



UNIVERSIDAD AUTONOMA DE SAN LUIS POTOSI

Facultad de Ciencias Químicas

**"DETERMINACION EXPERIMENTAL DEL
GASTO VOLUMETRICO EN GASES Y SU
PERFIL DE DISTRIBUCION DE VELOCIDAD"**

T E S I S

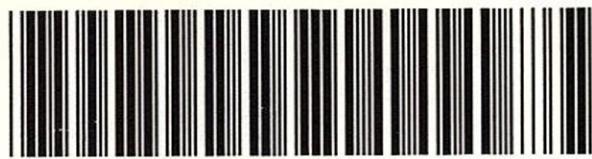
Que para obtener el título de
INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a

LUIS ENRIQUE DE LA CRUZ CHUNG

San Luis Potosí, S.L.P., Marzo 1989

T
QA9 01
C7
c.1



1080075696



UNIVERSIDAD AUTONOMA DE SAN LUIS POTOSI

Facultad de Ciencias Químicas

A MIS HIOS Y PRIMOS:

"DETERMINACION EXPERIMENTAL DEL GASTO VOLUMETRICO EN GASES Y SU PERFIL DE DISTRIBUCION DE VELOCIDAD"

T E S I S

Que para obtener el título de

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a

LUIS ENRIQUE DE LA CRUZ CHUNG



San Luis Potosí, S.L.P., Marzo 1989

X
A
90
O
C
X



A MIS PADRES:

Por haberme otorgado todo
su apoyo y confianza para
poder aprovechar lo que
para mi será una gran
herencia. " los adoro "

PEDRO DE LA CRUZ

JUANA CHUNG

A MIS TIOS Y PRIMOS:

Por que en la realidad
ellos fueron quienes me
vieron forjar durante
toda la carrera.

AGUIRRE CHUNG

CASTAÑEDA CHUNG

GAYTAN CHUNG

A MIS HERMANOS:

Por que un aliento y
consejo de hermanos lo
vale todo.

JOSE DANIEL

MARIA MERCEDES

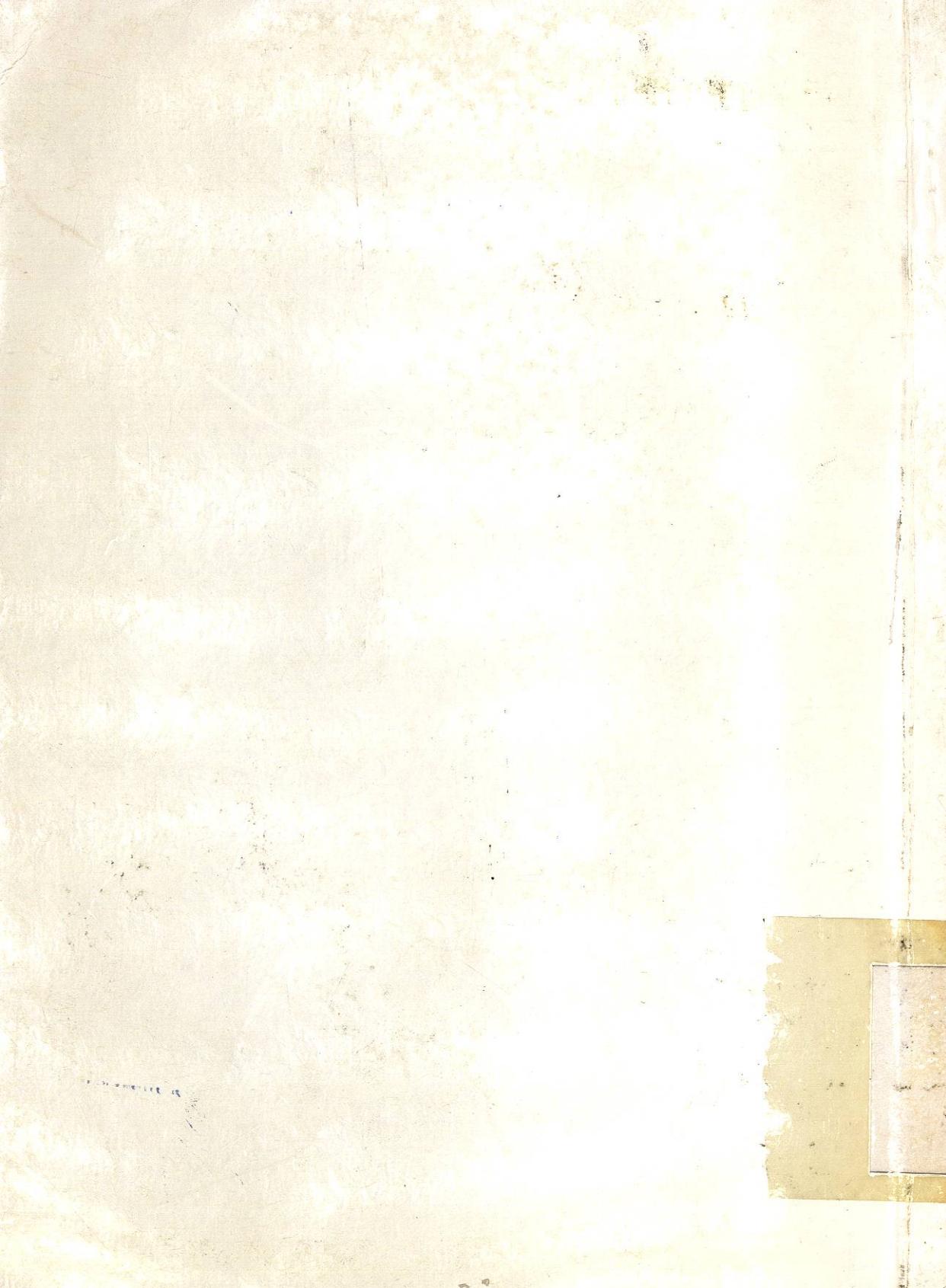
MARIO ANTONIO

MARGARITA REBECA

MARIA DEL CARMEN

MARIA DE LOS ANGELES

ARACELIS GUADALUPE



A MIS MAESTROS:

Por haberme permitido
tener participación de
sus conocimientos en
la formación de mi
carrera.

A MI ASESOR:

Por sus grandes consejos
y conocimientos en la
elaboración y desarrollo
de esta tesis.

I.Q. JOSE LUIS ROJAS GAMBOA

A MIS COMPAÑEROS:

Por que juntos vivimos
y nos esforzamos para
sacar adelante una de
nuestras primeras metas
en la vida.

A MI NOVIA:

Por que gracias a ella
con sus gratos consejos
de animo y alientos de
superacion durante toda
la carrera, logré salir
adelante. "te quiero"

EMMA ALEJO NUÑEZ

A FAMILIARES Y AMIGOS:

Por que en la vida siempre
se encuentran personas que
con su valiosa colaboración
de compresión y empuje al
logro de objetivos les
agradezco todo lo que
hicieron por mi durante mi
estancia en San Luis Potosí.

ALEJO NUÑEZ

AMAYA ZAMARRON

MOLINA ALMENDAREZ

PALOS AGUILERA

VARGAS JIMENEZ

VILLEGRAS MARTINEZ

A LOS MAESTROS:

I.Q. ALFONSO RAMOS RADA E I.Q. Ma. GUADALUPE RUIZ
Por su valiosa colaboración en el desarrollo de
esta trabajo recepcional.

A DIOS:

Por haberme dado la vida y la dicha de
llegar con bien hasta el final de mi
preparación profesional.

I N D I C E

| | |
|-----------------------------------|----|
| INTRODUCCION----- | 1 |
| MEDICION DEL FLUJO DE FLUIDOS--- | 3 |
| EQUIPO PARA MANEJAR GASES ----- | 19 |
| MECANISMOS DEL FLUJO DE FLUIDOS-- | 23 |
| BALANCE DE MOVIMIENTO EN EL TUBO- | 33 |
| DESARROLLO DE LA PRACTICA----- | 40 |
| CORRIDA EXPERIMENTAL----- | 47 |
| CONCLUSIONES----- | 55 |
| BIBLIOGRAFIA----- | 57 |

INTRODUCCION

El flujo y el comportamiento de los fluidos reviste gran importancia en muchas de las operaciones unitarias de ingeniería de proceso. Un fluido puede definirse como una sustancia que no resiste de manera permanente la distorsión causada por una fuerza y, por lo tanto, cambia de forma. En este trabajo se considera que los gases tienen las características de fluidos y que obedecen muchas leyes comunes.

En las industrias de proceso, gran parte de los materiales están en forma de fluidos y deben almacenarse, manejarse, bombearse y procesarse, por lo que resulta necesario familiarizarse con los principios que gobiernan al flujo de fluidos y también con los equipos utilizados. Los fluidos típicos son el agua, el aire, el CO₂, aceites, lechadas o suspensiones y jarabes espesos.

Si un fluido es inapreciablemente afectado por los cambios de presión, se dice que es incomprimible. La mayoría de los líquidos son incomprimibles. Los gases se consideran como fluidos comprimibles. Sin embargo, si los gases se sujetan a porcentajes de cambios de presión y temperaturas pequeños, sus cambios de densidad serán poco considerables y se les puede clasificar entonces como fluidos incompresibles.

El estudio de la transferencia de momento, o mecánica de fluidos como también se le llama, puede dividirse en dos ramas: Estática de fluidos, o fluidos en reposo y Dinámica de fluidos, o fluidos en movimiento. Puesto que en la dinámica de fluidos hay una transferencia de momento, se usa el término "transferencia ó transporte de momento" con bastante frecuencia.

