3-FLLY4)/.1+FLLY4
1150 IF E=.7 THEN LLY=FLLY4
1160 IF (E(,7 AND E),6) THEN LLY=(E-.6)*(FLLY4-FLLY5)/.1+FLLY5
1170 IF E=.6 THEN LLY=FLLY5
1180 IF (E(,6 AND E),5) THEN LLY=(E-.5)*(FLLY5-FLLY6)/.1+FLLY6
1190 IF E=.5 THEN LLY=FLLY6
1200 IF (E(,5 AND E),4) THEN LLY=(E-.4)*(FLLY6-FLLY7)/.1+FLLY7
1210 IF E=.4 THEN LLY=FLLY7
1220 IF E(,4 THEN 2120
1230 RETURN
2000 REM ++++++ OUTPUT
2010 PRINT:PRINT TAB(15) "Velocidad minima de fluidizacion (e=0.4): ";(USM;" (m/s
)");
2020 PRINT TAB(15) "Numero de Arquimedes: ";AR
2030 PRINT TAB(15) "Numero de Lyeschanko: ";LY
2040 IF DP1=2 THEN 2050 ELSE 2110
2050 PRINT TAB(15) "Numero de Lyschento calculado: ";(LY/N)
2060 PRINT TAB(15) "Velocidad de operacion: ";(U;" (m/s)");
2070 PRINT TAB(15) "Caida de presion: ";(DP;" (N/m^2)");
2080 PRINT TAB(15) "Altura del lecho movil: ";(H;" (m)");
2090 PRINT TAB(15) "Porosidad: ";(E(N));
2100 PRINT TAB(15) "Numero de iteraciones: ";N
2110 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido";END
2120 PRINT:PRINT "Llego a E(0.4 al iterar, ya no hay funcion definida en este pu
nto";END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #45

Selecciones: (1)Calcular la velocidad de fluidizacion  
(2)Calcular porosidad y caída de presión a velocidad de operación 1

Alimento: la densidad del solido (kg/m<sup>3</sup>) 1100  
Alimento: la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>) 0.835  
Alimento: la viscosidad del fluido (cps) 0.024  
Alimento: el número de poblaciones de partículas (1..N) 4

Para la población 1 :  
Alimento: el diametro de la partícula (m) 0.00175  
Alimento: la fracción que tiene en el conjunto 0.43

Para la población 2 :  
Alimento: el diametro de la partícula (m) 0.00125  
Alimento: la fracción que tiene en el conjunto 0.28

Para la población 3 :  
Alimento: el diametro de la partícula (m) 0.00075  
Alimento: la fracción que tiene en el conjunto 0.17

Para la población 4 :  
Alimento: el diametro de la partícula (m) 0.00037  
Alimento: la fracción que tiene en el conjunto 0.12

Velocidad mínima de fluidización ( $w=0.4$ ): .2234463 (m/s)  
Número de Arquímedes: 14699.23  
Número de Lyaschenko: 3.005724E-02

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Determine la velocidad necesaria que debe poseer el aire para que comience a formarse el lecho fluidizado de partículas de gel de sílice y alúmina granulada en las siguientes condiciones: temperatura del aire :  $100^{\circ}\text{C}$ , densidad de la gel:  $968 \text{ (kg/m}^3\text{)}$ , diámetro de las partículas:  $1.2 \text{ (mm)}$ . Si se va a operar a 1.7 veces la velocidad mínima, calcule: (a) la velocidad de fluidización, (b) la porosidad, (c) la altura del lecho y (d) la caída de presión.

$$(a) u_f = 0.2811 \text{ (m/s)} \quad (b) \epsilon = 0.469$$

$$(c) h = 0.4524 \text{ (m)} \quad (d) \Delta P = 2276.828 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Nomenclatura del capítulo VIII:

A = área ( $m^2$ ).

$A_m$  = área mínima de flujo en el banco de tubos ( $m^2$ ).

$A_r$  = número de Arquímedes (adimensional).

$A_e$  = área de flujo en la coraza ( $m^2$ ).

b = factor de corrección para la incidencia del flujo sobre el banco (adimensional).

B = distancia entre mamparas (m).

C = claro entre tubos (m).

$C_D$  = coeficiente de arrastre (adimensional).

d = diámetro externo del tubo (m).

D = diámetro del cuerpo o partícula (m).

$D_i$  = diámetro de la población (i) (m).

$D_e$  = diámetro equivalente (m).

$D_m$  = diámetro medio (m).

$D_c$  = diámetro de la coraza (m).

f = factor de fricción de la gráfica B.2 ( $ft^2/in^2$ ).

$f_p$  = factor de fricción en lechos empacados (adimensional).

$F_D$  = fuerza ejercida por el fluido sobre el cuerpo (N).

G = masa-velocidad ( $kg/m^2 s$ ).

g = aceleración de la gravedad ( $m/s^2$ ).

$g_c$  = factor de conversión universal que depende de las unidades elegidas para el resto de las variables.

h = altura del lecho (m).

$h_0$  = altura inicial (m).

L = longitud de los tubos (m).

$L_y$  = número de Lyaschenko (adimensional).

m = número de columnas de tubos.

M = gasto másico ( $kg/s$ ).

n = número de filas de tubos.

N = número de deflectores.

r = radio (m).

$Re$  = número de Reynolds (adimensional).

S = superficie proyectada del cuerpo en dirección del flujo ( $m^2$ ).

$S_1$  y  $S_2$  = distancias mostradas en la figura B.1 (m).

$S_t$  = paso entre los tubos (m).

u = velocidad del fluido (m/s).

$u_f$  = velocidad de fluidización (m/s).  
 $u_t$  = velocidad terminal de la partícula (m/s).  
 $X_i$  = fracción de la población (i) en el total.  
 $\Delta P$  = caída de presión (N/m<sup>2</sup>).  
 $c$  = porosidad del lecho (adimensional).  
 $c_0$  = porosidad inicial (adimensional).  
 $\phi$  = esfericidad (adimensional).  
 $\phi'$  = ángulo de incidencia del flujo a los tubos (grados).  
 $\eta$  = viscosidad del fluido (kg/m s).  
 $\rho$  = densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>).  
 $\rho_L$  = densidad del lecho (kg/m<sup>3</sup>).  
 $\rho_s$  = densidad del sólido (kg/m<sup>3</sup>).

## FLUJO BIFASICO

## 9.1 Introducción:

En este capítulo se trata, de modo introductorio, el flujo bifásico. Este tipo de flujo se presenta en: (1) flujo gas-líquido, (2) gas-sólido y (3) líquido-sólido. El primero se presenta mucho cuando se manejan líquidos en su punto de saturación o mezclas de líquidos con gases, los otros dos constituyen el transporte neumático e hidráulico, respectivamente.

## 9.2 Flujo gas-líquido: [28]

Dentro de este rubro se pueden distinguir 7 tipos de flujo, a saber: flujo con burbujas, flujo tapón, flujo estratificado, flujo en ondas, flujo de ariete, flujo anular y flujo disperso. Sus características pueden consultarse en la literatura [27].

Para determinar el patrón de flujo que existe en la tubería se emplean los parámetros de Baker:

$$B_y = 2.16 \left[ \frac{W_G}{A(\rho_L \rho_G)^{0.5}} \right] \quad (9.1)$$

$$B_x = 531 \left[ \frac{W_L}{W_G} \right] \left[ \frac{(\rho_L \rho_G)^{0.5}}{\rho_L^{(2/3)}} \right] \left[ \frac{\eta_L^{(1/3)}}{\rho_L} \right] \quad (9.2)$$

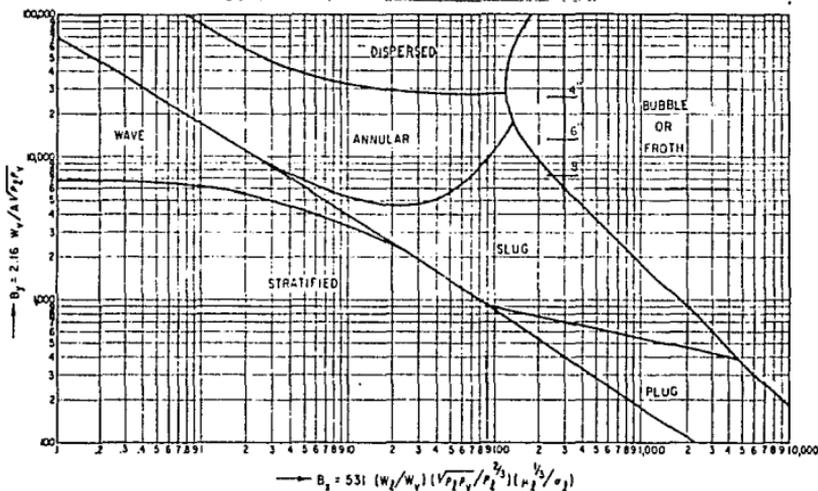
con los cuales se localiza un punto en la gráfica 9.1 que pertenecerá a alguna de las regiones señaladas.

Si  $B_y \geq 80,000$ , el flujo será disperso para hidrocarburos líquidos de viscosidades normales.

El cálculo de las pérdidas de presión en el flujo bifásico se basa en el método propuesto por Lockhart y Martinelli, el cual consiste en evaluar la caída de presión considerando que sólo

existiera gas o vapor en la tubería, y después corregir el valor

Gráfica 9.1



obtenido mediante el factor  $(\phi^2)$ , es decir:

$$\Delta P_{100(\phi^2)} = \Delta P_{100(\phi^2)} \quad (9.3)$$

(Calcula la caída de presión en 100 (ft) de tubería)

Para calcular dicho factor de corrección, es necesario conocer el módulo de flujo a dos fases de Lockhart-Martinelli:

$$X^2 = \left(\frac{W_L}{W_G}\right)^2 \left(\frac{\rho_L}{\rho_G}\right) \left(\frac{f_L}{f_G}\right) \quad (9.4)$$

1.- Flujo disperso:

Obtenga el valor de  $(\phi^2)$  a partir de la gráfica 9.2 utilizando el valor de  $(X^2)$ .

2.- Flujo anular:

Calcule  $(\phi^2)$  mediante:

$$\phi = aX^b \quad (9.5)$$

$$a = 4.8 - 0.3125(d) \quad (9.6)$$

$$b = 0.343 - 0.021(d) \quad (9.7)$$

$d = 10$  (in) para tuberías de 10 (in) o más de diámetro interno.

### 3.- Flujo burbuja:

Calcule  $(\phi^2)$  mediante:

$$\phi = \frac{14.2(X)^{0.75}}{(WL/A)^{0.1}} \quad (9.8)$$

### 4.- Flujo estratificado:

Obtenga el valor de  $(\phi^2)$  mediante:

$$\phi = \frac{15,400(X)}{(WL/A)^{0.8}} \quad (9.9)$$

(Para tuberías horizontales largas)

### 5.- Flujo de ondas: Correlación de Huntington

Calcule el factor Huntington:

$$H_x = \left( \frac{WL}{W_0} \right) \left( \frac{\eta L}{\eta_0} \right) \quad (9.10)$$

Con este valor emplee la gráfica 9.3 para obtener el factor de fricción ( $f_w$ ). Calcule la caída de presión unitaria:

$$\Delta P_{100ft} = 0.000336(f_w)(W_0)^2/(d^5 \rho_0) \quad (9.11)$$

(Para tuberías horizontales largas)

### 6.- Flujo ariete:

Calcule  $(\phi^2)$  mediante:

$$\phi = \frac{1190(X)^{0.815}}{(WL/A)^{0.5}} \quad (9.12)$$

### 7.- Flujo tapón:

Obtenga el valor de  $(\phi^2)$  mediante:

$$\phi = \frac{27,315(X)^{0.855}}{(WL/A)^{0.17}} \quad (9.13)$$

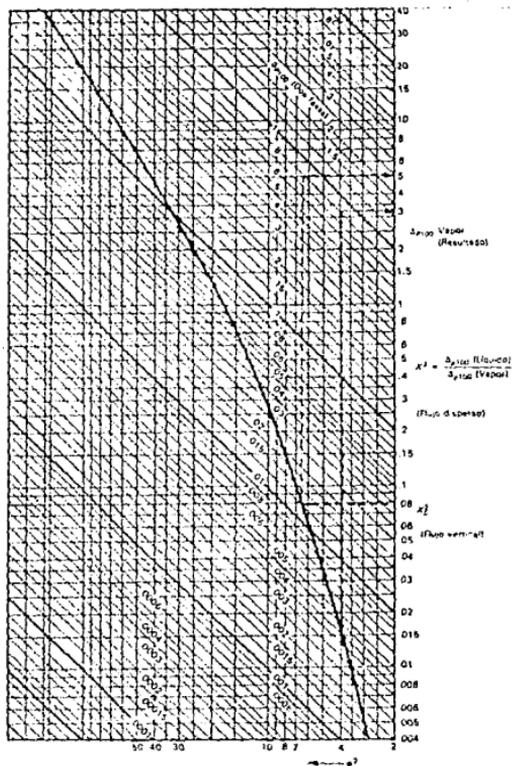
El número de Reynolds (100% gas) puede calcularse con:

