

300618

12

2y.



Universidad La Salle

ESCUELA DE QUIMICA
INCORPORADA A LA U.N.A.M.

DISEÑO Y CONSTRUCCION DE UN APARATO PARA
DEMOSTRAR EL EXPERIMENTO DE REYNOLDS PARA EL
LABORATORIO DE ULSA

T E S I S

Que para obtener el Título de
INGENIERO QUIMICO
p r e s e n t a

OSCAR EFREN JAUME MORENO

Director de Tesis: M. en C. Antonio Valiente Barderas

MEXICO, D. F.

1991



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

Capitulo		Pag.
1	Generalidades	1
2	Balances de masa, momentum y energía	18
3	Experimentos de Reynolds y deducción del número	33
4	Diseño y construcción del aparato	58
5	Experimentación y análisis de resultados	76
6	Práctica propuesta	90
7	Bibliografía	99
	Apéndices	101

CAPITULO I

En 1883 Osborne Reynolds trató de observar el comportamiento del flujo de los líquidos. Para esto empleó un dispositivo semejante al del esquema que a continuación se presenta :

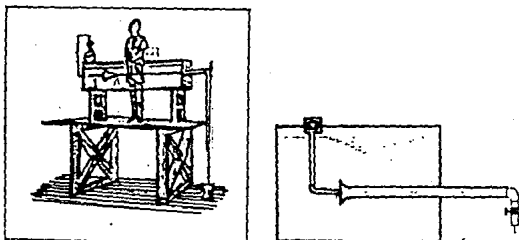


Fig 1.1 Aparato de Reynolds

Este aparato consiste en un tubo transparente introducido en un recipiente con paredes de vidrio. La entrada del tubo, ensanchada en forma de campana, facilita la introducción de un colorante. El caudal puede ser regulado por la llave existente en la extremidad.

Abriéndose gradualmente la llave, se puede observar la formación de un filamento coloreado rectilíneo. Con este tipo de movimiento, las partículas fluidas presentan trayectorias bien definidas que no se cruzan. A este régimen se le define como laminar.

A medida que se abre mas la llave se reconoce la formación de remolinos que hacen que el filamento se descomponga en líneas

Circulares a este régimen se le conoce como turbulento.

Si se invierte el proceso, es decir se cierra la llave, la velocidad se va reduciendo gradualmente hasta que llega a un valor de velocidad tal que se pasa a un régimen laminar de nueva cuenta. A este valor de velocidad se le conoce como velocidad crítica.

Reynolds después de sus investigaciones teóricas y experimentales concluyó que, el mejor criterio para determinar el tipo de movimiento en una tubería, no se limita exclusivamente al valor de la velocidad, y si al de una expresión adimensional, en la cual también se consideran la viscosidad y la densidad del líquido, además de el diámetro del ducto. Cuando estas variables se relacionan como el cociente:

$$\frac{D v \rho}{\mu} \quad \text{Ec 1.1}$$

donde D = diámetro, v = velocidad, ρ = densidad y μ = viscosidad (mas adelante se hablara de cada uno de estos términos mas a fondo).

A este cociente se le conoce como número de Reynolds, y desde ahora le denominaremos Re .

El valor de este número cualquiera que sea el sistema de unidades que se utilice siempre será el mismo. La deducción de este número y sus características, se explicarán mas detalladamente en capítulos posteriores, por lo pronto se definirán los terminos involucrados en el.

VISCOSIDAD

Cuando un fluido o un gas están fluyendo, se verifica un movimiento relativo entre sus partículas resultado de una fricción o rozamiento entre ellas, esto es fácil de observar, sobre todo en la deformación que ocurre en el seno del fluido cuando se somete a fuerzas externas.

Se podría decir que los fluidos no resisten los esfuerzos de tracción (esfuerzo cortante) tal como sucede con los sólidos. En pocas palabras se puede decir que la viscosidad es la medida de la resistencia a fluir o deformarse.

Ahora bien, consideremos un fluido contenido entre dos placas paralelas de área A , separadas entre sí a una distancia Y . Al principio el sistema se encuentra en reposo a tiempo $t = 0$. La lámina inferior se pone en movimiento, y a tiempo infinito se establece el perfil de velocidades para régimen estacionario (figura 1.2) :

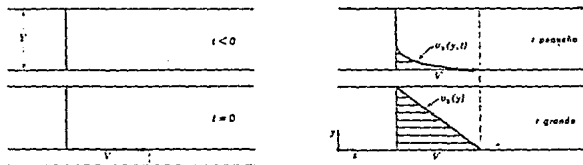


Fig. 1.2 a) Perfil de velocidad de fluido inicialmente en reposo. b) lámina inferior en movimiento. c) Formación de la velocidad en flujo no estacionario. d) Distribución final para flujo estacionario.

El esfuerzo cortante que se ejerce en la dirección x sobre la superficie del fluido, situada a una distancia constante Y por el fluido existente, en la región donde y es menor, se designa por τ_{yx} así que :

$$\tau_{yx} = \frac{dv_x}{dy} \frac{\mu}{g_c} \quad \text{Ec 1.2}$$

Donde el coeficiente de proporcionalidad entre τ_{yx} y dv_x/dy se le denomina viscosidad.

Generalidades sobre los sistemas reológicos

La reología es la ciencia que estudia la deformación de los fluidos, estudia las propiedades de los gases, líquidos, plásticos, etc.

El comportamiento reológico en estado estacionario puede definirse mediante la fórmula general:

$$\tau_{yx} = -\eta \frac{dv_x}{dy} \quad \text{Ec 1.3}$$

En las regiones en las que η disminuye al aumentar el gradiente de velocidad ($- dv_x/dy$), el comportamiento se le denomina pseudoplástico y dilatante cuando η aumenta. Si η resulta independiente del gradiente de velocidad, el fluido se comporta como Newtoniano y $\eta = \mu$.

Fluidos Newtonianos

Todos los gases y la mayor parte de los líquidos puros y soluciones verdaderas se comportan de acuerdo a la ecuación :

$$\tau_{yx} = \frac{\mu}{g_c} \frac{dv}{dy} \quad , \quad \text{Ec 1.2}$$

Se caracterizan por que al graficar el esfuerzo cortante contra el negativo del gradiente de velocidad se obtiene una línea recta que pasa por el origen y cuya pendiente es la viscosidad. A esta ecuación se le conoce como la ley de Newton.

Fluidos no Newtonianos

Existen algunos fluidos (esencialmente pastas, suspensiones y polímeros de elevado peso molecular) que no siguen la ecuación 1.2 (ley de Newton).

Para estos casos se han propuesto numerosas ecuaciones empíricas o modelos para expresar la relación existente entre τ_{yx} y el gradiente de velocidad. A continuación se presentan algunos modelos representativos (todas las ecuaciones presentadas contienen parámetros positivos, cuyo valor numérico puede determinarse correlacionando los datos experimentales de τ_{yx} frente al gradiente de velocidad a temperatura y presión constantes).

Modelo de Bingham

Este se aplica a sustancias que permanecen rígidas mientras el esfuerzo cortante es menor de un determinado valor de τ_0 , por encima del cual se comporta como un fluido newtoniano.

A las sustancias que se comportan así se les denomina plásticos de Bingham.

$$\tau_{yx} = -\mu \frac{dv}{dy} + \tau_0 \quad \text{si } |\tau_{yx}| > \tau_0 \quad \text{Ec 1.4}$$

$$\frac{dv}{dy} = 0 \quad \text{si } |\tau_{yx}| = \tau_0 \quad \text{Ec 1.5}$$

Modelo de Ostwald-de Waele

Este modelo de dos parámetros se conoce también como la ley de la potencia. Para $n = 1$ se transforma en la ley de la viscosidad de Newton, siendo $m = \mu$, por consiguiente, la desviación de n con respecto a la unidad es una medida del grado de acercamiento al comportamiento newtoniano. Cuando $n < 1$ es pseudoplástico y para $n > 1$ es dilatante.

$$\tau_{yx} = -m \left| \frac{dv}{dy} \right|^{n-1} \frac{dv}{dy} \quad \text{Ec 1.6}$$

Modelo de Eyring

Este modelo de dos parámetros deriva de la teoría cinética de los líquidos de Eyring. El modelo predice el comportamiento pseudoplástico para valores finitos de τ_{yx} y tiende asintóticamente a cero, siendo en ese caso $\mu = A / B$

$$\tau_{yx} = A \operatorname{arcsinh} \left(-1 / B \left(dv_x / dy \right) \right) \quad \text{Ec 1.7}$$

Las unidades de la viscosidad en el sistema cgs se les denomina como poise. Para la mayoría de las aplicaciones este valor es demasiado grande, así que se ha optado por usar algunos submúltiplos, por ejemplo centipoise (ctp) 10^{-2} poise para los líquidos y para los gases el μ poise, 10^{-4} poise. Un poise es la denominación que se le ha dado a $1 \text{ g cm} / \text{s}$, en el sistema cgs y para el sistema inglés es la $\text{lb pie} / \text{hr}$. Para pasar de poise al sistema inglés hay que multiplicar por 2.42. Algunos de los modelos anteriormente mencionados se esquematizan en la figura 1.3.

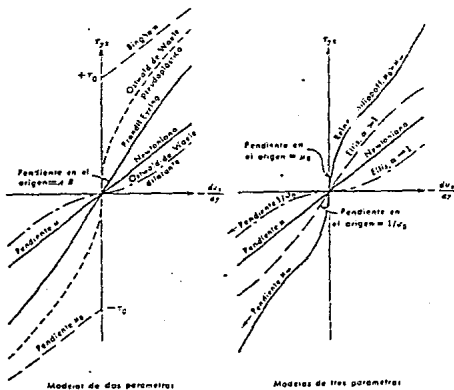


Fig. 1.3 Modelos de Teorías de viscosidad

Influencia de la presión y la temperatura sobre la viscosidad

Existen numerosos datos de viscosidades sobre líquidos puros

resñados en la literatura, pero cuando se carece de datos experimentales y no se dispone de tiempo para obtenerlos, la viscosidad puede estimarse por metodos empiricos, utilizando otros datos de la sustancia en cuestion. La siguiente correlacion permite efectuar dicha estimacion, y a su vez proporciona informacion sobre la variacion de la viscosidad de los fluidos ordinarios con la temperatura. Esta correlacion se basa en el analisis de un gran numero de datos experimentales de diferentes fluidos mediante la aplicacion del principio de los estados correspondientes.

La figura 1.4 grafica a la viscosidad reducida $\mu_r = \mu / \mu_c$ que es la viscosidad de una determinada temperatura y presion entrela viscosidad correspondiente al punto critico.

Si se grafican frente a la temperatura y presion reducidas (T_r , P_r) las relaciones son las mismas que para la viscosidad, manteniendo sólo la variable correspondiente.

La viscosidad de un gas a baja densidad aumenta con la temperatura, mientras que la de un liquido disminuye.

Si no se tiene el valor de la viscosidad critica, puede estimarse mediante:

$$\mu_c = 61.6 (M^{1/2} i^{1/2}) (\bar{V}_c^{-2/3}) \quad \text{Ec 1.8}$$

$$\mu_c = 7.7 M^{1/2} P_c^{2/3} T_c^{-1/6} \quad \text{Ec 1.9}$$

en las que μ_c se expresa en micropoise, P_c en atmosferas, T_c en Kelvin, M en g/mol y \bar{V}_c en cc/gmol.

El método de empleo es muy sencillo, se calcula la presión y la

temperatura reducida, se localizan las coordenadas en la gráfica de la figura 1.4 y se lee la viscosidad reducida, después se multiplica por la viscosidad crítica y se obtiene el dato buscado.

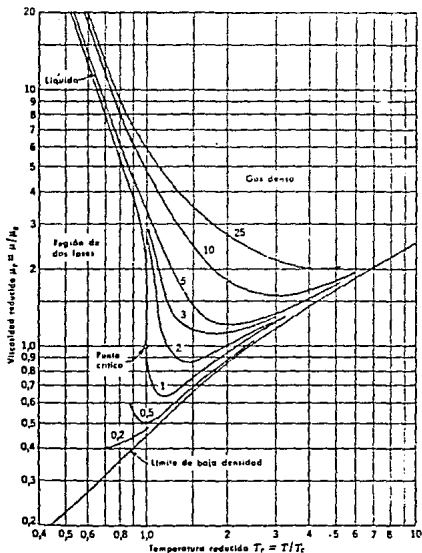


Fig. 1.4 Gráfica de viscosidad para gases

DENSIDAD

La densidad es la relación entre la masa y el volumen de un objeto o sustancia, las unidades más utilizadas son el g/cc (este último se lee como gramo por centímetro cúbico) y para el sistema inglés son las lb / pie³. Matemáticamente se define como :

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{\Delta m}{\Delta V} = \frac{dm}{dV} \quad \text{Ec 1.10}$$

La densidad para los sólidos se puede determinar colocando una masa conocida de la sustancia en un volumen determinado previamente y ver el diferencial de volumen desplazado, entonces se efectúa el cociente.

Para los líquidos se determina con un aparato denominado densímetro este aparato funciona de la siguiente manera, se introduce en el líquido un determinado volumen de peso conocido y se mide la profundidad a la cual se sumerge. También se puede determinar por medio de la balanza de Westphal, por este método se tiene el peso de un balín en el líquido desconocido y se compara con el peso del agua.

En casi todos los trabajos relacionados con líquidos y sólidos, se puede considerar que la densidad no varía con la presión y la temperatura, pero en realidad esto sucede, lo que hay que hacer es consultar un manual y confirmar si existe esta variación.

En el caso de todos los gases es más difícil, puesto que la densidad varía con la presión y la temperatura. Para resolver este problema se puede utilizar la ley de los gases ideales o cualquier

otra ecuación de estado como una buena aproximación.

Para los líquidos Lyderson, Greenkorn, Hougen diseñaron un método general para hacer estimaciones de densidades, que se basa en el principio de los estados correspondientes y se aplica como la correlación generalizada del factor de compresibilidad en el caso de los gases. Si se analiza la gráfica que a continuación se presenta, se observa que la forma de manejarla es similar a la que se presentó para el caso de la viscosidad (ver figura 1.5)

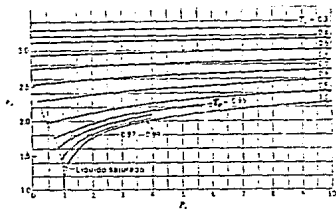


Fig 1.5 Gráfica de densidad para líquidos

Densidad relativa

Generalmente se piensa que la densidad relativa es una relación adimensional, en realidad se debe considerar como el cociente entre dos densidades, la sustancia de interés A y la correspondiente a la

sustancia de referencia :

$$D.R. = \frac{(lb / pie^3)^a}{(lb / pie^3)_{ref}} \quad \text{Ec 1.11}$$

Normalmente la sustancia de referencia para los líquidos y los sólidos es el agua y para los gases es el aire. Cuando se desea ser muy preciso al referirse a la densidad relativa se tendrá que indicar la temperatura a la cual se ha escogido la misma, se indicará de la siguiente manera:

$$D.R. = 0.73 \frac{20 \text{ }^\circ\text{C}}{4 \text{ }^\circ\text{C}} \quad \text{Ec 1.12}$$

esto quiere decir que la densidad relativa de la sustancia a 20 °C, con respecto a la del agua a 4 °C (el valor de la densidad del agua a esta temperatura es muy aproximado a 1.0000 en el sistema cgs) es de 0.73 .

Densidad en la industria petrolera

En la industria petrolera la densidad relativa de los productos derivados del petróleo se reporta generalmente en términos de °API. La densidad de estos productos varía con la temperatura y la industria petrolera ha establecido como 60 °F como la temperatura estándar. La relación entre °API y el peso específico es :

$$\text{API} = \frac{141.5}{P.E.} - 131.5 \quad \text{Ec. 1.13}$$

Existe otra gran diversidad de sistemas para determinar la densidad y la densidad relativa de las sustancias, por ejemplo °Be (grados Baume), para sustancias más pesadas que el agua es igual a :

$$°Be = 145 - \frac{145}{P.E.} \quad \text{Ec. 1.14}$$

y para más ligeras:

$$°Be = \frac{140}{P.E.} - 130 \quad \text{Ec. 1.15}$$

o también tenemos los grados Twadell (°fw) :

$$°Tw = \frac{P.E. - 1}{0.005} \quad \text{Ec. 1.16}$$

VISCOSIDAD CINEMATICA

La viscosidad cinemática es la relación entre la viscosidad absoluta y la densidad, se le conoce con la letra griega ν :

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad \text{Ec. 1.17}$$

La unidad de la viscosidad cinemática es el stoke que significa cm^2 / s .

DIAMETRO EQUIVALENTE

Es importante aclarar que en el Re la variable involucrada es la longitud, pero en el caso de los ductos esa longitud es igual al diámetro.

En ductos circulares es bien claro que el diámetro equivalente es el diámetro del tubo, pero cuando un fluido circula por un ducto de diámetro que tiene sección diferente a la circular es conveniente utilizar el término, diámetro equivalente D_e . Este es igual a cuatro veces el radio hidráulico, y éste a su vez es el radio de un tubo equivalente a la sección transversal del ducto que se tiene. El radio hidráulico se obtiene como la razón del área de flujo al perímetro húmedo :

$$D_e = 4 R_h = 4 \frac{\text{área de flujo}}{\text{perímetro húmedo}} \quad \text{Ec. 1.18}$$

A continuación se presenta una tabla en la cual se encuentran los valores de los radios hidráulicos para las diferentes geometrías y canales. Las unidades del diámetro para sus sistema correspondiente son cm, m, pies (tabla 1.0).