1.- MEDICION DEL FLUJO DE FLUIDOS

En instalaciones de la industria química y en otras plantas de proceso es importante conocer y controlar la cantidad de material que entra y sale de dicho proceso. Puesto que muchos materiales están en forma de fluidos, es necesario medir la velocidad real a la cual fluyen por el ducto o tubería. Muchos de estos dispositivos dependen de la determinación de una presión o de una diferencia de presiones.

1.1.- MANOMETRO SIMPLE DE TUBO EN U

En la fig. 1 se muestra un manómetro de tubo en U. Sobre uno de los brazos del tubo se desarrolla una presión P_a kg/m², mientras que la presión sobre el otro brazo es P_b . Ambas presiones, P_a y P_b , pueden provenir de conexiones a un medidor de flujo, o bien, P_a puede ser una conexión mientras

que P_b corresponde a la presión atmosférica. El manómetro se llena en la parte superior con un líquido B, cuya densidad es ρ_B kg/m³. El líquido A es inmiscible en B. Para deducir la relación entre P_a y P_b , se establece que P_a es la presión en el punto 1, y P_b la presión en el punto 5. La presión en el punto 2 es:

$$P_2 = P_a + (Z+R)\rho_B g \quad (1.1)$$

Donde R es la lectura del manómetro en m. La presión en el punto 3 debe ser igual a la del 2, por obediencia a los principios hidrostáticos:

$$P_3 = P_2 \quad (1.2)$$

La presión en el punto 3 es:

$$P_3 = P_b + Z\rho_B g + R\rho_A g \quad (1.3)$$

Igualando las Ecs. (1.1) y (1.3) y resolviendo:

$$P_a + (Z+R)\rho_B g = P_b + Z\rho_B g + R\rho_A g \quad (1.4)$$

$$P_a - P_b = R(\rho_A - \rho_B)g \quad (\text{sistema ingenieril})$$

$$P_a - P_b = R(\rho_A - \rho_B)g/g_c \quad (1.5)$$

Nótese que la distancia Z no interviene en el resultado final y tampoco lo hacen las dimensiones del tubo, siempre y cuando P_a y P_b se midan en el mismo plano horizontal.

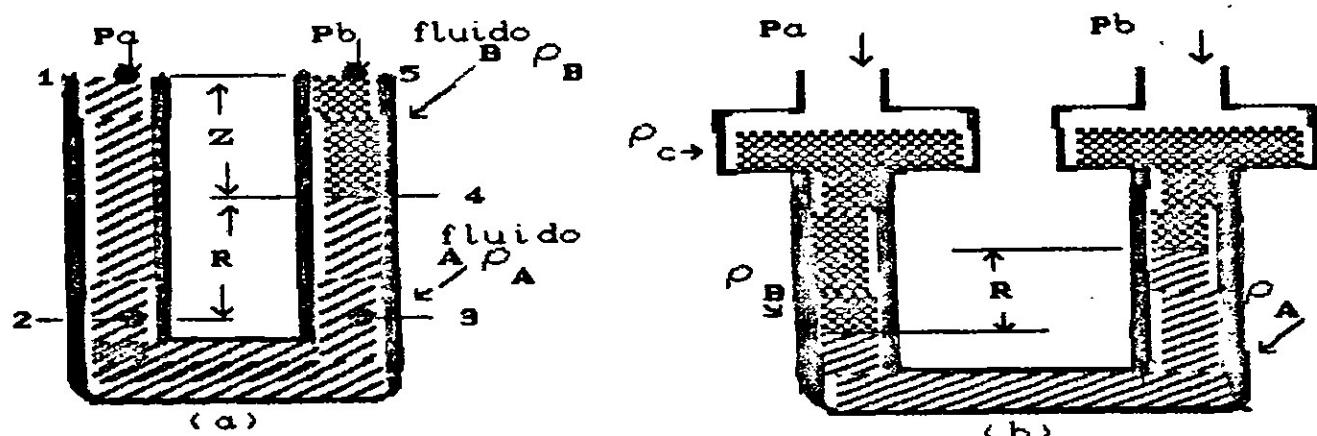


fig. 1 Manómetros para medir diferencias de presión: (a) tubo en U, (b) tubo en U de dos fluidos.

1.2.- TUBO EN U DE DOS FLUIDOS

En la fig. 1b se muestra un tubo en U de dos fluidos, que es un dispositivo sensible para medir cargas o diferencias de presión pequeñas. El área de sección transversal de ambos depósitos es $A \text{ m}^2$ y $a \text{ m}^2$. Estableciendo un balance de presión para el tubo en U,

$$P_a - P_b = (R-R_o)(\rho_A - \rho_B + a/A \rho_B)g \quad (1.6)$$

Donde R_o es la lectura cuando $P_a = P_b$, R es la lectura real, ρ_A es la densidad del líquido más pesado, y ρ_B la del más ligero. Por lo general, a/A es suficientemente pequeño como para resultar despreciable y casi siempre R_o se ajusta a cero; entonces,

$$P_a - P_b = R(\rho_A - \rho_B)g \text{ (sistema ingenieril)}$$

$$P_a - P_b = R(\rho_A - \rho_B)g/g_c \quad (1.7)$$

Si p_A y p_B son valores similares, la lectura R se amplifica.

1.3.- MANOMETRO DE TUBO INCLINADO

El tubo inclinado Fig. 2 es similar al tubo en U, con la diferencia que este está provisto en uno de los extremos inclinados en lugar de ser vertical y el otro extremo es de gran diámetro y en forma de pozo, el cual aumenta la exactitud de la lectura, este tipo de indicador es para presiones muy bajas o caídas de presión tambien muy pequeñas. en este último caso, la diferencia de presiones viene dada por la expresión:

$$P_A - P_B = R_1(\rho_m - \rho_p) (\operatorname{sen} \alpha) g/g_c \quad (1.8)$$

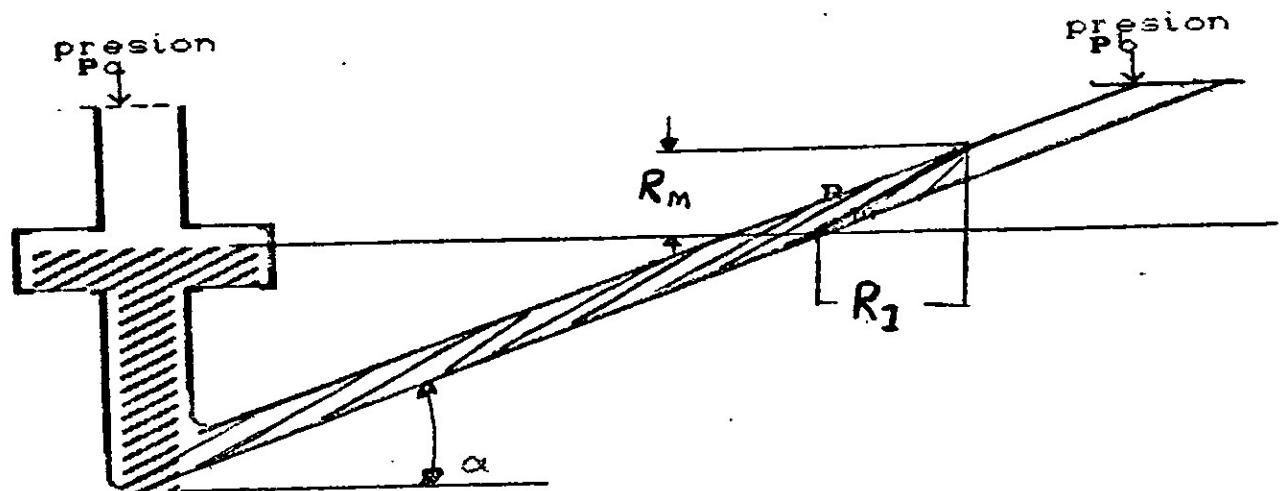


fig.2 Manometro inclinado.

1.4.- MEDIDOR VENTURI

Existen muchos tipos de dispositivos para medir el flujo de fluidos. Los más simples miden directamente el volumen de fluido, tales como los medidores domésticos comunes para gas y agua, y las bombas de desplazamiento positivo mientras los medidores de consumo se basan en un elemento, tal como un propulsor de hélices o un juego de copas montadas en un eje giratorio, cuya velocidad de rotación depende de la velocidad del fluido. Para la medición de líquidos los aparatos más conocidos

son el medidor Venturi y la placa de orificio.

En la Fig. 3 se muestra un medidor Venturi que se inserta directamente en una tubería. En las derivaciones que se muestran se conecta un manómetro u otro dispositivo para medir la diferencia de presión $P_1 - P_2$ entre los puntos 1 y 2. La velocidad promedio en el punto 1, donde el diámetro D_1 m, es V_1 m/s y en el punto 2, o garganta, la velocidad es V_2 y el diámetro D_2 . Puesto que el estrechamiento de D_1 a D_2 y la expansión de D_2 a D_1 son graduales, se producen pocas pérdidas por fricción originadas en la contracción o la expansión.