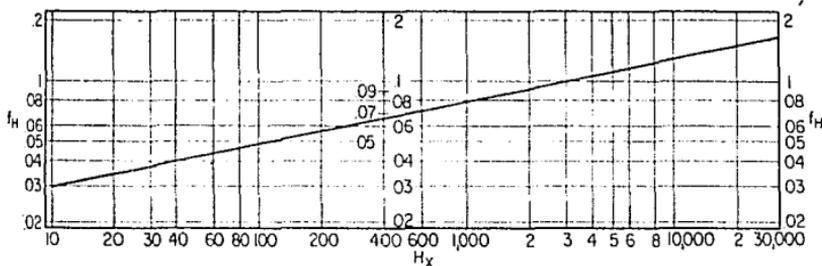
$$Re_0 = 6.31 \left( \frac{W_0}{d(\eta_0)} \right) \quad (9.14)$$

y la caída de presión en 100 (ft) de tubería para la fase gas:

$$\Delta P_{100(\sigma)} = 0.000336 (f a)^2 / (d^5 \rho a) \quad (9.15)$$

Gráfica 9.2





Si se desea conocer la caída de presión en cierta longitud:

$$\Delta P = \Delta P_{1000} (L/100) \quad (9.16)$$

En caso de que se tenga flujo vertical ascendente, debe emplearse la correlación de Davis, la cual ha demostrado tener una exactitud del  $\pm 20\%$  para Reynolds superiores a 8,000 para líquidos y superiores a 2,100 para gases. Esta correlación es una modificación al módulo de Lockhart-Martinelli:

$$X_D = 0.19X (Fr)^{0.105} \quad (9.17)$$

Siendo (Fr) el número de Froude, definido como:

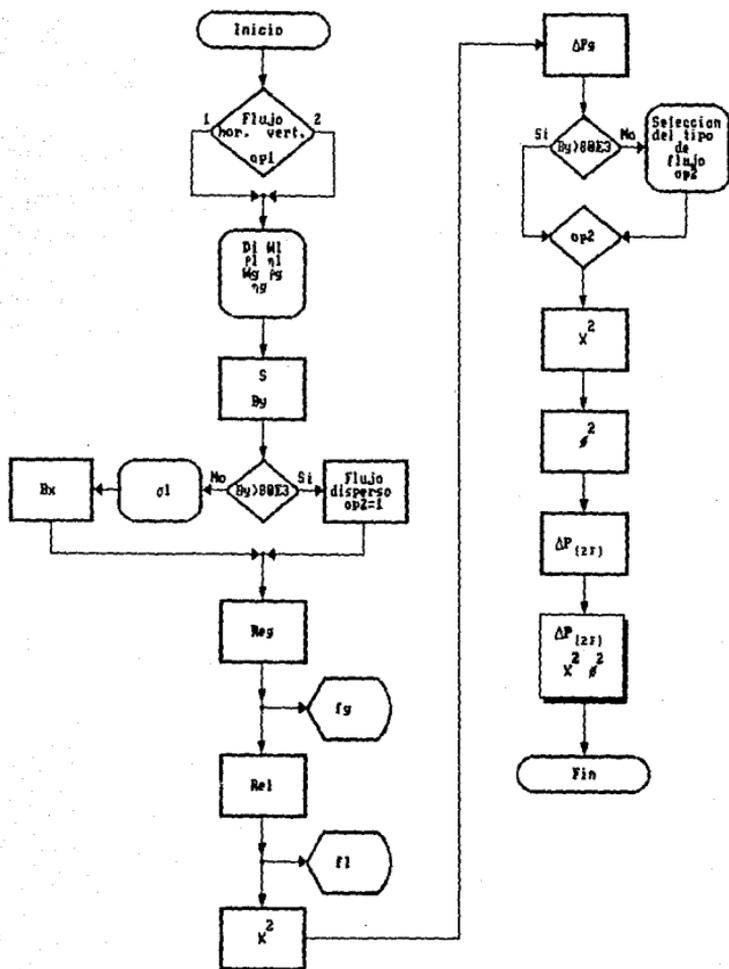
$$Fr = V^2 / (32.2D) \quad (9.18)$$

y (V) es:

$$V = \left( \frac{WL}{\rho L} + \frac{Wg}{\rho g} \right) \frac{1}{(3600A)} \quad (9.19)$$

En caso de que la caída de presión de Lockhart-Martinelli sin modificar, resultara mayor a la caída de presión empleando la corrección de Davis, utilice aquél valor de  $\Delta P$  como el más aproximado a la realidad.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #46  
 Calcula la caída de presión para flujo  
 bifásico líquido-gas



PROBLEMA HECHO A MAND

Calcule la caída de presión en 100 (ft) de tubería horizontal de 18 (in) Cd 40 con los siguientes datos:

Líquido:  $W_L = 607,769$  (lb/h)  $\rho_L = 33.5$  (lb/ft<sup>3</sup>)  $\eta_L = 0.1$  (cps)

Vapor:  $W_v = 718,094$  (lb/h)  $\rho_v = 2$  (lb/ft<sup>3</sup>)  $\eta_v = 0.01$  (cps)

$d = 16.874$  (in)  $e/D = 0.00013$

Solución:

$$A = \pi(d^2)/4 = \pi(16.874^2)/4 = 223.627 \text{ (in)} = 1.553 \text{ (ft)}$$

Parámetros de Baker: empleando la ecuación (9.1)

$$B_y = 2.16 \left( \frac{718,094}{1.55(33.5 \times 2)^{0.5}} \right)$$

$$B_y = 122,000$$

como  $B_y > 80,000$  el flujo es disperso.

Número de Reynolds: empleando la ecuación (9.14)

para el gas:

$$Re_v = 6.31 \left( \frac{718,094}{16.874(0.01)} \right) = 26'852,000$$

para el líquido:

$$Re_L = 6.31 \left( \frac{607,769}{16.874(0.1)} \right) = 2'272,740$$

empleando la gráfica de Moody para obtener los factores de fricción de Darcy, para el líquido y gas, se tiene:

$$f_v = 0.011 \quad f_L = 0.012$$

Módulo de Lockhart-Martinelli: empleando la ecuación (9.4)

$$X^2 = \left( \frac{607,769}{718,094} \right)^2 \left( \frac{2}{33.5} \right) \left( \frac{0.012}{0.011} \right)$$

$$X^2 = 0.0466$$

utilizando la gráfica 9.2, se tiene:

$$\phi^2 = 5.4$$

Caída de presión en 100 (ft) de tubería si sólo existiera el vapor: empleando la ecuación (9.15)

$$\Delta P_{100(z)} = 0.000336(0.011)(718,094)^2 / [ (16.874)^5 (2) ]$$

$$\Delta P_{100(z)} = 0.6965 \text{ (psi/100 (ft))}$$

corrigiendo con el factor de corrección, según la ecuación (9.3):

$$\Delta P_{100(zf)} = 0.6965(5.4)$$

$$\underline{\Delta P_{100(zf)} = 3.7611 \text{ (psi/100 (ft))}}$$

## PROGRAMA #46

```

10 REN NOMBRE DEL ARCHIVO: BIFAS46.BAS
20 REN Calcula la caída de presión en tubería hor. y vert. para liq-gas.
30 CLS
40 PRINT: INPUT "Seleccione: (1) Flujo horizontal
(2) Flujo vertical ascendente ", OP1
50 IF (OP1<1) AND (OP1<2) THEN 40
60 REN ++++++PATRON DE FLUJO
70 PRINT: PRINT "Calculo de los parametros Bx y By:"
80 PRINT: INPUT "Alimente: el diametro interno de la tubería (in) ", DI
90 PRINT: PRINT "Para el liquido:"
100 INPUT "Alimente: el gasto masico (lb/h) ", ML
110 INPUT "Alimente: la densidad (lb/ft^3) ", DENL
120 INPUT "Alimente: la viscosidad (cps) ", VISL
130 PRINT: PRINT "Para el gas:"
140 INPUT "Alimente: el gasto masico (lb/h) ", MG
150 INPUT "Alimente: la densidad (lb/ft^3) ", DENG
160 INPUT "Alimente: la viscosidad del gas (cps) ", VISG
170 S=3.1416/4*DI^2/144
180 BY=2.16*MG/5/(DENL*DENG)^.5
190 IF BY=000000 THEN 220
200 PRINT: INPUT "Alimente: la tension superficial del liquido (dyn/cm) ", TEN
210 EI=.531*ML*MG/(DENL*DENG)^.5/DENL^(1/3)+VISL^(1/3)/TEN: GOTO 230
220 PRINT: PRINT "EI Flujo es disperso": DP=1
230 REB=6.31*MG/DI/VISG
240 RE=REG: GOSUB 690
250 FB=F
260 REL=6.31*ML/DI/VISL
270 RE=REL: I=1: GOSUB 690
280 FL=F
290 X2=(ML/MG)^2*(DENG/DENL)*(FL/FB): I=X2*.5
300 DPG=.000336*FB*MG^2/DI^5/DENG: DPL=.000336*FL*ML^2/DI^5/DENL
310 IF BY=900000 THEN 360
320 PRINT: PRINT TAB(15) "Valor de Bx "; BI: PRINT TAB(15) "Valor de By "; BY
330 PRINT: PRINT TAB(15) "De acuerdo a los valores de Bx y By, y empleando la gra
fica de Baker seleccione:"
340 PRINT: PRINT "1.- Flujo disperso": PRINT "2.- Flujo anular": PRINT "3.- Flujo b
urbuja": PRINT "4.- Flujo estratificado": PRINT "5.- Flujo de ondas"
350 PRINT "6.- Flujo de ariete": INPUT "7.- Flujo tapon ", OP2
360 IF OP2=2 THEN GOTO 840
370 ON OP2 GOTO 380,420,480,500,520,580,600
380 REN +++ DISPERSO
390 I1=(LOG(I2)+6)/10
400 LF12=1.02162+1.31468*I1+3.00666*I1^2
410 F12=2.71828*I1*LF12: GOTO 620
420 REN +++ ANULAR
430 IF B1<10 THEN DN=DI
440 IF D1>10 THEN DN=10
450 A=4.8-.3125*DN
460 B=-.343-.0214*DN
470 F12=(A+I*B)^2: GOTO 620
480 REN +++ BURBUJA
490 F12=((14.2*I^-.75)/(ML/SI^*.1))^2: GOTO 620
500 REN +++ ESTRATIFICADO
510 F12=((15400*I)/(ML/SI^*.8))^2: GOTO 620
520 REN +++ FLUJO DE ONDAS
530 HI=(ML/MG)*(VISL/VISG)
540 LHI=LOG(HI)
550 LFI=-3.99741+2.12218*(LHI/10)
560 FH=2.71828^(LFI)
570 DP=.000336*FH*MG^2/DI^5/DEN: GOTO 640
580 REN +++ FLUJO DE ARTETE
590 F12=((1190*I^*.815)/(ML/SI^*.5))^2: GOTO 620
600 REN +++ FLUJO TAPON