FLUJO EN TUBERÍAS Y CANALES

$R_H = \frac{\text{Área de la sección transversal de la corriente}}{\text{perímetro mojado}} \quad ; \quad \text{diámetro hidráulico} = 4R_H$

Forma de la sección transversal	R_H
Tuberías y conductos, con canal completo:	
Círculo, diám. = D	$\frac{D}{4}$
Espacio anular, diám. interno = d , diám. externo = D	$\frac{D - d}{4}$
Cuadrado, lado = D	$\frac{D}{4}$
Rectángulo, lados a y b	$\frac{ab}{2(a + b)}$
Elipse, eje mayor = $2a$, eje menor = $2b$	$\frac{ab}{K(a + b)}$ Véase la nota
Canales abiertos o conductos parcialmente llenos	
Rectángulo, profundidad = y , anchura = b	$\frac{by}{b + 2y}$
Semicírculo, superficie libre sobre su diámetro, D	$\frac{D}{4}$
Corriente ancha y poco profunda sobre placa plana, hda. hda. = y	y
Triángulo, $\angle = 90^\circ$, vertical de la bisectriz, profundidad = y , profundidad inclinada = d	$\frac{d}{4} = \frac{y}{2\sqrt{2}}$
Trapezoidal (profundidad = y , anchura de la base = b); Pendiente lateral 60° de la horizontal	$y \left(\frac{b + y\sqrt{3}}{b + 4y\sqrt{3}} \right)$
Pendiente lateral, 45°	$\frac{y(b + y)}{b + 2\sqrt{2}y}$
Película (espesor = t) sobre la pared de una torre de pared húmeda vertical de diámetro = D	$t - t^2/D = t$ (aprox.)

NOTA: Valores de K , Si $S = (a - b)/(a + b)$.

$S = 0.1$	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
$K = 1.002$	1.010	1.023	1.040	1.064	1.092	1.127	1.168	1.216	1.273

Tabla 1.6. Radios hidráulicos para diferentes geometrías

VELOCIDAD

El último término que compone a R_e es la velocidad, este término en realidad se refiere a un vector con sus componentes para cualquier sistema de coordenadas (cartesianas, cilíndricas o esféricas), también suele llamarse así a la rapidez que no es más que la norma del vector velocidad.

También existen los términos velocidad máxima y velocidad promedio, aquí se referirá al término de velocidad como rapidez.

En principio, el desplazamiento puede relacionarse con el tiempo mediante la ecuación funcional $x = f(t)$, obviamente x puede ser positiva o negativa.

Entonces la velocidad promedio durante un cierto intervalo de tiempo es igual al desplazamiento promedio por unidad de tiempo :

$$\bar{v} = \frac{\Delta x}{\Delta t} \quad \text{Ec. 1.19}$$

Para determinar la velocidad instantánea en un punto se deben hacer los intervalos tan pequeños tales que tiendan a cero, entonces :

$$v = \lim_{\Delta t \rightarrow 0} \frac{\Delta x}{\Delta t} \quad \text{Ec. 1.20}$$

Así que la velocidad es la derivada de la posición con respecto al tiempo. Las unidades de la velocidad son cm/s, m/s ó pies/s, en cada uno de los sistemas, respectivamente.

Habiendo definido las variables que involucra R_e , retomemos las

características principales de éste. Se puede ver fácilmente que puede ser expresado en formas muy diversas por ejemplo Re :

$$Re = \frac{D v}{\mu} = \frac{D v}{\nu} = \frac{4 R_h v}{\nu} \quad \text{Ec. 1.21}$$

Se mencionó que Re nos define qué tipo de régimen se está manejando, en las condiciones de flujo obtenidas. Se dijo también que para regímenes en donde Re es menor a 2100 se tiene un régimen laminar, entre 2100 y 4000 se tiene una zona crítica que no es posible definir a la cual se le conoce como zona de transición, en la cual no se tiene determinado el patrón de flujo y arriba de 4000 se tiene el régimen turbulento.

también se puede considerar como la relación de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos ocasionados por la viscosidad.

Para poder comprender mejor las características del Re se profundizará un poco en la deducción matemática y experimental en los siguientes capítulos.

CAPITULO II

BALANCE DE MASA

Para poder plantear las ecuaciones de cada uno de los regímenes se recordará todo lo referente a los balances de masa, energía y momento.

Considere el balance de masa para un elemento diferencial Δx , Δy , Δz , a través del cual circula un fluido (fig. 2.1).

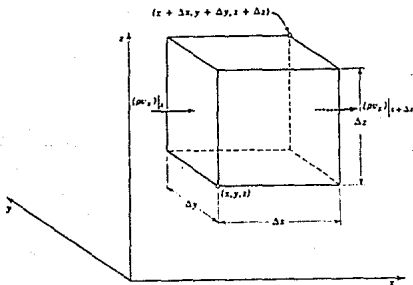


Fig. 2.1 Balance de masa para un elemento diferencial

el balance sería:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Acumulación} \\ \text{de} \\ \text{materia} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Entrada} \\ \text{de} \\ \text{materia} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Salida} \\ \text{de} \\ \text{materia} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Generación} \\ \text{de} \\ \text{materia} \end{array} \right] \quad \text{Ec. 2.1}$$

Como no existe generación de materia esa variable es igual a cero así que el balance queda como :

$$\left[\text{Acumulación} \right] = \left[\text{Entrada} \right] - \left[\text{Salida} \right] \quad \text{Ec. 2.2}$$

Se considerará el par de caras perpendiculares al eje x. La velocidad con que entra materia a través de esa cara es $(\rho v_x)|_x \Delta y \Delta z$ y la velocidad con la que sale de la cara $x + \Delta x$ es $(\rho v_x)|_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z$. Para el otro par de caras se pueden escribir expresiones análogas. Para la velocidad de acumulación de materia es $\Delta x \Delta y \Delta z \frac{\partial \rho}{\partial t}$.

$$\begin{aligned} \Delta x \Delta y \Delta z \frac{\partial \rho}{\partial t} &= \Delta y \Delta z \left[(\rho v_x)|_x - (\rho v_x)|_{x+\Delta x} \right] + \\ &\quad \Delta x \Delta z \left[(\rho v_y)|_y - (\rho v_y)|_{y+\Delta y} \right] + \\ &\quad \Delta x \Delta y \left[(\rho v_z)|_z - (\rho v_z)|_{z+\Delta z} \right] \quad \text{Ec. 2.3} \end{aligned}$$

Dividiendo toda la ecuación por $(\Delta x \Delta y \Delta z)$, y tomando límites cuando estas dimensiones tienden a cero, se tiene :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = - \left[-\frac{\partial}{\partial x} \rho v_x + \frac{\partial}{\partial y} \rho v_y + \frac{\partial}{\partial z} \rho v_z \right] \quad \text{Ec. 2.4}$$

A esta ecuación se le conoce como la ecuación de continuidad, que describe la variación de la densidad para un punto fijo, como consecuencia de las variaciones de la velocidad másica ρv . Esta ecuación también puede escribirse como :

$$-\frac{\partial \rho}{\partial t} = -(\nabla \cdot \rho v) \quad \text{Ec. 2.5}$$

A este término se le conoce como divergencia de ρv y representa la velocidad neta con que disminuye la densidad de flujo de materia por unidad de volumen. Por lo tanto la ecuación establece simplemente que la velocidad con que aumenta la densidad en el interior de un pequeño elemento de volumen fijo en el espacio, es igual a la velocidad neta de entrada de densidad de flujo de materia en el elemento dividida por su volumen.

También se puede expresar como :

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + v_x \frac{\partial \rho}{\partial x} + v_y \frac{\partial \rho}{\partial y} + v_z \frac{\partial \rho}{\partial z} = - \left[\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} + \frac{\partial v_z}{\partial z} \right] \quad \text{Ec. 2.6}$$

Recuerde que la deducción puede efectuarse para un elemento de volumen con una forma arbitraria cualquiera, y no está por lo tanto restringida al caso de un paralelepípedo como aquí.

Una forma especial y muy importante de esta ecuación es cuando el fluido presenta densidad constante, para el que :

$$(\nabla \cdot v) = 0 \quad \text{Ec. 2.7}$$

Aunque ningún fluido en la realidad es totalmente incompresible en la práctica se puede admitir con mucha frecuencia que la densidad es constante, con lo que se obtiene una considerable simplificación, sin cometer un error considerable.

BALANCE DE MUMENTUM

Iguamente como para el balance de masa se desarrollará el concepto del balance de momentum en forma general :

$$\left[\begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{acumulación} \\ \text{de cantidad} \\ \text{de momentum} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{entrada de} \\ \text{cantidad de} \\ \text{momentum} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Velocidad de} \\ \text{salida de} \\ \text{cantidad de} \\ \text{momentum} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Suma de} \\ \text{fuerzas} \\ \text{que actúan} \\ \text{en el sist.} \end{array} \right]$$

Ec. 2.8

Cabe hacer la aclaración de que este balance puede efectuarse en un sistema en estado estacionario, además de eso el fluido podrá moverse arbitrariamente a través de las seis caras del elemento. Es preciso señalar que esta ecuación es de un vector con sus componentes en cada una de las tres direcciones (coordenadas x,y,z).

Entonces si se considera el componente x de cada uno de los términos y por analogía se deducirá para los componentes y,z.

En el elemento diferencial que se encuentra en la figura 2.2, se considerará en primer lugar las velocidades de flujo del componente x de la cantidad de momentum que entra y sale del volumen, esto sucede

principalmente por dos mecanismos, convección y transporte molecular.

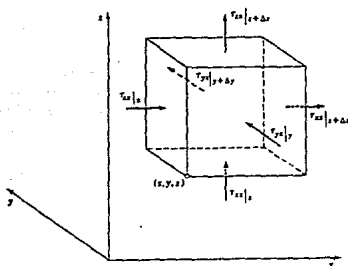


Fig 2.2 Balance de momentum para un elemento diferencial

En primer término se verá el mecanismo de convección. El componente x de momentum que entra por la cara situada en x es $\rho v_x v_x|_x \Delta y \Delta z$ y con el que sale es $\rho v_x v_x|_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z$, para y, z es una situación similar.

Se ve por lo tanto que es preciso considerar un flujo convectivo de momentum en x a través de las seis caras y que el flujo convectivo neto, es la cantidad de momentum en x , en el elemento de volumen es :

$$\Delta y \Delta z (\rho v_x v_x|_x - \rho v_x v_x|_{x+\Delta x}) + \Delta x \Delta z (\rho v_y v_y|_y - \rho v_y v_y|_{y+\Delta y}) + \Delta x \Delta y (\rho v_z v_z|_z - \rho v_z v_z|_{z+\Delta z}) \quad \text{Ec. 2.9}$$

De igual forma para transporte molecular se deduce que para la cara x es $\tau_{xx}|_x \Delta y \Delta z$, etc. Sumando todas las contribuciones, se obtiene:

$$\Delta y \Delta z (\tau_{xx}|_x - \tau_{xx}|_{x+\Delta x}) + \Delta x \Delta z (\tau_{yx}|_y - \tau_{yx}|_{y+\Delta y}) + \Delta x \Delta y (\tau_{zx}|_z - \tau_{zx}|_{z+\Delta z}) \quad \text{Ec. 2.10}$$

Se observará que, de igual forma que antes las densidades de flujo de cantidad de movimiento pueden considerarse como esfuerzos. Por lo tanto τ_{xx} es el esfuerzo normal que actúa sobre la cara x y τ_{yx} es el esfuerzo tangencial (cortante) que actúa sobre la cara y en la dirección x, y que resulta como consecuencia de las fuerzas viscosas. En la mayor parte de los casos son las de presión del fluido P y la gravitacional g.

La resultante de estas fuerzas en la dirección x será:

$$\Delta y \Delta z (P|_x - P|_{x+\Delta x}) + \rho g_x \Delta x \Delta y \Delta z \quad \text{Ec. 2.11}$$

En donde la presión se define como una función de la densidad y temperatura, simplemente por una ecuación de estado.

Finalmente la velocidad de acumulación de momento viene dada por $\Delta x \Delta y \Delta z \left(\frac{\partial \rho v_x}{\partial t} \right)$. Si dividimos $\Delta x \Delta y \Delta z$ y además ponemos límites cuando $\Delta x \Delta y \Delta z$ tienden a cero, la ecuación para el elemento volumen en el dirección x resulta ser :

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \rho v_x &= - \left[\frac{\partial}{\partial x} \rho v_x v_x + \frac{\partial}{\partial y} \rho v_y v_x + \frac{\partial}{\partial z} \rho v_z v_x \right] \\ &- \left[\frac{\partial}{\partial x} \rho \tau_{xx} + \frac{\partial}{\partial y} \rho \tau_{yx} + \frac{\partial}{\partial z} \rho \tau_{zx} \right] - \frac{\partial P}{\partial x} + \rho g_x \quad \text{Ec. 2.12} \end{aligned}$$

Las expresiones para las direcciones y, z resultarían ser análogas:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \rho v_y &= - \left[\frac{\partial}{\partial x} \rho v_x v_y + \frac{\partial}{\partial y} \rho v_y v_y + \frac{\partial}{\partial z} \rho v_z v_y \right] \\ &- \left[\frac{\partial}{\partial x} \rho \tau_{xy} + \frac{\partial}{\partial y} \rho \tau_{yy} + \frac{\partial}{\partial z} \rho \tau_{zy} \right] - \frac{\partial P}{\partial y} + \rho g_y \quad \text{Ec. 2.13} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \rho v_z &= - \left[\frac{\partial}{\partial x} \rho v_x v_z + \frac{\partial}{\partial y} \rho v_y v_z + \frac{\partial}{\partial z} \rho v_z v_z \right] \\ &- \left[\frac{\partial}{\partial x} \rho \tau_{xz} + \frac{\partial}{\partial y} \rho \tau_{yz} + \frac{\partial}{\partial z} \rho \tau_{zz} \right] - \frac{\partial P}{\partial z} + \rho g_z \quad \text{Ec. 2.14} \end{aligned}$$

Las magnitudes ρv_x , ρv_y , ρv_z son los componentes de la velocidad másica ρv . También de g_x , g_y , g_z ; son los componentes del vector aceleramiento gravitacional g . Por otra parte también tenemos los componentes del vector ∇P . Los términos $\rho v_x v_x$, $\rho v_y v_y$, $\rho v_z v_z$, etc. son los nueve componentes de la densidad de flujo convectivo de momentum $\rho v v$, análogamente τ_{xx} , τ_{xy} , τ_{xz} , etc. son los nueve componentes del tensor de flujo por transporte molecular o tensor de esfuerzo.

Resumiendo todos los términos en una ecuación vectorial se tiene:

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho v = - \left[\nabla \cdot \rho v \right] - \nabla P$$

velocidad de aumento de cantidad de momentum por unidad de volumen

velocidad de ganancia de cantidad de momentum por conveccion, por unidad de volumen

fuerza de presión que actúa sobre el elemento por unidad de volumen.

$$- \left[\nabla \cdot \tau \right] + \rho g \quad \text{Ec. 2.15}$$

velocidad de ganancia de cantidad de momentum por transporte viscoso

fuerza de gravitación que actúa sobre el elemento

Otra forma análoga de esta ecuación podría ser :

$$\rho \frac{dv}{dt} = - \nabla P - [\nabla \cdot \tau] + \rho g \quad \text{Ec. 2.16}$$

La ecuación de movimiento, es una combinación de la segunda ley

de Newton (cualquier fuerza que actúe sobre la masa en cuestión causa un aceleramiento).

Obsérvese que las ecuaciones arriba presentadas y en su caso las de continuidad pueden ser, en cada caso un balance aplicado a un elemento de volumen fijo en el espacio , y el segundo grupo de ecuaciones una descripción de las variaciones que tienen lugar en un elemento que sigue el movimiento del fluido. Estas ecuaciones son válidas para cualquier medio continuo.

Con el fin de utilizar estas ecuaciones para determinar las distribuciones de velocidad, hay que expresar los distintos esfuerzos en función de los gradientes de velocidad y las propiedades del fluido.

Para fluidos Newtonianos estas expresiones son :

$$\tau_{xx} = -2\mu \frac{\partial v}{\partial x} - \frac{2}{3}\mu (\nabla \cdot v) \quad \text{Ec. 2.17}$$

$$\tau_{yy} = -2\mu \frac{\partial v}{\partial y} - \frac{2}{3}\mu (\nabla \cdot v) \quad \text{Ec. 2.18}$$

$$\tau_{zz} = -2\mu \frac{\partial v}{\partial z} - \frac{2}{3}\mu (\nabla \cdot v) \quad \text{Ec. 2.19}$$

$$\tau_{xy} = \tau_{yx} = -\mu \left[\frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right] \quad \text{Ec. 2.20}$$

$$\tau_{yz} = \tau_{zy} = -\mu \left[\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial v}{\partial y} \right] \quad \text{Ec. 2.21}$$

$$\tau_{zx} = \tau_{xz} = -\mu \left[\frac{\partial v}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial z} \right] \quad \text{Ec. 2.22}$$

En realidad los esfuerzos normales deberían tener un término adicional, tal como :

$$\tau_{xx} = -2\mu \frac{\partial v}{\partial x} + \left[\frac{2}{3} - \alpha \right] (\nabla \cdot v) \quad \text{Ec. 2.23}$$

En donde α es la viscosidad de conjunto. Pero la viscosidad de conjunto es cero para gases monoatómicos a baja densidad y probablemente no es demasiado importante para los gases densos y los líquidos, si quiere profundizar más en el tema favor de consultar la referencia (9).