Para obtener la ecuación para el medidor Venturi se desprecia la fricción y se supone que la tubería es horizontal. Supóngase un flujo turbulento y escribáse la ecuación de balance de energía mecánica entre los puntos 1 y 2 para un fluido incompresible,

$$\frac{V_1^2}{2} + \frac{P_1}{\rho} = \frac{V_2^2}{2} + \frac{P_2}{\rho} \quad (1.9)$$

La ecuación de continuidad para la constante ρ es,

$$V_1 \frac{\pi D_1^2}{4} = V_2 \frac{\pi D_2^2}{4} \quad (1.10)$$

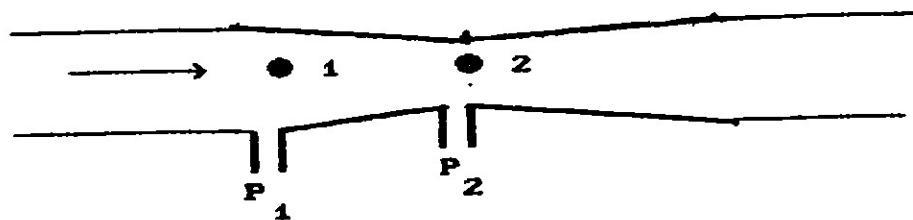


fig.3 Medidor de flujo Venturi.

Combinando las Ecs. (1.9) y (1.10) y eliminando V_1 .

$$V_2 = \frac{1}{\sqrt{1 - (D_2/D_1)^4}} \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad (1.11)$$

Para tomar en cuenta la pequeña pérdida por fricción se introduce un coeficiente experimental C_v , con lo cual,

$$V_2 = \frac{C_v}{\sqrt{1 - (D_2/D_1)^4}} \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad (\text{sist. ing.})$$

$$V_2 = \frac{C_v}{\sqrt{1 - (D_2/D_1)^4}} \sqrt{\frac{2g_c(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad (1.12)$$

Para la mayoría de los medidores, C_v es aproximadamente 0.98 para diámetros de tubería inferiores a 8 pulg. y 0.99 para tamaños mayores. Sin embargo estos coeficientes pueden variar y se recomienda calibración individual cuando no se

dispone de la del fabricante.

Para calcular la velocidad volumétrica de flujo, la velocidad V_2 se multiplica por el área A_2 ,

$$\text{Velocidad de flujo} = V_2 \frac{\pi D^2}{4} \text{ m}^3/\text{s} \quad (1.13)$$

Para el flujo de gases la Ec. (1.12) debe tomarse en cuenta la expansión adiabática de la presión de P_1 a P_2 .

La diferencia de presión P_1-P_2 se presenta debido a que la velocidad aumenta de V_1 a V_2 . No obstante después de cierto recorrido en el tubo, la velocidad regresa a su valor original V_1 , en el caso de líquidos. Debido a algunas pérdidas por fricción, una pequeña parte de la diferencia P_1-P_2 nunca se recupera. En un medidor venturi de buen diseño, la pérdida permanente es de mas o menos 10% de dicha diferencia y esto representa una pérdida de energía. Los medidores venturi suelen

usarse para medir flujos en líneas extensas, tales como los sistemas de distribución municipales.

1.5. - MEDIDOR DE ORIFICIO

El medidor venturi tiene varias desventajas para utilizarse en instalaciones comunes de las plantas de proceso; ocupa un espacio considerable y es costoso. Además, el diámetro de la garganta es fijo, por lo que, si el intervalo de velocidad de flujo cambia de manera notable, se obtienen diferencias de presión poco precisas. El medidor de orificio elimina estas objeciones, aunque a costa de una pérdida de carga mucho mayor.

En la fig. 4 se muestra un orificio típico de bordes afilados. La placa torneada y perforada con diámetro de orificio D_2 se monta con dos bridas en un tubo de diámetro D_1 . Las derivaciones de presión en el punto 1 corriente arriba y en el 2 corriente abajo, miden la diferencia $P_1 - P_2$. Las

posiciones exactas de las dos derivaciones son algo arbitrarias, y en algunos tipos de medidores se instalan a aproximadamente un diámetro del tubo corriente arriba y entre 0.3 - 0.8 diámetros del tubo corriente abajo. La corriente de fluido forma una vena contracta o chorro de flujo libre después de pasar por el orificio.

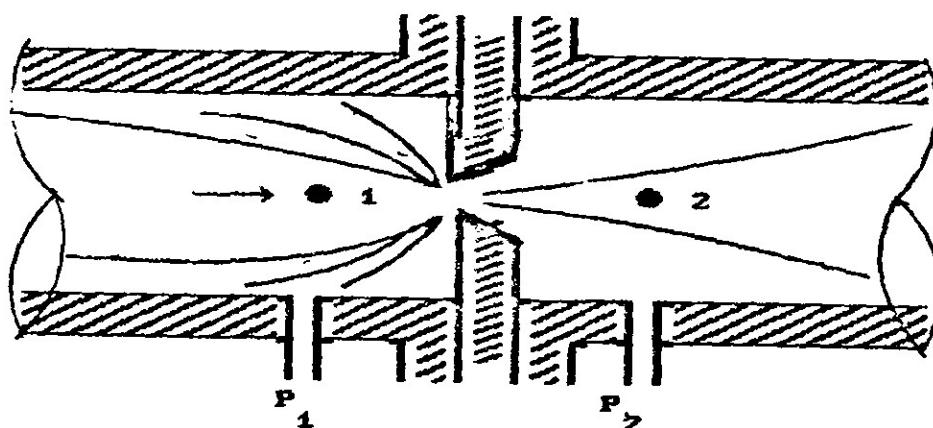


fig. 4 Medidor de flujo de orificio.

La ecuación para el orificio es parecida a la Ec. (1.12),

$$V_2 = \frac{C_o}{\sqrt{1 - (D_2/D_1)^4}} \sqrt{\frac{2(P_1 - P_2)}{\rho}} \quad (1.14)$$

El coeficiente de orificio C_o siempre se determina experimentalmente. Si el valor de NRe en el orificio es superior a 20000 y D_2/D_1 es inferior a más o menos 0.33, el valor C_o se mantiene casi constante en 0.61, que es un valor de diseño adecuado para líquidos.

La pérdida permanente de presión es mucho más alta que un venturi, debido a los remolinos que se forman cuando el chorro se expande debajo de la vena contracta. Esta pérdida depende de D_2/D_1 , y es 73% de P_1-P_2 para $D_2/D_1=0.5$; 56% para 0.65 y 38% para 0.8 .

1.6.- MEDIDOR TUBO PITOT

El tubo pitot es un aparato que sirve para medir la velocidad local a lo largo de una linea de corriente. El principio se indica en la fig. 5 La abertura del tubo de impacto (a) es perpendicular a la dirección del flujo. La

abertura del tubo estático (b) es en cambio paralela a la dirección del flujo. Los dos tubos están conectados a las ramas de un manómetro u otro sistema equivalente de medida de pequeñas diferencias de presión. El tubo de impacto contiene un punto de estancamiento B. El tubo estático mide la presión estática P_0 puesto que existe componente de la velocidad perpendicular a la abertura. La linea de corriente AB termina en el punto de estancamiento B.

La presión P_s medida en el tubo de impacto, es la presión de estancamiento del fluido, siendo P_0 la presión estática en el tubo b.

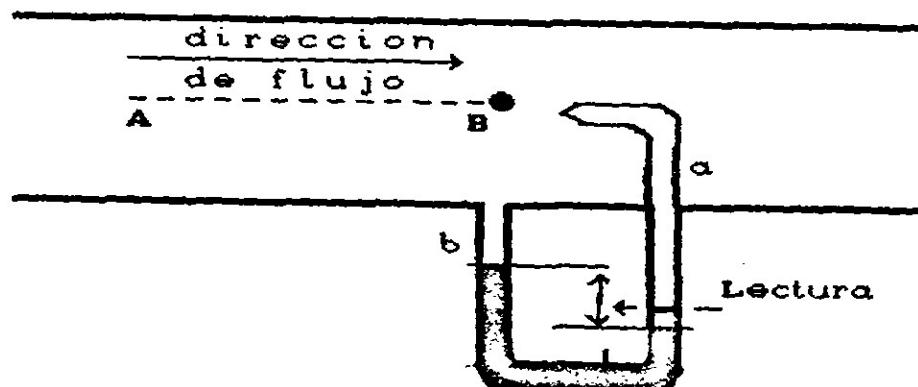


fig.5 Fundamento del tubo de pitot.

Obteniéndose la siguiente ecuación :

$$V_o = \left[\frac{2 g_c (P_s - P_o)}{P_o (1 + \frac{N_{Ma}^2}{4} + \frac{2N_{Ma}^4}{24} + \dots)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (1.15)$$

Puesto que el manómetro del tubo pitot, mide la diferencia de presión $P_s - P_o$ la Ec. (1.15) da la velocidad local en el punto en el que se ha situado el tubo de impacto. Normalmente en la ecuación anterior solo se considera el primer término, que contiene el numero de Mach.

Para fluidos no comprimibles, el factor de corrección del numero de Mach, es igual a la unidad y la ecuación se transforma en :

$$V_o = \sqrt{\frac{2 g_c (P_s - P_o)}{\rho}} \quad (1.16)$$

La velocidad medida por un tubo pitot ideal, debería cumplir exactamente la Ec. (1.16). En los aparatos bien diseñados, el valor concuerda con el

teórico con un error no superior al 1%, pero cuando han de realizarse medidas precisas, el tubo pitot debe calibrarse y aplicar un factor de corrección adecuado. Este factor se utiliza como coeficiente que multiplica al segundo miembro de la Ec. (1.16) y es prácticamente igual a la unidad para tubos de pitot bien diseñados.

Es preciso tener en cuenta que, si los medidores de orificio y venturi miden la velocidad media de toda la corriente del fluido, el tubo pitot mide solamente la velocidad en un punto.