```

```

610 F12=(27.315e1*.855)/(ML/S)^.17)^2:GOTO 620
620 REM ***** CAIDA DE PRESION (100 ft)
630 DP=DP0+F12
640 PRINT:PRINT TAB(15) "La caída de presión (100 (ft)) es: ";DP;" (psi)"
650 IF DP<5 GOTO 810
660 PRINT TAB(15) "Factor X^2: ";X2
670 PRINT TAB(15) "Factor fi^2: ";F12
680 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
690 REM *****SUBR. FACTOR DE FRICCION
700 IF RE<2000 THEN 720
710 IF RE<2000 THEN 740
720 F=64/RE
730 RETURN
740 IF J=1 THEN 760
750 PRINT:INPUT "Alimentar: la rugosidad relativa (e/D) ",ED
760 A=-2*LOG(ED/3.7+12/RE)/2.302814
770 B=-2*LOG(ED/3.7+2.51*A/RE)/2.302814
780 C=-2*LOG(ED/3.7+2.51*A/B/RE)/2.302814
790 F=(A-(B-A)^2/(C-2*B+A))^(1-2)
800 RETURN
810 PRINT TAB(15) "Factor de Huntington: ";HI
820 PRINT TAB(15) "Factor de fricción: ";fH
830 GOTO 680
840 REM *** FLUIDO VERT. ASC.
850 V=(ML/DENL*MS/DENG)/(5*3600)
860 FR=V^2/(32.2*DI/12)
870 X=.19*X1*(FRI)^.185: X2=X^2
880 GOTO 370

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #46

Selecciones: (1)Flujo horizontal  
(2)Flujo vertical ascendente 1

Calculo de los parametros Bx y By:

Alimento: el diametro interno de la tuberia (in) 16.874

Para el liquido:

Alimento: el gasto masico (lb/h) 607769

Alimento: la densidad (lb/ft<sup>3</sup>) 33.5

Alimento: la viscosidad (cps) 0.1

Para el gas:

Alimento: el gasto masico (lb/h) 718094

Alimento: la densidad (lb/ft<sup>3</sup>) 2

Alimento: la viscosidad del gas (cps) 0.01

El flujo es disperso

Alimento: la rugosidad relativa (e/D) 0.00013

La caída de presión (100 (ft)) es: 4.187333 (psi)  
Factor  $f^*2$ : 4.465101E-02  
Factor  $f^*2$ : 5.222748

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

1.- Calcule la caída de presión con los datos del problema resuelto, pero para el caso de flujo ascendente vertical.

$$\Delta P_{100(2)} = 2.7656 \text{ (psi/100 (ft))}$$

$$X^2 = 0.00887 \quad \phi^2 = 3.449$$

2.- Calcule la caída de presión en 100 (ft) de tubería horizontal de 6 (in) Cd 40 con los siguientes datos:

$$\text{Líquido: } W_L = 6,150 \text{ (lb/h)} \quad \rho_L = 52 \text{ (lb/ft}^3\text{)} \quad \eta_L = 0.1 \text{ (cps)}$$

$$\alpha = 6.25 \text{ (dinas/cm)}.$$

$$\text{Vapor: } W_v = 21,500 \text{ (lb/h)} \quad \rho_v = 1.92 \text{ (lb/ft}^3\text{)} \quad \eta_v = 0.01 \text{ (cps)}$$

$$\Delta P_{100(2)} = 0.3894 \text{ (psi/100 (ft))}$$

$$X^2 = 0.00414 \quad \phi^2 = 2.585$$

3.- Calcule la caída de presión en 100 (ft) de tubería horizontal de 4 (in) Cd 40 con los siguientes datos:

$$\text{Líquido: } W_L = 59,033 \text{ (lb/h)} \quad \rho_L = 31.2 \text{ (lb/ft}^3\text{)} \quad \eta_L = 0.11 \text{ (cps)}$$

$$\alpha = 5.07 \text{ (dinas/cm)}.$$

$$\text{Vapor: } W_v = 9,336 \text{ (lb/h)} \quad \rho_v = 1.85 \text{ (lb/ft}^3\text{)} \quad \eta_v = 0.0105 \text{ (cps)}$$

$$\Delta P_{100(2)} = 6.6638 \text{ (psi/100 (ft))}$$

$$X^2 = 2.40528 \quad \phi^2 = 26.64$$

### 9.3 Flujo gas-sólido: transporte neumático [29]

En una tubería horizontal, la distribución de los sólidos se hace menos uniforme al decrecer la velocidad del gas. Los siguientes tipos de flujo para velocidades decrecientes son los que más frecuentemente se encuentran: flujo uniforme suspendido, flujo no uniforme suspendido, flujo de ariete, flujo de dunas,

lecho móvil, lecho estacionario y flujo tapón. Sus características pueden consultarse en la literatura [29].

Para los sistemas convencionales de transporte neumático con relación: (masa de sólidos/masa de gas) menor a 10, se ha encontrado que la velocidad mínima para mover partículas menores a 8000 ( $\mu$ ) y con densidades menores a 2500 ( $\text{kg/m}^3$ ), empleando aire, es:

$$u_{\text{ma}} = 132 \left( \frac{\rho_s}{\rho_a + 1000} \right) D_p^{0.4} \quad (9.20)$$

La caída de presión en tuberías horizontales es la suma de las siguientes cantidades:

1.- Aceleración del gas:

$$\Delta P_g = \frac{(G/A') u_g}{2g_c} \quad (9.21)$$

2.- Aceleración del sólido:

$$\Delta P_s = \frac{(S/A') u_s}{g_c} \quad (9.22)$$

3.- Por fricción entre el gas y el tubo:

$$\Delta P_{fg} = f_a \left( \frac{L'}{D'} \right) \left( \frac{S}{A'} \right) \frac{(u_g)}{2g_c} \quad (9.23)$$

4.- Por fricción entre el sólido y el tubo:

$$\Delta P_{fs} = 4f_s \left( \frac{L'}{D'} \right) \left( \frac{S}{A'} \right) \frac{u_s}{2g_c} \quad (9.24)$$

en caso de que la tubería sea vertical se añaden:

5.- Soporte de la columna gaseosa:

$$\Delta P_{cg} = \frac{(G/A') g L'}{u_g g_c} \quad (9.25)$$

6.- Soporte de la columna de sólidos:

$$\Delta P_{cs} = \frac{(S/A') g L'}{u_s g_c} \quad (9.26)$$

El factor de fricción del sólido es:

$$f_s = \frac{3}{8} \left( \frac{\rho_a D' C_D}{\rho_s D_s} \right) \left( \frac{u_g - u_s}{u_s} \right)^2 \quad (9.27)$$

La velocidad del sólido está dada por:

$$u_a = u_g \left[ 1 - 2D_s^{0.3} \left( \frac{\rho_s}{1000} \right)^{0.5} \right] \quad (9.28)$$

Para flujo de gases en tuberías verticales con bajas concentraciones de gas en el aire, la velocidad mínima de arrastre es:

$$u_{ma} = 566 \left[ \frac{\rho_s}{\rho_a + 1000} \right] D_s^{0.6} \quad (9.29)$$

Para relaciones: (masa sólido/masa gas) entre 5 y 10, la diferencia ( $u_g - u_a$ ) es igual a la velocidad terminal.

Para estos casos el número de Reynolds se puede calcular mediante:

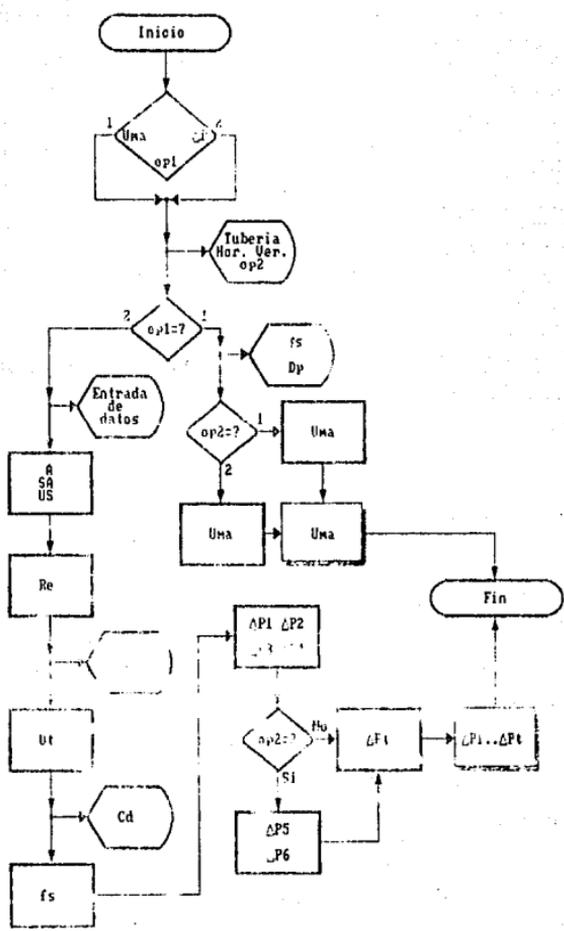
para gas

$$Re_o = \frac{(G/A') D'}{\eta_g} \quad (9.30)$$

para sólido

$$Re_s = \frac{D_s u_t \rho_g}{\eta_g} \quad (9.31)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA 417  
 Calcula la caída de presión para flujo  
 bitáxico gas-sólido y la velocidad mínima de acarreo



### PROBLEMA HECHO A MANO

En la entrada de una tubería horizontal de 3 (in) Cd 40 se introduce aire a 15°C a la presión man. de 1.7 (kgf/cm<sup>2</sup>), siendo la velocidad de 15 (m/s). A un lado de la entrada se introduce arena con un diámetro promedio de 0.25 (mm) por partícula, a razón de 4 (kg de arena/kg de aire). La densidad de la arena es de 2700 (kg/m<sup>3</sup>). Si la tubería es de 30 (m) de largo, calcule la caída de presión esperada en la línea.

Datos:

$$D' = 0.0779 \text{ (m)} \quad L = 30 \text{ (m)} \quad \varepsilon/D = 0.0006$$

$$\rho_a = 2700 \text{ (kg/m}^3\text{)} \quad (\text{masa sól./masa aire}) = 4 \quad u_g = 15 \text{ (m/s)}$$

$$D_s = 0.00025 \text{ (m)} \quad \eta_a = 0.018 \text{ (cps)} \quad PM_a = 29 \text{ (g/gmol)}$$

$$P = 1.7/1.033 + 1 = 2.6457 \text{ (ata)}. \quad T = 15 + 273.15 = 288.15 \text{ (K)}.$$

Solución:

Suponiendo que el aire se comporta idealmente:

$$\rho_a = \frac{PM(P)}{RT}$$

$$\rho_a = \frac{29(2.6457)}{0.082(288.15)} = 3.247 \text{ (g/l)} = 3.247 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

Del capítulo VIII de esta tesis, sabemos que la masa velocidad es:

$$G/A' = u_g \rho_a = 15(3.247) = 48.705 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$$

Caídas de presión:

1.- Aceleración del gas: ecuación (9.21)

$$\Delta P_g = \frac{(48.705)(15)}{2} = 365.2875 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

2.- Aceleración del sólido:

Masa-velocidad del sólido:

$$S/A' = (\text{masa sól./masa aire})(G/A')$$

$$S/A' = (48.705)4 = 194.82 \text{ (kg/m}^2\text{s)}$$

Velocidad del sólido: empleando la ecuación (9.28)

$$u_a = 15 \left[ 1 - 2(0.00025)^{0.3} \left( \frac{2700}{1000} \right)^{0.5} \right]$$

$$u_a = 10.9056 \text{ (m/s)}$$

Empleando la ecuación (9.22):

$$\Delta P_a = \frac{(194.82)10.9056}{1}$$

$$\Delta P_a = 2124.638 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

3.- Por fricción entre el gas y el tubo:

Reynolds del gas: empleando la ecuación (9.30)

$$Re_a = D'(G/A')/\eta_g = 0.0779(48.705)/0.018E-3$$

$$Re_a = 210,784$$

Empleando la gráfica de Moody, se tiene:

$$f_a = 0.02$$

Empleando la ecuación (9.23):

$$\Delta P_{fg} = 0.02 \left[ \frac{30}{0.0779} \right] \left[ 48.705 \right] \frac{(15)}{2}$$

$$\Delta P_{fg} = 2813.51 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

4.- Por fricción entre el sólido y el tubo:

Velocidad terminal del sólido:

$$u_t = u_g - u_a = 15 - 10.9056 = 4.0944 \text{ (m/s)}$$

Reynolds del sólido: ecuación (9.31)

$$Re_s = \frac{0.00025(4.09)(3.247)}{0.018E-3}$$

$$Re_s = 184.646$$

Coefficiente de arrastre ( $C_D$ ): gráfica en capítulo VIII

para esfericidad igual a la unidad, se tiene:

$$C_D = 0.7$$

Factor de fricción del sólido: ecuación (9.27)

supongo  $\rho_{ps} = \rho_a = 3.247 \text{ (kg/m}^3\text{)}$

$$f_s = \frac{3}{8} \left[ \frac{3.247(0.0779)(0.7)}{2700(0.00025)} \right] \left[ \frac{15 - 10.9056}{10.9056} \right]^2$$

$$f_s = 0.01386$$

Empleando la ecuación (9.24):

$$\Delta P_{f_0} = 4(0.01386) \left[ \frac{30}{0.0779} \right] (194.82) \frac{10.9056}{2}$$
$$\Delta P_{f_0} = 22680.9 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

Caída de presión total:

$$\Delta P_t = 365.2875 + 2124.638 + 2813.51 + 22680.9$$

$$\Delta P_t = \underline{27,984.335 \text{ (N/m}^2\text{)}}$$

## PROGRAMA #47

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: BIFAS47.BAS
20 REM Calcula la velocidad minima de acarreo y caidas de presion gas-sol (E=1).
30 CLS
40 PRINT:PRINT "Seleccione: (1)Velocidad minima de acarreo"
50 PRINT TAB(13) " (2)Caída de presión";:INPUT " ",DP1
60 IF (DP1<1) AND (DP1<2) THEN 40
70 GOSUB 2000
80 ON DP1 GOTO 90,140
90 GOSUB 2040
100 ON DP2 GOTO 110,120
110 US=(132*(DENS/(DENS+1000))+DS)/4:GOTO 130
120 UMS=564*(DENS/(DENS+1000))+DS*.6
130 PRINT:PRINT TAB(15) "Velocidad minima de acarreo: ";UM; " (m/s)"
135 GOTO 1100
140 ISX =+++++D
150 GOSUB 3000
160 A=3.1416/A*D^2
170 SA=X*G/A;S=A*D^2
180 US=US*(1-(2*DS*.3)*(DENS/1000)^.5)
190 RE=(B*B/A)/(VISE*10^-3)
200 GOSUB 4000
210 UT=US/US
220 REP=DS*UT*DENS/(VISE*10^-3)
230 I=L*G*(REP);I=(X*7)/20
240 GOSUB 4110
250 FS=3/8*(DENDG*D+FRICD/DENS/DS)*(UT/US)^2
260 REM +++++CAIDAS DE PRESION
270 DP1=6/A*US/2
280 DP2=S/A*US
290 DP3=F*L*G*US/2/A/D
300 DP4=4*F*S*US/2/A/D
310 IF DP2=2 THEN 320 ELSE 340
320 DP5=6/A*9.810001*ML/US
330 DP6=S/A*9.810001*ML/US
340 DP=DP1+DP2+DP3+DP4+DP5+DP6
1000 REM ++++++OUTPUT
1010 PRINT:PRINT TAB(15) "Las caidas de presión son:"
1020 PRINT TAB(15) "por aceleración del gas: ";DP1;" (N/m^2)"
1030 PRINT TAB(15) "por aceleración del sólido: ";DP2;" (N/m^2)"
1040 PRINT TAB(15) "por fricción gas-tubo: ";DP3;" (N/m^2)"
1050 PRINT TAB(15) "por fricción sólido-tubo: ";DP4;" (N/m^2)"
1060 IF DP2=2 THEN 1070 ELSE 1090
1070 PRINT TAB(15) "por columna de gas: ";DP5;" (N/m^2)"
1080 PRINT TAB(15) "por columna de sólido: ";DP6;" (N/m^2)"
1090 PRINT:PRINT TAB(15) "Caída de presión total: ";DP;" (N/m^2)"
1095 PRINT TAB(39) PP/9.810001;" (kgf/m^2)"
1100 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END
2030 REM ++++++VERT. U HORIZ.
2010 PRINT:PRINT "Selecciones: (1)Tubería horizontal"
2020 PRINT TAB(13) " (2)Tubería vertical";:INPUT " ",DP2
2030 RETURN
2040 REM ++++++UM
2050 PRINT:INPUT "Alimento: la densidad del sólido (kg/m^3) ",DENS
2060 INPUT "Alimento: el diámetro de la partícula mayor (m) ",DS
2070 RETURN
3000 REM ++++++DATA DP HOR.
3010 PRINT
3020 INPUT "Alimento: el diámetro de la tubería (m) ",D
3030 INPUT "Alimento: la longitud de la tubería (m) ",L
3040 INPUT "Alimento: el gasto masico del gas (kg/s) ",B