Así se tiene que :

$$\begin{aligned} \rho \frac{dv^x}{dt} &= -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left[2\mu \frac{\partial v^x}{\partial x} - \frac{2}{3}\mu (\nabla \cdot v) \right] + \\ \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu \left(\frac{\partial v^x}{\partial y} + \frac{\partial v^y}{\partial x} \right) \right] &+ \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu \left(\frac{\partial v^z}{\partial x} + \frac{\partial v^x}{\partial z} \right) \right] + \rho g_x \quad \text{Ec. 2.24} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \frac{dv^y}{dt} &= -\frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial y} \left[2\mu \frac{\partial v^y}{\partial y} - \frac{2}{3}\mu (\nabla \cdot v) \right] + \\ \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu \left(\frac{\partial v^y}{\partial x} + \frac{\partial v^x}{\partial y} \right) \right] &+ \frac{\partial}{\partial z} \left[\mu \left(\frac{\partial v^z}{\partial y} + \frac{\partial v^y}{\partial z} \right) \right] + \rho g_y \quad \text{Ec. 2.25} \end{aligned}$$

$$\rho \frac{dv}{dt} = -\frac{\partial p}{\partial z} + \frac{\partial}{\partial z} \left[2\mu \frac{\partial v}{\partial z} - \frac{2}{3}\mu (\nabla \cdot v) \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left[\mu \left(\frac{\partial v}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial z} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[\mu \left(\frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial z} \right) \right] + \rho g_z \quad \text{Ec. 2.26}$$

Estas ecuaciones constituyen un planteamiento más general de la ley de Newton de la viscosidad. Se aplican a casos complejos de flujo, en los que el fluido circula en todas direcciones. Cuando el fluido circula en la dirección x, entre dos láminas perpendiculares a la dirección y, estas ecuaciones son iguales a :

$$\tau_{xx} = \tau_{yy} = \tau_{zz} = \tau_{yz} = \tau_{zx} = 0 \quad \text{Ec. 2.27}$$

$$\tau_{xy} = \mu \frac{dv}{dy} \quad \text{Ec. 2.28}$$

Para estas condiciones en donde v_x es una función exclusiva de y se comprueba la ley de la viscosidad de Newton. Sustituyendo las ecuaciones anteriores en las generales de movimiento para un fluido newtoniano que presenta variación de viscosidad y densidad queda :

$$\frac{\partial \rho v}{\partial t} = -\nabla P + \rho g - \mu \left[\frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial v}{\partial x} \right] \quad \text{Ec. 2.29}$$

Estas ecuaciones junto con la ecuación de continuidad y una de estado donde $P = f(\rho)$, la variación de la viscosidad con la densidad

$\mu = f(\rho)$ y las condiciones iniciales y límite, determinan completamente la presión, densidad y los componentes de velocidad para el flujo isotérmico de un fluido, consultar referencia citada anteriormente.

Usualmente no se ocupan estas ecuaciones en su totalidad sino que se utilizan algunas formas restringidas de las mismas.

a). Para ρ y μ constantes las ecuaciones se pueden simplificar hasta que $[(\nabla \cdot \mathbf{v}) = 0]$ para obtener :

$$\rho \frac{d\mathbf{v}}{dt} = -\nabla P + \mu \nabla^2 \mathbf{v} + \rho \mathbf{g} \quad \text{Ec. 2.30}$$

que es la ecuación de Navier Stokes.

b) Para $[\nabla \cdot \boldsymbol{\tau}] = 0$

$$\rho \frac{d\mathbf{v}}{dt} = -\nabla P + \rho \mathbf{g} \quad \text{Ec. 2.31}$$

que es la ecuación de Euler y que es muy utilizada para describir sistemas de flujo en los que los efectos viscosos son poco importantes.

BALANCE DE ENERGIA

Se comienza por formar el producto escalar de la velocidad con la ecuación de momentum :

$$\rho \frac{d}{dt} \left(\frac{1}{2} v^2 \right) = - (v \cdot \nabla P) - (v \cdot \nabla \cdot \tau) + \rho (v \cdot g)$$

Ec. 2.32

Esta ecuación escalar describe la velocidad de variación de la energía cinética por unidad de masa $\left(\frac{1}{2} v^2 \right)$ para un elemento del fluido.

Esta ecuación puede reordenarse y escribirse de la siguiente forma :

$-\frac{\partial}{\partial t} \left(\frac{1}{2} \rho v^2 \right)$ <p>velocidad de incremento de energía cinética por unidad de volumen</p>	=	$- (\nabla \cdot \frac{1}{2} \rho v^2 v)$ <p>velocidad neta de entrada de energía cinética debida al flujo global</p>	
		$- (\nabla \cdot P v)$ <p>velocidad de trabajo producido por presión de los alrededores sobre el elemento de volumen</p>	
		$- P (- \nabla \cdot v)$ <p>velocidad de conversión reversible de energía mecánica interna</p>	

$$- (\nabla \cdot (\tau \cdot v))$$

velocidad de trabajo producido
por las fuerzas viscosas que
actúan sobre el elemento de volumen

$$- (\tau : \nabla v)$$

velocidad de conversión
energía irreversible en
energía interna

$$+ \rho (v \cdot g)$$

velocidad de trabajo producido
por la fuerza de gravedad que
actúa sobre el elem de vol

Ec. 2.33

es preciso hacer notar que para fluidos newtonianos $(-\tau : \nabla v)$ es siempre positivo, porque puede expresarse como una sumatoria de i términos elevada al cuadrado:

$$(-\tau : \nabla v) = \mu \Phi_v = \frac{1}{2} \mu \sum_i \sum_j \left[\left(-\frac{\partial v_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} (\nabla \cdot v) \delta_{ij} \right]^2$$

Ec. 2.34

en la que i, j afectan a los valores de x, y, z , siendo $\delta_{ij} = 1$ para $i = j$ y $\delta_{ij} = 0$ cuando $i \neq j$. Esto indica que en todos los sistemas de flujo existe una degradación de energía mecánica a calórica y que por lo tanto los procesos reales no son reversibles. En ausencia del término $(\tau : \nabla v)$ todas las formas de energía (cinética, interna y potencial) serían completamente convertibles entre sí.

En realidad esta ecuación se utiliza como punto de partida para la deducción del balance de energía mecánica o ecuación de Bernoulli y para mayor información acerca de esto consultar la referencia (9).

CAPITULO III

El transporte molecular que también se le conoce como flujo laminar depende del movimiento aleatorio de las moléculas individuales para los transportes de masa, energía y momentum. El transporte turbulento se debe al movimiento de grandes grupos de moléculas, estos remolinos reciben el nombre de vórtices. En todos los casos por medio de este mecanismo se puede transferir las propiedades del sistema.

En los capítulos anteriores se explicó brevemente las ecuaciones con las cuales se describe el flujo laminar, (balances generales). El mecanismo del flujo turbulento es un poco más complejo.

Se aprovecharán las ecuaciones deducidas para el flujo laminar, pero este mecanismo no es tan sencillo como el anterior así que también utilizaremos la experiencia práctica para describirlo.

Anteriormente se dedujo que en el flujo laminar la fracción del total de las moléculas que poseían un componente de velocidad de flujo eran diferente a la velocidad original de la molécula migratoria, con el consecuente transporte de momentum. En ciertos aspectos el flujo turbulento es similar, excepto en que la escala de masa migratoria es mayor y que existen otras dependencias adicionales entre las variables. El vórtice tiene un componente migratorio de flujo transversal superimpuesto al flujo global, los análisis visibles son suficientes para indicar que este movimiento existe en escala macroscópica.

No existía una ecuación derivada del mismo balance que pudiera explicar totalmente este mecanismo así que por deducción se podría pensar que existe un mecanismo sin considerar, lo cual no indica que

el flujo laminar este ausente porque en cualquier muestra de fluido en la que se presente un gradiente de velocidad, aún dentro de un vórtice, el flujo laminar aleatorio transporta algo de momentum.

Mecanismo de flujo turbulento y número de Reynolds

En forma simplificada el esfuerzo cortante del fluido debido a la combinación de los flujos laminar y turbulento, puede representarse mediante la ecuación general:

$$\tau_{total} = \tau_{laminar} + \tau_{turbulento} \quad \text{Ec. 3-1}$$

El esfuerzo cortante que se deriva de los procesos laminares se obtiene por medio de la ley de Newton y para evaluar $\tau_{turbulento}$ se requiere de un análisis adicional.

Las experiencias preliminares indican que la turbulencia se caracteriza por un movimiento aleatorio y caótico de las partículas del fluido. Si se usara un instrumento en extremo sensible para medir la velocidad en un punto de un fluido con flujo turbulento y si ese instrumento se orientara de tal manera que se midieran los componentes radial y axial en contra del tiempo resultaría la curva que se representa en la figura 3.1.:

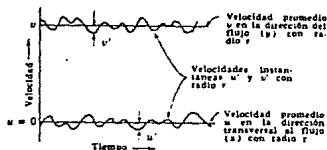


Fig 3.1 Velocidad puntuales instantáneas en las direcciones de las x y de las y.

Una velocidad promedio con respecto al tiempo (es decir, el valor promedio de las mediciones del instrumento) puede expresarse como:

$$\bar{v}_x = \frac{1}{t} \int_0^t v_x dt \quad \text{Ec. 3.2}$$

$$\bar{v}_y = \frac{1}{t} \int_0^t v_y dt \quad \text{Ec. 3.3}$$

en donde v_x y v_y son las velocidades instantáneas en las direcciones x e y medidas en el punto, mientras que \bar{v}_x y \bar{v}_y son los valores promedios con respecto al tiempo.

Es posible expresar en forma conveniente la velocidad

instantánea, como la suma algebraica de la velocidad promedio más una fluctuante:

$$v_x = \bar{v}_x + v'_x \quad \text{Ec. 3.4}$$

$$v_y = \bar{v}_y + v'_y \quad \text{Ec. 3.5}$$

en donde v'_x y v'_y resultan ser las velocidades fluctuantes en las direcciones x e y respectivamente. Es claro que para el valor promedio de ambas velocidades fluctuantes con respecto al tiempo debe de ser igual a cero.

Lo mismo sucede para los valores de presión, por lo que los balances de masa y de momentum deducidas en el capítulo anterior son perfectamente validas para el flujo turbulento, debiendo utilizar las velocidades instantaneas respectivamente.

Para un fluido incompresible de viscosidad constante, la ecuación de continuidad para el componente en la dirección x es:

$$\frac{\partial}{\partial x}(\bar{v}_x + v'_x) + \frac{\partial}{\partial y}(\bar{v}_y + v'_y) + \frac{\partial}{\partial z}(\bar{v}_z + v'_z) = 0 \quad \text{Ec. 3.6}$$

y la ecuación de momentum resulta ser:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \rho (\bar{v}_x + v'_x) = - & \left[\frac{\partial}{\partial x} (\bar{v}_x + v'_x) (\bar{v}_x + v'_x) + \frac{\partial}{\partial y} (\bar{v}_x + v'_x) (\bar{v}_y + v'_y) \right. \\ & \left. + \frac{\partial}{\partial z} (\bar{v}_x + v'_x) (\bar{v}_z + v'_z) \right] + \mu \nabla^2 (\bar{v}_x + v'_x) \\ & + \rho g_x - \frac{\partial}{\partial x} (\bar{P} - P') \quad \text{Ec. 3.7} \end{aligned}$$

debido a que las fluctuaciones turbulentas son aleatorias la solución es muy difícil, pero se puede aprovechar el hecho de que el valor promedio de las velocidades fluctuantes es igual a cero por lo tanto es posible determinar este promedio, entonces se deduce que :

$$\frac{\partial \bar{v}}{\partial x} + \frac{\partial \bar{v}}{\partial y} + \frac{\partial \bar{v}}{\partial z} = 0 \quad \text{Ec. 2.7}$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} \rho \bar{v}_x = & - \frac{\partial \bar{p}}{\partial x} - \left[\frac{\partial}{\partial x} \rho \bar{v}_x \bar{v}_x + \frac{\partial}{\partial y} \rho \bar{v}_x \bar{v}_y + \frac{\partial}{\partial z} \rho \bar{v}_x \bar{v}_z \right] \\ & - \left[\frac{\partial}{\partial x} \rho \bar{v}'_x \bar{v}'_x + \frac{\partial}{\partial y} \rho \bar{v}'_x \bar{v}'_y + \frac{\partial}{\partial z} \rho \bar{v}'_x \bar{v}'_z \right] \\ & + \mu^2 \nabla^2 \bar{u} + \rho g_x \quad \text{Ec. 3.8} \end{aligned}$$

Por conveniencia se ha aceptado que los términos que se encuentran en el segundo paréntesis de esta última ecuación están asociados con fluctuaciones turbulentas de la velocidad como :

$$(\tau_{\text{turb}})_{xx} = \rho \bar{v}'_x \bar{v}'_x \quad \text{Ec. 3.9}$$

$$(\tau_{\text{turb}})_{xy} = \rho \bar{v}'_y \bar{v}'_x \quad \text{Ec. 3.10}$$

$$(\tau_{\text{turb}})_{xz} = \rho \bar{v}'_z \bar{v}'_x \quad \text{Ec. 3.11}$$

a estos términos se les conoce como los componentes del flujo turbulento de momentum, y también como esfuerzos de Reynolds o esfuerzos de vórtice.

Sólo es posible resolver las ecuaciones de momentum para flujo turbulento cuando se pueden evaluar los esfuerzos de vórtice. El modelo de longitud de mezclado de Prandtl es un intento para explicar esto, este modelo supone que los vórtices de un fluido se mueven una distancia transversal definida antes de perder su identidad como consecuencia de la absorción en un nuevo ambiente, en donde la velocidad promedio es igual a la velocidad instantánea y fluctuante en el instante en que el vórtice inició su viaje transversal. El modelo de Prandtl no reconoce los efectos del choque del vórtice con otros que tienen velocidad distinta. Esta distancia de desplazamiento se conoce como longitud de mezclado.

Prandtl definió a la velocidad de intercambio de masa por unidad de área como :

$$\tau_{\text{turb}} = \rho \overline{v'_x v'_y} \quad \text{Ec. 3.12}$$

La ecuación de continuidad requiere que v'_x y v'_y sea del mismo orden y magnitud. De este modo el esfuerzo de Reynolds se relaciona con la longitud de mezclado de Prandtl mediante :

$$\tau_{\text{turb}} = \rho \left[\lambda \frac{dv_y}{dx} \right]^2 \quad \text{Ec. 3.13}$$

Boussinesq introdujo el concepto de difusividad de vórtice de momentum E_T , que es análoga a la viscosidad cinemática definida por la ley de Newton :

$$\tau_{\text{turb}} = \rho E_T \frac{dv_y}{dx} \quad \text{Ec. 3.14}$$

sustituyendo, es evidente que :

$$E_T = \lambda^2 \frac{dv_y}{dx} \quad \text{Ec. 3.15}$$

se observa entonces que la viscosidad de vórtice no es una propiedad física, sino que depende de la posición y de las condiciones del flujo. Es posible expresar ahora la ecuación general de esfuerzo cortante en forma más específica, sustituyendo los términos correspondientes y usando además la ley de Newton :

$$\tau_{\text{total}} = -\nu \frac{d(\rho v_y)}{dx} - E_T \frac{d(\rho v_y)}{dx} \quad \text{Ec. 3.16}$$

$$= -(\nu + E_T) \frac{d(\rho v_y)}{dx} \quad \text{Ec. 3.17}$$

y para un fluido con densidad constante :

$$= -(\mu + E_T) \rho \frac{dv_y}{dx} \quad \text{Ec. 3.18}$$

Numero de Reynolds.

El número de Reynolds fue originalmente propuesto por Sir Osborne Reynolds hacia mediados del siglo pasado, como un criterio para delimitar la naturaleza del flujo en ductos y tuberías. Muchas formas adicionales de número de Reynolds han sido propuestas y usadas para sistemas que no son de geometría circular (por ejemplo los datos de estructuras sujetas a fuerzas de viento, tales como edificios, puentes, cascos de barcos en el agua, formas de aviones o cualquier frontera sólida sujeta a un fluido en movimiento, se correlacionan usando el número de Reynolds en conjunto con otros números adimensionales.

En cada uno de los ejemplos enlistados arriba, los más importante es la razón de transferencia de cantidad de momentum (ya sea mediante flujo laminar o turbulento), los términos usados al expresar la relación puede diferir si los aplicamos a diferentes sistemas, pero el significado de la razón o cociente es el mismo. El número de Reynolds aparece en ecuaciones que involucran condiciones de la capa fronteriza como arrastre, agitación, clasificación de partículas sólidas, fluidización, y muchas otras operaciones unitarias.

El número de Reynolds puede derivarse de diferentes maneras, por ejemplo, considerando la ecuación general de esfuerzo cortante en coordenadas cilíndricas :

$$\tau_{y,z} = -(\mu + E_T) \rho \frac{dv_y}{dr} \quad \text{Ec. 3.19}$$

40

el miembro derecho de esta ecuación expresa la velocidad de cantidad de movimiento mediante dos mecanismo que se pueden separar en, velocidad de transferencia por transporte molecular o laminar :

$$- \nu \rho \frac{dvy}{dr} \quad \text{Ec 3.20}$$

y velocidad de transferencia por transporte turbulento :

$$- E_T \rho \frac{dvy}{dr} \quad \text{Ec. 3.21}$$

combinando los dos términos separados en un mecanismo apropiado se tiene que :

$$= \frac{\text{transferencia de momentum por mecanismo turbulento}}{\text{transferencia por mecanismo laminar}}$$

$$= \frac{- E_T \rho \frac{dvy}{dr}}{- \nu \rho \frac{dvy}{dr}} \quad \text{Ec. 3.22}$$

esta ecuación está compuesta por los valores de punto de los dos mecanismos de transferencia. En cualquier punto (dv / dr) es constante, no importando de cual mecanismo se hable por lo que esta ecuación se puede redefinir como :

$$\text{Re} = \frac{(E_T)_r}{\nu} \quad \text{Ec. 3.23}$$

en donde r representa la posición radial.

Anteriormente se vio que la longitud de mezclado de Prandtl es igual a $(E_T = \lambda v'_x)$ y las cantidades λ y v'_x pueden integrarse sobre un núcleo turbulento para dar los valores medios de los dos a así $\bar{\lambda} \approx D$ y $v' = \bar{v}'$ por lo que $\bar{\lambda} \bar{v}' \approx D \bar{v}$ así que:

$$Re = \frac{D \bar{v}}{\nu} = \frac{D v \rho}{\mu} \quad \text{Ec. 1.1}$$

existen otras relaciones derivadas de estas pero que en su momento se aplicaran y que en capítulos anteriores se vieron.

Los experimentos de Reynolds

A finales del siglo XIX la mayoría de los investigadores enfocaron sus esfuerzos en encontrar la relación existente entre la velocidad de un fluido, sus propiedades físicas y la geometría del ducto por el cual este circulaba.

Era claro que la relación entre la densidad, viscosidad y la geometría del ducto existía pero hasta ese entonces ningún investigador se mostraba interesado por encontrarla.

Fue hasta que Sir Osborne Reynolds se dedicó por medio de experiencias prácticas y teóricas que se encontró.

En ese entonces algunas de las principales dudas de los

investigadores eran por ejemplo, cuál era la exacta relación entre el diámetro del ducto y velocidad, o si este cambio dependía de la temperatura y a la vez de la viscosidad.