2.- EQUIPO PARA MANEJAR GASES

El equipo para mover gases está constituido por dispositivos mecánicos usados para comprimir y mover gases. Generalmente se clasifican o se consideran desde el punto de vista de las cargas de presión producidas como son ventiladores para presiones bajas, insufladores para presiones intermedias y compresores para presiones elevadas.

2.1.- VENTILADORES

El método más común para mover volúmenes pequeños de gases (a presiones bajas) consiste en el empleo de un ventilador. Los ventiladores grandes suelen ser centrífugos y su principio de operación es similar al de las bombas centrífugas,

Las cargas de descarga son bajas, desde 0.1 m a 1.5 m de H₂O. Sin embargo, en algunos casos, gran parte de la energía añadida al ventilador se convierte en energía de velocidad y otra pequeña

cantidad en carga de presión.

En un ventilador centrífugo, la fuerza centrífuga producida por el motor causa una compresión del gas, llamada carga Estática de presión. Además, puesto que la velocidad del gas aumenta, se produce también una carga de velocidad. Al estimar la eficiencia y la potencia se debe incluir tanto la elevación de la carga estática de presión como el incremento de la carga de velocidad. Las eficiencias de operación varían entre 40 y 70%. La presión de operación de un ventilador casi siempre se expresa en pulgadas de agua manométricas y es la suma de la carga de velocidad y de la presión estática del gas que sale del ventilador. Para calcular la potencia de ventiladores se puede usar la teoría del flujo incomprimible.

2.2.- INSUFLADORES Y COMPRESORES

Para el manejo de volúmenes de gases a presiones más altas que en los ventiladores, se usan diversos tipos de equipo. Los turboinsufladores y los compresores centrífugos se emplean para mover grandes volúmenes de gas con elevaciones de presión desde unos 5 kpa hasta varios miles de kpa. Los principios de operación de un turboinsuflador son los mismos de una bomba centrífuga; la principal diferencia entre un turboinsuflador y una bomba centrífuga es que el gas del insuflador es comprimible. Como en las bombas centrífugas, la carga del turboinsuflador es independiente del tipo de fluido. Para lograr presiones más elevadas aún, se usan turboinsufladores de etapas múltiples.

Los insufladores y compresores son máquinas del tipo desplazamiento positivo y son, esencialmente, equipos de velocidad de flujo a volumen constante

con presión de descarga variable. Al variar la velocidad se modifica la velocidad volumétrica de flujo. Los detalles de construcción de los diversos tipos existentes son muy variables y de acuerdo al modelo pueden obtenerse presiones hasta de 1000 kpa.

Los compresores reciprocatantes que se usan para presiones más altas son de desplazamiento positivo con pistones. Existen también equipos de etapas múltiples para presiones de 10 000 kpa o mayores.

3.- MECANISMO DEL FLUJO DE FLUIDOS

Los principios de estática de fluidos, son casi una ciencia exacta. Por otra parte los principios del movimiento de los fluidos son bastante complicados.

3.1.-FLUJO LAMINAR Y FLUJO TURBULENTO

El tipo de flujo que se presenta en el desplazamiento de un fluido por un canal es muy importante en los problemas de dinámica de fluidos. Cuando los fluidos se mueven por un canal cerrado de cualquier sección transversal, se puede presentar uno cualquiera de dos tipos de flujo, dependiendo de las condiciones existentes. Estos dos tipos de flujo pueden verse con frecuencia en un río o cualquier corriente abierta. Cuando la velocidad del flujo es baja, su desplazamiento es uniforme y terso. Sin embargo, cuando la velocidad es bastante alta, se observa una corriente

inestable en la que se forman remolinos o pequeños paquetes de partículas de fluido que se mueven en todas direcciones y con gran diversidad de ángulos con respecto a la dirección normal de flujo.

El primer tipo de flujo a velocidades bajas, donde las capas de fluidos parecen desplazarse unas sobre otras sin remolinos o turbulencias, se llama flujo Laminar y obedece la ley de viscosidad de Newton. El segundo tipo de flujo a velocidades más altas, donde se forman remolinos que imparten al fluido naturaleza fluctuante, se llama flujo Turbulento.

3.2. -NUMERO DE REYNOLDS

La existencia de flujos Laminar y Turbulento puede visualizarse con facilidad por medio de los experimentos de Reynolds, que se muestran en la fig. 6. Se hace fluir agua de manera uniforme a través de una tubería transparente, controlando

la velocidad por medio de una válvula situada al final del tubo. Se introduce una corriente de agua con un colorante, a través de una boquilla de inyección, para observar su flujo. Cuando la velocidad de flujo del agua es baja, la coloración es regular y forma una sola línea, esto es, una corriente similar a un cordel, tal como se muestra en la fig. 6a. En este caso no hay mezclado lateral del fluido y éste se desplaza en línea recta por el tubo. Al colocar varios inyectores en otros puntos de la tubería se demuestra que no hay mezclado en ninguna parte del mismo y que el fluido fluye en líneas rectas paralelas. A este tipo de flujo se le llama Laminar o Viscoso.

Al aumentar la velocidad, se ve que al llegar a cierto límite, el cordel de coloración se dispersa y su movimiento se torna errático, tal como lo muestra la fig. 6b. A este tipo de flujo se le llama Turbulento. La velocidad a la que se

presenta el cambio de tipo de flujo se le llama Velocidad Crítica.

Con diversos estudios se ha podido demostrar que la transición del flujo laminar al turbulento en tuberías no es sólo una función de la velocidad, sino también de la densidad y viscosidad del fluido, así como del diámetro del tubo. Estas variables se combinan con la expresión del número de Reynolds, que es adimensional.

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} \quad (3.1)$$

Donde N_{Re} es el número de Reynolds, D es el diámetro, ρ es la densidad del fluido, μ es la viscosidad del fluido y V es la velocidad promedio del fluido.

Cuando el número de Reynolds es menor a 2100 para una tubería circular recta, el flujo siempre

es laminar. Cuando el valor es superior a 8000, el flujo será turbulento excepto en algunos casos especiales. Entre estos dos valores, o región de Transición, el flujo puede ser viscoso o turbulento, dependiendo de los detalles del sistema, que resulta imposible predecir

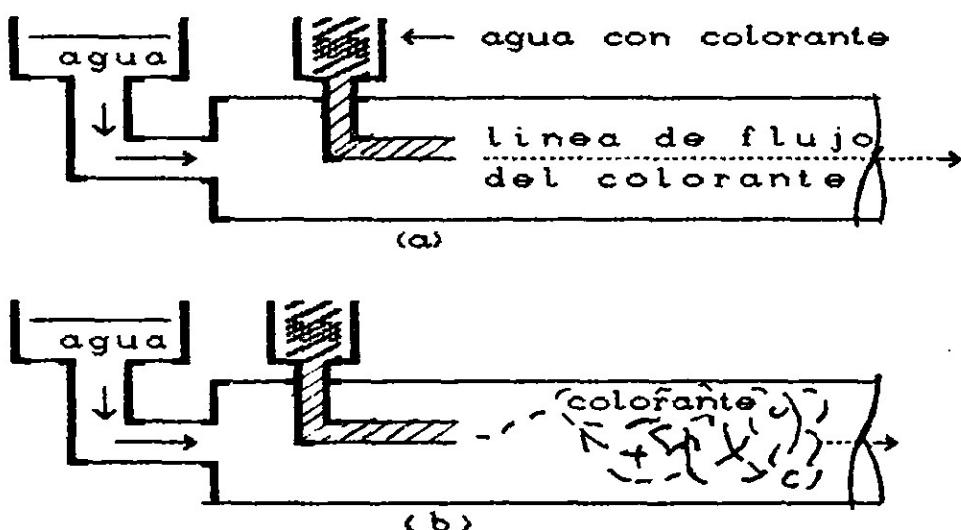


fig. 6 Experimento de Reynolds para diferentes tipos de flujo: (a) Laminar, (b) Turbulento.