```

```

3050 INPUT "Alimente: la densidad del gas (kg/m^3) ",DENS
3055 INPUT "Alimente: la velocidad del gas (m/s) ",UB
3060 INPUT "Alimente: la densidad del gas disperso (kg/m^3) ",DENDG
3070 INPUT "Alimente: la viscosidad del gas (cps) ",VISC
3080 INPUT "Alimente: la relacion (masa solido/masa gas) ",X
3090 GOSUB 2040
3100 RETURN
4000 REM ++++++SUBR. FACTOR DE FRICCION
4010 IF RE<2100 THEN 4030
4020 IF RE>2100 THEN 4050
4030 F=64/RE
4040 RETURN
4050 PRINT:INPUT "Alimente: la rugosidad relativa (e/D) ",ED
4060 AP=-2*LOG(ED/3.7+12/RE)/2.302614
4070 B=-2*LOG(ED/3.7+2.51*AP/RE)/2.302614
4080 C=-2*LOG(ED/3.7+2.51*AP/RE)/2.302614
4090 F=(AP-B*AP)^2/(C-2*B*AP)^(-2)
4100 RETURN
4110 REM ++++++COEF. DE ARRASTRE
4120 DEF FNCD=2.7182818*(F1)
4130 DEF FNF5=9.022589+7.71501*X-222.247834*X^2+801.164068*X^3-1434.173228*X^4+
282.043218*X^5-445.267678*X^6
4140 IF RE<200000 THEN F1=-1.897128 ELSE F1=FNCD
4150 RETURN

```

## CORRIDA DEL PROGRAMA #47

Selecciones: (1)Velocidad minima de acarreo  
(2)Caída de presión 2

Selecciones: (1)Tubería horizontal  
(2)Tubería vertical 1

Alimente: el diámetro de la tubería (m) 0.0779  
 Alimente: la longitud de la tubería (m) 30  
 Alimente: el gaso masico del gas (kg/s) 0.2321  
 Alimente: la densidad del gas (kg/m<sup>3</sup>) 3.247  
 Alimente: la velocidad del gas (m/s) 15  
 Alimente: la densidad del gas disperso (kg/m<sup>3</sup>) 3.247  
 Alimente: la viscosidad del gas (cps) 0.018  
 Alimente: la relación (masa solido/masa gas) 4  
 Alimente: la densidad del solido (kg/m<sup>3</sup>) 2700  
 Alimente: el diámetro de la partícula mayor (m) 0.00025  
 Alimente: la rugosidad relativa (e/D) 0.0006

Las caídas de presión son:  
 por aceleración del gas: 365.2335 (N/m<sup>2</sup>)  
 por aceleración del sólido: 2124.324 (N/m<sup>2</sup>)  
 por fricción gas-tubo: 2705.531 (N/m<sup>2</sup>)  
 por fricción solido-tubo: 22564.82 (N/m<sup>2</sup>)

Caída de presión total: 27759.91 (N/m<sup>2</sup>)  
 2829.756 (kgf/m<sup>2</sup>)

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

1.- Calcule la velocidad mínima de arrastre necesaria para mover partículas de 8000 ( $\mu$ ) de diámetro con una densidad de 2500 ( $\text{kg/m}^3$ ) usando aire en una tubería horizontal.

$$u_{ma} = 13.667 \text{ (m/s)}$$

2.- Calcule la velocidad mínima de arrastre para una tubería vertical con los datos del problema 1.

$$u_{ma} = 22.31 \text{ (m/s)}$$

#### 9.4 Flujo líquido-sólido: transporte hidráulico [29]

Para partículas menores de un milímetro que se desplazan arrastradas por agua en tuberías horizontales, de 1 a 12 (in) de diámetro, la velocidad requerida para mantener las partículas en suspensión está dada por:

$$u_{ma} = \left[ \frac{0.0251 \left( \frac{D \cdot \rho_m}{\rho_l} \right)^{0.775} g D_s (\rho_s - \rho_l) \right]^{1/1.225} \quad (9.32)$$

La caída de presión en tuberías horizontales que llevan sólidos en concentraciones de hasta 30% en volumen, por tuberías de 1.5 hasta 23 (in), con velocidades mayores de 1 (m/s), se obtiene mediante:

$$\left( \frac{\Delta F}{M} \right)_{2f} = \left( \frac{\Delta F}{M} \right)_L (1 + K) \quad (9.33)$$

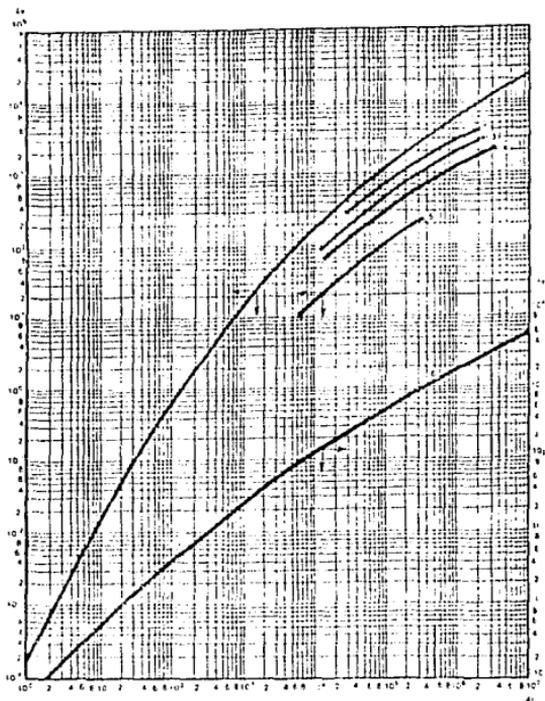
$$K = 121 \left[ \frac{D g (\rho_s - \rho_l) u_t}{u^2 \rho_l \sqrt{D_s g \frac{(\rho_s - \rho_l)}{\rho_l}}} \right]^{2/3} \quad (9.34)$$

La velocidad terminal se calcula primero obteniendo el número de Arquímedes:

$$Ar = \frac{D_s^3 \rho_l (\rho_s - \rho_l) g}{\eta_l} \quad (9.35)$$

empleando la gráfica 9.4 se obtiene el número de Lyaschenko ( $Ly$ ):

Gráfica 9.4



1 y 6, partículas esféricas; 2, partículas redondeadas; 3, partículas angulares; 4, partículas oblongas; 5, partículas laminares.

y por último se calcula la velocidad terminal mediante:

$$u_t = \sqrt{\frac{Ly \eta (\rho_2 - \rho_1) g}{\rho_1^2}} \quad (9.36)$$

Cuando el flujo es vertical, las caídas de presión están dadas por:

$$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_{zf} = \left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_L \pm \left[ C \left(\frac{\rho_a}{\rho_l} - 1\right) + 1 \right] L' \quad (9.37)$$

en donde (+) es para flujo hacia arriba y (-) flujo hacia abajo.

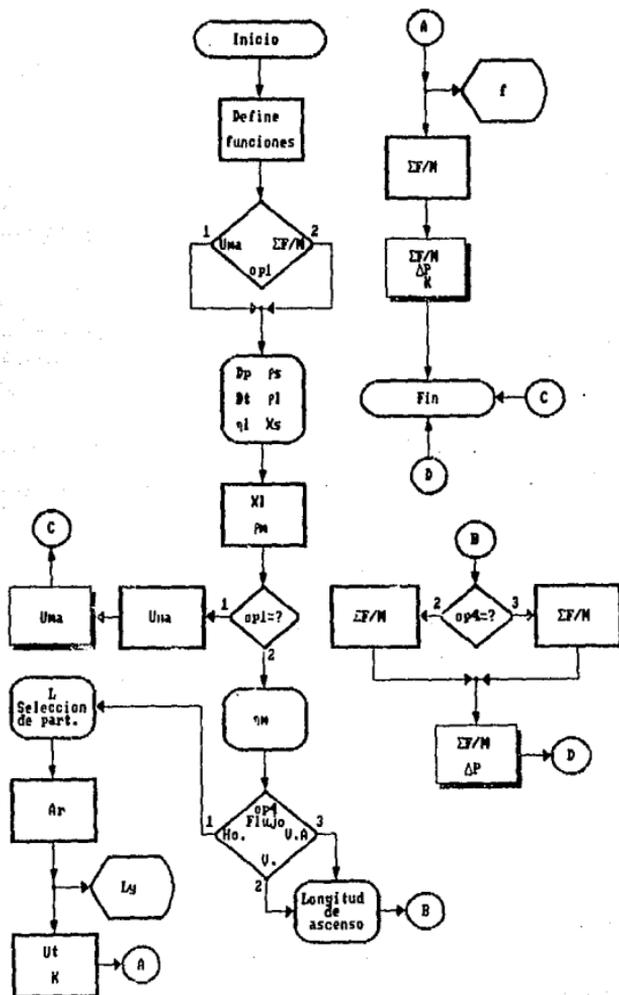
Esta ecuación puede emplearse cuando  $u > 4u_c$ .

La caída de presión total estará dada por:

$$\Delta P_t = \left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_{zf} \rho_m \quad (9.38)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #48

Calcula la caída de presión para flujo bifásico sólido-líquido y la velocidad mínima de arrastre



PROBLEMA HECHO A MANO

Calcule la velocidad mínima de arrastre para un lodo que contiene 30% en volumen de un sólido con densidad de 2500 (kg/m<sup>3</sup>) en agua. El sólido tiene un diámetro de 0.5 (mm) por partícula y el lodo debe ser arrastrado por una tubería de 2 (in) de diámetro interno.

Datos:

$$\rho_s = 1000 \text{ (kg/m}^3\text{)} \quad \eta_t = 1 \text{ (cps)} \quad \rho_w = 2500 \text{ (kg/m}^3\text{)} \quad C = 0.3$$

$$D' = 0.0508 \text{ (m)} \quad D_s = 0.0005 \text{ (m)}$$

Solución:

$$\rho_m = 0.7(1000) + 0.3(2500)$$

$$\rho_m = 1450 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

empleando la ecuación (9.32):

$$U_{ma} = \left[ \frac{0.0251}{1000} \left( \frac{0.0508(1450)}{1E-3} \right)^{0.775} (9.81) 0.0005 (2500 - 1000) \right]^{1/1.225}$$