El caso fue que ningún movimiento se tenía perfectamente determinado y muy poco se conocía si existía algún valor crítico para el cual todas estas variables se relacionaran.

Reynolds atacó el problema desde dos puntos de vista:

- 1) Medir la resistencia y velocidad del agua a diferentes diámetros y temperaturas.
- 2) Observación durante una corrida y determinar el momento en el cual los remolinos aparecen.

La manera en que se efectuó la observación fue la siguiente, se tomaron tres tubos de vidrio con la punta ensachada como trompeta (de diferentes diámetros 1/4, 1/2, 1 pulgada) de cuatro pies de largo a los cuales adaptó una aguja para colorear el agua y mostrar los resultados como se ve en las siguientes figuras:

- 1) Cuando las velocidades fueron pequeñas, la raya coloreada se extendió a través del tubo (figura 3.2):

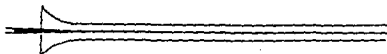


Fig 3.2 Perfil mostrado por Reynolds para flujo laminar.

- 2) Cuando el tanque tenía cierto movimiento se observó que éste no

afectaba considerablemente si la velocidad se mantenía constante y con la misma magnitud que el experimento anterior.

3) Aumentando la velocidad en pequeños incrementos la raya coloreada se mezclaba con el agua formando una banda de tinta como se muestra a continuación (es importante notar que esta banda siempre apareció a la misma distancia, cualquiera que fuera la velocidad siempre y cuando no sobrepasara la velocidad crítica), Figura 3.3 :

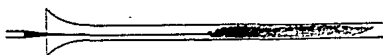


Fig. 3.3 Perfil de Reynolds para flujo transitorio.

4) Cualquier intento de aumentar la velocidad resultaba en la aparición de pequeños rizos y remolinos los cuales se mezclaban totalmente con el agua que fluía y desaparecían. (Figura 3.4)

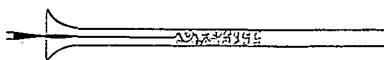


Fig. 3.4 Perfil de Reynolds para flujo turbulento.

estos experimentos confirmaron la existencia de un valor crítico de la velocidad para el cual los remolinos aparecían.

Los diámetros, gastos y temperaturas fueron cuidadosamente medidos, se encontró que cuando se mantuvo la temperatura y los gastos constantes, la velocidad crítica variaba con el inverso del diámetro de los tubos. Se demostró también en todos los tubos que esta velocidad crítica disminuía cuando la temperatura aumentaba, se llegó entonces a determinar la siguiente ecuación :

$$V_s = \frac{1}{B_s} \frac{P}{D} \quad \text{Ec. 3.24}$$

en donde V_s = velocidad crítica

P = función de temperatura

D = diámetro del ducto

En el cual P es la función que determina la dependencia de esta constante con la temperatura y ésta a su vez es proporcional a los parámetros de viscosidad y densidad. Esta proporcionalidad para el agua está dada por la ecuación que Pouseville propuso con sus experimentos :

$$\frac{\mu}{\rho} \propto P = (1 + 0.0336 t + 0.00221 t^2)^{-1} \quad \text{Ec. 3.25}$$

Se describirá el aparato que utilizó para estos experimentos, consistió de un tanque de seis pies de largo, 18 pulgadas de ancho y 18 pulgás de profundidad, un tubo de 7 pies de largo con la boca

ensanchada como trompeta en un extremo y en el otro un grifo que totalmente abierto permitía el paso directo del agua por una área de una pulgada cuadrada (este tubo se intercambiaba por otro y se utilizaban los diferentes diámetros especificados anteriormente) en el extremo de la boca ensanchada se conectó por medio de manguera de hule un depósito de tinta a una aguja colocada al principio de éste. El tanque estaba colocado a siete pies de altura por encima del nivel de piso, también existían termómetros colocados en varios puntos del tanque.

Los experimentos comenzaron el 22 de febrero de 1880, el tanque se llenó de agua dejándola correr por varias horas, el grifo se abrió ligeramente y también se dejó correr hasta que la raya de color se estableció. Con un pequeño incremento de la velocidad (abriendo un poco más el grifo) la banda desaparecía mezclándose con el agua, esto motivó a efectuar una inspección más estricta.

Con esta inspección se mostró que la raya se desvanecía y aparecía según los incrementos y decrementos que se hacían al grifo, con estos experimentos se llegó a determinar que la velocidad crítica para la cual en un diámetro de una pulgada cuadrada los remolinos aparecían era de dos pies por segundo.

La segunda parte de los experimentos consistió en probar con diferentes diámetros y temperaturas. Era importante mantener una temperatura constante en todo el tanque porque de lo contrario se podrían causar corrientes dentro del aparato y provocar turbulencia.

Se puso el tanque a 54°F y después de varias pruebas encontró lo

expuesto en la tabla 3.5 :

Para explicar, los resultados presentados están en metros y la temperatura en grados centígrados. El flujo se determinó mediante la fórmula :

$$v = \frac{4 Q}{\pi D^2} \quad \text{Ec. 3.26}$$

y el valor de B por :

$$B_s = \frac{P}{v D} \quad \text{Ec. 3.27}$$

el valor definitivo se obtiene de la medida de los logaritmos de B.

Es importante hacer notar que en aquel entonces se utilizaban logaritmos en base diez y que una raya arriba de un número significaba que a ese número entero negativo se le tenía que restar la fracción después del punto para obtener el valor real de éste.

Reynolds evaluó los resultados de la siguiente manera, probó una consistencia real del valor de B el cual era la prueba definitiva para notar la existencia de una velocidad crítica en la que aparecen los remolinos a determinada temperatura. También se demostró la proporcionalidad entre esta constante y sus propiedades físicas tales como el diámetro, viscosidad y densidad, de acuerdo con las siguientes fórmulas :

$$\frac{H}{\rho v}$$

$$B_s = \frac{P}{v D}$$

$$\frac{H}{\rho} \propto P$$

por lo tanto :

$$hs = \frac{P}{v D} = \frac{k \mu}{v D \rho}$$

$$Re = \frac{v D \rho}{\mu} = \frac{k}{hs} \quad \text{Ec. 3.28}$$

observar la tabla 3.5.

Pipe No. 1, glass.—Diameter 0.0268 metre; log diameter $\bar{2}.42828$.

" No. 2, " " " 0.01527 " " " $\bar{2}.18400$.

" No. 3, " " " 0.007856 " " " $\bar{3}.89753$.

Discharge, cub. metre = 0.21237; log = $\bar{2}.32709$.

Date, 1880.	Reference Number.	Pipe.	Temperature, centigrade.	Time of discharge.	Velocity, metres.	log time.	-log P.	log V.	log B.
1 March	1	No. 1.	8.3	60	0.6270	1.77815	0.11242	1.79729	1.66209
3 "	2	"	21	87	0.4325	1.93959	0.25634	1.63593	1.67930
25 "	3	"	15	70	0.5374	1.84500	0.19193	1.73035	1.64936
21 April	4	"	12	60	0.6270	1.77215	0.15712	1.79729	1.61500
"	5	"	13	64	0.5878	1.80618	0.16882	1.76926	1.64464
"	6	"	13	67	0.5614	1.82617	0.16882	1.74927	1.63363
"	7	"	13	64	0.5878	1.80618	0.16882	1.76926	1.64464
"	8	"	5	54	0.6967	1.73239	0.06963	1.84305	1.63898
"	9	"	5	52	0.7235	1.71600	0.06963	1.85940	1.64269
22 "	10	"	10	62	0.6068	1.79239	0.13319	1.78305	1.63546
"	11	"	11	64	0.5570	1.80613	0.14225	1.76921	1.63716
25 March	12	No. 2.	22	155	0.7476	2.19033	0.26710	1.87367	1.67523
25 April	13	"	11	110	1.052	2.04139	0.14325	0.02221	1.64914
"	14	"	11	108	1.072	2.03342	0.14325	0.03056	1.64017
"	15	"	4	83	1.396	1.91907	0.05621	0.14493	1.61486
"	16	"	4	83	1.396	1.91907	0.05621	0.14493	1.61486
"	17	"	4	83	1.396	1.91907	0.05621	0.14493	1.61486
"	18	"	6	86	1.348	1.93449	0.06278	0.12951	1.59371
"	19	"	6	85	1.362	1.92941	0.06278	0.13459	1.59863
24 "	20	No. 3.	11	220	1.967	2.34242	0.14325	0.29392	1.66300
"	21	"	10.5	224	1.932	2.35024	0.13920	0.28610	1.67687
"	22	"	11	218	1.982	2.33845	0.14325	0.29789	1.65903
"	23	"	11	116	2.004	2.33445	0.14325	0.30189	1.63503
25 "	24	"	4	164	2.637	2.21484	0.05621	0.42150	1.62446
"	25	"	4	172	2.517	2.23552	0.05621	0.40082	1.64514
"	26	"	6	176	2.460	2.24551	0.06278	0.39083	1.62856
"	27	"	6	176	2.460	2.24551	0.06278	0.39083	1.62856
"	28	"	6	174	2.488	2.24054	0.06278	0.39580	1.62359
"	29	"	6	177	2.446	2.24791	0.06278	0.38837	1.63102

This gives the mean value for log B, 1.64139; and $B_0 = 43.79$.

Tabla 2.3 Resultados de los experimentos de Reynolds.

Distribución de velocidades con flujo turbulento.

Nikuradse midió la velocidad de un punto (en la dirección y) de fluidos con flujo turbulento, encontró que el perfil de velocidades pierde el carácter parabólico y tiende a aproximarse al flujo tapón, de tal manera que la velocidad del fluido se comporta como si fuera independiente de la posición radial. la tendencia hacia el punto tapón aumenta al incrementarse la velocidad media para un sistema dado, como se muestra en la figura 3.6 :

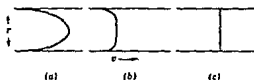


Fig. 3.6 Distribución de velocidad en flujo laminar y turbulento.
a) flujo laminar a baja velocidad. b) flujo turbulento a alta velocidad.
c) flujo seccionado a muy alta velocidad.

Nótese que, con un incremento de la velocidad, la velocidad máxima de la parábola se aplana de tal forma que cuando $\bar{v} \rightarrow \infty$, el límite parece ser el perfil plano del flujo tapón.

Von Karmán propuso representar los datos de distribución de velocidades de Nikuradse, mediante tres ecuaciones empíricas separadas, para todos los fluidos newtonianos que fluyen en tubos de vidrio o comercial de metal fundido sin importar su densidad, velocidad, esfuerzo en la pared o viscosidad para cualquier posición radial medida desde la pared. Obviamente, el perfil de velocidades incluirá todos estos términos.

La distribución generalizada de velocidades está dada por las siguientes ecuaciones, y se representa como en la figura 3.7 .

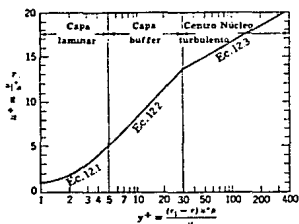


Fig 3.7 Perfil de la velocidad generalizada para flujo turbulento en tubos.

El parámetro y^+ es una posición generalizada en un sistema fluido con movimiento, en una posición radial particular r . El parámetro u^+ es una velocidad generalizada en un sistema de flujo, incluyendo la velocidad de punto y^+ , en donde u^+ e y^+ están relacionadas con las ecuaciones que se describen a continuación.

La primera región de un sistema de flujo turbulento está dada por $y^+ = 0$, que se localiza en la pared de un tubo y por $y^+ = 5$, a corta distancia de la pared. Esta región se le conoce como subcapa laminar. En esta región, la velocidad de punto y la posición están relacionadas por :

$$u^+ = y^+ \quad \text{Ec. 3.29}$$

La región que se encuentra entre las posiciones radiales definidas por $y^+ = 5$ e $y^+ = 30$ se conoce como capa de amortiguamiento y se representa por la ecuación empírica :

$$u^+ = 5.5 + 2.5 \ln y^+ \quad \text{Ec. 3.30}$$

las definiciones de los términos que involucran estas ecuaciones son :

$u^+ = v/u^*$, un parámetro de velocidad de punto con dimensiones vectoriales.

$u^* = \sqrt{(\tau_y g_c)_1 / \rho}$ conocido como velocidad de fricción.

v = velocidad de punto en la dirección r .

$y^+ = [(r_1 - r) u^* \rho / \mu]$ parámetro de posición.

r_1 = radio en el límite.

r = cualquier posición radial.

ρ = densidad del fluido.

μ = viscosidad absoluta.

$(\tau_y)_1$ = esfuerzo del fluido en la pared del tubo.

Debido a que la naturaleza peculiar de los parámetros de posición y velocidad resulta un poco complicada, se examinará con mayor detalle la siguiente ecuación :

$$v = \left[\frac{-\Delta P g_c}{\Delta y \mu} \right] \frac{(r_1^2 - r^2)}{4} \quad \text{Ec. 3.31}$$

que corresponde a la relación entre la posición y la velocidad a

través de un conducto circular.

Si se utiliza la ecuación :

$$\left[\frac{-\Delta P}{2 \Delta y} g_c \right] = \frac{(\tau_y g_c)_i}{r_i} \quad \text{Ec. 3.32}$$

Sustituyendo las dos ecuaciones se obtiene :

$$v = \left[\frac{(\tau_y g_c)_i}{\mu r_i} \right] \left[\frac{(r_i^2 - r^2)}{2} \right] \quad \text{Ec. 3.33}$$

Reordenando y factorizando :

$$v = \frac{(\tau_y g_c)_i}{\rho} \left[\frac{\rho(r_i - r)}{\mu} \right] \left[\frac{(r_i + r)}{2r_i} \right] \quad \text{Ec. 3.34}$$

Si r es aproximadamente igual a r_i , como es el caso de la región cercana a la pared del tubo ($y^+ < 5$) entonces el término $(r_i + r) / 2r_i$ es igual a 1. Con esta modificación se ordena para obtener :

$$\frac{v}{\sqrt{(\tau_y g_c)_i / \rho}} = \frac{\sqrt{(\tau_y g_c)_i / \rho} (r_i - r) \rho}{\mu} \quad \text{Ec. 3.35}$$

Con esto se obtienen las definiciones de u^+ e y^+ además se ve claramente que $u^+ = y^+$. Esta ecuación describe al régimen laminar. En flujo turbulento, se define la subcapa laminar como la región que se

extiende entre $y^+ = 0$ (en el límite) y $y^+ = 5$ (a corta distancia del límite). Para un valor dado de y^+ , el espesor real de la subcapa laminar ($r_1 - r$) depende de u^+ . Al aumentar el esfuerzo en la pared τ_w (como sería en el caso de que la velocidad aumentara) es espesor de la subcapa disminuye.

Durante mucho tiempo se ha discutido la existencia real de la subcapa laminar. Es muy difícil medir la velocidad real en esta región y siempre ha estado en duda. Sin embargo, es indudable que la distribución de velocidades en esta región puede expresarse aproximadamente con la ecuación $u^+ = y^+$, entonces, para fines prácticos la suposición de flujo laminar en la pequeña región puede conducir a un error en la teoría más que a un error en la predicción de la velocidad de transporte. La capa de amortiguamiento se extiende desde $y^+ = 5$ hasta $y^+ = 30$. El experimento de Reynolds y algunos otros han demostrado que la actividad de los vórtices es más pronunciada en el centro del tubo y está ausente en la subcapa laminar, de manera que como el nombre lo indica, la capa de amortiguamiento es una región de transición entre la subcapa laminar que no tiene actividad de vórtices y la violenta actividad de vórtices en el núcleo del tubo. Como en el caso de la subcapa laminar, el espesor de la región de amortiguamiento está en función del esfuerzo en la pared, el espesor es pequeño. La región de amortiguamiento se encuentra limitada por un lado por la que no tiene actividad de vórtices y por el otro, por una región que tiene una considerable actividad de los mismos, por lo que es razonable suponer que existe cierto grado de actividad de vórtices en esta

región. La distribución de velocidades en la región de amortiguamiento puede determinarse de manera experimental con bastante precisión por lo que existen pocas dudas de la forma en que los datos concuerdan con la curva. El grado de concordancia no implica una descripción del mecanismo.

El núcleo turbulento se representa mediante la ecuación $u^* = 5.5 + 2.5 \ln y^*$. Es la región de máxima actividad de vórtices. Una comparación entre las constantes de las ecuaciones que definen los dos regímenes indica una disminución en la rapidez de cambio del gradiente de velocidades al aumentar el parámetro de posición o aproximarse al centro del conducto. La función logarítmica de posición también indica de manera inherente un gradiente decreciente. Es en esta región donde tiene lugar el "aplanamiento" extremo del perfil de velocidades. El perfil plano es la primera diferencia notable en el patrón de velocidades entre los flujos laminar y turbulento.

Existe un punto de inconsistencia en la ecuación $u^* = 5.5 + 2.5 \ln y^*$. Esta ecuación es continua para todos los valores positivos de y^* tendrá un valor finito de la primera derivada para todos los valores positivos de y^* . En el centro del tubo, $r = 0$ e $y_0^* = r_1 u_0^* \rho / \mu$. En consecuencia la derivada de la velocidad con respecto al radio debe tener un valor real distinto de cero en el centro del tubo. Todas las mediciones de la velocidad que esto sí sucede, por tanto la ecuación es incorrecta en el centro del tubo y tal vez en la región cercana al centro. En la zona alejada del centro esta ecuación constituye una representación empírica razonable de la velocidad en diversos puntos.

En realidad si es razonable que el perfil de velocidad debe obedecer a tres ecuaciones distintas; es muy probable que la función correcta sea muy compleja, pero esta función no ha sido propuesta, a pesar de las obvias inconsistencias matemáticas las tres ecuaciones sirven como base para el cálculo de resultados válidos.

Debe recordarse que cerca del centro se transfiere muy poca cantidad de momentum, de manera que un error porcentual grande en esa región involucra un error real pequeño al considerar el tubo completo.

En resumen, la información disponible para el análisis es :

1.- Los experimentos de Reynolds que demuestran la formación de grandes vórtices que se mueven de manera aleatoria, iniciándose así la actividad en un núcleo el cual crece en dimensión radial al aumentar la velocidad media.