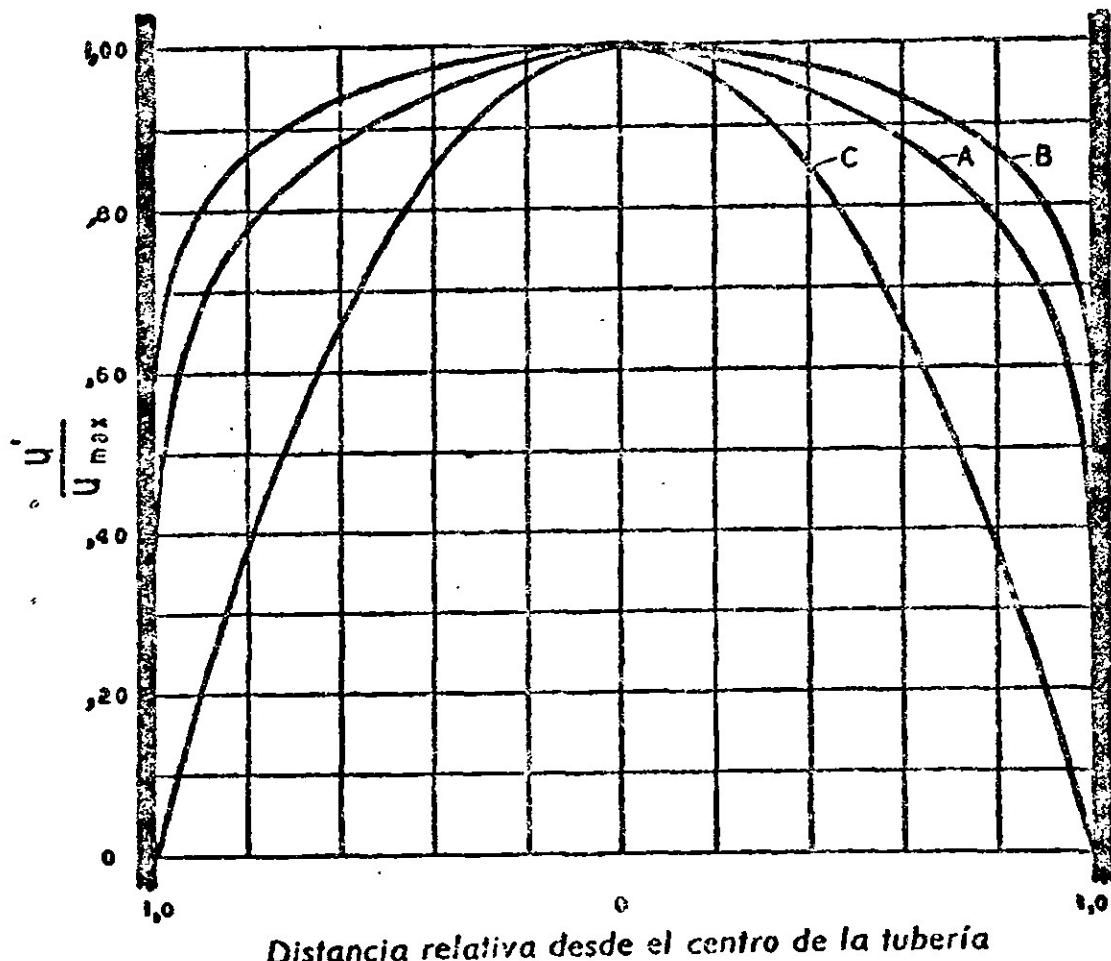
3.3. - PERFILES DE VELOCIDAD EN TUBERIAS

Una de las aplicaciones más importantes del flujo de fluidos es el flujo en conductos circulares, tuberías y caños.

Al efectuar la medición de velocidades en una tubería circular a diferentes distancias del centro y a una distancia razonable de la entrada de la tubería, se ha visto que tanto en el flujo viscoso como en el turbulento, el fluido se mueve de prisa en el centro que en las aproximidades de la pared. Si se construye un grafico de la velocidad local V' en función de la distancia a las paredes, se obtienen curvas de las formas indicadas en la fig. 7 . En el flujo viscoso es una parábola, puntiaguda en el centro y tangente a las paredes de la tubería. La velocidad media de la totalidad de la sección recta es igual a 0.5 veces la velocidad maxima. En el flujo turbulento la curva frecuente está aplastada en el centro y

la velocidad media es aproximadamente igual a 0.81 veces la velocidad maxima. La relación precisa entre la velocidad media y la velocidad máxima se indica en el grafico de la fig. 8 como función del numero de Reynolds, definida en términos de V_{max} . Debe observarse que esta relación es aplicable únicamente a secciones rectas de tubería, en las que el flujo es permanente e isotermico. Los cambios de rugosidad, dirección, temperatura o sección recta, desfiguran la forma y proporción de las curvas de distribución de velocidades.

También deberá observarse que las curvas de distribución de velocidades son tangentes a las paredes de la tubería e indican que la velocidad se aproxima a cero a medida que se acerca a ellas. Cuanto más refinados son los métodos utilizados para la medición de la distribución de velocidades cerca de las paredes;



Distancia relativa desde el centro de la tubería

FIG. 36 Distribución de velocidades: *A*, flujo turbulento, número de Reynolds moderado; *B*, flujo turbulento, número de Reynolds alto; *C*, flujo laminar o viscoso.

en otras palabras, la velocidad en la superficie de la tubería debe ser nula. A pequeñas distancia de las paredes, la velocidad está suficientemente por debajo de la crítica y por consiguiente debe

existir una película de fluido que se mueve en flujo viscoso. Inmediata a esta película, donde la velocidad pasa por el valor crítico, está la capa de transición en la que existen oscilaciones entre el flujo viscoso y el turbulento. Una vez que la velocidad local ha pasado por el valor crítico, el resto de la corriente se encuentra en régimen turbulento.

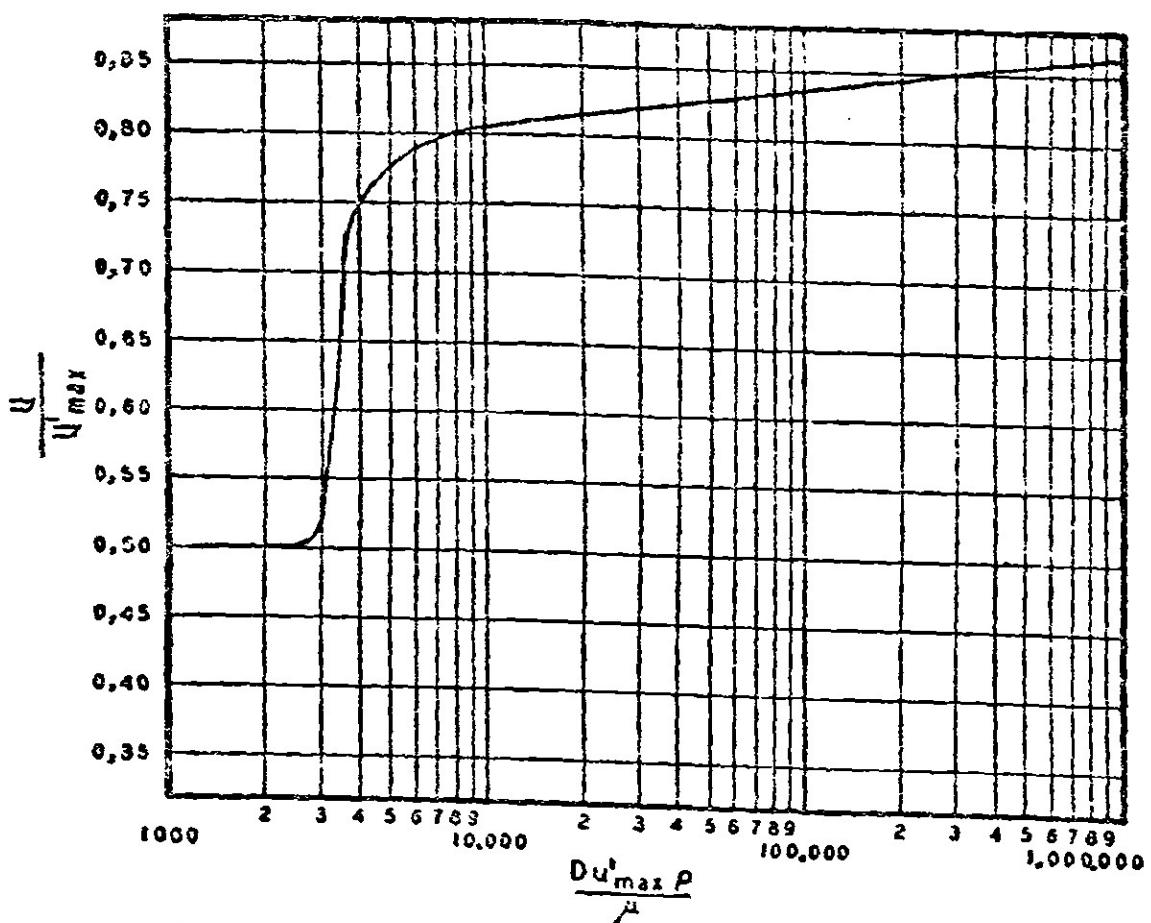


FIG. 8. Relación entre $u/u'max$ y el número de Reynolds.

Debe observarse que, a pesar de que una fracción considerable del cambio total de velocidad desde la pared al centro se verifica en la película, esto no quiere decir que el cambio de velocidad en el centro turbulento de la corriente sea despreciable.

4.- BALANCE DE MOVIMIENTO EN EL TUBO

En esta sección se analizará un balance de momento del tubo y después, mediante la ecuación de definición de la viscosidad, se obtendrá la expresión para la distribución de velocidades dentro del cercamiento del tubo, así como la caída de presión.

En la fig. 9 se muestra la sección horizontal de una tubería circular por la que fluye un líquido newtoniano incomprimible, con flujo laminar de estado estable monodimensional. El flujo está totalmente desarrollado, esto es, no está influido por los efectos de entrada y el perfil de velocidades no varía a lo largo del eje de flujo en la dirección x .