$$U_{ma} = (1.092719)^{0.8168}$$

$$\underline{U_{ma} = 1.07506 \text{ (m/s)}}$$

## PROGRAMA #48

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: BIFAS48.BAS
20 REM Calcula las perdidas por friccion en flujo liq.-sólido y u mín. arrastre.
30 CLS
40 DEF FNSF=F*UM*2*H/D/2
50 DEF FNSFH=F*UM*2*H/D/2
60 DEF FNDPT=SFT*DENL
70 PRINT:PRINT "Seleccione: (1)Calcular la velocidad minima de arrastre"
80 PRINT TAB(13) "(2)Calcular las perdidas por friccion";INPUT " ",OP1
90 IF (OP1<>1 AND OP1<>2) THEN 70
100 PRINT:INPUT "Alimente: diametro de la particula solida (m) ",DS
110 INPUT "Alimente: la densidad del solido (kg/m^3) ",DENS
120 INPUT "Alimente: la densidad del liquido (kg/m^3) ",DENL
130 INPUT "Alimente: el diametro interno de la tuberia (m) ",D
140 INPUT "Alimente: la viscosidad del liquido (cps) ",VISL
150 INPUT "Alimente: la fraccion en volumen del solido ",XS
160 LY=1-XS
170 DENH=XS*DENS+YL*DENL
180 ON OP1 GOTO 190,230
190 REM ++++++LUNA
200 LUM=(.74623)*((D*DENL/(VISL*10^-3))^-.775)*DS*(DENS-DENL)/DENL^(1/1.225)
210 PRINT:PRINT TAB(15) "Velocidad minima de acarreo: ";LUM;" (m/s)"
220 GOTO 3000
230 REM ++++++CAIDA DE PRESION
240 INPUT "Alimente: la velocidad de la mezcla (m/s) ",LM
250 PRINT:PRINT "Seleccione: (1)Flujo horizontal"
260 PRINT TAB(13) "(2)Flujo vertical ascendente"
270 PRINT TAB(13) "(3)Flujo vertical descendente";INPUT " ",OP4
280 IF (OP4<>1 AND OP4<>2 AND OP4<>3) THEN 250
290 IF OP4=1 GOTO 370
300 REM ++++++FLUJO VERTICAL
310 PRINT:INPUT "Alimente: la longitud vertical de tuberia (m) ",H
320 GOSUB 2000
330 IF OP4=2 THEN 340 ELSE 350
340 SFT=FNSFH*(XS*(DENS/DENL-1)+1)*H;PRINT:GOTO 360
350 SFT=FNSFH*(XS*(DENS/DENL-1)+1)*H;PRINT
360 GOTO 510
370 REM ++++++FLUJO HORIZONTAL
380 PRINT:INPUT "Alimente: la longitud de la tuberia (m) ",L
390 PRINT:PRINT "Seleccione: (1)Particula esferica"
400 PRINT TAB(13) "(2)Particula redondeada";PRINT TAB(13) "(3)Particula angular"
410 PRINT TAB(13) "(4)Particula oblonga"
420 PRINT TAB(13) "(5)Particula laminar";INPUT " ",OP3
430 IF ((OP3-INT(OP3))<>0 OR OP3<1 OR OP3>5) THEN 370
440 AR=DS^3*DENL*(DENS-DENL)*9.810001/(VISL*10^-3)^2
450 GOSUB 1000
460 LY=2.718281*(LLY)
470 UT=(LY*(VISL*10^-3)*(DENS-DENL)*9.810001/(DENL^2))^(1/3)
480 L=(2*1)*S*(D*9.810001*(DENS-DENL)+UT*UM^2/DENL)/(DS*9.810001*(DENS-DENL)/DENL)^(1/3)
490 GOSUB 2000
500 SFT=FNS*(K+1)
510 PRINT:PRINT TAB(15) "El factor K es: ";K
520 PRINT TAB(15) "La caída de presión es: ";FNDPT;" (N/m^2)"
530 PRINT TAB(15) "Perdidas por fricción: ";SFT;" (J/kg)"
540 GOTO 3000
1000 REM ++++++CORR. DE ARQ VS LYASCHENKO
1010 I=LOS(AR):I=I/20
1020 IF OP3=1 THEN 1030 ELSE 1040
1030 LLY=-6.4731139.01729*1-20.43264*I^2
1040 IF OP3=2 THEN 1050 ELSE 1060
1050 LLY=-6.58359+32.28277*I-16.2519*1^2
1060 IF OP3=3 THEN 1070 ELSE 1080

```

```

1070 LLY=-4.99042+25.30231*X-10.36966*X^2
1080 IF OP3=4 THEN 1090 ELSE 1100
1090 LLY=-6.64304+29.1547*X-13.4662*X^2
1100 IF OP3=5 THEN 1110 ELSE 1120
1110 LLY=-9.60042+35.72485*X-19.19197*X^2
1120 IF OP3=6 THEN 1130 ELSE 1140
1130 LLY=-9.84416+20.4129*X-7.70999*X^2
1140 RETURN
2000 REM ++++++SUBR. FACTOR DE FRICCION
2010 RE=D*H*W*DEN/(VISL*10^-3)
2020 IF RE<2100 THEN 2040
2030 IF RE=2100 THEN 2060
2040 F=64/RE
2050 RETURN
2060 PRINT:INPUT "Alimente: la rugosidad relativa (e/D) ",ED
2070 A=-2*LOG(ED/3.7+12/RE)/2.302814
2080 B=-2*LOG(ED/3.7+2.51#A/RE)/2.302814
2090 C=-2*LOG(ED/3.7+2.51#B/RE)/2.302814
2100 F=(A-(B-A)^2/(C-2*B+A))^(1-2)
2110 RETURN
3000 REM ++++++***** OUTPUT
3010 PRINT TAB(15) "Densidad del lodo: ";DENM;" (kg/m^3)"
3020 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #4B

Selecciones: (1)Calcular la velocidad minima de arrastre  
(2)Calcular las perdidas por friccion 1

Alimente: diametro de la particula solida (m) 0.0005  
Alimente: la densidad del solido (kg/m<sup>3</sup>) 2500  
Alimente: la densidad del liquido (kg/m<sup>3</sup>) 1000  
Alimente: el diametro interno de la tuberia (m) 0.0508  
Alimente: la viscosidad del liquido (cps) 1  
Alimente: la fraccion en volumen del solido 0.3

Velocidad minima de acarreo: 1.075067 (m/s)  
Densidad del lodo: 1450 (kg/m<sup>3</sup>)

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Calcule la caída de presión y las pérdidas por fricción que se producen cuando se transporta un lodo con 30% en volumen de un sólido de  $2500 \text{ (kg/m}^3\text{)}$  en agua. El sólido tiene un diámetro de 0.5 (mm) y la tubería tiene un diámetro interno de 2 (in) (acero comercial) y longitud de 20 (m). La velocidad de la mezcla es de 5 (m/s).

$$\Delta P_f = 166,962.6 \text{ (N/m}^2\text{)}$$

$$\left(\frac{\Sigma F}{\eta}\right)_{2l} = 115.1466 \text{ (J/kg)}$$

$$K = 0.14962$$

#### 9.5 Sedimentación: (30)

Esta operación consiste en la separación de las fases sólida y líquida de una suspensión. En las figuras 9.1 y 9.2 se esquematizan espesadores continuos en los que se perpetúan las zonas indicadas ya que se trabaja a régimen permanente. En ellos entra una corriente de alimentación con caudal volumétrico ( $Q_0$ ) y concentración de sólido  $(1 - \epsilon)_0$  y salen dos corrientes, una de sedimento por su parte inferior con caudal volumétrico ( $Q_b$ ) y concentración de sólido  $(1 - \epsilon)_b$ , y otra de líquido claro por su parte superior de caudal volumétrico ( $Q_A$ ) y concentración nula de sólido. Si se representa por ( $S_0$ ) el área de la superficie de sedimentación, el flujo de descenso será:

$$j_b = \frac{Q_b}{S_0} \quad (9.39)$$

y el flujo total de sólido ( $j_s$ ) será:

$$j_s = j_{sA} + j_b(1 - \epsilon) \quad (9.40)$$

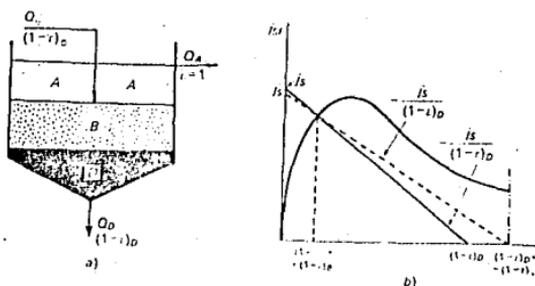


Fig. 1

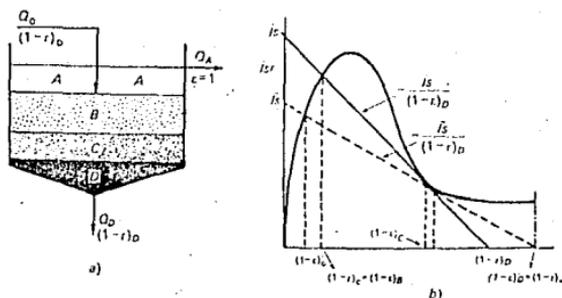


Fig. 2

Haciendo un balance de materia para el sólido:

$$Q_D = \frac{Q_o(1-\epsilon)D}{(1-\epsilon)D} = \frac{S_1 j_S}{(1-\epsilon)D} \quad (9.41)$$

$$j_D = j_o \frac{(1-\epsilon)D}{(1-\epsilon)D} \quad (9.42)$$

por definición, se tiene:

$$j_S = \frac{Q_o(1-\epsilon)D}{S_1} = j_o(1-\epsilon)D \quad (9.43)$$

por lo que:

$$j_S r = j_S - \frac{j_S}{(1-\epsilon)D} (1-\epsilon)D \quad (9.44)$$

esta ecuación corresponde a la de una línea recta de pendiente:

$$- \frac{j_s}{(1 - \epsilon) D} \quad (9.45)$$

y ordenada al origen:

$$j_s$$

Esta recta se conoce con el nombre de línea de operación. De las figuras citadas se aprecia que es la línea que une el punto de concentración de sólido a la salida  $[(1 - \epsilon) D, 0]$  y el punto de ordenada al origen  $[0, j_s]$  que representa el flujo de sólido que se maneja. Si la recta de operación se hace tangente a la curva del sistema (figura 9.2) entonces el sedimentador estará trabajando a su máxima capacidad para una concentración de salida dada. De este modo, se ve que la línea de operación puede variar de acuerdo a las necesidades que se tengan de flujo manejado, concentración a la entrada y concentración a la salida del sedimentador. En otras palabras, por ejemplo, se puede sacrificar cantidad de flujo de sólido manejado para obtener una mayor concentración en la salida (línea segmentada figura 9.2).

La estimación de la superficie y la altura del sedimentador se realiza del siguiente modo:

1.- Mediante un experimento de sedimentación intermitente o por cargas (aquel en que no hay flujo de entrada o salida) se obtiene la curva  $j_s f$  vs  $(1 - \epsilon)$ .

2.- Se traza la línea de operación según el tipo de curva y las necesidades que se tengan.

3.- Con la ordenada al origen ( $j_s$ ) se calcula la superficie:

$$S_t = \frac{Q_0(1 - \epsilon)_0}{j_s} \quad (9.46)$$

4.- Se calcula el volumen de sólidos y líquido según:

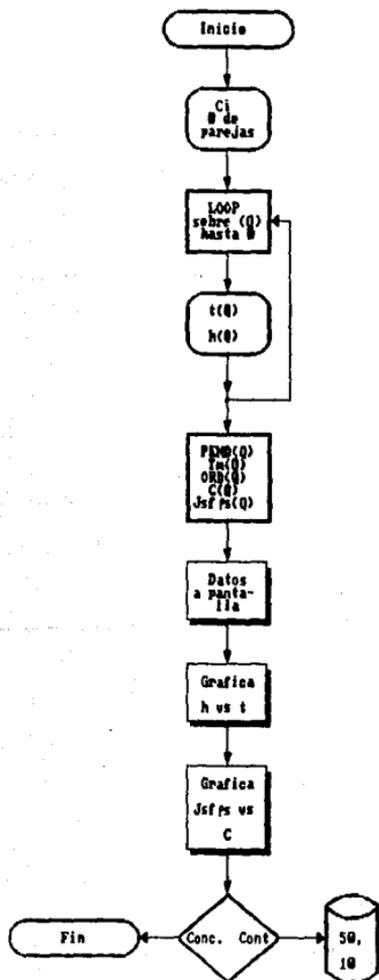
$$V_s = Q_0 \left[ \frac{C_0 \alpha}{\rho_s} \right] \quad (9.47)$$

$$V_l = Q_0 \left( \frac{C_0}{\rho_0} \right) \int_0^{t_R} \left( \frac{\rho_0 - c}{c} \right) dt \quad (9.48)$$

5.- Se calcula la altura:

$$H = \frac{V_0 + V_l}{S_t} \quad (9.49)$$

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #49  
Calcula y grafica las curvas  $h$  vs  $t$  y  
 $J_{sfp}$  vs  $C$



### PROBLEMA HECHO A MANO

Se desea diseñar un espesador continuo para tratar 10 (m<sup>3</sup>/min) de una suspensión acuosa de carbonato cálcico que se desea concentrar desde 5 (kg/m<sup>3</sup>) hasta 200 (kg/m<sup>3</sup>).

En una probeta de laboratorio se ha estudiado la sedimentación intermitente de una suspensión acuosa de carbonato de calcio de 30 (kg/m<sup>3</sup>) de concentración, obteniéndose los siguientes resultados:

t (min)	h (mm)	t (min)	h (mm)	t (min)	h (mm)
0	284	4.5	185	9.0	97
0.5	274	5.0	176	9.5	88
1.0	264	5.5	166	10	81
1.5	250	6.0	157	12	63
2.0	240	6.5	144	15	51
2.5	230	7.0	136	20	41
3.0	219	7.5	125	29	38
3.5	208	8.0	115	87	29
4.0	196	8.5	107	150	25

representando por (h) la altura respecto al fondo de la probeta de la superficie límite del líquido claro.

Calcular y graficar la curva jsf vs (1 - c) del sistema.