2.- Los datos del perfil de velocidades de Nikuradseque fueron expresado con tres ecuaciones por Von Kármán. Las tres ecuaciones representan tres regiones separadas de comportamiento del flujo : flujo laminar cerca de las paredes, actividad limitada de vórtices en la capa de amortiguamiento y el núcleo turbulento. Las velocidades de punto se correlacionan en términos de los esfuerzos de la pared, la geometría, densidad y viscosidad.

CAPITULO IV

El diseño del equipo se basó en las distintas variables que hay que controlar. estas son temperatura, gasto y diámetro.

La temperatura se tomó como variable puesto que a partir de ella se puede conocer tanto viscosidad y densidad porque estas son función de la temperatura y se pueden determinar por medio de ecuaciones.

El gasto es directamente proporcional a la velocidad de esta manera se puede conocer la última dividiendo el gasto entre el área de cada uno de los tubos según el experimento que se esté realizando.

El diámetro es el último parámetro que hay que conocer para poder determinar Re.

Para conocer la dependencia de Re con estas variables se contruyó un equipo que tuviera tubos de cristal de diferentes diámetros para tener completa visibilidad ante el fenómeno, también se le integró un intercambiador de calor que contiene una resistencia con termostato para poder variar la temperatura. Consta también de tres válvulas de aguja y una de bola para poder controlar el flujo de cada uno de los tubos; después de las válvulas están colocados cuatro medidores de flujo que permiten determinar el gasto.

Se le adaptaron también espigas para medir la caída de presión en los tubos y ayudar así por medio, de un manómetro diferencial inclinado (10°) a determinar la velocidad por medio de graficas experimentales.

La forma en que se realizaron los experimentos se explica en el siguiente capítulo.

DESCRIPCION DEL APARATO.

Una torre de 1.8 m de altura donde descansa un tambo para 200 lt de agua con un niple de 1.5 pulgadas de diámetro en la parte inferior, conectado a una tuerca unión del mismo diámetro que su vez se conecta al intercambiador de calor.

El intercambiador se conecta a un cabezal de tuberías de cobre con diferentes diámetros ($1/2$, $5/8$, 1 , 1.5 pulgadas) que se conectan a válvulas de $1/4$ de pulgada instaladas en forma perpendicular, estas tienen conectadas espigas de $1/4$ de pulgada para conectar el manómetro diferencial, después en el cabezal se conectan tubos vidrio de $1/2$, $5/8$, 1 , 1.5 pulgadas de diámetro exterior, por medio de manguera de hule transparente. Los tubos se conectan al cabezal de salida que también tiene válvulas de aguja de $1/4$ de pulgada con espiga para el manómetro diferencial.

En el mismo cabezal están colocadas las válvulas y los medidores, éste a su vez se conecta a una manguera de hule para radiador de 1.5 pulgadas de diámetro para que el agua fluya hacia el desagüe.

El aparato tiene una estructura de acero al carbón de $1/16$ de pulgada de espesor para darle la resistencia necesaria y sostenga 200 kg de agua.

Cuenta con un depósito de 1.5 lt para tinta a 2.5 m de altura y se conecta a un tubo de cobre de $3/8$ de pulgada que tiene una válvula de $1/8$ de pulgada para purgar la línea. Después se conecta a un cabezal de $1/8$ de pulgada que tiene conectadas las agujas (que constan de un niple de $1/8$ NPT a $1/16$ flair y tubo capilar de cobre de $1/16$ de

pulgada de diámetro y 30 cm de largo.

Los tubos de vidrio como ya se mencionó están conectados por medio de manguera de hule transparente al cabezal de entrada y salida, en el de entrada se barrenó un hoyo de 1/16 de pulgada para poder introducir la aguja.

El intercambiador de calor consta de una resistencia de 110 volts y 5 kwatts, está construida con dos tubos de cobre en forma de "u" con 40 cm de largo conectados a un niple de 2 pulgadas de diámetro con cuerda NPT, un termostato con bulbo de gas con un rango de 0 a 100°C en posición eléctrica normalmente cerrada.

La aguja se compone de un niple de 1/8 NPT a 1/16 flair de bronce, del lado flair se suelda un tubo capilar de 1/16 de grueso con plata.

En el cabezal de entrada están soldados termopozos de 1/8 de pulgada de diámetro en la posición frontal al tubo de vidrio para poder introducir un termometro.

Se anexan planos mecánicos de todos los elementos así como isométrico del aparato.

Costo total del Aparato

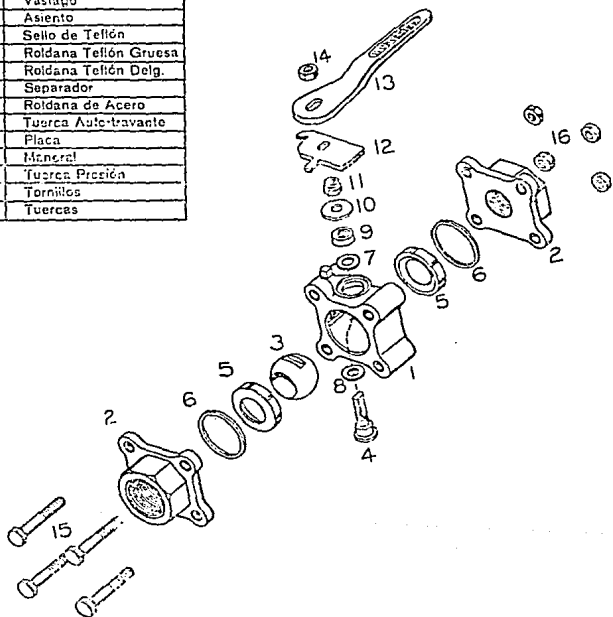
DESCRIPCION	COSTO UNITARIO	CANTIDAD	COSTO TOTAL
Manguera de hule para radiador 1/2 pulgada	20000	2	40000
Manguera de hule para radiador 3/4 pulgada	6000	1	6000
Codos de hule para radiador 1 3/4 pulgada	6000	3	18000
Tubo de nivel de vidrio blanco 10 x 1020 mm	41095	2	82190
Tubo de nivel de vidrio blanco 30 x 1020 mm	45360	2	90720
Tubo de nivel de vidrio blanco 12 x 1020 mm	36831	2	73662
Válvula de aguja Acero Inox 1/2 pulgada	50000	2	100000
Válvula de aguja Acero Inox 3/4 pulgada	80000	1	80000
Válvula de aguja Bronce 1/4 pulgada	6970	8	55760
Válvula de aguja Bronce 1/8 pulgada	3500	10	35000
Válvula de bola Acero Inox 1 1/2 pulgada	285000	1	285000
Medidores para agua 1/2 pulgada	80400	4	321600
Niple de bronce 1/4 NPT	2759	8	21072
Niple de bronce 1/8 NPT	1700	4	6800
Abrazaderas de aluminio 1 1/2 pulgadas	1273	2	2546

DESCRIPCION	COSTO UNITARIO	CANTIDAD	COSTO TOTAL
Abrazaderas de aluminio 3/4 pulgada	1122	4	2244
Resistencia de cobre 220 v 2 pulgadas NPT	126750	1	126750
Espiga macho de bronce 1/4 pulgada	1960	8	15680
Manómetro Diferencial de vidrio con 10 grados incl.	59843	1	59843
Clavija trifásica	20000	1	20000
Cable trifásico uso rudo	10000	25	250000
Válvula de flotador de Bronce 1/2 pulgada	10000	1	10000
Tee de cobre soldable 1 1/2 pulgadas	6500	1	6500
Tubo de cobre 1/16 pulgadas	3000	1 rollo	3000
Tubo de cobre 3/8 pulgadas	1750	2.5	6100
Tubo de cobre 1/2 pulgadas	2000	1	2000
Tubo de cobre 1 pulgadas	3000	1	3000
Tubo de cobre 1 1/2 pulgadas	4000	1.5	6000
Tuerca Hexagonal hierro colado 1 1/2 pulgadas	2500	1	2500
Tuerca union Acero al carbon 1 1/2 pulgadas	5500	1	5500
Tubo de acero galvanizado 2 pulgadas x 1.5 metros	25000	4	100000

DESCRIPCION	COSTO UNITARIO	CANTIDAD	COSTO TOTAL
Solera A.C. 1 x 1/4 pulgadas	9000	5	45000
Angulo A.C. 1 x 1/4 pulgadas	15000	5	75000
Recipiente para agua A.C. 250 litros	50000	1	50000
Soldadura	45000	1 kilo	45000
Pintura	25000	1 galon	25000
TOTAL			2077467

Valvula de bola

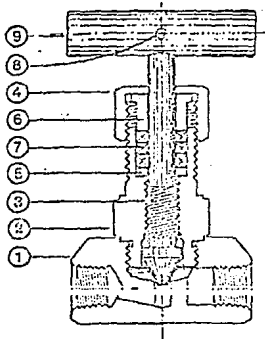
1	Cuerpo
2	Tapa
3	Bola
4	Vástago
5	Asiento
6	Sello de Teflón
7	Roldana Teflón Gruesa
8	Roldana Teflón Delg.
9	Separador
10	Roldana de Acero
11	Tuerca Auto-travante
12	Placa
13	Mánera
14	Tuerca Presión
15	Tornillos
16	Tuercas



Nb. 100-1

VALVULA DE AGUA

TIPO 100



Presión de operación:

700 Kg/cm² (10000 psi) Acero al carbón
560 Kg/cm² (8000 psi) Acero inoxidable

Presión de prueba:

2 veces presión de operación.

#	CANT.	DESCRIPCION	ACERO AL CARBON	ACERO INOXIDABLE
1	1	CUERPO	ACERO AL CARBON	ACERO 316
2	1	RODANTE	ACERO AL CARBON	ACERO 316
3	1	VASTAGO	ACERO AISI 414	ACERO 316
4	1	TIERRA PREENADIFRIGES	ACERO AL CARBON	ACERO 316
5	1	TIERRA PREENADIFRIGES	ACERO AL CARBON	ACERO 316
6	1	TIERRADIFRIGES	ACERO AL CARBON	ACERO 316
7	3	DIFRIGES	TEFLON	TEFLON
8	1			
9	1	MANEJO	ACERO AL CARBON	ACERO AL CARBON

NUMERO DE PARTE: 1 A B 0 C

A-Tipo de extremos:

- 0 Recto H-H
- 1 Recto M-H
- 2 Angular H-H
- 3 Angular M-H

B-Material

- 0 Acero al carbón
- 1 Acero inoxidable

C-Dimension nominal

- 1---1/8 pulgada
- 2---1/4 pulgada
- 3---3/8 pulgada
- 4---1/2 pulgada
- 5---3/4 pulgada
- 6--- 1 pulgada

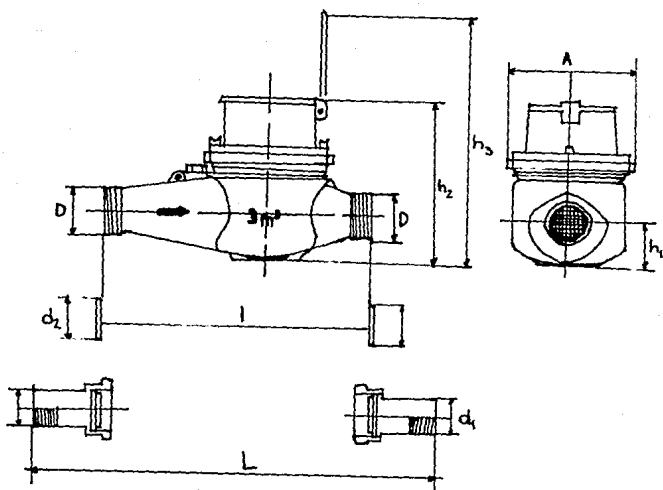
Ver al reverso

Ejemplo:

Valvula de acero inox. de 1/2 pulg. recta hembra-hembra:

1 0 6 5 4

Medidor de flujo



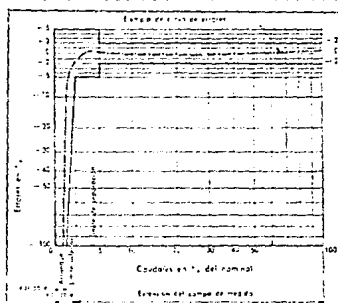
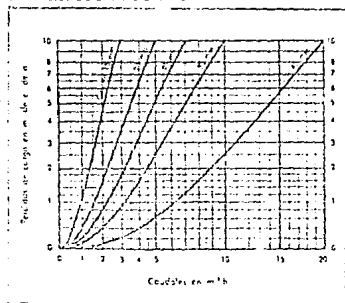
TIPO MD | CARACTERISTICAS

Ø 15 a 40 m.m.

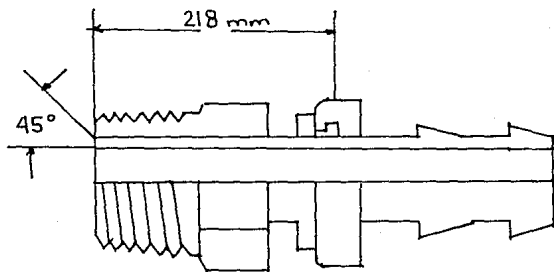
Sistema de velocidad por rueda de paletas. Chorro múltiple.
Estera en seco. Normalmente para agua hasta 40° C.
Presión de trabajo 10 Kgs/cm²
Presión de Prueba 16 kgs/cm²

Calibre	mm. Pulgadas	15 1/2	20 3/4	25 1	30 1 1/4	40 1 1/2	
Modelo		MD-15	MD-20	MD-25	MD-30	MD-40	
Caudales	MAXIMO NOMINAL, produciendo una pérdida de carga de 10m. de c. de a. fa considerar como caudal punta)						
	m ³ /h.	3	5	7	10	20	
	En servicio de 1 hora diaria	1.5	2.5	3.5	5	10	
	En servicio de 10 horas diarias	6	10	14	2	4	
En servicio de 24 horas diarias	0.25	0.40	0.58	0.83	1.66		
MEVSUAL	m ³	50	150	210	300	600	
Campo de Medida	Gasto de arranque (sensibilidad) no mayor de 1/h	15	25	35	50	60	
	Límite inferior de exactitud (±5%)	40	65	80	105	170	
	Límite superior de exactitud (±25%)	150	250	350	500	1000	
Escala	Indicación mínima	litros	1	1	1	1	
	Capacidad máxima	m ³		10,000		109,000	
Dimensiones en mm	Longitud, sin conexiones	L	190	190	260	280	350
	Longitud con conexiones	L	230	280	370	400	440
	Ancho	A	84	94	103	103	123
	Rosca en los extremos NPS	D	1"	1"	1 1/4"	1 1/4"	2"
	Altura del asiento al eje	h1	33	33	46	45	60
	Altura total con la tapa cerrada	h2	125	125	145	145	181
Altura total con la tapa abierta	h3	191	191	210	210	252	
Conexiones	Tubos de unión roscados para unión a tubería N.P.T.	d1	1/2"	3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"
	Juntas	d2	23X30	23X30	29X33	29X38	43X55
Peso neto aproximado con conexiones	Kg.	2,200	2,400	3,600	5,300	8,400	

Estos medidores se suministran en cajas individuales de cartón, que a su vez se colocan en cajas de 10 unidades en los calibres de 15 a 20mm, y de 5 piezas en los modelos MD25 y MD30.

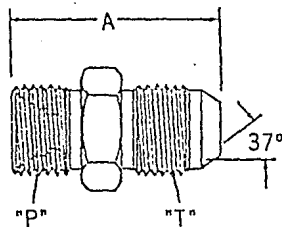


Espiga



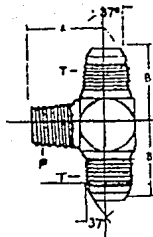
FF1316.