El volumen de control cilíndrico es un tubo con radio interior r , un espesor Δr y longitud Δx . En estado estable, la conservación del movimiento, expresa lo siguiente: suma de fuerzas actuando

sobre el volumen de control = velocidad de salida del movimiento - velocidad de entrada del movimiento, ambas con respecto al volumen de control. Las fuerzas de presión son:

$$\text{fzas. de presión} = PA|_x - PA|_{x+\Delta x} = \\ P(2\pi r \Delta r)|_x - P(2\pi r \Delta r)|_{x+\Delta x} \quad (4.1)$$

La fuerza cortante o fuerza de arrastre que actúa sobre la superficie cilíndrica en el radio r es el esfuerzo cortante, τ_{rx} , multiplicado por el área $2\pi r \Delta r$. Sin embargo, esto también puede considerarse como la velocidad de eflujo de movimiento de entrada a la superficie cilíndrica del tubo, por lo tanto, la velocidad de flujo de movimiento es la velocidad de salida de movimiento menos la velocidad de entrada de movimiento igual a:

$$\text{eflujo neto} = (\tau_{rx} 2\pi r \Delta r) |_{r+\Delta r} - (\tau_{rx} 2\pi r \Delta r) |_r \quad (4.2)$$

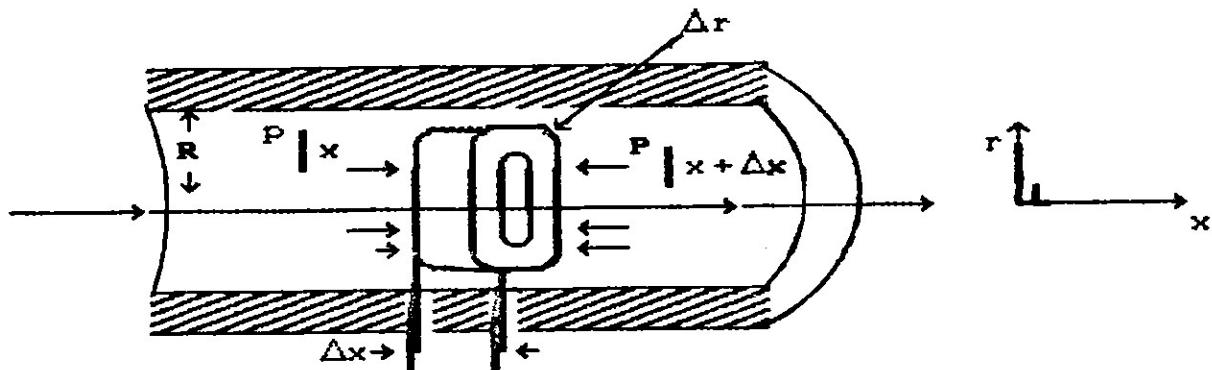


fig. 9 volumen de control para el balance de movimiento en el casco de un fluido que fluye en un tubo circular.

El eflujo neto de movimiento a lo largo de la superficie anular en x y $x+\Delta x$ es cero, puesto que el flujo está totalmente desarrollado y los términos son independientes de x . Esto es cierto, puesto que V_x en x es igual a V_x en $x+\Delta x$.

Igualando las Ecs. (4.1) y (4.2) y reordenando,

$$\frac{(r\tau_{rx})|_{r+\Delta r} - (r\tau_{rx})|_r}{\Delta r} = \frac{r(P|x - P|x+\Delta x)}{\Delta x} \quad (4.3)$$

En un flujo totalmente desarrollado, el gradiente de presión ($\Delta P / \Delta x$) es constante y se transforma en $(\Delta P / L)$, donde ΔP es la caída de presión para una tubería de longitud L . Suponiendo que Δr tiende a cero se obtiene,

$$\frac{d(r\tau_{rx})}{dr} = (\frac{\Delta P}{L}) r \quad (4.4)$$

Separando variables e integrando,

$$\tau_{rx} = (\frac{\Delta P}{L}) \frac{r^2}{2} + C_1 \quad (4.5)$$

Cuando $r=0$ la constante de integración C_1 debe ser cero si el flujo de movimiento no es finito. Por consiguiente,

$$\tau_{rx} = (\frac{\Delta P}{2L}) r = \frac{P_o - P_L}{2L} r \quad (4.6)$$

Esto significa que el flujo de movimiento varia linealmente con el radio, tal como lo muestra la fig. 10, y el valor máximo se presenta a $r=R$ en la pared.

Sustituyendo en la Ec. (4.6) la ley de la viscosidad de Newton,

$$\tau_{rx} = -\mu \frac{dv_x}{dr} \quad (4.7)$$

Se obtiene la siguiente ecuación diferencial para la velocidad:

$$\frac{dv_x}{dr} = -\frac{P_o - P_L}{2\mu L} r \quad (4.8)$$

Integrando con la condición límite de que en la pared, $v_x=v_x$ cuando $r=R$, se obtiene la ecuación para la distribución de velocidades:

$$v_x = \frac{P_o - P_L}{4\mu L} R^2 \left[1 - \left(\frac{r}{R}\right)^2 \right] \quad (4.9)$$

Este resultado indica que la distribución de velocidades es, tal como lo muestra la fig. 10, de tipo parabólico.

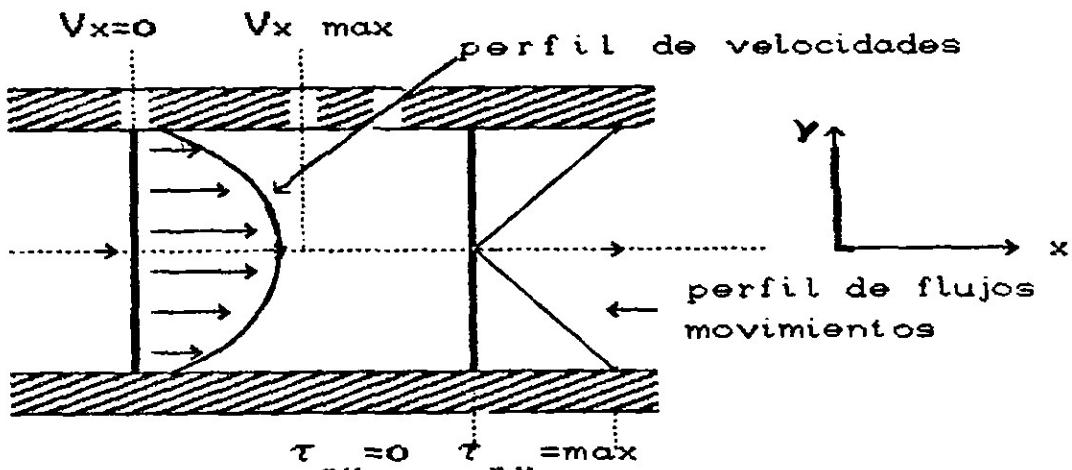


fig. 10 perfiles de velocidad y de flujo de movimiento para un flujo laminar en una tubería

La velocidad promedio $V_{x \text{ prom}}$ para una sección transversal se determina sumando todas las velocidades en dicha sección y dividiendo entre el área de la misma,

$$V_{x \text{ prom}} = \frac{1}{A} \iint_A V \, dA = \frac{1}{\pi R^2} \int_0^R V_x 2\pi r dr \quad (4.10)$$

Combinando las Ecs. (4.9) y (4.10) e integrando

$$v_{x \text{ prom}} = \frac{(P_o - P_L) R^2}{8\mu L} = \frac{(P_o - P_L) D^2}{32\mu L} \quad (4.11)$$

Donde el diámetro $D=2R$. Por consiguiente, la Ec. (4.11), que es la ecuación de Hagen-Poiseville, relaciona la caída de presión y la velocidad promedio para flujos laminares en una tubería horizontal.

La velocidad máxima para una tubería se obtiene de la Ec. (4.9) y se presenta cuando $r=0$.

$$v_{x \text{ máx}} = \frac{P_o - P_L}{4\mu L} R^2 \quad (4.12)$$

Combinando las Ecs. (4.11) y (4.12) encontramos que,

$$v_{x \text{ prom}} = \frac{v_{x \text{ máx}}}{2} \quad (4.13)$$

5.- DESARROLLO DE LA PRACTICA

5.1. - OBJETIVOS

- a).- Obtener experimentalmente el gasto volumétrico que pasa a través de la tubería.
- b).- Obtener la parábola del fluido (perfil de velocidades) en la tubería.
- c).- Comparar el resultado obtenido del gasto volumétrico con el tubo Pitot y la placa de orificio que se encuentra instalada en el mismo equipo.
- d).- Comparar la curva del perfil de velocidades obtenida con la teórica.

5.2. - EQUIPO UTILIZADO

- a).- Soplador como equipo principal productor del aire que se emplea como fluido de medida en esta práctica.
- b).- Valvulas para alimentación a los ramales, así

como para el control del gasto deseado.

c).- Tramo de tubería galvanizada de 1 pulg. de diámetro y 2.5 mt de longitud.

d).- Tubo Pitot desplazable para la medición de las velocidades del fluido en diferentes puntos del diámetro del tubo.

e).- Manómetro inclinado para obtener las lecturas de las diferencias de presión ejercida por el fluido en los diferentes puntos a que fueron tomadas.

f).-Termómetro como auxiliar en la medición de temperatura del fluido durante el desarrollo de la práctica.

5. 3. - DATOS NECESARIOS

Datos que se deben conocer:

a).-Diametro interno del tubo = 1.0625 pulg. =
2.6967 cm.

- b).-Longitud del tubo = 2.50 mt.
- c).-Angulo de inclinación del manómetro = 60°
- d).-Líquido manométrico utilizado = Agua

Datos que se deben obtener durante la práctica:

- a).-Posición del tubo Pitot en la tubería.
- b).-Lectura del manómetro en dicha posición.
- c).-Temperatura de trabajo.
- d).-Lectura obtenida con la placa de orificio para el máximo gasto producido por el soplador y para el cálculo de la densidad del fluido.

5.4. - PROCEDIMIENTO

- a).-Verificar que todas las válvulas estén cerradas.
- b).-Abrir la válvula de alivio del soplador.
- c).-Conectar el soplador.
- d).-Abrir poco a poco la válvula de alimentación al sistema.
- e).-Controlar el gasto con la válvula de alivio.

- f).-Colocar el tubo Pitot en el centro según la escala.
- g).-Obtener la lectura dada por el manómetro inclinado.
- h).-Mover el Pitot la distancia indicada por el instructor hacia ambos lados de la escala, y obtener la lectura dada por el manómetro en dichas posiciones.
- i).-Repetir las lecturas con diferentes gastos controlados por la válvula de alivio.
- j).-Hacer la lectura con el máximo gasto producido por el soplador con la placa de orificio.
- k).-Desconectar el soplador.
- l).-Cerrar las válvulas.