Datos:

$$\rho_s = 2681 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

Solución:

La velocidad de descenso de la superficie límite se representa por:

$$V_p = \frac{jsf}{1 - c}$$

expresable como un cambio de altura por:

$$V_p = -\frac{dh}{dt}$$

por lo que se tiene:

$$jsf = (1 - c) \left[ -\frac{dh}{dt} \right]$$

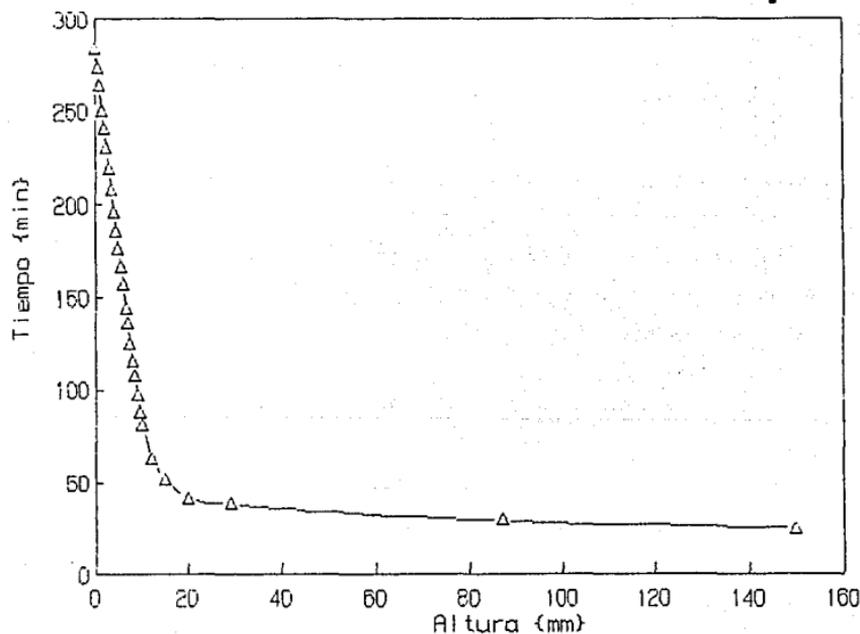
$$jsf \rho_s = (1 - c) \rho_s \left[ -\frac{dh}{dt} \right] = c \left[ -\frac{dh}{dt} \right] \quad (a)$$

para trazar la curva jsf vs (1 - c), o lo que es lo mismo, jsf \rho\_s

vs  $c$  (para utilizar unidades másicas), se requiere calcular  $\left(-\frac{dh}{dt}\right)$  para distintas concentraciones de sólido, esto se consigue dibujando la curva  $h$  vs  $t$  (Gráfica 9.5) y trazando tangentes en distintos puntos, obteniendo las pendientes, ordenadas al origen y abscisas de ordenada cero.

Gráfica 9.5

## Grafica de Altura vs Tiempo



Las ordenadas al origen representan:

$$h' = \frac{h_0(1 - c)_0}{1 - c} = h_0 \left( \frac{(1 - c)_0 \rho_s}{(1 - c) \rho_s} \right) = h_0 \left( \frac{c_0}{c} \right)$$

de aquí:

$$c = c_0 \left( \frac{h_0}{h'} \right) = 30 \left( \frac{284}{h'} \right) = \frac{8520}{h'} \quad (b)$$

entonces la ecuación (a) se convierte en:

$$j_{sfp_s} = \frac{8520}{h'} \left( \frac{-dh}{dt} \right) \frac{1}{1000(60)} \quad (c)$$

Empleando la gráfica 9.5 y las ecuaciones (b) y (c) se construye la siguiente tabla:

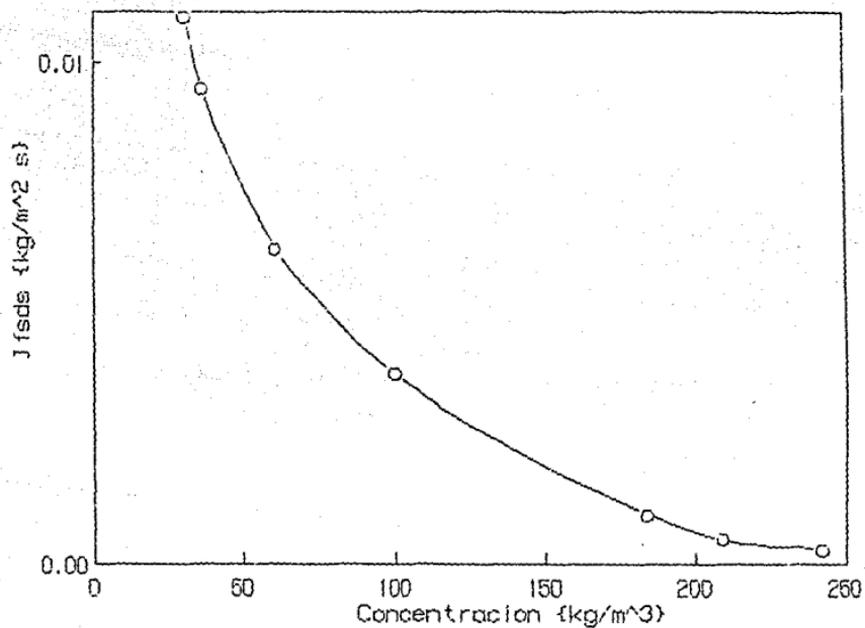
t (min)	h' (mm)	$\left( \frac{-dh}{dt} \right)$ (mm/min)	c (kg/m <sup>3</sup> )	j <sub>sfp<sub>s</sub></sub> (kg/m <sup>2</sup> s)
2.06	284	21.84	30	0.0109
8.96	239	15.926	35.64	0.0095
12.4	140	6.2097	60.86	0.0063
17.2	85.2	2.2616	100	0.0038
23.44	46.3	0.32	184.02	0.0010
56.55	40.7	0.147	209.34	0.0005
86.8	35.18	0.0854	242.18	0.0003

Tabla 9.1

Se grafican los datos  $j_{sfp_s}$  vs c en la gráfica 9.6; esta gráfica permite el diseño de un sedimentador de acuerdo a la posición que se de a la línea de operación.

Gráfica 9.6

## Grafica de Jfsds vs C



## PROGRAMA #49

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO:BIFAS49.BAS
20 REM Calcula y grafica la curva jfs vs c para un sedientador continuo.
30 CLS
40 PRINT TAB(15) "Los datos que alimentara son los correspondientes"
50 PRINT TAB(15) "a la experimentacion con sedimentacion discontinua"
60 PRINT TAB(15) " en probeta. Comience en el tiempo t=0 (min)."

```

```

2240 PRINT "Escala: X-X "
2250 PRINT "l unidad:";PRINT USING "##.##";T(N)/10
2260 PRINT
2270 PRINT "Escala: Y-Y "
2280 PRINT "l unidad:";PRINT USING "##.##";H(1)/10
2290 PRINT:PRINT
2300 KEY (6) ON
2310 ON KEY (6) GOSUB 2350
2320 LOCATE 22,1
2330 PRINT "Presione F6 para continuar..."
2340 WHILE Q<0:MEND
2350 IF I=1 THEN 2360 ELSE 2370
2360 RETURN 3070
2370 RETURN 3000
3000 REM *****SUBR. DE GRAFICA jsfds(Q) vs C(Q)
3010 CLS:Z=1
3020 FOR Q=1 TO N-1
3030 T(Q)=C(Q+1):H(Q)=JSFDS(Q+1)
3040 NEXT
3050 N=N-1
3060 GOTO 2000
3070 SCREEN 0,0,0
3080 PRINT:INPUT "Seleccione: (1)Calcular area y altura del sedimentador a max.
cap. (2)Concluir ",OP12
3090 IF (OP12<>1) AND (OP12<>2) THEN 3070
3100 ON OP12 GOTO 3110,3120
3110 CHAIN "bifas50",ALL
3120 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #49

Los datos que alimentara son los correspondientes  
a la experimentacion con sedimentacion discontinua  
en probeta. Comience en el tiempo  $t=0$  (min).

Alimente: la concentracion inicial de la solucion (kg/m<sup>3</sup>) 30

Alimente: el numero de parejas de datos (t,h) de que dispone 27

Alimente: el tiempo t(1) (min) 0  
Alimente: la altura h(1) (mm) 284

Alimente: el tiempo t(2) (min) 0.5  
Alimente: la altura h(2) (mm) 274

Alimente: el tiempo t(3) (min) 1.0  
Alimente: la altura h(3) (mm) 264

Alimente: el tiempo t(4) (min) 1.5  
Alimente: la altura h(4) (mm) 250

Alimente: el tiempo t(5) (min) 2.0  
Alimente: la altura h(5) (mm) 240

Alimente: el tiempo t(6) (min) 2.5  
Alimente: la altura h(6) (mm) 230

Alimente: el tiempo t(7) (min) 3.0  
Alimente: la altura h(7) (mm) 219

Alimente: el tiempo t(8) (min) 3.5  
Alimente: la altura h(8) (mm) 208

Alimente: el tiempo t(9) (min) 4.0  
Alimente: la altura h(9) (mm) 196

Alimente: el tiempo t(10) (min) 4.5  
Alimente: la altura h(10) (mm) 185

Alimente: el tiempo t(11) (min) 5.0  
Alimente: la altura h(11) (mm) 176

Alimente: el tiempo t(12) (min) 5.5  
Alimente: la altura h(12) (mm) 166

Alimente: el tiempo t(13) (min) 6.0  
Alimente: la altura h(13) (mm) 157

Alimento: el tiempo t( 14 ) (min) 6,5  
Alimento: la altura h( 14 ) (cm) 144

Alimento: el tiempo t( 15 ) (min) 7,0  
Alimento: la altura h( 15 ) (cm) 136

Alimento: el tiempo t( 16 ) (min) 7,5  
Alimento: la altura h( 16 ) (cm) 125

Alimento: el tiempo t( 17 ) (min) 8,0  
Alimento: la altura h( 17 ) (cm) 115

Alimento: el tiempo t( 18 ) (min) 8,5  
Alimento: la altura h( 18 ) (cm) 107

Alimento: el tiempo t( 19 ) (min) 9,0  
Alimento: la altura h( 19 ) (cm) 97

Alimento: el tiempo t( 20 ) (min) 9,5  
Alimento: la altura h( 20 ) (cm) 88

Alimento: el tiempo t( 21 ) (min) 10  
Alimento: la altura h( 21 ) (cm) 81

Alimento: el tiempo t( 22 ) (min) 12  
Alimento: la altura h( 22 ) (cm) 63

Alimento: el tiempo t( 23 ) (min) 15  
Alimento: la altura h( 23 ) (cm) 51

Alimento: el tiempo t( 24 ) (min) 20  
Alimento: la altura h( 24 ) (cm) 41

Alimento: el tiempo t( 25 ) (min) 29  
Alimento: la altura h( 25 ) (cm) 38

Alimento: el tiempo t( 26 ) (min) 37  
Alimento: la altura h( 26 ) (cm) 29

Alimento: el tiempo t( 27 ) (min) 50  
Alimento: la altura h( 27 ) (cm) 25

t(min)	(dh/dt)(mm/min)	hp(mm)	C(kg/m <sup>3</sup> )	jsfds(kg/m <sup>2</sup> s)
.25	-20	284	30	.01
.75	-20	284	30	.01
1.25	-28	292	29.17808	1.361644E-02
1.75	-20	280	30.42857	1.014286E-02
2.25	-20	280	30.42857	1.014286E-02
2.75	-22	285	29.89474	.0109614
3.25	-22	285	29.89474	.0109614
3.75	-24	292	29.17008	1.167123E-02
4.25	-22	284	30	.011
4.75	-18	266	32.03008	9.699023E-03
5.25	-20	276	30.86957	1.028986E-02
5.75	-18	265	32.15095	9.645283E-03

Presione F4 para continuar...

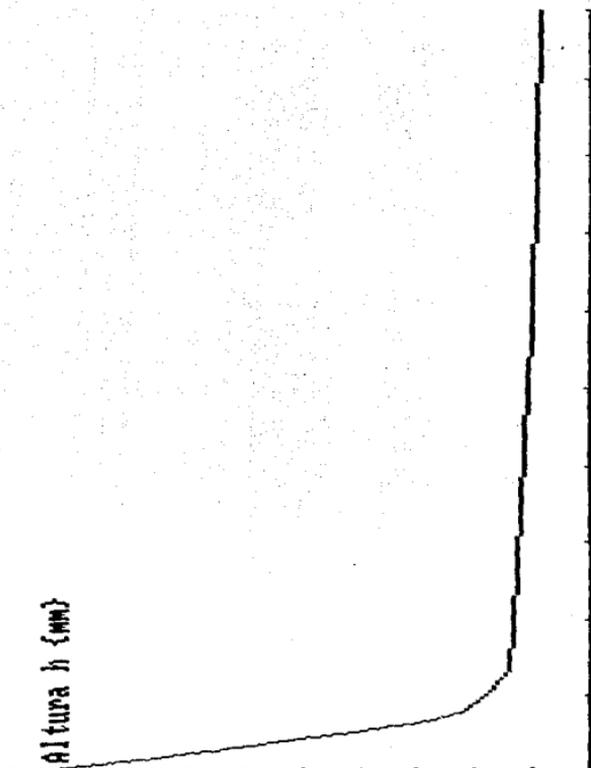
t(min)	(dh/dt)(mm/min)	hp(mm)	C(kg/m <sup>3</sup> )	jsfds(kg/m <sup>2</sup> s)
6.25	-26	313	27.22045	1.179533E-02
6.75	-16	248	34.35484	9.161291E-03
7.25	-22	290	29.37931	1.077242E-02
7.75	-20	273	30.98182	1.032727E-02
8.25	-16	243	35.06173	9.349795E-03
8.75	-20	277	30.75812	1.025271E-02
9.25	-18	259	32.89575	9.868726E-03
9.75	-14	221	38.55204	8.995475E-03
11	-9	171	49.82456	7.473605E-03
13.5	-4	111	76.75676	5.117118E-03
17.5	-2	81	105.1852	3.506173E-03
24.5	-.3333334	47.66667	178.7413	9.93007E-04
58	-.1551724	42.5	200.4706	5.184384E-04
118.5	-6.349207E-02	34.52381	246.7862	2.611494E-04

Presione F4 para continuar...