SAE 37° (JIC) / SAE tipo compresión



Ensamble Número de Parte	Cuerda P (recta)	Cuerda T (37°)	Díam. Ext. Tubo	Largo Total
FF1316-0404S	7/16-20	7/16-20	6,4 1/4	31,0 1.22
FF1316-040CS	7/16-20	3/16-18	6,4 1/4	32,0 1.25
FF1316-0604S	9/16-18	7/16-20	9,5 3/8	22,3 1.27
FF1316-060CS	9/16-18	9/16-18	9,5 3/8	22,5 1.28
FF1316-0806S	3/4-16	9/16-18	12,7 1/2	34,8 1.37
FF1316-080CS	3/4-16	3/4-16	12,7 1/2	37,3 1.47
FF1316-1008S	7/8-14	3/4-16	15,9 5/8	40,4 1.59
FF1316-1010S	7/8-14	7/8-14	15,9 5/8	42,9 1.69
FF1316-1212S	1 1/16-12	1 1/16-12	19,1 3/4	49,0 1.93
FF1316-1412S	1 3/16-12	1 1/16-12	22,2 7/8	49,0 1.93
FF1316-1616S	1 3/8-12	1 3/8-12	25,4 1	50,3 1.93

2030

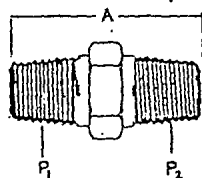


Tubo macho (NPTF)/SAE 37° (JIC)

Numero de Parte	D.E Tubo	Cuerda P	Cuerda T	A	B
2030-2-4S	6.4 1/4	1/8-27	7/16-20	19.8 .72	22.6 .89
2030-2-5S	7.9 5/16	1/8-27	1/2-20	19.8 .72	24.1 .95
2030-4-4S	6.4 1/4	1/4-18	7/16-20	26.9 1.05	24.1 .95
2030-4-6S	9.5 3/8	1/4-18	9/16-18	27.7 1.09	26.9 1.05
2030-6-8-S	12.7 1/2	3/8-18	3/4-16	31.0 1.22	31.8 1.25
2030-8-8S	12.7 1/2	1/2-14	3/4-16	38.1 1.50	31.8 1.25
2030-8-10S	15.9 5/8	1/2-14	7/8-14	37.3 1.47	36.8 1.45
2030-12-12S	19.1 3/4	3/8-14	11/16-12	40.4 1.59	42.2 1.66
2030-16-16S	25.4 1	1-11 1/2	15/16-12	50.0 1.97	45.0 1.81

TUBO A TUBO

2083

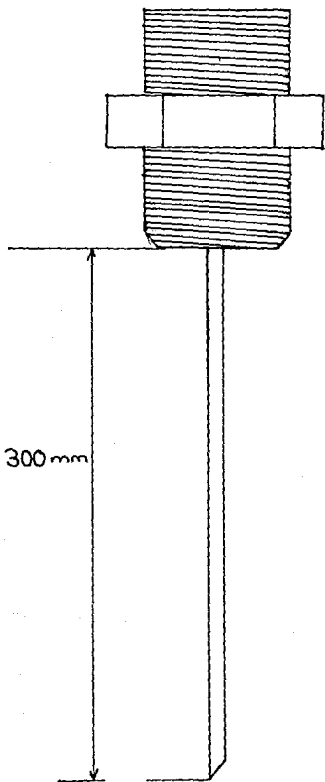
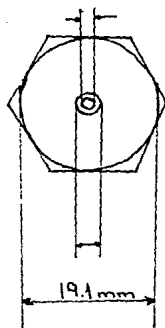


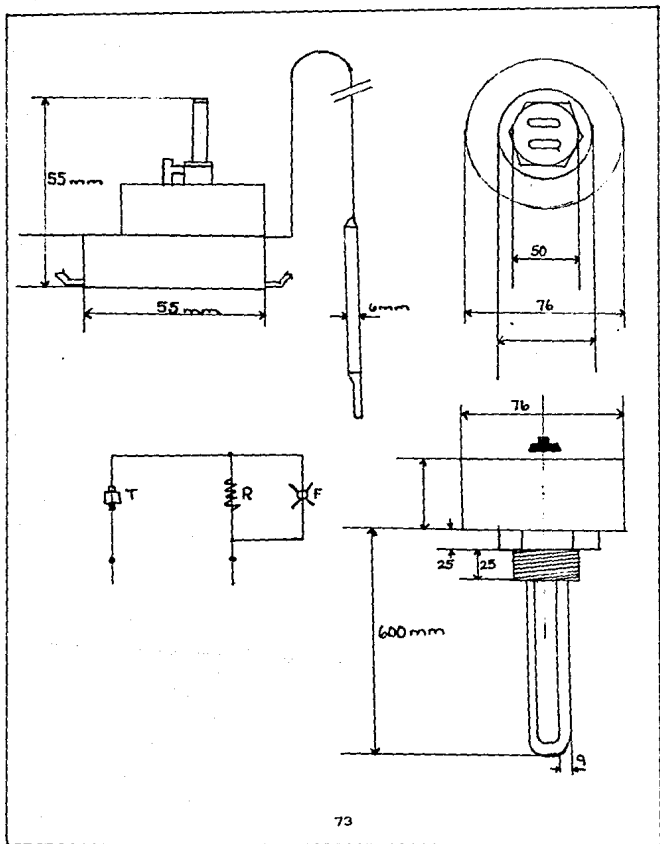
Tubo macho (NPTF)/Tubo macho (NPTF)

Número de Parte	Cuerda P ₁	Cuerda P ₂	A
2083-2-2S	1/8-27	1/2-27	23,9 .94
2083-4-2S	1/4-18	1/2-27	30,2 1.19
2083-4-4S	1/4-18	1/4-18	35,1 1.33
2083-6-4S	3/8-18	1/4-18	35,8 1.41
2083-6-6S	3/8-18	3/8-18	35,8 1.41
2083-8-4S	1/2-14	1/4-18	41,4 1.63
2083-8-6S	1/2-14	3/8-18	41,4 1.63
2083-8-8S	1/2-14	1/2-14	46,0 1.81
2083-12-6S	3/4-14	1/2-14	46,7 1.84
2083-12-12S	3/4-14	3/4-14	47,8 1.83
2083-16-12S	1-11 1/2	3/4-14	52,3 2.06
2083-16-16S	1-11 1/2	1-11 1/2	55,4 2.22
2083-20-20S	1 1/2-11 1/2	1 1/4-11 1/2	61,2 2.41

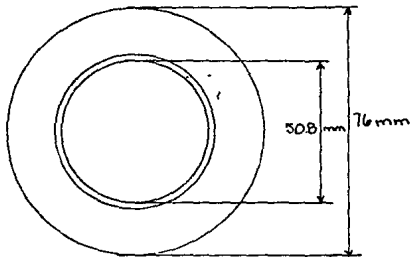
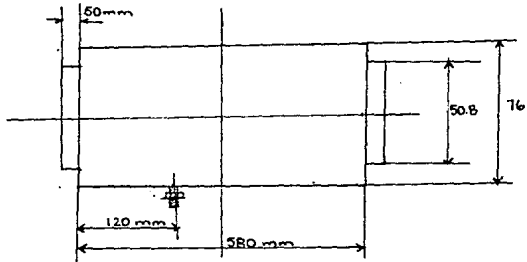
Difras en tipo negro = Dimensiones en mm.
 Difras en tipo claro = Dimensiones en pulg.

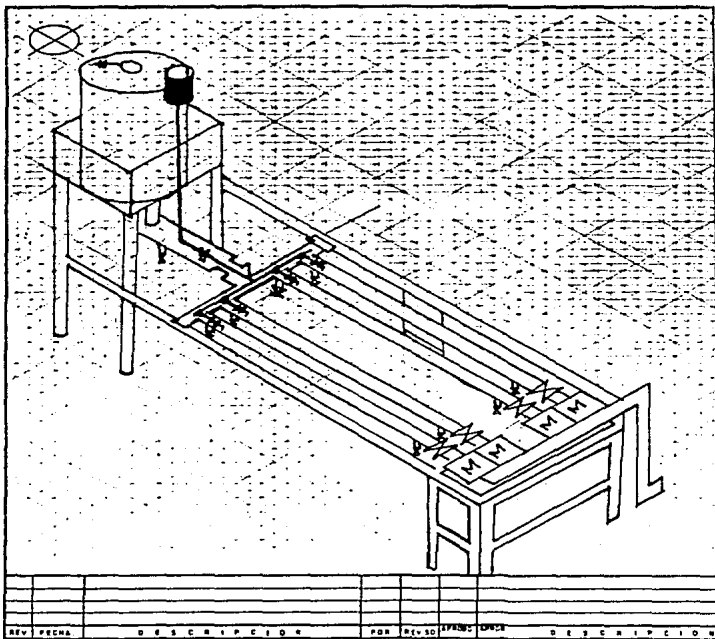
Aguja de Inyección





Intercambiador de calor





CAPITULO V

EXPERIMENTACION

La experimentación se divide en dos partes, la primera es conocer los diámetros de los tubos, la segunda es reconocer los perfiles con los parámetros dados.

Para la primera parte se necesita medir la velocidad de una mancha de tinta cuando se determina una distancia. Para este experimento se toman los promedios de los tiempos realizados y se calculan las velocidades y también los diámetros.

Se presenta la forma en que se realizaron los cálculos para el primer experimento y los demás se darán por efectuados por lo que solo se presentarán los resultados para cada tubo.

TUBO No 1

Se promedian los tiempos que la mancha realizó en una distancia determinada (en este caso es de 93.5 cm, distancia entre las tablas) para calcular la velocidad. Así para el tubo no.1 los tiempos realizados son, 9.38, 10.02, 10.9 segundos, por lo tanto la operación es :

$$\bar{t}_1 = \sqrt{(9.38)(10.02)(10.9)} = 10.08 \text{ s}$$

entonces se puede determinar la velocidad :

$$v_1 = \frac{0.935 \text{ m}}{10.08 \text{ s}} = 0.0927 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

de la fórmula que corresponde al gasto se puede conocer el área y por supuesto el diámetro :

$$Q = v A$$

donde:

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

despejando y reordenando términos se obtiene:

$$D = \sqrt{\frac{4 Q}{\pi v}}$$

es por esto, por lo que es necesario conocer el gasto (Q). Este se conoce midiendo el tiempo que tarda en salir un litro de agua (medido por supuesto con el medidor de paletas). Estos tiempos también se tomaron por triplicado para después obtener una media geométrica de ellos, entonces tenemos que los tiempos tomados en segundos son, 142, 148, 146.

La operación realizada es:

$$\bar{t}_z = \sqrt{(142)(148)(146)} = 145.31 \text{ s}$$

como 1 litro es igual a 0.001 m^3 obtenemos lo siguiente:

$$Q = \frac{0.001 \text{ m}^3}{145.31 \text{ s}} = 6.88 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

de lo cual podemos substituir y despejamos el diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{4 Q}{\pi v}} = \sqrt{\frac{4 (6.88 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^3}{\text{s}})}{\pi (0.0927 \text{ m} / \text{s})}} = 0.0097 \text{ m}$$

cabe hacer notar que el diámetro interno real del tubo es de 1 cm por lo cual nos asegura un un resultado con el 3 % de error.

En los siguientes casos sólo se mencionaran los resultados obtenidos experimentalmente y se omitiran los cálculos por estar ejemplificados en el primer caso.

TUBO No 2

	\bar{t}_1 (s)	\bar{t}_2 (s)
	10.04	92.30
	10.50	88.41
	9.83	90.02
Promedio	10.11	90.22

$$v_2 = 0.0924 \text{ m / s}$$

$$Q_2 = 1.108 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D_2 = 0.0125 \text{ m}$$

diámetro real 1.25 cm

TUBO No 3

	\bar{t}_1 (s)	\bar{t}_2 (s)
	17.54	69.23
	18.91	67.01
	17.63	67.75
Promedio	18.01	67.99

$$v_3 = 0.0519 \text{ m / s}$$

$$Q_3 = 1.4705 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D_3 = 0.0167 \text{ m}$$

diámetro real 1.9 cm

TUBO No 4

	\bar{t}_1 (s)	\bar{t}_2 (s)
	45.01	50.21
	45.54	50.13
	44.62	49.92
Promedio	45.05	50.08

$$v_2 = 0.02075 \text{ m / s}$$

$$Q_2 = 1.9968 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$D_2 = 0.035 \text{ m}$$

diámetro real 3.6 cm.

La segunda parte del experimento consiste en reconocer los perfiles de velocidad que se generan en los diferentes Re , como en el caso anterior se explica el primer cálculo y se omitirán los demás, porque se expondran los datos en forma tabular donde se encuentran las

operaciones ya realizadas.

En esta tablas se ocupan datos de densidad y viscosidad, estos datos se obtuvieron de los apéndices. también es preciso hacer notar que en la mayoría de los casos (excepto en los que los flujos son tan pequeños que están fuera del rango del medidor, en estos casos se explicara posteriormente el procedimiento) se tomó el tiempo que la aguja del medidor tardó en marcar un litro. En el caso de flujos muy pequeños (sólo los tubos no. 1 y 2) se siguió el siguiente procedimiento, primero experimentalmente se tomó la relación entre la caída de presión y el flujo real, o sea se tomó una probeta y con un cronómetro se determinó el flujo, de aquí se graficaron los datos de caída de presión vs flujo y se anexaron a los apéndices. Estos apéndices son específicos para cada tubo, en el caso de que se requiera.

También se aclarará que las unidades que se utilizan para cada parámetro son las siguientes, densidad (gramos por centímetro cúbico), viscosidad (centipoise), gasto (litros por segundo), área (centímetros cuadrados), temperatura (grados centígrados), caída de presión (milímetros de mercurio), diámetro (centímetros), tiempo (segundos).

Entonces para el primer dato los cálculos son los siguientes:

$$T = 18 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$D = 0.97 \text{ cm}$$

$$\Delta P = 1 \text{ mmHg}$$

del apéndice para el tubo no.1 se lee que el gasto para 1 mmHg es de 0.01365 lt / s. también de los apéndices para densidad y viscosidad a una temperatura de 18 °C son 0.998 g / cm³ y 1.056 ctp , así pues:

$$Re = \frac{(0.97 \text{ cm})(0.998 \text{ g/cm}^3)(0.01365 \text{ lt/s})(1000 \text{ cm}^3 / 1 \text{ lt})}{(0.739 \text{ cm}^2)(1.056 \times 10^{-2} \text{ g / cm s})} = 1693$$

donde :

D [=] cm

ρ [=] g / cm³

μ [=] ctp $\times 10^2$

Q [=] lt / s

A [=] cm²

de esta manera se puede analizar visualmente cada uno de los perfiles obtenidos y elaborar una representación gráfica de lo visto.

25-Jan-91 NW

EXP	Tubo	Diam	P	Temp	Tiempo	Area	Gasto	vel	dens	visc	Pa	Fabrica	Comentarios
1	1	0.97	1	18	74.5								
					73.5	0.739	0.0126	0.0124	0.998	1.056	1693	20-X-90	
					71.7								
Proc:					73.23								
2	1	0.97	1.5	18	66.3								
					70.1	0.739	0.0147	0.0198	0.998	1.056	1823	20-X-90	
					67.6								
Proc:					69								
3	1	0.97	2	18	38.8								
					41.7	0.739	0.0249	0.0308	0.999	1.056	2009	20-X-90	
					39.6								
Proc:					40.03								
4	1	0.97	16	18	16								
					18	0.739	0.0588	0.0755	0.998	1.056	7294	20-X-90	
					17								
Proc:					17								
5	1	0.97	1	35	75.2								
					74.6	0.739	0.0135	0.0182	0.994	0.722	2439	20-X-90	
					72.4								
Proc:					74								
6	1	0.97	1.5	35	69.5								
					67.1	0.739	0.0147	0.0198	0.994	0.722	2654	20-X-90	
					67.6								
Proc:					69								
7	1	0.97	2	35	28.7								
					39.8	0.739	0.025	0.0308	0.994	0.722	4514	20-X-90	
					41.5								
Proc:					40								
8	1	0.97	7	35	23								
					26	0.739	0.0476	0.0644	0.994	0.722	8595	20-X-90	
					20.4								
Proc:					21								

25-Jan-81 NOW

EXP	Tubo	Diám	P	Temp	tiempo	Area	basico	val	dens	visc	Re	Fecha	Comentarios
9	1	0.97	1	40	72.6 72.7 73.5	0.739	0.025	0.0333	0.992	0.656	4962	20-X-90	
Proc:					73								
10	1	0.97	2	40	38.5 40.5 41	0.739	0.0252	0.0341	0.992	0.656	5002	20-X-90	
Proc:					39.6								
11	1	0.97	11	40	15.8 15.7 15.3	0.739	0.0517	0.0335	0.992	0.656	12246	20-X-90	
Proc:					16.2								
12	1	0.97	1	50	75 72.5 72.3	0.739	0.0136	0.0165	0.999	0.549	3210	20-X-90	
Proc:					73.26								
13	1	0.97	2	50	40 40.5 39.5	0.739	0.025	0.0333	0.998	0.549	5901	20-X-90	
Proc:					40.02								
14	1	0.97	3	50	24.5 31.43 30.5	0.739	0.0311	0.0421	0.998	0.549	7341	20-X-90	
Proc:					32.14								
15	1	0.97	10.5	50	15.5 15.17 15	0.739	0.0543	0.037	0.998	0.549	15177	20-X-90	
Proc:					15.55								
16	1	0.97	1	50	74.1 73.5 73	0.739	0.0136	0.0184	0.984	0.483	3635	20-X-90	
Proc:					73.5								

25-Jan-91 NY

EXP	Tipo	Dian	F	Temo	tiempo	Area	Costo	val	cons	visc	Re	Fecha	Comentarios
17	1	0.97	2	58	43.1 48.1	48.1	0.739	0.0245	0.0302	0.984	0.433	6531	20-X-90
Proe:					48.71								
18	1	0.97	5	58	28 32.2	32.2	0.739	0.0245	0.0467	0.984	0.433	9222	20-X-90
Proe:					32.2								
19	1	0.97	10.5	58	17.2 14.85	14.85	0.739	0.0633	0.0657	0.984	0.433	16929	20-X-90
Proe:					15.79								
20	1	0.97	1	65	74.2 73.01	73.01	0.739	0.0135	0.0194	0.98	0.435	4017	20-X-90
Proe:					73.47								
21	1	0.97	2	65	41.7 40.2	40.2	0.739	0.0246	0.0393	0.98	0.435	7266	20-X-90
Proe:					40.69								
22	1	0.97	4.5	65	32.25 31.7	31.7	0.739	0.0314	0.0425	0.98	0.435	9275	20-X-90
Proe:					31.91								
23	1	0.97	10.5	65	15.5 15.6	15.6	0.739	0.0642	0.0669	0.98	0.435	19562	20-X-90
Proe:					15.56								
24	1	0.97	1	74	75.2 73.1	73.1	0.739	0.0136	0.0194	0.975	0.394	4522	20-X-90
Proe:					73.56								

25-Jan-91 10:0

EXP	Tubo	Diam	P	Temp	tiempo	Area	Gasto	vel	dens	visc	Pa	Fecha	Observaciones
25	1	0.97	2	74	43.5 43.1 42		0.739	0.0230	0.0116	0.975	0.564	7747	20-1-90
Proc:					42.56								
26	1	0.97	4.5	74	32.5 31.59 31.58		0.739	0.0210	0.0420	0.975	0.564	10487	20-1-90
Proc:					31.96								
27	1	0.97	11	74	14.51 13.9 13.81		0.739	0.0711	0.0562	0.975	0.564	23640	20-1-90
Proc:					14								
28	2	1.25	0.25	12	55.6 56.4 56.3 55.1		1.227	0.0151	0.0120	0.998	1.056	2419	23-1-90
Proc:													
29	2	1.25	0.5	18	37.4 36.7 37.1 37.06		1.227	0.0259	0.0219	0.998	1.056	4360	23-1-90
Proc:													
30	2	1.25	2	19	21.5 21.9 22.6 22		1.227	0.045	0.037	0.998	1.056	7193	23-1-90
Proc:													
31	2	1.25	7	18	15.28 14.26 14 14.8		1.227	0.067	0.055	0.998	1.056	10716	23-1-90
Proc:													
32	2	1.25	0.25	46	55.23 56.31 56.1 55.66		1.227	0.0151	0.0120	0.999	0.569	4290	23-1-90
Proc:					55.66								