5.5. - CALCULOS

- a).-Cálculo de la caída de presión experimental.

$$\Delta P_{\text{exp}} = R_1 (\rho_m - \rho_g) (\operatorname{sen} \alpha) \frac{g}{g_c}$$

ΔP_{exp} Caída de presión experimental, kg/m^2

R_1 Lectura obtenida en el manómetro, m

ρ_m Densidad del líquido manométrico, kg/m^3

ρ_g Densidad del gas, kg/m^3

g Aceleración de la gravedad, 9.8 m/s^2

g_c Factor de conversión de la ley de Newton.

α Ángulo de inclinación del manómetro.

b). - Calculo de $V_{\text{máx}}$.

$$V_{\text{máx}} = \sqrt{\frac{2g_c \Delta P_{\text{exp}}}{\rho_g}}$$

c). - Calculo del N_{Re} .

$$N_{\text{Re}} = \frac{D V_{\text{max}} \rho_g}{\mu}$$

d). - Calculo del factor de correlación entre V_{max}

y V_{prom} .

Dato que se debe obtener a partir de la grafica de la fig. 8, teniendo como variable al N_{Re} .

e). - Calculo de V_{prom} .

$$\frac{V_{\text{prom}}}{V_{\text{max}}} = \text{factor de correlación obtenido en d).}$$

f).- Calculo del gasto volumétrico.

$$G_v = V_{\text{prom}} A = V_{\text{prom}} \pi R^2$$

g).- Calculo del gasto máximo con placa de orificio.

$$G_v = 4.985 \times 10^{-4} \sqrt{\frac{\Delta Z \rho_m}{\rho_g}}$$

h).- Obtención de las velocidades puntuales dentro de la tubería.

$$V_o = \sqrt{\frac{\sum g_c \Delta P_{\text{exp}}}{\rho_g}}$$

i).- Realizar la grafica de V_o/V_{max} vs distancia relativa desde el centro del tubo hacia las orillas del mismo.

5.6. - PRESENTACION DE RESULTADOS

a).- los resultados se presentarán en una tabla como la siguiente:

| Lectura Número | Distancia Relativa | R_1 (m) | ΔP_{exp} (Kg/m^2) | V_o (m/s) |
|-------------------|-----------------------|--------------|----------------------------------|----------------|
| 1 | | | | |
| 2 | | | | |
| 3 | | | | |
| : | | | | |

b).- Comparación de los resultados obtenidos con los gastos volumétricos por ambos medidores de flujo (placa de orificio y tubo Pitot).

c).- Construir la grafica en papel milimetrico de V_o/V_{max} vs distancia relativa.

6.-CORRIDA EXPERIMENTAL

6.1.- DATOS OBTENIDOS

| Posición del tubo pitot (pulg) | Lectura del manómetro (m) | Lectura Número |
|-----------------------------------|------------------------------|-------------------|
| 6/16 | 0.021 | 1 |
| 5/16 | 0.024 | 2 |
| 4/16 | 0.027 | 3 |
| 3/16 | 0.029 | 4 |
| 2/16 | 0.030 | 5 |
| 1/16 | 0.030 | 6 |
| 0 | 0.030 | 7 |
| 1/16 | 0.030 | 8 |
| 2/16 | 0.030 | 9 |
| 3/16 | 0.029 | 10 |
| 4/16 | 0.028 | 11 |
| 5/16 | 0.026 | 12 |
| 6/16 | 0.022 | 13 |

Temperatura de trabajo = 26°C $\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 996.78 \text{ kg/m}^3$

$$\mu_{\text{aire}} = 1.605 \times 10^{-5} \text{ kg/m-s}$$

Datos obtenidos son la placa de orificio.

$$P_{\text{aire}} = 4.5 \text{ cm de Hg.} \quad \rho_{\text{aire}} = \frac{(4.5 + 613)}{760} (29) =$$

$$\Delta P = 36 \text{ cm de H}_2\text{O.} \quad \rho_{\text{aire}} = \frac{(0.032)(299)}{(0.082)(299)} =$$

$$\rho_{\text{aire}} = 0.9598 \text{ kg/m}^3$$

6.2.- CALCULOS

a).- Caida de presión experimental.

ejemplo para lectura No. 1

$$\Delta P_{\text{exp}} = \frac{(0.021\text{m})(996.78 - 0.9598) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} (\text{sen } 60^\circ)(9.8) \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{9.8 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$\Delta P_{\text{exp}} = 18.1108 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}$$

| Lectura Número | $\Delta P_{\text{exp}} \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}$ |
|-------------------|--|
| 2 | 20.6977 |
| 3 | 23.2850 |
| 4 | 25.0098 |
| 5 | 25.8722 |
| 6 | 25.8722 |
| 7 | 25.8722 |
| 8 | 25.8722 |
| 9 | 25.8722 |
| 10 | 25.0098 |
| 11 | 24.1474 |
| 12 | 22.4225 |
| 13 | 18.9729 |

b).- V_{max} desarrollada.

$$V_{\text{max}} = \sqrt{\frac{2(9.8)(25.8722)}{0.9598}} = 22.9855 \text{ m/s}$$

c).- N_{Re} .

$$N_{Re} = \frac{(0.026987m)(22.9855m/s)(0.9598kg/m^3)}{1.605 \times 10^{-5} \text{ kg/m-s}}$$

$$N_{Re} = 37\ 095$$

d).- Factor de correlación.

de grafica → $\frac{V_{\text{prom}}}{V_{\text{max}}} = 0.825$
(fig.8)

e).- V_{prom} obtenida.

$$V_{\text{prom}} = (0.825)(22.9855 \text{ m/s}) = 18.9630 \text{ m/s}$$

f).- Gasto volumétrico obtenido con el tubo pitot.

$$Gv = (18.9630 \text{ m/s})(3.1416)(0.01349 \text{ m})^2 = 0.01084 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

g).- Gasto volumétrico obtenido con la placa de orificio.

$$Gv = 4.995 \times 10^{-4} \sqrt{\frac{(0.36)(996.73)}{0.9598}} = 9.638 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

h).- Velocidades puntuales obtenidas.

Ejemplo para lectura No. 1

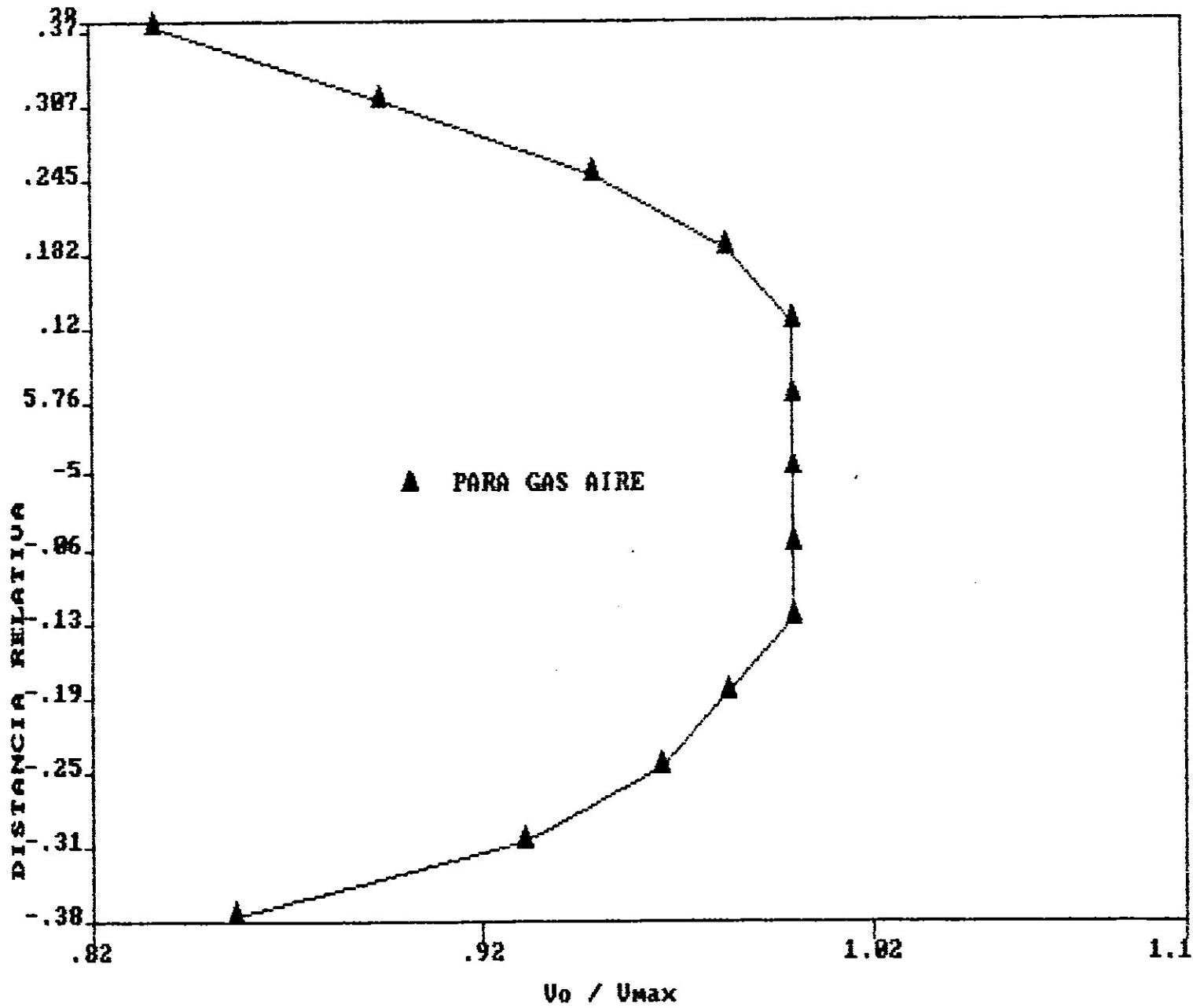
$$V_o = \sqrt{\frac{2(9.8)(18.1108)}{0.9598}} = 19.2312 \text{ m/s}$$

| Lectura Número | V_o (m/s) |
|-------------------|-------------|
| 1 | 20.5588 |
| 2 | 21.8059 |
| 3 | 22.5972 |
| 4 | 22.9855 |
| 5 | 22.9855 |
| 6 | 22.9855 |
| 7 | 22.9855 |
| 8 | 22.9855 |
| 9 | 22.9855 |
| 10 | 22.5972 |
| 11 | 22.2061 |
| 12 | 21.3983 |
| 13 | 19.6836 |

i).- Datos para la realización de la grafica de
V_o/V_{max} vs distancia relativa.