Escala: X-X  
| Unidad: 1.50E+01

Escala: Y-Y  
| Unidad: 2.84E+01

Altura h (mm)



Tiempo t (min)

Presione F6 para continuar...

Escala: X-X  
I unidad: 2.47E+01

Escala: Y-Y  
I unidad: 1.00E-03

Jsids (kg/m<sup>2</sup> s)

Conc. (kg/m<sup>3</sup>)

Presione F6 para continuar...

Selección: (1) Calcular área y altura del sedimentador a max. cap.  
(2) Concluir 2

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

En un sedimentador discontinuo de laboratorio se ha realizado un ensayo con una suspensión acuosa de cal con una concentración inicial de  $236 \text{ (kg/m}^3\text{)}$ , obteniéndose los siguientes resultados:

t (min)	h (mm)
0	360
15	324
30	286
60	210
105	147
180	123
285	115
720	98

La altura corresponde al nivel del líquido claro. Calcule y grafique la curva  $h_{\text{LFC}} \text{ vs } c$  del sistema; calcule la máxima concentración de salida que podría alcanzarse y el tiempo de residencia requerido.

$$c_{\text{max}} = 396.47 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$t_R = 118.05 \text{ (min)} = 7083 \text{ (s)}$$

Escala: X-X  
1 unidad: 7.20E+01

Escala: Y-Y  
1 unidad: 3.60E+01

Altura h (mm)

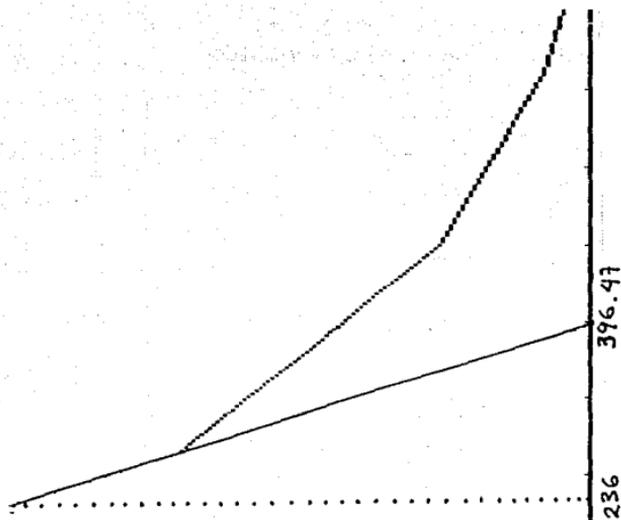
Tiempo t (min)

Presione F6 para continuar...

Escala: X-X  
I unidad: 6,74E+01

Escala: Y-Y  
I unidad: 9,44E-04

JsfDs {kg/m^2 s}



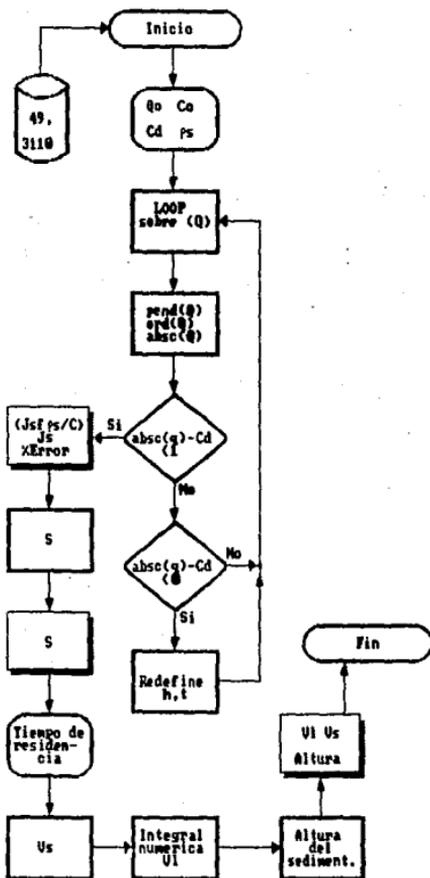
Conc. {kg/m^3}

396.47

236

Presione F6 para continuar...

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA #50  
 Calcula el área de sedimentación y la altura del sedimentador



### PROBLEMA HECHO A MANO

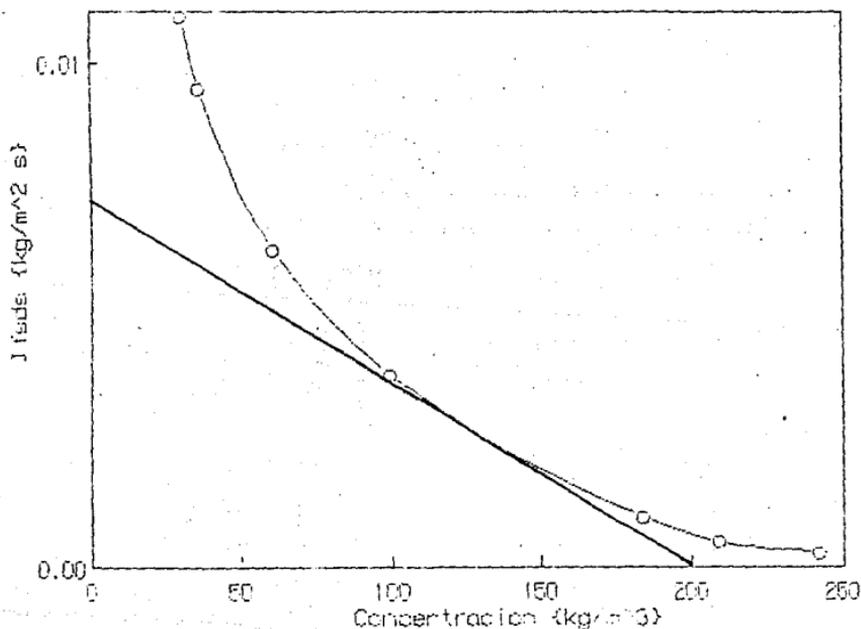
Continúe la solución del problema hecho a mano del programa BIFAS49.BAS para un sedimentador que opera a máxima capacidad.

Solución:

A partir del punto de abscisa 200 ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) y ordenada cero se traza la tangente a la curva de la gráfica 9.6, teniéndose así que el sedimentador trabaja a toda capacidad.

Gráfica 9.6

## Gráfica de $J_{fsds}$ vs $C$



La ordenada al origen es:  $j_{sp} = 0.0073 \text{ (kg/m}^2 \text{ s)}$ .

Empleando la ecuación (9.46):

$$Q_0 = 10 \text{ (m}^3\text{/min)} = 0.166 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$S_t = \frac{Q_0(1 - c)}{j_{sp}} = \frac{Q_0 c_0}{j_{sp}} = \frac{0.166(5)}{0.0073}$$

$$S_t = 113.6986 \text{ (m}^2\text{)}$$

El tiempo de residencia se obtiene de la tabla 9.1, de donde, interpolando entre los datos, se obtiene  $t_R = 44.33 \text{ (min)}$  para llegar a la concentración deseada de  $200 \text{ (kg/m}^3\text{)}$ .

Volumen de los sólidos: ecuación (9.47)

$$V_s = 0.166 \left[ \frac{5(44.33 * 60)}{2681} \right]$$

$$V_s = 0.8264 \text{ (m}^3\text{)}$$

Volumen del líquido: ecuación (9.48)

$$V_l = 0.166 \left[ \frac{5}{2681} \right] \int_0^{t_R} \left[ \frac{2681 - c}{c} \right] dt$$

$$V_l = 0.0003 \int_0^{t_R} \left[ \frac{2681 - c}{c} \right] dt$$

Se requiere integrar entre los límites 0 y 2659.8 (s) para lo cual se emplea la tabla 9.1 y se tiene:

t (s)	$\left[ \frac{2681 - c}{c} \right]$
123.6	88.36
537.6	74.2245
744	43.0519
1032	25.81
1406	13.5691
2659.8	12.4050

Calculando  $\Delta t_i$  y  $\left[ \frac{2681 - c}{c} \right]_{\text{medio}}$ , tenemos:

i	$\Delta t_i$ (s)	$\left[ \frac{2681 - c}{c} \right]_{\text{medio}}$
1	414.0	81.2923
2	207.0	58.6382
3	288.0	34.431
4	374.0	19.6896
5	1253.8	12.9871

Integrando por rectángulos de altura media:

$$\int_0^{t_R} \left( \frac{2681 - c}{c} \right) dt \cong \sum_{i=1}^5 \left[ t_{\text{medio}} \left( \frac{2681 - c}{c} \right)_{\text{medio}} \right]_i$$

entonces:

$$\int_0^{t_R} \left( \frac{2681 - c}{c} \right) dt = 79,356.384$$

Teniéndose:

$$V_l = 0.0003(79,356.384) = 23.8069 \text{ (m}^3\text{)}$$

Cálculo de la altura: ecuación (9.49)

$$H = \frac{0.8264 + 23.8069}{113.6986}$$

$$H = \underline{0.2167 \text{ (m)}}$$

## PROGRAMA #50

```

10 REM NOMBRE DEL ARCHIVO: BIFAS50.BAS
20 REM Calcula el area y la altura de un sedimentador continuo a maxima cap.
30 PRINT:PRINT "Para el sedimentador:"
40 PRINT:INPUT "Alimente: el gasto volumetrico a la entrada (m^3/s) ",Q0
50 INPUT "Alimente: la concentracion en la entrada (kg/m^3) ",C0
60 INPUT "Alimente: la concentracion deseada en la salida (kg/m^3) ",T
70 INPUT "Alimente: la densidad del solido (kg/m^3) ",DENS
80 DIM A(N):DIM Q(N):DIM PEND(N):DIM ORD(N):DIM DELTA(N):DIM ALT(H+1):DIM SUP(N+1)
90 FOR Q=1 TO N-1
100 IF ((H(Q+1)-H(Q))=0 OR ((T(Q+1)-T(Q))=0) THEN Z30
110 PEND(Q)=(H(Q+1)-H(Q))/((T(Q+1)-T(Q)))
120 ORD(Q)=H(Q)-PEND(Q)*T(Q)
130 A(Q)=-ORD(Q)/PEND(Q):DELTA(Q)=T-A(Q)
140 IF R=1 GOTO Z50
150 IF ABS(DELTA(Q))<1 THEN Z50
160 IF DELTA(Q)<0 THEN 170 ELSE Z30
170 REM ++++++REDEFINICION
180 H(Q+1)=(H(Q+1)+H(Q))/2
190 T(Q+1)=(T(Q+1)+T(Q))/2
200 H(Q)=H(Q-1)
210 T(Q)=T(Q-1):R=1
220 GOTO 100
230 NEXT Q
240 REM ++++++OUTPUT
250 PRINT:PRINT "La pendiente de la tangente es, aprox.,: ";PEND(Q);" ((kg/m^2 s)
);/(kg/m^3))"
260 PRINT "La ordenada al origen es, aprox.,: ";ORD(Q);" (kg/m^2 s)"
270 PRINT "La abscisa calculada es: ";A(Q);" (kg/m^3)"
280 PRINT "Error: ";100-A(Q)*100/T;%"
290 REM ++++++AREA DEL SEDIMENTADOR
300 S=Q0*C0/ORD(Q)
310 PRINT:PRINT TAB(15) "Area del sedimentador: ";S;" (m^2)"
320 REM ++++++ALTURA DEL SEDIMENTADOR
330 PRINT:PRINT TAB(15) "Empleando la tabla formada por BIFAS49.BAS determine"
340 PRINT TAB(15) " el tiempo de residencia requerido para alcanzar"
350 PRINT TAB(15) " la concentracion deseada."
360 PRINT:INPUT "Alimente: el tiempo de residencia (min) ",TR
370 REM ++ Volumen de solidos
380 TRM=TR*60
390 VS=Q0*C0*TRM/DENS
400 REM ++ Volumen del liquido

```

```

410 N=N+1
420 FOR Q=2 TO N
430 ALT(Q)=(DENS-C(Q))/C(Q)
440 NEXT Q
450 FOR Q=2 TO N
460 IF TM(Q+1)>TR THEN 500
470 SUP(Q)=(ALT(Q+1)+ALT(Q))/2+(TM(Q+1)-TM(Q))*60
480 SUP=SUP(Q)+SUP
490 NEXT Q
500 VL=QD*CD/DENS*SUP
510 PRINT:PRINT TAB(15) "Volumen de salida: ";VS;" (m^3)"
520 PRINT TAB(15) "Volumen de liquido: ";VL;" (m^3)"
530 PRINT TAB(15) "Altura del sedimentador: ";(VL+VS)/S;" (m)"
540 PRINT:PRINT TAB(30) "Trabajo Concluido":END

```

CORRIDA DEL PROGRAMA #50

Selección: (1)Calcular area y altura del sedimentador a max. cap.  
(2)Concluir 1

Para el sedimentador:

Alimento: el gasto volumetrico a la entrada ( $m^3/s$ ) 0.16667  
Alimento: la concentracion en la entrada ( $kg/m^3$ ) 5  
Alimento: la concentracion deseada en la salida ( $kg/m^3$ ) 200  
Alimento: la densidad del solido ( $kg/m^3$ ) 2681

La pendiente de la tangente es, aprox.:  $-4.397612E-05$  ( $(kg/m^2 s)/(kg/m^3)$ )  
La ordenada al origen es, aprox.:  $8.492581E-03$  ( $kg/m^2 s$ )  
La abscisa calculada es: 193.118 ( $kg/m^3$ )  
Error: 3.440987 %

Area del sedimentador: 98.12681 ( $m^2$ )

Empleando la tabla formada por BIFAS49.BAS determine  
el tiempo de residencia requerido para alcanzar  
la concentracion deseada.