25-Jan-91 MW

EXP	Tubo	Dias	P	Temp	tiempo	Área	Gasto	vel	dens	visc	Es	Fecha	Comentarios
33	2	1.25	0.4	45	39.7 41.3 40.25	1.227	0.249	0.0203	0.989	0.588	7690	23-X-90	
Proc:					40.09								
34	2	1.25	1	45	21.29 22.25	1.227	0.0454	0.027	0.989	0.588	12900	23-X-90	
Proc:					22.2								
35	2	1.25	7	45	15.5 14.8 15.2	1.227	0.0559	0.0557	0.989	0.588	18739	23-X-90	
Proc:					15.16								
36	2	1.25	0.2	55	65 65.9 66.1	1.227	0.0152	0.0123	0.985	0.586	5090	23-X-90	
Proc:					65								
37	2	1.25	1	55	29.2 27.95	1.227	0.0352	0.0287	0.985	0.586	11561	23-X-90	
Proc:					28.1								
38	2	1.25	1.5	55	22.5 22.1	1.227	0.045	0.0367	0.985	0.586	14885	23-X-90	
Proc:					22								
39	2	1.25	4	55	17.8 16.56	1.227	0.0592	0.0482	0.985	0.586	19477	23-X-90	
Proc:					16.38								
40	2	1.25	0.25	68	67.8 66 65.5	1.227	0.0515	0.0123	0.978	0.417	5984	23-X-90	
Proc:					66.4								

25-Jan-91 NW

EXP	Tubo	Diam	F	Temp	tiempo	Area	Costo	vel	dens	visc	Pa	Fecha	Comentarios
41	2	1.25	1	68	29.2	1.227	0.0352	0.0257	0.978	0.384	13958	23-X-90	
Proc:					29.1								
					29								
					28.4								
42	3	1.25	4	66	17.34	1.227	0.0605	0.0493	0.975	0.384	23977	23-X-90	
Proc:					16.26								
					16								
					16.59								
43	2	1.25	0.25	74	67.1	1.227	0.0515	0.0123	0.975	0.384	6470	23-X-90	
Proc:					65.5								
					66								
					66.2								
44	2	1.25	1	74	28.1	1.227	0.0355	0.029	0.975	0.384	15210	23-X-90	
Proc:					28.2								
					28.2								
					28.1								
45	2	1.25	2.5	74	20	1.227	0.0515	0.042	0.975	0.384	23066	23-X-90	
Proc:					19.1								
					19.1								
					19.4								
46	2	1.25	4	74	16.6	1.227	0.0605	0.0493	0.975	0.384	25922	23-X-90	
Proc:					16.1								
					16.9								
					16.5								
47	3	1.67	S/L	19	135	2.190	0.0074	0.0034	0.998	1.056	1500	6-XI-90	
Proc:					136								
					137								
					136								
48	3	1.67	S/L	19	73	2.190	0.0135	0.0062	0.998	1.056	2904	6-XI-90	
Proc:					74								
					73								
					73.9								

El#	Tubo	Dias	#	Tono	Trancho	Area	Basico	Val	dens	visc	Ag	Fecha	Libreterias
49	3	1.67	1	16	9.1 8.5 8.6 8.7	2.190	0.0145	0.0523	0.990	0.456	24450	6-XI-90	
Proc:													
50	3	1.67	S/L	40	123 124 123	2.190	0.0061	0.0066	0.992	0.456	2768	6-XI-90	
Proc:					123.3								
51	3	1.67	S/L	40	65 65 65	2.190	0.0153	0.0125	0.992	0.456	5228	6-XI-90	
Proc:					65.3								
52	3	1.67	1	40	14.3 15.2 14.7	2.190	0.0679	0.0553	0.992	0.456	22083	6-XI-90	
Proc:					14.7								
53	3	1.67	S/L	50	123 124 123	2.190	0.0061	0.0066	0.994	0.483	3727	6-XI-90	
Proc:					124								
54	3	1.67	S/L	50	53.1 53.2 54.1	2.190	0.0167	0.0152	0.994	0.483	8685	6-XI-90	
Proc:					53.4								
55	3	1.67	1	50	10.1 9.8 10.2	2.190	0.0997	0.0812	0.984	0.429	45281	6-XI-90	
Proc:					10.01								
56	3	1.67	S/L	74	151 152 151	2.190	0.0066	0.0064	0.975	0.294	3778	6-XI-90	
Proc:					151.3								

25-Jan-91 10:06

EXP	Tubo	Diam	P	Temp	Area	Gasto	vel	dens	visc	Pa	Fecha	Comentarios
57	3	1.67	S/L	74	41.9 42.1	2.199	0.0238	0.0134	0.975	0.384	17014	6-XI-90
Proc:					41.8 41.9							
58	3	1.67	2	74	20.5 21.3	2.139	0.0272	0.0184	0.975	0.384	27015	6-XI-90
Proc:					21.4 21.2							
59	4	3.5	S/L	18	153 152	9.621	0.0066	0.0007	0.998	1.056	2913	6-XI-90
Proc:					153 152.6							
60	4	3.5	S/L	18	40.1 42.1	9.621	0.0242	0.0025	0.998	1.056	10031	6-XI-90
Proc:					41.8 41.3							
61	4	3.5	S/L	18	15.1 16.3	9.621	0.0636	0.0066	0.998	1.056	28467	6-XI-90
Proc:					15.8 15.7							
62	4	3.5	S/L	45	179 172	9.621	0.0058	0.0006	0.99	0.599	4541	6-XI-90
Proc:					172 171.3							
63	4	3.5	S/L	45	63 64	9.621	0.0156	0.0016	0.99	0.599	12215	6-XI-90
Proc:					65 64							
64	4	3.5	S/L	45	10.1 9.6	9.621	0.102	0.0106	0.99	0.599	79968	6-XI-90
Proc:					9.7 9.8							

15-Jan-91 MW

EXP	Tubo	Diam	F	Temp	tiempo	Area	Gasto	vel	dens	visc	Fe	Fecha	Comentarios
65	4	3.5	S/L	62	188 99 181	9.621	0.01	0.001	0.992	0.455	18021	6-XI-90	
Pres:					180								
66	4	3.5	S/L	62	52 50 52	9.621	0.019	0.002	0.992	0.455	18431	6-XI-90	
Pres:					52.5								
67	4	3.5	S/L	62	30.1 22.1 22.3	9.621	0.0317	0.0032	0.992	0.455	32402	6-XI-90	
Pres:					31.5								
68	4	3.5	S/L	75	73 74 75 74	9.621	0.0135	0.0014	0.974	0.379	16392	6-XI-90	
Pres:													
69	4	3.5	S/L	75	21.1 22.3 22.7	9.621	0.0454	0.0047	0.974	0.379	55127	6-XI-90	
Pres:					22								
70	4	3.5	S/L	75	15.4 15.8 16.1	9.621	0.0534	0.0066	0.974	0.379	76984	6-XI-90	
Pres:					15.76								
Pres:													
Pres:													

CONCLUSIONES

Es importante hacer la aclaración para el maestro responsable de la práctica, que el tiempo para realizarla completamente, es muy largo para una sesión de trabajo (4 ó 5 hrs. aproximadamente) por lo que se recomienda que él mismo seleccione los diámetros y temperaturas con las cuales se trabaje, otra solución puede ser que los equipos trabajen en conjunto dividiéndose los experimentos y aprovechar las tres horas asignadas para la práctica.

El equipo no es de alta precisión por lo que los experimentos que se realizarán son de manera cualitativa. Como se mencionó anteriormente Reynolds sólo calculó la media de sus experimentos y la tomó como un límite para separar las dos regiones (laminar y transición) en cuestión. En este aparato se obtuvieron regímenes transitorios desde un Re de 1700 y turbulentos desde 3000 según las condiciones de trabajo por lo que es necesario que el maestro tome en cuenta este comentario y analice las condiciones bajo las cuales se realizaron los experimentos en el laboratorio, sólo así se podrá determinar la veracidad del Re de 2100 como límite.

En forma particular se concluye que el valor de Re de 2100 es representa el promedio de una regresión elaborada con los experimentos realizados. Afortunadamente para los ingenieros el rango para el cual se trabaja para el diseño de equipo es en la mayoría de los casos arriba de este límite, para asegurarse que se trabaja en un régimen turbulento. En los casos que no es así debe asegurarse que se trabaja en un régimen totalmente laminar. El equipo mostrará resultados suficientemente válidos para que el alumno se forme un criterio de este factor adimensional.

Los materiales utilizados en la construcción de este equipo se determinaron a través de varias pruebas hasta llegar al diseño final, por lo que se asegura el buen funcionamiento de éste. Cualquier cambio en alguno de sus elementos puede ocasionar problemas (taponamiento en las agujas, etc.) no mencionados en la práctica.

CAPITULO VI

PRACTICA PROPUESTA

Objetivos .- El alumno identificará y conocerá los perfiles de velocidad que se presentan dadas las diferentes condiciones de trabajo.

El alumno reconocerá los diferentes regímenes considerando los números de Reynolds correspondientes.

Material.

Probeta 100 ml

Probeta 500 ml

Probeta 1000 ml

Vernier

Cronómetro

Termómetro

Flexómetro

1 frasco de tinta china negra

Papel milimétrico

Introducción

Revisar capítulos 2, 3, 4 de esta tesis.

Procedimiento

El alumno abrirá la válvula alimentadora de agua (v1) con todas las demás válvulas cerradas hasta que se llenen los tubos de vidrio de agua (v2 a v19), SOLO ESTANDO SEGURO DE QUE EXISTE AGUA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR SE PODRA CONECTAR Y ENCENDER LA RESISTENCIA ELECTRICA, posteriormente abrirá una sola válvula a la vez de v16 a v19 de manera que se limpien todos los tubos de las impurezas que puedan existir en el aparato. En caso de que exista alguna burbuja de

aire dentro de alguno de los tubos, incline éste LIGERAMENTE hasta que se elimine.

Después deje correr el agua hasta que este completamente limpia, en este punto cerrar la válvula correspondiente (v16 - v19).

Con todas las válvulas con aguja para tinta cerradas (v4 a v7), llene el recipiente para tinta con agua y púrguelo hasta que salga agua por v3, después vierta medio recipiente del frasco de tinta china en el agua del recipiente para tinta y mézclelo perfectamente, posteriormente repita la operación de purgado hasta que salga el agua coloreada. Concluida esta operación proceda a abrir una por una las válvulas con aguja para tinta v4 a v7, cuando comience a salir una mancha de tinta dentro de los tubos abra la válvula de paso (v16 a v19) correspondiente para que se forme un pequeño filamento. Hacer esto para cada tubo y dejarlo correr un minuto y cerrar la válvula de paso.

Poner en apagado el termostato de la resistencia eléctrica que se encuentra atrás del intercambiador de calor, conectar el enchufe trifásico al contacto de 220 volts. Asegúrese de que el intercambiador de calor contiene agua y gire el termostato hasta 50°C espere unos minutos y toque el intercambiador, si está caliente apáguelo del termostato y siga con la práctica, SI ESTA FRIO APAGUELO DEL TERMOSTATO, DESCONECTELO Y AVISE A SU MAESTRO. En este punto el aparato esta listo para operar.

La primera parte de la práctica consiste en calcular el diámetro de cada tubo. Marque dos puntos entre cada uno de los tubos de vidrio y mida la distancia, abra la válvula con aguja para tinta (v4 a v7)

correspondiente y deje que se junte una mancha de tinta y ciérrela. Posteriormente abra la válvula de paso del tubo en cuestión (v16 a v19) y tome el tiempo que tarda la mancha en recorrer dicha distancia, hacer toda esta operación por triplicado. Después mida con el vernier el diámetro externo del tubo.

La segunda parte del experimento consiste propiamente en determinar y observar los perfiles de velocidad. De la primera parte se calcula el diámetro interno de cada tubo y con este dato se trabajará posteriormente.

Primero afloje el tubo de hule negro y coloque la probeta que corresponda. En este punto tome los datos para cinco corridas diferentes de caída de presión y grafíquelas contra gasto real. Esto se hace de la siguiente manera; abra la válvula de paso del tubo y determine el gasto, midalo tomando el tiempo que se tarde en llenar un determinado volumen en la probeta. También tome el tiempo que se tarda en esa misma apertura de válvula el que tarde en recorrer un litro la aguja del medidor y determine el gasto, tome el dato de caída de presión para este punto y posteriormente grafíquelos así; caída de presión vs gasto real tomado con la probeta y caída de presión vs gasto real tomado con el medidor las dos curvas del tubo en el mismo papel. Hacer esto para cada tubo.

Con estas gráficas será posible determinar el gasto cuando la medida de éste no se encuentre dentro del rango del medidor.

Coloque el termómetro en el termopozo correspondiente al tubo en que se vayan a realizar los experimentos, y realice los cálculos para

obtener los Re de 1000,2000,3000,5000 y 10000 a 3 diferentes temperaturas para cada tubo.

Tome los datos de cada experimento y anótelos en una tabla. PROCURE ESTAR SEGURO DE QUE CUANDO ESTE TOMANDO LOS DATOS DE CAIDA DE PRESION LAS VALVULAS v8 a v15 ESTEN ABIERTAS PARA EL TUBO EN CUESTION. está claro que solo se podra utilizar el manómetro diferencial para cada tubo en cada experimento.

Cuando termine de utilizar el aparato cierre la válvula general v1, apague y desconecte la resistencia y abra TODAS las válvulas de paso v16 a v19, abra la válvula de purga del intercambiador v2 y permita que el aparato se vacíe.

Purgue el recipiente de tinta por la válvula v3 y cierre la válvula hasta que se vacíe, después agréguele más agua limpia y de nuevo purguelo, en una segunda operación de limpieza llene el recipiente de agua limpia y abra las válvulas v4 a v7 hasta que las agujas se limpien perfectamente. En este momento cierre TODAS las válvulas v1 a v19 y coloque el cable de la resistencia en su lugar.

DESCRIPCION DEL APARATO

El aparato consta de dos recipientes, uno grande para almacenar agua (250 lt) y otro de aproximadamente 1 lt para almacenar tinta.

Contiene 4 tubos de vidrio de diferentes diámetros (que el alumno debiera encontrar), contiene 19 válvulas de diferentes diámetros como sigue:

v1 : válvula de alimentación 1/2 pulgada

v2 : válvula de purga del intercambiador de calor 1/4 pulgada

v3 : válvula de purga del almacén de tinta 1/8 pulgada

v4 a v7 : válvula con aguja para tinta 1/8 pulgada

v8 a v11 : válvula de primera rama del manómetro diferencial 1/8 pulgada

v12 a v15 : válvula de segunda rama del manómetro diferencial 1/8 pulgada.

v16 : válvula reguladora de paso del tubo 1 1/2 pulgada

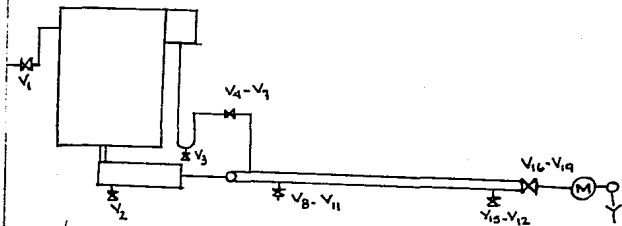
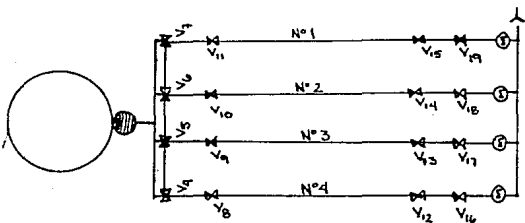
v17 : válvula reguladora de paso del tubo 2 1/2 pulgada

v18 : válvula reguladora de paso del tubo 3 3/4 pulgada

v19 : válvula reguladora de paso del tubo 4 1 1/2 pulgada

Contiene una resistencia eléctrica de 220 volts con termostato integrado y 4 medidores de flujo de 1/2 pulgada.