| Lectura Número | V _o /V _{max} | Distancia Relativa |
|-------------------|----------------------------------|-----------------------|
| 1 | 0.8366 | 6/16 |
| 2 | 0.8944 | 5/16 |
| 3 | 0.9487 | 4/16 |
| 4 | 0.9831 | 3/16 |
| 5 | 1 | 2/16 |
| 6 | 1 | 1/16 |
| 7 | 1 | 0 |
| 8 | 1 | 1/16 |
| 9 | 1 | 2/16 |
| 10 | 0.9831 | 3/16 |
| 11 | 0.9661 | 4/16 |
| 12 | 0.9309 | 5/16 |
| 13 | 0.8563 | 6/16 |

CURVA DEL PERFIL DE VELOCIDAD



6.3. - PRESENTACION DE RESULTADOS

| Lectura Número | Distancia Relativa | R ₁ (m) | ΔP _{exp} | V _o (m/s) |
|-------------------|-----------------------|--------------------|-------------------|----------------------|
| 1 | 6/16 | 0.021 | 18.1108 | 19.2310 |
| 2 | 5/16 | 0.024 | 20.6977 | 20.5588 |
| 3 | 4/16 | 0.027 | 23.2850 | 21.2059 |
| 4 | 3/16 | 0.029 | 25.0098 | 22.5972 |
| 5 | 2/16 | 0.030 | 25.8722 | 22.9855 |
| 6 | 1/16 | 0.030 | 25.8722 | 22.9855 |
| 7 | 0 | 0.030 | 25.8722 | 22.9855 |
| 8 | 1/16 | 0.030 | 25.8722 | 22.9855 |
| 9 | 2/16 | 0.030 | 25.8722 | 22.9855 |
| 10 | 3/16 | 0.029 | 25.0098 | 22.5972 |
| 11 | 4/16 | 0.028 | 24.1474 | 22.2061 |
| 12 | 5/16 | 0.026 | 22.4225 | 21.3983 |
| 13 | 6/16 | 0.022 | 18.9729 | 19.6836 |

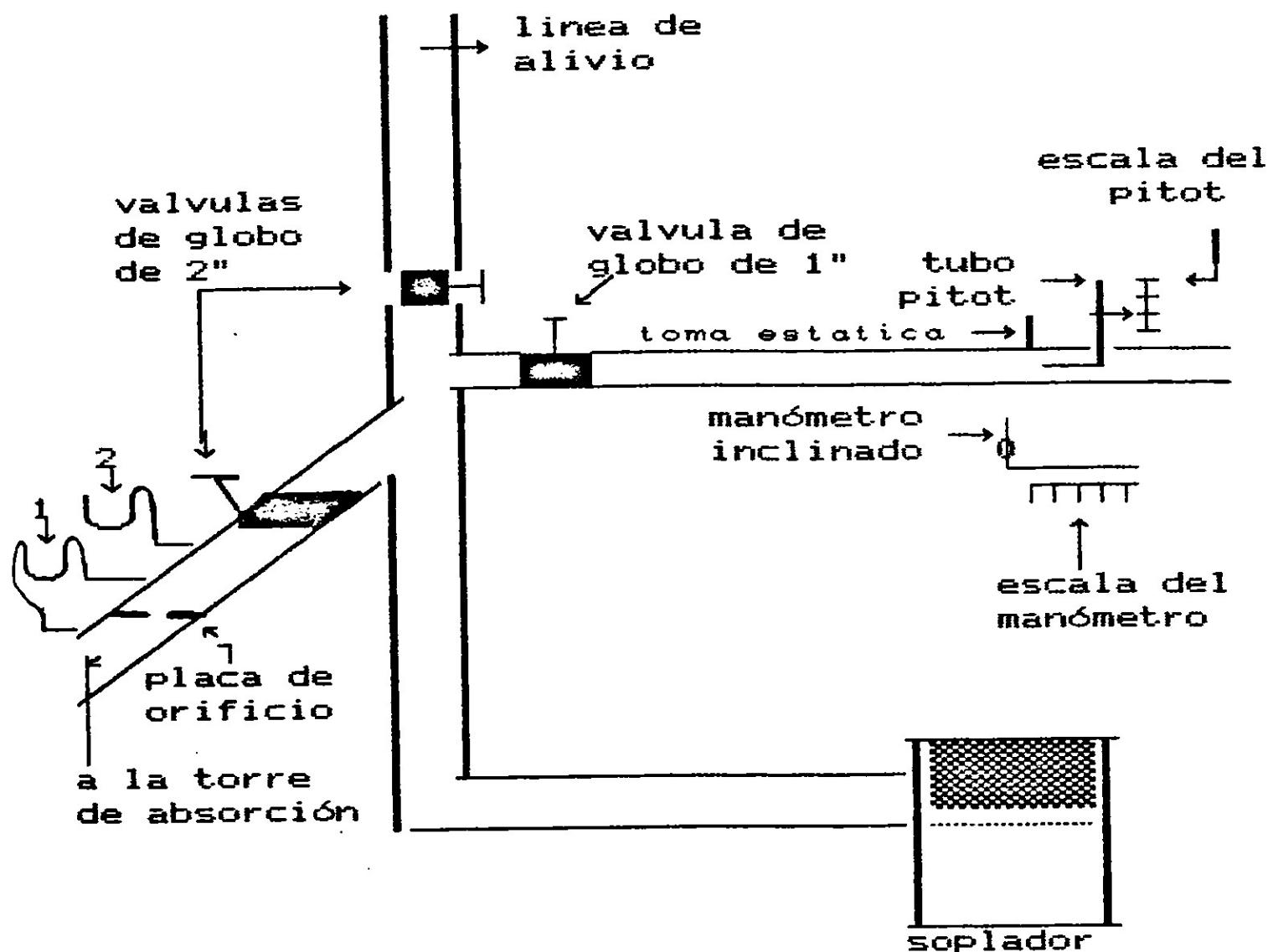
Comparación de los gastos volumétricos obtenidos:

Con el tubo pitot = 0.1084 m³/s

Con la placa de orificio = 0.00964 m³/s

Diferencia obtenida = 0.0012 mayor en el tubo pitot.

6. 4. - DIAGRAMA DE FLUJO



- 1.- Manómetro diferencial para el calculo del gasto volumetrico con la placa de orificio.
- 2.- manómetro abierto ala atmosfera para el calculo de la densidad del gas.

7.- CONCLUSIONES

En conclusión podemos afirmar que el equipo instalado que cuenta con un manómetro diferencial inclinado a 60° , nos está dando resultados optimos para una practica en el laboratorio de Ingeniería Química área Fenomenos de Transporte, y la cual consiste en determinar Experimentalmente el Gasto Volumétrico de Gases y su Perfil de Distribución de Velocidades.

Se podria ampliar mas el rango de lectura en el manómetro si éste se inclina aún mas todavía, y a la vez también se podria medir a velocidades mas bajas y desde luego se cambiaria el regimen de turbulento a laminar.

Para finalizar podemos decir que el principio fundamental en que se basó la elaboración de este trabajo fue el hecho de que cuando un fluido circula por un ducto, lo hace ejerciendo una presión perpendicular a las paredes del mismo, a

la cual se le llama presión estática y al colocar un cuerpo en una posición tal que el fluido incida en él perpendicularmente, se ejercerá sobre el mismo una presión a la cual se le ha dado el nombre de presión de estancamiento, misma que está formada por dos contribuciones; uno es la presión estática, de la que ya se ha hablado y otra es la presión dinámica, siendo esta función de la densidad y la velocidad con la que el fluido se desplaza. Si se conecta la señal de la presión de estancamiento a una rama de un manómetro diferencial y la señal de presión estática a la otra rama del mismo manómetro, la lectura de este corresponderá lógicamente al valor de la presión dinámica y como ésta es función de la velocidad al conocerse, se tendrá tambien el valor de la velocidad en el punto donde se tomó la señal de estancamiento.

BIBLIOGRAFIA

Badger, W.L. y J.T. Banchero.

Introducción a la Ing. Química.

Mc Graw Hill.

Bird Byron R., Stewart Warren E. y Lightfoot E.N.

Fenómenos de Transporte.

REPLA, s.a.

Geankolis j. Christie.

Procesos de Transporte y Oper. Unitarias.

CECSA.

Mc. Cabe, W.L. y J.C. Smith.

Operaciones Unitarias en Ing. Química.

Mc. Graw Hill.