Alimento: el tiempo de residencia (min) 57.2745

Volumen de solido: 1.068177 ( $m^3$ )  
Volumen de liquido: 23.34565 ( $m^3$ )  
Altura del sedimentador: .2487987 (m)

Trabajo Concluido

### PROBLEMAS PROPUESTOS

Continúe el problema propuesto anterior y calcule la superficie mínima que debe tener el espesador así como su altura, para alcanzar la concentración máxima calculada.

$$S_t = 556 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$H = 0.46 \text{ (m)}$$

Nomenclatura del capítulo IX:

- A = área transversal de tubería (ft<sup>2</sup>).  
A' = área transversal de tubería (m<sup>2</sup>).  
Ar = número de Arquímedes (adimensional).  
a = constante de la ecuación (9.6) (adimensional).  
By y Bx = parámetros de Baker (adimensional).  
b = constante de la ecuación (9.7) (adimensional).  
C = fracción volumétrica de sólidos en la mezcla (adimensional).  
c = concentración de los sólidos (kg/m<sup>3</sup>).  
Cb = coeficiente de arrastre (adimensional).  
co = concentración inicial de los sólidos (kg/m<sup>3</sup>).  
d = diámetro interno de la tubería (in).  
D = diámetro interno de la tubería (ft).  
D' = diámetro interno de la tubería (m).  
Da = diámetro de la partícula mayor que se arrastrará (m).  
Fr = número de Froude (adimensional).  
fo = factor de fricción de Darcy para el gas (adimensional).  
fn = factor de fricción en la correlación de Huntington (adimensional).  
fl = factor de fricción de Darcy para el líquido (adimensional).  
fs = factor de fricción para el sólido (adimensional).  
G = gasto másico del gas (kg/s).  
g = aceleración de la gravedad (m/s<sup>2</sup>).  
gc = factor de conversión universal que depende de las unidades del resto de las variables.  
h = altura de la capa límite del líquido claro (mm) o (m).  
ho = altura inicial (mm) o (m).  
h' = ordenada al origen (mm) o (m).  
H = altura del sedimentador (m).  
Hx = factor de Huntington (adimensional).  
jb = velocidad del concentrado (m/s).  
js = velocidad total (m/s).  
jsf = velocidad de sedimentación (m/s).  
K = constante de corrección de las pérdidas por fricción (adimensional).  
L = longitud entre los puntos considerados (ft).  
L' = longitud entre los puntos considerados (m).

$L_y$  = número de Lyaschenko (adimensional).  
 $P$  = presión absoluta (atm).  
 $PM$  = peso molecular (g/gmol).  
 $Q_A$  = flujo de líquido claro ( $m^3/s$ ).  
 $Q_B$  = flujo de concentrado ( $m^3/s$ ).  
 $Q_D$  = flujo de alimentación ( $m^3/s$ ).  
 $R$  = constante universal de los gases ideales (1 atm/gmol K).  
 $Re_G$  = número de Reynolds para el gas (adimensional).  
 $Re_L$  = número de Reynolds para el líquido (adimensional).  
 $Re_S$  = número de Reynolds para el sólido (adimensional).  
 $S$  = gasto másico del sólido (kg/s).  
 $T$  = temperatura absoluta (K).  
 $t$  = tiempo (s).  
 $t_r$  = tiempo de residencia (s).  
 $u$  = velocidad de la mezcla (m/s).  
 $u_g$  = velocidad del gas (m/s).  
 $u_{m0}$  = velocidad mínima de arrastre (m/s).  
 $u_s$  = velocidad del sólido (m/s).  
 $u_t$  = velocidad terminal de las partículas (m/s).  
 $V$  = velocidad (ft/s).  
 $V_l$  = volumen del líquido ( $m^3$ ).  
 $V_p$  = velocidad de propagación (m/s).  
 $V_s$  = volumen de sólidos ( $m^3$ ).  
 $W_G$  = gasto másico de gas (lb/h).  
 $W_L$  = gasto másico de líquido (lb/h).  
 $X^2$  = módulo de flujo a dos fases de Lockhart-Martinelli (adimensional).  
 $X_D$  = módulo de Davis (adimensional).  
 $\Delta P$  = caída de presión estimada a longitud variable (psi).  
 $\Delta P_{CG}$  = caída de presión por soporte de columna gaseosa ( $N/m^2$ ).  
 $\Delta P_{CS}$  = caída de presión por soporte de columna de sólidos ( $N/m^2$ ).  
 $\Delta P_{fg}$  = caída de presión por fricción entre el gas y el tubo ( $N/m^2$ ).  
 $\Delta P_{fs}$  = caída de presión por fricción entre el sólido y el tubo ( $N/m^2$ ).  
 $\Delta P_g$  = caída de presión por aceleración del gas ( $N/m^2$ ).  
 $\Delta P_s$  = caída de presión por aceleración del sólido ( $N/m^2$ ).

$\Delta P_t$  = caída de presión total (N/m<sup>2</sup>).

$\Delta P_{100G}$  = caída de presión en 100 (ft) existiendo solamente gas (psi/100 (ft)).

$\Delta P_{100GL}$  = caída de presión en 100 (ft) a flujo bifásico (psi/100 (ft)).

$\epsilon$  = fracción volumétrica de fluido (adimensional).

$\eta_g$  = viscosidad del gas (cps).

$\eta_g$  = viscosidad del gas (kg/m s).

$\eta_L$  = viscosidad del líquido (cps).

$\eta_L$  = viscosidad del líquido (kg/m s).

$\phi^2$  = factor de corrección (adimensional).

$\rho_{DG}$  = densidad del gas disperso (peso gas/vol. tubería) (kg/m<sup>3</sup>).

$\rho_G$  = densidad del gas (lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_G$  = densidad del gas (kg/m<sup>3</sup>).

$\rho_L$  = densidad del líquido (lb/ft<sup>3</sup>).

$\rho_L$  = densidad del líquido (kg/m<sup>3</sup>).

$\rho_m$  = densidad de la mezcla o lodo (kg/m<sup>3</sup>).

$\rho_s$  = densidad del sólido (kg/m<sup>3</sup>).

$\sigma_L$  = tensión superficial del líquido (dinas/cm).

$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_{2f}$  = pérdidas de fricción para el flujo a dos fases (J/kg).

$\left(\frac{\Sigma F}{M}\right)_L$  = pérdidas de fricción para el líquido (J/kg).

## CONCLUSIONES

Este trabajo ha intentado abordar el flujo de fluidos de una manera general que muestre los problemas más ordinarios que se puedan manejar en el campo profesional, desde un punto de vista práctico que, naturalmente, da por cierta la existencia de un conocimiento previo de la materia.

La introducción de un lenguaje de programación (GW-BASIC) agrega la posibilidad de la experimentación con las ecuaciones manejadas que describen el fenómeno estudiado, de suerte que pueda apreciarse el efecto que tendría en un resultado final, la alteración de una variable en particular sobre la que no se tenga mucha intuición ganada, lo anterior sin la gran pérdida de tiempo que implican los cálculos respectivos. Es debido a esto que en algunos cálculos iterativos, he diseñado el programa para mostrar los valores que van adquiriendo las variables en cada nuevo intento por aproximarse a la solución, de modo que se aprecie la secuencia de resultados que se van obteniendo y se pueda concluir si el valor de alguna variable interfiere con el desarrollo del programa mismo (por ej. mensajes de Overflow, Division by zero, etc.).

En suma, espero que este trabajo haya sido explícito en el desarrollo de sus temas y que haya alcanzado su objetivo: facilitar el trabajo de cálculo y afianzar los conocimientos adquiridos en la materia.

## BIBLIOGRAFIA

## CAPITULO II

- [1] Reid, R.C., Prausnitz, J.M., and Sherwood, T.K., "Properties of Gases and Liquids", 3<sup>rd</sup> ed., McGraw-Hill Book Co., New York, 1977.
- [2] Chapman, S., and Cowling, T.G., "The Mathematical Theory of Nonuniform Gases" Cambridge University Press, New York, 1939.
- [3] Hirschfelder, J.D., Curtiss, C.F., and Bird, R.B., "Molecular Theory of Gases and Liquids" Wiley, New York, 1954.
- [4] Barker, J.A., Fock, W., and Smith, F., *Phys. Fluids*, Vol.7, 1964, p.897
- [5] Itean, E.C., Glueck, A.R., and Svehla, R.A., NASA Lewis Research Center, TND-481, Cleveland, Ohio, 1961.
- [6] Klein, N., Smith, F.J., *J. Res. Bur. Stand.*, Vol.72A, 1968, p.359.
- [7] Krieger, F.A., Randcorp. Rep. RM-646, Santa Mónica, Calif.
- [8] Monchick, L. and Mason, E.A., (a) Johns Hopkins University Applied Physics Laboratory, CM-993, February 1961; (b) *J. Chem. Phys.*, Vol.35, 1961, p.1676.
- [9] Neufeld, P.D., Janzen A.R., and Aziz, R.A., *J. Chem. Phys.*, Vol.57, 1972, p.1100.
- [10] Svehla, R.A., "Estimated Viscosities and Thermal Conductivities at High Temperatures",

NASA-TRR-132, 1962.

- [11] Flynn, L.W., and Thodos, G., *AIChE J.*, Vol.8, 1962, p.362.
- [12] Reichenberg, D. (a) DCS Rep. 11, National Physical Laboratory, Teddington, England, August 1971; (b) *AIChE J.*, Vol. 19, 1973, p.854; (c) Vol.21, 1975, p.181.
- [13] Kim, S.K., and Ross, J., *J. Chem. Phys.*, Vol.46, 1967, p.818.
- [14] Bae, J.H., and Reed III, T.M., *Ind. Eng. Chem.*, Vol.10, 1971, p.36, p.269.
- [15] Pal, A.K., and Barua, A.K., *J. Chem. Phys.*, Vol.48, 1968, p.872.
- [16] Brokaw, R.S., *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, Vol.8, 1969, p.240.
- [17] Wilke, C.R., *J. Chem. Phys.*, Vol.18, 1950, p.517.
- [18] Kestin, J., and Yata, J., *J. Chem. Phys.*, Vol.49, 1968, p.4780.
- [19] International Critical Tables, McGraw-Hill, New York, Vol.III, 1928, p.193; Vol.V, p.51.

#### CAPITULO III

- [20] Hughes, W.F., *Schaums Outline theory and problems of fluid dynamics*, Schaums Pub., New York, 1967.

#### CAPITULO IV

- [21] Serghides, T.K., *Chem. Eng.*, March 5, 1984, p.63-64.
- [22] Crane Co. Engineering and Research Division, "Flow of fluids through valves, fittings and pipe", Chicago, 1965.
- [23] Costa, N.E., "Ingeniería Química", Vol. 3 (Flujo de Fluidos) Alhambra, España, 1985.
- [24] Gibbon, A.H., "Hydraulics and its Applications". 5<sup>a</sup> ed.,

Constable, Londres, 1952.

CAPITULO V

[25] Foust, A.S., "Principles of Unit Operations", John Wiley and Sons, New York, 1979.

CAPITULO VI

[26] Dally, J.W., "Instrumentation for Engineering Measurement", John Wiley and Sons, New York, 1984.

CAPITULOS VII. VIII

[27] Valiente, B.A., "Problemas de Flujo de Fluidos". 1<sup>a</sup> ed., Limusa, México, D.F., 1990.

CAPITULO IX

[28] Kern, R., *Hydrocarbon Processing*, Octubre 1969 pág. 105.

[29] Valiente, B.A., "Problemas de Flujo de Fluidos". 1<sup>a</sup> ed., Limusa, México, D.F., 1990.

[30] Costa, N.E., "Ingeniería Química", Vol. 3 (Flujo de Fluidos) Alhambra, España, 1985.