Disposición de valvulas



CALCULOS Y RESULTADOS

- 1.- Presentar la hoja de datos obtenidos
- 2.- El alumno presentará 4 gráficas de caída de presión vs gasto
- 3.- Presentar el cuestionario resuelto
- 4.- Presentar los cálculos para determinar el espesor de cada tubo
- 5.- Presentar los cálculos para determinar en cada experimento Re
- 6.- Presentará un dibujo esquemático del perfil que presenta el filamento para cada experimento.
- 7.- Presentara conclusiones

CUESTIONARIO

- 1.- Qué es viscosidad ?
- 2.- Indique 3 tipos de viscosímetros y descríbalos
- 3.- Qué es densidad ?
- 4.- Indique qué otros sistemas se utilizarán para determinar la densidad (3 por lo menos)
- 5.- Qué es diámetro equivalente ?
- 6.- Qué diferencia hay entre la cédula y el calibre de una tubería ?
- 7.- Indique 5 aplicaciones del número de Reynolds
- 8.- Qué diferencia existe entre un fluido newtoniano y uno no newtoniano ? mencione 3 ejemplos de cada uno
- 9.- Mencione 3 modelos que describan los fluidos no newtonianos
- 10.- Qué es velocidad ?
- 11.- Indique cómo se obtendría el perfil de velocidades a flujo laminar (ec de Hagen-Poiseville)

- 12.- Indique cómo se obtendría el perfil de velocidades a flujo turbulento (ec de Von Kármán)
- 13.- Cuál es el balance general de masa ?
- 14.- Cuál es el balance general de momentum ?
- 15.- Cuál es el balance general de energía ?
- 16.- Escriba la ecuación de Navier-Stokes y la ecuación de Euler
- 17.- De qué tipo de movimiento depende el flujo laminar ?
- 18.- De qué tipo de movimiento depende el flujo turbulento ?
- 19.- Cómo se evalúa el esfuerzo cortante turbulento ?
- 20.- Cómo se determinan las velocidades promedio en cada dirección ?
- 21.- Qué es la velocidad de intercambio de masa por unidad de área ?
- 22.- Qué es la velocidad de vórtice ?
- 23.- Describa la ecuación general de esfuerzo cortante ?
- 24.- Qué es la longitud de mezclado de Prandtl ?
- 25.- Describa brevemente como realizó Reynolds sus experimentos
- 26.- Describa qué significa y cómo se define y^+ ?
- 27.- Describa qué significa y cómo se define u^+ ?
- 28.- Describa qué significa y cómo se define v^+ ?
- 29.- Describa cómo se definen las tres regiones que se forman en el flujo turbulento ?
- 30.- Describa brevemente el aparato

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Trueba Coronel Samuel, "Hidraulica", Ed. CECSA , Mexico, 1986
- 2.- Sotelo Avila Gilberto, "Hidraulica General", Ed. LIMUSA, Mexico, 1984.
- 3.- Welty James, Wicks Charles, Wilson Robert, "Fundamentals of momentum, heat and mass transfer", Ed. John Wiley & Sons, New York, 1976.
- 4.- Mataix Claudio, "Mecanica de fluidos y maquinas hidraulicas", Ed. Ediciones Castillo España, 1970
- 5.- Shames Irving, "La mecanica de los fluidos", Ed. McGraw Hill Mexico, 1970
- 6.- White Franck, "Mecanica de fluidos", Ed. McGraw Hill USA, 1979
- 7.- Daily James, Harleman Donald, "Dinamica de los fluidos", Ed. Trillas Mexico, 1975
- 8.- Crosby E.J., "Experimentos sobre fenomenos de transporte", Ed. Hispanoamericana S.A. Buenos Aires, 1968
- 9.- Byron R., Stewart Warren, Lightfoot Edwin, "Transport Phenomena", Ed. John Wiley & Sons USA, 1960
- 10.- Foust Alan, Wendzel Leonald, Culp Curtis, "Principios de Operaciones unitarias", Ed. CECSA Mexico. 1978
- 11.- Bennet C.O., Myers J.E., "Momentum Heat and Mass Transfer", Ed. McGraw Hill USA, 1974
- 12.- Perry Robert, Chilton C., "Manual del Ingeniero Quimico", Ed. McGraw Hill 6^{ta} edicion USA, 1987
- 13.- Treybal R.E., "Mass Transfer operations", Ed. McGraw Hill New York, 1955

14.- McCabe , Smith, "Unit operations of chemical engineering",
Ed. McGraw Hill New York, 1976

APENDICES

t. °C	ρ kg m ³									
	00	01	02	03	04	05	06	07	08	09
0	999 829	999 846	999 852	999 859	999 863	999 871	999 877	999 882	999 888	999 893
1	999 888	999 903	999 906	999 915	999 917	999 921	999 925	999 929	999 933	999 936
2	999 940	999 943	999 946	999 949	999 952	999 954	999 956	999 959	999 961	999 962
3	999 964	999 966	999 967	999 968	999 969	999 970	999 971	999 971	999 972	999 972
4	999 972	999 972	999 972	999 971	999 971	999 970	999 969	999 968	999 967	999 965
5	999 964	999 962	999 960	999 958	999 956	999 954	999 951	999 949	999 946	999 943
6	999 940	999 937	999 934	999 930	999 926	999 923	999 919	999 915	999 910	999 906
7	999 901	999 897	999 892	999 887	999 882	999 877	999 871	999 866	999 860	999 854
8	999 846	999 842	999 836	999 829	999 823	999 816	999 809	999 802	999 795	999 788
9	999 781	999 773	999 765	999 758	999 750	999 742	999 734	999 725	999 717	999 708
10	999 699	999 691	999 682	999 672	999 663	999 654	999 644	999 635	999 625	999 615
11	999 608	999 598	999 587	999 577	999 567	999 557	999 547	999 537	999 527	999 509
12	999 497	999 486	999 474	999 462	999 451	999 439	999 426	999 414	999 402	999 390
13	999 377	999 364	999 351	999 338	999 325	999 312	999 299	999 285	999 272	999 258
14	999 244	999 230	999 216	999 202	999 188	999 173	999 159	999 144	999 129	999 114
15	999 099	999 084	999 069	999 054	999 038	999 022	999 007	995 991	998 975	999 958
16	998 943	998 928	998 910	998 891	998 877	998 860	998 843	998 826	998 809	998 792
17	998 775	998 757	998 740	998 722	998 704	998 686	998 668	998 650	998 632	998 614
18	998 595	998 577	998 558	998 538	998 520	998 502	998 482	998 463	998 444	998 425
19	998 405	998 385	998 366	998 346	998 325	998 304	998 283	998 263	998 243	998 224
20	998 204	998 183	998 162	998 141	998 120	998 099	998 078	998 057	998 035	998 014
21	997 992	997 971	997 949	997 927	997 905	997 883	997 861	997 838	997 816	997 793
22	997 770	997 747	997 723	997 702	997 679	997 656	997 632	997 609	997 585	997 562
23	997 535	997 513	997 491	997 467	997 443	997 419	997 394	997 370	997 345	997 321
24	997 296	997 272	997 247	997 222	997 197	997 172	997 146	997 121	997 096	997 070
25	997 045	997 019	996 993	996 967	996 941	996 915	996 889	996 863	996 836	996 810
26	996 783	996 757	996 730	996 703	996 676	996 649	996 622	996 595	996 568	996 540
27	996 513	996 485	996 456	996 426	996 396	996 366	996 336	996 305	996 274	996 242
28	996 213	996 183	996 152	996 119	996 086	996 051	996 016	995 982	995 947	995 912
29	995 845	995 815	995 784	995 752	995 719	995 685	995 651	995 617	995 582	995 547
30	995 647	995 617	995 586	995 554	995 522	995 489	995 456	995 423	995 389	995 357
31	995 311	995 280	995 248	995 217	995 184	995 151	995 118	995 084	995 050	995 016
32	995 026	994 997	994 967	994 936	994 905	994 863	994 831	994 800	994 765	994 733
33	994 703	994 670	994 637	994 604	994 571	994 538	994 505	994 472	994 438	994 405
34	994 371	994 338	994 304	994 270	994 235	994 202	994 168	994 134	994 100	993 066
35	994 072	993 997	993 963	993 929	993 893	993 859	993 821	993 789	993 754	993 719
36	993 684	993 649	993 613	993 578	993 543	993 507	993 471	993 436	993 400	993 364
37	993 325	993 292	993 256	993 220	993 184	993 148	993 111	993 075	993 039	993 002
38	992 965	992 928	992 891	992 853	992 816	992 778	992 740	992 702	992 664	992 626
39	992 594	992 555	992 518	992 481	992 444	992 406	992 369	992 330	992 292	992 254
40	992 215	992 177	992 139	992 100	992 062	992 023	991 985	991 946	991 907	991 868
41	991 820	991 781	991 741	991 702	991 663	991 624	991 584	991 553	991 515	991 476
42	991 436	991 396	991 357	991 317	991 277	991 237	991 197	991 157	991 116	991 076
43	991 050	990 965	990 933	990 914	990 873	990 833	990 792	990 751	990 710	990 669
44	990 628	990 587	990 546	990 504	990 463	990 421	990 380	990 339	990 297	990 255
45	990 213	990 171	990 129	990 087	990 045	990 003	990 961	990 919	990 876	990 834
46	990 792	990 749	990 706	990 664	990 621	990 578	990 535	990 492	990 449	990 406
47	990 363	990 320	990 278	990 235	990 190	990 146	990 101	990 057	990 015	990 971
48	990 025	990 383	990 342	990 300	990 256	990 212	990 167	990 123	990 079	990 035
49	990 485	990 441	990 396	990 352	990 307	990 262	990 217	990 172	990 127	990 082

Apendice I. - Densidades del agua a diferentes temperaturas.

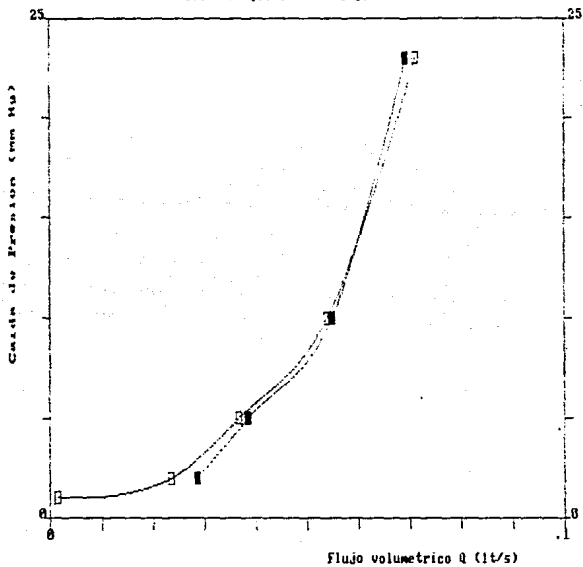
t. °C	A. kg m ³									
	00	01	02	03	04	05	06	07	08	09
50	968 037	967 972	967 846	967 661	967 414	967 110	966 764	966 371	965 935	965 452
51	967 581	967 536	967 450	967 314	967 117	966 761	966 368	965 932	965 450	964 925
52	967 120	967 073	966 957	966 790	966 563	966 286	965 960	965 594	965 180	964 720
53	966 652	966 604	966 537	966 310	966 043	965 716	965 340	964 926	964 474	964 085
54	966 177	966 129	966 061	965 784	965 457	965 080	964 654	964 230	963 806	963 383
55	965 696	965 648	965 559	965 332	965 065	964 638	964 212	963 788	963 364	962 941
56	965 219	965 160	965 111	964 884	964 617	964 190	963 764	963 340	962 916	962 493
57	964 716	964 666	964 617	964 390	964 123	963 696	963 270	962 846	962 422	962 000
58	964 217	964 167	964 118	963 891	963 624	963 197	962 771	962 347	961 923	961 500
59	963 712	963 661	963 610	963 383	963 116	962 690	962 264	961 840	961 416	961 000
60	963 200	963 149	963 097	962 870	962 603	962 176	961 750	961 326	960 902	960 478
61	962 683	962 631	962 579	962 352	962 085	961 658	961 232	960 808	960 384	960 000
62	962 160	962 108	962 056	961 829	961 562	961 135	960 709	960 285	959 861	959 437
63	961 611	961 575	961 523	961 296	961 029	960 602	960 176	959 752	959 328	958 904
64	961 097	961 044	960 949	960 722	960 455	960 028	959 602	959 178	958 754	958 330
65	960 557	960 502	960 443	960 216	959 949	959 522	959 096	958 672	958 248	957 824
66	960 011	979 956	979 901	979 846	979 791	979 736	979 681	979 626	979 571	979 516
67	978 459	978 403	978 348	978 293	978 237	978 181	978 126	978 071	978 016	977 961
68	978 902	978 846	978 790	978 734	978 678	978 622	978 566	978 510	978 454	978 400
69	978 339	978 283	978 226	978 170	978 113	978 056	977 999	977 942	977 885	977 828
70	977 771	977 714	977 657	977 600	977 543	977 485	977 428	977 371	977 313	977 255
71	977 194	977 140	977 082	977 025	976 967	976 909	976 851	976 793	976 735	976 677
72	976 619	976 561	976 503	976 444	976 386	976 327	976 269	976 211	976 152	976 093
73	976 033	975 976	975 917	975 858	975 800	975 741	975 682	975 623	975 564	975 505
74	975 445	975 386	975 327	975 267	975 208	975 148	975 089	975 029	974 970	974 910
75	974 850	974 791	974 731	974 671	974 611	974 551	974 491	974 431	974 371	974 311
76	974 250	974 190	974 130	974 069	974 009	973 948	973 888	973 827	973 767	973 707
77	973 643	973 584	973 524	973 463	973 402	973 341	973 280	973 219	973 158	973 097
78	973 025	972 974	972 912	972 851	972 789	972 728	972 666	972 605	972 543	972 481
79	972 419	972 355	972 296	972 234	972 172	972 110	972 048	971 986	971 923	971 861
80	971 799	971 737	971 674	971 612	971 549	971 487	971 424	971 361	971 299	971 236
81	971 173	971 110	971 048	970 985	970 922	970 859	970 796	970 732	970 669	970 606
82	970 543	970 479	970 416	970 353	970 290	970 226	970 162	970 099	970 035	969 971
83	969 907	969 843	969 772	969 715	969 652	969 589	969 525	969 461	969 396	969 331
84	969 267	969 202	969 135	969 073	969 009	968 944	968 880	968 815	968 751	968 686
85	968 621	968 556	968 491	968 427	968 362	968 297	968 232	968 166	968 101	968 035
86	967 971	967 906	967 840	967 775	967 709	967 644	967 578	967 513	967 447	967 381
87	967 316	967 250	967 184	967 118	967 052	966 986	966 920	966 854	966 788	966 722
88	966 656	966 589	966 523	966 457	966 390	966 324	966 257	966 191	966 124	966 057
89	965 991	965 924	965 857	965 790	965 723	965 656	965 589	965 522	965 455	965 388
90	965 321	965 254	965 187	965 119	965 052	964 984	964 917	964 849	964 782	964 714
91	964 647	964 579	964 511	964 443	964 376	964 308	964 240	964 172	964 104	964 036
92	963 967	963 899	963 831	963 763	963 694	963 626	963 558	963 489	963 421	963 352
93	963 284	963 215	963 146	963 077	963 009	962 940	962 871	962 802	962 733	962 664
94	962 595	962 526	962 457	962 387	962 319	962 249	962 180	962 110	962 041	961 971
95	961 902	961 832	961 762	961 691	961 621	961 551	961 481	961 411	961 341	961 271
96	961 204	961 134	961 064	960 993	960 923	960 852	960 782	960 712	960 641	960 571
97	960 501	960 431	960 360	960 289	960 219	960 148	960 077	960 006	959 935	959 865
98	959 794	959 723	959 652	959 581	959 510	959 439	959 367	959 296	959 225	959 154
99	959 082	959 010	958 939	958 867	958 796	958 724	958 653	958 581	958 509	958 437
100	958 365									

Apéndice I.- Densidades del agua a diferentes temperaturas.

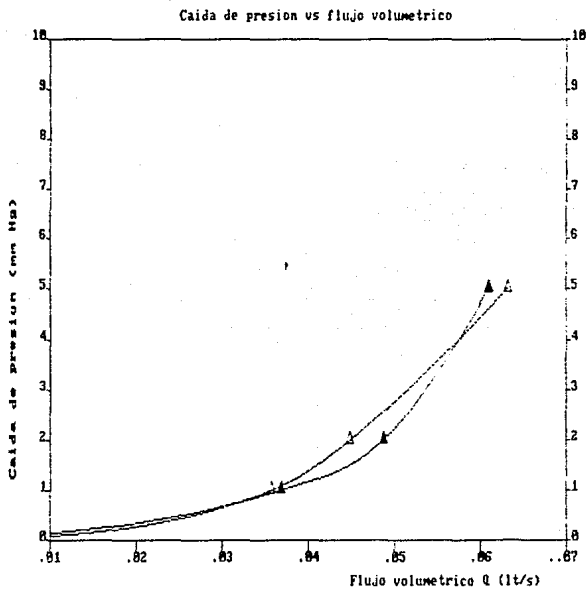
Temperatura °C	Viscosidad en Cp	Temperatura °C	Viscosidad en Cp	Temperatura °C	Viscosidad en Cp
0	1.792	33	0.7525	57	0.4233
1	1.731	34	0.7371	58	0.4174
2	1.673	35	0.7225	59	0.4117
3	1.619	36	0.7085	70	0.4061
4	1.567	37	0.6947	71	0.4006
5	1.519	38	0.6814	72	0.3952
6	1.473	39	0.6685	73	0.3900
7	1.428	40	0.6560	74	0.3849
8	1.386	41	0.6439	75	0.3799
9	1.346	42	0.6321	76	0.3750
10	1.308	43	0.6207	77	0.3702
11	1.271	44	0.6097	78	0.3655
12	1.236	45	0.5988	79	0.3610
13	1.203	46	0.5883	80	0.3565
14	1.171	47	0.5782	81	0.3521
15	1.140	48	0.5683	82	0.3478
16	1.111	49	0.5588	83	0.3436
17	1.083	50	0.5494	84	0.3395
18	1.056	51	0.5404	85	0.3355
19	1.030	52	0.5315	86	0.3315
20	1.005	53	0.5229	87	0.3276
20.2	1.000	54	0.5146	88	0.3239
21	0.9810	55	0.5064	89	0.3203
22	0.9579	56	0.4985	90	0.3165
23	0.9358	57	0.4907	91	0.3130
24	0.9142	58	0.4832	92	0.3095
25	0.8937	59	0.4759	93	0.3060
26	0.8737	60	0.4688	94	0.3027
27	0.8545	61	0.4618	95	0.2994
28	0.8360	62	0.4550	96	0.2962
29	0.8180	63	0.4483	97	0.2930
30	0.8007	64	0.4418	98	0.2899
31	0.7840	65	0.4355	99	0.2868
32	0.7679	66	0.4293	100	0.2838

Apendice II. - Viscosidades del agua a diferentes temperaturas

caída de presión vs flujo volumetrico

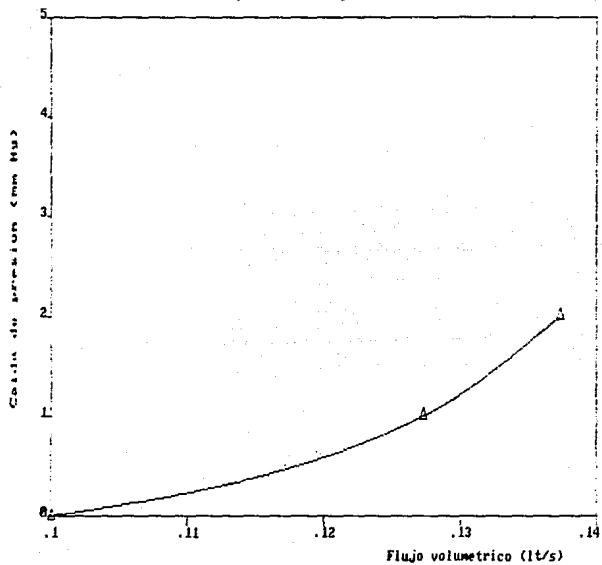


Apendice III. - Curva de caída de presión vs gasto, para el tubo 1.



Apendice IV.- Curva de caida de presion vs gasto, para el tubo 2.

Caida de presión vs flujo volumétrico



Apendice V. - Curva de caída de presión vs gasto, para el tubo B.